

*République Algérienne Démocratique et Populaire*  
*Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique*

Laboratoire de Matériaux,  
Technologie des Systèmes  
Énergétiques et Environnement

*Université de Ghardaïa*



Faculté des Sciences et de la Technologie  
Département Génie Procédés

**Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de**

## **MASTER**

**Domaine :** *Sciences et Technologie*

**Filière :** *Génie des Procédés*

**Spécialité :** *Génie Chimie*

**Par :** Rida BENCHEIKH & Zohra DEBA

# **Thème**

**ÉTUDE ET PERFORMANCE D'UNE UNITÉ DE  
TRAITEMENT À TRAVERS L'OPTIMISATION DE  
FONCTIONNEMENT D'UN DÉBUTANISEUR**

**Soutenu publiquement le : 27/09/2020**

**Devant le jury :**

<b>Ilias BABA ARBI</b>	MAA	Univ. Ghardaïa	<b>Président</b>
<b>Imane RAACHE</b>	MCB	Univ. Ghardaïa	<b>Examineur</b>
<b>Zine el abidine BENARIMA</b>	MCB	Univ. Ghardaïa	<b>Examineur</b>
<b>Abderrahmane BELLAOUAR</b>	MCA	Univ. Ghardaïa	<b>Encadreur</b>

**Année universitaire : 2019/2020**

N° d'ordre :  
N° de série :



*République Algérienne Démocratique et Populaire*  
*Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique*

Laboratoire de Matériaux,  
Technologie des Systèmes  
Énergétiques et Environnement

*Université de Ghardaïa*

Faculté des Sciences et de la Technologie  
Département Génie Procédés



**Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de**

## **MASTER**

**Domaine :** *Sciences et Technologie*

**Filière :** *Génie des Procédés*

**Spécialité :** *Génie Chimie*

**Par :** Rida BENCHEIKH & Zohra DEBA

## **Thème**

**ÉTUDE ET PERFORMANCE D'UNE UNITÉ DE  
TRAITEMENT À TRAVERS L'OPTIMISATION DE  
FONCTIONNEMENT D'UN DÉBUTANISEUR**

**Soutenu publiquement le : 27/09/2020**

**Devant le jury :**

<b>Ilias BABA ARBI</b>	MAA	Univ. Ghardaïa	<b>Président</b>
<b>Imane RAACHE</b>	MCB	Univ. Ghardaïa	<b>Examineur</b>
<b>Zine el abidine BENARIMA</b>	MCB	Univ. Ghardaïa	<b>Examineur</b>
<b>Abderrahmane BELLAOUAR</b>	MCA	Univ. Ghardaïa	<b>Encadreur</b>

**Année universitaire : 2019/2020**

N° d'ordre :  
N° de série :

## الإهداء

بعد التوفيق من الله عز وجل لإنجاز هذا العمل في هاته الظروف الخاصة من عامنا هذا، أهدي عملي أولاً لنفسي التي تكبدت عناء كل هذه السنين وثابرت وصبرت طيلة هذا المشوار الجامعي ، وتحملت كل العقبات والعثرات لبلوغ هذا الهدف، كما أهدي لعائلي وبالأخص والديا اللذان رغما كل الحرمان الذي عاشاه إلا أهما أمداني بالثقة والتشبت من أجل نيل مبتغايا، وكذلك إلى إخوتي الذين صبوا كل ثقتهم بي وتركوا لي كل أبواب الحلم متاحة.

كما لا أنسى إهدائي هذا لشخص منحني فرصة من الوهلة الأولى وآمن بقدراتي حتى أضع لمستي وأكون طرف رأي مهم في هاته الأطروحة، إضافة إلى كل من أزاح عني غيمة جهل مررت بها وسعى لتعليمي ونصحي وإرشادي .

كما أهدي هذا العمل لكل من تمنينا ان يكون بيننا في هاته اللحظات لكن شاءت الأقدار أن يفارقون لا يعني أنهم ليسوا بيننا بل هم في عقولنا راسخون وفي قلوبنا عالقون.

نسأل الله دوام أفراحنا والمزيد من التألق والنجاحات.



## *Remerciements*

*En premier lieu, nous tenons à remercier DIEU, notre créateur  
qui nous à aider à accomplir ce travail.*

*Nous tenons à exprimer nos vifs remerciements à*

*Mrs : Abderrahmane BELLAOUAR.*

*Respectivement notre encadreur, pour ses orientations et ses précieux  
Conseils.*

*Et Département de Génie Des Procèdes Nous voudrions aussi exprimer toute notre  
gratitude et nos*

*remerciements aux*

*Personnels de SONATRACH surtout Mr: Benne Boukharie , Mr: sahyha Mebarac*

*Pour nous avoir consacré le temps nécessaire pour effectuer ce  
travail.*

## Résumé

L'unité de production d'Ohanet a subi un changement conséquent des paramètres d'entrée dans le train dû à l'évolution du gisement dans le temps et qui a eu pour conséquence une chute considérable dans la production.

L'objectif de cette étude est d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne DEBUTANISEUR afin de maximiser les produits finaux qui répondent aux spécifications de vente, pour cela nous avons eu recours au logiciel de simulation ASPEN HYSYS.

Nous avons vérifié les paramètres de fonctionnement grâce au cas design, puis faire la simulation du cas réel pour pouvoir estimer les pertes et enfin, nous avons réalisé l'optimisation de la colonne afin de maximiser la récupération.

Cette étude a permis d'augmenter et améliorer la qualité de production de GPL de manière significative.

**Mots Clés:** Optimiser, Simulation, Colonne DEBUTANISEUR, ASPEN HYSYS, GPL.

## ملخص

شهدت وحدة الإنتاج لمنطقة أوهانت تغييرًا كبيرًا في إعدادات تشغيل المحطة وهذا راجع إلى تغيير مكونات الأبار مع مرور الوقت وهذا ما أدى إلى انخفاض ملحوظ في كمية الإنتاج. الهدف من هذه الدراسة هو تحسين إعدادات تشغيل برج التقطير Débutaniseur من أجل إسترجاع أكبر كمية ممكنة من المنتجات النهائية التي بدورها تتوافق مع شروط البيع. لقد قمنا بالتحقق من إعدادات التشغيل وذلك بفضل بيانات التصميم الأولى، بعدها قمنا بمحاكاة للوضع الحالي لتقدير فرق التغيير وتحديد نسبة تراجع المنتجات حتى نتمكن من تحديث إعدادات الضبط الجديدة. أتاحت لنا هذه الدراسة زيادة معتبرة من إنتاجية الغاز البترول المميع إضافة لذلك تحسين عامل الجودة.

**الكلمات المفتاحية:** تحسين ، المحاكاة، برج التقطير ASPEN HYSYS, DEBUTANISEUR ،غاز البترول المميع.

**Liste des Tableaux**

<b>Tableau I.1 :</b>	Le partenaire prend en charge.	7
<b>Tableau I.2 :</b>	Teneur de CO <sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation.	9
<b>Tableau I.3:</b>	Prévisions de production par design.	17
<b>Tableau I.4 :</b>	Spécifications du gaz sec.	18
<b>Tableau I.5 :</b>	Spécifications du GPL.	18
<b>Tableau I.6 :</b>	Spécifications du condensât.	18
<b>Tableau I.7 :</b>	Spécifications des eaux traitées.	19
<b>Tableau II.8 :</b>	D'autres caractéristiques du gaz naturel.	25
<b>Tableau II.9 :</b>	Réserves prouvées de gaz naturel.	27
<b>Tableau II.10 :</b>	Production de gaz naturel des principaux producteurs en 2018.	28
<b>Tableau II.11 :</b>	Principaux exportateurs.	29
<b>Tableau III.12 :</b>	Pouvoir calorifique des GPL et des essences.	39
<b>Tableau III.13 :</b>	Les caractéristiques des composants principaux du GPL.	40
<b>Tableau IV.14 :</b>	Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification.	68
<b>Tableau IV.15 :</b>	Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne.	68
<b>Tableau V.16 :</b>	Quelques propriétés de feu d'hydrocarbures paraffinées.	75
<b>Tableau V.17:</b>	Principaux gaz toxiques et inflammables.	76
<b>Tableau V.18 :</b>	Dangers inhérents aux principaux équipements.	78
<b>Tableau V.19 :</b>	Politique de la société pour les systèmes d'extinction fixes.	81
<b>Tableau V.20 :</b>	Sélection du système de protection contre l'incendie pour des installations de traitement et de production.	83
<b>Tableau V.21 :</b>	L'impact provoqué par des toxines et d'autres pollutions issues du processus de production pétrolière.	87
<b>Tableau VI.22 :</b>	Caractéristique de la charge.	90
<b>Tableau VI.23 :</b>	Charge chaude.	91
<b>Tableau VI.24 :</b>	Charge froide.	91
<b>Tableau VI.25 :</b>	Composition et débit massique et molaire du distillat.	97
<b>Tableau VI.26 :</b>	Composition et débit massique et molaire du résidu.	98

<b>Tableau VI.27 :</b>	Les valeurs de la pression dans le ballon de reflux	99
<b>Tableau VI.28 :</b>	Température de rosée au sommet de la colonne.	101
<b>Tableau VI.29 :</b>	Température au fond de la colonne.	102
<b>Tableau VI.30 :</b>	Différentes volatilités de la zone d'alimentation.	103
<b>Tableau VI.31 :</b>	Différentes volatilités de la zone de rectification.	103
<b>Tableau VI.32 :</b>	Différentes volatilités de la zone d'épuisement	104
<b>Tableau VI.33 :</b>	Charge chaude.	105
<b>Tableau VI.34 :</b>	Charge froide.	105
<b>Tableau VI.35 :</b>	Les valeurs de l'alimentation chaude.	106
<b>Tableau VI.36 :</b>	Les valeurs de l'alimentation froide.	107
<b>Tableau VI.37 :</b>	Le taux de reflux minimal.	108
<b>Tableau VI.38 :</b>	Le taux de reflux optimal.	109
<b>Tableau VI.39 :</b>	Le taux de rebouillage minimal.	109
<b>Tableau VI.40 :</b>	La tension de vapeur du condensât.	111
<b>Tableau VI.41 :</b>	Alimentation froide.	113
<b>Tableau VI.42 :</b>	Alimentation chaude.	114
<b>Tableau VI.43 :</b>	Enthalpie dans les différentes zones de la colonne.	120
<b>Tableau VI.44 :</b>	Quantité de chaleur reçue et cédée.	121
<b>Tableau VII.45 :</b>	Modèle recommandé à partir de type de système.	123
<b>Tableau VII.46 :</b>	Vérification des paramètres et de la composition du GPL.	127
<b>Tableau VII.47 :</b>	Vérification des paramètres et de la composition du condensât.	127
<b>Tableau VII.48 :</b>	Les résultats obtenus à partir de simulation.	128

**Liste des Figures**

<b>Figure I.1 :</b>	Situation géographique d'Ohanet.	3
<b>Figure I.2:</b>	Emplacement de l'usine de traitement du gaz et des puits.	8
<b>Figure I.3 :</b>	Schéma simplifié du process.	17
<b>Figure II.4 :</b>	Les étapes du procédé PRITCHARD.	34
<b>Figure II.5 :</b>	Les étapes du procédé HUDSON.	35
<b>Figure IV.6 :</b>	Différents parties de la colonne de rectification.	51
<b>Figure IV.7 :</b>	Plateau à calottes.	54
<b>Figure IV.8 :</b>	Plateau perforé.	55
<b>Figure VI.9 :</b>	Plateaux à soupapes.	56
<b>Figure IV.10 :</b>	Plateaux à tunnels.	57
<b>Figure IV.11 :</b>	Plateaux à fentes / plateaux UOP.	58
<b>Figure IV.12 :</b>	Colonne à plateaux Kühni de type A.	58
<b>Figure VI.13 :</b>	Les différents types de garnissage utilisés.	60
<b>Figure IV.14 :</b>	Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification.	63
<b>Figure IV.15 :</b>	Schéma de condenseur.	70
<b>Figure IV.16 :</b>	Schéma d'une installation de rectification.	72
<b>Figure VII.17 :</b>	Schéma de simulation de la colonne du Débutaniseur.	125
<b>Figure VII.18 :</b>	Le profil de la variation de l'énergie consommée par les aéro-réfrigérants en fonction du taux de reflux.	129
<b>Figure VII.19 :</b>	Le profil de la variation de l'énergie consommée par le rebouilleur en fonction du taux de reflux.	130
<b>Figure VII.20 :</b>	Le profil de la variation de l'énergie consommée par la pompe en fonction du taux de reflux.	130
<b>Figure VII.21 :</b>	Le profil de la variation de la composition d'iC <sub>5</sub> dans GPL en fonction du taux de reflux.	131

## Liste des abréviations

CEP :	Compagnie Exploitation Pétrolière.
CRREPS :	Compagnie de Recherche et Exploitation de Pétrole du Sahara.
SONATRACH:	Société Nationale pour la Recherche, la Production, la Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures.
BHP :	A leading global resources company.
JOOG :	Japon Oman Oil et Gaz.
LLC :	Petrofac Resources Oman.
RSC :	Contrat de Service à Risques.
OOC :	Organe Operating Conjoint.
MSm <sup>3</sup> /J :	Méga Standards mètres cubes/jour.
HP :	Haute Pression.
MP :	Moyenne Pression.
BP :	Basse Pression.
API :	Application Programming Interface.
DSC :	Distributed Control System.
ASTM :	American Society For Testing and Materials.
ONML :	Office National de Métrologie Légale.
ISO :	International Organisation Standardisation.
ppm :	Partie par million (1 partie pour million 10 <sup>-6</sup> ).
ppmv :	Partie par million en volume (1 ppmv = 1 µL/L).
Mbep :	Million le baril équivalent pétrole (1bep = 161 m <sup>3</sup> de gaz).
Mtep :	Million de tonnes équivalent pétrole.
VME :	Valeur Moyenne d'Exposition.
VLE :	Valeur Limite d'Exposition.
LIE :	Limite Inférieure d'Explosivité.
COV :	Composants Organiques Volatiles.
PCS :	Pouvoir Calorifique Supérieur.
PCI :	Pouvoir Calorifique Inférieur.
GPL :	Gaz Pétrole Liquéfiés.
GNC :	Gaz Naturel Comprimé.
GNL :	Gaz Naturel Liquefiés.

BP :	British Petroleum Statistical Review of World Energy.
Tcf :	Trillion cubic feet (1Tcf = 28 Gm <sup>3</sup> ou 166 Mbep).
TVR :	Tension de Vapeur de Riel.
MTBE :	Procédé de fabrication Méthyl tert-butyl éther.
PTE :	Plomb Tétra Ethyle.
CPF :	Central Processing Facility.
CINA :	Centre Industriel Nord.
HSE :	Hygiène Sécurité Environnement.
ESD :	Emergency Shut Down Systems.
GES :	Gaz à Effet de Serre.
TVV :	Tension de Vapeur Vraie.

---

## **Sommaire**

Remerciements

Résumé

Liste des Tableaux ..... i

Liste des Figures ..... ii

Liste des abréviations..... iii

Sommaire ..... v

Introduction Générale ..... 1

Partie théorique

Chapitre I Présentation du Champ et Description de L'unité de traitement de Gaz

I.1 Situation géographique d'Ohanet..... 3

I.2 Historique..... 4

I.3 Création de la région d'Ohanet..... 4

I.4 Historique des champs ..... 5

I.4.1 Ohanet Nord et Sud ..... 5

I.4.2 Timedratine et Timedratine Est ..... 5

I.4.3 Acheb, Acheb Ouest et Kreb..... 5

I.4.4 Askarène ..... 5

I.4.5 Guelta ..... 5

I.4.6 Edeyen..... 6

I.5 L'Organe d'Operating Conjoint relatif au Développement d'Ohanet, Algérie Association  
SONATRACH-BHP Billiton ..... 6

I.6 Partenaire prend en charge ..... 7

I.7 Description l'usine de traitement de gaz ..... 7

I.8 Description détaillée du process ..... 10

I.8.1 Station boosting (booster)..... 11

I.8.2 Unité d'élimination du Dioxyde de Carbone CO<sub>2</sub> ..... 11

I.8.3. Unité de traitement (Train 100 et 200)..... 12

I.8.4. Compression du gaz (Unité 600) ..... 15

I.8.5 Comptage des produits ..... 16

I.8.6 Destination finale des produits ..... 16

I.9 Schéma simplifié du process ..... 17

I.9.1. Produits finis..... 17

I.9.2. Spécification des produits finis..... 17

Chapitre II Généralités sur le gaz naturel

II.2 Historique .....	20
II.3 Définition de gaz naturel .....	21
II.4 Origine des constituants du gaz naturel .....	21
II.5 Différents types de gaz naturel .....	22
II.6 Caractéristiques du gaz naturel .....	23
II.7 Utilisation du gaz naturel .....	26
II.8 Gaz naturel dans le monde.....	26
II.8.1 Réserves mondiales de gaz naturel.....	26
II.8.2 Production de gaz naturel dans le monde .....	28
II.8.3 Consommation mondiale de gaz naturel et Principaux exportateurs .....	29
II.9 Gaz naturel en Algérie .....	30
II.10 Avantages du gaz naturel.....	31
II.11 Inconvénients du gaz naturel.....	32
II.12 Techniques de traitement de gaz .....	32
II.12.1 Procédés de traitement du gaz naturel .....	33
II.12.2 Techniques de traitement de gaz.....	34

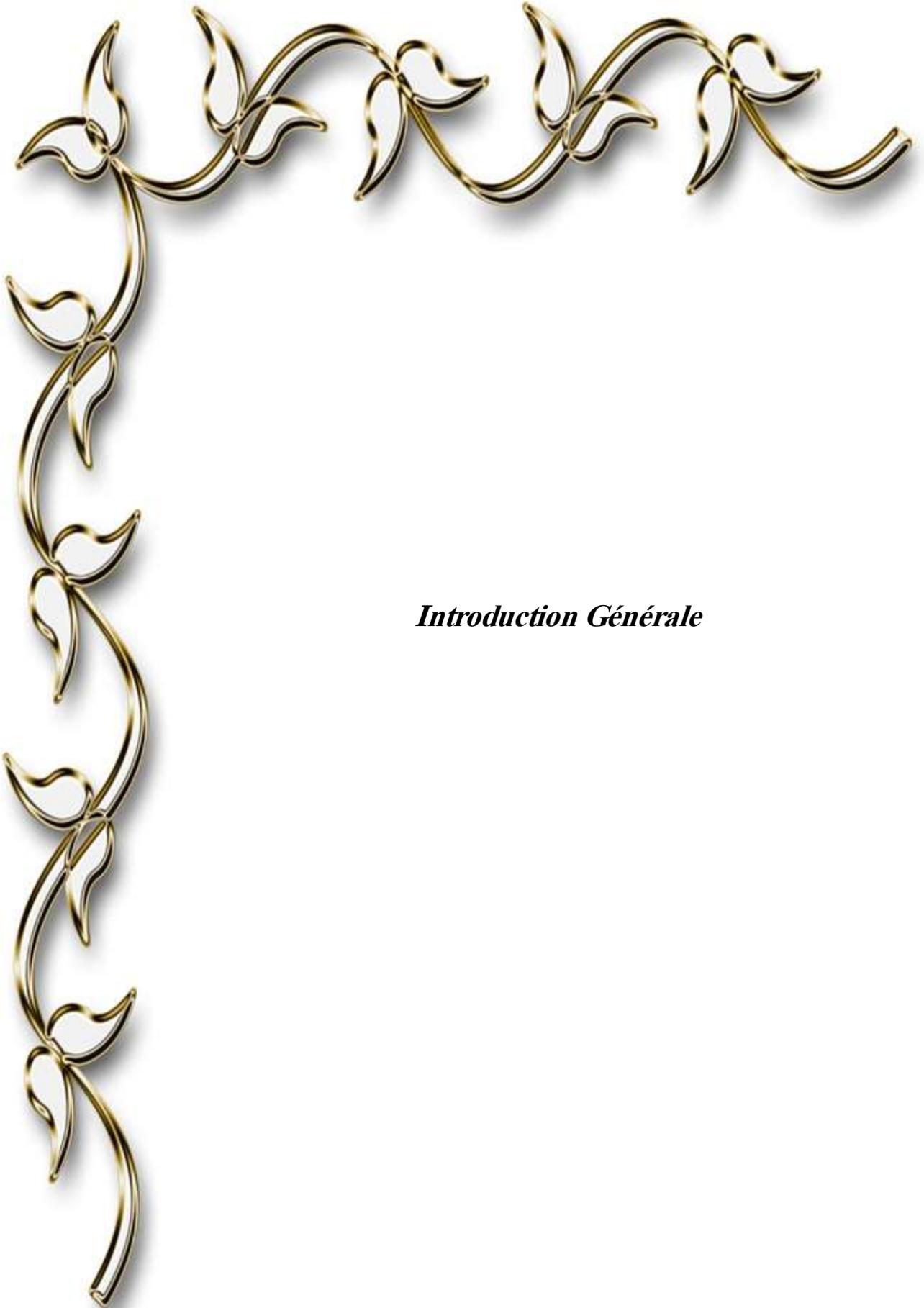
Chapitre III Généralités sur le gaz de pétrole liquéfiés et le Condensât

III.1 Définition de GPL.....	37
III.2 Origène de GPL .....	37
III.3 Propriétés du GPL .....	38
III.4 Caractéristique de GPL .....	39
III.5 Utilisation du GPL .....	41
III.5.1 Source de chauffage .....	41
III.5.2 GPL dans la climatisation .....	41
III.5.3 GPL dans la pétrochimie.....	42
III.5.4 GPL pour la production d'électricité.....	42
III.5.5 GPL carburant .....	42
III.6 GPL dans le monde .....	42
III.7 GPL en Algérie.....	43
III.8 Avantages et inconvénients techniques du GPL .....	44
III.9 Condensât .....	44
III.9.1 Définition du Condensât .....	45
III.9.2 Caractéristiques du Condensât .....	45

III.10 Utilisation du Condensât .....	46
III.10.1 Utilisation du Condensât dans la pétrochimie .....	47
III.10.2 Utilisation du Condensât dans le raffinage.....	47
<b>Chapitre IV Généralités sur le théorie de la rectification</b>	
IV.2 Définition de la rectification.....	48
IV.3 Colonne de rectification.....	49
IV.3.1 Description et fonctionnement.....	50
IV.4 Types de colonnes de rectification .....	52
IV.4.1 Colonnes à plateaux .....	52
IV.4.2 Colonnes à garnissage .....	59
IV.5 Lois fondamentales de transfert de matière.....	61
IV.5.1 Loi de DALTON .....	61
IV.5.2 Lois de RAOULT et d’HENRY .....	61
IV.6 Bilan matière de la colonne .....	62
IV.6.1 Bilan matière de la zone de rectification .....	64
IV.6.2 Bilan matière de la zone d’épuisement.....	65
IV.6.3 Bilan matière de la zone d’alimentation .....	66
IV.7 Choix de la pression dans la colonne .....	67
IV.8 Régime de température de la colonne de rectification .....	68
IV.9 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge .....	69
IV.10 Choix du taux de reflux.....	70
IV.10.1 Fonctionnement d’une colonne à reflux minimal .....	71
IV.10.2 Taux de reflux optimal.....	71
IV.11 Bilan thermique de la colonne.....	72
<b>Chapitre V Sécurité et L’environnement</b>	
V.1 Sécurité.....	75
V.2 Risques liés au gaz naturel .....	76
V.2.1 Risques d’inhalations .....	77
V.2.3 Contact avec les yeux .....	77
V.2.4 Ingestion Pour les liquides.....	77
V.3 Risques des GPL.....	78
V.4 Dangers inhérents aux principaux équipements .....	78
V.5 Méthodes spécifiques en cas d’incendies.....	79
V.6 Techniques d’attaque (intervention).....	80

V.7 Prévention et protection .....	82
V.7.1 Organisation.....	82
V.7.2 Process.....	82
V.7.3 Procédures générales et administratives .....	82
V.7.4 Résumé sur Sélection de systèmes de protection contre l'incendie .....	83
V.8 L'environnement.....	86
V.8.1. Prévention de l'environnement.....	86
V.8.2 Impact des rejets atmosphériques .....	87
V.8.3 Avantage environnemental liés au gaz naturel .....	88
 Partie pratique	
Chapitre VI Calcul dépend le Débutaniseur	
VI.2 Données de départ.....	90
VI.3 Composition et dédit massique et molaires de la charge .....	91
VI.4 Bilan de matière.....	92
VI.4.1 Débit et compositions du distillat et du résidu.....	92
VI.5 Calcul de la pression et température dans le ballon reflux.....	98
VI.5.1 Température dans le ballon reflux .....	98
VI.5.2 Pression dans le ballon reflux .....	98
VI.6 Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne.....	99
VI.6.1 Pression au sommet de la colonne .....	99
VI.6.2 Pression au fond de la colonne.....	99
VI.6.3 Pression dans la zone d'alimentation .....	100
VI.7 Calcul de la température aux différentes zones de la colonne.....	101
VI.7.1 Température de rosée au sommet de la colonne .....	101
VI.7.2 Température de bulle au fond de la colonne .....	101
VI.8 Détermination de la volatilité relative .....	102
VI.9 Taux de vaporisation de la charge .....	104
VI.10 Calcul de taux de reflux .....	106
VI.10.1 Calcul de taux reflux minimal.....	106
VI.10.2 Calcul du taux de reflux optimal .....	108
VI.11 Calcul du taux de rebouillage .....	109
VI.11.1 Calcul du taux de rebouillage minimal .....	109
VI.11.2 Calcul du taux de rebouillage optimal .....	110
VI.12 Calcul de tension de vapeur du condensât.....	110

VI.13 Bilan thermique de la charge .....	112
VI.13.1 Calcul des enthalpies .....	113
VI.13.2 Calcul du débit de reflux froid et rebouillage .....	118
VI.13.3 Calcul des charges thermiques .....	119
<b>Chapitre VII Simulation de la colonne de débutaniseur</b>	
VII.1 Généralités sur la simulation .....	122
VII.2 Description du logiciel HYSYS .....	122
VII.3 Simulation de la colonne du Débutaniseur .....	125
VII.3.1 Les étapes d'utilisation du simulateur HYSYS :.....	125
VII.3.2 Choix du model thermodynamique :.....	125
VII.3.3 Vérification du cas design.....	127
VII.3.4 Simulation de la colonne du Débutaniseur .....	128
Conclusion Général.....	132
Bibliographie .....	133
Annexes .....	136



*Introduction Générale*

Cette pandémie s'est propagé à travers le monde, l'économie mondiale se trouve complètement à l'arrêt, et le domaine d'énergie et en particulier le milieu de gaz et pétrolier et avec tout le risque qui en découle par le coronavirus .

On est obligé de travailler à distance pour prendre les données de l'usine et les paramètres par Email et téléphone, même l'explication de problème mais tout ça n'est pas suffisant pour terminer notre travail et nous calculons pour donner de solution .

La séparation des hydrocarbures a été de tout temps une des préoccupations de l'industrie chimique et pétrochimique.

Avant de commencer d'écrire cette modeste de travail sur l'énergie pétrolier et gaz qui est une vaste importance dans le demain industrielle et le besoin populaire humaine.

Il faut voir que l'Algérie et de plus grande pays qui sont produit de l'énergie pétrole et gaz qui s'occupe une grande place dans leurs économies.

Donc notre mémoire, en richesses la bibliothèque par des techniques le plus efficace et rentable avec la technologie qui permette meilleure condition des exploitations de notre usine de production. En cas particule l'unité de production de gaz de pétrole liquéfiés (GPL).

Dans ce cadre, nous avons en tant que notre sujet qui consiste à évaluer et optimiser les conditions de séparation de produits de GPL pris séparément les quantitativement et qualitativement, Ainsi l'influence des plusieurs paramètres a été étudiée (la température et la pression débit et le débit). Dans une meilleure condition de l'environnement.

La diminution de la pression a touché en premier lieu les puits exploités, ensuite toute l'unité du traitement et enfin la colonne du débutaniseur plus particulièrement.

Pour remédier aux conséquences de cette chute, il est nécessaire d'agir sur le taux de reflux froid qui est en relation directe et impérativement avec plusieurs paramètres chimiques (les débits et les compositions des produits finies...etc.) et paramètres physiques (l'énergie des aéro-réfrigérants, la pompe de reflux, le rebouilleur et la T.V.R.)

Notre étude consiste à optimiser et simuler les paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur afin de réduire l'énergie électrique consommée par les aéro-réfrigérants et pompes de reflux et l'énergie de rebouilleur, en respectant les normes et les

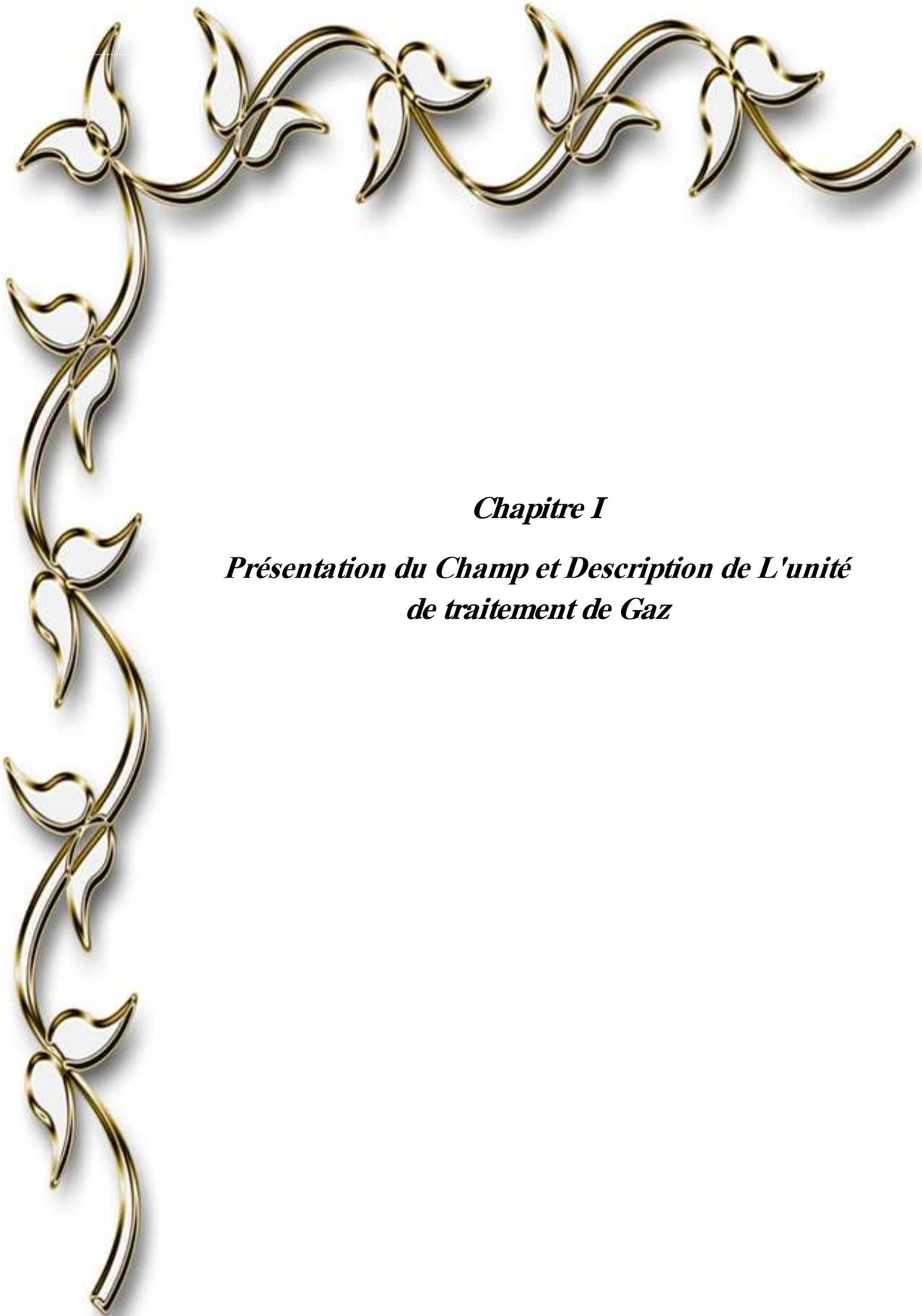
spécifications de nos produits (GPL et Condensât) jusqu'à assurer une commercialisation sur le marché mondial dans cette période de coronavirus.

On a rédigée cette mémoire en deux parties. Partie théorique qu'a cinq chapitres, le premier chapitre est présentation du champ, le deuxième chapitre généralités sur le gaz naturel, troisième chapitre généralités sur le gaz de pétrole liquéfié et condensât, quatrième chapitre généralités sur la théorie de rectification et le cinquième chapitre la sécurité et l'environnement.

Et la partie pratique qu'a deux chapitres on calcule la dépend de débutaniseur et la simulation de la colonne de débutaniseur, à la fin la conclusion générale



***PARTIE THEORIQUE***



*Chapitre I*

*Présentation du Champ et Description de L'unité  
de traitement de Gaz*

### I.1 Situation géographique d'Ohanet

La zone d'Ohanet est située à 1500 km au sud-est d'Alger, 70 km à l'ouest de la frontière Libyenne, à 700 km au sud-est d'Ouargla sur le plateau de Tin-Hert et à 360 km au nord-est d'Illizi (chef-lieu de la wilaya), dont elle relève administrativement et elle est à 120 km au nord-ouest d'In Amenas (chef-lieu de daïra).<sup>[1]</sup>

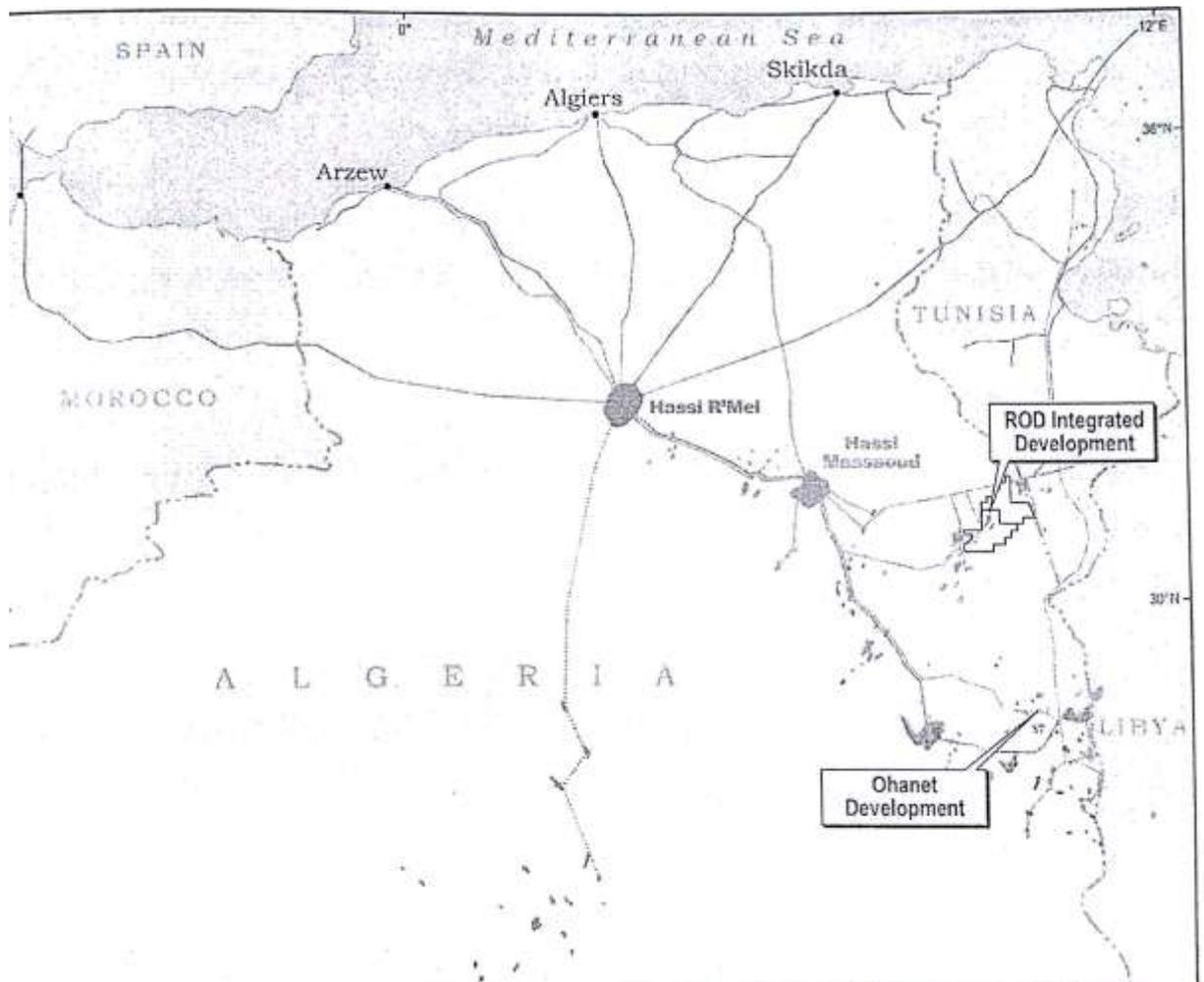


Figure I.1 : Situation géographique d'Ohanet.<sup>[1]</sup>

## **I.2 Historique**

OHANET 101 : Il est le puits de découverte qui confirma la présence d'hydrocarbures. Il fut implanté et foré par la compagnie d'exploitation pétrolière (CEP), actuelle (PETROPAR) au mois d'Avril 1960.

Le champ d'Ohanet est divisé en deux parties, Ohanet Nord et Ohanet Sud développé par la compagnie de recherche et d'exploitation de pétrole du Sahara (CREPS).

Les études géologiques et géophysiques, ont permis de mettre en évidence la présence d'une culmination dissymétrique fermée sur un axe anticlinal Nord-Nord-Ouest ; Sud-Sud Est, le flanc est présent une pente régulière par contre on remarque la présence d'une faille tout le long du flanc Ouest.

La structure s'étale sur 18 km de long, 4 km de large et une hauteur moyenne imprégnée d'hydrocarbures de 80 km, ou 20 km de sa partie inférieure représente la couche imprégnée d'huile. <sup>[1]</sup>

## **I.3 Création de la région d'Ohanet**

La direction régionale Ohanet a été créée en 1977, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In Amenas. Les plus importantes tâches essentielles dévolues à la direction régionale sont :

- La conduite des opérations de production du pétrole brut avec les supports techniques et logistiques propres à la région.
- Le suivi et la réalisation des travaux de développement des différents gisements.

La gestion et l'exploitation des champs pétroliers rattachés à la région :

- Champ d'Ohanet Nord et Sud.
- Champ de Timedratine et Timedratine Est.
- Champ d'Acheb, Acheb Ouest et Kreb.
- Champ d'Skàrene.
- Champ de Guelta.
- Champ d'Edeyen.

Certains de ces champs sont propriété de SONATRACH (Ohanet) : Askaréne, Guelta, Tamadanet et Tamadanet Nord, Timedratine et Timedratine Est, Acheb, Acheb west...

Comme il existe d'autres qui sont revenus à la compagnie BHP Billiton : Ohanet, In Amenas et Dimeta West.<sup>[1]</sup>

## **I.4 Historique des champs**

### **I.4.1 Ohanet Nord et Sud**

Découvert en 1960 par l'intermédiaire du forage des puits Ohanet 101, foré par la compagnie d'exploitation pétrolière (CEP), il a été mis en 1962.

### **I.4.2 Timedratine et Timedratine Est**

Situé à 30 km au sud du champ d'Ohanet, il a été découvert vers la fin de 1964. La production a débuté en Juillet 1965.

### **I.4.3 Acheb, Acheb Ouest et Kreb**

Le champ d'Acheb a été découvert en 1963, il est situé à 40 km au sud-est d'Ohanet et 50 km au nord-ouest d'In Amenas. Sa production a débuté en Mai 1966.

Quant à l'ensemble de la structure Acheb Ouest et Kreb qui forme un gisement unique situé à environ 60 km nord-ouest In Amenas et à 54 km au sud-ouest d'Ohanet.

La mise en production du champ de Kreb est intervenue en Juillet 1965, celle d'Acheb Ouest en Juillet 1966.

### **I.4.4 Askaréne**

Situé à 10 km à l'est du champ d'Ohanet, il fut découvert en Janvier 1962 par la compagnie de forage AK101. Son exploitation débuta en Janvier 1962.

### **I.4.5 Guelta**

Se trouvant à environ 30 km à l'est du champ d'Ohanet, il fut découvert en Aout 1962 avec le forage du puits Guelta 101. Sa date de mise en exploitation fut en Octobre 1962.

