



Université Mohamed Khider de Biskra  
Faculté des sciences et de la technologie  
Department de chimie industrielle

# MÉMOIRE DE MASTER

**Domaine : Sciences et Techniques**  
**Filière : Génie des procédés**  
**Spécialité : Génie chimique**

Réf. : ...../2020

---

Présenté et soutenu par :  
**BOUBEKEUR Omar**

Le : jeudi 10 septembre 2020

## **Etude de l'influence des paramètres actuels sur le rendement de débuthaniseur**

---

### **Jury :**

Dr.	REHALI Hanane	MCB	Université de Biskra	Président
Dr.	BOUREMEL Cherifa	MCA	Université de Biskra	Examineur
Dr.	SAKRI Adel	MCA	Université de Biskra	Rapporteur
Mr.	BOUDRAF Hamza	ING	Direction d'ONR sonatrach	CO-Rapporteur

Année universitaire : 2019 - 2020



# DEDICACE

**Je dédie ce travail à mes parents qui m'ont toujours comblé de leur amour et de leur attention.**

**J'espère faire leur fierté comme eux ont fait la mienne.**

**Je le dédie aussi A mes frères Amin, Abdrrahmane, Mehdi, Zoubeir et Ahmed.**

**A ma femme et mon fils Ishak Abd Elhay**

**A tous mes amis, ma grande famille et tous les étudiants .**

**Enfin, à tout ceux qui m'ont encouragé que ce soit de loin ou de près.**

## **Remerciements**

Je tiens à remercier DIEU le Tout Puissant, pour le courage et la patience qu'il nous a offert, afin de réaliser ce travail.

Mon sincère et profond remerciement à mon encadreur **Mr SAKRI Adel**. Et nombres des jurys

Je remercie également l'ingénieur **Mr. Boudraf Hamza** mon encadreur dans la complexe ONR, et j'adresse également mes remerciements aux membres du jury

Nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour réaliser se travail.

**BOUBEKEUR Omar**



## Resumé

Dans le cadre de nos recherches, nous nous sommes penchés sur l'étude de l'influence des paramètres actuels sur le rendement de débuthaniseur Ce travail a été réalisé au sein du Complexe Industriel de oued noumer pendant la période de notre induction

Cette étude a commencé par une simulation de cas actuel et les calculs théoriques des paramètres de la colonne de distillation après les calculs ; nous avons comparé ces résultats avec plusieurs autres résultats réels et les paramètres de design.

Cette étude nous a permis d'observer l'effet de nombreux facteurs tels que les opérations au niveau des puits et le changement de la composition du gaz au fil du temps, exercent une influence non négligeable sur les paramètres de fonctionnement de la colonne.

## ملخص

في اطار بحثنا هذا تطرقنا لموضوع بعنوان دراسة تأثير معايير التشغيل الحالية على مردود عمود التقطير حيث تمت هذه الدراسة بمجمع واد نومر و ذلك خلال فترة التربص بدأت الدراسة بالمحاكاة و الحساب النظري لمعايير تشغيل عمود التقطير بعد ذلك قمنا بمقارنة هذه النتيجة مع عدة نتائج واقعية أخرى .

لقد سمحت لنا هذه الدراسة بملاحظة مدى تأثير عوامل كثيرة مثل فتح و غلق لأبار و تغيير تركيبة الغاز مع مرور الزمن على الانتاج

## Abstact

In the course of our research, we studied the influence of current parameters on the performance of debutanizer. This work was carried out within the Industrial Complex of oued noumer during the period of our induction

This study began with a simulation of current cases and theoretical calculations of the parameters of the distillation column after the calculations we compared these results with several other real results and design parameters.

This study allowed us to observe the effect of many factors such as well operations and changes in gas composition over time, and have a significant impact on the operating parameters of the column.

# Sommaire

Introduction general .....	1
PARTIE THEORIQUE	
I-1.GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL.....	2
I.2. LES DIFFERENTS TYPES DE GAZ.....	3
I.3.CARACTERISTIQUES DU GAZ NATUREL.....	4
II.GENERALITES SUR LE GPL.....	6
II.1. Définition de GPL.....	6
II.2. Sources de GPL.....	6
II.3. Caractéristiques générales des GPL.....	7
I.4. GPL dans le monde.....	8
II.4.1. Production mondial du GPL.....	8
II.5. GPL en Algérie.....	9
II.5.1.Production national du GPL.....	9
II.5.2.Domande national du GPL.....	9
II.5.3.Exporation Algériennes du GPL.....	10
II.6. Domaines d'utilisation du GPL.....	11
II.6.1.GPL carburant.....	11
II.6.2.GPL dans la pétrochimie.....	12
II.6.3.GPL dans la production d'électricité.....	12
II.6.4.GPL dans les ménages.....	12
II.6.5.GPL dans la climatisation.....	13
II.6.6. GPL dans la l'agriculture.....	13
II.7.Stockage de GPL.....	13
III.PRÉSENTATION DU CENTRE DE PRODUCTION ONR.....	15
III.1.Description générale des installation-ONR.....	15
III.1.1.Séparation et compression.....	15

III.1.2.Extraction du GPL.....	16
IV.THEORIE DE LA RECTIFICATION.....	18
IV.1.Définition.....	18
IV.2.Loix fondamentales de transfert de matière.....	19
IV.2.2.Loi de DALTON.....	19
IV.2.2.Loi de RAOULT et d’HENRY.....	19
IV.3.Description et fonctionnement d’une colonne de rectification.....	21
IV.4.Types de colonnes de rectification.....	22
IV.4.1.Colonnes à plateaux.....	22
IV.4.2.Colonnes à garnissage.....	26
IV.5.Bilan matière de la colonne.....	27
IV.5.1Bilan matière de la zone de rectification.....	27
IV.5.2.Bilan matière de la zone d’épuisement.....	28
IV.6.Choix de la pression dans la colonne.....	29
IV.6.1.Pression au sommet de la colonne.....	29
IV.6.2.Pression au fond de la colonne.....	30
IV.6.3.Pression dans la zone d’alimentation.....	30
IV.7.Régime de température de la colonne de rectification.....	30
IV.8.Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge.....	31
IV.9.Fonctionnement à reflux.....	31
IV.10.Taux de reflux optimal.....	32
IV.11.Bilan thermique de la colonne.....	32
V. DESCRIPTION DU PROCESS.....	34
V.1.Unité 20 (Unité de Séparation).....	34
V.2.Unité 30 (unité de compression).....	36
V.3.Unité d’extraction du GPL.....	38
V.3.1. Unité 100 pré refroidissement et déshydratation du gaz.....	38
V.3.2. Unité 200 récupération du GPL.....	41
V.3.3. Unité 300 recomparaissions du gaz traité.....	43
V.3.4.Unité 400 fractionnement de GPL.....	44
V.3.5. Unité 500 stockages.....	46

V.3.6. Unité 600 circulation huile chaude.....	47
V.3.7. Unité 700 Système méthanol et torche froide.....	48
V.3.8. Unité 800 Système air et gaz inerte.....	50
V.3.9. Unité 900.....	51
<b>PARTIE PRATIQUE</b>	
VI.SIMULATION.....	52
VI.1. Définition HYSYS.....	52
VI.2. Choix du modèle thermodynamique.....	53
VI.3. Schéma de la colonne de distillation.....	53
VII.PARTIE CALCUL.....	55
VII.1. Données de départ.....	55
VII.2. Composition et débit de la charge.....	55
VII.3. Calcul des compositions, débits du distillat et de résidu.....	56
VII.3.1. Composition, débits massique et molaire du distillat.....	58
VII.3.2. Composition, débits massique et molaire du résidu.....	59
VII.4. Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne.....	60
VII.4.1. La pression dans le ballon de reflux.....	60
VII.5. Détermination de la température aux différentes zones de la colonne.....	60
VII.5.1. Température Dans le ballon de reflux.....	60
VII.5.2. Température de rosée au sommet de la Colonne.....	61
VII.5.3. Température de bulle au fond de la colonne.....	61
VII.6. Détermination de la volatilité relative.....	62
VII.7. Taux de vaporisation de la charge.....	64
VII.8. Calcul du taux de reflux.....	65
VII.8.1. Calcul du taux de reflux minimal.....	65
VII.8.2. Calcul du taux de reflux optimal.....	67
VII.9. Calcul du taux de rebouillage.....	67
VII.9.1. Calcul de taux de rebouillage optimal.....	67
VII.10. Calcul du nombre de plateaux dans la colonne.....	68
VII.10.1. Nombre de plateaux de la zone de rectification.....	68
VII.10.2. Nombre de plateau dans la zone d'épuisement.....	68

VII.10.3.Nombre total des plateaux dans la colonne.....	69
VII.11.Calcul le debit du reflux dans la colonne.....	69
VII.11.1.Débit du reflux liquide alimentant le sommet de la colonne.....	69
VII.11.2.Débit du reflux de vapeur alimentant le fond de la colonne.....	69
VII.12.Comparison entre les résultats du calcul et les paramètres de design.....	70
VII.13.Interpritation et conclusion.....	71
CONCLUSION GENERAL.....	73

## LISTE DES FIGURES

Figure I.1: Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde.....	2
Figure II.1: Demande nationale en GPL.....	9
Figure II.2: Offre prévisionnelle national de GPL.....	10
Figure II.3: Sphère de stockage du GPL.....	14
Figure.III.1: Situation géographique d'Oued Noumer.....	17
Figure .IV.1: Schéma d'une colonne de rectification.....	22
Figure. IV.2: plateau à calottes.....	24
Figure IV.3: Calotte cylindrique.....	24
Figure IV.4: Types de calottes.....	24
Figure IV.5: différents types de clapets.....	25
Figure.IV.6: les différents types de plateau.....	26
Figure.IV.7: schéma d'une installation de rectification.....	33
Figure.V.1: Schéma de séparateur MP(20B03).....	35
Figure.V.2:Unité 20(traitement de brut et de gaz de ONR).....	36
Figure.V.3:Schéma d'unité traitement et separation.....	37
Figure.V.4:Schéma de l'unité 100.....	39
Figure.V.5:Schéma d'unité deshydratation.....	40
Figure.V.6: Bloucle de la regeneration.....	41
Figure.V.7: Schéma de refroidissement avec condensation.....	42
Figure.V.8: Schéma de Turbo-expander.....	43
Figure.V.9: Schéma de recompression du gaz.....	44
Figure.V.10: Schéma de fractionnement du GPL.....	46
Figure.V.11: Schéma de les ballons sphérique de stockage GPL.....	47
Figure.V.12: Schéma de circuit de l'huile thermique.....	48
Figure.V.13: Schéma de reservoir de methanol 70-B-02.....	49
Figure.V.14: Schéma d'installation de air instrument,air service et gaz inerte.....	51
Figure.VII.1: schema de simulation de la colonne 40-C-02.....	53
Figure.VII.2: Pression en fonction de Débit.....	72

## LISTE DES TABLEAU

Tableau II.1: Composition molaire du GPL.....	6
Tableu V.1: les étapes de deshydratation par la logique S 12-02.....	40
Tableu V.2: Les paramètres de compresseur 20-K-01 et l'expander 20-KE-01.....	43
Tableu V.3: Paramètre de service 30-K-01.....	44
Tableu V.4: Paramètres des colonnes (40C01+40C02).....	45
Tableau VI.1: Résultats de la Simulation 'composition'.....	54
Tableau VI.2: Résultats de la Simulation ' propriétés '.....	54
Tableau VI.3:le résultat de la simulation.....	54
Tableau VII.1: Composition molaire de la charge.....	55
Tableau VII.2: Composition, débits molaires et massiques de la charge.....	56
Tableau VII.3: Composition molaire du distillat et du résidu.....	58
Tableau VII.4: Débits massique et molaire des constituants du distillat.....	59
Tableau VII.5: Débits massique et molaire des constituants du résidu.....	59
Tableau VII.6: Coefficient d'équilibre du distillat dans le ballon de reflux.....	61
Tableau VII.7: coefficient d'équilibre des constituants du distillat.....	61
Tableau VII.8: coefficient d'équilibre des constituants du résidu.....	62
Tableau VII.9: Zone de d'alimentation.....	63
Tableau VII.10: Zone d'arectification.....	63
Tableau VII.11: Zoned'épuisement.....	64
Tableau VII.12: Calcul de taux de vaporisation de lacharge.....	65
Tableau VII.13: calcul de la constante d'UNDERWOOD.....	66
Tableau VII.14: calcul de taux de refluxminimal.....	66
Tableau VII.15: taux de rebouillageminimal.....	67
Tableau VII.16: Comparaison entre le design et lecalcul.....	70
Tableau VII.17: Comparaisongeneral.....	71



---

***INTRODUCTION  
GÉNÉRALE***

---

## INTRODUCTION GÉNÉRALE

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Elle représente le quart 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 qui le caractérise, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole. 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.

En effet ; Depuis le début des années 1990 dans le cadre d'une politique de valorisation maximale de ses ressources gazières, la société nationale SONATRACH a lancé un ambitieux programme de développement, en vue d'augmenter la contribution des GPL dans les exportations globales d'hydrocarbures et d'accroître ainsi les recettes en devises du payé.

L'un des champs qui ont bénéficié de ce programme est le champ d'OUED NOUMER, et cela a été concrétisé par la construction d'une nouvelle unité pour produire du GPL à partir des gaz associés au pétrole stocké dans ce champ-là, cette unité a été mise en service en 1997. Aujourd'hui, cette dernière a atteint une production journalière de 240 tonnes en GPL.

Dans ce mémoire nous allons faire un calcul de vérification de la colonne du débutaniseur a fin de savoir l'influence des paramètres actuel sur la colonne.

Notre mémoire se devise en deux parties :

En se qui concerne la 1<sup>ère</sup> partie nous allons présenter plusieurs chapitres, le premier sera des généralités sur le Gaz Naturel, le deuxième : généralités sur le GPL a pour objectif de donner un aperçu général sur l'élément clé de cette étude, le troisième chapitre est consacré a la présentation de la région d'étude et dans le dernier chapitre nous présenterons quelque notion sur la théorie de la rectification.

Dans la deuxième partie on détaille l'ensemble des calculs effectués afin de vérifier les paramètres de marche de la colonne du débutaniseur. [1]

---

***PARTIE***  
***THEORIQUE***

---

I-1-GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL :

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 impérative 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]

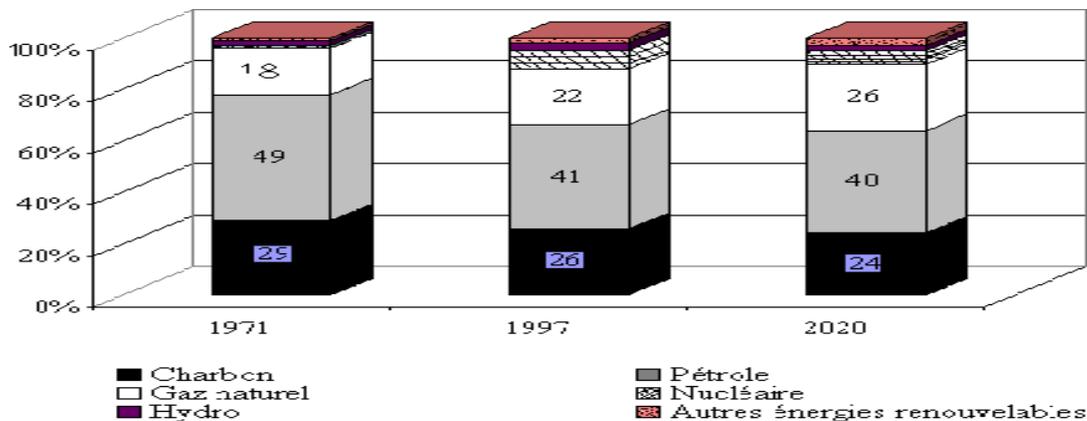


Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde

### I-2- DIFFERENTS 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.

#### **1-2-2-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 biphasique) et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone biphasique 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 situées 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. CARACTERISTIQUES DU GAZ NATUREL :**

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

### **I.3.1. la masse volumique :**

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en **Kg / m<sup>3</sup>**, elle est en fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale :  $T = 0^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 1\text{atm}$ .
- Condition standard :  $T = 15^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 1\text{atm}$ . [3]

### I.3.2. Volume massique :

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en  $\text{m}^3 / \text{Kg}$ . [2]

### I.3.3 .La densité :

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

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

### I.3.4. Pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence, le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en  $\text{Joules} / \text{m}^3$ . [3]

#### I.3.4.1. types des pouvoirs calorifiques

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

##### I.3.4.1.1. Pouvoir calorifique supérieur PCS :

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

##### I.3.4.1.2. Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le **PCI** diffère du **PCS** d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau. [3]

### I.3.5. Composition chimique :

Indique la nature des composés d'hydrocarbures et d'autres constituants du gaz, et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leurs fractions volumique ou moléculaire.

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, et elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographique en phase gazeuse.

Tous les hydrocarbures présents dans le gaz naturel appartiennent à la série des paraffines de formule générale :  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ . à cela s'ajoute : **N<sub>2</sub>**, **H<sub>2</sub>S**, **CO<sub>2</sub>**.

En faibles quantités (traces) on trouve l'Argon (l'**Argon** est un élément chimique, de symbole **Ar** et de numéro atomique 18, Masse atomique : 39.948), l'Hélium, (condensat l'Argon, GPL) et de l'eau salée. [3]

## II. GENERALITES SUR LE GPL

### II.1. Définition de GPL :

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

Le gaz du pétrole liquéfié est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (**13 à 14 bar**) et une température ambiante pour faciliter son transport, son stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition molaire du gaz du pétrole liquéfié est variable selon leur source

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

**Tableau II-1 : Composition molaire du GPL**

### II.2. Sources de GPL :

Le GPL est obtenu principalement :

- 1) Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- 2) Au cours des séparations du gaz naturel qui a pour but de séparer et de récupérer les condensats et le GPL.
- 3) Par liquéfaction du gaz naturel

### II.3. Caractéristiques générales des GPL :

- 1- **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.
- 2- **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de **8** et **2 bars** pour le propane et le butane respectivement à **20°C**.
- 3- **Dilatation** : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).
- 4- **Densité** : aux conditions normales de température et de pression, les GPL sont plus lourds que l'air, elle diminue avec l'augmentation de la température.
- 5- **Température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (**- 42°C**), celle de butane est de (**- 6°C**).
- 6- **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

<b>Iso-butane</b>	: PC = <b>29460</b> (kcal/kg).
<b>Normal butane</b>	: PC = <b>29622</b> (kcal/kg).
<b>Propane</b>	: PC = <b>22506</b> (kcal/ kg).
- 7- **Impuretés** : le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à **0,005 %** en masse, aussi l'eau est l'un des impuretés importants.
- 8- Le GPL est non corrosif à l'acier.
- 9- Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cette caractéristique doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolore, que ce soit phase liquide ou gazeux.

### II.4. GPL dans le monde :

#### II.4.1. Production mondiale du GPL :

Il existe deux sources de GPL : la récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole et le gaz naturel représente **60%** des ressources. La production sur champs est particulièrement importante :

1. Aux Etats-Unis ayant une longue tradition d'utilisation, la production et la consommation sont équilibrées.
2. 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. Au paravent ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. le Moyen-Orient est la principale source d'exportation de GPL dans le monde.
3. En Afrique du Nord et tout particulièrement en Algérie ou les GPL sont surtout récupérés à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction.

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

Le propane et le butane commercial ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse et inutile car la plupart des utilisateurs acceptent des mélanges.

La production mondiale de GPL est passée de **177,8** millions de tonne en **1997** à **210** millions de tonnes en **2002**, et allant jusqu'à **230** millions de tonnes en **2007**.

La consommation mondiale de GPL en **2009** était **243,6** millions de tonnes ; le GPL représente **2%** de la consommation énergétique mondiale. Le GPL/c est le troisième carburant automobile au monde. [3]

## II.5. Le GPL en Algérie :

### II.5.1. La production nationale du GPL

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

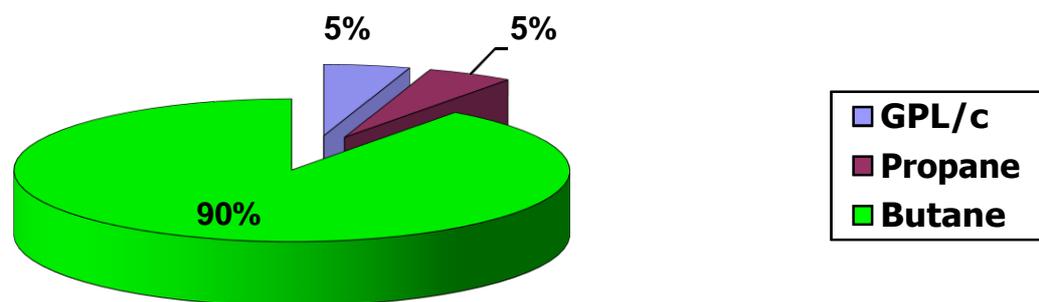
**85%** de la production provient des unités de gaz des champs (Hassi R'mel, Stah, Adrar, Tin Fouyé Tabenkort, Hamra, Rhoude Nouss, Hassi Messaoud, Berkaoui, et Oued Noumer).

