

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITÉ de BLIDA 1
Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER EN GENIE DES PROCÉDES
Spécialité : GENIE CHIMIQUE

**Simulation et optimisation par
HYSYS des paramètres de
fonctionnement de débutaniseur
C-702 pour la production du propane.**

Présenté par : MAZOUZ WASSIM
ATOUM IMAD

Encadré par : Dr. DJEDRI SAFIA
Co-encadré par ZERIFI CHOUAIB

Année universitaire
2022/2023

Remerciements

Nous tenons, en premier lieu, à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage et la patience afin d'achever notre travail de fin d'étude ainsi que notre formation.

Nos sincères remerciements vont à notre promotrice Madame Djedri Safia, pour sa gentillesse et la patience dont elle nous a fait preuve durant cette période, pour ses précieux conseils, sa disponibilité et sa confiance pour la manière efficace avec laquelle elle a suivi ce modeste travail.

Nous remercions le directeur régional M.DERDOUHA, M.SEFOUH, M.BOUGERAH, M.LALMI, M.BELLOULA notre encadrant M.ZERIFI, et tous ceux qui nous ont aidés à atteindre notre objectif.

Merci à l'ensemble du personnel et de la région Haoud Berkaoui et Guellala qui nous ont chaleureusement accueillis au sein de leur groupe et nous ont offert les meilleures conditions de travail.

Nos respectueux remerciements à tous les membres du jury qui nous ont fait l'honneur de participer à l'évaluation de notre travail et de pouvoir compter sur leurs vastes connaissances et leurs esprits critiques constructifs pour nous aider, par leurs commentaires et leurs discussions en vue d'améliorer en cours ce travail.

DEDICACES

Avec tous mes sentiments de respect, avec l'expérience de ma reconnaissance, je dédie
ma remise de diplôme et plutôt je didier ce travail

Mon paradis, la prunelle de mes yeux, à la source de ma joie et mon bonheur, ma lune
et le fils d'espoir qui alumine mon chemin,

MAMAN.

Celui qui m'a fait un homme, ma source de vie, d'amour et d'affection, à mon support
qui était toujours à mes côtés pour me soutenir et m'encourager à mon PÈRE.

À mon frère et ma sœur qu'ils m'ont encouragé et soutenu tout au long de mes études.

À tous mes collègues de promotion de 2^{eme} année master en Génie des procédés.

À tout ceux qui ont participés à ma réussite et à tous qui m'ont aimé.

Résumé

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude, un stage de mise à niveau des connaissances a été effectué au centre de traitement de gaz de Guellala.

En effet à l'aide du logiciel HYSYS une simulation permet de prédire la production de propane en fonction des paramètres choisis, des algorithmes d'optimisation sont utilisés pour trouver les valeurs optimales afin de maximiser la production de propane. Cette approche permet d'optimiser les performances du débutaniseur dans le centre de traitement de gaz de Guellala, améliorant ainsi son efficacité opérationnelle et économique.

Les paramètres opératoires optimaux trouvés permettent de récupérer le propane avec pureté de 98.86% pour une température de 40.76 °C, pression de 13bar.

Mots Clés : simulation, fractionnement, dépotage, optimisation, débutaniseur, propane.

Abstract

As part of the Guellala gas treatment center, a simulation and optimization of the operating parameters of the C-702 starter is carried out using the HYSYS software.

Using HYSYS for simulation predicts propane production based on selected parameters. Then, optimization algorithms are used to find optimal parameter values and maximize propane production. This approach optimizes the performance of the debutanizer in the Guellala gas treatment center, thus improving its operational and economic efficiency.

The optimal operating parameters which allow the recovery of propane with a purity of 98.86% for a temperature of 40.76 °C, pressure of 13 bar.

Keywords: simulation, fractionation, stripping, optimization, debutanizer, propane.

ملخص

كجزء من مشروع نهاية الدراسة، تم إجراء دورة ترقية المعرفة في مركز معالجة الغاز القلالية. في الواقع، باستخدام برنامج HYSYS، تتيح المحاكاة التنبؤ بإنتاج البروبان وفقاً للمعايير المختارة، ويتم استخدام خوارزميات التحسين للعثور على القيم المثلى من أجل تعظيم إنتاج البروبان. هذا النهج يجعل من الممكن تحسين أداء المبخر الأول في مركز معالجة الغاز القلالية، وبالتالي تحسين كفاءته التشغيلية والاقتصادية. معلمات التشغيل المثالية التي تسمح باستعادة البروبان بنقاء 98.86% عند درجة حرارة 40.76 درجة مئوية، وضغط 13 بار.

الكلمات المفتاحية محاكاة، تجزئة، تجريد، أمثلية، لجهاز إزالة البوتان، بروبان.

Sommaire

Nomenclature	
Liste des abréviations	
Liste des Figures	
Liste des Tableaux	
Introduction	
Chapitre 1 Présentation de l'UTG	
1.1 Introduction.....	3
1.2 Section de traitement et d'expédition d'huile	4
1.2.1 La séparation	5
1.2.2 Stockage huile	5
1.2.3 Expédition d'huile	6
1.2.4 Principaux équipement de la section de traitement d'huile	6
1.3 Section de Boosting	8
1.4 Section de stabilisation	9
1.4.1 Section de déshydratation	10
1.4.2 Les principaux équipements de la section	11
1.5 Section de fractionnement	12
1.5.1 Les colonnes de distillation	12
1.5.2 Dééthaniseur	12
1.5.3 Débutaniseur	13
1.6 Section de réfrigération.....	14
1.7 Section de compression	15
1.7.1 Gaz de vente	15
1.7.2 Section de gaz lift	15
1.7.3 Les principaux équipements de la section	15
1.7.4 La nouvelle ligne de compression	16
1.8 Les équipement	17
1.8.1 Système de réfrigération (propane)	18
1.8.2 Système de chauffage (Gasoil)	19
1.8.3 Système de gaz combustible.....	19

1.8.4	Système d'air instrument et d'air service	19
1.8.5	Station de déshuilage	19
1.9	Section d'injection d'eau de GUELLALA	20
Chapitre 2 Généralité sur le gaz naturel et GPL		
2.1	Introduction du gaz naturel	21
2.1.1	Origine du gaz naturel	21
2.1.2	Types des gaz naturels	21
2.1.3	Caractéristiques du gaz naturel	22
2.2	Gaz naturel dans le monde.....	23
2.2.1	Réserves de gaz.....	23
2.2.2	Production mondiale du gaz naturel	24
2.2.3	Le gaz naturel en Algérie	24
2.2.4	Richesse algérienne en gaz naturel	25
2.2.5	Les réserves gazières en Algérie	26
2.3	Introduction sur le GPL	26
2.3.1	Définition	27
2.3.2	Production mondiale de GPL	27
2.3.4	Production nationale de GPL	28
2.3.5	Exportation de GPL	28
2.3.6	Utilisation de GPL	28
2.3.7	Origine du GPL	30
2.3.8	Caractéristique du GPL	30
2.3.9	Stockage et distribution de GPL	31
2.4	Le propane	32
2.4.1	Ses origines :.....	33
2.4.2	Propriétés du propane en détail	34
2.4.3	Stockage et transport	34
2.4.4	Aspect environnemental	35
2.4.5	La sécurité.....	35
Chapitre 3 Généralité sur la rectification		
3.1:	Généralités sur la rectification	36
3.2 :	Définition	37
3.3 :	Description de la colonne de rectification	37
3.4 :	Fonctionnement d'une colonne de rectification	38

3.5 : Types de colonne de rectification	39
3.5.1 : Colonne à plateaux	39
3.5.1.1 : Types de plateaux	39
3.5.1.2 : Disposition des éléments de barbotage	43
3.5.2 Colonne à garnissage	44
3.6 : Lois Fondamentales de transfert de matière	44
3.6.1 : Lois de DALTON	44
3.6.2 : Lois de RAOULT et d'HENRY	44
3.7: Bilan matière.....	45
3.7.1 : Bilan matière de la zone de rectification	46
3.7.2 : Bilan matière de la zone d'épuisement	47
3.7.3 : Bilan matière de la zone d'alimentation	47
3.8 : Utilisation de la volatilité relative	48
3.9: Choix de la pression dans la colonne	48
3.10 : Régime de la température dans la colonne	49
3.11 : Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge ..	50
3.12 : Choix du taux de reflux	51
3.12.1 : Fonctionnement à reflux minimal	51
3.12.2 : Taux de reflux optimal	51
3.12.3 : Taux de rebouillage optimal.....	51
3.13 : Calcul du nombre de plateaux par la méthode de Gilliland	52
3.14 : Bilan thermique de la colonne	52
Chapitre 4 SIMULATION PAR HYSYS	
4.1 Introduction	54
4.2 Différentes tâches qu'un simulateur de procédé par simulateur.....	54
4.3 Choix du modèle thermodynamique	55
4.4 Utilisation de la simulation	56
4.4.1 Dans la conception (engineering)	56
4.4.2 Dans le suivi des procédés	56
4.5 Structure général d'un simulateur de procédée.....	56
4.6 Les équations d'état	57
4.6.1 L'équation d'état de van der Waals.....	57
4.6.2 L'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong	57
4.6.3 L'équation de Peng et Robinson	58
4.7 Calcul des paramètres de débutaniseur pour obtenir le propane.....	58
4.7.1 Les paramètres actuels de débutaniseur pour le GPL	58

4.7.2 Calcul des paramètres au niveau de débutaniseur pour produire le propane.....	59
4.7.3 Calcul de confirmation	62
4.8 Optimisation des paramètres de marche dans le cas actuel	64
4.8.1 Introduction	64
4.8.2 Influence de la température de fond de dééthaniseur	65
4.8.3 Influence de la température de fond et la tête de débutaniseur	67
4.8.4 Influence de taux de reflux	70
4.8.5 Bilans énergétiques des condenseurs et rebouilleurs	72
4.8.6 Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides	73
4.9 Réalisation d'une nouvelle ligne d'appoint vers V-505	74
4.9.1 Dimensionnement de la ligne de propane	74
4.9.2 Schéma de raccordement	75
Schéma descriptive du procédé	76
Conclusion	78
Références bibliographiques	
Annexe 1 : diagramme pression-enthalpie de Molier	

Nomenclature

Symboles	Désignations	Unités
D	Débit molaire du Distillat	kmol/h
D'	débit massique du distillat sortant par unité de temps	Kg/h
e	Taux de vaporisation	-
E_i	constante d'Henry	-
eo'	Taux de vaporisation molaire de la charge	-
G	Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne	kmol/h
g	Débit molaire du liquide traversant un sectionnement	kmol/h
g'	sectionnement entre deux plateaux de la colonne	kmol/h
G'	Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne	kmol/h
Go	Débits molaires de la phase liquide de la charge	kmol/h
go	Débits molaires de la phase vapeur de la charge	kmol/h
GR	débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur	kmole/A
G_R	débit de reflux chaud(vapeur provenant de rebouilleur)	Kmol/h
gx	débit de reflux froid	Kmole/h
gx	débit de reflux	-
$h'L$	enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur	Kcal/Kmole
hD	enthalpie du distillat en état liquide	Kcal/Kmole
HD	enthalpie du distillat en état vapeur	Kcal/Kmole
h_D	enthalpie du distillat en état liquide	Kcal/Kmol

H_D	enthalpie du distillat en état vapeur	Kcal/Kmol
h_L	enthalpie de la charge biphasique	Kcal/h
h_L	enthalpie de la charge liquide	Kcal/Kmol
H_o	enthalpie de la phase vapeur de la charge	Kcal/Kmole
h_o	enthalpie de la phase liquide de la charge	Kcal/Kmole
h_R	enthalpie du résidu	Kcal/Kmole
HR	enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur	-
h_R	enthalpie de résidu en état liquide	Kcal/Kmol
H_R	enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur	Kcal/Kmol
K_i	Coefficient d'équilibre du constituant « i »	-
L	Débit molaire de la charge	kmol/h
L'	débit molaire de la charge par unité de temps	Kmol/h
M_{moy}	masse moléculaire moyenne de la charge	Kg/Kmol
$p_{L i}$	Pression partiel d'un constituant « i »	mmhg
$p_{v i}$	Pression partiel d'un constituant « i »	mmhg
P_{cs}	Pouvoir calorifique supérieur	KCal / Nm ³
P_i	Tension de vapeur du constituant « i »	atm
PT	Pression du système	atm
QC	charge thermique du condenseur	Kcal/h
Q_C	charge thermique du condenseur	Kcal/h
Q_D	charge thermique du distillat	Kcal/h
Q_L	charge thermique de l'alimentation	Kcal/h

QR	charge thermique du rebouilleur	Kcal/h
Q_R	charge thermique du résidu	Kcal/h
Q_{Rb}	charge thermique formée par le rebouilleur	Kcal/h
R	Débit molaire du Résidu	kmol/h
R	Débit molaire du résidu	kmol/h
R'	débit molaire du résidu sortant par unité de temps	Kmol/h
r_b	taux de rebouillage	-
r_f	le taux de reflux	-
ro'	Taux de condensation molaire de la charge	-
$X'0,i$	Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur	mol/m ³
$X'i$	Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide	mol/L
X'_{Li}	composition molaire du constituant « i » dans la charge	-
XL,i	Concentration molaire de constituant « i » dans la charge	mol.L/Kg
X_{Li}	composition massique du constituant « i » dans la charge	-
$Y'i$	Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur	mol /L
$Y0,i$	Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide	mol /L
α_i	Coefficient de volatilité relative	-
α_{Li}	Le coefficient de volatilité d'u constituant « i »	-
φ	Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives	-

Liste des abréviations

BKH : Benkahla
BP : basse pression
C1 : méthane
C2 : éthane
C3 : propane
C4 : butane
C5 : pentane
FV: Flow valve
GLA : Guellala
GLA/NO : Guellala Nord-Ouest
GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié
HBK : Haoud berkaoui
HP : haute pression
MP : moyenne pression
PV : Pressure valve
RGA : Récupération des Gaz Associés
UTG : unité traitement de gaz

LISTE DES FIGURES

Figure1.1 centre de production Guellala	4
Figure1.2 les composants d'un séparateur de brut	7
Figure 1.3 section de traitement huile	8
Figure 1.4 section de Boosting	9
Figure1.5 section de déshydratation	11
Figure1.6 section de dééthaniseur	13
Figure 1.7 section de débutaniseur	14
Figure 1.8 section de compression	17
Figure 1.9 section de réfrigération	18
Figure 1.10 section 800 (huile chaude)	19
Figure 1.11 injection d'eau	22
Figure 2.1 la répartition de réserves gazières en Algérie	26
Figure 2.2 origine de GPL	30
Figure 3.1 Schéma simplifié de la rectification	37
Figure 3.2 synoptique de la colonne de rectification	38
Figure 3.3 Type de plateaux selon l'écoulement des phases	40
Figure 3.4 Plateau à calotte	40
Figure 3.5 Plateau perforé avec déversoir	41
Figure 3.6 Plateau à clapet	41
Figure 3.7 Plateau à jet directionnel	42
Figure 3.8 Plateau à tunnel	42
Figure 3.9 Plateau perforé sans déversoir	43
Figure 3.10 Disposition des éléments de barbotage	44
Figure 4.1 la courbe d'ébullition PT de propane	60
Figure4.2 Influence de la température sur c3% dans la tête de c701	66
Figure 4.3 influence de la température sur %c3 dans le fond de c701	66
Figure4.4 Influence de T sur C3% dans la tête de C702	69
Figure4.5 influence de T de fond c702 sur le %C3	69
Figure4.6 influence du taux de reflux sur le %C3	71

LISTE DES TABELAUX

Tableau1.1: Les paramètres actuels de service des séparateurs	7
Tableau 1.2: Les paramètres d'expédition huile actuels de service.	8
Tableau 3.1 : Comparaison entre les plateaux	43
Tableau 4.1: Les paramètres actuels de débutaniseur pour le GPL.	58
Tableau 4.2: La composition de la charge	59
Tableau 4.3: données de l'alimentation	61
Tableau 4.4: Composition, débit massique et molaire de la charge	61
Tableau 4.5: Composition du distillat (tête de c702)	63
Tableau 4.6: Composition de résidu (fond de c702)	64
Tableau 4.7: Influence de la température de fond et la tête de dééthaniseur	65
Tableau 4.8: Influence de la température de fond et la tête de débutaniseur.	68
Tableau4.9: Influence de taux de reflux	70
Tableau4.10: Enthalpie du distillat à l'état liquide h_D	73
Tableau4.11: Enthalpie de la charge d'alimentation h_L	73
Tableau4.12: dimension de la pipe	74
Tableau4.13: nomination des équipements	75
Tableau4.14: nomination des équipement	76

Introduction générale :

Le gaz est l'une des sources d'énergie les plus importantes et les plus polyvalentes utilisées dans le monde d'aujourd'hui. Il joue un rôle crucial dans de nombreux secteurs, tels que la production d'électricité, le chauffage résidentiel et industriel, le transport, et même dans certaines applications industrielles et chimiques [4].

Le propane est un gaz produit à partir des opérations de raffinage du pétrole brut ou par le procédé d'extraction du gaz naturel et des gaz associés dans les gisements pétrolier. Sous sa forme gazeuse lors de son extraction, il doit être liquéfié par pressurisation pour faciliter son transport, son stockage et sa distribution [17].

L'objectif principal de propaniseur est de minimiser le cout d'achat du propane et d'éviter les risques de dépotage de propane par l'axé véhicule naftal au niveau du center de production (gaze inflammable) et évité le manque de production (Gaz, GPL) en cas de retard de transport du propane de naftal Hassi Messaoud vers Guelala.

Les équipements dans UTG jouent un rôle clé dans la séparation des hydrocarbures légers, en particulier le propane, à partir d'un flux d'alimentation mixte. Dans le cadre de l'industrie pétrolière et gazière, la production efficace de propane est essentielle pour répondre à la demande croissante de cette ressource précieuse en tant que source d'énergie polyvalente.

L'objectif de cette étude est la simulation par le logiciel ASPEN-HYSYS afin de produire le propane à travers le débutaniseur du centre de traitement de l'unité.

L'optimisation les paramètres clés tels que la température, la pression, les débits d'alimentation et de distillation, est une étape sensible à réaliser. Cette approche permet d'évaluer différentes configurations et stratégies opérationnelles pour améliorer l'efficacité du processus, maximiser le rendement en propane tout en respectant les contraintes de qualité et de sécurité. Minimiser les risques de dépotage ainsi assurer la continuité de production et éliminé le cout d'achat de propane.

Finalement, on établira le calcul de la colonne C702 où la fraction C3 sera soutirée en tête de la colonne. Une optimisation des paramètres de cette colonne pour un meilleur fractionnement et ainsi un produit riche en C3 sans contenir beaucoup de C4, et un condensat appauvri de C3 sera également étudiée.

Ce manuscrit est composé de quatre chapitres, le premier chapitre dédié à la présentation et le fonctionnement de l'unité de traitement de gaz Guellala.

