

**REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE**



UNIVERSITÉ KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des sciences appliquées

Département de Génie des procédés

Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et technologies

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Génie pétrochimique

Présenté Par :

BENNOUI Maroua

CHENINI Abdelhadi

Thème :

**Étude des paramètres influençant le rendement
du débutaniseur de l'unité GPL
(Complexe Oued Noumer)**

Soutenu publiquement le : 26/06/2021

Devant le jury composé de :

RAHMANI. Abdellatif	MCB (UKM Ouargla)	Président
ZOUBEIDI. Nawel	MCB (UKM Ouargla)	Examinatrice
CHAOUCH. Noura	MCA (UKM Ouargla)	Encadreur

Année universitaire 2020/2021

Résumé

Le traitement de gaz consiste généralement à extraire certains constituants présents dans le gaz brut à la sortie de puits de production, pour le rendre compatible avec les spécifications requises pour les opérations de transport et de commercialisation. Les GPL sont réputés pour leurs souplesses d'utilisation autant que carburant d'automobile et leurs indéniables qualités écologiques. Ils s'imposent aussi par leur très grand usage domestique et leur sécurité d'approvisionnement. Par conséquent, les champs pétroliers dont le champ de Oued Noumer visent l'augmentation de leurs productions.

Notre travail de recherche consiste à étudier les paramètres de marche du débuthaniseur influençant sur son rendement. Soulignons que deux méthodes de calcul ont été étudiées, le calcul manuel à partir nos acquisitions dans la rectification et la simulation par logiciel HYSYS.

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

Mots clés : Oued Noumer, Unité de GPL, débuthaniseur, rectification, simulation, HYSYS.

Abstract

Gas treatment generally consists of extracting certain constituents present in the raw gas at the outlet of a production well, to make it compatible with the specifications required for transport and marketing operations. LPG are renowned for their flexibility of use as much as automotive fuel and their undeniable ecological qualities. They are also required by their very large domestic use and their security of supply. Consequently, the oil fields including the Oued Noumer field aim to increase their production.

Our research work consists in studying the walking parameters of the debuthanizer influencing its performance. Note that two calculation methods were studied, manual calculation from our acquisitions in rectification and simulation by HYSYS software.

This study allowed us to observe the effect of many factors such as well-level operations and the change in gas composition over time on the operating parameters of the column.

Keywords: Oued Noumer, LPG unit, debuthanizer, rectification, simulation, HYSYS.

ملخص

تتكون معالجة الغاز بشكل عام من إزالة مكونات معينة موجودة في الغاز الخام عند مخرج بئر الإنتاج، لجعله متوافقاً مع المواصفات المطلوبة لعمليات النقل والتسويق. تشتهر غازات البترول المسال بمرورتها في الاستخدام بقدر ما تشتهر بوقود السيارات ، وخصائصها البيئية التي لا يمكن إنكارها. كما أنها مطلوبة من خلال استخدامها المحلي الكبير جداً وأمن التوريد. وبالتالي ، كان لابد من زيادة إنتاج الحقول النفطية، ومن بينها حقل واد نومر، أين هو موضوع دراستنا.

ينكون عملنا البحثي من دراسة معلمات تشغيل المبتدأ , لاحظ أنه تم دراسة طريقتين للحساب ، الحساب اليدوي من عمليات الاستحواذ لدينا في التصحيح والمحاكاة بواسطة برنامج الهيسيس.

سمحت لنا هذه الدراسة بمراقبة تأثير العديد من العوامل، مثل عمليات البئر والتغير في تكوين الغاز بمرور الوقت، مما يؤثر بشكل كبير على معلمات تشغيل العمود.

الكلمات المفتاحية: واد نومر ، وحدة غاز البترول المسال ، المبتدأ ، التصحيح ، المحاكاة ، الهيسيس.

Remerciement

Nous tenons à remercier Dieu Tout-Puissant pour le courage et la patience qu'il nous a donnés pour achever ce travail.

*Nos sincères et profonds remerciements à notre encadreur **M^{elle} CHAOUCH NOURA** pour son aide précieuse et ses conseils judicieux et son souci constant de perfectionner le travail, ainsi que tous les enseignants du département de Génie des procédés pour leurs contribution à notre formation et leurs disponibilité à orienter les étudiants.*

*Nos respectueux remerciements à tous les membres du jury: **Mr. RAHMANI Abdellatif** et **Mme. ZOUBEIDI Nawel**; pour avoir accepter de participer à l'évaluation de notre travail.*

Nos sincères remerciements vont à tout le personnel du Complexe ONR pour leurs aides lors de notre stage.

*Nous tenons à exprimer nos plus vifs remerciements à **M^{elle} YAKOUB Wafaa**, pour ses conseils et ses contributions.*

Nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.



Dédicaces

A mon père,

“ L'épaule solide, l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect.

Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments „

A ma Mère,

“ Tu m'as donnée la vie, la tendresse et le courage pour réussir.

Tous ce que je peux t'offrir ne pourra exprimer l'amour et la reconnaissance que je te porte.

En témoignage, je t'offre ce modeste travail pour te remercier pour tes sacrifices et pour l'affection dont tu m'as toujours entourée „

Que Dieu vous protège et vous donne la santé et une longue vie.

*A mon cher frère **Abdelbasset.***

*A mes chères sœurs **Amina et Yakine.***

A ma grande famille,

A mon grand-père et mes grandes mères,

Je prie de les laisser toujours en bonne santé et de vivre longtemps.

A mon grand-père qu'Allah lui fasse miséricorde

Mes oncles et mes tantes et leurs enfants,

*A ma petite tante **Namira,***

*A la famille **Bouzid** et la famille **Hamdat,***

*A mon amie d'enfance, **sarah.***

*A mes chères amies, **Theldja, Aya, Noor, Louiza, Soumia.***

*A ma collègue **Imane** et mon binôme **Abdelhadi,***

A tout ceux qui m'ont encouragé que ce soit de loin ou de près.

J'ai le grand honneur de dédie ce succès

Maroua





Dédicaces

Avec l'expression de ma reconnaissance, je dédie ce modeste travail à ceux qui, quels que soient les termes embrassés, je n'arriverais jamais à leur exprimer mon amour sincère.

A l'homme, mon précieux offre du dieu, qui doit ma vie, ma réussite et tout mon respect : mon cher père Moussa.

A la femme qui a souffert sans me laisser souffrir et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureux: mon adorable mère Souad.

A ma chère sœur Imene et ma fiancé Lamis qui n'ont pas cessée de me conseiller, encourager et soutenir tout au long de mes études. Que Dieu les protège et leurs offre le bonheur.

A mon adorable petite sœur Koutar qui sait toujours comment procurer la joie et le bonheur pour toute la famille.

A mes grands-mères, mes oncles et mes tantes. Que Dieu leur donne une longue et joyeuse vie.

A tous mes cousins, mes voisins et mes amis que j'ai connu jusqu'à maintenant. Merci pour leurs amours et leurs encouragements.

Sans oublier mon binôme Maroua pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.



Abdelhadi

Sommaire

Résumé.....	I
Remerciement.....	III
Dédicaces	IV
Sommaire.....	VI
Liste des tableaux.....	IX
Liste des figures.....	X
Liste des nomenclatures	XI
Introduction générale	1
Chapitre 1: Généralités sur le gaz naturel	
I.1.Définition.....	2
I.2.Formation du gaz naturel.....	2
I.3.Production du gaz naturel.....	3
I.4.Types du gaz naturel.....	3
I.4.1. Gaz sec.....	3
I.4.2. Gaz humide	3
I.4.3. Gaz a condensât	4
I.4.4.Gaz associé.....	4
I.5.Caractéristiques du gaz naturel.....	5
I.5.1. Masse volumique	5
I.5.2. Densité	5
I.5.3. Volume massique.....	5
I.5.4. Pouvoir calorifique	5
I.5.5. Composition chimique	6
I.6. Gaz naturel dans le monde.....	6
I.7. Gaz naturel en Algérie.....	6
I.8. Traitement de gaz naturel.....	7
I.8.1. Choix de procédé.....	7
I.8.2.Procédés de traitement.....	7
I.9.Caractéristiques et applications des produits finis	8
I.9.1.Gaz sec.....	8

I.9.2. Gaz de pétrole liquéfié GPL.....	9
I.9.3. Condensât.....	14
Chapitre II: Théorie de rectification	
II.1. Définition de la rectification.....	15
II.2. Principe de la rectification.....	15
II.3. Colonne de rectification.....	15
II.3.1. Définition du débutaniseur	15
II.3.2. Description et fonctionnement.....	16
II.3.3. Types de colonnes de rectification.....	17
II.4. Bilan de matière d'une colonne de rectification.....	18
II.4.1. Lois fondamentales de transfert de matière.....	18
II.4.2. Bilan matière de la colonne.....	20
II.5. Bilan thermique d'une colonne de rectification	22
II.6. Paramètres de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	23
II.6.1. Choix de la pression dans la colonne	23
II.6.2. Régime de température de la colonne de rectification	24
II.6.3. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur	25
II.6.4. Fonctionnement à reflux	25
II.6.5. Taux de reflux optimal	26
Chapitre III: Matériels et méthodes	
III.1. Présentation du centre de la production ONR.....	27
III.1.1. Situation géographique.....	27
III.1.2. Historique du champ d'Oued Noumer et gisements.....	28
III.1.3. Capacité de production et de stockage	29
III.1.4. Description technique du centre de production Oued Noumer.....	29
III.1.5. Description du process.....	31
III.2. Problématique.....	37
III.3. Généralités de la simulation.....	38
III.3.1. Définition de la simulation.....	38
III.3.2. Le choix du modèle thermodynamique.....	38
III.3.3. Utilisation du simulateur.....	38

III.3.4.	Présentation de logiciel HYSYS.....	38
III.3.5.	Mode de fonctionnement.....	39
III.3.6.	Fonctionnement de HYSYS.....	39
III.4.	Méthodologie de travail.....	39
III.4.1.	Calcul Manuel.....	39
III.4.2.	Simulation par HYSYS.....	40
III.4.3.	Comparaison entre les deux méthodes et l'étude de résultats obtenus.....	40
Chapitre IV: Résultats et discussions		
IV.1.	Résultats du calcul manuel	41
IV.1.1.	Données de départ.....	41
IV.1.2.	Composition et débit de la charge.....	41
IV.1.3.	Calcul des compositions, débits du distillat et de résidu.....	42
IV.1.4.	Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne.....	45
IV.1.5.	Détermination de la température aux différentes zones de la colonne.....	46
IV.1.6.	Détermination de la volatilité relative.....	48
IV.1.7.	Taux de vaporisation de la charge.....	49
IV.1.8.	Calcul du taux de reflux.....	50
IV.1.9.	Débit du reflux liquide alimentant le sommet de la colonne	51
IV.1.10.	Calcul du taux de rebouillage	51
IV.1.11.	Débit du reflux de vapeur alimentant le fond de la colonne	52
IV.1.12.	Calcul du nombre de plateaux théorique dans la colonne	52
IV.1.13.	Calcul de l'efficacité de la colonne	53
IV.2.	Simulation par HYSYS.....	54
IV.2.1.	Schéma de la colonne de distillation (débutaniseur).....	54
IV.2.2.	Résultats de la simulation.....	54
IV.3.	Comparaison entre les résultats du calcul et les paramètres de design.....	54
Conclusion générale.....		56

Liste des tableaux

Tableau I.1:Caractéristiques du gaz sec.....	8
Tableau I.2:Composition molaire du GPL	9
Tableau I.3:Caractéristiques des constituants du GPL	10
Tableau I.4: Caractéristiques du condensât	14
Tableau III.1:Les étapes et la durée de la régénération	33
Tableau III.2Paramètres des colonnes (déethaniseur et débutaniseur)	35
Tableau IV.1:Composition molaire de la charge	41
Tableau IV.2: Composition, débits molaires et massiques de la charge	42
Tableau IV.3:Composition molaire du distillat et du résidu	44
Tableau IV.4:Débits massique et molaire des constituants du distillat.....	45
Tableau IV.5:Débits massique et molaire des constituants du residu	45
Tableau IV.6 :Coefficient d'équilibre du distillat dans le ballon de reflux	47
Tableau IV.7:Coefficient d'équilibre des constituants du distillat	47
Tableau IV.8:Coefficient d'équilibre des constituants du résidu.....	47
Tableau IV.9:Zone de d'alimentation.....	48
Tableau IV.10:Zone de rectification	48
Tableau IV.11:Zone d'épuisement.....	49
Tableau IV.12:Calcul de taux de vaporisation de la charge	49
Tableau IV.13:Calcul de la constante d'UNDER WOOD.....	50
Tableau IV.14:Calcul de taux de reflux minimal.....	50
Tableau IV.15:Taux de rebouillage minimal.....	51
Tableau IV.16:Comparaison entre le design et le calcul	55

Liste des figures

Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde	2
Figure I.2 : Evolution de la production de GPL aux champs	11
Figure II.1:Schéma d'une colonne de rectification	17
Figure III.1 : Situation géographique des champs Oued Noumer	27
Figure III.2. Vue panoramique de complexe d'Oued Noumer	30
Figure IV.1. Schéma de débutaniseur par Hysys.....	54
Figure IV.2. Résultats des paramètres de marche de la colonne.....	54

Liste des nomenclatures

Symbole	Définition	Unité
K_i	Coefficient d'équilibre du distillat / résidu	
L	Débit massique de l'alimentation de la colonne	T/h
L_i	Débit massique du constituant	Kg / h
L'	Débit molaire de la charge	Kmol / h
D'	Débit molaire du distillat	Kmol / h
R'	Débit molaire de résidu	Kmol / h
G'_R	Débit du reflux de vapeur alimentant le fond de la colonne	kg/h
g'_x	Débit du reflux liquide alimentant le sommet de la colonne	kg/h
X'_{Li}	Fraction molaire du constituant "i" dans la charge	
Y'_{Di}	Fraction molaire du constituant "i" dans la distillat	
X'_{Ri}	Fraction molaire du constituant "i" dans le résidu	
M_{moy}	Masse moléculaire moyenne de l'alimentation	kg/kmol
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	kJ/ kg
PCS	Pouvoir calorifique supérieur	kJ/ kg
P_b	Pression dans le ballon de reflux	Bars
P_s	Pression au sommet de la colonne	Bars
P_f	Pression au fond de la colonne	Bars
T_s	Température au sommet de la colonne	°C
T_f	Température au fond de la colonne	°C
X'_{0i}	Taux de vaporisation de l'alimentation	
(r f)_{min}	Taux de reflux minimal	
(r f)_{opt}	Taux de reflux optimal	

(r b)_{min} Taux de rebouillage

A_i volatilité relative

Introduction générale

L'énergie occupe une place primordiale dans le développement économique mondial. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'Homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques à savoir tous les produits à vocation énergétique comme le pétrole et le gaz naturel ; seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergies.

