

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
UNIVERSITE d'ADRAR
FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT DES HYDROCARBURES ET ENERGIES RENOUVELABLES



**MEMOIRE DE FIN D'ETUDE EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE
MASTER EN GENIE CHIMIQUE**

Thème

Optimisation des paramètres de fonctionnement de débutaniseur GPL

Soutenu le : 24 Juin 2019

Présenté par

Mr. BAYOUCEF Boudjemaa

Mr. BENDAHOU Abd Allah

Encadreur : Mr DAHOU Mohamed El Amine

MCB Univ d'Adrar

Membres de jury

Président : Mr. RAHMOUNI Moustafa

MAA Univ d'Adrar

Examineur : Mr. BENABDELKABIR

Abess

MAA Univ d'Adrar

Année Universitaire : 2018 / 2019

Remerciements

Je remercie Dieu et les parents de la deuxième foi, en particulier la miséricorde de Dieu.

Mes frères et sœurs, ma chère épouse et ma chère fille.

Ainsi que mon professeur DAHOU Mohammed El-Amine, qui a une grande appréciation et le respect.

Ainsi que mon collègue de l'étude, M. BEN DAHOU Abdallah, mon collègue de travail, Mme BENMIR Melouda, mes collègues et les collègues de l'étude et du travail ; Merci beaucoup.

BAYOUCEF.B

Sommaire

SOMMAIRE

Abréviations	i
Liste des figures	ii
Liste des tableaux.....	iii
Introduction générale.....	1

Chapitre 01 : Généralités sur le gaz ; GPL et condensât

I- Généralités sur le gaz naturel.....	03
I-1- Introduction.....	03
I-2- Les différents types de gaz.....	04
I-2-1- Gaz sec.....	04
I-2-2-Gaz humide.....	05
I-2 -3 - Gaz a condensât.....	05
I-2 -4- Gaz associé.....	05
I-3-Le gaz naturel dans le monde.....	07
I-4 - Gaz naturel en Algérie.....	07
I -5 -La production mondiale de gaz Naturel.....	07
I-6- Consommation mondiale de gaz.....	08
I-7- Caractéristiques du gaz naturel.....	09
I-8- Composition chimique.....	10
I-9- Techniques de traitement de gaz.....	11
I-9-1- Généralités sur le traitement.....	11

I-9-2- Les procédés de traitement du gaz naturel.....	11
I-9-3- Les techniques de traitement de gaz.....	12
a)- Procédé PRITCHARD.....	12
b)- Procédé HUDSON.....	12
c)- Procédés mixtes.....	12
I- 10 - Utilisation du gaz naturel.....	13
I-11 - Avantages et inconvénients du gaz naturel.....	14
I -12- Techniques de réinjections de gaz.....	14
I-12-1 Objectif de la réinjections.....	14
I-12-2 Principe de réinjections.....	15
II- Généralités sur le GPL.....	15
II-1- Définition du GPL.....	15
II-2- Production mondiale de GPL.....	16
II-3- Production nationale des GPL.....	16
II-4- Exportation de GPL.....	17
II-5- Les caractéristiques du GPL commercial.....	17
II-6- Avantages et inconvénients techniques du GPL.....	18
II-7- La demande nationale en GPL.....	18
II-8- Utilisation de GPL.....	19
II-8-1- Source de chauffage.....	19
II-8- 2- GPL dans la climatisation.....	19

II-8-3- GPL dans la pétrochimie.....	20
II-8-4- GPL pour la production d'électricité.....	20
II-8-5- GPL carburant.....	20
II-9- Caractéristiques générales des GPL.....	20
II-10- Stockage et distribution des GPL.....	21
III- GENERALITES SUR LE CONDENSAT.....	22
III-1- Définition du Condensât.....	22
III-2- Caractéristiques du Condensât.....	22
III-3- Domaines d'utilisation du Condensât.....	23
III-3-1- Utilisation du Condensât dans la pétrochimie.....	23
III-3-2- Utilisation du Condensât dans le raffinage.....	23
IV- Conclusion.....	24

Chapitre 02 : La rectification

I-Introduction.....	26
II-Fonctionnement d'une colonne de rectification.....	26
III-Classement des colonnes de rectification.....	29
IV-Généralités sur la rectification des mélanges complexes.....	30
IV-1- Choix de la pression dans la colonne.....	31
IV-2- Bilan matière de la colonne.....	32
IV-3-Bilan thermique de la colonne.....	33
IV-4- Fonctionnement à reflux total.....	33
IV-5- Fonctionnement à reflux minimal.....	35
IV-6- Taux de reflux optimal(Opérateur).....	35

V- Nombre des plateaux théoriques à reflux opératoire.....	35
V-1- Détermination des dimensions de la colonne.....	37
V-1-1- Hauteur de la colonne.....	37
V-1-1-a) Nombre des plateaux de la colonne.....	37
V-1-1-b) Espacement entre les plateaux.....	37
V-1-2- Diamètre de la colonne.....	38
V-1-3- Calcul de la hauteur de la colonne.....	38

Chapitre 03 : Partie calcul

I-Introduction.....	41
II-Situation géographique de Gassi Touil.....	41
III- Historique des champs Gassi Touil.....	42
IV- Les centres de production de la région Gassi Touil.....	44
V-Présentation de centre de production Gassi Touil.....	44
VI- Présentation de centre de production (la nouvelle installation CPF).....	44
Exposé de problème.....	45
VII- Partie calcul.....	46
VII-1- Les données de départ.....	46
VII-2- Composition de la charge d'alimentation.....	48
VII-3-Débit et composition du distillat et du résidu.....	49
VII-4-Composition et débits du distillat et de résidu.....	51
VII-5- Pression et température dans la colonne.....	52
a)- La température de condensation totale.....	52
b)- La pression dans le ballon de reflux.....	53
c)- La pression au sommet de la colonne.....	53
d)- La pression au fond de la colonne.....	53
e)- Température au sommet de la colonne.....	54

f)- Température au fond de la colonne.....	54
VII-6- Utilisation de la volatilité relative.....	55
VII-7- Calcul du taux de vaporisation de la charge.....	58
VII-8- Calcul de régime à reflux minimal et opératoire.....	59
VII-9- Fonctionnement à reflux total.....	61
VII-10- Calcul du taux de rebouillage minimal et opératoire.....	62
VII-11- Calcul le nombre de plateaux théoriques dans la colonne.....	63
1)- Calcul du nombre de plateaux minimal dans la zone de rectification.....	63
2)- Calcul du nombre de plateaux minimal dans la zone d'épuisement.....	64
VII-12- Influence des paramètres.....	65
1)- Température.....	65
2)- Taux de reflux.....	65
3)- Taux de rebouillage.....	65
4)- Pression.....	65

Conclusion et recommandations

Conclusion et recommandations.....	67
------------------------------------	----

Bibliographie

Annexes

ABREVIATIONS

GT : Gassi-Touil.

CPF : Centre Processing Facility.

°C : Degré Celsius.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GPL : Gaz du pétrole liquéfié.

AIE : Agence internationale de l'énergie.

TVR : Tension de vapeur Reid.

GN : gaz naturel.

Kwh : kilowatt par heure.

Liste des figures

Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde.....	04
Figure I.2 : Production mondiale du GN.....	07
Figure I.3 : Consommation mondiale du GN.....	09
Figure I.4 : Demande nationale en GPL.....	19
Figure II.1 : Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations.....	28
Figure III.1 : Situation géographique de la région Gassi-Touil.....	42
Figure III.2 : Les différents champs de la région Gassi-Touil.....	43

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Production mondiale de gaz (en Mtep).....	08
Tableau I.2: Caractéristiques du GPL commercial.....	17
Tableau III.1 : Les principaux champs de la région Gassi-Touil.....	43
Tableau III.2 : La composition molaire de la charge de design et celle réel de la charge.....	47
Tableau III.3 : Composition de la charge d'alimentation.....	48
Tableau III.4 : Les compositions de distillat.....	51
Tableau III.5 : Les compositions de résidu.....	52
Tableau III.6 : La pression P_b de ballon de reflux.....	53
Tableau III.7 : La température au sommet de la colonne	54
Tableau III.8 : La température au fond de la colonne.....	55
Tableau III.9 : La volatilité relative moyenne de chaque constituant.....	56
Tableau III.10 : La volatilité relative moyenne de chaque constituant au la zone de Rectification.....	57
Tableau III.11 : La volatilité relative moyenne de chaque constituant au la zone D'épuisement.....	57
Tableau III.12 : Le taux de vaporisation de chaque constituant.....	58
Tableau III.13 : Approximation déterminée paramètre conventionnel.....	60
Tableau III.14 : La valeur de taux du reflux minimale.....	61
Tableau III.15 : Calcule de taux de rebouillage minimal.....	62

Introduction générale

INTRODUCTION GENERALE

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

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

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

Dans les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix années de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place de second rang.

Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une «nouvelle économie » du gaz.

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies les intervenants, la globalisation, les fusions et les alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir « l'énergie du 21eme siècle ».

- **Chapitre I** : introduit des généralités sur le gaz naturel et les différents procédés de traitement du gaz ainsi généralités sur GPL et condensât.
- **Chapitre II** : introduit la théorie de la rectification.
- **Chapitre III** : optimise les paramètres de fonctionnement de débutaniseur de GPL.
- **Conclusion et recommandations**: elle résume le travail effectué et les principaux résultats obtenus et propose des recommandations.

Chapitre 01

Généralités sur le gaz,
GPL et le condensât

I- Généralités sur le gaz naturel

I-1- Introduction

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé.

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur finale.

Mais le coût de son transport pèse de plus en plus lourd, jusqu'à ces dernières années. Le transport du gaz sur des distances de plus en plus longues et dans des conditions de plus en plus sévères devient une nécessité impérieuse pour assurer son développement.

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. En effet, elle représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale.

En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, comme par exemple le faible intervalle de combustion le caractérisant, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Actuellement, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole.

D'après le département américain de l'énergie, la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 23% en 1999 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes. Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y a deux siècles [1].

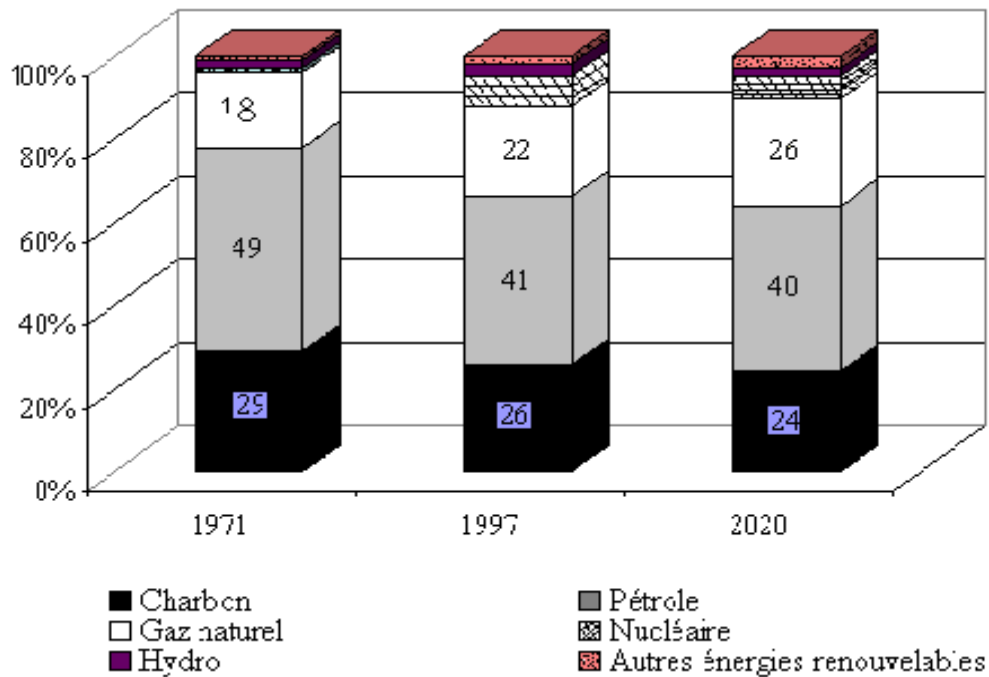


Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde [1].

I-2- Les différents types de gaz

On distingue quatre types:

- Gaz sec.
- Gaz humide.
- Gaz a condensât.
- Gaz associé.

I-2-1- Gaz sec

Un gaz sec ne forme pas une phase liquide dans les conditions de production c'est- à dire que les points représentant les conditions dans les réservoirs et en surface se trouvent tous les deux en dehors du domaine biphasique.

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine biphasique relativement étroit.

Le gaz doit être concentré en méthane et contenir peu d'hydrocarbures plus lourds que lui.

I-2-2-Gaz humide

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.

Dans le cas gaz humide la température du réservoir est supérieure à la température de cri condensation (désigne le point de l'enveloppe du domaine courbe de bulle – courbe de rosé qui correspond à la température maximale d'un équilibre bi phasique) et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone bi phasique et il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production. Par contre il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées (T_s, P_s) qui représente les conditions de surface étant situé dans le domaine liquide – vapeur.

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps, un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec [2].

I-2 -3 - Gaz a condensât

Dans le cas d'un gaz à condensât, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde, la température T_g du réservoir est comprise entre la température critique (point de croisement entre la courbe de bulle et la courbe de rosée) et la température cricondentherme. Tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur ou au-dessus de la zone de condensation rétrograde. Lors de la production, La décompression du gaz à la température conduit à la formation, par condensation rétrograde, d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir.

Dans la majorité des cas la pression de rosée rétrograde et la mise en production mène très vite à une condensation d'hydrocarbures. La phase condensée s'enrichit en constituants lourds [2].

I-2 -4- Gaz associé

Le gaz associé coexiste dans la roche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être sous forme de gaz dissous dans l'huile ou forme de gaz de couverture (gaz cap) situé au-dessus de réserve de pétrole (huile).

En examinant le diagramme de phase du système formé par l'huile et le gaz associé présent le dans le réservoir, le point qui représente les conditions du réservoir se trouve alors dans le domaine bi phasique. Le mélange se compose en effet d'une phase liquide (huile) et d'une phase gazeuse.

Lorsque l'huile est produite. La pression diminue et une partie du gaz dissous est libérée. Cette traction gazeuse est habituellement séparée en surface, le gaz qui reste dissous dans les conditions de séparation est ensuite libéré par détentes successives, la dernière détente étant réalisée à une pression voisine de la pression atmosphérique.

La quantité de gaz dissoute ainsi libérée, soit aux conditions du séparateur de tête, soit aux conditions standards est caractérisée par le GOR (gas-oil Ratio) défini comme le rapport des volumes respectifs de gaz libéré et d'huile résiduelle [2].

I-3-Le gaz naturel dans le monde

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH₄). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

Pendant longtemps le gaz naturel a été considéré comme un parent pauvre de l'exploitation du pétrole, et l'on voyait sur les champs pétroliers mondiaux, des centaines de torchères brûlantes à l'air libre la plus grande partie du gaz naturel produite en même temps que le pétrole.