Nous exposerons dans le deuxième chapitre des généralités sur le gaz naturel et le GPL.

Le troisième chapitre sera consacré à donner des généralités sur la rectification.

Le quatrième chapitre est dédié l'optimisation des paramètres par simulation sur le logiciel HYSYS.

Enfin une conclusion générale mettra l'accent sur les résultats essentiels obtenus au cours de notre étude.

Ces résultats prometteurs donnent une ouverture qui servira à étudier d'autres cas du marché actuelle.

En cas il y'a une panne dans la production de GPL, la directive s'applique à la production de propane,

Chapitre 1 : Présentation de l'UTG

1.1 Introduction

L'unité de traitement de gaz UTG de Guellala est conçue pour la récupération des gaz associés issus de la séparation du pétrole brut HP, MP et BP des champs de HBK, GLA et BKH au lieu d'être torchés (voir figure 1.1), elle a pour but de produire des produits conformes aux spécifications.

Les données de l'unité de production d'après la référence [2] sont les suivantes :

- **Le gaz commercial**

Capacité : 1 236 103 Nm³/j
Teneur en H₂O : 50 ppm max à 10°C et 80,5 bars
Teneur en C₅⁺ : 0,5 % mol. Max.
Pression : 72 bars
Température : 60°C

- **Le GPL (gaz du pétrole liquéfié)**

Capacité : 500 T/J
Teneur en H₂O : 50 ppm Max
Teneur en C₂⁻ : 3 % max
Teneur en C₅⁺ : 0,5 % max
Pression : 50 bars
Température : 60°C

- **Le gaz de Gaz-lift**

Capacité : 424 000 Sm³/j
Teneur en H₂O : 50 ppm vol. Max.
Point de rosée : 10°C à 80,5 bars
Teneur en C₅⁺ : 0,5 % mol. max.
Pression : 140 bars
Température : 60°C

- **Le condensât**

Capacité : 90 T/J
Point de bulle : 45°C à 2,5 bars
Pression : 10 bars

La capacité de traitement de l'UTG est de 2 369 10³ Sm³/j

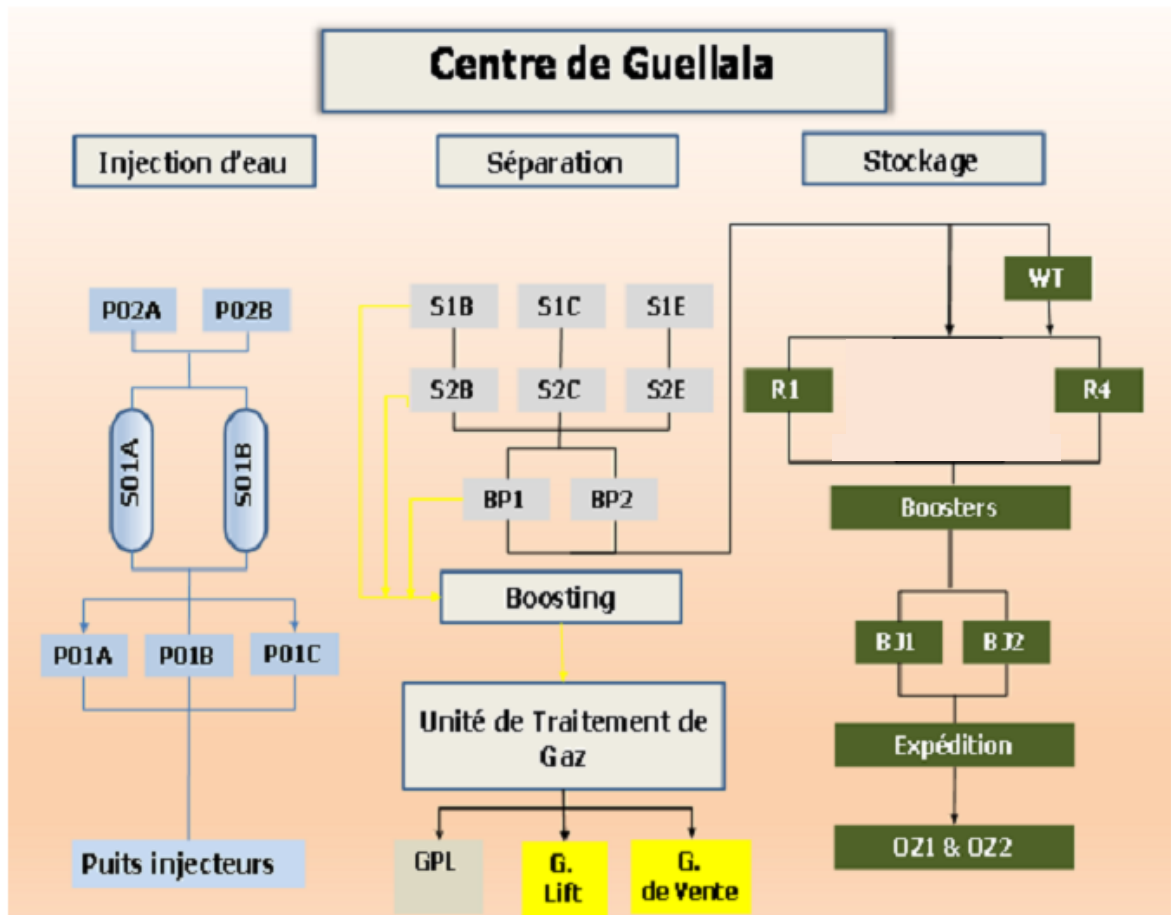


Figure1.1: centre de production Guellala.

1.2 Section de traitement et d'expédition d'huile

Dans le cas le plus général, le pétrole brut, à la sortie des puits, est un mélange tri-phasique comprenant (voir figure 1.2):

- Une phase gazeuse.
- Une phase liquide hydrocarbonée.
- Une phase aqueuse (l'eau de formation).

Cet effluent peut également véhiculer des particules solides en suspension comme des sables provenant de la formation des produits de corrosion, des composants paraffinés ou asphaltiques ayant précipité.

La commercialisation de brut nécessite un traitement pour le rendre conforme aux spécifications de vente requise par le client [1].

1.2.1 La séparation

Le rôle d'une unité de séparation de brut est d'éliminer l'eau de gisement, traiter l'huile et le gaz. Il n'aurait plus de gaz dans l'huile, et le gaz libéré soit le plus sec possible dans l'installation de traitement [3].

La section de traitement et de séparation de brut de GUELLALA est composée de deux batteries de séparation et une batterie test, chaque batterie est constituée de :

Séparateur HP (S1B, S1C, S1E_{test})

Séparateur MP (S2B, S2C, S2E_{test})

Séparateur BP (BP, BP_{test})

La batterie teste destiné a effectué périodiquement des tests sur les différents puits, Le brut en provenance des puits producteurs, assemblé dans le manifold, passe à travers le 1^{er} étage de séparation haute pression (séparateur tri-phasique HP) a une pression de 7.2 Bar et une température de 39°C, il rencontre juste à l'entrée du séparateur déflecteur (brise jet), le choc entre l'effluent et le bris jet provoque une séparation primaire [3].

Suite aux différentes caractéristiques physiques des constituants l'eau, l'huile et le gaz se superposent dans le séparateur selon leur densité. Le gaz sorte en haut munit une pression de 7.1Bar sa traverse une vanne régulatrice de pression, la sortie d'eau est en bas de séparateur munit une vanne de contrôle du niveau de l'eau, l'huile ainsi séparée est orientée vers le séparateur du second étage (séparateur MP) [3].

Trois arrivées peuvent alimenter le deuxième étage de séparation (l'huile arrivée par le premier étage de séparation HP, la ligne MP et l'arrivée de GUELLALA/NE), cet étage permet d'éliminer les gaz moyens et l'eau en émulsion avec le pétrole a une pression de 2.5 Bars. L'huile issue du second étage est dirigée vers le séparateur BP pour éliminer les gaz lourds, une fois l'huile est stabilisée, alimente les bacs de stockage [3].

Les gaz HP, MP dirigés vers la station boosting, et le gaz BP vers torche, l'eau sorte des trois étages de séparations est envoyée vers la station de déshuilage, ou vers bourbier [3].

1.2.2 Stockage huile

Le centre de production de GUELLALA est équipé de Cinq (05) bacs de stockages à toits fixe, quatre (04) bacs pour stockage d'huile a une capacité de 4880 m³, et un bac WT (Water Tank) a une capacité de 500 m³, pour le stockage d'huile de test, dessalage l'huile salé (diminuer la salinité d'huile et le remettre commercialisable) [1].

L'huile stockée dans les bacs de stockage pour la décantation est la stabilisation, après quelques heures de décantation, l'eau en émulsion purgée vers bourbier [1].

La ligne d'huile arrivée de GLA/NE alimente le séparateur MP ou destiné directement vers stockage [1].

1.2.3 Expédition d'huile

La section de traitement de brut est composée de deux étages de pompage, chaque étage contient deux pompes centrifuges installées en parallèle et entraînées par moteur électrique à synchrone, dans chaque étage, une pompe en service et l'autre en standby.

Le premier étage de pompage comprend deux pompes booster (KSB FRANKENTHAL) pour augmenter la pression d'huile qui arrive par le bac de stockage à une pression de 1.013 Bars puis refoulé à une pression de 3.5 Bars, pour alimenter le deuxième étage de pompage qui comprend deux pompes BYRON JAKSON (BJ).

La pompe BJ est utilisée pour augmenter la pression d'expédition d'huile, elle aspire l'huile à la pression de 3.5Bars et le refoulé à 50Bars. La ligne d'expédition d'huile est connectée avec la ligne de transport d'huile à Haoud el Hamra [1].

1.2.4 Principaux équipements de la section de traitement d'huile

❖ Les séparateurs horizontaux

Le séparateur se présente comme un réservoir cylindrique placé horizontalement, offre une certaine tranquillité aux effluents qui vont se trier par différence de densité.

Il est muni d'une entrée et trois sorties, dans chaque sortie il y a des vannes régulatrices pour contrôler la pression du gaz à la sortie, les vannes régulatrices de la sortie des liquides sont connectés avec deux indicateurs de niveau pour contrôler le débit d'huile et de l'eau à la sortie.

Les séparateurs constitués principalement par les éléments suivants (voir Figure 2):

- Déflecteur (bris jet), se trouve juste à l'entrée du séparateur, il ralentit la vitesse d'écoulement.
- Les chicanes sont des tôles perforées parallèles, placées le long du séparateur sert à tranquilliser les liquides pour favoriser la séparation par gravité.
- L'extraction de gouttelettes c'est un grillage sert à empêcher l'entraînement des gouttelettes d'huile avec le gaz.

- Deux sorties à des niveaux différents, l'une pour l'eau et l'autre pour l'huile, cette sortie contiennent des indicateurs de niveau et des vannes régulatrices (avec by pass) (voir tableau 1.1) [3].

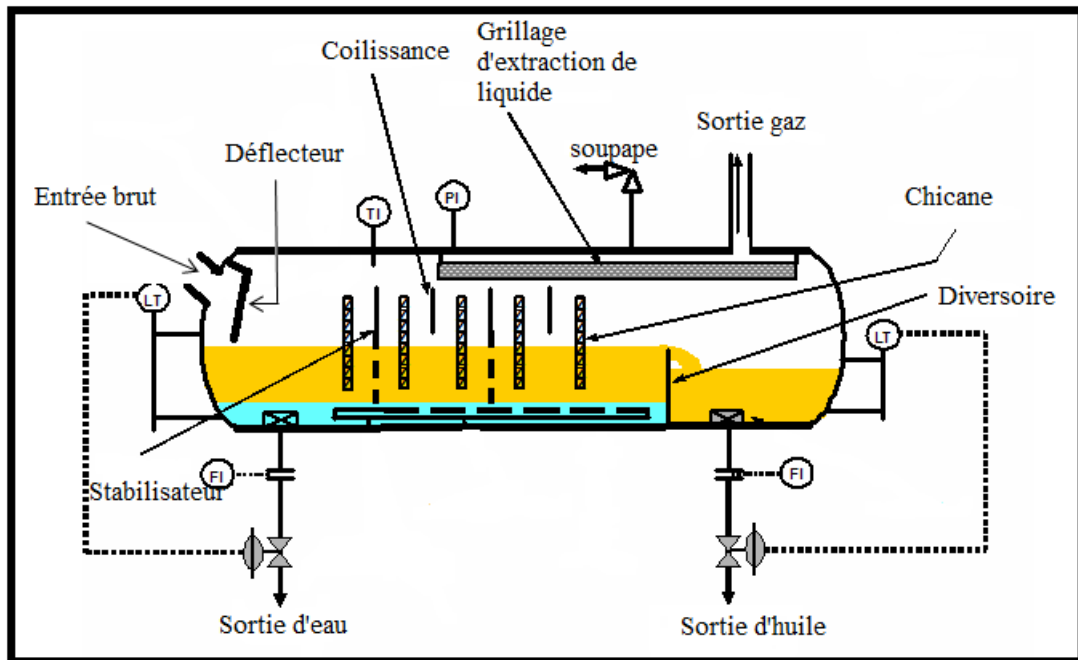


Figure 1.2: les composants d'un séparateur de brut.

Tableau 1.1: Les paramètres actuels de service des séparateurs.

	P entré (Bar)	T (°C)	P gaz sortant (Bar)	Niveau de l'eau (%)	Niveau d'huile (%)
Séparateur HP	7.1	40	7.1	60	50
Séparateur MP	2.5	40	2.5	60	50

Les pompes d'expédition :

La pompe est une machine hydraulique serve à déplacer le brut. Le brut est aspiré à basse pression pour le refoulé à une pression plus élevée que la pression d'aspiration vers la ligne d'expédition de la station de pompage SP1 ou SP2 [3].

Les différents types de pompe et leurs caractéristiques sont regroupés dans le tableau 1.2.

Tableau 1.2: Les paramètres d'expédition huile actuels de service.

	Pompe Bayron Jackson (BJ)	Pompe booster (KSB Frankenthal)
Pression d'aspiration (Bar)	3.5	1
Pression de refoulement (Bar)	50	3.5
Température d'aspiration (°c)	35	28 (T°c) de brut
Température de refoulement (°c)	/	35

Le schéma de traitement huile de centre guellala représente dans la figure 1.3

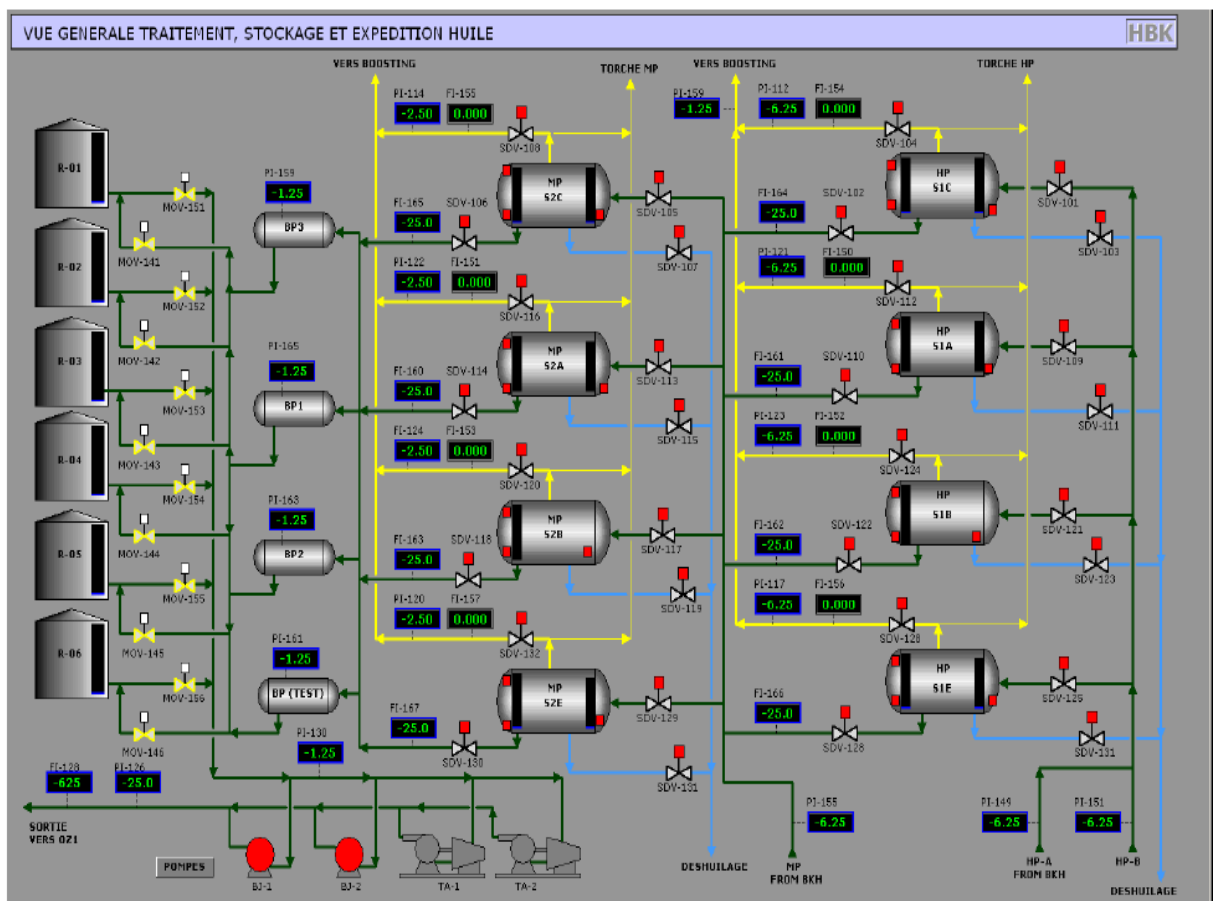


Figure 1.3: section de traitement huile.

1.3 Section de Boosting

La section de boosting de Guellala se compose d'un seul train de compression. Les gaz d'alimentation MP et HP sont disponibles à partir des lignes de torches. Puis le gaz MP est pressurisé jusqu'à la pression de gaz HP (7.5 bars) par le premier étage du compresseur K301 [1].

Le gaz HP provenant de la ligne de torche HP passe dans le ballon d'aspiration V-302 où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et renvoyés vers le séparateur

BP, puis le gaz pénètre dans le 2^{ème} étage du compresseur K-301 mélangé au gaz MP provenant du 1^{er} étage, sera comprimé jusqu'à 25 bar, à la sortie du compresseur le gaz est refroidi à l'aide de l'aéroréfrigérant E-301. Le gaz ainsi refroidi est envoyé vers l'usine de traitement de gaz (UTG) (voir figure 1.4) en passant par le ballon de rétention d'eau V-303 dans lequel l'eau est évacuée vers séparation [1].

Conditions opératoires :

Pression d'aspiration (MP)	: 2.6 bars.
Température d'aspiration (MP)	: 35°C.
Pression d'aspiration (HP)	: 8 bars.
Température d'aspiration (HP)	: 38°C
Pression de refoulement	: 25 bars.
Température de refoulement	: 137°C.
Type de compresseur	: centrifuge.
Entraînement	: moteur électrique.

