

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

جامعة غرداية

N° d'enregistrement



Université de Ghardaïa

كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie

قسم هندسة الطرائق

Département de Génie des procédés

Mémoire de fin d'étude, en vue de l'obtention du diplôme

Master

Domaine: Sciences et Technologies

Filière: Génie des procédés

Spécialité: Génie chimique

Thème

**Étude De Dimensionnement De Dépropaniser Dans L'unité
De GPL De Oued Noumer**

Présenté par : DAHMANE Abderazak

Devant le jury composé de:

Dr. Farid TOUAITI	MCA	Univ. Ghardaïa	Encadrant
Dr. Brahim ZITANI	MAA	Univ. Ghardaïa	Examineur
Dr. Ilias BABAARBI	MAA	Univ. Ghardaïa	Examineur

Année universitaire 2021-2022

Dédicace

Je dédie ce travail,

À mon cher père,

À ma chère mère,

À mon cher frère,

À mes chères sœurs,

A tous mes proches et mes amis



Remerciements

En premier lieu, je tiens à remercier notre DIEU "Allah", Notre créateur pour nous avoir donné la force pour Accomplir ce travail.

Je souhaite également remercier le chef du département Génie des Procédés à la faculté des Sciences et Technologies à l'université de Ghardaïa.

Je tiens à exprimer ma reconnaissance à Dr TOUAITI Farid pour avoir accepté de m'encadrer dans cette étude. Je le remercie pour son implication, son soutien et ses encouragements tout au long de ce travail.

Merci aux professeurs de l'université pour m'avoir transmis leur savoir et leur passion tout au long de ces trois années.



Résumé:

Afin d'atteindre les objectifs de l'Université algérienne en général et de l'Université de Ghardaïa en particulier, qui vise à contribuer au développement et à la promotion de l'économie nationale, en particulier dans le domaine des hydrocarbures et à la lumière de la crise actuelle du gaz, en particulier en Europe en raison de la guerre russo-ukrainienne.

Dans ce travail, nous avons essayé de fournir un ajout représenté en effectuant les calculs nécessaires pour la construction d'une nouvelle colonne dépropaniser à l'unité de traitement de gaz Oued Nomer.

La station contient deux colonnes à l'unité de GPL : *dééthaniseur* et le dépropaniser. Le premier est extrait C₁ et C₂ pour la réinjection, Et les deuxièmes extraits C₃ et C₄ pour être envoyé à Hassi R'mel et le condensat pour être envoyé au haoud el Hamra. En ajoutant cette colonne, le gaz peut être rendu directement utilisable et répondre à la demande locale.

Nous avons calculé le nombre de plateaux, la Hauteur et le diamètre de la colonne.

Summary

In order to achieve the objectives of the Algerian University in general and the University of Ghardaïa in particular, which aims to contribute to the development and promotion of the national economy, particularly in the field of hydrocarbons and in the light of the current gas crisis, particularly in Europe due to the Russian-Ukrainian war.

In this work, we have tried to provide a represented addition by performing the necessary calculations for the construction of a new depropanizer column at the Oued Nomer gas treatment unit.

The station contains two columns at the LPG unit: deethanizer and depropanizer. The first is extracted C₁ and C₂ for reinjection, And the second extracts C₃ and C₄ to be sent to Hassi R'mel and condensed to be sent to the haoud al-Hamra. By adding this column, the gas can be made directly usable and meet local demand.

We calculated the number of trays, the Height and the diameter of the column

ملخص

تحقيقاً لأهداف الجامعة الجزائرية عموماً و جامعة غرداية خصوصاً و التي ترمي إلى المساهمة في تنميته اقتصاد الوطن وترقيته وخاصة في مجال المحروقات و في ظل أزمة الغاز الحالية خاصة في أوروبا بسبب الحرب الروسية الأوكرانية.

حاولنا في هذا العمل تقديم إضافة تتمثل في إجراء الحسابات اللازمة لإنشاء عمود فصل جديد بواد نومر و هو الديبروبانيزور.

تحتوي المحطة على عمودين للـ ج ب ل الديايثانيزور و الديبوتانيزور الأول يستخلص C₁ C₂ لإعادة حقنهما للحفاظ على ضغط الآبار و الثاني يستخلص C₃ و C₄ لإرسالها إلى حاسي الرمل و الكوندونصا لإرسالها إلى حوض الحمراء

بالإضافة هذا العمود يمكن جعل الغاز قابلاً للاستخدام مباشرة و تغطية الطلب المحلي. قمنا بحساب عدد الرفوف طول الأنبوب و قطره.

Liste des Tableaux

N° Tab	Titre du tableau	P
Tableau 1	La composition molaire du GPL est variable selon leur source	2
Tableau 2	Le gaz naturel dans la consommation mondiale d'énergie en 2018 et 2019,	7
Tableau 3	Capacité de traitement du pétrole brut et condensat des raffineries :	9
Tableau 4	le potentiel de pénétration du GPL/C dans les pays utilisateurs	12
Tableau 5	Structure de la demande du GPL pour les différents marchés en 2000	14
Tableau 6	composition élémentaire du gaz brut à traiter	20
Tableau 7	Spécification des produits	23
Tableau 8	La composition moyenne de GPL produit.	54
Tableau 9	Composition du distillat et résidu.	55
Tableau 10	fraction molaire et massique de l'alimentation.	57
Tableau 11	débit molaire et massique de l'alimentation.	57
Tableau 12	fraction molaire et massique de Distillat.	58
Tableau 13	fraction molaire et massique de Résidu.	58
Tableau 14	Les itérations de pression dans le ballon de reflux	60
Tableau 15	les itérations de température de tête de la colonne.	61
Tableau 16	les itérations de température de fond de la colonne.	62
Tableau 17	composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.	63
Tableau 18	Volatilité relative dans diverses zones de la	64
Tableau 19	Volatilité relative moyenne dans diverse zone de la colonne	64
Tableau 20	détermination de la valeur de θ	65
Tableau 21	détermination de la valeur de $1 + R_{f \min}$	66
Tableau 22	détermination du taux de rebouillage minimal R_b	67
Tableau 23	calcul des fractions molaire $X_{r,i}^L$ & $X_{r,i}^V$	69
Tableau 24	calcul des masses molaires moyennes	69
Tableau 25	calcul des $P_{c,moy}$, $T_{c,moy}$	70
Tableau 26	calcul de la masse volumique moyenne.	72

Liste des Figures

N° Fig	Titre de figure	p
Figure 1	production et consommation et Réserves mondiale de pétrole et de gaz naturel	5
Figure 2	Consommation d'énergie de 1965 à 2015	6
Figure 3	Les hydrocarbures en Algérie	8
Figure 4	Offre prévisionnelle national de GPL (en MT)	10
Figure 5	Situation géographique	16
Figure 6	(Unité 200 : récupération du GPL)	17
Figure 7	l extraction de GPL	20
Figure 8 (a et b)	Représentation graphique d'un dépropaniser	29
Figure 9	le lieu de l'installation de dépropaniser	30
Figure 10	Schéma simple de la colonne	33
Figure 11	Tracé schématique de la colonne à plateaux	47
Figure 12	zone de rectification	48
Figure 13	la zone d'épuisement	48
Figure 14	Schéma de section de fractionnements	56
Figure 15	l'organigramme de calcul de la pression de bulle de distillat	59
Figure 16	l'organigramme de Le calcul de la température de rosée du distillat	60
Figure 17	l'organigramme de Le calcul de la température de bulle du résidu	62

Sommaire

titre	P
Dédicace	
Remerciement	
Liste des abréviations	
Résumé	
Liste des Tableaux	
Liste des Figures	
Sommaire	
Introduction général	1
CHPITRE I : Génialité Sur Le GPL	2
I-1.Le gaz naturel (GN) :	2
I-2.Le gaz du pétrole liquéfié (GPL) :	2
I-3.Lés caractéristiques générales des GPL :	3
I.4. Certaines propriétés du GPL :	4
I-4-1.Toxicité de GPL :	4
I-4-2.Gelures provoquées par le GPL :	4
II. Le GPL dans le monde :	4
II.1. La production mondiale du GPL :	4
II.2. La consommation mondiale de GPL :	6
III. Le GPL en Algérie :	8
III.1. La production nationale du GPL :	8
III.2. La consommation nationale du GPL	10
III.3 Exportation du GPL :	10
IV. Domaines d'utilisation du GPL :	11
IV-1. Le GPL carburant :	11
IV-2. Le GPL dans la pétrochimie :	12
IV-3. Le GPL dans la production d'électricité :	12
IV-4. Le GPL dans les ménages :	13
IV-5. Le GPL dans la climatisation :	13
IV-6. Le GPL dans L'agriculture :	13
V. Le marché du GPL :	13
V.1. La demande en GPL :	13
V.2. Les marchés du GPL :	14
Conclusion pour le GPL	15
CHAPTER II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer	16
I.Présentation de l'historique du champ	16
II. Description de procédé de l'exploitation du champ de Oued Noumer :	17
II.1.Description de la section de stabilisation de brut :	17
II.2.Description de la section de compression :	19

II.3.Description de la section fractionnement de GPL :	19
II3.1.Description de l'unité 100 : pré refroidissement et déshydratation :	20
II.3.2.Description d'unité 200 (récupération du GPL) :	21
II. 3.3.Unité 400 (fractionnement du GPL) :	21
II. 3.4.Unité 500 (stockages) :	22
II.3.5.Unité 600 (huile chaude) :	23
II.3.6.Unité 700 (installations auxiliaires) :	23
III- Description des mesures de sécurité au champ d'Oued Noumer	23
III-1- Organisation de la sécurité :	24
III.2- Service prévention :	24
III.3-- Service intervention :	24
III-4- Cellule de surveillance :	25
III-5-Les Dangers et les Risques :	25
III-6protections contre incendie :	26
III-7 Les règles de sécurité :	26
CHAPTER III : Partie Théorique De Dépropaniser	
I. Introduction au dépropaniser	28
II. Transfer de matière	30
II.1. Importance des opérations de transfert dans l'industrie	31
II.2. Les lois de transfert de matières :	31
III . théories de la distillation	32
III.1.Dimensionnement des colonnes	33
III.1.1. Description d'une colonne	33
III.1.2. Les plateaux:	33
III.1.3. Les types de plateaux	33
III.1.4.Les garnissages	34
III.1.5.Le choix entre colonne à plateaux ou garnissages	34
III.2. Bilan de matière de la colonne et ses zones	35
III.3. Bilan thermique de la colonne	35
III.4. Utilisation la volatilité relative	36
III.5. Paramètres de température et pression de la colonne	36
III.6 . Taux de vaporisation et compositions des phases liquide et vapeur de la charge :	37
III.7. Paramètres de construction :	37
IV. Échange de Chaleur	38
IV.1.Différents modes de transmission de chaleur :	38
IV .2. Les lois fondamentales d'échange de chaleur :	39
IV .3. Les fonctions des échangeurs de chaleur :	40
IV -3-1 La fonction réfrigération :	40
III-3-2 La fonction réchauffage :	40

III-3-3 La fonction condensation :	41
III-3-4 La fonction vaporisation :	41
III-4- Types d'échangeurs de chaleur :	41
CHAPITRE IV : Théories De La Rectification	43
Nomenclature :	43
I- Généralités Sur La Rectification :	45
II . Principe De Fonctionnement D'une Colonne De Rectification	46
III. Les bilans et les calculs :	46
III.1 -Bilan Matière Et Thermique De La Colonne :	46
III.2. Calcul De La Pression :	50
III.3. Calcul De La Température :	52
III.4. Calcul De La Volatilité Relative :	52
III.5. Calcul Du Taux De Vaporisation De La Charge :	52
III.6. Calcul Du Reflux	53
III.7. Calcul Du Nombre De Plateaux Par La Méthode De Gilliland:	53
Chapitre V : Partie calcul	
I. Introduction	54
II. Modification proposée	54
III. Les données de départ :	54
IV. Approximations effectuées :	55
V. Ordre de calcul :	57
V.1. Composition, débit massique et molaire de la charge :	57
V.2. La composition du distillat et résidu :	58
V.3. Calcule les pressions et les températures aux différentes zones de la colonne :	58
A - Pression de fonctionnement de la colonne :	58
B - Températures de fonctionnement de la colonne .	59
V.4. Taux de vaporisation et volatilité relative :	63
V-5- Fonctionnement à reflux total :	65
V-6- Calcul du nombre des plateaux théoriques dans la colonne :	67
V-7- Les débits alimentant et provenant de la colonne :	68
V-8- La composition de liquide alimentant le rebouilleur :	68
V-9- Dimensionnement de la colonne :	70
V.9.1 Diamètre de la colonne	70
V.9.2. Hauteur de la colonne .	72
Conclusion général	74
bibliographies	75
annexe	76

Introduction Général

Introduction Général

Introduction général

L'énergie occupe une place importante dans le développement économique dans le monde, qui dépend essentiellement de l'exploitation des hydrocarbures (pétrole et gaz).

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation. Sa composition chimique explique qu'il soit considéré comme le combustible le plus propre. Il ne contient pratiquement pas de soufre et ensuite ne produit pas de dioxyde de soufre (responsable des pluies acides). Les émissions d'oxyde d'azote et de gaz carbonique (responsable de l'effet de serre), l'énergie produite équivalente, sensiblement plus faibles que celles du pétrole (20 à 25 % d'émission de dioxyde de carbone en moins) et du charbon (40 à 50% de moins).

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

L'Algérie est le troisième exportateur du gaz naturel à travers le monde, sa politique d'exploitation consiste à maximiser les revenus, et valoriser tous les dérivés du gaz naturel pour une libre vente sur le marché international notamment le condensât et le GPL, dont la demande mondiale est en hausse.

Le champ de Oued Noumer est l'un des champs les plus importants en Algérie, depuis sa découverte, ce champ a connu un important développement afin d'exploiter le maximum de ce gisement, et optimiser le rendement en produits finis : pétrole brut, GPL, condensât, et gaz sec.

Le gaz naturel contient des quantités importantes des composants hydrocarbure plus lourds que le méthane (principal constituant du gaz naturel). Il est nécessaire alors de séparer ces hydrocarbures lourds; essentiellement réalisés dans des colonnes de distillation; Après séparation, les produits finis sont distribués aux consommateurs domestiques qui l'utilisent comme combustible et aux consommateurs industriels comme matière première pour la pétrochimie qui sert pour la fabrication des matières plastiques, des colorants, des produits pharmaceutiques... etc.

Pour cette raison la distillation prend une place très importante dans l'industrie.

Chapitre I

Génialité Sur Le GPL

Chapitre I ; Génialité Sur Le GPL

I-1.Le gaz naturel (GN) :

Le gaz naturel situé en 3^{ème} position dans le classement des sources d'énergie après le pétrole et les combustibles solide.(ref *BP Statistical review of world Energy-Juin 2018*). Toutefois il est nécessaire aussi de remplacer le potentiel gazier vis-à-vis de celui que représentent les autres énergies primaires, non seulement en termes de réserves prouvées mais également de ressources ultimes estimées.

La composition chimique du gaz naturel joue un rôle important dans son exploitation et même son traitement car, en dehors de composition habituelle, C₁, C₂, C₃, C₄ le gaz naturel peut contenir des hydrocarbures lourds (C₅ et Plus⁺) dont le teneur varie d'un gisement à un autre. Ces hydrocarbures lourds sont aussi présent dans le "gazoline", et autres fioul. Le gaz naturelle peut aussi contient de l'eau, des gaz acides, dioxyde de carbone, des hydrogénés sulfuré, ainsi que de l'azote, de l'hélium et en faible quantité l'hydrogène, et ou l'argon et même parfois des impuretés métalliques (Mg ; As ;Hg) .

Dans le cas de gaz naturel, la séparation des impuretés come l'eau, les gaz acide et les hydrocarbures lourds est effectuer à la sortie du puits (prétraitement du gaz), cette traitement se fait pour amener le gaz à des spécifications nécessaire pour amener (de transport) le gaz à l'unité principale de traitement de gaz.

En générale, le procédé de traitement de gaz a deux étapes principales :

- La séparation de la phase liquide ou vapeur (condensât, GPL) de la partie gazeuse
- Les opérations de traitement de gaz brute pour produire du condensât, du GPL et le gaz sec

I-2.Le gaz du pétrole liquéfié (GPL) :

Le GPL est un mélange gazeux à la condition ambiante de température et pression. Le GPL est un meilleurs combustibles comparer au gaz naturel. Il est constitué essentiellement de propane (C₃H₈), et de butane (C₄H₁₀), et un peu de traces de méthane (CH₄), de l'éthane (C₂H₆) et le pentane (C₅ H₁₂) come indique le tableau I-1. Le GPL peut être liquéfié à faible pression (**4 à 5 bar**) et une température très basse pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation.

Tableau-1 : La composition molaire du GPL est variable selon leur source

Composant	Méthane	Ethane	Propane	Iso butane	N- butane	Iso pentane
Composition (%)	0.32	1.12	60.95	15.46	22.14	0.01

Le GPL est obtenu principalement au cours de :

- 1) Distillation du pétrole brut
- 2) Cracking ou Reforming des produits pétroliers en vue de la production des essences.
- 3) Séparations du gaz naturel (GN) pour avoir le condensates et le GPL dans les champs.
- 4) Liquéfaction du gaz naturel (GP2Z – GL1K).

I-3. Les caractéristiques générales des GPL :

- ◆ **Odeur :** le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un oudpusant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation.
- ◆ **Tension de vapeur :** la TVR du GPL est de **8** et **2 bars** pour le propane et le butane respectivement à **20°C**.
- ◆ **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).
- ◆ **Densité :** aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple : à **38°C** la densité est égale **0,534**, la densité est très importante dans le GPL commerciale.
- ◆ **Température d'ébullition :** a la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de **-42°C**, celle de butane est de **-6°C**.
- ◆ **Pouvoir calorifique :** c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :
 - Iso-butane : PC = **29460** (kcal/kg).
 - Normal butane : PC = **29622** (kcal/kg).
 - Propane : PC = **22506** (kcal/ kg).
- ◆ **Impuretés :** ce sont le soufre et l'eau.
- ◆ Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement corrosif au cuivre et ces alliages ou l'aluminium.
- ◆ Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolore, que ce soit phase liquide ou gazeux.

I -4. Certaines propriétés du GPL :

Le poids spécifique du liquide est d'environ de la moitié de celui d'eau. Cependant le gaz propane à une densité de 1.5 fois celle de l'air et le gaz butane deux fois celle de l'air.

On constate la nécessité d'une bonne ventilation si l'on considère qu'un litre de GPL liquide donne 200 litres de gaz avec une concentration de 5% par volume, ceci donnera 4m³ de mélange inflammable (gaz/air).

I -4-1 Toxicité de GPL :

Le GPL n'est pas toxique mais il possède des propriétés anesthésiques. Dans les puits et autres endroit clos où le gaz plus lourd que l'air peut s'accumuler, l'air peut être déplacé provoquant ainsi un manque d'oxygène, pour toute respiration normale.

Avant de pénétrer dans un tel endroit on devra effectuer des essais afin de déterminer la concentration de gaz, si la concentration de gaz peut causer un manque d'oxygène il y a certainement possibilités que ce gaz soit inflammable en tant que tel constitue un sérieux risque d'incendie ou d'exploitation.

I -4-2 Gelures provoquées par le GPL :

On devra prendre toutes les précautions nécessaires pour éviter que le GPL n'entre en contact avec la peau étant donné qu'il peut provoquer de sévères gelures. S'il y a risque de contact on devra faire usage de lunettes des gants ou toute autre revêtement de protection.

II. Le GPL dans le monde :

II -1. La production mondiale du GPL :

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

- Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation importante existe, la production et la consommation sont équilibrées.
- Au Moyen- Orient la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années **70** lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. au paravent ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. le Moyen-Orient est la principale source d'exportation de GPL dans le monde.
- En Afrique du Nord et tout particulièrement en Algérie où les GPL sont surtout récupérés à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction.

Chapitre I : Génialité Sur Le GPL

La production des raffineries assure 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 commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

La production mondiale du GPL représentait **162 MT** en **1995**, elle croît à un rythme de **5%** par ans.

Figure 1 production et consommation et Réserves mondiale de pétrole et de gaz naturel

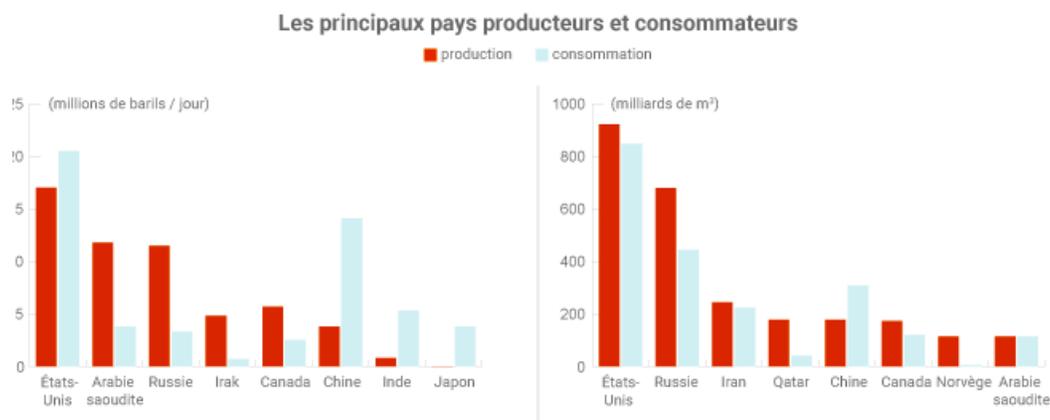


Figure 1 : production et consommation et Réserves mondiale de pétrole et de gaz naturel

Source: BP Statistical Review of World Energy, June 2019.