La plus part des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler ainsi le gaz à l'air libre et en imposant soit une réinjection de ce gaz dans ces formations pétrolières souterraines, soit l'utiliser directement comme source d'énergie.

Au cours de ces deux dernières années la consommation du gaz naturel a connu un accroissement particulièrement rapide ; les besoins mondiales annuels en énergie devraient passer de 180 millions de tonnes équivalents pétrole par jour (mtep/j) en 1995 à 317 mtep/j en 2020 ; ce qui représente une augmentation de 75% avec 3.3 % de croissance annuelle; le gaz naturel aura la plus grande part et pourrait être la première source d'énergie en 2050 [3].

I-4 - Gaz naturel en Algérie

Les réserves algériennes prouvées en gaz sont de l'ordre de 4,550milliards de m3, l'Algérie est l'un des pays pilote exportateur de gaz naturel et de GNL dans le monde Le domaine minier algérien est particulièrement riche en gaz naturel. Les réserves gazières algériennes représentent près de 3% du total des réserves mondiales.

Près de 66% du gaz actuellement commercialisé par SONATRACH proviennent du gisement gazier géant de Hassi R'mel qui possède un gaz à condensât.

I-5 -La production mondiale de gaz Naturel

La production mondiale totale en 2006 était de 2865 milliards de mètres cubes en croissance de 3% par rapport à l'année précédente. Une croissance supérieure à la moyenne annuelle sur la période 1990-2006 (2.3%).

La production gazière mondiale enregistre une bonne performance en 2012, qui s'explique par l'Amérique du Nord (33 % de l'accroissement total), suivie du Moyen-Orient (23 %), l'Asie Océanie (17 %), et l'Afrique (13 %). Les volumes extraits en 2012 par les pays producteurs du Moyen-Orient et d'Asie ont continué d'afficher des taux de progression significatifs, mais ceux-ci sont en retrait par rapport aux années précédentes.

Une hausse de la production de gaz naturel dans le monde est attendue en raison des projets d'exploration et d'expansion planifiés en anticipation d'une demande future haussière.

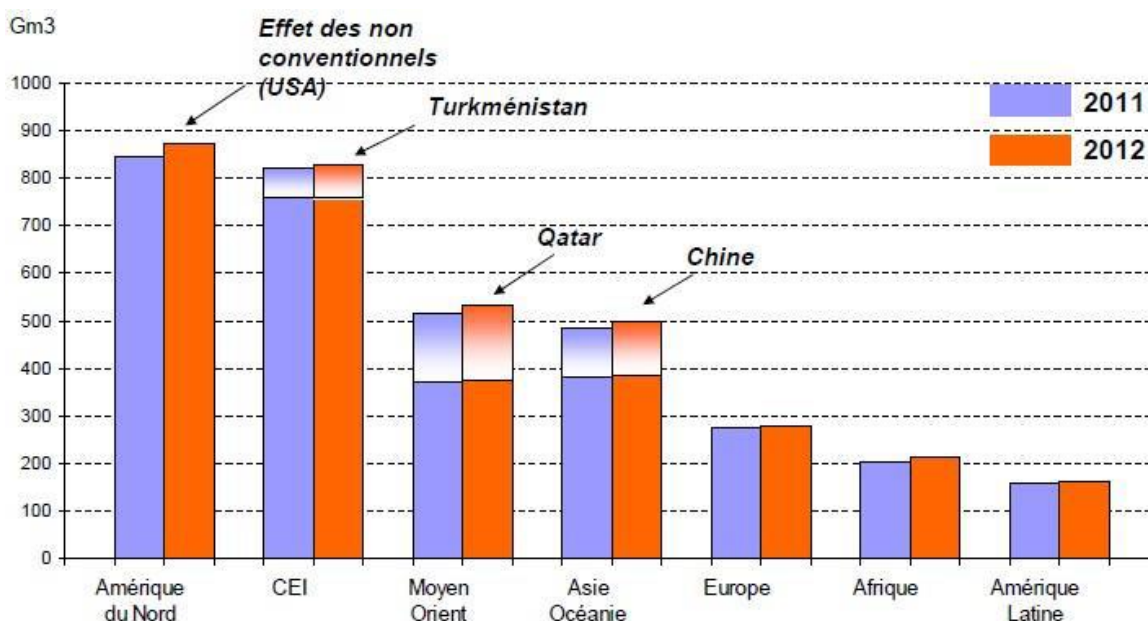


Figure I.2 : Production mondiale du GN [4].

Tableau I.1 : Production mondiale de gaz (en Mtep) [4].

Pays	2016	2017	Évolution 2016-2017	Part dans la production mondiale
États-Unis	627,1	631,6	1,0 %	20,0 %
Russie	506,7	546,5	8,2 %	17,3 %
Iran	174,7	192,5	10,5 %	6,1 %
Canada	147,6	151,6	3,0 %	4,8 %
Qatar	152,2	151,1	-0,5 %	4,8 %
Chine	118,6	128,3	8,5 %	4,1 %
Norvège	99,6	106,0	6,7 %	3,3 %
Arabie Saoudite	90,6	95,8	6,1 %	3,0 %
Algérie	78,6	78,5	-0,1 %	2,5 %
Malaisie	65,0	67,4	4,1 %	2,1 %
Indonésie	60,8	58,4	-3,6 %	1,8 %
Turkménistan	57,6	53,3	-7,1 %	1,7 %
Ouzbékistan	45,7	45,7	0,8 %	-1,1 %
Égypte	34,6	42,1	22,1 %	1,3 %
Mexique	37,5	35,0	-6,5 %	1,1 %
Pays-Bas	36,1	31,5	-12,6 %	1,0 %
Reste du monde	719,3	749,1	4,2 %	23,7 %
Total monde	3 052,3	3 164,6	4,0 %	100,0 %

I-6- Consommation mondiale de gaz

La consommation de gaz dans le monde a connu une forte augmentation de 2016 à 2017 : +3 %, soit le double de l'augmentation entre 2015 et 2016. Cette progression de la demande est essentiellement due à la Chine (+15 %) où le gaz naturel est utilisé pour contenir l'utilisation du charbon dans la production électrique et le chauffage individuel.

La Chine deviendra le premier importateur de gaz en 2019, prévoit l'Agence internationale de l'énergie (AIE). La Chine est devenue aussi un grand pays consommateur de gaz naturel liquéfié (GNL), absorbant 40 % de l'offre mondiale. Plusieurs pays européens, comme l'Allemagne et l'Italie, tirent également la demande à la hausse [5].

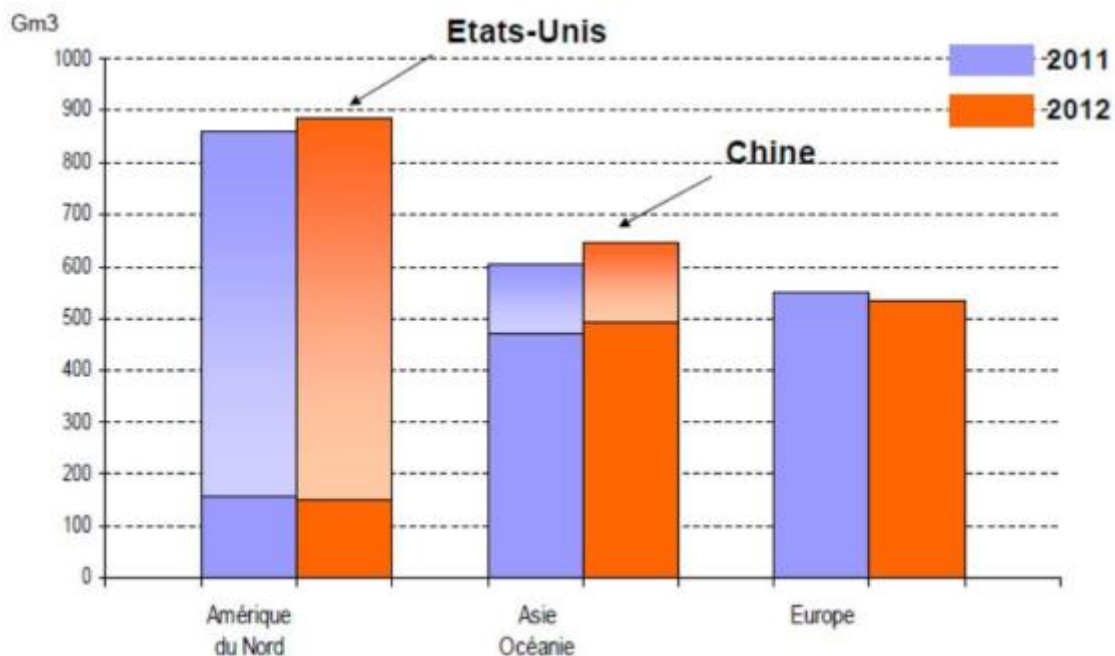


Figure I.3 : Consommation mondiale du GN [4].

I-7- Caractéristiques du gaz naturel

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

➤ Densité

On a coutume de définir la densité d'un gaz par le rapport à sa masse volumique (kg/m^3) dans les conditions de référence choisies, à celle de l'air dans les même conditions (1.225 kg/m^3).

Conditions normales : Température : 0°C ; Pression : $1\text{atm} = 101325 \text{ Pa}$.

Conditions standards : Température : 15°C ; Pression : $1\text{atm} = 101325 \text{ Pa}$.

La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences qui comptent à la même température.

La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

➤ **Pouvoir calorifique**

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

1)- Pouvoir calorifique supérieur PCS

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

2)- Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée reste à l'état vapeur.

Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

➤ **Estimation du pouvoir calorifique**

Connaissant la composition du gaz naturel, son pouvoir calorifique peut être estimé par pondération linéaire à partir du pouvoir calorifique de chacun des constituants, en assimilant le mélange gazeux de départ et les produits de la réaction à des mélanges de gaz parfaits :

$$PC_i = \sum PC_i X_i$$

PC_i : Pouvoir calorifique du constituant « i » (kJ/m^3 ou kJ/mol).

X_i : La fraction molaire du constituant « i » [6].

I-8- Composition chimique

Elle indique la nature des composés hydrocarbures et d'autres constituants du gaz et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leur fraction volumique ou moléculaire. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour les études de vaporisation.

Elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploitation (extraction des produits liquides) [6].

I-9- Techniques de traitement de gaz

I-9-1- Généralités sur le traitement

Le traitement de gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement les constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds.

Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications commerciales ou de transports bien définis.

Les procédés de traitement du gaz sont multiples, et le choix de l'une d'elles est basé sur les critères suivants :

- ✚ Qualité de l'effluent brut.
- ✚ Taux de récupération des hydrocarbures lourds visé.
- ✚ Spécifications des puits.
- ✚ Coût global des investissements.

I-9-2- Les procédés de traitement du gaz naturel

Les principaux traitements qui sont effectués sur le gaz naturel brut se résument à :

La première étape : permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât) et l'eau libre.

La seconde étape de traitements : dépend du mode de transport.

Le gaz naturel et ses fractions peuvent être transportés sous diverses formes :

- Gaz naturel comprimé.
- Gaz naturel liquéfié (GNL).
- Gaz pétrolier liquéfié (GPL).
- Produits chimiques dérivés (méthanol, ammoniac).

Chacune de ces filières apparaît comme une succession d'étapes et constitue une chaîne de traitement de gaz.

Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires, il est nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- ✓ H₂S : toxique et corrosif.
- ✓ CO₂ : corrosif et de valeur thermique nulle.
- ✓ Hg : corrosif dans certains cas.
- ✓ H₂O : conduisant à la formation des hydrates.
- ✓ Les hydrocarbures lourds : condensant dans les réseaux de transport.
- ✓ N₂ : de valeur thermique nulle.

I-9-3- Les techniques de traitement de gaz

Les procédés les plus utilisés sont : le procédé HUDSON et le procédé PRITCHARD.

a)- Procédé PRITCHARD

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

b)- Procédé HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers un TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieur à -430C.

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

Le gaz en provenance de la source productrice est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 28 bars et une température de 56 °C.

c)- Procédés mixtes

Ils sont les plus performants car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, où l'on atteint les (- 66°C).

Les procédés mixtes sont plus performants du fait qu'ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz en provenance des puits producteurs est un

mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 140 bars et une température de (65°C).

Et son principe de fonctionnement s'articule autour des quatre étapes :

a. Elimination de l'eau

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation dans les premiers ballons.

b. Extraction des hydrocarbures liquides

Elle se fait par un abaissement progressif de température du gaz de charge, obtenant un gaz très sec répondant aux spécifications commerciales.

c. Compression du gaz

Le gaz doit être comprimé pour avoir la pression de ligne d'alimentation des puits réinjecteurs et d'assurer une pression suffisante pour l'alimentation de l'usine de GPL.

d. Stabilisation et fractionnement

Le rôle de cette section est le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent.

La stabilisation permet d'éliminer tous les gaz légers tel que le méthane et l'éthane entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons.

Le fractionnement consiste à séparer les hydrocarbures liquides stabilisés en condensât et GPL [5].

I- 10 - Utilisation du gaz naturel

Le gaz naturel est une source d'énergie polyvalente qui peut être employée dans des domaines très variés, tel que :

❖ **Le secteur industriel**

A la fois comme combustible et comme matière première, le gaz naturel est utilisé dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage, son utilisation dans les pays industrialisés est de 25%, à titre d'exemple : la synthèse d'ammoniac à partir du gaz naturel permet de fabriquer des engrais pour l'agriculture. La synthèse du méthanol à partir du gaz naturel est utilisée en chimie de spécialités et comme base d'additif des essences.

❖ La production d'électricité

Depuis une dizaine d'années, le secteur électrique est devenu le moteur principal de l'augmentation de l'utilisation du gaz naturel dans le monde ainsi le gaz naturel offre un bilan environnemental très favorable dans la production d'électricité.

❖ Le secteur domestique

Le gaz naturel est traditionnellement utilisé comme combustible dans la réduction de chaleur pour la cuisson ou le chauffage. 30 % au niveau mondial est destinée au secteur résidentiel, en particulier à la production d'eau chaude et au chauffage des particuliers.

❖ Le secteur d'automobile

L'utilisation du gaz naturel est particulièrement intéressante car elle ne nécessite pas de transformation majeure du moteur. Les moteurs au gaz naturel offrent par ailleurs un bon rendement énergétique combiné à un potentiel important de réduction d'émissions de CO₂ [7].

I-11 - Avantages et inconvénients du gaz naturel

Le gaz naturel comme toute source d'énergie possède des avantages et des inconvénients, parmi ces avantages le gaz naturel est une source d'énergie relativement propre et bon marché.

Le gaz naturel possède un pouvoir calorifique raisonnable (PCS=10 kwh/Nm³) et permet d'engendrer de nombreux produits de base pour l'industrie chimique et pétrochimique, comme l'hydrogène, le méthanol et l'ammoniac.