### **I.4.6 Edeyen**

Le champ d'Edeyen est situé à 100 km au sud-ouest d'Ohanet, il fut découvert en Septembre 1964 et mis en production en Juillet 1974.

Les principaux champs de la zone du projet qui sont Ohanet dévonien et ordovicien, la Adaoui et Dimeta Ouest contiennent des réserves de gaz humide dans 4 principaux gisements de grès des aires dévonienne et ordovicienne.

Le programme de développement implique l'utilisation d'environ 32 nouveaux puits et la remise en état de 15 puits existants. Les réserves estimées de gaz récupérable de chacun des gisements sont les suivantes :

- Dévonien d'Ohanet 0.15 trillions de m<sup>3</sup>.
- Ordovicien d'Ohanet 0.47 trillions de m<sup>3</sup>.
- In Adaoui 0.01 trillions m<sup>3</sup>.
- Dimeta Ouest 0.22 trillions de m<sup>3</sup>.<sup>[1]</sup>

### **I.5 L'Organe d'Operating Conjoint relatif au Développement d'Ohanet, Algérie Association SONATRACH-BHP Billiton**

Le 2 Juillet 2000, BHP Billiton et ses Partenaires de « Joint-Venture » (Japon Ohanet Oil et Gaz (CO), (JOOG), Lid. Et Petrofac Resources Ohanet LLC) ont signé un Contrat de Service à Risques (RSC) avec SONATRACH pour le développement de quatre réservoirs de gaz humide dans la région d'Ohanet, en Algérie.

Le contrat RSC comprenait un plan de développement, convenu auparavant, pour une Usine de Traitement pouvant traiter 20 MSm<sup>3</sup>/J de gaz humide à partir de 47 puits (y compris le ré complétion des puits déjà existants de SONATRACH).

SONATRACH et BHP Billiton exploiteront le champ pour la durée du RSC (pour un minimum de 8 ans, et un maximum de 12 ans) par le biais d'une organisation d'opérations conjointe, prénommée l'« Organe d'Operating Conjoint » (OOC).

## I.6 Partenaire prend en charge

- Les risques du développement (coûts, programme...etc.). Il finance les 55% des coûts opératoires et SONATRACH les 45%.
- Toutefois, les contrats d'exploitation doivent être structurés de façon à ce que plus de 45% des coûts opératoires annuels soient en dinars.
- Les risques de production (le projet doit produire assez de condensât et de GPL, sinon le partenaire ne reçoit pas la totalité du remboursement et de la rémunération).

La SONATRACH prend en charge le transport de la totalité des quantités de GPL et condensât depuis le point de livraison jusqu'au port de chargement, et finance les coûts de transport correspondants.

BHP Billiton est le représentant officiel de ses partenaires « Joint-venture » JOOG, WOODSIDE et PETROFAC. Leur participation dans le projet est de :

**Tableau I.1** : Le partenaire prend en charge. <sup>[1]</sup>

BHP Billiton	45%
Japon Ohanet Oil et Gaz	30%
Petrofac Resources Ohanet LLC (PETROFAC)	10%
Woodside Energy (Algeria) Pty.Ltd (WOODSIDE)	15%

Après l'épuisement du contrat avec BHP Billiton au 27 Octobre 2011, la SONATRACH a pris son indépendance et ne partageait plus ses intérêts avec son ex-collaborateur.

## I.7 Description l'usine de traitement de gaz

L'usine de traitement du gaz est conçue pour traiter environ 20 MSm<sup>3</sup>/J de gaz humide de gisement de 47 puits sont prévus pour alimenter le CPF, 35 puits en service (20 dévonien, 15 ordovicien) et 12 puits sont saturés en eau.

Le gaz humide provenant des têtes de puits de production est collecté à travers 6 collecteurs et manifolds, 3 pour le dévonien et 3 pour l'ordovicien.

- Dimeta ouest (dévonien).
- Ohanet dévonien nord.
- Ohanet dévonien sud.
- Ohanet ordovicien nord.
- Ohanet ordovicien sud.
- Ohanet dévonien centre.

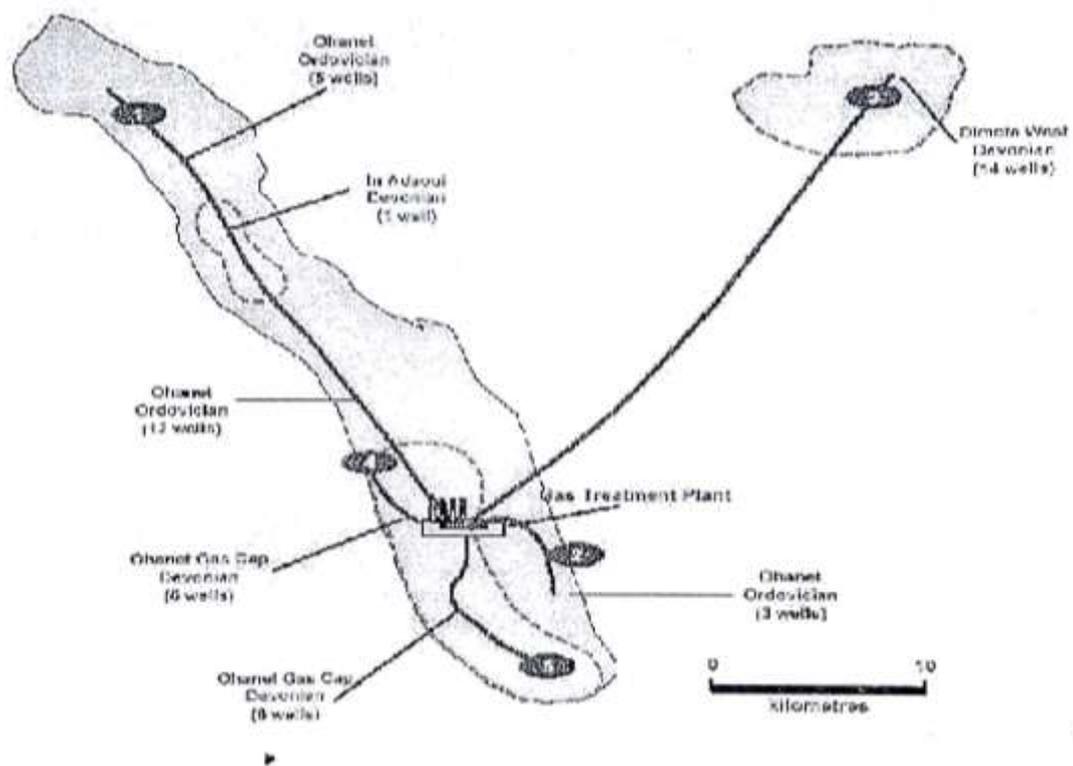


Figure I.2: Emplacement de l'usine de traitement du gaz et des puits. <sup>[1]</sup>

Les pipelines conduisent le gaz dans deux séparateurs de condensât, l'un pour le gaz du dévonien (prévu riche en hydrocarbures liquides et en eau libre) et l'autre pour le gaz pauvre ordovicien (riche en CO<sub>2</sub>).

Tableau I.2 : Teneur de CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation. <sup>[1]</sup>

Teneur de CO <sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation				
Composition en volume%	Dévonien			ordovicien
	Dimeta	In Amenas	Ohanet	
CO <sub>2</sub>	1.261	1.24	0.933	3.385

L'usine de traitement de gaz (CPF) comprend :

- Une unité de décarbonatation d'une capacité de 10 MSm<sup>3</sup>/J.
- Une boucle d'huile diathermique pour le chauffage des fonds de colonnes.
- Deux trains de traitement de gaz, chacun d'une capacité de 10 MSm<sup>3</sup>/J.
- Deux compresseurs boosters, chacun d'une capacité moyenne de 10 MSm<sup>3</sup>/J (le débit varie entre 15-5 MSm<sup>3</sup>/J, en fonction de la ΔP).
- Trois compresseurs d'expédition de gaz de vente, chacun d'une capacité de 10 MSm<sup>3</sup>/J.
- Trois bacs de stockages de condensât (2 \* 6 000 m<sup>3</sup> « on spec », 2 000 m<sup>3</sup> « off spec »).
- Quatre sphères de stockage de GPL (3 \* 500 m<sup>3</sup> « on spec », 1 \* 500 m<sup>3</sup> « off spec »).
- Un turbogénérateur (Solar GE-401) d'une puissance de 7.2 ~ 10 MW.
- Une unité de traitement des eaux brutes.
- Une unité de traitement des eaux huileuses.
- Un système d'air service, inerte et instrument pour les besoins de l'usine.
- Un système de fuel gaz (HP, MP, BP).
- Un système de détection feu et gaz et de l'eau pour lutte contre l'incendie.
- Un système de diesel.
- Un réseau de torche (HP, LP, Froide). <sup>[1]</sup>

## **I.8 Description détaillée du process**

Le système d'entrée est l'installation commune (train 300), est conçu pour produire une séparation primaire du gaz humide (gaz, hydrocarbures liquides et eau). On peut distinguer deux systèmes dans cette unité :

- Slug catcher N°1 (Ballon de séparation du gaz dévonien).
- Slug catcher N°2 (Ballon de séparation de gaz ordovicien).

Le séparateur du condensât V-301A/B traite le gaz humide provenant des collecteurs dévonien (Dimeta ouest, Ohanet dévonien nord, Ohanet dévonien sud) et possédant une capacité de rétention du condensât de 175 m<sup>3</sup>, le V-301 est divisé en deux ballons parallèles V-301A et V-301B, chacun de ces ballons est composé de trois sections, la section supérieure sépare le liquide environ 175 Nm<sup>3</sup> du condensât. L'eau est séparée des hydrocarbures dans la section la plus inférieure (séparateur du condensât /eau), la phase aqueuse est dirigée vers le ballon de détente à eau V-308 et la phase liquide d'hydrocarbures est dirigée vers le ballon de détente des liquides V-306 en passant par les filtres F-301A/B.

Dans le ballon de flash V-308 grâce à un déflecteur qui sépare les débris solides et l'eau des hydrocarbures, l'eau est dirigé vers séparateur eau /huile V-408 qui va séparer l'eau des hydrocarbures, l'eau sera acheminée vers l'unité de traitement des eaux huileuses API et les hydrocarbures seront acheminés vers le ballon de drainage V-411.

Les hydrocarbures liquides du V-306 sont dirigés vers le stabilisateur du condensât T-103/203 après préchauffage dans l'échangeur d'alimentation du stabilisateur E-112/E-212 de 42°C à 84°C.

Le séparateur du condensât V-302 traite le gaz humide provenant des collecteurs ordovicien (ordovicien nord, Ohanet ordovicien centre et Ohanet ordovicien sud) et possédant une capacité de rétention du condensât de 145 m<sup>3</sup>, le liquide est séparé du gaz dans ce ballon, le gaz est dirigé vers l'unité d'élimination du CO<sub>2</sub> (unité 500).

L'eau et les hydrocarbures liquides sont séparés dans l'appendice, les hydrocarbures liquides se dirigent vers le ballon de flash V-306 après une filtration dans les filtres F-302A/B, ensuite l'eau va être mélangée avec l'eau prévenant du V-301 pour être dirigée vers le ballon V-308 puis vers le V-408 puis vers l'API. <sup>[2]</sup>

### **I.8.1 Station boosting (booster)**

La pression de service normal du traitement du gaz dans le CPF est d'environ 70 bars, si la pression chute en dessous de 60 bars, une compression supplémentaire est requise pour optimiser la récupération du GPL, la compression du gaz dévonien et ordovicien sortant des séparateurs du condensât V-301A/B et V-302 est effectuée dans les installations de compression de gaz d'alimentation de l'unité 300.

Chaque unité de compression (booster) comprend un ballon d'entrée V-307A/B un compresseur de gaz d'alimentation C-301A/B, un aéroréfrigérant pour le gaz comprimé AE-301A/B, et un ballon au refoulement du compresseur V-303A/B.

La compresseur C-301A est utilisé pour comprimer le gaz dévonien, le C-301B pour le gaz ordovicien.

Lorsque la pression du gaz d'alimentation est suffisante, les compresseurs sont by-pass. <sup>[2]</sup>

### **I.8.2 Unité d'élimination du Dioxyde de Carbone CO<sub>2</sub>**

Le gaz ordovicien d'Ohanet contient une teneur élevée en Dioxyde de carbone, ce dernier est traité en aval du V-302 dans l'unité d'élimination de CO<sub>2</sub> (unité 500) afin de réduire la teneur en Dioxyde de carbone de 3.4 % à 1.2 % molaire.

L'unité de décarbonatation est conçue pour traiter environ 10 MMSm<sup>3</sup>/J de gaz dans l'absorbeur de CO<sub>2</sub> T-501, une partie du gaz ordovicien by-pass l'absorbeur T-501 pour être ensuite recombinaée avec le gaz traité à la sortie du ballon V-503 installé en aval de l'absorbeur pour retenir l'amine entraînée avec le gaz grâce au reflux assuré par la pompe P-505, la teneur en CO<sub>2</sub> du gaz à l'entrée et à la sortie de l'unité peut être observée sur l'analyseur de CO<sub>2</sub> AI-001 sur le DCS. A l'entrée de l'unité, le gaz d'alimentation riche en CO<sub>2</sub> est filtré pour retenir les hydrocarbures liquides entraînés avec le gaz, le gaz est ensuite acheminé vers l'alimentation de la colonne d'absorption du CO<sub>2</sub> T-501 vers le bas, et sort en haut de colonne après appauvrissement en CO<sub>2</sub> par absorption de celui-là par l'amine pauvre alimentant la colonne en tête.

Le gaz à la sortie du T-501 (pauvre en CO<sub>2</sub>) passe dans un ballon V-503 dans lequel il va être lavé de l'amine entraînée par un contre-courant d'eau pour éliminer toute amine

restant dans le gaz pauvre en CO<sub>2</sub>, la circulation de l'eau est assurée par les pompes P-505A/B.

Le gaz traité à la sortie de l'unité est acheminé vers l'entrée des trains 100/200 après refroidissement dans les aéroréfrigérants AE-302.<sup>[2]</sup>

➤ **Régénération de l'amine riche**

L'amine riche en CO<sub>2</sub> subit une régénération avant recyclage vers l'absorbeur T-501.

L'amine riche en CO<sub>2</sub> provenant du bas de l'absorbeur T-501, à une pression d'environ 70 bar passe dans le ballon de flash de l'amine riche V-502, qui fonctionne à une pression de 7 bar, la détente d'amine de 70 bar à 7 bar provoque la séparation de l'amine des hydrocarbures dissous et d'une partie du CO<sub>2</sub> par simple flash.

L'amine riche provenant du fond du ballon de flash V-502 est chauffée par l'amine pauvre chaude provenant de la colonne de régénération d'amine dans l'échangeur à plaques d'amine pauvre/riche E-501, il est ensuite envoyé à la colonne de fractionnement d'amine T-502. Dans cette colonne, l'amine riche est régénérée par distillation à la pression atmosphérique dans une colonne de distillation à clapets T-502, grâce à rebouilleur d'amine E-502.

Le gaz acide quittant la tête de la colonne T-502 va être refroidi via l'aéroréfrigérant AE-501, l'eau condensée est utilisée comme reflux pour la T-502, le gaz acide non condensé est envoyé vers H-501 pour brûler tous les imbrulés et toute trace de composant soufrés entraînés avec le CO<sub>2</sub> éliminé.

L'amine pauvre chaude régénérée provenant du fond de la T-502, est refroidie dans l'échangeur d'amine pauvre/riche E-501 puis transférée vers le bac tampon d'amine pauvre TK-501, 15% de ce débit d'amine passe à travers des filtres à charbon pour élimination des hydrocarbures par absorption.

L'amine pauvre provenant du refoulement des pompes de charge P-502 aspirée du TK-501, est refroidie dans l'aéro AE-502 en passant d'environ 82°C à 60°C puis elle est dirigée vers la tête de la colonne d'absorption T-501 à l'aide des pompes P-503A/B.<sup>[2]</sup>

### **I.8.3. Unité de traitement (Train 100 et 200)**

Le système de traitement est composé de deux trains identiques de même capacité et chacun est conçu pour traiter environ 10 MMSm<sup>3</sup>/J.

Le gaz d'alimentation pré-refroidi dans l'échangeur coté tube E-101 avec contrôle de la température du gaz d'alimentation des tamis, puis déshydraté à travers ces tamis moléculaire jusqu'à une température de rosée eau d'environ  $-75^{\circ}\text{C}$  pour éviter la formation d'hydrates dans la section froide, puis il est sous-refroidi dans des échangeurs à plaques afin de condenser les hydrocarbures lourds existant dans le gaz humide d'alimentation.

Le refroidissement du gaz est maximisé afin de garantir une récupération optimale du propane et des composants d'hydrocarbures lourds, la température de calcul du pipe est  $-80^{\circ}\text{C}$ , de ce fait la température minimale de service est d'environ  $-75^{\circ}\text{C}$ .

L'expandeur EC-101 détendant le gaz assure la réfrigération nécessaire pour descendre suffisamment en température du gaz d'alimentation afin de condenser les hydrocarbures les plus lourds et d'être séparés du gaz sec conforme aux spécifications.

Le refroidissement du gaz déshydraté d'alimentation est effectué, sous contrôle de température, dans les refroidisseurs de gaz d'alimentation E-102/E-103 avant d'entrer dans le séparateur d'entrée expandeur V-108 pour séparer le gaz décantation des hydrocarbures condensés par le processus de refroidissement.

Le gaz séparé des liquides d'hydrocarbures dans le séparateur d'entrée de l'expandeur V-108 va être détendu à travers le turbo expandeur EC-101 (s'il est indisponible, on va travailler avec la vanne Joule Thomson), ce gaz est sous-refroidi par le processus d'expansion isentropique jusqu'à une température de  $-75^{\circ}\text{C}$ , cette base de température va condenser les hydrocarbures lourds ( $\text{C}_3/\text{C}_{4+}$ ) se trouvant dans le gaz d'alimentation, le mélange bi phases sortant du turbo expandeur va subir une séparation (gaz-liquide) dans le séparateur V-109.

Le liquide hydrocarbure provenant du V-108 est préchauffé par le gaz d'alimentation chaud arrivant dans l'échangeur à plaque de gaz d'alimentation E-102, avant d'alimenter le de-éthaniseur T-101.

Le gaz sortant du séparateur V-109 conforme aux spécifications contractuelles passe à travers l'échangeur à plaques E-103, pour se chauffer en refroidissant le gaz déshydraté chaud avant d'être acheminé vers l'échangeur E-101 pour refroidir le gaz d'alimentation.

Le gaz sec chauffé dans le E-101 coté calandre est ensuite comprimé dans le coté compresseur de l'expandeur EC-101 avant de s'écouler vers l'aspiration des compresseurs

C-601/602/603 puis envoyé via les compresseurs vers l'expédition comme gaz de vente après comptage fiscal.

Le liquide condensé dans le V-108 sert comme alimentation au niveau du 14 plateaux du de-éthaniseur, le liquide condensé du V-109 va alimenter le de-éthaniseur au quatrième plateau en utilisant pompes P-102A/B après être chauffé dans l'échangeur à plaques E-113 en refroidissant les gaz de tête du de-éthaniseur, les vapeurs condensées seront récupérées au niveau du ballon de reflux V-122 de la colonne T-101/201, le reflux est assuré par les pompes de reflux du de-éthaniseur P-108 au niveau du plateau N°1 (dans le cas de service avec la vanne Joule-Thomson, le reflux est assuré par le liquide condensé au niveau du V-109 en by passant le E-113).

Les produits du fond de-éthaniseur T-101 sont acheminés vers le coté tube de l'échangeur de sortie du fond de la colonne de séparation du GPL E-106, dans lequel ils sont préchauffés par l'écoulement de produits de fond provenant de la colonne de séparation du GPL T-102, avant d'alimenter le splitter du GPL au niveau du plateau N°22.

Les produits de fond (condensât non stabilisé) provenant de la stabilisation de condensât T-103 et du de-éthaniseur T-101 constituent l'alimentation principale du débutaniseur T-102, l'alimentation du débutaniseur à partir de la stabilisation de condensât T-103 se situe au niveau du plateau N°26.

La distillation du condensât non stabilisé au niveau du débutaniseur T-102 nous permet d'avoir le condensât stabilisé conforme aux spécifications au fond de la colonne, après refroidissement du condensât stabilisé, il sera envoyé vers le stockage dans les bacs TK-703A/B, si le condensât est On-spec, ou vers le TK-704 pour retraitement s'il est Off-spec.

Les vapeurs de tête du T-102 seront condensée dans un aéroréfrigérant AE-102 pour obtenir du GPL liquide qui sera collecté dans le ballon de reflux V-111, une partie de ce GPL est utilisée comme reflux du tête via de les pompes P-105A/B, la partie restante de ce GPL considérée comme GPL produit pour expédition après comptage fiscal s'il est conforme aux spécifications contractuelles, sinon (produit Off-spec) il sera envoyé vers la sphère TK-701D pour éventuel retraitement du GPL.

Le stabilisateur du condensât T-103, stabilise les hydrocarbures liquides collectés au niveau de la section 300 et V-102/202 par simple distillation pour l'élimination des composants légers contenus dans le condensât non stabilisé.

Un écoulement d'alimentation bi-phasique provenant du ballon de flash V-306 est préchauffé dans l'échangeur d'alimentation du stabilisateur de condensât E-112 et alimente le stabilisateur de condensât T-103 au niveau du plateau N°4 de la colonne, une partie du condensât à partir du V-306 by passe le E-112 pour alimenter le premier plateau du T103.

Le reflux vers plateau N°1 de la colonne est assuré par la pompe P-107A qui va pomper le distillat récupéré à partir de la condensâtion des vapeurs de tête du T-103.

En passant dans le ballon tampon des vapeurs de tête du stabilisateur V-116. Les gaz séparés du liquide condensé dans le ballon tampon V116 sont comprimés dans le compresseur alternatif de vapeur de tête du stabilisateur C-103, puis sont acheminés vers l'entrée du train en amont d'E-101. <sup>[2]</sup>

#### **I.8.4. Compression du gaz (Unité 600)**

Le gaz comprimés au niveau de compresseur du turbo expandeur EC-101/102 à une pression de 24 bar et 60°C sont refroidis à environ 45°C à travers l'aéroréfrigérant AE-601/2/3, entrée des compresseurs d'expédition avant d'être comprimés jusqu'à 72bara (la pression à laquelle le pipe d'expédition est soumis) par les turbo compresseurs C-601/2/3 (deux en service, un en stand-by).

Un refroidissement intermédiaire est assuré par les AE-604/5/6, le refroidissement final du gaz se fait par les aéroréfrigérants AE-607/-1/2 à 45°C.

Une partie du gaz est prise du refoulement des compresseurs et alimentera la section fuel gaz pour la consommation interne, la quantité restante considérée comme gaz sec produit est envoyée vers la section comptage fiscal du gaz avant d'être expédiée vers les lignes GR1/GR2 situées à 17 km.

Chaque compresseur est menu d'un système de commande MARKV et d'anti pompage CCC, et conçu pour comprimer environ 9.5 MMSm<sup>3</sup>/J de gaz sec. <sup>[2]</sup>

## **I.8.5 Comptage des produits**

### **I.8.5.1 Comptage du gaz**

Le système du comptage du gaz est un système de comptage dynamique constitué de 3 lignes parallèles, deux lignes en service, la troisième en stand-by, chaque ligne comprend une plaque à orifice, un densimètre et un chromatographe en ligne en conformité avec le standard international ISO 5167, toutes les informations obtenues par ces instruments sont traitées dans un soft programme qui va faire le calcul de la quantité du gaz expédiée en masse, en volume réel et en standard, du pouvoir calorifique, de la densité standard.<sup>[2]</sup>

### **I.8.5.2. Comptage du GPL**

Le système du comptage du GPL est un système de comptage dynamique constitué de 2 lignes parallèles et une ligne en série pour calibration, une ligne en service, la deuxième en stand-by, chaque ligne comprend un compteur à turbine et un densimètre. Toutes les informations obtenues par ces instruments sont traitées dans un programme qui va faire le calcul conforme aux normes API et ASTM de la quantité du GPL expédiée en masse, en volume réel et standard, de la densité standard.<sup>[2]</sup>

### **I.8.5.3 Comptage du condensât**

Le comptage du condensât est fait par la jauge manuelle du bac pour mesurer la cote initiale et finale du bac en expédition, en utilisant les tables de barémage (établi et certifié par l'ONML) le volume initial et final et l'utilisation des tables ASTM nous permet de déterminer l'expédition sera calculée.<sup>[2]</sup>

## **I.8.6 Destination finale des produits**

- **Condensât et GPL:** Haoud El Hamra (Division transport par canalisation).
- **Gaz sec :** GR1/GR2 Hassi R'Mel.<sup>[2]</sup>

I.9 Schéma simplifié du process

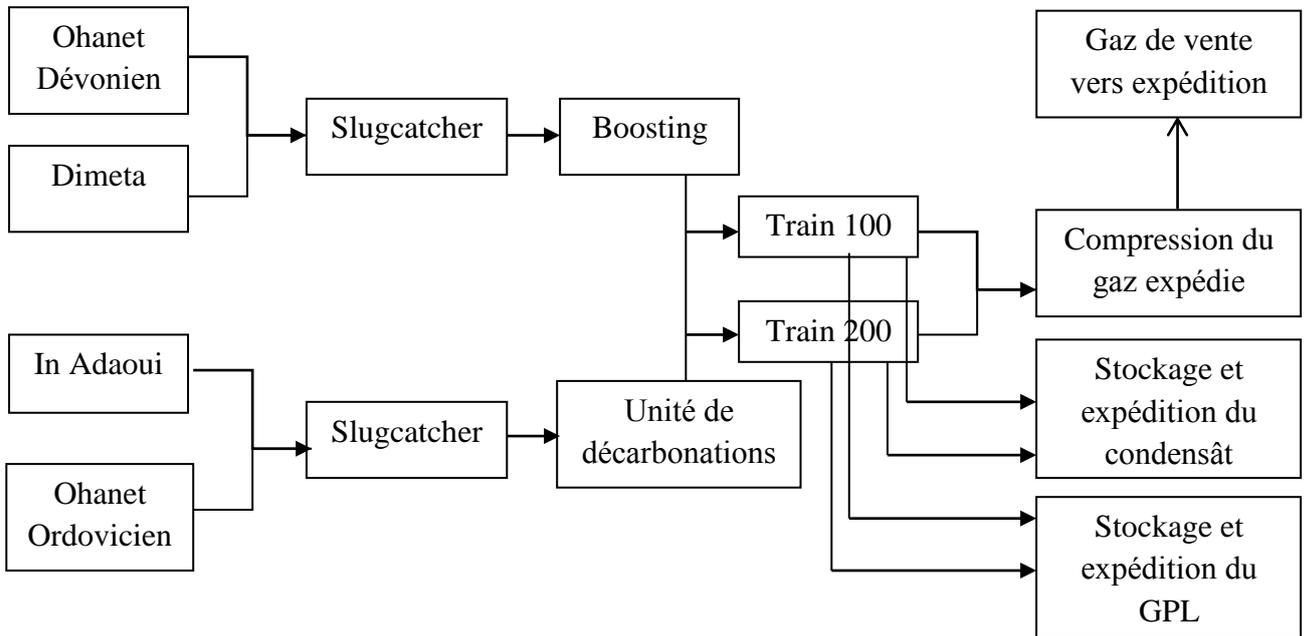


Figure I.3 : Schéma simplifié du process.<sup>[2]</sup>

I.9.1. Produits finis

L'usine de traitement du gaz d'Ohanet (CPF, Central Processing Facility) est un ensemble d'installations qui permet de récupérer les hydrocarbures lourds (GPL et condensât) des gaz bruts recueillis à partir des puits et de produire des gaz traités (gaz de vente). Le CPF se compose de deux trains ayant la même capacité, chacun d'eux comporte le même appareillage de process.<sup>[2]</sup>

Tableau I.3 : Prévisions de production par design.<sup>[1]</sup>

Gaz sec	16.5 MSm <sup>3</sup> /J
GPL	2400 Tonnes métriques/J
Condensât	3500 Tonnes métriques/J

I.9.2. Spécification des produits finis

L'usine en exploitation normale permet d'obtenir les produits dont les spécifications suivantes :

**I.9.2.1. Spécifications du gaz sec****Tableau I.4 :** Spécifications du gaz sec. <sup>[1]</sup>

Point de rosée hydrocarbure	< - 6 °C et 81.5 bar
Teneur en eau	< 50 ppmv
Température	< 60°C
H <sub>2</sub> S	< 2 mg/sm <sup>3</sup> dans le gaz expédition
Pouvoir calorifique	9145 kcal/sm <sup>3</sup> minimum, varie avec le taux de récupération du GPL
CO <sub>2</sub>	< 2% in volume

**I.9.2.2 Spécifications du GPL****Tableau I.5 :** Spécifications du GPL. <sup>[1]</sup>

Teneur en C <sub>2</sub>	2% normal, 3% max (mol%)
C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub> Récupère à partie du gaz humide	80% minimum (mol%)
Teneur en C <sub>5+</sub>	< 0.4% (mol%)
Teneur en eau	<100 ppm vol

**I.9.2.3 Spécifications du condensât****Tableau I.6 :** Spécifications du condensât. <sup>[1]</sup>

Reid Vapeur Pressure (TVR) – Hiver	0.69 bara (10 psia) à 37.8°C
Reid Vapeur Pressure (TVR) – été	0.5 bar (7psia) à 37.8°C
Récupération du C <sub>5+</sub> à partir du gaz humide	> 95% (mol%)

**I.9.2.4 Eau traitée vers bassin d'évaporation**

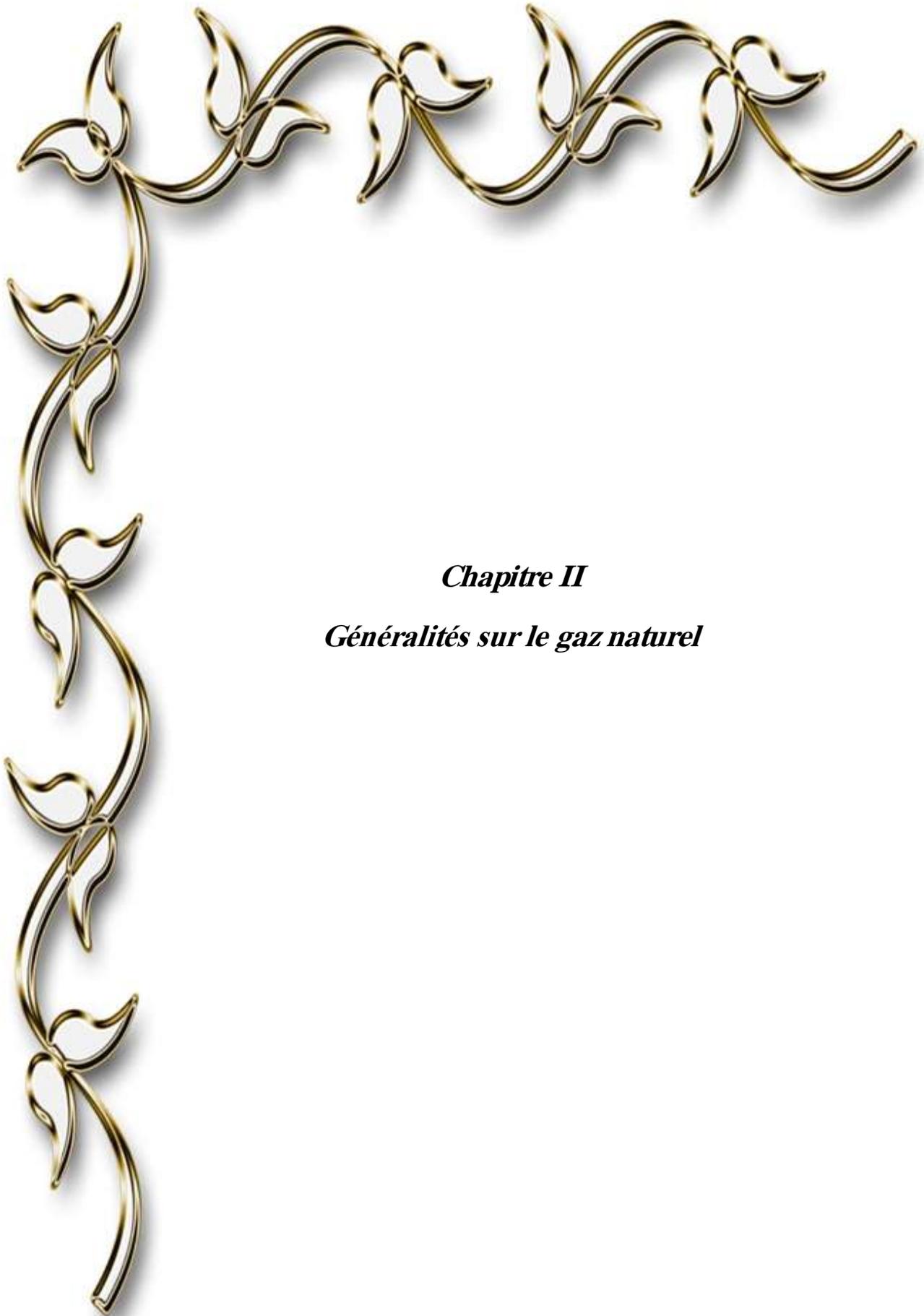
L'eau produite est envoyée vers bassin d'évaporation après traitement au niveau de l'unité de traitement des eaux huileuses V-408 avec les spécifications suivantes :

**Tableau I.7** : Spécifications des eaux traitées. <sup>[1]</sup>

---

Composition	100 mg/l en poids de chlorures
Hydrocarbures dans l'eau	≤ 40 ppm poids

---



***Chapitre II***  
***Généralités sur le gaz naturel***

Le gaz naturel est un combustible fossile présent naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuses du sous-sol. Utilisé comme source d'énergie, le gaz est composé d'hydrocarbures : principalement du méthane ( $\text{CH}_4$ ) mais aussi du propane ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), du butane ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), de l'éthane ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ) et du pentane ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ).

Il est généré à partir de la sédimentation de matière organique vieille de plusieurs millions d'années. Le plus souvent, enterrée dans le sous-sol et sous l'effet de la pression et de la température, la matière organique se transforme d'abord en kérogène. Lorsque la température augmente (entre 50 et 120°C), le kérogène se décompose. Cette décomposition thermique appelée pyrolyse, génère deux hydrocarbures, le gaz naturel et le pétrole qui constituent, dans une roche imperméable, un gisement. Entre 1.5 et 3 km de profondeur, le gaz et le pétrole sont présents dans les mêmes gisements.

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

Il est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles.<sup>[3]</sup>

## **II.2 Historique**

Les plus anciens documents existants sur les manifestations du gaz naturel concernent les « Feux éternels » du Moyen-Orient, (trois millénaires avant notre ère) et de Caucase (VII siècles avant notre ère).

Les Chinois furent sans nul doute les plus grands foreurs avant l'emploi des méthodes modernes. Plusieurs siècles avant Caucase, ils avaient mis au point des techniques de forage pour obtenir du sel, Ils rencontraient parfois des accumulations de gaz naturel. Le gaz était alors capté en tête de puits par des tubes de bambou, et servait à alimenter les chaudières salines, il assurait en outre l'éclairage des rues et des halles, l'excédent était comme aujourd'hui brûlé à l'air libre.<sup>[4]</sup>

Le gaz naturel se développait vite dans l'industrie, les usages domestiques puis la production d'électricité, depuis les années 1970 pour presque devancer le charbon. Mais le

renchérissement du début du XXI<sup>e</sup> siècle, les tassements de consommation des pays développés, les besoins des pays émergents et les progrès réalisés dans le traitement du charbon ont redonné au charbon un certain essor. Après une baisse de 2010 à 2014, la consommation mondiale de gaz naturel a repris sa progression depuis 2015, tirée par la Chine (+18 % en 2017, soit deux fois la croissance moyenne de 2010 à 2016) et l'Europe qui remplacent des centrales au charbon par des centrales au gaz.

### **II.3 Définition de gaz naturel**

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde propre et de plus en plus utilisé. Il présente la matière première la plus recherchée tant pour des raisons d'environnement que d'efficacité, il est désormais considéré comme une énergie de premier choix pour le 21<sup>ème</sup> siècle, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre qui joue un rôle de plus en plus grand dans la génération électrique.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme l'huile ou le charbon présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. C'est un mélange dont le constituant principal, de 70% à 95% est le méthane (CH<sub>4</sub>). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure. Autres composés indésirables se trouvent dans le gaz naturel avant son traitement tel que l'eau (H<sub>2</sub>O), le soufre (H<sub>2</sub>S), dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), l'azote (N<sub>2</sub>) et même des traces de cuivre (Cu) et d'hélium (He) qui seront presque éliminés après le passage au déférents procédés de lavage spécifique à chaque composé.<sup>[3]</sup>

Le gaz naturel est incolore, inodore, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de (-161) °C. Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle.<sup>[5]</sup>

### **II.4 Origine des constituants du gaz naturel** <sup>[6]</sup>

Il existe trois modes possibles pour la formation des hydrocarbures gazeux naturels :

➤ **Gaz bactérien**

Ce mode est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui accumulent le sédiment, le gaz formé et appelé gaz bactérien ou organique.

➤ **Gaz inorganique**

Ce mode reste très secondaire. Les gaz volcaniques où les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

➤ **Gaz thermique**

Au cours de l'évolution des sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, vont subir une dégradation thermique qui va donner à cote des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbonés.

## **II.5 Différents types de gaz naturel <sup>[7]</sup>**

Il existe plusieurs formes de gaz naturel, se distinguant par leur origine, leur composition et le type de réservoirs dans lesquels ils se trouvent. Néanmoins, le gaz est toujours composé principalement de méthane et issu de la désagrégation d'anciens organismes vivants.

➤ **Gaz associé**

Il s'agit de gaz présent en solution dans pétrole. Il est séparé lors de l'extraction de cette dernière. Pendant longtemps, il était considéré comme un déchet et brûlé sur place, ce qui constitue un gaspillage de ressources énergétique non renouvelables et une pollution inutile. Aujourd'hui, une partie est soit réinjectée dans les gisements de pétrole (contribuant à y maintenir la pression à maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisée.

➤ **Gaz non associé**

C'est la forme la plus exploitée de gaz naturel. Son processus de formation est similaire à celui du pétrole. On distingue le gaz thermogénique primaire, issu directement de la pyrolyse du kérogène, et le gaz thermogénique secondaire, formé par la pyrolyse du pétrole.

C'est principalement ce type de gaz conventionnel non associé qui alimente le marché international du gaz naturel et ses réseaux de transport par gazoducs et méthaniers.

➤ **Gaz à condensât**

Il forme une phase liquide dans le réservoir en cours de production (aussi dit condensât, gaz condensât, ou parfois naturel gazoline pour les anglophones), la phase condensât est riche en constituants lourds.

➤ **Gaz humide**

Le gaz naturel humide s'est formé à partir de débris d'algues marines et de plancton. Ceux-ci se sont transformés en matériau organique en quelques milliers d'années. Sous l'influence de la pression élevée et l'action de bactéries anaérobies (sans oxygène), ce matériau s'est transformé en bitume. Puis, sous l'action d'une température et d'une pression élevée, du pétrole s'est lentement formé. Enfin, là où la pression et la température ont continué d'augmenter, le bitume s'est décomposé pour former progressivement du gaz naturel. Il forme une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface.

➤ **Gaz naturel sec**

Le gaz naturel sec s'est formé sur la terre, à partir de débris végétaux. Ceci s'est surtout produit durant la période que nous appelons le Carbonifère. La terre était alors recouverte d'immenses forêts vierges. De très grandes quantités de déchets végétaux (feuilles, branches, bois...) se sont accumulées sur le sol. Ces couches végétales ont ensuite été recouvertes de sable, de pierres et de substances organiques. De ce fait, la température a continué d'augmenter jusqu'à la carbonisation des déchets végétaux. Ce processus a formé la tourbe, le lignite et la houille. Cette carbonisation a également libéré des gaz, surtout du méthane. Ce gaz méthane est le constituant principal du gaz naturel. Il s'est accumulé dans les couches avoisinantes de roches poreuses et a formé des « bulles de gaz ».

## II.6 Caractéristiques du gaz naturel <sup>[8]</sup>

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

➤ **Densité**

On a coutume de définir la densité d'un gaz par le rapport de sa masse volumique dans les conditions de référence choisies (par exemple pression atmosphérique normale et 15 °C) à celle de l'air dans les mêmes conditions 1.225 Kg/m<sup>3</sup>. La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences qui comptent à la même température.