La production totale des GPL est transportée via le pipe LR1 (**998 Km**), lui-même relié vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) situé à Hassi R'mel. Là, ils sont débarrassés des éventuelles traces d'eau avant d'être expédiés vers la station de pompage SP4, puis acheminés vers les complexes de séparation d'Arzew et de Béthioua.

Le reste de la production provient des unités GNL de Skikda, de Béthioua et des raffineries.[2]

### II.5.2. La demande nationale de GPL. :

Le niveau de la demande nationale de G.P.L. est de l'ordre **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).



**FigII.1 :** Demande nationale en GPL

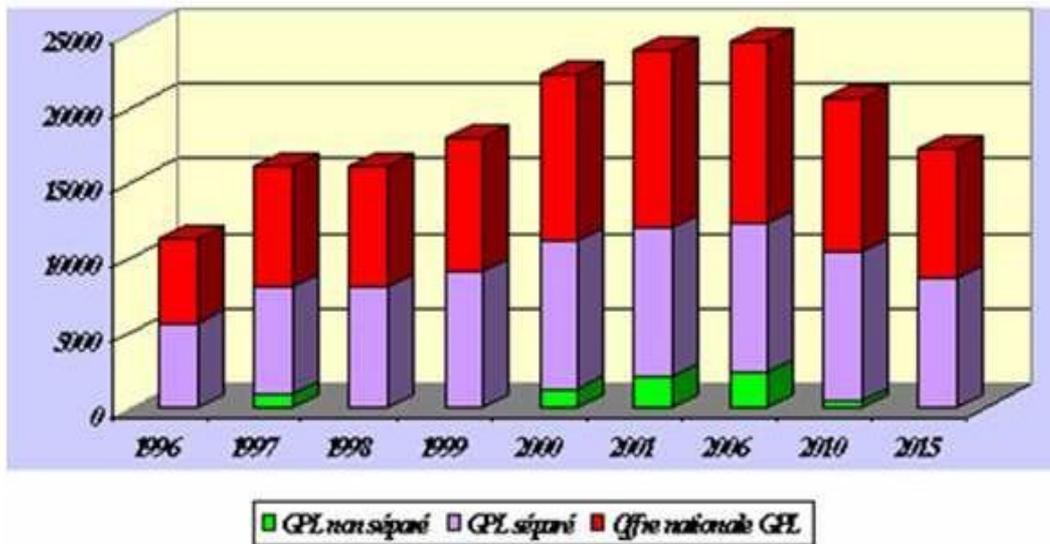


Fig II.2: Offre prévisionnelle national de GPL (en MT)

### II.5.3. Exportations Algériennes du GPL :

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

USA : **14%**

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

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

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

En effet ; Depuis le début des années 1990 dans le cadre d'une politique de valorisation maximale de ses ressources gazières, la société nationale SONATRACH a lancé un ambitieux programme de développement, en vue d'augmenter la contribution des GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en **1996**, la production de GPL a suivi une croissance soutenue. Elle devrait atteindre un volume de **11 millions de tonnes** avec la mise en service des nouvelles installations.

### II.6. Domaines d'utilisation du GPL :

#### II.6.1. GPL carburant :

Le GPL/C est largement prouvé, ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique.

Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement :

Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA, l'Espagne, la CIE, le Canada.

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « **SIRGHAZ** ».

L'indice d'octane élevé du GPL / C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur.

Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de **CO<sub>2</sub>** et de **CO**, il ne contient pas de Plomb.

Près de **160 000** véhicules, seulement, roulent au GPL/C, soit 7% seulement du parc national de véhicules de tourisme, selon des estimations de **Naftal**. Ce carburant a représenté un taux de substitution aux essences de 14,3% en 2008. Un indice qui reste loin des objectifs escomptés. Avec **4,3** millions de tonnes pour **2,2** millions de véhicules convertis, la Corée du Sud est le plus vaste marché GPL/C dans le monde.

Les taxis et les bus publics sont les principaux utilisateurs de ce carburant. 13% des véhicules coréens roulent au gaz dont le prix à la pompe est 50% moins cher que l'essence.[4]

Lors du Congrès du Gaz de Paris les 14 et 15 septembre derniers, Joël PEDESSAC, directeur général du CFBP, a rappelé que la consommation mondiale de GPL (tous usages confondus) s'est élevée à 240 millions de tonnes en 2009, le marché étant actuellement caractérisé par la demande croissante du GPL carburant. Dans le monde, près de **17** millions de véhicules roulent au GPL carburant (dont **8,7** millions en Europe et **180 000** en France). Près de **55 000** stations distribuent du GPL dans le monde, dont **38 000** en Europe et **1 750** en

France. Le marché du GPL carburant vendu en stations-service est de l'ordre de **22 millions** de tonnes, dont **8,6 millions** en Europe.

**En 2020, l'excédent d'offre de GPL sur le marché européen sera de l'ordre de 17 millions de tonnes, soit la consommation de 20 millions de véhicules. Selon la Commission Européenne, le GPL pourrait passer de 3 % à 10 % du mix carburants en 2020. [4]**

### II.6.2. GPL dans la pétrochimie :

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

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

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

En Algérie cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi que pour l'exportation.

### II.6.3. GPL dans la production d'électricité :

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

La production d'électricité en Algérie est effectuée uniquement par le gaz naturel, les GPL ne sont pas introduits jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

### II.6.4. GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages ;

Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représente l'équivalent de **11 millions** de bouteilles de **13kg** en **1996**.

Le propane représenté **4,8%** de la consommation national du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

### II.6.5. GPL dans la climatisation :

- Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité). le GPL absorbe la chaleur de l'environnement pour s'évaporer et crée un froid.

### II.6.6. GPL dans L'agriculture :

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (**40.000 tonnes/an**) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.).

### II.7. Stockage de GPL.:

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de G.P.L. pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage.

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

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

Pour éviter les pertes de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé.

Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est à noter que certaines unités utilisent des techniques de stockage à savoir

- Stockage dans des sphères (figure. II.3) à des pressions variables entre 12.5 et 14.5 bars.

- Stockage comme fuel gaz dans des cigares

Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de G.P.L, excédentaires est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de G.P.L. à stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le G.P.L. sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de G.P.L. liquide et possibilité de stocker de grands volumes de G.P.L. avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment. [5]

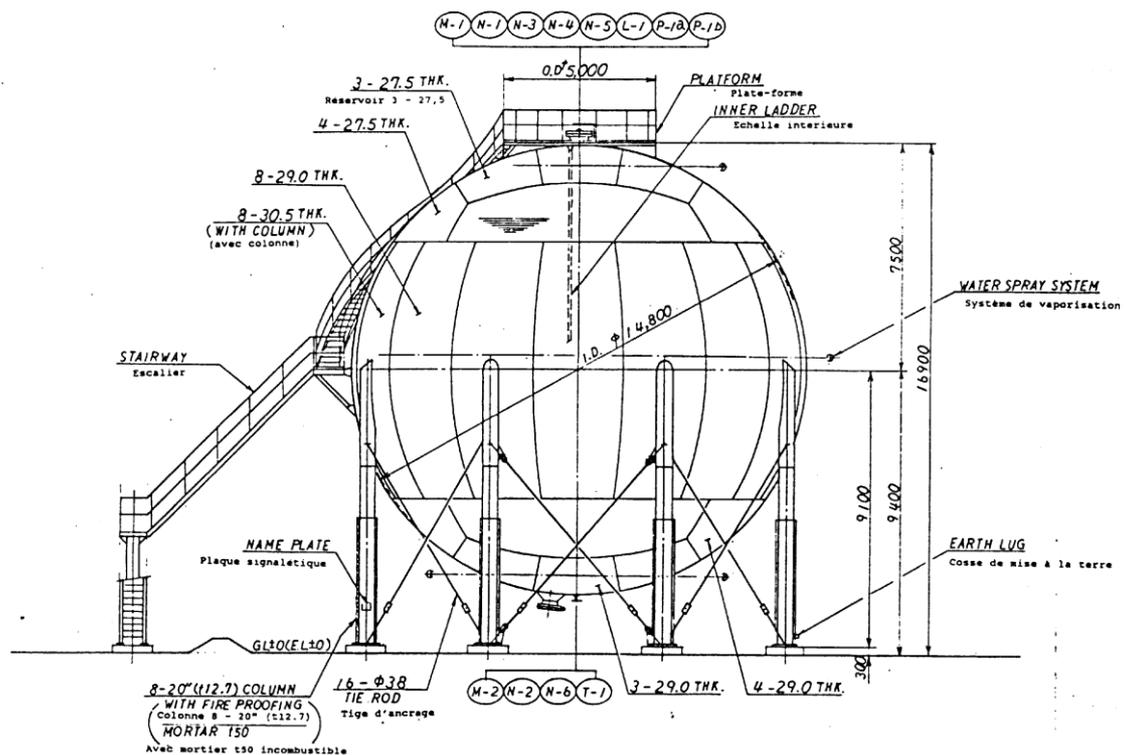


Fig.II.3 : Sphère de stockage du GPL

### **III. PRÉSENTATION DU CENTRE DE PRODUCTION ONR**

Parmi les champs pétroliers découverts par SONATRACH dans les années soixante, on trouve le site de OUED NOUMER situé à 140 Km au sud-est du champ gazier de Hassi R'Mel et à 220 Km au Nord-Ouest du champ pétrolier de Hassi Massoud, ce site a pris une place considérable dans la production nationale des hydrocarbures dès sa mise en service en 1972, la production actuelle -2017- de ce champ est de :

- Brut : 1700 tonnes/jour
- GPL : 240 tonnes / jour
- Gaz sec : 5 millions Sm<sup>3</sup>/jour

Son siège administratif et sa base de vie sont installés à 5 km au nord de la RN 49 ; axe routier reliant Ghardaïa et Ouargla. Les différents gisements constituant ce centre sont :

- ONR Oued Noumer
- ATK Ait Khier
- SMZ Sidi Mezghich
- MKD Makouda

#### **III.1. Description générale des installations-ONR**

L'usine d'Oued Noumer a pour but de produire du pétrole brut, du condensat, et du GPL.

Pour cela une première unité de séparation de brut a été construite en 1970 suivie par une autre sert à récupérer les gaz et les réinjectés dans les puits au lieu de les torchés, et vers le début des années 90 l'usine a été enrichie par une nouvelle unité au but d'extraire du GPL

##### **III.1.1. Séparation et compression**

###### ***Phase de séparation (Unité 20) :***

Cette unité a pour but de :

- collecter les effluents gaz et ou/huile provenant des différents centres de production
- Séparer le gaz associé de l'huile brute
- stabiliser l'huile pour éviter un dégazage dans les bacs de stockage
- permettre la mise à la torche des gaz haute pression provenant d'ATK et du séparateur de brut haute pression lors du non fonctionnement des unités de compression.

### *Phase de Compression (Unité 30) :*

Les installations de compression ont pour but de récupérer les gaz associés séparés en amont et de les comprimer à la pression de service nécessaire dans l'unité suivante.

### III.1.2. Extraction du GPL :

Cette unité sert à récupérer à partir du gaz à traité, du condensât, du GPL et un courant gazeux de recyclage. Le complexe est formé par six unités de procédés et par quatre unités auxiliaires, comme il est indiqué ci-après :

#### - **Les unités principales de l'installation**

Unité 100 : Pré refroidissement et déshydratation Unité 200 : récupération de GPL

Unité 200 : récupération de GPL

Unité 300 : Compression

Unité 400 : fractionnement de GPL

Unité 500 : stockage de GPL

Unité 600 : huile diathermique

#### - **Les unités secondaires utilitaires**

Unité 700 : injection du méthanol

Unité 800 : fourniture de l'air service ; air instrument et l'azote

Unité 900 : sous – station électrique

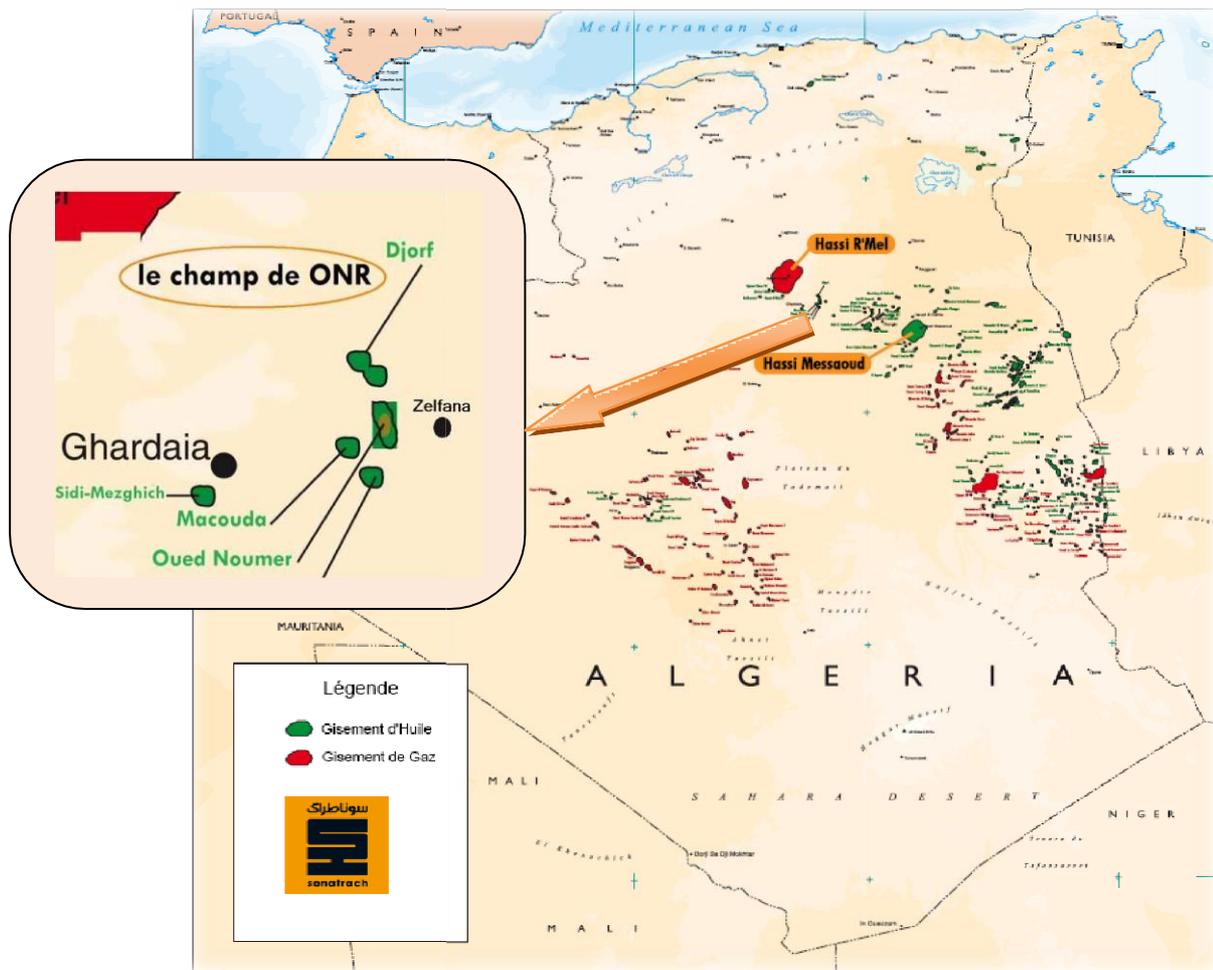


Figure.III.1: Situation géographique d'Oued Noumer - ENERGY MAP OF ALGERIA (2<sup>nd</sup> Edition)

## IV. THEORIE DE LA RECTIFICATION :

### IV.1. Définition :

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

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variables, formée d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux.

Les plateaux communiquent d'une part, côté liquide par des déversoirs et d'autre part côté vapeur par des orifices spéciaux à travers toute la surface du plateau.

La construction d'une colonne de rectification est soumise à des normes imposées par les conditions d'utilisation et de sécurité. Généralement, elle peut atteindre près de 50m de hauteur et 6m de diamètre. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe.

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

Par mise en contact d'une vapeur avec des liquides de plus en plus riches en constituants plus volatils, ou d'un liquide avec des vapeurs de plus en plus riches en constituants moins volatils, on arrive à obtenir finalement la composition désirée de chacune des phases. Une telle opération, à contre-courant est réalisée soit par étages (dans une colonne à plateaux), soit en continu (dans une colonne à garnissage).

Ainsi l'opération de rectification repose sur le phénomène de séparation par diffusion des liquides ayant des températures d'ébullition différentes.

En pratique, cette opération peut être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'une vapeur en continu, en discontinu, à contre-courant, ...etc.

Le transfert de matière par diffusion moléculaire est défini par la loi de « FICK » qui est formulée comme suit :

## PARTIE THEORIQUE

---

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

$$dm = - D \cdot (dC/ dn) \cdot dF \cdot dt \dots\dots\dots (IV.1)$$

Pour un gradient de concentration moyen :

$$M = - D \cdot (\Delta C/\delta) \cdot F \cdot T \dots\dots\dots (IV.2)$$

Où :

**M** : Masse transférée [kmole/h].

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

**$\delta$**  : Epaisseur de la couche [m].

**F** : surface de la couche [m<sup>2</sup>].

**T** : temps de transfert [h].

**D** : coefficient de diffusion de « FICK » qui caractérise la vitesse de diffusion.

### IV.2. Lois fondamentales de transfert de matière :

#### IV.2.1. Loi de DALTON :

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors que la pression partielle d'un constituant ( **$P_i$** ) est proportionnelle à la pression du système ( $\pi$ ) et à sa concentration molaire ( **$Y_i$** ).

$$P_i = \pi \cdot Y_i \dots\dots\dots (IV.3)$$

Où :

**$P_i$**  : pression partielle d'un constituant.

$\pi$  : pression du système.

**$Y_i$**  : concentration molaire du constituant  $i$  en phase vapeur.

#### IV.2.2 Loi de RAOULT et d'HENRY :

Leurs lois ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, on conçoit aisément que la tendance des

## PARTIE THEORIQUE

---

molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant en phase liquide.

D'après la loi de **RAOULT** la pression partielle ( $P_i L$ ) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur ( $P_i$ ) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide ( $X_i$ ).

$$P_i L = P_i \cdot X_i \dots\dots\dots (IV.4)$$

Où :

$P_i L$  : Pression partielle du constituant i.

$P_i$  : Tension de vapeur du constituant i.

$X_i$  : concentration molaire du constituant i en phase liquide.

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

$$P_i L = E_i \cdot X_i \dots\dots\dots (IV.5)$$

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

A l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales :

$$P_i L = P_i v \dots\dots\dots (IV.6)$$

Donc

$$Y_i = (P_i / \pi) \cdot X_i \dots\dots\dots (IV.7)$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec :

$$P_i / \pi = K_i \dots\dots\dots (IV.8)$$

Où  $K_i$  : coefficient d'équilibre du constituant i. Pour un mélange de deux constituants **A** et **B** :

$$Y_A / Y_B = (K_A / K_B) \cdot (X_A / X_B) \dots\dots\dots (IV.9)$$

$$K_A / K_B = \alpha \dots\dots\dots (IV.10)$$

Où :

$\alpha$  : coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** à passer en phase vapeur par rapport à **B**.

### IV.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification :

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

La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation est appelée « zone de flash ». La charge peut être admise soit en phase liquide, vapeur ou biphasique.

La partie se trouvant au dessus de la zone de flash s'appelle « zone de rectification », son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.

La partie se trouvant au dessous de la zone de flash s'appelle « zone d'épuisement », son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par la phase liquide.

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

A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité de condensat qui est renvoyée dans la colonne en qualité de « reflux froid » afin d'ajuster la température en tête de colonne à la valeur choisie.

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

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

**La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément (plateau), et de la nature de l'écoulement (vitesse).**

Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation.

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

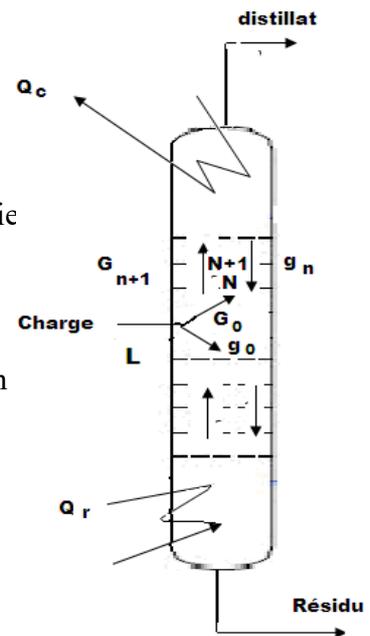
1. l'état liquide  $e_0 = 0$
2. l'état vapeur  $e_0 = 1$
3. l'état liquide- vapeur :  $0 < e_0 < 1$

Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne.