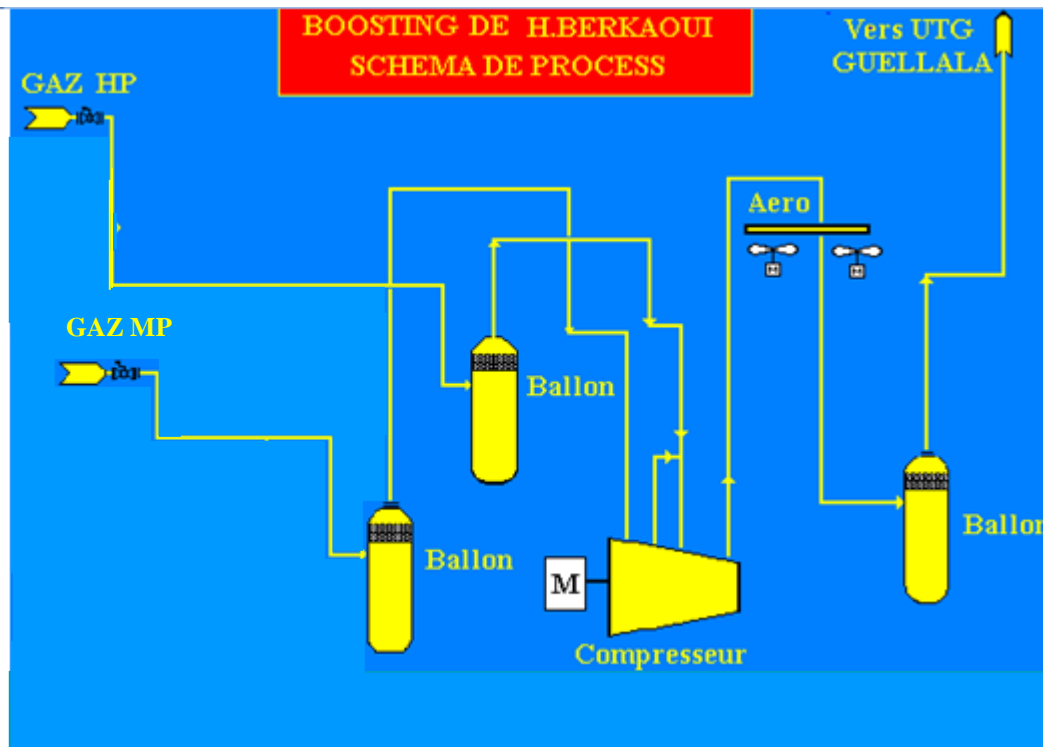


Figure 1.4:section de Boosting.

1.4 Section de stabilisation

L'alimentation de l'unité de traitement du gaz UTG est assurée par les gaz bruts, provenant des stations de boosting (HBK, BKH, et GLA), mélangé au niveau du

collecteur d'entrée, puis sont introduits dans le ballon piège de liquide (V401), pour éliminer l'eau et récupérer le maximum de condensât du fond du ballon par les pompes P401A/B [1].

Le courant du gaz provenant du ballon (V401) a une pression de 24 bar et une température de 41°C. Le gaz de ballon (V401) refroidi à 25°C dans le refroidisseur à propane (E401), puis dirigée vers le ballon de séparation (V402), l'eau est évacuée vers la station de déshuilage et les condensât sont récupérés du fond du ballon par les pompes P402A/B [1].

La pompe P402A aspire les condensats à 22.9 bar et le refoulé à 26 Bar vers la colonne de stabilisation (C401), où le fond est réchauffé à 138°C par un rebouilleur (E402) à huile chaude (gas-oil), et les vapeurs de tête sont recyclées en amont du refroidisseur, à propane (E401), les condensâtes ainsi stabilisés sont acheminés vers la colonne de débutaniseur (C702) (voir figure 1.5) [1].

Les paramètres opératoires

Température de tête de C401 : 48°C

Pression de fond de C401 : 24.6Bars

Température de fond de C401 : 138°C

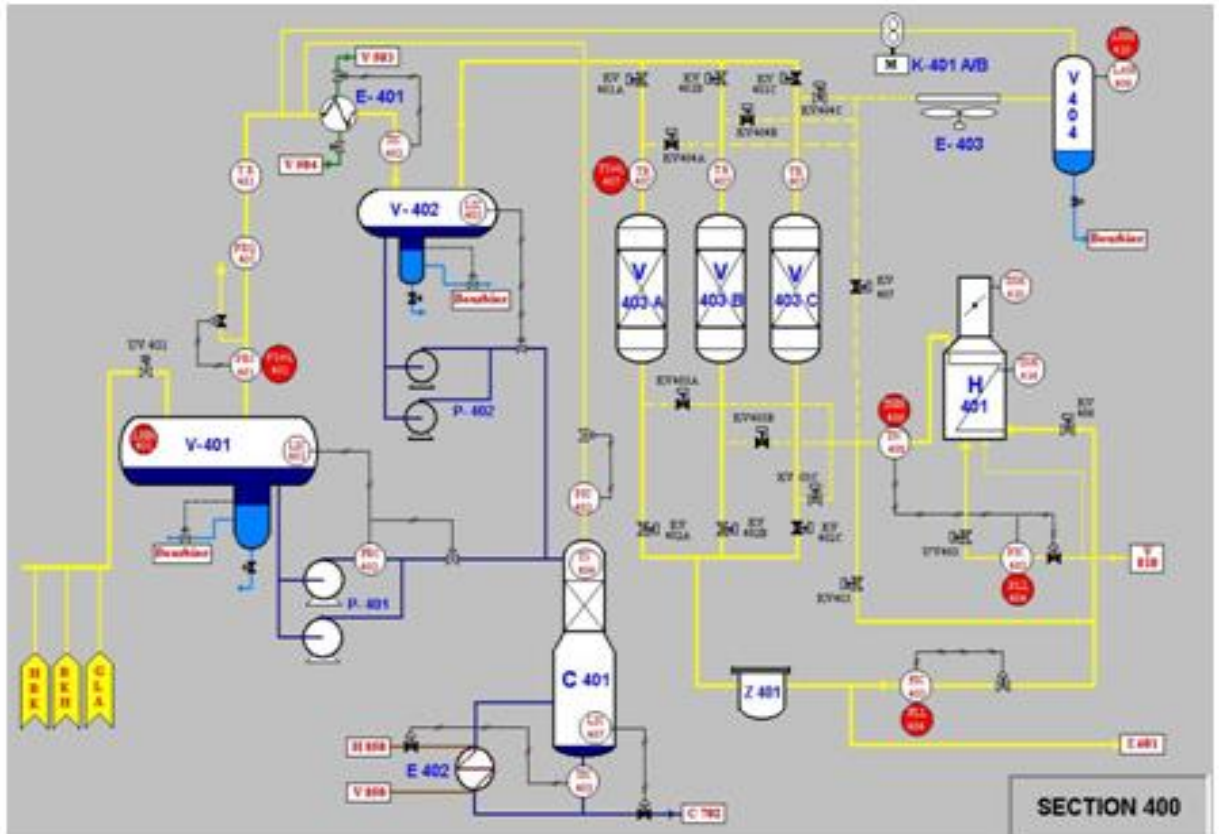
1.4.1 Section de déshydratation

La déshydratation a pour but de :

- Pour éviter la formation des hydrates.
- Pour éviter les problèmes de corrosion des équipements ou des réseaux de gaz lift ou gaz de vente.

Le gaz débarrassé de l'eau libre et des hydrocarbures liquides en provenance du ballon séparateur (V402), est envoyé vers les sécheurs de gaz (V403 A/B/C) avant de passer dans la section de réfrigération (E601) [1].

La section déshydratation comprend trois colonnes d'adsorption, constituées de tamis moléculaire et fonctionnant en parallèle dont deux en service (La durée d'adsorption est de 8 heures), et le troisième en régénération (la durée de régénération est de 4 heures), le gaz de régénération est porté à une température de 270°C dans le réchauffeur (le four) de gaz H401, dans la phase de chauffage, le gaz de régénération après avoir été refroidi par l'aéroréfrigérant de gaz de régénération (E403) à 45°C, est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération (V404), pour y extraire l'eau, puis



recyclé en amont du refroidisseur de gaz d'alimentation (E401) par les compresseurs K401A/B [1].

Le gaz ainsi séché, passe à travers un filtre à poussière Z-401 pour éliminer les impuretés fines susceptibles de créer des problèmes de bouchage des équipements en aval (voir figure 1.5) [1].

Les paramètres opératoires

Le débit du gaz chaud : 4000 à 4020 Nm³/h.

Pression de service : 21 à 22bars.

Température de cycle de régénération : 230°C.

Temps de régénération : 4 heures

Figure1.5 section de déshydratation

1.4.2 Les principaux équipements de la section

Colonne de stabilisation

Une colonne, est un équipement circulaire disposé verticalement d'une hauteur bien supérieure à son diamètre. Elle est utilisée principalement dans les raffineries.

Dans cette section la colonne permet de préciser de séparer les fractions d'hydrocarbures contenues dans le gaz (séparation primaire de C₁ et C₂), elle est la première étape du raffinage [3].

Refroidisseur

Le refroidisseur E401 utilisé dans cette section est un échangeur de chaleur de type faisceau tubulaire, il est utilisé pour refroidir le gaz arrivé par le ballon V401 pour le traitement [3].

Les colonnes d'adsorbions (les sécheurs)

La section déshydratation en phase liquide de la charge comprend trois colonnes d'adsorption, constituées de tamis moléculaire et fonctionnant en parallèle.

L'adsorption peut être définie comme étant une opération qui exploite l'aptitude de certains solides à concentrer spécifiquement à leur surface les constituants d'un mélange permettant ainsi leur séparation [3].

Le solide est appelé adsorbant et la substance qui s'adsorbe est l'adsorbat.

Four

Le four est un outil utilisé pour élever la température du gaz pour la régénération. Dans ce four le gaz à chauffer entre à l'une des extrémités et ressort à l'autre, le contact entre le gaz à chauffer et la combustion est indirecte, du point de vue thermique, le transfert de chaleur s'effectue par conduction [3].

1.5 Section de fractionnement

1.5.1 Les colonnes de distillation

Les colonnes sont des équipements utilisés dans un grand nombre de procédés. Cela signifie que les produits passant à travers cet équipement sont nombreux.

En effet, d'après le traitement dans lequel elle est employée, transportera des fluides totalement différents [3].

Les colonnes à des plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre [3].

Elles ont été mises au point pour la distillation, les plateaux sont conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide [3].

1.5.2 Dééthaniseur

Le liquide provenant de la section de réfrigération alimente le dééthaniseur C-701 par la pompe P-601 A/B au niveau du 15^{ème} plateau. En tête de la colonne le gaz est partiellement condensé dans le condenseur E-701 par du propane réfrigérant et séparé dans le ballon de reflux du dééthaniseur V-701, le liquide du ballon de reflux totalement pompé par la pompe P-701 A/B vers le plateau de tête comme reflux froid, le gaz issu du V-701 est préchauffé dans la section de réfrigération et envoyé au compresseur de

gaz de vente K-603 A/B. Les liquides du fond de C-701 sont stabilisés par le rebouilleur condensât/huile chaude E-702 et envoyé comme 2^{ème} charge au débutaniseur C-702 sous contrôle de niveau (voir figure 1.6) [3].

Condition opératoires

Pression de tête : 24 bars

Température de tête : -6°C

Pression de fond : 25.3 bar

Température de fond : 88°C

Nombre des plateaux : 38

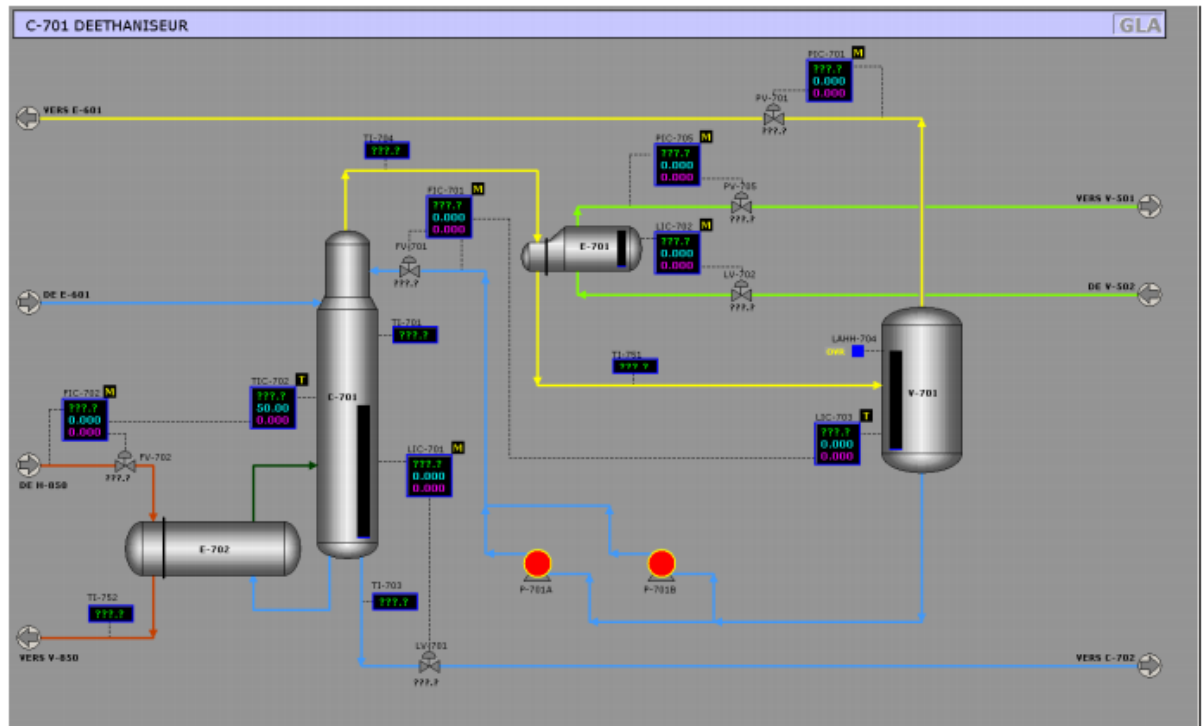


Figure 1.6: section de dééthaniseur

1.5.3 Débutaniseur

L'alimentation est assurée par les liquides provenant de : Dééthaniseur C-701 et Colonne de stabilisation C-401.

Les deux charges sont introduites respectivement dans le 13^{ème} et 22^{ème} plateaux. Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aérocondenseur E-703 A/B et séparé dans le ballon de reflux V-702, le liquide du ballon de reflux est pompé par la pompe P-702 A/B, une partie est utilisé comme reflux et l'autre partie c'est le GPL qui est envoyé vers le stockage dans les sphères T-701A/B après être refroidi à 45°C dans l'échangeur à propane E-706 [3].

Les condensats du fond de C-702 sont stabilisés par le rebouilleur E-704 et envoyés vers le séparateur MP existant dans le centre de production de Guellala après être refroidi dans l'aéro E-705 (voir figure 1.7) [3].

Conditions opératoires

Pression de tête : 14 bars.

Température de tête : 65,7°C

Pression de fond : 15,4 bars.

Température de fond : 156,8 °C.

Nombre des plateaux : 38

Tempe de Changement et stabilisation : 15 min

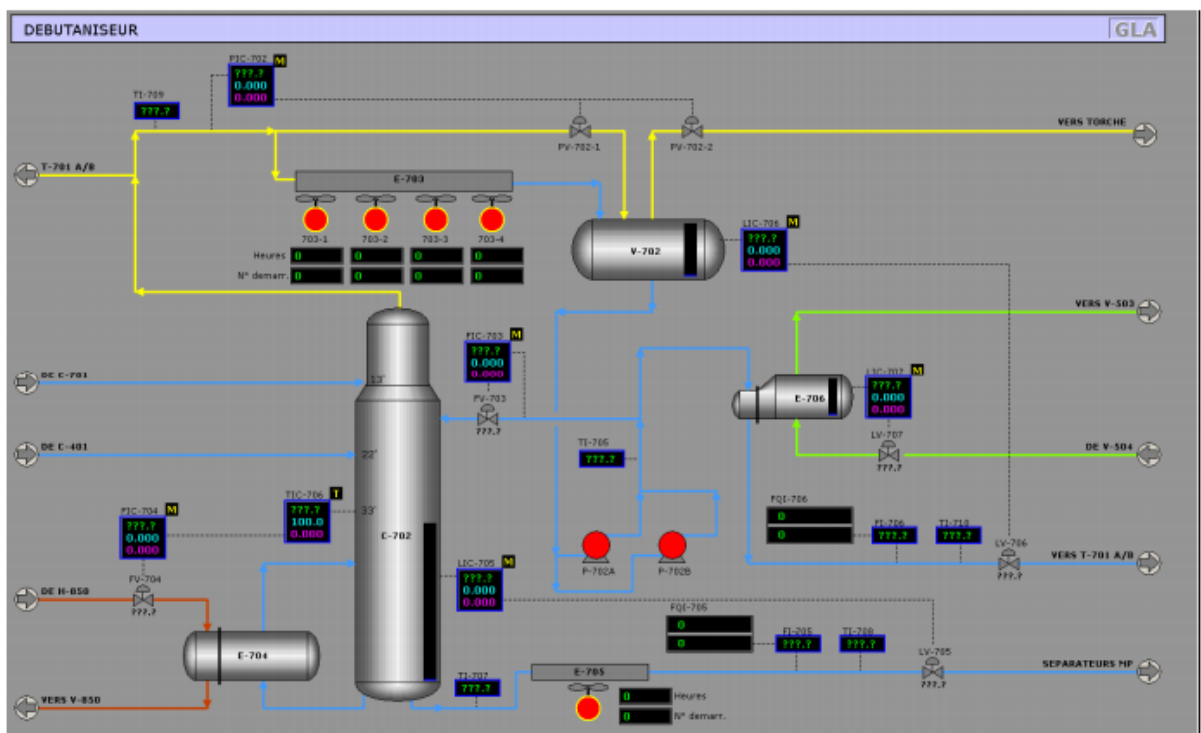


Figure 1.7: section de débutaniseur.

1.6 Section de réfrigération

Le gaz séché est refroidi dans un échangeur de chaleur à plaque E-601/E-602/E-603 est envoyé au séparateur froid V-600. Le gaz du séparateur V-600 est mélangé avec le gaz du ballon de reflux V-701, est réchauffé dans l'échangeur à plaque et envoyé vers le compresseur de gaz de vente K-603 A/B [1].

Le liquide du séparateur V-600 après avoir été pompé par la pompe d'alimentation du dééthaniseur P-601A/B est réchauffé dans l'échangeur à plaque et utilisé comme alimentation du C-701 [1].

Dans l'échangeur à plaque la réfrigération est réalisée par le propane :

Conditions opératoires

- Gaz sèche : Température d'entrée : 25°C.
Température de sortie : -22°C.
- Gaz froid du ballon V-600 : Température d'entrée : -22°C.
Température de sortie : -22°C.