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

Le sud algérien repose sur des richesses naturelles et des réserves en hydrocarbures importantes qui sont à l'origine d'une large gamme de produit selon la nature des gisements et les matières qu'ils contiennent. Pour obtenir ces produits et leurs dérivés, l'Algérie a investi des sommes d'argent importantes pour réaliser des grands complexes de traitement et de séparation qui se répartissent sur tout le territoire national.

Le complexe d'Oued Noumer est l'un de ces complexes qui permet la production de GPL à partir de gaz associé au pétrole.

L'objectif visé à travers ce travail est de procéder à une étude de l'influence des paramètres de marche de la colonne débutaniseur sur son rendement. L'idée est survenue suite au changement notable d'un certain nombre de paramètres qui influent sur le bon fonctionnement de l'unité et le rendement des différents produits.

Pour ce faire, notre travail a été divisé en deux parties. : Une synthèse bibliographique comportant des généralités sur le gaz naturel et une brève description de la théorie de rectification qui présente la base de notre travail.

Une partie expérimentale entamée par une présentation du champ d'Oued Noumer et suivi des démarches de calcul manuel et de modélisation du débutaniseur avec le logiciel Hysys. Les résultats obtenus est leurs discussions sont présentés en fin de cette partie.

I. Généralités sur le gaz naturel

I.1. Définition

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon. C'est un mélange dont le constituant principal est le méthane (CH₄)(75 % à 95 %). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure. Pendant longtemps le gaz naturel a été considéré comme un parent pauvre de l'exploitation du pétrole, et l'on voyait sur les champs pétroliers mondiaux, des centaines de torche brûlant à l'air libre la plus grande partie du gaz naturel produite en même temps que le pétrole.

La plus part des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler le gaz à l'air libre et en imposant ; soit une réinjection de ce gaz dans ces formations souterraines, soit l'utiliser directement comme source d'énergie. [1]

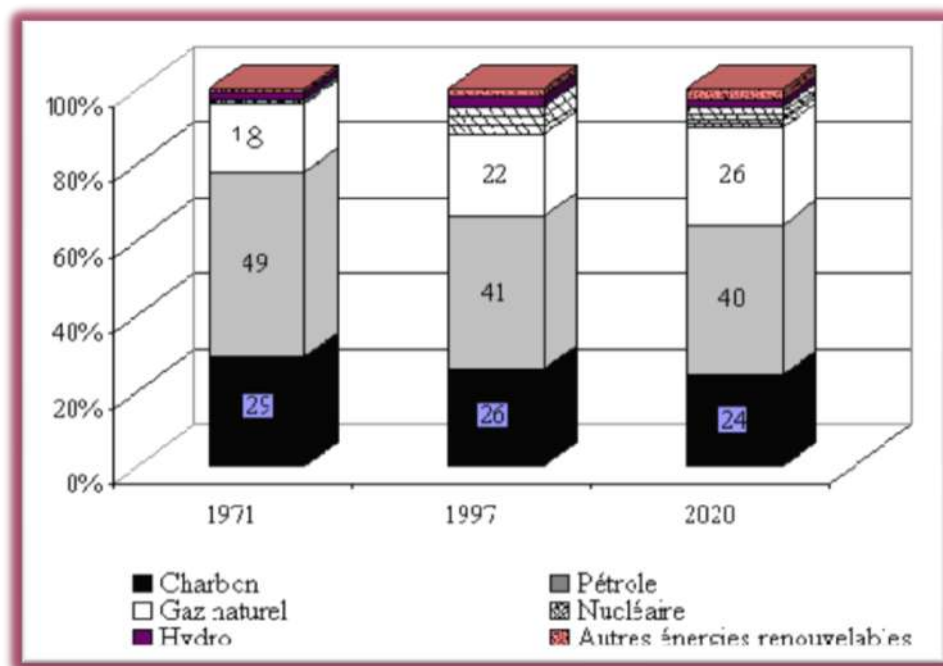


Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde.

I.2. Formation du gaz naturel

Le gaz naturel est un combustible fossile qui a été formé depuis des millions d'années par la décomposition de la matière végétale et animale enfouie dans des roches sédimentaires. Sous l'effet de la chaleur et de la pression, la matière organique se transforme en hydrocarbures solides, liquides ou gazeux. Le gaz naturel remplit les pores et les fractures des roches sédimentaires dans les profondeurs de la terre et des fonds marins. La partie de la formation

sédimentaire qui renferme le gaz naturel est souvent désignée sous les noms de réservoir, champ ou gisement. Le gaz naturel existe partout dans le monde, seul ou associé à du pétrole brut. Il peut être piégé dans différents types de roches sédimentaires, notamment des grès, des carbonates, des filons couches de charbon et des lits de schistes argileux. [2]

I.3. Production du gaz naturel

Lorsqu'un puits débouche sur une accumulation de gaz naturel, on y introduit un cuvelage (conduite en acier), autour duquel on injecte du ciment pour sceller les fissures. Le cuvelage est ensuite perforé à la hauteur de la zone de production. On y insère un tube de production en acier relié à des vannes et à des canalisations situées en surface. Puisque le gaz naturel dans les réservoirs est sous haute pression, sa pression diminuant, le gaz naturel souterrain prend de l'expansion, s'introduit dans les perforations du cuvelage et remonte à la surface par le tube de production, sans l'emploi de compresseurs ou de pompes. Une fois arrivé à la surface, il faut le traiter pour le débarrasser de l'eau et des impuretés. [2]

I.4.Types du gaz naturel

On distingue quatre types:

I.4.1.Gaz sec

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

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine bi phasique relativement étroit. Le gaz doit être concentré en méthane et contenir peu d'hydrocarbures plus lourds que lui. [3]

I.4.2. Gaz humide

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

Dans le cas gaz humide la température du réservoir est supérieure à la température de cri condensation (désigne le point de l'enveloppe du domaine courbe de bulle - courbe de rosé qui correspond à la température maximale d'un équilibre bi phasique) et l'isotherme qui

correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone biphasique et il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production. Par contre il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées (T_s , P_s) qui représente les conditions de surface étant situées dans le domaine liquide – vapeur.

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps, un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec. [3]

1.4.3. Gaz à condensât

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

Lors de la production, La décompression du gaz à la température conduit à la formation, par condensation rétrograde, d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir. Dans la majorité des cas la pression de rosée rétrograde et la mise en production mène très vite à une condensation d'hydrocarbures. La phase condensée s'enrichit en constituants lourds. [3]

1.4.4. Gaz associé

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

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

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

La quantité de gaz dissoute ainsi libérée, soit aux conditions du séparateur de tête, soit aux conditions standards est caractérisée par le GOR (gas-oil Ratio) défini comme le rapport des volumes respectifs de gaz libéré et d'huile résiduelle. [3]

I.5.Caractéristiques du gaz naturel

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

I.5.1.Masse volumique

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en **Kg / m³**, elle varie en fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale: T = 0°C, P = 1atm.
- Condition standard : T = 15°C, P = 1atm. [4]

I.5.2.Densité

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

$$\text{Densité du gaz} = \text{masse moléculaire} / 28.966[4]$$

I.5.3.Volume massique

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en m³ / Kg. [3]

I.5.4.Pouvoir calorifique

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence, le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en **Joules / m³**. On distingue deux pouvoirs calorifiques :

I.5.4.1. Pouvoir calorifique supérieur PCS

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

1.5.4.2. Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le PCI diffère du PCS d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau. [4]

1.5.5. Composition chimique

Indique la nature des composés d'hydrocarbures et d'autres constituants du gaz, et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leurs fractions volumique ou moléculaire. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, et elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographique en phase gazeuse.

Tous les hydrocarbures présents dans le gaz naturel appartiennent à la série des paraffines de formule générale : C_nH_{2n+2} . À cela s'ajoute : N_2 , H_2S , CO_2 . En faibles quantités (traces) on trouve l'Argon, l'Hélium, (condensat l'Argon, GPL) et de l'eau. [4]

I.6. Gaz naturel dans le monde

Trois pays – l'Iran, la Russie et le Qatar – abritent actuellement près de 49 % des réserves conventionnelles de gaz naturel identifiées dans le monde. Avec une production en croissance annuelle de près de 3% en moyenne depuis plus de trente ans, le gaz est l'énergie fossile dont la progression est la plus soutenue. Les gaz non conventionnels (gaz de schiste, et gaz de houille) devraient permettre de prolonger cette croissance et de renouveler les ressources en gaz. Le volume des ressources non conventionnelles est estimé à 51 % des ressources gazières mondiales. Les gaz de schiste, bien répartis sur la planète, concentrent la plus grosse part de ce potentiel. Essentiellement exploitées aux États-Unis, d'importantes ressources non conventionnelles existent en Chine, en Argentine et en Algérie. [2]

I.7. Gaz naturel en Algérie

Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (États-Unis, Europe.. etc.); parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi-R'Mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc transméditerranéen qui

relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie. L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel ce qui la place au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales. [1]

I.8.Traitement de gaz naturel

I.8.1. Choix de procédé

Le choix d'un procédé de traitement à un autre se fait selon :

- ✚ Le taux de récupération des hydrocarbures liquides visés.
- ✚ Les spécifications des produits finis.
- ✚ Le coût global des investissements. [5]

I.8.2.Procédés de traitement

I.8.2.1.Procédé Pritchard

Le gaz brut venant des puits est refroidit à travers une série d'échangeurs de chaleur avant d'être détendu isenthalpiquement dans une vanne Joule-Thompson jusqu'à une température voisine de -23 °C.

Pour son fonctionnement normal, le procédé Pritchard utilise une boucle de propane pour ses besoins en frigories. Notons que le propane d'appoint est produit dans une unité indépendante.

Les liquides récupérés dans les différents ballons séparateurs sont stabilisés dans le dééthaniseur puis fractionnés en condensât et en GPL dans le débutaniseur. Les gaz moyen pression venant du dééthaniseur sont déshydratés dans un contacteur au TEG (triéthylène glycol). Sur le site, il est nécessaire d'avoir une unité de régénération de TEG et une section pour la recompression des gaz moyen pression. [5]

I.8.2.2. Procédé Hudson

Ce procédé est basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par une série de détente complétées d'une détente à travers une machine dynamique appelée Turbo-Expander qui permet d'atteindre un niveau de température de - 40 °C.

Les hydrocarbures liquides récupérés dans les différents ballons de séparation sont stabilisés au niveau du dééthaniseur puis envoyés au débutaniseur pour être séparés en condensat

et GPL. L'énergie obtenue grâce à la détente isentropique est utilisée pour comprimer le gaz sec par le compresseur de Turbo-Expander à la pression du gazoduc de gaz de vente. [5]

I.8.2.3. Procédé d'Alrar : Procédé mixte

Dans ce procédé de traitement de gaz on trouve une combinaison entre les deux autres procédés de traitement pour assurer les besoins en frigories, il utilise à la fois une boucle de propane et un turbo-expander. La température finale obtenue grâce aux refroidissements successifs peut atteindre -65 °C. Les liquides obtenus à différents niveaux sont stabilisés puis fractionnés en GPL et condensat. [5]

I.9. Caractéristiques et applications des produits finis

I.9.1. Gaz sec

Un gaz sec ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production, c'est-à-dire que les points représentant les conditions dans le réservoir et en surface se trouvent tous deux en dehors du domaine diphasique. Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide. Ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Les Caractéristiques du gaz sec sont regroupées dans le tableau suivant : [2]

Tableau I.1. Caractéristiques du gaz sec [2]

I.9.2.	Point de rosé	-6°C max a 80.5 bar	<i>Gaz de pétrole liquéfié GPL</i>
	Teneur en eau	50 ppm (max)	
	PCS	9350 kcal/m3 (min)	
		9450 kcal/m3 (max)	
	Teneur en C₅₊	0.5% molaire (max)	
	Température	60°C (max)	
	Pression de sortie	71 bars pour gaz de réinjection	
81 bars pour gaz de vente			

I.9.2.1. Définition du GPL

Le GPL (gaz du pétrole liquéfié) est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane, et de butane, et un peu de traces de méthane, de l'éthane et de pentane. Le gaz du pétrole liquéfié est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique. Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bar) et une température ambiante pour faciliter son transport, son stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation. [6]

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

Tableau I-2 : Composition molaire du GPL [1]

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

1.9.2.2. Sources de GPL

Le GPL est obtenu principalement :

1. Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
2. Au cours des séparations du gaz naturel qui à pour but de séparer et de récupérer les condensât et le GPL.
3. Par liquéfaction du gaz naturel (Une grande partie des GPL proviennent des champs pétroliers). [6]

1.9.2.3. Caractéristiques générales des GPL

Ces caractéristiques sont rassemblées dans le tableau ci-après :

Tableau I.3 : Caractéristiques des constituants du GPL [2]

Odeur et couleur	Incolore, inodore, pour des raisons de sécurité, un odorant doit être ajouté	
Tension de vapeur à 20°C	Propane	8 bars
	Butane	2 bars
Densité	Propane	0.51
	Butane	0.58
Température d'ébullition	Propane	-42°C
	Butane	-6°C
Pouvoir calorifique Supérieur	Propane	22506 kcal/m ³
	I-Butane	29460 kcal/m ³
	N-butane	29622 kcal/m ³

Impuretés	Teneur en C2 ⁻	3% mol
	Teneur en C5 ⁺	0.4 % mol

1.9.2.4. GPL dans le monde

1.9.2.4.1. Production mondiale du GPL

Le GPL peut être récupéré sur les champs de pétrole ou sur les champs du gaz naturel, cette dernière représente 60 % de ces ressources de récupération.