II-2. La consommation mondiale de GPL :

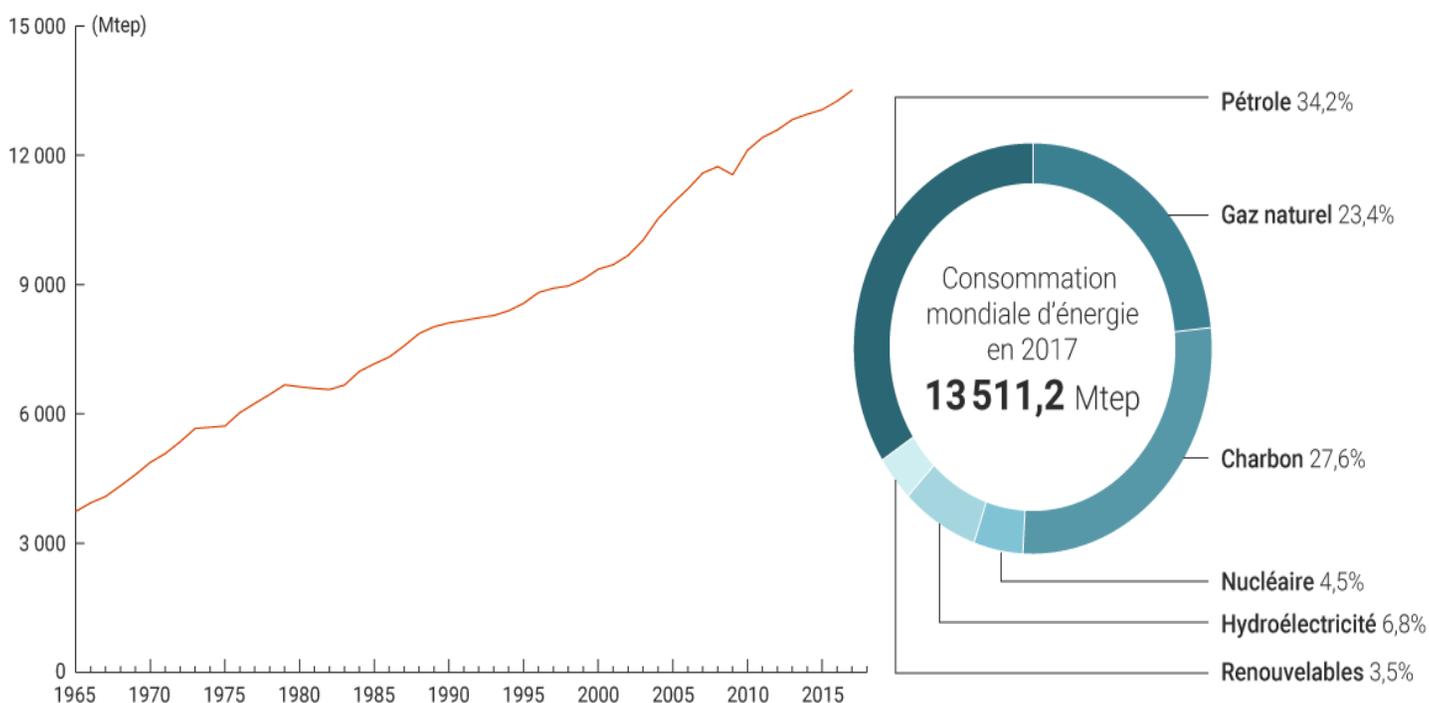
Actuellement, les GPL représentent **2%** de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant **170 MT** en **2000**. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (**18%**) et de la pétrochimie (**43%**) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit **42%** de la demande totale en **1995**. En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux : Amérique, Europe de L'Ouest.

Les secteurs de transports et de la pétrochimie sont appelés à se développer dans le futur.

Dans le secteur pétrochimique, l'Amérique du nord et l'Europe de l'Ouest dominent la consommation mondiale du GPL (**78%** en **1995**).

Monde Consommation d'énergie primaire



Source : BP Statistical Review of World Energy – juin 2018

figure.2 : Consommation d'énergie de 1965 à 2015

Source: BP Statistical Review of World Energy.

Chapitre I : Génialité Sur Le GPL

Tableau 2: Le gaz naturel dans la consommation mondiale d'énergie en 2018 et 2019

Pays	2018	2019	Évolution 2018-2019	Part dans la consommation mondiale
États-Unis	819,9	846,6	3,26 %	21,55 %
Russie	454,5	444,3	-2,24 %	11,31 %
Chine	283	307,3	8,59 %	7,82 %
Iran	224,1	223,6	-0,22 %	5,69 %
Japon	115,7	108,1	-6,57 %	2,75 %
Canada	118,3	120,3	1,69 %	3,06 %
Arabie Saoudite	112,1	113,6	1,34 %	2,89 %
Mexique	87,6	90,7	3,54 %	2,31 %
Allemagne	85,9	88,7	3,26 %	2,26 %
Royaume-Uni	79,3	78,8	-0,63 %	2,01 %
Émirats Arabes Unis	74,4	76	2,15 %	1,93 %
Italie	69,2	70,8	2,31 %	1,80 %
Inde	58,1	59,7	2,75 %	1,52 %
Égypte	59,6	58,9	-1,17 %	1,50 %
France	42,7	43,4	1,64 %	1,10 %
Ukraine	30,6	28,2	-7,84 %	0,72 %
Reste du monde	1 136,7	1 170,2	2,95 %	29,78 %
Total monde	3 851,7	3 929,2	2,01 %	100,0 %

III. Le GPL en Algérie :

III-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.

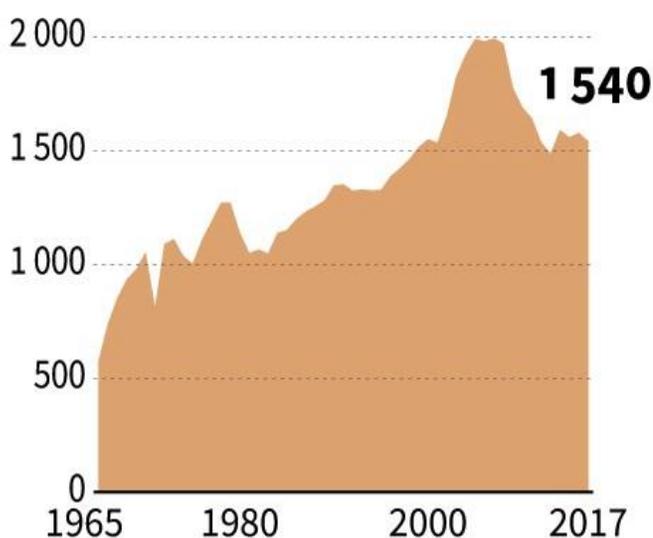
Les hydrocarbures en Algérie

représentent

95% des recettes extérieures, **60%** du budget de l'État

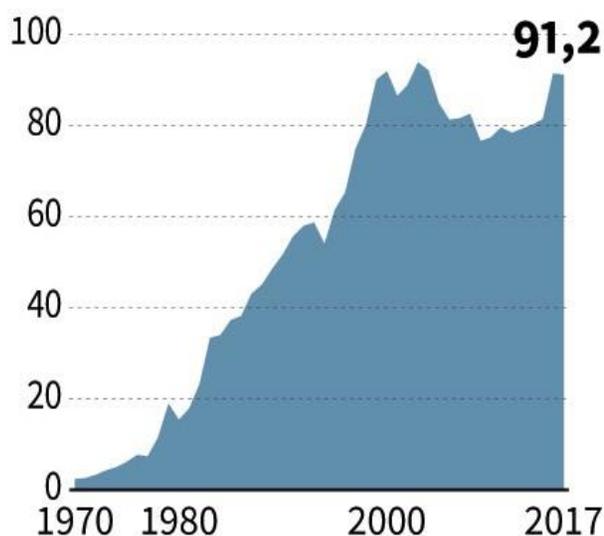
PRODUCTION DE PÉTROLE

en milliers de barils/jour



PRODUCTION DE GAZ

en milliards de mètres cubes



Sources : bureaux AFP, BP Statistical Review

© AFP

Figure 3 : Les hydrocarbures en Algérie

Jusqu'en 1984 l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande au marché national.

Chapitre I : Génialité Sur Le GPL

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connu des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années **90** fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en **1996**, la production du GPL en Algérie a connu un développement rapide.

Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de **5,5 millions** de tonnes en **1996**, et plus de **7,3 millions** de tonnes en **1998**, et environ **9 millions** de tonnes en **2001**, de **12,5 millions** de tonnes en **2006**. Cette offre provenant de trois sources différentes :

- **10%** obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger. La production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de **24,62 à 25,565 Millions Tonnes/an** réparties dans le tableau suivant :

Tableau 3 : Capacité de traitement du pétrole brut et condensat des raffineries :

Raffinerie	Capacité en Millions Tonnes/an	
	Capacité actuelle	Après Réhabilitation de la raffinerie d'Alger
Traitement pétrole brut		
Raffinerie de Skikda (RA1.K)	16,5	-
Raffinerie d'Arzew (RA1.Z)	3,75	-
Raffinerie d'Alger (RA1.G)	2,7	3,645
Raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM)	1,07	
Raffinerie d'Adrar (RAD)	0,6	-
Total	24,62	25,565
Traitement condensat		
Topping Condensat (RA2.K)	5	

Source : MINISTÈRE DE L'ÉNERGIE ET DES MINES ALGÉRIENNE

Chapitre I : Génialité Sur Le GPL

- 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de Sonatrach GL2Z, GL1K et réparti comme suit :

GL2Z : 405.000 tonnes dont **50%** en butane.

GL1K : 170.000 tonnes dont **40%** en butane.

- **79%** sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec **87%**, **9%** dans la région Est (Skikda), **2%** au Centre et **2%** dans le Sud au niveau des champs de Hassi R'mel, Haoudh - Berkaoui et l'Hamra .

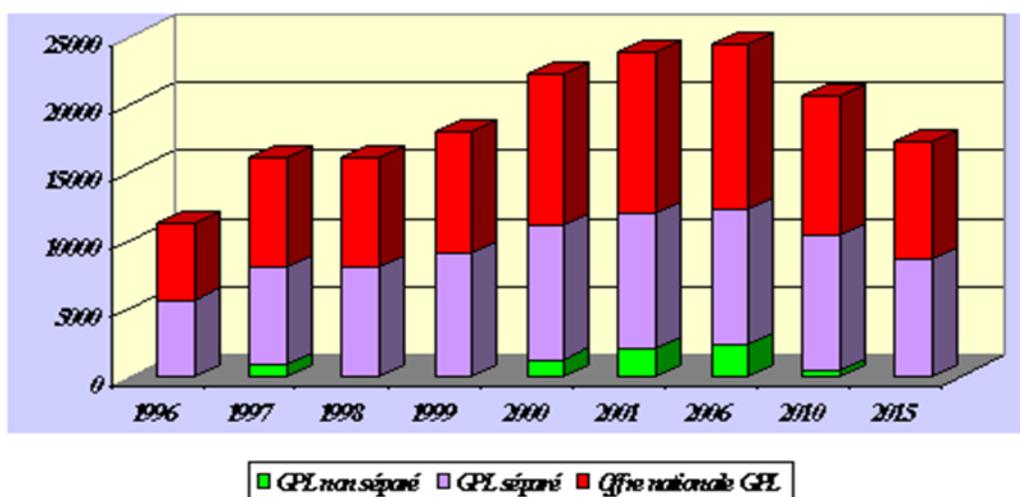


Figure 4 : Offre prévisionnelle national de GPL (en MT)

III-2. La consommation nationale du GPL :

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de **1970**, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en **1980** par **29** centres en futeurs portant la capacité de **1,2 millions de tonnes/an** en une équipe, soit l'équivalent de **43** centres en futeurs implantés à travers l'ensemble du territoire national.

La consommation est passé de **148.000 tonnes** en **1970** (**11kg / habitant**) et à **720.000 tonnes** en **1975** (**38kg/habitant**) et **1,4 millions** de tonnes en **1996** (**51 kg/habitant**).

III-3 Exportation du GPL :

L'accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005; 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane.

L'année **1997** illustre parfaitement le rôle de notre industrie sur le marché international

Les marchés méditerranéens et américains (U S A) restent les principaux marchés et représentent près de **75%** des exportations.

IV- Domaines d'utilisation du GPL :

IV-1. Le GPL carburant :

Si les projecteurs de l'actualité se braquent aujourd'hui sur le GPL/C, il n'en pas moins, qu'il a déjà une longue histoire.

Dés **1912**, aux USA le GPL / C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années **80** pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permette le développement des voitures équipées de la bi-carburant.

Le GPL/C a 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** » en Algérie.

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 **CO₂** et de **CO**, il ne contient pas de Plomb.

L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique , d'une part en raison de l'accroissement de la demande national en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales .il a été introduit en Algérie en **1980**.

La demande mondiale en GPL/C atteint **9,6MT** en **1994**, **12,3MT** en **2000**, le scénario fort table sur **20MT** en **2010**.

Le tableau ci dessous indique le potentiel de pénétration du GPL/C dans les pays utilisateurs :

Tableau 4 : le potentiel de pénétration du GPL/C dans les pays utilisateurs

Pays	Taxis	Véhicules légers	Flottes de véhicules légers	Bus poids lourds	Camions poids lourds
Italie	+	+++			
Pays-Bas	+	+++		+	
CEI		+	+		+++
Japon	+++	+			
Corée du Sud	+++		+		
Thaïlande	++	+			
Australie	++	++	+		
Mexique	+	+	+		
USA			+++		
Canada	+		+++		

La consommation sur le continent africain est très faible est à environ **1%**.

IV-2. Le 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 qui sont obtenus par la séparation du GPL sont utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et le propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb, il 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.

IV-3. Le GPL dans la production d'électricité :

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

La production d'électricité en Algérie est s'effectué uniquement par le gaz naturel, le GPL n'ont pas introduit jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

IV-4. Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenu 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.

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.

IV-5. Le GPL dans la climatisation :

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

IV-6. Le GPL dans L'agriculture :

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certain culture 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.).

V. Le marché du GPL :

V-1. La demande en GPL :

La demande est caractérisée par trois facteurs :

- Une très forte croissance dans les pays en voie de développement avec une distinction entre l'Asie, l'Afrique, le Moyen - Orient (**8%** par an entre **1989–1995**).
- Une croissance de la demande en Europe qui sera due plus à la pétrochimie qu'à la demande de combustible.
- Un marché du GPL carburant stagnant en raison de la fiscalité.

Le niveau de la demande national du GPL est de l'ordre de **1,4millions** de tonnes

(Source **Naftal**), dont **90%** de butane, **5%** propane et de **5%** de GPL / C Elle se repartit comme suit :

336.000 tonnes (24%) dans la région Ouest.

516.000 tonnes (37%) dans la région Est.

401.000 tonnes (29%) dans la région Centre.

Et en fin (10%) au Sud.

V-2. Les marchés du GPL :

Les GPL sont très souples d'emploi et présentent l'avantage d'une grande propreté, ils sont principalement utilisés dans les secteurs : résidentiel, industriel, pétrochimie et transports.

La répartition entre ces différents marchés est très variable d'un continent à l'autre et d'un pays à l'autre est représenté dans le tableau suivant :

Tableau 5 : Structure de la demande du GPL pour les différents marchés en 2000.

	Amérique du nord (%)	Japon (%)	Europe OCDE (%)	Monde (%)
Domestique	31,0	44,8	39,6	49,1
Agriculture	4,4	0	3,7	2,2
Industrie	8,8	34,5	21,2	13,4
Automobile	4,7	8,7	8,7	6,2
Raffinage	15,9	0	4,0	7,2
Chimie	35,2	12,0	22,8	21,9
Total (MT)	66,6	19,8	26,0	177,9

1. Aux Etats – Unis la demande est orientée vers le domestique tertiaire du fait de la concurrence du gaz naturel, mais la demande globale du GPL croit.
2. Les débouchés pétrochimiques connaissent un fort développement en raison de l'augmentation de la demande de butane pour la production de MTBE et le propane comme charge des vapocraqueurs .le débouché automobile (GPL/C) devrait conforter la progression des GPL à la future.
3. Le marché Japonais présente une particularité forte : l'utilisation du GPL comme gaz de ville, ce créneau devrait constituer le secteur le plus dynamique de la croissance des GPL, les autres marchés porteurs sont le résidentiel tertiaire et la pétrochimie pour les raison déjà évoquées. les marchés industriels et automobiles stagnent au niveau actuel.
4. Au niveau Européen, il serait nécessaire de décrire au cas par cas tant la diversité est grande. Deux axes principaux se dégagent cependant. la demande traditionnelle (résidentielle) devrait stagner notamment du fait de la forte concurrence du gaz naturel. Sur ce continent aussi, la croissance sera le fait de la pétrochimie.

Chapitre I : Génialité Sur Le GPL

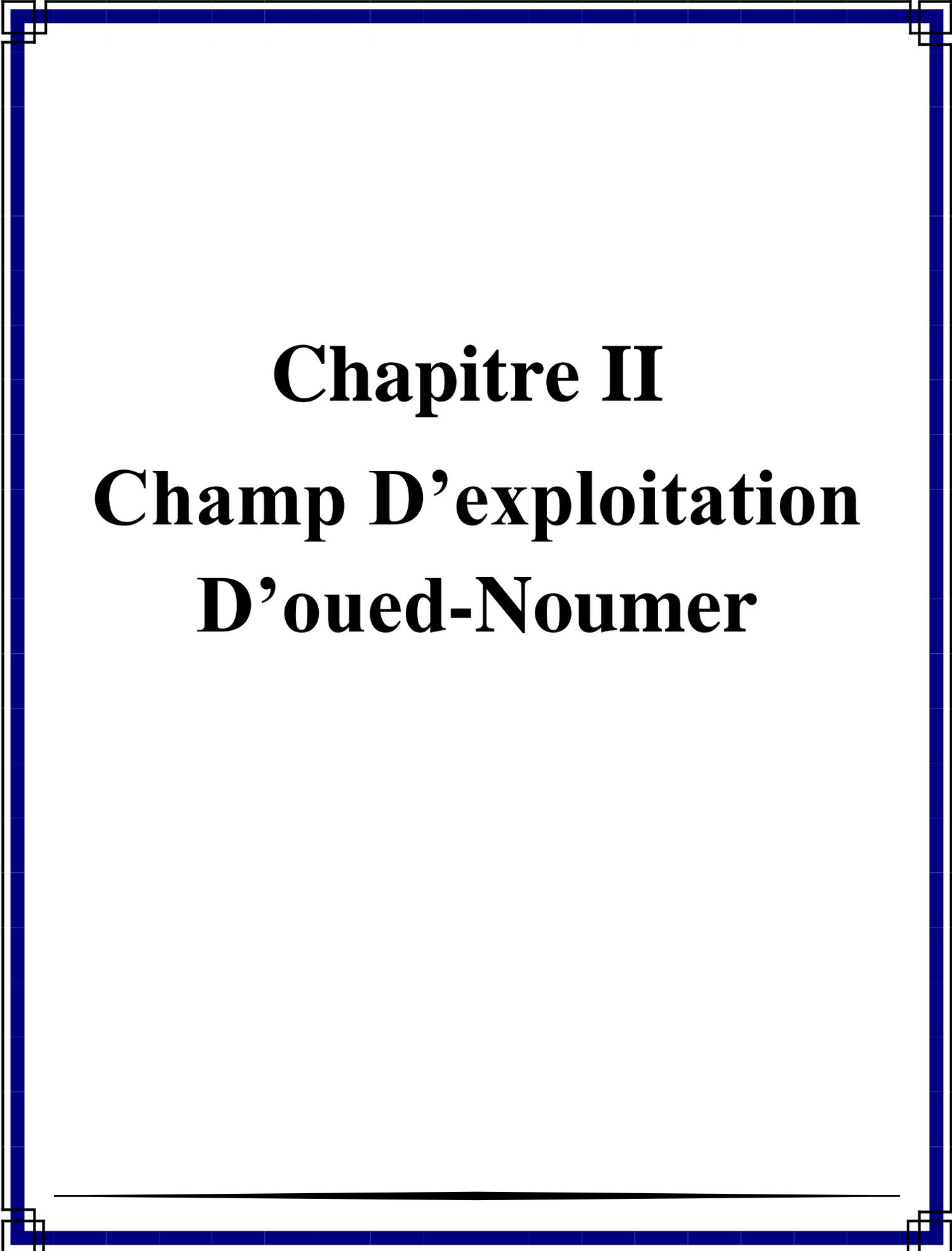
5. L'utilisation du GPL dans les pays en voie de développement reste faible en terme de volume comparée aux régions précédemment citées , mais le potentiel de développement dans le secteur résidentiel (pour la cuisine) est très important.

Certains gouvernements, notamment en Afrique, encouragent le développement du GPL dans le secteur domestique, c'est un moyen de lutter contre la déforestation, conséquence de l'utilisation intensive du bois pour la cuisson de la nourriture. Le gaz naturel est moins adapté à cet objectif car il nécessite de fait le développement d'un réseau de transport au prix d'investissement peu en rapport avec les possibilités de la plus part de ces pays . Notons cependant que les coûts d'approvisionnement du GPL, surtout en quantités faibles, sont un frein puissant à son développement dans ces pays.

Au niveau national un accroissement substantiel des quantités à l'exportation en **2005** : **8,5 millions** de tonnes dont **6 millions** de tonnes en propane.