Quand aux inconvénients du gaz naturel hormis le fait que ses réserves sont limitées et son stockage est très délicat, le prix du gaz naturel est indexé sur celui du pétrole [8].

I-12- Techniques de réinjections de gaz

I-12-1 Objectif de la réinjections

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

- Réduire cette condensation par le maintien de pression ;
- Maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides ;

- Produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchage des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz [7].

I-12-2 Principe de réinjections

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à 350 bars. Ce transfert d'énergie est réalisé par des compresseurs centrifuges tournants à une vitesse de 10000 tr/mn, et entraînés par des turbines à gaz d'une puissance unitaire de 33500 CV.

Cette compression est réalisée en deux étapes :

1)- Compression du gaz sec à 150 bars, par des compresseurs à basses pressions avec refroidissement à travers des aéroréfrigérants et séparation dans des ballons pour éventuelle récupération des liquides.

2)- Compression du gaz à 350 bars par des compresseurs de hautes pressions avec refroidissement final à travers des aéroréfrigérants avant son acheminement vers les puits injecteurs [7].

II- Généralités sur le GPL

II-1- Définition du GPL

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé. Contenant principalement le propane et le butane, ayant une température de vaporisation respectivement de -42°C et 0°C à pression normale permettant de les maintenir liquides à une température ordinaire sous une pression modérée 14 et 5 KPa respectivement, contrairement au méthane et l'éthane qui ne peuvent être liquéfiés qu'à des températures très basses. 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 de GPL se fait à l'état liquide. C'est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement. 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 [6].

II-2- Production mondiale de GPL

Le GPL est récupéré à partir des deux sources essentielles :

1. La récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole.
2. La récupération du propane et du butane sur les champs du gaz naturel.

Cette dernière représente 60% des ressources.

Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation existe, la production et la consommation sont équilibrées.

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

En Afrique du nord et tout particulièrement en Algérie, le GPL est surtout récupéré à partir du gaz naturel dans les unités de traitement de gaz humide. La production des raffineries assure le complément. Le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Le propane et le butane commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges. Une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

La production mondiale du GPL croît à un rythme de 5% par an.

II-3- Production nationale des GPL

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

Jusqu'à 1984, l'Algérie importait du butane en période de pointe. Depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP-1Z la production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande du marché national.

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne du GPL a connu 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 l'Algérie de disponibilités importantes en GPL [9].

II-4- Exportation de GPL

Les marchés méditerranéens et américains (USA) restent les principaux marchés et représentent près de 75% de nos exportations en GPL.

II-5- Les caractéristiques du GPL commercial

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 kilogramme de carburant. Mais, ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C. Cette différence provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15°C d'un G.P.L est de 0.555 Kg/ litre.

Tableau I.2: Caractéristiques du GPL commercial [6].

Caractéristiques	Propane	Butane
Odeur	Caractéristique	Caractéristique
Tension de vapeur relative en bars à 50°C (NF M41-007)	11.5 à 19.3	6.9 max.
Teneur en soufre (ppm)	Non décelable à l'essai	Absence d'eau séparable par décantation
Composés sulfurés	15 max.	-----
Évaporation (NF M41-012)		Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium
Corrosion à la lame de Cu 1 heure à 37.8°C (NF M41-014)	95 min à 15°C	95 min à 1 °c
Masse volumique à 15°c	< = 0.520	> = 0.559

Pouvoir calorifique inférieur (KWh/Kg)	12.78	12.66
Pouvoir calorifique supérieur (KWh/Kg)	13.80	

II-6- Avantages et inconvénients techniques du GPL

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

La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15à 20% par rapport aux carburants traditionnels.

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.

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 [6].

II-7- La demande nationale en GPL

Le niveau de la demande nationale en GPL est de l'ordre de 1.4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de G.P.L carburant (G.P.L/c).

Elle est répartie comme suit :

336.000 tonnes dans la région Ouest (24%) ,516.000 tonnes dans la région Est (37%) et enfin 401.000 tonnes dans la région Centre (29%).

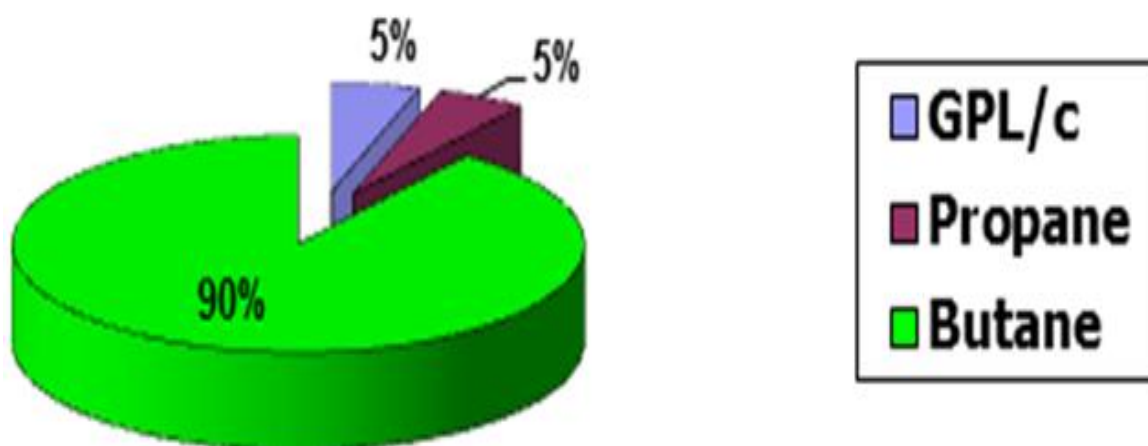


Figure I.4 : Demande nationale en GPL.

II-8- Utilisation de GPL

Nos ressources en hydrocarbures sont essentiellement composées d'hydrocarbures gazeux : le gaz naturel et le GPL.

Compte tenu des profils de production prévisionnels, les GPL constituent la ressource la moins entamée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation des GPL existent pour tous les usages énergétiques. Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résiduel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : transports, industrie, agriculture.

II-8-1- Source de chauffage

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

II-8- 2- GPL dans la climatisation

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

II-8-3- GPL dans la pétrochimie

18% des GPL sont consommés comme charge pétrochimique (production de l'éthylène qui est un produit phare de la pétrochimie). La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de 10%.

L'utilisation du butane est liée essentiellement à la fabrication du MTBE utilisé comme booster des essences en substitution au PTE.

II-8-4- GPL pour la production d'électricité

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale en électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales. Elle atteindra 21,2% en l'an 2010.

Les GPL pour la production d'électricité s'avère être une solution privilégiée par rapport aux autres combustibles (Charbon, Fuel...), et ce tant du point de vue économique qu'écologique.

II-8-5- GPL carburant

La pollution de l'air et climat, le bilan écologique comparé des différents carburants attribue les meilleurs notes, et de loin au GPL, et au gaz naturel.

Si on les généralisait, on soulagerait bien plus l'environnement qu'en améliorant la qualité de l'essence et de diesel. Les autres carburants examinés n'apportent guère des avantages comparés à ces derniers.

Parfois même ils sont moins favorables, tel est le résultat d'une étude réalisée à la demande de l'OFEFP (Office Fédéral de l'Environnement des Forêts et du Paysages) intitulée éco profils des carburants [10].

II-9- Caractéristiques générales des GPL

a)- Odeur

Le GPL est inodore à l'état naturel, pour des raisons de sécurité on ajoute dans des limites précises à des fins de commercialisation des odorants, ces additifs sont des composés sulfurés tels que le Diéthylmercaptane ou le dimethylsulfide.

b)- Tension de vapeur

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

c)- Dilatation

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

d)- Densité

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

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

e)- Température d'ébullition

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C, et celle de butane est de 0°C.

f)- Pouvoir calorifique

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

g)- Impuretés

Le plus important est le Soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse, ainsi que l'eau qui est extraite durant le traitement.

h)- Le GPL est non corrosif à l'acier

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

i)- Le GPL n'a aucune propriété de lubrification

Le GPL n'a aucune propriété de lubrification, ce qui doit être pris en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompes et compresseurs).

j)- Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse [9].

II-10- Stockage et distribution des GPL

Le fait que le gaz de pétrole soit utilisés à l'état gazeux dans les conditions normales de pression et de température, et qu'ils soient obligatoirement stockés et transportés à l'état liquide influence toutes les conditions de manutention.

Les récipients métalliques (de capacité ≤ 100 litres) contenant les gaz de pétrole sont soumis à des pressions d'épreuve de 30 bars pour le propane et de 15 bars pour le butane.

Les stockages se rencontrent tout au long de la chaîne de distribution, depuis la raffinerie jusqu'aux points de distribution et d'utilisation. Si les moyens de stockage classiques (sphères, réservoirs cylindriques, horizontaux ou verticaux) sont encore largement utilisés, les sphères le sont plus, elles ont des capacités pouvant aller jusqu'à alors que 3 000 m³ les réservoirs cylindriques horizontaux ont couramment des capacités d'une centaine de mètres cubes.

Tous les modes de transport valables pour les produits pétroliers peuvent être employés pour les gaz liquéfié : pipelines, navires pétroliers, péniches, camions, wagons citernes, bouteilles.

Les termes de la distribution, c'est-à-dire les gaz vendus aux consommateurs, se fait soit par des bouteilles de différentes capacités surtout (13 Kg) ou par des réservoirs de plusieurs centaines de kilogrammes, soit fixes (remplis périodiquement par un camion-citerne), soit mobiles et laissés en dépôt chez l'utilisateur.

III- GENERALITES SUR LE CONDENSAT

III-1- Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffinées, de (iC₅H₁₂) jusqu'au (C₁₂H₂₆) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

III-2- Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- ✚ **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence ;
- ✚ **Poids spécifique** : Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8 ;
- ✚ **Point d'éclaire** : Son point d'éclaire est inférieure à -40°C ;
- ✚ **Limites d'inflammabilités** : Il est très inflammable, car il a un point d'éclaire inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6% (dans l'air) ;
- ✚ **Densité de vapeur** : Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air [11].

- ✚ **Explosivité et d'inflammabilités** : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, ...etc. On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air [6].
- ✚ **Toxicité physiologique** : Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement). La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher. Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elle ne peut pas causer des symptômes heures d'inhalation [11].
- ✚ **Précautions hygiéniques** : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

III-3- Domaines d'utilisation du Condensât

La particularité du condensât résidu dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie.

Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqué.

III-3-1- Utilisation du Condensât dans la pétrochimie

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

III-3-2- Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la

séparation et la transformation du condensat sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique. [11]

IV- Conclusion

L'industrie des GPL et par l'intermédiaire des organisations telle que le forum mondiale du GPL a pour mission de promouvoir ces combustibles gazeux et doit le faire tout en provoquant dans le choix de combustibles salubres pour l'environnement et à combustion propre, le gaz naturel et GPL peuvent servir cet objectif et ont leur place dans la résolution des problèmes actuels en matière de l'environnement car il y a une diminution importante de la pollution, donc il permet de réduire la dépendance vis-à-vis des autres sources d'énergie [7].

Chapitre 02

La rectification

I - Introduction

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la rectification permet la séparation de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullition. La simplicité du procédé et son prix de revient relativement modique en font une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers. C'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines de pétrochimie, les colonnes de rectification sont largement représentées.

Travaillant comme une machine thermique, entre une source chaude (four, rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête), la rectification met en œuvre un contre courant de liquide et de vapeur. Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange de constituants ; les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les constituants lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond. Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit, entre la tête et le fond de la tour, par un gradient de température qui dérive du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique, dans la mesure où la cinétique le permet, comme dans le cas d'une interface et d'un temps de contact suffisamment grands.

La rectification ordonne ensuite ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade, afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique. Dans les unités industrielles d'une certaine capacité, les contacts discontinus sont matérialisés par les plateaux de la colonne, alors qu'au laboratoire ou dans les installations de faible débit ils s'effectuent en continu sur la surface du garnissage.

II - Fonctionnement d'une colonne de rectification

Le dessin schématique de la colonne est présenté sur la figure (1). La charge est alimentée à la partie médiane de la colonne. Elle peut être admise sous forme liquide, vapeur ou d'un mélange liquide - vapeur. Chaque plateau, le plateau rang « n » par exemple, permet un contact entre la vapeur G_{n-1} montante vers ce plateau et le liquide g_{n+1} qui s'écoule vers ce plateau. A la suite du contact il se produit une modification des compositions des phases, la vapeur s'enrichit en corps les plus volatils et le liquide en corps les moins volatils.

La vapeur G_n qui monte du plateau de rang n est plus riche en corps le plus volatil que la vapeur G_{n-1} , tandis que le liquide g_n est plus riche en constituant le moins volatil que le liquide g_{n+1} . La vapeur G_n arrive sur le plateau immédiatement au-dessous, et liquide vient sur le plateau immédiatement au-dessus.

Ces échanges se poursuivent jusqu'à ce que la vapeur en haut de la colonne et le liquide en bas atteigne les concentrations imposées ou titres extrêmes. Comme on a noté plus haut, l'échange entre les flux ne s'effectue que si le liquide g_{n+1} et la vapeur G_n se trouvant à un même niveau ne sont pas en équilibre. (Si la pression à l'intérieur de la colonne est constante, cette condition est réalisée pour autant que la température t du liquide g_{n+1} soit inférieure à la température T de la vapeur G_n).

La partie de la colonne située au-dessous de l'endroit par où se fait l'alimentation, est appelée zone ou tronçon d'épuisement et la partie au-dessus de l'alimentation est dénommée tronçon de rectification (ou bien tronçon de concentration). Ces tronçons de la colonne où rectifieurs servent à réaliser la même opération. Pour que la rectification puisse se dérouler normalement on enlève par un moyen quelconque une partie de la chaleur Q_C en tête de la colonne. Ceci provoque la condensation d'une fraction de la vapeur de tête.

Le condensât ainsi formé reflue de plateau en plateau vers le tronçon d'épuisement. En bas de la colonne s'effectue l'apport de chaleur Q_R ; cette partie de la colonne appelée rebouilleur émet en permanence un flux de vapeur qui monte vers le haut [12].