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

La production mondiale de GPL est passé de 120 millions de tonnes en 1985, à 164,7 millions de tonnes en 1994, à 177,8 millions de tonnes en 1997 et à 210 millions de tonnes en 2002, allant jusqu'à 270 millions tonnes en 2012. [1]

1.9.2.4.2. Consommation mondiale du GPL

Le secteur domestique est le segment de consommation le plus important avec 52% de la consommation mondiale suivi par le secteur pétrochimie avec 26%, suivi par le secteur industriel avec 12%, le secteur de transport occupe la quatrième place avec 9% et enfin le secteur agricole avec 1%. [1]

1.9.2.5. GPL en Algérie

1.9.2.5.1. Production nationale du GPL

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

La majeure partie du GPL provient des champs pétroliers (79%), l'autre partie est produite au niveau des raffineries de pétrole de Skikda, Alger, Arzew représentant (10%) et les complexes de gaz naturel de SONATRACH GL2Z (Arzew) et GL1K (Skikda) (11%). [7]

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

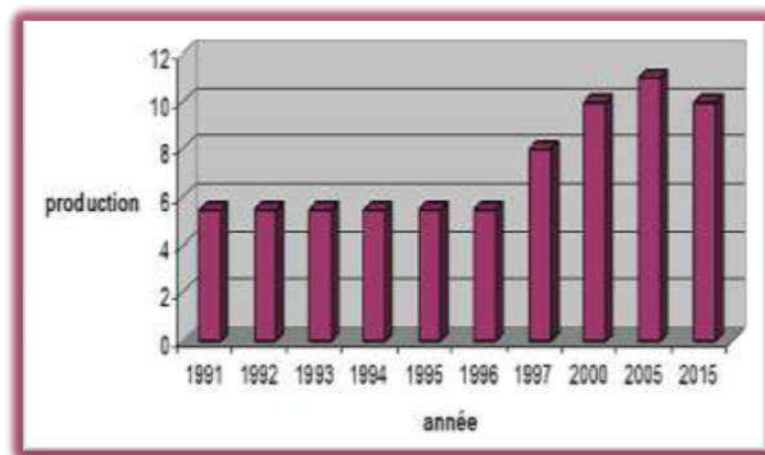


Figure I.2 : Évolutions de la production de GPL en Algérie

1.9.2.5.2. Exportations Algériennes du GPL

Après l'Arabie saoudite, l'Algérie est le deuxième exportateur de GPL dans le monde. Ses principaux clients sont : l'Italie et l'Espagne, elle exporte aussi vers d'autres pays d'Amérique latine, l'Asie et l'Afrique.

Ses exportateurs vers la méditerranée représente 65% (France, Italie, Espagne, Portugal, Maroc, Turquie, Egypte, Liban, Tunisie et la Syrie), 10% vers l'Amérique du nord (USA, Canada), 10% vers l'Europe du nord (Hollande, Suède, Belgique, Finlande, Angleterre), 3% vers l'Amérique latine (Brésil, Argentine, Uruguay, Équateur) et enfin 3% vers l'Asie (Corée, Japon, Inde). [7]

1.9.2.6. Domaines d'utilisation du GPL [1]

1.9.2.6.1. Le GPL carburant

Dés 1912, aux USA le GPL carburant alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises.

Le GPL carburant a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL carburant, ce sont principalement : Les Pays – Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France et les USA. L'indice d'octane élevé du GPL carburant permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL carburant, car il produit moins de CO₂ et de CO, il ne contient pas de Plomb.

1.9.2.6.2. Le GPL dans la pétrochimie

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

1.9.2.6.3. Le GPL dans la production d'électricité

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

1.9.2.6.4. Le GPL dans les ménages

Le butane et le propane sont obtenu par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage. Le propane représenté est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

1.9.2.6.5. Le GPL dans la climatisation

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

1.9.2.6.6. Le GPL dans L'agriculture

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

1.9.2.7. Stockage du GPL

Le fait que le gaz de pétrole est utilisé à l'état gazeux dans les conditions normales de pression et de température et qu'ils soit obligatoirement stocké et transporté à l'état liquide influence toutes les conditions de manutention.

Durant le remplissage ou le drainage d'un bac de stockage, la phase gazeuse communique avec l'atmosphère en cas de variation importante et brusque de pression. Cela est dû au fait que ce genre de bacs n'est pas étudié pour supporter de pareilles variations.

En cas de changement brusque de température, le même phénomène peut survenir. A cet effet des équipements de sécurités tels que des événements et des soupapes casse vide sont installés sur les réservoirs ainsi que le système de pressurisation avec fuel gaz.

Le GPL est stocké dans des sphères à des pressions variables entre 12 bars et 14 bars.[1]

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le G.P.L. sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de G.P.L. liquide et possibilité de stocker de grands volumes de G.P.L. avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment. [8]

1.9.3. Condensât

1.9.3.1. Définition

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC₅H₁₂) Jusqu'au (C₁₂H₂₆) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât' Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression. [2]

1.9.3.2. Caractéristiques du condensât:[2]

Les caractéristiques du condensât sont regroupés dans la tableau suivant :

Tableau I.4 : Caractéristiques du condensât

Odeur et couleur	Incolore, avec une odeur d'essence
Poids spécifique	0.7 - 0.8
Point d'éclair	<-40°C
Densité de vapeur	3 à 4
Tension de vapeur	10 Psia

1.9.3.3.Domaines d'utilisation du Condensât

La particularité du condensât réside 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.

1.9.3.3.1. Utilisation du Condensât dans la pétrochimie

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage. [6]

1.9.3.3.2. Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins couteuses, 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-paraffines qui ont un haut indice d'octane haut et utilisé également dans le reforming catalytique. [6]

II. Théorie de rectification

Lors de la séparation d'un mélange binaire par vaporisation, on suppose que chaque constituant ait une pression de vapeur à l'état pur différent de celle de l'autre constituant. C'est une distillation simple ou à un seul étage. Dans ce type de distillation il est impossible de faire une séparation complète des deux constituants pour améliorer la qualité de la distillation on fait appelle à la rectification qui est une distillation fractionnée ou une distillation dans une colonne à plusieurs étages. [9]

II.1. Définition de la rectification

La rectification est un procédé physique de séparation des constituants d'un mélange par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification. [10]

II.2. Principe de la rectification

La mise en œuvre se fait généralement dans une colonne à distiller constitué d'un long cylindre dans lequel sont disposées des obstacles ayant pour but de faciliter le contact entre les phases vapeur et liquide, les transferts de matière sont ainsi plus importants (plus rapide) et conduisent donc à une meilleur séparation des constituants. Ces obstacles peuvent être soit: [10]

- Des corps de remplissage (garnissage de colonne)
- Des plateaux (ou étages) physique (réels) ayant les efficacités variables.

II.3. Colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, généralement atteindre près de 50 m de hauteur et 6 m de diamètre, formé d'une virole et deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe. [11]. Dans notre cas on s'intéresse à une colonne de séparation dite :**débutaniseur**.

II.3.1. Définition du débutaniseur

Le débutaniseur est un appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué des plateaux successifs ou de garnissage, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre une phase gazeuse ascendante et une phase liquide descendante, tout en rectifiant ces deux phases le long de la colonne.

La charge qui alimente cette colonne est, généralement, un mélange d'hydrocarbure riche en GPL, tandis que, au fond on produit le condensat. Cette colonne fonctionne sous des conditions thermodynamiques (pression et température) bien déterminées.

II.3.2. Description et fonctionnement

Chaque colonne de rectification se compose toujours de trois zones:

II.3.2.1. Zone d'alimentation ou du flash

Dans cette zone s'effectue la séparation de la charge en phase liquide. Sa construction doit assurer une bonne séparation des phases (fractionnement) et protéger les parois de la colonne contre l'érosion. Pour cela, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. [10]

II.3.2.2. Zone de la rectification

Dite aussi section d'enrichissement en constituant volatil, est la partie supérieure ou tête de la colonne. Elle comprend un condenseur (**K**) qui condense les vapeurs et les transforme en liquide. Une partie du liquide retourne dans la colonne sous forme d'un reflux. [9]. Elle contient des plateaux dépendant de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir (entre 22 et 45 plateaux). [10]

II.3.2.3. Zone d'épuisement

Dite aussi section d'appauvrissement en constituant volatil, est la partie inférieure ou bas de la colonne. Elle comprend un rebouilleur (**B**) qui vaporise le liquide tandis que l'autre partie du liquide descendant et transforme une partie du liquide moins riche en constituant volatil est soutirée sous forme d'un résidu de fraction molaire. [9]. Cette zone comprend aussi des plateaux dont le nombre varie de 6 à 8. [10].

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

- **État liquide ($e_0=0$)** : L'alimentation doit être introduire dans la partie supérieure de la colonne.
- **État vapeur ($e_0=1$)**: L'alimentation doit être introduire dans la partie inférieure de la colonne.
- **État bi-phasique liquide-vapeur ($0 < e_0 < 1$)**: L'alimentation doit être introduire dans la partie médiane de la colonne.

Le lieu exact de l'alimentation de la colonne peut être déterminé en calculant le nombre de plateaux de la zone de rectification et de la zone d'épuisement. [1]

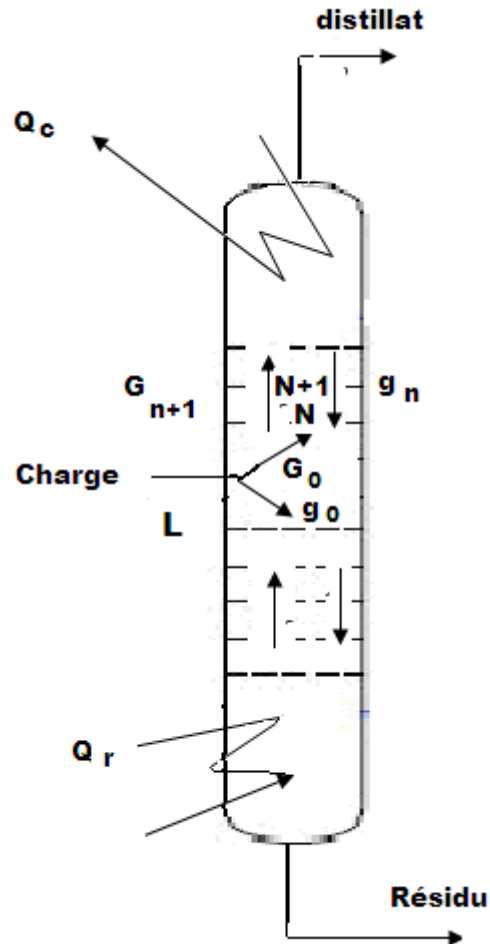


Figure II.1: Schéma d'une colonne de rectification

II.3.3. Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes:

II.3.3.1. Colonne 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 et thermiques et des équations d'équilibre. [1].

II.3.3.2. Colonnes à garnissage

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide. Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de courts-circuits préjudiciables. [12]

II.4. Bilan de matière d'une colonne de rectification

II.4.1. Lois fondamentales de transfert de matière

II.4.1.1. Loi de FICK

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

Le transfert de matière par diffusion moléculaire est défini par la loi de « FICK » qui est formulée comme suit : La quantité de masse (dm) diffusée à travers la couche limite en unité de temps est proportionnelle à la surface de la couche et au gradient de concentration en direction de diffusion :

$$dm = - D. (dC/ dn). dF.dT..... (II.1)$$

Pour un gradient de concentration moyen :

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

Où :

- **M** : Masse transférée [kmole/h].
- **ΔC** : Variation de la concentration [kmole/m³].
- **δ** :Épaisseur de la couche [m].
- **F** : Surface de la couche [m²].
- **T** : Temps de transfert [h].
- **D** : Coefficient de diffusion de « FICK » qui caractérise la vitesse de diffusion.

II.4.1.2.Loi de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors que la pression partielle d'un constituant ($P_{i v}$) est proportionnelle à la pression du système (π) et à sa concentration molaire (Y_i).

$$P_{i v} = \pi \cdot Y_i \dots\dots\dots (II.3)$$

Où:

- P_i : pression partielle d'un constituant.
- π : pression du système.
- Y_i : concentration molaire du constituant i en phase vapeur.

II.4.1.3.Loi de RAOULT et d'HENRY

Ces lois ne sont applicables que 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 est proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant en phase liquide.

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

$$P_{i L} = P_i \cdot X_i \dots\dots\dots (II.4)$$

Où :

- $P_{i L}$: Pression partielle du constituant i.
- P_i : Tension de vapeur du constituant i.
- X_i : concentration molaire du constituant i en phase liquide.

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

$$P_{i L} = E_i \cdot X_i \dots\dots\dots (II.5)$$

Où

- E_i : Constante d'HENRY qui dépend de la nature du constituant et de la température.

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

$$P_{iL} = P_{iV} \dots\dots\dots(\text{II.6})$$

Donc l'équation d'équilibre prend la forme suivante :

$$Y'_{iV} = (P_i / \pi) \cdot X'_{iL} \dots\dots\dots (\text{II.7})$$

Avec :

$$P_i / \pi = K_i \dots\dots\dots (\text{II.8})$$

Où: K_i : coefficient d'équilibre du constituant i .

Pour un mélange de deux constituants A et B :

$$Y'_{AV} / Y'_{BV} = (K_A / K_B) \cdot (X'_{AL} / X'_{BL}) \dots\dots\dots(\text{II.9})$$

$$K_A / K_B = \alpha \dots\dots\dots(\text{II.10})$$

Où :

- α : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A à passer en phase vapeur par rapport à B . [13]

II.4.2. Bilan matière de la colonne

Admettons les notations suivantes :

- L', D', R' : respectivement, le débit molaire de la charge, du distillat et du résidu [kmol/h].
- $X'_{L,i}, Y'_{D,i}, X'_{R,i}$: Concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

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

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (\text{II.11})$$

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

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

II.4.2.1. Bilan matière de la zone de rectification

$$G' = g' + D' \dots\dots\dots (\text{II.13})$$

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

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

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

Avec :

$$m = g / G = r_f / (r_f + 1) \dots\dots\dots (II.16)$$

Où r_f : est le taux de reflux.

II.4.2.2. Bilan matière de la zone d'épuisement

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

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

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

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

Avec :

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

Où : r_b est le taux de rebouillage.

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

$$g_m = g_k + G_d = G_K + R \dots\dots\dots (II.21)$$

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

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

$$G_m = G_K + G_D = g_k + D \dots\dots\dots (II.23)$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \dots\dots\dots (II.24)$$

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

$$\alpha_i = k_i / K_r \dots\dots\dots(\text{II.25})$$

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

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

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \dots\dots\dots (\text{II.26})$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \dots\dots\dots (\text{II.27})$$

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

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots (\text{II.28})$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \dots\dots\dots (\text{II.29})$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots (\text{II.30})$$

II.5. Bilan thermique d'une colonne de rectification

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

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \dots\dots\dots (\text{II.31})$$

$$h_L = e' \cdot H_0 + (1 - e') \cdot h_0 \dots\dots\dots (\text{II.32})$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots\dots\dots (\text{II.33})$$

$$Q_C = (D + g_X) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots (\text{II.34})$$

Où :

- Q_R : Charge thermique du rebouilleur [kcal /h].
- Q_C : Charge thermique du condenseur [kcal /h].
- H_L : Enthalpie de la charge [kcal /kmol].
- e' : 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 (vapeur de tête de colonne) (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 du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [kmol /h].

