

**République Algérienne Démocratique et Populaire**  
**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique**  
**Université Ahmed Draïa Adrar**



**Faculté des Sciences et de la Technologie**  
**Département d'Hydrocarbures et Energies Renouvelables**

**Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de Master en :**  
**Filière : Génie des Procédés**  
**Spécialité : Génie Chimique**

**Thème :**

**Calcul technologique et vérification des paramètres de  
fonctionnement de dé-éthaniseur au niveau de raffinerie d'Adrar**

**Préparé par :**

**M. TAYEBI Zakaria**  
**M. MAHDI Abdesselam**

**Membres de jury d'évaluation :**

<b>M. DEBBAGHI Slimane</b>	<b>Président</b>	<b>MCB</b>	<b>Univ. Adrar</b>
<b>M. KHELIFI Omar</b>	<b>Encadreur</b>	<b>MCB</b>	<b>Univ. Adrar</b>
<b>M. SAKMECHE Mounir</b>	<b>Examineur</b>	<b>MCB</b>	<b>Univ. Adrar</b>

**Année Universitaire : 2019/2020**

## REMERCIEMENTS

Tout d'abord, nous remercions *ALLAH* le tout puissant qui nous a donné l'envie, la volonté, la force, le courage et la patience pour mener à terme ce travail.

Nous adressons tous nos sincères remerciements à notre encadreur monsieur **Omar KHELIFI**, Maitre de conférences 'B' à l'université Ahmed Draia Adrar, pour la confiance qu'il nous a témoignée en nous proposant ce sujet, comme nous lui exprimons notre reconnaissance pour avoir dirigé ce travail, pour ses aides, pour ses bonnes orientations et ses bons conseils.

Nous tenons à remercier tout particulièrement monsieur **Slimane DEBBAGHI**, Maitre de conférences 'B' à l'université Ahmed Draia Adrar, pour l'intérêt qu'il a porté d'accepté de juger et de présider le jury de ce mémoire.

Nous tenons également à remercier monsieur **Mounir SAKMECHE**, Maitre de conférences 'B' à l'université Ahmed Draia Adrar, les assurant que ses critiques et commentaires auront le plus grand intérêt de notre part et que ses conseils seront suivis et pris en considération.

Nous ne pourrions terminer ces remerciements sans y associer nos familles et nos amis sans exception.

*Abdesselam & Zakariya*

## ملخص

يعتبر غاز البترول المسال اليوم مصدرًا كبيرًا للطاقة وله العديد من المزايا و الاستخدامات الصناعية و في الحياة اليومية.حيث أنه يستخرج من النفط والغاز الطبيعي و يتم إنتاجه بشكل أساسي في مصافي النفط الخام ووحدات معالجة الغاز الطبيعي أثناء عمليات الفصل. تتم إزالة حمضية الغاز (سواء بالطريقة الرطبة أو الجافة) لمعالجة غاز البترول المسال وإزالة أي مكونات كيميائية ضارة بالإنسان والممتلكات والبيئة.و بالنسبة لمصفاة أدرار ، تتم الإزالة بالطريقة الرطبة بواسطة معدات خاصة متوافقة مع خصائص المادة الأولية المستخدمة، حيث يرجع اختيار الطريقة إلى استمرارية الإنتاج وتكلفة التشغيل الأكثر اقتصادا.

## Résumé

Aujourd'hui, le GPL est une source d'énergie majeure et présente de nombreux avantages et utilisations pour la vie industrielle et quotidienne, il est extrait du pétrole et du gaz naturel et principalement produit dans les raffineries de pétrole brut et les unités de traitement du gaz naturel lors des opérations de séparation. La désacidification des gaz (par voie humide ou sèche) permet de traiter le gaz de pétrole liquéfié et d'éliminer les composants chimiques nocifs pour l'homme, les biens et l'environnement. Pour la raffinerie d'Adrar, l'élimination est réalisée en méthode humide au moyen d'un équipement spécial compatible avec les propriétés de la matière première utilisée. Choisissez la méthode la plus économique pour la continuité de la production et les coûts d'exploitation.

## Abstract

Today, LPG is a major source of energy and has many advantages and uses for industrial and everyday life, as it is extracted from petroleum and natural gas and is mainly produced in crude oil refineries and units. natural gas treatment during separation operations. Gas deacidification (wet or dry) enables liquefied petroleum gas to be treated and chemical components harmful to humans, property and the environment to be removed. For the Adrar refinery, removal is carried out using a wet method using special equipment compatible with the properties of the raw material used. Choose the most economical method for production continuity and operating costs.

# **SOMMAIRE**

## SOMMAIRE

Liste Des Figures.....	i
Liste Des Tableaux.....	i
Liste De Nomenclatures.....	iii
<b>Chapitre I :</b>	<b>Notions générales sur le GPL</b>
I.1. INTRODUCTION .....	4
I.2. DEFINITION DE GPL.....	4
I.3. SOURCES DU GPL .....	4
I.4. COMPOSITION CHIMIQUE.....	5
I.5. CARACTERISTIQUES GENERALES DU GPL .....	5
I.5.1. Odeur et couleur .....	6
I.5.2. Tension de vapeur.....	6
I.5.3. Densité : .....	6
I.5.4. Dilatation.....	6
I.5.5. Température d'ébullition :.....	6
I.5.6. Pouvoir calorifique .....	6
I.5.7. Impuretés.....	6
I.5.8. Explosibilité et inflammabilité .....	7
I.5.9. Toxicité physiologique.....	7
I.5.10. Caractéristiques de propane et butane commercial : .....	8
I.6. AVANTAGES ET INCONVENIENTS TECHNIQUES DE GPL : .....	8
I.7. UTILISATION DU GPL.....	9
I.7.1 Domaine de pétrochimie : .....	9
I.7.2. Application domestiques : .....	10
I.7.3. Production d'électricité : .....	10
I.7.4. Dans le secteur agricole : .....	11
I.7.5. Utilisation comme carburant : .....	11
I.7.6. Autres utilisations du propane et du butane : .....	12
I.8. STOCKAGE DU G.P.L.....	12
I.9. SITUATION DU GPL EN ALGERIE .....	13
I.9.1. Industrie de GPL en Algérie : .....	13
I.9.2. Offre nationale des GPL : .....	13
I.9.3. Demande nationale de GPL : .....	14

<b>Chapitre II:</b>	<b>Description de la raffinerie SORALCHIN</b>
II.1. PRESENTATION DE LA RAFFINERIE .....	16
II.2. SITUATION GEOGRAPHIQUE DE LA RAFFINERIE.....	17
II.3. HISTORIQUE DE LA RAFFINERIE : .....	18
II.4. CAPACITE DE TRAITEMENT ET DE PRODUCTION.....	19
II.4.1. Capacité de traitement .....	19
II.4.2. Capacité de production .....	19
II.5. CARACTERISTIQUE DE LA CHARGE (PETROLE BRUT).....	20
II.6. PRINCIPALES INSTALLATIONS DE LA RAFFINERIE.....	21
II.6.1. Unités de production :.....	21
II.6.1.1. Unité de distillation atmosphérique (Topping):.....	21
II.6.1.1.1. Résumé du procédé de l'unité de distillation atmosphérique :.....	22
II.6.1.2. Unité de reformage catalytique:.....	23
II.6.1.2.1. Principales opérations du procédé .....	24
II.6.1.3. Unité de craquage catalytique:.....	25
II.6.1.3.1. Résumé du procédé de l'unité de craquage catalytique :.....	26
II.6.2. Utilités de la raffinerie :.....	28
II.6.2.1. Unités de traitement des eaux: .....	29
II.6.2.2. Unité de production de vapeur:.....	30
II.6.2.3. Unité de production d'énergie électrique :.....	30
II.6.2.4. Unité de production d'air comprimé :.....	30
II.7. SECTION DE STOCKAGE DE LA RAFFINERIE.....	31
II.7.1. Bacs de matière première (pétrole brut) .....	31
II.7.2. Bacs de produits finis conformes .....	31
II.7.3. Bacs de produits non conformes .....	32
II.8. INSTALLATIONS AUXILIAIRES DE LA RAFFINERIE.....	32
II.8.1. Laboratoire .....	32
II.8.2. Maintenance .....	33
II.8.3. Sécurité .....	33
II.8.4. Section de commercialisation .....	34
II.8.5. Unité de traitement des eaux usées.....	35
II.8.6. Unité de refroidissement d'eau .....	35
<b>Chapitre III :</b>	<b>Procédés effectués sur le GPL dans la raffinerie</b>
III.1. INTRODUCTION.....	37

III.2. DESACIDIFICATION DU GAZ : .....	37
III.2.1. Désacidification des fractions liquides (GPL) : .....	40
III.2.1.1. Conversion d'hydrogène sulfuré en soufre : .....	40
III.3. SOURCE DU GPL DE LA RAFFINERIE : .....	41
III.3.1. Unité de distillation atmosphérique : .....	41
III.3.2. Unité de reformage catalytique .....	41
III.3.3. Unité de craquage catalytique .....	42
III.4. SECTION DE TRAITEMENT DU GPL : .....	42
III.4.1. Unité de désulfuration : .....	42
III.4.2. Unité de filtration : .....	45
III.5. SECTION DE FRACTIONNEMENT DU GPL (UNITE GAZ PLANT) : .....	46
III.5.1. Dépropaniseur : .....	46
III.5.2. Dééthaniseur : .....	48
III.5.3. Dépentaniseur : .....	49
III.6. STOCKAGE DE BUTANE ET DU PROPANE : .....	50
III.7. COMPOSITION CHIMIQUE DES PRODUITS COMMERCIAUX : .....	50
III.7.1. Composition chimique du butane commercial : .....	50
III.7.2. Composition du propane commercial : .....	51
<b>Chapitre IV :</b>	<b>Partie de calcul</b>
IV.1. PROBLEMATIQUE : .....	53
IV.2. CALCUL DE LA COLONNE DE FRACTIONNEMENT DE GPL (DEETHANISEUR) .....	54
IV.2.1. Données de départ .....	54
IV.2.2. Le débit et la masse moléculaire de la charge .....	54
IV.2.3. Débits et compositions du distillat et résidu : .....	55
IV.2.4. bilan matière global de la colonne : .....	56
IV.2.5. bilan matière partiel pour chaque constituant du mélange : .....	56
IV.2.6. Calcul de la pression et la température dans la colonne : .....	58
IV.2.7. Volatilités relatives des constituants : .....	60
IV.2.8. Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation : .....	61
IV.2.9. Calcul du régime de reflux minimal : .....	63
IV.2.10. Taux de rebouillage minimal : .....	64
IV.2.11. Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification .....	64
IV.3. BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE .....	66

IV.3.1.Composition de La phase vapeur provenant du rebouilleur.....	67
IV.3.2.Composition du liquide qui alimente le rebouilleur .....	67
IV.3.3.Masses moléculaires moyennes de la phase vapeur et liquide de la charge ...	68
IV.3.4.MASSES MOLECULAIRES MOYENNES DE LA VAPEUR PROVENANT DU	
REBOUILLEUR : .....	69
IV.3.5. Masses moléculaires moyennes du liquide alimente le rebouilleur.....	70
IV.3.6. Masses moléculaires moyennes du liquide dans le ballon de reflux .....	71
IV.3.7. L'enthalpie de la charge biphasique.....	72
IV.3.8.Charge thermique de l'échangeur de chaleur .....	72
IV.4. Dimensionnement de la colonne.....	73
IV.4.1.Calcul du diamètre de la colonne.....	73
IV.4.2.Calcul de la hauteur de la colonne .....	75
<b>CONCLUSION GENERALE.....</b>	<b>77</b>
<b>BIBLIOGRAPHIE.....</b>	<b>79</b>



## Liste Des Figures

<b>Chapitre II :</b>	<b>Description de la raffinerie SORALCHIN</b>
FIGURE II.1 :	SITUATION GEOGRAPHIQUE DE LA RAFFINERIE .....17
FIGURE II.2 :	LES DIFFERENTS GISEMENTS DE LA RAFFINERIE.....18
FIGURE II.3 :	SCHEMA SIMPLIFIEE DE TOPPING .....23
FIGURE II.4 :	SCHEMA SYNOPTIQUE DES PROCEDES DE REFORMING .....25
FIGURE II.5 :	SCHEMA SYNOPTIQUE DES PROCEDES DE RFCC .....28
<b>Chapitre III :</b>	<b>Procédés effectués sur le GPL dans la raffinerie</b>
FIGURE III.1 :	SCHEMA DU PROCEDE D'ELIMINATION DE H <sub>2</sub> S.....44
FIGURE III.2 :	SCHEMA DU PROCEDE D'ELIMINATION DE RSH.....45
FIGURE III.3 :	SCHEMA SIMPLIFIE DU FRACTIONNEMENT DU GPL.....46
FIGURE III.4 :	SCHEMA DETAILLE DU DEPROPANISEUR .....48
FIGURE III.5 :	SCHEMA DETAILLE DU DEETHANISEUR .....49
FIGURE III.6 :	SCHEMA DETAILLE DU DEPENTANISEUR .....50

## Liste Des Tableaux

<b>Chapitre I :</b>	<b>Notions générales sur le GPL</b>
TABLEAU I.1 :	COMPOSITION MOLLAIRE DU GPL.....5
TABLEAU I.2 :	CARACTERISTIQUES DE PROPANE ET BUTANE COMMERCIAL8
<b>Chapitre II:</b>	<b>Description de la raffinerie SORALCHIN</b>
TABLEAU II.1 :	CAPACITE DE PRODUCTION DE LA RAFFINERIE.....19
TABLEAU II.2 :	LES PRINCIPALES CARACTERISTIQUES DU BRUT MELANGE20
<b>Chapitre III :</b>	<b>Procédés effectués sur le GPL dans la raffinerie</b>
TABLEAU III.1 :	COMPOSITION CHIMIQUE DU BUTANE COMMERCIAL .....51
TABLEAU III.2 :	COMPOSITION CHIMIQUE DU BUTANE COMMERCIAL .....51
<b>Chapitre IV :</b>	<b>Partie de calcul</b>
TABLEAU IV.1 :	LES PARAMETRES DE MARCHE DU DEETHANISEUR.....53

<b>TABLEAU IV.2 : LA COMPOSITION CHIMIQUE DE LA CHARGE.....</b>	<b>54</b>
<b>TABLEAU IV.3 : DEBIT MASSIQUE ET MOLAIRE DE CHAQUE CONSTITUANT .....</b>	<b>55</b>
<b>TABLEAU IV.4 : DEBIT ET LA COMPOSITION DU DISTILLAT ET RESIDU .....</b>	<b>57</b>
<b>TABLEAU IV.5 : LES DIFFERENTES VALEURS DE <math>K_1</math> POUR CALCULER LA PRESSION .....</b>	<b>58</b>
<b>TABLEAU IV.6 : LES VALEURS DE <math>K_1</math> POUR CALCULER LA TEMPERATURE EN TETE.....</b>	<b>59</b>
<b>TABLEAU IV.7 : LES VALEURS DE <math>K_1</math> POUR CALCULER LA TEMPERATURE AU FOND.....</b>	<b>60</b>
<b>TABLEAU IV.8 : LA VOLATILITE RELATIVE DES DIFFERENTS CONSTITUANTS .....</b>	<b>61</b>
<b>TABLEAU IV.9 : LE TAUX DE VAPORISATION DE LA CHARGE .....</b>	<b>62</b>
<b>TABLEAU IV.10 : LES CALCULS DU REGIME DE REFLUX MINIMAL.....</b>	<b>63</b>
<b>TABLEAU IV.11 : COMPOSITION DE LA PHASE VAPEUR PROVENANT DU REBOUILLEUR.....</b>	<b>67</b>
<b>TABLEAU IV.12 : COMPOSITION DU LIQUIDE QUI ALIMENTE LE REBOUILLEUR.....</b>	<b>68</b>
<b>TABLEAU IV.13 : MASSES MOLECULAIRES MOYENNES DE LA PHASE VAPEUR ET LIQUIDE.....</b>	<b>68</b>
<b>TABLEAU IV.14 : MASSES MOLECULAIRES MOYENNES DE LA VAPEUR.....</b>	<b>69</b>
<b>TABLEAU IV.15 : MASSES MOLECULAIRES MOYENNES DU LIQUIDE .....</b>	<b>70</b>
<b>TABLEAU IV.16 : MASSES MOLECULAIRES MOYENNES DU LIQUIDE DANS LE BALLON DE REFLUX.....</b>	<b>71</b>
<b>TABLEAU IV.17 : LES ENTHALPIES DES DIFFERENTS CONSTITUANTS .....</b>	<b>72</b>
<b>TABLEAU IV.18 : LES PARAMETRES DE CALCUL DU DIAMETRE .....</b>	<b>74</b>

## LISTE DES NOMENCLATURES.

**L** : Débit massique d'alimentation (charge) (kg/h).

**Y'<sub>D</sub>** : Teneur molaire dans le distillat.

**X'<sub>R</sub>** : Teneur molaire dans le résidu.

**X<sub>L</sub>** : Teneur massique dans la charge.

**T** : Température.

**M<sub>i</sub>** : masse moléculaire du constituant « i ».

**K<sub>i</sub>** : la constante d'équilibre des phrases

**K<sub>r</sub>** : constante d'équilibre du constituant de référence (constituant clé lourd C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>).

**X'<sub>oi</sub>** : Concentration du constituant «i» dans la phase liquide.

**Y'<sub>oi</sub>** : Concentration du constituant «i» dans la phase vapeur.

**e'<sub>o</sub>** : Taux de vaporisation de la charge.

**φ** : paramètre conventionnel.

**N<sub>R</sub>** : nombre des plateaux théoriques correspond à (r<sub>f</sub>)<sub>opt</sub>.

**N<sub>R min</sub>** : nombre des plateaux théoriques correspond à (r<sub>f</sub>)<sub>min</sub>.

**ε** : c'est l'efficacité des plateaux

**H<sub>i</sub>** et **h<sub>i</sub>** : ce sont des enthalpies des constituants à l'état pur.

**H<sub>mel</sub>** et **h<sub>mel</sub>** : ce sont des enthalpies des mélanges à l'état vapeur et liquide.

**V<sub>i</sub>** : débit des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne en m<sup>3</sup>/s.

**W** : la vitesse des vapeurs en m/s.

**C** : coefficient qui dépend du type de plateau, de l'espacement entre les plateaux et de la charge sur les plateaux.

**ρ<sub>L</sub>** et **ρ<sub>v</sub>** : ce sont respectivement les poids spécifique de la vapeur et du liquide dans les conditions de fonctionnement.

**V<sub>m</sub>** : débit molaire de la vapeur qui quitte la colonne en Kmol/h.

$V_i$  : débit volumique de la vapeur qui quitte la colonne en  $m^3/h$ .

$\rho_{Li}$  : Masse volumique du constituant (i) aux conditions opératoires (au sommet de la colonne).

$L'$ ,  $D'$  et  $R'$  : débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu en  $Kmole/h$ .

$Q_R$  : charge thermique du rebouilleur en  $Kcal/h$ .

$Q_C$  : charge thermique du condenseur en  $Kcal/h$ .

$h_L$  : enthalpie de la charge biphasique en  $Kcal/h$ .

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

$H_o$  : enthalpie de la phase vapeur de la charge  $Kcal/Kmole$ .

$h_o$  : enthalpie de la phase liquide de la charge en  $Kcal/Kmole$ .

$h_D$  : enthalpie du distillat en état liquide en  $Kcal/Kmole$ .

$H_D$  : enthalpie du distillat en état vapeur en  $Kcal/Kmole$ .

$h_R$  : enthalpie du résidu en  $Kcal/Kmole$ .

$h_f$  : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur en  $Kcal/Kmole$ .

$H_f$  : enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur  $Kcal/Kmole$ .

$g'_x$  : débit de reflux froid en  $Kmole/h$ .

# **INTRODUCTION GENERALE**

### Introduction générale

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

L'industrie de raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire à partir du pétrole brut l'éventail complet des produits commerciaux allant des gaz aux asphaltes et au coke.

Les performances techniques et les technologies gazières permettent, aujourd'hui, d'obtenir un meilleur rendement, des coûts de production plus faibles, ainsi qu'une grande souplesse d'utilisation par rapport aux énergies concurrentes. Cette supériorité technique est particulièrement notable dans le domaine de la production d'électricité en cycle combiné qui devrait absorber la moitié de la croissance mondiale attendue de gaz naturel, le reste étant destiné au chauffage domestique et à l'industrie.

L'industrie de GPL est développée rapidement en cours des dernières années, notamment aux Etat Unis, et les pays européens, il existe plus de quatre millions de véhicules roulant au GPL dans le monde, dont un million chez nos voisins italiens, et des deux tiers environ de GPL dans le monde sont produits à partir des usines de gaz naturel, et des raffineries de pétrole brut.