La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation <sup>[8]</sup> :

$$\text{Densité de gaz} = \frac{\text{Masse mouléculaire}}{28.97}$$

➤ **Pouvoir calorifique**

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur exprimée en Joules, qui serait dégagée par la combustion complète d'un (1) mètre cube ( $m^3$ ) de gaz sec dans les conditions normales de température et de pression (1.01325 bars et  $0^\circ C$ ).

On distingue deux pouvoirs calorifiques <sup>[8]</sup> :

**PCS = PCI + Chaleur latente de condensâtion (ou de vaporisation) de l'eau.**

**a. Pouvoir calorifique supérieur PCS**

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'un (1) mètre cube de gaz. La vapeur d'eau formée pendant la combustion étant ramenée à l'état liquide et les autres produits de combustion étant à l'état gazeux.

**b. Pouvoir calorifique inférieur PCI**

Il se calcule en déduisant du PCS la chaleur de vaporisation (2511 kJ/kg) de l'eau formée au cours de la combustion et éventuellement de l'eau contenue dans le combustible.

➤ **Chaleur latente de condensâtion (ou de vaporisation)**

La combustion d'un hydrocarbure génère de l'eau à l'état de vapeur. Pour la vaporisation de 1 kg d'eau, 2511 kJ de chaleur sont nécessaires. Cette énergie est perdue lorsque la vapeur d'eau contenue dans les gaz de combustion est évacuée avec ceux-ci.

➤ **viscosité**

La connaissance de la viscosité des gaz et des condensâts est nécessaire pour effectuer les calculs d'écoulement aux différents stades de la production et notamment pour connaître les pertes de charge.

➤ **masse volumique**

La masse volumique d'un gaz représente la masse de volume du gaz exprimée en  $kg/m^3$ , elle est fonction de la pression et de la température, en dehors des conditions spécifiées, on se réfère à des conditions dites normales et standards : connaissant la masse volumique du gaz aux conditions normales ou standard, les quantités de gaz exprimées en  $m^3(n)$  ou  $m^3(S)$  peuvent être converties en quantités exprimées en kg :

- Conditions normales :  $T= 0^\circ C$ ,  $P= 1 \text{ atm}$ .

- Conditions standards :  $T= 15^{\circ}\text{C}$ ,  $P= 1 \text{ atm}$ .

➤ **Volume massique**

Le volume occupé par l'unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique.

➤ **Composition chimique de gaz**

Le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures : éthane, propane, butane, pentane et à des concentrations plus faibles, des hydrocarbures plus lourds, les hydrocarbures en  $\text{C}_3$  et  $\text{C}_4$  forment la fonction GPL. La fraction la plus lourds correspondant aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus est appelée gazoline. Le gaz naturel peut contenir des conditions autres que des hydrocarbures, notamment de l'eau et des acides : dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré, ainsi que de l'azote, de l'hélium, de faible quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic).

Lorsqu'une fraction d'hydrocarbures lourds est présente dans gaz, il est en général impossible d'identifier ensemble des constituants et pour cette raison, il est nécessaire de regrouper tous les hydrocarbures dont le nombre d'atomes de carbone est égal ou supérieur à 6, 7, 11 ou 20.

La composition chimique est utilisée pour l'étude de vaporisation, elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (la compressibilité et la densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographie en phase gazeuse.<sup>[7]</sup>

**Tableau II.8** : D'autres caractéristiques du gaz naturel.<sup>[7]</sup>

Poids moléculaire	17.5 kg/k mol
Point d'ébullition	-195°C à -155°C
Pression critique	46.2 bar
Densité à 20°C	0.80 kg/m <sup>3</sup>
Densité relative	0.62
Température d'allumage (°C)	En mélange avec air 575 à 640°C
Limite d'explosion en air à 20°C	4.0 à 16.5 % vol
Solubilité dans l'eau à 20°C	0.0338 à 0.0856 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> en fonction de sa composition

## **II.7 Utilisation du gaz naturel <sup>[9]</sup>**

Le gaz naturel est aujourd'hui la matière première d'une bonne partie de l'industrie chimique et pétrochimique : à la quasi-totalité de la production d'hydrogène, de méthanol et d'ammoniac, trois produits de base, qui à leur tour servent dans diverses industries.

Le gaz naturel est utilisé comme carburant par les véhicules routiers sous forme comprimée à 200 bars (GNC) ou liquéfiée à -163°C (GNL).

Le gaz naturel est très performant pour le chauffage de l'air et de l'eau. Avec une flamme atteignant les 1960°C, il permet la génération instantanée de chaleur dans les appareils.

En cas de panne électrique, le réseau gazier souterrain continue d'alimenter les maisons pour chauffage, l'eau chaude et la cuisinière à gaz. C'est appréciable dans un pays nordique comme le nôtre.

Le gaz naturel est très répondeur pour chauffer les grands espaces comme les hangars, les édifices à bureaux, les arénas, etc...il est aussi particulièrement apprécié en restauration.

## **II.8 Gaz naturel dans le monde**

### **II.8.1 Réserves mondiales de gaz naturel**

En 2018, selon BP, les réserves mondiales prouvées (réserves estimées récupérables avec une certitude raisonnable dans les conditions techniques et économiques existantes) de gaz naturel atteignaient 196 900 Gm<sup>3</sup> (milliards de mètres cubes), en hausse de 0,4 % par rapport à 2017, de 15,7 % par rapport à 2008 et de 50,5 % par rapport à 1998. Le Moyen-Orient regroupe 38,4 % des réserves mondiales et les pays de l'ex-URSS (Union des républiques socialistes soviétiques) 31,9 %.<sup>[10]</sup>

Tableau II.9 : Réserves prouvées de gaz naturel. <sup>[10]</sup>

Rang 2018	Pays	1998 Tm <sup>3</sup>	2008 Tm <sup>3</sup>	2018 Tm <sup>3</sup>	% 2018	var. 10 ans	var. 20 ans	Ratio R/P
1	Russie	33,4	34,0	38,9	19,8 %	+14,4%	+16,5%	58
2	Iran	22,8	28,0	31,9	16,2%	+14%	+40%	133 <sup>n4</sup>
3	Qater	11,3	26,3	24,7	12,5%	-6%	+119%	141
4	Turkumé-nistan	2,5	8,2	19,5	9,9%	+138%	+680%	317
5	États-Unis	4,4	6,6	11,9	6,0%	+80%	+170%	14
6	Venezuela	4,6	5,5	6,3	3,2%	+15%	+37%	191
7	Chine	1,4	2,7	6,1	2,8%	+126%	+336%	38
8	Arabie Saoudite	5,8	7,1	5,9	3,0%	-17%	+2%	53
8	Émirats arabes unis	5,8	5,9	5,9	3,0%	0%	+2%	92
9	Nigeria	3,3	5,0	5,3	2,7%	+6%	+61%	109
10	Algérie	3,9	4,3	4,3	2,2%	0%	+10%	47
11	Irak	3,0	3,0	3,6	1,8%	+20%	+20%	274
12	Indonésie	2,2	3,2	2,8	1,5%	-12%	+27%	38
13	Australie	1,6	2,7	2,4	1,2%	-11%	+50%	18
14	Malaisie	2,4	2,4	2,4	1,2%	+0%	0%	33
15	Égypte	1,0	2,1	2,1	1,1%	+110%	+110%	36
16	Canada	1,7	1,7	1,9	0,9%	+12%	+12%	10
17	Koweït	1,4	1,7	1,7	0,9%	+0%	+21%	97
18	Norvège	1,2	2,2	1,6	0,8%	-27%	+33%	13
19	Inde	0,6	1,0	1,3	0,7%	30%	+117%	47
	Total mondial	130,8	170,2	196,9	100%	+16%	+51%	50,9

**Remarque :**

Les quatre premiers pays de cette liste totalisent 58,4 % des réserves mondiales.

Tm<sup>3</sup> = milliers de milliards de mètres cubes ; var. 10 ans = variation entre 2008 et 2018 ; var. 20 ans = variation entre 1998 et 2018 ; R/P = Réserves/Production 2018.

### II.8.2 Production de gaz naturel dans le monde

Les statistiques de production gazière diffèrent selon les sources, car les modes de calcul peuvent ou non inclure le gaz associé brûlé en torchère, ou donner des volumes de gaz avant ou après séchage et extraction des contaminants, etc. Les données de l'Agence internationale de l'énergie sont un peu plus élevées que celles de BP, avec une production mondiale de 3 937 Gm<sup>3</sup> pour 2018. La production qui était de 1 225 Gm<sup>3</sup> en 1973 a progressé de 221 % en 45 ans. La part du gaz naturel dans l'approvisionnement en énergie primaire était en 2017 de 22,2 % contre 27,1 % pour le charbon et 32,0 % pour le pétrole ; cette part a fortement progressé : elle n'était que de 16,0 % en 1973. <sup>[10]</sup>

**Tableau II.10** : Production de gaz naturel des principaux producteurs en 2018. <sup>[10]</sup>

Ran g	Pays	Production Gm <sup>3</sup>	Production Mtep	%du total	Var.10ans	R/B
1	États-Unis	831,8	715,2	21,5 %	+52 %	14,3
2	Russie	669,5	575,6	17,3 %	+9 %	58,2
3	Iran	239,5	205,9	6,2 %	+94 %	133,3
4	Canada	184,7	158,8	4,8 %	+11 %	10,0
5	Qatar	175,5	150,9	4,5 %	+120 %	141
6	Chine	161,5	138,9	4,2 %	+100 %	37,6
7	Australie	130,1	111,9	3,4 %	+213 %	18,4
8	Norvège	120,6	103,7	3,1 %	+21 %	13,3
9	Arabie saoudite	112,1	96,4	2,9 %	+47 %	52,6
10	Algérie	92,3	79,4	2,4 %	+12 %	47
11	Indonésie	73,2	62,9	1,9 %	-2 %	37,7
12	Malaisie	72,5	62,3	1,9 %	+5 %	33
13	Émirats arabes unis	64,7	55,6	1,7 %	+32 %	92
14	Turkménistan	61,5	52,9	1,6 %	0 %	317
15	Égypte	58,6	50,4	1,5 %	+3 %	36,5
16	Ouzbékistan	56,6	48,7	1,5 %	-7 %	21,4
17	Nigeria	49,2	42,3	1,3 %	+50 %	108,6
18	Royaume-Uni	40,6	34,9	1,0 %	-44 %	4,6
19	Argentine	39,4	33,9	1,0 %	-8 %	8,8

20	Thaïlande	37,7	32,4	1,0 %	+27 %	5,0
	Total mondial	3 867,9	3 325,8	100 %	+27,7 %	50,9

Gm<sup>3</sup> = milliard de mètres cubes ; var. 10 ans = variation entre 2008 et 2018.

Mtep = Million de tonnes équivalent pétrole ; R/P = ratio réserves/production (nombre d'années de production restantes, au rythme de 2018).

**II.8.3 Consommation mondiale de gaz naturel et Principaux exportateurs**

Le gaz naturel est une ressource non renouvelable dont les réserves sont très concentrées dans certaines zones géographiques. L'amélioration de ses conditions d'approvisionnement, de transport et de stockage joue un rôle stratégique pour son avenir dans le mix énergétique.

En 2018, selon BP, le monde a consommé 3 848,9 Gm<sup>3</sup> (milliards de mètres cubes) de gaz naturel, soit 3 309,4 Mtep, en hausse de 5,3 % par rapport à l'année précédente et de 28,3 % par rapport à 2008.

Le gaz naturel était en 2017 la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde avec 22,2 % de l'approvisionnement mondial en énergie primaire, après le pétrole (32,0 %) et le charbon (27,1 %) ; sa part a fortement progressé : elle n'était que de 16,0 % en 1973. Le gaz naturel était utilisé principalement en 2017 pour la production d'électricité et de chaleur : 40,7 %, puis dans le secteur industriel : 18,3 %, le secteur résidentiel : 14,2 %, le secteur tertiaire : 6,1 %, les besoins propres à l'industrie énergétique : 9,4 %, les utilisations non énergétiques (chimie, engrais ...etc.) : 6,0 % et le secteur des transports : 3,4 %.<sup>[11]</sup>

**Tableau II.11** : Principaux exportateurs.<sup>[10]</sup>

Rang 2018	Pays	Par gazoduc	Par mer GNL	Total	Clients Principaux
1	Russie	223,0	24,9	247,9	Europe (201), Turquie, Belarus, Japon
2	Qatar	20,2	104,8	125,0	Asie (77), Europe, Émirats arabes unis
3	Norvège	114,3	6,6	120,6	Europe (Royaume-Uni, Allemagne, Pays-Bas, France, etc.)

4	États-Unis	67,6	28,4	96,0	Mexique (51), Canada (22), Asie (15)
5	Australie	/	91,8	91,8	Japon (39), Chine (32), Corée du sud (11)
6	Canada	77,2		77,2	États-Unis
7	Algérie	38,9	13,5	52,4	Europe (48), Afrique
8	Turkménistan	35,2	/	35,2	Chine (33)
9	Malaisie	/	33,0	33,0	Japon (15), Chine, Corée du sud, Taïwan
10	Pays –BAS	32,5	/	32,5	Allemagne (16), Belgique, France
11	Indonésie	7,6	20,8	28,4	Japon, Chine, Corée du sud
12	Nigeria	/	27,8	27,8	Europe (12), Asie (11)
13	Kazakhstan	25,6	/	25,6	Russie (20), Chine (5)
	Total mondial	805,4	431,0	1236,4	

## **II.9 Gaz naturel en Algérie**

L'Algérie occupe la 8<sup>ème</sup> place mondial en termes de réserves de gaz naturel, avec 161.7 mille milliards (trillions) de mètres cubes (Tcf) de réserves avérées de gaz naturel (2007). Le gisement le plus important est celui de Hassi R'Mel, découvert en 1956 et représentant environ le quart de la production naturelle séchée de gaz. Le reste de la production est situé dans le Sud-Est (région de Rourde Nouss, 13 Tcf de réserves connues), et vers la frontière libyenne (Amenas). La région d'In Salah (sud) a des réserves moins importantes (5 à 10 Tcf). Les plus grands importateurs de gaz naturel algérien sont l'Italie, l'Espagne et la France, suivie de la Turquie.

La production commerciale du gaz naturel a commencé en 1961. L'Algérie disposant de 160 trillions de mètres cubes (Tcf) de réserves à prouvées de gaz naturel se classe au dixième rang mondial, elle est ainsi un des principaux exportateurs de gaz, responsable d'un cinquième des importations de l'Union européenne en 2000. Depuis 2001, sa capacité d'exportation de GNL par gazoduc est supérieure à 2 trillions de mètres cubes par an. Avec la création de l'usine Arzew en 1964, L'Algérie est devenue le premier producteur mondial de GNL la compétitivité de l'Algérie a chuté dans le marché du GNL, mais en 1999 la Sonatrach a entrepris une rénovation totale de son infrastructure, augmentant de manière significative sa capacité productive.

L'Algérie détient 2.37% des réserves mondiales prouvées de gaz naturel. Elle se classe ainsi à la dixième avec des réserves estimées à 4502 milliards de mètres cubes par l'Iran, le Qatar, l'Arabie Saoudite, le Turkménistan, Les Etats-Unis, les Emirats Arabes Unis, le Nigeria et le Venezuela. L'Algérie est l'un des plus grands fournisseurs de gaz de l'Afrique.

Elle couvre 37.67% de la demande du continent noir. Cette portion devrait cependant connaître une légère baisse à l'horizon 2015 pour atteindre 36.74%. Les ambitions de l'Algérie sont en effet très grandes dans ce domaine qui représente la principale source de revenus du pays. <sup>[12]</sup>

## **II.10 Avantages du gaz naturel**

- Le gaz naturel permet des rendements stables et élevés : 0.92 (PCI) pour une chaudière haute rendement et 0.97 (PCI) pour une chaudière à condensâtation.
- Il est distribué au consommateur sans avoir subi transformation majeures après extraction.
- La chaîne gaz, du puits à l'utilisation, présente une efficacité énergétique globale qui conduit à des gains importants en énergie primaire.
- Le gaz naturel est l'énergie fossile le moins générateur de gaz à effet de serre et de polluants locaux. Il ne génère pas de poussières et pas de suies, un minimum d'odeur, moins de soufre et moins de rejets dans l'atmosphère que le fioul par exemple. Le gaz naturel est moins polluant que le pétrole : sa combustion émet 55kg de dioxyde de carbone pour un Giga joule de chaleur produite contre 75% pour le pétrole brut et 100kg pour le charbon.
- Couvre les trois usages : cuisine, production d'eaux chaudes sanitaire et chauffage.
- Le gaz naturel est l'un des « énergies les plus économiques du marché qui devrait rester compétitif par rapport aux autres énergies. Contrairement aux idées reçues, pour les nouveaux usages gaz, il est mieux placé que l'électricité sur les plans des gaz à effet de serre car les usages saisonniers mobilisent des moyens de production d'électricité très émetteurs de CO<sub>2</sub>.
- Les ressources de gaz naturel sont relativement abondantes et diversifiées.

- Rendement stable (de l'ordre de 92 à 97%) selon le modèle de chaudière utilisée soit à haut rendement, condensâtion, pompe à chaleur à gaz ou éco-générateur.
- Le gaz naturel peut être associé à des techniques de pointes : plancher chauffant et chaudière à condensâtion.
- Toutes les installations de chauffage au gaz sont équipées de système de sécurité chaudière sans veilleuses à basse température ou à condensâtion.
- Sécurité ; l'installation est réalisée par un professionnel agréé puis contrôlée par la société gazière et par des organismes indépendants : QUALIGAZ, IS services, etc.
- Entretien de la chaufferie rapide, peu couteuse et peu salissante.

Le règlement des factures peut s'effectuer par mensualisées sans frais.<sup>[12]</sup>

### **II.11 Inconvénients du gaz naturel**

- L'obligation de payer un abonnement à un compteur.
- Devis d'installation de gaz naturel plus élevé qu'un insert à bois ou de convecteur électriques.
- Le prix du gaz varie tous les 6 mois, il suit les courbes du pétrole malgré un tarif règlement.
- L'approvisionnement en gaz est soumis aux aléas de la situation politique des régions productrices (Moyen-Orient) et peut être un moyen de pression sur le plan géopolitique (dépendance de l'Europe envers la Russie).
- La nature volatile du gaz donne lieu à des règles d'installation très strictes.

Sécurité dans les vieux immeubles aux canalisations anciennes et vieillissantes.<sup>[12]</sup>

### **II.12 Techniques de traitement de gaz<sup>[13]</sup>**

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

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

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

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

### **II.12.1 Procédés de traitement du gaz naturel**

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

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

Seconde étape de traitements : dépend du mode de transport.

Gaz naturel et ses fractions peuvent être transportés sous diverses formes :

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

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

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

- H<sub>2</sub>S : toxique et corrosif.
- CO<sub>2</sub> : corrosif et de valeur thermique nulle.
- Hg : corrosif dans certains cas.
- H<sub>2</sub>O : conduisant à la formation des hydrates.
- Les hydrocarbures lourds : condensant dans les réseaux de transport.

- $N_2$  : de valeur thermique nulle.

## II.12.2 Techniques de traitement de gaz

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

### a. Procédé PRITCHARD

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

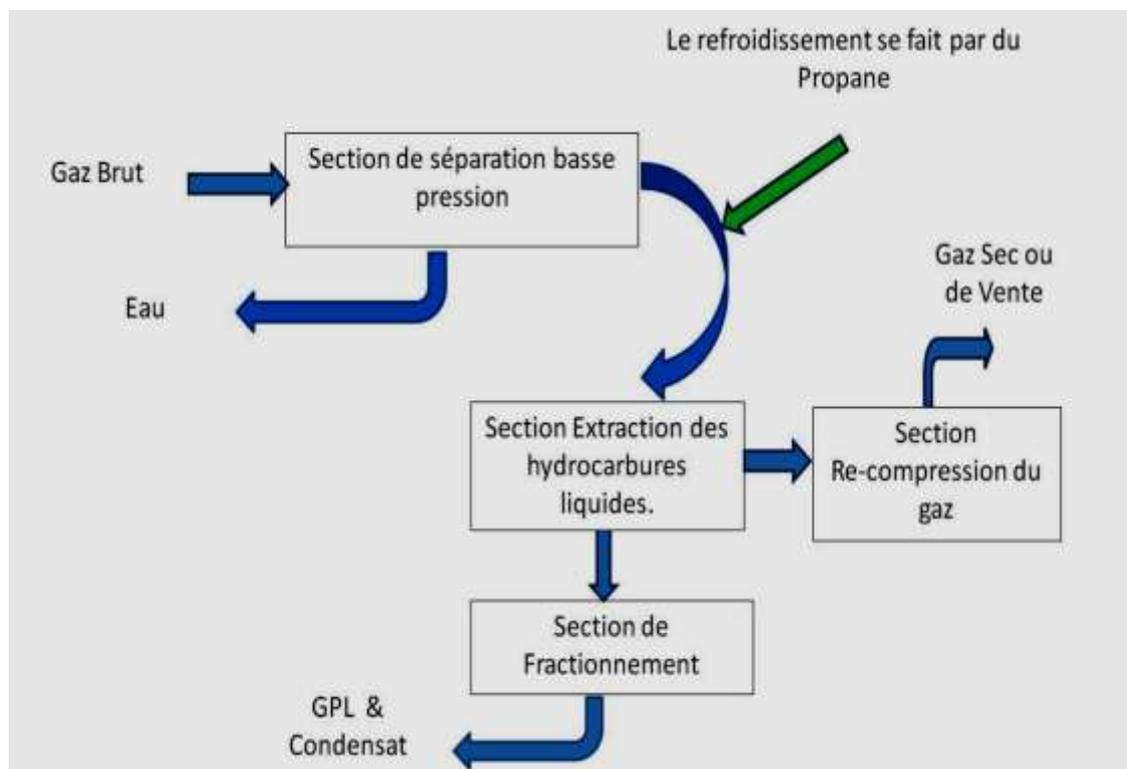


Figure II.4 : Les étapes du procédé PRITCHARD. <sup>[14]</sup>

### b. Procédé HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers un TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieur à  $(-430)^\circ\text{C}$ .

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

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

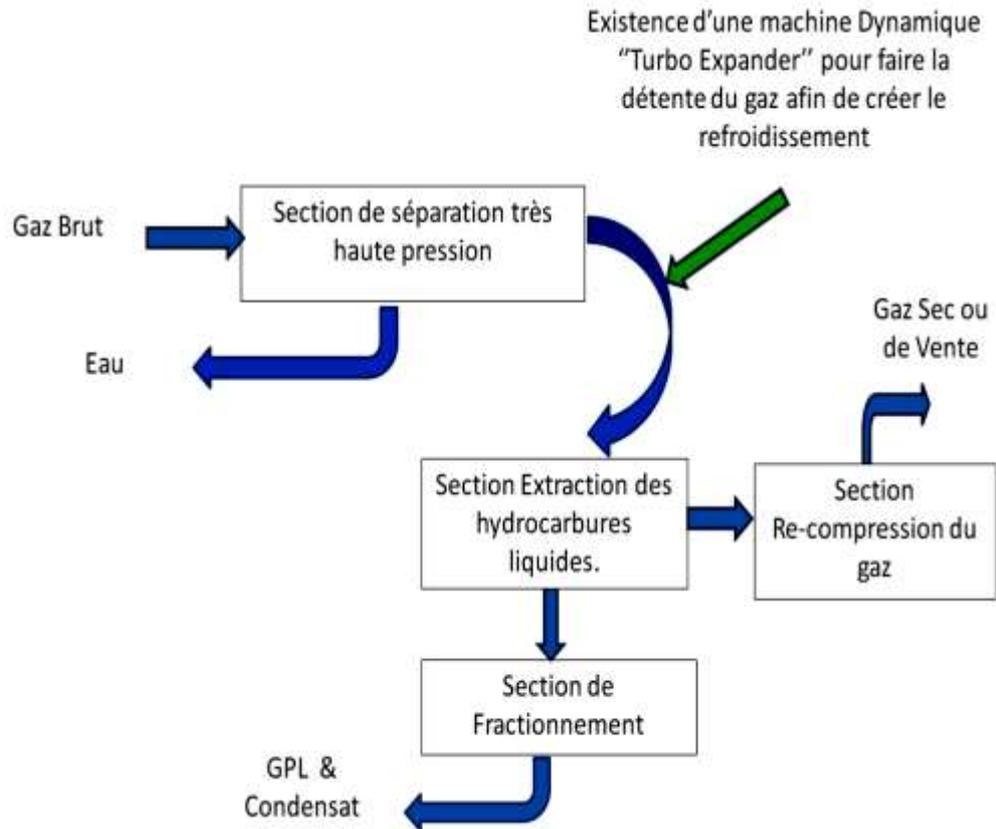


Figure II.5 : Les étapes du procédé HUDSON. <sup>[14]</sup>

### c. Procédés mixtes

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

Les procédés mixtes sont plus performants du fait qu'ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 140 bars et une température de (65) °C.

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

#### ➤ **Élimination de l'eau**

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

➤ **Extraction des hydrocarbures liquides**

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

➤ **Compression du gaz**

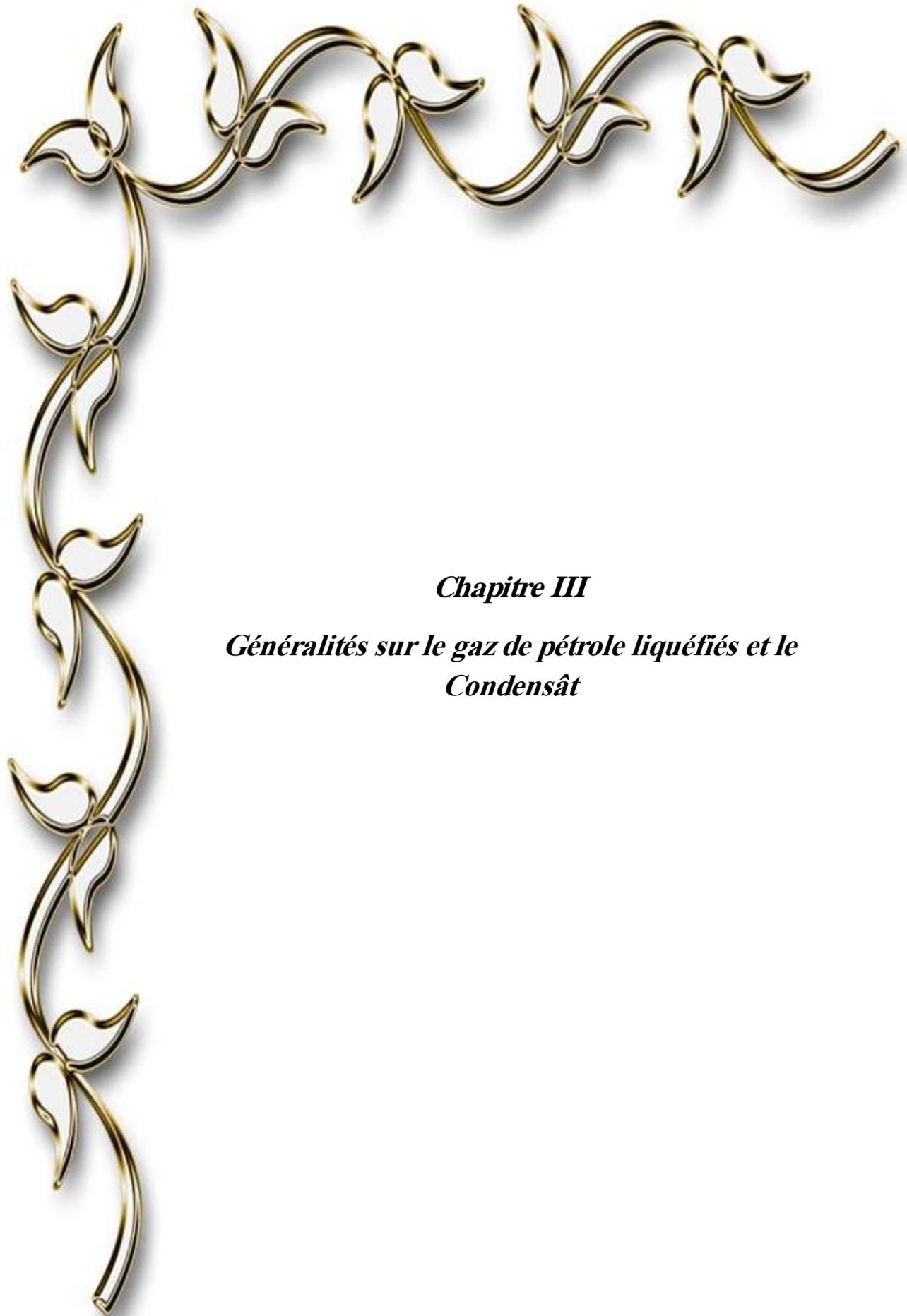
Le gaz doit être comprimé pour avoir la pression de ligne d'alimentation des puits ré-injecteurs et d'assurer une pression suffisante pour l'alimentation de l'usine de GPL.

➤ **Stabilisation et fractionnement**

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

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

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



### ***Chapitre III***

#### ***Généralités sur le gaz de pétrole liquéfiés et le Condensât***

### **III.1 Définition de GPL**

Le propane (C<sub>3</sub>) et le butane(C<sub>4</sub>) sont appelés gaz de pétrole liquéfiés car leur température de vaporisation respectivement (-42°C et 0°C) à pression normal, permettent de les maintenir liquides à température ordinaire sous une pression modérée 14 et 15 kPa respectivement, on se souviendra qu'a l'inverse, le méthane C<sub>1</sub> et l'éthane C<sub>2</sub> ne peuvent être liquéfiés qu'a des température très basses, c'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffinerie seront utilisés sur place comme combustibles internes car ils seraient trop couteux à transporter.

Le Gaz de Pétrole Liquéfiés est un mélange, composé essentiellement de butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

Cela présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit (1 litre de GPL liquide égal 250 litre de GPL gazeux), ce qui permet de la transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pression très élevées, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier. Il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition chimique de GPL est variable selon les normes et les utilisations dans différents pays. Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, d'éthylène, de pentane et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthyl-acétylène.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour véhicules, et dans différents domaines. <sup>[15]</sup>

### **III.2 Origène de GPL <sup>[12]</sup>**

Les GPL peuvent être extraits à partir des champs de production de gaz naturel et/ou du raffinage du pétrole brut. Il s'agit des :

➤ **Champs pétroliers**

Lors du traitement de pétrole brut il est nécessaire de stabiliser le pétrole brut à proximité des gisements de production en séparant les gaz dissous qui contient des propositions

importantes de propane et de butane qui peuvent être liquéfiées.

➤ **Raffinage**

Au cours des différentes opérations de raffinage et particulièrement pendant les opérations de distillation atmosphérique sous vide, les GPL sont recueillis : lors de procédé du raffinage, les gaz (essentiellement les GPL) montent vers le haut de la colonne de dilatation tandis que les autres produits se déposent en bas, ainsi les fractions sont recueillies à chaque étage.

➤ **Traitement du gaz naturel**

Au cours des opérations de traitement, il est indispensable de séparer les GPL du reste des constituants de gaz naturel pour éviter en particulier les condensations dans les gazoducs sous pression élevée.

➤ **Unités GPL**

Lors de l'opération de liquéfaction du gaz naturel et pour un respect des conditions de sécurité liées à son transport par méthanier. Le gaz à l'entrée des complexes GPL est appauvri par une extraction des GPL restants.

### **III.3 Propriétés du GPL** <sup>[12]</sup>

A température ambiante et à pression atmosphérique, les GPL ont la propriété d'être à l'état gazeux. Mais ils se liquéfient aisément en augmentant leur pression, facilitant ainsi leur stockage et utilisation.

Les vapeurs des GPL constituent avec l'air un mélange extrêmement inflammable et dangereux. Leur domaine d'inflammabilité dans l'air à 20°C et sous 1atm varie de 2% à 10% (% volumique). Ce mélange est détonnant au contact d'une source de chaleur (flamme ou étincelle). Pour mieux les reconnaître ou déceler d'éventuelles fuites, on leur confère une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans).

A l'état liquide, les GPL ont un haut coefficient de dilatation, ils se dilatent de 0.25% par degrés de température dont il faut tenir compte lors de leur stockage dans les récipients que le remplissage ne doit jamais être dépassé au maximum 85% de sa capacité. Le propane et le butane sont chimiquement réactifs et ils peuvent détériorer certains caoutchoucs naturels ou certaines matières plastiques. Il est donné primordial de n'utiliser que des accessoires et des équipements spécialement conçus pour ces gaz.

Les GPL sont insolubles dans l'eau et ils n'ont pas de propriétés lubrifiantes d'où ce qui doit être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.

Les GPL sont d'une pureté parfaite et brûlent sans aucun déchet, n'encrassent ni les conduites, ni les brûleurs des appareils d'utilisation.

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.

Les GPL ne présentent aucun danger d'empoisonnement et ne sont pas à craindre par inhalation, à condition toutefois que l'organisme trouve suffisamment d'oxygène dans l'air.

### III.4 Caractéristique de GPL

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

Le pouvoir calorifique du GPL est pratiquement égal à l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilo de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C (voir Tableau N°12), cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et essence, en moyenne, la densité à 15°C d'un GPL est de 0.555 kg/litre et celle de l'essence de 0.730 kg/litre. Un moteur alimenté avec l'essence développe une puissance supérieure de 10 à 12%.

L'augmentation du rendement global du GPL par rapport à l'essence peut s'expliquer par une meilleure combustion due à plus grande homogénéité du mélange gaz/air. <sup>[15]</sup>

**Tableau III.12** : Pouvoir calorifique des GPL et des essences. <sup>[15]</sup>

	Essence	GPL
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11 300	11 850
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/kg)	10 500	11 000
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/litre)	8 200	6 480
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/litre)	7 600	6 050

Un litre de GPL a une valeur énergétique de 22.5% inférieur à celle contenue dans un litre d'essence et un litre d'essence a une valeur énergétique de 29% supérieur à celle contenue dans un litre de GPL.

Un mélange GPL doit respecter les spécifications suivantes : moins 50% de propane et plus de 19% de butane. Pression de vapeur comprise entre 7.5 et 11.5 bars à (50) °C.

**Tableau III.13** : Les caractéristiques des composants principaux du GPL. <sup>[15]</sup>

	Propane	Isobutane	n-Butane
Formule chimique	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Tension de vapeur à 10°C (kg/cm <sup>2</sup> )	6.2	1.3	1.5
Point d'ébullition à 670 mm Hg (°C)	-42	-11.7	-0.5
Densité du liquide à 15°C	0.51	0.56	0.58
Litres de gaz obtenus à partir d'un litre du liquide	272.7	229.3	237.8
Densité de la vapeur à 15°C	1.86	2.45	2.45
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11 980	11 828	11 586
Temperature d'auto inflammation °C	480	480	420
Kg d'air comburant par kg de gaz	15.8	15.6	15.6
Nombre d'octane	96	97	89
Limit d'explosion	2.2 % à 9.4%	-----	1.9% à 8.5%
TVR à (-20)°C	2.6	0.6	0.5
TVR à (0)°C	5	1.7	1.1
TVR à (+20)°C	9	2.3	2.2
TVR à (+40)°C	14.5	5.7	4

### **III.5 Utilisation du GPL**

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

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

#### **III.5.1 Source de chauffage**

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

#### **III.5.2 GPL dans la climatisation**

Deux principaux facteurs sont utilisés :

- 1<sup>ère</sup> facteur pour s'évaporer, les GPL absorbent la chaleur de l'environnement et créent un froid.
- 2<sup>ème</sup> facteur pour un moteur fonctionnant aux GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz GPL et la détente absorbe la chaleur.

A la base de ces deux principes ont été construits :

- 1<sup>ère</sup> principe pour Les réfrigérateurs.
- 2<sup>ème</sup> principe pour Les climatiseurs.

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

### **III.5.3 GPL dans la pétrochimie**

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

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

### **III.5.4 GPL pour la production d'électricité**

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale en électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales.

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

### **III.5.5 GPL carburant**

Le GPL/C dont la composante diffère d'une région à une autre, est un carburant qui utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

La consommation de GPL comme carburant s'élevait à près de 10MT. Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant.

L'expérience internationale dans l'utilisation de GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL aujourd'hui est un carburant éprouvé et largement utilisé.

L'indice d'octane élevé de GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant à beaucoup d'avantages pour l'environnement, il à une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO<sub>2</sub> et de CO.

## **III.6 GPL dans le monde**

Le GPL est récupéré à partir des deux sources essentielles :

- 1<sup>ère</sup> source c'est La récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole.
- 2<sup>ème</sup> source c'est La récupération du propane et du butane sur les champs du gaz naturel.

Cette dernière représente 60% des ressources.

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

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

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

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

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

### **III.7 GPL en Algérie**

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

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

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

### **III.8 Avantages et inconvénients techniques du GPL**

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

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

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

Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois, les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.

### **III.9 Condensât**

L'Algérie est l'un des premiers producteurs de condensât à l'échelle mondiale. Ces énormes quantités de condensât ne trouvent aucune application dans l'industrie algérienne. Cependant il faut noter qu'une faible quantité a été utilisée comme substitut du pétrole brut dans les raffineries du nord. La grande quantité de ce produit est expédiée vers l'étranger à l'état brut.

Progressivement, l'installation des hydrocarbures comme source d'énergie diminuerait au profit d'autres types d'énergie « nouvelles », et les hydrocarbures ne seraient utilisés que là où ils seraient irremplaçables : pétrochimie, bitumes, lubrifiants et carburants.

Les familles d'hydrocarbures qui composent essentiellement les matières premières, sont les paraffines, les naphènes, et les aromatiques dans le cas des liquides. Alors que dans l'industrie pétrochimique, on exige les paraffines, les oléfines, les dioléfinés et autres aromatiques, qui sont des hydrocarbures à haute réactivité chimique et seront utilisés en qualité de charges pour l'obtention de divers produits finis et semi-finis.

Pour cela, on transforme ces hydrocarbures (1<sup>ère</sup> niveau : matières premières) moins réactifs en hydrocarbures (2<sup>ème</sup> niveau : charges) plus réactifs, appelés grands intermédiaires pétrochimique tels les paraffines oléfines et les aromatiques, qui permettent d'aboutir aux multiples produits finis à travers des procédés technologiques.

Le condensât est autant, sinon plus recherché que le pétrole vu la diversité de gammes de produits qu'il nous permet d'obtenir. Toutefois, l'industrie algérienne ne le valorise pas à l'instar du gaz naturel et du pétrole, lesquels ont bénéficié d'une attention particulière et privilégiée de la politique industrialisant algérienne. [12]

### **III.9.1 Définition du Condensât**

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffines, de l'iso pentane jusqu'au do décane et plus  $C_5^+$  ( $T_{eb} = 28$  à  $220$  °C), il généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et pression ( $P=1\text{atm}, T=15^\circ\text{C}$ ). [16]

### **III.9.2 Caractéristiques du Condensât [17]**

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- La TVR : le Tension de Vapeur de Riel est la caractéristique principale du condensât, elle doit être inférieure à 0.89 bars (10 psia) à 37.8°C en hiver et inférieure à 0.5 bars (7 psia) à 37.8°C à en été.
- Aspect : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- Poids spécifique : Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.
- Point d'éclair : Son point d'éclair est inférieur à (- 40) °C.

- Limites d'inflammabilités : Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6%.
- Densité de vapeur : Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air.
- Explosivité et d'inflammabilités : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, ...etc. On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.
- Toxicité physiologique : Les vapeurs du condensât sont toxiques. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement). La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher. Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elle ne peut pas causer des symptômes heures d'inhalation.
- Précautions hygiéniques : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

### **III.10 Utilisation du Condensât**

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

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

### **III.10.1 Utilisation du Condensât dans la pétrochimie <sup>[16]</sup>**

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante.