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \dots \dots \dots (II.35)$$

$$GR = (r_b)_{opt} \dots \dots \dots (II.36)$$

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

$$(r_b)_{opt} = [(D(r_f)_{opt} / L) + (1 - e') - R/L] / (R/L) \dots \dots \dots (II.37)$$

II.6. Paramètres de fonctionnement d'une colonne de rectification

II.6.1. Choix de la pression dans la colonne

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

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

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

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

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

Ainsi, la pression P_b dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\Sigma (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \dots \dots \dots (II.38)$$

II.6.1.1. Pression au sommet de la colonne

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (II.39)$$

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

II.6.1.2. Pression au fond de la colonne

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \dots \dots \dots (II.40)$$

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

II.6.1.3. Pression dans la zone d'alimentation

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots \dots (II.41)$$

II.6.2. Régime de température de la colonne de rectification

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

$$\Sigma (Y'_{D,i} / K_i) = 1 \dots \dots \dots (II.42)$$

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

$$\Sigma (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1 \dots \dots \dots (II.43)$$

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

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

$$\Sigma (K_i \cdot X'_{L,i}) = 1 \dots \dots \dots (II.44)$$

- Si la charge est à l'état vapeur :

$$\Sigma (Y'_{L,i} / K_i) = 1 \dots \dots \dots (II.45)$$

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

$$\Sigma X'_{0,i} = \Sigma (X'_{L,i} / (1 + e'(K_i - 1))) = 1 \dots\dots (II.46)$$

$$X'_{0,i} = Y'_{0,i} / K_i \dots\dots\dots(II.47)$$

Où:

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

II.6.3. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge:

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

$$e'_0 = G'_0 / L \text{ d'où } G'_0 = e'_0 \cdot L \dots\dots (II.48)$$

$$r'_0 = g'_0 / L \text{ d'où } g'_0 = r'_0 \cdot L \dots (II.49)$$

Où:

- e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.
- r'_0 : Taux de condensation molaire.
- g'_0 : Débit molaire de la phase liquide de la charge.
- G'_0 : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

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

$$\Sigma X'_{0,i} = \Sigma (X'_{L,i} / (1 + e'_0 (K'_i - 1))) = 1 \dots\dots (II.50)$$

Où : $e'_0 + r'_0 = 1 \dots\dots\dots(II.51)$

L'équation (IV.50) peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et e' sont connus.

II.6.4. Fonctionnement à reflux

II.6.4.1. Fonctionnement 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'UNDERWOOD :

$$(r_f) \text{ min} = \phi \Sigma (Y'_{D,i} / (\alpha_{i,L} - \phi)) \dots\dots\dots(II.52)$$

$$(r_b) \text{ min} = \Sigma [(\alpha_{i,L} \cdot X'_{R,i}) / (\alpha_{i,L} - \phi)] \dots\dots\dots(II.53)$$

Où :

- $\alpha_{i,L}$: Coefficient de volatilité d'un constituant "i" quelconque par rapport constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge .
- ϕ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.
- e_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

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

$$(r_b)_{\min} = [((D(r_f)_{\min} / L) + (1 - e_0) - R/L) / (R/L)] \dots \dots \dots (II.54)$$

II.6.4.2. Taux de reflux optimal

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

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

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}] / ((r_f)_{\text{opt}} + 1) = 0.1 \div 0.33 \dots (II.55)$$

Pour le rapport moyen, on aura :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.3(r_f)_{\min} + 0.30 \dots \dots \dots (II.56)$$

III. Matériels et méthodes

III.1. Présentation du centre de la production ONR

III.1.1. Situation géographique

Le site d'Oued-Noumer est parmi les plus anciens sites pétroliers en Algérie. Il a été découvert en 1969 par SONATRACH et mis en service en 1972. Le champ d'Oued Noumer est situé à 685 Km au sud d'Alger, à 140 Km au sud-est du champ gazier de Hassi R'mel et à 220 Km à l'ouest nord du champ pétrolier de Hassi Messaoud sur l'axe routier reliant Ghardaïa à Ouargla.

Son siège administratif et sa base de vie sont installés à 5 Km au nord de la RN 49, axe routier reliant Ghardaïa à Ouargla et à environ 45 Km de la ville de Ghardaïa. [14]

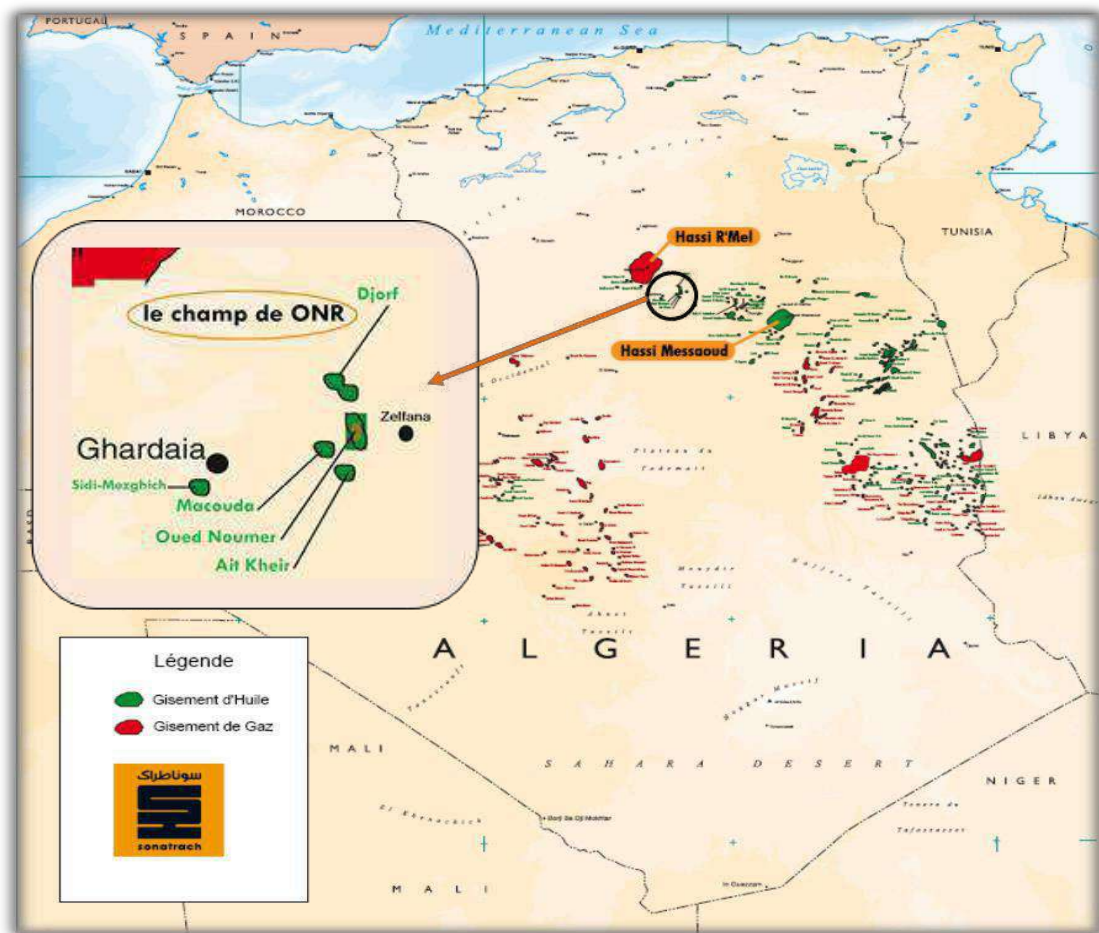


Figure III.1 : Situation géographique des champs Oued Noumer

Le climat de région est caractérisé par une faible pluviométrie (130 mm/an) et une humidité moyenne de 18% en été et de 30% en hiver. [15]

III.1.2. Historique du champ d'Oued Noumer et gisements

La direction d'Oued Noumer est composée de plusieurs champs (gisements) recouvrent une superficie de 110 km². Les événements qui ont ponctué le développement de la région d'Oued Noumer sont les suivants :

- **1969** : La Première découverte d'un puits d'huile et de gaz à Oued Noumer. Jusqu'à présent 17 puits ont été forés (ONR 1 à ONR 15 plus ONR 1bis et ONR 8bis) dont quatre sont noyés (ONR 2, 4, 6, 10), deux abandonnés (ONR 13 et 14), un puits fermé ONR 12, un puits sec ONR 15 et le reste des puits producteurs sont reliés au Centre de production ONR.
- **1972** : Mise en service première unité de séparation (démarrage des champs ONR/ATK). Suite à la découverte d'ATK 1, vingt-sept puits qu'ont été forés dont cinq sont des puits injecteurs de gaz (ATK i3, ATK i10, ATK i17, ATK i 19, ATK i22).
- **1974** : El Djorf a été découvert par le puits DJF1, quatre puits ont été forés dont DJF 3 est trouvé noyé. Actuellement tous ces puits sont fermés et ce depuis les années 80 à cause de leurs faibles potentiels.
- **1975** : Makouda a été découvert par le puits MKA 1, quatre puits ont été forés dont deux (MKA 3, 4) sont trouvés noyés. MKA 1 et MKA 2 sont reliés au centre de production ONR.
- **1976** : Sidi Mezghiche a été découvert par le puits SMZ 1, trois puits ont été forés dont SMZ 2 est trouvé noyé. Les puits SMZ et SMZ 1 sont relié via une collecte de 4" vers centre de production d'Ait Kheir.
- **1986** : Démarrage de la nouvelle unité de séparation de brute et de récupération de gaz.
- **1997** : Démarrage de l'unité d'extraction de GPL.

Et plus récemment, d'autres petites structures ont été découvertes par des forages d'exploration au voisinage et au sud du gisement de Ait El Kheir, dont en :

- **2012** : Glib El Djemel le puits GED 1 découvert suite au résultat positif du DST. Tréfis, deux puits ont été foré TRF 1 et TRF 2, ce dernier et trouvé sec Les deux puits TRF 1 et GED 1 sont raccordé via une collecte 10" au centre de production d'Ait Elkheir.
- **2014** : Hassi Boukhellala Nord découvert en janvier 2014 par le puits HBKN 1 suite au résultat positif du DST, le puits est raccordé au centre de production ONR via une pipe 6". [14]

III.1.3. Capacité de production et de stockage

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

1. Plusieurs puits producteurs de brut reliés individuellement au centre.
2. Une pipe 30" acheminant toute la production de gaz d'ATK.
3. Une pipe 12" acheminant toute la production de brut d'ATK.
4. Deux pipes acheminant la production des deux puits "sidi-mezghich et makouda"[16]

III.1.3.1. Capacité de production

La capacité globale de la direction d'Oued Noumer est portée à :

- Gaz brut: 6, 0 millions Sm³/j.
- GPL: 230 t/j.
- Pétrole brut et condensât: 1700 t/j. [15]

III.1.3.2. Capacité de stockage

Oued Noumer :

- Quatre (04) bacs de stockage atmosphérique du brut, capacité globale 19520 m³.
- Un (01) bac test de capacité 540 m³.
- Deux (02) sphères de GPL, capacité globale 1120 m³.

Ait El Kheir:

Un (01) bac test de capacité 1000 m³. [15]

III.1.4. Description technique du centre de production Oued Noumer

A partir de la figure (III.2) on peut spotter les principales installations qui forment le centre de traitement ONR à citer :

(1) salle de contrôle ; (2) unité de séparation (unité 20) ; (3) unité de compression ; (4) usine GPL ; (5) unité de traitement d'eau ; (6) sous station électrique ; (7) ateliers maintenance ; (8) bloc administratif ; (9) système anti-incendie.

Les équipements qui peuvent être repérés du bac de stockage brut R0 sont :

(1) séparateur FWKO ; (2) batterie test ; (3) manifold d'entrée brut ; (4) pompe d'eau de dessalage ; (5) ballons de séparation ; (6) fours de stabilisation ; (7) bacs de stockage brut ; (8) pompes d'expédition brut U60 ; (9) pompes d'expédition brut BJ ; (10) salle machines ; (11) dégazeur d'huile ; (12) aéroréfrigérants ; (13) colonnes de fractionnement ; (14) turbine Solar ; (15) four d'huile diathermique ; (16) sphères de stockage GPL ; (17) bacs d'eau incendie .

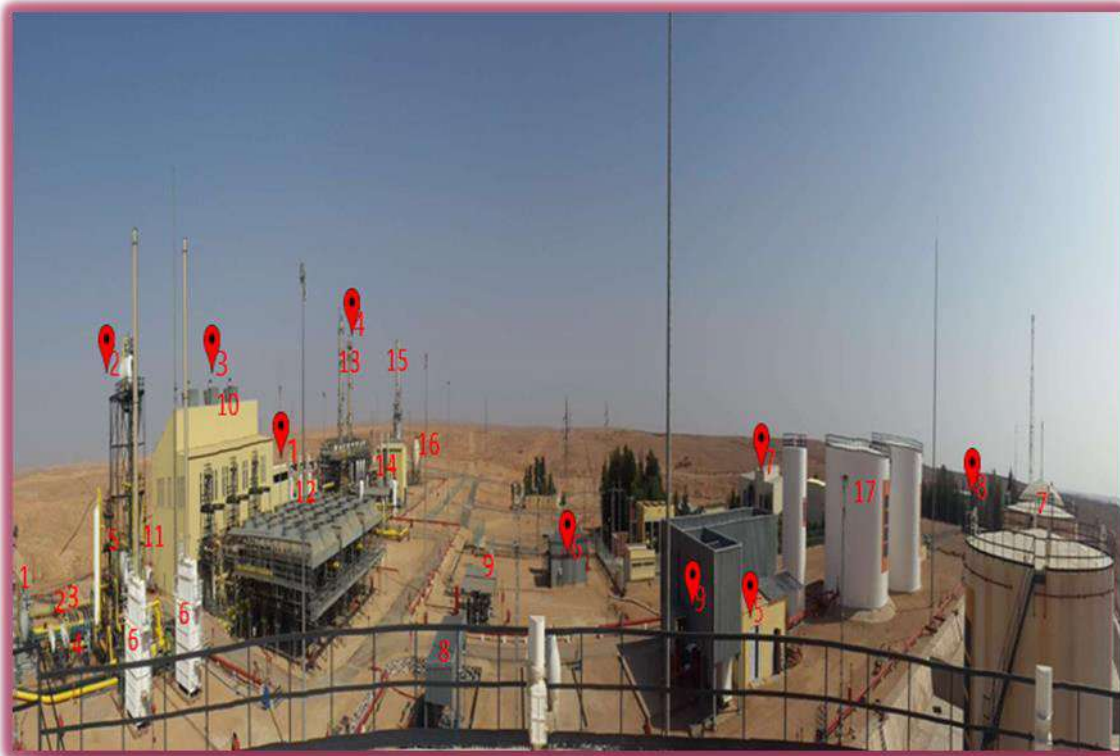


Figure III.2. Vue panoramique de complexe d'Oued Noumer

Le centre de production d'Oued Noumer a pour fonction de séparer, comprimer, déshydrater, traiter, puis re-comprimer le gaz pour satisfaire les besoins de la région en gaz de réinjection, et la commercialisation du surplus, tout en récupérant le condensat et GPL. [14]