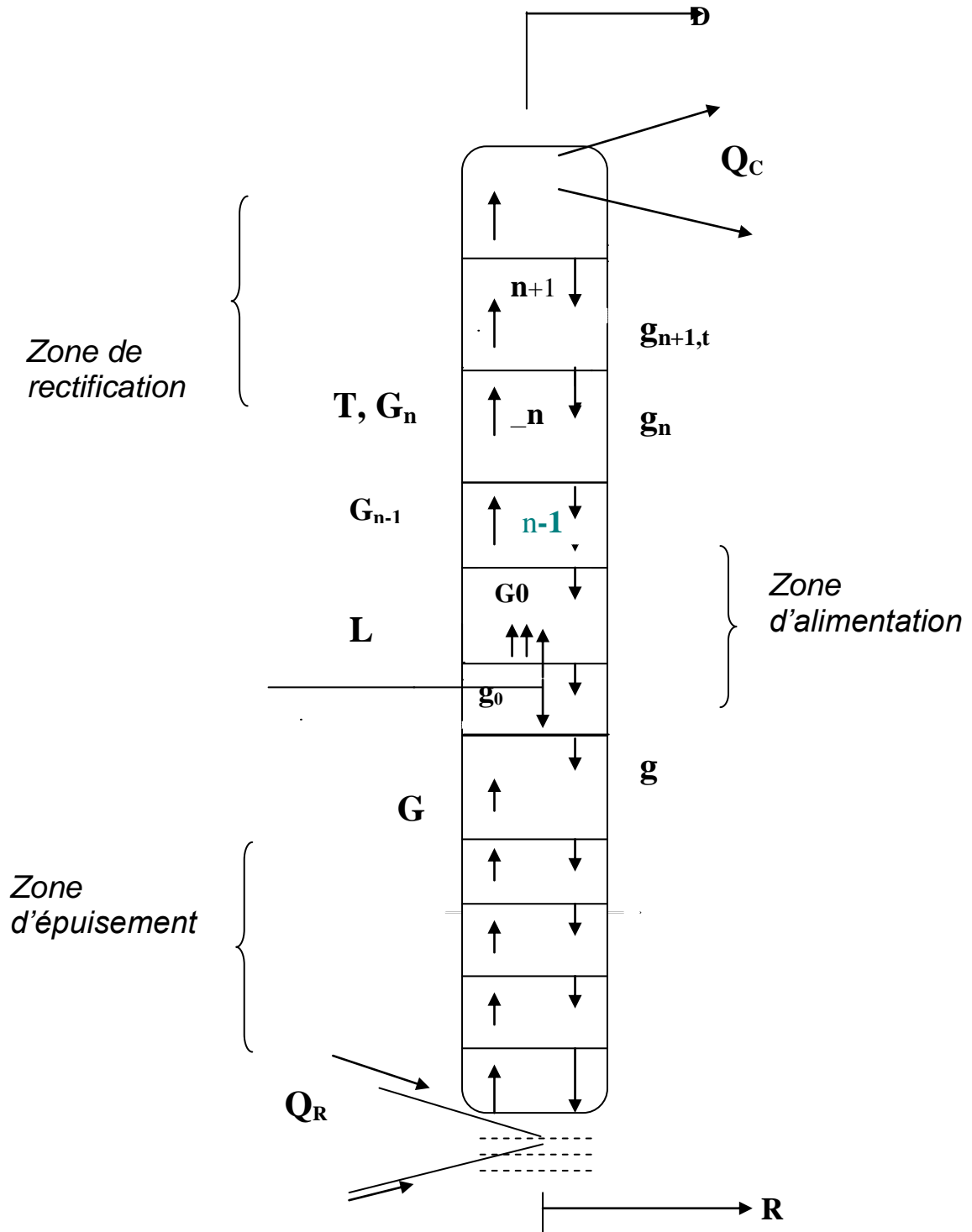


Figure II.1: Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations [13].

Pour obtenir le fonctionnement normal d'une colonne il est nécessaire :

- D'assurer un contact le plus étroit entre le reflux et le flux ascendant des vapeurs ;
- De maintenir le régime de température approprié (La première condition est assurée par la conception même de cloches et des plateaux, et la seconde par le choix de la quantité convenable de reflux) ;
- D'introduire du fluide d'arrosage (de reflux) dans la section de concentration de la colonne, et de la chaleur (à l'aide d'un bouilleur) ou de la vapeur d'eau dans la section de distillation (d'épuisement) de celle-ci.

III - Classement des colonnes de rectification

On utilise en pratique les colonnes à plateaux de barbotage et les colonnes garnies. Si une grande capacité de production est recherchée avant toute autre chose, ce sont les premières qui conviennent le mieux ; par contre, si on doit opérer avec de faibles pertes de charges ou si le liquide à traiter est corrosif on donne la préférence aux colonnes garnies.

En ce qui concerne les plateaux à barbotage, ce sont les plateaux à cloches qui se rencontrent le plus souvent dans l'industrie. Si on table sur un débit ne variant pas de plus de 50% autour de la capacité de production nominale de la colonne on obtient de meilleurs résultats avec des plateaux perforés sans déversoirs. Ces plateaux ont le mérite de demander peu de métal à la construction ; par ailleurs, ils sont simples et permettent des débits plus élevés par unité de surface que les plateaux à cloches et ce avec des pertes de charge plus faibles.

Les colonnes garnies sont très répandues dans l'industrie chimique grâce à leur simplicité de construction et un prix d'implantation bas. Leur inconvénient est une irrégularité de distribution des flux liquide et vapeur d'un point à l'autre de la section plane, d'où une certaine baisse de l'efficacité de plateau et donc celle de la colonne dans son ensemble.

Suivant la pression utilisée on distingue les colonnes de rectifications à vide, celles à pression atmosphérique et celles travaillant à pressions élevées.

Suivant leur arrangement intérieur quant à la division des flux des vapeurs et du reflux, en colonnes cloisonnées, à garnissage, à tamis, à cloches, en cascade et rotatives [12].

IV - Généralité sur la rectification des mélanges complexes

Les mélanges complexes sont fréquents dans l'industrie. Il s'agit des gaz des raffineries constitués d'hydrocarbures légers du méthane à l'heptane, ou des gaz naturels contenant les légers (90%) ainsi que les hydrocarbures plus lourds et liquéfiables.

La rectification de ces mélanges dans une seule colonne permet leur séparation en un distillat complexe, riche en constituants légers, et en un résidu complexe, contenant les constituants lourds.

La théorie de la rectification des mélanges complexes est basée sur les mêmes relations fondamentales (équation d'équilibre des phases, équation du bilan matière et du bilan thermique) appliquées pour la rectification des mélanges binaires.

Dans la théorie de la rectification des mélanges complexes, on distingue deux classes de fractionnement :

- 1- Fractionnement de première classe ; Dans ce fractionnement tous les constituants de la charge à séparer figurent à la fois dans le distillat et dans le résidu.
- 2- Fractionnement de deuxième classe ; Une partie des constituants à séparer est intégralement représentée soit dans le distillat soit dans le résidu. C'est ainsi que leurs concentrations dans un produit obtenu sont égales à zéro.

Dans l'industrie le fractionnement de deuxième classe est couramment employé. Evidemment, dans ce cas, les constituants légers de la charge sont concentrés dans le distillat, alors que les constituants lourds sont représentés dans le résidu. Par contre, il y a les constituants intermédiaires qui sont répartis dans le distillat et dans le résidu en fonction de leur volatilité.

Lors du calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée d'un constituant dans le distillat et du deuxième dans le résidu (constituant – clés).

Souvent les constituants – clés sont choisies : l'un des constituants les plus volatils dans le résidu (constituant –clés volatil) et l'un des constituants les moins volatils dans le distillat (constituant –clés lourd). Les constituants – clés, dans ce cas, sont déterminées comme les constituants limités entre lesquels s'effectue une séparation spécifiée.

Lors de la rectification des mélanges complexes, le problème consiste généralement à déterminer la quantité et la composition des produits obtenus, le taux de reflux et le nombre de plateaux nécessaires dans les zones de la colonne.

Il y a lieu de remarquer également que la théorie de la rectification des mélanges complexes ne dispose pas des méthodes universelles de calculs graphiques. C'est pourquoi, le calcul de la rectification des mélanges complexes s'effectue principalement par des méthodes analytiques.

Pour simplifier le calcul analytique long et fastidieux, on admet généralement deux hypothèses ;

- Constance des débits molaires des phases liquide et vapeur suivant le long de chaque zone de la colonne ;
- Constance des volatilités relatives des constituants dans toute la colonne. C'est à dire on se contente d'utiliser la valeur moyenne de la volatilité relatives [11].

IV – 1 - Choix de la pression dans la colonne

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais en contre partie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne.

Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (eau de mer ou douce et air) qui permet d'obtenir un condensât à 30-45 °C environ.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

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

Ainsi, la pression P_b dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide [7].

$$\sum K_i \cdot X_{D_i} = 1$$

Par approximation successive.

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne est respectivement : [7]

$$P_S = P_b + \Delta P_1$$

$$P_f = P_S + \Delta P_2$$

$$P_L = \frac{P_S + P_f}{2}$$

Où:

ΔP_1 : (0.2 – 0.4) atm : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

ΔP_2 : (0.3 – 0.5) atm : perte de charge due aux résistances des plateaux.

IV – 2 - Bilan matière de la colonne

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant « i » quelconque s'écrivent : [14]

$$L = D + R \quad \text{et} \quad L \cdot X'_{L_i} = D \cdot Y'_{D_i} + R \cdot X'_{R_i}$$

Où :

L : charge d'alimentation par unité de temps ;

D : débit de distillat sortant par unité de temps ;

R : débit de résidu sortant par unité de temps ;

X'_L , Y'_D , X'_R : sont des concentrations molaires respectivement de la charge, de distillat et de résidu.

IV - 3 - Bilan thermique de la colonne

La réalisation de bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant de condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur [15].

L'équation de 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 :

$$h_L = e_D \cdot H_D + (1 - e_D) \cdot h_0$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_i) + R \cdot (h_R - h_i)$$

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

Où:

L, D, R : débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu (K mol / h) ;

Q_R : Charge thermique du rebouilleur (Kcal / h) ;

Q_C : Charge thermique du condenseur (Kcal / h) ;

h_L : Enthalpie de la charge liquide (Kcal / Kmol) ;

e_D : Taux de vaporisation de la charge ;

H_D : Enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal / Kmol) ;

h_D : Enthalpie de distillat en état liquide (Kcal / Kmol) ;

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal / Kmol) ;

h_R : Enthalpie du résidu (Kcal / Kmol) ;

h_i : Enthalpie du liquide alimente le rebouilleur (Kcal / Kmol) ;

H_R : Enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur (Kcal / Kmol) ;

g_x : Débit de reflux liquide (Kmol / h) ;

G_R : Débit de la vapeur provenant du rebouilleur.

IV - 4 - Fonctionnement à reflux total

Dans la théorie de rectification, on utilise deux méthodes du procédé permettant d'établir les cas limités de fonctionnement de la colonne.

L'un des cas limités est le fonctionnement à reflux total correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre le fonctionnement à reflux minimal demandant pour la séparation spécifiée un nombre infini de plateau.

A reflux total, quand les volatilités relatives des constituants peuvent être considérées comme constantes dans la colonne .la relation entre les concentrations des deux constituants (i et j) dans les produits obtenus (distillat et résidu), les volatilités relatives des constituants et le nombre minimal de plateaux sont donnés par la formule FENSKE-UNDERWOOD.

Donc, le nombre minimale de plateaux (N_{\min}) peut être calculé, par la méthode de FENSKE-UNDERWOOD quel que soit la complexité du mélange.

En effet, les équations de bilan de matière et d'équilibre appliquées à chaque étage à partir du sommet, s'écrivent dans le cas de reflux total pour un constituant quelconque [15] :

$$X_{D_i} / X_{D_j} = \alpha_1 \alpha_2 \dots \alpha_n \alpha_r X_{R_i} / X_{R_j}$$

En adoptant une valeur moyenne α_m de la volatilité relative de « i » par rapport à « j » entre le sommet et le fond de la colonne, on aura finalement l'équation de FENSKE-UNDERWOOD.

$$X_{D_i} / X_{D_j} = (\alpha_m)^{m+1} X_{R_i} / X_{R_j}$$

On tire le nombre minimal d'étages :

$$N_{\min} = \text{Log} (X'_{DV} / X'_{RV} \cdot X'_{RL} / X'_{DL}) / \text{Log} \alpha_{V,L}$$

Où :

$\alpha_{V,L}$: volatilité relative du constituant –clé volatil (V) par rapport aux constituants –clé lourds (L), $\text{Log} \alpha_{V,L} = \text{Log} \alpha_m$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification et d'épuisement est déterminé à partir de l'application de FENSKE – UNDERWOOD aux constituants-clé entre l'alimentation et le distillat ou le résidu :

$$NR_{\min} = \text{Log} (X'_{DV} / X'_{DL} \cdot X'_{LL} / X'_{LV})$$

IV – 5 - Fonctionnement à reflux minimal

Pour le calcul du reflux minimal de la rectification des mélanges complexes on a proposé beaucoup de méthodes , parmi elles , du point de vue de la sûreté, la méthode de UNDERWOOD $rf = g / D$ « taux de reflux » est couramment employée , il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement , pour l'hypothèse de LEWIS , c'est dire la supposition de la constante des débits molaires des phases et la constant des volatilité relatives des constituant, il en résulte l'indépendance des volatilités relatives des constituants non seulement de la concentration , mais encor de la température. Dans ces conditions, la valeur minimale du taux de reflux ou du taux de rebouillage [14].

$$\begin{aligned} rf_{\min} &= \sum \varphi Y'_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi \\ &= \sum \alpha_{Li} X'_{Ri} / \alpha_{Li} - \varphi \end{aligned}$$

Le calcul se fait à partir de ces deux équations par approximations successives.

La valeur de φ varie généralement entre les volatilités relatives des constituants-clés.

IV – 6 - Taux de reflux optimal (Opérateur)

A partir d'une alimentation, il est possible de réaliser une séparation spécifiée en choisissant un taux de reflux opératoire en tête. Le taux de reflux donné définit la hauteur de la colonne (En fixant le nombre de plateaux) et son diamètre qui est fonction du débit vapeur donc du taux de reflux. D'autre part, la valeur du reflux imposée également les charges thermiques du rebouilleur et du condenseur qui sont les éléments les plus important des frais opératoires.

D'une manière générale, le taux de reflux optimal $(rf)_{opt}$ est conditionné par le prix de revient minimal des produits obtenus pour les calculs approximatifs. On peut utiliser la formule proposée par GILLILAND [14]:

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{\min}}{(rf)_{opt} + 1} = \frac{0,1}{0,33}$$

$$(rf)_{opt} = 1,3(rf)_{\min} + 0,3 ; \text{ ou } : (rf)_{opt} / (rf)_{\min} = 1,24.$$

V - Nombre des plateaux théoriques à reflux opératoire

Méthodes approximatives

GILLILAND (II) a proposé une corrélation empirique le taux de reflux et le nombre de plateaux théorique. Si N est le nombre de plateaux théoriques correspondent à un taux

de reflux opératoire (rf) les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation [12].

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad \text{Et} \quad \frac{rf - (rf)_{\min}}{rf + 1}$$

La formule de « Fenske- Under Wood », nous donne la relation entre la concentration et les volatilis relatives de deux constituants dans le distillat et dans le résidu.
Le nombre de plateaux minimal : [8]

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

Avec V : Volatil ; L : Lourd

L'application de cette formule aux constituants clés nous donne :

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

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement est fixe par l'application de l'équation de « Fenske- Under Wood » Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu [8].