Si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

Le lieu exact de l'alimentation de la colonne peut être déterminé en calculant le nombre de plateaux de la zone de rectification et de la zone d'épuisement.

Chaque plateau, (exemple de rang  $n$ ) permet un contact entre la vapeur montante ( $G_{n-1}$ ) et le liquide ( $g_{n+1}$ ) qui en coule, à la suite du contact, il se produit une modification des compositions des phases ; la vapeur s'enrichissant en corps les plus volatils et le liquide en corps les moins volatils. [10]



**Fig .IV.1 :** Schéma d'une colonne de rectification

### IV.4. Types de colonnes de rectification :

On distingue deux types de colonnes :

#### **IV.4.1. Colonnes à plateaux :**

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant ; ce contact s'effectue en discontinu sur les plateaux.

Les paramètres opératoires (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre sont fonction des bilans massiques (matière) et thermiques et des équations d'équilibre.

#### **a- Classification des plateaux :**

On peut classer deux types de plateaux :

1. plateaux à déversoirs.
2. Plateaux sans déversoirs.

### **b- Les différents types de plateaux :**

#### **1. Plateau perforé à déversoir (sieve tray) :**

Il est connu depuis longtemps, en dépit de son prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit faibles autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé, la vapeur traverse verticalement la couche liquide.

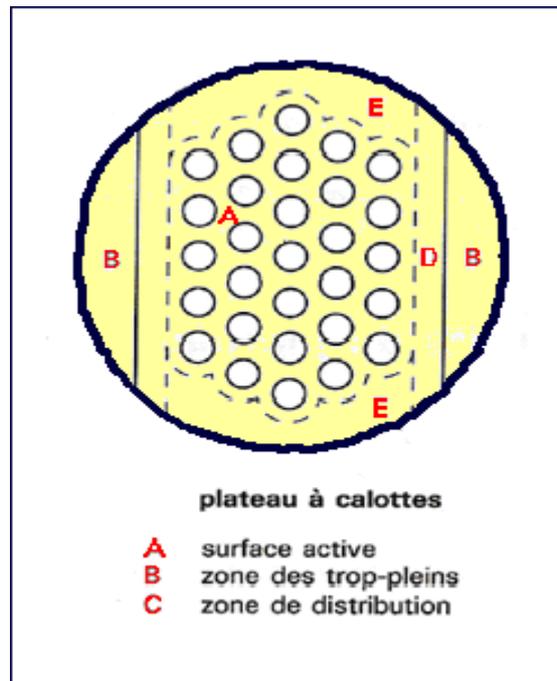
#### **2- plateau sans déversoir :**

Il est de type perforé, donc de construction peu onéreuse, liquide et vapeur s'écoulent à contre courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage.

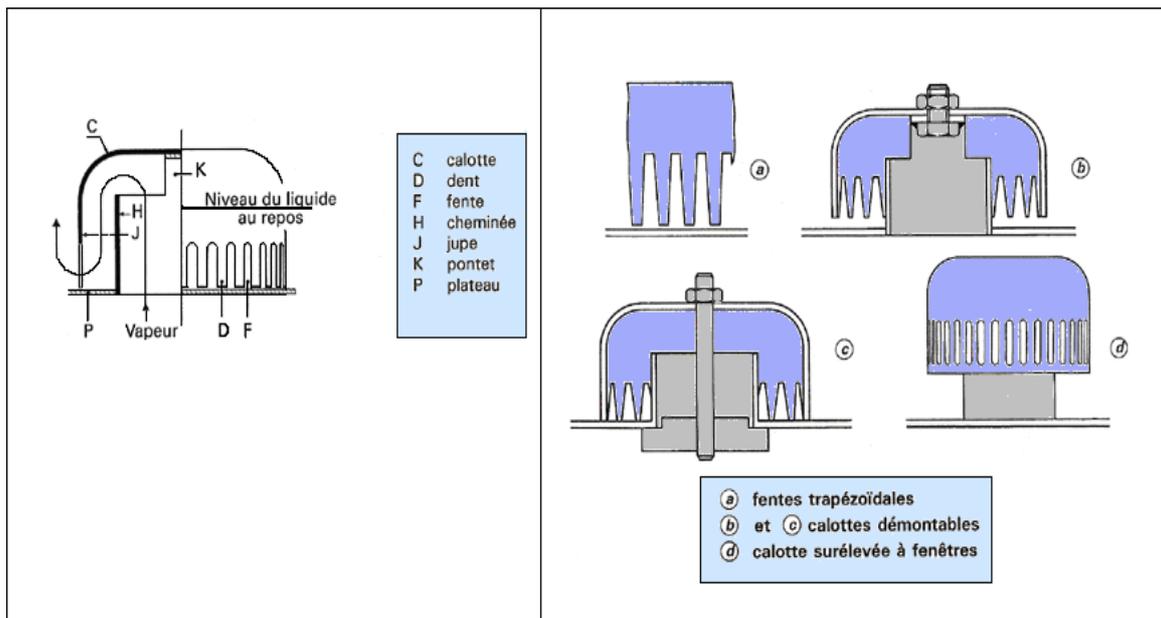
Le niveau liquide sur le plateau Correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : « Turbogrid » et « Ripple tray », ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul.

#### **3- Plateau à calottes (bubble cap tray) :**

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques ; construit autrefois entièrement en fonte moulée, il s'est maintenant notablement allégé par la construction de calottes en acier embouti. Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne et il est regrettable qu'aucune normalisation ne soit intervenue dans cette fabrication. La qualité prédominante d'un plateau à calottes bien calculé est sa faculté d'adaptation sur une large échelle aux variations de débits liquide et vapeur.



**Fig. IV.2 :** plateau à calottes



**Fig IV.3 :** Calotte cylindrique

**Fig IV.4 :** Types de calottes

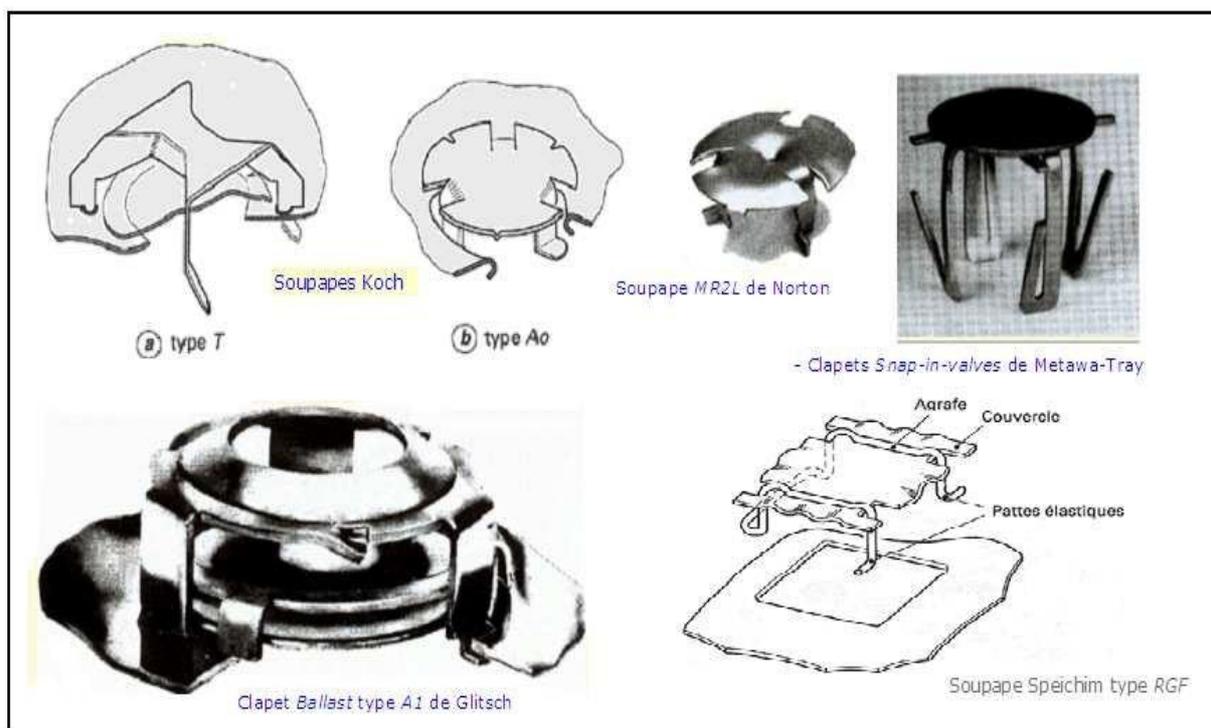
**4- Plateau (Uniflux) :**

C'est une variante du plateau à calottes, le plateau est décomposé en bandes ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue unidirectionnellement vers le déversoir aval, ce qui tend à favoriser l'écoulement liquide sur le plateau, par contre, la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène que pour les types précédents.

**5- Plateau à clapets (valve tray) :**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipées de clapets, la hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes de calottes, dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray », le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit de vapeur.

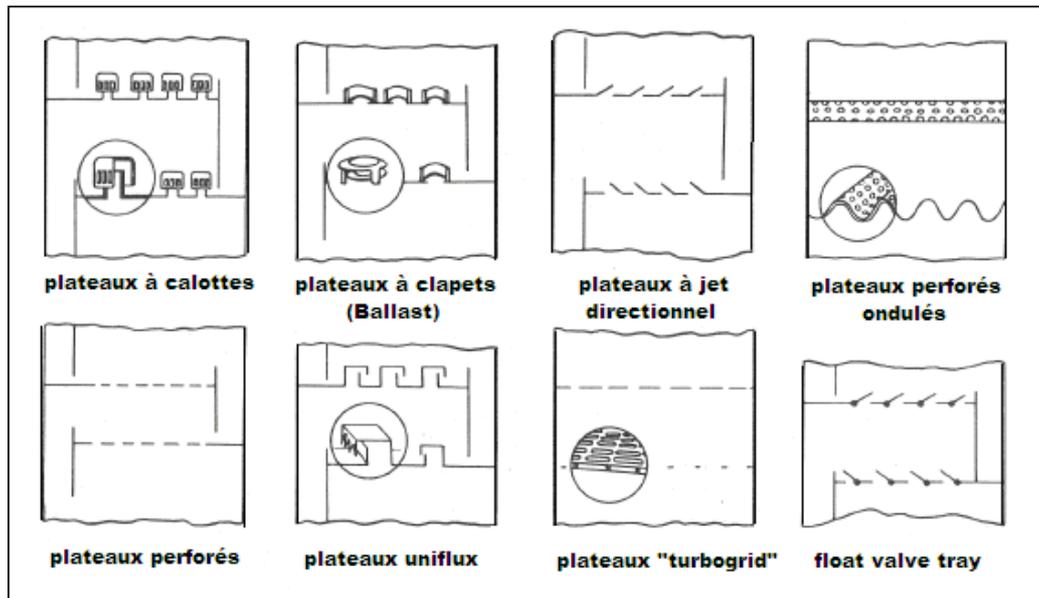
Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique.



**Fig IV.5 : différents types de clapets**

**6- plateau à jet directionnel (jet tray) :**

La construction de ce plateau est inspiré du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle « Float valve tray », ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière.



**Fig. IV.6 :** les différents types de plateaux

**IV.4.2. Colonnes à garnissage :**

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

On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de « Rashing » qui sont des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

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

**Avantages :**

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

**Inconvénients :**

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre. [11]

**IV.5. Bilan matière de la colonne :**

Admettons les symboles suivants :

$L', D', R'$  : respectivement, le débit molaire de la charge, du distillat et du résidu [kmol/h].

$X'_L, Y'_D, X'_R$  : concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant "i" quelconque s'écrivent :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (IV.11)$$

$$L' * X'_{L,i} = D' * Y'_{D,i} + R' * X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV.12)$$

L'équation obtenue sert à calculer  $R$  et  $D$ , si la concentration du constituant "i" dans le distillat et dans le résidu est connue

**IV.5.1. Bilan matière de la zone de rectification**

$$G' = g' + D' \dots\dots\dots (IV.13)$$

$$G' * Y'_{n,i} = g' * X'_{n-1,i} + D' * Y'_{D,i} \dots\dots\dots (IV.14)$$

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

$$Y'_{n,i} = m * X'_{n-1} + (1-m) * Y'_{D,i} \dots\dots (IV.15)$$

Avec:  $m = g' / G = r_f / (r_f + 1) \dots\dots\dots (IV.16)$

Où:  $r_f$  : est le taux de reflux.

**IV.5.2. Bilan matière de la zone d'épuisement :**

$$g' = G' + R' \dots\dots\dots (IV.17)$$

$$g' * X'_{n+1,i} = G' * Y'_{n,i} + R' * X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV.18)$$

La résolution de l'équation (IV.18) par rapport à  $X'_{n+1,i}$  permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + ((m'-1) / m') X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV.19)$$

Avec :  $m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \dots\dots\dots (IV.20)$

Où:  $r_b$  est le taux de rebouillage.

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

$$g_m = g_k + G_d = G_k + R \dots\dots\dots (IV.21)$$

$$g_m * X'_{m,i} = G_k * Y'_{k,i} + R * X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV.22)$$

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

$$G_m = G_k + G_d = g_k + D \dots\dots\dots (IV.23)$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_k Y'_{k,i} + G_d X'_{d,i} \dots\dots\dots (IV.24)$$

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

$$\alpha_i = k_i / K_r \dots\dots\dots (IV.25)$$

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

En tenant compte de (IV.25), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \dots\dots\dots (IV.26)$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \dots\dots\dots (IV.27)$$

La somme des équations (IV.26) et (IV.27) donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \dots \dots \dots (IV.28)$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \dots \dots \dots (IV.29)$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X_i \dots \dots \dots (IV.30)$$

#### IV.6. Choix de la pression dans la colonne :

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

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

Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (eau et air) qui permet d'obtenir un condensat de **30 à 50 °C** environ.

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

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

Ainsi, la pression **P<sub>b</sub>** dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \dots \dots \dots (IV.31)$$

##### IV.6.1. Pression au sommet de la colonne :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (IV.32)$$

Où :

$\Delta P_1 = 0.2 \text{ à } 0.4 \text{ atm}$  : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

**IV.6.2. Pression au fond de la colonne :**

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots \dots \dots (IV.33)$$

Où :  $\Delta P_2 = 0.3$  à  $0.5$  atm : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux.

**IV.6.3. Pression dans la zone d'alimentation :**

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots \dots (IV.34)$$

**IV.7. Régime de température de la colonne de rectification :**

A la pression de service  $P_s$  (Pression au sommet de la colonne) et en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur, on détermine par approximations successives la température au sommet de la colonne.

$$\sum (Y'_{D,i} / K_i) = 1 \dots \dots \dots (IV.35)$$

La température au fond de la colonne est déterminée par l'application de l'équation de l'isotherme de la phase liquide (par approximations successives).

$$\sum (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1 \dots \dots \dots (IV.36)$$

Pour la température de la charge, trois cas peuvent se présenter :

1. Si la charge est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot X'_{1,i}) = 1 \dots \dots \dots (IV.37)$$

2. Si la charge est à l'état vapeur :

$$\sum (Y'_{L,i} / K_i) = 1 \dots \dots \dots (IV.38)$$

3. Si la charge est à l'état liquide – vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / (1 + e'(K_i - 1))) = 1 \dots \dots \dots (IV.39)$$

$$X'_{0,i} = Y'_{0,i} / K_i \dots \dots \dots (IV.40)$$

Où :

$X'_{0,i}$  : concentration molaire du constituant "i" dans la phase liquide.

$Y'_{0,i}$  : concentration molaire du constituant "i" dans la phase vapeur.

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

**IV.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :**

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

D'après la définition du taux de vaporisation (ou de condensation) de la charge, on a :

$$e'0 = G'0 / L \text{ d'où } G'0 = e'0 \cdot L \dots\dots (IV.41)$$

$$r'0 = g'0 / L \text{ d'où } g'0 = r'0 \cdot L \dots\dots (IV.42)$$

Où:

**e'0** : Taux de vaporisation molaire de la charge.

**r'0** : Taux de condensation molaire.

**g'0** : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

**G'0** : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

A une pression et température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation connue de **TREGOUBOV** :

$$\sum X'0,i = \sum (X'L,i / (1 + e'0(K'i - 1))) = 1 \dots\dots (IV.43)$$

Où :

$$e'0 + r'0 = 1 \dots\dots\dots (IV.44)$$

L'équation (IV.43) peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et **e'0** sont connus.

**IV.9. Fonctionnement à reflux :**

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d' **UNDERWOOD** :

$$(rf)_{min} = \varphi \sum ( Y'D,i / (\alpha_{i,L} - \varphi) ) \dots\dots\dots (IV.45)$$

$$(rb)_{min} = \sum [ (\alpha_{i,L} X'R,i) / (\alpha_{i,L} - \varphi) ] \dots\dots\dots (IV.46)$$

Où :

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

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

**e'0** : Taux de vaporisation molaire de la charge.

La relation entre  $(rf)_{min}$  et  $(rb)_{min}$  est donnée par la formule suivante :

$$(rb)_{min} = [ ((D(rf)_{min} / L) + (1 - e'0) - R/L) / (R/L) ] \dots\dots (IV.47)$$

#### IV.10. Taux de reflux optimal :

A partir du taux de reflux opératoire choisi en tête, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît.

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND** :

$$[(r_f)_{op} - (r_f)_{min}] / ((r_f)_{op} + 1) = 0.1 \div 0.33 \dots (IV.48)$$

Pour le rapport moyen, on aura :

$$(r_f)_{op} = 1.3(r_f)_{min} + 0.30 \dots (IV.49)$$

#### IV.11. Bilan thermique de la colonne : (Fig.IV.7)

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. (**Voir IV.7**)

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \dots (IV.50)$$

$$h_L = e' \cdot H_0 + (1 - e') \cdot h_0 \dots (IV.51)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots (IV.52)$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots (IV.53)$$

Où :

**Q<sub>R</sub>** : Charge thermique du rebouilleur [kcal /h].

**Q<sub>C</sub>** : Charge thermique du condenseur [kcal /h].

**H<sub>L</sub>** : Enthalpie de la charge [kcal /kmol].

**e'** : Taux de vaporisation de la charge [molaire].

**H<sub>0</sub>** : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [kcal /kmol].

**h<sub>0</sub>** : Enthalpie de la phase liquide de la charge [kcal /kmol].

**h<sub>D</sub>** : Enthalpie du distillat à l'état liquide [kcal /kmol].

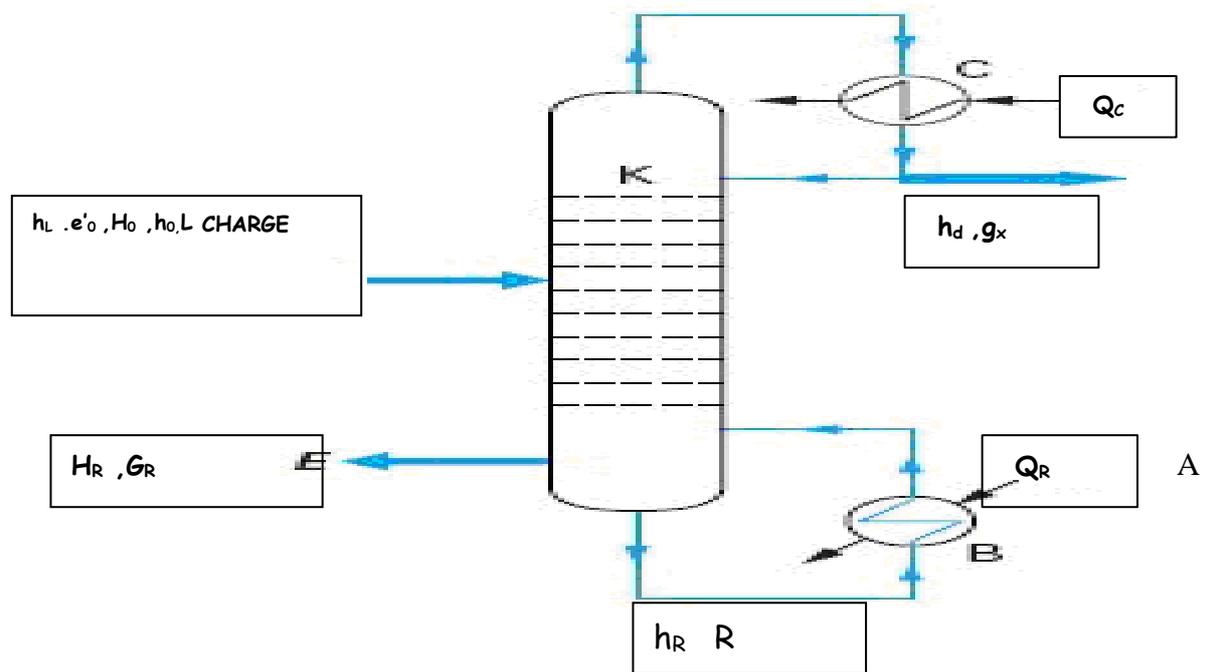
**H<sub>D</sub>** : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (vapeur de tête de colonne) (kcal/kmol).