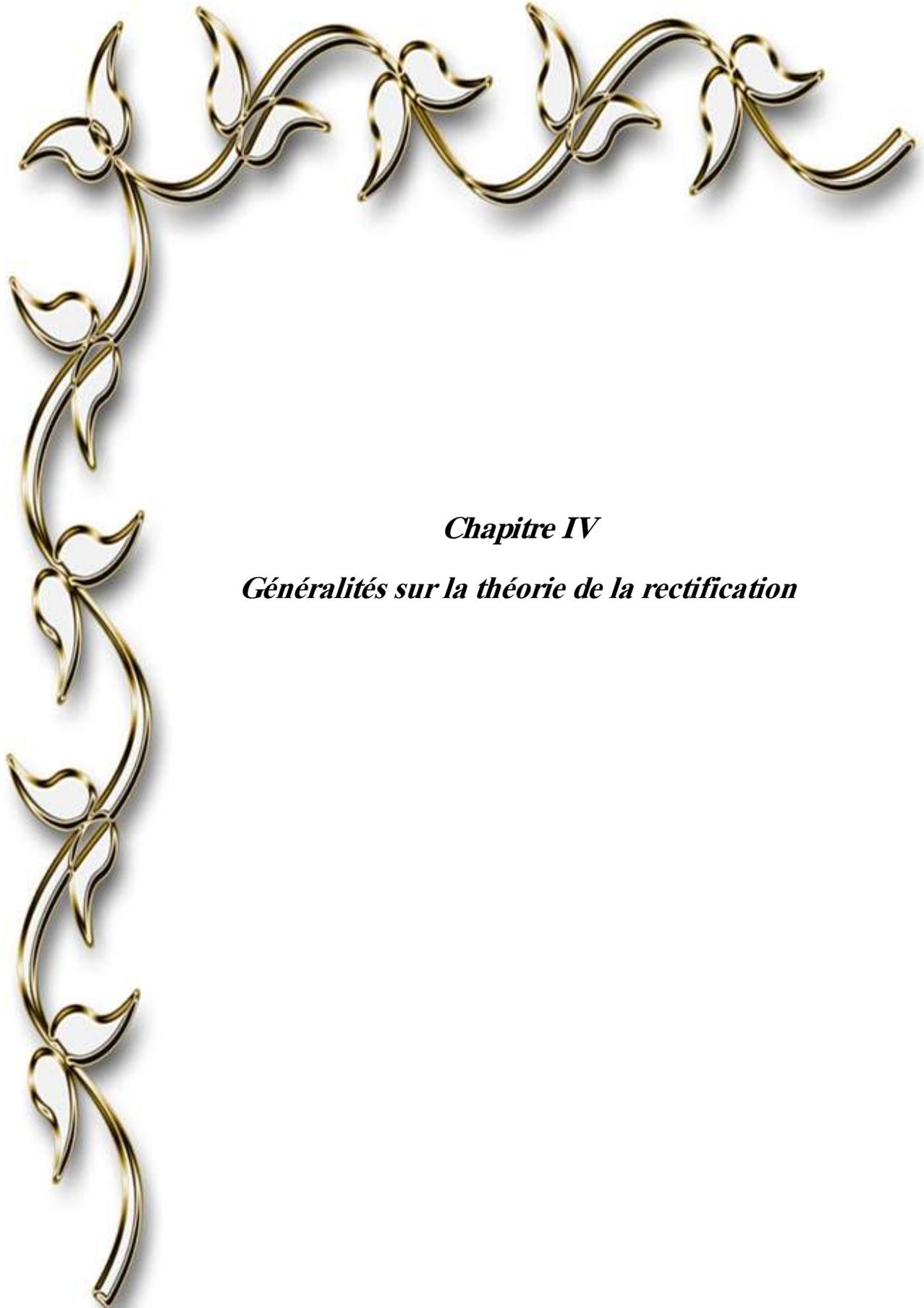
Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines dans ce secteur, trois éléments se dominant :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici 2007 voisine de 4% pour le premier et proche de 5 % pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de la charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/éthylène.
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène, l'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes.
- Le condensât est riche en hydrocarbures paraffinés et naphéniques C<sub>5</sub>-C<sub>7</sub> ayant un bon potentiel de production d'oléfine.
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques, qui se transforment en poly-aromatique lors du vapocraquage.

### **III.10.2 Utilisation du Condensât dans le raffinage**

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisation », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique. <sup>[12]</sup>



## *Chapitre IV*

### *Généralités sur la théorie de la rectification*

La rectification c'est une procédé de séparation par diffusion des liquides ayant les températures d'ébullition ; en pratique cette opération peut être réalisée par mise en contact d'un liquide et d'une vapeur en continu, discontinu ou à contre-courant.

Ce procédé s'effectue dans une colonne équipée d'un nombre de dispositifs de mise en contact appelés plateaux. Dans la théorie de la rectification, on utilise la notion de plateau théorique.

Le plateau théorique est le plateau sur lequel est atteint l'équilibre entre le liquide qui descend et vapeur qui monte.

L'industrie offre rarement l'occasion de séparer un véritable mélange binaire. Cependant l'étude de cette séparation est particulièrement intéressante car la simplicité des équations mises en jeu permet une analyse précise de l'opération et de généraliser les lois obtenues à la rectification des mélanges complexes.

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

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

La théorie de la rectification des mélanges complexes est basée sur les mêmes relations fondamentales (équation d'équilibre des phases, équation du bilan matière et du bilan thermique) appliquées pour la rectification des mélanges binaires. <sup>[18]</sup>

## **IV.2 Définition de la rectification**

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

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux,

soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de pureté.<sup>[19]</sup>

### **IV.3 Colonne de rectification**

La colonne de rectification est le cœur de l'usine industriel d'hydrocarbures, le premier à être distingué et remarqué vu sa forme un peu spéciale, verticale et cylindrique.

Sa forme spécifique intrigue tout visiteur, cela fait rappeler la forme d'une « fusée », la question qui revient souvent est : à quoi sert cet équipement ?

Cet équipement est la pièce maitresse dans le traitement du gaz, voire capitale dans toute unité de raffinage, on l'appelle colonne de rectification.

La colonne de rectification est donc un corps cylindrique vertical composé d'éléments d'échange de matières appelés « plateaux » superposés de façon obtenir la séparation la plus efficace entre le liquide et la vapeur.

La colonne de rectification est généralement très élancée, sa hauteur dépend du nombre de plateaux conçus et de la charge à séparer.

La forme et le nombre de plateaux déterminent la qualité du produit traité.

Au CPF Centre Nord CINA Plus trois types de colonne :

1. Colonne de stabilisation.
2. Colonne déethaniseur.
3. Colonne Débutaniseur.

La séparation du GPL condensât s'effectue en utilisant de différents équipements afin d'avoir un cycle de fonctionnement continu et complet :

- Colonne de séparation.
- Aéro réfrigérant.
- Un ballon de reflux.
- Une pompe de reflux.
- Rebouilleur.
- Les réchauffeurs.
- Les réchauffeurs.

- Des vannes (pour régler la pression et la température).

### IV.3.1 Description et fonctionnement

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

- **Zone de flash** : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.
- **Zone de rectification** : elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration
- de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- **Zone d'épuisement** : elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

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

**Rôle du condenseur** : A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensât qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « **reflux froid** » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.

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

La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « reflux chaud » et le résidu quitte l'appareil. <sup>[19]</sup>

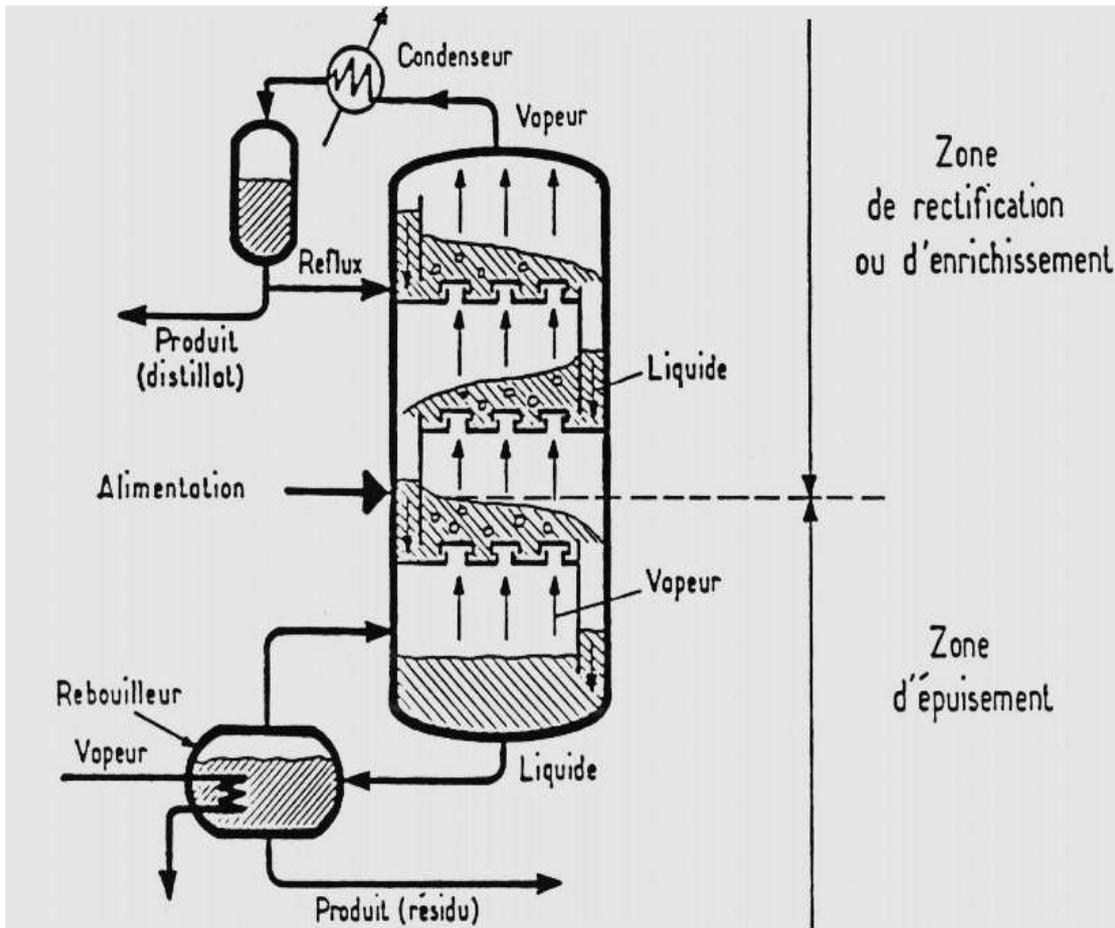


Figure IV.6 : Différents parties de la colonne de rectification. <sup>[20]</sup>

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

La charge peut être envoyée dans la colonne à :

- Etat **liquide** :  $\bar{e}_0 = 0$ .
- Etat **vapeur** :  $\bar{e}_0 = 1$ .
- Etat **liquide-vapeur** :  $0 < \bar{e}_0 < 1$ . <sup>[21]</sup>

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

## **IV.4 Types de colonnes de rectification** <sup>[22]</sup>

On distingue deux types de colonnes :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

### **IV.4.1 Colonnes à plateaux**

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

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

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption, mais en fait, tous les types de plateaux peuvent être utilisés.

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas.

Les plateaux peuvent être classés en deux grandes catégories :

- Plateaux à courants croisés.
- Plateaux à contre-courant.

#### **IV.4.1.1 Différents types de plateaux à courants croisés**

Il existe différents types de plateaux qui varient selon les fournisseurs.

Le choix du plateau dépend principalement du débit du liquide, de la souplesse d'utilisation souhaitée et du coût de l'installation.

Les principaux types de plateaux sont : les plateaux perforés, à calottes, à soupapes, à tunnels et à fentes.

**a) Plateaux à calottes / cloches**

Les calottes sont des éléments de révolution (rarement hexagonale ou carré) placés de façon verticale sur le plateau.

Pour augmenter la surface de contact entre les phases, les sorties de la calotte sont en forme de « dents ».

Les plateaux à calottes rectangulaires (calottes KSG de Montz) sont munis de fentes au sommet et à la base, chaque calotte est placée perpendiculairement à ces voisines.

➤ **Avantages et inconvénients**

Les plateaux à calottes diminuent le risque de drainage et offrent un bon mélange des phases gaz et liquide. Le temps de contact du gaz avec le liquide est supérieur à celui des autres plateaux.

Ces plateaux ont une efficacité quasiment identique à celle des plateaux à soupapes, mais en cas d'augmentation du débit de gaz, ils s'engorgent plus facilement que les plateaux à soupapes. Pour les régimes de fonctionnement proches de l'engorgement, leur efficacité est moindre que celle des autres types de plateaux. Pour des débits de gaz importants, les gouttes du liquide ascendantes inondent les calottes. Pour passer, le gaz est obligé de pousser le liquide par les petites fentes, ce qui augmente la perte de charge.

En raison d'une construction assez complexe, le coût de ces plateaux est élevé.

Le fonctionnement de ces calottes est sensible au risque de bouchage qui peut être provoqué par des phénomènes de corrosion.

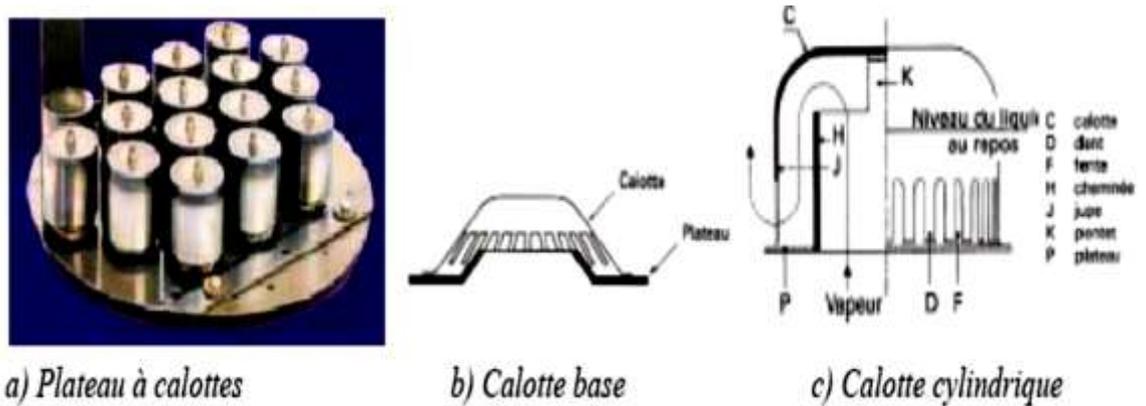


Figure IV.7 : Plateau à calottes.<sup>[22]</sup>

### b) Plateaux perforés

La surface de ces plateaux est perforée de nombreux petits trous.

L'épaisseur d'un plateau dépend de la résistance mécanique nécessaire au bon fonctionnement de la colonne (masse du liquide, force de gravité). Elle n'a pas d'influence sur les pertes de pression, mais elle joue un rôle sur la dispersion de la phase gaz.

Généralement l'épaisseur des plateaux perforés est proportionnelle au diamètre des trous.

#### ➤ Avantages et inconvénients

Les principaux avantages de ce type de plateaux sont les suivants :

- Leur faible coût.
- Leur simplicité.
- Les bulles prenant naissance dès la surface du plateau, la même efficacité d'absorption sera obtenue avec moins de hauteur de liquide que sur le plateau à calottes.
- La perte de charge est diminuée car le gaz passe directement dans le liquide.
- Le débit admissible du gaz est plus élevé que dans le cas des plateaux à calottes.

Cependant ils présentent quelques inconvénients :

- Un manque de souplesse : aux faibles débits de gaz, le liquide peut s'écouler à travers les trous ce qui diminue l'efficacité de ce type de plateau.

- Une sensibilité aux défauts de planéité : tous les plateaux doivent être placés horizontalement car une inclinaison peut créer un phénomène de pleurage dans les zones inférieures de la colonne.
- Il faut que la phase gaz arrive à vitesse constante et de façon homogène sur l'ensemble de la surface du plateau afin de maintenir une couche de mousse stable.

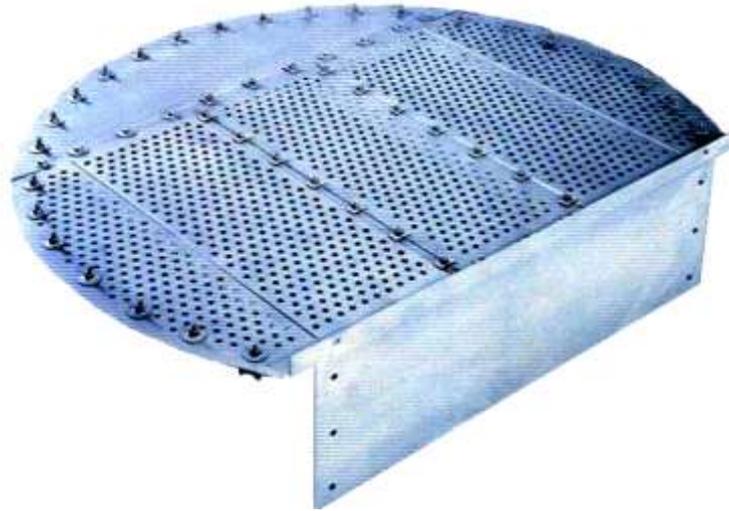


Figure IV.8 : Plateau perforé. <sup>[22]</sup>

### c) Plateaux à soupapes

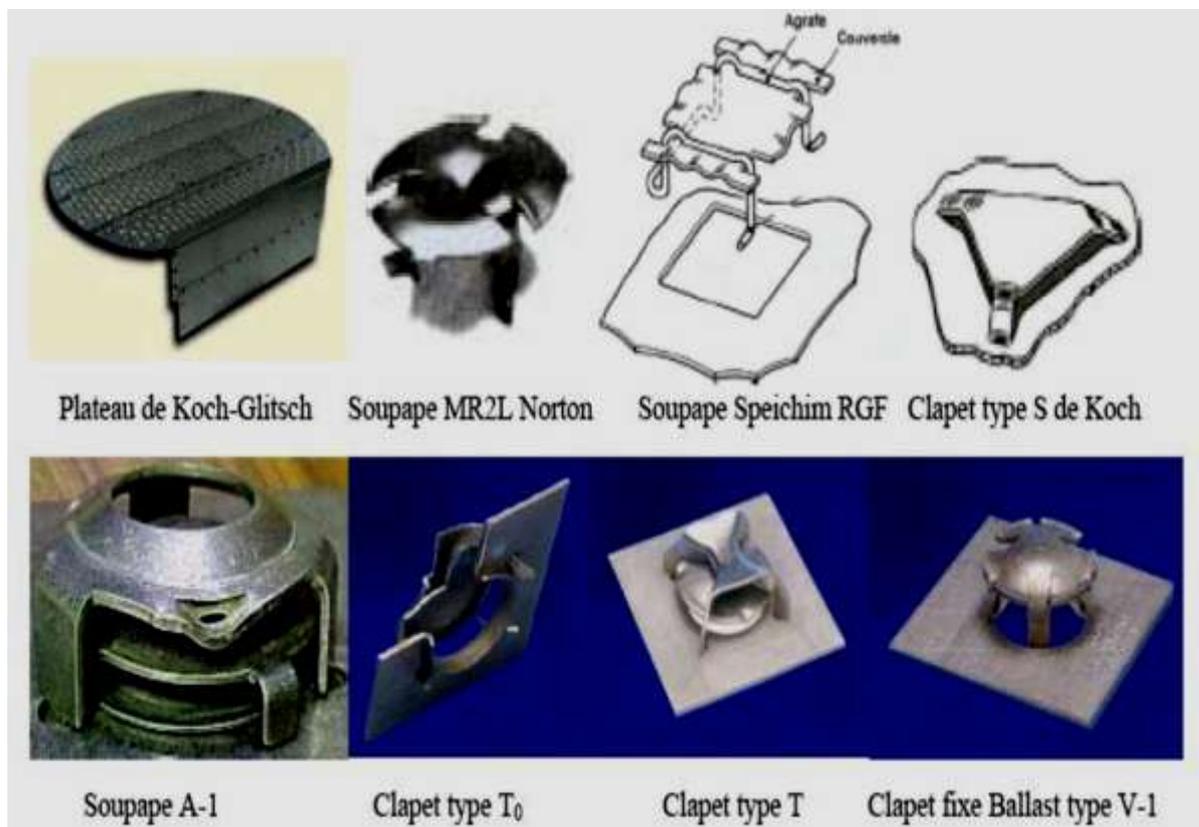
Selon les constructeurs, il existe plusieurs types de plateaux à soupapes :

- Les plateaux avec les soupapes « Float-Valve » constitués de rectangles de tôle pliée et emboutie.
- Les soupapes circulaires des plateaux « Flexitray » (dénominations commerciales) constitués de disques emboutis, retenus chacun par un étrier soudé ou agrafé sur le plateau.
- Les plateaux à soupapes étagées : il s'agit de soupapes superposées, munies de pieds de hauteurs différentes et qui se lève successivement sous la poussée du gaz.
- Actuellement, les plateaux à soupapes les plus utilisés sont les plateaux à soupapes circulaires munis de pattes repliées qui limitent la levée au-dessus du plateau. Le plus commercialisé est une variante dans laquelle des orifices du plateau sont emboutis d'une forme de Venturi pour réduire la perte de charge à l'entrée.

➤ **Avantages et inconvénients**

Les avantages des colonnes à soupapes sont les suivants :

- Ces plateaux acceptent de grandes vitesses de vapeur – le débit du gaz qui provoque l’engorgement d’un plateau à soupape est plus grand que celui d’un plateau à calottes de même diamètre.
- L’efficacité des plateaux à soupapes est constante dans un large domaine ; le débit minimal du gaz est égal au flux qui permet d’éviter le drainage du liquide par les soupapes qui ne sont pas étanches.
- Un faible coût. Les plateaux à soupapes présentent quelques inconvénients qui limitent leur emploi.
- Les plateaux de ce type présentent une forte perte de charge en cas des faibles débits de gaz, car la section initiale de passage est faible et la pression du gaz doit monter pour équilibrer la masse de la soupape.
- Le plateau à soupapes n'est pas étanche et il se vide à l'arrêt. Son employé n'est donc pas recommandé lorsque la colonne fonctionne par campagnes, avec des arrêts répétés.



**Figure VI.9** : Plateaux à soupapes. <sup>[22]</sup>

## d) Plateaux à tunnels

On peut distinguer deux types de plateaux à tunnels :

- **Plateaux où le liquide circule perpendiculairement** aux tunnels. La phase gaz arrive par les nombreuses cheminées circulaires comprenant un espace pour le passage du liquide, le tunnel est surélevé par rapport au plateau.
- **Plateaux où le liquide circule parallèlement** aux tunnels. Dans ce cas les cheminées sont longues et rectangulaires. Elles ne gênent pas l'écoulement du liquide.

## ➤ Avantages et inconvénients

Ils ne peuvent atteindre l'efficacité des plateaux à calottes.

Dans certains régimes caractérisés par un faible débit de gaz et un fort débit du liquide, on observe l'arrêt du barbotage dans certains canaux des tunnels longitudinaux.

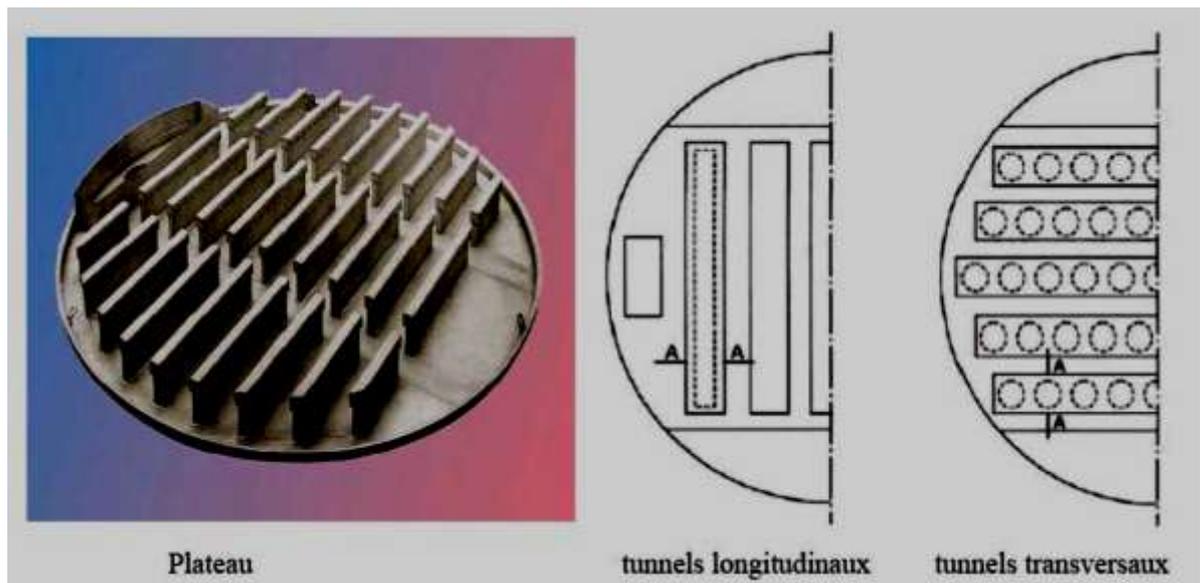


Figure IV.10 : Plateaux à tunnels. <sup>[22]</sup>

## e) Plateaux à fentes

Ils dérivent des plateaux perforés. Une petite plaque est positionnée au-dessus de chaque orifice. Cette construction permet d'augmenter le taux de mélange entre les phases : un écoulement plus turbulent et la composition horizontale du mouvement de la phase gaz assurent un meilleur contact avec le liquide.

La surface effective du plateau est augmentée par une formation plus importante du nombre de gouttes de liquide.

Ces plateaux offrent une plus grande souplesse que les plateaux perforés, ils diminuent le primage, mais la perte de charge est plus significative.

Il existe plusieurs types de plateaux à fentes mais ils sont peu utilisés dans l'industrie :

1. Les plateaux UOP.
2. Les plateaux Kühni.

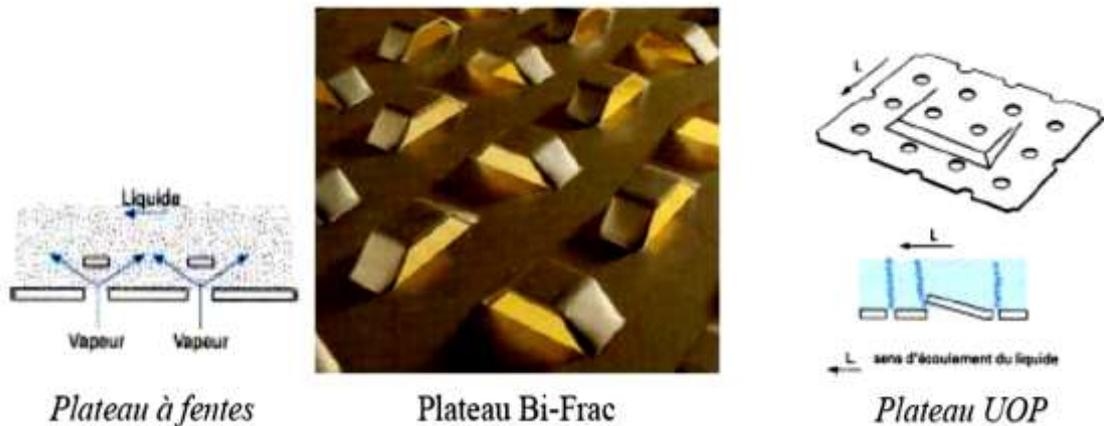


Figure IV.11 : Plateaux à fentes / plateaux UOP. <sup>[22]</sup>



Figure IV.12 : Colonne à plateaux Kühni de type A. <sup>[22]</sup>

#### IV.4.1.2 Plateaux à contre-courant

Plateaux à contre-courant ne sont composés que de deux zones :

- Zone implantée d'orifices pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide.
- Zone périphérique.

Les colonnes à contre-courant sont généralement équipées de plateaux :

- Perforés sans déversoir.
- Turbogrid.

**a) Plateaux perforés sans déversoir**

Dans le cas des plateaux perforés sans déversoirs, les trous sont plus grands que dans les plateaux avec déversoir, car le liquide passe par les mêmes orifices que le gaz.

**b) Plateaux Turbogrid**

Ce type de plateau a été inventé par Shell. Son principe, est le suivant : des barreaux égaux, parallèles et équidistants, de section rectangulaire forment un plancher ajouré horizontal.

Ce plateau a le gros avantage de pouvoir être construit en matériau quelconque.

Il ne peut fonctionner que dans une zone étroite de débits. Son fonctionnement est semblable à celui des plateaux perforés sans déversoir.

**IV.4.2 Colonnes à garnissage**

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

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

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

Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone, et en matière plastique (polyéthylène).<sup>[23]</sup>

**➤ Avantages**

- Elles sont moins chères que les colonnes à plateaux, surtout si le diamètre de la colonne n'est pas trop grand.
- Elles sont bien adaptées pour fonctionner dans un environnement acide et corrosif;
- Comme le liquide est peu agité, il est possible d'utiliser les absorbants qui ont tendance à mousser.
- Elles peuvent atteindre une grande efficacité d'absorption pour beaucoup de gaz.
- La faible rétention du liquide peut être aussi un avantage, principalement si l'absorbant est sensible à la température.

**➤ Inconvénients**

- Les particules solides présentes dans la phase liquide ou gazeuse peuvent facilement bloquer l'écoulement des phases au niveau du garnissage.
- Si le débit du liquide pour une raison quelconque diminue, la surface de garnissage ne pourra pas être mouillée correctement et la surface effective de contact diminuera.
- Les colonnes de petit diamètre et de grande hauteur nécessitent l'installation de redistributeur de liquide.

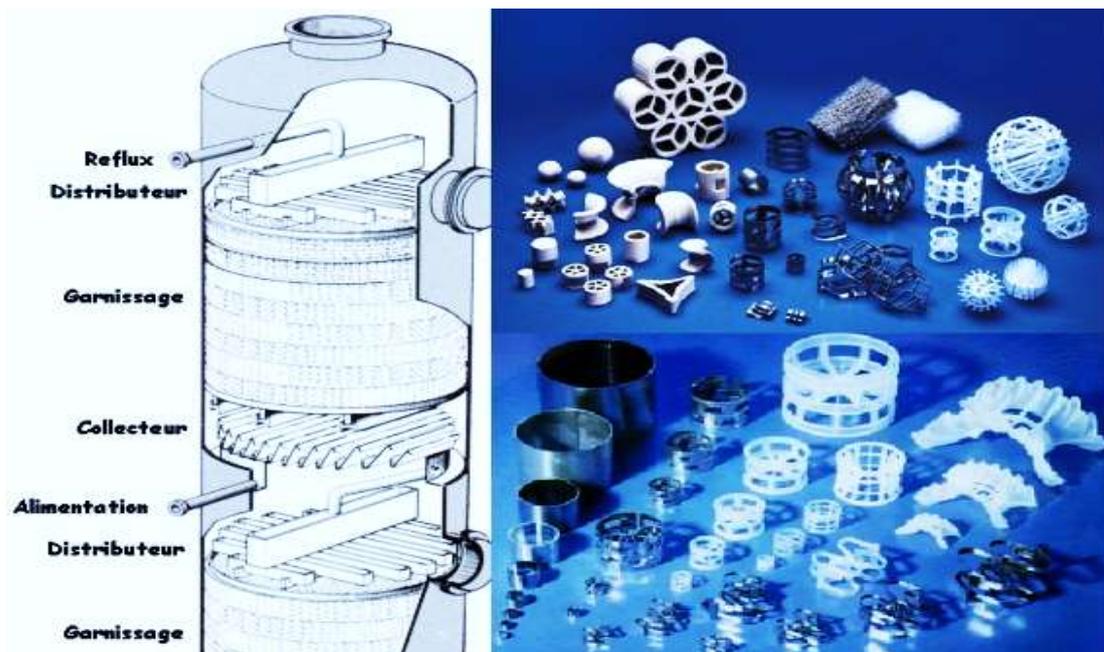


Figure VI.13 : Les différents types de garnissage utilisés. [20]

## IV.5 Lois fondamentales de transfert de matière <sup>[13]</sup>

### IV.5.1 Loi de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant ( $P_i^V$ ) est proportionnelle à la pression du système ( $P_T$ ) et à sa fraction molaire ( $Y_i$ ) en phase vapeur :

$$P_i^V = P_T Y_i \dots \dots \dots (IV.5.1)$$

Avec :

$P_i^V$  : Pression partielle d'un constituant « i ».

$P_T$  : Pression du système.

$Y_i$  : Fraction molaire du constituant « i » en phase vapeur.

### IV.5.2 Lois de RAOULT et d'HENRY

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

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

$$P_i^L = P_i X_i \dots \dots \dots (IV.5.2)$$

En a que :

$P_i^L$  : Pression partielle du constituant « i ».

$P_i$  : Tension de vapeur du constituant « i ».

$X_i$  : Fraction molaire du constituant « i » en phase liquide.

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

En a que :

$$P_i^L = E_i \cdot X_i \dots \dots \dots (IV.5.3)$$

$E_i$  : Constante d'Henry, dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales.

Donc :

$$P_i^V = P_i^L \dots \dots \dots (IV.5.4)$$

$$Y_i = (P_i/P_T) \cdot X_i \dots \dots \dots (IV.5.5)$$

C'est l'équation d'équilibre.

Donc :

$K_i = (P_i/P_T)$  : Coefficient d'équilibre du constituant « i ».

Pour un mélange de deux constituants **A** et **B** :

$$Y_A = Y_B = (K_A/K_B) \cdot (X_A/X_B) \dots \dots \dots (IV.5.6)$$

$$\alpha_{AB} = (K_A/K_B) \dots \dots \dots (IV.5.7)$$

En a que :

$\alpha_i$  : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** de passer en phase vapeur par rapport à **B**.<sup>[24]</sup>

### IV.6 Bilan matière de la colonne

La charge est introduite à la partie médiane de la colonne. Elle peut être admise sous forme de liquide, de vapeur ou d'un mélange liquide-vapeur.

La colonne est équipée d'un certain nombre de dispositifs appelés plateaux, chaque plateau assure un contact entre la phase vapeur montante et la phase liquide descendante. La colonne fonctionne à contre-courant.

Examinons ce fonctionnement, en prenant comme exemple le plateau de rang « n ». Le plateau de rang « n » permet un contact entre la vapeur venant du plateau « n-1 » vers « n » et le liquide au niveau de ce plateau. A la suite de contact il se produit une modification des compositions des phases, la phase vapeur s'enrichit en constituants plus volatils et monte vers le plateau « n-1 ».

Cet échange ou cet équilibre se produit dans chaque plateau et tout au long de la colonne.

Dans la partie supérieure de la colonne, l'échange (l'équilibre) se produit jusqu'à ce qu'on obtient de la vapeur en haut (sommets) de la colonne, cette dernière est condensée et stockée dans un ballon de reflux. Un taux de reflux ( $r_f = g_D/D$ ) est renvoyé en haut de la colonne, une partie du distillat part au stockage.

Ces échanges se poursuivent aussi au fond de la colonne jusqu'à l'obtention d'une phase liquide riche en constituants moins volatils laquelle est appelée Résidu, une partie va au stockage et une petite partie est chauffée dans un rebouilleur pour être réintroduite au fond de la colonne ; on a un taux de rebouillage ( $r_b = g_R/R$ ).<sup>[18]</sup>

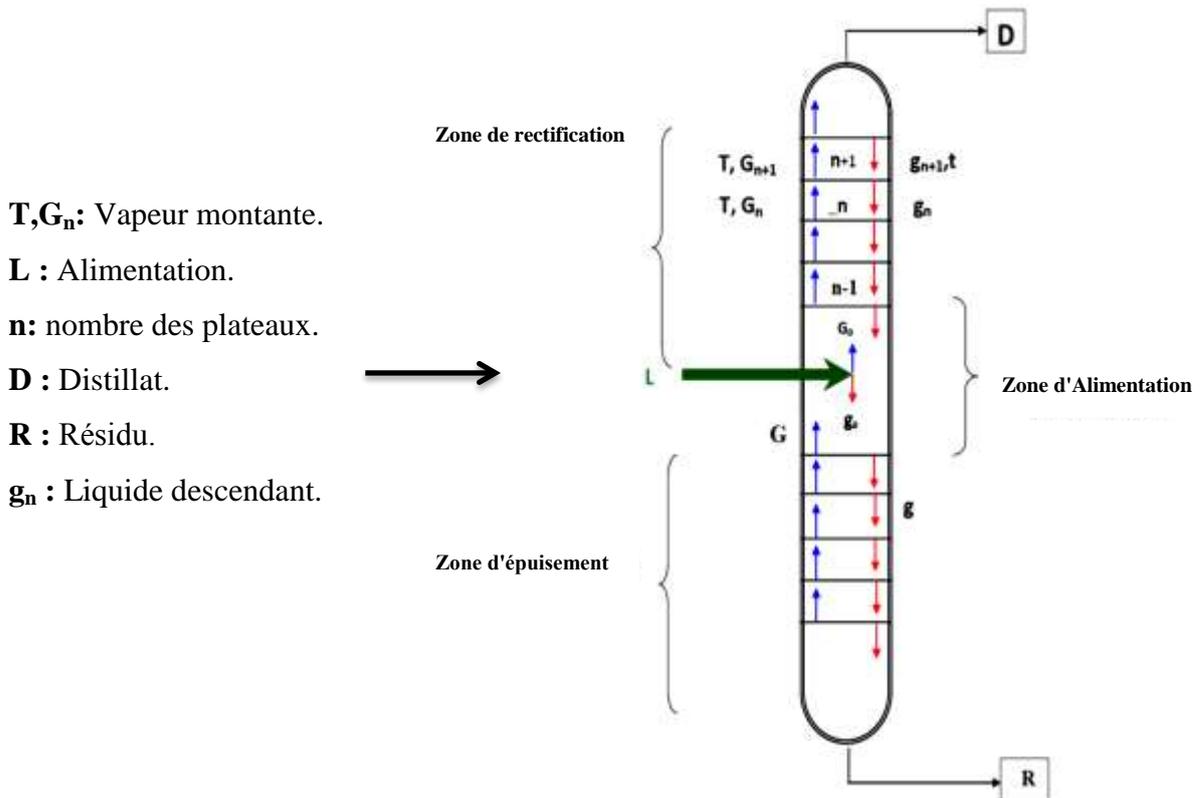


Figure IV.14 : Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification.<sup>[19]</sup>

- Bilan matière global

$$L=D+R \dots\dots\dots(IV.6.8)$$

- Bilan matière partielle

$$L \cdot X'_{L,i} = D \cdot Y'_{D,i} + R \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots(IV.6.9)$$

Avec :

**L, D, R** : Sont respectivement les débits de la charge, du distillat et du résidu (Kg / h).

**X' L , Y' D , X' R** : Fractions molaires du constituant le plus volatil respectivement.

Dans la charge, dans le distillat et dans le résidu. (Figure IV.14).

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

$$L/(Y'_{D,i}-X'_{R,i}) - D/(X'_{L,i}-X'_{R,i}) = R/(Y'_{D,i}-X'_{L,i}) \dots\dots\dots(IV.6.10)$$

L'équation obtenue sert à calculer **R** et **D** si les fractions de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues.

**IV.6.1 Bilan matière de la zone de rectification**

$$G = g + D \dots\dots\dots(IV.6.11)$$

Avec :

**G** : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de colonne.

**g** : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

**D** : Débit molaire du distillat.

Donc Bilan matière partielle de la zone de rectification comme suite :

$$G Y'_{n,i} = g X'_{(n-1)i} + D Y'_{D,i} \dots\dots\dots(IV.6.12)$$

En appliquant la loi de LEVIER, on déduit que :

$$G / (Y'_{D,i} - X'_{(n-1)i}) = g / (Y'_{D,i} - Y'_{n,i}) = D / (Y'_{n,i} - X'_{(n-1)i}) \dots (IV.6.13)$$

La résolution de cette équation (12) par rapport à  $Y'_{D,i}$ , donne l'équation de fraction (opérateur) de la zone de rectification on trouve :

$$Y'_{n,i} = m X'_{n-1} + (1-m) Y'_{D,i} \dots (IV.6.14)$$

$$Y' = r_f / (r_f + 1) X' + (1 / (r_f + 1)) Y'_D \dots (IV.6.15)$$

On note que :

$$r_f = g / D \quad \text{et} \quad m = r_f / (r_f + 1) \dots (IV.6.16)$$

Où :  $r_f$  : est le taux de reflux

L'équation (13) qui tient compte de la constante des débits molaires  $G, g$  dans la zone de rectification de la colonne donne une relation entre fraction en constituant « i » dans le liquide se trouvant sur le plateau « n-1 » et fraction en ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau « n » et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification.

#### IV.6.2 Bilan matière de la zone d'épuisement

$$g' = G' + R \dots (IV.6.17)$$

$g'$  : débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

$G'$  : débit molaire de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

$R$  : débit molaire du résidu.