- ◆ Zone de rectification :

$$NR_{\min} = \log \left(\frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{LL}}{X_{LV}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right)$$

- ◆ Zone d'épuisement :

$$NE_{\min} = \log \left(\frac{X_{LV}}{X_{LL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right)$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière où dans chacune de deux zones, peut calcule par l'application de la méthode « GILLILAND [12].

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = f \left(\frac{rf_{OP} - (rf)_{\min}}{rf_{OP} + 1} \right)$$

D'après la valeur de :
$$\frac{rf - (rf)_{\min}}{rf + 1}$$

On tire du diagramme de GILLIAND la valeur de : $\frac{N - N_{\min}}{N + 1}$ qui nous permette de calculé N.

V - 1 - Détermination des dimensionnes de la colonne

Les conditions de marche d'une colonne « tour » sont : pression, température et taux de reflux en fonction du nombre d'étages.

V-1-1- Hauteur de la colonne : Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun d'eux.

V-1-1-a)- Nombre de plateaux

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « plateau théorique ». En effet, ils représentent un plateau parfois à équilibre entre les phases liquides et vapeurs peut s'établir parfaitement.

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

$$R \text{ efficacité moyenne (\%)} = \frac{\text{Nbr des plateaux théoriques} \cdot 100\%}{\text{Nbr des plateaux réels}}$$

On peut donc lier le nombre d'étages au nombre de plateaux. Il faut un taux de reflux tel que le nombre de plateaux ne soit pas grand tel que la balance économique soit bonne. En effet, les plateaux constituent un investissement et le taux de reflux une dépense d'exploitation.

V-1-1-b)- Espacement entre les plateaux

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

V-1-2- Diamètre de la colonne

Si la vitesse des vapeurs dans la tour est trop grand (diamètre trop petit) des gouttelettes de liquide peuvent être entraînées d'un plateau à l'autre.

Il y a alors by-pass partiel des plateaux, l'équilibre n'est pas atteint, il y a une baisse d'efficacité de plateaux.

Soit « M » la masse des vapeurs présentées en tête de tour, en kg/h.

On a une section limitée égale M/G et le diamètre limite sera :

$$D = \sqrt{\frac{4s}{\pi}} \quad (\text{m})$$

Le calcul est fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) ; Car c'est la zone la plus chargée [8].

$$Q = V \cdot S = V \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$D^2 = \frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi}}$$

Où :

V : La vitesse du fluide (m/s) ;

S : Section du passage (m²) ;

Q : Débit (m³/s).

V-1-3- Calcul de la hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est :

$$HT = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \quad (\text{m})$$

- ❖ $h_1 = \frac{D}{2}$: la distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le sommet de la colonne.
- ❖ $h_2 = (NR - 1) \cdot hp$ (*) : la hauteur de la zone de rectification.
- ❖ $h_3 = 2 \cdot hp$: la hauteur de la zone d'alimentation .hp : la distance entre deux plateaux successifs.

- ❖ $h_4 = (NE - 1) h_p$: la hauteur de la zone d'épuisement.
 - ❖ $h_5 = (12.8 \text{ m})$: la hauteur entre le dernier plateau de la zone d'épuisement et le fond inférieur.
 - ❖ $h_6 = \frac{D}{3}$: la distance entre le 1er plateau de la zone d'épuisement est le fond de la colonne.
- ($h_p = 0,6\text{m}$).

Chapitre 03

Partie calcul

I - Introduction

Le secteur des hydrocarbures joue un rôle très important dans l'économie des pays vue leurs demandes et leurs utilisations devenues indispensables dans chaque foyer et dans chaque entreprise dans le monde.

L'Algérie est classée parmi des plus grands pays exportateurs de gaz naturel dans le monde. Il contient des plusieurs gisements de gaz, le gisement du Gassi Touil est l'un de ces gisements, le traitement de gaz dans ce champ commence à des années 80. Dans les années 2000, cette unité devient insuffisante pour traiter le gaz d'ordre spécification pour cela et d'autres facteurs comme la production de GPL. Sonatrach crée un nouveau projet pour le traitement de gaz de champ Gassi Touil à fin de production de gaz, GPL et le condensat [16].

II - Situation Géographique de Gassi Touil

La région de Gassi-Touil est l'une des dix régions qui constituent actuellement la division production de la branche Amont. Cette dernière fait partie de la wilaya d'Ouargla. Située à environ 1000 km au sud-est d'Alger et à 150 km au sud de Hassi Messaoud, elle est implantée au lieu dit Hassi Touareg. Cette région est située à côté de la route nationale N° 3, reliant Ouargla à In Amenas. Sa superficie est d'environ 170 km de long sur 105 km de large, avec une altitude moyenne de 200 m au-dessus de la surface de la mer, la température varie entre une température max de 50 °C en été et une température min de -05 °C en hiver. [16]

Elle dispose de différentes installations de base, permettant d'assurer la production, le stockage et l'expédition des hydrocarbures. La région de Gassi-Touil est à vocation pétrolière et gazière, elle est composée de plusieurs champs.

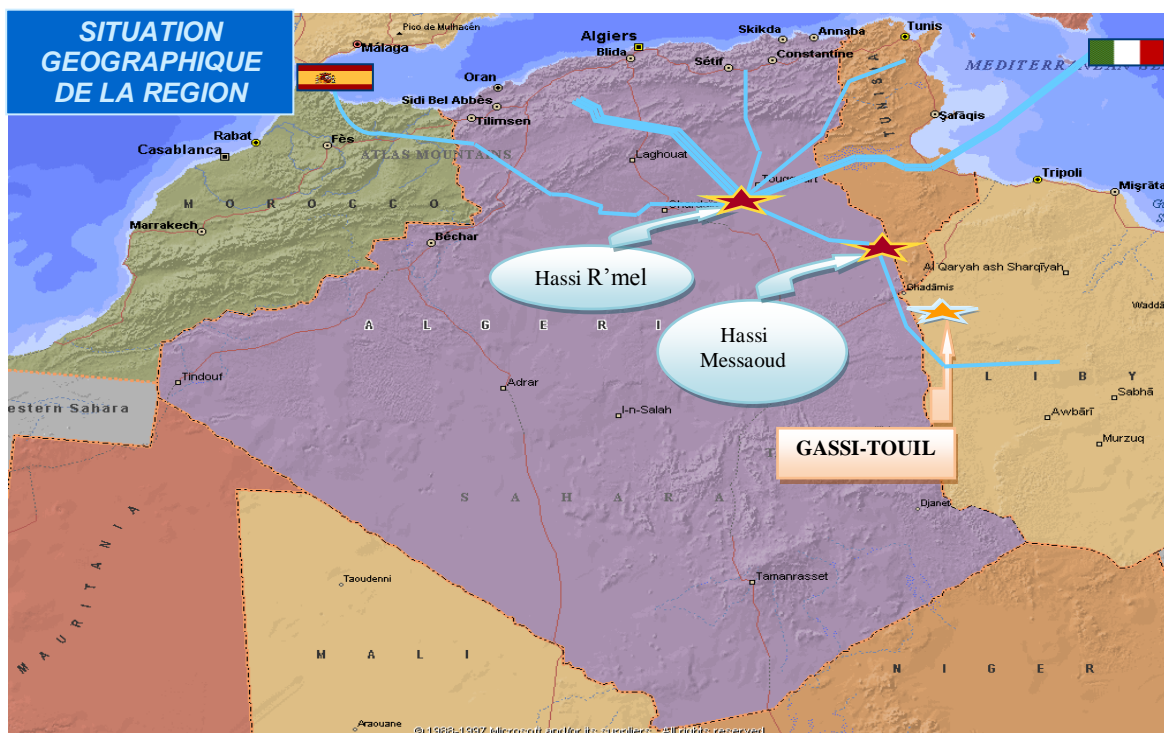


Figure III.1 : situation géographique de la région Gassi Touil.

III - Historique du champ de Gassi Touil

Le champ de Gassi Touil a été découvert en 1961 par le forage de GTLL1, implanté au sommet de la structure « COPEFA-CEP ». Ce forage a mis en évidence la présence de gaz dans les réservoirs des Trias supérieur et inférieur et il a fallu attendre le forage de GTLL3, implanté sur le flanc est de la structure, pour découvrir de l'huile dans le Trias inférieur à une profondeur de 2100 m, soit -1891 m absolu ; le forage de GTLL4 a aussi montré que le Trias intermédiaire était imprégné d'huile à une profondeur de 2020 à 2037 m.

Le développement de ce champ s'est poursuivi très rapidement durant les deux années suivantes où +/- 30 puits ont été forés et mis en exploitation. Depuis, le forage de nouveaux puits a continué jusqu'en 1974 afin de délimiter les contours du gisement. La région de Gassi Touil est composée de plusieurs champs dont les principaux sont représentés dans le tableau suivant.

Tableau III.1 : Les principaux champs de la région de G.T [17].

Champs	N de puits			Découvert
	Brute	Gaz	Total	
Nezla	31	08	39	1958
Brides	×	06	06	1958
Toual	01	09	14	1958
Hassi Touareg	×	×	09	1959
Gassi Touil	67	11	78	1961
Hassi Chergui	×	14	14	1962
Gassi El Adem	×	04	04	1967
Rhourde El Khlef	×	03	03	1959
Total			187	×

Le schéma suivant représente les différents champs de GT [17].

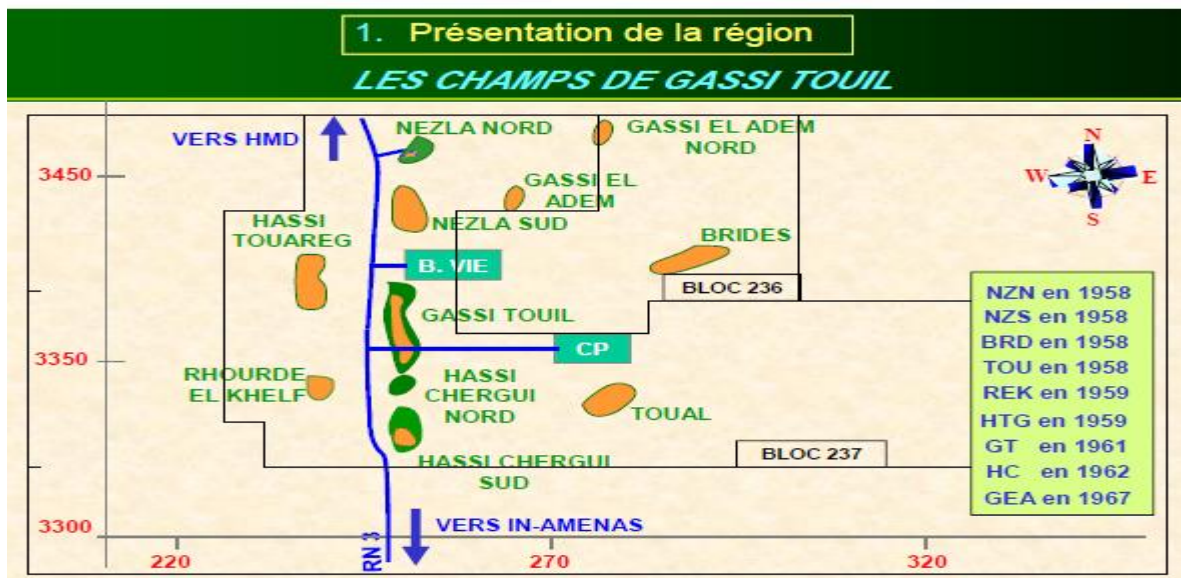


Figure III.2 : Les différents champs de la région de GT.

IV - Les centres de production de la région (GTL)

Les installations pétrolières et gazières du site de Gassi Touil composent par deux centres de production comme suite :

- 1- Le centre de production (Centre de Traitement de Brute) ;
- 2- Le CPF (Centre de Traitement de Gaz).

V - Présentation de centre de production

L'usine (C.P) de Gassi Touil a été mise en production en 1965. La superficie du champ s'étend sur 120 km² et compte 60 puits producteurs, 6 puits injecteurs et 11 puits secs ou abandonnés. La totalité de la production de brut de la région de Gassi Touil est acheminée vers le centre de production

VI - Présentation de centre de production (La nouvelle installation CPF)

L'usine des Installations Centrales de Production (CPF) sera conçue pour traiter 12 millions de mètres cubes de gaz par jour (12 Mm³/j) provenant des champs de Gassi Touil. La capacité de fonctionnement de l'usine CPF sera comprise entre 30% (3,6 Mm³/j) et 110% (13,2 Mm³/j) de la capacité de base. La disponibilité de l'usine CPF sera d'au moins 0,945 (soit 345 jours par an). L'usine des Installations Centrales de Production (CPF) permettra de produire du GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié), du condensat et du gaz résiduaire (gaz de vente).

Les Installations de surface du projet Gassi Touil permettront la collecte, le traitement et l'exportation des volumes de gaz extraits des gisements de gaz naturel suivants: (Bride, Nezla, Gassi El Adem, Gassi Touil, Toul, Hassi Touareg et Rhourde El Khlef).

Les gisements de Gassi Touil renferment du gaz humide à différentes profondeurs et sous différentes pressions et ne contenant pas de H₂S (hydrogène sulfuré). Le nombre total de puits du Projet Gassi Touil est estimé à 54 [18].

EXPOSE DU PROBLEME

Dans un monde où les plus grands changements se font au gré des fluctuations de la bourse, les préférences et les tendances économiques se chevauchent et se défont en continu, laissant derrière elles les nations qui ne s'accrochent pas assez pour suivre leur course effrénée. Justement, ne voulant pas être à la traîne, surtout dans un domaine où il peut se considérer comme maître du jeu, notre pays enchaîne projets et modernisations afin de garder sa position des plus enviées dans le milieu énergétique ; Actuellement, les penchants vont plutôt vers le gaz naturel, boudant peu à peu l'or noir ; cependant, face à une complexité croissante du marché, l'on revient toujours aux échanges plus pratiques des produits liquides.

Sur ce plan, l'Algérie n'a théoriquement pas de souci à se faire car elle possède les deux richesses en compétition ; toutefois elle préfère mettre la mise sur les produits dits « entre les deux », issus de l'industrie gazière comme du raffinage du pétrole, le condensat et le gaz de pétrole liquéfié offrent d'intéressantes alternatives là où de sérieux problèmes peuvent se présenter.

Ajoutons à cela le rôle de ces dérivés dans le développement du raffinage, mais surtout de la pétrochimie (notamment la grande participation du GPL dans la pétrochimie) qui est visée de plus en plus ces dernières années dans les programmes d'investissements du secteur énergétique national. A partir du gaz naturel, le condensat et le GPL sont séparés par différence de températures d'ébullition dans une colonne de rectification dite « débutaniseur » ; il est évident que la qualité et les quantités de ces produits dépendent principalement de l'alimentation et des conditions opératoires dans lesquelles travaille l'équipement de séparation.