**H<sub>R</sub>** : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [kcal /kmol].

**h<sub>R</sub>** : Enthalpie du résidu à l'état liquide [kcal /kmol].

**g<sub>x</sub>** : Débit du reflux froid [kmol /h].

**G<sub>R</sub>** : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [kmol /h].



**Fig.IV.7: schéma d'une installation de rectification**  
**D : Distillat**  
**R : Résidu**  
**C : condenseur**  
**B :Rebouilleur**

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_x = (r_f)_{opt} D \dots\dots\dots (IV.54)$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \dots\dots\dots (IV.55)$$

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

$$(r_b)_{opt} = [(D(r_f)_{opt} / L) + (1 - e'0) - R/L] / (R/L) \dots\dots\dots (IV.56)$$

## **V. DESCRIPTION DU PROCESS:**

### **V.1. Unité 20 (Unité de Séparation) :**

Cette unité a pour but de séparer le gaz associé de l'huile brute. Cette séparation s'effectue en plusieurs étages travaillant à des pressions décroissantes, de façon à dégazer le plus possible l'huile brute, avant de la stocker.

Afin d'améliorer la stabilisation de l'huile, deux fours de stabilisation permettent d'ajuster la Tension de Vapeur Reid (TVR) de l'huile pour éviter un dégazage dans les bacs de stockage.

Le centre ONR étant le centre principal de traitement, il est alimenté par :

1. Plusieurs puits producteurs de Brut reliés individuellement au centre.
2. Une pipe 30" acheminant toute la production de gaz d'ATK.
3. Une pipe 12" acheminant toute la production de brut d'ATK.
4. Deux pipes acheminant la production des deux puits "sidi-mezhich et makouda"

### **Séparateur HP (20B01) :**

Le séparateur reçoit, à partir du manifold existant du centre, le mélange (gaz, huile, eau), effluent des puits d'ONR. La pression de séparation déclinera dans le temps, de 15 à 11,6 bars absolus. L'eau de gisement décantée, est expédiée sous régulation de niveau, vers unité déshuilage ou borbier. Tandis que, le gaz HP effluent est expédié sous régulation de pression vers le ballon 30B03 et l'huile brute est envoyée sous régulation de niveau dans le séparateur MP 20B03.

### **Fours de stabilisation (20f01 A/B) :**

Les deux fours sont identiques, chacun étant dimensionné pour assurer une source de chaleur pour le brut stabilisé.

La puissance des fours a été dimensionnée de manière à pouvoir couler aux bacs de stockage, un mélange stabilisé (huile, condensats), de TVR très faible.

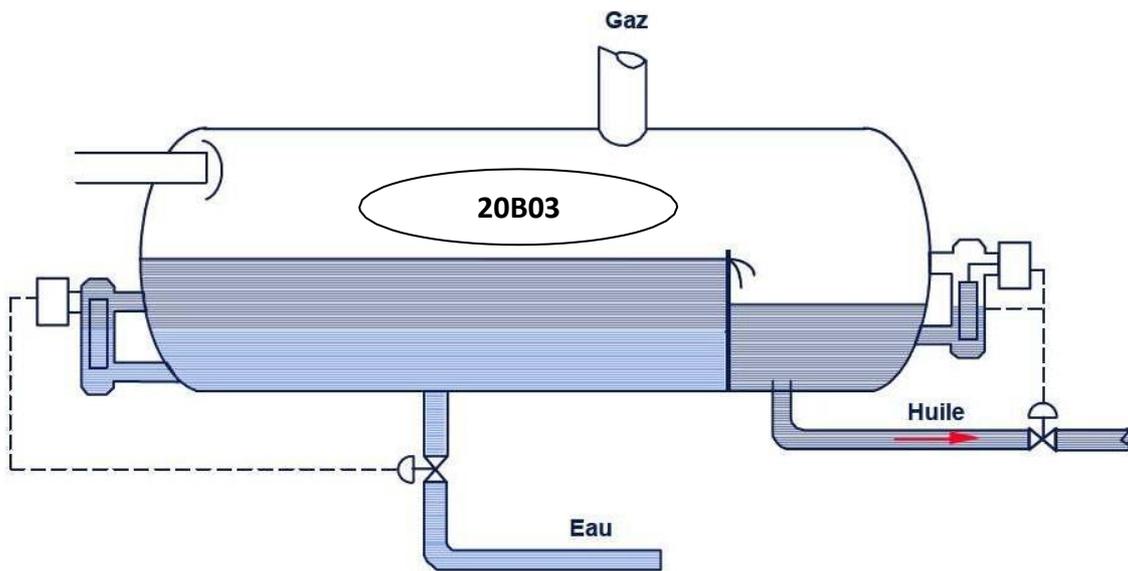
L'alimentation des deux fours est constituée de :

- L'huile brute du séparateur 20B01.
- L'huile brute d'ATK et Makouda.
- Les condensats récupérés au niveau de l'unité de production de GPL.
- L'eau de dessalage.

Le mélange réchauffé à une température donnée (voisine de 55°C) est envoyé au séparateur MP 20B03.

### **Séparateur MP (20B03) :**

Le séparateur 20B03 de pression de service de 3bars absolus, reçoit les effluents chauds des 2 fours de stabilisation plus le brut de Sidi-mezghich .L'eau de gisement éventuelle est décantée puis expédiée à l'unité déshuilage ou borbier sous régulation de niveau .L'huile est envoyée au séparateur BP en régulant le niveau. Le gaz MP effluent est expédié sous régulation de pression vers l'unité de compression.



**Fig.V.1:** Schéma de séparateur MP (20B03)

### **Séparateur BP (20B04) :**

Le séparateur BP de pression de service de 1 bar est alimenté par l'huile effluente du séparateur MP. Il est installé à une hauteur de 10 mètres, sur une structure métallique.

Le gaz BP effluent (1bar), est envoyé en régulant la pression vers l'unité de compression.

### **Séparateur HP de gaz (20B02) :**

Le séparateur HP de pression de service 23 bars est alimenté par :

- Le gaz venant d'ATK dans une pipe de 30“.

La partie liquide est collectée avec l'entrer liquide du 20F01A et B



**Fig.V.2:** Unité 20 (traitement de brut et de gaz de ONR)

### V.2. Unité 30 (unité de compression) :

Les installations de compression des gaz venant de l'unité de séparation (unité 20) (Fig.V.1) représentent des unités de conception strictement identique (unités 31/32/33) [8]. Chaque unités (exemple : unité 31) comprend essentiellement :

- Compresseur 31 K01 comprenant un étage BP et un étage MP.
- Compresseur 31 K02 comprenant un étage MP et un étage HP.
- Une turbine a gaz 31 KG 01 avec ses auxiliaires.

Le gaz BP venant du 20B04 arrive en alimentation du 31B01 à une pression d'environ 1 bar absolu. Le gaz sort du séparateur filtre 31B01 se dirige vers l'aspiration du 1<sup>er</sup> étage du 31 K01 et comprimé jusqu'à 3 bars cette pression permis ce gaz pour continuera la compression (l'aspiration du 2<sup>ème</sup> étage avec le gaz MP). Le gaz MP venant du 20B03 arrive en alimentation du 31B02 à une Pression d'environ 3 bars absolus. Ce gaz sort du séparateur filtre 31B02 se dirige vers l'aspiration du 2<sup>ème</sup> étage du 31 K01. Le gaz HP issu du 31K01 est le produit de compression des gaz MP et BP est dirigé principalement vers le séparateur HP 20B02, après refroidissement dans l'aéro-réfrigérant 31A01. Le gaz HP venant du 20B02 arrive en alimentation du 31B03 à une pression d'environ 15 bars absolus. Le gaz sort du séparateur filtre 31B03 est dirigé vers l'aspiration 1<sup>er</sup> étage du 31 K02 (3<sup>ème</sup> étage de la

## PARTIE THEORIQUE

compression). Le gaz sort du compresseur à une pression de 45 bars absolus, et est dirigé vers le séparateur filtre 31B04 après refroidissement dans les aéro-réfrigérants 31A02 et 31A01, ce gaz est dirigé vers l'aspiration 2<sup>ème</sup> étage du 31K02. Le gaz HP sort du 31K02 à une pression de 90 bars absolus, il est dirigé directement vers l'unité du GPL après refroidissement.

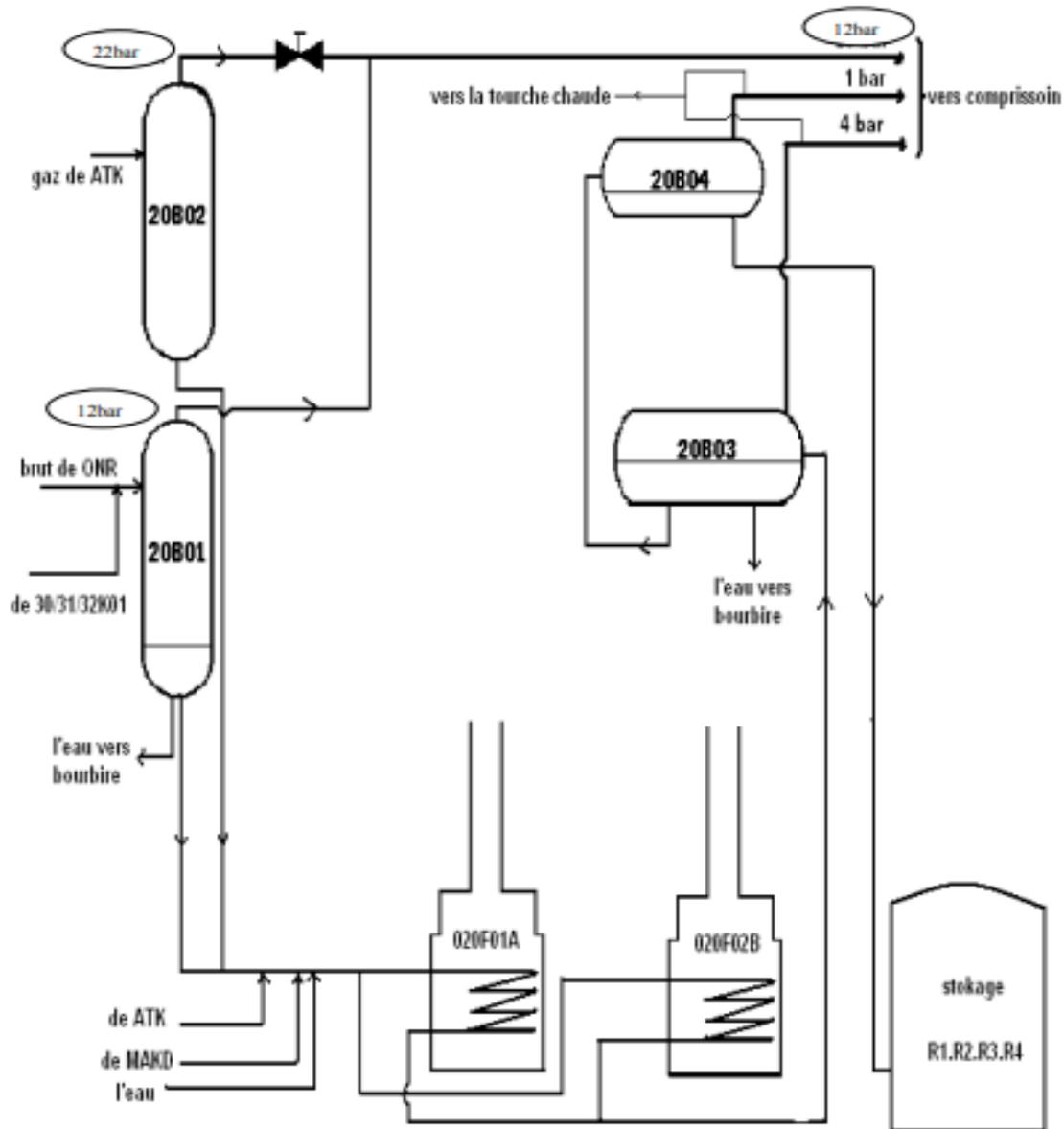


Fig.V.3:Schéma d'Unité traitement et séparation

### V.3. L'unité d'extraction du GPL :

L'installation reçoit le gaz à traiter de l'unité de compression (L'unité 030), en obtenant du GPL, le gaz traité condensat et un courant gazeux De recyclage

Le complexe est formé par six unités de procédé et par trois unités Auxiliaires, comme il est indiqué ci-après:

- Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation du gaz
- Unité 200 : récupération du GPL
- Unité 300 : recompression du gaz traité.
- Unité 400 : fractionnement du GPL.
- Unité 500 : stockage et expédition du GPL.
- Unité 600 : circulation huile chaude.

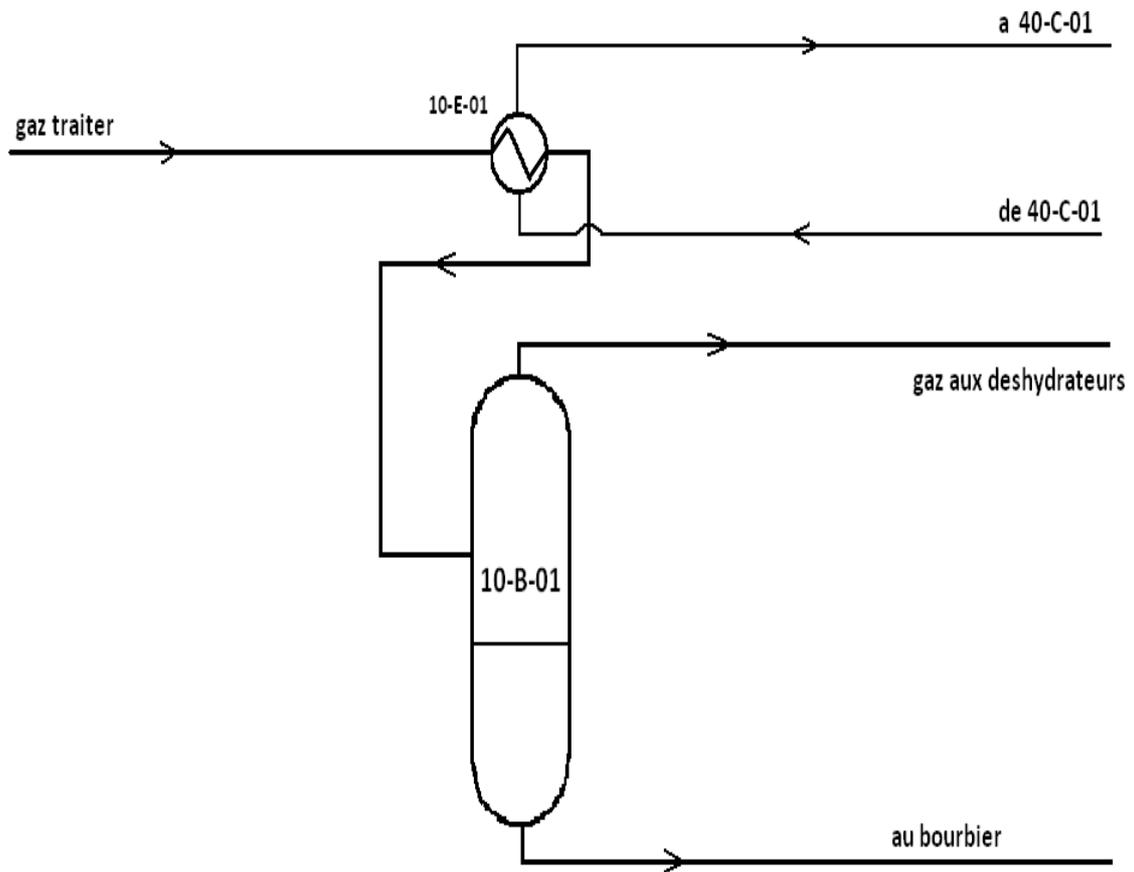
Unités auxiliaires :

- Unité 700 : Système méthanol et Réseau de Torches. Unité 800 : Système air et gaz inerte
- Unité 900 : Electricité

#### V.3.1. Unité 100 pré refroidissement et déshydratation du gaz :

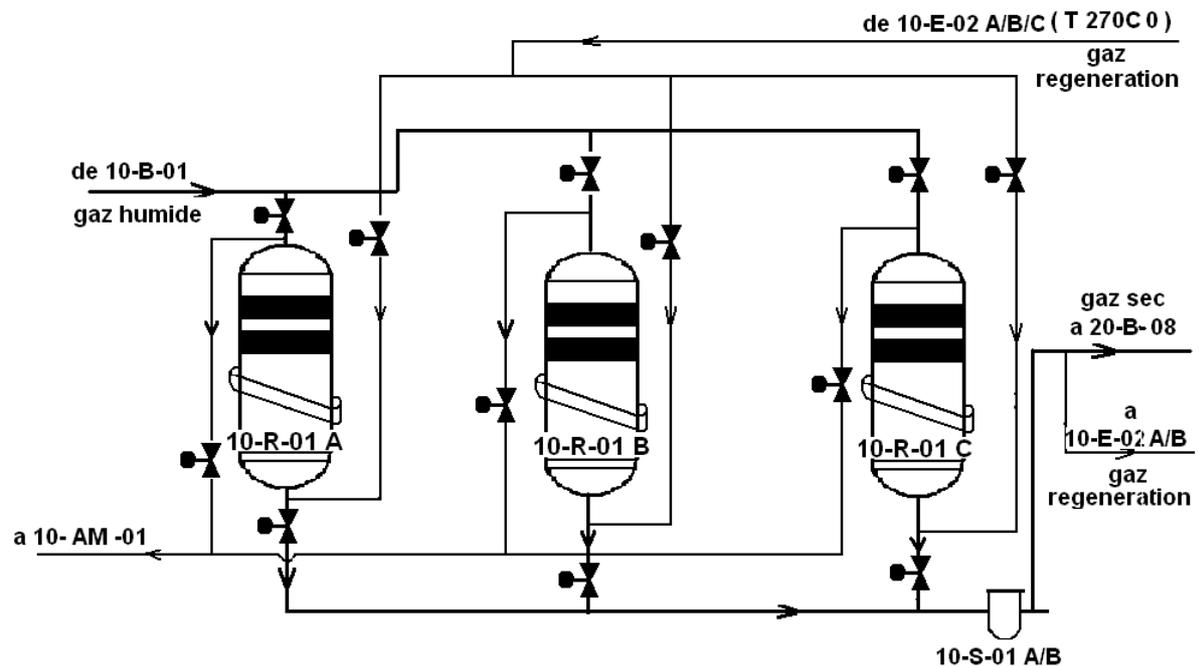
Le gaz provenant du l'unité de compressions U30 existante est pré refroidi de 60C° à 45C° en été ; et de 50C° à 37 C° en hiver se fait par l'échangeur de chaleur 010E01, après le gaz est envoyé au récupérateur du liquide 010B01, l'eau se dirige vers le borbier et le gaz se dirige vers les trois déshydrateurs (10R01A, 10R01B et 10R01C) [9].

ci- dessous les schémas de l'unité 100 :



premier refroidissement du gaz

**Fig.V.4:** schéma de l'unité 100



**DESHYDRATATION**

**Fig.V.5:** Shéma d’unité Deshydratation

**Tamis moléculaire**

Les tamis moléculaires qui adsorbent les hydrates au sien du gaz sont des Aluminosilicates métalliques Cristallins avec les formules chimiques suivantes:



Cette deshydratation suivre par la logique S 12-02, c’est un jeu de vanne qui assure les étapes:

Adsorptions	90 bars , $T_{\text{amb}}$	492min
Dépressurisation	jusqu’a 20 bars	30 min
Régénération chaud	20 bars , $T = 270 \text{ C}$	125 min
Refroidissement	20 bars , $T_{\text{amb}}$	70 min
Stan bay		1 min
Pressurisation	jusqu’a 90 bars	20 min