1.7 Section de compression

1.7.1 Gaz de vente

Le gaz provenant du séparateur froid V-600 et du ballon de reflux du dééthaniseur V-701 est évacué vers le compresseur de gaz de vente K-603 A/B chacun ayant une capacité de 50% du débit total nominal pour y être comprimé à 73bars. A la sortie du compresseur le gaz est refroidi par l'aéro E-605, une partie est envoyée vers la ligne 48'' GR1 reliant Hassi R'mel, l'autre partie est comprimée, envoyée comme gaz-lift vers les trois champs HBK, BKA et GLA à une pression de 140 bars [2].

Conditions opératoires

- Pression d'aspiration : 23 bars.
- Température d'aspiration : 23°C
- Pression de refoulement : 72bar
- Température de refoulement : 60°C

1.7.2 Section de gaz lift

Le gaz provenant de la ligne de gaz de vente passe dans le ballon d'aspiration V-606 puis le gaz pénètre dans le compresseur de gaz lift K-604 A/B (compresseur alternatif) pour y être comprimé à une pression de 140 bars.

Le gaz comprimé est refroidi par l'aéro E-606 est envoyée vers les lignes de gaz lift des champs [2].

1.7.3 Les principaux équipements de la section

L'échangeur à plaques

Les échangeurs de chaleur à plaques sont fréquemment utilisés dans tous les types d'applications de chauffage et de refroidissement exigeant confort, fiabilité et sécurité [3].

Les compresseurs :

- **Le compresseur alternatif K604**

Est un compresseur alternatif piston entraîné par un moteur électrique, ce type de compresseur est caractérisé par un taux de compression une puissance plus élevés.

Dans cette section le compresseur est utilisé pour comprimé le gaz qui sera utilisé pour la réinjection [3].

- **Le compresseur centrifuge K603**

Le compresseur K603A DRESSER-RAND du type 25.08B6 est un compresseur centrifuge à six étages qui est entraîné par une turbine centrifuge du type KT990 [3].

Comme il est indiqué au processus le K603 est destiné pour la compression du fuel (gaz de vente) il est raccordé au réseau de tuyauterie reliant le centre de HBK à celle de HASSI E'RMEL.

1.7.4 La nouvelle ligne de compression

La nouvelle installation de compression du gaz de vente et de gaz lift qui remplacera la ligne existante ; celle-ci restera disponible et prête à démarrer en cas de mauvais fonctionnement ou d'indisponibilité de la nouvelle ligne.

La nouvelle installation reçoit le gaz en aval de l'échangeur E601 à une pression de 21.5bar et un débit de 42000 m³/h, le gaz reçue entrée dans le séparateur V609 pour éliminer les liquides entraînés dans le gaz, les liquides évacués vers le séparateur HP et le gaz alimente le compresseur K605 à une pression de 21.5bars. Le compresseur comprimé le gaz puis refoulé a la pression de 68 bars et une température de 154°C, ensuite le gaz passe à travers l'aéroréfrigérant E608 pour le refroidi jusqu'à 53°C. Le courant du gaz est divisé en deux courants, l'une pour le gaz commercial (gaz de vente) à travers la ligne existante, et l'autre alimente le deuxième étage de compression.

Le deuxième étage réalise le deuxième saut de pression (68 bars à 138 bars) au moyen d'un deuxième compresseur centrifuge K606 entraîné par un deuxième moteur électrique qui envoie le gaz comprimé au collecteur existant pour gaz lift.

Le gaz arrivé au deuxième étage entré dans le ballon de séparation V610 pour éliminer les liquides. Le du ballon V610 alimente le compresseur K606 a une pression de 65bars et une température de 51.77°C avec un débit de 42000 m³/h, le compresseur

comprimé le gaz puis le refoulé à 138 bar et 124°C. Le gaz refoulé passe à travers l'aéroréfrigérant E609 pour le refroidir jusqu'à 52°C, ensuite le gaz introduit dans le ballon V611. Le gaz du ballon est envoyé vers le collecteur existant du gaz lift (voir figure 1.8).

Le choix de la configuration d'exploitation effectué par l'opérateur et le système (DCS) qui consiste à l'alignement des vannes d'interception (ON/OFF) installées en amont, en aval et sur la ligne bidirectionnelle.

On peut choisir le démarrage des compresseurs concernés par la configuration d'exploitation suivant :

- Configuration 1 « nouveau-nouveau » (K605+K606)
- Configuration 2 « nouveau-existant » (K605+K604)
- Configuration 3 « existant-nouveau » (K603+K606)
- Configuration 4 « existant-existant » (K603+K604)

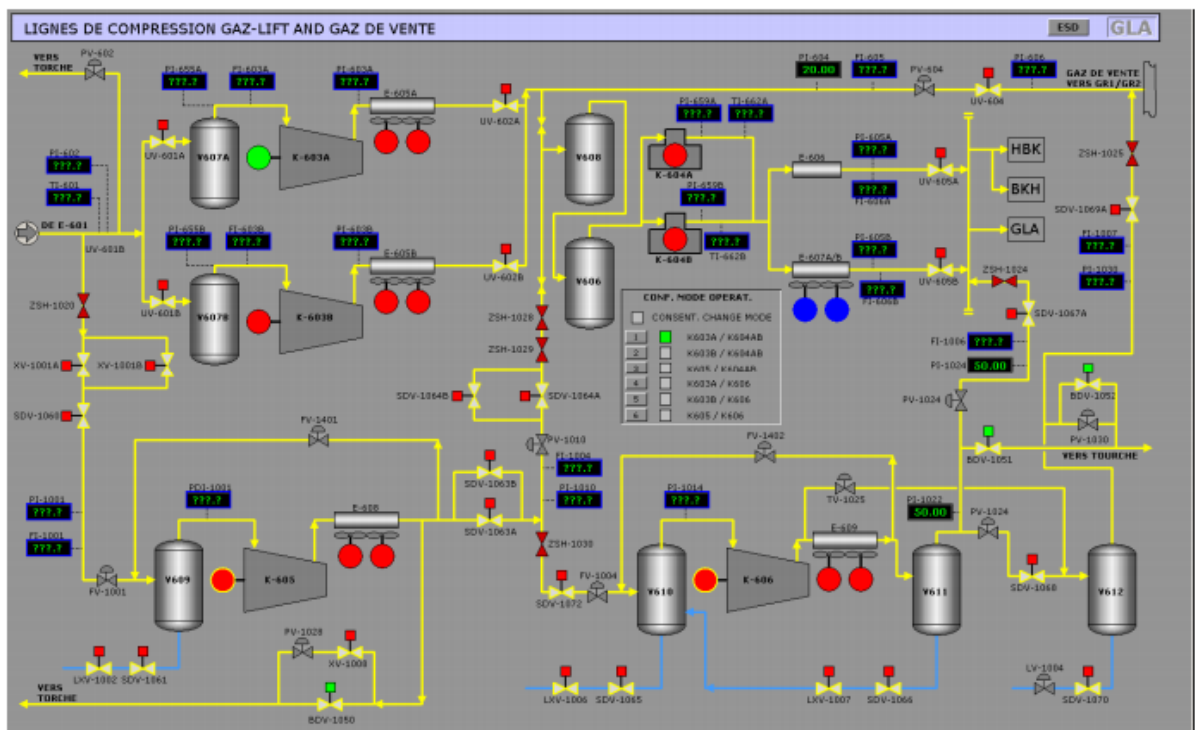


Figure 1.8: section de compression.

1.8 Les équipements

1.8.1 Système de réfrigération (propane)

Le système de réfrigération à propane est conçu pour fournir le froid au condenseur de dééthaniseur, au refroidisseur de GPL et le refroidisseur de gaz d'alimentation (voir figure 1.9) [1].

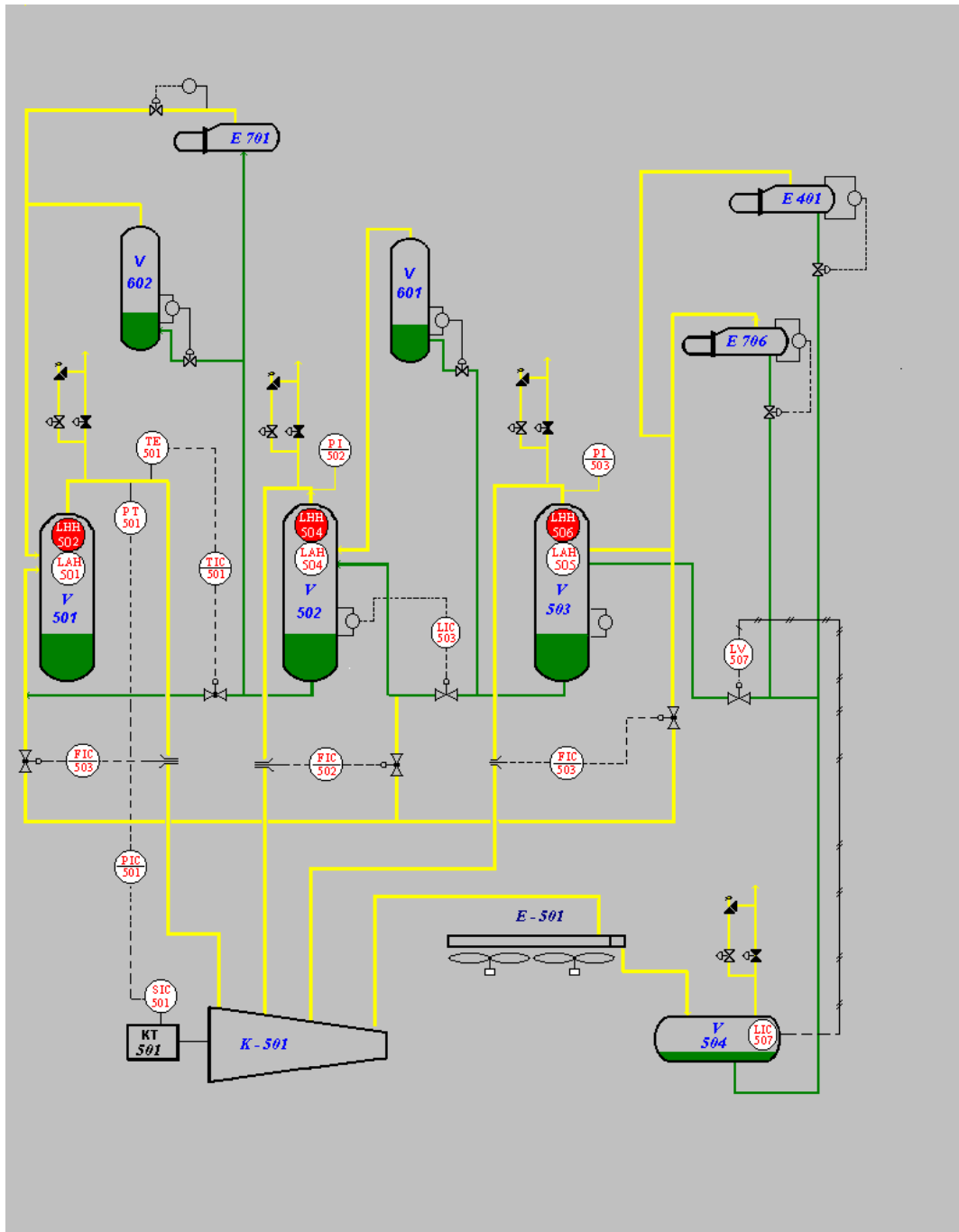


Figure 1.9: section de réfrigération.

1.8.2 Système de chauffage (Gasoil)

Un système d'huile chaude est prévu pour fournir de la chaleur aux rebouilleurs de la colonne de stabilisation C-401, au rebouilleur du dééthaniseur C-701 et débutaniseur C-702 (voir figure 1.10) [1].

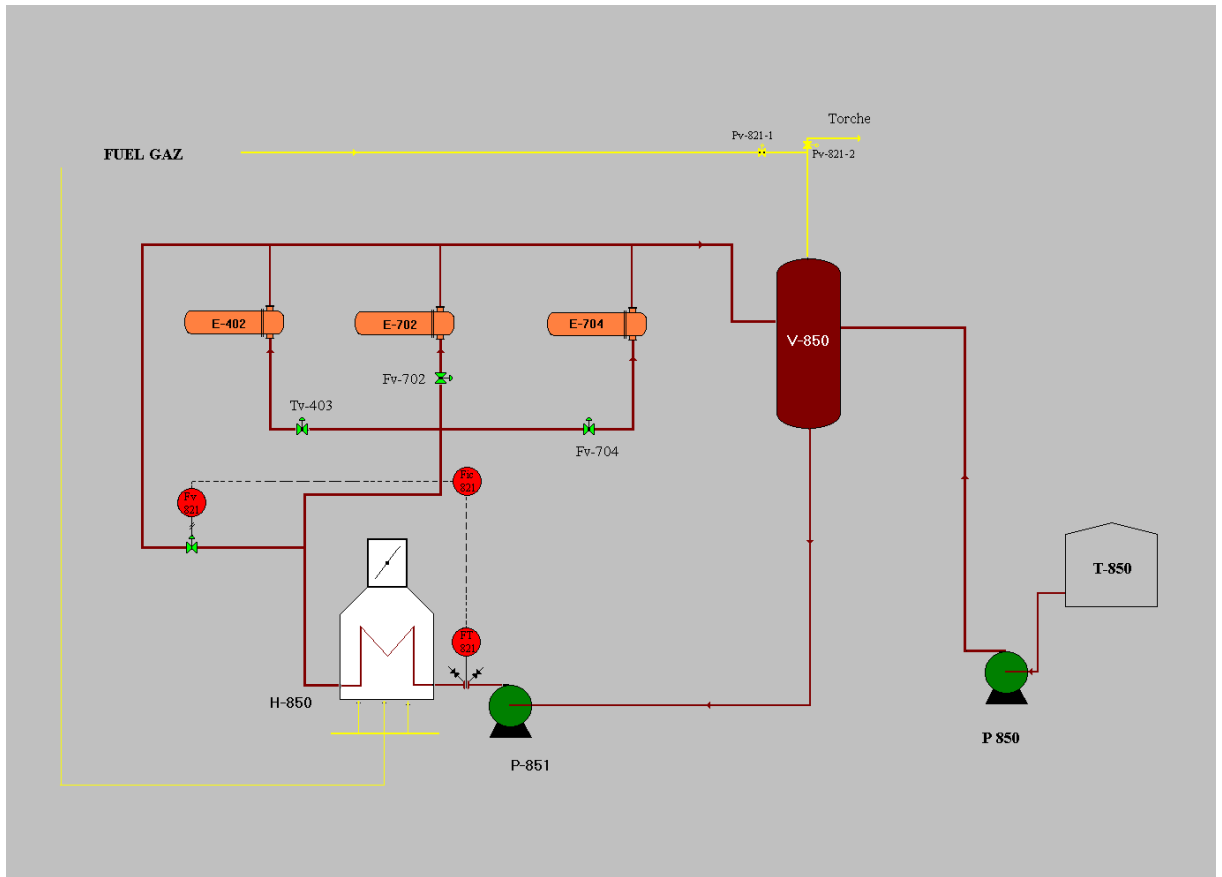


Figure 1.10: section 800 (huile chaude)

1.8.3 Système de gaz combustible

Prévu pour assurer l'alimentation en gaz combustible : des turbines à gaz, des réchauffeurs (fours), pompes d'huile d'étanchéité de secours pour turbine à gaz, pilote de torche et pour gaz de balayage du collecteur de torche [1].

1.8.4 Système d'air instrument et d'air service

Ce système est le vraie poumon de l'unité, l'air service est fourni par deux compresseurs alternatifs installent en parallèle K800 à 7bars entrainé par moteur électrique, le compresseur a une capacité de 391Nm³/h [1].

L'air passe d'abord par le ballon séparateur d'air service V801 et alimente le réseau d'air service sous contrôle de débit pour permettre une alimentation continue des sècheurs d'air instrument X800, le ballon tampon V800 d'air instrument et le réseau d'air instrument [1].

1.8.5 Station de déshuilage

L'eau issue des différents séparateurs de la station de GLA arrive au bac tampon où elle sera stockée temporairement pour l'opération de déshuilage.

L'eau s'écoule vers le CPI, une fois le CPI sera rempli, l'eau s'écoule à travers le déversoir, se rassemblant vers le bac de floculation.

Les discs oïl font la première récupération de l'huile qui sera acheminée vers le bac de stockage d'huile. L'eau sortie et arrive dans la cuve de floculation où deux produits de dosage seront injecté par l'intermédiaire des pompes respectivement. Le mélange se fait à l'aide de l'agitateur.

L'eau floculée entre dans flotteurs, la récupération d'huile se fait à l'aide d'un pont racleur. L'eau recueillie s'écoule vers le bac de stockage.

Les déchargements des boues accumulées dans les bassins à lieu avec l'ouverture automatique et temporisé des soupapes pneumatique. la boue est accumulées dans le bac, et sera acheminée dans l'épaisseur puis dans centrifugeuse à l'aide des pompes d'alimentation de boue. La pelleuse d'éloignement de boue centrifugée sert à évacuer vers extérieur la boue séchée.

L'eau huilée sortant de la centrifugeuse sera injectée dans la boucle de retour pour reprendre un autre cycle.

1.9 Section d'injection d'eau de GUELLALA

Introduction

Dans le but de maintenir la pression de gisement de champ pétrolier GUELLALA, une station d'injection d'eau est installée dans le centre de production (voir figure 1.11).

La station d'injection d'eau à haute pression permet de traiter, filtrer et refouler 5730 m³/jour d'eau à une pression de 143 bars et à un débit de 250 m³/h [1].

L'alimentation en eau de la station provient d'un manifold bas pression situé à proximité de la station. La mise en œuvre d'une injection d'eau sera le plus souvent décidée dans les cas suivants :

- Gisement d'huile à faible énergie naturelle.
- Aquifère peu actif ou de volume négligeable.
- Gisement d'huile peu perméable ou de grandes dimensions. Dans ce cas, les écarts de pression entre les puits producteurs et l'aquifère ou le gaz peuvent être trop importants.
- Gisement d'huile dont les configurations spatiales sont telles que les entrées naturelles d'eau ou de gaz laissent des zones importantes non balayées.

Description de l'unité d'injection d'eau

L'installation de l'injection d'eau de Guellala comprend :

Deux pompes boosters P02A/B

Leur fonction consiste à assurer le gavage des pompes HP P01A/B/C à travers des filtres S01A/B. Les pompes démarrent à une pression statique du réseau d'alimentation inférieure à 17bar et supérieure à 10 bar. Après démarrage, la pression maximale dans les filtres doit être inférieure à 17 bars et la pression minimale à l'aspiration du booster en service supérieure à 6 bars [3].

Pour assurer le débit de 250 m³/h, un seul booster est nécessaire. Le démarreur du booster en stand-by est verrouillé ouvert pendant le fonctionnement de l'autre.