Ne pouvant changer la charge, nous devons modéliser les conditions selon les fluctuations de cette dernière.

L'unité traitement gaz Gassi-Touil (CPF) est confrontée à un problème de condensation des vapeurs de tête de débutaniseur qui est due à une augmentation de la température de milieu ambiant qui atteint les 55 °C pendant l'été, or les aéroréfrigérants installés sont calculés à la base d'une température maximal de 50 °C, ce qui provoque la diminution de la capacité de production afin de condenser le GPL.

Le présent mémoire consiste à optimiser les paramètres de fonctionnement de la section débutaniseur GPL afin d'obtenir un GPL correspondant à la commerciale et de

suivie l'influence de cette température sur les paramètres de la colonne à savoir la pression et la température.

VII - Partie calcul

VII -1 Les données de départ

Débit de l'alimentation de Splitter GPL : 1113.18 (Kmol/h)

La température d'alimentation dans la colonne : 170 °C

On choisit comme constituant clé volatil : nC_4H_{10}

On choisit comme constituant clé lourd : iC_5H_{12}

La teneur en nC_4H_{10} dans le résidu : 2 %

La teneur en iC_5H_{12} dans le distillat : 0.4%

L'efficacité des plateaux à clapet : $E = 0.837$

On tenant compte des caractéristiques du GPL commercial :

- Teneur en C_2^- < 3 % mol
- Teneur en C_5^+ < 0.4% mol

Tableau III.2 : Composition molaire de la charge de design et celle réel de la charge en pourcentage.

Constituants	% Mol (réel)	% Mol (design)
CO ₂	0	0,0003
CH ₄	0	0,0003
C ₂ H ₆	0,0218	1,1377
C ₃ H ₈	0,4449	24,7766
iC ₄ H ₁₀	0,1168	12,3601
nC ₄ H ₁₀	0,1643	14,2512
iC ₅ H ₁₂	0,0732	8,5746
nC ₅ H ₁₂	0,0513	6,1194
C ₆ H ₁₄	0,065	8,8956
C ₇ H ₁₆	0,0431	7,1948
C ₈ H ₁₈	0,0109	6,6279
C ₉ H ₂₀	0,0039	4,344
C ₁₀ H ₂₂	0,0016	2,5154
C ₁₁ H ₂₄	0,0032	0,9034
Total	1,000	0,7662

VII - 2 Composition de la charge d'alimentation

La composition massique, molaire ainsi que les débits massique et molaire de la charge sont représenté dans le tableau 3 ci-dessous.

Tableau III.3 : Composition de la charge d'alimentation.

Constituants	Fraction molaire X_{Li}	Masse molaire (g/mol)	$M_i \cdot X'_{Li}$	Fraction massique X_{ji}	Débit massique (kg / h)	Débit molaire (Kmol/h)
C ₂ H ₆	0,0218	30,070	0,655526	0,01130418	729,718569	24,2673285
C ₃ H ₈	0,4449	44,100	19,62009	0,33833743	21840,6959	495,253875
iC ₄ H ₁₀	0,1168	58,120	6,788416	0,11706242	7556,73033	130,019448
nC ₄ H ₁₀	0,1643	58,120	9,549116	0,16466914	10629,8869	182,895508
iC ₅ H ₁₂	0,0732	72,150	5,28138	0,09107443	5879,12769	81,4847912
nC ₅ H ₁₂	0,0513	72,150	3,701295	0,06382675	4120,20834	57,1061447
C ₆ H ₁₄	0,0650	86,180	5,6017	0,09659817	6235,70157	72,3567135
C ₇ H ₁₆	0,0431	100,210	4,319051	0,07447961	4807,88209	47,978067
C ₈ H ₁₈	0,0109	114,230	1,245107	0,02147117	1386,02847	12,1336643
C ₉ H ₂₀	0,0039	128,255	0,5001945	0,00862557	556,806618	4,34140281
C ₁₀ H ₂₂	0,0016	142,282	0,2276512	0,00392572	253,41681	1,78108833
C ₁₁ H ₂₄	0,0032	156,308	0,5001856	0,00862542	556,79671	3,56217667
Total	1,000	/	57,9897123	1,000	64553	1113,18021

Masse moléculaire moyenne

La masse moléculaire moyenne est donnée par la relation suivante :

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

Avec ;

M_i : masse moléculaire de chaque constituant de la charge ;

X'_{Li} : fraction molaire de chaque constituant dans la charge.

Fraction massique

$$X_i = \frac{M_i \cdot X_{Li}}{M_m}$$

Débit massique d'un constituant

$$G_i = X_i \cdot \sum G_i$$

X_i : Concentration massique du constituant

G_i : Débit massique d'un constituant

$\sum G_i$: Le débit massique total de constituant (charge)

Débit molaire d'un constituant

$$G'_i = \frac{G_i}{M_i}$$

G'_i : Débit molaire du constituant i ;

G_i : Débit massique du constituant i.

VII - 3 Débit et composition du distillat et du résidu

Pour la séparation du GPL et du condensât, on fixe les teneurs suivantes :

La teneur en constituant clé lourd (i C₅H₁₂) dans le distillat D du Splitter GPL : $Y'_{Di} = 0.4\%$

La teneur en constituant clé lourd (i C₄H₁₀) dans le résidu R du Splitter GPL : $Y'_{Di} = 2\%$

Donc, ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en iC₅ dans le distillat est faible on peut estimer que les concentrations des nC₅ et plus sont nulles dans le distillat.

Donc : $Y'_{DnC_5} = \dots\dots\dots = Y'_{DC_{11+}} = 0$

De même ; étant donné que la concentration admise du iC_4 dans le résidu n'est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants C_2H_6 ; C_3H_8 ; nC_4H_{10} dans le résidu.

$$\text{Donc : } X'_R C_2 = X'_R C_3 = X'_R nC_4 = 0$$

L'équation du bilan matière pour tout la colonne : $L = D + R$

L'application du bilan matière pour chaque constituant i de la charge donne :

$$L \cdot X'_{Li} = D \cdot Y'_{Di} + R \cdot X'_{Ri} \quad i = 1 \text{ à } 11$$

En substituant les valeurs connues dans toutes les équations, nous avons :

$$C_2H_6 \quad 1113,18021 \cdot 0,0218 = D \cdot Y'_C2 + (L - D) \cdot 0$$

$$C_3H_8 \quad 1113,18021 \cdot 0,4449 = D \cdot Y'_C3 + (L - D) \cdot 0$$

$$iC_4H_{10} \quad 1113,18021 \cdot 0,1168 = D \cdot Y'_C4 + (L - D) \cdot 0$$

$$nC_4H_{10} \quad 1113,18021 \cdot 0,1643 = D \cdot Y'_C4 + (L - D) \cdot 0,02$$

$$iC_5H_{12} \quad 1113,18021 \cdot 0,0732 = D \cdot 0,004 + (L - D) \cdot X'_R C_5$$

$$nC_5H_{12} \quad 1113,18021 \cdot 0,0513 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_5$$

$$C_6H_{14} \quad 1113,18021 \cdot 0,0650 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_6$$

$$C_7H_{16} \quad 1113,18021 \cdot 0,0431 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_7$$

$$C_8H_{18} \quad 1113,18021 \cdot 0,0109 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_8$$

$$C_9H_{20} \quad 1113,18021 \cdot 0,0039 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_9$$

$$C_{10}H_{20} \quad 1113,18021 \cdot 0,0016 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_{10}$$

$$C_{11}H_{22} \quad 1113,18021 \cdot 0,0032 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X'_R C_{11}$$

La résolution de ce système d'équation nous donne en faisant la somme des équations (1), (2), (3), (4) :

$$0,7478 \cdot 1113,18021 = D \cdot (Y'_C2 + Y'_C3 + Y'_iC4 + Y'_nC4) + (L - D) \cdot 0,02$$

$$(Y'_C2 + Y'_C3 + Y'_iC4 + Y'_nC4 + Y'_iC5) = 1$$

$$\text{Donc : } Y'_C2 + Y'_C3 + Y'_iC4 + Y'_nC4 = 1 - Y'_iC5 \quad Y'_iC5 = 0,004$$

$$\text{Par conséquent : } 0,7478 \cdot 1113,18021 = 0,996 \cdot D + (L - D) \cdot 0,02$$

$$0,7478 \cdot 1113,18021 = 0,976 \cdot D + 0,02 L$$

Donc :

$$D = 830.09483 \text{ Kmol/h}$$

On remplace la valeur de D dans l'équation (5), on obtient ;

$$R = 283.0853 \text{ Kmol/h}$$

VII - 4 Composition et débits du distillat et du résidu

Les compositions et les débits du distillat et du résidu sont représentés dans les tableaux ci-dessous.

Tableau III.4 : La composition de distillat.

Distillat				
Constituants	M_i	Y'_i	M_i*Y'_i	D*Y'_i
C ₂ H ₆	30,0700	0,02923441	0,87907871	24,2673326
C ₃ H ₈	44,1000	0,59662325	26,3110853	495,253875
iC ₄ H ₁₀	58,1200	0,15663204	9,10345416	130,019447
n C ₄ H ₁₀	58,1200	0,21351031	12,4092192	177,233804
i C ₅ H ₁₂	72,1500	0,00400000	0,2886000	3,32037932
Total		1,0000	48,9914374	830,094838

Tableau III.5 : Les compositions de résidu.

Résidu				
Constituants	M_i	X'_{Ri}	M_i*X'_{Ri}	R*X'_{Ri}
C ₂ H ₆	30,0700	0,00000000	0,00000000	0,00000000
C ₃ H ₈	44,1000	0,00000000	0,00000000	0,00000000
iC ₄ H ₁₀	58,1200	0,00000000	0,00000000	0,00000000
n C ₄ H ₁₀	58,1200	0,02000000	1,1624000	5,6617060
i C ₅ H ₁₂	72,1500	0,27611603	19,9217716	78,1643892
n C ₅ H ₁₂	72,1500	0,20172764	14,5546492	57,1061295
C ₆ H ₁₄	86,1800	0,25560033	22,0276364	72,3566961
C ₇ H ₁₆	100,2100	0,16948268	16,9838594	47,9780553
C ₈ H ₁₈	114,2300	0,04286221	4,89615025	12,1336616
C ₉ H ₂₀	128,2550	0,01533602	1,96692125	4,3414018
C ₁₀ H ₂₂	142,2820	0,0062917	0,89519566	1,7810878
C ₁₁ H ₂₄	156,3080	0,0125834	1,96688609	3,5621756
Total		1,0000000	84,3754699	283,0853029

VII - 5 Pression et température dans la colonne

Quelque soit la pression du service, la température de condensation total du distillat est au moins 15-20 °C plus grand que la température de fluide réfrigérant.

Pour l'air moyenne T = 45°C.

a) Température de condensation total

$$T_b = T_c + 20 \quad \Rightarrow \quad T_b = 65^\circ\text{C}$$

T_b : Température dans le ballon de reflux

T_c : Température moyenne de fluide réfrigérant

b) La pression dans le ballon de reflux

La pression dans le ballon de reflux est déterminée, par l'équation d'isotherme de la phase liquide : $\sum K_i \cdot X'_{Di} = 1$

K_i : constante d'équilibre du constituant i à la température et à la pression donnée ; il est déterminé d'après le diagramme de SCHEIBLE et JENNY, (voir annexe 1).

La pression P_b est déterminée par approximations successives, le tableau suivant donne la pression P_b

Tableau III.6 : la pression P_b ballon de reflux.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 15,5 bars	$Y'_{Di} \cdot K_i$
C_2H_6	0,029234	3,3	0,0964722
C_3H_8	0,596623	1,17	0,6980490
i C_4H_{10}	0,156632	0,6	0,0939792
n C_4H_{10}	0,213510	0,5	0,1067550
i C_5H_{12}	0,004000	0,2	0,0008000
Total	1,0000		0,9960554

c) La pression au sommet de la colonne : P_s

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

P_s : Pression au sommet de la colonne

P_b : Pression dans le ballon de reflux

ΔP_1 Perte de charge (due à la résistance des conduites) = (0,2---0,5 bar)

Dans notre cas $\Delta P_1 = 0,5$ bar $\Rightarrow P_s = 16$ bar

d) La pression au fond de la colonne : P_f

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

P_f : Pression au fond de la colonne

ΔP_2 : Pert de charge (due à la résistance des plateaux) = (0,3---0,5 bar)

Dans notre cas $\Delta P_2 = 0,4 \text{ bar}$ $\Rightarrow P_f = 16,4 \text{ bar}$

La pression de la colonne est de : P_L tel que $P_L = \frac{P_s + P_f}{2}$

$P_L = 16,2 \text{ bars}$

e) Température au sommet de la colonne

La température au sommet de la colonne est déterminée par l'équation d'isotherme

de la phase vapeur :
$$\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$$

Y'_{Di} : concentration molaire du constituant i dans le distillat.

K_i : constant d'équilibre du constituant i à la température T et à la pression du sommet.

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives, les résultats de calcul sont donnés dans le tableau suivant.

Tableau III.7 : La température au sommet.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 70 °C	Y'_{Di}/K_i
C ₂ H ₆	0,029234	3,5	0,00835257
C ₃ H ₈	0,596623	1,4	0,42615929
i C ₄ H ₁₀	0,156632	0,8	0,19579000
n C ₄ H ₁₀	0,213510	0,6	0,35585000
i C ₅ H ₁₂	0,004000	0,3	0,01333333
Total	1		0,99948519

Donc la température au sommet de la colonne est de 70 °C.

f) Température au fond de la colonne

Elle est déterminée à l'aide de l'équation d'isotherme de la phase liquide :

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

X'_{Ri} : concentration du constituant i dans le résidu.

K_i : constante d'équilibre du constituant i à la température T_f et la pression du fond

La température du fond de la colonne est donnée dans le tableau suivant.

Tableau III.8 : La température du fond.

Constituants	X'_{Ri}	K_i à 203°C	$K_i * X'_{Ri}$
nC ₄ H ₁₀	0,0200	2,5	0,050000
i C ₅ H ₁₂	0,27611603	1,5	0,414174
n C ₅ H ₁₂	0,20172764	1,4	0,282419
C ₆ H ₁₄	0,25560033	0,7	0,178920
C ₇ H ₁₆	0,16948268	0,4	0,067793
C ₈ H ₁₈	0,04286221	0,2	0,008572
C ₉ H ₂₀	0,01533602	0,1	0,001534
C ₁₀ H ₂₂	0,0062917	0,08	0,000503
C ₁₁ H ₂₄	0,0125834	0,05	0,000629
Total	1,0000		1.00

Donc la température au fond de la colonne est de 203°C.