**Tableau V.1:** les étapes de deshydratation par la logique S 12-02

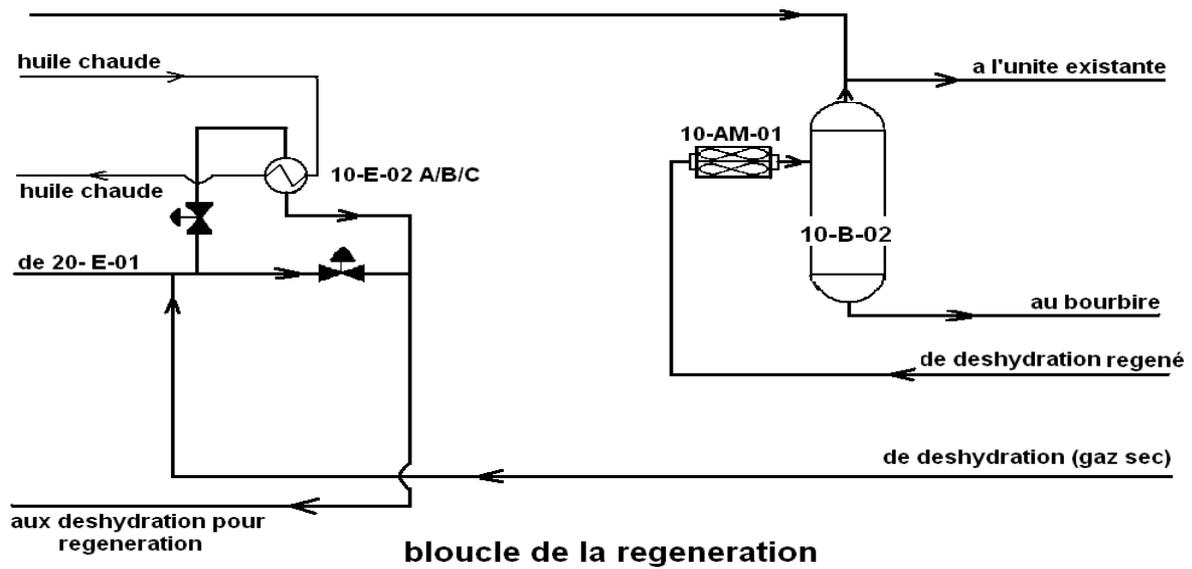


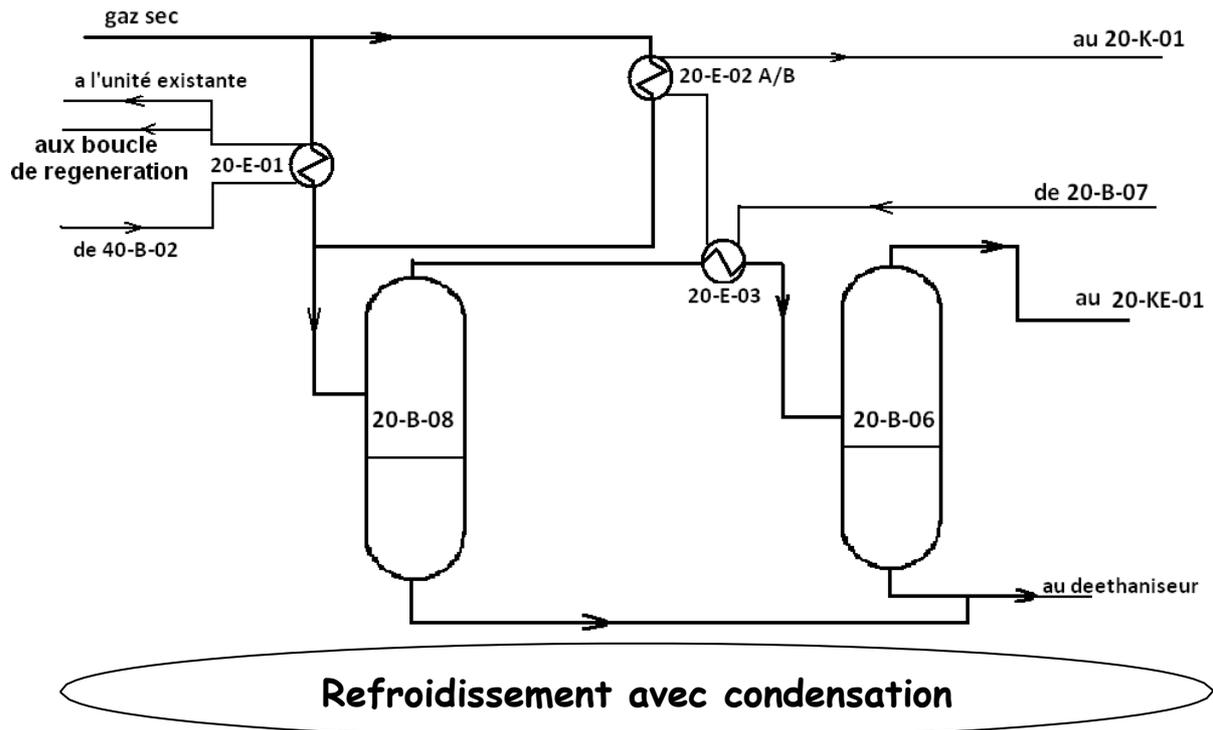
Fig.V.6: Bloucle de la regeneration

**Remarque:**

- 1- Le gaz de régénération est chauffé à 275(°c)par l’huile diathermique dans les échangeurs 10-E-02A/B/C.
- 2- A la sortie des déshydrateurs le gaz est refroidi à 55(°c) dans l’aéroréfrigérant 10-AM-01A,B et séparée dans 10-B-02. L’eau condensée est envoyée au bourbire et le gaz il est envoyé à l’unité de compression existante (unite30).

**V.3.2. Unité 200 récupération du GPL :**

Dans cette unité le gaz à traiter est refroidi dans les échangeurs de refroidissement 20-E- 01,20-E-02 A et B et 20-E-03 pour commencer la condensation des constituent les plus lourdes.



**Fig.V.7:** Schéma de refroidissement avec condensation

Le liquide sortant du séparateur 20-B-06, mélangé avec celui sortant du séparateur 20-B-08 est envoyé directement au bas de dééthaneur, tandis que le gaz provenant du 20-B-06 est envoyé à l'expander 20-KE-01 ou son expansion ( de 90 bar à 35 bar) et refroidi (de  $-6(^{\circ}\text{C})$  à  $-50(^{\circ}\text{C})$ ) et il est alimenté du séparateur 20-B-07 .En cas de problème dans le 20-KE-01 la vanne de détente JOULE-THOMSON assure le fonctionnement de l'unité ( pour éviter le déclenchement de la turbine Solar par basse pression d'aspiration).

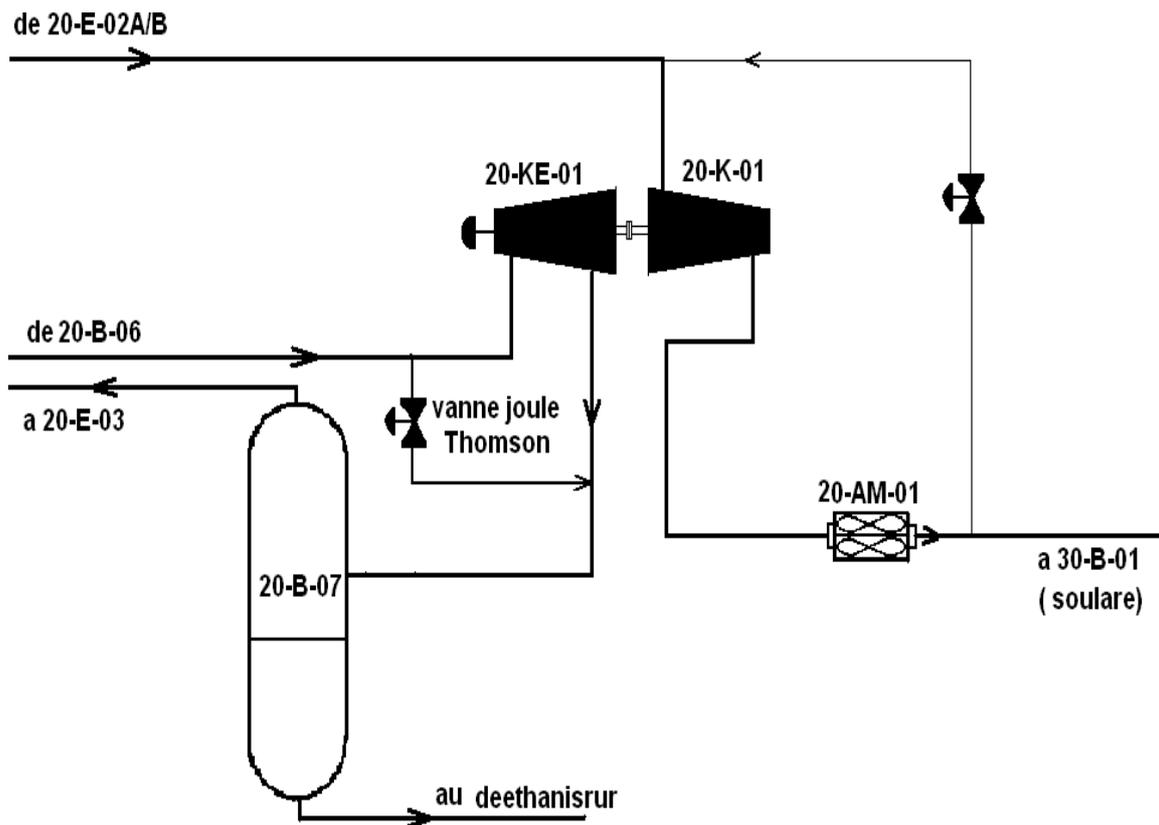
Les liquides sortant du séparateur 20-B-07 sont envoyés au dééthaneur 40-C-01 après refroidissement dans l'échangeur 40-E-03.

Le gaz traité, sortant du séparateur 20-B-07, est envoyé à la récupération du froid dans les échangeurs 20-E- 03 et 20-E-02 A et B , ensuite il est recomprimé ( de 35 bar à 45bar) par le compresseur 020-K-01 et refroidi (de  $84\text{ C}$  à  $60\text{ C}$  ) dans l'aéroréfrigérant 20-AM-01 et envoyé au compresseur final 30-K- 01 .

**Rq :** Le compresseur 20-K-01 est entraîné par l'énergie produite par l'expander20-KE-01.

	P(bar)	T(c°)
Entre 20- KE-01	90	-6
Sorté 20- KE-01	35	-50
Asp 20-K-01	35	37
Ref 20-K-01	45	55

Tableau V.2: Les paramètres de compresseur 20-K-01 et l'expander 20-KE-01



### TURBO-EXPANDER

Fig.V.8: Schéma de Turbo-expander

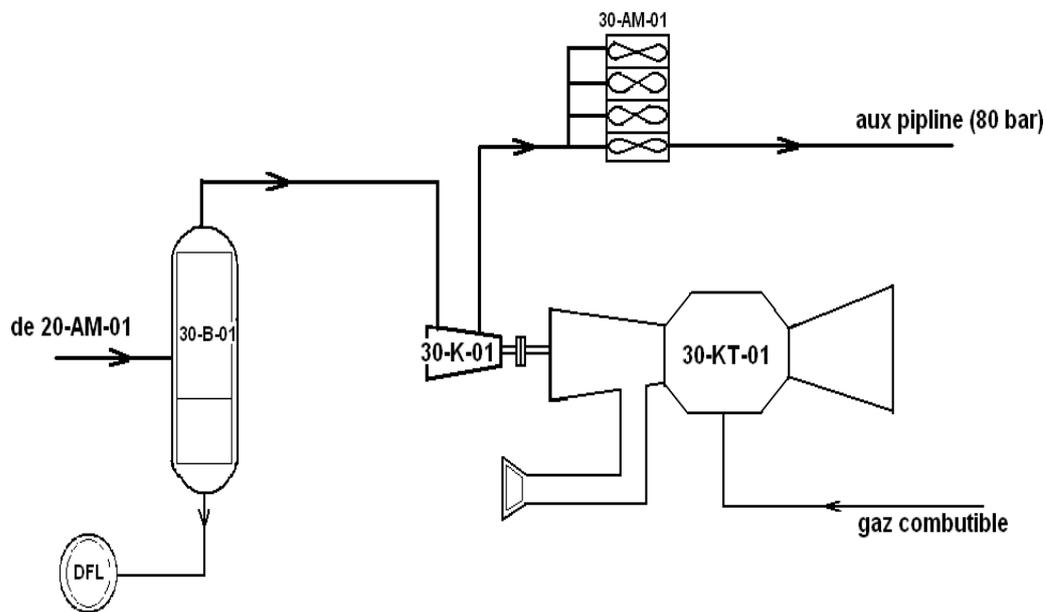
#### V.3.3. Unité 300 recomparaisons du gaz traité:

Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyé au séparateur ballon filtre 30-B-01, le liquide sorte du séparateur à la torche froide et le gaz comprimé par le compresseur 30-K- 01 (45bar à 70 bars), Refroidi à 60 C° dans l'aéroréfrigérant 30-A- 01 est envoyé vers la station de réinjection Ait Kheir et ou gazoduc 48'' vers GR1 à .hassi R'Mel.

➤ Paramètre de service 30-K-01 :

	P	T(°c)
Asp	45	51
Ref	70	85

**Tableau V.3:** Paramètre de service 30-K-01



**Recompressions du gaz**

**Fig.V.9:** Schéma de recompression du gaz

**V.3.4. Unité 400 fractionnement de GPL**

Les condensats obtenus par le refroidissement venant des ballons de récupération 20B08/20B06/20B07 alimentent le dééthaniseur 40-C-01. En éliminant le méthane et l'éthane (gaz sec) c1,c2 .

Cette colonne a besoin de quelques équipements auxiliaires pour son fonctionnement; tels que Rebouilleur 40-E-01 qui fonctionne par l'huile diathermique (200 (°c)) ;

un condenseur de tête de type (tube-calendre) 40-E-03 un ballon de reflux 40-B-02 et des pompes de recirculation.

La pompe 40-P-05 extrait le liquide et le laisse circuler dans l'échangeur 10-E-01 pour refroidir le gaz à traiter (brut). le fond de dééthaniseur 40-C-01 alimente la deuxième colonne, le débutaniseur 40-C-02 permet la séparation du GPL C3<sup>-</sup> après un circuit de réchauffage dans le Rebouilleur 40E01 pour faire dégazer-les traces restantes des fractions légères qui restent dans le liquide. Le bouillonnement de débutaniseur 40-C-02 est assuré par l'échangeur à huile 40-E-02.

Les condensats sortants du fond du debutaniseur après le passage dans Le rebouilleur pour récupérer les traces de GPL après ça ce passe vers le refroidissement par les aérorefrigerents. Suite à la faible quantité de production de condensat dans le centre de production de Oued Noumer, cette quantité est mélangée avec le pétrole brut (gazoline) au niveau de l'ancienne unité (20B03).

Les vapeurs de tête après la condensation dans les aéorefrigérants sont réceptionnées dans le 40-B-02

Une partie du GPL utilisé comme reflux de tête pour la colonne de distillation ; l'autre partie envoyer vers les sphères de stockages de GPL 50T01(A/B).

**Rq:** vous trouvez plus de détaille dans la partie ' Théorie de la rectification '

### **Le principe de séparation dans le dééthaniseur et le débutaniseur**

Cette séparation est basée sur la différence de volatilité des composants du mélange à séparer, le plus volatile sort en tête de Colonne et le moins évaporable sort en bas de la colonne, a cause de la différence de température entre la tête et le bas de la colonne (Rebouilleur pour chauffer la base et un condenseur pour refroidir la tête).

➤ Paramètres des colonnes (40C01+40C02)

Colonne	P en (bars)	T fond en (°c)
40 C 01	22	80
40 C 02	13.5	166

**Tableau V.4:** Paramètres des colonnes (40C01+40C02)

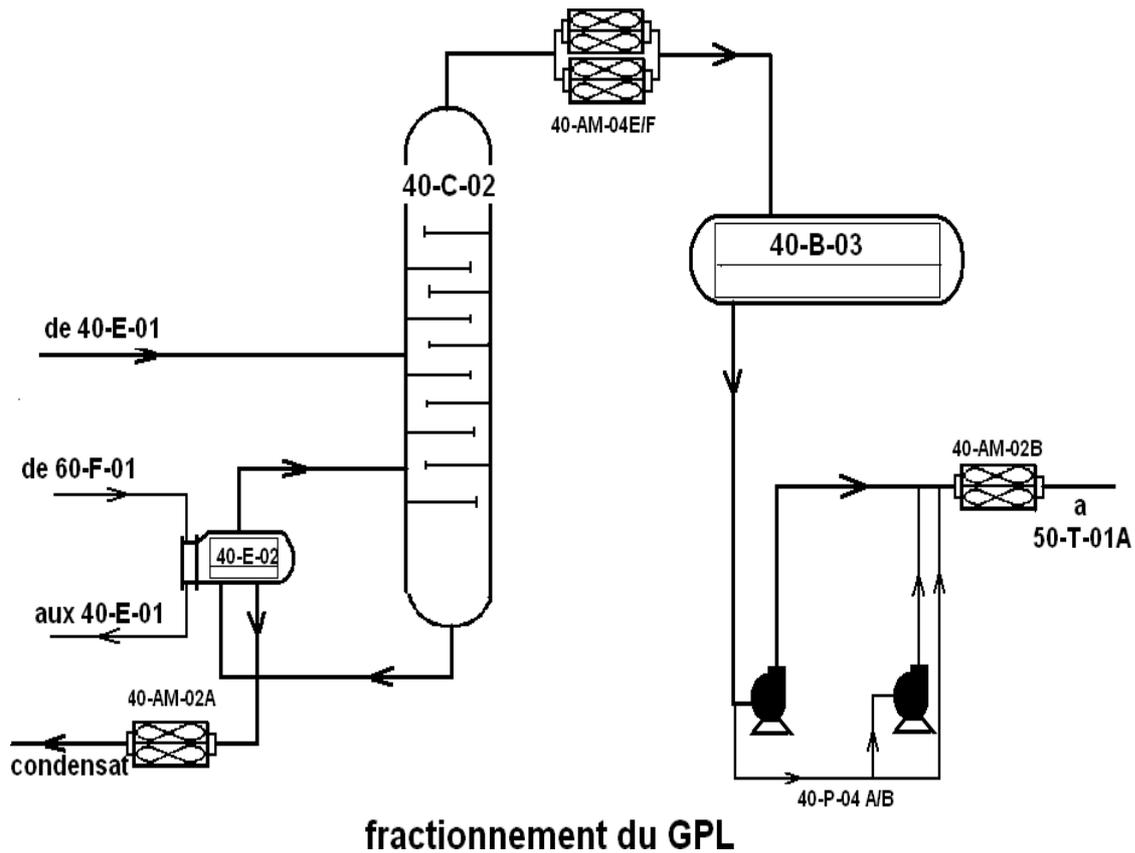


Fig.V.10: Schéma de fractionnement du GPL

**V.3.5. Unité 500 stockages :**

Cette unité est composée de deux sphères de capacité de 530 m<sup>3</sup> et de trois pompes d'expédition de GPL (50-P-01(A/B/C)) Une pompe en expédition et les deux autres en réserve. Dans le cas où le GPL est en hors spécifications le retraitement du produit (GPL) est indispensable. à l'aide des deux pompes 50P 02A/B en réinjecte le GPL au bas de deethaniseur 40C 01.

Le GPL de Oued Noumer est envoyé travers les pipes vers Arzew.