L'Algérie qui considérée comme la deuxième zone exportatrice de GPL après l'Arabie Saoudite, est un fournisseur privilège du marché environnant, dont celui de l'Europe. Le GPL est commercialisé dans notre pays depuis les années soixante, au cours desquelles, les bouteilles de butane et de propane, ont fait leur apparition, dans nos compagnes pour y apporter le confort que les habitants des agglomérations urbains connaissaient depuis long temps, déjà grâce au gaz de ville, et actuellement le concours de gaz naturel. L'atout major du propane est la réduction importante considérée comme l'une des préoccupations prioritaires de l'heure à travers le monde, de la destruction de la couche d'ozone, l'utilisation du propane pourrait réduire à néant des émissions de dioxyde de soufre, réduire de 60% celles de dioxyde de carbone et de 50% celles des dioxydes d'azote.

Le propane utilisé jusque-là exclusivement dans les secteurs domestiques, pétrochimiques et industriels devrait constituer un combustible avantageux pour la production d'électricité.

Le butane de son côté a repris un second souffle en devenant depuis quelques années un combustible industriel et de base alimentant tous les secteurs de l'industrie.

Dans le cadre de l'objectif stratégique globale de valorisation des ressources en pétrole situées dans le sud-ouest de l'Algérie, la raffinerie de SORALCIN a été construite dans la région d'ADRAR, dont le but principal d'approvisionnement de la région Sud Ouest. Les champs de la raffinerie ont connu un important développement afin d'exploiter le maximum de ce gisement, et optimiser le rendement en produits finis : essence, gasoil et GPL.

L'objectif de ce travail se concentre sur l'étude des différents procédés effectués sur le GPL au niveau de la raffinerie d'Adrar, et pour clarifier ces détails il faut répondre à une série des questions qui se posent.

Premièrement, quelles sont les caractéristiques du GPL ? Deuxièmes, quelles sont les méthodes et les installations utilisées au niveau de cette raffinerie ? Et finalement quels paramètres opératoires doivent être vérifiés ?

Le présent mémoire sera organisé en quatre (4) chapitres, à savoir :

- Le premier chapitre sera consacré à des notions générales du GPL (définition, source, composition chimique, caractéristiques, utilisation du GPL,...etc).
- Le deuxième chapitre présente de la raffinerie de SORALCHIN, ainsi que les différentes installations présentées dans la raffinerie.
- Le troisième chapitre détaille le procédé de traitement et de fractionnement du GPL. Il présente également le circuit détaillé du GPL (de début « source » jusqu'au stockage) dans la raffinerie.
- Le quatrième chapitre comporte le calcul de vérification des paramètres due fonctionnement de dé-éthaniseur (pression, température) ainsi que leur dimensionnement.
- Enfin, des recommandations et une conclusion viendront clôturer notre mémoire.

# **CHAPITRE I**

## **NOTIONS GENERALES SUR LE GPL**



## **I.1. Introduction**

Aujourd'hui, le gaz du pétrole liquéfié est considéré comme une grande source d'énergie qui présente plusieurs avantages. Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé contenant principalement le propane et le butane. Il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses, ceci présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit, ce qui permet de le transporter plus facilement que les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées. C'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffineries sont utilisés sur place comme combustible interne puisque leur transport est très coûteux. Le stockage des GPL se fait à l'état liquide. C'est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne la protection de l'environnement.

Le GPL est facile à commercialiser dans des bouteilles en aciers, et se gazéifie au moment de son utilisation. Les GPL sont utilisés dans les secteurs tertiaires et industriels en tant que combustibles, dans la pétrochimie en tant que charge, dans le secteur de transport en tant que carburant et pour la production d'électricité.

## **I.2. Définition de GPL**

Le GPL est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane, et de butane, et un peu de traces de méthane, de l'éthane et le pentane. Le gaz du pétrole liquéfié est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bars) et une température très basse pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

## **I.3. Sources du GPL**

Les sources principales du GPL sont le pétrole et le gaz naturel. Actuellement, le GPL est produit principalement :

- Dans les raffineries de pétrole brut, au cours de la distillation atmosphérique, le craquage thermique ou catalytique et le reformage catalytique des produits en vue de la production des essences.
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensats (propane, butane, essences légère ...etc).
- Par récupération directe des gaz séparés du brut.

## I.4. Composition chimique

La composition chimique du GPL est variable selon leur source, les normes et les utilisations dans les différents domaines, ainsi que chaque pétrolier peut faire le mélange qu'il veut. Le GPL est un mélange en proportions variables de butane et de propane, il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, éthylène, pentane et exceptionnellement les hydrocarbures butadiène, et acétylène. Le GPL doit ainsi répondre à deux spécifications officielles : la composition, plus de 19% de butane et moins de 50% de propane. Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différents domaines tels que la pétrochimie, la production électrique, et la climatisation...etc.

**Tableau I.1** : Composition molaire du GPL

<b>Composants du GPL</b>	<b>% molaire</b>
Méthane	<b>0,32</b>
Ethane	<b>1,12</b>
Propane	<b>60,95</b>
Iso butane	<b>15,46</b>
Normal butane	<b>22,14</b>
Iso pentane	<b>0,01</b>

## I.5. Caractéristiques générales du GPL

Les particularités physico-chimiques du GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans les moteurs,...etc.) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures.

Les produits du commerce sont très différents les uns des autres. En outre, leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.

**I.5.1. Odeur et couleur :** Le GPL est inodore et incolore, soit en phase vapeur ou en phase liquide à l'état naturel, mais un odorant doit être ajouté. Les odorants sont des composés sulfurés (mercaptans) tels que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins des commercialisations, à l'état vapeur il est légèrement toxique.

**I.5.2. Tension de vapeur :** À 20°C, les GPL ont une tension de vapeur de :

- 2 bars pour le butane.
- 8 bars pour le propane.

**I.5.3. Densité :** Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air. La densité de propane est 0.51 et celle du butane est de 0.58.

Cette densité diminue avec l'augmentation de la température. La densité est très importante dans le GPL commercial. Des petites quantités de GPL vapeur dans l'eau peuvent former un mélange inflammable. C'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

**I.5.4. Dilatation :** À l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage dans les sphères ne doivent jamais être complètement remplies.

**I.5.5. Température d'ébullition :** À la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C, celle de butane est de -6°C.

**I.5.6. Pouvoir calorifique :** C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- Iso-butane PCS = 29460 kcal/kg,
- Normal butane PCS = 29622 kcal/kg,
- Propane PCS = 22506 kcal/kg.

**I.5.7. Impuretés :** Le plus important est le soufre. La teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse. Pour le propane, l'eau constitue l'importante impureté.

Il est intéressant de citer les caractéristiques suivantes :

- Le GPL est non corrosif à l'acier et généralement aux cuivre, alliage de cuivre ou aluminium.
- Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs).
- Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse.

- Les GPL présentent un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.
- Les produits du commerce sont très différents les uns des autres, En outre, leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.
- Le pouvoir calorifique du GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilo de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C cette provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence, en moyenne, la densité à 15°C d'un GPL est de 0,555 Kg/litre.
- Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement de des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques.

**I.5.8. Explosibilité et inflammabilité :** Le GPL est un gaz explosif lorsqu'il est mélangé avec l'air ou l'oxygène, la limite d'inflammabilité inférieure du GPL est si basse qu'il est très dangereux, par exemple les limites d'inflammabilités du propane de 2.4 à 93.5 % vol et celle du n-butane de 1.9 à 8.4 % vol, comme le point d'éclair du GPL est très bas, il s'enflamme facilement s'il fuit, la gravité spécifique du propane est de 1.5222 et celle de n-butane est de 2.006, Comme il est plus lourd que l'air, les gaz descendent vers le bas, rampent sur le sol et pourraient former un mélange de gaz explosif. Le GPL comporte un isolement électrique élevé, et donc la particularité d'être électrisé électrostatiquement lorsqu'il s'écoule à travers un filtre, se pulvérise ou fuit, il faut bien être conscient du danger d'inflammation suite à une décharge d'étincelle lorsque le GPL s'accumule en grande quantité.

**I.5.9. Toxicité physiologique :** L'inhalation de GPL en grande quantité provoquerait un effet légèrement narcotique, la concentration acceptable dans l'air est 1.00 ppm pour le propane, le butadiène et le pentane. Lorsque le GPL s'enflamme dans l'air dont l'alimentation est insuffisante, le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion incomplète, une attention attentive devra être portée à la ventilation.

La chaleur latente de GPL est comme suit :

- Propane 84.78 Kcal/kg à 15.6 °C.
- N-butane 90.01 Kcal/kg à 15.6 °C.

En cas de contact du liquide avec la peau, l'attention doit attirée sur les dangers de frigorigène.

**I.5.10. Caractéristiques de propane et butane commercial :**

**Tableau I.2 :** Caractéristiques de propane et butane commercial

<b>Caractéristiques</b>	<b>Butane commercial</b>	<b>Propane commercial</b>
Formule Chimique	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
Masse Volumique		
➤ A l'état liquide	0,585 Kg/dm <sup>3</sup>	0,515 Kg/dm <sup>3</sup>
➤ A l'état gazeux	2,44 Kg/dm <sup>3</sup>	0,87 Kg/dm <sup>3</sup>
Densité par rapport à l'air	2	1,6
Température d'ébullition	0 °C	-44 °C
Points critiques :		
➤ Température	152 °C	97 °C
➤ Pression	37 bar	41.5 bar
Pression vapeur relatives :		
➤ A 15 °C	1.5 bar	7 bar
➤ A 50 °C	4,7 bar	17 bar
Limite d'inflammabilité	1,8 à 9 %	2,2 à 10 %
Point d'éclair	-80 °C	-105 °C
Point d'auto inflammabilité	525 °C	535 °C
Température de flamme	1960 °C	1970 °C
Vitesse de propagation de flamme	34 cm/s	34 cm/s

**I.6. Avantages et inconvénients techniques de GPL :**

○ L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.

- La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.
- Pollution évitée.
- Les gaz d'échappements 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.

## **I.7. Utilisation du GPL**

Nos ressources en hydrocarbures sont essentiellement composées d'hydrocarbures gazeux : le gaz naturel et les GPL. Compte tenu des profils de production prévisionnels, les GPL constituent la ressource la moins entamée. Les Gaz de Pétrole Liquéfiés (GPL) offrent une excellente efficacité énergétique. Ils sont respectueux de l'environnement, facilement manipulables et à coût très compétitif. Le Butane et Propane sont une source d'énergie très utile dans plusieurs applications : cuisson, chauffage, sanitaire, industriels, touristiques et agroalimentaires. Les principaux domaines d'utilisation des GPL sont :

### **I.7.1 Domaine de pétrochimie :**

Dans le domaine de la pétrochimie, il est utilisé comme charge de vapocraquage afin d'obtenir des oléfines.

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

Dans l'industrie du raffinage, Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb (Plomb tétra éthyle), il est ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldehyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone. La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 20 %. En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi qu'à l'exportation des produits

intermédiaires. Etant donné que la capacité de séparation des GPL est de 9 MT en 2001, il subsisterait une quantité des GPL qui pourra être valorisé comme charge pétrochimique.

❖ Le propane entre dans la fabrication du produit phare de la pétrochimie :

- Ethylène,

- Propylène par déshydratation,
- Ammoniac par reformage classique,
- Acrylonitrile par Ammonisation.

❖ Tandis que le butane participe à l'élaboration de :

- MTBE par déshydrogénation,
- Butadiène par déshydrogénation,
- Anhydride maléique,
- Oxyde de propylène par co-oxydation.

### **I.7.2. Application domestiques :**

L'application du gaz naturel, et le développement mondial de son emploi conjugué avec celui du gaz manufacturé ont imposé une profonde mutation de l'industrie du gaz.

#### **a. Source de chauffage :**

Actuellement de nombreux appareils domestiques, de cuisson et de chauffage sont conçus de manière pour s'adapter à l'utilisation des GPL, l'amélioration du service rend les aspirations de la clientèle et la recherche du meilleur rapport prix / qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils.

#### **b. Source de 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. Deux principaux facteurs sont utilisés :

- Pour s'évaporer les GPL absorbent la chaleur de l'environnement et créent un froid.
- Un moteur fonctionnant aux GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz « GPL » et la détente absorbe la chaleur. A la base de ces deux principes ont été construits : les réfrigérateurs et les climatiseurs

### **I.7.3. Production d'électricité :**

La croissance de la demande mondiale en électricité dépasse largement celle des autres formes d'énergie finales, elle atteindra 21% en 2010. Le GPL est privilégié dans la production de l'électricité du point de vue technique, car il nous permet d'atteindre des

rendements très élevés. Il est économique, écologique parce qu'il est un combustible propre, et enfin stratégique au point de vue diversification et garantie d'approvisionnement. Il est utilisé pour la génération d'électricité pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorable, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractive pour le GPL.

Le parc de production électrique en Algérie a été développé avec l'utilisation du gaz naturel comme unique et principal combustible. Les GPL n'ont pas été introduits jusqu'ici dans la génération électrique ni en tant que combustible de base, ni en tant que combustible de secours en dépit des recommandations du modèle national de consommation énergétique.

#### **I.7.4. Dans le secteur agricole :**

L'utilisation des GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture et certaines cultures sous serres. Même si le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 t/ an) pour le court terme, il est attendu, une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage).

#### **I.7.5. Utilisation comme carburant :**

Le GPL est aujourd'hui le carburant le moins polluant qui offre le plus d'avantage. En effet, issu de la distillation du pétrole brut, composé de 55% de butane et de 45% de propane, il ne contient ni plomb, ni soufre, ni benzène et son indice d'octane est élevé qui permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. De plus, il brûle complètement dès les premières secondes de fonctionnement grâce à l'homogénéité du mélange air-GPL (ce qui permet une conduite souple et silencieuse). Par conséquent, le GPL-C ne rejette aucune particule, ne dégage pas d'odeur, et réduit considérablement les émissions de CO et CO<sub>2</sub>, et d'oxydes d'azote. Il est économique par son prix attractif, et sa réduction de frais d'entretien. Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé.

De plus, le GPL-C est facilement stockable et transportable, il s'adapte à toutes les motrices essences, et permet la bicarburation (choix entre essence ou GPL).

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



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

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

### **I.7.6. Autres utilisations du propane et du butane :**

Les utilisations du propane et du butane sont très nombreuses et leurs domaines extrêmement variés, elles peuvent néanmoins être classées en quatre grandes catégories :

*a. Utilisations domestiques :*

- La production d'eau chaude.
- Le chauffage et la climatisation des locaux.

*b. Utilisations collectives :*

Ses utilisations rapprochant par leur nature des utilisations domestique mais elles répondent à des besoins beaucoup plus importants. En outre, leurs secteurs sont très variés ; ils comprennent aussi bien les services publics ou privés ayant à résoudre les professionnelles, artisanales, agricoles ou industrielles, pour lesquelles l'amélioration du confort est un facteur de productivité.

Utilisations industrielles et artisanales :

Le propane intervient dans de nombreux travaux de fabrication, manuels ou mécaniques .il convient aussi bien aux grands ensembles de production d'un automatisme poussé qu'aux installations les plus modestes.

- Industrie chimique : Chauffage de bacs d'acide, fabrication de produits insecticides, fabrication de caoutchouc synthétique, aérosols, production de gaz inerte.
- Matières plastiques : Ramollissement avant formage, chauffage d'objets métalliques avant enrobage ; cuisson avant enrobage, travail au chalumeau.

### **I.8. Stockage du G.P.L**

Les G.P.L sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de G.P.L (ou Boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de :

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction des G.P.L produits dans les canalisations
- La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une Plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés. Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

## **I.9. Situation du GPL en Algérie**

### **I.9.1. Industrie de GPL en Algérie :**

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime.

Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui SONATRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation des champs gaziers du sud, la production des GPL en Algérie a suivi une croissance soutenue.

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très importante, sa production suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

### **I.9.2. Offre nationale des GPL :**

En Algérie, la partie majoritaire du GPL provient des champs pétroliers (79 %), l'autre partie est produite au niveau des raffineries de pétrole de Skikda, Alger et Arzew (10%) et des complexes de liquéfaction de gaz naturel du SONATRACH GL2 Z et GL1 K (10%). L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région de ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région de Skikda, 2% au sud et 2% dans la région centre, cet

accroissement est dû à la mise en place des unités d'extraction au niveau du champ du Hassi-R'mel en 1979, Adrar en 1985, Haouadh-Berkaoui en 1993 et Hamra en 1995.

**I.9.3. Demande nationale de GPL :**

Le niveau de la demande nationale de GPL est de l'ordre 1,4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL-C).

Elle se répartit comme suit :

- 336.000 tonnes dans la région Ouest (24%).
- 516.000 tonnes dans la région Est (37%)
- Et en fin, 401.000 tonnes dans la région centre (29%).

## **CHAPITRE II**

### **DESCRIPTION DE LA RAFFINERIE**

### **SORALCHIN**

**Introduction :**

La production du pétrole, de son traitement jusqu'à son transport ; est tout un procédé qui vise à améliorer la qualité du produit pour qu'il réponde aux spécifications demandées tout en limitant les pertes. Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources en pétrole situées dans le bassin de SBAA, la raffinerie de SORALCHIN a été construite dans la région d'ADRAR, dont le but principal d'approvisionnement de la région Sud-Ouest.

**II.1. Présentation de la raffinerie**

La raffinerie de SORALCHIN est une coentreprise de CNPC (China Nationale du Pétrole Corporation) et SONATRACH. Le projet raffinerie d'Adrar est le premier projet pétrolier intégré lancé par la société SONATRACH. Sous l'égide du Ministère de l'Energie et des Mines , SONSTRACH a inscrit dans son plan de développement, la réalisation en partenariat, d'une raffinerie de pétrole brut dans la région d'Adrar, en vue d'assurer d'une part, la sécurité d'approvisionnement en produits raffinés des régions du Sud Ouest (Adrar, Bechar, Tindouf et Tamanrasset) approvisionnées actuellement à partir des raffineries de Hassi Messaoud et Arzew, et d'autre part, la valorisation des ressources d'hydrocarbures situées dans le bassin de SBAA.

Ce bassin comprend des gisements de gaz et de pétrole avec des réserves totales estimées à plus de 600 Millions de barils pour l'huile et 100 Milliards de m<sup>3</sup> pour le gaz. Plus de 40 puits ont été déjà forés pour la reconnaissance des structures huile et gaz.

Depuis mars 2006, la raffinerie a été opérationnelle avec une capacité de production de 600 kilos tonnes par an ; équivalent à 12 500 barils par jour.

La raffinerie comporte une combinaison de l'unité de distillation atmosphérique avec l'unité de séparation des gaz, une combinaison de l'unité de craquage catalytique et l'unité de traitement de ses produits, une unité de reformage catalytique, les installations de système, des auxiliaires des installations de production et les installations nécessaires.

Les principaux produits commerciaux de la raffinerie comportent le propane, le butane commercial, de haute qualité d'essence, le kérosène d'aviation JET A1 et du carburant diesel, ainsi que certains sous-produits de gaz. Les produits seront transportés à l'extérieur de la raffinerie par les camions citernes.

L'eau, l'électricité, la vapeur, et l'air nécessaire à la production de la raffinerie sont assurées par les utilités et le système des installations de la raffinerie, le gaz naturel nécessaire est livré à la raffinerie à partir de la station de déshydratation (SONATRACH) de SBAA située à 6,5 Km au sud-est du site par un pipe-line de 4 pouces et ce pour satisfaire un besoin de gaz lors de démarrage des chaudières de la centrale et les différents fours des unités.

## II.2. Situation géographique de la raffinerie

La raffinerie a été construite dans la région d'Adrar, elle se situe sur la partie orientale de la ville de SBAA au nord d'ADRAR, et à environ de  $00^{\circ} 11'$  de longitude ouest et  $27^{\circ} 49'$  de latitude nord du globe terrestre dans l'emplacement géographique.

Elle se situe d'environ 1400 km d'Alger -capitale de l'Algérie-, à 44 km de la ville d'ADRAR et à 2 km de la commune de SBAA. Elle se situe dans l'arrière-pays du Sahara qui est sécheresse avec très peu de précipitations tout au long de l'année, sans couverture de la végétation. Cette zone est riche en eau souterraine, qui représente la seule source d'eau pour la disposition de l'industrie, l'agriculture et pour la vie quotidienne des habitants.

La raffinerie est divisée en six zones : zone des unités de production, zone de stockage et de transport, zone des auxiliaires des installations de production et des utilités, zone de chargement du camion, zone de l'administration et la zone de base de vie.



Figure II.1 : Situation géographique de la raffinerie

### II.3. Historique de la raffinerie :

Le bassin du SBAA a été découvert durant les années 80, ce bassin comprend des gisements de gaz et d'huile avec des réserves totales estimées à plus de 600 Millions de barils pour l'huile et 100 Milliards de m<sup>3</sup> pour le gaz. Plus de 40 puits ont été déjà forés pour la reconnaissance des structures huile et gaz. Le pétrole découverte à une densité qui varie de 0,8061 à 0,8303.