Filtres S01A/B

Ce sont des appareils destinés à retenir les matières en suspension contenues dans l'eau délivrée par les puits producteurs. Le média filtrant est constitué par de l'hydroantrasit et de sable de silex. Lorsque le média est encrassé, le nettoyage se fait par lavage à contre-courant, en service normal, l'eau circule de haut vers le bas, en période de nettoyage l'eau circulée de bas vers le haut [3].

Un système de vannes permet d'inverser le sens de passage. La commande des vannes est automatique et gérée par le DCS.

En phase de production, les deux filtres fonctionnent en parallèle, soit 125 m³/h par filtre au débit max de la station. Il est possible de mettre un filtre à l'arrêt et l'autre en production. Dans ce cas le débit de la station doit être limité à 125 m³/h. La pression normale dans les filtres est 15.5 bar, la pression maximale exceptionnelle doit être inférieure à 17bars. La perte de charge doit se situer entre 0.2 et 0.8 bar [3].

L'encrassement de la filtration est surveillé en continu par une mesure de pression différentielle de l'ensemble. Un cycle de lavage complet comprend toujours et dans l'ordre le lavage de filtre S01.A suivi du lavage de S01.B. Pour conserver l'efficacité de la charge filtrante, il est conseillé de laver les filtres régulièrement et systématiquement, sans attendre l'apparition de perte de charge maximum. Le cycle de lavage réglable de 12 heures à 96 heures. Le cycle de lavage comporte 8 phases : Arrêt, décompression, vidange partielle, brassage, attente, contre lavage, remplissage, maturation.

Pompes hautes pression P01A/B/C

La pompe HP de la station d'injection d'eau de Guellala est une pompe centrifuge GUINARD de 07 étages et montée avec sept roues.

La pompe a une capacité nominale de 83.3 m³/h à la pression 145 bars pour une aspiration à 14 bars. Chaque pompe possède un groupe de lubrification sous pression à

son multiplicateur. Elle est destinée pour réinjecter l'eau dans les puits pour augmenter la production du brut [3].

Le système automatique de régulation associé au fonctionnement des pompes HP en service, il doit réguler :

- En débit pour protéger les pompes à débit maximum (consigne 83.3 m³/h) d'un côté et pour équilibrer le réseau par des débits égaux au refoulement de chaque pompe.
- En pression pour protéger les installations des surpressions (consigne 143 bars).

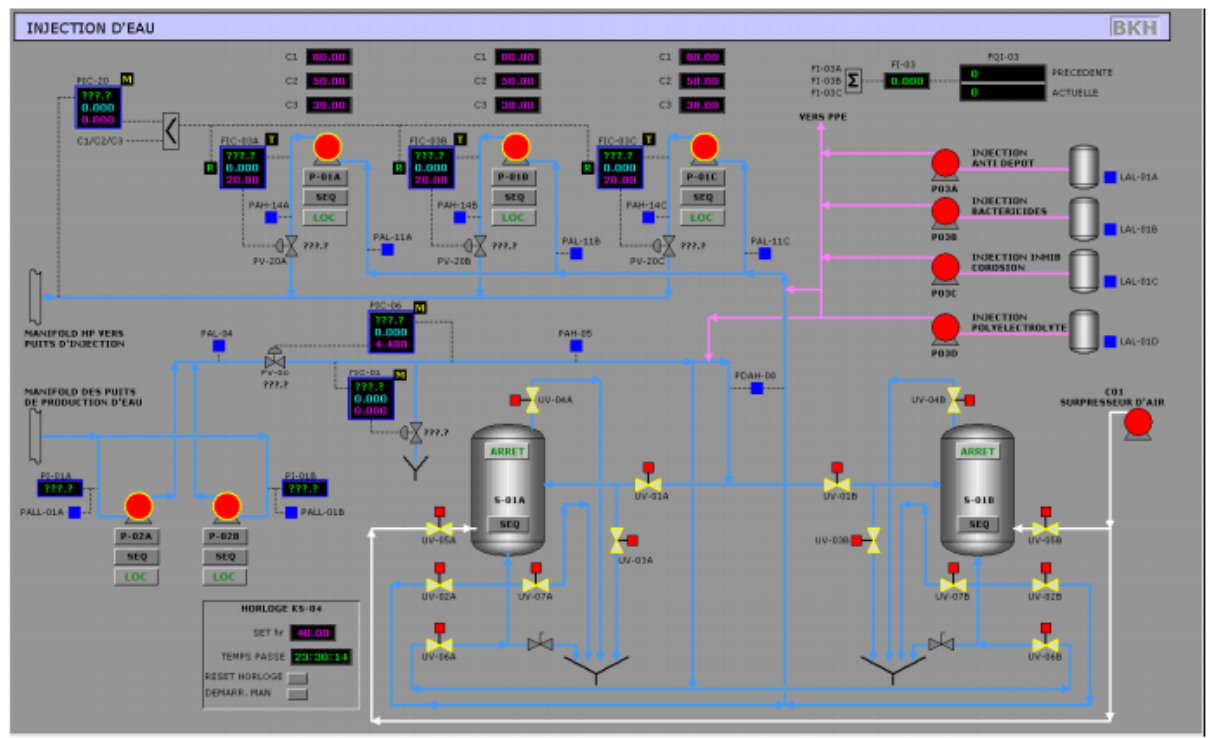


Figure 1.11: injection d'eau

Chapitre 2 : Généralité sur le gaz naturel et GPL

2.1 Introduction du gaz naturel

Le gaz naturel brut est composé essentiel d'hydrocarbure (gazeux liquide) dont le pourcentage et la nature changent suivant les régions d'extraction, et d'eau avec quelques impuretés de proportions variables (N_2 , CO_2 , H_2S , composés sulfurés,etc.)

Le gaz naturel se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous-sol ou on le trouve en solution avec du pétrole brut ou du condensât.

Depuis sa découverte il été utilisé comme fuel ou à usage domestique, alors que maintenant il joue un rôle énergétique croissant [4].

2.1.1 Origine du gaz naturel

Les différentes compositions du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines, qui peuvent être :

➤ Un gaz bactérien

Le mode bactérien est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments, le gaz ainsi formé est appelé gaz bactérien ou biochimique [5].

➤ Un gaz thermique

Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, subissant ainsi une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures, une large gamme de composés non hydrocarbonés [5].

➤ Un gaz inorganique

Le mode inorganique de formations des gaz d'hydrocarbures reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane [5].

2.1.2 Types des gaz naturels

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de températures et de pression dans le réservoir et en surface, ce qui conduit à distinguer les types suivants :

➤ **Gaz sec**

Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds [6].

➤ **Gaz humide**

Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane [6].

➤ **Gaz à condensât**

Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds [6].

➤ **Gaz associé**

Coexistant dans le réservoir avec une phase « huile » (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et les gaz dissous [6].

2.1.3 Caractéristiques du gaz naturel

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

La masse volumique

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / m³, elle est fonction de la température et de la pression, en dehors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards : [7]

➤ Condition normale : T = 0°C. P = 1atm.

➤ Condition standard : T = 15°C. P = 1atm.

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 [7].

La densité

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans des conditions bien déterminées de température et de pression, comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir à partir de sa composition chimique en utilisant la relation : [7].

$$\boxed{\text{Densité du gaz} = \text{masse moléculaire} / M_{\text{air}}}$$

Pouvoir calorifique

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume de gaz, mesurée dans les conditions de référence, le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en Joules / m³ [7].

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

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 [7].

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 [7].

Composition chimique

En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures, l'éthane, le propane, le butane, le pentane, et a des concentrations plus faibles des hydrocarbures lourds.

Les hydrocarbures (C₃ – C₄) forment fraction GPL (gaz de pétrole liquéfié) la fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C₅⁺) appelée gazoline.

Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures notamment de l'eau et des gaz acides et dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré ainsi que de l'azote de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic).

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 [6].

2.2 Gaz naturel dans le monde

2.2.1 Réserves de gaz

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures constate que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut [8].

- En janvier 2004 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 202.404 Gm³ plus de 2,2% par rapport à l'année de 2000 dont 146.800 Gm³ de réserves récupérables prouvées. Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées de pétrole brut.
- La plus forte part (40%) des réserves totales se trouve en Europe de l'Est, Asie du Nord. En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 38% en Europe de l'Est, Asie du Nord et 31% au Proche-Orient, les parts des autres régions étant toutes inférieures à 10%.
- Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.
- Après trois années de production, les réserves estimées ont encore augmenté de 4% rapport à celles du janvier 1999. L'augmentation est particulièrement importante dans les régions d'Europe de l'Est Asie du Nord et d'Amérique du Nord.
- Cette augmentation suit et confirme celle de 22% constatée en 1996 et 1999 et tient en grande partie à l'impact des nouveaux techniques sur le niveau de récupération des réserves avec des prix des énergies quasiment stables : l'essentiel de l'évolution est dû à de nouvelles estimations des ressources des champs de gaz déjà connus.

2.2.2 Production mondiale du gaz naturel

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (communes des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de 50% à la production annuelle est très frappante [8].

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grandes marches consommateurs : Canada (USA) Pays- Bas, Royaume-Uni et Algérie [8].

2.2.3 Le gaz naturel en Algérie

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs compagnies de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal(pli convexe vers le haut), notamment dans la région de Hassi R'Mel, un premier forage (HR1) a été réalisé en

1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser le vicié des niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant Hassi-R 'Mel à Arzew, le condensât était évacué à Haoud El Hamra via l'oléoduc «N°8 ».

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

De 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0 ,8 à 3,2 milliards de m³ et celle-ci du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes.

De 1971 à 1974, des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m³/j. Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974.

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 (Etats-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[9].

2.2.4 Richesse algérienne en gaz naturel

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi R'mel, qui est le plus grand à l'échelle mondiale et celui de Ain- Salah qui sera exploité en l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m³ de production (voir figure2.1). Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur [9].

2.2.5 Les réserves gazières en Algérie

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4,077.109m³. Au cours des dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'Oued Mya où ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoune et Hassi Messaoud (voir figure 2.1) [9].

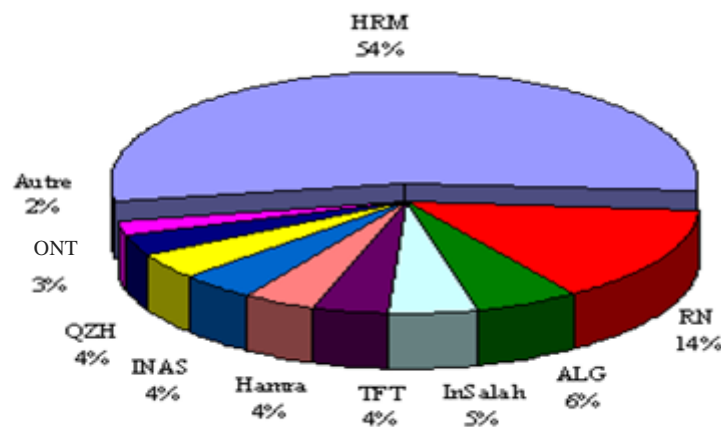


Figure2.1: la répartition de réserves gazières en Algérie

2.3 Introduction sur le GPL

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé. Contenant principalement le propane et le butane, ayant une température de vaporisation respectivement de -42°C et 0°C à pression normale permettant de les maintenir liquides à une température ordinaire sous une pression modérée **14** et **5 KPa** respectivement, contrairement au méthane et l'éthane qui ne peuvent être liquéfiés qu'à des températures très basses. C'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffineries sont utilisés sur place comme combustible interne puisque leur transport est très coûteux [10].

Le stockage de GPL se fait à l'état liquide. C'est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement. Les GPL sont

utilisés dans les secteurs industriels en tant que combustibles, dans la pétrochimie en tant que charge, dans le secteur de transport en tant que carburant et pour la production d'électricité.

2.3.1 Définition

Le GPL est un mélange gazeux composé essentiellement de butane et du propane à température ambiante et pression atmosphérique, et peut passer à l'état liquide sous les conditions suivant :

- Pression atmosphérique et basse température.
- Pression modérée et température pas tellement basse.
- Pression relevée à la température ambiante.

Cette propriété lui permet d'être stocké dans un volume réduit (**250 litres** de GPL gazeux égale à un litre de GPL liquide).

La composition des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir, le propylène, butène, une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique [11].

2.3.2 Production mondiale de GPL

Le GPL est récupéré à partir des deux sources essentielles :

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

Cette dernière représente **60%** des ressources.

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

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

En Afrique du nord et tout particulièrement en Algérie, le GPL est surtout récupéré à partir du gaz naturel dans les unités de traitement de gaz humide. La production des raffineries assure le complément. Le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion [12].

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

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

2.3.4 Production nationale de GPL

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

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

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

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en **1996**, la production de GPL a connu un développement rapide. Le niveau de l'offre nationale de GPL sera de l'ordre de **12,5 millions** de tonnes en **2006** lorsque les projets développés auront été mis en service. Cette offre provient de trois sources différentes :

- 10% obtenus par raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger.
- 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction GL-2Z, GL-1K.
- 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, par séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes [13].

2.3.5 Exportation de GPL

Les marchés méditerranéens et américains (**USA**) restent les principaux marchés et représentent près de **75%** de nos exportations en GPL [14].

2.3.6 Utilisation de GPL

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

Compte tenu des profils de production prévisionnelle, les GPL constituent la ressource la moins entamée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation des GPL existent pour tous les usages énergétiques. Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résiduel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : transports, industrie, agriculture [15].

➤ **Source de chauffage**

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

➤ **GPL dans la climatisation**

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

➤ **GPL dans la pétrochimie**

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

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

➤ **GPL pour la production d'électricité**

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

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

➤ **GPL carburant**

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

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

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

2.3.7 Origine du GPL

Les données suivantes d'après la référence [16]:

- De la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers).
- Comme sous-produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL.
- Du pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- De la récupération à partir des champs gaziers.

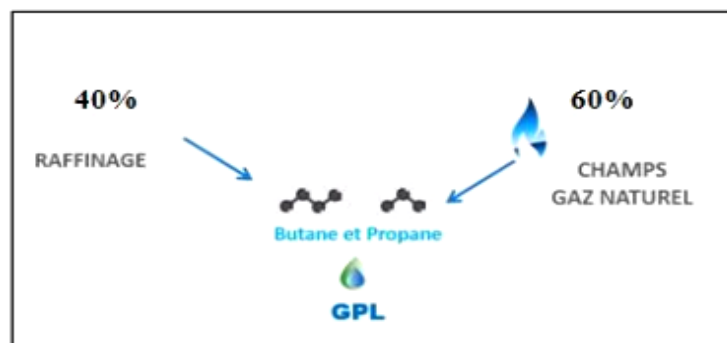


Figure 2.2 : origine de GPL

2.3.8 Caractéristique du GPL

Les données suivantes d'après la référence [14]:

- **Densité** : Dans l'état gazeux il est plus lourd que l'air : La densité du propane est de 0.51 et celle du butane est de 0.58.
- **Dilatation** : à l'état liquide, il a un coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage, car les sphères ne doivent jamais être remplies complètement.
- **Tension de vapeur** : Soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide sous pression ou par réfrigération Le GPL à une tension de vapeur à 20 °C égale à :
 - Pour le butane : **2 bar**
 - Pour le propane : **8 bar**
- **Température d'ébullition** : A la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de 0 °C et celle du propane est de -42 °C.

- **Impuretés** : Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes :

Teneur en gaz sec inférieur ou égale à 3% mol.

Teneur en condensats inférieur ou égale à 0.4% mol.

- **Odeur et couleur** : Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide et pratiquement inodore. Pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans.
- **Toxicité** : Le GPL s'enflamme dans l'air, il émet un gaz considéré comme toxique. Le gaz en question dénommé le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion.
- **Pouvoir calorifique supérieur** : (KCal / Nm³)

Pcs (ic4) = 29460

Pcs (c3) = 22506

Pcs (nc4) = 29622

2.3.9 Stockage et distribution de GPL

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

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

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

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

Les termes de la distribution, c'est-à-dire les gaz vendus aux consommateurs, se font soit par des bouteilles de différentes capacités surtout (**13 Kg**) ou par des réservoirs de plusieurs centaines de kilogrammes, soit fixes (remplis périodiquement par un camion-citerne), soit mobiles et laissés en dépôt chez l'utilisateur [28].

2.4 Le propane

Le propane est une énergie propre, non toxique et polyvalente. En plus d'être facilement transportable, il a de multiples applications. Au Canada, l'approvisionnement est abondant et grâce à son infrastructure étendue, il est facile à obtenir et son prix est concurrentiel. Le propane est produit à partir des opérations de raffinage du pétrole brut ou par procédé d'extraction du gaz naturel et des gaz associés dans les gisements de pétrole. Le propane est sous forme gazeuse lors de son extraction, mais il doit être liquéfié par pressurisation pour le transport et l'entreposage.

Le propane porte aussi le nom de gaz de pétrole liquéfié (GPL), terme grandement utilisé pour décrire une catégorie d'hydrocarbures légers appelés les liquides de gaz naturel (LGN). Dans la famille des LGN, on retrouve également le butane et l'éthane.

Le terme « gaz liquéfié » peut être une source de confusion, mais c'est cette caractéristique unique du GPL qui en fait un combustible si pratique. À la température et à la pression normale, le propane se trouve sous forme gazeuse. Il se transforme en liquide lorsqu'il est refroidi et légèrement pressurisé – soit environ deux fois la pression d'un pneu de camion normal.

Il est entreposé et transporté sous sa forme liquide compressée, mais lorsqu'on ouvre un robinet pour laisser sortir le propane d'un récipient d'entreposage sous pression, il se vaporise sous forme de gaz pour l'utilisation. Autrement dit, le propane est toujours sous forme liquide jusqu'au moment de l'utilisation. Le point d'ébullition particulièrement bas du propane (-42 °C) lui confère l'avantage de pouvoir être utilisé même pendant les hivers les plus rigoureux.

Le GPL est liquéfié pour en faciliter l'entreposage et le transport. Un litre de propane sous forme liquide contient autant d'énergie que 270 litres de propane sous forme gazeuse. Si on le laissait sous sa forme gazeuse, le récipient pour le contenir serait 270 fois plus grand que celui qu'on utilise lorsqu'il est sous forme liquide [17].

Voici d'autres faits intéressants :

- Le propane est un alcane à trois atomes de carbone – sa formule moléculaire est C₃H₈.
- Le propane est un gaz inodore auquel on ajoute une substance odorante afin de détecter les fuites.
- Le propane liquide bout (passage de l'état liquide à l'état gazeux) à -44 °F (-43.6°C).
- Son poids étant une fois et demi celui de l'air, le propane se dépose dans les dépressions de terrain.
- Sous sa forme liquide, le poids du propane est la moitié celui de l'eau.
- Il faut environ 23,5 pieds cubes d'air pour brûler un pied cube de propane.
- La combustion complète du propane produit de la vapeur d'eau propre et du bioxyde de carbone.