Conclusion pour le GPL :

Au cours des quatre dernières années, la croissance de la consommation mondiale de GPL est restée forte (+ 2,5% par an) mais moins soutenue que celle de l'ensemble des énergies (+ 4,0% par an), contrairement à ce que la plupart des observateurs attendaient. Au cours de cette période, à l'échelle mondiale, c'est la demande de charbon qui a connu la plus forte croissance (+ 6,6% par an), du fait de la région Asie Pacifique. Mais dans les autres régions, l'offre de GPL n'a pas réussi à accompagner la forte croissance de la demande d'énergie. A cause de la lourdeur et de l'inertie caractérisant les investissements de développement de cette énergie, bien sûr. Mais c'est là une caractéristique que le gaz partage avec ses deux combustibles concurrents, pétrole et charbon, lorsque leurs capacités de production sont saturées, ce qui est le cas actuellement. Il faut alors chercher l'impossibilité relative du gaz à accompagner la croissance de la demande dans des caractéristiques qui lui sont propres : la concurrence ne semble pas être le mode de transaction le plus favorable à un marché gazier en croissance, les faits constatés dans les deux principaux marchés que sont l'Amérique du Nord et l'Union Européenne incitent à le penser ; par ailleurs, la faiblesse relative de la rente gazière par rapport à la rente pétrolière paraît bien limiter les investissements destinés au gaz dans les pays qui disposent à la fois de ces deux hydrocarbures et qui préfèrent investir dans le développement d'un pétrole bien plus lucratif.



Chapitre II
Champ D'exploitation
D'oued-Noumer

CHAPITRE II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

I-Présentation de l'historique du champ

Le champ de Oued Noumer est situé au Ghardaia à 685 km au sud d'Alger. ; à 140km au sud du champs gazier de Hassi R'mel et à 220km à l'ouest nord du champs pétrolier de Hassi Messaoud sur l'axe routier reliant Ghardaïa à Ouargla. Ces champs s'étendent sur une superficie de 110 km² ; il produit de gaz à condensât et de l'huile.

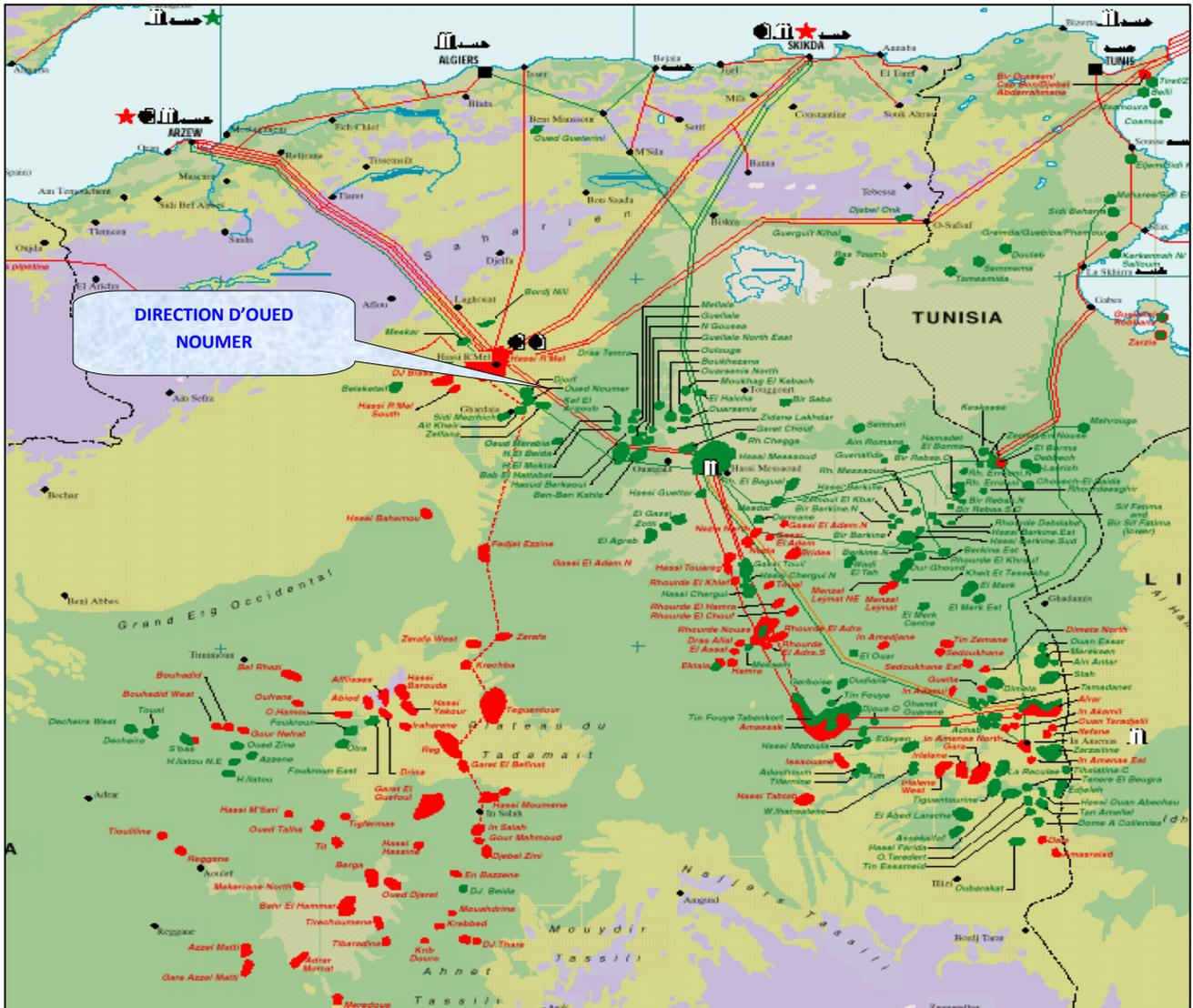


Figure 5 : situation géographique

Le climat de région est caractérisé par une faible pluviométrie (130 mm/an) et une humidité moyenne de 18% en été et de 30% en hiver.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

détente à travers une vanne MRV où les gaz riche sortent a la pression de 15bar envoyant vers le section de compression.

Le pétrole brut venant de la première séparation qui s'effectue à ATK à la pression de 13 bar subit une séparation à haute pression dans un ballon séparateur vertical 020-B-01 non seulement le pétrole brut de ATK qui subit à la séparation dans le ballon séparateur vertical 20-B-01 mais également le pétrole brut venant des puits de ONR qui se réunissent au manifold de Oued Noumer. Ce pétrole subit aussi à la séparation à haute pression dans le même ballon 20-B-01.

A la sortie de ballon vertical 20-B01 nous avons 03 effluents qui dérivent de la séparation l'huile ; le gaz ; et l'eau, nous soulignons que le gaz sortant au sommet de séparateur envoyé vers la section de compression ,l'eau vers bourbier et l'huile envoye vers les fours de stabilisation 020-F-01A et 020-F-01B autrement l'un des deux fours est en service et l'autre reste pour des mesure de sécurité ; à travers la ligne PB 020-33-2 où en injecte l'eau par la pompe d'injection d'eau , l'injection de l'eau pour but de faire dessaler l'huile à cause de la présence des quantités des sels très importants dans le pétrole brut.

L' eau utilisée pour l'injection d'eau de lavage est prélevée sur le circuit d'eau brut par les pompes 020-P-01A et 020-P-01B (en secours) et injectée sous pression avec débit règle manuellement dans la ligne d'alimentation des fours de stabilisation 020-B-01 est melonge avec celle du séparateur 20-B-02 ainsi que l'huile brute venant de la collecte ATK ainsi que le retour des condensats récupères sur les ballons d'aspirations 3^{eme} étage de la section de compression (031-B-03 _032-B-03 _ 033-B-03) par la ligne PB 020 07 14 via la ligne commune PB 020 06 20 , alimentent le four 020-F-01A.

L'huile réchauffé est expédie vers la 2^{eme} étage de séparation qui s'effectue à l'aide d'un séparateur moyenne pression 020-B-03 ; ce ballon horizontale opère à la pression 3,5 bar et à la température de 35°C envoyé vers la 3^{eme} étage de séparation qui s'effectue au niveau de séparateur basse pression horizontale 20-B-04 qui opère à la pression de 1,5 bar ce ballon situe au-dessus du ballon 20-B-03 on doit séparer l'huile et le gaz ; l'huile sortant du séparateur 20-B-04 se d'érigé vers le stockage de l'huile stabilise par gravite.

L'huile ainsi stocke dans les bacs de stockage est maintenue pendant un temps. Régulière pour le dégazer avant de l'expédition à l'aide des pompes expédition de l'huile stabilisé vers les stations de pompage de Hassi Messaoud.

L'huile stabilisée présente les caractéristiques suivantes :

- TVR = 8,510 bar
- Salinité = 70 mg/l.
- Densité =0,7741 à15°C.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

II.2.Description de la section de compression :

La section de compression contient 3 trains de compression; il est installé une turbine à gaz liée à un compresseur de gaz haute pression et moyenne pression.

Le gaz venant de la séparation dans le ballons séparateur 20-B02 à la pression de 15 bar envoyé vers une ballon piège à liquide 032-B-03 où on doit séparer le gaz dans ce ballon envoyé vers le compresseur haute pression HP où il subit la compression du gaz tel que la pression augmente de 15 bar à 45 bar.

A la sortie du compresseur le gaz à la pression de 45 bar, est envoyé vers deux batteries d'aéroréfrigérants où on aura une chute de température de 45°C jusqu'à 36°C après le gaz sortant des aéroréfrigérant entrant dans le ballon piège à liquide 032-K-02 pour la compression du gaz où nous aurons l'élévation de la pression de 45 bar jusqu'à 100 bar après le gaz sortant vers une série de deux batteries des aéroréfrigérants pour récupérer les liquides en prévenance du gaz , après le gaz à traité envoyé vers la section de fractionnement de GPL.

Le gaz venant des séparateurs moyenne pression 20-B-03 et basse pression 20-B04 entrant dans un compresseur moyenne pression pour le compresseur de 1,5 bar jusqu'à 3,5.

II.3.Description de la section fractionnement de GPL :

La section de fractionnement de GPL comprend les unités suivantes :

- ❖ Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation.
- ❖ Unité 200 : récupération du GPL.
- ❖ Unité 300 : recompression.
- ❖ Unité 400 : fractionnement du GPL.
- ❖ Unité 500 : stockage du GPL.
- ❖ Unité 600 : huile chaude.
- ❖ Unité 700 : installation auxiliaire.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

Schéma de l'extraction des GPL de Oued Noumer

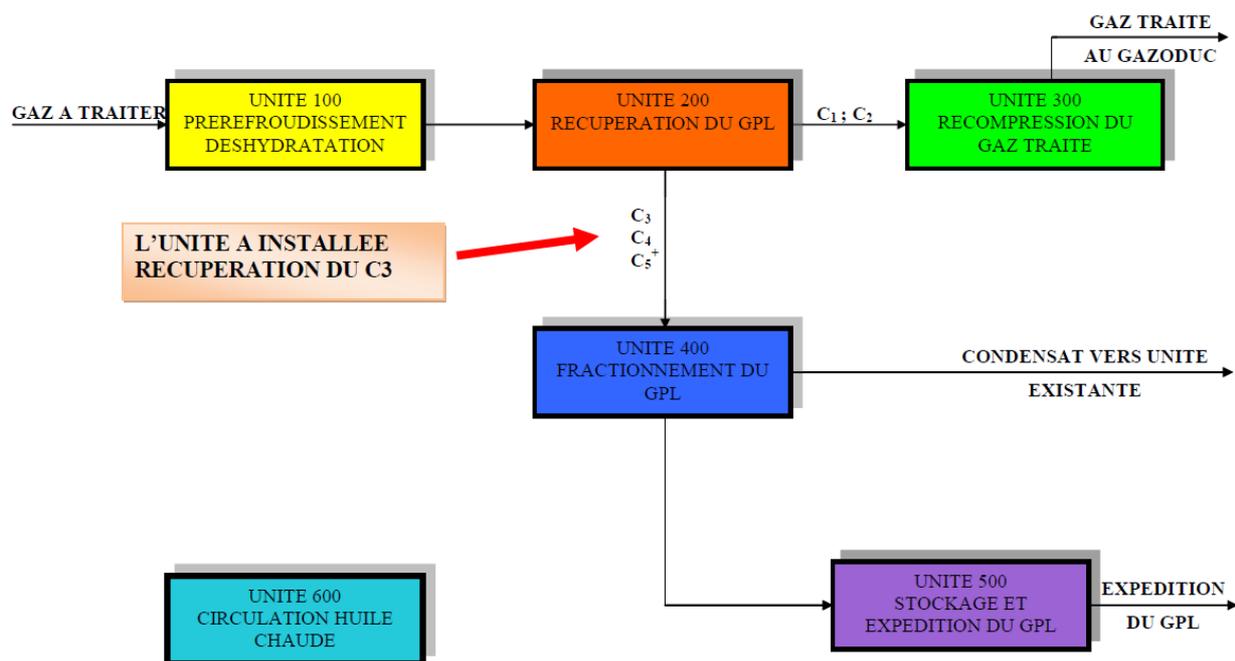


Figure 7 : extraction de GPL

II.3.1. Description de l'unité 100 : pré refroidissement et déshydratation :

Le gaz provenant de la section de compression alimente l'unité d'extraction de GPL à une pression de 100 bar et à une température de 60°C après un refroidissement à 48°C dans l'échangeur 10-E-01.

Ce gaz est de la composition présentée dans le tableau qui suit :

Tableau 6 : composition élémentaire du gaz brut à traiter

Fraction	H ₂ O	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆
Frac mol(%)	0.2	2.3	0.2	69.11	14.7	7.4	1.48	2.94	0.76	0.59	0.31

Le gaz est envoyé au séparateur 10-B-01 et ensuite aux deshydrateurs 10-R-01, le condensât sortant du séparateur 10-B-01 sera renvoyé aux installations existantes.

On a prévu trois deshydrateurs 10-R-01A/B/C avec tamis moléculaires ; les deux en service et l'autre en régénération des tamis moléculaires en utilisant une partie des vapeurs de tête du déethaniseur 40-C-01. En cas de manque de ce gaz, la régénération est obtenue en utilisant une partie du gaz sec prélevé à la sortie des tamis.

Le gaz sortant du séparateur 10-B-02 est uni aux vapeurs de tête du déethaniseur et il est envoyé à unité de compression existante après le contrôle de la teneur en humidité.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

Le gaz de procédé à la sortie des tamis est traité à fin d'enlever les poussières éventuelles provoquées par la répture des tamis et même analysé pour vérifier la teneur en humidité

II.3.2. Description d'unité 200 (récupération du GPL) :

Le gaz sec est filtré provenant de unité 100 et reparti en deux courants ; dont un est refroidi dans échangeur 20-E-01 par le gaz de tête du déethaniseur 40-C-01 , l'autre est refroidi par l'échange de chaleur avec le gaz traité provenant de échangeur 20-E-03.

Les deux courants sont ensuite mélangés et envoyés au séparateur 20-B-08 après séparation du condensât dans le séparateur 20-B-06.

Le liquide sortant du séparateur 20-B-08 melongé avec celui sortant du séparateur 20-B-06 est envoyé directement au deéthaniseur tandis que le gaz provenant du déethaniseur 40-C-01 après l'échange de chaleur dans le condenseur de tête du déethaniseur, le gaz traité sorte du ballon 20-B-07 contenant les C₂ est envoyé à la récupération du froid dans les échangeurs 20-E-02 et 20-E-03, ensuit il est recomprimé par le compresseur 20-K-01 entraîné par l'expander 20-KE-01 où il subit une compression de 30 bar jusqu'à 45 bar ainsi que le gaz sortant du compresseur à la pression 45 bar entrant au aérorefregérant 20-A-01.

Dans le cas où le turbo expander est en arrêt on doit faire la marche avec la vanne joule-thomson . Celle-ci doit assurer la détente de gaz où la pression chute de 90 vers 45 bar et la température de -6°C vers -35°C; cette détente ne permet pas la bonne récupération du GPL comparant avec le turbo expander.

Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyer au ballon d'aspiration 30-B-01 ensuite il est comprimé par le compresseur 30-K-01 ; entraîné par la turbine à gaz 30-KT-01 à fin élévation de la pression du gaz traité du 45 jusqu'à 75 bar et en suite le envoyer au gazoduc 48.

II.3.3. Unité 400 (fractionnement du GPL) :

Le fractionnement des hydrocarbures liquides provenant de la pression s'effectue essentiellement en deux étapes :

- ❖ L'extraction des constituants légers dans le déethniseur 40-C-01.
- ❖ La séparation du GPL du condensât dans le débutaniseur 40-C-02.

Le déethaniseur est une colonne constituée de 38 plateaux à clapets repartis de haut en bas; ces deux parties sont séparées par un plateau accumulateur, l'alimentation de cette colonne s'effectue par les tubulures d'alimentation qui résident en 5^{eme} et 21^{eme} plateau. Les hydrocarbures liquides séparés dans le séparateur 20-B-07 s'écoulent à -52°C pour se préchauffer dans échangeur de reflux de déethaniseur 40-E-03 pour qu'ils alimentent (alimentation froide) le 5^{eme} plateau de 40-C-01.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

Le liquide qui s'écoule de deux ballons 20-B-06 et 20-B-08 réunissent à la température de -6°C alimentant le plateau accumulateur le gaz de tête 40-C-01 qui s'échappe à la température de -21°C est refroidi dans échangeur 40-E-03 (cote calandre) afin de se accumuler dans le ballon de reflux de tête de dé-ethaniseur 40-B-02 une quantité du gaz dans le ballon 40-B-02 sert à la régénération , et la partie liquide pompe de reflux 40-P-06A/B comme reflux froid qui alimente le premier plateau de 40-C-01.

Le liquide accumulé dans le plateau d'accumulateur s'écoule par gravité a -6°C . Et à l'aide d'une pompe 40-P-05A qui assure le transport de liquide vers l'échangeur 10-E-01 pour permettre récupéré le froid, il sorte de l'échangeur à la température de 15°C et renvoyer vers la colonne 40-C-01 alimentant également le plateau qui situé à l'inférieure du plateau accumulateur.

Le liquide qui se situé au fond de la colonne 40-C-01 est envoyé vers le rebouilleur 40-E-01 pour le réchauffage où il se chauffe à 90°C .

Une partie de ce liquide est envoyé comme reflux chaud vers la colonne, et le reste du résidu passe comme alimentation en 21^{eme} plateau de débutaniseur 40-C-02.

Le débutaniseur : c'est une colonne de rectification constitué de 40 plateaux à clapets et fonctionne à une pression de 14 bar.

Les vapeurs de tête de débutaniseur sortant à la température 68°C sont refroidis dans l'aéroréfrigérant de 40-A-01 jusqu'à $52,5^{\circ}\text{C}$, puis sont recueillies dans le ballon de reflux 40-B-01 une partie de GPL est utilisée comme reflux froid de tête à l'aide d'une pompe de reflux 40-P-01 et l'autre partie est envoyée vers les sphères de stockage de GPL 50-T-01A/B. ou bien directement à l'aspiration des pompes d'expédition du GPL.

Une partie du résidu liquide (condensât) de 40-C-02 sortant à 18°C est envoyée au rebouilleur de débutaniseur 40-E-02 pour qu'il puisse être chauffé à 2°C a une partie du liquide dans le rebouilleur sert à alimenter le dernier plateau de 40-C-02 comme reflux chaud et l'autre partie (condensât) envoyé vers l'aéroréfrigérant à 60°C puis envoyer vers le stockage de brut stabilisée.

II.3.4. Unité 500 (stockages) :

L'unité de stockage du GPL est constituée par deux sphères pleine pression 40-T-01A/B de capacité unitaire de 500m^3 et d'une pomperie d'expédition de GPL constituée de trois pompes en parallèle 50-P-01A/B/C deux en service et une en secours) qui assurent également l'expédition du GPL si ce dernier ne répond pas aux spécifications (on speac) vers le station de pompage du coté de Hassi R'mel si le GPL n'a pas les spécifications (off speac) ; doit détourné vers l'unité 300 pour permettre la réinjection dans le gaz traité en amont du 30-K-01.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

Tableau 7 : Spécification des produits

compositions	M _i	Gaz traité	GPL	Condensât
N ₂	28	2.92	-	-
CO ₂	44	0.20	-	-
C ₁ H ₄	16	81.66	-	-
C ₂ H ₆	30	11.93	2.32	-
C ₃ H ₈	44	2.73	50.61	-
iC ₄ H ₁₀	58	0.23	15.09	0.10
nC ₄ H ₁₀	58	0.33	31.61	1.90
iC ₅ H ₁₂	72	-	0.32	31.12
nC ₅ H ₁₂	72	-	0.05	38.12
C ₆ H ₁₄	86	-	-	28.76

II.3.5. Unité 600 (huile chaude) :

Un système d'huile chaude est prévu comme source de chaleur pour les besoins de rebouillage des colonnes 40-C-01 et 40-C-02 et pour le chauffage du gaz de régénération des tamis moléculaires, le fluide caloporteur utilisé pour le chauffage est le TORADA TC produit et commercialisé en Algérie.

Les fumées d'échappement de la turbine 30-KT- permettent de chauffer l'huile grâce au récupérateur de chaleur 30-E-01.

II.3.6. Unité 700 (installations auxiliaires) :

L'installation auxiliaire comprend:

- Torche et blow-down.
- Air instruments et service / gaz.
- Egouts et traitement des eaux.
- Système d'incendie.

III-Description des mesures de sécurité au champ d'Oued Noumer

La sécurité généralement joue un rôle très important dans une raffinerie ou unité de traitement de gaz ou complexe pétrochimique. Dans l'industrie de pétrole ou de gaz, si la complexité technologique est remarquable, les dangers sont très divers. Et c'est pour ça que les services de sécurité dans les unités de traitement de gaz sont obligatoires, il établit des règles proprement strictes pour assurer la bonne marche de l'usine, le service de sécurité exerce ses fonctions dans plusieurs domaines avec ses

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

équipes de surveillance. Il prend la connaissance et éventuellement, l'exécution des consignes de l'usine, ces consignes visent à prévenir les accidents aux personnels, ou matériel et l'incendies.