Donc Bilan matière partielle de la zone d'épuisement comme suite:

$$g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \dots (IV.6.18)$$

En appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$g' / (Y'_{n,i} - X'_{R,i}) = G' / (X'_{n+1} - X'_{R,i}) = R / (Y'_{n,i} - X'_{n+1,i}) \quad (IV.6.19)$$

La résolution de l'équation (18) par rapport à  $X_{n+1,i}$  permet d'obtenir l'équation de Fraction de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + [(m' - 1) / m'] X'_{R,i} \quad (IV.6.20)$$

$$Y' = [(r_b + 1) / r_b] X' - (1 / r_b) X'_{R,i} \quad (IV.6.21)$$

On note que :

$$m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \quad (IV.6.22)$$

Où :  $r_b$  : est le taux de rebouillage.

L'équation (19) qui tient compte de la constante des débits molaires  $G'$  et  $g'$  dans la zone d'épuisement de la colonne. Cette expression permet de calculer les plateaux de rang  $(n+1)$  à partir des plateaux de rang  $(n)$ .

### IV.6.3 Bilan matière de la zone d'alimentation

En se référant sur la figure ci-dessous, on voit qu'il mélanger le liquide  $g_k$  avec la phase  $g_0$  pour obtenir le liquide  $g_m$  alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectué juste au-dessus du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_0 = G_k + R \quad (IV.6.23)$$

$$g_m X'_{m,i} = G_k Y'_{K,i} + R X'_{R,i} \quad (IV.6.24)$$

De même la vapeur  $G_m$  alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur  $G_k$  et de la phase  $G_0$ , ainsi le bilan matière sera effectuer juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification.

$$G_m = G_k + G_0 = G_k + D \quad (IV.6.25)$$

$$G_m Y'_{m,i} = g_k X'_{k,i} + D Y'_{D,i} \quad (IV.6.26)$$

### IV.7 Choix de la pression dans la colonne <sup>[13]</sup>

Selon la pression utilisée, on distingue les colonnes à vide, celles à pression atmosphérique et celles travaillant à pression élevée.

Il existe plusieurs facteurs influant sur le choix de la pression dans la colonne. Pour assurer le fonctionnement normale de la colonne, il faut créer un reflux au sommet de la colonne, c'est-à-dire qu'il est nécessaire de condenser une partie de vapeur qui quitte le sommet de la colonne ; mais, pour cela ont besoin de l'agent réfrigérant.

En général, on a tendance à utiliser un agent réfrigérant bon marché. Le plus souvent ceux sont l'eau douce, l'eau de mer ou l'air. En pratique, à l'aide de ces sources froides on peut refroidir des courants vapeurs jusqu'à la température  $T = 30^{\circ}\text{C}$ .

Lorsque le distillat est constitué des 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 frigorifique) pour travailler à basse température.

Pour certains procédés de séparation, on utilise des machines frigorifique, mais parfois le procédé peut être assez cher, Alors, il y a une autre possibilité. On sait que la température de condensâtion ainsi bien que la température d'ébullition dépend de la pression du système, plus la pression du système est grande plus la température de fraction est considérable.

Par exemple, pour le propane :

- A une pression égale à 1 atm, sa température de condensâtion est égale à  $45^{\circ}\text{C}$ .
- A une pression égale à 18 atm, sa température de condensâtion est égale à  $55^{\circ}\text{C}$ .
- Quelle que soit la pression de service, la température de condensâtion totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de 15 à  $20^{\circ}\text{C}$  plus grande que celle du fluide réfrigérant.

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

$$\Sigma (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \dots \dots \dots (\text{IV.7.27})$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le Tableau IV.14.

**Tableau IV.14 :** Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification. <sup>[13]</sup>

	Pression	$\Delta P$ ( atm )
Au sommet de la colonne	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.4
Au fond de la colonne	$P_r = P_s + \Delta P_2$	0.3 – 0.5
Dans la zone d'alimentation	$P_L = P_s + P_r$	-

Où :

$\Delta P_1$  : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

$\Delta P_2$  : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

### IV.8 Régime de température de la colonne de rectification

En utilisant les équations d'isotherme des différentes phases, on détermine par approximations successives les différentes températures dans la colonne de rectification :

**Tableau IV.15 :** Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne. <sup>[13]</sup>

Temperature	Phase	Equation d'isotherme
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma ( Y'_{D,i} / K_i ) = 1$
Au fond de la colonne	Liquide	$\Sigma ( K_i \cdot X'_{R,i} ) = 1$
	Vapeur	$\Sigma ( Y'_{L,i} / K_i ) = 1$
	Liquide	$\Sigma ( K_i \cdot X'_{l,i} ) = 1$
De la charge	Liquide	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1 + \bar{e}_0 ( K_i - 1 ) = 1$
	-	
	Vapeur	$X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$

Où:

$X'_{o,i}$  : Fraction molaire du constituant i dans la phase liquide .

$Y'_{o,i}$  : Fraction molaire du constituant i dans la phase vapeur .

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

**IV.9 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge**

Lors du calcul de zone d'alimentation. Il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge. D'après la définition du taux de vaporisation (ou de condensâtion) de la charge on a :

- **Taux de vaporisation**

$$\bar{e}_0 = G_0 / L \dots\dots\dots (IV.9.28)$$

- **Taux de condensâtion**

$$r'_o = g_0 / L \dots\dots\dots (IV.9.29)$$

D'où:

$$G_0 = \bar{e}_0 \cdot L \dots\dots\dots (IV.9.30)$$

$$g_0 = L \cdot r'_o = L (1 - \bar{e}_0) \dots\dots\dots (IV.9.31)$$

Où :

$\bar{e}_0$ : taux de vaporisation molaire de la charge.

$r'_o$ : taux de condensâtion.

$G_0$  : débit molaire de la phase vapeur de la charge.

$g_0$  : débit molaire de la phase liquide.

**Remarque :**

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

$$X'_{o,i} = \sum \frac{X'_{L,i}}{(1 + \bar{e}_0 (K_i - 1))} = 1 \dots\dots\dots (IV.9.32)$$

Où:

$$\sum X'_{o,i} = \sum \frac{X'_{L,i}}{K_i - r'_0 (K_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots(IV.9.33)$$

Avec:

$$\bar{e}_0 + r'_0 = 1 \quad \text{et} \quad \sum Y'_{D,i} = \sum K_i \cdot X'_{D,i} = 1 \dots\dots\dots(IV.9.34)$$

Où :

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

$X'_{D,i}$ : fraction du constituant « i » dans la phase liquide.

$Y'_{D,i} = K_i \cdot X'_{L,i}$ : fraction de la phase vapeur.

- Si  $\bar{e}_0 = 0$  : la charge se trouve à la température de bulle et  $g_0 = L$ , aussi:

$$\sum K_i \cdot X'_{L,i} = 1 \dots\dots\dots(IV.9.35)$$

- Si  $\bar{e}_0 = 1$  : la charge se trouve à la température de rosée et  $G_0 = L$ , aussi:

$$\sum X'_{L,i} / K_i = 1 \dots\dots\dots(IV.9.36)$$

### IV.10 Choix du taux de reflux

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne. Voir la Figure IV.15.

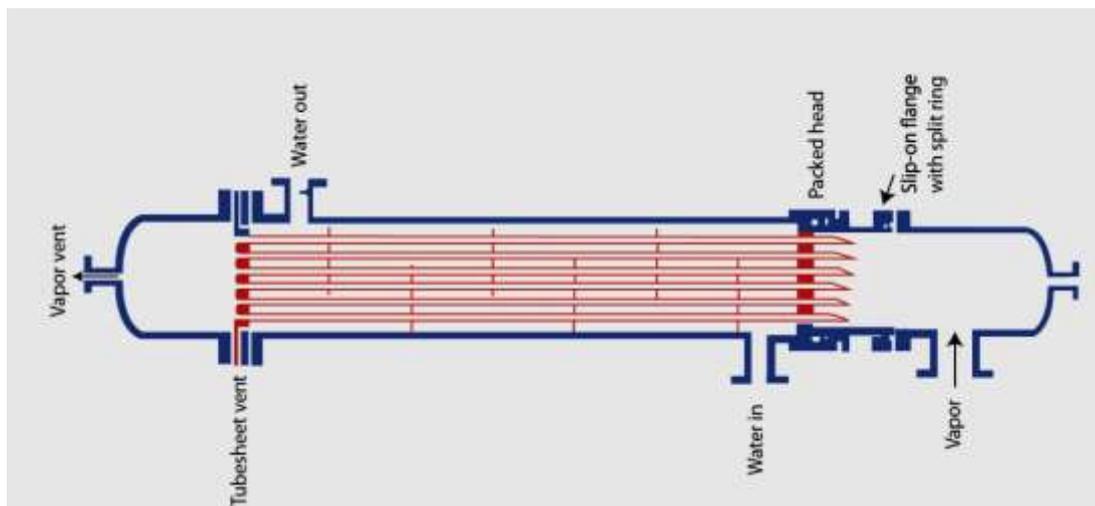


Figure IV.15 : Schéma de condenseur. [20]

**IV.10.1 Fonctionnement d’une colonne à reflux minimal**

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d’après la formule d’**UNDRE WOOD**, généralement, en détermine le taux de reflux minimal suivent l’équation :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y'_{D,i} / \alpha_{L,i} - \varphi) \dots\dots\dots (IV.10.37)$$

Où:

$$(r_b)_{\min} = \varphi \sum (\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{L,i} - \varphi) \dots\dots\dots (IV.10.38)$$

Où:

- $\alpha_{L,i}$  : le coefficient de volatilité d’un constituant « i » quelconque par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d’entrée de la charge.
- $\varphi$  : paramètre conventionnel détermine par approximations successives.
- $\bar{e}_0$  : Taux de vaporisation molaire de la charge.

La relation entre  $(r_f)_{\min}$  et  $(r_b)_{\min}$  est donnée par formule suivante :

$$(r_b)_{\min} = \frac{[(D \cdot r_{f \min} / L) + (1 - \bar{e}_0) - (R / L)]}{(R / L)} \dots\dots\dots (IV.10.39)$$

**IV.10.2 Taux de reflux optimal**

Ensuite, détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond à un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s’accroît).

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

$$\frac{r_{f \text{opt}} - r_{f \text{min}}}{r_{f \text{opt}} + 1} = 0.1 \text{ à } 0.3 \dots\dots\dots (IV.10.40)$$

**IV.11 Bilan thermique de la colonne**

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer :

- La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
- La quantité de chaleur à retirer du condenseur.

Ainsi que pour vérifier :

- Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant.
- Le débit de reflux.

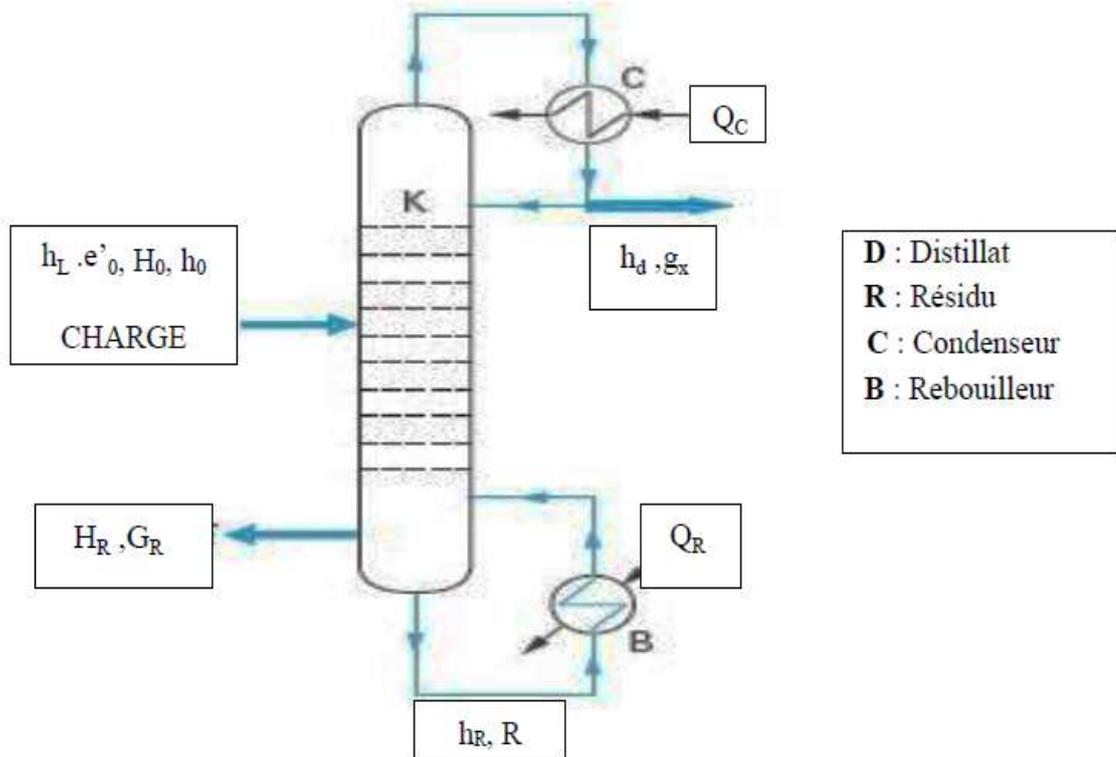
La somme des flux enthalpies entrants doit être égale à la somme des flux enthalpies sortants.

Les flux enthalpies entrant sont généralement :

- La chaleur apportée au rebouilleur.
- Le flux enthalpie des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpie sortant sont généralement :

- La chaleur retirée du condenseur.
- Les flux enthalpies des produits extraits de la distillation.



**Figure IV.16** : Schéma d'une installation de rectification.

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

$$L \cdot h_L + Q_{Rb} = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_{Con} \dots\dots\dots(IV.11.41)$$

Avec :

$$h_L = \bar{e}_0 \cdot H_0 + (1 - \bar{e}_0) \cdot h_0 \dots\dots\dots(IV.11.42)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots\dots\dots(IV.11.43)$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots(IV.11.44)$$

D'où :

- $Q_{Rb}$ : Charge thermique du rebouilleur [kcal /h].
- $Q_{Com}$ : Charge thermique du condenseur [kcal /h].
- $\bar{e}_0$ : Taux de vaporisation de la charge [% molaire].
- $H_0$ : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [kcal /kmol].
- $h_0$ : Enthalpie de la phase liquide de la charge [kcal/kmol].
- $h_D$ : Enthalpie du distillat à l'état liquide [kcal /kmol].
- $H_D$ : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (kcal/kmol).
- $H_R$ : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [kcal /kmol].
- $h_R$ : Enthalpie du résidu à l'état liquide [kcal /kmol].
- $g_x$ : Débit du reflux froid [kmol /h].
- $G_R$ : Débit de l'effluent provenant du rebouilleur [kmol /h].

A partir du bilan thermique de la colonne :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \dots\dots\dots(IV.11.45)$$

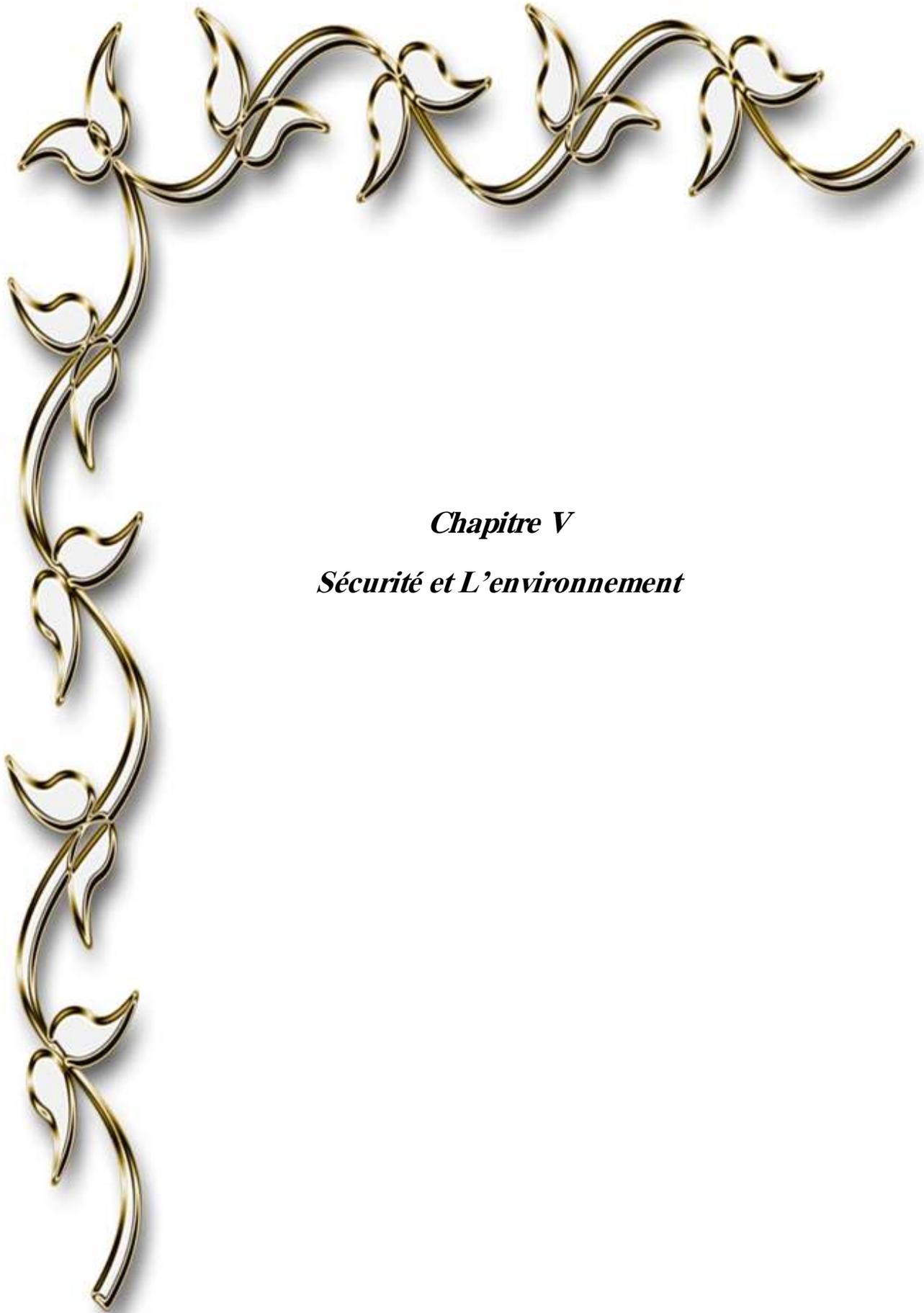
$$G_x = (r_b)_{opt} \cdot R \dots\dots\dots(IV.11.46)$$

Avec :

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

Donc :

$$(r_b)_{opt} = \frac{[(D \cdot r_{f_{opt}} / L) + (1 - \bar{\epsilon}_0) - (R / L)]}{(R/L)} \dots \dots \dots \text{(IV.11.47).}^{[13]}$$



*Chapitre V*  
*Sécurité et L'environnement*

## V.1 Sécurité

Les moyens et équipements d'une installation pétrolière ayant pour rôle de protéger les hommes et les équipements dans le cas d'un évènement anormal de type fuite.

D'hydrocarbures, feu, explosion auront un rôle selon 3 types d'action :

- Prévention.
- Détection.
- Protection.

Evoluer dans un milieu où la présence d'hydrocarbures est majoritaire donne lieu à d'importants risques qu'il faut tout d'abord identifier et longuement étudier afin de trouver les meilleures méthodes pour éviter tout incident.

En particulier, en ce qui concerne l'industrie gazière, nous avons à faire principalement à des composées paraffinées à chaîne courtes.

Le premier danger imminent est l'inflammabilité prononcée de ces produits :

**Tableau V.16 :** Quelques propriétés de feu d'hydrocarbures paraffinés. <sup>[5]</sup>

	Température d'auto inflammation (°C)	Limites d'inflammabilité (%) volume	
		Limite inférieur	Limite supérieur
Méthane	537	5.3	15.0
Ethane	515	3.0	12.5
Propane	466	2.2	9.5
Butane	405	1.7	8.5
pentane	285	1.4	7.8

- **Produits de combustion dangereux :** le monoxyde de carbone peut se former par combustion incomplète.
- **Agent d'extinction :** tous les agents connus peuvent être utilisés (mousse, poudre sèche, CO<sub>2</sub>...).

**Tableau V.17:** Principaux gaz toxiques et inflammables. <sup>[26]</sup>

Produit	Unité	Densité	VME (ppm)	LIE (%)
Ammoniac (NH <sub>3</sub> )	Ppm	0,59	50	15,0
Butane (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	LIE (%)	2,05	1000	1,8
Chlore (CL <sub>2</sub> )	Ppm	2,45	0,5	-
Monoxyde de carbone (CO)	Ppm	0,97	50	12,5
Méthane (CH <sub>4</sub> )	LIE (%)	0,55	-	5,0
Dioxyde de soufre (SO <sub>2</sub> )	Ppm	2,26	2	-
Sulfure hydrogène (H <sub>2</sub> S)	Ppm	1,19	5	4,0
Dioxyde d'azote (NO <sub>2</sub> )	Ppm	1,59	5	-
Hydrogène (H <sub>2</sub> )	LIE (%)	0,07	-	4,0

**VME (Valeur Moyenne d'Exposition)** : Valeur moyenne admise auquel une personne peut être exposée au cours d'un poste de travail de 8 heures.

**VLE (Valeur Limite d'Exposition)** : Valeur maximum, instantanée sur une période de **15 minutes** qui ne doit pas être dépassée sans risque pour la santé.

**LIE (%) (Limite Inférieure d'Explosivité).**

## V.2 Risques liés au gaz naturel

Les principaux dangers directs sont l'explosion, l'incendie. Les produits de combustion du méthane sont dangereux pour la santé (risque d'asphyxie en atmosphère confinée ou en cas de mauvaise combustion) :

- Inflammation : le méthane peut s'enflammer en présence d'air, d'autres oxydants et d'une source de chaleur. Sa limite inférieure d'inflammabilité est de 5 % et sa limite supérieure d'inflammabilité est de 15 %.
- Explosion d'un mélange air/gaz : en milieu non confiné, ce gaz ne détone pas et son inflammation conduit à de faibles surpressions ; en milieu confiné, il

peut exploser (en cas d'inflammation d'un mélange air/gaz s'il y a suffisamment de gaz dans le mélange).

- Décompression : La libération brutale de gaz comprimé à haute-pression peut s'accompagner d'un effet local de congélation et de projections violentes d'objets (éclats métalliques, terre, pierres...).
- Anoxie/Asphyxie.
- En milieu libre ce gaz plus léger que l'air s'élève rapidement et se disperse sans créer de nappe gazeuse au sol ni dans l'air.
- En milieu confiné le gaz naturel est un gaz asphyxiant (par privation d'oxygène).
- Intoxication ; en cas de combustion incomplète en milieu confiné ou en milieu appauvri en oxygène (défaut d'air de combustion ou ventilation insuffisante), il y a production de monoxyde de carbone (toxique à de très faibles concentrations).
- Particules : Ce gaz n'étant pas livré pur à 100 %, et les systèmes de combustion étant imparfaits, sa combustion est source de microparticules et nanoparticules dont les effets sur la santé sont encore mal appréhendés. <sup>[27]</sup>

### **V.2.1 Risques d'inhalations**

Les paraffines peuvent causer l'asphyxie à concentration élevée, les symptômes peuvent être une perte de connaissance. Ou de motricité.

Elles peuvent avoir des effets narcotiques à faible concentration. Les symptômes peuvent être des étourdissements, des maux de tête des nausées et une perte de coordination.

Il faut déplacer la victime dans une zone non contaminée, en s'équipant d'un appareil respiratoire autonome. Laisser la victime au chaud et au repos.

Appeler un médecin. Pratiquer la respiration artificielle si la victime ne respire plus.

### **V.2.3 Contact avec les yeux**

En cas de renversement de liquide, rincé à l'eau pendant au moins 15 min.

### **V.2.4 Ingestion Pour les liquides**

Peut provoquer une atteinte aux poumons.

Ne jamais donner à boire, ni provoquer les vomissements.

En cas de perte de connaissance éviter de vomir avec précaution lors de vomissements (il existe le danger d'aspiration), administrer d'huile de vaseline comme laxatif ne pas boire de lait, recourir à l'assistance d'un médecin.

Pour le pentane, par exemple, le contrôle limite d'exposition est de 1000 ppm ou 3000mg/m<sup>3</sup>.

### V.3 Risques des GPL

Les GPL sont fréquemment stockés à l'état liquide sous pression, la fuite de liquide peut-être, par évaporation rapide, donnant un grand volume de gaz inflammable.

La limite inférieure d'inflammabilité du gaz est approximativement à 2% du volume de gaz dans l'air. Une petite proportion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être allumé par un élément chaud ou une étincelle à une distance d'un point de fuite.

Puisque les GPL sont plus lourds que l'air ils peuvent se mouvoir à des niveaux plus bas dans leur entourage, même dans les milieux aérés, la disparition de la vapeur des GPL est très lente.

Les GPL liquides s'évaporent rapidement, font chuter la température de l'entourage, ce qui peut provoquer des brûlures sévères, ces brûlures peuvent avoir lieu par contact des GPL liquides avec la peau les vêtements de protection doivent être donc portés. <sup>[12]</sup>

### V.4 Dangers inhérents aux principaux équipements

Dans le tableau suivant on a représenté les dangers inhérents aux équipements :

**Tableau V.18** : Dangers inhérents aux principaux équipements. <sup>[26]</sup>

Type	Principaux équipements	Danger
Tête de puits	Têtes de puits, buses, collecteurs	Source de combustible
Procédé non soumis à l'action des flammes	Collecteurs, séparateurs, station commerciale de gaz, échangeurs de chaleur, traitement des eaux,	Source de combustible

	pompes, compresseurs, enceintes d'unité, séparateur de condensât à doigts,	
Stockage des Hydrocarbures	Réservoirs de stockage, réservoirs collecteurs, réservoirs de traitement de l'eau produit	Source de combustible
Procédé soumis à l'action des flammes	Équipements allumés, réchauffeurs de conduite, rebouilleurs	Source d'ignition
Machines	Générateurs, équipements électriques, compresseurs d'air, moteurs, turbines, bâtiments techniques	Source d'ignition
Bâtiments	Quartiers résidentiels, zones et bâtiments de maintenance, évacuation des eaux d'égout, déstalinisâtes	Source d'ignition
Canalisations et risers	Risers, lanceurs de racleurs, gares à racleurs	Source de combustible
Événements	-	Source de combustible
Torches	Fosses de brûlage comprises	Source d'ignition

### V.5 Méthodes spécifiques en cas d'incendies

Si possible, arrêter le débit gazeux s'éloigner du récipient et le refroidir avec de l'eau depuis un endroit protégé.

Ne pas éteindre une fuite de gaz enflammée sauf si c'est absolument nécessaire. Un ré-inflammation spontanée explosive peut se produire. Eteindre les autres feux.

Les hydrocarbures de la série paraffinée ont des propriétés anesthésiques et amènent des troubles comparables à ceux observés lors de l'ivresse éthylique.

Une exposition prolongée au contact des d'hydrocarbures est fortement déconseillée ; Tous travaux en atmosphère polluée doivent s'accompagner de mesures propres à protéger le personnel (dégazage, contrôle d'atmosphère, ventilation, appareils respiratoires à air frais...).

## V.6 Techniques d'attaque (intervention)

Selon la nature du sinistre :

### ➤ Feu sur la pompe

- Arrêter et insoler la pompe immédiatement, si celle-ci n'a pas été faite automatiquement.
- Eteindre le feu avec les extincteurs placés à côté, s'il s'avère insuffisant suite à un déversement, mettre en œuvre le canon à mousse et attaquer le feu en attendant l'arrivée du camion incendie.

### ➤ Feu de sphères de GPL

(Il s'agit en général d'une fuite qui s'est enflammée)

- Mettre en service les dispositifs de refroidissement (rampes d'arrosage, lance monitor, etc...) Sur la sphère sinistrée et sur les sphères immédiatement voisines.
- Arrêter si possible l'alimentation du feu en fermant les vannes ne pas tenter d'éteindre le gaz en flamme si la fuite ne peut être arrêtée sitôt après l'extinction.
- Dans le cas où le feu ne doit pas être éteint, le contrôle en maintenant un arrosage abondant et régulier en utilisant, en complément, tous les moyens mobiles et fixes existants.
- Faire évacuer le personnel non indispensable à l'intervention.

### ➤ Feu de condensât répandu accidentellement

- Contenir le feu pour éviter sa propagation.
- Protéger les appareillages situés dans la zone de feu à l'aide d'écrans d'eau pulvérisée de préférence.
- Eteindre le feu, suivant son importance, avec de la mousse ou de la poudre.

### ➤ Feu de joints ou de garnitures d'étanchéité de pompe

- Arrêter la pompe immédiatement si celle-ci n'a pas encore déclenché automatiquement suite à la détection automatique.
- Dans le cas d'une fuite de gaz, n'éteindre le feu qu'après s'être assuré que la pompe est effectivement isolée. Utiliser un extincteur à poudre.

- Dans le cas d'une fuite d'hydrocarbure liquide, activer le système d'extinction automatique si celui-ci ne s'est pas encore déclenché.
- Si le système d'extinction automatique ne suffit, mettre en œuvre des lances à mousse supplémentaires et attaquer le feu.
- Refroidir les superstructures et protéger l'appareillage dans la zone de feu (eau pulvérisée).

➤ **Feu à la salle de contrôle**

Utiliser les extincteurs de CO<sub>2</sub> mais en cas d'un feu sur le plancher, au niveau du plafond, ou dans la salle DCS déclencher le système d'extinction FM200 à partir des tirettes correspondantes.

Pour les locaux techniques FM200, avec by-pass du système si présence de personnel.

Dans tous les cas, le déclenchement s'accompagne d'une alarme lumineuse et sonore à l'intérieur et à l'extérieur du local et le déclenchement est initié avec temporisation Dans les locaux où il y a en permanence du personnel, le déclenchement est uniquement manuel.

Pour les packages fermés CO<sub>2</sub>, avec by-pass du système si présence de personnel. <sup>[26]</sup>

**Tableau V.19** : Politique de la société pour les systèmes d'extinction fixes. <sup>[26]</sup>

Installations	Off-shore	On shore
Normalement occupé de façon continue et permanente	FM200 <sup>(2)</sup>	FM200 Gaz inerte <sup>(1)</sup>
Normalement non occupé	FM200 CO <sub>2</sub> <sup>(2)</sup>	FM200 CO <sub>2</sub> Gaz inerte <sup>(1)</sup>
Carter d'équipement rotatif	FM200 CO <sub>2</sub> <sup>(2)</sup>	FM200 CO <sub>2</sub> <sup>(2)</sup>

<sup>(1)</sup> : Le gaz inerte choisi doit être de l'Inergen, de l'Aragonite, du Cerexen ou de l'azote.

<sup>(2)</sup> : Du gaz inerte peut être mis en oeuvre lorsque le volume à protéger < 100 m<sup>3</sup>.

➤ **Feu sur la Turbine**

S'assurer que l'alimentation électrique est coupée et attaquer le feu avec les extincteurs placés à proximité.

➤ **Feu sur matériel électrique**

Couper le courant électrique et utiliser les extincteur CO<sub>2</sub> (ou poudre) pour éteindre le feu.

La machine est construite suivant l'état de la technique et les règles de sécurités reconnues. Toutefois, son utilisation peut entrainer des risques corporels, voir un danger de mort pour l'utilisateur ou des tiers, causer des préjudices à l'appareil et à d'autres biens.

- Utiliser l'appareil uniquement en bon état technique ainsi que conformément à sa destination en tenant compte de la sécurité des risques et en respectant la notice d'utilisation avant de commence le travail.
- Respecter les consignes de sécurité de la machine et faire en sorte qu'elles restent lisibles.
- Utiliser la machine uniquement lorsque tous les dispositifs de protection et sécurité sont disponibles et en bon état de fonctionnement.
- Ne pas laisser la machine sous tension sans surveillance.

## **V.7 Prévention et protection**

### **V.7.1 Organisation**

- Compagnes de sensibilisation du personnel sur les dangers, accidents de travail et les maladies professionnelles pour le faire adhérer à la politique HSE de l'OOC.
- Induction HSE pour tout nouvel agent appelé à travailler ou à visiter le site.
- Organisation des secours lors des différentes interventions.
- Audits de sécurité pour s'assurer de l'application des procédures de travail.
- Inspection des installations pour rechercher les causes prévisibles d'accidents ou d'incidents afin d'y remédier.

### **V.7.2 Process**

- Arrêt d'urgence ESD.
- Sécurité intrinsèque.

### **V.7.3 Procédures générales et administratives**

- Politique HSE de l'OOC.

- Normes de gestion HSE.
- Modifications des procédures de travail en sécurité.
- Conditions de sécurité des contractants.
- Activités promotionnelles en matière HSE.
- Programme d'inspection sécurité.
- Manuel sécurité.
- Plan de signalisation Hygiène Sécurité et Environnement.
- Audit HSE.
- Système STOP (suivi et déclaration des anomalies et des actes dangereux).
- Essai et inspection des systèmes anti-incendie à eau.
- Essai et inspection des équipements anti-incendie automatiques.
- Essai et inspection des équipements anti-incendie portables et mobiles.
- Investigations lors d'un accident ou incident. <sup>[21]</sup>

#### V.7.4 Résumé sur Sélection de systèmes de protection contre l'incendie

Dans le tableau suivant sont représentés les systèmes de protection dans des zones de production de pétrole type. Ils doivent être utilisés pour sélectionner le type de système de lutte contre l'incendie d'une installation devant être protégée.

**Tableau V.20 :** Sélection du système de protection contre l'incendie pour des installations de traitement et de production. <sup>[26]</sup>

Type d'installation	Équipements	Système de protection (lorsque nécessaire)
Tête de puits	➤ Arbre de Noël	➤ Déluge
	➤ Collecteur	➤ Déluge
	➤ Réservoirs <sup>(1)</sup>	➤ Déluge
	➤ Pompe <sup>(2)</sup>	➤ Déluge + application de mousse
Équipements de Procédé	➤ Pompe <sup>(3)</sup>	➤ à faible foisonnement
	➤ Équipements de mesure	➤ Application de mousse à haut foisonnement.
	➤ Compresseur <sup>(4)</sup>	➤ Rien ou déluge en cas

	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Séparateur de condensât (à doigts)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>d'exigences spécifiques</li> <li>➤ Rien ou déluge en cas d'exigences spécifiques</li> <li>➤ Déluge aux deux extrémités + application de mousse dans la zone de rétention</li> </ul>
	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Réchauffeurs et fours</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Injection de vapeur ou de gaz inerte dans le brûleur et la cheminée + rideau d'eau autour des équipements + application facultative de mousse dans la zone de rétention en cas de fluide de procédé inflammable</li> </ul>
Utilités	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Huile chaude, rebouilleur à Glycol</li> <li>➤ Moteur <sup>(6)</sup></li> <li>➤ Moteur/turbine <sup>(7)</sup></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Comme ci-dessus <sup>(5)</sup></li> <li>➤ Déluge et/ou poudre sèche</li> <li>➤ Voir le tableau « salles inoccupées»</li> </ul>
Risers et canalisations	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Gare à racleurs</li> <li>➤ Collecteur</li> <li>➤ Manifolds d'interconnexion</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Déluge</li> <li>➤ Déluge</li> <li>➤ Déluge dans les limites de la batterie</li> </ul>
Conduites	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Rack des conduites principales</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ <sup>(8)</sup></li> </ul>
Structures	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Structure exposée au rayonnement en cas d'incendie</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Déluge ou matériaux ignifuge ou remplissage d'eau/de béton</li> </ul>
Réservoirs de pétrole	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Réservoir à toit fixe</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Déluge sur la jupe et le toit du réservoir + injection de mousse à</li> </ul>

		faible foisonnement dans le réservoir
	➤ Réservoir à toit flottant	➤ Déluge sur la jupe du réservoir + système d'application de mousse sur le joint en bordure Joint ignifuge en bordure
	➤ Zone de rétention	➤ Application de mousse dans la zone de rétention
	➤ Sphère ou réservoirs	➤ Déluge + ignifugation sur les jambes de support de la sphère
Réservoirs de GPL	➤ Zone de rétention	➤ Sous barrage ou enterré
		➤ Application de mousse

<sup>(1)</sup> : Réservoirs, colonnes, échangeurs de chaleur, aérorefroidisseur, etc.

<sup>(2)</sup> : Toutes les pompes utilisées avec des produits inflammables, excepté les pompes GPL, et installées dans des zones ouvertes ou abritées.

<sup>(3)</sup> : Toutes les pompes utilisées avec des produits inflammables et installées dans des zones abritées.

<sup>(4)</sup> : Compresseurs installés dans des zones ouvertes ou abritées.

<sup>(5)</sup> : La sélection de la mousse doit faire l'objet d'un soin particulier pour éviter toute réaction avec le glycol.

<sup>(6)</sup> : Moteurs à combustion entraînant des équipements non pétroliers dans des zones ouvertes ou abritées.

<sup>(7)</sup> : Moteur ou turbine installé dans une zone fermée.

<sup>(8)</sup> : Râack à tubes de conception adéquate pour permettre le confinement de tout déversement et faciliter l'application de la mousse.

Le terme de mousse : L'extinction d'un incendie provoqué par des hydrocarbures liquides est possible grâce à l'application de mousse. La mousse peut être appliquée depuis une lance à mousse ou mousse/eau (système double tube), des réservoirs de mousse ou un équipement externe de lutte anti-incendie (camion de pompiers, bateau anti-incendie, etc.). L'application de mousse doit être limitée à la lutte contre les incendies de « surfaces » d'hydrocarbures ou à l'isolation entre les hydrocarbures et l'air. <sup>[26]</sup>

## **V.8 L'environnement**

### **V.8.1. Prévention de l'environnement**

On peut protéger notre environnement par prévention et lutte contre la pollution qui constitue un grand problème surtout dans pays industrialisés.

#### **V.8.1.1 Prévention de la pollution**

L'objectif du groupement est de réduire les émissions et rejets à des niveaux les plus raisonnablement bas possible. Les meilleurs procédés technologiques sont utilisés sur les installations du groupement qui ont pour objectif de :

- Prévenir toutes les décharges de substances dangereuses à l'atmosphère, ou au moins les minimiser.
- S'assurer que les décharges inévitables ne sont pas dangereuses pour l'environnement.
- Minimiser la pollution qui peut être causée à tout milieu récepteur (air, mer ou terre) par les décharges à l'environnement.
- La prévention doit favoriser la minimisation de la production des déchets en utilisant des technologies propres.
- La prévention des émissions décharges doit être considérée lors de la sélection du procédé. Les émissions de rejets doivent être incluses dans les études d'impacts sur l'environnement, comme requis par loi N° 83-03 du février 1983 relative à la protection de l'environnement.
- Protection de l'environnement.
- Elle vise à faire connaître et évaluer les incidences directes et ou indirectes des projets sur l'équilibre écologique ainsi que le cadre et la qualité de la vie de la population.
- Le contenu de l'étude d'impact doit comprendre au minimum une analyse de l'état initial du site et de son environnement, l'étude des modifications que le projet y engendrerait et les mesures envisagées pour supprimer, réduire et, si possible, compenser les conséquences dommageables pour l'environnement.

### V.8.1.2 Gestion des déchets

Le but est d'assurer une bonne gestion des déchets générés par l'exploitation des installations du groupement, et de veiller à l'application de méthodes d'évacuation, de stockage et de transport qui sont en conformité avec la réglementation en vigueur et avec la politique du groupement.

Lorsqu'il y a production de déchets liquides, le responsable de l'installation productrice de déchets doit s'assurer que ces déchets sont mis dans des containers appropriés, que ceux incompatibles ne soient pas mélangés, qu'un inventaire soit tenu à jour et que le transfert de ces produits vers lieu approprié se fasse correctement.

### V.8.2 Impact des rejets atmosphériques

Les émissions de combustion de carburants fossiles, d'incinération de déchets domestiques, contiennent du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), du monoxyde de carbone (CO), des oxydes de soufre (SO<sub>x</sub>), des oxydes d'azote (NO<sub>x</sub>), et des composants organiques volatiles (COV). Ces émissions seront liées principalement aux.