2.4.1 Ses origines :

Alors que les hommes utilisaient déjà le pétrole et certains gaz à des fins médicales et de chauffage 2000 ans av. J.-C., les gaz de pétroles liquéfiés n'ont, quant à eux, fait leur apparition qu'au début du 20^e siècle.

Au début des années 1900, l'essence utilisée pour les voitures s'évaporait rapidement des réservoirs. Pensez à la perte d'argent pour les consommateurs qui faisaient le plein d'essence!

En 1910, le Dr O. Walter Snelling a mené une étude et fait plusieurs essais pour le Ministère des Mines des États-Unis et a découvert que les vapeurs de gaz pouvaient être condensées lorsque soumises à une certaine température et pression.

Dès 1911, le Dr Snelling a découvert que les gaz qu'il avait réussis à comprimer étaient en fait du propane, du butane et autres hydrocarbures légers. Il a par la suite développé une méthode d'embouteillage du gaz liquéfié et un an après, l'industrie du propane était née. On l'utilisait alors pour chauffer les maisons, comme réfrigérant, comme source d'éclairage et dans la coupe des métaux. Déjà en 1912, la première cuisinière au gaz a vu le jour et en 1913, ce fut au tour de la voiture aux GPL à faire son apparition [17].

Voici donc pourquoi on désigne souvent le Dr Snelling comme étant le "Père de l'industrie des GPL."

2.4.2 Propriétés du propane en détail

Les données suivantes d'après la référence [31] :

- Poids moléculaire : 44.096 g/mol

Phase solide

- Point de fusion : -188 °C

Phase liquide

- Masse volumique de la phase liquide (1.013 bar au point d'ébullition) : 582 kg/m³
- Equivalent gaz/liquide (1.013 bars et 15 °C) : 311 vol/vol
- Point d'ébullition (1.013 bar) : -42°C
- Chaleur latente de vaporisation (1.013 bar au point d'ébullition) : 425.31 kJ/kg
- Pression de vapeur (à 21 °C) : 8.7 bar
- Point critique
- Température critique : 96 °C
- Pression critique : 42.5 bar

Phase gazeuse

- Masse volumique du gaz (1.013 bar au point d'ébullition) : 2.423 kg/m³
- Masse volumique (air = 1) (1.013 bars et 21 °C) : 1.55
- Volume spécifique (1.013 bars et 21 °C) : 0.543 m³/kg
- Chaleur spécifique à pression constante (C_p) (1 bar et 25 °C) : 0.075 kJ/ (mole.K)
- Chaleur spécifique à volume constant (C_v) (1 bar et 25 °C) : 0.066 kJ/ (mole.K)
- Rapport des chaleurs spécifiques (Gamma : C_p/C_v) (1 bar et 25 °C) : 1.134441
- Conductivité thermique (0 °C et 1.013 bar) : 15.198 mW/ (m.K)
- Masse volumique de la phase gazeuse (1.013 bars et 15 °C) : 1.91 kg/m³

Autres données

- Solubilité dans l'eau (1.013 bars et 20 °C) : 0.039 vol/vol
- Température d'auto inflammation : 470 C°

2.4.3 Stockage et transport

Le propane est stocké et transporté sous forme liquide dans des réservoirs pressurisés. Cela facilite son utilisation dans les zones où les infrastructures de gaz naturel ne sont pas disponibles [32].

2.4.4 Aspect environnemental

Le propane est considéré comme une énergie plus propre par rapport à certains autres combustibles fossiles. Il émet moins de gaz à effet de serre et de polluants atmosphériques lors de sa combustion, ce qui contribue à réduire l'impact environnemental [31].

2.4.5 La sécurité

La présence d'une fuite éventuelle est facile à vérifier. En cas de fuite, vous sentirez toute de suite l'odeur caractéristique, qui a ajouté au propane par le fabricant.

CHAPITRE 3: Généralités sur la rectification

3.1 Généralités sur la rectification

Si l'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant le plus volatil et le liquide en constituant le moins volatil, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ ; cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes qualités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées. Afin d'obtenir une séparation quantitative des constituants d'entre eux on doit recourir à la rectification. On sait que les vapeurs et les liquides sont mis en contact, ils tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique, d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases, de l'autre. On appelle idéal ou théorique le contact entre les phases qui permettent au système de s'équilibrer et on l'oppose ainsi à un contact réel par lequel l'équilibre ne peut souvent être atteint. A la suite d'une telle mise en contact la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus volatil et la phase liquide en constituant le moins volatil, si le liquide de départ est plus riche en corps le plus volatil ce qu'il serait à l'équilibre. Si la vapeur et le liquide sont soumis à une même pression, pour arriver à ce même but il faut que la température du liquide soit inférieure à celle de la vapeur, de sorte qu'il n'y ait pas d'équilibre au moment de la mise en contact. Par des mises en contact d'une vapeur avec des liquides de plus en plus riches en constituant le plus volatil, ou d'un liquide avec des vapeurs de plus en plus riches en constituant le moins volatil, on arrive à obtenir finalement la composition désirée de chacune des phases [18].

Une telle opération, à contre-courant, est réalisée soit par étages, (dans une colonne à plateaux), soit en continu (dans une colonne à garnissage). Ainsi l'opération de rectification repose sur le phénomène de séparation par diffusion de liquide ayant des températures d'ébullition différentes. En pratique cette opération peut être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'un vapeur en continu, à contre-courant, etc :

3.2 Définition

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituant pratiquement purs de composition dérivée et se base sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part. Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases.

Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- Les concentrations des éléments dans la phase vapeur et la phase liquide.
- La température et la pression.

A la suite de telle mise en contact la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus léger. L'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre phase par des mises en contacts des deux phases.

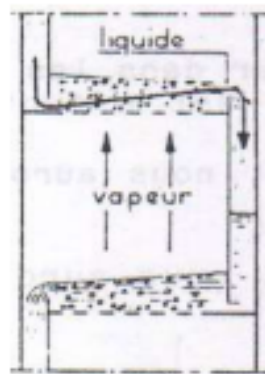


Figure 3 .1 : Schéma simplifié de la rectification.

3.3 Description de la colonne de rectification

La colonne de rectification est un appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué de plateaux successifs ou de garnissages, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases. Dans chaque plateau il y'a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munies d'éléments spéciaux comme les calottes...etc. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en

haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y'est un bon barbotage. Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation, le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne est constitué le résidu. La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête) [7].

La colonne est devisée en trois zones (voir figure 3.2) :

- Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

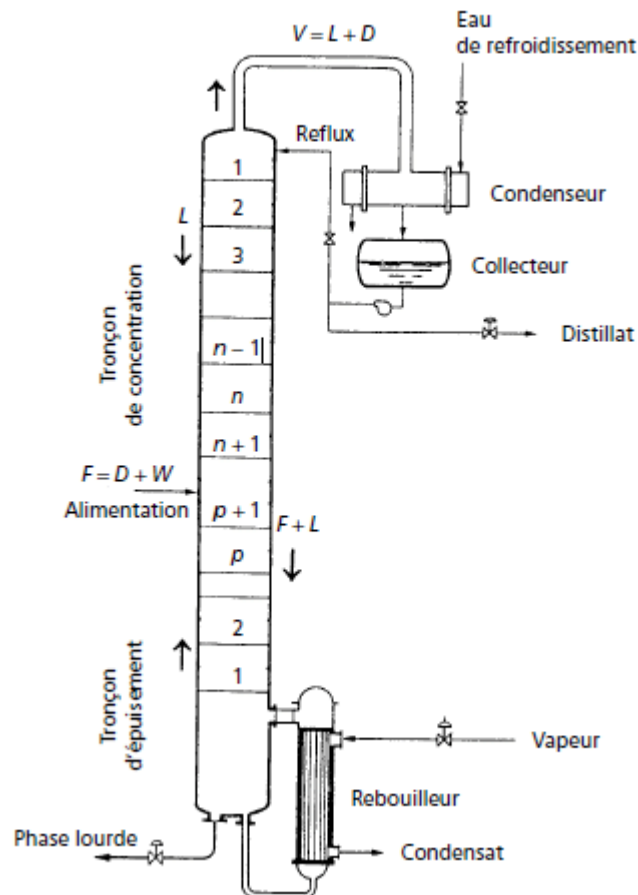


Figure 3.2 : synoptique de la colonne de rectification.

3.4 Fonctionnement d'une colonne de rectification

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

s'effectue l'alimentation s'appelle zone de flash. La partie supérieure à la zone de flash s'appelle zone de rectification ou de concentration et son but est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil dans le distillat. La partie au-dessous de la zone de flash s'appelle zone d'épuisement et son rôle est de récupérer le constituant le plus volatil entraîné par la phase liquide [7].

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phase à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, et une source chaude (rebouilleur), générant un flux de vapeur chaud montant. Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par les plateaux ; dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages, constitués le plus souvent d'un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre-courant [7].

3.5 Types de colonne de rectification

3.5.1 Colonne à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes. Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une dans l'autre. Dans tous les cas, on profite de la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas [7].

3.5.1.1 Types de plateaux :

À part quelques dispositifs particuliers, les plateaux peuvent se ranger en Deux grandes catégories (voir figure 3.3) :

- les plateaux à courants croisés avec trop-plein.

- les plateaux à contre-courant sans trop-plein.

Dans les plateaux à courants croisés, la phase gazeuse monte à travers les éléments de barbotage, traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient une couche de liquide sur le plateau. Le liquide s'écoule par gravité d'un Plateau à l'autre par une conduite. Les plateaux à contre-courant ne comportent ni barrage de sortie ni trop-plein et ses éléments de barbotage sont constitués exclusivement par des trous ou des fentes, le liquide et la vapeur s'écoulent par les mêmes orifices [7].

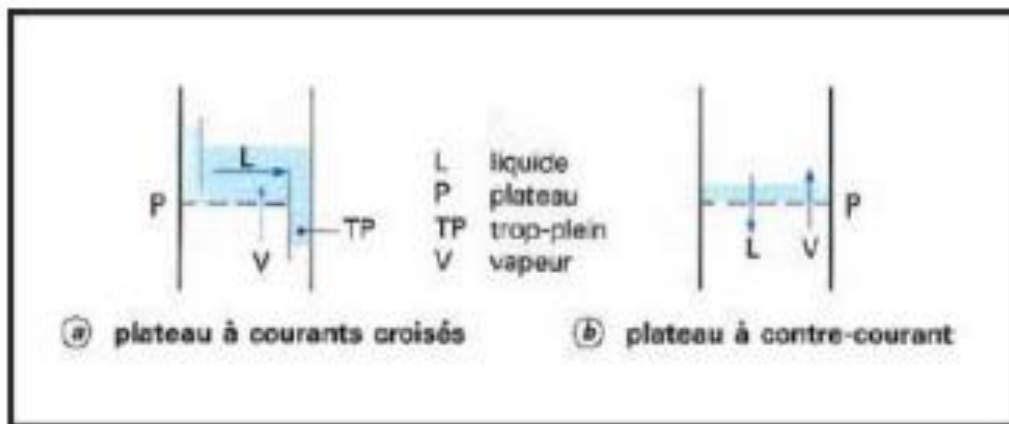


Figure 3.3 : Type de plateaux selon l'écoulement des phases.

Plateaux à calotte

Les plateaux à calottes sont de moins en moins utilisés dans l'industrie. Mais, un grand nombre de colonnes à plateaux à calottes est encore en service, ils sont spécifiés dans un certain nombre de cas (voir figure 3.4) [7].

- Fonctionnement à très faibles débits.
- Distillation sous vide moyen.
- temps de séjour important sur les plateaux, nécessité par une réaction chimique

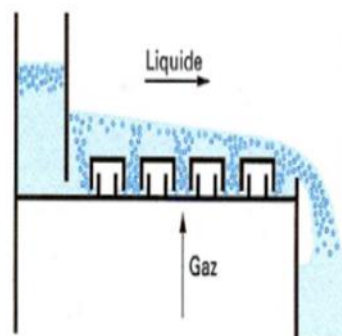


Figure 3.4 : Plateau à calotte.

Plateaux perforés avec déversoir

Les plateaux perforés constituent le type de plateau le plus souvent réalisé actuellement. Le diamètre des trous est compris entre 3 et 25 mm. Les trous sont obtenus en général par poinçonnage, et quelquefois par perçage .Les perforations divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide (voir figure 3.5) [7].

Ils doivent leur succès à leur extrême simplicité et leur faible prix de revient.

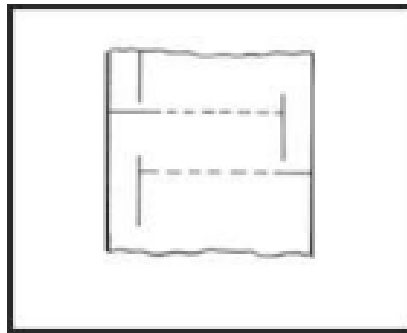


Figure 3.5 : Plateau perforé avec déversoir

Plateaux à clapet (soupape)

L'originalité des plateaux à soupapes vient de la mobilité des organes de barbotage, les soupapes se lèvent en nombre croissant depuis les faibles débits de vapeur jusqu'au fonctionnement total du plateau et celles qui ne sont pas levées empêchent le liquide de passer par les trous (voir figure 3.6) [7].

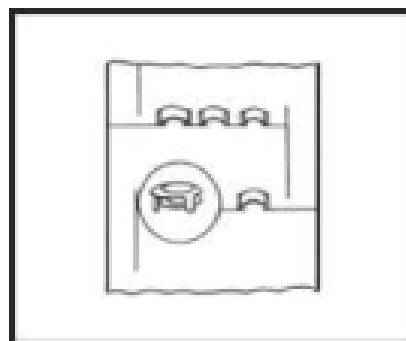


Figure 3.6 : Plateau à clapet.

Plateaux à jet directionnel

La construction de ce plateau est inspiré du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle « Float valve tray », ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière (voir figure 3.7) [7].

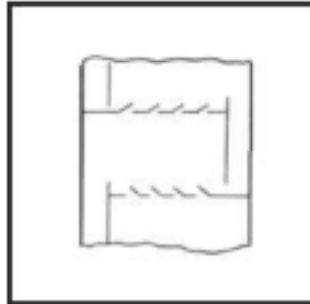


Figure 3.7 : Plateau à jet directionnel.

Plateaux à tunnel

Dans ces plateaux, les organes de barbotage sont constitués par des calottes rectangulaires longues, appelées tunnels. On distingue deux types de plateaux à tunnels (voir figure 3.8) [7].

- Ceux dans lesquels le liquide circule parallèlement aux tunnels.
- Ceux dans lesquels le liquide circule perpendiculairement aux tunnels.

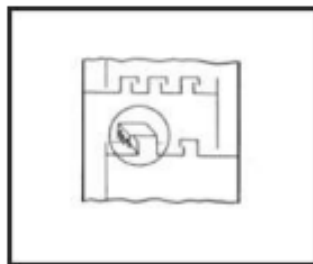


Figure 3.8 : Plateau à tunnel

Plateaux perforés sans déversoir

Le liquide et la vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul (voir Figure 3.9) [7].

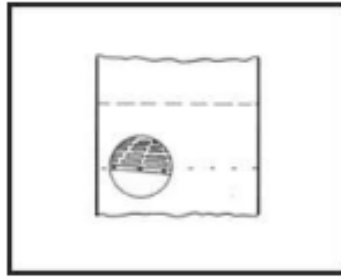


Figure 3.9 : Plateau perforé sans déversoir.

Tableau 3.1 : Comparaison entre les plateaux

Types	calottes	clapets	Perforés avec barrage	Perforés sans barrage
Capacité	Moyenne	fort	fort	Très fort
Souplesse	excellent	Bonne	moyenne	Faible
Entrainement	élevé	modéré	modéré	modéré
Perte de charge	élevé	Moyenne	Moyenne	Moyenne
Coût	élevé =2 à 3	modéré =1 à 2	faible = 1	faible
entretien	assez élevé	modéré	faible	faible
tendance au colmatage	élevé	modéré	faible	Très faible
conception	Bien connue	Bien connue des fournisseur	Bien connue	Moins Bien connue
application recommandée	faible débit liquide	très large domaine	si souplesse non nécessaire	si colmatage est à craindre
part du marché	5%	70%	25%	application spécifique

3-5-1-2-Disposition des éléments de barbotage

Ils peuvent être disposés suivant trois formes de réseau (voir Figure 3.10) [7] :

- le réseau rectangulaire ou carré.
- le réseau triangulaire, dans lequel les éléments de barbotage sont disposés au sommet de triangles le plus souvent équilatéraux, le liquide circulant perpendiculairement à l'un des côtés du triangle.
- le réseau en losange, qui ne diffère du précédent que par le sens de circulation du liquide, parallèle cette fois à l'un des côtés du triangle.

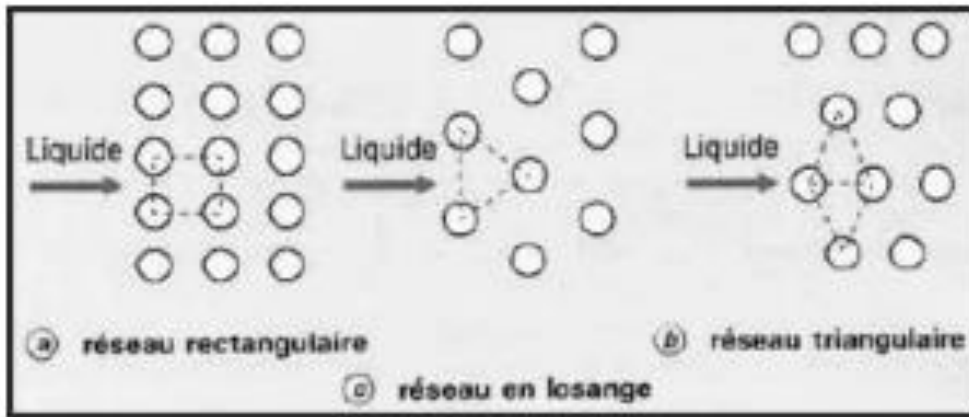


Figure 3 .10 : Disposition des éléments de barbotage

3.5.2 Colonne à garnissage

Les colonnes garnies sont très répandues dans l'industrie chimique grâce à leur simplicité de construction et un prix d'implantation bas. Leur inconvénient est une irrégularité de distribution des flux liquides et vapeur d'un point à l'autre de la section plane, d'où une certaine baisse de l'efficacité de plateau et donc celle de la colonne dans son ensemble [7].

3.6 Lois Fondamentales de transfert de matière

3.6.1 Lois de DALTON

Considéreront une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant ($p_{v i}$) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_i) [19] :

$$P_{v i} = P_T Y'_i \dots \dots \dots (3 - 1)$$

Avec :

$p_{v i}$: Pression partiel d'un constituant « i ».

P_T : Pression du système.

Y'_i : fraction molaire du constituant « i » en phase vapeur.

3.6.2 :Lois de RAOULT et d'HENRY

Les lois de Raoult et Henry 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 soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase [19].