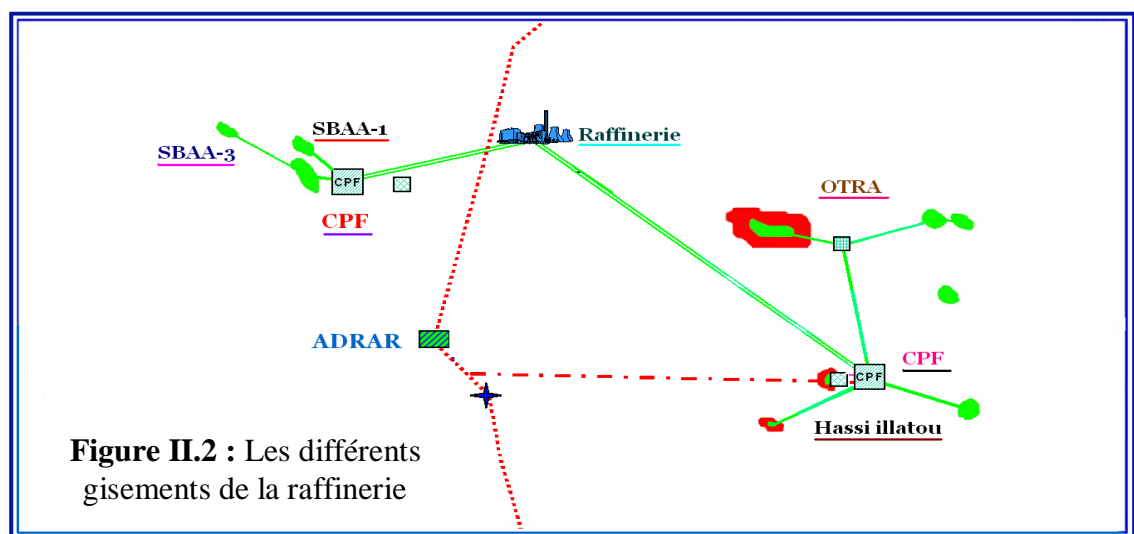
Les productivités des puits forés varient de 50 à 150 m<sup>3</sup>/j avec des pressions initiales qui varient de 60 à 150 kg/cm<sup>2</sup>. Actuellement, des puits de gaz sont en production pour l'alimentation de la centrale électrique d'ADRAR.

La raffinerie de Sbaa est alimentée en pétrole brut à partir de quatre gisements du bassin de SBAA (SBAA-1, SBAA-3, Hassi illatou, Oued tourhar) qui sont indiqués dans la figure II.2.

La raffinerie est prévue pour le traitement de 600 000 T/an de pétrole brut produit par le bassin de SBAA, et le pétrole brut sera livré à la raffinerie par pipeline de transport.

La raffinerie est implantée dans la commune de SBAA à proximité de l'unité de déshydratation du gaz naturel, ce site présente les avantages suivants :

- Meilleure qualité du sol,
- Facilité d'accès et facilité d'évacuation des produits raffinés,
- Disponibilité de l'énergie électrique et du réseau de télécommunications,
- Préservation de l'environnement de la ville d'Adrar.



L'intérêt du projet de la raffinerie SORALCHIN est :

- Valorisation des ressources marginales de pétrole brut situées dans le bassin de Sbaa.
- Sécurité d'approvisionnement et la satisfaction de la demande en propane, butane, essence super et normale, kérosène et gasoil des wilayas d'Adrar, Bechar, Tindouf et Tamanrasset.
- Création de nombreux emplois.
- Implications positives sur le développement socioéconomique de la région.

Dans le but de développement de la raffinerie, une superficie a été réservée pour la construction d'une unité de production de Plastique, une autre pour le développement futur des unités de production et une superficie pour le développement futur du système de transport et de stockage.

## **II.4. Capacité de traitement et de production**

### **II.4.1. Capacité de traitement**

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de SORALCHIN est de 600 000 Tonnes de pétrole brut pendant une période d'année correspond à 1800 tonnes par jour (12500 barils par jour).

### **II.4.2. Capacité de production**

La production de la raffinerie permettra de satisfaire largement la demande des wilayas d'Adrar, Bechar, Tindouf et Tamanrasset en : Propane et Butane, Essences Normale et Super, Kérosène aviation, Gasoil léger.

**Tableau II.1 : capacité de production de la raffinerie**

<b>Produits</b>	<b>Quantités (Tonnes/An)</b>
Propane	20 500
Butane	32 500
Essence super	10 000
Essence normale	208 300



Kérosène	30 000
Gasoil	238 400
Mazout	13 000

## II.5. Caractéristique de la charge (pétrole brut)

Le brut de différents gisements du bassin de Sbaa peut être classé dans la catégorie des pétroles mixtes. C'est un brut léger de densité 0.834 g/l à 20 °C, et le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.

La raffinerie est alimentée en pétrole brut mélangé à partir des différents gisements, leurs principales caractéristiques sont indiquées dans le tableau suivant.

**Tableau II.2 :** Les principales caractéristiques du brut mélangé

Caractéristiques	Résultats
Degrés API°	40.11
Densité à 20°C	0.8206 g/cm <sup>3</sup>
Viscosité à 20°C	22.46 mm <sup>2</sup> /s
Point de congélation	-28 °c
Teneur en soufre	2.56%
Teneur en nitrogène	< 0.002%
Eau	899.3 µg/g
Point de flash	0.12%
Acidité	<0.02 mg KOH/g

Salinité	7.6 mg NaCl/l
Concentration en paraffine	9.74%

## II.6. Principales installations de la raffinerie

La raffinerie comporte deux (2) grandes installations principales; qui sont:

- Les unités de production.
- Les utilités.

### II.6.1. Unités de production :

Les unités de production - de raffinage- renferment les trois unités suivantes:

1. Unité de distillation atmosphérique combinée avec unité de séparation de gaz;
2. Unité de reformage catalytique;
3. Unité de craquage catalytique.

#### II.6.1.1. Unité de distillation atmosphérique (Topping):

C'est l'unité mère de la raffinerie, ainsi qu'elle est la première unité qui reçoit le pétrole brut après le stockage, leur rôle principal est la réalisation du fractionnement du pétrole brut en différents produits. Elle est conçue pour traiter  $60 \times 10^4$  tonnes de brut par an (sa capacité maximale est de  $70 \times 10^4$  tonnes par an tandis que sa capacité minimale est de  $42 \times 10^4$  tonnes par an). Elle occupe une surface majoritaire de la raffinerie.

La première opération de traitement du pétrole brut après le dessalage et le drainage est la distillation atmosphérique dans une installation appelée "TOPPING" où s'effectue une séparation physique du pétrole brut en divers fractions certaines d'entre eux seront envoyés vers le stockage alors que celles restantes subissent un traitement pour être répondre aux normes conformes à la commercialisation.

Cette unité est combinée avec l'unité de séparation des gaz (unité gaz plant), l'unité de séparation de gaz est conçue pour traiter  $5 \times 10^4$  tonnes par an.

L'unité de distillation atmosphérique sera composée d'une section de dessalage électrique, une section de distillation atmosphérique, une section de traitement des produits, une stabilisation de l'essence et une section de séparation des gaz. Les principaux produits de cette unité comprennent la matière première de l'unité de

reforming catalytique, le carburant d'aviation mélangé avec le diesel de pétrole, le matière première pour l'unité de craquage catalytique -résidu atmosphérique-, commercial propane et commercial butane. Les produits (propane, butane, kérosène, gasoil) sont envoyés vers la section de stockage par les pipe-lines, la charge de reforming sera envoyée au bac de stockage intermédiaire, et le résidu atmosphérique sera envoyé à l'unité de craquage catalytique.

#### **II.6.1.1.1. Résumé du procédé de l'unité de distillation atmosphérique :**

Le pétrole brut est aspiré à partir du bac de stockage par la pompe de charge et refoulé à travers une série d'échangeurs constituant le premier train de préchauffage, ou il est chauffé jusqu'à une température de 91°C. Le préchauffage du brut continu à travers le deuxième train d'échange, à la sortie de ce train le brut est chauffé à 126°C ; à cette température le brut subit à l'opération de dessalage électrique dans trois (3) dessaleurs placés en série. Après le dessalage, le préchauffage du brut est continué à travers une autre série d'échangeurs (troisième train d'échange) ou il est chauffé jusqu'à 242 °C. Puis, à cette température le brut entre dans la colonne de préflash (pré réfraction), ou il est séparé en deux fractions.

Les gaz de tête de cette colonne constituent la charge de la colonne stabilisatrice (débutaniseur) et le fond de la colonne (brut flashé) est aspiré par une pompe et refoulé vers les deux derniers échangeurs de chaleur, le brut est chauffé jusqu'à une température de 262 °C. Le chauffage du brut se fait au niveau du four atmosphérique, à la sortie du four le brut est chauffé à 360 °C. Après le chauffage dans le four, le brut est acheminé vers la colonne principale de distillation atmosphérique.

La charge est introduite dans la zone d'alimentation dite zone de flash, au niveau du plateau 47, à l'état vapeur, liquide ou bi phasique.

Les fractions légères migrent vers la zone de rectification tandis que le brut réduit tombe au niveau de la zone d'épuisement au fond de la colonne. Les différents soutirages de la colonne sont :

- ✓ Naphta lourd (inférieure à 165°C),
- ✓ Kérosène (165°C – 240°C),
- ✓ Gasoil léger (240 °C - 300 °C),
- ✓ Gasoil lourd (300 °C – 360 °C),

- ✓ Résidu atmosphérique (supérieure à 360°C).

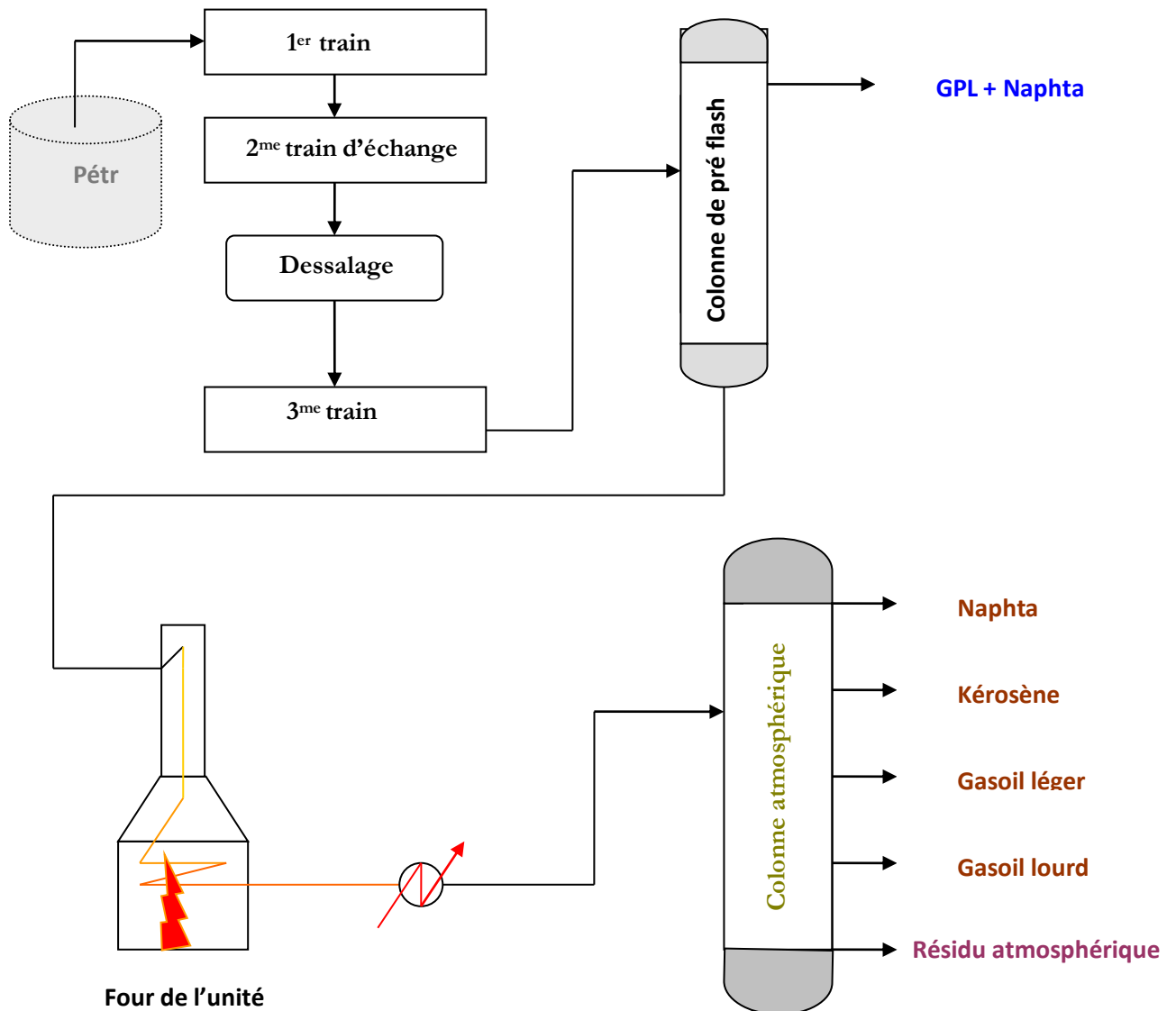


Figure II.3 : Schéma simplifiée de TOPPING

### II.6.1.2. Unité de reformage catalytique:

L'unité de reformage catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité de distillation atmosphérique. La capacité de traitement de l'unité de reformage catalytique sera de  $10 \times 10^4$  tonnes par an. L'unité est conçue essentiellement pour la production du carburant sans plomb à haut indice d'octane NO=96 dénommé couramment super sans plomb, et certains sous-produits comme le GPL, naphta léger, hydrocarbures liquides, des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du procédés).

L'unité sera composée de deux sections, une section de prétraitement de la charge d'alimentation et une section réactionnelle, et certains systèmes auxiliaires comme système de chauffage et de gaz combustible, l'essence à haut indice d'octane et naphta léger de reformage catalytique produit sera envoyé à la zone de stockage, le GPL sera envoyé à la section de séparation des gaz, et l'hydrogène (sous-produit) sera envoyé au réseau de canalisations de gaz combustible. La matière première sera envoyée à l'unité de reformage catalytique par pipeline à partir des bacs intermédiaires.

#### **II.6.1.2.1. Principales opérations du procédé**

- a. Préfractionnement de la charge : Cette opération est réalisée dans la colonne de préfractionnement et vise à séparer la charge Naphta de l'unité en une coupe légère et une coupe plus lourde.
- b. Purification de la charge : Ce traitement chimique est effectuée pour éliminer les impuretés et les éléments toxiques contenus dans la charge dans le but de préserver l'activité chimique du catalyseur et maintenir sa durée de vie. Cela est réalisé en faisant réagir le fond de la colonne de préfractionnement en présence d'hydrogène dans deux réacteurs à lits catalytiques. Parmi les réactions d'élimination, il y a : désulfuration, dénitrogénéation et la déhalogénéation.
- c. Reformage : Après purification et refroidissement de la charge, elle est admise dans la colonne d'évaporation où elle est séparée. Les fractions légères sont recueillies dans un ballon de reflux, le fond de la colonne est refoulé vers la section reformage. Les principales réactions du reforming catalytique sont déshydrogénation, déshydrocyclisation, d'isomérisation, et l'hydrocraquage. Les réactions étant endothermiques, la charge doit être chauffée à chaque entrée de réacteur et cela dans différentes zones du four de l'unité. Le catalyseur du reformage est un catalyseur bimétallique : Pt (platine) – Re (rhénium), il existe quatre (04) réacteurs à lits fixes dans la section reformage, deux (02) réacteurs à écoulement axial; et deux (02) réacteurs à écoulement radial. Le mode de régénération du catalyseur est discontinu.
- d. Stabilisation : Le produit du fond du deuxième réacteur radial est refroidi, séparer dans un ballon de reflux, puis stabilisé dans la colonne en carburant et GPL.

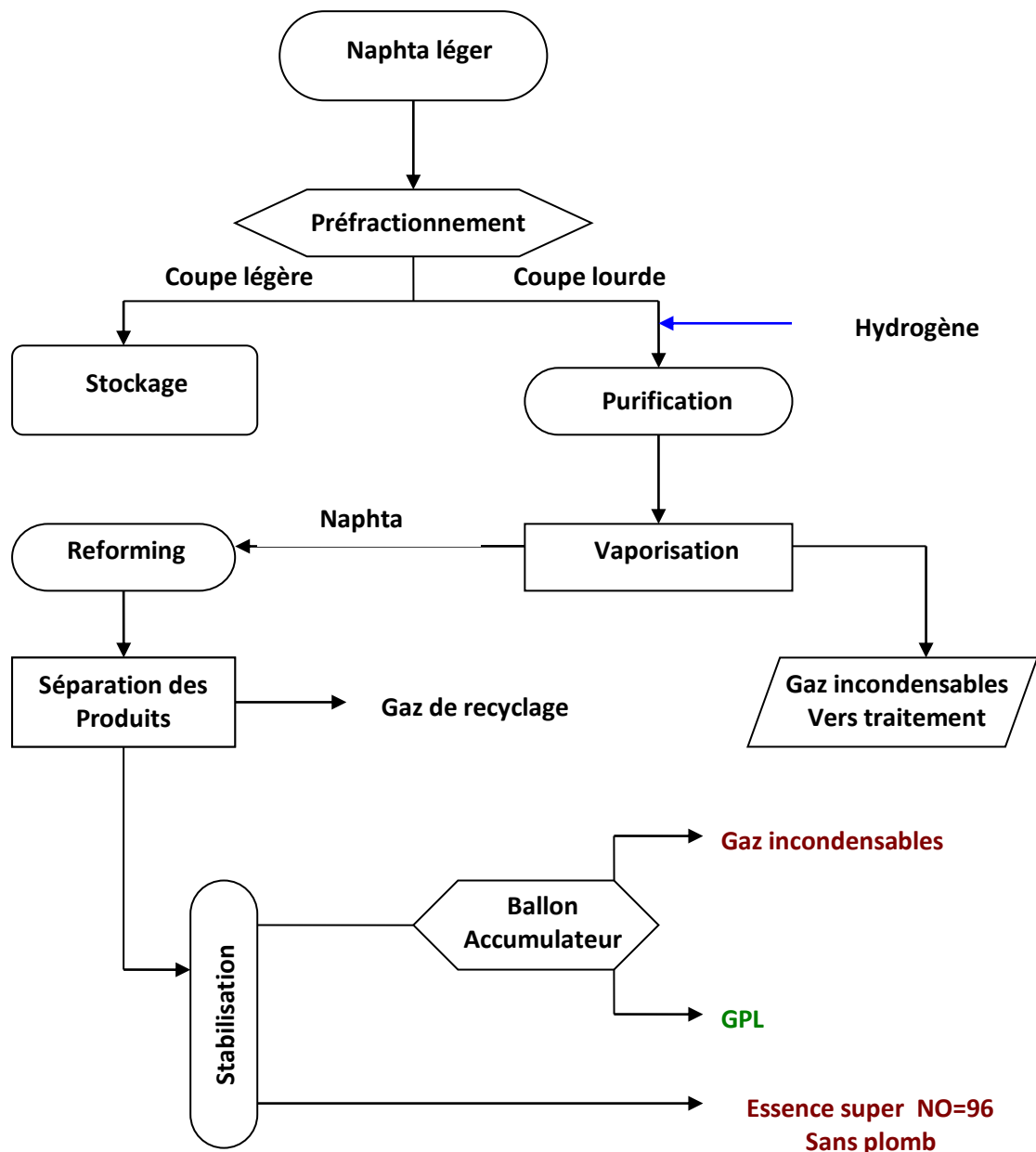


Figure II.4 : Schéma synoptique des procédés de reforming

### II.6.1.3. Unité de craquage catalytique:

L'unité craquage catalytique est la troisième unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu de l'unité de distillation atmosphérique. La capacité de traitement de cette unité sera  $30 \times 10^4$  tonnes par an, varier dans l'intervalle de 18 à  $33 \times 10^4$  T / an, basée sur le résidu atmosphérique comme matière première, et le volume actuel de l'unité sera  $26,72 \times 10^4$  T / an.

L'unité de craquage catalytique sera composée d'une section de traitement d'essence, une section désulfuration des gaz secs, une section de désulfuration du GPL, une section d'adoucissement du GPL, et une section de traitement des produits. Le rôle principal de cette unité est la réalisation du fractionnement du résidu atmosphérique.

Cette unité est combinée avec l'unité de traitement des produits. L'unité de craquage catalytique sera composée d'une section réactionnelle (réacteur, régénérateur), une section de fractionnement primaire, une section de d'absorption et de stabilisation et une section de traitement des produits.

Les principaux produits de cette unité comporte l'essence stabilisée, gasoil léger, GPL, slurry et les gaz de combustion.

#### **II.6.1.3.1. Résumé du procédé de l'unité de craquage catalytique :**

a) Section réactionnelle :

Cette section est le cœur de l'unité, elle est composée d'un réacteur et d'un régénérateur.