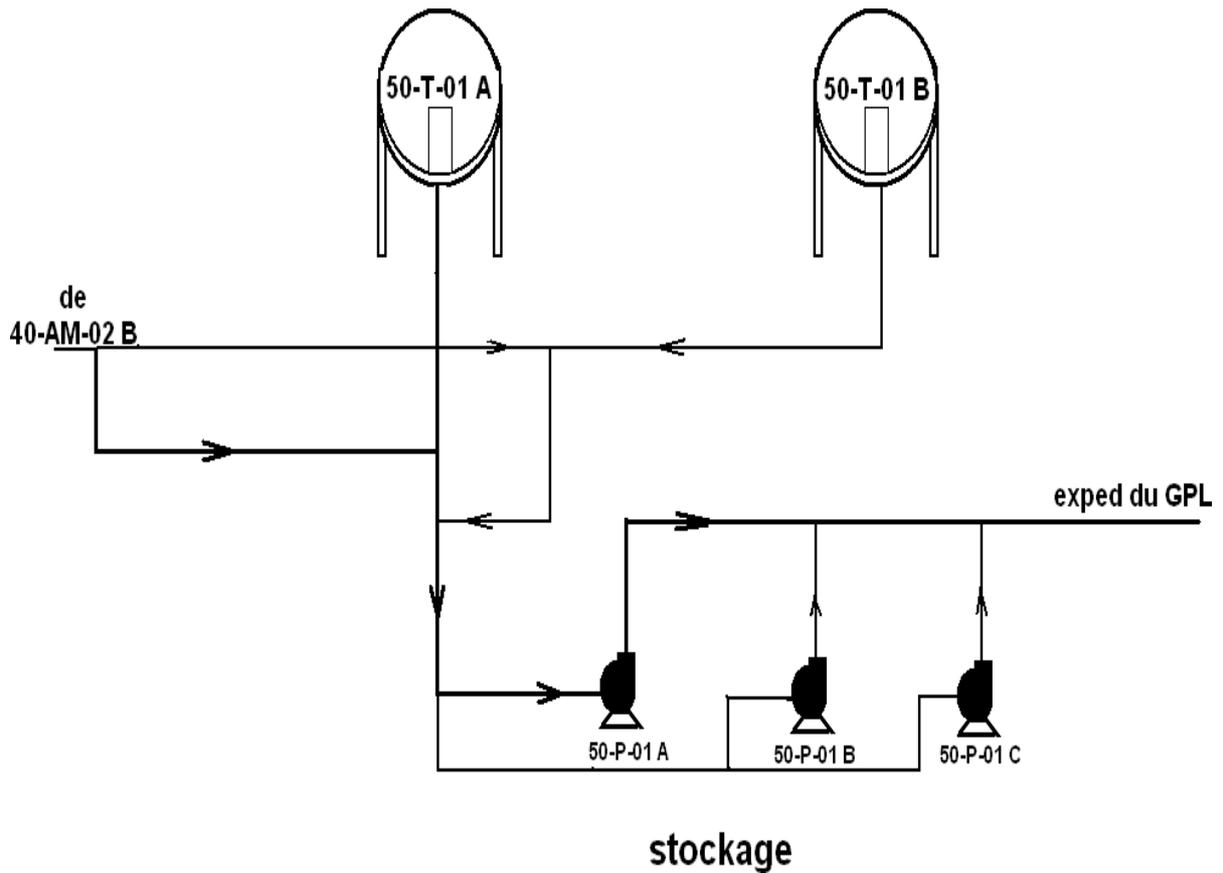


Fig.V.11: Schéma de les ballons sphérique de stockage GPL

**V.3.6. Unité 600 circulation huile chaude :**

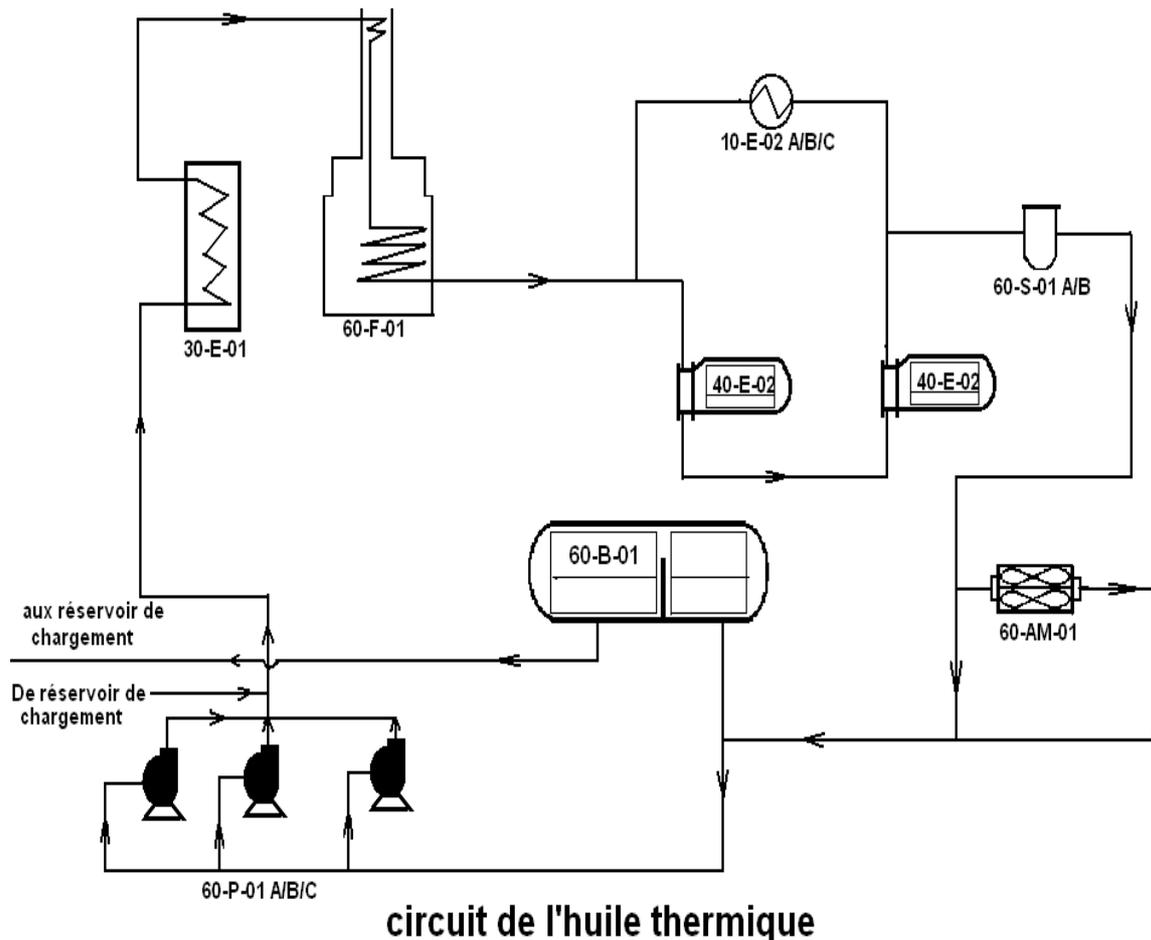
Cette unité est la source de chaleur nécessaire au fonctionnement de l'installation est sa chaleur est obtenue en brûlant une partie du gaz combustible dans le four 60-F-01.

Le fluide caloporteur prévu est la TORADA TC32 produit et commercialise en Algérie.

Les fumées d'échappement de la turbine 30-KT-01 permettent de chauffer l'huile Grace au récupérateur de chaleur 30-E-01 puis en le passe dans le four 60-F-01 pour augmenter sa chaleur.

Cette huile chauffée est utilisée dans le circuit pour Réchauffeur gaz de régénération 10-E-02, et le Bouillonnement des colonnes 40-C-01 et 40-C-02 à travers les rebouilleurs 40-E-01 et 40-E-02.

Il y a 3 pompes de circulation (60-P-01 A/B/C), et 2 pompes d'appoint 60-P-02 A/B et un récipient de purge 60-B-02 avec deux pompes de reprise 60-P-03 A/B.

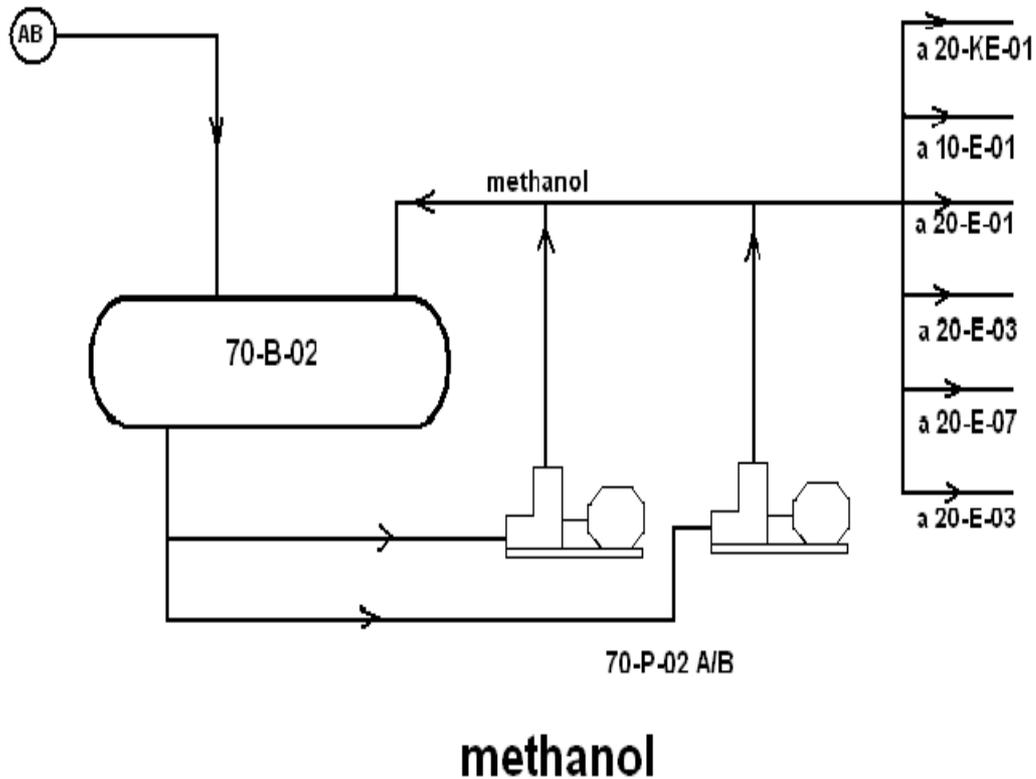


**Fig.V.12:** Schéma de circuit de l'huile thermique

**V.3.7. Unité 700 Système méthanol et torche froide :**

➤ Système méthanol

Le méthanol est stocké dans le réservoir 70-B-01 et il est injecté dans des points de process par les pompes 70-P-02. Le méthanol est utilisé en cas de formation d'hydrate, est injecté dans le process seulement dans les cas de nécessité absolue.



**Fig.V.13:** Schéma de réservoir de méthanol 70-B-02

➤ Système déchargements en torche

Les déchargements froids gazeux et/ou liquides prévus dans l'installation sont acheminés dans le 70-B-01.

Le 70-B-01 sépare les liquides du gaz qui va en torche froide.

L'écoulement du liquide peut être effectué par les pompes 70-P-01 A/B (dont l'une est de réserve) ou par évaporation due à l'entrée de chaleur de l'extérieur.

Elles peuvent opérer tant par commande manuelle (HS-7102) que par commande branchement / débranchement de LSH-7101 (démarrage pompe) et de LSL-7101 (arrêt pompe).

LSL-7101 arrête les pompes dans tous les cas. Le niveau dans 70-B-01 est indiqué par le LI- 7101.

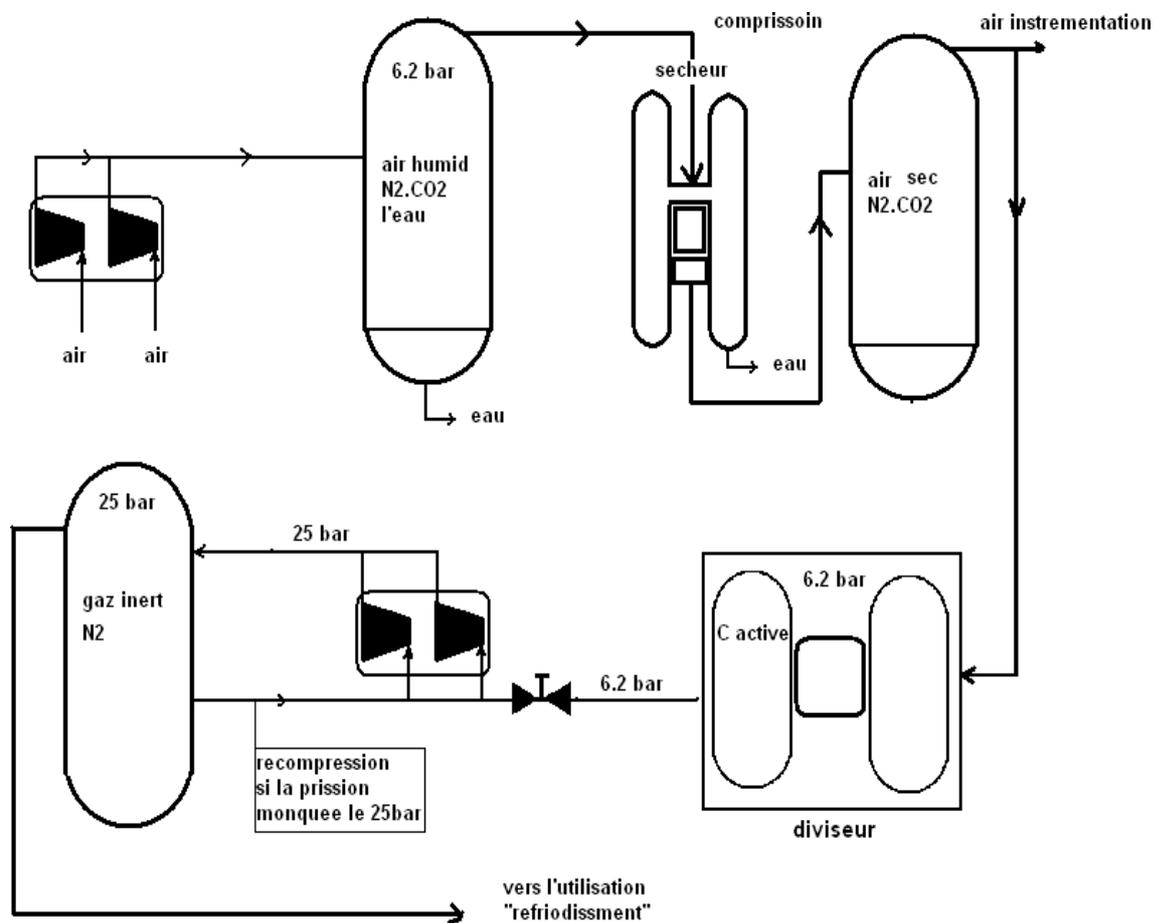
### **V.3.8. Unité 800 Système air et gaz inerte :**

Cette unité est fournie à l'installation :

- L'air de service (pour le nettoyage)
- L'air instrument (pour le fonctionnement des vannes de control)
- Le gaz inerte « l'azote » (pour le refroidissement et le barbotage).

Ce système est formé par :

- Compresseur d'air 80-K-01
- Séparateur 80-B-01
- Sécheur 80-W-01 (déshydrateur).
- Accumulateur d'air instrument 80-B-02.
- Compresseur 80-K-02 pour augmenter la pression dans l'accumulateur d'azote.



**Air instrument, air service et gaz inerte**

**Fig.V.14:** Schéma d'installation de air instrument, air service et gaz inerte

**V.3.9. Unité 900 :**

Cette unité assure l'alimentation électrique pour tous les équipements électriques (les pompes et le compresseur d'air) de l'unité GPL.

---

***PARTIE  
PRATIQUE***

---

## VI.SIMULATION:

### VI.1. Definition HYSYS:

#### **Introduction :**

Une simulation peut être considérée comme l'utilisation d'un modèle ou d'un ensemble de modèles mathématique pour représenter le comportement d'un système (procédé).elle fournit un bon aperçu du comportement du système réel sans intervenir ou expérimenter sur le procédé réel.

A cause de la difficulté de faire des tests sur site pour la modélisation de notre procédé (manque des enregistreurs et pour éviter la perturbation de process), on a utilisé un simulateur qui s'appel HYSYS (hydrocarbure system), qui est un outil de système numérique de control commande delta V.

#### **C'est quoi le simulateur HYSYS ?**

Le Simulateur HYSYS est un ensemble de model mathématique des opérations unitaire (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information générés dans ces opérations.

Donc le hysys est un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie.

- A l'état stationnaire.
- On dynamique.

Le hysys peut être utilisé pour :

- Engineering.
- Etablissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionnement des équipements.
- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changements de composition de l'alimentation.
- Détermination des performances des équipements.

Pour l'utilisation du hysys l'utilisateur doit :

- Choisir un modèle thermodynamique et les constituants.
- Etablir le schéma de procédé PFD.
- Spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.
- Il peut aussi dimensionner des équipements.

Le hysys ne donne un schéma du procédé. Les résultats sont des bilans de matières et d'énergie.

### VI.2. Choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et de température recommandée

L'équation de *Peng - Robinson* est recommandée pour le système étudié.

### VI.3. Schéma de la colonne de distillation

Le schéma suivant représente une simulation de la colonne 40-C-02 qui fonctionne avec la composition et le débit actuelle.

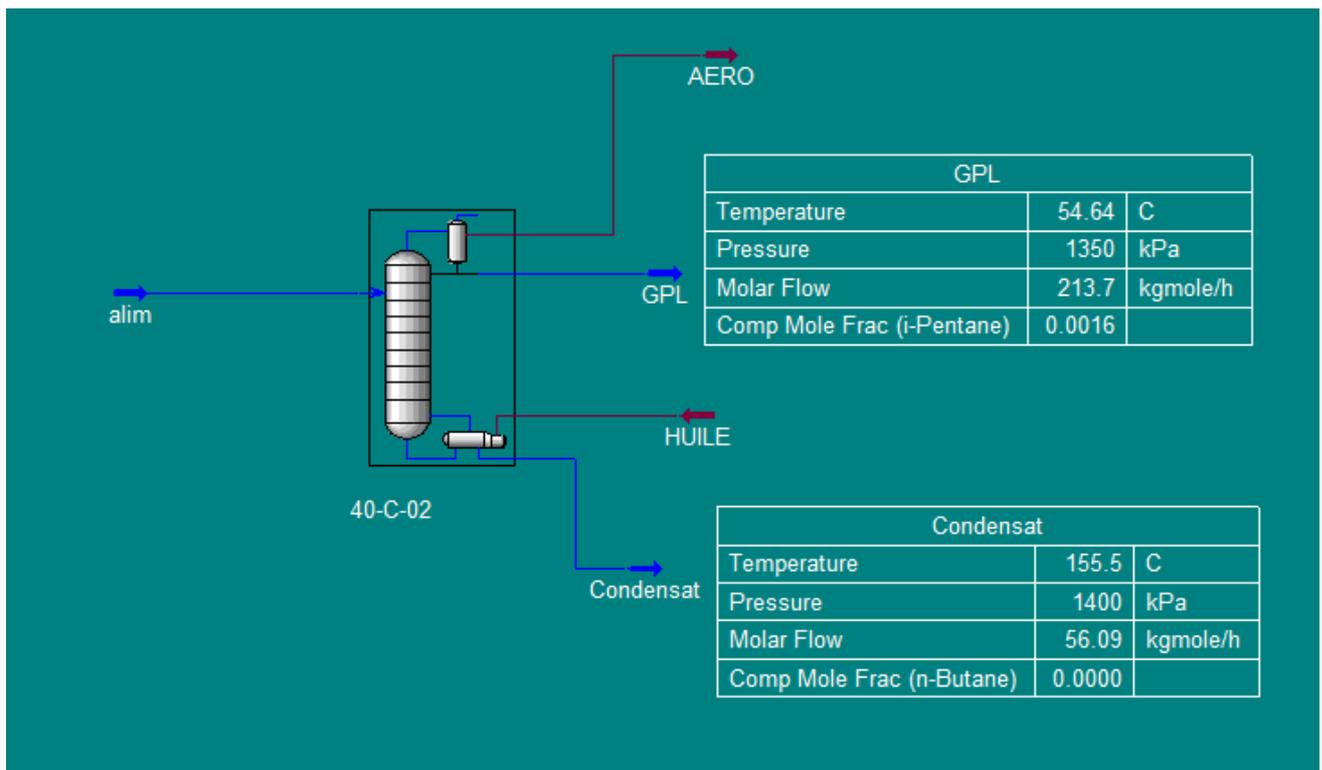


Fig.VI.1: schema de simulation de la colonne 40-C-02

	alim	GPL	Condensat
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0027	0.0034	0.0000
Propane	0.4717	0.5955	0.0000
i-Butane	0.1090	0.1376	0.0000
n-Butane	0.2075	0.2619	0.0000
i-Pentane	0.0529	0.0016	0.2485
n-Pentane	0.0688	0.0000	0.3307
n-Hexane	0.0875	0.0000	0.4208

**Tableau VI.1:** Résultats de la Simulation ‘composition’

Name	alim @COL1	GPL @COL1	Condensat @C1
Vapour	0.4996	0.0000	0.0000
Temperature [C]	80.00	54.64	155.5
Pressure [kPa]	1375	1350	1400
Molar Flow [kgmole/h]	269.8	213.7	56.09
Mass Flow [kg/h]	1.500e+004	1.062e+004	4378
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	26.61	19.80	6.808
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.279e+005	-1.280e+005	-1.583e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	133.3	99.51	147.7
Heat Flow [kJ/h]	-3.452e+007	-2.736e+007	-8.881e+006

**Tableau VI.2:** Résultats de la Simulation ‘ propriétés ’

En résumé ; le résultat de la simulation dans le tableau :

<b>Débit Alim t/h</b>	<b>15</b>
Température de tête °C	54.64
T de fond C°	155.5
Pression	13.5
Débit reflux	21.24
Taux de reflux	2

**Tableau VI.3:** le résultat de la simulation

**VII. PARTIE CALCUL:**

**VII.1. Données de départ :**

L'analyse chromatographique d'un échantillon de l'alimentation de la colonne a donné la composition molaire (tableau VII.1) :

Constituants	X'Li
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00268
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,4718
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1090
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2075
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0529
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0688
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0875
<b>Total</b>	<b>1</b>

**Tableau VII.1:** Composition molaire de la charge

X'Li : concentration molaire du constituant "i" dans la charge

- Température d'alimentation : T°= 80°C
- Teneur max en nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>. dans le résidu :( X' RnC4= 1,38% molaire)
- Teneur max en iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>. dans le distillat :( Y' DiC5= 0,462% molaire).

**VII.2. Composition et débit de la charge :**

Le débit massique de l'alimentation de la colonne 40C02 : L = 15 T/h.

L = L \* 1000 = 15 \* 1000

L = 15000 kg/h.

D'après la formule suivante, on calcule la masse moléculaire moyenne de l'alimentation:

$M_{\text{moy}} = \sum X'_{Li} \cdot M_i$ ..... (VII.1)

**M<sub>moy</sub> = 55,918 kg/kmol**

Mi : la masse moléculaire du constituant "i" de la charge.