III.1.5. Description du process

III.1.5.1. Unité 20 (Unité de Séparation)

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

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

III.1.5.1.1. Séparateur HP (20B01)

Le séparateur reçoit, à partir du manifold existant du centre, le mélange (gaz, huile, eau), effluent des puits d'ONR. La pression de séparation déclinera dans le temps, de 15 à 11,6 bars absolus. L'eau de gisement décantée, est expédiée sous régulation de niveau, vers unité déshuilage ou borbier. Tandis que, le gaz HP effluent est expédié sous régulation de pression vers le ballon 30B03 et l'huile brute est envoyée sous régulation de niveau dans le séparateur MP 20B03. [17]

III.1.5.1.2. Fours de stabilisation (20f01 A/B)

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

La puissance des fours a été dimensionnée de manière à pouvoir à couler aux bacs de stockage, un mélange stabilisé (huile, condensats), de TVR très faible. [17]

L'alimentation des deux fours est constituée de :

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

Le mélange réchauffé à une température donnée (voisine de 55°C) est envoyé au séparateur MP 20B03. [17]

III.1.5.1.3. Séparateur MP (20B03)

Le séparateur MP 20B03 de pression de service de 3 bars absolus, reçoit les effluents chauds des 2 fours de stabilisation plus le brut de Sidi-mezhich .L'eau de gisement éventuelle est décantée puis expédiée à l'unité déshuilage ou bournier sous régulation de niveau .L'huile est envoyée au séparateur BP en régulant le niveau. Le gaz MP effluent est expédié sous régulation de pression vers l'unité de compression. [17]

III.1.5.1.4. Séparateur BP (20B04)

Le séparateur BP de pression de service de 1 bar est alimenté par l'huile effluente du séparateur MP. Il est installé à une hauteur de 10 mètres, sur une structure métallique. Le gaz BP effluent (1bar), est envoyé en régulant la pression vers l'unité de compression. [17]

III.1.5.1.5.Séparateur HP de gaz (20B02)

Le séparateur HP de pression de service 23 bars est alimenté par Le gaz venant d'ATK dans une pipe de 30. La partie liquide est collectée avec l'entrer liquide du 20F01A et B. [17]

III.1.5.2.Unité 30 (unité de compression)

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

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

Le gaz BP venant du 20B04 arrive en alimentation du 31B01 à une pression d'environ 1 bar absolu. Le gaz sort du séparateur filtre 31B01 se dirige vers l'aspiration du 1^{er} étage du 31K01 et comprimé jusqu'à 3 bars cette pression permis ce gaz pour continuera la compression (l'aspiration du 2^{me} étage avec le gaz MP). Le gaz MP venant du 20B03 arrive en alimentation du 31B02 à une Pression d'environ 3 bars absolus. Ce gaz sort du séparateur filtre 31B02 se dirige vers l'aspiration du 2^{me} étage du 31 K01. Le gaz HP issu du 31K01 est le produit de compression des gaz MP et BP est dirigé principalement vers le séparateur HP20B02, après refroidissement dans l'aéro-réfrigérant 31A01. Le gaz HP venant du 20B02 arrive en alimentation du 31B03 à une pression d'environ 15 bars absolus. Le gaz sort du séparateur filtre 31B03 est dirigé vers l'aspiration 1^{er} étage du 31 K02 (3^{me} étage de la compression). Le gaz sort du compresseur à une

pression de 45 bars absolus, et est dirigé vers le séparateur filtre 31B04 après refroidissement dans les aéro-réfrigérants 31A02 et 31A01, ce gaz est dirigé vers l'aspiration 2^{ème} étage du 31K02. Le gaz HP sort du 31K02 à une pression de 90 bars absolus, il est dirigé directement vers l'unité du GPL après refroidissement. [16]

III.1.5.3. L'unité d'extraction du GPL

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

Le complexe est formé par six unités de procédé et par trois unités Auxiliaires, comme il est indiqué ci-après: [18]

III.1.5.3.1. Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation du gaz

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

III.1.5.3.2. Tamis moléculaire

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

- $\text{Na}_{12} (\text{AlO}_2)_{12} (\text{SiO}_2)_{12} 27\text{H}_2\text{O}$
- $\text{Na}_{86} (\text{AlO}_2)_{86} (\text{SiO}_2)_{106} 276\text{H}_2\text{O}$

Cette déshydratation suit la logique S 12-02, il s'agit d'un jeu de vanne qui assure les étapes ci-dessous :

Tableau III.1 : les étapes et la durée de la régénération

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

Soulignons que :

1. Le gaz de régénération est chauffé à 275 °C par l'huile diathermique dans les échangeurs 10-E-02A/B/C.

2. A la sortie des déshydrateurs le gaz est refroidi à 55 °C dans l'aéroréfrigérant 10-AM-01A, B et séparée dans 10-B-02. L'eau condensée est envoyée au bourbier et le gaz il est envoyé à l'unité de compression existante (unite30). [15]

III.1.5.3.3. Unité 200 : récupération du GPL

Dans cette unité le gaz à traiter est refroidi dans les échangeurs de refroidissement 20-E-01, 20-E-02 A et B et 20-E-03 pour commencer la condensation des constituant les plus lourdes. [15]

III.1.5.3.4. Unité 300 : recompression du gaz traité

Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyé au séparateur ballon filtre 30-B-01, le liquide sorte du séparateur à la torche froide et le gaz comprimé par le compresseur 30-K- 01 (45bar à70 bars), Refroidi à 60 °C dans l'aéroréfrigérant 30-A- 01 est envoyé vers la station de réinjection Ait Kheir et ou gazoduc 48'' vers GR1 à .Hassi R'mel. [15]

III.1.5.3.5. Unité 400 : fractionnement du GPL

Les condensats obtenus par le refroidissement venant des ballons de récupération 20B08/20B06/20B07 alimentent le dééthaniseur 40-C-01 En éliminant le méthane et l'éthane (gaz sec : C₁, C₂).

Cette colonne a besoin de quelques équipements auxiliaires pour son fonctionnement; tels que Rebouilleur 40-E-01 qui fonctionne par l'huile diathermique (200 (°C)), un condenseur de tête de type (tube-calendre) 40-E-03 un ballon de reflux 40-B-02 et des pompes de recirculation.

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

Les condensats sortants du fond du débutaniseur après le passage dans le rebouilleur pour récupérer les traces de GPL passent vers le refroidissement par les aéorefrigerants.

Suite à la faible quantité de production de condensat dans le centre de production d'Oued Noumer, cette quantité est mélangée avec le pétrole brut (gazoline) au niveau de l'ancienne unité (20B03).

Les vapeurs de tête après la condensation dans les aéorefrigerants sont réceptionnées dans le40-B-02

Une partie du GPL est utilisée comme reflux de tête pour la colonne de distillation ; l'autre partie est envoyée vers les sphères de stockages de GPL 50T01 (A/B). [15]

Cette séparation est basée sur la différence de volatilité des composants du mélange à séparer, le plus volatile sort en tête de colonne et le moins évaporable sort en bas de la colonne, a cause de la différence de température entre la tête et le bas de la colonne (Rebouilleur pour chauffer la base et un condenseur pour refroidir la tête). [15]

Tableau III.2 : Paramètres des colonnes (déethaniseur et débutaniseur)

Colonne	P en (bars)	T fond en (°C)
Déethaniseur	22	80
Débutaniseur	13.5	166

III.1.5.3.6. Unité 500 : stockage et expédition du GPL

Cette unité est composée de deux sphères de capacité de 530 m³ et de trois pompes d'expédition de GPL (50-P-01(A/B/C) Une pompe en expédition et les deux autres en réserve. Dans le cas ou le GPL est en hors spécifications le retraitement du produit (GPL) est indispensable. À l'aide des deux pompes 50P 02A/B en réinjecte le GPL au bas dedeethaniseur 40C 01. Le GPL de Oued Noumer est envoyé à travers les pipes vers Arzew. [15]

III.1.5.3.7. Unité 600 : circulation huile chaude

Cette unité est la source de chaleur nécessaire au fonctionnement de l'installation est sa chaleur est obtenue en brûlant une partie du gaz combustible dans le four 60-F-01. Le fluide caloporteur prévu est la TORADA TC32 produit et commercialise en Algérie. Les fumées

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

Cette huile chauffée est utilisé dans le circuit pour réchauffeur gaz de régénération 10-E-02,et le bouillonnement des colonnes 40-C-01 et 40-C-02 a travers les rebouilleurs 40-E-01 et 40-E-02. Il y a 3 pompes de circulation (60-P-01 A/B/C), et 2 pompes d'appoint 60-P-02 A/B et un récipient de purge 60-B-02 avec deux pompes de reprise 60-P-03 A/B. [14]

III.1.5.3.8. Unité 700 : Système méthanol et Réseau de Torches

Le méthanol est stocké dans le réservoir 70-B-01 et il est injecté dans des points de process par les pompes 70-P-02. Le méthanol est utilisé en cas de formation d'hydrate, est injecté dans le process seulement dans les cas de nécessité absolue. [14]

Les déchargements froids gazeux et/ou liquides prévus dans l'installation sont acheminés dans le 70-B-01. Il sépare les liquides du gaz qui va en torche froide. L'écoulement du liquide peut être effectué par les pompes 70-P-01 A/B (Dont l'une est de réserve) ou par évaporation due à l'entrée de chaleur de l'extérieur. Elles peuvent opérer tant par commande manuelle (HS-7102) que par commande branchement / débranchement de LSH-7101 (démarrage pompe) et de LSL-7101 (arrêt pompe). LSL-7101 arrête les pompes dans tous les cas. Le niveau dans 70-B-01 est indiqué par le LI-7101. [14]

III.1.5.3.9. Unité 800 : Système air et gaz inerte

Cette unité fournit à l'installation :

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

Ce système est formé par :

- Compresseur d'air 80-K-01
- Séparateur 80-B-01
- Sécheur 80-W-01 (déshydrateur).
- Accumulateur d'air instrument 80-B-02.
- Compresseur 80-K-02 pour augmenter la pression dans l'accumulateur d'azote. [14]

III.1.5.3.10. Unité 900 : Electricité

Cette unité assure l'alimentation électrique pour tous les équipements électriques (les pompes et le compresseur d'air) de l'unité GPL. [14]

III.2. Problématique

Le débutaniseur est une colonne de rectification qui sert à fractionner le résidu provenant du déethaniseur en GPL riche en C₃ et C₄ avec une teneur en C₂⁻ et C₅₊ ne dépassant pas respectivement 3% et 0,5% molaire.

Cette colonne fonctionne avec des paramètres opératoires suivants : température, pression, taux de reflux froid et taux de rebouillage.

Au début des années de l'exploitation, c'est-à-dire depuis 1997 l'unité de traitement de gaz fonctionne avec un débit de gaz brut d'environ de 8 millions sm³/j.

Actuellement le débit de gaz à traiter est de l'ordre de 5 millions sm³/j, cette diminution est due aux problèmes cités ci-dessous :

- Les problèmes imposés aux niveaux des puits producteurs tels que les dépôts des sels en têtes des puits producteurs ce qui diminue la production et qui rend nécessairement la fermeture de ces puits pendant un temps assez long pour effectuer les travaux nécessaires.
- La diminution de la richesse en GPL dans le gaz brut à cause de la réinjection du gaz sec traité (C₁, C₂) dans le gisement au cours de ces années d'exploitation.

Tous ces problèmes influent sur les paramètres de fonctionnement du débutaniseur et rendent nécessaire leur calcul et leur vérification, en les comparant avec ceux de design pour permettre non seulement de vérifier les paramètres de fonctionnement mais également l'obtention d'un GPL répondant aux spécifications exigées avec des paramètres calculés en plein régime.

III.3. Généralités de la simulation

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation. Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, Hysys, Pro-II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum. Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. [19]

III.3.1. Définition de la simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement. Autrement dit la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse et d'énergie et de quantité mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires. [20]

III.3.2. Le choix du modèle thermodynamique

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

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et de température recommandée en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques. [20]

III.3.3. Utilisation du simulateur

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel pour :

- Établir des bilans de matière et d'énergie du procédé industriel
- Dimensionner les équipements de ce procédé.
- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.
- Déterminer les performances des équipements. [20]

III.3.4. Présentation 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 – phasiques simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique.

Le HYSYS présente plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que des propriétés de transport. Le HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PDF – Process Flow Diagrams).[20]

III.3.5. Mode de fonctionnement

- ✓ À l'état stationnaire (steady state).
- ✓ À l'état dynamique (dynamic). [19]

III.3.6. Fonctionnement de HYSYS

- ✓ L'utilisateur doit :
 - Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
 - Choisit un modèle thermodynamique.
 - Établir le schéma de procédé (PFD).
 - Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- ✓ HYSYS résout le schéma de procédé.
- ✓ HYSYS peut aussi dimensionner quelques équipements. [19]

III.4. Méthodologie de travail

Nous avons adopté pour le traitement de la problématique exposé; On détaille l'ensemble des calculs effectués afin de vérifier les paramètres de marche de la colonne du débutaniseur par la méthodologie suivante :

III.4.1. Calcul Manuel

A partir de l'analyse chromatographique de la composition de la charge, on détermine la composition massique et molaire de chaque constituant puis on procède aux calculs suivants :

- ✓ Calcul de la composition et des débits (massiques et molaires) de la charge.
- ✓ Calcul de la composition et des débits (massiques et molaires) du distillat et résidu.
- ✓ Calcul de la pression et de la température dans différentes zones de la colonne.

- ✓ Calcul de la volatilité relative dans différentes zones de la colonne.
- ✓ Calcul du taux de vaporisation de la charge.
- ✓ Calcul du taux de reflux (minimal et optimal)
- ✓ Calcul du débit du reflux liquide alimentant le sommet de la colonne.
- ✓ Calcul du taux de rebouillage (minimal et optimal).
- ✓ Calcul du débit du reflux de vapeur alimentant le fond de la colonne.
- ✓ Calcul le nombre des plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement (méthode approximative GILLILAND) et déduire le nombre de plateaux total.
- ✓ Calcul d'efficacité de la colonne (le rendement).