**1. Réacteur :** Il est composé d'une tuyauterie verticale appelée : Rizer surmontée d'une enceinte fermée comprenant à sa partie supérieure un désengager et à sa partie inférieure un stripper.

**2. Régénérateur :** C'est l'équipement dans lequel se réalise la régénération du catalyseur usé.

Par combustion de son coke par de l'air chaud. L'air chaud provenant de la chambre de combustion entre en contact avec le catalyseur désactivé ce qui amorce la combustion progressive du coke, au sommet de l'équipement la combustion est quasi totale et le catalyseur est pratiquement régénéré. Les fumées de combustion du régénérateur sont évacuées par le sommet pour alimenter une chaudière à vapeur en source de chaleur. À la sortie de la zone de radiation de la chaudière, les fumées sont évacuées vers l'atmosphère par la cheminée.

Le résidu atmosphérique est aspiré par une pompe, puis refoulé vers des échangeurs où il est chauffé jusqu'à 200°C. Le mélange (résidu chauffé, slurry recyclé, huile de recyclage H.C.O) constitue la charge du réacteur. Grâce au contact du catalyseur, la charge est complètement vaporisée et les réactions de craquage catalytiques sont amorcées.

Les produits gazeux du réacteur alimentent la colonne de fractionnement et la régénération du catalyseur se fait à l'aide de la vapeur.

Après la régénération, le catalyseur rejoint le réacteur pour un nouveau cycle réactionnel.

b) Section fractionnement :

Les produits du réacteur constituent la charge alimentant la colonne de fractionnement, le fractionnement consiste à séparer les différents produits du réacteur. La charge étant vaporisée et surchauffée, des reflux sont réalisés à des niveaux différents de la colonne dans le but de faciliter la séparation entre les produits légers et lourds.

Après la séparation, les gaz de tête sont refroidies, condensés et accumulés dans un ballon de reflux. La phase liquide du ballon est envoyée vers la colonne d'absorption primaire comme absorbant des gaz craqués, la phase gazeuse (gaz craqués) est aspirée par un compresseur à deux étages. Les soutirages de la colonne de fractionnement sont : gasoil léger (L.C.O : light cycle oil) qui subit un stripping à la vapeur puis un traitement avant d'être refoulé vers le stockage, gasoil lourd (H.C.O : heavy cycle oil) et le fond de la colonne est constitué par une huile lourde appelée Slurry, qui est en majorité utilisé après refroidissement comme reflux de fond, une partie seulement est soutirée après filtration.

c) Section d'absorption et stabilisation :

Cette section renferme une colonne d'absorption primaire, une colonne d'absorption secondaire, un stripper (dééthaniseur) et une colonne stabilisatrice.

1) *Absorption :*

Dans cette section, les gaz craqués du ballon de tête de la colonne de fractionnement (qui constituent essentiellement les coupes de butane et propane) sont aspirés (pour compression) puis refoulés par un compresseur à deux étages, refroidis puis recueillis dans un deuxième ballon accumulateur. Les gaz non condensés du ballon accumulateur sont récupérés dans la colonne d'absorption primaire en utilisant la phase liquide du premier ballon et le fond de la colonne stabilisatrice comme absorbant. Le fond de l'absorbeur primaire est refroidi puis recueilli dans le même 2<sup>e</sup> ballon dont le contenu est finalement constitué de l'essence non stabilisée, des GPL et des fractions plus légères.

Le gaz de tête de la colonne d'absorption primaire alimente la colonne d'absorption secondaire pour la récupération finale des coupes de butane et propane, le liquide d'absorption étant le gasoil léger.

Le fond de cette colonne est envoyé vers la colonne de fractionnement tandis que les gaz acides (renfermant H<sub>2</sub>S) du sommet sont évacués vers la section de traitement.



2) *Stripping* : Le liquide du deuxième ballon (essence non stabilisée, GPL) est envoyé vers un Stripper (dééthaniseur) pour la séparation des fractions plus légères telles que l'éthane.

3) *Stabilisation* : Le fond du stripper constitue la charge de la colonne stabilisatrice. Dans cette colonne s'effectue la séparation de l'essence non stabilisée représentant le carburant de l'unité : F.C.C et des GPL. Les GPL sont recueillis dans le ballon de reflux tandis que le carburant s'écoule au fond de la colonne.

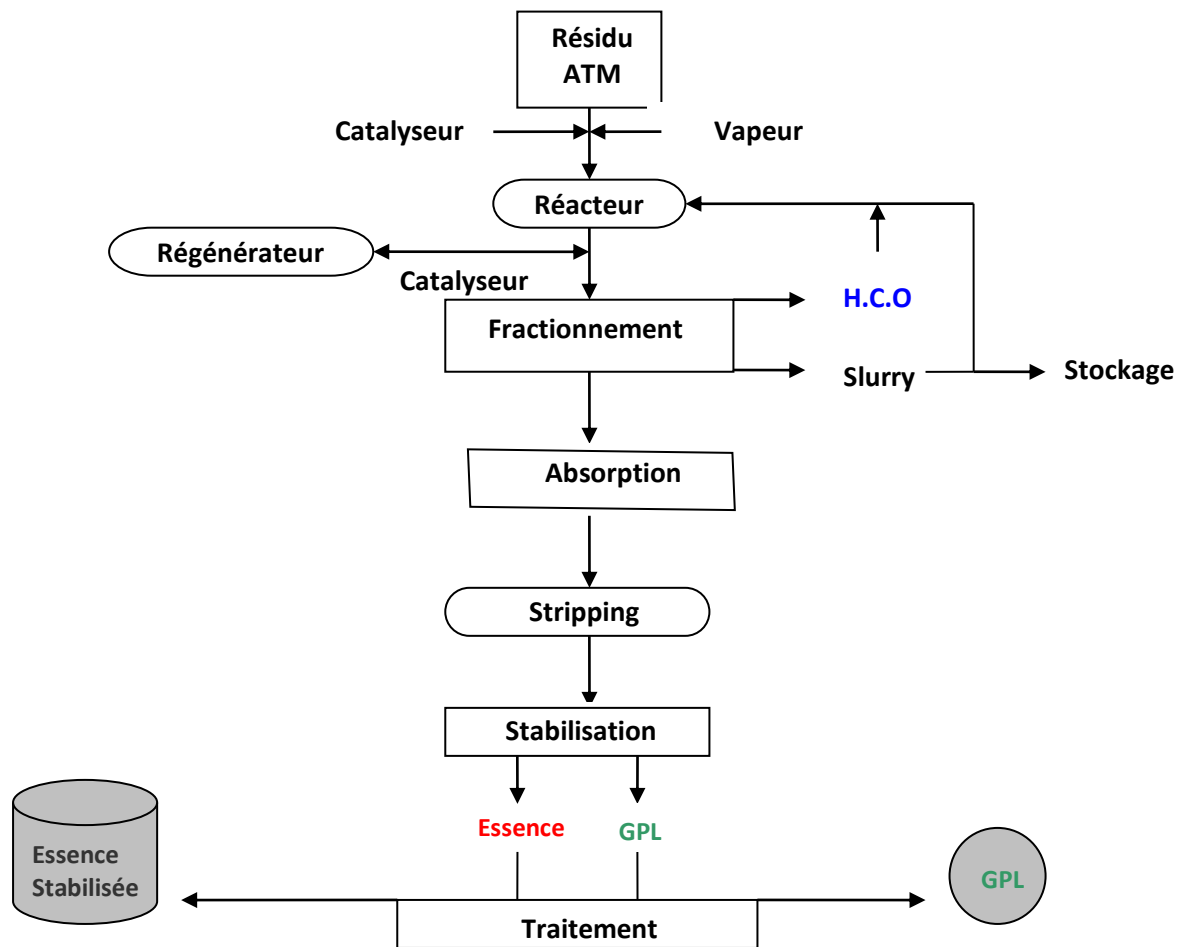


Figure II.5 : schéma synoptique des procédés de RFCC

II.6.2. Utilités de la raffinerie :

La raffinerie est caractérisée par autonomie du fonctionnement (toutes les utilités requises pour le fonctionnement des installations sont produites par la raffinerie, à

l'exception du gaz naturel qui provient du champ de gaz de SONATRACH de l'unité de déshydratation de SBAA,)

Ces unités assurant le fonctionnement des unités de production. Les utilités nécessaires pour le fonctionnement de la raffinerie sont composées des unités suivantes :

- 1- Unité de traitement des eaux,
- 2- Unité de production de vapeur,
- 3- Unité de production d'énergie électrique,
- 4- Unité de production d'air comprimé.

### **II.6.2.1. Unités de traitement des eaux:**

Le rôle de cette unité est de traiter les eaux de sources (brute) pour les utiliser dans le refroidissement (dans les échangeurs de chaleur à eau (froide, chaude)). Les eaux de sources (brute) sont venues à partir de trois forages identiques situent au nord-est à 1km de distance. Ainsi que cette unité consolide l'unité de production de vapeur. Le traitement des eaux s'appuie sur la méthode d'osmose inverse pour maintenir le pH de l'eau dans le domaine 8,5 - 9,5 par l'acide chlorhydrique ; et l'élimination des algues par le chlore et d'autres biacides, et la deuxième technique utilisée est le dégazage physique avec l'air pour éliminer l'oxygène dissout dans l'eau.

Procédé de traitement des eaux se fait par les étapes suivantes:

- Augmentation de la température de l'eau dans des échangeurs jusqu'à 90 °C.
- Barbotage de l'eau (injection de l'air) se fait dans un aérateur.
- Floculation et coagulation (injection de floculant afin de faciliter l'arrangement des particules en suspension).
- Filtration (captation des matières en suspension arranger par le floculant)
- Injection d'un inhibiteur pour diminuer la vitesse de la réaction.
- Osmose inverse, dans la quelle l'eau traverse une batterie d'osmose inverse pour éliminer les matières organiques, les bactéries, les solides dissous.
- Dégazage physique avec de l'air pour éliminer l'oxygène dans un dègazeur.
- Adoucissement pour une purification stable.
- Injection de l'ammoniac pour ajuster le pH.
- Après le traitement ; l'eau est envoyée vers le stockage. L'unité possède deux bacs de 200 m<sup>3</sup> pour le stockage des eaux traitées.

**II.6.2.2. Unité de production de vapeur:**

La raffinerie de SBAA contient une unité particulière pour la production de vapeur. La vapeur est produite par chaudières au niveau de l'unité et un générateur de vapeur au niveau de l'unité de craquage catalytique. La vapeur se décompose en deux type : vapeur moyenne pression (P=35 bar, T=440 °C) et vapeur basse pression (P=10 bar, T=260 °C).

- La vapeur moyenne pression produite par la chaudière et le générateur de vapeur est utilisé pour alimentation :
  - des trois turbogénérateurs (production de l'électricité);
  - des deux turbos ventilateurs de l'unité de craquage catalytique.
  - de désurchauffeur de chaudière (pour diminuer la température et la pression de vapeur).
- La vapeur basse pression est produite par le désurchauffeur de chaudière ; elle est utilisée dans :
  - les unités de production.
  - les bacs de stockage des produits pétroliers.
  - l'unité des eaux usées.

**II.6.2.3. Unité de production d'énergie électrique :**

Cette unité représente la source principale pour la raffinerie en énergie électrique. L'unité utilise trois turbogénérateurs; deux en services et l'autre en arrêt. Les turbogénérateurs sont à base de turbine à vapeur. Dans le cas d'interruption accidentel d'énergie électrique l'unité utilise un générateur turbo-diesel comme source de secours.

La station principale de distribution d'énergie électrique alimente plus de dix (10) sous stations ; car chaque unité présentée dans la raffinerie est accompagnée avec une sous station d'énergie électrique.

**II.6.2.4. Unité de production d'air comprimé :**

Le rôle de cette unité est la production de l'air comprimé qui comporte l'air purifié, nom purifié, et le nitrogène (l'azote). L'air comprimé est utilisé comme un agent de nettoyage, et il est nécessaire pour la régulation des appareils.

- Procèdes de production d'air comprimé :

- aspiration et filtrage : cette technique se fait par trois aspirateurs, chaque aspirateur est muni d'un filtre pour l'élimination de la poussière.

- compression: après l'aspiration et le filtrage; l'air est soumis à une compression par trois compresseur ; la pression de l'air après compression devient  $P = 8$  bar.

- Une partie de l'air comprimé est envoyée vers séparation; dont la quel il y a un réfrigérant (cold box). Le procédé de séparation consiste à séparer l'azote ( $N_2$ ) à partir de l'air. Dans le réfrigérant il y a le refroidissement de l'air jusqu'à une température de  $-167^\circ C$ . Puis, la partie condensée du gaz est envoyée vers stockage dans des ballons, et la partie non condensable est envoyée directement pour l'utilisation.

- l'autre partie est envoyée directement vers stockage (air non purifié "service" ; air purifié "instrument"). Avant l'utilisation de l'air instrument, l'air doit être séché pour éliminer les traces de poussières et de l'eau, qui sont formées pendant la période de stockage.

Remarque: pour une utilisation économique, la partie condensée doit être séchée avant leur distribution et utilisation.

## **II.7. Section de stockage de la raffinerie**

La section de stockage de la raffinerie est constituée par des bacs renfermant la matière première des trois unités de production : distillation atmosphérique, reformage catalytique et craquage catalytique, de bacs renfermant les produits finis conformes des trois unités de production, des bacs de produits non-conformes et des bacs de slops. En plus, des bacs de brut qui sont à toit flottant, les autres bacs sont à toit fixe.

### **II.7.1. Bacs de matière première (pétrole brut)**

Le brut constitue la matière première (la charge) de la section: distillation, il est stocké dans 03 bacs de  $6000\text{ m}^3$  pour chacun.

### **II.7.2. Bacs de produits finis conformes**

Les différents produits finis conformes de la raffinerie sont :

- Le kérosène après être raffiné est stocké dans 4 bacs de  $500\text{ m}^3$  pour chacun.

- Le gasoil commercial est le produit d'un mélange du gasoil atmosphérique et du gasoil de l'unité F.C.C. Il y a 4 bacs de gasoil de capacité unitaire  $4000\text{ m}^3$  pour chacun.

- Le stockage du carburant (essence super et normal) est réalisé dans 6 bacs de capacité unitaire 3000 m<sup>3</sup> pour chacun,
- Le butane est stocké dans trois (03) sphères de capacité de 1000 m<sup>3</sup> pour chacune.
- Le propane est stocké dans deux (02) sphères de 1000 m<sup>3</sup> pour chacune.

### **II.7.3. Bacs de produits non conformes**

Les différents produits non conformes de la raffinerie

- Le GPL constituant la charge de la section Gaz plant, est stockée dans 02 sphères de 400 m<sup>3</sup> pour chacune.
- Gasoil non conforme : ce produit est stocké dans (02) bacs de 500 m<sup>3</sup> chacun,
- Carburant non conforme : le produit non conforme venant des unités reformage ou F.C.C (par exemple lors du démarrage de ces unités) est stocké dans 02 bacs de capacité = 500 m<sup>3</sup> pour chacun.

## **II.8. Installations auxiliaires de la raffinerie**

### **II.8.1. Laboratoire**

La raffinerie de SORALCHIN dispose d'un laboratoire qui a pour but d'analyser les différents produits provenant des procédés de raffinage, ainsi que les eaux brutes et de refroidissement.

Ce laboratoire est équipé d'une salle de stockage des produits réactifs qui servent aux différentes opérations d'analyse. Le laboratoire dispose aussi d'une salle de machine possédant deux moteurs test pour la détermination de l'indice d'octane (NO) du plat résultant de l'opération de platforming des solvants lourds et légers.

Il est aussi équipé d'une salle de ventilation mécanique qui permet le recyclage de l'air dans le laboratoire. Dans le laboratoire, il existe deux sections selon le type des analyses effectuées: section chimique et section physique.

Le Laboratoire central des essais normalisés comprend :

1. Les analyses de routine (se sont les analyses qui effectués dans chaque jour).
2. Les analyses des produits finis.
3. Les analyses des gaz.
4. Les analyses des eaux.

**II.8.2. Maintenance**

Les installations et les équipements tendent à se détériorer dans le temps sous l'action de cause multiple (usures, déformations) dues au fonctionnement, à l'action des agents corrosifs (agents chimiques, atmosphère....etc). Ces détériorations pouvant provoquer l'arrêt de fonctionnement (panne de la diminution des capacités de production, l'augmentation des coûts de fonctionnement et la sécurité des personnes).

*1) Définition de maintenance:*

La maintenance est définie comme étant l'ensemble des actions permettant de maintenir ou rétablir un bien dans un état bien spécifique ou en mesure d'assurer un service bien déterminé.

La maintenance a pour objet d'effectuer les opérations suivantes: dépannage, graissage, visite, réparation, amélioration, qui permettent de conserver le potentiel des matériels pour assurer la continuité et la qualité de production.

*2) Principaux objectifs de la maintenance :*

- L'optimisation de la fiabilité de l'équipement.
- L'assurance d'un bon état des installations.
- L'augmentation de la productivité.
- L'amélioration de la sécurité de travail.
- La formation du personnel dans le cadre de la maintenance.
- De ramener rapidement l'équipement à son état de marche.

Pour assurer la maintenance des installations, les services maintenance sont structurés en trois sections. Le service de maintenance est composé de trois sections possédant chacune son propre atelier :

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

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

**II.8.3. Sécurité**

La sécurité c'est un élément essentiel dans l'industrie du pétrole notamment dans les raffineries. Ceci est dû au grand rôle qu'elle joue pour le bon fonctionnement de

l'unité, car les dangers ne doivent pas être sous-estimés. Pour cela, le département sécurité établit des règles propres à l'enceinte de travail de la raffinerie dans le but d'assurer la sécurité du personnel et la protection du matériel et du voisinage.

Les raffineries sont classées parmi les entreprises présentant un degré permanent d'incendie, vu qu'elles sont toujours liées au pétrole et aux produits inflammables et peuvent former des mélanges explosifs sous haute température et pression.

Cette section est équipée par des alarmes lumineuses et sonores qui signalent les anomalies.

Les dangers dans cette section sont de types différents :

- Fuite des hydrocarbures dans l'atmosphère.
- Introduction d'air dans une installation de production.

Les accidents cités sont dus généralement :

- Aux défauts de conception mécanique, des équipements.
- Aux négligences provoquées par les ouvriers à cause de la fatigue, manque de formation.
- Aux démarrages de l'unité mal purgée (la purge se fait par l'injection de la vapeur d'eau).

#### **II.8.4. Section de commercialisation**

La commercialisation des produits pétroliers conformes (essence super, essence normale, gasoil, propane, butane) de la raffinerie s'effectue par l'entreprise nationale NAFTEC.

La société NAFTEC est créée par décret 87- 190 du 25 août 1987 à pour mission principale :

«La production des GPL, carburants, solvants, aromatiques, lubrifiants, paraffines, bitumes et cela pour la satisfaction des besoins du marché national et à l'exportation».

Cette société a été créée le 18 avril en société par actions, ses principaux objectifs sont :

- Promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage des hydrocarbures et dérivés.

- Assurer l'approvisionnement et la régularisation du marché national par la production nationale et éventuellement par l'importation.
- Participer à la promotion de l'exportation des produits pétroliers raffinés et à la mise en oeuvre des mesures visant la sauvegarde et la protection de l'environnement en relation avec les organismes concernés.

#### **II.8.5. Unité de traitement des eaux usées**

Le rôle de cette unité est de traiter les eaux usées pour les réutiliser dans la raffinerie. Les eaux usées sont venues à partir du réseau d'assainissement des unités de production et les eaux sanitaires de la base de vie. Le traitement des eaux usées s'appuie sur les étapes suivantes :

- Séparation physique par décantation (huile, eau, boue),
- Séparation chimique (floculation, coagulation, DCO<sub>5</sub>, DBO) en présence des bactéries et avec injection d'air.

#### **II.8.6. Unité de refroidissement d'eau**

Cette unité est conçue pour refroidir les eaux utilisées dans les condenseurs, dans le but de conserver la qualité de transfert thermique. Le refroidissement des eaux se fait par une simple aération à l'aide des grands ventilateurs.

❖ **Remarque :** Chaque unité présentée dans la raffinerie, est munie d'une salle de contrôle DCS ; afin de faciliter le travail et d'assurer la continuité de production.



## **CHAPITRE III**

# **PROCEDES EFFECTUES SUR LE GPL DANS LA RAFFINERIE**

### **III.1. Introduction**

Différents procédés sont effectués sur le GPL permettant d'obtenir les spécifications requises pour son utilisation, parmi ces procédés nous citons les procédés de traitement et de fractionnement. Dans ce chapitre, on va traiter le circuit du GPL, la section de leur traitement et la section de leur fractionnement. En plus, on va traiter le procédé de désulfuration du GPL (élimination des gaz acides) qui est considéré parmi les procédés importants du traitement du GPL, à cause de l'influence des gaz acides sur la qualité du gaz.