- On détermine la composition massique du constituant "i" de la charge d'après la formule suivante :

$X_{Li} = X'_{Li} (M_i / M_{\text{moy}})$  ..... (VII.2)

- On trouve le débit massique du constituant “i” d’après l’équation suivante :

$$L_i = L * X_{Li} \dots\dots\dots (VII.3)$$

- Le débit molaire de la charge est calculé comme suit :

$$L' = L / M_{moy} \qquad L' = 321,90 \text{ kmol/h}$$

La composition molaire et massique ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans le tableau VII.2 :

Constituants	M <sub>i</sub>	X' <sub>Li</sub>	X <sub>Li</sub>	Débits	
				kg/h	kmol/h
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,00268	0.0014	21.7400	0.7230
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,4718	0.3742	5612.5331	127.2770
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1090	0.1139	1709.1254	29.4048
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,2075	0.2169	3253.6103	55.9771
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0529	0.0686	1029.6508	14.2708
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0688	0.0893	1339.1300	18.5601
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	0,0875	0.1356	2034.2105	23.6048
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>1</b>	<b>15000</b>	<b>269,817</b>

Tableau VII.2: Composition, débits molaires et massiques de la charge

**VII.3. Calcul des compositions, débits du distillat et de résidu :**

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

- Constituant clé volatil nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> avec une teneur dans le résidu de 1,38%
- Constituant clé lourd iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub> avec une teneur dans le distillat de 0,462% Etablissons le bilan de matière pour cette colonne :

Bilan matière global :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (IV.11)$$

$$D' \text{ où : } D' = L' - R' \dots\dots\dots (IV.11)'$$

Bilan matière partiel :

$$L'.X'_{L,i} = D'.Y'_{D,i} + R'.X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV.12)$$

Ou : L', D', R' sont respectivement les débits molaires de la charge, distillat et résidu.

- X'<sub>Li</sub>, Y'<sub>Di</sub>, X'<sub>Ri</sub> : sont les concentrations molaires de l’élément “i” respectivement dans la charge, distillat et résidu.

## PARTIE PRATIQUE

---

- On suppose que :  $X'_{RC2} = X'_{RC3} = X'_{RiC4} = 0$ .

$$Y'_{DnC5} = Y'_{DC6} = 0.$$

Appliquons l'équation (IV.12) pour chaque constituant :

$$L' * X'_{LC2} = D' * Y'_{DC2} + R' * X'_{RC2} \dots\dots\dots(1)$$

$$L' * X'_{LC3} = D' * Y'_{DC3} + R' * X'_{RC3} \dots\dots\dots(2)$$

$$L' * X'_{LiC4} = D' * Y'_{DiC4} + R' * X'_{RiC4} \dots\dots\dots(3)$$

$$L' * X'_{LnC4} = D' * Y'_{DnC4} + R' * X'_{RnC4} \dots\dots\dots(4)$$

$$L' * X'_{LiC5} = D' * Y'_{DiC5} + R' * X'_{RiC5} \dots\dots\dots(5)$$

$$L' * X'_{LnC5} = D' * Y'_{DnC5} + R' * X'_{RnC5} \dots\dots\dots(6)$$

$$L' * X'_{LC6} = D' * Y'_{DC6} + R' * X'_{RC6} \dots\dots\dots(7)$$

On obtient :

$$0,723 = D' * Y'_{DC2} \dots\dots\dots(1')$$

$$127,277 = D' * Y'_{DC3} \dots\dots\dots(2')$$

$$29,405 = D' * Y'_{DiC4} \dots\dots\dots(3')$$

$$55,977 = D' * Y'_{DnC4} + R' * 0,0138 \dots\dots\dots(4')$$

$$14,271 = D' * 0,00462 + R' * X'_{RiC5} \dots\dots\dots(5')$$

$$18,56 = R' * X'_{RnC5} \dots\dots\dots(6')$$

$$23,605 = R' * X'_{RC6} \dots\dots\dots(7')$$

En additionnant (1') + (2') + (3') + (4') on trouve :

$$213,382 = D' * (Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4}) + R' * 0,0138 \dots\dots\dots(*)$$

On a  $\sum Y'_{Di} = 1$  d'autre part on a  $R' = L' - D'$  d'après la formule (IV.11)' donc l'équation (\*) peut être écrite de la manière suivante :

$$213,382 = D' * (1 - 0,00462) + (L' - D') * 0,0138$$

$$213,382 - 0,0138 * L' = 0,98158 * D'$$

$$D' = (257,27 - 4,442) / (0,98158) = 213,59 \text{ kmol/h}$$

$$\mathbf{D' = 213,59 \text{ Kmol/h}}$$

On remplaçant D' dans l'équation (IV.11) on trouve :

$$\mathbf{L' = D' + R'}$$

$$D' \text{ où: } \mathbf{R' = L' - D' = 269,817 - 213,382 = 56,22 \text{ kmol/h}}$$

$$\mathbf{R' = 56,22 \text{ kmol/h}}$$

## PARTIE PRATIQUE

Après avoir déterminé les débits molaires du distillat et de résidu on peut déterminer les concentrations molaires de chaque constituant dans le distillat et le résidu.

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau VII.3 :

Constituants	$Y'_{Di}$	$X'_{Ri}$
$C_2H_6$	0,0034	0
$C_3H_8$	0,5958	0
$iC_4H_{10}$	0,1376	0
$nC_4H_{10}$	0,2584	0,0138
$iC_5H_{12}$	0,00462	0,2362
$nC_5H_{12}$	0	0,33
$C_6H_{14}$	0	0,42
<b>Total</b>	1	1

**Tableau VII.3:** Composition molaire du distillat et du résidu

### VII.3.1. Composition, débits massique et molaire du distillat :

La masse moléculaire moyenne du distillat:

$$M_{D \text{ moy}} = \sum M_i * Y'_{Di} \dots \dots \dots \text{(VII.6)}$$

$$**M_{D \text{ moy}} = 49,73 \text{ kg/kmol}**$$

Le débit massique du distillat:

$$D = D' * M_{D \text{ moy}} \dots \dots \dots \text{(VII.7)}$$

$$**D = 10622,82 \text{ kg/h}**$$

La composition massique du constituant “i” est donnée par la formule suivante :

$$Y_{Di} = Y'_{Di} * (M_i / M_{D \text{ moy}}) \dots \dots \dots \text{(VII.8)}$$

Le débit massique et molaire de chaque constituant “i” est calculé par :

$$D'_i = D' * Y'_{Di} \dots \dots \dots \text{(VII.9)}$$

$$D_i = D * Y_{Di} \dots \dots \dots \text{(VII.10)}$$

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau VII.4:

Constituants	$M_i$	$Y'_{Di}$	$Y_{Di}$	Débits	
				kg/h	kmol/h
$C_2H_6$	30	0.0034	0.0021	21.8409	0.7263
$C_3H_8$	44	0.5959	0.5284	5612.6588	127.2798
$iC_4H_{10}$	58	0.1376	0.1608	1708.5710	29.3953
$nC_4H_{10}$	58	0.2584	0.3020	3208.5374	55.2016
$iC_5H_{12}$	72	0.0046	0.0067	71.2104	0.9870
$nC_5H_{12}$	72	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
$C_6H_{14}$	86	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>1</b>	<b>10622,82</b>	<b>213,59</b>

Tableau VII.4 : Débits massique et molaire des constituants du distillat

**VII.3.2. Composition, débits massique et molaire du résidu :**

La masse moléculaire moyenne du résidu:

$$M_{R \text{ moy}} = \sum M_i * X'_{Ri} \dots\dots\dots (VII.11)$$

$$M_{R \text{ moy}} = 77.85 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique du résidu:

$$R = R' * M_{R \text{ moy}} \dots\dots\dots (VII.12)$$

$$R = 4376,65 \text{ kg/h}$$

La composition massique du constituant “i”:

$$X_{Ri} = X'_{Ri} * (M_i/M_{\text{moy}}) \dots\dots\dots (VII.13)$$

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau VII.5:

Constituants	$M_i$	$X'_{Ri}$	$X_{Ri}$	Débits	
				kg/h	kmol/h
$nC_4H_{10}$	58	0.0138	0.0103	45.0947	0.7758
$iC_5H_{12}$	72	0.2362	0.2189	958.1050	13.2792
$nC_5H_{12}$	72	0.3300	0.3058	1338.5887	18.5526
$C_6H_{14}$	86	0.4200	0.4649	2034.8671	23.6124
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>1</b>	<b>4376,65</b>	<b>56,22</b>

Tableau VII.5 : Débits massique et molaire des constituants du résidu

VII.4. Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne :

VII.4.1. pression dans le ballon de reflux :

Sachant que la pression dans le ballon de reflux  $P_b = 13,10$  bars (une donnée), on détermine :

**a- La Pression au sommet de la colonne :**

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (IV.32)$$

Où :

$P_s$  : pression au sommet de la colonne

$\Delta P_1$  : perte de charge due à la résistance des conduites et du condenseur.

$$\Delta P_1 = 0,2 \div 0,40$$

On prend :  $\Delta P_1 = 0,40$

$$P_s = 13,10 + 0,40 = 13,50 \text{ bars}$$

$$P_s = 13,50 \text{ bars}$$

**b- pression au fond de la colonne :**

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (IV.33)$$

Où :

$P_f$  : pression au fond de la colonne.

$\Delta P_2$  : pertes de charge dues aux résistances des plateaux,

$$\Delta P_2 = 0,3 \div 0,5$$

On prend :  $\Delta P_2 = 0,5$

$$P_f = 13,50 + 0,50$$

$$P_f = 14 \text{ bars}$$

**c- pression dans la zone d'alimentation :**

$$P_L = (P_f + P_s)/2 \dots\dots\dots (IV.34)$$

$$P_L = (13,50 + 14)/2 = 13,75 \text{ bars}$$

$$P_L = 13,75 \text{ bars}$$

VII.5. Détermination de la température aux différentes zones de la colonne:

VII.5.1. Température Dans le ballon de reflux:

A la pression  $P_b = 13,10$  bars la température Dans le ballon de reflux est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide (IV.31) a l'aide du monogramme de JENNY et SCHEIBEL et les courbes des constantes d'équilibre (phase liquide et phase vapeur) .On a une condensation totale (  $Y'_{D,i} = X'_{D,i}$  ) en utilisant l'isotherme de la phase liquide les résultats obtenus sont portés sur le tableau VII.6 :

Constituants	$Y'_{D,i} = X'_{D,i}$	$P_b = 13.10 \text{ bars et } T_b = 52 \text{ }^\circ\text{C}$	
		$K_i$	$X'_{D,i} \cdot K_i$
$C_2H_6$	0.0034	3,5	0,0119
$C_3H_8$	0.5959	1,31	0,780629
$iC_4H_{10}$	0.1376	0,62	0,085312
$nC_4H_{10}$	0.2584	0,48	0,124032
$iC_5H_{12}$	0.0046	0,25	0,00115
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>1,003</b>

**Tableau VII.6:** Coefficient d'équilibre du distillat dans le ballon dereflux

Donc Pour la condensation on prend  $T_b = 52 \text{ }^\circ\text{C}$

### VII.5.2 Température de rosée au sommet de la Colonne :

A la pression  $P_s=13,50 \text{ bars}$  la température de rosé est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur (IV.35) et le monogramme de JENNY et SCHEIBEL. Les résultats obtenus sont portés sur le tableau VII.7 :

Constituants	$Y'_{D,i}$	$P_b = 13,50 \text{ bars et } T_s = 68 \text{ }^\circ\text{C}$	
		$K_i$	$(Y'_{D,i} / K_i)$
$C_2H_6$	0.0034	4	0,00085
$C_3H_8$	0.5959	1,55	0,38445
$iC_4H_{10}$	0.1376	0,77	0,17484
$nC_4H_{10}$	0.2584	0,60	0,43066
$iC_5H_{12}$	0.0046	0,285	0,01614
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>1</b>

**Tableau VII.7:** coefficient d'équilibre des constituants du distillat

Donc la température au sommet de la colonne :  $T_s = 68^\circ\text{C}$

### VII.5.3. Température de bulle au fond de la colonne :

A la pression  $P_f = 14 \text{ bars}$  la température de bulle au fond de la colonne est calculée par la vérification de l'équation de l'isotherme de la phase liquide (IV.36) et le monogramme de JENNY et SCHEIBEL. Les résultats obtenus sont portés sur le tableau VII.8 :

Constituants	$X'_{Ri}$	$P_f = 14 \text{ bars et } T_f = 157^\circ\text{C}$	
		$K_i$	$X'_{Ri} \cdot K_i$
$nC_4H_{10}$	0.0138	2	0,0276
$iC_5H_{12}$	0.2362	1,25	0,29525
$nC_5H_{12}$	0.3300	1,18	0,3894
$C_6H_{14}$	0.4200	0,69	0,2898
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>1</b>

Tableau VII.8 : coefficient d'équilibre des constituants du résidu

**VII.6. Détermination de la volatilité relative :**

En calcule maintenant les volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne

$$\alpha_i = K_i / K_r \dots\dots\dots (IV.25)$$

$K_i$  : Coefficient d'équilibre de l'élément « i ».

$K_r$  : Coefficient d'équilibre de l'élément de référence.

On admit le constituant clé lourd  $iC_5 H_{12}$  comme élément de référence.

Les valeurs moyennes de la volatilité sont déterminées par les formules suivantes :

**-Pour la zone de rectification :**

$$\alpha_{i m} = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) \dots\dots\dots (VII.18)$$

**-Pour la zone d'épuisement :**

$$\alpha_{i m} = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) \dots\dots\dots (VII.19)$$

Les résultats figurent sur les tableaux suivants (VII.9, VII.10, VII.11) :

Pour  $P_L = 13,75$  bars et  $T_L = 80^\circ\text{C}$

Constituants	$K_i$	$\alpha_{Li} = K_i / K_{iC5}$
$C_2H_6$	4,6	11,5
$C_3H_8$	1,75	4,375
$iC_4H_{10}$	0,97	2,425
$nC_4H_{10}$	0,78	1,95
$iC_5H_{12}$	0,4	1
$nC_5H_{12}$	0,32	0,8
$C_6H_{12}$	0,15	0,375

Tableau VII.9: Zone de d'alimentation

Pour  $P_s = 13,5$  bars et  $T_s = 68^\circ\text{C}$

Constituants	$K_i$	$\alpha_{Di} = K_i / K_{iC5}$	$\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Di})$
$C_2H_6$	4	14,035	12,767
$C_3H_8$	1,55	5,438	4,906
$iC_4H_{10}$	0,77	2,701	2,563
$nC_4H_{10}$	0,60	2,105	2,027
$iC_5H_{12}$	0,285	1	1

Tableau VII.10: Zone de rectification

Pour  $P_f = 14$  bars et  $T_f = 157$  °C

Constituants	$K_i$	$\alpha_{Ri} = K_i / K_{iC5}$	$\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri})$
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2	1,6	1,775
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,25	1	1
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,18	0,944	0,872
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,69	0,552	0,4635

Tableau VII.11: Zone d'épuisement

**VII.7. Taux de vaporisation de la charge**

En procédant par tâtonnement, c'est-à-dire on propose des valeurs du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide  $X'$ , et la phase vapeur  $y'$  dans la zone de flash jusqu'à :

$$\sum X'_{0i} = 1 \quad \text{et} \quad \sum y'_{0i} = 1$$

Tel que  $X'_{0i}$  et  $y'_{0i}$  sont calculés comme suit :

$$X'_{0i} = X'_{Li} / (1 + e'(K_i - 1)) \dots\dots\dots \text{(VII.20)}$$

$$Y'_{0i} = K_i \cdot X'_{0i} \dots\dots\dots \text{(VII.21)}$$

Le taux de vaporisation de l'alimentation et la composition des deux phases à l'équilibre est déterminé à l'aide de l'équation de **TREGOUBOV** :

$$\sum X'_{0i} = \sum X'_{Li} / (1 + e'(K_i - 1)) = 1 \dots\dots\dots \text{(VII.22)}$$

Avec:

$X'_{0i}$ : Concentration molaire du constituant « i » dans la phase liquide.

$Y'_{0i}$  : Concentration molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.

$X'_{Li}$  : Concentration molaire du constituant « i » dans la charge.

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau VII.12 :

Constituants	$X'_{Li}$	$K_i$	$e'_0 = 0,420$	
			$1 + e' (K_i - 1)$	$X'_{oi}$
$C_2H_6$	0,00268	4,6	2,512	0,00106
$C_3H_8$	0,4718	1,75	1,315	0,3587
$iC_4H_{10}$	0,1090	0,97	0,9874	0,1103
$nC_4H_{10}$	0,2075	0,78	0,9076	0,2286
$iC_5H_{12}$	0,0529	0,4	0,748	0,0707
$nC_5H_{12}$	0,0688	0,32	0,7144	0,0963
$C_6H_{14}$	0,0875	0,15	0,643	0,1361
<b>Total</b>				<b>1</b>

Tableau VII.12 : Calcul de taux de vaporisation de la charge

**VII.8. Calcul du taux de reflux :**

On définit le taux de reflux  $r_f$  comme étant le rapport du débit de reflux sur le débit du distillat

**VII.8.1. Calcul du taux de reflux minimal :**

Le calcul s'effectue selon la formule d'UNDER WOOD :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum Y'_{Di} / (\alpha_{L,i} - \varphi) \dots \dots \dots (VII.23)$$

$\varphi$  : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourd et volatil.

La détermination de la constante d'UNDER WOOD «  $\varphi$  » se fait par le calcul approximatif suivant:

$$e'_0 = \sum \alpha_{L,i} \cdot X'_{Li} / \alpha_{L,i} - \varphi \dots \dots \dots (VII.24)$$

Pour  $e'_0 = 0,420$  on trouve  $\varphi = 1,084$

## PARTIE PRATIQUE

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau VII.13:

Constituants	$X'_{Li}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,I} \cdot X'_{Li}$	$\frac{\alpha_{L,i} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{L,i} - \varphi}$
$C_2H_6$	0,00268	11,5	0,031	0,00295
$C_3H_8$	0,4718	4,375	2,064	0,6271
$iC_4H_{10}$	0,109	2,425	0,264	0,1970
$nC_4H_{10}$	0,2075	1,95	0,404	0,4669
$iC_5H_{12}$	0,0529	1	0,052	-0,6335
$nC_5H_{12}$	0,0688	0,8	0,055	-0,19414
$C_6H_{14}$	0,0875	0,375	0,032	-0,04631
<b>Total</b>	<b>1</b>			

**Tableau VII.13:** calcul de la constante d'UNDER WOOD

En prenant la  $\varphi = 1,084$  et en utilisant la formule précédente du calcul du reflux minimal on abouti aux résultats figurants dans le tableau VII.14 :

Constituants	$Y'_{Di}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$\varphi Y'_{Di} / \alpha_{L,i} \varphi$
$C_2H_6$	0.0034	11,5	10,4165	0,00035384
$C_3H_8$	0.5959	4,375	3,2915	0,19627943
$iC_4H_{10}$	0.1376	2,425	1,3415	0,11122923
$nC_4H_{10}$	0.2584	1,95	0,8665	0,32344758
$iC_5H_{12}$	0.0046	1	-0,0835	-0,0593619
$nC_5H_{12}$	0	0,8	-0,2835	0
$C_6H_{14}$	0	0,375	-0,7085	0
<b>Total</b>	<b>1</b>			<b>0,572</b>

**Tableau VII.14:** calcul de taux de reflux minimal

Par l'application de la formule d'UNDER WOOD et avec  $\varphi = 1,084$  on trouve :

$$(Rf)_{\min} = 0,572$$

**VII.8.2. Calcul du taux de reflux optimal :**

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule GELLILARD:

$$(rf)_{opt} - (rf)_{min} / (rf)_{opt} + 1 = 0,1 \div 0,33 \dots \dots \dots (VII.25)$$

Pour le rapport moyen en aura:

$$(rf)_{op} = 1.3(rf)_{min} + 0.30$$

$$(rf)_{op} = 1.3 * (0,572) + 0.30$$

$$(rf)_{op} = 1,044$$

**VII.9. Calcul du taux de rebouillage :**

Le taux de rebouillage minimal est calculé par tâtonnement en utilisant la formule suivante :

$$\sum (\alpha_{L,i} \cdot X'_{Ri}) / (\alpha_{L,i} - \varphi) = - (rb)_{min} \dots \dots \dots (VII.26)$$

Les résultats sont présentés dans le tableau VII.15 :

Constituants	X'_{Ri}	\alpha_{L,i}	\alpha_{L,i} \cdot X'_{Ri}	\alpha_{L,i} - \varphi	\frac{\alpha_{L,i} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{L,i} - \varphi}
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0	11,5	0	10,41	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0	4,375	0	3,291	0
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0	2,425	0	1,341	0
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0138	1,95	0,02691	0,866	0,03107
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2362	1	0,2362	-0,084	-2,8119
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3300	0,8	0,264	-0,284	-0,9295
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,4200	0,375	0,1575	-0,709	-0,2221
<b>Total</b>	<b>1</b>				<b>-3,932</b>

**Tableau VII.15:** taux de rebouillage minimal

Donc le taux de rebouillage minimal: **rb min = 3,932**

**VII.9.1. Calcul de taux de rebouillage optimal :**

Le taux de rebouillage optimal est obtenu par la formule suivante :

$$(rb)_{opt} = ((D' \cdot (rf)_{opt} / R') + L' (1 - e'_{0}) / R') - 1 \dots \dots \dots (VII.27)$$

$$(rb)_{opt} = ((213,59 * (1,044) / 56,22) + 269,817 * (1 - 0,420) / 56,22) - 1$$

$$(rb)_{opt} = 5,750$$

**VII.10. Calcul du nombre de plateaux dans la colonne :**

**VII.10.1. Nombre de plateaux de la zone de rectification:**

Le nombre minimal de plateau théorique dans la zone de rectification est donné par l'équation suivante en l'appliquant aux constituants clés :

$$N_{R \min} = \log [(Y'_{DnC4} / Y'_{DiC5}) * (X'_{LiC5} / X'_{LnC4})] / \log (\alpha_{DnC4} / \alpha_{DiC5}) \dots (VII.28)$$

Tel que:

$\alpha_{DnC4}$  : Volatilité moyenne de l'élément clé léger «n-C<sub>4</sub>» dans la zone de rectification.