La conception et la consommation de l'installation de GPL de ONR prévoient une installation de traitement efficace, d'une exploitation facile et intrinsèquement sûre. Bien que le gaz et le liquide traités soit bien sur inflammables, il est évident qu'il faut toujours une source d'allumage pour provoqué un incendie ou une explosion, on prendra toujours grand soin à tout instant, afin de s'assurer que les mélange inflammable ne soient pas exposés a des sources d'allumage telles que brûleurs du four, installation de turbine à gaz...etc.

III-1- Organisation de la sécurité :

Il existe trois services charger pour assure la sécurité au sein de cette ouvrage :

- Service prévention
- Service intervention
- Service de surveillance

III-2- Service prévention :

Travail en collaboration avec les autres structures, en ce qui concerne les nouveaux projets, les travaux de modification sur les installations pour donner son avis sur l'aspect sécuritaire coté réglementation et manière de restauration. Pour cela, il préconise les différentes consignes de sécurité lors des travaux (soudure, manutention...) et veille à leur application .Donc le service prévention a pour les tâches principales :

- ❖ Organiser des campagnes d'information et de formation du personnel.
- ❖ Procéder à l'affichage des différentes consignes de sécurité.
- ❖ Initier le personnel sur l'utilisation des moyens de premier secours.
- ❖ Etablir des rapports mensuels et annuels relatifs à ses activités et analyser les causes des accidents et incidents.
- ❖ Procéder quotidiennement à la vérification des matériels au niveau des centres de production, chantiers et les différentes régions.
- ❖ Etablir le plan d'opération interne et des secours (POIDS) et le plan d'assistance mutuelle (P A M).
- ❖ Prévenir les accidents et incidents.
- ❖ Suivre les travaux d'intervention sur le site et veiller sur l'application des consignes de sécurité.
- ❖ Etudier les dangers industriels et les accidents de la vie professionnelle.

III-3 - Service intervention :

Ce service à pour tâche principale l'intervention rapide en cas d'accidents ou d'incendies, il possède un ensemble humain et matériels mobiles et opère avec trois équipes sur 24 heures.

Ce service intervient dans les cas suivants :

- ❖ Intervenir en cas d'accidents.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

- ❖ Assister les travaux dangereux en y apportant la couverture de sécurité nécessaire.
- ❖ Assurer l'entartions préventif des systèmes de protection et de équipements et matériels anti-incendie.
- ❖ Assurer l'entraînement du personnel aux exercices d'intervention (vulgarisation de la lutte anti-incendie).
- ❖ Etablit, actualisé et applique les plan d'intervention de la direction régionale et autre.
- ❖ Appareilles et vêtement de protection (masqué et détecteur de gaz)...etc.

III-4 Cellule de surveillance :

La tâche principale de cette service est de surveiller de plus près l'ensemble des moyens humains et matériels entrant ou sortant des installations, base de vie ...etc.

III-5 Les Dangers et les Risques :

Il n'y a jamais de liste complète en ce qui concerne la sécurité, toutefois, on trouvera ci - après une liste qu'il faut éviter.

- 1) Des brides ou des presses étoupes fuyards ainsi que des verres de juge brisés peuvent libérer des gaz ou des liquides susceptible de provoquer des incendies, souvent ces fuites sont rendues évidentes du fait qu'elles provoquant du givre autour de point de fuite avant la mise en marche, on devra vérifier tout l'équipement en vue de détecter toute fuite.
- 2) Allumage de mélange d'air et de gaz à la fin des travaux effectués sur ou des récipients qui ne sont pas convenablement purgés.
- 3) Certaines parties de l'installation peuvent être pressurisées par suite d'une manœuvre correcte de vanne.
- 4) Une pression excessive peut se développer à la suite d'un mauvais contrôle de l'équipement de chauffage y compris les échangeurs thermique qui devrait être réchauffé les vannes ouvertes.
- 5) On devra éviter de gripper sur la canalisation et les équipements afin d'empêcher tout accident au personnel et tout endommagement à l'installation.
- 6) Les déchets et les ordures peuvent provoquer des incendies et également être un obstacle pour le personnel et par conséquent devront être enlevés.
- 7) Dépressuriser certaine partie de l'installation trop rapidement provoque un refroidissement ou peut être de la condensation, et dans certain cas gelant la vanne de refoulement ...
- 8) Un refroidissement ou un réchauffement trop rapide des récipients sous pression provoquer des contraintes inégales à la fois dans les récipients et dans la tuyauterie de raccordement.
- 9) Les débandements d'huiles ou de produits chimiques doivent être immédiatement nettoyés.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

- 10) Les échantillons de liquide seront prélevés selon la méthode correcte et tout débandements doit être évité.
- 11) Les zones où il est interdit de fumer seront clairement indiquées.
- 12) Le soudage, le découpage ou toute opération pouvant provoquer des étincelles pourra seulement commencer une fois la zone rendue sûre et une fois l'autorisation nécessaire permettant d'effectuer les travaux délivrée, si de tels travaux sont requis l'équipement de lutte contre l'incendie devra être à portée.

III-6 protections contre incendie :

L'équipement de protection contre d'incendie d'installation doit comprendre :

- Appareil respiratoire, couverture d'incendie, boîte à pharmacie, détecteur de gaz - appareil de récupération, casque vêtements ignifuge, systèmes d'alarme d'incendie, - tuyaux d'incendie, - extincteurs (CO₂).
- Toute fois pour faire face à des incendies de moindre importance, il sera nécessaire de disposer des extincteurs portatifs dans des endroits stratégiques sur l'ensemble de l'installation ainsi que des couvertures pour protection du personnel.
- Toutes les personnes d'exploitation doivent savoir utiliser les extincteurs ou tout autre équipement de sûreté. On devra effectuer des entraînements de routine afin de s'assurer que le personnel n'oublie pas la façon d'utiliser ces équipements.
- Des manœuvres d'incendies seront effectuées en un endroit éloigné afin de tenir au courant le personnel de ce qui se passe réellement lors d'un incendie si celui-ci venait à se déclarer.
- Tous les raccordements aux récipients doivent être isolés de leurs tuyauteries et les récipients doivent être purgés et vidangés.

III-7 Les règles de sécurité :

Les règles de sécurité peuvent être générales ou particulières, elles sont générales lorsqu'elles sont valables à toute personne se trouvant dans l'usine, et particulières si elles concernent un poste, souvent développées et prescrites par le service prévention, elles comportent seulement un poste de travail bien défini.

Les règles générales de sécurité sont souvent développées et prescrites par le service de prévention, elles comportent des consignes d'hygiène, de protection industrielle, le service prévention procède aussi au contrôle périodique de toutes les installations pétrolières de la région.

Chapitre II : Champ D'exploitation D'oued-Noumer

Les risques dans l'industrie du gaz sont souvent des risques d'inflammation ou d'explosion qui nous obligeons à exclure l'un des trois éléments principaux de la flamme qui sont la source, l'oxygène et le combustible.

- Généralement, on pose à exclure le premier qui peut être :
- Des étincelles (briquet, allumette, soudage)
- Des particules chauds provenant de l'échappement des véhicules ...etc.

Afin de minimiser les risques, la réglementation établit les consignes Préventions suivantes :

- Interdit de fumer.
- Interdiction d'effectuer tous les travaux de nettoyage à l'aide des produits pétrolier (essence, gas-oil) sans autorisation du service de sécurité.
- Permis de travail, délivrer pour effectuer tous les travaux ou modification dans l'usine (câble souterraine, canalisation, travaux en surface...) et spécifier les dispositions et mesure de sécurité à prendre.
- Port obligatoire des tenues réglementaires, chaussure de sécurité, combinaison, casque lunette,.... à l'entrée de l'usine.
- A l'aide d'un détecteur de gaz, on devra vérifier la présence des hydrocarbures dans l'air à l'intérieur du récipient.

Chapitre III

Partie Théorique

Dépropaniser

CHAPTER III : Partie Théorique Dépropaniser

IV. Introduction au dépropaniser

les raffineries contiennent plusieurs sections et zones de traitement, conversion ou séparation des hydrocarbures. Les usines de traitement de gaz peuvent inclure des dééthanisiers, debutanisiers ou des dépropanisiers. Le dépropaniser est une colonne de distillation binaire dans laquelle un mélange de propane (C_3H_8) et de butane (C_4H_{10}) entre et sont séparés continuellement comme indique la Figure III-1a. Une colonne de distillation sépare les molécules dans un mélange selon leurs températures d'ébullition. Il n'y a aucune réaction chimique dans ce type de colonne. Comme il n'y a que deux composés dans l'entrée (raison pour laquelle le procédé est dit "binaire"), et pour des raisons physico-chimiques, les températures en tête et en fond de colonne sont directement reliées aux concentrations d'éthane dans le mélange en sortie de colonne (tête et fond). Ces deux concentrations sont les variables à réguler. On veut par exemple qu'en tête de colonne, le mélange soit constitué de 90% de propane (pour 10% de butane) et qu'en fond de colonne, le mélange soit constitué de 90% de butane pour 10% de propane. **Figure III- 1-b – Un système 2 entrées / 2 sorties** Pour maintenir ces consignes, on utilise habituellement deux variables de contrôle:

- **Rebouillage:** le fond de la colonne est chauffé. : la colonne se comporte comme une grosse cocotte-minute, la vapeur traverse les plateaux (perces) et entraîne avec elle les molécules les plus légères vers le haut de la colonne. Le débit vapeur V constitue le premier contrôle.
- **Reflux:** la tête de la colonne est refroidie par de gros dissipateurs thermiques. La vapeur est condensée et le liquide revient doucher l'intérieur de la colonne, entraînant au fond les molécules les plus lourdes. Le débit liquide est noté L .

Un troisième paramètre, non contrôlable, est à considérer : la proportion de propane dans la charge entrant dans la colonne. Ce paramètre noté Z_f n'est pas manipulable mais il est subi comme une perturbation (il résulte des traitements en amont du dépropaniser).

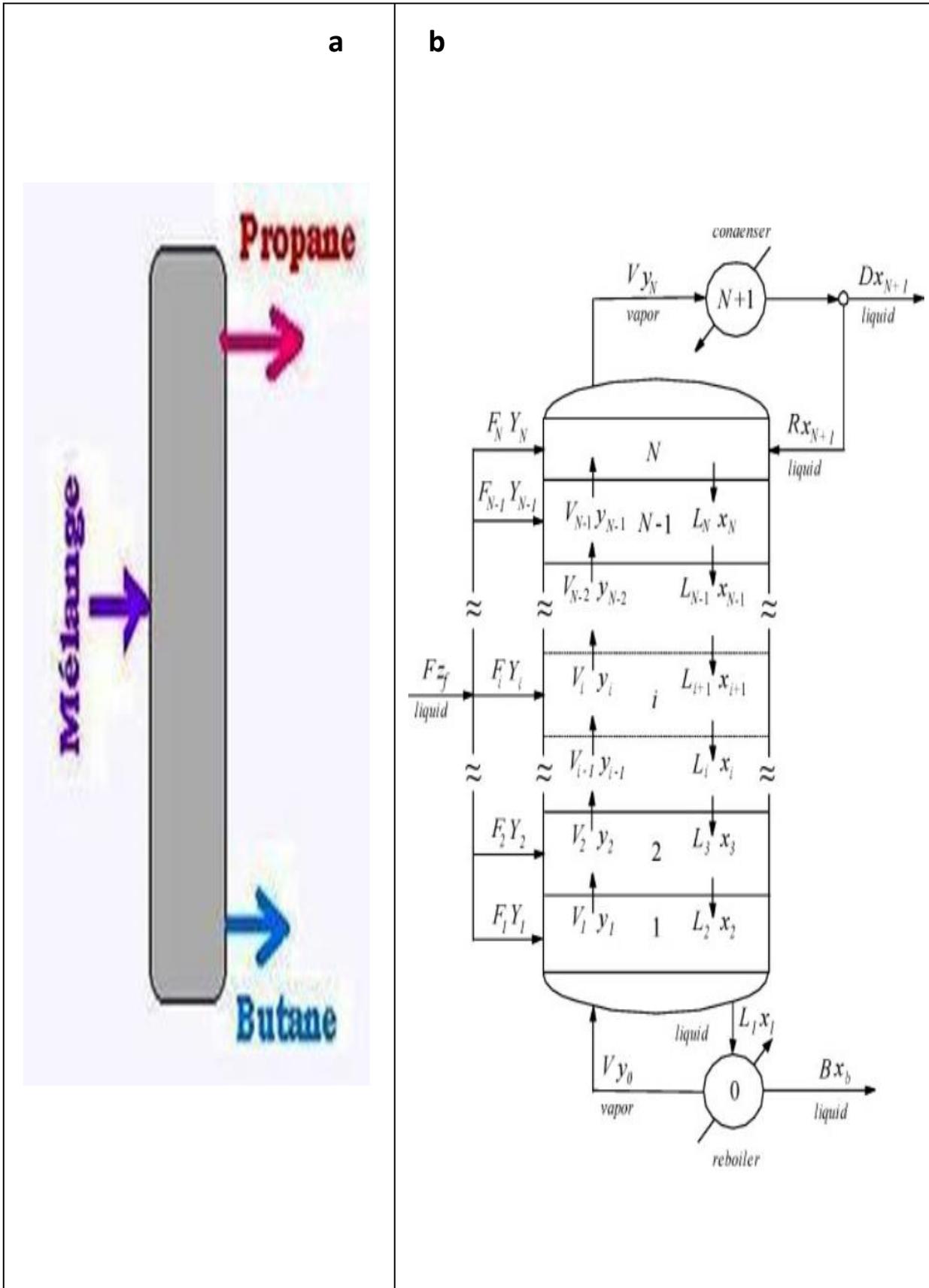


Figure 8 (a et b) : Représentation graphique d'un dépropaniser

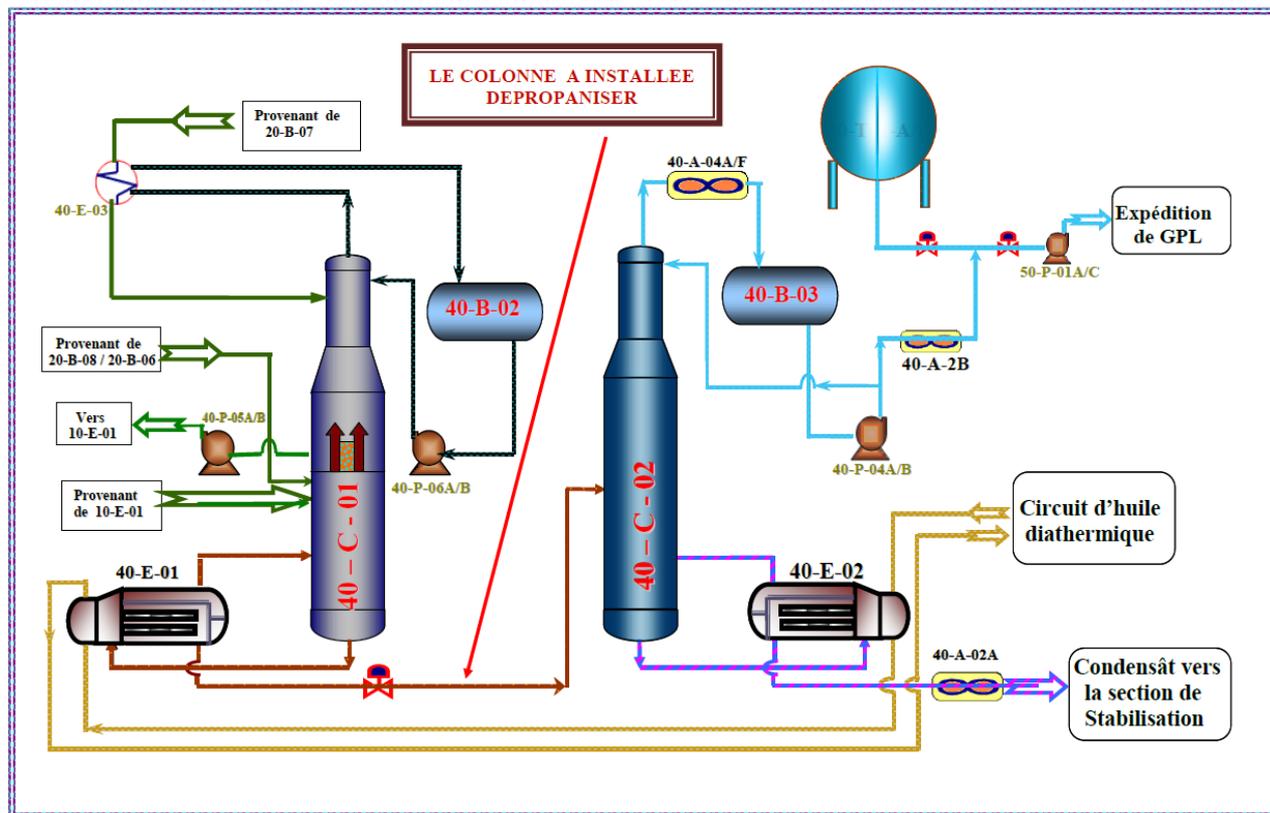


Figure 9 : le lieu de l'installation de dépropaniser

II. Transfer de matière

Dans la charge chaude venant du four et là où arrive la vapeur de rebouillage, la température est plus élevée. En tête où, arrive le liquide plus froid du reflux de tête, on trouve la température plus basse.

Entre les deux extrémités, les températures s'échelonnent de plateau en plateau, chacun d'eux ayant sa propre température qui est toujours supérieure à celle du plateau de dessus et inférieure à celle du plateau de dessous.

La vapeur qui monte d'un plateau à l'autre rencontre un liquide plus froid qu'elle, il y a échange thermique. La vapeur montante réchauffe le liquide descendant qui le refroidit. Tout le long de sa montée, la vapeur va perdre ses calories à l'inverse du liquide qui va en gagner.

Parallèlement, il se produit un échange de matière entre les éléments plus volatils et moins volatils par vaporisation des liquides et condensation des vapeurs. Ainsi plus il y aura de plateaux plus les produits en tête et au fond de la colonne seront purs. Certaines colonnes peuvent être équipées de plus de cent plateaux.

II-1. Importance des opérations de transfert dans l'industrie

Les procédés de transfert de matière jouent un rôle important dans l'industrie de traitement des hydrocarbures, les procédés basés sur les transferts peuvent être utilisés pour le fractionnement des mélanges, les transferts se font d'une manière générale entre deux phases. :

- ✓ Liquide et gazeux (rectification, séchage).
- ✓ Solide et gazeux. (Adsorption, séchage).
- ✓ Solide et liquide (absorption, extraction).
- ✓ Liquide -liquide (extraction).

Les phénomènes de transfert sont réversibles et se terminent lorsque l'état d'équilibre est atteint.

Le transfert de matière est caractérisé par des coefficients de transfert qui dépendent :

- 1) De la nature des substances chimiques en présence.
- 2) Des conditions hydrodynamiques dans lesquelles s'effectuent le transfert.

Si les concentrations ne sont pas uniformes, elle tente à le devenir sous l'effet soit de l'agitation moléculaire soit de la turbulence hydrodynamique.

II-2. Les lois de transfert de matières :

moyenne des concentrations. Par définition générale, selon la loi cinétique on déduit que la vitesse du transfert de matière est la quantité de la matière M (Kg) qui passe de phase en phase à travers une surface uniforme de contact de F (m²) par unité de temps, elle s'exprime par la formule suivante :

$$\frac{M}{F.T} \left(\text{Kg} / \text{m}^2 . \text{h} \right)$$

D'autre part, la vitesse d'un phénomène physique est directement proportionnelle à son facteur de potentialité qui, dans notre cas, est la différence des concentrations : $C - C_e = \Delta C$ Où :

C : concentration de la phase à transférer

C_e : concentration d'équilibre avec la seconde phase.

D'autre part, le chemin du transfert est inversement proportionnel à la résistance R , due à la diffusion de la matière, donc, on peut écrire :

$$\frac{M}{F.T} = \frac{\Delta C}{R}$$

Tout est connu dans le cas de transfert de chaleur, on préfère utiliser la grandeur inverse de R appelés coefficient de transfert de matière.

Et tenant compte de la variation de la différence de concentration dans le temps, on recourt à la concentration massique C_m et écrit :

$$\frac{M}{F.T} = K_C . \Delta C_m \quad \text{D'où :}$$

$$M = K_C . F . \Delta C_m . T$$

C'est à dire que la quantité de matière transmise est proportionnelle à la surface de contact entre les phases, au temps et à la différence

➤ Loi de DALTON :

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits : $P_i = P_{Sys} . Y_i$

➤ Loi de RAOULT et HENRY :

La loi de Raoult est applicable pour une phase liquide composé de constituants entièrement miscibles liquides. $P_i = P_S . X_i$

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la loi d'Henry :

$$\frac{Y_i}{X_i} = K_i \quad K_i : \text{Constante d'équilibre du constituant } i.$$

III- Théories de la distillation:

La distillation est un procédé de séparation très utilisée pour séparer les Constituants d'un mélange liquide de volatilités différentes,

L'opération de distillation est une succession d'opération de séparation élémentaire en cascade que le dispositif mécanique de l'appareillage réalisent à contre -courant. En utilisant la chaleur comme agent de séparation.

La distillation d'un mélange dans une colonne de fractionnement permet leur séparation en un distillat complexe riche en constituant légers en tête de la colonne, et un résidu complexe riche en constituant lourds au fond de la colonne.