VII - 6 Utilisation de la volatilité relative

Dans le calcul de la rectification des mélanges complexes, on est arrivé à effectuer des séries de calcul d'équilibre sur chaque plateau. L'utilisation de la volatilité relative nous permet un calcul rapide et facile ; la volatilité est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant a celui d'un constituant de référence « r ».

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

K_i : constant d'équilibre du constituant i

K_r : constant d'équilibre du constituant de référence, on qualifié de constituant de référence, on choisit le constituant le moins volatil, dans notre cas c'est le iC₅H₁₂.

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules ci-dessous.

Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{im} = 0,5.(\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$$

Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = 0,5.(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$$

α_{Ri} , α_{Di} : volatilité relatives respectivement du constituant i dans le résidu et dans le distillat.

α_{Li} : volatilité relative du constituant i dans la charge.

Les tableaux suivants donnent les volatilités relatives moyennes de chaque constituant dans les différentes zones ainsi que les volatilités relatives :

a) La zone d'alimentation

Tableau III.9 : la volatilité relative moyenne de chaque constituant.

Constituants	K_i à 170 °C et 16,2 bars	α_{Li}
C ₂ H ₆	10	7,142857
C ₃ H ₈	4,4	3,142857
i C ₄ H ₁₀	2,6	1,857143
n C ₄ H ₁₀	2,3	1,642857
i C ₅ H ₁₂	1,4	1,000000
n C ₅ H ₁₂	1,2	0,857143
C ₆ H ₁₄	0,8	0,571429
C ₇ H ₁₆	0,52	0,371429
C ₈ H ₁₈	0,32	0,228571
C ₉ H ₂₀	0,2	0,142857
C ₁₀ H ₂₂	0,11	0,078571
C ₁₁ H ₂₄	0,021	0,015000

b) La zone de rectification**Tableau III.10** : la volatilité relative moyenne de chaque constituant.

Constituants	K_i à 70°C 16,2 bars	α_{Di}	α_{im}
C ₂ H ₆	3,5	11,6666667	9,40476185
C ₃ H ₈	1,4	4,66666667	3,90476184
i C ₄ H ₁₀	0,8	2,66666667	2,26190484
n C ₄ H ₁₀	0,6	2,00000000	1,82142850
i C ₅ H ₁₂	0,3	1	1

c) La zone d'épuisement**Tableau III.11** : la volatilité relative moyenne de chaque constituant.

Constituants	K_i à 203°C et 16,4 bars	α_{Ri}	α_{im}
n C ₄ H ₁₀	2,5	1,63157895	1,63722197
i C ₅ H ₁₂	1,5	1	1
n C ₅ H ₁₂	1,4	1,02631579	0,94172939
C ₆ H ₁₄	0,7	0,61578947	0,59360924
C ₇ H ₁₆	0,4	0,37368421	0,37255661
C ₈ H ₁₈	0,2	0,23684211	0,23270655
C ₉ H ₂₀	0,1	0,15789474	0,15037587
C ₁₀ H ₂₂	0,08	0,11578947	0,09718024
C ₁₁ H ₂₄	0,05	0,07631579	0,045657895

VII - 7 Calcul du taux de vaporisation de la charge

Le taux de vaporisation de l'alimentation e'_0 et les compositions des phases liquides et vapeurs en équilibre à l'entrée de la colonne sont calculés à l'aide des équations suivantes :

$$\sum X'_{oi} = \sum \frac{X'_{Li}}{1 + e'_0 (K_i - 1)} \quad \text{Et} \quad Y'_{oi} = K_i \cdot X'_{oi}$$

X'_{Li} : concentration du constituant « i » dans la charge ;

X'_{oi} : concentration du constituant « i » dans la phase liquide ;

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

Le taux de vaporisation est calculé dans le tableau suivant.

Tableau III.12 : Le taux de vaporisation.

Constituants	X'_{Li}	K_i	e'_0	$e' * (K_i - 1)$	$1 + e' * (K_i - 1)$	$X'_{Li} / 1 + e' * (K_i - 1)$
C_2H_6	0,0218	10	1,441546	12,973914	13,973914	0,00156005
C_3H_8	0,4449	4,4	1,441546	4,9012564	5,9012564	0,07539073
iC_4H_{10}	0,1168	2,6	1,441546	2,3064736	3,3064736	0,03532464
nC_4H_{10}	0,1643	2,3	1,441546	1,8740098	2,8740098	0,05716752
iC_5H_{12}	0,0732	1,4	1,441546	0,5766184	1,5766184	0,04642848
$n C_5H_{12}$	0,0513	1,2	1,441546	0,2883092	1,2883092	0,03981963
C_6H_{14}	0,065	0,8	1,441546	-0,2883092	0,7116908	0,0913318
C_7H_{16}	0,0431	0,52	1,441546	-0,69194208	0,30805792	0,13990875
C_8H_{18}	0,0109	0,32	1,441546	-0,98025128	0,01974872	0,55193451
C_9H_{20}	0,0039	0,2	1,441546	-1,1532368	-0,1532368	-0,02545081
$C_{10}H_{22}$	0,0016	0,11	1,441546	-1,28297594	-0,28297594	-0,00565419
$C_{11}H_{24}$	0,0032	0,021	1,441546	-1,41127353	-0,41127353	-0,00778071
Total	1					1

Donc $e'_0 = 1,441546$

VII - 8 Calcul de régime à reflux minimal et opératoire

Pour le calcul de reflux minimal, on a beaucoup de méthodes parmi elles, la méthode de Winder Wosd est couramment employée, il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement seulement pour les suppositions des débits molaires des phases et de la constante des volatilités relatives des constituants.

Dans ces conditions, la valeur minimale du taux de reflux ou de taux de vaporisation est calculé d'après la formule de Winder Wosd suivant :

$$(rf_{\min}) = \varphi \cdot \sum \frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} \qquad e'_{0} = \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

φ : Paramètre conventionnel déterminée par approximation de l'équation,

D'une manière général, la valeur de φ se trouve dans l'intervalle [1-1.59] c'est-à-dire entre les volatilités relatives clé, volatil et lourd.

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau suivant.

Tableau III.13 : approximation déterminée (φ) Paramètre conventionnel.

Constituants	α_{Li}	X'_{Li}	P	$\alpha_{Li} * X'_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} * X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C ₂ H ₆	7,142857	0,0218	1,276143	0,15571429	5,86671414	0,02654199
C ₃ H ₈	3,142857	0,4449	1,276143	1,39825714	1,86671414	0,74904728
iC ₄ H ₁₀	1,857143	0,1168	1,276143	0,21691429	0,58099986	0,37334654
nC ₄ H ₁₀	1,642857	0,1643	1,276143	0,26992143	0,36671414	0,73605405
iC ₅ H ₁₂	1,000000	0,0732	1,276143	0,07320000	-0,27614300	-0,26508005
n C ₅ H ₁₂	0,857143	0,0513	1,276143	0,04397143	-0,41900014	-0,10494371
C ₆ H ₁₄	0,571429	0,065	1,276143	0,03714286	-0,70471443	-0,05270625
C ₇ H ₁₆	0,371429	0,0431	1,276143	0,01600857	-0,90471443	-0,01769461
C ₈ H ₁₈	0,228571	0,0109	1,276143	0,00249143	-1,04757157	-0,00237829
C ₉ H ₂₀	0,142857	0,0039	1,276143	0,00055714	-1,13328586	-0,00049162
C ₁₀ H ₂₂	0,078571	0,0016	1,276143	0,00012571	-1,19757157	-0,00010497
C ₁₁ H ₂₄	0,015000	0,0032	1,276143	0,000048	-1,261143	-3,8061E-05
Total						1,44155

Les résultats des calculs montre que $e_0' = 1,44155$; donc la valeur $\varphi = 1,27618$.

La valeur du taux de reflux minimale :

$$(rf_{\min}) = \varphi \cdot \sum \frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau III.14 : La valeur du taux de reflux minimale.

Constituants	Y'_{Di}	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C ₂ H ₆	0,029234	5,86671414	0,004983028
C ₃ H ₈	0,596623	1,86671414	0,319611336
i C ₄ H ₁₀	0,156632	0,58099986	0,269590426
n C ₄ H ₁₀	0,21351	0,36671414	0,582224618
i C ₅ H ₁₂	0,00400	-0,276143	-0,014485249
Total	1		1,161924159

$$(rf)_{\min} = 1,48278138$$

Le taux de reflux opératoire est :

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,24 \cdot (rf)_{\min}$$

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,83865$$

VII -9 Fonctionnement à reflux total

L'application de la formule de FENSKE aux deux constituants clé (nC₄, iC₅) permet de calculer le nombre de plateaux théoriques (N_{min}) :

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{Y'_{DnC4} \cdot X'_{RiC5}}{Y'_{DiC5} \cdot X'_{RnC4}}\right)}{\log(\alpha_{LnC4} / \alpha_{LiC5})}$$

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{0,156632 \cdot 0,276116038}{0,004 \cdot 0,02}\right)}{\log(1,64285/1)} = 12,67$$

$$N_{\min} \approx 13 \text{ plateaux}$$

VII -10 Calcul du taux de rebouillage minimal et opératoire

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation ci- dessous :

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

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau suivant.

Tableau III.15 : calcul de taux de rebouillage minimal.

Constituants	X' _{Ri}	α _{Li}	α _{Li} *X' _{Ri}	α _{Li} - φ	α _{Li} *X' _{Ri} / α _{Li} - φ
nC ₄ H ₁₀	0,020000	1,642857	0,03285714	0,36671414	0,089598781
i C ₅ H ₁₂	0,276116	1,000000	0,27611603	-0,27614300	-0,999902333
n C ₅ H ₁₂	0,201728	0,857143	0,17290943	-0,41900014	-0,412671544
C ₆ H ₁₄	0,255600	0,571429	0,14605744	-0,70471443	-0,207257628
C ₇ H ₁₆	0,169483	0,371429	0,06295078	-0,90471443	-0,069580832
C ₈ H ₁₈	0,042862	0,228571	0,00979706	-1,04757157	-0,009352161
C ₉ H ₂₀	0,015336	0,142857	0,00219086	-1,13328586	-0,001933191
C ₁₀ H ₂₂	0,006292	0,078571	0,00049435	-1,19757157	-0,00041279
C ₁₁ H ₂₄	0,012583	0,015000	0,00018875	-1,261143	-0,000149667
Total					-1,611661363

Le taux de rebouillage minimal :

(rb) _{min} = 1.61166

Le taux de rebouillage opératoire est calculé comme suite :

$$(rb)_{opt} = (rf)_{opt} \cdot \frac{D}{R} + (1 - e'_0) \cdot \frac{L}{R} - 1$$

$$(rb)_{opt} = 1.83865 \cdot \frac{830,09483}{283,0853} + (1 - 1,44155) \cdot \frac{1113,1801}{283,0853} - 1$$

$$(rb)_{opt} = 2.655184$$

VII -11 Calcul du nombre des plateaux théoriques dans la colonne

Le nombre des plateaux théoriques est de 17 (calculé précédemment) ; on calcul le rapport suivant :

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} = \frac{2.54366 - 2.05134}{2.54366 + 1} = 0,125$$

D'après le diagramme de GILLIAND (voir l'annexe 2) on aura :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,5 \quad \Rightarrow \quad N = \frac{0,55 + 12.67}{1 - 0,55} = 29.377$$

Où : N c'est le nombre de plateaux théorique pour la colonne entière, et en tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet et qui égale à 0,837 (E = 0,837) le nombre réel dans la colonne est de :

$$N_R = \frac{N}{E} = \frac{29,37}{0,837}$$

$$N_R \approx 35 \text{ plateaux}$$

1) Calcul du nombre des plateaux minimal dans la zone de rectification

L'application de l'équation de WINDER WOSD aux constituant clé entre l'alimentation et distillat donne :

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{X'_{Dv} \cdot X'_{Ll}}{X'_{Dl} \cdot X'_{Lv}}}{\log \frac{\alpha_v}{\alpha_l}}$$

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{0.1643 \cdot 0.27611}{0,0732 \cdot 0,02}}{\log \frac{1,654}{1}} = 6.81$$

$$N_{Rth.min} = 5.28$$

$$\frac{N_R - N_{\min}}{N_R + 1} = 0,55 \quad \text{d'où on tire } N_R / \quad N_R = \frac{5,28 + 0,55}{1 - 0,55} = 12,95$$

Le nombre des plateaux réels dans la zone de rectification est :

$$N_{RR} = \frac{N_R}{E} = \frac{12,95}{0,83} = 15,60$$

$N_{RR} \approx 16 \text{plateaux}$

2) Calcul du nombre des plateaux minimal dans la zone d'épuisement

L'application de l'équation de WINDER WOSD aux constituant clé entre l'alimentation et résidu donne :

$$N_{Eth.min} = \frac{\log \frac{X'_{Lv} \cdot X'_{Rl}}{X'_{Ll} \cdot X'_{Rv}}}{\log \frac{\alpha_v}{\alpha_l}}$$

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{0,1643 \cdot 0,27611}{0,0732 \cdot 0,02}}{\log \frac{1,654}{1}} = 6,81$$

$$\frac{N_R - N_{\min}}{N_R + 1} = 0,55 \quad \text{d'où on tire } N_E / \quad N_E = \frac{6,81 + 0,55}{1 - 0,55} = 16,35$$

Le nombre des plateaux réels dans la zone d'épuisement est :

$$N_{ER} = \frac{N_E}{E} = \frac{16,35}{0,83} = 19,69$$

$N_{ER} \approx 20 \text{plateaux}$

On constat d'après les résultats obtenus que x le nombre de plateau total de la colonne s'augment à 36 plateaux, cela est dû au l'appauvrissement de la charge de la colonne en constituant volatil.

VII-12 Influences des paramètres

- 1- **Température de la charge** : elle permet d'obtenir deux phases (liquide-vapeur) dans la zone de flash.
- 2- **Taux de reflux** : les éléments les plus volatils s'échappent vers le haut avec les vapeurs et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond. Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne, par un gradient de température qui est assuré par le taux de reflux, celui-ci permet d'ajuster la température en tête de colonne à la valeur choisie pour diminuer au maximum la concentration des éléments lourds dans le GPL comme les C₅₊.
- 3- **Taux de rebouillage** : à l'aide du rebouilleur, on apporte au fond de la colonne une certaine quantité de chaleur, où le liquide provenant du plateau supérieur se vaporise partiellement ce qui permet d'éliminer les constituants les plus volatils dans le condensat, afin de diminuer la TVR (tension de vapeur Reid).

La présence des C₄₋ dans le condensat provoque l'augmentation de la tension des vapeurs de condensat, ce qui présente un danger permanent lors du stockage et transport des produits finis.

- 4- **Pression** : une augmentation de la pression dans la colonne se traduit par une augmentation de la capacité de chauffe, donc une consommation plus élevée de l'énergie.

Conclusion et recommandations

Conclusion et recommandations

L'Algérie par le biais de la société nationale SONATRACH a mis en place un important plan développement actuellement en cours de réalisation pour la valorisation des produits liquides, et ce par la construction des centres de traitement du gaz et fractionnement des produits finis.