III.4.2. Simulation par HYSYS

Pour la simulation du débutaniseur par HYSYS, on suit les étapes suivantes:

- ✓ Spécifier les constituants de la charge d'alimentation.
- ✓ Choisir un modèle thermodynamique: l'équation de ***Peng - Robinson*** est recommandée pour le système étudié.
- ✓ Établir le schéma de procédé (PFD).
- ✓ Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de rectification.
- ✓ Dimensionner la débutaniseur.

III.4.3. Comparaison entre les deux méthodes et l'étude de résultats obtenus

Cette partie du travail est d'une importance considérable car elle permet la comparaison des deux modes de calcul.

IV. Résultats et discussions

IV.1. Résultats du calcul manuel

IV.1.1. Données de départ

L'analyse chromatographique d'un échantillon de l'alimentation de la colonne a donné la composition molaire suivante :

Tableau IV.1 : Composition molaire de la charge

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

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

- Température d'alimentation: T°= 80°C
- Teneur max en nC₄H₁₀. Dans le résidu :(X'Rn_{C4}= 1,38% molaire)
- Teneur max en iC₅H₁₂. Dans le distillat :(Y'Di_{C5}= 0,462% molaire).

IV.1.2. Composition et débit de la charge

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

$$L = L * 1000 = 15 * 1000 \text{ L} = 15000 \text{ kg/h.}$$

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

$$M \text{ moy} = \sum X'Li. Mi \dots\dots\dots(IV.1)$$

$$M \text{ moy} = 55,918 \text{ kg/kmol}$$

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

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

$$XLi = X'Li (Mi/ M \text{ moy}) \dots\dots\dots(IV.2)$$

- On calcul le débit massique du constituant "i" d'après l'équation suivante :

$$Li = L * XLi \dots\dots\dots(IV.3)$$

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

$$L' = L / M \text{ moy} \quad L' = 321,90 \text{ kmol/h}$$

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

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

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

VI.1.3. Calcul des compositions, débits du distillat et de résidu

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

- Constituant clé volatil nC₄H₁₀ avec une teneur dans le résidu de 1,38%
- Constituant clé lourd iC₅H₁₂ avec une teneur dans le distillat de 0,462%

Établissons le bilan de matière pour cette colonne :

- Bilan matière global :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots(IV.4)$$

$$D' \text{ où } : D' = L' - R' \dots\dots\dots (IV.5)$$

- Bilan matière partiel :

$$L'.X'L, i = D'.Y'D, i + R'.X'R, i \dots\dots\dots(IV.6)$$

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

X'Li, Y'Di, X'Ri : sont les concentrations molaires de l'élément "i" respectivement dans la charge, distillat et résidu.

On suppose que : X'R C₂ = X'R C₃ = X'R iC₄ = 0.

$$Y'D n-C_5 = Y'D C_6 = 0.$$

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

$$L' * X'LC_2 = D' * Y'DC_2 + R' * X'RC_2 \dots\dots\dots(1)$$

$$L' * X'LC_3 = D' * Y'DC_3 + R' * X'RC_3 \dots\dots\dots(2)$$

$$L' * X'LiC_4 = D' * Y'DiC_4 + R' * X'RiC_4 \dots\dots\dots(3)$$

$$L' * X'LnC_4 = D' * Y'DnC_4 + R' * X'RnC_4 \dots\dots\dots(4)$$

$$L' * X'LiC_5 = D' * Y'DiC_5 + R' * X'RiC_5 \dots\dots\dots(5)$$

$$L' * X'LnC_5 = D' * Y'DnC_5 + R' * X'RnC_5 \dots\dots\dots(6)$$

$$L' * X'LC_6 = D' * Y'DC_6 + R' * X'RC_6 \dots\dots\dots(7)$$

On obtient :

$$0,723 = D' * Y'DC_2 \dots\dots\dots (1')$$

$$127,277 = D' * Y'DC_3 \dots\dots\dots (2')$$

$$29,405 = D' * Y'DiC_4 \dots\dots\dots (3')$$

$$55,977 = D' * Y'DnC_4 + R' * 0,0138 \dots\dots\dots (4')$$

$$14,271 = D' * 0,00462 + R' * X'RiC_5 \dots\dots\dots (5')$$

$$18,56 = R' * X'RnC_5 \dots\dots\dots (6')$$

$$23,605 = R' * X'RC_6 \dots\dots\dots (7')$$

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

$$213,382 = D' * (Y'DC_2 + Y'DC_3 + Y'DiC_4 + Y'DnC_4) + R' * 0,0138 \dots\dots\dots (*)$$

On a $\sum Y'Di = 1$ d'autre part on a $R' = L' - D'$ d'après la formule (II.5). Donc l'équation (*) devient :

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

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

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

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

On remplaçant D' dans l'équation (III1) on trouve :

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

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

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

Après avoir déterminé les débits molaires du distillat et de résidu on peut déterminer les concentrations molaires de chaque constituant dans le distillat et le résidu. Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau IV.3 :

Tableau IV.3. Composition molaire du distillat et du résidu

Constituants	Y'Di	X'Ri
C ₂ H ₆	0,0034	0
C ₃ H ₈	0,5958	0
iC ₄ H ₁₀	0,1376	0
nC ₄ H ₁₀	0,2584	0,0138
iC ₅ H ₁₂	0,00462	0,2362
nC ₅ H ₁₂	0	0,33
C ₆ H ₁₄	0	0,42
Total	1	1

IV.1.3.1. Composition, débits massique et molaire du distillat

La masse moléculaire moyenne du distillat :

$$MD \text{ moy} = \sum M_i * Y'_D i \dots\dots\dots (IV.7)$$

$$MD \text{ moy} = 49,73 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique du distillat :

$$D = D' * MD \text{ moy} \dots\dots\dots (IV.8)$$

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

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

$$Y_D i = Y'_D i * (M_i / MD \text{ moy}) \dots\dots\dots (IV.9)$$

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

$$D'_i = D' * Y'_D i \dots\dots\dots (IV.10)$$

$$D_i = D * Y_D i \dots\dots\dots (IV.11)$$

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

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

Constituants	Mi	Y'Di	YDi	Débits massiques kg/h	Débits molaires kmol/h
C ₂ H ₆	30	0.0034	0.0021	21.8409	0.7263
C ₃ H ₈	44	0.5959	0.5284	5612.6588	127.2798
iC ₄ H ₁₀	58	0.1376	0.1608	1708.5710	29.3953
nC ₄ H ₁₀	58	0.2584	0.3020	3208.5374	55.2016
iC ₅ H ₁₂	72	0.0046	0.0067	71.2104	0.9870
nC ₅ H ₁₂	72	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄	86	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total		1	1	10622,82	213,59

IV.1.3.2. Composition, débits massique et molaire du résidu

La masse moléculaire moyenne du résidu :

$$MR \text{ moy} = \sum Mi * X'Ri \dots\dots\dots (IV.11)$$

$$MR \text{ moy} = 77.85 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique du résidu :

$$R = R' * MR \text{ moy} \dots\dots\dots (IV.12)$$

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

La composition massique du constituant "i" :

$$XRi = X'Ri * (Mi/M \text{ moy}) \dots\dots\dots (IV.13)$$

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

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

Constituants	Mi	X'Ri	XRi	Débits massiques kg/h	Débits molaires kmol/h
nC ₄ H ₁₀	58	0.0138	0.0103	45.0947	0.7758
iC ₅ H ₁₂	72	0.2362	0.2189	958.1050	13.2792
nC ₅ H ₁₂	72	0.3300	0.3058	1338.5887	18.5526
C ₆ H ₁₄	86	0.4200	0.4649	2034.8671	23.6124
Total		1	1	4376,65	56,22

IV.1.4. Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne

IV.1.4.1. Pression dans le ballon de reflux

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

IV.1.4.2. Pression au sommet de la colonne

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (II.32)$$

Où :

P_S : pression au sommet de la colonne

ΔP₁: perte de charge due à la résistance des conduites et du condenseur.

$$0,2 \leq \Delta P_1 \leq 0,40$$

On prend : ΔP₁ = 0,40

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

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

IV.1.4.3. Pression au fond de la colonne

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \dots\dots\dots (II.33)$$

Où :

P_f : pression au fond de la colonne.

ΔP₂: pertes de charge dues aux résistances des plateaux,

$$0,3 \leq \Delta P_2 \leq 0,5$$

On prend : ΔP₂ = 0,5

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

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

IV.1.4.4. Pression dans la zone d'alimentation

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

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

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

IV.1.5. Détermination de la température dans différentes zones de la colonne

IV.1.5.1. Température dans le ballon de reflux

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

Tableau IV.6 : Coefficient d'équilibre du distillat dans le ballon de reflux

Pb = 13.10 bars et Tb = 52 °C			
Constituants	Y'D _i = X'D _i	Ki	X'D _i . Ki
C ₂ H ₆	0.0034	3,5	0,0119
C ₃ H ₈	0.5959	1,31	0,780629
iC ₄ H ₁₀	0.1376	0,62	0,085312
nC ₄ H ₁₀	0.2584	0,48	0,124032
iC ₅ H ₁₂	0.0046	0,25	0,00115
Total	1		1,003

Donc pour la condensation on prend **Tb = 52 °C**.

IV.1.5.2. Température de rosée au sommet de la colonne

A la pression **PS=13,50 bars** la température de rosé est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur (II.35) et le monogramme de **JENNY** et **SCHEIBEL** (voir annexe). Les résultats obtenus sont portés sur le tableau IV.7 :

Tableau IV.7 : Coefficient d'équilibre des constituants du distillat

Pb = 13,50 bars et Ts = 68 °C			
Constituants	Y'D _i	Ki	(Y'D _i / Ki)
C ₂ H ₆	0.0034	4	0,00085
C ₃ H ₈	0.5959	1,55	0,38445
iC ₄ H ₁₀	0.1376	0,77	0,17484
nC ₄ H ₁₀	0.2584	0,60	0,43066
iC ₅ H ₁₂	0.0046	0,285	0,01614
Total	1		1

Donc la température au sommet de la colonne : **Ts = 68°C**

IV.1.5.3. Température de bulle au fond de la colonne

A la pression **Pf = 14 bars** la température de bulle au fond de la colonne est calculée par la vérification de l'équation de l'isotherme de la phase liquide (II.36) et le monogramme de **JENNY** et **SCHEIBEL** en annexe. Les résultats obtenus sont portés sur le tableau IV.8 :

Tableau IV.8 : Coefficient d'équilibre des constituants du résidu

Pf = 14 bars et Tf = 157°C			
Constituants	X'Ri	Ki	X'Ri . Ki
nC ₄ H ₁₀	0.0138	2	0,0276
iC ₅ H ₁₂	0.2362	1,25	0,29525
nC ₅ H ₁₂	0.3300	1,18	0,3894
C ₆ H ₁₄	0.4200	0,69	0,2898
Total	1		1

Donc la température au fond de la colonne : **Tf = 157°C**

IV.1.6. Détermination de la volatilité relative

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

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

- **K_i** : Coefficient d'équilibre de l'élément « i ».
- **K_r** : Coefficient d'équilibre de l'élément de référence.

Considérons le constituant clé lourd **iC₅ H₁₂** comme élément de référence. Les valeurs moyennes de la volatilité sont déterminées par les formules suivantes :

IV.1.6.1. La zone de rectification :

$$\alpha_i m = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) \dots\dots\dots(IV.14)$$

IV.1.6.2. La zone d'épuisement :

$$\alpha_i m = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) \dots\dots\dots(IV.15)$$

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

Tableau IV.9: Volatilité relative dans la zone de d'alimentation (P_L :13,75 bars et T_L : 80 °C)

Constituants	K _i	α _{Li} = K _i / K _{iC5}
C ₂ H ₆	4,6	11,5
C ₃ H ₈	1,75	4,375
iC ₄ H ₁₀	0,97	2,425
nC ₄ H ₁₀	0,78	1,95
iC ₅ H ₁₂	0,4	1
nC ₅ H ₁₂	0,32	0,8
C ₆ H ₁₂	0,15	0,375

Tableau IV.10: Volatilité relative dans la zone de rectification (P_s : 13,5 bars et T_s : 68 °C)

Constituants	K _i	α _{Di} = K _i / K _{iC5}	α _{i m} = 0,5 (α _{Li} + α _{Di})
C ₂ H ₆	4	14,035	12,767
C ₃ H ₈	1,55	5,438	4,906
iC ₄ H ₁₀	0,77	2,701	2,563
nC ₄ H ₁₀	0,60	2,105	2,027
iC ₅ H ₁₂	0,285	1	1

Tableau IV.11: Volatilité relative dans la zone d'épuisement (Pf : 14 bars et Tf : 157 °C)

Constituants	Ki	$\alpha Ri = Ki / KiC5$	$\alpha i m = 0,5 (\alpha Li + \alpha Ri)$
nC ₄ H ₁₀	2	1,6	1,775
iC ₅ H ₁₂	1,25	1	1
nC ₅ H ₁₂	1,18	0,944	0,872
C ₆ H ₁₄	0,69	0,552	0,4635

IV.1.7. Taux de vaporisation de la charge

En procédant par tâtonnement, c'est-à-dire on propose des valeurs du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide X'0i, et la phase vapeur y'0i dans la zone de flash jusqu'à :

$$\Sigma X'0i = 1 \text{ et } \Sigma y'0i = 1$$

Tel que X' 0i et y' 0i sont calculés comme suit :

$$X' 0i = X' Li / (1 + e' (Ki - 1)) \dots \dots \dots (IV.16)$$

$$Y'0i = Ki. X'0i \dots \dots \dots (IV.17)$$

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

$$\Sigma X' 0i = \Sigma X' Li / (1 + e' (Ki - 1)) = 1 \dots \dots \dots (IV.18)$$

- X' 0i : Fraction molaire du constituant « i » dans la phase liquide.
- Y'0i : Fraction molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.
- X'Li : Fraction molaire du constituant « i » dans la charge.