Une colonne se compose de trois zones (Voir figure 6) :

- ✓ Zone d'expansion (zone d'alimentation ou zone de flash)
- ✓ Zone de rectification (zone supérieure de la colonne)
- ✓ Zone d'épuisement (zone inférieure de la colonne)

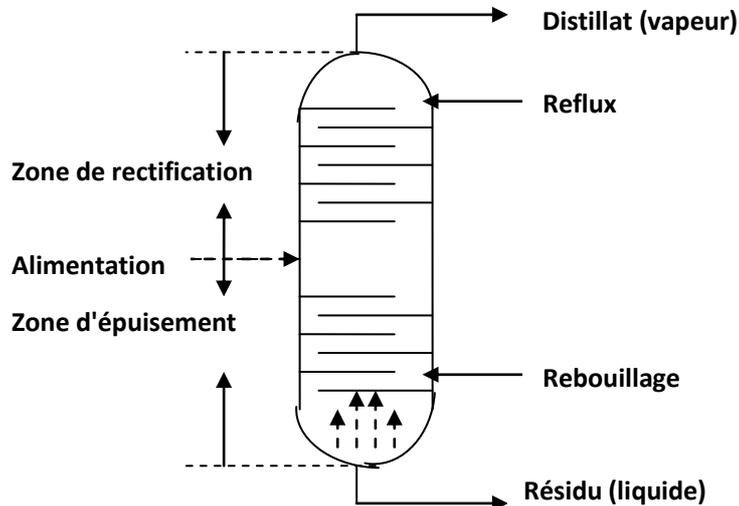


Figure 10 : Schéma simple de la colonne

III-1-Dimensionnement de colonne :

III-1-1-Description d'une colonne :

Une colonne est un cylindre vertical fermé, à l'intérieur duquel sont disposés plusieurs plateaux ou garnissages, la circulation de liquide qui va rencontrer à contre courant de la vapeur d'une façon discontinue. Entre le liquide et la vapeur s'établit un contact qui permet un transfert de matière et de chaleur, la vapeur va perdre ces constituants lourds, et le liquide va perdre ces constituants légers dans la vapeur qui monte dans la colonne.

III-1-2-Les plateaux :

Les plateaux sont des éléments métalliques occupant la totalité de la section de la colonne, et disposés à intervalles réguliers.

III-1-3-Les types de plateaux :

Dans l'industrie de raffinage et de fractionnement du gaz on trouve plusieurs types de plateaux, et le choix entre les plateaux est fonction :

- Des conditions opératoires.
- Des performances demandées.
- Des facteurs économiques.

Généralement pour :

- ❖ Le transfert de matière entre liquide – vapeur, on utilise :
 - Plateau à calotte (Bubble cap tray).
 - Plateau perforé (Sieve tray).
 - Plateau à clapet (Valve tray).
 - Plateau à jets (Jet tray).
- ❖ Le transfert de matière entre liquide- liquide, on utilise :
Plateau à calotte (Bubble cap tray).
 - Plateau à jets (Jets tray).
- ❖ Le transfert de chaleur, on utilise :
 - Plateau à calotte (Bubble cap tray).
 - Plateau à clapet (Valve tray).
 - Plateau à chicanes (Baffles tray)

III-1-4-Les garnissages :

Les garnissages sont des éléments offrant un maximum de surface de contact et de porosité, disposés de manière à occuper la totalité du volume de la colonne.

Avantages :

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

Inconvénient :

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre.

III-1-5-Le choix entre colonne à plateaux ou garnissages :

Le choix de type de colonne doit tenir compte des facteurs suivants :

- Facteurs dépendant du système.
- Facteurs dépendant du mouvement du fluide
- Facteurs dépendant des caractéristiques physiques de la colonne et de l'équipement interne.
- Facteurs dépendant de la condition de marche.

III-2-Bilan de matière de la colonne et ses zones :

❖ Les bilans matières de la colonne et pour le constituant i, on à :

$$\text{Equation générale : } L = D + R$$

$$\text{Equation partiel : } L.Z_i = D.Y_i + R.X_i.$$

La résolution commune de ces équations donne

$$\frac{L}{(Y_i - X_i)} = \frac{D}{(X_i - Z_i)} = \frac{R}{(Z_i - Y_i)}$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D, si les concentrations i connues.

❖ Le bilan de la zone de rectification :

Les équations de bilan de matière général et partiel comme suite :

$$\begin{cases} D_V = D_L + D \\ D_V.Y_{V,i} = D_L.Y_{L,i} + D.Y_i \end{cases}$$

On définir le taux de reflux est : $Re f = \frac{D_L}{D}$

❖ Le bilan de la zone d'épuisement :

Les équations de bilan de matière générale et partiel comme suite :

$$\begin{cases} R_L = R + R_V \\ R_L.X_{L,i} = R.X_i + R_V.X_{V,i} \end{cases}$$

On définir le taux de rebouillage est : $Re b = \frac{R_V}{R}$

III-3-Bilan thermique de la colonne :

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

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

$$L.H_L + Q_R = D.H_D + R.H_R + Q_C$$

III.4. Utilisation la volatilité relative :

Dans les calculs d'un mélange 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

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (1) \quad \text{Où :}$$

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant i.

K_r : Coefficient d'équilibre de constituant de référence r.

$$\text{et : } \frac{Y_i}{X_i} = K_i \dots\dots\dots (2)$$

La résolution des équations (1) et (2) est :

$$\begin{cases} Y_i = \frac{\alpha_i \cdot X_i}{\sum (\alpha_i \cdot X_i)} \\ X_i = \frac{Y_i / \alpha_i}{\sum (Y_i / \alpha_i)} \end{cases}$$

L'utilisation des équations sont permet de trouver Y_i en fonction de X_i et X_i en fonction de Y_i .

III-5-Paramètres de température et pression de la colonne :

Généralement les paramètres de fractionnement sont la pression de tête, température de tête et fond de la colonne.

Ces paramètres sont déterminés par les calculs des équilibres liquide - vapeur.

- ❖ **La pression de tête** : est définie comme étant la pression de vapeurs de tête de la colonne.
- ❖ **La température de tête de la colonne** : est définie comme étant la température de rosée des vapeurs de tête a la pression de tête de la colonne.
- ❖ **La température de fond d la colonne** : est définie comme étant la température de bulle de résidu produit a la pression de fond de la colonne.
- ❖

III-6-Taux de vaporisation et compositions des phases liquide et vapeur de la charge :

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

$$e'_0 = \frac{L_V}{L} \quad \text{D'où : } L_V = L.e'_0$$

$$r'_0 = \frac{L_L}{L} \quad \text{D'où : } L_L = L(1 - r'_0) \quad \text{Où :}$$

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

r'_0 : Taux de condensation molaire de la charge.

L_V : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

L_L : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

A pression et température données le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases vapeur et liquide de la charge sont déterminées par approximation successives d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

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

Où :

$X'_{L,i}$: concentration molaire du constituants « i » dans la charge.

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

III-7-Paramètres de construction :

Les paramètres de construction sont déterminés par le constructeur de la colonne lors de réalisation d'un projet industriel, mais durant le fonctionnement de la colonne ces paramètres peuvent être recalculer pour résoudre les problèmes rencontrés durant le fractionnement.

Les paramètres à recalculer sont :

❖ Le nombre de plateaux minimum.

- ❖ Le nombre de plateaux réels.
- ❖ Le reflux minimum.
- ❖ Le reflux réel.
- ❖ Les dimensions de la colonne (diamètre, hauteur..).

IV. Échange de Chaleur

IV - 1 Différents modes de transmission de chaleur :

La théorie des échanges thermiques a pour objet l'étude de la propagation de la chaleur. Cette propagation se présente sous trois formes fondamentales : la convection, la conduction et le rayonnement.

a. La convection :

La convection est le transfert de chaleur par volumes de gaz ou de liquides se déplaçant dans un milieu conditionné par la variation des paramètres physiques et chimiques (température, pression ...etc.).

a- La conduction :

C'est le transfert moléculaire de chaleur dans un milieu continu.

Ce processus apparaît dans un milieu à distribution irrégulière de la température.

La chaleur est alors transmise par contact immédiat des particules de différentes températures, ce qui définit l'échange entre les molécules, les atomes et les électrons libres.

b- Le rayonnement :

L'émission de chaleur par rayonnement est le processus de propagation de chaleur avec les ondes électromagnétiques. Cette forme de transfert est conditionnée par la transformation de l'énergie interne de la matière en énergie de transfert par rayonnement.

Les trois formes de transfert sont généralement présentes simultanément, et très souvent la convection précède la conduction.

Dans les divers appareils et matériaux le régime de propagation de la chaleur peut être stationnaire.

En industrie, les lois de la transmission de la chaleur sont largement utilisées dans le calcul des quantités de chaleur échangées et dans le dimensionnement des appareils fonctionnant

suivant ce principe .C'est le cas par exemple des condenseurs, des aéroréfrigérants, des échangeurs et des fours.

IV-2- Les lois fondamentales d'échange de chaleur :

a- Gradient de température :

Dans tous les cas le transfert, la chaleur est transmise des points les plus chauds aux points les plus froids. Cet écoulement s'effectue à travers des surfaces isothermes et suivant la ligne énergétique :

$$dt/dn = \text{grad}t \dots\dots\dots (\text{III-2-1})$$

Ou : *gradt* : gradient de température.

n : La normale à la surface isotherme.

Le gradient de température est un vecteur dirigé suivant la normale de la surface isotherme, numériquement égal à la dérivée partielle de la température par la normale. Ce vecteur est dirigé vers le sens de l'augmentation de la température.

b- La loi de Fourier :

Une quantité de chaleur qui passe par conduction à travers un élément de surface peut être exprimée par la loi de Fourier :

$$dQ = -\lambda(dt/dx)dF.dt \dots\dots\dots(\text{III-2-2})$$

$$Q = -\lambda(dt/dx)F.T \dots\dots\dots(\text{III-2-3})$$

En introduisant le flux thermique qui a pour expression :

$$q = Q/F.T \dots\dots\dots(\text{III-2-4})$$

$$q = -\lambda(dt/dx) \dots\dots\dots(\text{III-2-5})$$

Où: q : quantité de chaleur qui s'écoule pendant une unité de temps à travers la surface (w/ m^2).

λ : Conductibilité thermique ($w/ m^2 \cdot c^{\circ}$).

IV-3- Les fonctions des échangeurs de chaleur :

Ces appareillages peuvent assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides participant à l'échange.

IV-3.1. La fonction réfrigération :

Les réfrigérants refroidissent un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou de l'eau.

Les aéroréfrigérants utilisent l'air comme agent de refroidissement ; les trimes coolers (réfrigérants finaux) terminent la réfrigération d'un produit jusqu'à niveau requis, il en est particulier des réfrigérants à eau qui assurent les conditions de la sécurité requise pour le stockage de produits finis ou intermédiaires et par extension des associations aéroréfrigérants suivis de réfrigérants à eau utilisée pour cette fonction. Les chillers refroidissent un fluide de procédé par évaporation d'un fluide frigorigène ou par de l'eau réfrigérant.

IV.3 2. La fonction réchauffage :

Les réchauffeurs réchauffent un fluide de procédé par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé, ces termes surtout employés dans le cas réchauffage d'un produit stocké pour en assurer sa pompabilité dans des conditions techniques et économiques satisfaisantes.

Les préchauffeurs préchauffent un fluide de procéder ; la chauffe se poursuivant souvent dans un four en aval. Les réchauffeurs et préchauffeurs d'air sont des échangeurs, cycliques ou non cycliques, qui assurent les préchauffe de l'air de combustion d'une chaudière ou d'un four par récupération d'une partie de la chaleur contenue dans les fumées ou dans un autre fluide auxiliaire.

Les économiseurs désignent les serpentins permettant la préchauffe de l'eau de l'alimentation des chaudières par les fumées.

Les surchauffeurs amènent du gaz ou de vapeurs à une température supérieure à la température de condensation.

IV-3.3. La fonction condensation :

Les condenseurs assurent la condensation totale, ou partielle de vapeur par circulation de l'eau ou de fluide de procédé suffisamment froid. Les aérocondenseurs assurent cette fonction en utilisant l'air comme fluide froid. Les subcoolers assurent simultanément la condensation de la vapeur, et le refroidissement des condensats, le plus souvent par circulation d'eau.

IV.3.4. La fonction vaporisation :

Les vaporisateurs assurent la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation.

Les bouilleurs, les rebouilleurs vaporisent une partie des produits de fond de la colonne de distillation pour les renvoyer au fractionnement.

Les générateurs de vapeur produisent de la vapeur par combustion de gaz ou de liquides résiduels. Ils peuvent aussi récupérer de la chaleur sensible continue dans un fluide de procédé, des fumées de four.

IV.4. Types d'échangeurs de chaleur :

Les procédés dans l'industrie chimique exigent que les fluides soient réchauffés au cours de diverses opérations technologiques.

Les appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide froid sont appelés « échangeurs de chaleurs ».

D'après le contact entre les deux fluides, on distingue deux types d'échangeurs de chaleur :

- 1)-Echangeurs par mélange (contact direct).
- 2)-Echangeurs par surface (contact indirect à travers une paroi métallique).

Dans les échangeurs par surface, l'échange de chaleur se fait à travers une paroi qui sépare les fluides à températures différentes. Or dans les échangeurs par mélange, le transfert de chaleur s'effectue par le contact direct des deux fluides. Ce mode de transfert est appliqué lorsque le contact direct ne produit aucune complication (réaction chimique, décomposition ...etc.).

Dans l'industrie chimique et pétrochimique les échangeurs à surface sont les plus répandus.

D'après la configuration de la surface d'échange on distingue :

1. Echangeurs tubulaires à tubes rectilignes ou à tube en « U ».
2. Echangeurs tubulaires à tubes à ailettes.

3. Echangeurs à serpentins.
4. Echangeurs à hélices.

Dans l'industrie pétrolière et pétrochimique on emploie principalement les trois premiers types d'échangeurs.

Les échangeurs tubulaires peuvent être subdivisés également en groupes suivants :

❖ Echangeurs à ruissellement.

D'après la destination on distingue trois types d'échangeurs correspondant aux fonctions très spécifiques :

- ❖ Les échangeurs et réfrigérants dans lesquels ne se produit aucun changement d'état physique des fluides.
- ❖ Les condenseurs qui permettent de condenser une vapeur soit à l'aide d'un produit froid, soit à l'aide d'un auxiliaire (eau, air, fluide, frigorigène ...etc.).
- ❖ Les rebouilleurs qui assurent une vaporisation partielle d'un liquide grâce à la circulation d'un produit chaud ou d'un fluide auxiliaire (vapeur d'eau).

Suivant le sens d'écoulement des fluides chaud et froid, les échangeurs de chaleur peuvent fonctionner :

- ❖ A courants parallèles (fluides circulent dans le même sens).
- ❖ A contre courants (les fluides circulent en sens contraire).
- ❖ A courants mixtes (alternativement à courants parallèles et à contre courants).

Chapitre IV

Théorie de la rectification

CHAPITRE IV : Théorie De La Rectification

Nomenclature :

M_i : masse moléculaire du constituant « I » (kg/ K moles).

M_{moy} : masse moléculaire du mélange (kg/ K moles).

X_i : concentration massique du constituant « I » en phase liquide.

X_i' : concentration molaire du constituants « I » en phase vapeur.

Y_i' : concentration molaire du constituants « I » en phase vapeur.

p_i^L : la pression partielle du constituant « I » en phase liquide (mm Hg).

p_i^V : : la pression partielle du constituant « I » en phase vapeur(mm Hg).

P_i : la pression de vapeur du constituant « I » (mm Hg).

P : la pression totale du système (mm Hg).

K_i :facteur d'équilibre des phases.

Φ : flux de chaleur(W).

T :températures(°C).

λ : conductivité thermique (w/m°C).

ρ : masse volumique du fluide(kg/m³).

L' :débit molaire de la charge (K moles/h).

D' : débit molaire du distillat (K moles/h).

R' : débit molaire du résidu (K moles/h).

Q_R :charge thermique du four(kcal/h).

Q_C : charge thermique du condenseur (kcal/h).

h_L : enthalpie de la charge diphasique de l'alimentation (Kcal/K moles).

e'_0 :taux de vaporisation de la charge.

H_0 : enthalpie de phase vapeur (Kcal/K moles).

Chapitre IV : Théorie De La Rectification

h_0 : enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/K moles).

H_D : enthalpie de la phase vapeur du distillat à l'état vapeur (Kcal/K moles).

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant du four (Kcal/K moles).

h_D : enthalpie de la phase liquide du distillat à l'état liquide (Kcal/K moles).

h_R : enthalpie du résidu (Kcal/K moles).

h_1 : enthalpie de la phase liquide alimentant le rebouilleur (Kcal/K moles).

g'_x : débit de reflux froid (K moles/h).

G'_R : débit de reflux chaud (k moles/h).

$Y'_{R,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans la vapeur sortante du four.

$X'_{R,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans le résidu.

K_i : constante d'équilibre du constituant « i » dans les conditions de service (température et pression).

K_B : constante d'équilibre du constituant clé lourd.

$Y'_{D,v}$: concentration molaire du constituant léger du distillat.

$Y'_{D,L}$: concentration molaire du constituant lourd du distillat.

$X'_{L,v}$: concentration molaire du constituant léger dans l'alimentation.

$X'_{L,L}$: concentration molaire du constituant lourd dans l'alimentation.

$\alpha_{v,L}$: volatilité relative du constituant léger dans l'alimentation.

$\alpha_{(v,L)T_s}$: volatilité relative du constituant léger à la température du sommet.

$\alpha_{(v,L)T_a}$: volatilité relative du constituant léger à la température de l'alimentation

I.-Généralités Sur La Rectification :

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et du gaz. Ainsi par rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variée de produits légers et lourds. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de mélanges des gaz liquéfiés : butane, propane etc.

L'opération de rectification repose sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur, qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part.

A la suite de telle mise en contact, la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus lourd. Une telle séparation est réalisée à contre-courant, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit en continu dans une colonne à garnissage.

Ainsi, l'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre par des mises en contacts des deux phases, en discontinu, à contre courant ...etc.

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases. Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- Les concentrations de l'élément dans les deux phases.
- La température et la pression.

Le transfert est plus grand lorsque la surface et le temps de contact sont grands et se termine lorsque l'état d'équilibre dynamique est atteint.

V. Principe De Fonctionnement D'une Colonne De Rectification :

La colonne de rectification est un appareil cylindrique, vertical, constitué de plateaux ou de garnissage. Pour assurer le contact intime entre les deux phases sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans la couche liquide afin de permettre le bon transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Chapitre IV : Théorie De La Rectification

Sur le long de la colonne les vapeurs s'enrichissent d'un plateau à un autre, de bas en haut en élément le plus volatil et le liquide s'enrichit en élément le moins volatil de haut en bas. Pour avoir en tête de la colonne un

Distillat D, de composition Y_D et en bas ; un résidu R de composition X_R .

L'alimentation est introduite dans la zone d'alimentation dite zone de flash, à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).

La partie située au dessus de la zone de flash est appelée zone de rectification, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête.