$\alpha_{DiC5}$  : Volatilité moyenne de l'élément clé lourd «i-C<sub>5</sub>» dans la zone de rectification.

$$N_{R \min} = \ln [(0,2584/0,00462) * (0,0529/0,2075)] / \ln (2,105/1)$$

$$N_{R \min} = 3,57$$

On utilise le diagramme de GILLILAND qui donne la relation entre le nombre de plateau théorique  $N_R$  et le nombre de plateau minimal  $N_{R \min}$  en fonction de taux de reflux  $r_f$

$$(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = f ([r_f]_{opt} - [r_f]_{min} / [r_f]_{opt} + 1) \dots (VII.29)$$

On a :  $[r_f]_{opt} - [r_f]_{min} / [r_f]_{opt} + 1 = 0,3$

D'après le diagramme de GILLILAND on trouve :

$$(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = 0,4 \dots (VII.30)$$

$$(N_R + 1) * 0,4 = N_R - N_{R \min}$$

$$N_R = 6,61$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification est de :

$$N_R = 6,61$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets :  $E = 0,65$ , le nombre réel des plateaux à cette zone sera :

$$N_{rR} = N_R / E$$

$$N_{rR} = 6,61/0,65 \quad \longrightarrow \quad N_{rR} = 10,17$$

On admet que la valeur réelle du nombre des plateaux:

$$N_{rR} = 11 \text{ plateaux}$$

**VII.10.2. Nombre de plateau dans la zone d'épuisement :**

La formule de Fensk est appliquée aux deux éléments clés  $nC_4H_{10}$  et  $iC_5H_{12}$

$$N_{E \min} = \log [(X'_{RiC5} / X'_{RnC4}) * (X'_{LnC4} / X'_{LiC5})] / \log (\alpha_{RnC4} / \alpha_{RiC5}) \dots (VI.30)$$

Tel que :

$\alpha_{RnC4}$ : Volatilité moyenne de l'élément clé léger «n-C<sub>4</sub>» dans la zone d'épuisement.

$\alpha_{RiC5}$ : Volatilité moyenne de l'élément clé lourd «i-C<sub>5</sub>» dans la zone d'épuisement.

$$N_{E \min} = \log [(0,2362 * 0,2075)/(0,0529 * 0,0138)]/\log(1,950/1)$$

$$\implies N_{E \min} = 6,3$$

On utilise le diagramme de GILLILAND qui donne la relation entre le nombre de plateau théorique  $N_E$  et le nombre de plateau minimal  $N_{E \min}$  en fonction de taux de rebouillage  $r_b$

$$(N_E - N_{E \min}) / (N_E + 1) = f ( [r_b]_{opt} - [r_b]_{min} / [r_b]_{opt} + 1 ) \dots\dots\dots (VII.31)$$

On a :  $[r_b]_{opt} - [r_b]_{min} / [r_b]_{opt} + 1 = 0,27$

D'après le diagramme de GILLILAND on trouve :

$$(N_E - N_{E \min}) / (N_E + 1) = 0,41 \implies (N_E + 1) * 0,41 = N_E - N_{E \min}$$

$$N_E = 11,37$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement est de :

$$N_E = 11,37$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets:  $E = 0,65$ , le nombre réel des plateaux à cette zone sera :  $N_{rE} = N_E / E \dots\dots\dots (VII.32)$

$$N_{rE} = 11,37/0,65 = 17,5 \quad \text{donc} \quad N_{rE} = 17,5$$

On admet que la valeur réelle du nombre des plateaux:

$$N_{rE} = 18 \text{ plateaux}$$

**VII.10.3. Nombre total des plateaux dans la colonne :**

$$N_T = N_{rR} + N_{rE} = 11 + 18 = 29 \text{ plateaux}$$

$$N_T = 29 \text{ plateaux}$$

**VII.11. Calcul le débit du reflux dans la colonne :**

**VII.11.1. Débit du reflux liquide alimentant le sommet de la colonne :**

On le calcule par l'équation suivante :

$$g'_x = [r_f]_{opt} * D' = 1,044 * 213,382 = 222,77 \text{ kmol/h}$$

$$g'_x = 222,77 \text{ kmol/h} = 11078,35 \text{ kg/h}$$

**VII.11.2. Débit du reflux de vapeur alimentant le fond de la colonne :**

On le calcul par l'équation suivante :

$$G'_R = [r_b]_{opt} * R' = 5,75 * 56,22 = 323,265 \text{ kmol/h}$$

$$G'_R = 323,265 \text{ kmol/h} = 25166,18 \text{ kg/h}$$

**VII.12. Comparaison entre les résultats du calcul et les paramètres de design :**

La comparaison entre les résultats du calcul et les paramètres de design sont groupés dans le tableau VII.16 :

<b>Paramètres de fonctionnement</b>	<b>Cas design</b>	<b>Cas de calcul</b>
<b>Débit du reflux froid [T/h]</b>	77	11,08
<b>Débit du reflux chaud [T/h]</b>	155,2	25,16
<b>Température du sommet [°C]</b>	74	69
<b>Température du fond [°C]</b>	152	159
<b>Température d'alimentation [°C]</b>	74	80
<b>Température de la condensation [°C]</b>	63	52
<b>Nombre de plateaux</b>	40	29

**Tableau VII.16 :** Comparaison entre le design et le calcul

D'après les calculs effectués sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de debuthaniseur, on constate que les valeurs résultants des calculs manuel sont très proches des paramètres actuels. On remarque aussi que ces mêmes valeurs sont inferieure a celle du design ce qui est justifié par la diminution de débit de la charge d'alimentation.

**VII.13. Interprétation et conclusion :**

Ce tableau représente une Comparaison entre les résultats du calcul, les paramètres de design, de DCS dans des différentes périodes (1997 et 2017) et de hysys :

	<b>Design Avec expander</b>	<b>Design Avec J-T</b>	<b>1997</b>	<b>2017</b>	<b>calcul</b>	<b>Hysys</b>
<b>Débit Alim T/h</b>	59.8	25.7	24	15	15	15
<b>Température de tête C°</b>	63	68	44.91	53	52	54.64
<b>T de fond C°</b>	161	164	152.6	166	157	155.5
<b>Pression</b>	16	16	15.08	13.68	13.5	13.5
<b>Débit reflux</b>	77	77	57	27	11	28.6
<b>Taux de reflux</b>	1.28	4,2	3	2.7	1.04	2

**Tableau VII.17 : Comparaison general**

**Interprétation :**

D'après les résultats cités ci-dessus on peut tirer la conclusion suivante :

- Pour augmenter la pression de service il faut augmenter le débit de reflux.
- Pour améliorer la séparation au niveau de la colonne on abaisse la pression de service et on augmente la température de rebouillage.
- Au cour de cette optimisation on a remarqué que le seul paramètre qui varie avec le débit d'alimentation est la pression de service (pour garder une bonne pression on a besoin de reflux froid important).

Une diminution de débit d'alimentation provoque une chute de pression de service, donc on propose ce graphe qui montre la variation des débits actuels avec ces pressions.

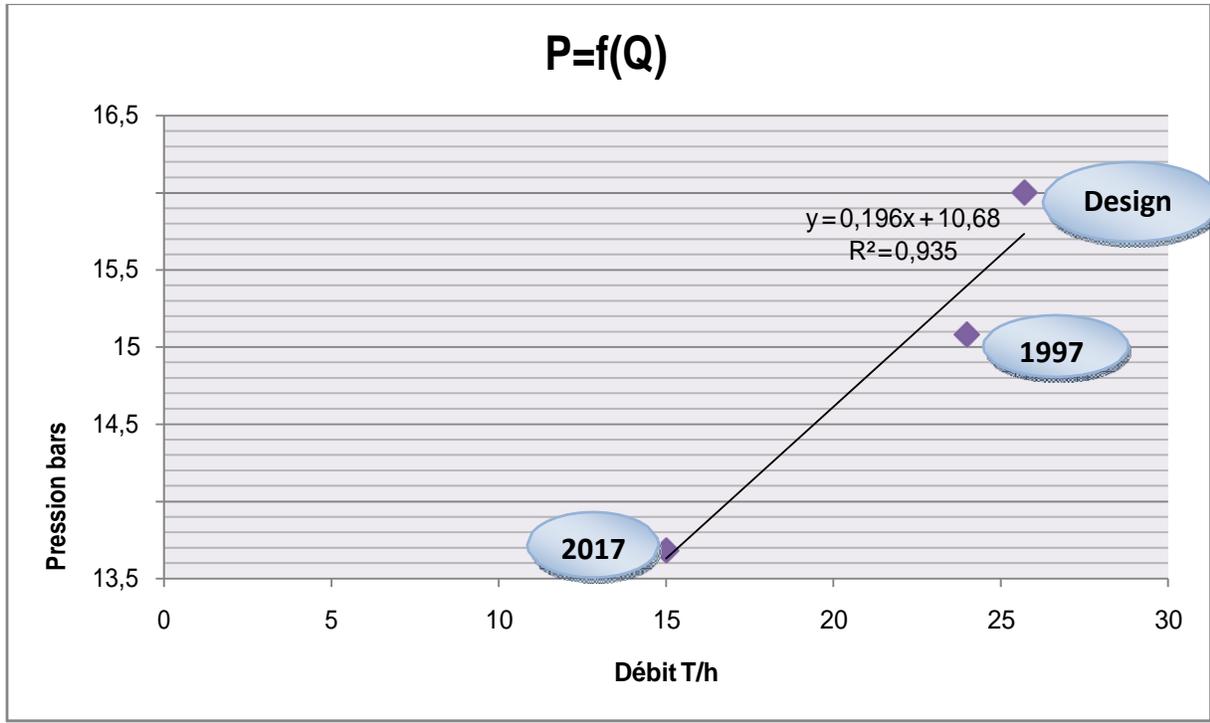


Fig. VII.2: Pression en fonction de Débit

L'Equation  $y = 0,196x + 10,68$  permet au tableautiste de suivre les deux paramètres pression de service et débit d'alimentation, cette équation nous permet aussi de valider les valeurs des transmetteurs de débit et de pression.

---

***CONCLUSION  
GÉNÉRALE***

---

## CONCLUSION GÉNÉRALE

Le travail que nous avons effectué, au niveau du service exploitation du centre de production Oued Noumer, qui rentre dans le cadre de la mise en situation professionnelle, consiste au calcul de vérification des paramètres de marche de la colonne de fractionnement du GPL. Dans ce travail nous avons réussi à appliquer les bases théoriques que nous avons recueillies le long de notre cursus et à apprendre de plus en plus le processus de travail de l'industrie d'hydrocarbure. Notre étude nous a permis de montrer que la diminution de débit et de la richesse en GPL dans le gaz brut à traiter influe beaucoup sur les paramètres de fonctionnement de débutaniseur. Donc on a tiré les propositions suivantes :

- Travailler suivant les résultats obtenus dans la Fig. VII.2.
- Changer les paramètres de fonctionnement de la colonne au but de gardé une production optimale. La prise d'échantillons après chaque modification de paramètre est nécessaire, pour pouvoir suivre l'évolution de la production.
- Cette production est une chaine, donc un problème au niveau des puits provoque une perturbation de la production, sa nécessite de Garder une relation directe entre le service exploitation et le service puits car les opérations au niveau des puits influent directement sur le débit et de production de GPL.

---

# *RÉFÉRENCES*

---

## RÉFÉRENCES

---

### RÉFÉRENCES

- [1] REVUE TRIMESTRIEL DE SONATRACH, Revue n°15.Décembre 2002
- [2] Alexandre ROJEY, Le GAZ NATUREL - Production Traitement Transport, EditionsTechnip, Paris, 1994
- [3] 2-J.F GRAVIER ,PROPRIETES DES FLUIDES DE GISEMENTS –cours de production TOME edtionstechnip, paris 1986
- [4] Comité Français du Butane et du Propane (CFBP) baromètre Octobre 2011
- [5] Revue SONATRACH, Rapport annuel 2010, p18.
- [6] P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I 2<sup>eme</sup> édition 1972 –Paris.
- [7] P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II 2<sup>eme</sup> édition 1972 –Paris.
- [8] Manuel opératoire de l'ancienne unité du centre de production d'OUED NOUMER.
- [9] Manuel opératoire de l'unité GPL du centre de production d'OUED NOUMER.
- [10] A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV :« Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole. » Edition « Etudes supérieures. » MOSCOW
- [11] G.Crabol : Transfert de matière et de transfert de chaleur, « Les équipements des unités pétrolières ».

---

# ***ANNEXE***

---

# Annexe1

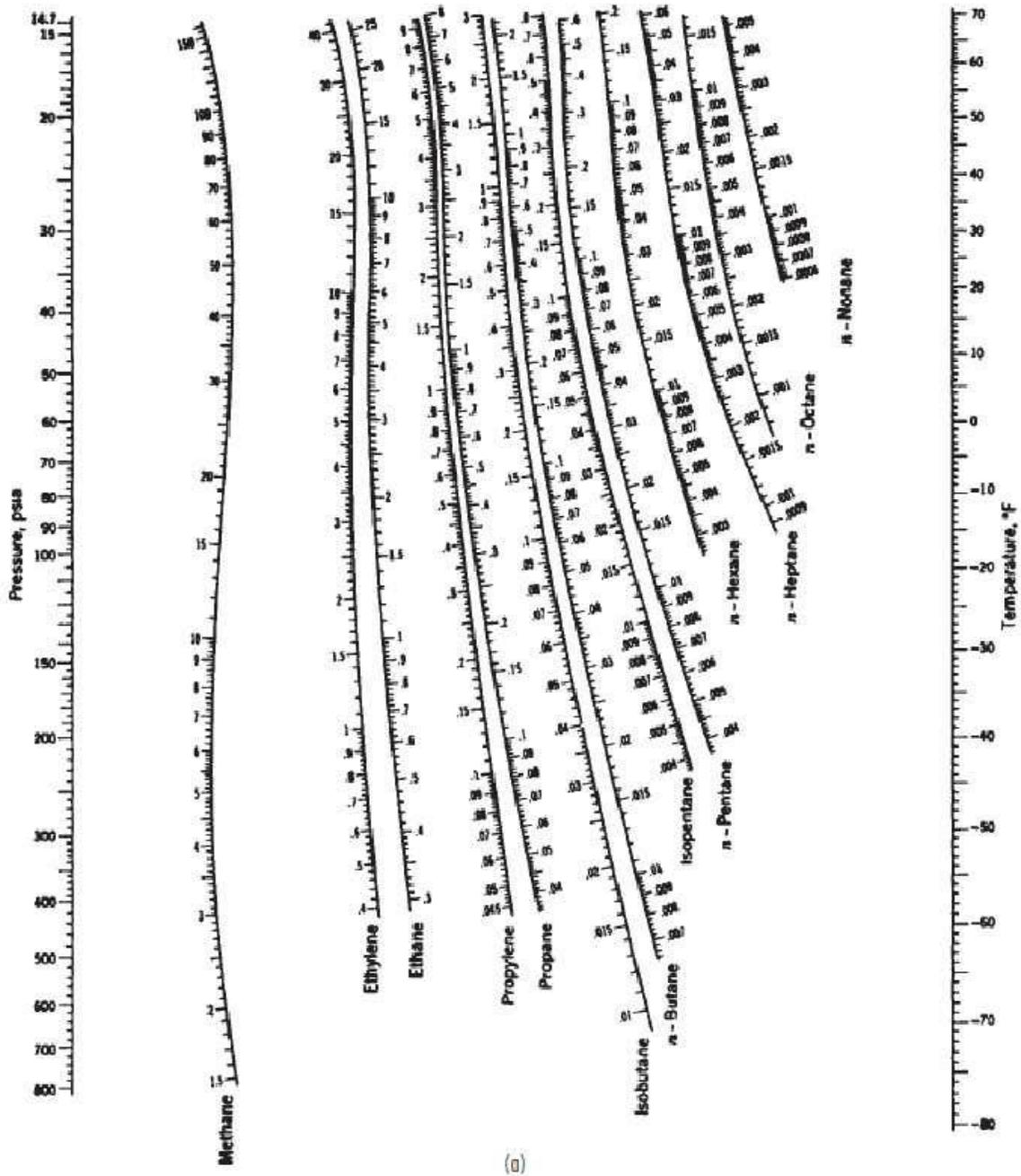


FIG. 13-14  $K$  values ( $K = y/x$ ) in light-hydrocarbon systems. (a) Low-temperature range. [DePriester, Chem. Eng. Prog. Symp. Sec. 7, 49, 1 (1953).]

Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)[6].

## Annexe2

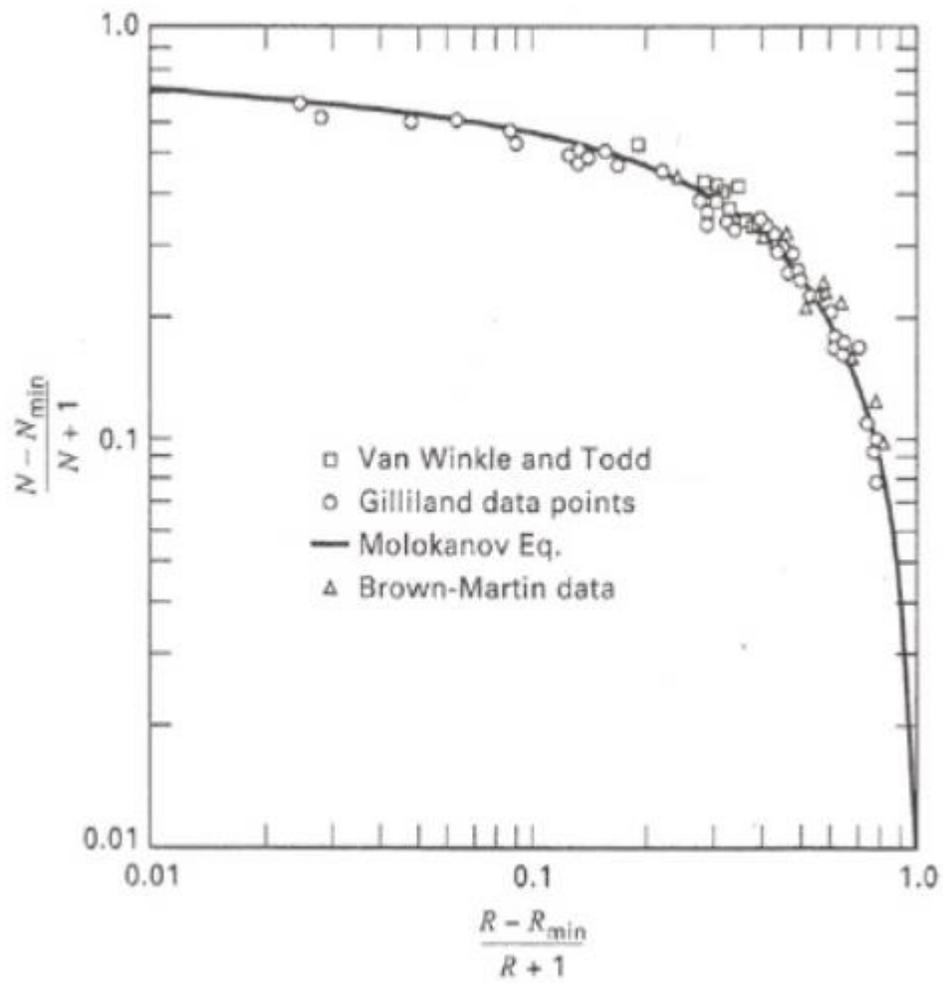


Figure. Diagramme de Gilliland[7].