La théorie de procédé rectification joue un rôle très important dans l'industrie de traitement des hydrocarbures, ce procédé est basé sur le transfert de matière et de chaleur. Actuellement, la crise du pétrole (diminution des réserves et augmentations de prix de revient) a donné une importance croissante au gaz naturel comme source d'énergie alternative. C'est la moins polluante et la plus performante 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 de GPL dans le monde sont produits à partir des usines de gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut.

Au cours de notre passage de calcul, des simulations de la section de fractionnement de la colonne débutaniseur basons sur la variation de température, pression, refroidissement (taux de reflow) et chauffage (taux de rebouillage), on constate une large convergence entre les résultats obtenus et celles obtenus réellement sur le procédé.

Une légère déférence de 2% peut être exprimée par le décline des rendements de rebouilleur et aéros de condensation de produits de reflux et par aussi l'incertitude et le changement continu de la composition de la charge.

Suite aux résultats obtenus, le nombre des plateaux nécessaires pour une optimisation de la section débutaniseur est de (36) supérieur de nombre (35) installé, de fait que l'étude engineering tient en compte des considérations purement économiques et mécaniques (Stabilité de la structure).

Notre projection afin de palier a cette contrainte est d'installer des aéros plus performants et d'installer d'autre part des humidificateurs pour éviter l'influence de la température ambiante sur le fonctionnement de la colonne et surtout dans les périodes estivales.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] : REVUE TRIMESTRIEL DE SONATRACH, Revue n°15.Décembre 2002.
- [2] : Alexandre ROJEY, Le GAZ NATUREL - Production Traitement Transport, Editions Technip, Paris, 1994, Pages : 74-76.
- [3] : Le gaz Natural production traitements transports ; préférence de Lucien SAJUS directeur, délégué général technique président de la communication gaz du comité d'étude pétrolières et Marines (CEPM). Editions technique 27 rue ginoux 75737 Paris cedex 15.
- [4] : UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA Mémoire présenté pour l'obtention du diplôme de MASTER, préparé par : Mr.KERBOUCHE Ali et Mr.KAABOUCHE Boumadiane. Thème : Vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 à HASSIR'MEL MPP1 Année Universitaire : 2015/2016.
- [5] : Mémoire fin de formation prépare par Mr BABKER Ahmed, thème : Vérification des calculs avec les paramètres de la colonne de stabilisation du condensat (train 10) au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [6] : Mémoire fin de formation préparé par Mr BAYOUCHEF Boudjema, thème : Vérification des paramètres de fonctionnement du sécheur de gaz lourd au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [7] : MEMOIRE EN VUE DE L'obtentionDU DIPLOME DE MASTER préparé par: Mr.ZERNIZ Brahim. Thème : OPTIMISATION DES PARAMÈTRES DE FONCTIONNEMENT D'UN DEBUTANISEURE,UNIVERSITE LARBI BEN M'HIDI OUM EL BOUAGHI Promotion 2015/2016
- [8] : MémoirePrésenté pour l'obtention du diplôme de MASTER Préparé par : Mr.KERBOUCHE Ali et Mr.KAABOUCHE Boumadiane. Thème : Vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 à HASSIR'MEL MPP1, UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA Année Universitaire : 2015/2016.
- [9] : Conférence sur Le GPL (1997). Hassi Messaoud. Janvier2000 «Séminaire sur ledéveloppement et la production du GPL ».
- [10] : Mémoire fin de formation prépare par Mr BENCHINOUNE Rochdi, thème Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de production GPL au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [11] : Résumé des journées scientifique et techniques.Alger.Avril1998.

[12]: P.WUITHIER : « Raffinage et génie chimique. » Tome I et II Edition Technique, Paris 1972.

[13] : Mémoire Présenté pour l'obtention du diplôme de MASTER Préparé par : Mr.MEDJOU DJ Ahmed Belkacem et Mr. BERRABAH Toufik. Thème : OPTIMISATION DES PARAMETRES DE MARCHE DE LA SECTION DE FRACTIONNEMENT DE L'UTG DE GUELLEL Université KASDI MERBAH OUARGLA Année Universitaire : 2015/2016.

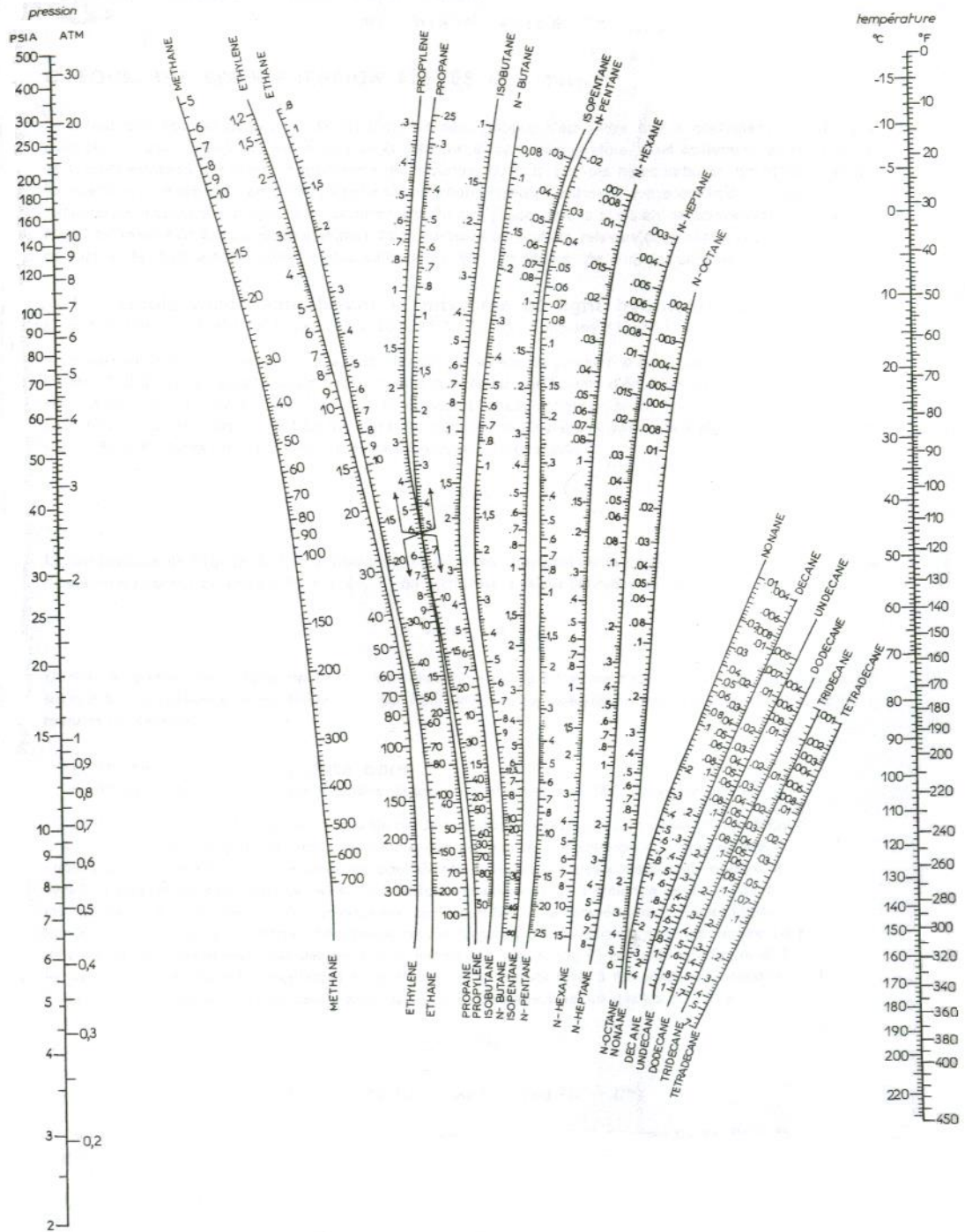
[14] : J. P. WAUQUIER, Procèdes de séparation tome II - Edition technip 1998, Pages : 95-236.

[15] : Mémoire Présenté pour l'obtention du diplôme de MASTER Préparé par : Mr.SEROUTI Younes et Mr.LAGGOUN Ahmed. Thème : Dimensionnement du débutaniseur afin de maximiser la récupération de C5+, Université d'El Oued. Année Universitaire : 2014.

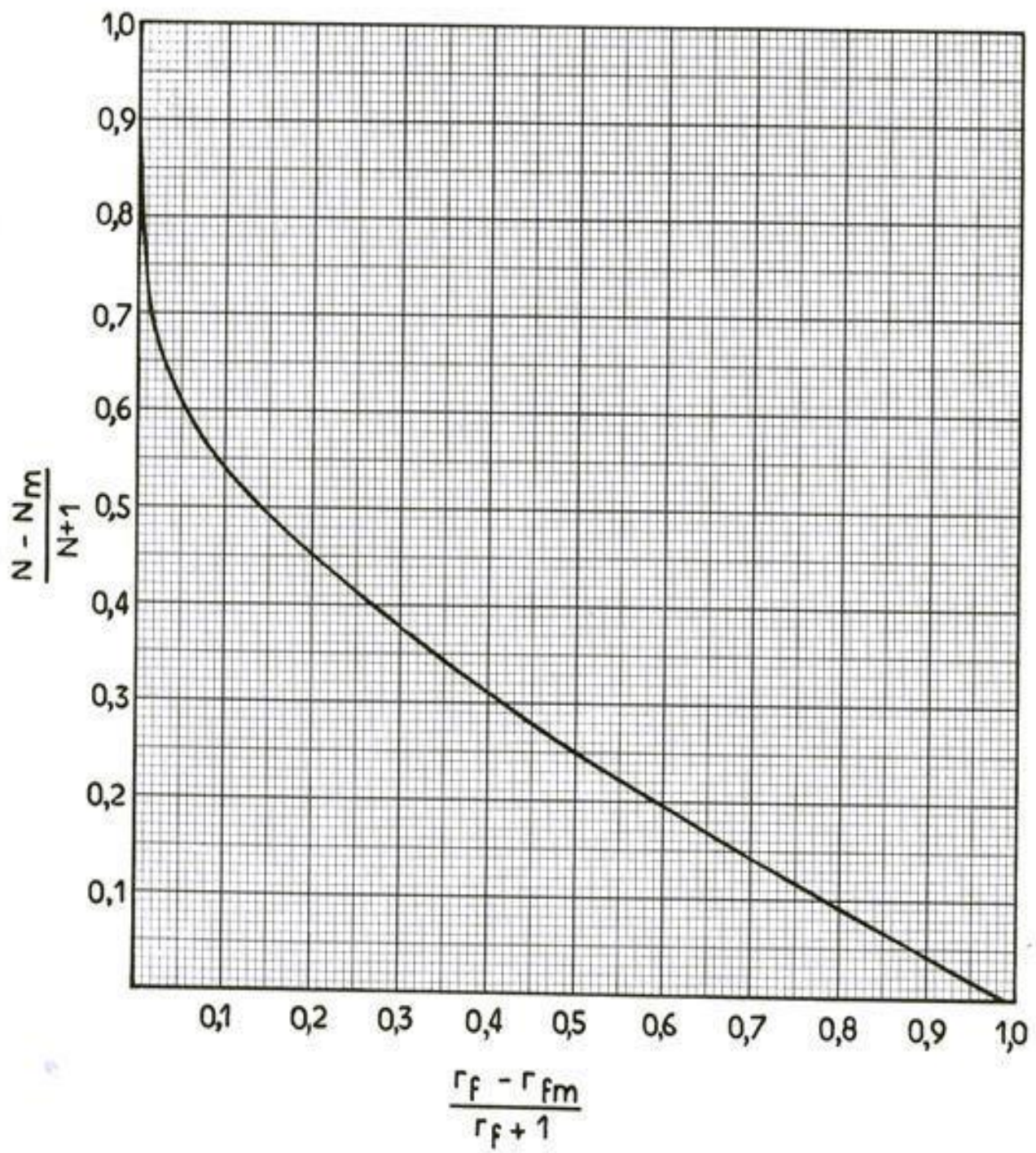
[16] : Projet professionnel de fin de formation préparé par Mr. AISSAOUI Rabah en 2017.

[17] : Revue trimestrielle de Sonatrach « Séminaire sur le développement et la production du GPL » 203.

[18] : manuel opératoire pour CPF sur site préparé par Mr .t.tsuchiya 11/01/2013.



Annexe 1- Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel & Jenny)



Annexe 02- le diagramme de GILLIAND

Résumé

Durant la production du GPL, l'unité de traitement de gaz Gassi Touil (CPF) est confrontée à un problème de condensation des vapeurs de tête de débutaniseur (dimensionné à 50 °C) qui est due à l'augmentation de la température de milieu ambiant qui atteint les 55°C pendant l'été, ce qui permet d'influencer sur la qualité et la quantité du GPL produit.

Ce travail porte sur le calcul de vérification et l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la section débutaniseur. Les résultats trouvés montre un nombre de plateaux calculé égal à 36 ce qui est supérieur de nombre de plateaux actuelle égal à 35. L'application de cette valeur trouvée permet de résoudre définitive de ce problème traité.

Mots clés : Gassi Touil, GPL, débutaniseur, optimisation.

ملخص

أثناء إنتاج غاز البترول المميع، تواجه وحدة معالجة الغاز على مستوى حقل قاسي الطويل مشكلة تكثيف أبخرة عمود الديبيتانيزور حيث (المصمم على 50 درجة مئوية) ويعزى ذلك إلى زيادة درجة الحرارة المحيطة به و التي تصل إلى 55 درجة مئوية خلال فصل الصيف وهذا يؤثر على جودة وكمية غاز البترول المميع المنتج.

يركز هذا العمل على حساب تحقق وضبط عوامل التشغيل الخاصة بقسم الديبيتانيزور حيث توضح النتائج المتحصل عليها في هاته المذكرة إلى ان عدد الطوابق المتحصل عليها حسابيا يساوي 36 طابق أي أقل من عدد الطوابق التي يتم العمل بها حاليا و التي تساوي 35 طابقا ; إن تطبيق هذه القيمة الموجودة من الممكن تحل وتعالج هذه المشكلة نهائياً.

الكلمات المفتاحية: قاسي الطويل, غاز البترول المميع, الديبيتانيزور, الأمثل.

ABSTRACT:

During the production of LPG, the gas treatment unit GassiTouil (cpf) is confronted with a debutanizer head vapor condensation problem (dimensioned at 50 °C) which is due to the increase of the medium temperature which reaches 55 °C during the summer, which influences the quality and quantity of LPG produced.

This work focuses on the verification calculation and the optimization of the operating parameters of the debutanizer section. The results found shows a number of trays calculated equal to 36 which is less than the current number of trays equal to 35. The application of this value found makes it possible to solve definitively this problem treated.

Key words: GassiTouil, GPL, debutanizer, optimization.