L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

La partie située au dessous de la zone de flash est appelée zone d'épuisement, elle est caractérisée aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

VI. Les bilans et les calculs :

III .1. Bilan Matière Et Thermique De La Colonne :

➤ La Colonne Entière :(fig 11)

Bilan global :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots(IV-3-1)$$

Bilan matière partiel:

$$L' X'_{L,i} = D' Y'_{D,i} + R' X'_{R,i} \dots\dots\dots(IV-3-2)$$

Bilan thermique:

$$L' h_L + Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C \dots\dots\dots (IV-3-3)$$

$$L' h_L = D' (H_D + Q_C / D') + R' (h_R - Q_R / R') \dots\dots\dots (IV-3-4)$$

$$L' h_L = D' H'_D + R' h'_R \dots\dots\dots (IV-3-5)$$

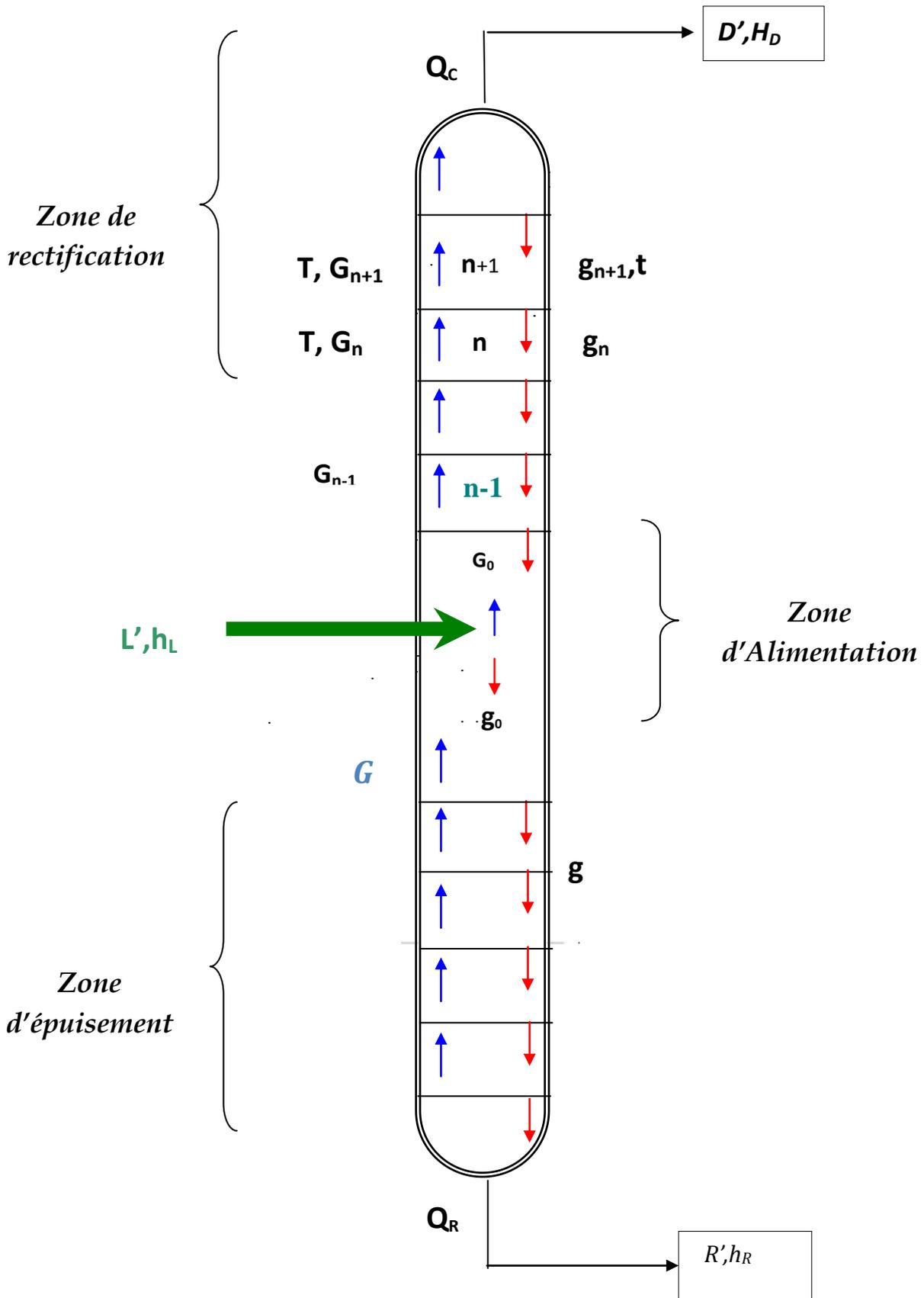


Fig.11 :Tracé schématique de la colonne à plateaux

➤ **La Zone De Rectification :(fig 12)**

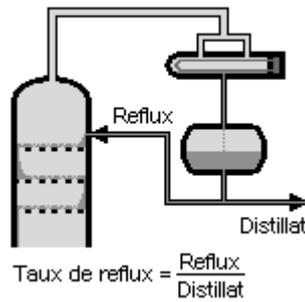


Fig 12 : zone de rectification

Bilan matière global : $G'_n = D' + g'_{n-1}$ (IV-3-6)

Bilan matière partiel: $G'_n Y'_{n,i} = D' Y'_{D,i} + g'_{n-1} X'_{n-1}$ (IV-3-7)

Le taux de reflux r_f est défini comme étant la quantité de reflux g'_x renvoyée à la colonne sur la quantité de distillat D' : $r_f = g'_x / D'$(IV-3-8)

En admettant que les débits liquides et vapeur sont constants le long de la colonne c'est à dire que :

$$g_{n-1} = g'_n = g'_x = g'. \quad \text{et} \quad G'_{n-1} = g'_n = G' = D' + g'.$$

$$(IV-3-7) \Rightarrow Y'_n = (g'/G')X'_{n-1} + (D'/D' + g')Y'_D.$$

$$\Rightarrow Y'_n = (r'_f / 1 + r'_f) X'_{n-1} + (1 / 1 + r'_f) Y'_D \dots \dots (IV-3-9)$$

Bilan thermique: $G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H'_D + Q_C$(IV-3-10)

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' [H_D + (Q_C / D')]$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H^*_D \dots \dots (IV-3-11)$$

➤ **La Zone D'épuisement :(fig 13)**

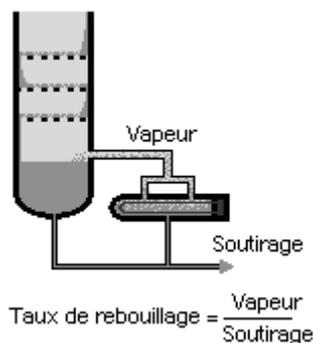


fig 13 : la zone d'épuisement

Chapitre IV : Théorie De La Rectification

Bilan matière global : $G'_{n+1} = G'_n + R'$(IV-3-12)

Bilan matière partiel : $G'_{n+1} X'_{n+1,i} = G'_n Y'_{n,i} + R' X'_{R,i}$ (IV-3-13)

Bilan thermique:

$$g'_{n+1} h_{n+1} = Q_R = G'_n H_n + R' h_R \text{..... (IV-3-14)}$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} = Q_R = G'_n H_n + R' [h_R - (Q_R/R')] \text{..... (IV-3-15)}$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} = Q_R = G'_n H_n + R' H^*_R \text{..... (IV-3-16)}$$

$$\Rightarrow X'_{n+1} = (G'_n / g'_{n+1}) Y'_n + (R' / G'_{n+1}) X'_R$$

$$\Rightarrow X'_{n+1} = (G'_n / G'_n + R') Y'_n + (R' / G'_n + R') X'_R \text{..... (IV-3-17)}$$

- Le taux de rebouillage r_b est défini comme étant le rapport de la quantité de vapeur provenant du rebouilleur Gr sur la quantité de résidu :

$$r'_b = G'_R / R' \text{.....(IV-3-18)}$$

- Si on considère que la quantité du liquide et de la vapeur est constante le long de la colonne, c'est-à-dire que :

$$G'_n = G' \quad g'_n = g' = G' + R' ;$$

$$\Rightarrow X'_{n+1} = (G' / G' + R') Y'_R + (R' / G' + R') X'_R$$

$$\Rightarrow X'_{n+1} = (r'_b / r'_{b+1}) Y'_n + (1 / r'_{b+1}) X'_R \text{.....(VI-3-19)}$$

➤ **La zone de flash :**

Bilan matière : $L' = G_0 + g'_0$ (IV-3-20)

Bilan matière partiel: $L' X'_{L,i} = G'_0 Y'_{0,i} + g'_0 X'_{0,i}$ (IV-3-21)

Bilan thermique: $L' h_L = G'_0 H_0 + g'_0 h_0$ (IV-3-22)

Soit le taux de vaporisation de la charge : $e'_0 = G'_0 / L'$(IV-3-23)

$$(VI-3-22) \Rightarrow h_L = (G'_0 / L') H_0 + (g'_0 / G'_0) h_0 \text{..... (IV-3-24)}$$

$$\Rightarrow h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0 \text{.....(IV-3-25)}$$

➤ **Le Condenseur:**

Bilan matière : $(D'+g'_x)=D'+g'_x$ (IV-3-26)

Bilan thermique: $(D'+g'_x) H_D=D' h_D+g'_x h_D+Q_C$(IV-3-27)

➤ **Le Rebouilleur :**

Dans le cas ou la température du fond de la colonne est relativement élevée, l'apport de chaleur s'effectue à l'aide d'un four tubulaire. Une partie du résidu est pompée à travers le four ou elle reçoit la chaleur nécessaire et se vaporise partiellement. Ce mélange liquide-vapeur est envoyé dans la colonne et se mélange avec le liquide g1. la quantité de chaleur apportée au fond de la colonne située au dessous du dernier plateau.

Bilan matiere : $g'_1=G'_R+ R'$ (IV-3-28)

Bilan thermique: $g'_1 h_1+Q_R=G'_R H_R+R h_R$.

$(G'_R+R')h_1+Q_R=G'_R H_R+ R'h_R$ (IV-3-29)

$Q_R=G'_R(H_R-h_1)+R'(h_R-h_1)$ (IV-3-30)

III-2. Calcul De La Pression:

➤ **Choix De La Pression Dans La Colonne :**

Quelque soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45 °C environ.

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

Chapitre IV : Théorie De La Rectification

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quelque soit la pression de service. La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise entre 15 et 20 °c plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.

$$\sum K_i \cdot x'_i = 1 \dots \dots \dots (IV-3-31)$$

➤ Au Sommet De La Colonne :

La pression au sommet de la colonne est calculée comme suit :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (IV-3-32)$$

P_s : pression au sommet de la colonne.

P_b : pression dans le ballon de reflux.

ΔP_1 : pertes de charge dues aux résistances des conduites et du condenseur.

ΔP_1 : (0.2-0.4) atm.

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide, la pression dans le ballon de reflux est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum K_i X'_{D,i} = 1 \dots \dots \dots (IV-3-33)$$

➤ Au Fond De La Colonne :

la pression au fond de la colonne est calculée comme suit:

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots \dots \dots (IV-3-34)$$

P_f : la pression au fond de la colonne.

ΔP_2 : pertes de charge dues aux résistances des plateaux dans la colonne.

ΔP_2 = (0.3-0.5) atm.

➤ Dans La Zone D'alimentation :

La pression dans la zone d'alimentation est calculée comme suit :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots \dots (IV-3-35)$$

P_L : pression de la zone d'alimentation.

III-3. Calcul de la température :

➤ **Au sommet de la colonne :**

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase vapeur, la température en tête de colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum Y'D,i/ K_i = 1 \dots \dots \dots (IV-3-36)$$

➤ **Au fond de la colonne:**

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide, la température au fond de la colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum K_i X'R,i = 1 \dots \dots \dots (IV-3-37)$$

➤ **Température d'alimentation :**

Dans notre cas l'alimentation se fait par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum X_{0,i} = \sum (Y_{0,i}/K_i) = \sum (X_{L,i} / [1+e'(K_i-1)]) \dots \dots \dots (VI-3-38)$$

- si l'alimentation est purement gazeuse, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.
- si l'alimentation est purement liquide, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

III.4. Calcul de la volatilité relative :

La volatilité relative α_i est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant « i » sur celui du constituant de référence « r » (le moins volatil du mélange).

$$\alpha_i = K_i / K_r \dots \dots \dots (IV-3-39)$$

➤ **Dans la zone de rectification:** $\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i}) \dots \dots \dots (IV-3-40)$

➤ **Dans la zone d'épuisement :** $\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i}) \dots \dots \dots (IV-3-41)$

III.5. Calcul du taux de vaporisation de la charge :

Le taux de vaporisation molaire de la charge est calculé d'après l'équation (IV-3-23).

- *Le taux de condensation molaire de la charge est calculé d'après l'équation suivante :*

$$r'0 = g'0 / L' \dots \dots \dots (IV-3-42)$$

- le taux de vaporisation est déterminé par approximations successives d'après l'équation de **TRGOUBOV :**

$$\sum X_{0,i} = \sum (X_{L,i} / [1+e'(K_i-1)]) \dots \dots \dots (IV-3-43)$$

III.6. Calcul du reflux:

➤ **Calcul du reflux minimal:**

Le reflux minimal est calculé d'après la formule d'**UNDERWOOD** :

$$(rf)_{\min} + 1 = \sum (\alpha_{L,i} Y^D_{D,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \dots \dots \dots (IV-3-44)$$

$$(rf)_{\min} + 1 = \sum Y^D_{D,i} / (\alpha_{L,i} - \Phi) \dots \dots \dots (IV-3-45)$$

$$(rb)_{\min} = \sum (\alpha_{L,i} X^R_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \dots \dots \dots (IV-3-46)$$

Φ est calculé par approximations successives d'après l'équation suivante:

$$e^0 = \sum (\alpha_{L,i} X^L_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \dots \dots \dots (IV-3-47) \quad \alpha_L < \Phi < \alpha_V$$

➤ **Calcul du reflux optimal :**

D'après la formule de **GILLILAND** on a le rapport :

$$((rf)_{\text{opt}} - (rf)_{\min}) / ((rf)_{\text{opt}} + 1) = (0.1 - 0.33) \dots \dots \dots (IV-3-48)$$

III.7. Calcul du nombre de plateaux par la méthode de Gilliland:

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. Si N_{\min} est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, $(rf)_{\min}$ le taux de reflux minimal, le taux de reflux pour un nombre infini d'étages.

N : un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini.

$$F(N) = (N - N_{\min}) / (N + 1) \quad \text{et} \quad F(rf) = (rf - (rf)_{\min}) / (rf + 1)$$

Sont réunies entre elles par une corrélation traduite graphiquement.

Le nombre minimal de plateaux théoriques est déterminé comme suit:

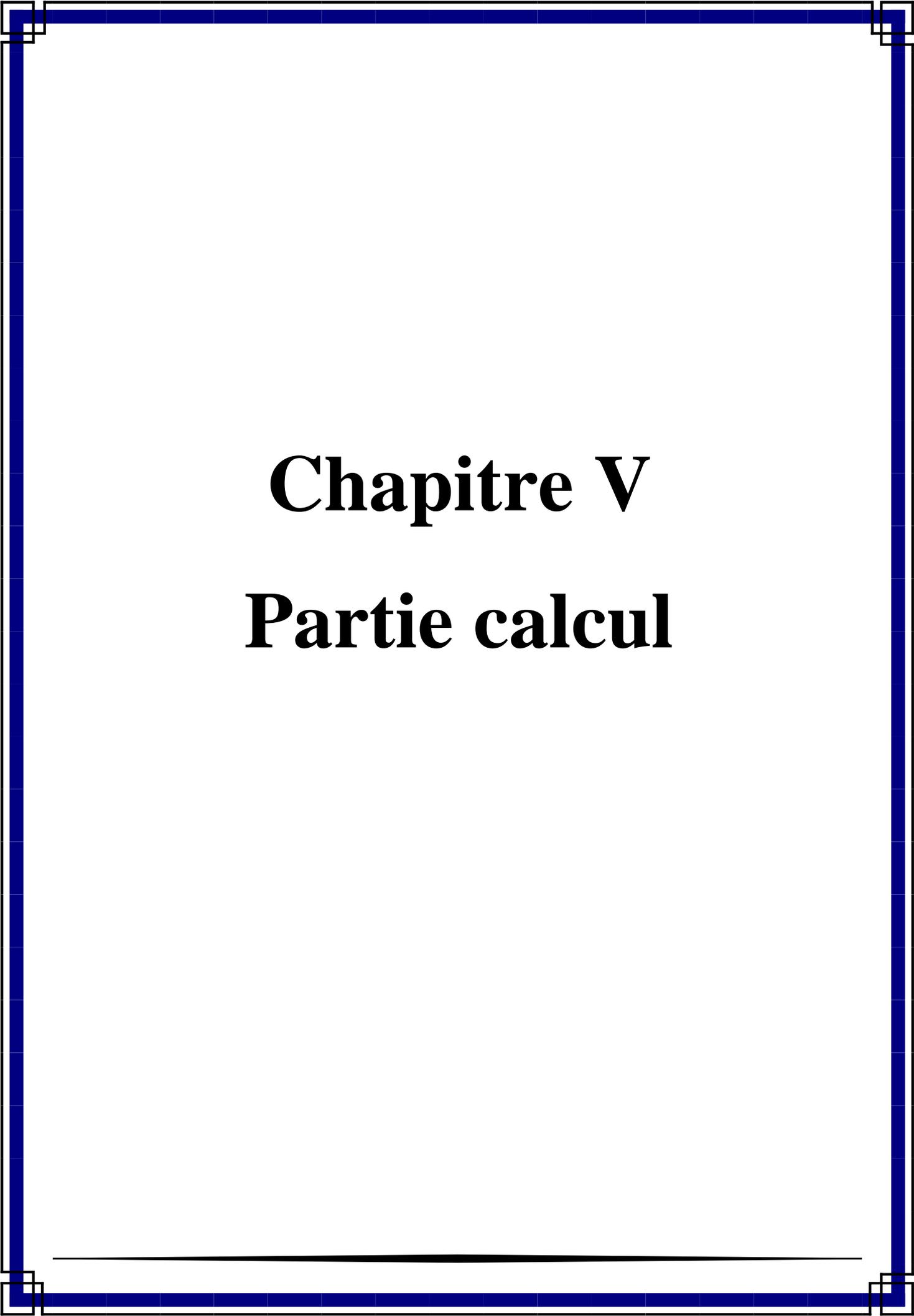
➤ **Dans la zone de rectification :**

$$N^{\min}_R = \log[(Y^D_{D,v} X^L_{L,L}) / (Y^L_{L,L} X^R_{R,v})] / \log \alpha_{V,L} \dots (IV-3-49)$$

➤ **Dans la zone d'épuisement :** $N^{\min}_E = \log[(X^L_{L,v} X^R_{R,L}) / (X^L_{L,L} X^R_{R,v})] / \log \alpha_{V,L} \dots (IV-3-50)$

$$\text{Avec : } \alpha_{V,L} = (\alpha_{(V,L)T_s} - \alpha_{(V,L)T_a})^{1/2} \dots \dots \dots (IV-3-51)$$

➤ **Pour la colonne entière:** $N_{\min} = N^{\min}_E + N^{\min}_R \dots \dots \dots (IV-3-52).$



Chapitre V

Partie calcul

Chapitre V : Partie Calcul

Dimensionnement de la colonne

I. Introduction :

A fin de satisfaire la demande croissante de propane pour les besoins de la ville de GHARDAIA et leur environ, et devant les problèmes rencontrés par la livraison par NAFTAL, le service exploitation de Oued Noumer a décidée de faire une étude pour la production de propane sur site.

L'objectif de cette étude est de dimensionner un dépropaniseur avec ces accessoires (ballon de reflux, condenseur et rebouilleur).

II- Modification proposée :

La charge de notre dépropaniseur sera prise du GPL en avale de la pompe avant d'être envoyé vers la sphère pour stockage.

Le débit extrait qui alimente la colonne est de 20% de débit de GPL envoyé vers stockage (% massique).

Ce débit est déterminé en fonction de la capacité d'accueil de la station de Naftal du centre d'approvisionnement en propane et butane commerciale de la ville de Ghardaïa.

III . Les données de départ :

1. Le débit moyenne vers stockage $N_b = 11 \text{ T/h (11000Kg/h)}$.
2. la pression de refoulement des pompes de reflux est 16 bars.
3. la température de GPL au niveau du ballon de reflux est 54.34°C
4. le débit qui alimente la colonne de dépropaniser est de 2200 kg/h (20 % de 11000 kg/h)
5. la composition moyenne de GPL est comme suit :

Tableau 8 : La composition moyenne de GPL produit.

composant	% molaire
C1H4	0.79
C2H6	1.17
C3H8	58.13
i-C4H10	13.79
n-C4H10	26.12
i-C5H12	/
n-C5H12	/
Total	100
Densité	0.535
C2 ⁻	1.96
C5 ⁺	/

Chapitre V : Partie Calcul

IV. Approximations effectuées :

❖ **Teneur des constituants légers dans le résidu :**

Les composés légers C_1H_4 et C_2H_6 sont pratiquement absents dans le résidu, c'est-à-dire :

$$X_{r, C_1H_4} = X_{r, C_2H_6} = 0.$$

Et le débit de C_3H_8 dans le résidu est 0.5% de débit globale de propane dans la charge - Teneur des constituants lourds dans le distillat :

La teneur en **n-C₄H₁₀** est pratiquement nulle dans le distillat, c'est-à-dire : $X_d \text{ n-C}_4\text{H}_{10} = 0$

Et **i-C₄H₁₀** présent dans le distillat avec une teneur maximale de **1% de i-C₄H₁₀** de la charge.

Nous déduisons les compositions de distillat et de résidu qui sont consignées dans le tableau suivant :

Tableau 9 : Composition du distillat et résidu.

Constituant	Distillat N_d	Résidu N_r
C_1H_4	(100 % de C_1H_4 de la charge)	0.0000
C_2H_6	(100 % de C_2H_6 de la charge)	0.0000
C_3H_8	(99.5 % de C_3H_8 de la charge)	(0.5 % de la charge)
i- C_4H_{10}	(01 % de débit de i- C_4H_{10} de la charge)	?
n- C_4H_{10}	0.0000	(100 % de n- C_4H_{10} de la charge)
Total	1.0000	1.0000

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

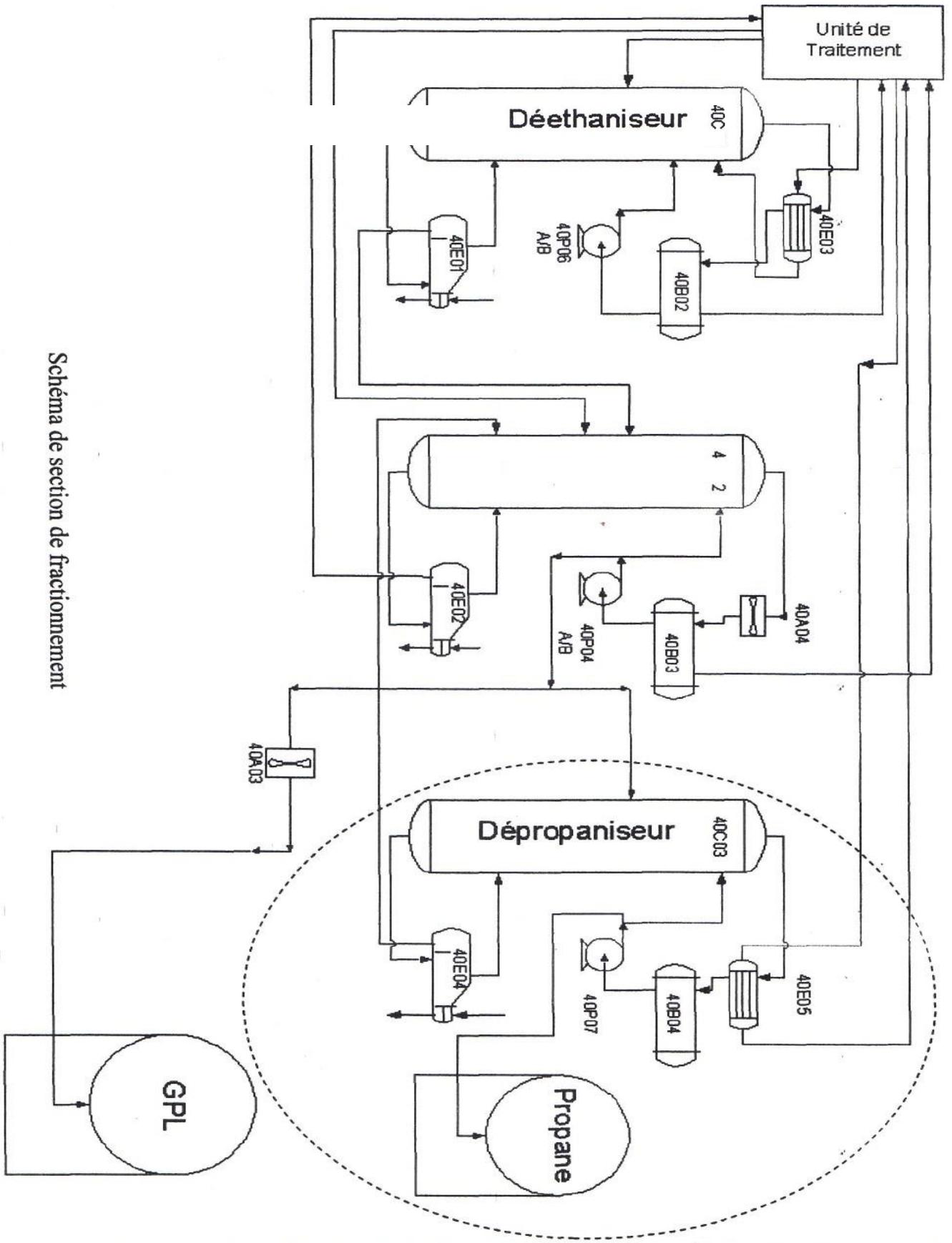


Schéma de section de fractionnement

Fig 14 : Schéma de section de fractionnement

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

V. Ordre de calcul :

1. À partir de la composition de la charge, on détermine les fractions massiques et molaires de chaque constituant dans la charge.
2. Calcul les quantités massique et molaires des résidu, distillat et alimentation.
3. Calcul la pression et les températures aux différentes zones de la colonne.
4. Calcul la volatilité relative et taux de vaporisation.
5. Calcul du taux de reflux et de rebouillage minimales et optimales.
6. Calcul du nombre de plateaux théoriques et réels de la colonne.
7. Calcul des débits alimentant et provenant de la colonne.
8. Les débits alimentant et provenant du rebouilleur.