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

Tableau IV.12 : Taux de vaporisation de la charge

$e'_0 = 0,420$				
Constituants	X'Li	Ki	$1 + e' (Ki - 1)$	X' 0i
C ₂ H ₆	0,00268	4,6	2,512	0,00106
C ₃ H ₈	0,4718	1,75	1,315	0,3587
iC ₄ H ₁₀	0,1090	0,97	0,9874	0,1103
nC ₄ H ₁₀	0,2075	0,78	0,9076	0,2286
iC ₅ H ₁₂	0,0529	0,4	0,748	0,0707
nC ₅ H ₁₂	0,0688	0,32	0,7144	0,0963
C ₆ H ₁₄	0,0875	0,15	0,643	0,1361
Total				1

IV.1.8. Calcul du taux de reflux

On définit le taux de reflux **rf** comme étant le rapport du débit de reflux sur le débit du distillat :

IV.1.8.1. Calcul du taux de reflux minimal

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

$$(r_f) \min = \Phi \sum Y'_{Di} / (\alpha_{L,i} - \Phi) \dots\dots\dots(IV.19)$$

Φ : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourd et volatil.

La détermination de la constante d'UNDER WOOD « **φ** » se fait par le calcul approximatif suivant :

$$e'_0 = \sum \alpha_{L,i} \cdot X'_{Li} / \alpha_{L,i} - \Phi \dots\dots\dots(IV.20)$$

Pour **e'0 = 0,420** on trouve **φ = 1,084**

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

Tableau IV.13 : Constante d'UNDER WOOD

Constituants	X'Li	αL,i	αL,i . X' Li	(αL,i . X' Li) / (αL,i - φ)
C ₂ H ₆	0,00268	11,5	0,031	0,00295
C ₃ H ₈	0,4718	4,375	2,064	0,6271
iC ₄ H ₁₀	0,109	2,425	0,264	0,1970
nC ₄ H ₁₀	0,2075	1,95	0,404	0,4669
iC ₅ H ₁₂	0,0529	1	0,052	-0,6335
nC ₅ H ₁₂	0,0688	0,8	0,055	-0,19414
C ₆ H ₁₄	0,0875	0,375	0,032	-0,04631
Total	1			

En prenant la **φ = 1,084** et en utilisant la formule précédente du calcul du reflux minimal on abouti aux résultats figurants dans le tableau IV.14 :

Tableau IV.14 : Taux de reflux minimal

Constituants	Y'Di	αL,i	αL,i - φ	φ Y'Di / αL,i φ
C ₂ H ₆	0.0034	11,5	10,4165	0,00035384
C ₃ H ₈	0.5959	4,375	3,2915	0,19627943
iC ₄ H ₁₀	0.1376	2,425	1,3415	0,11122923
nC ₄ H ₁₀	0.2584	1,95	0,8665	0,32344758
iC ₅ H ₁₂	0.0046	1	-0,0835	-0,0593619
nC ₅ H ₁₂	0	0,8	-0,2835	0
C ₆ H ₁₄	0	0,375	-0,7085	0
Total	1			0,572

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

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

IV.1.8.2. Calcul du taux de reflux optimal

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

$$(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min} / (r_f)_{\text{opt}} + 1 = 0,1 \div 0,33 \dots\dots\dots(\text{IV.21})$$

Pour le rapport moyen en aura :

$$(r_f)_{\text{op}} = 1.3(r_f)_{\min} + 0.30$$

$$(r_f)_{\text{op}} = 1.3 * (0,572) + 0.30$$

$$(r_f)_{\text{op}} = 1,044$$

IV.1.9. Débit du reflux liquide alimentant le sommet de la colonne

On le calcule par l'équation suivante :

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

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

IV.1.10. Calcul du taux de rebouillage

IV.1.10.1. Calcul du taux de rebouillage minimal

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

$$\Sigma(\alpha_{L,i} \cdot X'_{Ri}) / (\alpha_{L,i} - \phi) = - (r_b)_{\min} \dots\dots\dots(\text{IV.22})$$

Les résultats sont présentés dans le tableau IV.15 :

Tableau IV.15 : Taux de rebouillage minimal

Constituants	X'Ri	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} \cdot X' Ri$	$\alpha_{L,i} - \phi$	$(\alpha_{L,i} \cdot X' Ri) / (\alpha_{L,i} - \phi)$
C₂H₆	0	11,5	0	10,41	0
C₃H₈	0	4,375	0	3,291	0
iC₄H₁₀	0	2,425	0	1,341	0
nC₄H₁₀	0.0138	1,95	0,02691	0,866	0,03107
iC₅H₁₂	0.2362	1	0,2362	-0,084	-2,8119
nC₅H₁₂	0.3300	0,8	0,264	-0,284	-0,9295
C₆H₁₄	0.4200	0,375	0,1575	-0,709	-0,2221
Total	1				-3,932

Donc le taux de rebouillage minimal: $r_b \text{ min} = 3,932$

IV.1.10.2. Calcul du taux de rebouillage optimal

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

$$(rb)_{opt} = ((D' \cdot (rf)_{opt} / R') + L' (1 - e'0) / R') - 1 \dots\dots\dots(IV.23)$$

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

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

IV.1.11. Débit du reflux de vapeur alimentant le fond de la colonne

On le calcul par l'équation suivante :

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

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

IV.1.12. Calcul du nombre de plateaux théorique dans la colonne

IV.1.12.1 Nombre de plateaux dans la zone de rectification

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

$$NR_{min} = \log [(Y'DnC4 / Y'DiC5) * (X'LiC5 / X'LnC4)] / \log (\alpha DnC4 / \alpha DiC5) \dots(IV.24)$$

Tel que :

- $\alpha DnC4$: Volatilité moyenne de l'élément clé léger «n-C₄» dans la zone de rectification.
- $\alpha DiC5$: Volatilité moyenne de l'élément clé lourd «i-C₅» dans la zone de rectification.

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

$$NR_{min} = 3,57$$

On utilise le diagramme de GILLILAND qui donne la relation entre le nombre de plateau théorique Nr et le nombre de plateau minimal NRmin en fonction de taux de reflux

$$rf(NR - NR_{min}) / (NR + 1) = f ([rf]_{opt} - [rf]_{min} / [rf]_{opt} + 1) \dots\dots\dots(IV.25)$$

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

D'après le diagramme de GILLILAND on trouve :

$$(NR - NR_{min}) / (NR + 1) = 0,4 \dots\dots\dots(IV.26)$$

$$(NR + 1) * 0,4 = NR - NR_{min}$$

$$NR = 6,61$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification est de : **NR = 6,61**

IV.1.12.2. Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

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

$$NE \text{ min} = \log [(X'RiC_5 / X'R nC_4) * (X'LnC_4 / X'LiC_5)] / \log (\alpha RnC_4 / \alpha RiC_5) \dots (IV.27)$$

Tel que :

- αRnC_4 : Volatilité moyenne de l'élément clé léger «n-C₄» dans la zone d'épuisement.
- αRiC_5 : Volatilité moyenne de l'élément clé lourd «i-C₅» dans la zone d'épuisement.

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

$$NE \text{ min} = 6,3$$

On utilise le diagramme de GILLILAND qui donne la relation entre le nombre de plateau théorique **NE** et le nombre de plateau minimal **NEmin** en fonction de taux de rebouillage

$$rb(NE - NEmin) / (NE + 1) = f ([rb] \text{ opt} - [rb] \text{ min} / [rb] \text{ opt} + 1) \dots \dots \dots (IV.28)$$

On a: $[rb] \text{ opt} - [rb] \text{ min} / [rb] \text{ opt} + 1 = 0,27$

D'après le diagramme de GILLILAND on trouve :

$$(NE - NEmin) / (NE + 1) = 0,41 \quad (NE + 1) * 0,41 = NE - NEmin$$

$$NE = 11,37$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement est de : **NE = 11,37**

IV.1.12.3. Nombre de plateaux total dans la colonne

Le nombre de plateaux théoriques de la colonne est de :

$$NE + NR = 11,37 + 6,61 = 17,98$$

Donc: **N théorique = 18 plateaux**

IV.1.13. Calcul de l'efficacité de la colonne

Le nombre réel des plateaux dans la colonne est 29 plateaux (une donnée). Donc:

$$\epsilon = \frac{N_{\text{théorique}}}{N_{\text{réel}}} = \frac{18}{29} = 0,62$$

IV.2. Simulation par HYSYS

IV.2.1. Schéma de la colonne de distillation (débutaniseur)

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

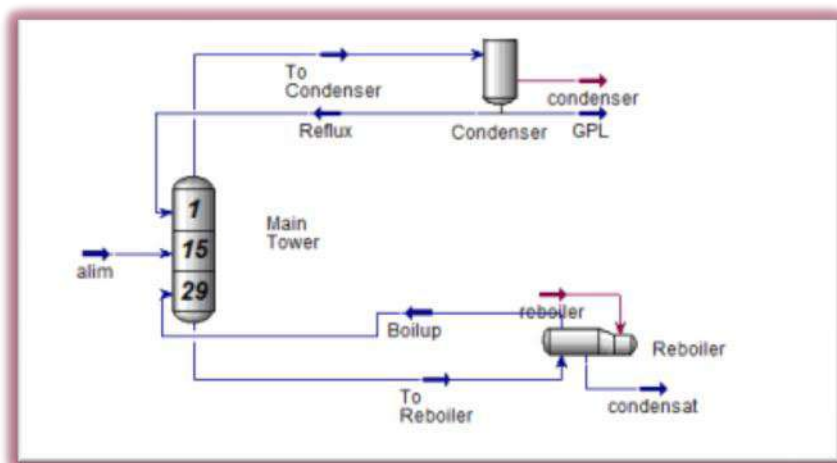


Figure IV.1. Schéma de débutaniseur par Hysys

IV.2.2. Résultats de la Simulation

Name	1 @COL1	GPL @COL1	Condensat @COL1
Vapour	0,5250	0,0000	0,0000
Temperature [C]	80,00	54,68	155,6
Pressure [kPa]	1350	1350	1400
Molar Flow [kgmole/h]	269,8	213,7	56,11
Mass Flow [kg/h]	1,500e+004	1,062e+004	4379
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	26,61	19,80	6,810
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,276e+005	-1,280e+005	-1,583e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	134,5	99,52	147,8
Heat Flow [kJ/h]	-3,442e+007	-2,735e+007	-8,883e+006

Figure IV.2. Résultats des paramètres de marche de la colonne

Remarque : Pour plus de résultat sur la simulation voir annexe.

IV.3. Comparaison entre les résultats du calcul et les paramètres de design :

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

Tableau IV.16 : Comparaison entre le design et le calcul

Paramètres de fonctionnement	Cas de calcul	Cas de simulation
Débit du reflux froid [T/h]	11,08	21,37
Débit du reflux chaud [T/h]	25,16	56,11
Température du sommet [°C]	68	54,68
Température du fond [°C]	157	155,6
Température d'alimentation [°C]	80	80
Pression [bars]	13.5	13.5

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

Conclusion générale

Le travail effectué dans ce mémoire se rapporte sur l'étude des paramètres de marche du débutaniseur du complexe ONR afin de maximiser la récupération du GPL et de condensat par un calcul manuel et la simulation de cette section par le simulateur Aspen Hysys avec les données du cas actuel, pour la comparaison entre eux.

Au cours de notre travail, on a calculé et simulé les paramètres de fractionnement de la colonne de débutaniseur, pour cela on a fait une étude sur toute la section qui a été basées sur la vérification des appareils afin de maintenir le rendement et les teneurs admises de GPL et de condensat respectivement dans le distillat et le résidu qui doivent être conforme aux normes exigées; car la diminution de débit et de la richesse en GPL dans le gaz brut à traiter influe considérablement sur les paramètres de fonctionnement du débutaniseur.

D'après les résultats obtenus et pour assurer le bon fractionnement on peut tirer les conclusions suivantes :

- Pour augmenter la pression de service; IL faut augmenter le débit de reflux.
- Pour améliorer la séparation au niveau de la colonne on abaisse la pression de service et on augmente la température de rebouillage.
- On peut conclure que ce travail c' est un avant projet nécessaire pour réalisation de cette modification au niveau de l'unité de GPL de complexe de Oued Noumer pour répondre aux besoins constamment croissants des produits finis.

Les propositions

- Changer les paramètres de fonctionnement de la colonne au but de gardé une production optimale. La prise d'échantillons après chaque modification de paramètre est nécessaire, pour pouvoir suivre l'évolution de la production.
- Cette production est une chaine, donc un problème au niveau des puits provoque une perturbation de la production, sa nécessite de garder un contrôle contenu des puits car les opérations au niveau des puits influent directement sur le débit et de production de GPL.

Références bibliographiques

- [1] Rabiha. KAB, "Étude de l'influence des paramètres actuels sur le rendement du dééthaniseur", Mémoire de fin de formation de SONATRACH à Oued Noumer, Janvier 2018.
- [2] Nadir. GUENDAFA; Abdelkrim. ABBANI, " Étude du procédé de traitement de gaz au niveau du Module IV à Hassi R'mel ", Mémoire de fin d'études université de Kasdi Merbah à Ouargla, 2018.
- [3] Alexandre. ROJEY, "Le gaz naturel - Production Traitement Transport", Éditions Technip, Paris, 1994.
- [4] J.FGRAVIER, "Propriétés des fluides de gisements ; cours de production", Tome 2, Éditions Technip, Paris, 1986
- [5] Noura. CHAOUCH, "Traitement et industrie du gaz Naturel", Cours, Master I Génie pétrochimique, Université Kasdi Merbah à Ouargla, 2020.
- [6] Noureddine. ALLAL; Ayoub. MAGROUD, " optimisation des paramètres de marche de la section de stabilisation du condensat (Module « 0 » au niveau de Hassi R'mel)", Mémoire de fin d'études université de Kasdi Merbah à Ouargla, 2010.
- [7] Nasserredine. MOUNI, " Simulation et optimisation des paramètres technologiques de l'unité de fractionnement des GPL à Haoud Berkaoui ", Mémoire de Magister, Université M'hamed Bougara à Boumerdes, 2013.
- [8] Revue SONATRACH, Rapport annuel 2010.
- [9] Mohamed Hassan. SELLAMI, "Distillation et rectification", Cours, Université Kasdi Merbah à Ouargla, Février 2015.
- [10] Younes. SEROUTI; Ahmed. LAGGOUN, "Dimensionnement du débutaniseur afin de maximiser la récupération de C_5^+ ", Mémoire de fin d'études université d'El Oued, 2014.
- [11] Mohamed Fathi. BOUNOUA, Mohamed Lamine. BEKHDIDJA, "contribution à l'étude d'un dimensionnement d'une section de dépropaniseur dans l'unité GPLZ-CINA-HMD", Mémoire de fin d'études université de Kasdi Merbah à Ouargla, 2019.
- [12] P. WHUITIER, "Raffinage et génie chimique", tome II, Edition technip, Paris, 1972.
- [13] "Cours opération unitaire", cour IAP.
- [14] Yakoub. Allaoua. GOUFFI, "Exploitation, amélioration du rendement et correction de la perte de flamme aux fours de stabilisation", Mémoire de fin de formation de SONATRACH à Oued Noumer, Janvier 2018.
- [15] Larbi. BELDJOUDI, "Optimisation des paramètres de service des sécheurs gaz (T, P, Q, t) pour une meilleure efficacité", Mémoire de fin de formation de SONATRACH à Oued Noumer, Mai 2017.