D'après la loi de RAOUL T la pression partielle ($p_{L i}$) 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 :

$$P_{L i} = E_i \times X'_i \dots \dots \dots (3 - 2)$$

Avec :

$P_{L i}$: Pression partiel d'un constituant « i »

P_i : Tension de vapeur du constituant « i »

X'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

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

$$p_{L i} = E_i \times X'_i \dots \dots \dots (3 - 3)$$

Avec:

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

$$p_{L i} = p_{V i} \dots \dots \dots (3- 4)$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X' \dots \dots \dots (3- 5)$$

C'est l'équation d'équilibre Avec :

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

Pour un mélange de deux constituant A et B :

$$\frac{Y_A}{Y_B} = (K_A / K_B) \cdot (X_A / X_B) \dots \dots (3- 6)$$

Avec :

$$\alpha = \frac{K_i}{K_B} \dots \dots (3- 7)$$

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A de passer en phase vapeur par rapport à B.

3.7 Bilan de matière de la colonne et des ses zones

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque

S'écrivent:

$$L = D + R \dots \dots \dots (3 - 8)$$

Avec : L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc : Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L \times X_{Li} = D \times Y_{Di} + R \times X_{Ri} \dots \dots \dots (3 - 9)$$

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

$$\frac{L}{(Y_{Di} - X_{Ri})} = \frac{D}{(X_{Li} - X_{Ri})} = \frac{R}{(Y_{Di} - X_{Li})} \dots \dots \dots (3 - 10)$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D si les concentrations de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues [20].

3.7.1 Bilan matière de la zone de rectification

$$G = g + D \dots \dots \dots (3-11)$$

Avec :

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

g : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit molaire du distillat.

Donc :

$$G y'_{ni} = g \cdot X'_{(n-1)i} + D \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (3 - 12)$$

Appliquant la loi de **LEVIER**, on trouve :

$$\frac{G}{(Y'_{Di} - X'_{(n-1)i})} = \frac{g}{(Y'_{Di} - Y'_{ni})} = \frac{D}{(Y'_{ni} - X'_{(n-1)i})} \dots \dots \dots (3 - 13)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y = \frac{rf}{(rf + 1)} \cdot X + \frac{1}{(rf + 1)} \cdot Y_D \dots \dots (3 - 14)$$

On note que

$$rf = \frac{g}{D} \text{ et } m = \frac{rf}{(rf+1)} \dots \dots \dots (3 - 15)$$

Avec :

rf : le taux de reflux.

L'équation qui tient compte de la constante des débits molaires **G, g** dans la zone de rectification de la colonne donne une relation entre la concentration on constituant **i** dans le liquide se trouvant sur le plateau (**n-1**) et la concentration on ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau **n** et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification [20].

3.7.2 Bilan de matière de la zone d'épuisement

$$r_f = \frac{g}{D} \text{ et } m = \frac{r_f}{(r_f + 1)} \dots \dots \dots (3 - 16)$$

$$g' = G' + R \dots \dots \dots (3 - 17)$$

g' : débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

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

R : Débit molaire du résidu.

Donc :

$$g' X_{(n+1)i} = G' \times Y_{ni} + R \times X_{Ri} \dots \dots \dots (3 - 18)$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$g' / (Y_{ni} - X_{Ri}) = G' / (X_{(n+1)i} - X_{Ri}) = R / (Y_{ni} - X_{(n+1)i}) \dots \dots \dots (3- 19)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$X'_{(n+1)i} = (1/m') \times Y_{ni} + [(m' - 1)/m'] \times X_R \dots \dots \dots (3 - 20)$$

$$Y = [(r_b + 1)/r_b] \times X - (1/r_b) X_{Ri} \dots \dots \dots (3 - 21)$$

On note que:

$$r_b = G'/R \text{ et } m' = g'/G' \dots \dots \dots (3 - 22)$$

3.7.3 Bilan matière de la zone d'alimentation

On voit qu'il faut mélanger le liquide **gk** avec la phase **go** pour obtenir le liquide **gm** alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectuée juste au dessus du plateau supérieur de cette zone [20].

$$g_m = g_k + g_o = G_k + R \dots \dots \dots (3- 23)$$

$$g_m x'_{mi} = g_o \times x'_{oi} + g_k \times x'_{ki} \dots \dots \dots (3 - 24)$$

$$g_m x'_{mi} = G_k \times y'_{ki} + R \times x'_{Ri} \dots \dots \dots (3 - 25)$$

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

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \dots \dots \dots (3 - 26)$$

$$G_o . Y'_{oi} + G_k . Y'_{ki} \dots \dots \dots (3 - 27)$$

$$G_m Y'_{mi} = g_k . X'_{ki} + D . Y'_{Di} \dots \dots \dots (3 - 28)$$

3.8 Utilisation de la volatilité relative

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone.

Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant i à celui d'un constituant de référence choisit Généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange) [21].

3.9 Choix de la pression dans la colonne

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais on contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de **30 à 45°C** environ [3].

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

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au dessus de la température critique du distillat)

de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quelque soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins **15** à **20°C** plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux **P_b** est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.

$$\Sigma K_i \cdot X_i = 1 \dots\dots\dots (3- 29)$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (3- 30)$$

Or : $\Delta P_1 : (0,1 - 0,4)$

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \dots\dots\dots (3- 31)$$

Or : $\Delta P_2 : (0,3 - 0,5)$

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_S + P_f) / 2 \dots\dots\dots (3- 32)$$

3.10 Régime de la température dans la colonne

A la pression de service **P_s** (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\Sigma (Y'_{Di} / K_i) = 1 \dots\dots\dots (3- 33)$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculé comme la température de bulle du Résidu à la pression **P_f**) Est déterminé par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide. [3]

$$\Sigma (K_i \cdot X_{R,i}) = 1 \dots\dots\dots (3- 34)$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

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

$$\Sigma (K_i \cdot X_{L,i}) = 1 \dots\dots\dots (3- 35)$$

2- Si l'est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\Sigma(Y'_{Li}/K_i) = 1 \dots \dots \dots (3- 36)$$

3- Si l'est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$2.1 \Sigma X'_{0,i} = \Sigma[X'_i / 1 + e'(K_i-1)] = 1 \dots \dots \dots (3 - 37)$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i \dots \dots \dots (3- 38)$$

e : Taux de vaporisation.

XL,i : Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

Y0,i : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

X'0,i : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

3.11 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge

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

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

$$e_o' = G_o/L \text{ d'où : } G_o = e_o' .L \dots \dots \dots (3- 39)$$

$$r_o' = g_o/L \text{ d'où : } g_o = r_o' .L \dots \dots \dots (3- 40)$$

eo' : Taux de vaporisation molaire de la charge

ro' : Taux de condensation molaire de la charge.

Go : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

go : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

A la pression et la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de **TREGOUBOV**.

$$\Sigma x'_{oi} = \Sigma[x'_{Li} / 1 + e(K_i-1)] = 1 \dots \dots \dots (3- 41)$$

Ou :

$$r_o' + e_o' = 1 \dots \dots \dots (3 - 42)$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et (e_o') sont connus.

3.12 :Choix du taux de reflux

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne [3].

3.12.1 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'**UNDER WOOD** généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation [30] :

$$(rf) \min = \Phi \Sigma(YDi/\alpha Li - \Phi) \dots \dots \dots (3- 43)$$

Ou :

$$(rb) \min = \Sigma (\alpha Li . X'R,i/\alpha Li - \Phi) \dots \dots \dots (3 - 44)$$

αLi : Le coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.

Φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

La relation entre **(rf) min** et **(rb) min** est donnée par la formule suivante :

$$(rb) \min = [(D (rf)\min/L) + (1- e'o) - (R/L)] / (R/L) \dots \dots \dots (3- 45)$$

3.12.2 Taux de reflux optimal

Ensuite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît) [30].

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND** [19] :

$$(rf) \text{ opt} - (rf) \min] / [(rf) \text{ opt} + 1] = 0, 1 \div 0, 33 \dots \dots \dots (3-46)$$

Donc on aura :

$$(rf) \text{ opt} = 1,3 \times (rf) \min + 0,30 \dots \dots \dots (3- 47)$$

3.12.3 Taux de rebouillage optimal.

Avec :

(rb) opt : le taux de rebouillage optimal est défini par :

$$(rb)_{opt} = (rf)_{opt} \cdot D/R + (1 - \bar{e}_o) \cdot L/R - 1. \dots\dots\dots(3 - 48)$$

3.13 Calcul du nombre de plateaux par la méthode de Gilliland

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre les taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. Si N_{min} est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, **(rf)min** est le taux de reflux minimal, le taux de reflux pour un nombre i infini d'étages[18].

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

Le nombre minimal de plateaux est déterminé comme suit :

- **Dans la zone de rectification :**

$$N_{min} = \frac{Ln \frac{(X_D - cv X_L - CL)}{(X_D - CL X_L - CV)}}{Ln \frac{\alpha_{rCV}}{\alpha_r - CL}} \dots\dots (3 - 49)$$

- **Dans la zone d'épuisement :**

$$N_{min} = \frac{Ln \frac{(X_R - cv X_L - CL)}{(X_R - CL X_L - CV)}}{Ln \frac{\alpha_{rCV}}{\alpha_r - CL}} \dots\dots (3 - 50)$$

3.14 :Bilan thermique de la colonne

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

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

Ainsi que pour vérifier :

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

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

Les flux enthalpies entrant sont généralement :

- La chaleur apportée au rebouilleur.

- Le flux enthalpie des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpies sortant sont généralement :

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

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

$$Lh_L + Q_R = DH_D + Rh_R + Q_C \dots \dots \dots (3 - 51)$$

Avec :

$$h_L = \epsilon_0 \times H_0 + (1 - \epsilon_F) \times h_0 \dots \dots \dots (3- 52)$$

$$Q_R = G_R(H_R - h_L) + R(h_R - h'L) \dots \dots \dots (3- 53)$$

$$Q_C = (D + g_x)(H_D - h_D) \dots \dots \dots (3- 54)$$

On a :

L,D,R - débits molaires respectivement de la charge , du distillat et du résidu en (Kmoles/h) [18].

- QR - charge thermique du rebouilleur en Kcal/h.
- QC - charge thermique du condenseur en Kcal/h.
- hL - enthalpie de la charge biphasique en Kcal/h.
- e'o- taux de vaporisation molaire de la charge.
- Ho - enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmole.
- ho - enthalpie de la phase liquide de la charge en Kcal/Kmole.
- hD - enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/Kmole.
- HD - enthalpie du distillat en état vapeur en Kcal/Kmole.
- hR - enthalpie du résidu en Kcal/Kmole.
- h'L - enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur en Kcal/Kmole.
- HR - enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur.
- gx - débit de reflux froid en Kmole/h.
- GR - débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur Kmole/A partir du

bilan thermique de la colonne:

$$g_x = G_R \left[\frac{(H_R - h'L)}{(H_D - h_D)} \right] - \frac{(Rh'L + DH_D - Fh_L)}{(H_D - h_D)} \dots \dots \dots (3 - 55)$$

$$g_x = (rf)_{opt} \times D \dots \dots \dots (3 - 56)$$

$$G_R = (rb)_{opt} \times R \dots \dots \dots (3 - 57)$$

CHPITRE 4 : SIMULATION PAR HYSYS

4.1 Introduction

La simulation est devenue de nos jours la méthode de modélisation des procédés industriels la plus sollicitée dans le monde.

La simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer le comportement d'un procédé. L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un aperçu du comportement d'un système réel, qui est difficile de l'avoir à travers l'expérience en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables.

La simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans intervention sur le procédé réel en cours du fonctionnement.

Les simulateurs disponibles pour la conception des nouvelles unités ou pour l'optimisation des procédés réels sont : ASPENS PLUS, CHEMCAD, HYSIM, HYSYS, PRO-II.

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris.

Aspen HYSYS offre une base thermodynamique complète pour le calcul précis les propriétés physiques, les propriétés de transport et le comportement de phase pour les industries du pétrole et du gaz et du raffinage.

Ceci dit, le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. Il est développé par la société canadienne HYPROTECH fondée par des chercheurs de l'Université de Calgary en 1996, est spécifique pour les procédés de génie chimique, séparation bi-phasiques et tri-phasiques, la distillation et la transformation chimique depuis fin 2016, Aspen Tech continue de produire HYSYS et la dernière version de logiciel (Aspen ONE V12.2 / Novembre 1, 2021) [29].

4.2 Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer

Les données suivantes d'après la référence [23] :

- La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- L'optimisation du procédé.
- Le dimensionnement des équipements
- L'évaluation économique du procédé.

4.3 Le choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent l'accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transport. La réussite de simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandés on utilise des hypothèses et des suppositions pratiques [24].

On peut distinguer :

- **Modèle d'activité**

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de MARGULE et le modèle UNIQUAC.

- **Modèle hétérogène**

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentent une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropiques...). Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'états, et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

- **Modèles basés sur les équations d'états**

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'états sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et les systèmes de faible non idéalité. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telle que : le constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité. Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaires[25].

Ces modèles utilisent des outils très divers tel que :

- Les équations d'états de Peng-Robinson (PR), Choe-seader (CS), Soave-Ridlich-Kwong (SRK).
- Les corrélations empiriques et semi empiriques de Choe-Seader (CS) et Braun-Grayon (BG).
- Les lois des états correspondants.

4.4 Utilisation de la simulation

Les données suivantes d'après la référence [26] :

4.4.1 Dans la conception (engineering)

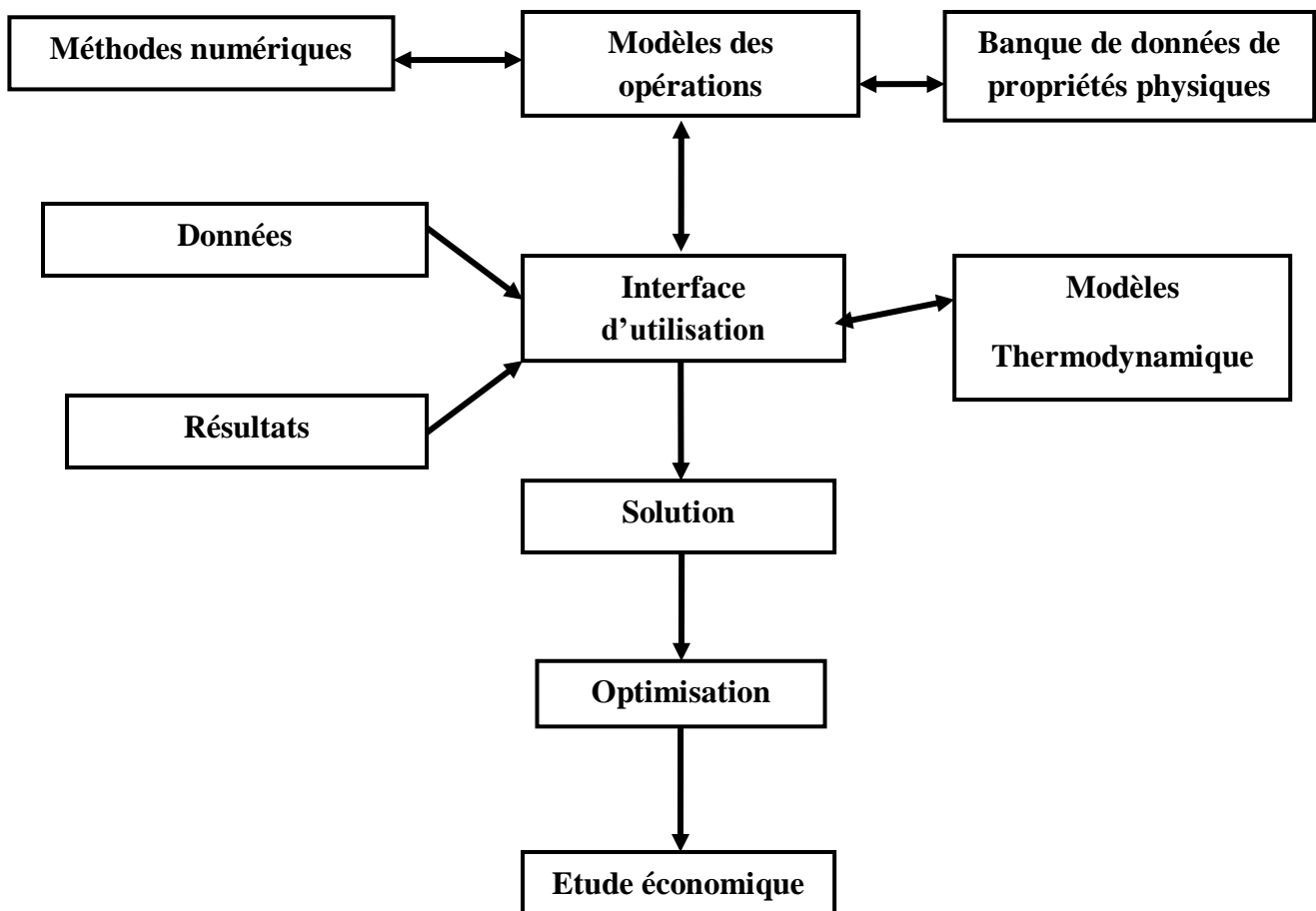
- Etablissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionnement des équipements.

4.4.2 Dans le suivi des procédés

- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
- Détermination de la performance des équipements.

4.5 Structure général d'un simulateur de procédée

Le diagramme décrit les principaux modules d'un simulateur de processus, qui est un outil de calcul largement utilisé dans l'industrie du génie chimique pour



concevoir et optimiser les processus chimique.

4.6 Les équations d'état

4.6.1 L'équation d'état de van der Waals

L'équation d'état de van der Waals est une équation qui décrit le comportement des gaz réels en prenant en compte les forces d'attraction intermoléculaires et le volume occupé par les molécules. Elle est nommée d'après le physicien néerlandais Johannes Diderik van der Waals. L'équation d'état de van der Waals est donnée par [27] :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2} \tag{a}$$

$$a = \Omega_a (R^2 T_c^2 / P_c)$$

$$b = \Omega_b (RT_c / P_c)$$

v- volume

T_c- température critique.

P_c- pression critique.

Les valeurs numériques des paramètres adimensionnels Ω_a, Ω_b étant :

$$\Omega_a = 27/64$$

$$\Omega_b = 1/8$$

Cette équation d'état n'est pas d'une précision satisfaisante ; le calcul de volume molaire en phase liquide conduit à des erreurs systématiques par excès inacceptable. En outre, si l'on calcule la tension de vapeur par cette équation d'état, les résultats sont éloignés des valeurs expérimentales. Ces éléments expliquent pour une part la masse considérable des travaux qui ont prolongé l'œuvre de van der Waals et ont conduit aux équations d'état qui sont à l'heure actuelle, couramment utilisées.