V.1- Composition, débit massique et molaire de la charge :

Tableau 10 : fraction molaire et massique de l'alimentation.

Constituants (i)	M _i	X _{a,i} * M	X _{a,i} * M _i	X' _{a,i}
C ₁ H ₄	16,04303	0,00790	0,12674	0,00257
C ₂ H ₆	30,07012	0,01170	0,35182	0,00713
C ₃ H ₈	44,09721	0,58130	25,63371	0,51985
i-C ₄ H ₁₀	58,12430	0,13790	8,01534	0,16255
n-C ₄ H ₁₀	58,12430	0,26120	15,18207	0,30789
Total		1,00000	49,30968	1,00000

Ma masse moléculaire de la Charge est : $M_a = \sum (M_i \times X_{a,i}) = 49.30968 \text{ g / mol}$

D'où : Les débits molaires et massiques de la charge sont donnés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	Massique	Molaire		
	X' _{a,i}	N' _{a,i}	X _{a,i}	N _{a,i}
C ₁ H ₄	0,00257	5,65463	0,00790	0,35247
C ₂ H ₆	0,00713	15,69682	0,01170	0,52201
C ₃ H ₈	0,51985	1143,67325	0,58130	25,93527
i-C ₄ H ₁₀	0,16255	357,61237	0,13790	6,15254
n-C ₄ H ₁₀	0,30789	677,36294	0,26120	11,65370
Total	1,00000	2200,00000	1,00000	44,61599

Tableau.11 : débit molaire et massique de l'alimentation.

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

V.2- La composition du distillat et résidu :

D'après le bilan matière au tour de la colonne on trouve les compositions suivantes :

La composition massique et molaire de distillat est représentée dans le tableau suivant :

Tableau 12: fraction molaire et massique de Distillat.

Constituants (i)	Massique		Molaire	
	X'd,i	N'd,i	Xd,i	Nd,i
C ₁ H ₄	0,00486	5,65463	0,01318	0,35247
C ₂ H ₆	0,01350	15,69682	0,01952	0,52201
C ₃ H ₈	0,97856	1137,95488	0,96500	25,80560
i-C ₄ H ₁₀	0,00308	3,57612	0,00230	0,06153
n-C ₄ H ₁₀	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Total	1,00000	1162,88245	1,00000	26,74160

D'après le tableau on trouve : $Md_{moy} = 43,4859013 \text{ g/mol}$

La composition massique et molaire de résidu est représentée dans le tableau suivant :

Tableau13 : faction molaire et massique de Résidu.

Constituants (i)	Massique		Molaire	
	X'r,i	N'r,i	Xr,i	N'r,i
C ₁ H ₄	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₃ H ₈	0,00551	5,71837	0,00725	0,12968
i-C ₄ H ₁₀	0,34137	354,03624	0,34077	6,09102
n-C ₄ H ₁₀	0,65312	677,36294	0,65198	11,65370
Total	1,00000	1037,11755	1,00000	17,87439

D'après le tableau on trouve : $Mr_{moy} = 58,0225353 \text{ g/mol}$

V.3. Calcule les pressions et les températures aux différentes zones de la colonne :

A - Pression de fonctionnement de la colonne :

❖ *Pression de fonctionnement de la tête de colonne :*

Généralement la pression dans la colonne est définie par la relation suivant : $P_s = p_b + \Delta p$

Avec :

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

P_s : la pression de tête de la colonne,

N_b : la pression dans le ballon de reflux,

AP : la pertes de charges à travers le condenseur (égale à 0.5 bar).

Le liquide produit dans le ballon de reflux est entièrement liquide, la pression dans le ballon de reflux est la pression de bulle des constituants présents dans le distillat à la température de 30 °C.

P_b : pressions de bulle du distillat.

Le calcul de la pression de bulle de distillat se fait par itérations successives selon l'organigramme suivant :

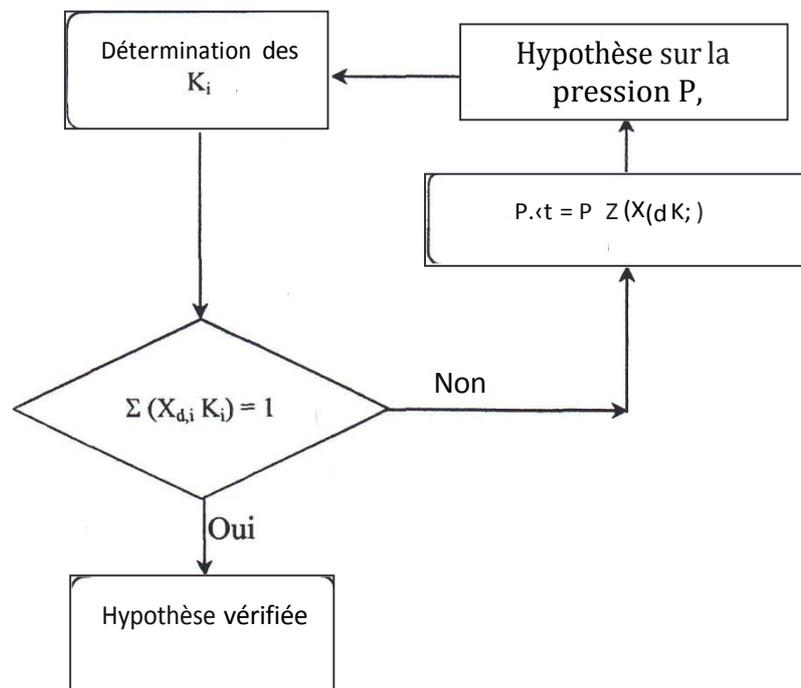


Fig 15 : l'organigramme de calcul de la pression de bulle de distillat

Hypothèse sur la pression: généralement pour la 1^{er} itération on fixe comme hypothèse la pression d'ébullition du corps majoritaire dans le distillat, dans notre cas c'est le C₃H₈ qui présente 96.500 % de distillat.

La pression d'ébullition est déterminée par les courbes d'équilibre (Annexes) de façon

$$\left. \begin{array}{l} K_{C_3H_8} = 1 \\ P_s = 13.56262 \text{ atm.} \end{array} \right\}$$

$$P \text{ ébullition de C}_3\text{H}_8 = 10.50 \text{ atm.}$$

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

Pour $P = 10.50 \text{ atm}$, on détermine les K_i des autres constituants du distillat :

Tableau14 : Les itérations de pression dans le ballon de reflux

	$P_n \text{ [atm]}$	10,50000		13,06262	
	$T \text{ [}^\circ\text{C]}$	30,00000		30,00000	
Constituants (i)	$X_{d,i}$	K_i	$X_{d,i} * K_i$	K_i	$X_{d,i} * K_i$
C_1H_4	0,01318	16,50000	0,21748	12,75000	0,16805
C_2H_6	0,01952	3,10000	0,06051	2,55000	0,04978
C_3H_8	0,96500	1,00000	0,96500	0,82000	0,79130
i- C_4H_{10}	0,00230	0,46500	0,00107	0,38000	0,00087
n- C_4H_{10}	0,00000	/	0,00000	/	0,00000
Total	1,00000		1,24406		1,01000

Pour une pression de 13.06262 atm le condition $\sum (X_{d,i} K_i) = 1$ est vérifié D'où la pression dans le ballon de reflux est de : $P_b = 13.06262 \text{ atm}$

Et la pression de fonctionnement de tête de la colonne est : $P_s = 13.56262 \text{ atm}$.

B - Températures de fonctionnement de la colonne .

❖ *Détermination la température de tête de la colonne .*

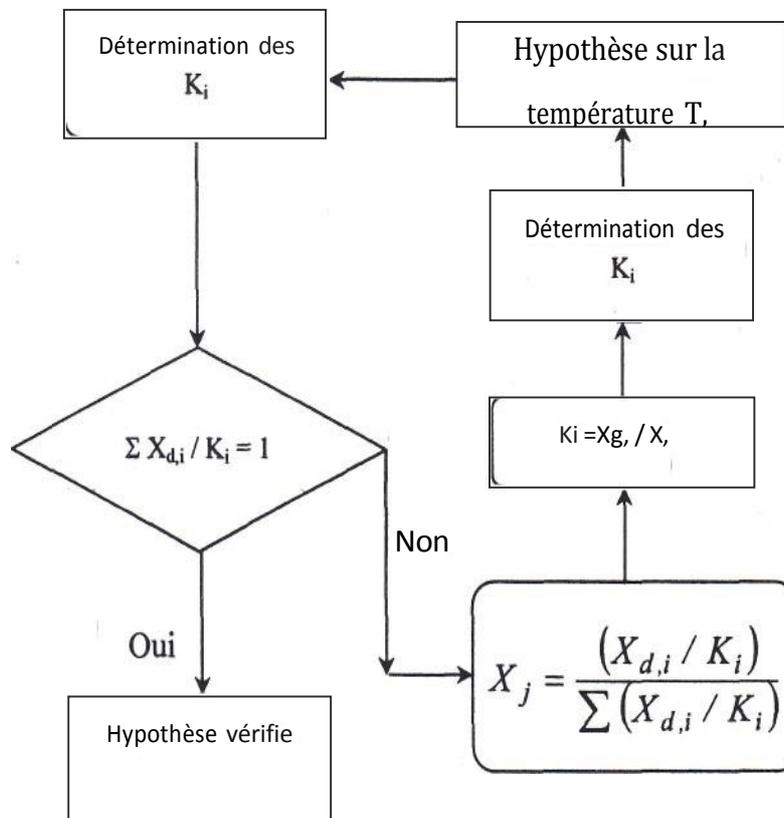


Fig 16 : l'organigramme de calcul de température de tête de la colonne

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

Pour la détermination de la température au sommet de la colonne on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur, C'est à dire. c'est la température de rosée du distillat à la pression de tête qui est égale à 13.56262 atm.

Le calcul de la température de rosée du distillat est déterminé par itération successive selon l'organigramme suivant

Hypothèse sur la température : Pour la première itération c'est la température de rosée à la pression de tête P_s du corps majoritaire dans le distillat.

La température d'équilibre est déterminée par les courbes d'équilibre (Annexes) de façon suivant :

$$\left. \begin{array}{l} K_{C_3H_8} = 1 \\ P_s = 13.56262 \text{ atm} \end{array} \right\} T_{\text{rosée } C_3H_8} = 40.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Les résultats de calcul sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau 15 : les itérations de température de tête de la colonne.

Constituants (i)	P [atm]	13.56262		Nouvelle T	13.56262	
	T [°C]	40.00000			37.00000	
	$X_{d,i}$	K_i	$X_{d,i}^V / K_i$		K_i	$X_{d,i}^V / K_i$
C_1H_4	0,01318	13.50000	0,00098	$X_1 = 0,98687$	13.40000	0,00098
C_2H_6	0,01952	2.80000	0,00697		2.75000	0,00710
C_3H_8	0,96500	1.00000	0,96500	$K_i = 0,97784$	0.82338	0,98687
i- C_4H_{10}	0,00230	0.47000	0,00490		0.46000	0,00500
Total	1.00000		0,97784			0,99995

Pour une température de 37 °C, le condition $\Sigma(X_{d,i}^V / K_i) = 1$ est vérifiée

D'où la température en tête de la colonne est de : $T_{\text{tête}} = 37 \text{ } ^\circ\text{C}$ et $P_{\text{tête}} = 13.56252 \text{ atm}$.

❖ *Détermination la température au fond de la colonne .*

La température de fond de la colonne est la **température** de bulle **du résidu** à la **pression** de fond qui est égale à **13.56262 atm**.

Le calcul de la température de bulle du résidu est déterminé par itérations successives selon l'organigramme suivant :

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

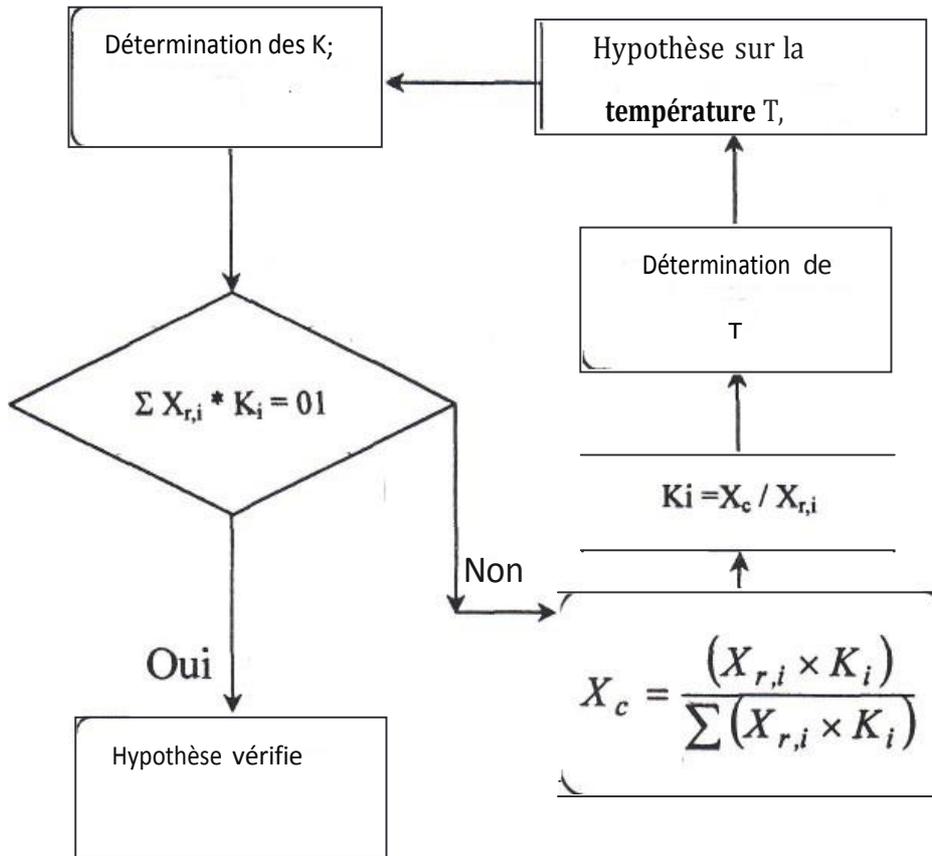


Fig 17: l'organigramme de calcul de la température de bulle du résidu

On prend $K_{i-C_4H_{10}} = 01$ et à l'aide des courbes d'équilibre (Annexes) : La température d'équilibre est déterminée de façon suivante :

$$\left. \begin{array}{l} K_{i-C_4H_{10}} = 1 \\ P_f = 13.56262 \text{ atm.} \end{array} \right\} T_{\text{ebullition, } i-C_4H_{10}} = 82.5^\circ\text{C}$$

Les résultats de l'itération finale sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau 16: les itérations de température de fond de la colonne.

Constituants(i)	P [atm]	13,56262		Nouvelle T	13,56262	
	T [°C]	82,50000			90,00000	
	X _{r,i}	K _i	X _{r,i} x K _i		K _i	X _{r,i} x K _i
C ₁ H ₄	0,00000	/	/	X1=	/	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	/	/	0,40151	/	0,00000
C ₃ H ₈	0,00725	2,10000	0,01523	K1=	2,15000	0,01560
i-C ₄ H ₁₀	0,34077	1,00000	0,34077	1,17824	1,17824	0,40151
n-C ₄ H ₁₀	0,65198	0,82000	0,53462	T1[°C]=	0,91500	0,59656
Total	1,00000		0,89062	90,00000		1,01366

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

donc les conditions de service au fond de la colonne :

$$T_{\text{fond}} = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{fond}} = 13.56262 \text{ atm.}$$

V.4. Taux de vaporisation et volatilité relative :

❖ *Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation :*

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

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge, est :

$$\frac{e'o}{Na} = Nva$$

A la pression et à la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximations successives d'après l'équation connue de TREGOUBOV .

On résout l'équation de TREGOUBOV de notre système à $P_a=16 \text{ bar}$ et $T, = 54.34^\circ\text{C}$ D'après les calculs on trouve les résultats représentés dans le tableau suivant : Pour $e'o = 0.00640$:

Tableau17 : composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.

Constituants(i)	$X_{a,i}$	$K_{i,a}$	X_{i0}	Y_{i0}
C_1H_4	0,00790	13,50000	0,00731	0,09875
C_2H_6	0,01170	3,05000	0,01155	0,03522
C_3H_8	0,58130	1,15000	0,58074	0,66785
i- C_4H_{10}	0,13790	0,58000	0,13827	0,08020
n- C_4H_{10}	0,26120	0,45000	0,26212	0,11796
Total	1,00000		1,00000	0,99998

Pour un taux de vaporisation $e'o = 0.00640$ l'équation de TREGOUBOV est vérifiée Donc : on trouve le débit liquide et vapeur de la charge

$$Na = 44,61599 \text{ kmol /h}$$

$$N^va = 0.00640 * 44,61599 = 0,28554 \text{ kmol / h.}$$

$$N^La = 44,61599 - 0,28554 = 44,33045 \text{ kmol /h.}$$

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

❖ Volatilités relatives .

Pour le calcul des **volatilités** relatives (α) des **constituants aux différentes zones de la** colonne on utilise l'équation suivante [10] :

$$A = Ki/Kr \quad \text{D'où :}$$

K_i : Coefficient d'équilibre de l'élément (i),

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

- L'élément de référence est l'élément lourd fictif $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$
- Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes : Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{a,i} + \alpha_{d,i})$$

✓ Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{a,i} + \alpha_{r,i})$$

Le calcul des volatilités relatives est présenté dans le tableau suivant :

Tableau18 : Volatilité relative

Constituants (i)	Alimentation	Rectification	Epuisement			
	K_i	$\alpha_{a,i}$	$K_{d,i}$	$\alpha_{d,i}$	$K_{r,i}$	$\alpha_{r,i}$
C_1H_4	13,50000	23,27586	13,40000	29,13043	21,00000	17,82319
C_2H_6	3,05000	5,25862	2,75000	5,97826	5,40000	4,58311
C_3H_8	1,15000	1,98276	0,97784	2,12574	2,15000	1,82476
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0,58000	1,00000	0,46000	1,00000	1,17824	1,00000
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0,45000	0,77586	0,35000	0,76087	0,91500	0,77658

dans diverses zones de la colonne Pour les volatilités moyennes sont déduites et présentés dans le tableau suivant :

Tableau 19: Volatilité moyenne dans diverse zone de la colonne

Constituants (i)	Alimentation	Rectification		Epuisement	
	$\alpha_{a,i}$	$\alpha_{d,i}$	$\alpha_{i,d_{moy}}$	$\alpha_{r,i}$	$\alpha_{r,i_{moy}}$
C_1H_4	23,27586	29,13043	26,20315	17,82319	20,54953
C_2H_6	5,25862	5,97826	5,61844	4,58311	4,92086
C_3H_8	1,98276	2,12574	2,05425	1,82476	1,90376
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0,77586	0,76087	0,76837	0,77658	0,77622

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

V-5- Fonctionnement a reflux total :

❖ *Calcul de nombre de plateaux théoriques minimal :*

On utilise la relation de FENSK (Eq-III-22), et on prend les constituants clé léger C₃H₈

α_{a,C_3H_8} : volatilité de l'élément clé léger «C₃H₈» dans la zone de rectification.

α_{r,C_3H_8} : volatilité de l'élément clé léger «C₃H₈» dans la zone d'épuisement On trouve le nombre de plateau minimale $Nr_{\min} = 14,52699$

donc le nombre des plateaux théoriques dans la colonne est : $Nr_{\min} = 15$ plateaux.