Turbines, les torches, la production d'électricité par des générateurs diesel de secours, la circulation des véhicules, l'incinération et au brulage en fosse de déchets domestiques et de déchets de jardinage.<sup>[21]</sup>

**Tableau V.21 :** L'impacts provoqué par des toxines et d'autres pollutions issues du processus de production pétrolière.<sup>[27]</sup>

Produit Chimique	Partie du processus production pétrolière	Impacte sur la santé/ l'environnement
Benzène	H <sub>2</sub> O Produite	Cancérogène, toxique pour la reproduction toxique pour le développement
Toluène	H <sub>2</sub> O produite	Toxique pour développement, hémotoxique suspecté, memo toxique, toxique pour la fibre et les réunit.
Mercure	Eau Produit et fluides de forage (boues)	Toxique pour le développement,

		hémotoxique suspecte, perturbateur endocrinien, neurotoxique, toxique pour la reproduction immun Toxiques
Zinc	Eau Produit et fluides de forage (boue)	Hémotoxique suspecté, toxique pour le développement et toxique pour la reproduction
Plomb	Eau Produit et fluides de forage (boues)	Cancérogène, toxique pour la reproduction toxique pour le développement
Sodium (Saumure)	H <sub>2</sub> O Produit	Contamine les sols, et rend inaptes à accueillir la végétation
Sulfure d'hydrogène	Extraction du gaz naturel	Hémotoxique suspecté, neurotoxique et toxique pour la reproduction
Dioxyde de Soufre	Torchage du gaz naturel	Principal responsable des pluies acides.

### V.8.3 Avantage environnemental liés au gaz naturel

En plus de son avantage économique indéniable, le gaz naturel procure aussi des avantages écologiques majeurs. À titre de combustible fossile le plus propre, le gaz naturel, en remplacement d'autres énergies telles que le diesel, le mazout et le charbon, permet une réduction immédiate des émissions de GES d'environ 25 %, 31 % et 42 % respectivement.

Prioriser l'utilisation du gaz naturel en remplacement de ces énergies plus polluantes, là où l'électricité n'est pas une option. Est un choix logique pour l'environnement et l'atteinte des cibles de réduction. Les technologies existent déjà et pourraient être implantées rapidement.

Le gaz naturel offre un bilan environnemental très favorable dans la production d'électricité. Les émissions de CO<sub>2</sub> liées à son utilisation sont deux fois moins élevées que celles des centrales à charbon les plus performantes. Les centrales électriques au gaz nécessitent des investissements et des coûts opératoires plus faibles. En outre, elles ont des rendements qui peuvent être supérieurs à 50 %, ce qui diminue considérablement la consommation énergétique et donc les émissions globales dans l'atmosphère.

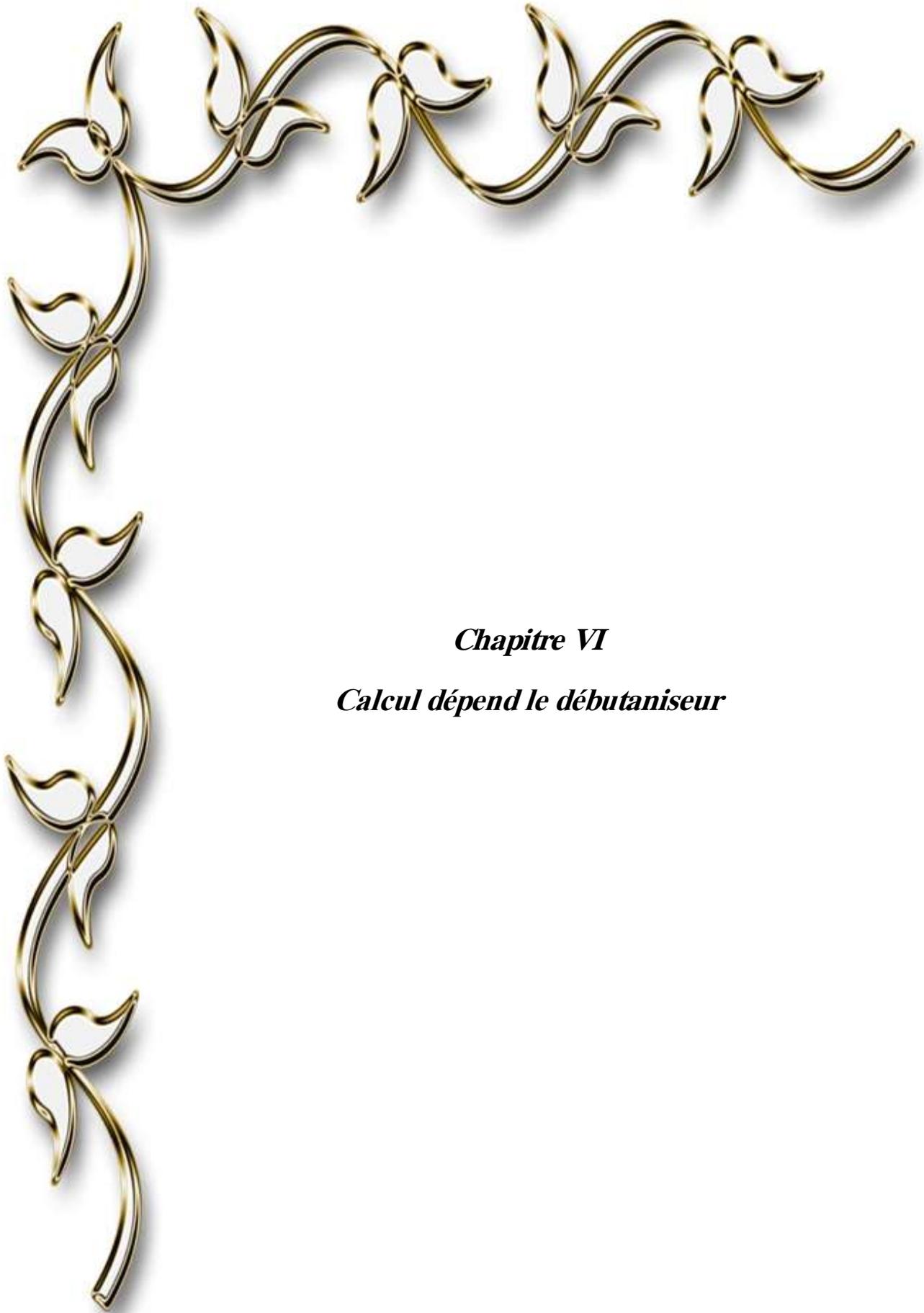
Bien que les réserves de gaz naturel soient limitées et qu'il s'agisse d'une source d'énergie non-renouvelable, les réserves exploitées sont importantes à travers le monde et augmentent au fur et à mesure que de nouvelles techniques d'exploration et d'extraction, permettant un forage plus large ou plus profond, sont découvertes.<sup>[26]</sup>

Cependant, l'État algérien commence à envisager des solutions écologiques en investissant dans les énergies renouvelables. Selon le Programme algérien de développement des énergies renouvelables et d'efficacité énergétique (PENREE) de 2012, l'Algérie vise une puissance installée d'origine renouvelable de 22 000 MW d'ici 2030. Mais trois ans après ce plan, les réalisations se font attendre : le rapport annuel du Global Wind Energy Council sur l'éolien ne mentionne même pas l'Algérie, et celui de l'Agence internationale de l'énergie sur le solaire annonce seulement que l'Algérie a installé 300 MW.<sup>[26]</sup>

Favoriser le développement à long terme des filières énergétiques locales et renouvelables, telles que le bio méthane et l'énergie éolienne, Maintenir et accroître les incitatifs fiscaux pour le remplacement de produits pétroliers par le gaz naturel.



***PARTIE PRATIQUE***



***Chapitre VI***  
***Calcul dépend le débutaniseur***

Dans la partie de section de débutaniseur pour but de production le GPL contenu dans les deux charges provenant du stabilisateur de condensât et déethaniseur d'où on obtient le GPL au sommet de la colonne et le condensât au font.

Le but de ce travail est de vérifier la teneur en  $iC_5$  dans le distillat et de calculer la TVR de résidu, en deux étapes principales :

- Calcul du bilan matière.
- Calcul du bilan thermique.

## VI.2 Données de départ

Tableau VI.22: Caractéristique de la charge.

Constituants	La charge froide $X'_{L,i}$ (% Molaire)	La charge chaude $X'_{L,i}$ (% Molaire)
$C_2$	0,01305	0,00483
$C_3$	0,55177	0,09186
$iC_4$	0,10943	0,03941
$nC_4$	0,16454	0,07576
$iC_5$	0,05847	0,05854
$nC_5$	0,04402	0,05307
$nC_6$	0,03661	0,1105
$nC_7$	0,01555	0,12236
$nC_8$	0,00533	0,12063
$nC_9$	0,00103	0,08335
$nC_{10}$	0,00016	0,05187
$nC_{11}$	0,00003	0,03645
$nC_{12}$ et plus	0,00001	0,15137
Température (°C)	97	188.8
Pression (bar)	15.5	15.5
Débit molaire (kmol/h)	737.954	256.75
Débit massique (kg/h)	39500	27500

- On prend comme constituant clé Volatil :  $nC_4H_{10}$ .
- On prend comme constituant clé lourd :  $iC_5H_{12}$ .

- La teneur en  $iC_5H_{12}$  dans le distillat = 0.00376  $\longrightarrow Y'_{D_i}^{C_5} = 0.00376$
- La teneur en  $nC_4H_{10}$  dans le résidu = 0.05481  $\longrightarrow X'_{R_n}^{C_4} = 0.05841$

### VI.3 Composition et dédit massique et molaires de la charge

En présente dans le tableau suivant la composition massique (molaire) et la masse moléculaire moyenne de la charge chaude et la charge froide ainsi que les débits massique (molaire) des constituants :

**Tableau VI.23:** Charge chaude.

Constituants	$X'_{L,i}$	$M_i$	$M_i \cdot X'_{L,i}$	$X_{L,i}$	L	$L_i$	$L'_i$
$C_2$	0,005	30,070	0,145	0,001	27500	37.289	1,240
$C_3$	0,092	44,097	4,051	0,038		1030.000	23,584
$iC_4$	0,039	58,124	2,291	0,021		588.111	10,092
$nC_4$	0,076	58,124	4,403	0,041		1130.559	20,118
$iC_5$	0,059	72,151	4,224	0,039		1084.408	19,451
$nC_5$	0,053	72,151	3,829	0,036		983.081	13,625
$nC_6$	0,111	86,178	9,523	0,089		2444.873	28,370
$nC_7$	0,122	100,206	12,261	0,114		3147.972	31,415
$nC_8$	0,121	114,233	13,780	0,129		3537.892	30,971
$nC_9$	0,083	128,260	10,690	0,100		2744.698	21,399
$nC_{10}$	0,052	142,287	7,380	0,069		1894.869	13,317
$nC_{11}$	0,036	156,314	5,698	0,053		1462.827	9,358
$nC_{12}$ et plus	0,151	190,500	28,836	0,269		7403.421	38,863
Somme	1,000		107,111	1,000		27500,000	256,742

**Tableau VI.24:** Charge froide.

Constituants	$X'_{L,i}$	$M_i$	$M_i \cdot X'_{L,i}$	$X_{L,i}$	L	$L_i$	$L'_i$
$C_2$	0,01305	30,07	0,3924	0,0073		289,5834	9,6303
$C_3$	0,55177	44,097	24,3314	0,4546		17955,4747	407,1813
$iC_4$	0,10943	58,124	6,3605	0,1188		4693,7684	80,7544

nC <sub>4</sub>	0,16454	58,124	9,5637	0,1787		7057,5953	121,4231
iC <sub>5</sub>	0,05847	72,151	4,2187	0,0788		3113,1870	43,1482
nC <sub>5</sub>	0,04402	72,151	3,1761	0,0593		2343,8087	32,4848
nC <sub>6</sub>	0,03661	86,178	3,1550	0,0589		2328,2301	27,0165
nC <sub>7</sub>	0,01555	100,206	1,5582	0,0291		1149,8836	11,4752
nC <sub>8</sub>	0,00533	114,233	0,6089	0,0114		449,3126	3,9333
nC <sub>9</sub>	0,00103	128,26	0,1321	0,0025		97,4896	0,7601
nC <sub>10</sub>	0,00016	142,287	0,0228	0,0004	39500	16,8002	0,1181
nC <sub>11</sub>	0,00003	156,314	0,0047	0,0001		3,4606	0,0221
nC <sub>12</sub> et plus	0,00001	190,5	0,0019	0,0000		1,4058	0,0074
Somme	1		53,5263	1,0000		39500,0000	737,9548

Pour compléter les tableaux (VI.23) et (VI.24) on a utilisé les formules suivantes:

- $X_{L,i} = M_i \cdot X'_{L,i} / \sum M_i \cdot X'_{L,i} = M_i \cdot X'_{L,i} / M_{\text{moy}}$
- $M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X'_{L,i}$
- $L_i = X'_{L,i} \cdot L'$
- $L'_i = L_i / M_i$

$M_i$  : La masse moléculaire de chaque constituant de la charge (kg/kmol).

$X'_{L,i}$  : Fraction molaire de chaque constituant dans la charge.

$X_{L,i}$  : Fraction massique de chaque constituant dans la charge.

$L'_i$  : Le débit molaire de chaque constituant dans la charge (kmol/h).

$L_i$  : Le débit massique de chaque constituant dans la charge (kg/h).

## VI.4 Bilan de matière

### VI.4.1 Débit et compositions du distillat et du résidu

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

- Constituant clé lourd **iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>**.
- Constituant clé volatil **nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>**.

Tel que:

- Le teneur maximale en  $iC_5H_{12}$  dans le distillat :  $Y_{D_i}^{C_5H_{12}} = 0.00376$ .
- Le teneur maximale en  $nC_4H_{10}$  dans le résidu :  $X_{R_n}^{C_4H_{10}} = 0.05841$ .

Etant donné que les fractions admises d' $iC_5H_{12}$  dans le distillat et de  $nC_4H_{10}$  dans le résidu ne sont pas importantes.

On peut estimer que  $iC_4$  sont pratiquement admises dans le résidu, c'est-à-dire on suppose que :

$$X_R^{C_2} = X_R^{C_3} = X_R^{iC_4} = 0$$

De même  $nC_{5+}$  sont pratiquement absents dans le distillat, c'est-à-dire :

$$Y_D^{nC_5} = Y_D^{nC_6} = Y_D^{nC_7} = Y_D^{nC_8} = Y_D^{nC_9} = Y_D^{nC_{10}} = Y_D^{nC_{11}} = Y_D^{nC_{12}} = 0$$

**VI.4.1.1 Bilan matière global**

$$L'_{ch} + L'_{f} = D' + R' \dots\dots\dots(VI.48)$$

**VI.4.1.2 Bilan matière partiel**

$$(L'_{f} \cdot X'_{Lf,i}) + (L'_{ch} \cdot X'_{Lch,i}) = (D' \cdot Y'_{D,i}) + (R' \cdot X'_{R,i}) \dots\dots\dots(VI.49)$$

Avec :

$L'_{f}$  : débit molaire de la première charge (charge froide).

$L'_{ch}$  : débit molaire de la deuxième charge (charge chaude).

$D'$  : débit molaire du distillat (GPL).

$R'$  : débit molaire du résidu (condensât).

$X'_{ch,i}$  : fraction molaire du constituant « i » dans la charge chaude.

$X'_{f,i}$  : fraction molaire du constituant « i » dans la charge froide.

$Y'_{D,i}$  : fraction molaire du constituant « i » dans le distillat.

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

Bilan matière partiel pour chaque constituant de la charge on aura :

$$L'_f \cdot X'^{C_2}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{C_2}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{C_2}_D + R' \cdot X'^{C_2}_R \dots\dots\dots(VI.50)$$

$$L'_f \cdot X'^{C_3}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{C_3}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{C_3}_D + R' \cdot X'^{C_3}_R \dots\dots\dots(VI.51)$$

$$L'_f \cdot X'^{iC_4}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{iC_4}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{iC_4}_D + R' \cdot X'^{iC_4}_R \dots\dots\dots(VI.52)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_4}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_4}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_4}_D + R' \cdot X'^{nC_4}_R \dots\dots\dots(VI.53)$$

$$L'_f \cdot X'^{iC_5}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{iC_5}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{iC_5}_D + R' \cdot X'^{iC_5}_R \dots\dots\dots(VI.54)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_5}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_5}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_5}_D + R' \cdot X'^{nC_5}_R \dots\dots\dots(VI.55)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_6}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_6}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_6}_D + R' \cdot X'^{nC_6}_R \dots\dots\dots(VI.56)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_7}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_7}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_7}_D + R' \cdot X'^{nC_7}_R \dots\dots\dots(VI.57)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_8}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_8}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_8}_D + R' \cdot X'^{nC_8}_R \dots\dots\dots(VI.58)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_9}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_9}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_9}_D + R' \cdot X'^{nC_9}_R \dots\dots\dots(VI.59)$$

$$L'_f \cdot X'^{nC_{10}}_{L_f} + L'_{ch} \cdot X'^{nC_{10}}_{L_{ch}} = D' \cdot Y'^{nC_{10}}_D + R' \cdot X'^{nC_{10}}_R \dots\dots\dots(VI.60)$$

$$L'_f \cdot X_{L_f}^{nC_{11}} + L'_{ch} \cdot X_{L_{ch}}^{nC_{11}} = D' \cdot Y_D^{nC_{11}} + R' \cdot X_R^{nC_{11}} \dots\dots\dots(VI.61)$$

$$L'_f \cdot X_{L_f}^{nC_{12+}} + L'_{ch} \cdot X_{L_{ch}}^{nC_{12+}} = D' \cdot Y_D^{nC_{12+}} + R' \cdot X_R^{nC_{12+}} \dots\dots\dots(VI.62)$$

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

$$10,8703 = D' \cdot Y_D^{C_2} \dots\dots\dots(VI.A)$$

$$430,7697 = D' \cdot Y_D^{C_3} \dots\dots\dots(VI.B)$$

$$90,8719 = D' \cdot Y_D^{iC_4} \dots\dots\dots(VI.C)$$

$$140,8729 = (D' \cdot Y_D^{nC_4}) + (R' \cdot (0,05841)) \dots\dots\dots(VI.D)$$

$$58,1776 = (D' \cdot 0,00376) \cdot (R' \cdot X_R^{iC_5}) \dots\dots\dots(VI.E)$$

$$46,1098 = R' \cdot X_R^{nC_5} \dots\dots\dots(VI.F)$$

$$55,3863 = R' \cdot X_R^{nC_6} \dots\dots\dots(VI.G)$$

$$42,8901 = R' \cdot X_R^{nC_7} \dots\dots\dots(VI.H)$$

$$34,9041 = R' \cdot X_R^{nC_8} \dots\dots\dots(VI.I)$$

$$22,1596 = R' \cdot X_R^{nC_9} \dots\dots\dots(VI.J)$$

$$13,4353 = R' \cdot X_R^{nC_{10}} \dots\dots\dots(VI.K)$$

$$9,3804 = R' \cdot X'_R{}^{nC11} \dots\dots\dots(VI.L)$$

$$38,8705 = R' \cdot X'_R{}^{nC12+} \dots\dots\dots(VI.M)$$

En additionnant les équations (VI.A), (VI.B), (VI.C) et (VI.D) on obtient la relation suivante (VI.N) :

$$673.3848 = D' (Y'_D{}^{C2} + Y'_D{}^{C3} + Y'_D{}^{iC4} + Y'_D{}^{nC4}) + (R' \cdot (0,05841)) \dots\dots\dots(VI.N)$$

Sachant que :

$$Y'_D{}^{C2} + Y'_D{}^{C3} + Y'_D{}^{iC4} + Y'_D{}^{nC4} + Y'_D{}^{iC5} = 1$$

Donc :

$$Y'_D{}^{C2} + Y'_D{}^{C3} + Y'_D{}^{iC4} + Y'_D{}^{nC4} = (1 - Y'_D{}^{iC5}) \dots\dots\dots(VI.O)$$

En remplace la relation (VI.O) dans relation (VI.N) on obtient la relation suivante (VI.P):

$$673.3848 = D' (Y'_D{}^{C2} + Y'_D{}^{C3} + Y'_D{}^{iC4} + Y'_D{}^{nC4}) + (R' \cdot (0,05841)) \dots\dots\dots(VI.P)$$

En additionnant les équations (VI.E), (VI.F), (VI.G), (VI.H), (VI.I), (VI.J), (VI.K), (VI.L) et (VI.M) on obtient équation suivante (VI.Q):

$$321,3137 = R'(X'_R{}^{iC5} + X'_R{}^{nC5} + X'_R{}^{nC6} + X'_R{}^{nC7} + X'_R{}^{nC8} + X'_R{}^{nC9} + X'_R{}^{nC10} + X'_R{}^{nC11} + X'_R{}^{nC12+}) + (D' \cdot 0,00376) \dots\dots\dots(VI.Q)$$

Sachant que :

$$X'_R{}^{iC5} + X'_R{}^{nC5} + X'_R{}^{nC6} + X'_R{}^{nC7} + X'_R{}^{nC8} + X'_R{}^{nC9} + X'_R{}^{nC10} + X'_R{}^{nC11} + X'_R{}^{nC12+} = (1 - X'_R{}^{nC4}) \dots\dots\dots(VI.R)$$

En remplace la relation (VI.R) dans relation (VI.Q) on obtient la relation suivent (VI.S):

$$321,3137 = R' (1 - X_R^{nC_4}) + (D' \cdot 0,00376) \dots\dots\dots(VI.S)$$

A partir les équations (VI.P) et (VI.S) on trouve les valeurs suivent :

$$D' = 656,0719 \text{ kmol/h}$$

$$R' = 338,627 \text{ kmol/h}$$

Les compositions et les débits du distillat et du résidu sont donnés dans les tableaux (VI.25) et (VI.26).

En substituant les valeurs connues dans les équations (VI.A), (VI.B), (VI.C), (VI.D), (VI.E), (VI.F), (VI.G), (VI.H), (VI.I), (VI.J), (VI.K), (VI.L) et (VI.M) on obtient :

**Tableau VI.25:** Composition et débit massique et molaire du distillat.

Constituant	M <sub>i</sub>	Y' <sub>D,i</sub>	M <sub>i</sub> .Y' <sub>D,i</sub>	Y <sub>D,i</sub>	D' <sub>i</sub>	D <sub>i</sub>
C <sub>2</sub>	30,07	0.0166	0.4982	0.0103	10.8703	326.8608
C <sub>3</sub>	44,097	0.6566	28.9536	0.5970	430.7697	18995.6518
iC <sub>4</sub>	58,124	0.1385	8.0507	0.1660	90.8719	5281.8411
nC <sub>4</sub>	58,124	0.1846	10.7282	0.2212	121.0942	7038.4769
iC <sub>5</sub>	72.151	0.0038	0.2712	0.0056	2.4658	177.9119
Somme	/	1.0000	48.5019	1.0000	656.0719	31820.7515

➤ **Interprétation des résultats obtenus :**

D'après les résultats de calcule de composition du distillat à voir que le teneur (iC<sub>5</sub>≤4%) constate que charge produit en ales normes spécifiques.

**Tableau VI.26:** Composition et débit massique et molaire du résidu.

Constituant	$M_i$	$X'_{R,i}$	$M_i X'_{R,i}$	$X_{R,i}$	$R'_i$	$R_i$
nC <sub>4</sub>	58,124	0.0584	3.3949	0.0327	19.7787	1149.6190
iC <sub>5</sub>	72,151	0.1645	11.8705	0.1143	55.7117	4019.6576
nC <sub>5</sub>	72,151	0.1362	9.8246	0.0946	46.1098	3326.8699
nC <sub>6</sub>	86,178	0.1636	14.0954	0.1357	55.3863	4773.0843
nC <sub>7</sub>	100,206	0.1267	12.6920	0.1222	42.8901	4297.8462
nC <sub>8</sub>	114,233	0.1031	11.7746	0.1133	34.9041	3987.2010
nC <sub>9</sub>	128,26	0.0654	8.3933	0.0808	22.1596	2842.1865
nC <sub>10</sub>	142,287	0.0397	5.6454	0.0543	13.4353	1911.6689
nC <sub>11</sub>	156,314	0.0277	4.3301	0.0417	9.3804	1466.2879
nC <sub>12</sub> et plus	190,5	0.1148	21.8672	0.2105	38.8705	7404.8272
Somme	/	1.0000	103.8880	1.0000	338.6266	35179.2485

## VI.5 Calcul de la pression et température dans le ballon reflux

### VI.5.1 Température dans le ballon reflux

Dans l'usine de GPL quel que soit pression du service, la température de condensation totale du distillat est au moins 15-20°C plus grande que la température du fluide réfrigérant. Pour l'air moyen la température égale 40°C.

$$T_b = T_c + 15$$

Donc :

$$T_b = 55^\circ\text{C}.$$

$T_b$  : Température dans le ballon reflux.

$T_c$  : Température moyenne de fluide réfrigérant.

### VI.5.2 Pression dans le ballon reflux

La pression dans le ballon de reflux est déterminée par l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum_{i=1}^n K_i \cdot X'_{D,i} = 1$$

$K_i$  : constante d'équilibre du constituant « i » à la température et pression donnée, elle est déterminée d'après le diagramme de SCHIBEL et JENNY. (Voir l'annexe 1).

La pression  $P_b$  est déterminée par approximation successive, le tableau suivant donne la pression  $P_b$ .

**Tableau VI .27:** Les valeurs de la pression dans le ballon de reflux.

Constituant	$T_b = 55^\circ\text{C}$		$P_b = 15 \text{ bar}$
	$K_i$	$X'_{D,i}$	
$C_2$	2.8743	0.0166	0.0476
$C_3$	1.1803	0.6566	0.7750
$iC_4$	0.6197	0.1385	0.0858
$nC_4$	0.4918	0.1846	0.0908
$iC_5$	0.2576	0.0038	0.0010
Somme	/	1.0000	1.0002

**VI.6 Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne**

**VI.6.1 Pression au sommet de la colonne**

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (VI.63)$$

Où :

$P_s$  : la pression au sommet de la colonne.

$\Delta P_1$  : pertes de charges.

$\Delta P_1 = 0.2 / 0.3$

$P_s = 15 + 0.3 = 15.3 \text{ bar.}$

$$P_s = 15.3 \text{ bar bar}$$

**VI.6.2 Pression au fond de la colonne**

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots \dots \dots (VI.64)$$

Où:

$P_f$  : la pression au fond de la colonne.

$\Delta P_2$  : pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

$$\Delta P_2 = 0.3 / 0.5 \quad (\Delta P_2 = 0.5 \text{ bar}).$$

$$P_f = 15.3 + 0.5 = 15.8 \text{ bar}.$$

$$P_f = 15.8 \text{ bar bar}$$

### VI.6.3 Pression dans la zone d'alimentation

$$P_L = P_s + \Delta P' \cdot nP \dots \dots \dots (VI.65)$$

Où:

$\Delta P'$  : pertes de charges au niveau de charge plateau.

$$\Delta P' = 0.5 / 33$$

$$\Delta P' = 0.015$$

$nP$  : le nombre de plateaux entre le sommet et l'alimentation.

#### ➤ L'alimentation froide

Le nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation froide est :

$$nP = 22$$

$$P_{L,f} = 15.3 + 0.015 \times 22 = 15.63$$

$$P_{L,f} = 15.63 \text{ bar}$$

#### ➤ L'alimentation chaude

Le nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation chaude est :

$$nP = 26$$

$$P_{L,ch} = 15.3 + 0.015 \times 26 = 15.69$$

$$P_{L,ch} = 15.69 \text{ bar}$$

#### ➤ Interprétation des résultats obtenus

En voir qu'il existe une augmentation de pression par port au la pression de service.

## VI.7 Calcul de la température aux différentes zones de la colonne

### VI.7.1 Température de rosée au sommet de la colonne

Elle est déterminée par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum Y'_{D,i} / K_i = 1$$

On trouve la température égale :

$$T_s = 65.6 \text{ °C}$$

Les coefficients d'équilibre  $K_i$  sont trouvés d'après le nomogramme JENNY et CHIBEL (voir tableau VI.28).

**Tableau VI.28:** Température de rosée au sommet de la colonne.

Ts = 65.6°C    Ps = 15.3 bar			
Constituant	$K_i$	$Y'_{D,i}$	$Y'_{D,i} / K_i$
C <sub>2</sub>	3.1260	0.0166	0.0053
C <sub>3</sub>	1.3550	0.6566	0.4846
iC <sub>4</sub>	0.7374	0.1385	0.1878
nC <sub>4</sub>	0.5942	0.1846	0.3106
iC <sub>5</sub>	0.3225	0.0038	0.0117
Somme	/	1.0000	1.0000

### VI.7.2 Température de bulle au fond de la colonne

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

$$\sum_{i=1}^n K_i \cdot X'_{R,i} = 1$$

Donc la température au fond de la colonne est égale à (voir tableau VI.29).

$$T_f = 195.8 \text{ °C}$$

Tableau VI.29: Température au fond de la colonne.

Constituant	$K_i$	$T_f = 195.8^\circ\text{C} \quad P_f = 15.8 \text{ bar}$	
		$X'_{R,i}$	$K_i \cdot X'_{R,i}$
nC <sub>4</sub>	2.4652	0.0584	0.1440
iC <sub>5</sub>	1.7203	0.1645	0.2830
nC <sub>5</sub>	1.5995	0.1362	0.2178
nC <sub>6</sub>	1.0486	0.1636	0.1715
nC <sub>7</sub>	0.7009	0.1267	0.0888
nC <sub>8</sub>	0.4726	0.1031	0.0487
nC <sub>9</sub>	0.3215	0.0654	0.0210
nC <sub>10</sub>	0.2201	0.0397	0.0087
nC <sub>11</sub>	0.1517	0.0277	0.0042
nC <sub>12</sub> et plus	0.1065	0.1148	0.0122
Somme	/	1.0000	1.0000

### VI.8 Détermination de la volatilité relative

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

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

On :

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

$K_r$  : constante d'équilibre du constituant de référence, on admet le constituant clé lourd  $iC_5H_{12}$ .

La vapeur moyenne des volatilités relatives est déterminée par les formules suivantes :

- 1- Pour la zone de rectification  $\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i})$ .
- 2- Pour la zone d'épuisement  $\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i})$ .

$\alpha_{i,m}$  : la volatilité relative moyenne du constituant « i ».

$\alpha_{D,i}$  : la volatilité relative moyenne du constituant « i » dans la zone de rectification.

$\alpha_{L,i}$  : la volatilité relative moyenne du constituant « i » dans la zone d'alimentation.

$\alpha_{R,i}$  : la volatilité relative moyenne du constituant « i » dans la zone d'épuisement.

Le calcul de différentes volatilités est représenté dans le tableau ci-dessous :

**Tableau VI.30:** Différentes volatilités de la zone d'alimentation.

Constituants	Charge chaude		Charge froide		$\alpha_{L,i}$
	$K_i$	$\alpha_{L,i} = K_i / K_{iC_5}$	$K_i$	$\alpha_{L,i} = K_i / K_{iC_5}$	
C <sub>2</sub>	6.9477	4.0859	4.2543	7.7709	5.9284
C <sub>3</sub>	4.1858	2.4616	2.0091	3.6698	3.0657
iC <sub>4</sub>	2.8524	1.6775	1.1583	2.1158	1.8966
nC <sub>4</sub>	2.5227	1.4836	0.9554	1.7451	1.6143
iC <sub>5</sub>	1.7004	1.0000	0.5475	1.0000	1.0000
nC <sub>5</sub>	1.5671	0.9216	0.4734	0.8648	0.8932
nC <sub>6</sub>	0.9844	0.5789	0.2399	0.4382	0.5086
nC <sub>7</sub>	0.6315	0.3714	0.1251	0.2285	0.2999
nC <sub>8</sub>	0.4088	0.2404	0.0659	0.1204	0.1804
nC <sub>9</sub>	0.2673	0.1572	0.0355	0.0649	0.1110
nC <sub>10</sub>	0.1761	0.1036	0.0194	0.0555	0.0695
nC <sub>11</sub>	0.1167	0.0686	0.0106	0.0193	0.0439
nC <sub>12</sub> et plus	0.0790	0.0465	0.0061	0.0112	0.0288

**Tableau VI.31:** Différentes volatilités de la zone de rectification.

Constituant	$K_i$	$K_i/K_{iC_5}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{im}$
C <sub>2</sub>	3.1260	9.6937	5.9284	7.8110
C <sub>3</sub>	1.3550	4.2018	3.0657	3.6338
iC <sub>4</sub>	0.7374	2.2868	1.8966	2.0917
nC <sub>4</sub>	0.5942	1.8425	1.6743	1.7284
iC <sub>5</sub>	0.3225	1.0000	1.0000	1.0000

**Tableau VI.32:** Différentes volatilités de la zone d'épuisement.

Constituant	$K_i$	$K_i / K_{iC_5}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{im}$
nC <sub>4</sub>	2.4652	1.4330	1.6143	1.5237
iC <sub>5</sub>	1.7203	1.0000	1.0000	1.0000
nC <sub>5</sub>	1.5995	0.9298	0.8932	0.9115
nC <sub>6</sub>	1.0486	0.6095	0.5086	0.5590
nC <sub>7</sub>	0.7009	0.4074	0.2999	0.3537
nC <sub>8</sub>	0.4726	0.2747	0.1804	0.2276
nC <sub>9</sub>	0.3215	0.1869	0.1110	0.1490
nC <sub>10</sub>	0.2201	0.1280	0.0695	0.0987
nC <sub>11</sub>	0.1517	0.0882	0.0439	0.0661
nC <sub>12</sub> et plus	0.1065	0.0619	0.0288	0.0454

**VI.9 Taux de vaporisation de la charge**

En procédant par la méthode approximative successive, on peut prendre des valeurs du taux de vaporisation, et on calcule les fractions molaires de la phase liquide  $X'_{0,i}$  et la phase vapeur  $Y'_{0,i}$  dans la zone de flash jusqu'à :

$$\sum X'_{0,i} = 0 \text{ et } \sum Y'_{0,i} = 1$$

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

$$X'_{0,i} = X'_{L,i} / (1 + \bar{e}_0(K_i - 1)) \dots \dots \dots (VI.66)$$

$$Y'_{0,i} = K_i \cdot X_{0,i} \dots \dots \dots (VI.67)$$

Le taux de vaporisation de l'alimentation et la composition des deux phases à l'équilibre sont déterminés à l'aide de l'équation de TREGOUBOV :

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

Avec:

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

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

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

**Tableau VI.33:** Charge chaude.

Constituants	$X'_{L,i}$	$K_i$	$K_i - 1$	$\bar{e}_0$	$1 + \bar{e}_0(K_i-1)$	$X'_{0,i}$	$Y'_{0,i}=K_i \cdot X'_{0,i}$
C <sub>2</sub>	0.0048	6.9477	5.9480	0.1367	1.8130	0.0027	0.0185
C <sub>3</sub>	0.0919	4.1858	3.1860		1.4350	0.0640	0.2679
iC <sub>4</sub>	0.0394	2.8524	1.8520		1.2530	0.0314	0.0897
nC <sub>4</sub>	0.0758	2.5227	1.5230		1.2080	0.0627	0.1582
iC <sub>5</sub>	0.0585	1.7004	0.7000		1.0960	0.534	0.0908
nC <sub>5</sub>	0.0531	1.5671	0.5670		1.0780	0.0493	0.0772
nC <sub>6</sub>	0.1105	0.9844	-0.0160		0.9980	0.1107	0.1090
nC <sub>7</sub>	0.1224	0.6315	-0.3690		0.9500	0.1289	0.0814
nC <sub>8</sub>	0.1206	0.4088	-0.5910		0.9190	0.1312	0.0537
nC <sub>9</sub>	0.0834	0.2673	-0.7330		0.9000	0.0926	0.0248
nC <sub>10</sub>	0.0519	0.1761	-0.8240		0.8870	0.0585	0.0103
nC <sub>11</sub>	0.0365	0.1167	-0.8830		0.8790	0.0415	0.0048
nC <sub>12</sub> et plus	0.1514	0.0790	-0.9210		0.8740	0.1732	0.0137
Somme	1.0000	/	/	/	1.0000	0.9999	

**Tableau VI.34:** Charge froide.

Constituants	$X'_{L,i}$	$K_i$	$K_i - 1$	$\bar{e}_0$	$1 + \bar{e}_0(K_i-1)$	$X'_{0,i}$	$Y'_{0,i}=K_i \cdot X'_{0,i}$
C <sub>2</sub>	0.0131	4.2543	3.2540	0.9269	4.0160	0.0032	0.0138
C <sub>3</sub>	0.5518	2.0091	1.0090		1.9350	0.2851	0.5728
iC <sub>4</sub>	0.1094	1.1583	0.1580		1.1470	0.0954	0.1105
nC <sub>4</sub>	0.1645	0.9554	-0.0450		0.959	0.1716	0.1640
iC <sub>5</sub>	0.0585	0.5475	-0.4530		0.5810	0.1007	0.0551
nC <sub>5</sub>	0.0440	0.4734	-0.5270		0.5120	0.0860	0.0407
nC <sub>6</sub>	0.0366	0.2399	-0.7600		0.2950	0.1239	0.0297
nC <sub>7</sub>	0.0156	0.1251	-0.8750		0.1890	0.0823	0.0103
nC <sub>8</sub>	0.0053	0.0659	-0.9340		0.1340	0.397	0.0026

nC <sub>9</sub>	0.0010	0.0355	-0.9640		0.1060	0.097	0.0003
nC <sub>10</sub>	0.0002	0.0194	-0.9810		0.0910	0.0018	0.0000
nC <sub>11</sub>	0.0000	0.0106	-0.9890		0.0830	0.0004	0.0000
nC <sub>12</sub> et plus	0.0000	0.0061	-0.9940		0.0790	0.0001	0.0000
Somme	1.0000	/	/		/	1.0000	1.0000

➤ **Interprétation des résultats obtenus :**

D’après notre calcul on trouve que les résultats de  $\sum X'_i = 1$  donc on peut dire que le taux de vaporisation est logique.

**VI.10 Calcul de taux de reflux**

**VI.10.1 Calcul de taux de reflux minimal**

Le calcul s’effectue selon la formule d’UNDER WOOD par approximation successive :

$$(r_f)_{\min} = \varphi_m \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{L,i} - \varphi_m) \dots\dots\dots (VI.68)$$

$\varphi$  : paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir de l’équation (VI.68), et sa valeur comprise entre les valeurs des volatilités des constituants clés.

➤ **L’alimentation chaude :**

Le calcul pour  $\varphi = 1.22366$  est donné dans (le tableau VI.35) ; sachant que :

$$\bar{e}_0 = \sum \alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i} / (\alpha_{L,i} - \varphi) \dots\dots\dots (VI.69)$$

**Tableau VI.35:** Les valeurs de l’alimentation chaude.

Constituants	X'_{L,i}	α_{L,i}	φ	X'_{L,i} · α_{L,i}	α_{L,i} - φ	ē <sub>0</sub>
C <sub>2</sub>	0.0048	4.0859		0.0197	2.8623	0.0069
C <sub>3</sub>	0.0919	2.4616		0.2261	1.2380	0.1827
iC <sub>4</sub>	0.0394	1.6775		0.0661	0.4538	0.1457
nC <sub>4</sub>	0.0758	1.4836		0.1124	0.2599	0.4324
iC <sub>5</sub>	0.0585	1.0000		0.0585	-0.2237	-0.2617
nC <sub>5</sub>	0.0531	0.9216		0.0489	-0.3020	-0.1619
nC <sub>6</sub>	0.1105	0.5789		0.0640	-0.6447	-0.0992

nC <sub>7</sub>	0.1224	0.3714	1.2237	0.0454	-0.8523	-0.0533
nC <sub>8</sub>	0.1206	0.2404		0.0290	-0.9832	-0.0295
nC <sub>9</sub>	0.0834	0.1572		0.0131	-1.0665	-0.0123
nC <sub>10</sub>	0.0519	0.1036		0.0054	-1.1201	-0.0048
nC <sub>11</sub>	0.0365	0.0686		0.0025	-1.1551	-0.0022
nC <sub>12</sub> et plus	0.1514	0.0465		0.0070	-1.1772	-0.0060
Somme	1.0000	/		/	/	0.1367

**Remarque:**

Les résultats de calcul montre que (**0.13670177 = 0.1367 =  $\bar{e}_0$** ).

La valeur supposée de  $\phi = 1.22366$  est correcte.

➤ **L'alimentation froide :**

Le calcul pour  $\phi = 1.13562$  est donné dans (le tableau VI.36).