### **III.2. Désacidification du gaz :**

#### **Principe**

La désacidification est une opération industrielle d'une grande importance, qui consiste à éliminer les gaz acides à partir du gaz, essentiellement  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$ . Les spécifications de teneur en gaz acides sont imposées par des contraintes de sécurité (très forte toxicité de l'hydrogène sulfuré), de transport (corrosion, risque de cristallisation dans le cas de la liquéfaction) ou de distribution (gaz commercial).

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la désacidification font appel à l'absorption, la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides étant basée sur une affinité soit de type chimique, soit de type physique. De nombreux facteurs doivent être pris en compte dans le choix d'un procédé de désacidification et notamment les suivants :

- Composition du gaz à traiter ;
- Teneur en gaz acide dans la composition du gaz à traiter ;
- Spécification en sortie ;
- Condition d'élimination de  $\text{H}_2\text{S}$  avec ou sans récupération de soufre.

Au cours de la transformation secondaire du pétrole brut contenant du soufre, la majorité des composés sulfurés contenus dans le pétrole brut sont transformés en hydrogène sulfuré ( $\text{H}_2\text{S}$ ), qui existent aussi beaucoup dans le gaz naturel. La présence du soufre dans le gaz entraîne différents problèmes pour les exploitants suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation. Le soufre peut provoquer :

- La corrosion des équipements ;
- L'empoisonnement du catalyseur ;
- Pollution de l'atmosphère ;

- Toxicité des opérateurs de l'usine.

D'autre part, l'hydrogène sulfuré est également utilisé comme matière première pour la production d'acide sulfurique ( $H_2SO_4$ ) et du soufre, par conséquent, le gaz doit être désulfuré avant qu'il ne soit utilisé comme matière première dans la production des usines pétrochimiques. Il existe plusieurs types de procédés de désacidification de gaz, ils peuvent être classés en deux catégories de base :

❖ Désacidification par voie sèche, dans laquelle le gaz passe à travers un lit adsorbant solide pour éliminer l'hydrogène sulfuré. Les adsorbants utilisés dans la désacidification sont : l'oxyde de fer, charbon actif, zéolithe et tamis moléculaire. Cette méthode peut être utilisée pour traiter le gaz avec des traces d'hydrogène sulfuré. L'hydrogène sulfuré doit être complètement éliminé, leur teneur dans le gaz désulfuré peut être réduite à moins de 1 ppm.

❖ Désacidification par voie humide, dans lequel le gaz est traité par un liquide absorbant pour éliminer l'hydrogène sulfuré contenu dans le gaz. La méthode d'une unité de désulfuration est exploitée de façon discontinue, et il dispose un encombrement d'équipements et un investissement plus élevé. Basé sur les caractéristiques des adsorbants d'hydrogène sulfuré.

Le procédé de désacidification du gaz le plus utilisé dans l'industrie pétrolière est la désacidification par voie humide. Bien que l'effet de la désacidification de type humide n'est pas bon que l'effet de la désacidification par voie sèche. Mais, elle est utilisée de manière continue, avec des équipements compacts de plus grande capacité de traitement et avec un moins d'investissement et de coûts d'exploitation.

La désacidification par voie humide peut être divisée en deux types :

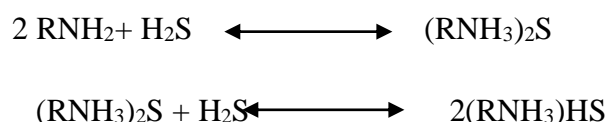
- a) Absorption chimique,
- b) Absorption physique.

**a) Procédé basé sur l'absorption chimique :** ce procédé est basé sur l'utilisation d'une solution caustique. La solution utilisée réagit avec l'hydrogène sulfuré à la température normale (ambiante) pour produire du sel complexe, puis ce sel doit être décomposé ; la décomposition se fait par l'augmentation de la température ou par la décompression de l'hydrogène sulfuré.

La caractéristique commune de l'absorption chimique est, la plupart des solutions sont présents à l'état caustique. Les procédés utilisés dans l'absorption chimique peuvent être brièvement divisés en deux types :

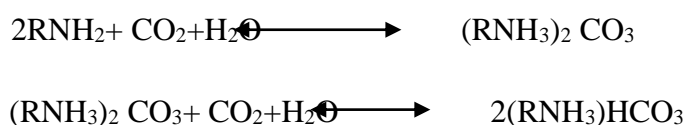
**1. Lavage aux amines :** Les amines agissent par affinité chimique, en raison de leur caractère basique. La monoéthanolamine; la diéthanolamine, la diglycolamine; la diisopropanolamine et la méthyl-diéthanolamine sont utilisées pour désacidifier le gaz.

Les réactions suivantes sont observées entre  $H_2S$  et une amine primaire:



Ces réactions sont directes et rapides. Elles se produisent également avec les autres amines. Mais c'est dans le cas de la méthanolamine qu'elles sont les plus rapides. La triéthanolamines, qui avait été la première à être utilisée; est la moins active et progressivement disparu au profit de la MEA et la DEA. Les amines réagissent également avec le dioxyde de carbone, selon les deux réactions :

- Formation de carbonate et de bicarbonate:



- Formation de carbamate:



Les réactions précédentes sont lentes. En effet, le dioxyde de carbone doit former avec l'eau de l'acide carbonique (réaction lente) avant de réagir avec l'amine.

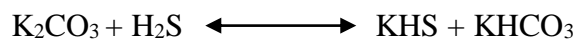
La monoéthanolamine et diéthanolamine restent à l'heure actuelle les amines les plus utilisées.

D'autres amines plus récemment, telles que la diglycolamine, la diisopropanolamine et la méthyl-diéthanolamine, suscitent toutefois un intérêt croissant.

**2. Lavage aux sels caustiques :** ce procédé est similaire à celui qui a été décrit pour le lavage aux amine, mais avec l'utilisation de solutions des sels alcalins (caustique), tels que carbonate de potassium ( $K_2CO_3$ ), carbonate de sodium ( $Na_2CO_3$ ),... etc.

Les solutions de carbonate de potassium utilisées sont en général plus concentrées (20 à 40%) que les solutions d'amine. Ce procédé a été employé, à l'origine pour éliminer le dioxyde de carbone, mais l'hydrogène sulfuré est également absorbé.

Les équilibres chimiques mis en jeu sont les suivants :



**b) Procédé basé sur l'absorption physique:** ce procédé présente l'avantage de ne nécessiter que peu ou pas de chaleur pour désorber les gaz acides, il est sensible à la présence dans le gaz d'hydrocarbures lourds absorbés par le solvant puis désorbés avec les gaz acides. L'utilisation d'un procédé basé sur un solvant physique est favorisée par les conditions suivantes :

- gaz disponible à une pression relativement élevée ;
- forte teneur en gaz acides dans la charge ;
- sélectivité  $H_2S/CO_2$  recherchée.

L'étape d'absorption est réalisée dans une colonne à plateau ou à garnissage. La régénération s'effectue par détente successive, stripping par un gaz neutre ou rebouillage de la solution.

### III.2.1. Désacidification des fractions liquides (GPL) :

Il est nécessaire de désacidifier les liquides de gaz GPL. Un lavage aux amines permet d'éliminer  $H_2S$  et  $CO_2$ . des étapes complémentaires peuvent être requises pour éliminer les mercaptans, le COS et le  $CS_2$ . Ces impuretés ne sont généralement présentes qu'à des teneurs très faibles mais se concentrent dans la phase liquide.

#### III.2.1.1. Conversion d'hydrogène sulfuré en soufre :

Après séparation, pour éviter les rejets de  $H_2S$  dans l'atmosphère, l'hydrogène sulfuré doit être incinéré ou converti en soufre. Pour des raisons de simplicité et d'économie, l'incinération est encore pratiquée en traitement sur champ, mais les contraintes de protection de l'environnement imposent de plus de convertir l'hydrogène

sulfuré en soufre. Les procédés qui permettent de réaliser cette conversion sont généralement basés soit sur une réaction d'oxydation, soit sur la réaction de H<sub>2</sub>S avec SO<sub>2</sub>.

Le procédé comporte une première étape de production de dioxyde de soufre par combustion d'hydrogène sulfuré suivie d'une étape opérée en présence d'un catalyseur au cours de laquelle est réalisée la réaction : 
$$\text{SO}_2 + 2\text{H}_2\text{S} \quad \longleftarrow \text{3S} \longrightarrow 2\text{H}_2\text{O}$$

Un taux de récupération du soufre de 94 à 95 % peut être atteint avec deux étages catalytiques et de 95 à 98 % avec trois étages catalytiques. La réaction d'oxydation peut être également conduite en phase liquide, en présence d'un catalyseur métallique tel que catalyseur à base de fer, ou à base de vanadium. Pour des unités de faible capacité, la mise en œuvre de certains procédés de finition peut être envisagée pour convertir directement l'hydrogène sulfuré en soufre.

### **III.3. Source du GPL de la raffinerie :**

Le gaz de pétrole liquéfié non traité de la raffinerie est produit par les trois unités principales de production, mais avec une certaine différence dans la composition chimique.

#### **III.3.1. Unité de distillation atmosphérique :**

Les gaz de tête de la colonne de préflash sont stabilisés dans une colonne stabilisatrice ; les vapeurs de tête de cette colonne sont condensés au niveau du condenseur à eau et recueillies dans un ballon de reflux. La fraction condensée au fond du ballon représente le GPL de l'unité. Le GPL est aspirés par une pompe et refoulé en deux parties, une partie est renvoyée vers la tête de la colonne stabilisatrice comme reflux, et l'autre partie est acheminée vers la section de traitement du GPL.

#### **III.3.2. Unité de reformage catalytique**

Le produit de l'unité de reforming est un mélange bi-phasique (liquide et gaz), la séparation de ce mélange se fait au niveau du ballon accumulateur. Le fond de ce ballon est envoyé vers la colonne stabilisatrice, les vapeurs de tête de cette colonne sont refroidies par l'aéroréfrigérant puis par un condenseur à eau.

Le mélange refroidi (GPL, eau, gaz incondensables) est recueilli dans un ballon de reflux. La partie condensée représente le GPL, qui sera aspiré par une pompe et refoulé vers la section de traitement. Une partie sera renvoyée vers la tête de la colonne stabilisatrice comme reflux.

### III.3.3. Unité de craquage catalytique

Le produit du réacteur de craquage catalytique est séparé dans une colonne de fractionnement, les gaz de tête de cette colonne sont récupérés dans un ballon accumulateur, les gaz incondensables de ce dernier sont aspirés par un compresseur à deux étages pour compression puis refoulés par celui-ci pour être refroidis, ensuite recueillis dans un autre ballon accumulateur.

La partie accumulée du ballon constitue la charge de la colonne stabilisatrice, dans cette colonne ; le fond représente l'essence stabilisée, et les gaz de tête représente le GPL, qui sera recueilli dans un ballon de reflux, puis il sera acheminé vers la section de traitement.

Le GPL de trois unités de production est recueillis dans un ballon accumulateur afin d'être envoyé vers la section de traitement.

### III.4. Section de traitement du GPL :

Cette section est conçue pour traiter (purifier) le GPL produit par la raffinerie, le GPL subit un traitement chimique (désacidification - désulfuration -), et un traitement physique (filtration) pour le rendre conforme à la norme de commercialisation.

#### III.4.1. Unité de désulfuration :

Cette unité a pour but d'éliminer les composés sulfurés contenus dans le GPL. Le procédé de désulfuration du GPL est divisé en deux parties, la première sert à éliminer l'hydrogène sulfuré ( $H_2S$ ) contenu dans le gaz par l'utilisation de la solution de MDEA (30%) comme solvant. La deuxième partie sert à éliminer les mercaptans (RSH) par l'utilisation de soude (10%).

##### ➤ Description du Procédé de désulfuration:

##### 1. Élimination de $H_2S$ :

Le GPL contenant du  $H_2S$  est refroidi à  $40^\circ C$ , puis envoyé vers le ballon séparateur gaz-liquide D-203 601 afin d'éliminer l'eau et les impuretés entraînés avec le gaz à traiter. Ensuite le GPL est aspiré par la pompe d'alimentation P-203 601 et refoulé vers la colonne d'absorption C-203 601.

La colonne d'absorption est une colonne à garnissage à trois étages (tronçons). Le GPL entre dans la partie inférieure de la colonne d'absorption, à contre courant en contact avec la

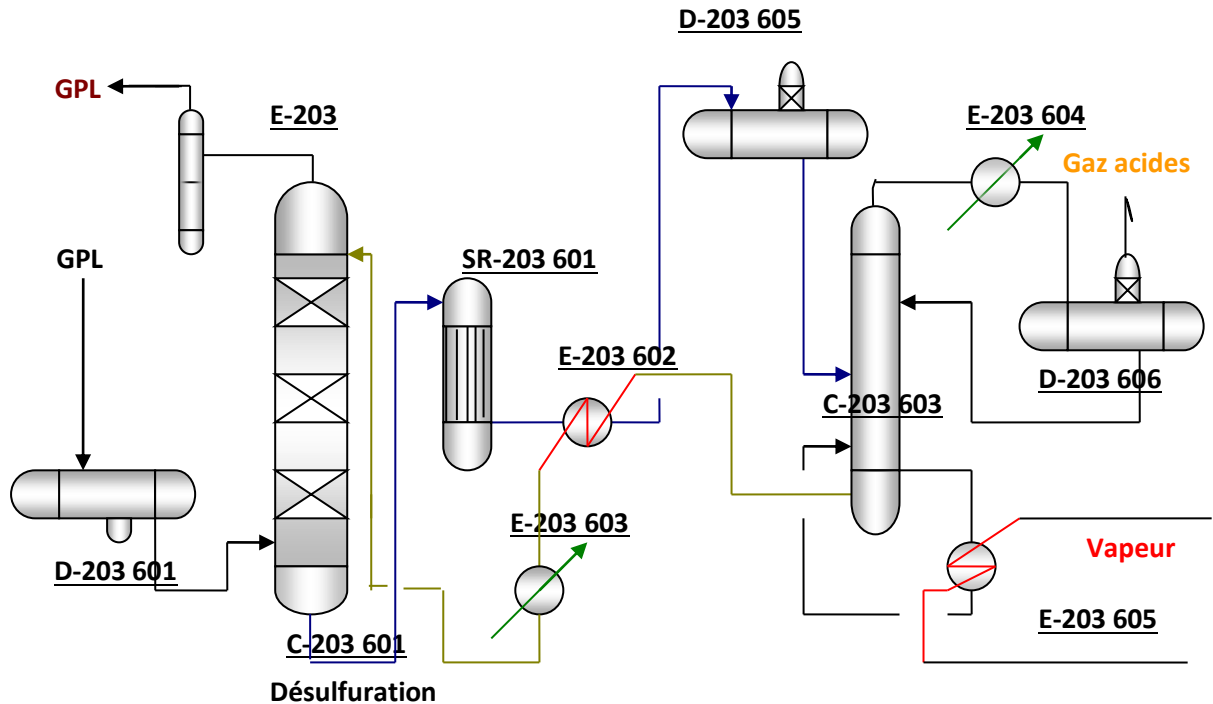
solution d'amine (MDEA) à une température d'environ 45°C, qui a introduit du haut de la colonne. L'hydrogène sulfuré est absorbé par le solvant et le GPL sera raffiné (désulfuré).

Le gaz traité sort du haut de la colonne et entre dans le séparateur D-203 602 où se fait la récupération de la solution MDEA entraînée avec le gaz pauvre. Après séparation, le GPL est envoyé vers la colonne d'absorption C-203 701.

Régénération du solvant : la solution amine (MDEA riche en H<sub>2</sub>S) sort du bas de la colonne d'absorption et passe par le filtre SR-203 601, puis elle transfère la chaleur avec la solution du solvant recyclée (pauvre en H<sub>2</sub>S) au niveau des échangeurs E-203 602 (1~4) afin de la chauffer jusqu'à 98°C. La solution MDEA utilisée entre dans le ballon D-203 605 où se fait la séparation primaire des gaz acides (H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>) ; puis elle est acheminée la colonne de régénération C-203 603 où se fait la décomposition du sel complexe ( la désorption). Les gaz de tête de la colonne de régénération sont refroidis dans le condenseur à eau froide E-203 604 afin de condenser les vapeurs de solution d'amine entraînées avec le gaz acide ; puis, ils sont entrés dans le ballon accumulateur D-203 606 afin de récupérer la phase liquide et l'utiliser comme reflux de tête. La partie gazeuse du ballon qui représente les gaz acides, est envoyée vers la section de récupération du soufre.

Le fond de la colonne C-203 603 représente la solution amine régénérée, quitte la colonne avec une température de 125°C, puis, elle est refroidie à environ 40°C dans les échangeurs E-203 602 (1~ 4) avec la solution d'amine riche en H<sub>2</sub>S, ensuite elle est envoyée à la partie supérieure de la colonne d'absorption pour faire le recyclage du solvant. Le rebouillage du fond de la colonne se fait à l'aide de vapeur saturée désurchauffée (0.3 Mpa, 143°C) au niveau de l'échangeur E-203 605.





**Figure III.1 :** Schéma du procédé d'élimination de H<sub>2</sub>S

## 2. *Élimination des mercaptans :*

Le GPL provient de la première colonne de désulfuration (élimination d'H<sub>2</sub>S), est mélangé avec la solution de soude (10%) dans le mélangeur M-203 701, puis entre dans le ballon de pré-lavage D-203 701 afin de séparer la solution alcaline (soude) et la recycler.

Le GPL est envoyé vers la colonne de désulfuration C-203 701 où se fait l'extraction des mercaptans en présence du catalyseur (solution de soude dissoute avec le cobalt sulfophtalocyanine).

Le GPL désulfuré quitte la colonne en haut et subit à un douche d'eau au niveau du mélangeur M-203 702 afin d'être lavé par l'eau dessalée; puis, il est envoyé vers le ballon D-203 702 où se fait la séparation de l'eau de lavage.

Le fond de la colonne C-203 701 (solution de soude riche en mercaptans) est chauffé à 60°C dans l'échangeur E-203 701 par l'eau chaude, puis envoyé vers la colonne d'oxydation C-203 703 où se fait la régénération de solution de soude par l'air comprimé non purifié. La solution du catalyseur régénérée est envoyée vers le ballon D-203 703 pour

éliminer le disulfure, puis elle est refroidie dans le refroidisseur à eau E-203 702 et retournée (recyclée) à la colonne C-203 701.

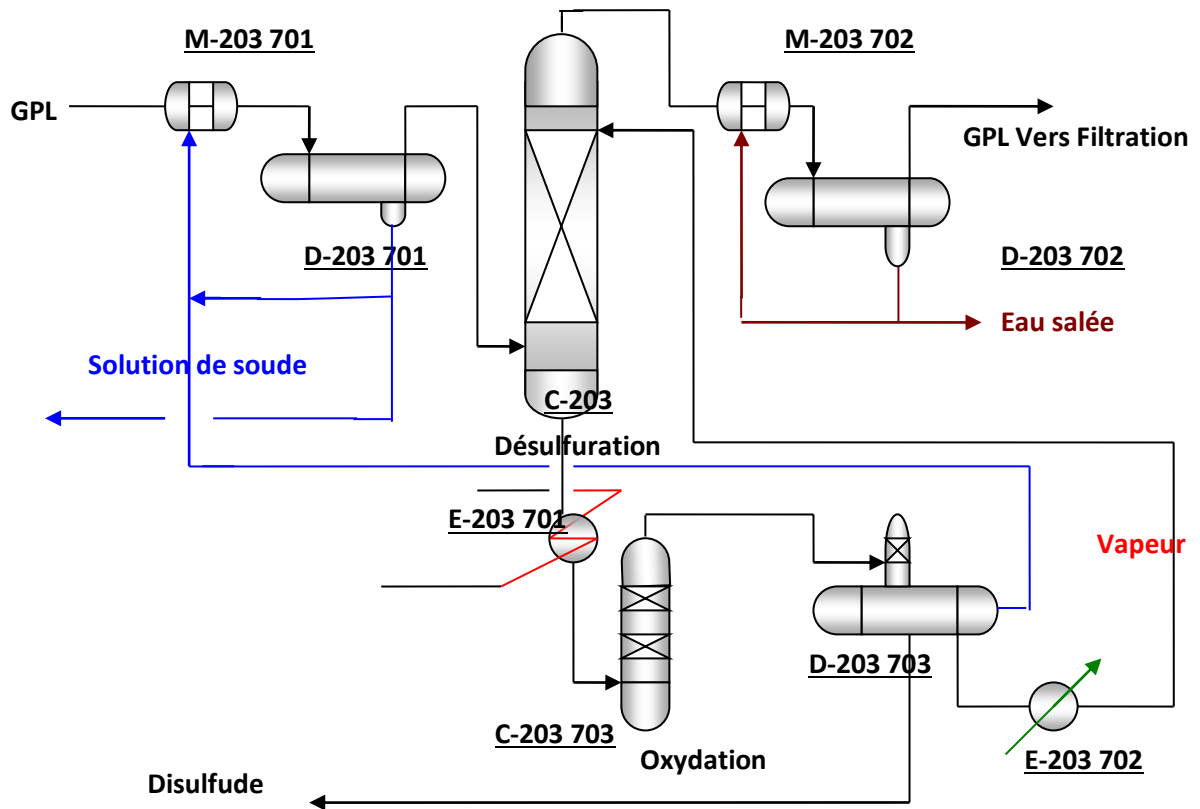


Figure III.2 : Schéma du procédé d'élimination de RSH

#### III.4.2. Unité de filtration :

Après la désulfuration, le GPL est acheminé vers l'unité de filtration afin de continuer la purification et d'éliminer les impuretés entraînées comme les traces de la solution de soude, la poussière et l'eau. Cette unité comporte deux colonnes, une colonne à sable pour filtration et une colonne d'absorption à tamis moléculaire.