•°• *Calcul des taux de reflux minimal et optimal :*

• *Taux de reflux minimal :*

Pour calculer le reflux minimal on utilise la formule d'UNDER WOOD dont on détermine la valeur de θ , à l'aide de l'équation d'UNDER WOOD (Eq-III-23), (Eq-III-24) :

D'une manière générale la valeur de θ se trouve dans l'intervalle, $\alpha_1 < \theta < \alpha_v$

α_1 et α_v : Etant respectivement les volatilités des constituants clés lourd et léger. Les résultats de la détermination de θ sont donnés dans le tableau suivant, pour $\theta = 1.15670$ l'équation d'UNDER WOOD est vérifiée.

Tableau 20: détermination de la valeur de θ

Constituants (i)	$X_{a,i}$	$\alpha_{a,i}$	$(\alpha_{a,i} * X_{a,i}) / (\alpha_{a,i} - \theta)$
C ₁ H ₄	3,00790	23,27586	0,00831
C ₂ H ₆	fi,01170	5,25862	0,01500
C ₃ H ₈	D,58130	1,98276	1,39527
i-C ₄ H ₁₀	0,13790	1,00000	0,88005
n-C ₄ H ₁₀	D,26120	fi,77586	-0,53213
Total	1,00000		J,00640

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

Les résultats sont consignés dans le tableau suivant :

Tableau 21 : détermination de la valeur de $1+ Rf \text{ min}$

Constituants (i)	$X_{d,i}$	$\alpha_{a,i}$	$(\alpha_{a,i} * X_{d,i}) / (\alpha_{a,i} - \theta)$
C_1H_4	0,01318	23,27586	0,01387
C_2H_6	0,01952	5,25862	0,02502
C_3H_8	0,96500	1,98276	2,31624
i- C_4H_{10}	0,00230	1,00000	-0,01468
n- C_4H_{10}	0,00000	0,77586	0,00000
Total	1,00000		2,34045

D'où le taux de reflux minimum est : $Rf \text{ min} = 2.34045 - 1 = 1.34045$

• **Taux de reflux optimal :**

En suite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal qui correspond à un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'augmente).

Pour les calculs on utilise la formule de **GILLILAND** :

$$Rf_{opt} = 1,3 Rf \text{ min} + 0,3$$

$$Rf_{opt} = 1,3 (1.34045) + 0,3$$

D'où le taux de reflux opératoire $Rf_{opt} = 2.04259$

❖ **Calcul des taux de rebouillage minimal et optimal :**

• **Taux de rebouillage minimal .'**

Pour calculer le taux rebouillage minimal on utilise la formule d'UNDER WOOD dont on

$$- Rb_{z n} = Z_i^n \left(\frac{\alpha_{a,i} X_{r,i}}{\alpha_{a,i} - \theta} \right)$$

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

Les résultats de la détermination de θ sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau 22 : détermination du taux de rebouillage minimal

Constituants (i)	Xr,i	α_{ai}	$(\alpha_{ai} * X_{r,i}) / (\alpha_{ai} - \theta)$
C ₁ H ₄	0,00000	23,27586	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	5,25862	0,00000
C ₃ H ₈	0,00725	1,98276	0,01741
i-C ₄ H ₁₀	0,34077	1,00000	-2,17470
n-C ₄ H ₁₀	0,65198	0,77586	-1,32825
Total	1,00000		-3,48554

Rb_{min} D'où le taux de rebouillage minimal est Rb_{min} = 3.48554

• **Taux de rebouillage optimal :**

Le taux de rebouillage optimal est calculé d'après la formule suivante :

$$Rb = \frac{N_d \times Rf_{opt} + (1 - e^{-Rf_{opt}}) N_a - N_r}{N_r}$$

D'où le taux de rebouillage opératoire est Rb_{opt} = 4,53599

V-6- Calcul du nombre des plateaux théoriques dans la colonne :

Le calcul de nombre de plateaux théorique se fait par la méthode de GILLILAND qui propose une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre d'étage théorique pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbure légers.

En calculons la valeur de la fonction suivante :

$$Rf_{opt} - Rf_{min} / (Rf_{opt} + 1) = 2.04259 - 1.34045 / (2.04259 + 1) = 0.23077$$

Et à partir de diagramme de GILLILAND on détermine la valeur de :

$$\frac{Nr_d - Nr_{dmin}}{Nr_d + 1} = 0.391$$

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

Pour $N_{r \min} = 15$ plateaux.

Donc : $N_{r \text{ plateaux théorique}} = 25, 27258$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,75$, le nombre réel de plateaux à cette zone sera : $N_{r \text{ plateaux réel}} = N_r / E$

$N_{r \text{ plateaux réels}} = 33,69677$

On n'admet que la valeur réelle de nombre des plateaux $N_{r \text{ plateaux réels}} = 34$ plateaux.

V-7- Les débits alimentant et provenant de la colonne :

❖ *Le bilan de la zone de rectification :*

Pour un taux de reflux opératoire de 2.04259 on a :

- le débit molaire de liquide alimentant la colonne provenant de ballon de reflux

$$N_d^L = N_d * Rf_{opt} = 54.62208 \text{ kmol/h, et suite calcul}$$

$$N_d^V = N_d + N_d^L = 81.36368 \text{ kmol/h}$$

❖ *Le bilan de la zone d'épuisement :*

obtenir un taux de rebouillage opératoire de 4,53599 on a :

- le débit molaire de vapeur alimentant la colonne provenant de rebouilleur

$$N_r^V = Rb_{opt} * N_r = 81,07814 \text{ kmol / h.}$$

En suite, On calcul la valeurs de N_r Suivant :

$$N_r^L = 98995253 \text{ kmol/ h}$$

V-8- La composition de liquide alimentant le rebouilleur :

Pour connaître la composition des vapeurs provenant du rebouilleur et le liquide alimentant le rebouilleur, la composition du liquide descendant du premier plateau sont déterminés par la relation suivant :

$$N_r^L \times X_{r,i}^L = (N_r \times X_{r,i}) + (N_r^V \times X_{r,i}^V)$$

$$X_{r,i}^L = \frac{(N_r \times X_{r,i}) + (N_r^V \times X_{r,i}^V)}{N_r^L}$$

Avec :

N_r^L : Débit molaire de la phase liquide de résidu,

$X_{r,i}^L$: Fraction molaire de constituants << i >> dans la phase liquide de résidu,

N_r^V : Débit molaire de la phase vapeur de résidu,

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

$X_{r,i}^v$: Fraction molaire de constituants << i >> dans la phase vapeur de résidu.

On calcule la valeur de $X_{r,i}^v$ à partir de cette équation :

$$X_{r,i}^v = \frac{\alpha_{i,r,moy} \times X_{r,i}}{\sum_i^n \alpha_{i,r,moy} \times X_{r,i}} \quad \text{et} \quad X_{r,i}^L = \frac{(N_r \times X_{r,i}) + (N_r^v \times X_{r,i}^v)}{N_r^L}$$

$\alpha_{r,i,moy}$: volatilité relative moyenne de constituant << i >> dans le résidu.

Les résultats de calcul sont consignés dans le tableau suivant :

Tableau 23 : calcul des fractions molaire $X_{r,i}^L$ & $X_{r,i}^v$

Constituants (i)	$X_{r,i}$	$\alpha_{r,moy}$	$\alpha_{r,moy} * X_{r,i}$	$X_{r,i}^v$	$X_{r,i}^L$
C ₁ H ₄	0,00000	20,54953	0,00000	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	4,92086	0,00000	0,00000	0,00000
C ₃ H ₈	0,00725	1,90376	0,01381	0,01605	0,01446
i-C ₄ H ₁₀	0,34077	1,00000	0,34077	0,39594	0,38597
n-C ₄ H ₁₀	0,65198	0,77622	0,50608	0,58804	0,59957
Total	1,00000		0,86066	4,00000	4,00000

Les résultats de calcul des masses molaires moyennes de liquide et de vapeur de fond de la colonne sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau 24 : calcul des masses molaires moyennes

Constituants (i)	M _i	$X_{r,i}^v$	M _i * $X_{r,i}^v$	$X_{r,i}^L$	M _i * $X_{r,i}^L$
C ₁ H ₄	16,04303	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	30,07012	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₃ H ₈	44,09721	0,01605	0,70765	0,01446	0,63762
i-C ₄ H ₁₀	58,12430	0,39594	23,01365	0,38597	22,43440
n-C ₄ H ₁₀	58,12430	0,58801	34,17789	0,59957	34,84946
Total		1,00000	57,89920	1,00000	57,92148

D'où les masses moléculaires des deux phases sont :

M^v fond = 57,89920 g / mol.

M^L fond = 57,92148 g / mol.

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

V-9- Dimensionnement de la colonne :

V.9.1. Diamètre de la colonne :

Pour calculer le diamètre de la colonne, il est nécessaire de connaître le débit volumique et la vitesse admissible des vapeurs dans la colonne (au sommet).

Le diamètre de la colonne est calculé par formule suivant :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times N_d^{''V}}{\pi \times W}}$$

❖ Calcul du débit volumique de la phase vapeur ($N_d^{''V}$):

Le débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne aux conditions de service ($P_s = 13.56262$ atm et $T_s = 37$ °C), est donné par la formule suivante :

$$N_d^{''V} = 22.4 \left(\frac{N_d^{'V}}{M^V_{tête}} \right) X \left(\frac{T_s + 273.15}{273.15} \right) X \left(\frac{1}{P_s} \right) X Z$$

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

❖ Facteur de compressibilité "Z" :

Ce facteur est déterminé d'après les paramètres réduits (T_r, P_r) pour connaître ces derniers. On calcule les paramètres critiques (Pression et Température critique P_c, T_c) d'après les formules :

$$T_r = \frac{T_s}{T_{C,moy}}, \quad T_{C,moy} = \sum_i (X_{d,i}^V \times T_{C,i})$$

$$P_r = \frac{P_s}{P_{C,moy}}, \quad P_{C,moy} = \sum_i (X_{d,i}^V \times P_{C,i})$$

Le calcul détaillé est donné dans le tableau suivant :

Tableau 25 : calcul des $P_{c,moy}$, $T_{\zeta,moy}$

Constituants (i)	$X_{d,i}^V$	P_c [atm]	T_{ζ} [K]	$T_{\zeta,moy}$ [K]	$P_{c,moy}$ [atm]
C ₁ H ₄	0.01318	45.68328	190.70000	2.51351	0.60213
C ₂ H ₆	0.01952	48.14998	305.40000	5.96153	0.93991
C ₃ H ₈	0.96500	41.93389	369.70000	356.75991	40.46614
i-C ₄ H ₁₀	0.00230	36.30982	407.70000	0.93801	0.08354
n-C ₄ H ₁₀	0.00000	37.09916	425.60000	0.00000	0.00000
Total	1.00000			366.17296	42.09171

Donc :

$$P_{c,moy} = 42.09171 \text{ atm} .$$

$$T_{\zeta,moy} = 366.17296 \text{ K} .$$

$$Pr = 13,56262 / 42.09171 = 0.322222$$

$$Tr = 310.15 / 366.17296 = 0.84700$$

On déterminer le facteur de compressibilité Z d'après le diagramme on trouve: **Z = 85**

Donc le débit volumique de la phase vapeur (N^V_d) peut être calculer suivant : On à :

$$N^V_d = 81.36368 \text{ kmol / h} . Z = 0.85$$

$$N^V_d \cdot t = 129.69539 \text{ m}^3/\text{h} = 0.03603 \text{ m}^3 / \text{s} .$$

❖ La vitesse des vapeurs est donnée par la formule

$$W = 8.47 \times 10^{-5} C \sqrt{\frac{\rho_d^L - \rho_d^V}{\rho_d^V}}$$

D'où :

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et de la tension superficielle du liquide : $C=f(H_p \text{ et } \delta)$.

Pour l'inter plateau de 600 mm, on a $C = 500 \text{ ft / h}$

ρ_d^V : masse volumique de vapeur dans les conditions de service. [Kg / m^3], ρ_d^L : masse volumique de liquide dans les conditions de service. [Kg / m^3].

La masse volumique des vapeurs:

$$\rho_d^V = 27.28064 \text{ kg / m}^3 .$$

La masse volumique de la phase liquide sera calculer par l'équation suivante :

La masse volumique de liquide (à 37°C) : $\rho^L = \rho^{37}$.

$$\rho_t = \rho_{4}^{20} - \alpha(t-20)$$

Où : ρ_{4}^{20} : la masse volumique a 20°C. $\alpha = 0,001828 - 0,00132 \rho_{4}^{20}$.

Avec :

$$\frac{1}{\rho_{4,moy}^{20}} = \sum (X_{d,i}^V / \rho_{4,i}^{20})$$

$$X_{d,i}^L = X_{di}^L * M_i / \sum (X_{d,i}^L * M_i)$$

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

Le calcul de $\rho_{4,moy}^{20}$ Sera présenté dans le tableau suivant :

Tableau 26 : calcul de la masse volumique moyenne.

Constituants (i)	X'd,i	$\rho_{4,i}^{20}$	X'd,i/ $\rho_{4,i}^{20}$
C ₁ H ₄	0.00486	192.79000	0.00003
C ₂ H ₆	0.01350	370.40000	0.00004
C ₃ H ₈	0.97856	501.80000	0.00195
i-C ₄ H ₁₀	0.00308	557.60000	0.00001
n-C ₄ H ₁₀	0.00000	579.08000	0.00000
Total	1.00000		0.00202

Donc :

$$\rho_{4,moy}^{20} = 1 / (0.00202) = 495.71525 \text{ kg / m}^3.$$

On calcul la masse volumique pour T = 37 °C (par Eq(48.VI))

$$\rho_{4}^{37} = \rho_{4}^{20} - \alpha(T-20)$$

Avec :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 p^{20} \rho_{4}^{37} = 495.69530 \text{ kg/m}^3$$

Donc pour la vitesse des vapeurs W = 0.17549 m / s.

En fin le diamètre de la colonne : D = 0.51126 m.

V.9.2.Hauteur de la colonne .

La hauteur totale de la colonne est donnée par l'équation suivante :

$$h_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

Où :

- h_T: la hauteur totale de la colonne.
- h₁: la hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.
- h₂ : la hauteur de la zone de rectification.
- h₃: la hauteur de la zone d'expansion.
- h₄: la hauteur de la zone d'épuisement.
- h₅: la hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

CHAPITRE V : PARTIE CALCUL

❖ *La hauteur de l'espace libre situé en tête de la colonne .*

Elle est égale au 1/2 du diamètre de la colonne.

$$h_1 = D/2$$

$$h_1 = 0.51126 / 2 = 0.25563 \text{ m.}$$

❖ *La hauteur de la zone de rectification :*

Elle est déterminée par le produit du nombre d'espaces entre plateaux par l'espacement.

$$h_2 = (N_{r_D} - 1) h_p$$

Où :

N_{r_D} : nombre des plateaux dans la zone de rectification. $N_{r_D} = 15$ h_p : l'espace entre plateaux «0.600 m».

Donc :

$$h_2 = (15-1) 0,600$$

$$\mathbf{h_2 = 8,400 \text{ m}}$$

❖ *La hauteur de la zone d'alimentation.*

La hauteur de la zone d'alimentation déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux.

$$h_3 = 3 * h_p = 3 * 0.600$$

$$\mathbf{h_3 = 1.800 \text{ m}}$$

❖ *La hauteur de la zone d'épuisement :*

Elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification. $h_4 = (N_{r_r} - 1) h_p$

Où :

N_{r_r} : nombre des plateaux dans la zone d'épuisement $N_{r_r} = 18$.

$$h_4 = (18 - 1) 0.600$$

$$\mathbf{h_4 = 8.400 \text{ m}}$$

❖ *La hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur :*

On admet $h_5 = 3.400 \text{ m}$

Alors la hauteur totale de la colonne est

$$h_T = 0.25563 + 8.400 + 1.800 + 8.400 + 3.400$$

$$\mathbf{h_T = 22,2556}$$

Conclusion générale :

La théorie de procédé joue un rôle très important dans l'industrie de traitement des hydrocarbures, ces procédés basées sur le transfert de matière et de chaleur.

La maîtrise dans l'industrie est mette des connaissances pratiques qui donnée la possibilité de vue comment il fait construire et fonctionne les équipements.

Pour répondre aux besoins constamment croissants de propane, à cause de retard de le ration, il exige de prévoir d'installation une unité de dépropanisassions pour satisfaire sa consommation de propane.

La section de dépropanisassions est proposé au niveau de l'unité de GPL et composé d'une colonne à plateaux, d'un rebouilleur, d'un condenseur, d'un ballon de reflux et d'une pompes, les calcule de dimensionnement effectuées manuellement\ ces équipements, nous donnent des bonnes résultats permettent d'obtenir une production de distillat contient 99⁰/0 de propane est qui conformé aux normes demandées.

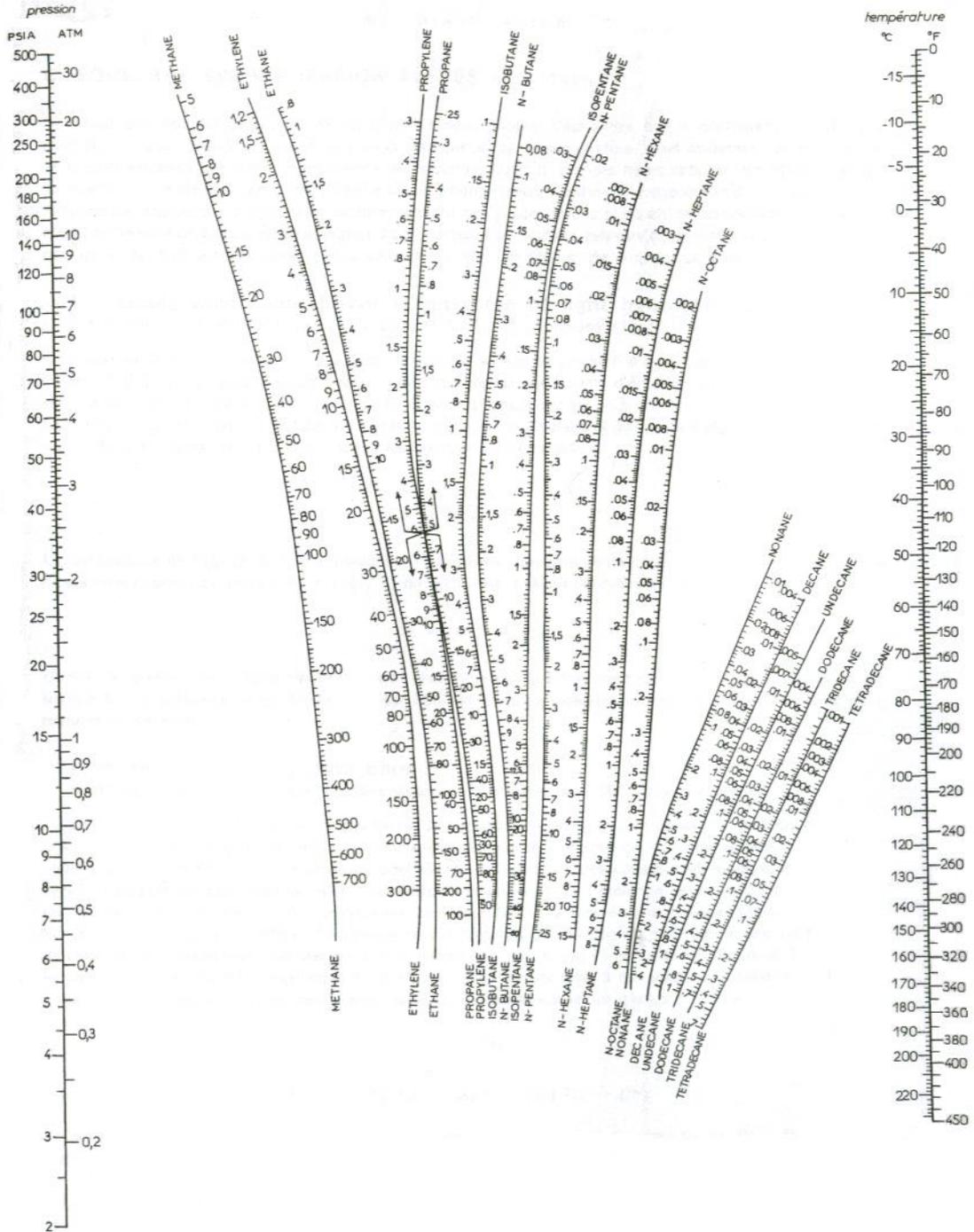
A la lumière des résultats de calcules obtenues, on peut conclure que ce travail c'est un avant projet nécessaire pour réalisation de cette modification au niveau de l'unité de GPL de Oued Noumer pour éviter le manque de propane au niveau de la région de Ghardaia

Bibliographie

1. «GPL Expansion» revue N°19
2. «Technique de l'ingénieur» J1, J2 et J211 Edition Tech .Paris 1985
3. P.WHUITTIER «RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE» Tome 1,2. Paris 1985
4. JEAN PIERRE WAQUIER «Le raffinage du pétrole» T ome1,4 .Edition Tech Paris1999
5. Manuel opératoire. ONR 2000
6. Dr OTHMANINE «Calcul du toping» Boumerdes 2000
7. INTERNET
8. CHARLE BROOK«Propriété of gaz & liquide» ALEXANDER ROJEY «Le gaz naturel production ; traitement, transport» IFP. Edition Tech Paris 1994 (1) ;(2) ;(3). Manuel d'évaluation économique des procédés 11.FOUAD. M.KHOURY.predicting the performange of multistage separation processes
- 12.ERNST.E.LVDWIG « APPLITED PROCESS DESING »for chemical and petrochemical plants(vol :2,therd edition)
- 13.Engineering DATA BOOK Gas Processes Suppliers Association
(Les Diagramme des Enthalpie)

Annexe

Annexe



Annexe