**Tableau VI.36 :** Les valeurs de l'alimentation froide.

Constituants	X' <sub>L,i</sub>	$\alpha_{L,i}$	$\phi$	X' <sub>L,i</sub> · $\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \phi$	$\bar{e}_0$
C <sub>2</sub>	0.013	7.771	1.137	0.101	6.634	0.015
C <sub>3</sub>	0.552	3.670		2.025	2.533	0.799
iC <sub>4</sub>	0.109	2.116		0.232	0.979	0.236
nC <sub>4</sub>	0.165	1.745		0.287	0.609	0.472
iC <sub>5</sub>	0.058	1.000		0.058	-0.137	-0.428
nC <sub>5</sub>	0.044	0.865		0.038	-0.272	-0.140
nC <sub>6</sub>	0.037	0.438		0.016	-0.698	-0.023
nC <sub>7</sub>	0.016	0.228		0.004	-0.908	-0.004
nC <sub>8</sub>	0.005	0.120		0.001	-1.016	-0.001
nC <sub>9</sub>	0.001	0.065		0.000	-1.072	0.000
nC <sub>10</sub>	0.000	0.035		0.000	-1.101	0.000
nC <sub>11</sub>	0.000	0.019		0.000	-1.117	0.000
nC <sub>12</sub> et plus	0.000	0.011		0.000	-1.125	0.000
Somme	/	/		/	/	0.927

**Remarque:**

Le résultat de calcul montre que  $(0.9268804 = 0.9269 = \bar{e}_0)$ .

La valeur supposée de  $\phi = 1.13652$  est correct.

On appliquant la formule (VI.68), sachant que :

$$\phi = 1.13652$$

On obtient aux résultats figurants dans (le tableau VI .37).

**Tableau VI.37 :** Le taux de reflux minimal.

Constituant	$Y'_{D,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i}-\phi$	$Y'_{D,i}/(\alpha_{L,i}-\phi)$
C <sub>2</sub>	0.0166	5.9284	4.7483	0.0035
C <sub>3</sub>	0.6566	3.0657	1.8856	0.3482
iC <sub>4</sub>	0.1385	1.8966	0.7165	0.1933
nC <sub>4</sub>	0.1846	1.6143	0.4343	0.4250
iC <sub>5</sub>	0.0038	1.0000	-0.1801	-0.0209
Somme	1.0000	/	/	0.9492

Donc:

$$(r_f)_{\min} = (1, 13652) \cdot (0, 94919) = 1,120094313244$$

$$(r_f)_{\min} = 1.1201$$

**VI.10.2 Calcul du taux de reflux optimal**

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

$$\frac{r_{f_{opt}} - r_{f_{min}}}{r_{f_{opt}} + 1} = 0.1 \text{ à } 0.3 \dots\dots\dots (VI.70)$$

Les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau VI.38 :** Le taux de reflux optimal.

$((r_f)_{opt} - (r_f)_{min}) / ((r_f)_{opt} + 1)$	0.1	0.2	0.33
$(r_f)_{opt}$	1.355660348	1.650117892	2.197112596

Donc:

$$(r_f)_{opt} = 2.1971$$

### VI.11 Calcul du taux de rebouillage

#### VI.11.1 Calcul du taux de rebouillage minimal

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

$$\varphi_m \cdot \sum (\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \varphi_m) = - (rb)_{min} \dots \dots \dots (VI.71)$$

**Tableau VI.39 :** Le taux de rebouillage minimal.

Constituants	$X'_{R,i}$	$\alpha_{L,i}$	$X'_{R,i} \cdot \alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi_m$	$(X'_{R,i} \cdot \alpha_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \varphi_m)$
nC <sub>4</sub>	0.058	1.614	0.094	0.434	0.217
iC <sub>5</sub>	0.165	1.000	0.165	-0.180	-0.914
nC <sub>5</sub>	0.136	0.893	0.122	-0.287	-0.424
nC <sub>6</sub>	0.164	0.509	0.083	-0.672	-0.124
nC <sub>7</sub>	0.127	0.300	0.038	-0.880	-0.043
nC <sub>8</sub>	0.103	0.180	0.019	-1.000	-0.019
nC <sub>9</sub>	0.065	0.111	0.007	-1.069	-0.007
nC <sub>10</sub>	0.040	0.070	0.003	-1.111	-0.003
nC <sub>11</sub>	0.028	0.044	0.001	-1.136	-0.001
nC <sub>12</sub> et plus	0.115	0.029	0.003	-1.151	-0.003
Somme	1.000	/	/	/	-1.319

Donc:

$$(r_b)_{\min} = ((-1,319239268) \cdot (1,18008625)) = 1.55681612$$

$$(r_b)_{\min} = 1.557$$

**VI.11.2 Calcul du taux de rebouillage optimal**

Pour calculer le taux rebouillage optimal on utilise la formule suivante :

$$(r_b)_{\text{opt}} = ((D'/R') \cdot (r_f)_{\text{opt}}) + (L' / (D' (1 - \bar{e}_0) - 1))$$

Sachant que :

$$\bar{e}_0 = (\bar{e}_{0,\text{ch}} + \bar{e}_{0,\text{f}}) / 2 = (0.1367 + 0.92689) / 2 = 0.531795$$

$$D' = 656.072 \text{ kmol/h.}$$

$$R' = 338.63 \text{ kmol/h.}$$

$$L'_{\text{ch}} = 256.7424 \text{ kmol/h.}$$

$$L'_{\text{f}} = 737.9561 \text{ kmol/h.}$$

$$L' = L'_{\text{ch}} + L'_{\text{f}} = 994.6985 \text{ kmol/h.}$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = ((\frac{656.072}{338.63}) \cdot 2,197) + ((\frac{994,7}{338,63}) \cdot (1 - 0,531795) - 1)) = 3.967$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = 3.967$$

**VI.12 Calcul de tension de vapeur du condensât**

La tension de vapeur du condensât est déterminée d'après la formule suivante :

$$(T.V.V)_m = \sum (T.V.V)_i \cdot X'_i \dots\dots\dots (VI.72)$$

Avec :

(T.V.V)<sub>m</sub> : tension de vapeur vraie du mélange à T en °C.

(T.V.V)<sub>i</sub> : tension de vapeur vraie du constituant « i » à T en °C.

X' i : fraction molaire de chaque constituant dans le mélange.

La **(T.V.V)** est déterminée d'après le diagramme de Cox-Chart qui donne la tension de vapeur des corps purs en fonction de leur température d'ébullition moyenne  $T_{eb(moy)}$  en ( $^{\circ}C$ ); (voire l'annexe 1).

Tous les résultats obtenus sont représentés sur le tableau suivant :

**NB :** la tension de vapeur de chaque élément est déterminée à la même température  $T= 38.7$  ( $^{\circ}C$ ).

**Tableau VI.40:** La tension de vapeur du condensât.

Constituants	$T_{eb(moy)}$	$X'_i$	$(T.V.V)_i$	$(T.V.V)_i . X'_i$
$nC_4H_{10}$	-11.7300	0.0584	3.6000	0.2103
$iC_5H_{12}$	27.8800	0.1645	1.3000	0.2287
$nC_5H_{12}$	36.0600	0.1362	0.9800	0.1334
$C_6H_{14}$	68.7300	0.1636	0.3500	0.0572
$C_7H_{16}$	98.4300	0.1267	0.1250	0.0158
$C_8H_{18}$	125.7000	0.1031	0.0570	0.0059
$C_9H_{20}$	150.8000	0.0654	0.0140	0.0009
$C_{10}H_{22}$	174.1000	0.0397	0.0046	0.0002
$C_{11}H_{24}$	195.9000	0.0277	0.0016	0.0000
$C_{12}H_{26}$	216.3000	0.1148	0.0006	0.0001
Somme	/	1.0000	/	0.6526

Donc:

$$(T.V.V)_m = 0.6526 \text{ kg/cm}$$

En utilisant le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur vraie TVV et la tension de vapeur de Reil TVR, sachant que la pente de la courbe ASTMEST est  $((T15-T5)/10 = 1,2)$  ; (Voire annexe 5).

$$(T.V.R)_m = 0.620 \text{ kg/cm}$$

$$(T.V.V)_i = 8.82 \text{ psia} = 0.608 \text{ bar}$$

➤ **Interprétation des résultats obtenus :**

Les calculs de taux de reflux optimal et minimal au fond et sommet de la colonne pour voir une bonne quantité de production de GPL et Condensât d'après taux en fixe les paramètres de fonctionnement.

**VI.13 Bilan thermique de la charge**

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier les débits des reflux du condenseur et du rebouilleur, et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

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

$$Q_{Ch} + Q_F + Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_{Con} \dots\dots\dots(VI.73)$$

$$Q_{Ch} = L_{ch} \cdot h_{ch} \dots\dots\dots(VI.74)$$

$$h_{ch} = (\bar{e}_{0,ch} \cdot H_{0,ch}) + ((1 - \bar{e}_{0,ch}) \cdot h_{0,ch}) \dots\dots\dots(VI.75)$$

$$Q_F = L_F \cdot H_f \dots\dots\dots(VI.76)$$

$$h_F = (\bar{e}_{0,F} \cdot H_{0,F}) + ((1 - \bar{e}_{0,F}) \cdot h_{0,F}) \dots\dots\dots(VI.77)$$

$$Q_{Rb} = G_R (H_R - h'_L) + R (h_R - h'_L) \dots\dots\dots(VI.78)$$

$$Q_R = R \cdot h_R \dots\dots\dots(VI.79)$$

$$Q_D = D \cdot H_D \dots\dots\dots(VI.80)$$

$$Q_{Con} = (D + g_X) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots(VI.81)$$

Où :

$Q_F, Q_{Ch}$  : charge thermique de l'alimentation froide et chaude, kcal/h.

$Q_{Rb}$  : charges thermique de rebouilleur, kcal/h.

$Q_R, Q_D$  : charge thermique du résidu et du distillat, kcal/h.

$Q_{Con}$  : charge thermique de condenseur, kcal/h.

$\bar{e}_{0,ch}; \bar{e}_{0,F}$  : taux de vaporisation de la charge chaude et froide.

$h_{ch}, H_f$  : enthalpie molaire de la charge chaude et froide, kcal/kmol.

$H_{0,ch}, H_{0,F}$  : enthalpie molaire de la phase vapeur de la charge chaude et froide, kcal/kmol.

$h_{0,ch}, h_{0,F}$  : enthalpie molaire de la phase liquide de la charge chaude et froide, kcal/kmol.

$h_D$  : enthalpie du distillat en état liquide, kcal/kmol.

$H_D$  : enthalpie du distillat en état vapeur, kcal/kmol.

$h_R$  : enthalpie molaire du résidu, kcal/kmol.

$h'_L$  : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur, kcal/kmol.

$H_R$  : enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur, kcal/kmol.

$g_x$  : débit de reflux froid, kcal/h.

$G_R$  : débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur, kcal/h.

### VI.13.1 Calcul des enthalpies

On doit d'abord calculer les masses moléculaires moyenne des phases liquides et vapeurs.

Tableau VI.41: Alimentation froide.

Constituants	$M_i$	Phase vapeur		Phase liquid	
		$Y'_{i,0}$	$M_i \cdot Y'_{i,0}$	$X'_{i,0}$	$M_i \cdot X'_{i,0}$
C <sub>2</sub>	30.0700	0.0140	0.4160	0.0030	0.0980
C <sub>3</sub>	44.0970	0.5730	25.2580	0.2850	12.5720
iC <sub>4</sub>	58.1240	0.1110	6.4250	0.0950	5.5470
nC <sub>4</sub>	58.1240	0.1640	9.5310	0.1720	9.9760
iC <sub>5</sub>	72.1510	0.0550	3.9780	0.1010	7.2670
nC <sub>5</sub>	72.1510	0.0410	2.9370	0.0860	6.2040
nC <sub>6</sub>	86.1780	0.0300	2.5620	0.1240	10.6800
nC <sub>7</sub>	100.2060	0.0100	1.0310	0.0820	8.2430
nC <sub>8</sub>	114.2330	0.0030	0.2990	0.0400	4.5380

nC <sub>9</sub>	128.2600	0.0000	0.0440	0.0100	1.2460
nC <sub>10</sub>	142.2870	0.0000	0.0050	0.0020	0.2500
nC <sub>11</sub>	156.3140	0.0000	0.0010	0.0000	0.0570
nC <sub>12</sub> et plus	190.5000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0240
Somme	/	1.0000	52.4880	1.0000	66.7020

Tableau VI.42: Alimentation chaude.

Constituants	M <sub>i</sub>	Phase vapeur		Phase liquid	
		Y' <sub>i,0</sub>	M <sub>i</sub> .Y' <sub>i,0</sub>	X' <sub>i,0</sub>	M <sub>i</sub> .X' <sub>i,0</sub>
C <sub>2</sub>	30.0700	0.0190	0.5570	0.0030	0.0800
C <sub>3</sub>	44.0970	0.2680	11.8150	0.0640	2.8230
iC <sub>4</sub>	58.1240	0.0900	5.2150	0.0310	1.8280
nC <sub>4</sub>	58.1240	0.1580	9.1960	0.0630	3.6450
lC <sub>5</sub>	72.1510	0.0910	6.5550	0.0530	3.8550
nC <sub>5</sub>	72.1510	0.0770	5.5690	0.0490	3.5540
nC <sub>6</sub>	86.1780	0.1090	9.3940	0.1110	9.5430
nC <sub>7</sub>	100.2060	0.0810	8.1530	0.1290	12.9110
nC <sub>8</sub>	114.2330	0.0540	6.1280	0.1310	14.9900
nC <sub>9</sub>	128.2600	0.0250	3.1750	0.0930	11.8790
nC <sub>10</sub>	142.2870	0.0100	14640	0.0580	8.3160
nC <sub>11</sub>	156.3140	0.0050	0.7560	0.0410	6.4790
nC <sub>12</sub> et plus	190.5000	0.0140	2.6070	0.1730	32.9850
Somme	/	1.0000	70.5850	1.0000	112..8890

A une température (°C), pression (bar) et masse moléculaire moyenne (kg/kmol) donnés, on utilise le diagramme (Total Enthalpy of Paraffin Hydrocarbon Liquid/Vapor), on peut tirer les valeurs des enthalpies ci-dessous :

### VI.13.1.1 Calcul Enthalpie du distillat à l'état liquide

Sachant que :

$$P_s = 15 \text{ bar.}$$

$$T = 55^\circ\text{C.}$$

$$M = 48.5019 \text{ kg/kmol.}$$

$$h_D = 53 \text{ kJ/kg.}$$

Alors après application numérique :

$$h_D = 12.6794 \text{ kcal/kg}$$

$$h_D = 614.9762 \text{ kcal/kmol}$$

### VI.13.1.2 Calcul de l'enthalpie des vapeurs au sommet de la colonne

Sachant que :

$$T_s = 65.6 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$P_s = 15.3 \text{ bar.}$$

$$M = 48.5019 \text{ kg/kmol.}$$

$$H_D = 360 \text{ kJ/kg.}$$

$$H_D = 86.1244 \text{ kcal/kg}$$

Alors:

$$H_D = 4177.1971 \text{ kcal/kmol}$$

### VI.13.1.3 Calcul de l'enthalpie de la charge chaude

#### ➤ Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur :

Sachant que :

$$T_a = 188.8^\circ\text{C.}$$

$$P_a = 15.5 \text{ bar.}$$

$$M = 70.5850 \text{ kg/kmol.}$$

$$H_{0,\text{ch}} = 610 \text{ kJ/kg.}$$

$$H_{0,\text{ch}} = 145.9330 \text{ kcal/kg}$$

Alors:

$$H_{0,\text{ch}} = 10300.6818 \text{ kcal/kmol}$$

## ➤ Calcul de l'enthalpie de la phase liquide :

Sachant que :

$$T_{a,ch} = 188.8^{\circ}\text{C}.$$

$$P_{a,ch} = 15.5 \text{ bar}.$$

$$M = 112.889 \text{ kg/kmol}.$$

$$h_{0,ch} = 370 \text{ kJ/kg}.$$

$$h_{0,ch} = 88.5167 \text{ kcal/kg}$$

Alors:

$$h_{0,ch} = 9992.569 \text{ kcal/kmol}$$

Donc l'enthalpie de la charge chaude :

$$h_{ch} = 95.775 \text{ kcal/kg}$$

$$h_{ch} = 10258.5628 \text{ kcal/kmol}$$

## VI.13.1.4 Calcul de l'enthalpie de la charge froide

## ➤ Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur :

Sachant que :

$$T_{0,F} = 97^{\circ}\text{C}.$$

$$P_{0,F} = 15.5 \text{ bar}.$$

$$M = 52.488 \text{ kg/kmol}.$$

$$H_{0,F} = 411 \text{ kJ/kg}.$$

$$H_{0,F} = 98.32536 \text{ kcal/kg}$$

Alors:

$$H_{0,F} = 5160.901 \text{ kcal/kmol}$$

## ➤ Calcul de l'enthalpie de la phase liquide :

Sachant que:

$T_{0,F} = 97^{\circ}\text{C}.$

$P_{0,F} = 15.5 \text{ bar}.$

$M = 66.702 \text{ kg/kmol}.$

$h_{0,F} = 150 \text{ kJ/kg}.$

$$h_{0,F} = 35.885 \text{ kcal/kg}$$

Alors :

$$h_{0,F} = 2393.6124 \text{ kcal/kmol}$$

Donc l'enthalpie de la charge chaude :

$$h_F = 92.6384 \text{ kcal/kg}$$

Alors :

$$h_F = 4958.5845 \text{ kcal/kmol}$$

## VI.13.1.5 Calcul de l'enthalpie du résidu

## ➤ Calcul de l'enthalpie du résidu au fond de la colonne :

Sachant que :

$T_f = 195.8^{\circ}\text{C}.$

$P_f = 15.8 \text{ bar}.$

$M = 103.888 \text{ kg/kmol}.$

$h_R = 361 \text{ kJ/kg}.$

$$h_R = 91.1483 \text{ kcal/kg}$$

Danc:

$$h_R = 9469.217 \text{ kcal/kmol}$$

➤ **Calcul de l'enthalpie du résidu dans le rebouilleur :**

$T_f = 193.8 \text{ }^\circ\text{C}.$

$P_f = 15.8 \text{ bar}.$

$M = 103.888 \text{ kg/kmol}.$

$h'_R = 478 \text{ kJ/kg}.$

Danc:

$h'_R = 114.354 \text{ kcal/kg}$

$h'_R = 11880.0153 \text{ kcal/kmol}$

**VI.13.2 Calcul du débit de reflux froid et rebouillage**

➤ **Le reflux froid :**

Il est calculé par la formule suivante :

$g'_X = r_f \cdot D' \dots\dots\dots(VI.82)$

Avec:

$g'_X$ : débit de reflux froid, kmol/h.

$D'$  : débit du distillat, kmol/h.

$r_f$ : le taux de reflux optimal.

$g'_X = 2,197. 656,072$

Danc :

$g'_X = 1441,464 \text{ kmol/h}$

➤ **Le reflux de rebouillage :**

Ce débit est donné par la formule suivante :

$G_r = r_b \cdot R \dots\dots\dots(VI.83)$

$G_r$  : débit de rebouillage, kmol/h.

$R$  : débit du résidu, kmol/h.

$r_b$  : le taux de rebouillage optimal.

$$G_r = 3,967 \cdot 338,627 = 1343,22.$$

Alors :

$$G_r = 1343,22 \text{ kmol/h}$$

### VI.13.3 Calcul des charges thermiques

➤ Charge thermique du distillat  $Q_D$  :

$$Q_D = D' \cdot h_D$$

$$Q_D = 656,0719 \cdot 614,9762 = 403468,604$$

$$Q_D = 403468,604 \text{ kcal/h}$$

➤ Charge thermique du condenseur  $Q_{Con}$  :

$$Q_{Con} = (D' + g_X) \cdot (H_D - h_D)$$

$$Q_{Con} = (656,0719 + 1441,164) \cdot (4177,1971 - 614,9762).$$

$$Q_{Con} = 7471886,2215 \text{ kcal/h}$$

➤ Charge thermique de l'alimentation froide  $Q_F$  :

$$Q_F = L'_F \cdot h_F$$

$$Q_F = 737,9561 \cdot 4958,5845$$

$$Q_F = 3659217,6791 \text{ kcal/h}$$

➤ Charge thermique de l'alimentation chaude  $Q_{Ch}$  :

$$Q_{Ch} = L'_{ch} \cdot h_{ch}$$

$$Q_{Ch} = 256,742 \cdot 10258,5628$$

$$Q_{Ch} = 2633803,9304 \text{ kcal/h}$$

➤ Charge thermique fournie par le rebouilleur  $Q_{Rb}$  :

$$Q_{Rb} = (G_r).(h'_R - h_R)$$

$$Q_{Rb} = (1343,22).(1880,0153 - 9469,217)$$

$$Q_{Rb} = 3238232,4925 \text{ kcal/h}$$

➤ Charge thermique du résidu  $Q_R$  :

$$Q_R = R'. h_R$$

$$Q_R = 338,6266 . 9469,217$$

$$Q_R = 3206528.7573 \text{ kcal/h}$$

**Tableau VI.43** : Enthalpie dans les différentes zones de la colonne.

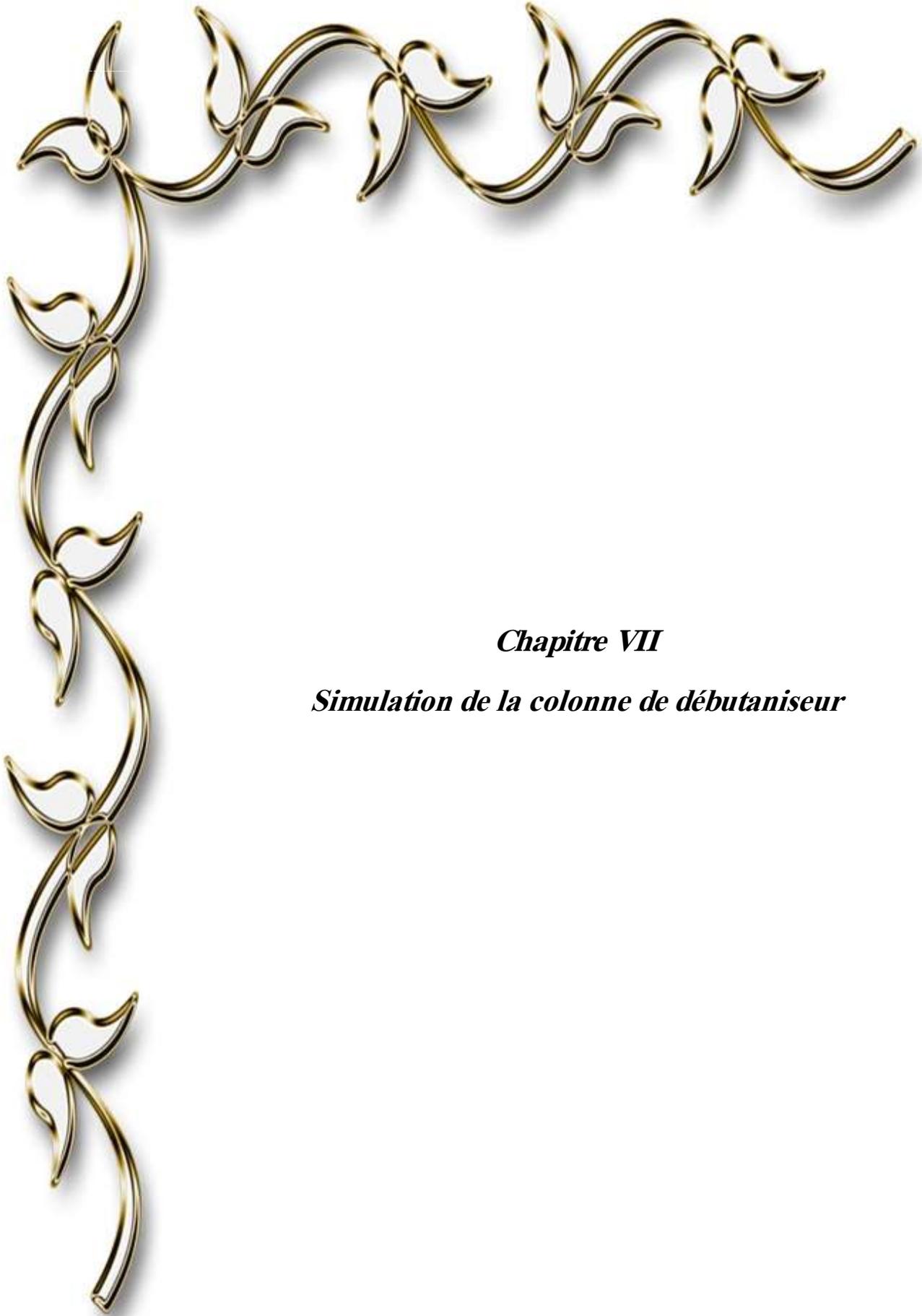
Flux	$M_{moy}(kg/mol)$	T°C	P (bar)	Enthalpie des phases	
				kcal/kg	kcal/kmol
Distillat à état liquide	48.5019	55	15	12.6794	614.9762
Vapeur au sommet de la colonne	485019	65.6	15.3	86.1244	4177.1971
Charge chaude à la phase vapeur	70.585	188.8	15.5	145.933	10300.6818
Charge chaude à la phase liquide	112.889	188.8	15.5	88.5167	9992.569
Charge froide à la phase vapeur	58.488	97	15.5	98.3254	5160.901
Charge froide à la phase liquide	66.702	97	15.5	35.885	2393.6124
Résidu au fond de la colonne	103.5586	195.8	15.8	91.1483	9469.217
Résidu dans le rebouilleur	103.5586	195.8	15.8	114.354	11880.0153

**Tableau VI.44 :** Quantité de chaleur reçue et cédée.

Quantité de chaleur	
La chaleur reçue	Kcal/h
Quantité de chaleur apportée par la charge	6293021.61
Quantité de chaleur apportée par le rebouilleur	328232.493
Total	9531254.102
La chaleur cédée	Kcal/h
Quantité de chaleur emportée par le distillat	403468.604
Quantité de chaleur emportée par le résidu	3206528.757
Quantité de chaleur éliminée au niveau du condenseur	7471886.222
Total	11081883.58
Les pertes de chaleur Q	550629.48

➤ **Interprétation des résultats obtenus :**

D'après notre calcul dans le bilan thermique qui nous permette de calculer la quantité de chaleur reçue et cédée qui donne une perte de chaleur qui constitue qu'il existe une augmentation de débit reflux avec mauvais fonctionnement équipement.



***Chapitre VII***

***Simulation de la colonne de débutaniseur***

## VII.1 Généralités sur la simulation

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement.

Autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes: transfert de masse, de chaleur et de quantité de mouvement, se produisant dans les opérations unitaires, par l'intermédiaire de modèles utilisant des équations analytiques.

Il existe plusieurs logiciels de simulation industriels sur le marché, ils se divisent en deux catégories:

➤ Statiques: ASPEN PLUS (Aspen Technologies), DESIGN II (de WINSIM), HYSYS (HYPROTECH), PRO/II (Simulation Sciences), PROSIM, CHEMCAD.

➤ Dynamiques: HYSYS, ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies), DESIGN II (de WINSIM), HYSYM (Simulation Sciences INC).

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans matière et d'énergie.
- L'optimisation du procédé.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé. <sup>[19]</sup>

## VII.2 Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société canadienne HYPROTECH.

Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri phasique simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique.

Une importante banque de données sur les corps purs est incorporée avec le logiciel HYSYS.

Ces corps sont regroupés en plusieurs familles :

- Hydrocarbures paraffines normales et iso-paraffines, oléfines, naphènes, aromatiques.....
- Hydrocarbures oxygénés, azotés, sulfurés (amine, alcools, aldéhydes, nitriles, mercaptans.....).
- Halogènes.
- Solides (soufre).
- Divers ( $O_2$ ,  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $HC_1$  .....).
- Corps hypothétiques (purs, complexes, solides).

Le Simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations. Donc le HYSYS est un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie du gaz, des procédés du raffinage et de la pétrochimie.

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

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandées en posant des hypothèses et des suppositions pratiques.

HYSYS présente cette modèles thermodynamique avec leur domine d'application :

- 1- Modèles spéciaux pour les amines.
- 2- Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM Stream, NBS Stream).
- 3- Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10 et table ESSO).
- 4- Modèles semi empiriques (Chao-Seader CS, Grayson-Streed GS).
- 5- Modèles hydrides pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes.

6- Modèles basés sur les équations d'état : tels que Peng Robinson (PR), Soave-Redlick-Kwong (SRK) pour les hydrocarbures, car elles utilisent des coefficients d'interactions binaires. <sup>[23]</sup>

**Tableau VII .45 :** Modèle recommandé à partir de type de système. <sup>[19]</sup>

Type de système	Modèle recommandé
Distillation atmosphérique (Topping)	PR
Déshydratation TEG	PR
Eau dure	PR, Sour PR
Cryogénie et traitement des gaz	PR, PRSV
Séparation d'air	PR, PRSV
Colonnes sous vide	PR, PR Option, GS (<10 mmhg)
Système à H <sub>2</sub> élevé	PR, ZJ ou GS
Système réservoir	PR, PR Option
Vapeur d'eau	Stream package, CS ou GS
Système chimiques	Modèles d'activité, PRSV
Inhibition d'hydrate	PR
Alkyltion à HF	PRSV, NRTL
Système Déshydratations au TEG avec aromatiques	PR, Amine
Système HC ou la solubilité de l'eau est importante	Kabadi Danner

### VII.3 Simulation de la colonne du Débutaniseur

Dans ce chapitre on va analyser les caractéristiques et les paramètres des produits finis du Débutaniseur (GPL et Condensât) afin de vérifier notre calcul s'en basent sur les résultats obtenus par le logiciel (HYSYS V 3,2).

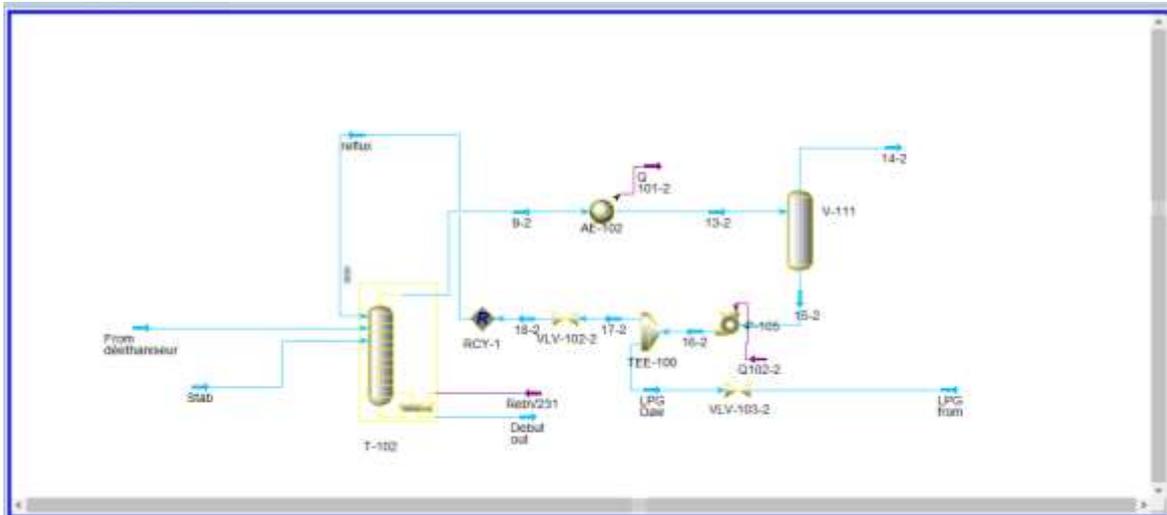


Figure VII.17 : Schéma de simulation de la colonne du Débutaniseur.

#### VII.3.1 Les étapes d'utilisation du simulateur HYSYS :

Pour réaliser une simulation en HYSYS, les pas suivants sont nécessaires :

- 7- Choix des composés.
- 8- Sélection d'un modèle thermodynamique.
- 9- Construction du diagramme du procédé PFD (Process Flow Diagram).
- 10- Spécification des courants et des unités.
- 11- Exécution du programme de simulation.
- 12- Interprétation des résultats.

#### VII.3.2 Choix du model thermodynamique :

Parmi les équations d'état usuelles on distingue l'équation de Peng Robinson. Cette équation est considérée adéquate pour le calcul d'équilibre liquide-vapeur des systèmes composés d'hydrocarbures.

Cette équation est donné par :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \dots \dots \dots (\text{VII.84})$$

$$Z^3 - (A - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad \text{.....(VII.85)}$$

$$b = \sum_{i=1}^n X_i b_i \quad \text{.....(VII.86)}$$

$$b_i = 0.0778 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad \text{.....(VII.87)}$$

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n X_i X_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij}) \quad \text{.....(VII.88)}$$

$$a_j = a_{ci} a_i \quad \text{.....(VII.89)}$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad \text{.....(VII.90)}$$

$$a_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ci}^{0.5}) \quad \text{.....(VII.91)}$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i - 0.2699 \omega_i^2 \quad \text{.....(VII.92)}$$

Où :

**A, B** : Constante liées à la température et la pression avec :

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad \text{et} \quad B = \frac{bP}{RT}$$

**a, b** : Constante liées à la température et la pression critiques.

**Z** : Coefficient de compressibilité.

**n<sub>j</sub>** : Nombre de moles du constituant « i ».

**R** : Constante des gaz parfaits.

**P** : Pression.

**T** : Température.

**T<sub>ci</sub>** : Température critique du constituant « i ».

**P<sub>ci</sub>** : Pression critique du constituant « i ».

$K_{ij}$  : Coefficient d'interaction binaire.

$X_i, X_j$  : Fraction molaires des constituants « i » et « j ».

$V$  : Volume molaire du gaz.

$m_i$  : Masse d'un constituant « i ».

### VII.3.3 Vérification du cas design

Pour vérifier le cas design, on fait introduire le HYSYS les caractéristiques et les paramètres des charges alimentant notre colonne, et comparer les résultats obtenus avec les données du design, afin d'assurer un bon fonctionnement dans les tableaux suivant :

**Tableau VII .46** : Vérification des paramètres et de la composition du GPL.

	Données design	Résultats du HYSYS
$C_2$	0.0164	0.0164
$C_3$	0.6204	0.6219
iC <sub>4</sub>	0.1524	0.1497
nC <sub>4</sub>	0.2093	0.2104
iC <sub>5</sub>	0.0015	0.0015
Débit molaire du GPL (t/h)	1035.8512	1034.7753
Température au sommet de la colonne (C°)	65.9	65.9

➤ **Interprétation des résultats d'après Tableau VII.46 :**

Après la comparaison entre les résultats donnés par le simulateur HYSYS et les données du design, et en se basant sur les faibles écarts obtenues entre les cas, nous avons affirmé la fiabilité du modèle choisi « Peng Robinson ».

**Tableau VII.47** : Vérification des paramètres et de la composition du condensât.

	Données design	Résultats du HYSYS
nC <sub>4</sub>	0.0256	0.0256
iC <sub>5</sub>	0.1501	0.1478
nC <sub>5</sub>	0.1233	0.1214
nC <sub>6</sub>	0.1742	0.1728

nC <sub>7</sub>	0.1357	0.1353
nC <sub>8</sub>	0.1051	0.1050
nC <sub>9</sub>	0.0808	0.0808
nC <sub>10</sub>	0.0519	0.0519
nC <sub>11</sub>	0.0313	0.0314
nC <sub>12</sub> et plus	0.1221	0.1222
Débit molaire du Condensât (t/h)	733.6	695.7710
Température au fond de la colonne (C°)	204.6	203.7

➤ **Interprétation** des résultats obtenus d’après la simulation

Lors de la comparaison effectuée entre nos données et les résultats obtenus par le logiciel HYSYS, on peut noter qu’il existe une légère différence dont l’importance est sans effet, donc l’utilisation de ce logiciel est certainement possible.

**VII.3.4 Simulation de la colonne du Débutaniseur**

Dans cette partie, on va étudier l’influence du taux de reflux sur la composition du GPL et du Condensât puis leurs débit et l’énergie consommées au niveau des aéro-réfrigérants, au niveau de rebouilleur et au niveau de la pompe de reflux ainsi que TVR.

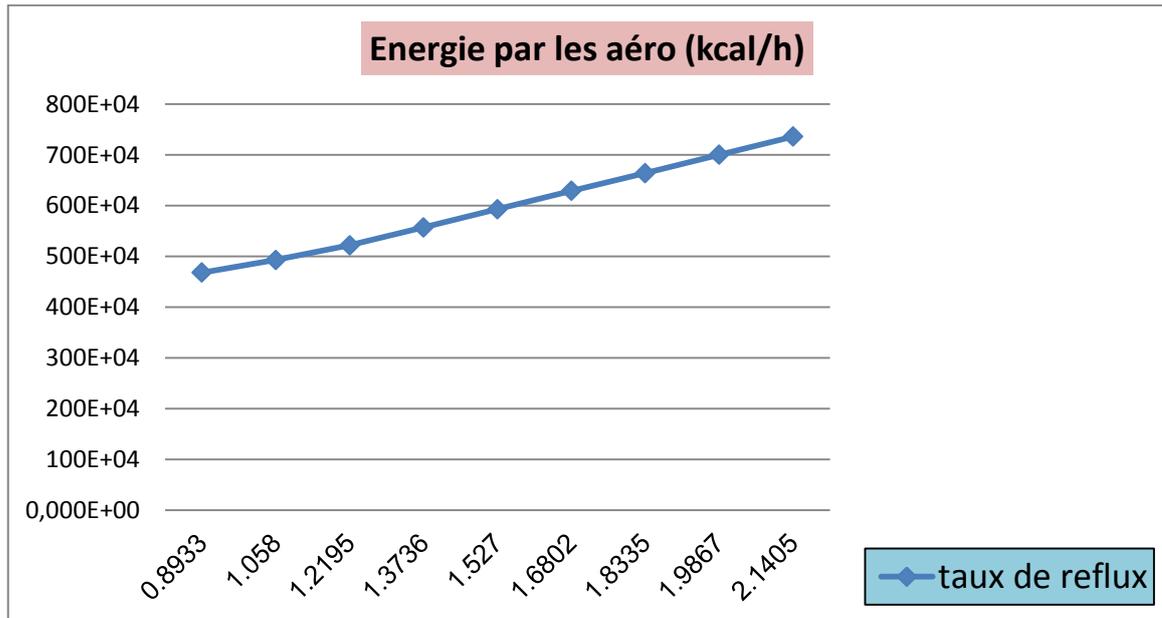
Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

**Tableau VII.48 :** Les résultats obtenus à partir de simulation.

Taux de reflux	Débit molaire de GPL commercial (kmol/h)	Débit molaire de condensât commercial (kmol/h)	Energie consommée par les aéro (kcal/h)	Energie consommée par la pompe (kcal/h)	Energie consommée par le rebouilleur (kcal/h)	Composition d’iC <sub>5</sub> dans le GPL	Composition de nC <sub>4</sub> dans le condensât	T.V.R (psia)
0.8933	671.6801	349.7709	4.68E+06	1.26E+03	2.07E+06	0.0230	0.1088	17.997
1.0580	661.6303	359.8207	4.93E+06	1.34E+03	2.33E+06	0.0097	0.0697	11.375
1.2195	655.9971	365.4539	5.22E+06	1.52E+03	2.63E+06	0.0002	0.0338	8.724
1.3736	655.2312	366.2197	5.57E+06	1.43E+03	2.98E+06	0.0004	0.0173	7.745

1.5270	654.8647	366.5663	5.93E+06	1.62E+03	3.34E+06	0.0001	0.0106	7.368
1.6802	654.6722	366.7788	6.29E+06	1.72E+03	3.69E+06	0.0000	0.0073	7.186
1.8335	654.4878	366.9633	6.64E+06	1.82E+03	4.04E+06	0.0000	0.0054	7.084
1.9867	654.3533	367.0977	7.00E+06	1.91E+03	4.40E+06	0.0000	0.0042	7.018
2.1405	654.0535	367.3975	7.36E+06	2.01E+03	4.76E+06	0.0000	0.0034	6.975

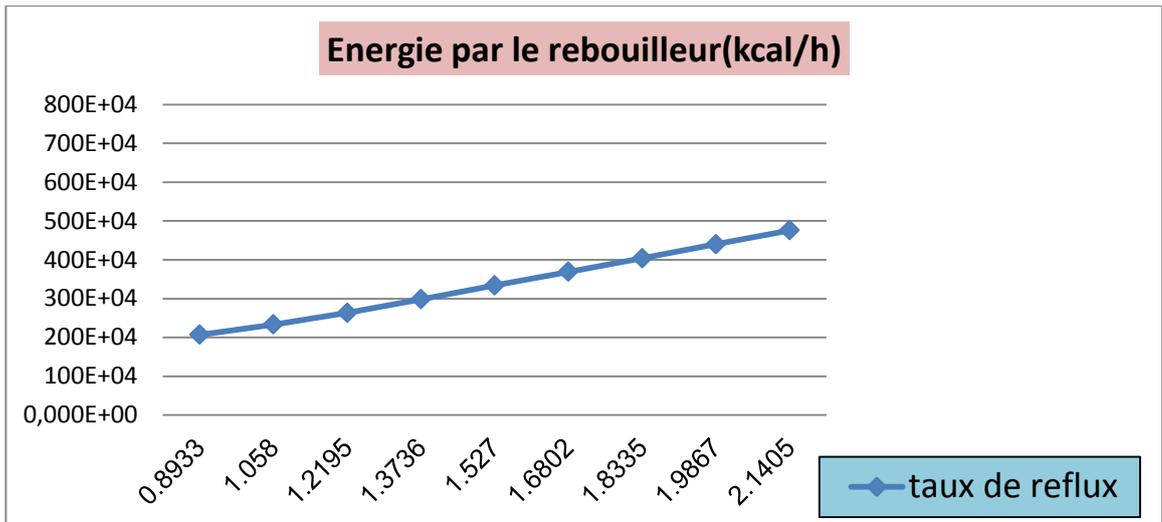
➤ **Présentation graphique et interprétation des résultats de simulation :**



**Figure VII.18 :** Le profil de la variation de l'énergie consommée par les aéro-réfrigérants en fonction du taux de reflux.