Références bibliographiques

- [16] Manuel opératoire de l'unité de séparation et compression de gaz, unités 20 et 30.
- [17] Manuel opératoire de l'ancienne unité du centre de production d'OUED NOUMER.
- [18] Manuel opératoire de l'unité GPL du centre de production d'OUED NOUMER.
- [19] Sihem. HADBI, "Etude comparative entre le Turbo-Expander et la vanne Joule Thomson et optimisation des paramètres de la section détente (marche Joule Thomson)", Mémoire de fin de formation de SONATRACH à Oued Noumer, Janvier 2018.
- [20] HYSYS. Version 3.7 Hypotech. Aspen Technology «User Guide », "Tutorials and Applications", Octobre 2005.

Annexes

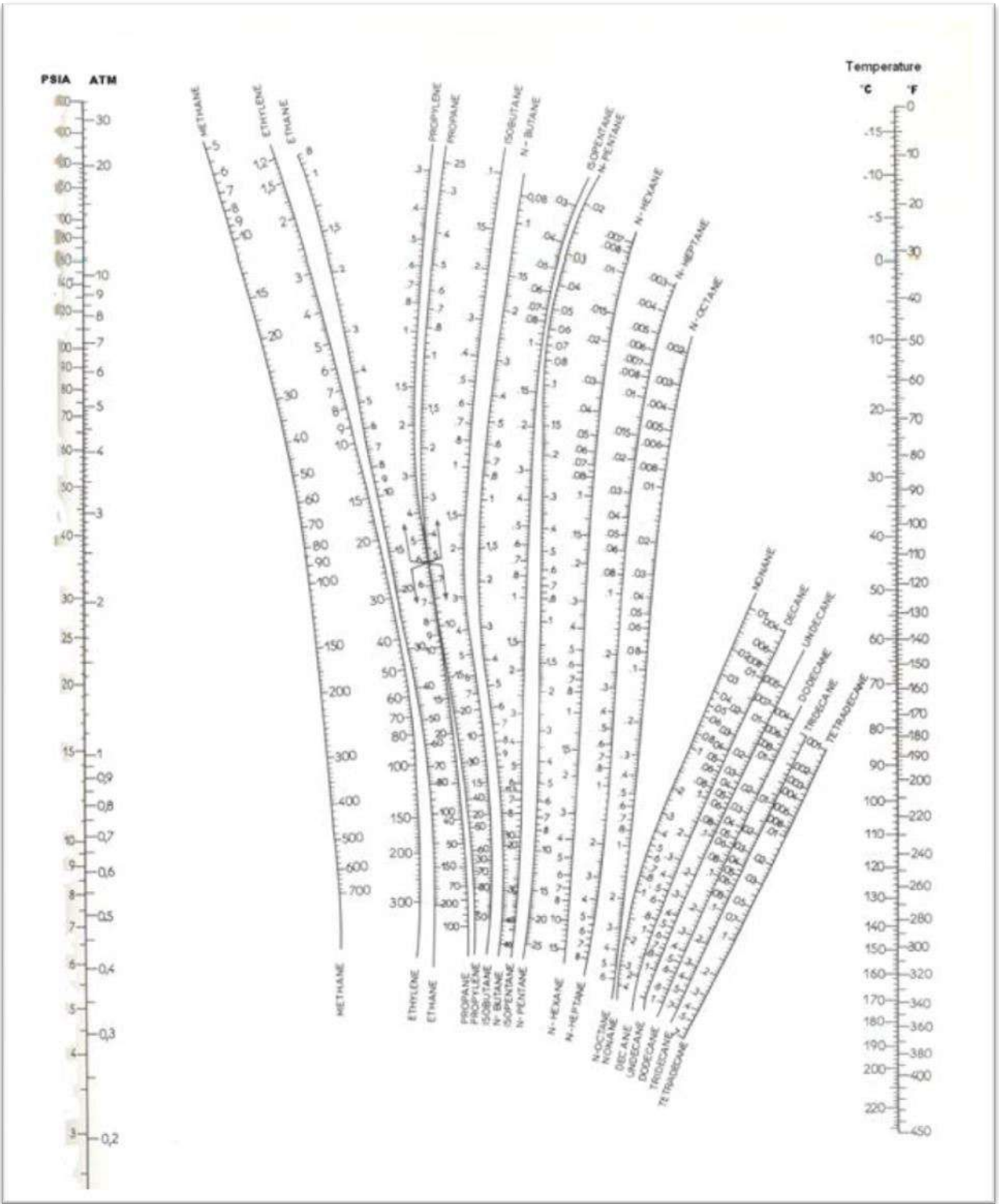


Figure1. Monogramme JENNY et SCHEIBEL

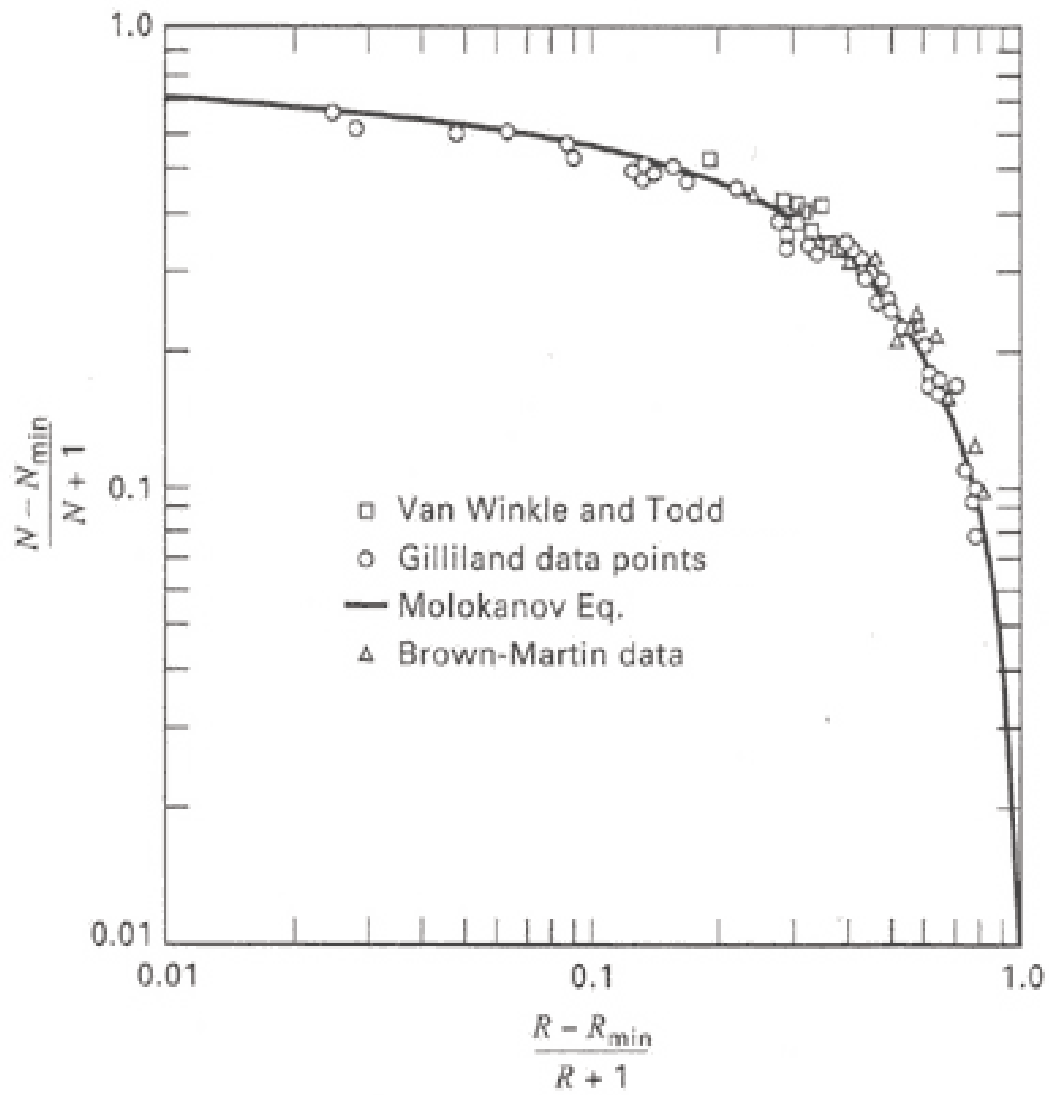
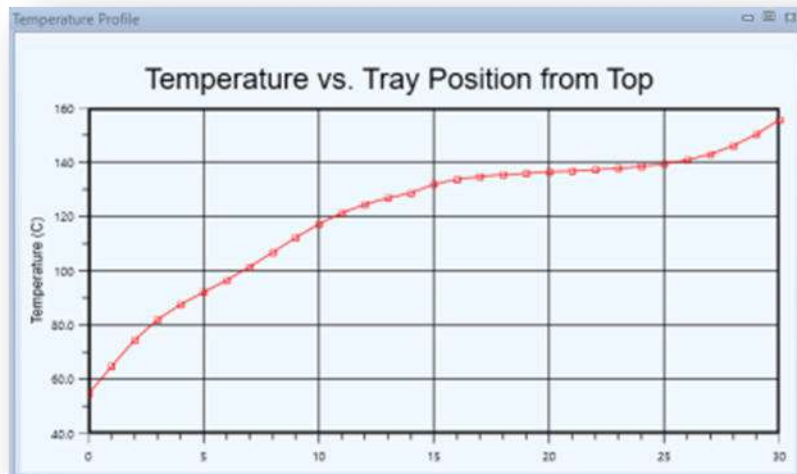
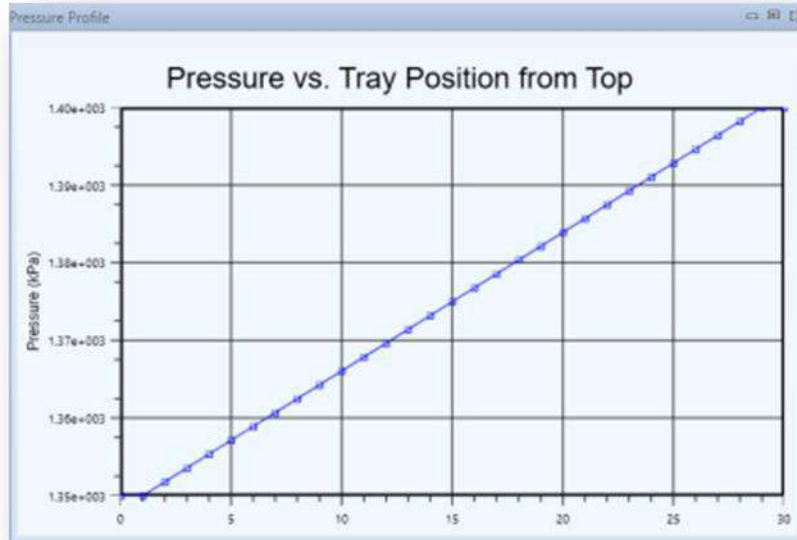


Figure 2. Diagramme de Gilliland

Résultats de simulateur HYSYS
(Courbes des pressions et températures)



Condenser		Reboiler	
Type	Total	Type	Regular
Temperature	54.55 C	Temperature	155.7 C
Pressure	1350 kPa	Pressure	1400 kPa
Duty	7.460e+007 kJ/h	Duty	7.288e+007 kJ/h
Reflux Flowrate	4539 kgmole/h	Outlet Flowrate	56.10 kgmole/h

Name	alim @COL1	GPL @COL1	condensat @COL1
Vapour	0.4996	0.0000	0.0000
Temperature [C]	80.00	54.55	155.7
Pressure [kPa]	1375	1350	1400
Molar Flow [kgmole/h]	269.8	213.7	56.10
Mass Flow [kg/h]	1.500e+004	1.062e+004	4380
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	26.60	19.79	6.811
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.279e+005	-1.280e+005	-1.583e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	133.4	99.64	148.0
Heat Flow [kJ/h]	-3.452e+007	-2.735e+007	-8.881e+006

- Products		
	GPL	condensat
Flow Rate (kgmole/h)	213.7001	56.0999
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0034	0.0000
Propane	0.5985	0.0000
i-Butane	0.1383	0.0000
n-Butane	0.2569	0.0000
i-Pentane	0.0028	0.2451
n-Pentane	0.0001	0.3320
n-Hexane	0.0000	0.4229

Molecular Weight	55.59	78.05	49.70
Molar Density [kgmole/m ³]	1.041	6.097	9.692
Mass Density [kg/m ³]	57.89	475.9	481.7
Act. Volume Flow [m ³ /h]	259.1	9.203	22.05
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2294	-2028	-2576
Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.419	1.893	2.003
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	141.2	261.5	149.9
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.539	3.350	3.015
LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	2.547e+006	3.530e+006	2.289e+006
HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	2.745e+006	3.794e+006	2.470e+006
HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	4.938e+004	4.860e+004	4.970e+004
CO ₂ Loading	<empty>	<empty>	<empty>
CO ₂ Apparent Mole Conc. [kgmole/m ³]	<empty>	<empty>	<empty>
CO ₂ Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>	<empty>
LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	4.582e+004	4.523e+004	4.607e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.5023	0.0000	0.0000
Phase Fraction [Mass Basis]	0.4848	0.0000	0.0000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9411	0.0000	0.0000
Mass Exergy [kJ/kg]	83.30	64.58	87.05
Partial Pressure of CO ₂ [kPa]	0.0000	0.0000	0.0000
Cost Based on Flow [Cost/s]	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow [ACT_m ³ /h]	243.8	<empty>	<empty>
Avg. Liq. Density [kgmole/m ³]	10.14	8.239	10.80
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	141.2	261.5	149.9
Std. Gas Flow [STD_m ³ /h]	6380	1327	5053
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m ³]	563.8	643.1	536.5
Act. Liq. Flow [m ³ /s]	4.238e-003	2.556e-003	6.125e-003
Z Factor	<empty>	6.442e-002	5.110e-002
Watson K	13.80	12.93	14.19
User Property	<empty>	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H ₂ S [kPa]	0.0000	0.0000	0.0000