Le GPL provient du ballon D-203 702 est envoyé vers la colonne à sable C-203 702 pour filtration, puis il se rend à la colonne d'absorption C-203 704 afin d'éliminer l'hydrogène sulfuré, les mercaptans et d'autres composants de soufre restés dans le GPL.

A la sortie de la colonne C-203 704, le GPL raffiné a une teneur en soufre répondant aux normes. Après traitement, le GPL traité (teneurs en mercaptans : 300 ppm, teneur en

H<sub>2</sub>S : 0.16 %) doit être envoyé vers la section de stockage pour alimenter l'unité de fractionnement (unité GAZ plant).

### III.5. Section de fractionnement du GPL (unité gaz plant) :

Cette unité utilise le GPL traité comme matière première d'alimentation, dans la quelle le GPL sera fractionné en différents produits selon leurs volatilité (propane, butane, naphta léger). La capacité de traitement est de  $5 \times 10^4$  tonnes par an. Le fractionnement du GPL se fait par une séparation physique (distillation) dans des colonnes à plateaux. Cette unité comporte trois colonnes de séparation : Dépropaniseur (C-201 202) ; Déethaniseur (C- 201 203) ; Dépentaniseur (C-201 204).

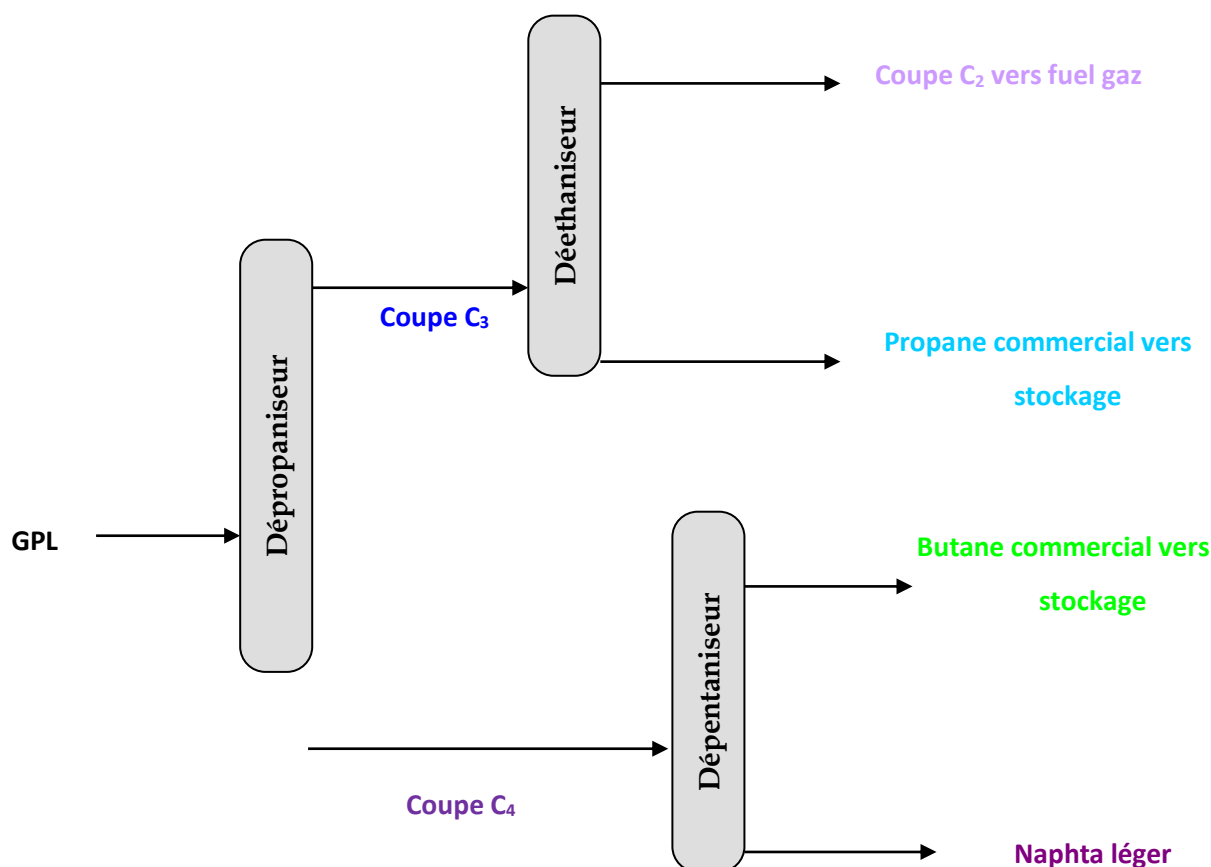


Figure III.3 : Schéma simplifié du fractionnement du GPL

#### III.5.1. Dépropaniseur :

C'est une colonne de 65 plateaux à clapets munis d'un condenseur de tête, un ballon de reflux, une pompe de reflux et d'un rebouilleur du fond de la colonne. La charge du Dépropaniseur est aspirée par la pompe d'alimentation P-201 202 et refoulée à travers

l'échangeur de chaleur E-201 206 (échange thermique entre le GPL et le gasoil lourd) afin de chauffer le GPL à 70.6 °C.

L'alimentation de la colonne C-201 202 se fait au niveau du plateau 27 à une température de 70.6°C, dans le but de séparer entre la coupe propane et la coupe butane.

Les vapeurs de tête (coupe propane) sont refroidies par le condenseur à eau E-201 207 puis recueillies dans le ballon de reflux D-201 203, ou elles sont refroidies à 40°C, dans le ballon de reflux la coupe propane (C<sub>3</sub>) est séparée en deux phases (liquide, gaz) ; la phase gazeuse (gaz incondensables) est envoyée vers le réseau fuel gaz.

La phase liquide est refoulée en deux parties, une partie est envoyée vers la tête de la colonne (dépropaniseur) comme reflux, et l'autre partie est acheminée vers le déethaniseur comme une charge d'alimentation. La pression et la température de tête sont contrôlées respectivement à 1.58 Mpa et 43.2 °C.

Le rebouillage du fond de la colonne se fait avec de la vapeur (1 MPa, 250 °C) au niveau de l'échangeur E-201 208, la température du fond de la colonne est de 97.7 °C.

Le fond du dépropaniseur (coupe butane) quitte la colonne en bas, et sert comme une charge d'alimentation du dépentaniseur C-201 204.

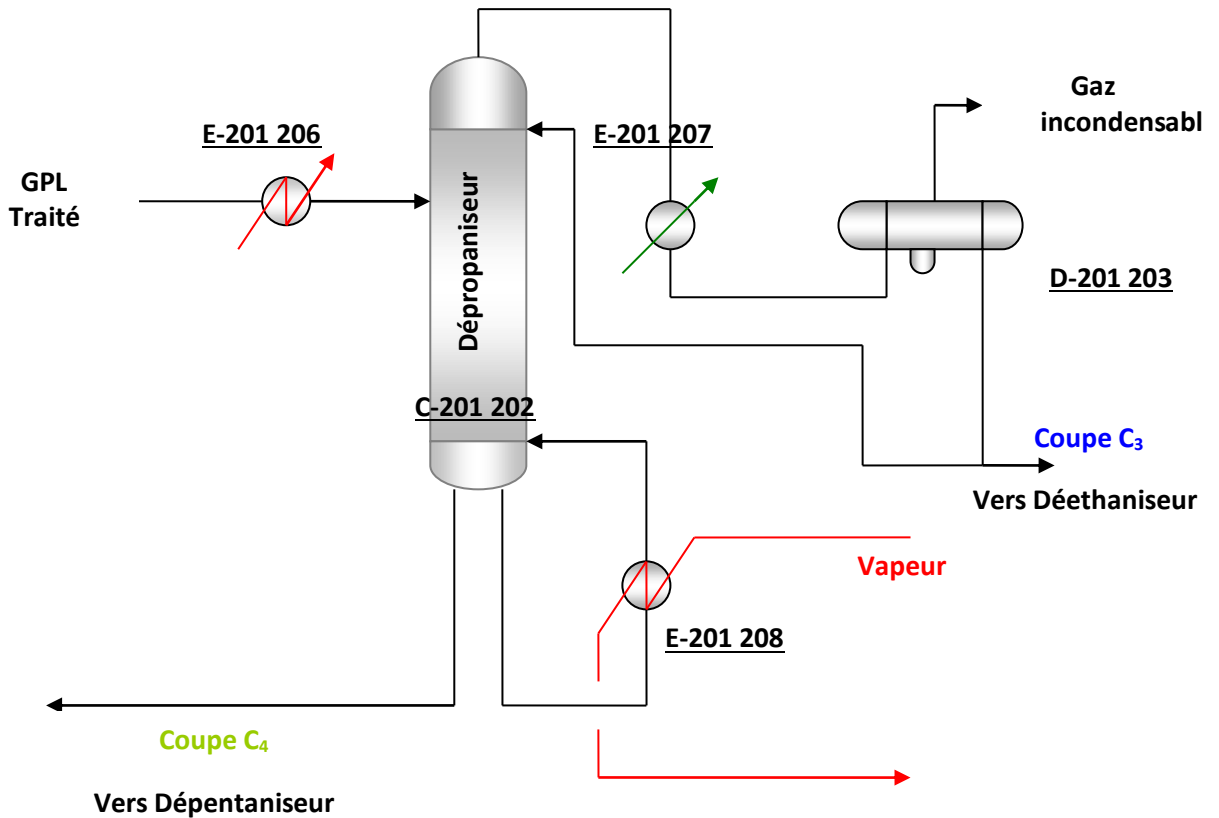


Figure III.4 : Schéma détaillé du Dépropaniseur

### III.5.2. Dééthaneur :

C'est une colonne de 50 plateaux à clapets munis d'un condenseur de tête, un condenseur du fond, un ballon de reflux, une pompe de reflux et d'un rebouilleur du fond de la colonne.

La charge du dééthaneur est constituée de la phase liquide (coupe propane C<sub>3</sub>) du ballon de reflux du Dépropaniseur D-201 203. Cette partie est refoulée par la pompe P-201 205 pour alimenter le dééthaneur. L'alimentation de la colonne se fait au niveau du plateau 19 à une température de 40°C. Les vapeurs de tête de la colonne constituées essentiellement d'éthane sont refroidies par le condenseur E-201 110, le mélange biphasique est recueilli dans le ballon de reflux D-201 204. La phase gazeuse du ballon (gaz incondensables) est envoyée vers le réseau fuel gaz, la phase liquide est aspirée par la pompe de reflux P-201 205 puis refoulée vers la tête du dééthaneur comme reflux. La pression et la température de tête sont contrôlées respectivement à 2.73 MPa et 49.1 °C. Le rebouillage du fond de la colonne se fait au niveau de l'échangeur E-201 211 par une eau chaude (115 °C, 0.35 MPa) venant de l'unité craquage catalytique. La température du fond

est contrôlée à 69 °C. Le fond de la colonne constitué du propane commercial sera refroidi jusqu'à 40 °C à travers le condenseur à eau E-201 112 et sera envoyé vers les sphères de stockage.

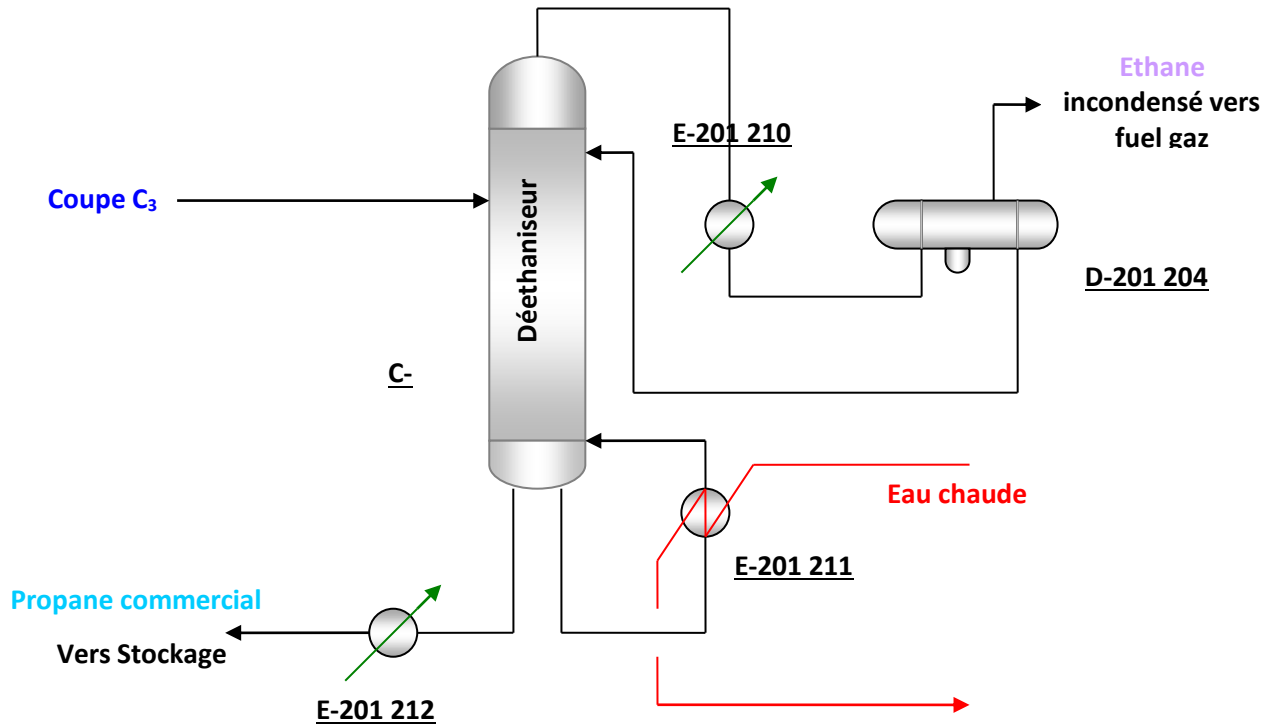


Figure III.5 : Schéma détaillé du Déethaniseur

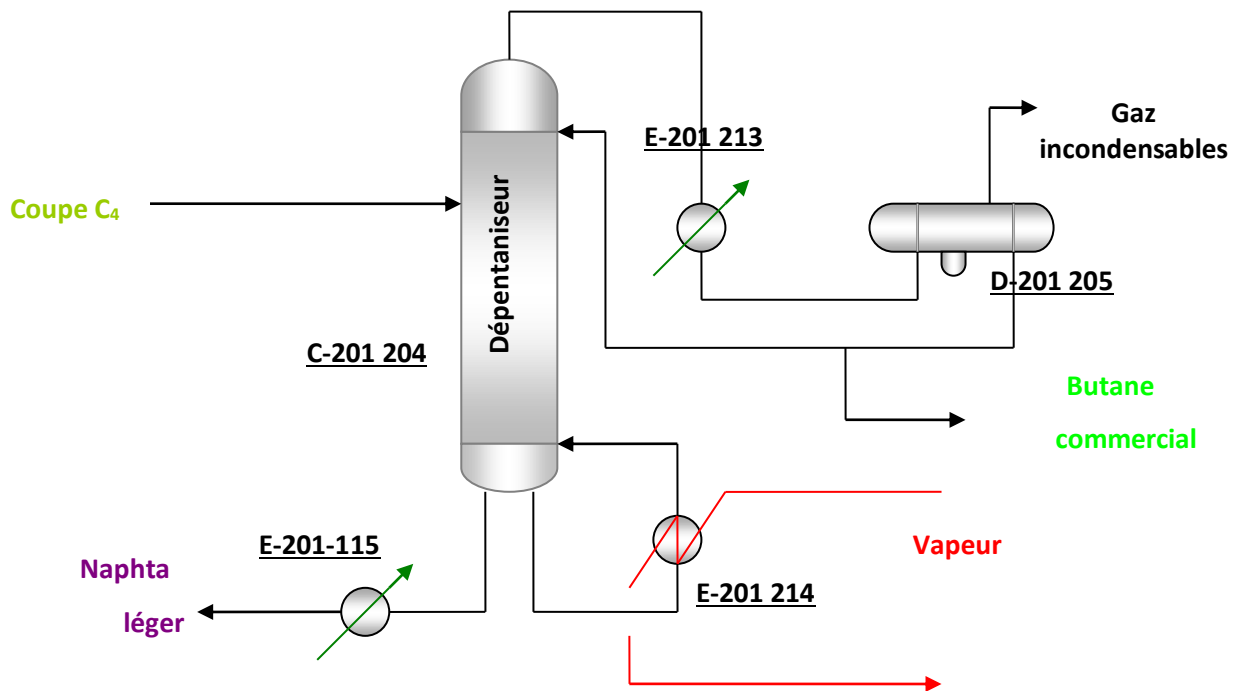
### III.5.3. Dépentaniseur :

C'est une colonne cylindrique de 45 plateaux à clapets munis d'un condenseur de tête, condenseur du fond, ballon de reflux, une pompe de reflux et d'un rebouilleur du fond de la colonne. Cette colonne est alimentée par la coupe butane C<sub>4</sub> qui vient à partir du fond du dépropaniseur C-201202. L'alimentation de la colonne se fait au niveau du plateau 19 à une température de 44.1°C.

Lors de la séparation à l'intérieur de la colonne, les vapeurs de tête sont refroidies dans le condenseur E-201 213, les produits (liquide + gaz) sont accumulés dans le ballon de reflux D-201 205. Les gaz incondensables du ballon sont évacués vers le réseau fuel gaz, la phase liquide (butane commercial) est aspirée par la pompe de reflux P-201 206 et refoulée en deux parties, une partie est envoyée vers la tête de la colonne comme reflux, et l'autre partie est acheminée vers la section de stockage. La pression et la température de tête sont contrôlées respectivement à 0.37 MPa et 41.6 °C. Le fond de la colonne est aspiré par la

pompe P-201 207 puis refroidi à 40 °C dans le condenseur à eau E-201-115 et acheminé vers stockage en tant que naphta léger (Light naphta) qui sera l'un des constituants de la charge de l'unité de reformage catalytique.

La vapeur (1 MPa, 250°C) est utilisée comme source de chaleur du rebouilleur de fond E-201 114, la température dans cette zone est contrôlée à 83.3°C.



**Figure III.6 :** Schéma détaillé du Dépétaniseur

### III.6. Stockage de butane et du propane :

Le butane commercial est stocké dans trois (03) sphères : T-30503, T-30504 et T-30505, chaque sphère a une capacité de 1000 m<sup>3</sup>.

Le propane commercial est stocké dans deux (02) sphères : T-30501 et T-30502, chaque sphère a une capacité de 1000 m<sup>3</sup>.

L'expédition de ces deux produits vers la rampe de chargement par camion est réalisée par deux pompes.

### III.7. Composition chimique des produits commerciaux :

#### III.7.1. Composition chimique du butane commercial :

Tableau III.1 : Composition chimique du butane commercial

Composition		Teneur (en mol)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	propane	0.63
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	propène	0.12
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	i-butane	41.98
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-butane	17.00
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1-butène	9.22
cC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	c-butène	7.53
tC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	t-butène	10.79
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	i-butene	11.79
C <sub>5</sub> <sup>+</sup>		0.93

## III.7.2. Composition du propane commercial :

Tableau III.2 : Composition chimique du butane commercial

Composition		Teneur (en mol)
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	éthane	0.10
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	propane	42.37
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	propène	55.73
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	i-butane	1.42
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-butane	0.03
cC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	c-butène	0.01
tC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	t-butène	0.01
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	i-butène	0.20
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1-butène	0.13



# **CHAPITRE IV**

## **PARTIE DE CALCUL**

## IV.1. Problématique :

Le but dans ce chapitre est de faire un calcul de vérification du design du dééthaniseur, suivi d'un second calcul relatif à l'état dans la colonne fonctionnant actuellement. Enfin, un calcul d'optimisation des paramètres de marche pour produire le maximum de propane à partir de la charge actuelle.