➤ **Interprétation des résultats de simulation d'après Figure VII.18 :**

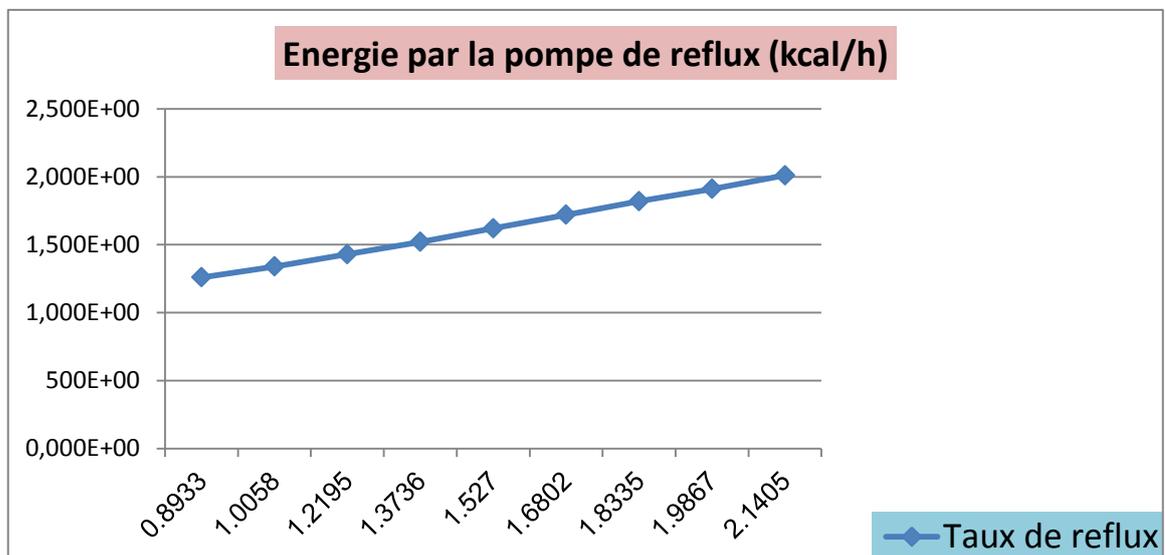
On déduit que l'augmentation du taux de reflux nécessite l'augmentation de l'énergie consommée au niveau des aéro-réfrigérants pour pouvoir condenser plus de vapeur.



**Figure VII.19 :** Le profil de la variation de l'énergie consommée par le rebouilleur en fonction du taux de reflux.

➤ **Interprétation des résultats de simulation d'après Figure VII.19 :**

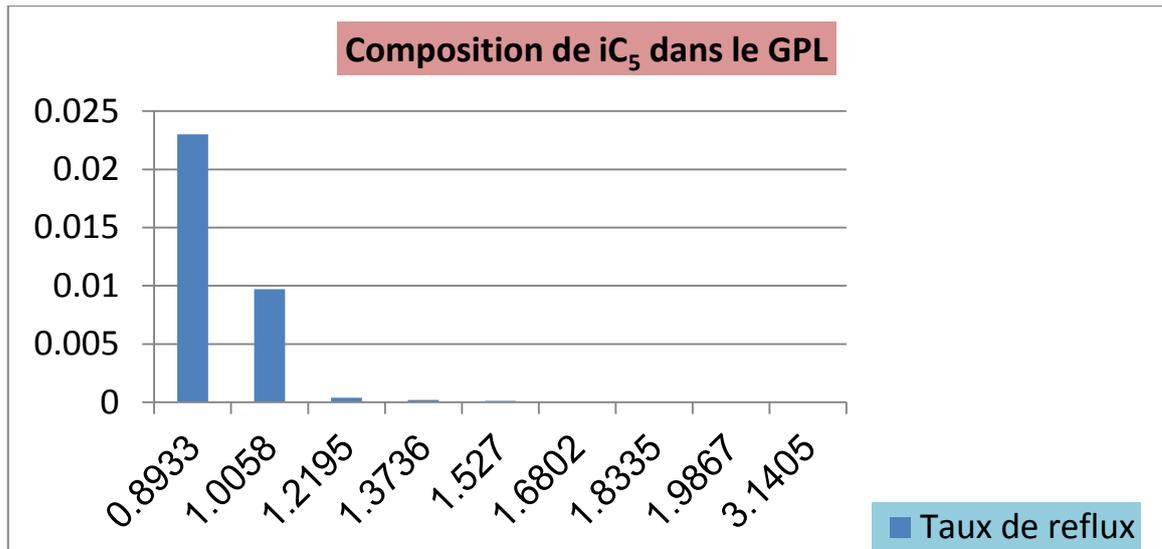
L'augmentation du taux de reflux nécessite l'augmentation de l'énergie consommée au niveau de rebouilleur pour pouvoir vaporiser plus de liquide.



**Figure VII.20 :** Le profil de la variation de l'énergie consommée par la pompe en fonction du taux de reflux.

➤ **Interprétation des résultats de simulation d'après Figure VII.20 :**

L'augmentation du taux reflux nécessite l'augmentation de l'énergie consommée au niveau de la pompe de reflux pour assurer l'arrivé de reflux au premier plateau.



**Figure VII.21 :** Le profil de la variation de la composition d'iC<sub>5</sub> dans GPL en fonction du taux de reflux.

➤ **Interprétation des résultats de simulation d'après Figure VII.21 :**

L'augmentation du taux de reflux fait varier la composition d'iC<sub>5</sub> dans GPL. Pour une valeur du taux de reflux ( $Trf = 1.527$ ), la teneur de C<sub>5</sub>, dans le GPL devient nulle ceci est dû à la bonne condensâtion des vapeurs dans le ballon de reflux.

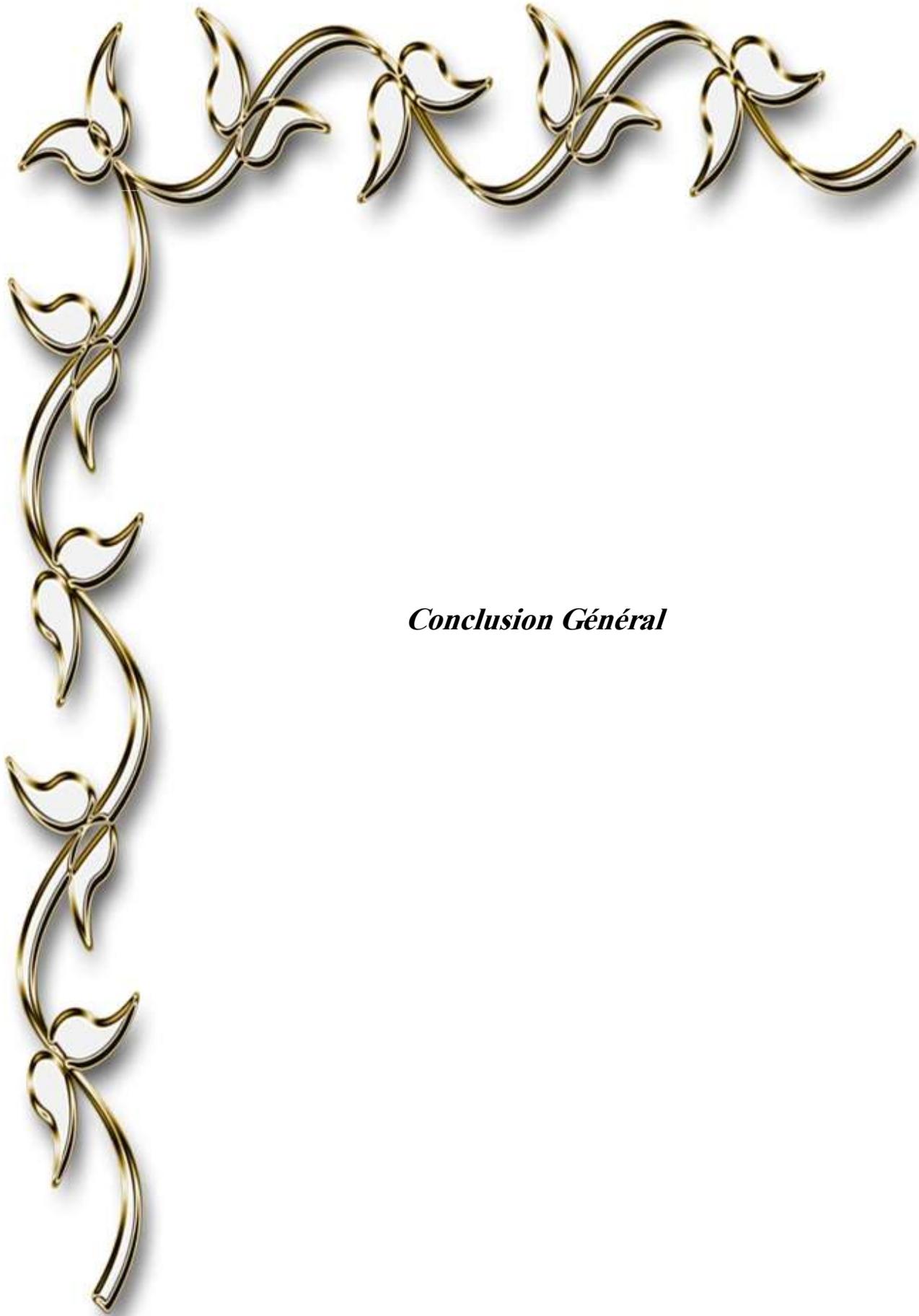
### Conclusion

En voir que l'intervalle optimiser d'un point de vue économique allant de  $5.074E+06$  (kcal/h) à  $5.75E+06$  (kcal/h), pour les aéro-réfrigérants.

Pour rebouilleur une optimisation allant de  $3.16E+06$  (kcal/h) à  $2.96E+06$  (kcal/h).

Pour pompe de reflux une optimisation allant de  $1.385E+03$  (kcal/h) à  $1.57E+03$  (kcal/h).

Suite à notre étude d'optimisation, réussi à veiller sur les produits tout en respectant leurs normes et leurs spécifications. En prend l'intervalle de taux de reflux entre les valeurs (1,13875 et 1,4503).



*Conclusion Général*

D'après les résultats de la simulation notre étude qui consiste à l'optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur à savoir le débit du GPL, le débit du Condensât ainsi que le taux de reflux a donné des valeurs jugées satisfaisantes au terme d'économiser l'énergie électrique consommées au niveau des aéro-réfrigérants, la pompe de reflux et l'énergie thermique de rebouilleur.

Dans cette modeste travail qui permis de voir vérifie les paramètres de fonctionnement d'après les calculs bilan matière et le bilan thermique qui donne les valeurs la pression et la température au sommet et au font de la colonne et la zone d'alimentation et les taux de reflux et la quantité chaleur.

D'après notre calcul, en trouve les paramètres de fonctionnement il y a une augmentation légère part pour la pression et la température de service, au même au taux de reflux du distillat et du résidu.

En recommandation de conseil de travail à l'intervalle de taux de reflux qui estimer entre les valeurs 1.13875 et 1.4503 qui vont donner un bon débit de GPL et Condensât et faible consommation d'énergie avec une qualité de produit finale.

En voir que la quantité des pertes de chaleur qui nous avons calculé explique une augmentation de taux de reflux.

Et en autre point, au voir que la perte de chaleur permis de conseil de faire maintenance d'équipement secondaire de la colonne.



***Bibliographie***

## **Bibliographie**

- [1] Manuel opératoire de SH-BHP.
- [2] Cours de process détaillés de SH-BHP.
- [3] Agence international de énergie publication AIE ; Juin 2006.
- [4] Y.ABASSI ;« Rapport de stage de centre de formation » ; L.C.e . Hassi R'mel,2012.
- [5] A.BOUHASSA ; « Simulation Des nouvelles unités de régénération du DEG » ;Sonatrach Hassi R'mel,2014.
- [6] R. Alexandre ; « Le gaz naturel, production traitement, transport » ; L'institut Français du Pétrole ; Editions Technip ,1994.
- [7] A.Rojey, B.Durand, C.Jaffret, S.Jullian, M.Valais ; « Le gaz naturel : production, traitement, transport » ; Edition technip. Paris, 1994.
- [8] J.Gravier ; « Propriétés des fluides de gisements.Vol.2.1900 » ; Editions Technip.
- [9] P.BELOV ; « Principes technologique de synthèse pétrochimique » ; Edition « Etude supérieur » ; Moscow.
- [10] BP Statistical Review of World Energy 2019 - 68th edition (<https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2019-full-report.pdf>) BP, 11 Juin 2019.
- [11] Statistics data browser - World: Balances 2017 (<https://www.iea.org/statistics/>) (onglet « Data tables »); Agence international de l'énergie; 24 September 2019.
- [12] R. BENCHEIKH ; « Valorisation du condensât Algérien par déparaffinage a L'UREE ». Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention d'ingénieur d'état. Université BOUMERDES, 1997.
- [13] P.WUITHIER ; « Raffinage et génie chimique » ; Tome I / Tome II.2<sup>ème</sup> édition ; Paris, 1972.
- [14] M.h. SELLAMI ; « Procédés de traitement du gaz naturel » ; Université KASDI MERBAH OUARGLA.

- [15] Conférence sur le GPL ; Hassi Messaoud ; Janvier 2000.
- [16] F. BERRA GHADA, O. KHATRA ; « Etude sur la dégradation prématurée du tamis moléculaire des sécheurs de la section Déshydratation du train 70 (Phase A) Dans le champ de RHOUDHE-NOUSS » ; Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention d'ingénieur d'état ; Université de BOUMERDES, 2014/2015.
- [17] Résumé des journées scientifique et techniques ; Alger, Avril 1998.
- [18] R.ABBOULLAEV, V.KOSSIAKOV ; « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes » ; Boumerdes ,1974.
- [19] L.CHEBLI ; Y.ABBASSI ; « Calcul des paramètres de fonctionnement du Dépropaniseur (unité 38); traitement de GPL "MODULE III À HASSI R'MEL" » ; Mémoire de fin d'étude en vue de de l'obtention du diplôme Master En Génie des procédés ; Université MOHAMED KHIDER BISKRA, Juin 2012.
- [20] J. CRABOL ; « Transfert de matière et transfert de chaleur : les équipements des unités pétrolières » ; Paris, Milan, Barcelone, Mexico, 1990.
- [21] A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV; «Méthode et appareils de l'industrie du pétrole» ; Edition Technip Paris ,1986.
- [22] Support de Formation ; « Exploration et Production Les Équipements Les Colonnes » ; EXP-PR-EQ100-FR. Dernière Révision ; 11/04/2007.
- [23] Z.HANICHI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une Débutaniseur» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES, 2005.
- [24] H.MIMOUN ; Cours transfert de chaleur.
- [25] Guide de sécurité de centre nord ; Hassi Messaoud.
- [26] N. Bouariche, S. Boudehouche, M.E. Bakli ; «Essai d'appréciation de la politique de lutte contre la pauvreté par le mécanisme du commerce extérieur en Algérie » ; Université de Bejaïa, 2016.
- [27] P.E.e.J. Selber. «Problématique de l'exploitation pétrolier sur la destruction de l'environnement dans le territoire» ; 2002 [cited 2019 02/12/2019]; Available from:

[http://www.memoireonline.com/02/12/5405/m\\_Problematique-de-l-exploitation-petrolier-sur-la-destruction-de-l-environnement-dans-le-territoire12.html](http://www.memoireonline.com/02/12/5405/m_Problematique-de-l-exploitation-petrolier-sur-la-destruction-de-l-environnement-dans-le-territoire12.html).

[28] J.P.WAUQUIER ; « Le raffinage du pétrole : procédés de séparation » ;Tome 2.Edition technique.Paris, 1998,1999.

[29] Charron ; « Traitement du gaz » .rapport GPF, 1999.

[30] Publication de l'IFP ; « Gaz naturel, production, traitement et transport » ; Edition technip.

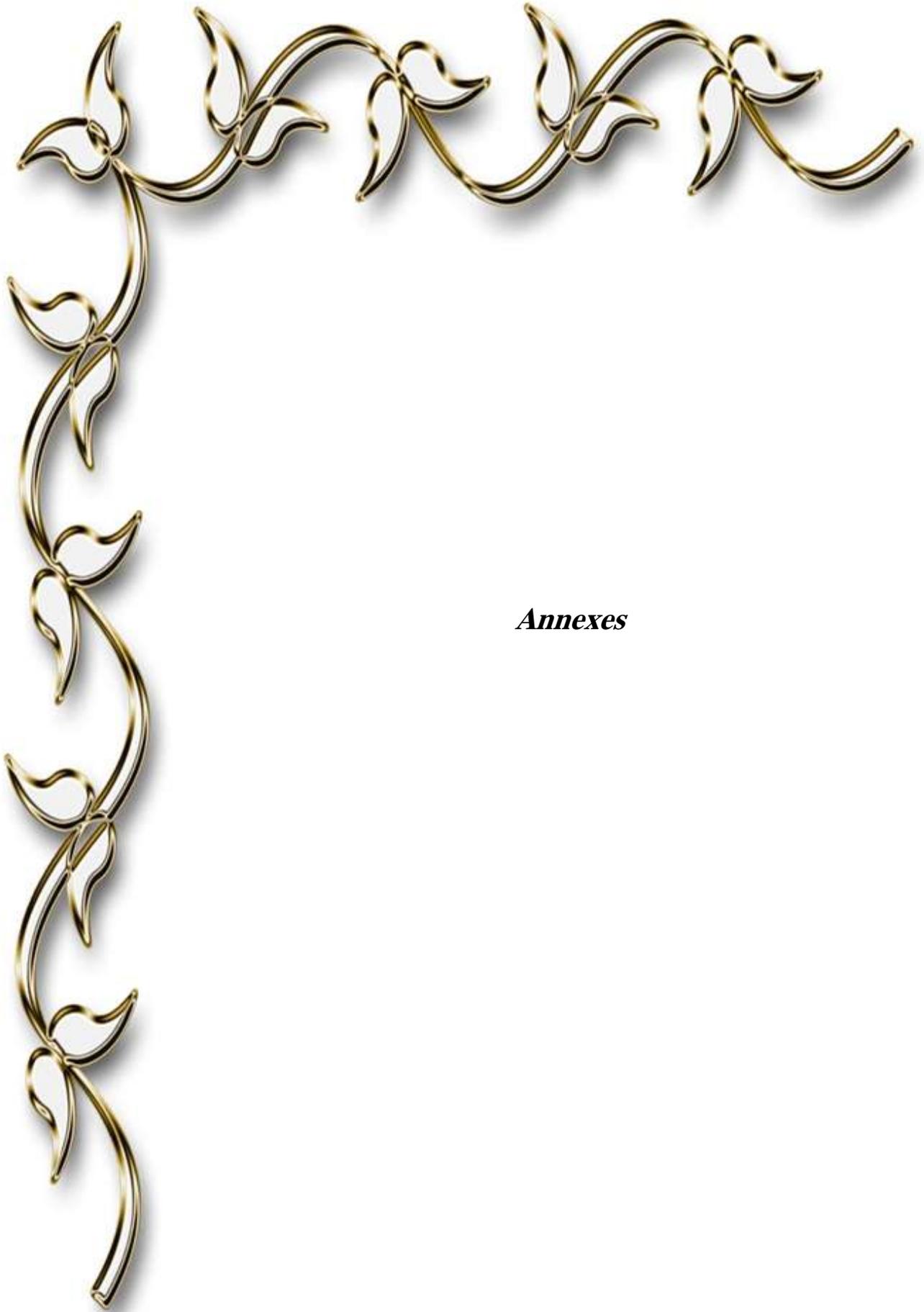
[31] Sonatrach ; « Revue n°15, Algérie, Décembre 1999 »

[32] Sonatrach ; « Revue trimestriel, séminaire sur le développement et la production du GPL » ; Mars 1997.

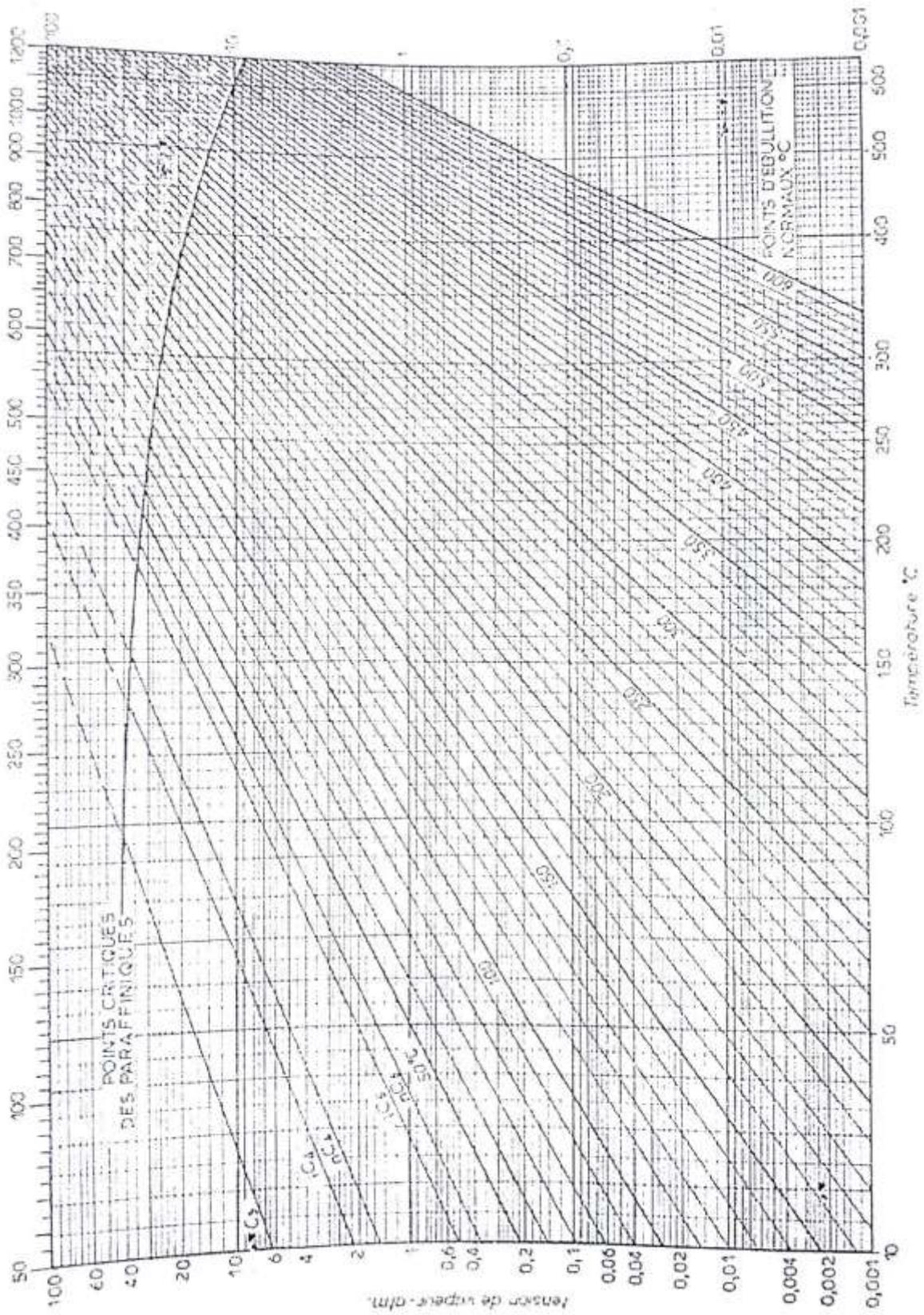
[33] A.SKOBLO, I.TREGOUBOVE, N.EGOROV ; « Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole » ; Edition « étude supérieure », Moscow.

[34] P.BELOV ; « Principes technologique de synthèse pétrochimique » ; Edition « Etude supérieur », Moscow.

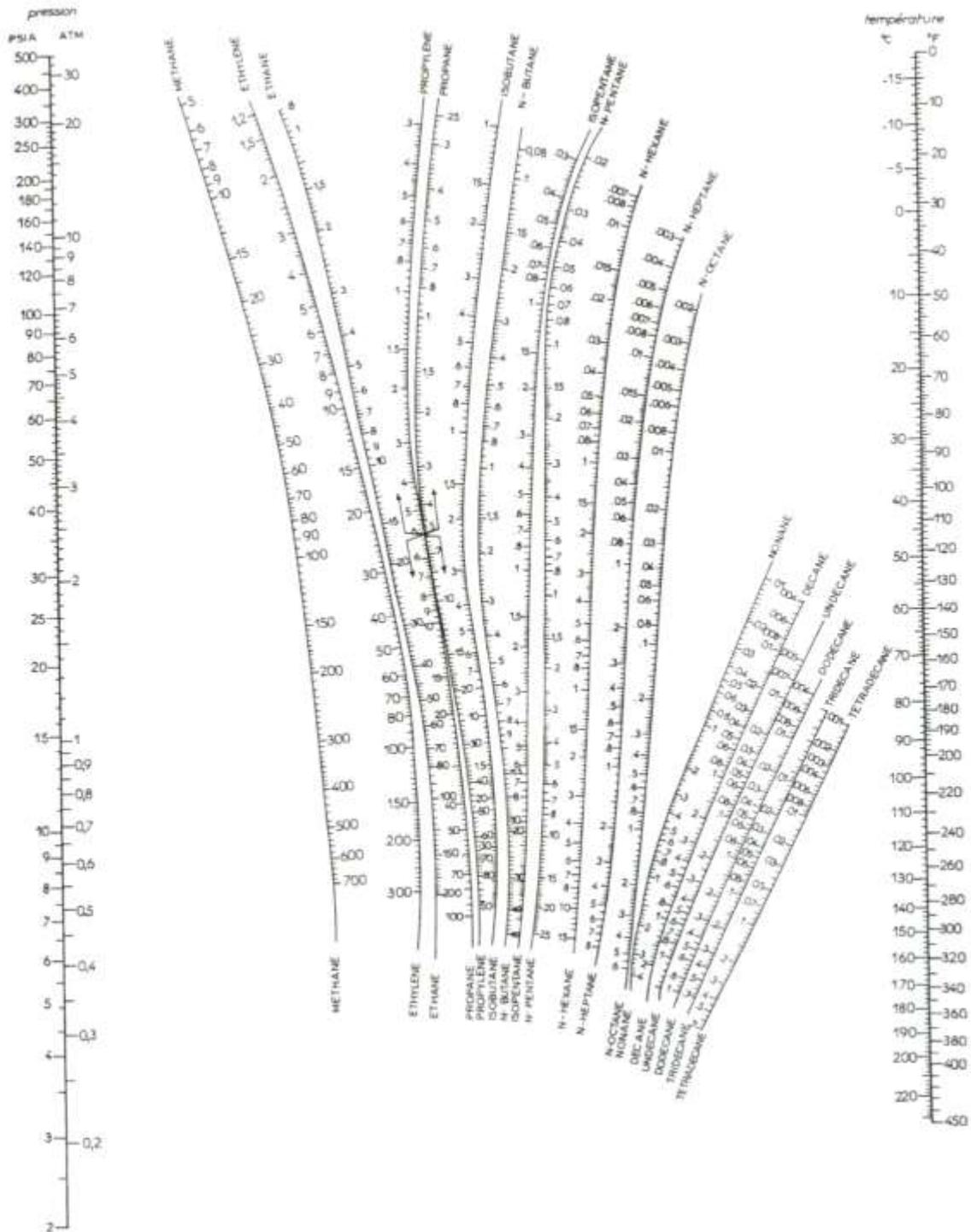
[35] J.Gravier ; « Propriétés des fluides de gisements.Vol.2.1900 » ; Editions Technip.



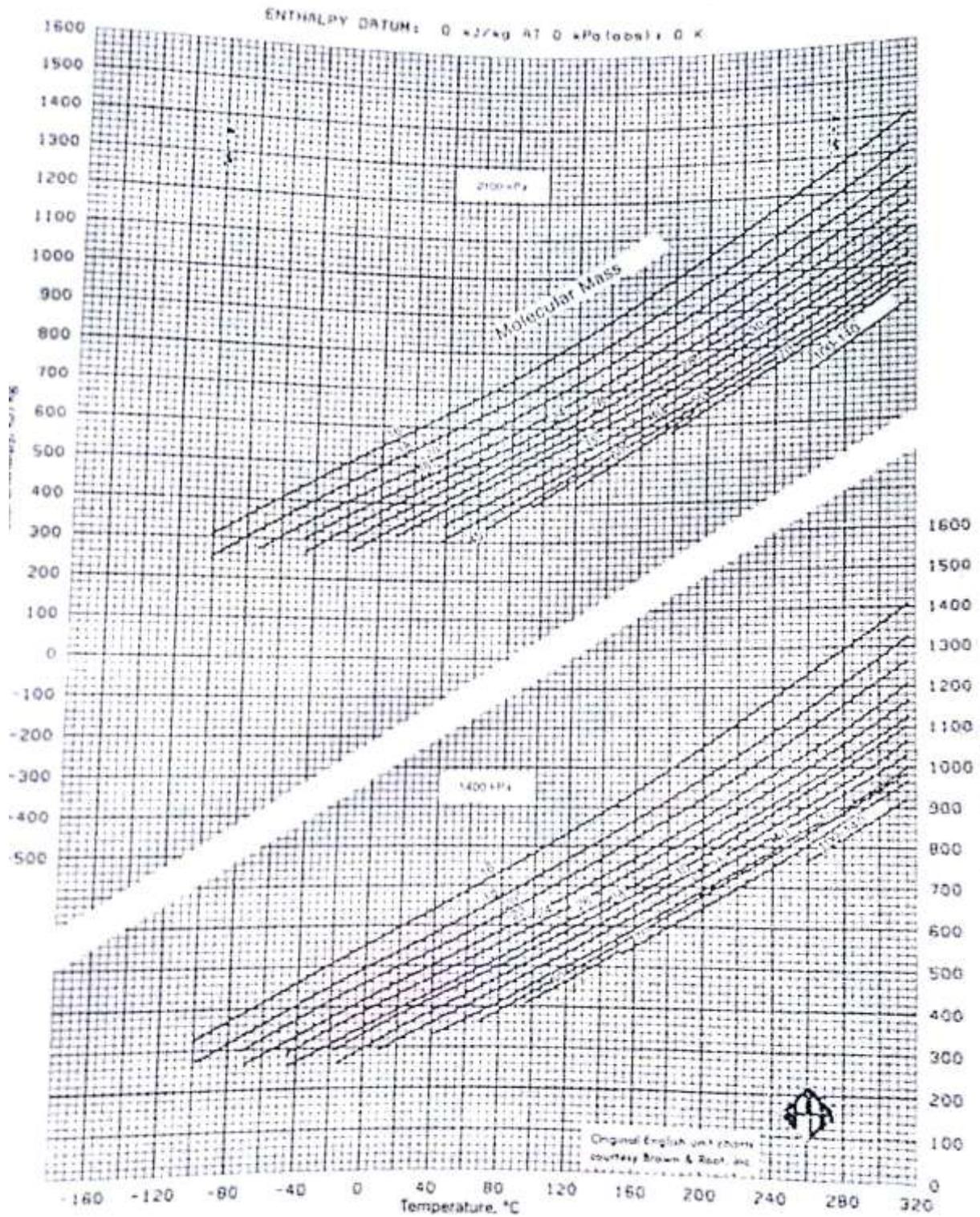
*Annexes*



Annexe 1 : La courbe de cox-chart. [13]

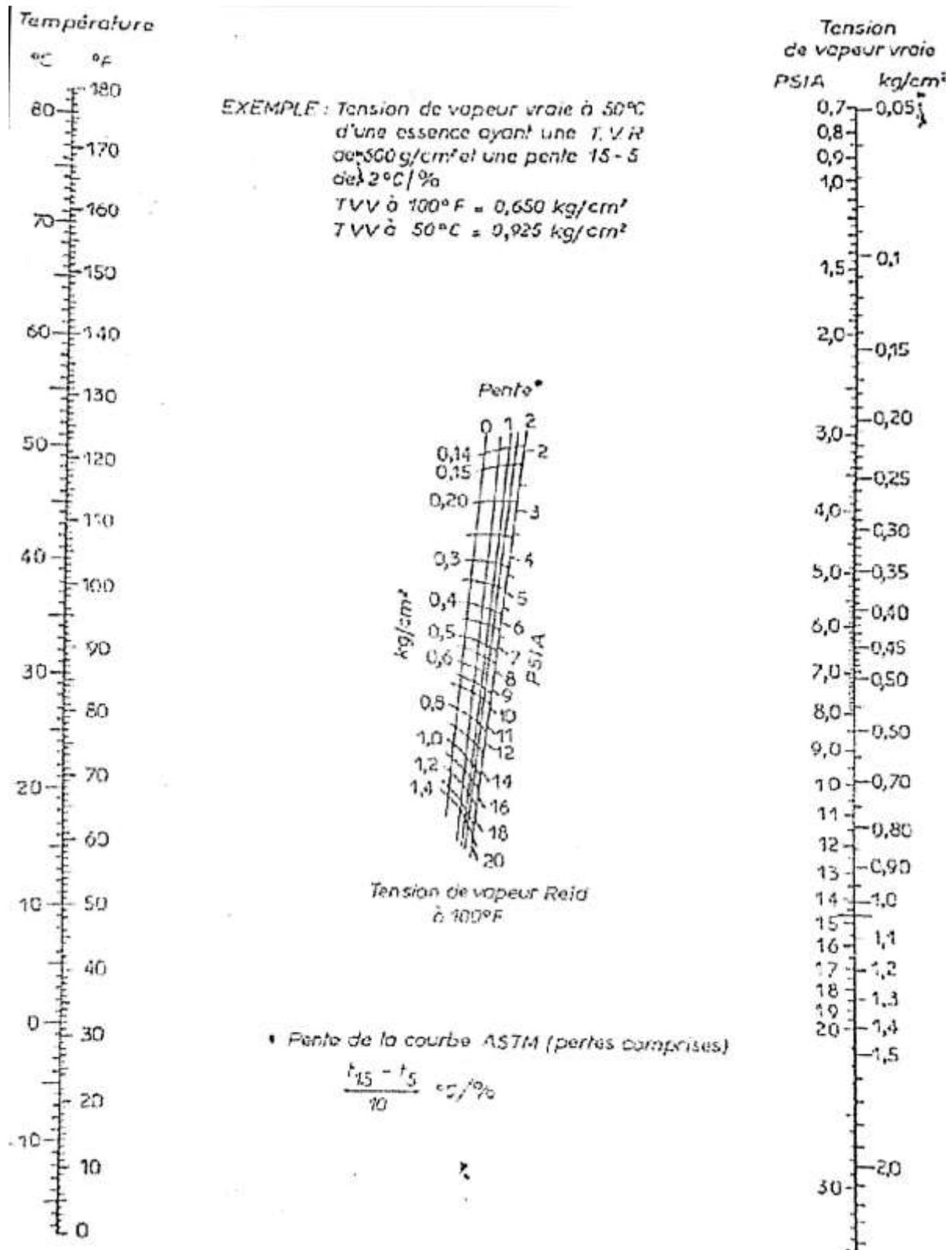


**Annexe 2 :** Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).<sup>[13]</sup>

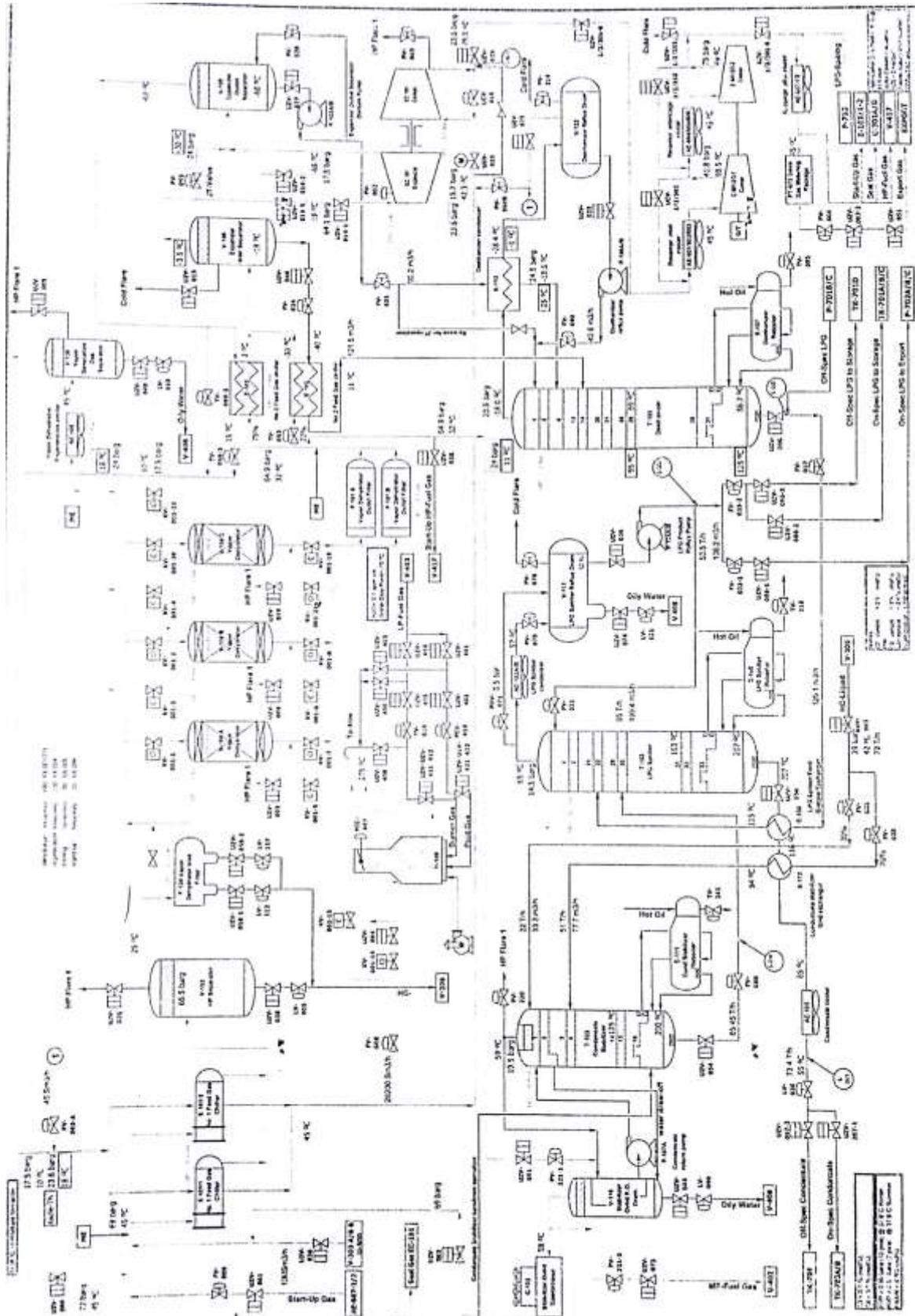


Annexe 3 : Total Enthalpy of Paraffin Hydrocarbon Vapor. [13]





Annexe 5 : Le diagramme de corrélation entre tension de Reid (TVR) et tension de vapeur vraie (TVV).<sup>[13]</sup>



Annexe 5 : Unité de traitement de gaz D’Ohanet.