Le dééthaniseur a pour but de stabiliser le GPL provenant du dépropaniseur, c'est-à-dire d'éliminer les gaz incondensables ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ). Les produits de tête sont constitués essentiellement en  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ , une teneur bien déterminée en  $\text{C}_3\text{H}_8$  et des traces de  $\text{C}_4\text{H}_{10}$ , tandis que les produits de fond se présentent comme un mélange de  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{C}_4\text{H}_{10}$  et des traces de  $\text{C}_5\text{H}_{12}$ .

Pendant n stage au niveau de la raffinerie de SORALCHIN, nous avons remarqué d'après les analyses effectuées au niveau du laboratoire qu'il y a un entraînement significatif non seulement de  $\text{C}_3\text{H}_8$  mais aussi des (i, n)  $\text{C}_4\text{H}_{10}$  en réseau Fuel Gaz au niveau de l'unité de séparation de GPL, avec le Fuel-gaz dans le ballon de reflux du dééthaniseur C-201 203.

Les paramètres qu'on doit les vérifier sont :

- Les débits des différents constituants entrant et sortant ;
- La pression et la température en tête et au fond de la colonne C-201 203.
- Calculer le bilan matière de la colonne.
- Calculer le bilan thermique de la colonne.
- Le taux de reflux réel.
- Le nombre de plateaux réels.
- Dimensionnement de la colonne (Le diamètre et la hauteur de la colonne).

Les paramètres actuels de marche de la colonne du dééthaniseur sont comme suite :

**Tableau IV.1 : Les paramètres de marche du dééthaniseur**

<b>Température de tête de C-201 203</b>	<b>81°C</b>
Température de fond de C-201 203	104 °C
Température de ballon D-201 204	81°C
Débit de reflux ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	17
Pression dans la tête de C-201 203	23 atm
Pression dans le ballon D-201 204	23 atm

## IV.2. Calcul de la colonne de fractionnement de GPL (dééthaniseur)

### IV.2.1. Données de départ

Les données de départ pour le calcul :

- Débit d'alimentation (charge)  $L = 38376$  (kg/h).
- Teneur de propane dans le distillat :  $Y'_{D3} = 0.6$  molaire.
- Teneur d'éthane dans le résidu :  $X'_{R2} = 0.001$  molaire.
- Température de la charge :  $T = 60^\circ\text{C}$ .

La composition chimique de la charge alimentant le dééthaniseur est illustrée dans le tableau suivant :

**Tableau IV.2 :** La composition chimique de la charge

Constituant	$M_i$	% massique $X_{Li}$	$X_i/M_i$	$X'_{Li}$
CH <sub>4</sub>	16	0,08	0,005	0,0025772
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	3,29	0,10966667	0,05652648
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	29,77	0,67659091	0,34874134
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	19,54	0,33689655	0,17364962
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	46,15	0,79568966	0,41012948
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	1,14	0,01583333	0,00816112
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,03	0,00041667	0,00021477
Total		100	1,94009378	1

On a :

$$X'_{Li} = \frac{\frac{X_{Li}}{M_i}}{\sum \frac{X_{Li}}{M_i}}$$

### IV.2.2. Le débit et la masse moléculaire de la charge

D'après les analyses du débit de la charge on détermine la masse moléculaire moyenne de la charge ( $M_L$ ) ainsi que les débits massiques et molaires de chaque constituant. Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.3 : Débit massique et molaire de chaque constituant**

Constituant	M <sub>i</sub>	X' <sub>Li</sub>	M <sub>i</sub> · X' <sub>Li</sub>	X <sub>Li</sub>	Débit	
					Massique	Molaire
CH <sub>4</sub>	16	0,0025772	0,0412352	0,0008	30,7008	1,9188
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,05652648	1,6957944	0,0329	1262,5704	42,08568
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,34874134	15,344619	0,2977	11424,5352	259,648527
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,17364962	10,071678	0,1954	7498,6704	129,287421
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,41012948	23,7875098	0,4615	17710,524	305,353862
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,00816112	0,58760064	0,0114	437,4864	6,0762
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,00021477	0,01546344	0,0003	11,5128	0,1599
<b>Total</b>		1,00000001	51,5439004	1	38376	744,53039

Les lois utilisées pour le calcul :

$$\text{Débit molaire (Kmol / h)} = \frac{\text{débit massique (Kg / h)}}{\text{masse moléculaire (Kg / Kmol)}}$$

$$M_L = \sum X'_{Li} \cdot M_i$$

$$X_{Li} = \frac{X'_{Li} \cdot M_i}{\sum X'_{Li} \cdot M_i}$$

La masse moléculaire moyenne de la charge :  $M_L = 51,5439004$  (Kg/Kmol)

Le débit massique de la charge :  $L = 38376$  (Kg/h)

Le débit molaire de la charge :  $L' = 744,53039$  (Kmol/h)

#### **IV.2.3. Débits et compositions du distillat et résidu :**

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

- Constituant clé léger : C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>.
- Constituant clé lourd : C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>.

Pour la commodité, on fera le calcul en estimant que la concentration de propane dans le distillat :

$$Y'_{D3} = 0,6 \text{ molaire}$$

Et la concentration d'éthane dans le résidu :  $X'_{R2} = 0,001 \text{ molaire}$

$$L' = D' + R'$$

**IV.2.4.bilan matière global de la colonne :**

**IV.2.5.bilan matière partiel pour chaque constituant du mélange :**

$$L' \cdot X'_{L1} = D' \cdot Y'_{D1} + R' \cdot X'_{R1}$$

$$L' \cdot X'_{L2} = D' \cdot Y'_{D2} + R' \cdot X'_{R2}$$

$$L' \cdot X'_{L3} = D' \cdot Y'_{D3} + R' \cdot X'_{R3}$$

$$L' \cdot X'_{Li4} = D' \cdot Y'_{Di4} + R' \cdot X'_{Ri4}$$

$$L' \cdot X'_{Ln4} = D' \cdot Y'_{Dn4} + R' \cdot X'_{Rn4}$$

$$L' \cdot X'_{Li5} = D' \cdot Y'_{Di5} + R' \cdot X'_{Ri5}$$

$$L' \cdot X'_{Ln5} = D' \cdot Y'_{Dn5} + R' \cdot X'_{Rn5}$$

$$Y'_{Di4} = 0,004, Y'_{Dn4} = 0,002$$

On suppose aussi que :  $Y'_{Di5} = 0, Y'_{Dn5} = 0$  , et que :  $X'_{R1} = 0,00$

En substituant les valeurs dans les équations précédentes on obtient :

$$744,53039 \times 0,0025772 = D' \cdot Y'_{D1} + (744,53039 - D') \times 0,00 \dots\dots\dots (1)$$

$$744,53039 \times 0,05652648 = D' \cdot Y'_{D2} + (744,53039 - D') \times 0,001 \dots\dots\dots (2)$$

$$744,53039 \times 0,34874134 = D' \cdot 0,6 + (744,53039 - D') \cdot X'_{R3} \dots\dots\dots (3)$$

$$744,53039 \times 0,17364962 = D' \cdot 0,004 + (744,53039 - D') \cdot X'_{Ri4} \dots\dots\dots (4)$$

$$744,53039 \times 0,41012948 = D' \cdot 0,002 + (744,53039 - D') \cdot X'_{Rn4} \dots\dots\dots (5)$$

$$744,53039 \times 0,00816112 = D' \cdot 0,00 + (744,53039 - D') \cdot X'_{Ri5} \dots\dots\dots (6)$$

$$744,53039 \times 0,00021477 = D' \cdot 0,00 + (744,53039 - D') \cdot X'_{Rn5} \dots\dots\dots (7)$$

En additionnant (3), (4), (5), (6), (7) on obtient :

$$700,525912 = D' \cdot (0,606) + (744,53039 - D') \cdot (X'_{R3} + X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{Rn5}).$$

Et on a :

$$\sum X'_{Ri} = 1$$

D'où :  $X'_{R3} + X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{Rn5} = 1 - 0,001 = 0,999.$

Donc :  $D' = \frac{700,525912 - 743,7858596}{0,606 - 0,999} = 110,0756936 \text{ Kmol/h}$

On a :  $L' = D' + R'$

Alors :  $R' = L' - D' = 744,53039 - 110,0756936 = 634,4546964 \text{ Kmol/h}$

D'après l'équation (1) : ,  $Y'_{D1} = 0,017431675$  d'après l'équation (2) :  $Y'_{D2} = 0,376570214$

D'après l'équation (3) :  $X'_{R3} = 0,305148832$  , d'après l'équation (4) :  $X'_{Ri4} = 0,203083241$

De même manière avec les équations (5), (6) et (7) on trouve :

$$X'_{Rn4} = 0,480938532$$

$$X'_{Ri5} = 0,009577046$$

$$X'_{Rn5} = 0,000252031$$

- Le débit et la composition du distillat et résidu, sont représentés dans le tableau suivant :

Avec :  $D' = 110,0756936 \text{ Kmol/h}$  , et  $R' = 634,4546964 \text{ Kmol/h}$

**Tableau IV.4 : Débit et la composition du distillat et résidu**

constituants	M <sub>i</sub>	Distillat « D' »		Résidu « R' »	
		Y' <sub>Di</sub>	D.Y' <sub>Di</sub>	X' <sub>Ri</sub>	R.X' <sub>Ri</sub>
CH <sub>4</sub>	16	0,017431675	1,9185793	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,376570214	41,4512275	0,001	0,634454696
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,6	66,0454162	0,305148832	193,6032
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,004	0,44030277	0,203083241	128,8471
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,002	0,220151387	0,480938532	305,13371
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0	0	0,009577046	6,076201
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0	0	0,000252031	0,1599023
Total		1	110,07567	0.999	634.45465

La masse moléculaire moyenne de distillat :  $M_D = \sum M_i Y'_{Di} = 38.324 \text{ Kg/Kmol}$ .

Le débit massique du distillat :  $D = D' / M_D = 4218.541 \text{ Kg/h}$ .

La masse moléculaire moyenne du résidu :  $M_R = \sum M_i X'_{Ri} = 53,83752 \text{ Kg/Kmol}$ .

#### IV.2.6. Calcul de la pression et la température dans la colonne :

##### 1. Pression dans le ballon de reflux :

La température et la pression dans le ballon de reflux sont déterminées par la méthode d'approximation successive en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide au point de bulle, par le monogramme de JENNY et SCHEIBEL :

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

D'où :  $K_i$  est la constante d'équilibre des phrases.

Les valeurs de  $K_i$  sont représentées dans le tableau suivant :

**Tableau IV.5 :** les différentes valeurs de  $K_i$  pour calculer la pression

Constituant	$Y'_{Di} = X'_{Di}$	$K_i$ (à 31atm et 35°C)	$K_i \cdot Y'_{Di}$
CH <sub>4</sub>	0,01743	6	0,10459005
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,37657	1,49	0,56108962
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,6	0,57	0,342
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,004	0,28	0,00112
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,002	0,215	0,00043
<b>Total</b>	<b>1,00000189</b>		<b>1,00922967</b>

D'après le monogramme de JENNY et SCHEIBEL :

- La température dans le ballon de reflux :  $T_b = 35^\circ\text{C}$ .
- La pression nécessaire dans le ballon de reflux :  $P_b = 31\text{atm}$ .

##### 2. Pression aux différentes zones de la colonne

En se basant sur la pression dans le ballon de reflux, la pression pour chaque zone sera calculée en tenant compte des pertes de charge.

- Pression au sommet de la colonne :  $P_s = P_b + \Delta P_1$

Avec :  $\Delta P_1$  est la perte de charges dues aux résistances des conduites.

$$\Delta P_1 = (0,2 \div 0,4) \text{ atm, on va prendre : } \Delta P_1 = 0,2 \text{ atm ; } P_b = 31 \text{ atm}$$

$$\text{Donc : } P_s = P_b + \Delta P_1$$

$$= 31 + 0,2 = 31,2 \text{ atm.} \quad \text{Donc : } \boxed{P_s = 31,2 \text{ atm}}$$

• **Pression au fond de la colonne :**  $P_f = P_s + \Delta P_2$

Avec :  $\Delta P_2$  est la perte de charges dues aux résistances des plateaux.

Au fond de la colonne, on prend :  $\Delta P_2 = 0,4 \text{ atm ;}$

$$P_f = P_s + \Delta P_2 = 31,2 + 0,4 = 31,6 \text{ atm.} \quad \text{Donc : } \boxed{P_f = 31,6 \text{ atm}}$$

• **Pression dans la zone d'alimentation :**

$$P_a = (P_s + P_f)/2 = (31,6 + 31,2)/2 = 31,4 \text{ atm.} \quad \text{Donc : } \boxed{P_a = 31,4 \text{ atm}}$$

### **3. Température aux différentes zones de la colonne :**

▪ **Température au sommet de la colonne :**

Pour la détermination de la température au sommet de la colonne on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur au point de rosée par approximations successives :

Les valeurs de  $K_i$  sont représentées dans le tableau suivant :  $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$

**Tableau IV.6 :** Les valeurs de  $K_i$  pour calculer la température en tête

constituant	$Y'_{Di}$	$K_i$ (à 31,2atm et 54°C)	$X'_{Di} = Y'_{Di}/K_i$
CH <sub>4</sub>	0,01743	7,3	0,00238767
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,37657	1,9	0,19819474
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,6	0,77	0,77922078
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,004	0,4	0,01
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,002	0,31	0,00645161
<b>Total</b>	<b>1,00000189</b>		<b>0,9962548</b>

D'après le monogramme, la température au sommet de la colonne  $T_s = 54^\circ\text{C}$ .

▪ **Température au fond de la colonne :**



Elle est déterminée par la méthode d'approximation successive en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide au point de bulle :

$$\sum K_i \cdot X'_{Ri} = 1$$

Les valeurs de  $K_i$  sont représentées dans le tableau suivant :

**Tableau IV.7** : Les valeurs de  $K_i$  pour calculer la température au fond

Constituant	$X'_{Ri}$	$K_i$ (à 31,6atm et 106°C)	$K_i \cdot X'_{Ri}$
CH <sub>4</sub>	–	–	–
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,001	3,3	0,0033
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,30515	1,55	0,47298069
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,20308	0,85	0,17262075
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,48094	0,72	0,34627574
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00958	0,42	0,00402236
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00025	0,35	8,8211E-05
<b>Total</b>	<b>0,99999968</b>		<b>0,99928776</b>

D'après le monogramme, la température au fond de la colonne :  $T_f = 106^\circ\text{C}$ .

#### IV.2.7. Volatilités relatives des constituants :

On calcule les volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne en se basant sur la formule suivante :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$$

Avec :  $K_i$  : constante d'équilibre du constituant (i).

$K_r$  : constante d'équilibre du constituant de référence (constituant clé lourd C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>).

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

- Pour la zone de rectification :  $\alpha_{im} = \frac{\alpha_{Di} + \alpha_{Li}}{2}$
- pour la zone d'épuisement :  $\alpha_{im} = \frac{\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}}{2}$

Les valeurs de volatilités sont représentées dans le tableau suivant :

**Remarque :**

Pour la zone d'alimentation on a pris les valeurs de  $K_i$  selon la composition de la charge  $X'_{Li}$  à pression  $P_a = 31,4 \text{atm}$  et à  $T = 89^\circ\text{C}$ .

**Tableau IV.8 :** la volatilité relative des différents constituants

Consti -tuant	Zone d'alimentation		zone de rectification			zone d'épuisement		
	$K_i$	$\alpha_{Li}$	$K_i$	$\alpha_{Di}$	$\alpha_{im}$	$K_i$	$\alpha_{Ri}$	$\alpha_{im}$
CH <sub>4</sub>	9,6	7,44186047	7,3	9,48051948	8,46118998	–	–	–
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,9	2,24806202	1,9	2,46753247	2,35779725	3,3	2,12903226	2,18854 714
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,29	1	0,77	1	1	1,55	1	1
i- C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,74	0,57364341	0,4	0,51948052	0,54656197	0,85	0,5483871	0,56101 526
n- C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,57	0,44186047	0,31	0,4025974	0,42222894	0,72	0,46451613	0,45318 83
i- C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,32	0,24806202	–	–	–	0,42	0,27096774	0,25951 488
n- C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,265	0,20542636	–	–	–	0,35	0,22580645	0,21561 641

**IV.2.8.Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation :**

À la pression et température données, Le taux de vaporisation ( $e'_0$ ) de l'alimentation et la composition des phases de la charge d'équilibre (vapeur et liquide) à l'entrée de la colonne, sont déterminés par approximations successives d'après l'équation connue de TREGOUBOV :

$$X'_{o,i} = \frac{X'_{L,i}}{1 + e'_0(K_i - 1)} \quad \text{Et} \quad Y'_{o,i} = K_i X'_{o,i}$$

On prend des valeurs différentes de taux de vaporisation jusqu'à ce que l'on obtienne :

$$\sum X'_{oi} = 1 \quad \text{Et} \quad \sum Y'_{oi} = \sum K_i X'_{oi}$$

D'où :

$X'_{oi}$  : Concentration du constituant «i» dans la phase liquide.

$Y'_{oi}$  : Concentration du constituant «i» dans la phase vapeur.

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

$K_i$  : Constant d'équilibre de l'élément « i » à la température et à la pression fixée. (Déterminée par le diagramme de « Jenny et Scheibel »).

Les résultats des calculs sont donnés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.9** : le taux de vaporisation de la charge

constituant	$X'_{Li}$	$K_i$	$e'_o = 0,007$		
			$1 + e'_o(K_i - 1)$	$X'_{oi}$	$Y'_{oi}$
CH <sub>4</sub>	0,0025772	9,6	1,0602	0,00243086	0,02333628
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,05652648	2,9	1,0133	0,05578455	0,16177518
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,34874134	1,29	1,00203	0,34803483	0,44896493
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,17364962	0,74	0,99818	0,17396624	0,12873502
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,41012948	0,57	0,99699	0,4113677	0,23447959
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00816112	0,32	0,99524	0,00820015	0,00262405
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00021477	0,265	0,994855	0,00021588	5,7208E-05
<b>Total</b>	<b>1,00000001</b>	–	–	<b>1,00000021</b>	<b>0,99997225</b>

Donc le taux de vaporisation de la charge est :  $e'_o = 0,007$

**Remarque :**

La valeur de  $e'_0$  est trouvée par la méthode d'approximation successive à partir de l'équation suivante :

$$\sum X'_{0i} = \sum \frac{X'_{Li}}{1 + e'_0(K_i - 1)} = 1$$

#### IV.2.9. Calcul du régime de reflux minimal :

Le calcul se fait à partir des équations suivantes :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum \frac{Y_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

Avec :  $\varphi$  : paramètre conventionnel (racine des équations) déterminé par la méthode d'approximation successive à partir de la première équation.

De manière générale la valeur de  $\varphi$  se trouve dans l'intervalle ( $\alpha_L < \varphi < \alpha_v$ ).

$\alpha_L$  et  $\alpha_v$  étant respectivement des volatilités des constituants clé lourd et clé léger.

(1  $< \varphi < 2,24806202$ )

Les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.10** : les calculs du régime de reflux minimal

constituant	$X'_{Li}$	$\alpha_{Li}$	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
CH <sub>4</sub>	0,0025772	7,44186047	0,01917916	5,43147082	0,00353112
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,05652648	2,24806202	0,12707503	0,23767237	0,53466473
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,34874134	1	0,34874134	-1,01038965	-0,3451553
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,17364962	0,57364341	0,09961296	-1,43674624	-0,06933233
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,41012948	0,44186047	0,18122	-1,56852918	-0,11553499
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00816112	0,24806202	0,00202446	-1,76232763	-0,00114874
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00021477	0,20542636	4,4119E-05	-1,80496329	-2,4443E-05

<b>Total</b>	<b>1,00000001</b>				<b>0,00700004</b>
--------------	-------------------	--	--	--	-------------------

Donc la valeur de  $\varphi$  qui vérifie l'équation  $e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$ , doit être égale à **2,01038965**

$$\text{D'où : } (r_f)_{\min} = \mathbf{1,98973812}$$

#### IV.2.10. Taux de rebouillage minimal :

Le taux de rebouillage minimal est déterminé par la formule suivante :

$$(r_b)_{\min} = - \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

$$\text{D'où : } (r_b)_{\min} = \mathbf{0,5104959}$$

**Remarque :** On peut calculer  $(r_b)_{\min}$  d'après la formule suivante :

$$(r_b)_{\min} = \frac{D'}{R'} \times (r_f)_{\min} + \frac{L'}{R'} \times (1 - e'_0) - 1$$

$$(r_b)_{\min} = \frac{110,0756936}{634,4546964} \times 1,98973812 + \frac{744,53039}{634,4546964} \times (1 - 0,007) - 1$$

$$\boxed{(r_b)_{\min} = \mathbf{0,510494318}}$$

#### IV.2.11. Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification

GILLILAND propose dans sa méthode approximative une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques. Pour effectuer ce calcul on doit tout d'abord déterminer le taux de reflux opératoire calculé par l'équation :

$$\frac{(r_f)_{opt}}{(r_f)_{\min}} = 1,04 \div 1,5 \quad \text{D'où : } (r_f)_{\min} = 1,98973812$$

$$\text{Donc : } (r_f)_{opt} = 2,069327645 \div 2,98460718, \text{ On admet que : } (r_f)_{opt} = 2,345$$

#### ❖ Méthode approximative de GILLILAND :

Le nombre minimal de plateaux théoriques dans la zone de rectification est donné par l'équation :

On calcule le rapport suivant :

$$\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} = \frac{2,345 - 1,98973812}{2,345 + 1} = 0,10620684$$

D'après le monogramme de GILLILAND (figure 111-195 Page 495-WUITHIER)

$$\frac{N_R - N_{R_{min}}}{N_R + 1} = 0,53 \quad \text{D'où : } N_R = 4,485853302$$

$N_R$  : nombre des plateaux théoriques correspond à  $(r_f)_{opt}$ .

$N_{R_{min}}$  : nombre des plateaux théoriques correspond à  $(r_f)_{min}$ .

- **Nombre des plateaux réels dans la zone de rectification :**

Pour effectuer ce calcul, on doit, tout d'abord, déterminer le nombre minimal de plateaux théoriques calculé par l'équation

$$N_{R_{réel}} = \frac{N_R}{\varepsilon} - 1$$

$\varepsilon$  : c'est l'efficacité des plateaux, pour les plateaux à clapets  $\varepsilon = 0,675$

$$N_{R_{réel}} = \frac{4,485853302}{0,675} - 1 = 5,645708596$$

D'où :  $N_{R_{réel}} = 6$

- **Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement**

Préalablement on détermine le taux de rebouillage opératoire d'après la formule :

$$(r_b)_{opt} = \left[ (r_f)_{opt} \cdot \frac{D'}{L'} + (1 - e_0) - \frac{R'}{L'} \right] \cdot \frac{L'}{R'}$$

$$(r_b)_{opt} = \left[ 2,345 \times \frac{110,0756936}{744,53039} + (1 - 0,007) - \frac{634,4546964}{744,53039} \right] \times \frac{744,53039}{634,4546964}$$

$$(r_b)_{opt} = 0,572131445$$

- ❖ **Méthode approximative de GILLILAND**

$$N_{E_{\min}} = \frac{1}{\log(\alpha_{Vm}/\alpha_{Lm})} \times \log \frac{X'_{Lv} \cdot X'_{Rl}}{X'_{Ll} \cdot X'_{Rv}}$$

$$N_{E_{\min}} = \frac{1}{\log(\alpha_{2m}/\alpha_{3m})} \times \log \frac{X'_{L2} \cdot X'_{R3}}{X'_{L3} \cdot X'_{R2}}$$

$$N_{E_{\min}} = \frac{1}{\log(2,18854714/1)} \times \log \frac{0,05652648 \times 0,305148832}{0,34874134 \times 0,001} = 4,980834361$$

$$\frac{N_E - N_{E_{\min}}}{N_E + 1} = 0,53 \quad \text{D'où : } N_E = 11,72517949$$

$N_E$  : nombre des plateaux théoriques correspond à  $(r_f)_{\text{opt}}$ .

$N_{E_{\min}}$  : nombre des plateaux théoriques correspond à  $(r_f)_{\text{min}}$ .

- **Nombre des plateaux réels dans la zone d'épuisement**

$$N_{E_{\text{réel}}} = \frac{N_E}{\varepsilon} - 1$$

$$N_{E_{\text{réel}}} = \frac{11,72517949}{0,675} - 1 = 16,37063628$$

D'où :  $N_{E_{\text{réel}}} = 17$

**le nombre de plateaux de la colonne :  $N_C_{\text{réel}} = 17 + 6 = 23$ , donc :**

$$N_C_{\text{réel}} = 23 \text{ plateaux}$$

### IV.3. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit de flux liquide provenant du ballon de reflux et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

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

Avec:

$$h_L = e' \cdot H_0 + (1 - e') \cdot h_0$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot H_D^{54} - D \cdot H_D^{35} - g_x \cdot h_D^{35}$$

On peut calculer la valeur de  $g'_x$  par l'équation suivante :

$$g'_x = (r_f)_{opt} \cdot D' = 2,345 \times 110,0756936 = \mathbf{258,1275015 \text{ Kmol/h}}$$

#### IV.3.1. Composition de La phase vapeur provenant du rebouilleur

En utilisant les valeurs moyennes de volatilité relative déterminées dans la zone d'épuisement, on détermine la composition de la phase vapeur d'après la formule suivante :

$$Y_i'' = \frac{\alpha_{im} \cdot X'_{Ri}}{\sum \alpha_{im} \cdot X'_{Ri}}$$

**Tableau IV.11** : Composition de La phase vapeur provenant du rebouilleur

constituant	$\alpha_{im}$	$X'_{Ri}$	$\alpha_{im} \cdot X'_{Ri}$	$Y_i''$
CH <sub>4</sub>	–	–	–	–
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,18854714	0,001	0,00218855	0,003410195
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1	0,30515	0,30515	0,475484861
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,56101526	0,20308	0,11393098	0,1775273
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,4531883	0,48094	0,21795638	0,339619726
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,25951488	0,00958	0,00248615	0,003873924
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,21561641	0,00025	5,3904E-05	8,39934E-05
<b>Total</b>		<b>0,99999968</b>	<b>0,64176596</b>	<b>1</b>

#### IV.3.2. Composition du liquide qui alimente le rebouilleur

$$X_i'' = \frac{1}{m} \cdot Y_i'' + \left[ \frac{m-1}{m} \right] X'_{Ri} \quad \text{D'où : } m = \frac{(r_b)_{opt} + 1}{(r_b)_{opt}} = \frac{0,572131445 + 1}{0,572131445} = 2,747850094$$

$$X_i'' = 0,363920871Y_i'' + 0,636079128X'_{Ri}$$



**Tableau IV.12 : Composition du liquide qui alimente le rebouilleur**

constituant	$0,363920871Y_i''$	$0,636079128X_{Ri}'$	$X_i''$	$\alpha_{im} \cdot X_i''$	$Y_f = \frac{\alpha_{im} \cdot X_i''}{\sum \alpha_{im} \cdot X_i''}$
CH <sub>4</sub>	–	–	–	–	–
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00124104	0,00063608	0,00187712	0,00410817	0,0060718
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,17303886	0,19409955	0,36713841	0,36713841	0,54262423
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,06460589	0,12917495	0,19378084	0,10871401	0,16067742
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,12359471	0,3059159	0,4295106	0,19464918	0,28768812
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0014098	0,00609364	0,00750344	0,00194725	0,00287801
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	3,06E-05	0,00015902	0,00018959	4,0878E-05	6,0417E-05
<b>Total</b>			<b>1</b>	<b>0,6765979</b>	<b>1</b>

### IV.3.3. Masses moléculaires moyennes de la phase vapeur et liquide de la charge

**Tableau IV.13 : Masses moléculaires moyennes de la phase vapeur et liquide**

constituant t	M i	Phase vapeur G <sub>0</sub>			Phase vapeur g <sub>0</sub>		
		Y' <sub>oi</sub>	M <sub>i</sub> · Y' <sub>oi</sub>	Y <sub>oi</sub>	X' <sub>oi</sub>	M <sub>i</sub> · X' <sub>oi</sub>	X <sub>oi</sub>
CH <sub>4</sub>	16	0,0233362 8	0,3733804 8	0,00807473 4	0,0024308 6	0,0388937 6	0,0007540 3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,1617751 8	4,8532554	0,10495660 5	0,0557845 5	1,6735365	0,0324446 5
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,4489649 3	19,754456 9	0,42721030 6	0,3480348 3	15,313532 5	0,2968815 6
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1287350	7,4666311	0,16147352	0,1739662	10,090041	0,1956143

		2	6	4	4	9	9
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,2344795 9	13,599816 2	0,29410991 5	0,4113677	23,859326 6	0,4625578 1
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0026240 5	0,1889316	0,00408583 9	0,0082001 5	0,5904108	0,0114462 2
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	5,7208 <sup>E-05</sup>	0,0041189 8	8,90771E- 05	0,0002158 8	0,0155433 6	0,0003013 4
Total		0,9999722 5	46,240590 8	1	1,0000002 1	51,581285 5	1

Donc :

- la masse moléculaire moyenne de la phase vapeur  $M_m = 46,2405908$ .
- la masse moléculaire moyenne de la phase liquide  $M_m = 51,5812855$ .

#### IV.3.4. Masses moléculaires moyennes de la vapeur provenant du rebouilleur :

Tableau IV.14 : Masses moléculaires moyennes de la vapeur

Constituant	M <sub>i</sub>	Vapeur G <sub>R</sub>		
		Y <sub>i</sub> "	M <sub>i</sub> · Y <sub>i</sub> "	$Y_m = \frac{M_i \cdot Y_i''}{M_m}$
CH <sub>4</sub>	16	–	–	–
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,003410195	0,10230585	0,00199414
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,475484861	20,9213339	0,40779833
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1775273	10,2965834	0,20070085
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,339619726	19,6979441	0,38395204
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,003873924	0,27892253	0,00543675

n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	8,39934E-05	0,00604752	0,00011788
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>51,3031373</b>	<b>1</b>

Donc : la masse moléculaire moyenne de la vapeur provenant du rebouilleur  $M_m = 51,3031373$ .

#### IV.3.5. Masses moléculaires moyennes du liquide alimente le rebouilleur

**Tableau IV.15** : Masses moléculaires moyennes du liquide

Constituant	M <sub>i</sub>	Liquide g <sub>R</sub>		
		$X_i''$	M <sub>i</sub> · X <sub>i</sub> ''	$X_m = \frac{M_i \cdot X_i''}{M_m}$
CH <sub>4</sub>	16	—	—	—
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,00187712	0,0563136	0,00106422
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,36713841	16,15409	0,30528257
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,19378084	11,2392887	0,21240187
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,4295106	24,9116148	0,47078367
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,00750344	0,54024768	0,01020969
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,00018959	0,01365048	0,00025797
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>52,9152053</b>	<b>1</b>

Donc : la masse moléculaire moyenne du liquide alimente le rebouilleur  $M_m = 52,9152053$ .

#### IV.3.6. Masses moléculaires moyennes du liquide dans le ballon de reflux

**Tableau IV.16** : Masses moléculaires moyennes du liquide dans le ballon de reflux

constituant	$M_i$	$X'_{Di} = Y'_{Di} / K_i$	$M_i \cdot X'_{Di}$
CH <sub>4</sub>	16	0,00238767	0,03820272
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,19819474	5,9458422
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,77922078	34,2857143
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,01	0,58
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,00645161	0,37419338
<b>Total</b>		<b>0,9962548</b>	<b>41,2239526</b>

Donc : la masse moléculaire moyennes du liquide dans le ballon de reflux  $M_m = 41,2239526$

Pour les enthalpies des différents constituants sont déterminés graphiquement à partir des graphes  $H = f(T, P)$  en Kcal/Kg, (voir PIERRE WUITHIER page 92 ÷ 98).

$$H_{mélange} = \sum Y'_i \cdot H_i ; h_{mélange} = \sum X'_i \cdot h_i$$

$H_i$  et  $h_i$  : ce sont des enthalpies des constituants à l'état pur.

$H_{mel}$  et  $h_{mel}$  : ce sont des enthalpies des mélanges à l'état vapeur et liquide.

**Tableau IV.17** : les enthalpies des différents constituants

flux	M <sub>m</sub>	T °C	P (atm)	Enthalpies des phases		
				Désignation	Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Charge vapeur G <sub>o</sub>	46,2405908	89	31,4	H <sub>o</sub>	172,691388	7985,35181
Charge liquide g <sub>o</sub>	51,5812855	89	31,4	h <sub>o</sub>	116,29935	5998,86998
Distillat vapeur D'	38,32398	35	31,2	H <sub>D</sub>	153,85715	5896,41834
Distillat liquide g <sub>x</sub>	41,2239526	35	31,2	h <sub>D</sub>	84,7015635	3491,73324
Résidu R'	53,83752	106	31,6	h <sub>R</sub>	128,10695	6896,96048
Résidu vapeur G <sub>R</sub>	51,3031373	106	31,6	H <sub>f</sub>	175,597894	9008,72287
Résidu liquide g <sub>R</sub>	52,9152053	106	31,6	h <sub>f</sub>	129,634266	6859,6238

#### IV.3.7. L'enthalpie de la charge biphasique

L'enthalpie de la charge sera calculée d'après la formule suivante :

$$h_L = e'_{o} \cdot H_o + (1 - e'_{o}) \cdot h_o$$

$$h_L = 0,007 \times 7985,35181 + (1 - 0,007) \times 5998,86998$$

$$h_L = \mathbf{6012,775353 \text{ Kcal/Kmol}}$$

#### IV.3.8. Charge thermique de l'échangeur de chaleur

$$Q_C = (D + g_x) \cdot H_D^{54} - D \cdot H_D^{35} - g_x \cdot h_D^{35}$$

$$Q_C = (110,0756936 + 258,1275015) \cdot (161,510342 \times 38,32398)$$

$$- (110,0756936 \times 5896,41834) - (258,1275015 \times 3491,73324)$$

$$= 728709,6398 \text{ (Kcal / h)}$$

$$Q_c = 728709,6398 \text{ Kcal/h}$$

#### IV.4. Dimensionnement de la colonne

##### IV.4.1. Calcul du diamètre de la colonne

On calcule le diamètre de la colonne à l'aide de l'équation suivante :  $D = \sqrt{\frac{4.V_i}{\pi.W}}$

$V_i$  : débit des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne en  $m^3/s$ .

$W$  : la vitesse des vapeurs en  $m/s$ .

Pour la détermination de  $W$  on utilise la formule suivante :  $W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$

Avec :

$C$  : coefficient qui dépend du type de plateau, de l'espacement entre les plateaux et de la charge sur les plateaux.

$\rho_L$  et  $\rho_V$  : ce sont respectivement les poids spécifiques de la vapeur et du liquide dans les conditions de fonctionnement.

a-Calcul de  $\rho_V$  : 
$$\rho_V = \frac{M_m \cdot V_m}{V_i}$$

D'où :  $M_m$  : la masse moléculaire moyenne de la vapeur qui quitte la colonne en  $Kg/Kmol$ .

$V_m$  : débit molaire de la vapeur qui quitte la colonne en  $Kmol/h$ .

$V_i$  : débit volumique de la vapeur qui quitte la colonne en  $m^3/h$ .

$$V_m = (D' + g' \cdot x) = (110,0756936 + 258,1275015) = 368,2031951 \text{ Kmol/h.}$$

$$M_m = 38,32398 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$V_i = 22,4 \cdot V_m \cdot \frac{273 + T_s}{273} \cdot \frac{P_0}{P_s}$$

$$V_i = 22,4 \times 368,2031951 \times \frac{273 + 54}{273} \times \frac{1}{31,4} = 314,767729 \text{ m}^3 / h$$

$$\rho_V = \frac{38,32398 \times 368,2031951}{314,767729} = 44,82991929 (\text{Kg} / \text{m}^3).$$

b-Calcul de  $\rho_L$ :

$$\rho_L = \frac{M_m}{\sum \frac{M_i \cdot X'_{Di}}{\rho_{Li}}}$$

$\rho_{Li}$  : Masse volumique du constituant (i) aux conditions opératoires (au sommet de la colonne).

Le calcul  $\rho_{Li}$  se fait à partir du diagramme (Pierre Wuithier page 80) :

Pour les constituants  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{i-C}_4\text{H}_{10}$  et  $\text{n-C}_4\text{H}_{10}$  on applique la formule suivante :

$$d_t = \frac{\rho_t}{1000} \Rightarrow \rho_t = 1000 \cdot d_t$$

Pour les constituants  $\text{CH}_4$  et  $\text{C}_2\text{H}_6$  on applique le suivant :

$$\rho_t = 1000 \cdot (d_4^{20} - a \cdot (t - 20))$$

$$a = 0,001828 - 0,00132 \cdot d_4^{20} \quad \text{avec} \quad d_4^{20} \approx d_4^{15} \quad (\text{approximativement pour faciliter le calcul})$$

Les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.18** : les paramètres de calcul du diamètre

Constituant	$M_i$	$\rho_{Li}$	$Y'_{Di}$	$X'_{Di}$	$M_i \cdot X'_{Di}$	$\frac{M_i \cdot X'_{Di}}{\rho_{Li}}$
$\text{CH}_4$	16	209,5	0,01743	0,00238767	0,03820274	0,00018235
$\text{C}_2\text{H}_6$	30	375,67	0,37657	0,19819474	5,94584211	0,0158273
$\text{C}_3\text{H}_6$	44	437	0,6	0,77922078	34,2857143	0,07845701
$\text{i-C}_4\text{H}_{10}$	58	550	0,004	0,01	0,58	0,00105455
$\text{n-C}_4\text{H}_{10}$	58	566	0,002	0,00645161	0,37419355	0,00066112
<b>Total</b>					<b>41,2239527</b>	<b>0,09618233</b>

$$\rho_L = \frac{41,2239527}{0,09618233} = 428,602143 \text{ Kg/m}^3$$

On prend  $C = 770$  pour  $H_p = 600(\text{mm})$  pour les plateaux à clapets

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 770 \times \sqrt{\frac{428,602143 - 44,82991929}{44,82991929}} = 0,190821333 \text{ m/s}$$

Donc :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_i}{\pi \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \times 314,767729}{3,14 \times 0,190821333 \times 3600}} = 0,76400387 \text{ m.}$$

#### IV.4.2. Calcul de la hauteur de la colonne

La hauteur totale de la colonne est calculée par la formule suivante :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5.$$

$H_1$  : la distance entre le sommet est le premier plateau de la zone de rectification.

$H_2$  : la hauteur de la zone de rectification.

$H_3$  : la hauteur de la zone d'alimentation.

$H_4$  : la hauteur de la zone d'épuisement.

$H_5$  : la distance entre le premier plateau de la zone d'épuisement et le fond de la colonne.

Puisque la hauteur de la colonne dépend de la distance entre les plateaux mais la distance entre les plateaux dépend aussi du diamètre de la colonne.

$$H_1 = D/2 = 0,76400387/2 = 0,382001935 \text{ m.}$$

$$H_2 = H_p (N_{Rr} - 1) = 0,6 \times (6 - 1) = 3 \text{ m.}$$

$$H_3 = 3 \cdot H_p = 3 \times 0,6 = 1,8 \text{ m.}$$

$$H_4 = H_p \cdot (N_{Er} - 1) = 0,6 \times (17 - 1) = 9,6 \text{ m.}$$

$$H_5 = 1,5 \text{ m.}$$

$$H_t = 0,382001935 + 3 + 1,8 + 9,6 + 1,5 = 16,28200194 \text{ m.}$$

La hauteur de la colonne est :  $H_c = 16,282 \text{ m}$



# **CONCLUSION GENERALE**

## Conclusion Générale.

Le stage pratique est autant bénéfique pour l'étudiant que pour la société puisqu'il facilite son intégration rapide dans le milieu professionnel.

Par ailleurs ce stage m'a permis d'approfondir mes connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de traitement de GPL notamment le circuit de fractionnement du GPL.

Mon stage a été réalisé au niveau de la raffinerie de SORALCHIN notamment dans l'unité de traitement et fractionnement (unité Gaz plant) du GPL ; qui concerne a traité (purifié) le GPL afin de le rendre conforme aux normes de commercialisation. Cette unité a une grande importance dans la production des GPL (propane et butane commercial).

Au cours de ce stage nous avons mis le point sur plusieurs problèmes techniques, parmi lesquels le problème de séparation (ou de la perturbation) de séparation au niveau de la colonne C-201 203 (dééthaniseur), c'était le problème le plus proche de notre discipline.

Dans notre étude on a essayé de contribuer à la résolution de ce problème par l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne pour avoir une bonne production de propane en qualité et en quantité.

On a basé dans cette étude sur les méthodes usuelles simples, pour la vérification des paramètres du dééthaniseur (pression, température) ainsi que pour le dimensionnement de cette colonne.

Actuellement la crise d'essence et du gasoil a donné une importante croissance au GPL comme carburant. C'est le moins polluant et le plus performant des énergies fossiles. Une énergie d'avenir en plein développement.

Le GPL est devenu de plus en plus demandé par les secteurs utilisant ce dernier comme source d'énergie. Les deux tiers environ des GPL dans le monde sont produits à partir des usines de gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut.

## **LISTE DES REFERENCES**

# Bibliographie

Lien : <http://www.sonatrach.dz/>

DR. Cours thermodynamique appliquée, IAP Boumerdes 2017.

Msc. REBAI, Cours traitement de gaz, IAP Boumerdes 2017.

Msc. BOUZABAZBIA, Cours génie de séparation, IAP Boumerdes 2017.

GPSA , Engineering Data Book 12 th Edition, SI Volumes I & II.

## **Documents de la raffinerie d'Adrar :**

- ABB process description.
- ABB Lummus Global B.V./ Petro fac Internationa LTD. Data Sheet - Vessel/Column/Reactor.
- ABB Lummus Global B.V. Heat and mass balance.
- Control room data.