4.6.2 L'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong

Dans le but de mieux représenter les volumes molaires des fluides, Redlich et Kwong (1949) ont proposé une modification empirique du terme d'attraction de van der Waals, ils ont également introduit une variation du paramètre a avec la température :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v(v+b)} \tag{b}$$

$$a(T) = \Omega_a (R^2 T_c^2 / P_c) \alpha(T_r)$$

$$\alpha(T_r) = 1 / \sqrt{T_r}$$

Et comme pour l'équation de van der Waals :

$$b = \Omega_b (R T_c / P_c)$$

Par application des contraintes critiques, on détermine les valeurs des paramètres Ω_a, Ω_b on trouve :

$$\Omega_a \approx 0.42748 \quad \text{et} \quad \Omega_b \approx 0.086640$$

Les résultants, en ce qui concerne le calcul des masses volumiques sont certainement améliorés, en particulier en phase vapeur, mais restent médiocres pour les tensions de vapeurs.

L'équation d'état de Redlich Kwong a cependant été l'une des plus utilisées.

4.6.3 L'équation de Peng et Robinson

L'équation de **Peng Robinson** diffère de l'équation de **Soave** par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de **Soave**, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + 2vb + b^2} \quad (c)$$

4.7 Calcul des paramètres de débutaniseur pour obtenir le propane

4.7.1 Les paramètres actuels de débutaniseur pour le GPL

Le tableau 4.1 présente les paramètres de fonctionnement actuels d'un débutaniseur utilisé dans le traitement du gaz de pétrole liquéfié (GPL) :

Tableau 4.1: Les paramètres actuels de débutaniseur pour le GPL.

Paramètres de fonctionnement	
La charge (Kg /h)	8894
Température de tête (C°)	57.02
Température du fond (C°)	153.3
Pression de tête (Bar)	13
Pression du fond (Bar)	13.35

La composition de la charge

La composition de la charge des constituants qui alimentes la colonne C702 est présenté dans le tableau 4.2.

Tableau 4.2: La composition de la charge

constituants	Alimentation de C702
	% molaire
H2O	0
N2	0
CO2	0
C1	0
C2	0.4206
C3	44.8066
IC4	8.7649
NC4	33.5520
IC5	2.8738
NC5	4.8547
C6	3.2181
C7	1.3533
C8	0.1561

4.7.2 Calcul des paramètres au niveau de débutaniseur pour produire le propane

Dans cette partie les paramètres de fonctionnement de débutaniseur vont être changés afin de produire le propane au lieu du GPL.

Dans ce travail on va procéder à une étude du ballon de flash V600 et des deux colonnes de fractionnement C701 et C702 afin de déterminer les paramètres opératoires optimal pour récupérer le maximum de propane du gaz traité.

La phase liquide du ballon V600 sera introduite dans la colonne 701 et le calcul sera effectué afin d'éliminer les incondensables C1 et C2 dans la tête de la colonne et récupérer les fractions supérieures à C3+ au fonds de la colonne. Une optimisation des paramètres sera faite pour que le C3 ne soit pas entrainé avec le produit de tête et aussi pour que le méthane ne passe pas dans la phase liquide ce qui augmentera la pression dans la colonne C702.

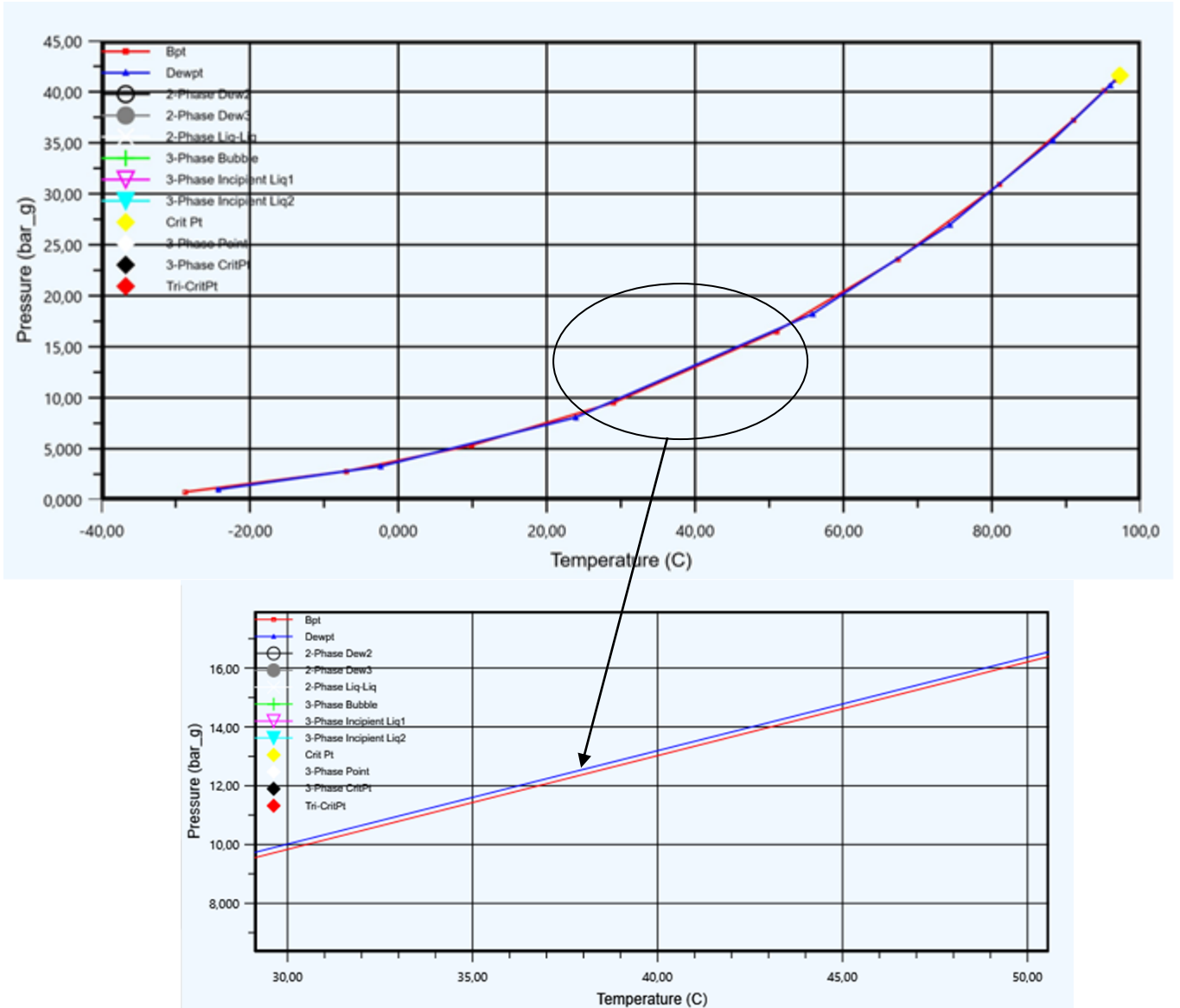


Figure 4.1 : la courbe d'ébullition PT de propane

A partir de la figure 4.1 l'intervalle de température est (25 ; 55 °C) et la pression (9 ; 16 bar), ces intervalles assure un état de propane liquide, pour cela on a choisi les pressions de 13 et de 14 bar pour les paramètres de fonctionnement de la colonne c702.

Tableau 4.3: donnés de l'alimentation

Paramètres de fonctionnement	
La charge (Kg /h)	18015,56
Fraction molaire dans la tête d'IC4	5.000e-004
Fraction molaire dans le fond de C3	5.000e-004
Pression de tête (Bar)	13
Pression du fond (Bar)	14

Les résultats donnés par le logiciel HYSYS après avoir introduit les paramètres de fonctionnement sont :

- ✓ La composition molaire, massique et la masse moléculaire moyenne de la charge
- ✓ les débits molaires et massiques des constituants

Les valeurs de ces paramètres sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau 4.4: Composition, débit massique et molaire de la charge

constituants	Mi (mol)	X'Li	Mi.X'Li	X _{Li}	Quantités	
					Kg/h	Kmol/h
CH4	16	4,29385E-15	6,8702E-14	0	2,39E-11	1,49E-12
C2H6	30	0,001996419	0,05989257	0,0012	20,796115	0,69159242
C3H8	44	0,574909193	25,2960045	0,4875	8782,2712	199,158019
iC4H10	58	0,073765862	4,27842001	0,0824	1485,2839	25,5537103
nC4H10	58	0,234654259	13,609947	0,2623	4724,7897	81,2881022
iC5H12	72	0,03364428	2,42238813	0,0467	840,91507	11,6549329
nC5H12	72	0,051133339	3,68160038	0,0709	1278,0418	17,7134311
C6H14	86	0,020244909	1,7410622	0,0335	604,3803	7,01317021
C6H6	78	0,006932766	0,54075573	0,0104	187,59088	2,4016243
C7H16	100	0,001053992	0,10539916	0,0020	36,586855	0,36512005
C7H8	92	0,001457553	0,13409488	0,0026	46,52377	0,5049204
C8H18	114	0,00018167	0,02071036	0,0004	7,1890115	6,29E-02
C9H20	128	2,57599E-05	0,00329726	0,0001	1,1445373	8,92E-03
C10H22	142	0	0	0	0	0
Σ		1,00	51,8935721	1.0000	18015,56	346,42

4.7.3 Calcul de confirmation

Avec

$$M_{moy} = \sum M_i X'_{Li} \dots \dots \dots (1)$$

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

Ou'

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

X_{Li} : fraction massique du constituant « i » dans la charge.

M_{moy} : masse moléculaire moyenne de la charge.

D'après l'équation (1)

$$M_{moy} = 51.893 \text{ Kg/Kmol}$$

.....Composition et débit du distillat et résidus

De même façon on peut calculer la composition et les débits du distillat et résidus.

Soit :

L' : débit molaire de la charge par unité de temps.

D' : débit molaire du distillat sortant par unité de temps.

R' : débit molaire du résidu sortant par unité de temps.

L'équation du bilan matière globale s'écrit

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

....Bilan de matière de la colonne

$$L' \cdot X_{Li}' = D' \cdot Y_{D,i}' + R' \cdot X_{Ri}' \dots \dots \dots (3)$$

Pour le distillat

$$D' = 201,4 \text{ Kmol/h}$$

La masse moléculaire du distillat est

$$M_D = \sum M_i Y'_{Di} \dots \dots \dots (4)$$

$$M_D = 44.1608 \text{ Kg/Kmol}$$

Donc le débit massique est égal

$$D = 8894 \text{ Kg/h}$$

Composition du distillat (tête de C702)

Le tableau 4.5 présente la composition du distillat, de la colonne C702 :

Tableau 4.5:Composition du distillat (tête de C702)

Constituants	tête de C702
	% molaire
H2O	0
N2	0
CO2	0
C1	0
C2	0.34
C3	98,86
IC4	0.67
NC4	0.13

Pour le résidu

R' = 146 Kmol/h

La masse moléculaire de résidus est

$$M_R = \sum M_i X'_{Ri} \dots\dots\dots (5)$$

M_R = 62.4683 Kg/Kmol

Donc le débit massique est égal

R = 9121.56 Kg/h

Composition de résidu (fond de C702)

Le tableau 4.6 présente la composition de résidu, de la colonne C702 :

Tableau 4.6: Composition de résidu (fond de C702)

Constituants	fond de C702
	% molaire
C3	0,0499
IC4	16,6877
NC4	55,8710
IC5	8,0363
NC5	12,2138
C6	4,8357
Benzène	1,6560
C7	0,2518
Toluène	0,3482
C8	0,0434
C9	0,0062

Résultats obtenus d'après le HYSYS

T de fond C701= 90.9 C°

T de tête C702 = 40.46 C°

T de fond C702 = 107.9 C°

% molaire C3 = 98.86%

D'après le calculs de confirmations du bilan matière de la colonne, les résultats obtenus confirme qu'on peut produire le propane à partir de débutaniseur.

4.8 Optimisation des paramètres de marche dans le cas actuel

4.8.1 Introduction

L'objectif de cette étape est d'exploiter la section du fractionnement (Dééthaniseur et débutaniseur) dans les bonnes conditions de marches pour cela nous allons étudier les variations des paramètres opératoires de cette section, nous commençons en premier lieu par les principaux paramètres du dééthaniseur pour

diminuer les pertes en propane dans le gaz de tête et minimiser la consommation d'énergie.

Le bon fonctionnement du dééthaniseur facilite l'ajustement des paramètres opératoires du débutaniseur, l'étude des paramètres de cette dernière assure une qualité en propane conforme aux spécifications commerciales.

4.8.2 Influence de la température de fond de dééthaniseur

Température de fond dééthaniseur : 90.89C°

Taux de reflux dééthaniseur : 1.2

Nous avons procédé à varier la température du fond du dééthaniseur entre 68°C et 91 °C, la variation de cette dernière dépend du débit de fuel gaz dans le four.

Les résultats de la variation de la température du dééthaniseur C701 et son effet sur la teneur en C3 dans le produit les résultats sont regroupés dans le tableau 4.7 et les figure suivant :

Tableau 4.7: Influence de la température de fond et la tête de dééthaniseur sur %C3

TEMPERATURE DE TETE C701	%C3 DANS LA TETE C701	TEMPERATURE DE FOND C701	%C3 DANS LE FOND C701
-17,68 °C	0,90 %	68 °C	70,399 %
-10,06 °C	2,06 %	71 °C	75,126 %
-8,05 °C	4,14 %	73 °C	78,770 %
-6,36 °C	7,67 %	74 °C	81,435 %
-3,93 °C	13,13 %	75 °C	83,250 %
-0,57 °C	20,45 %	77 °C	84,290 %
3,41 °C	28,61 %	78 °C	84,486 %
7,36 °C	36,11 %	80 °C	83,496 %
10,65 °C	41,93 %	83 °C	80,435 %
13,06 °C	45,91 %	91 °C	73,299 %

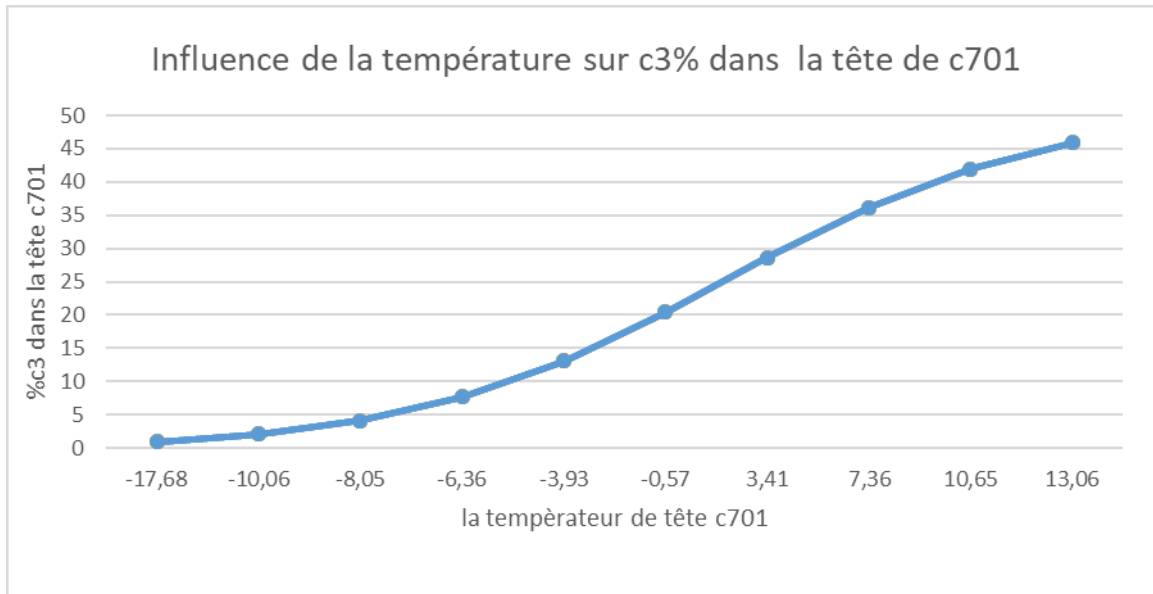


Figure4.2: Influence de la température sur C3% dans la tête de C701

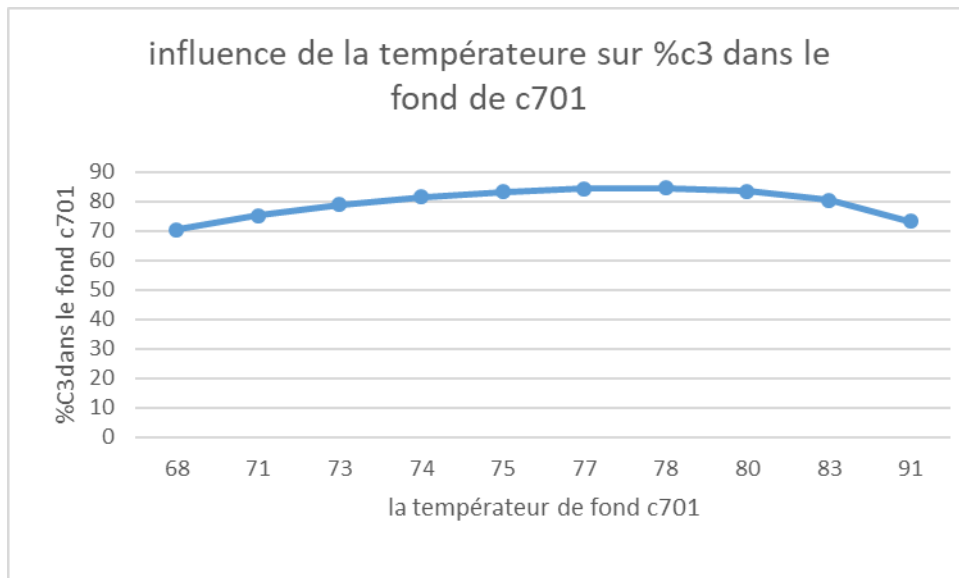


Figure 4.3: influence de la température sur %C3 dans le fond de C701

Interprétation des résultats

- le tableau 4.3 représente la relation entre la température du fond de C701 en degrés Celsius et le pourcentage de C3 dans le fond de C701. Les données indiquent une tendance à la hausse puis à la baisse du pourcentage de C3 dans le fond de C701 avec l'augmentation de la température du fond de C701.

- Plus précisément, les résultats montrent que le pourcentage de C3 dans le fond de C701 est relativement élevé à basse température, atteignant un maximum de 84,49 % à une température de fond de 78 °C, puis diminue progressivement de cette température.
- À des températures supérieures à 78 °C, le pourcentage de C3 diminue jusqu'à atteindre 73,399 % à une température de fond de 91 °C, cette diminution du composant C3 est due au rapprochement des deux phases (Liquide, Vapeur).

4.8.3 Influence de la température de fond et la tête de débutaniseur

Température de la tête de débutaniseur : 40.76 °C

Température de fond débutaniseur : 107.9 °C

Taux de reflux débutaniseur : 1.827

Les résultats de la variation de la température de la colonne C702 et son effet sur la teneur en C3 dans le produit final sont présentés dans le tableau 4.8 et les figure 4.4 et 4.5 :

Tableau 4.8: Influence de la température de fond et la tête de débutaniseur sur le %C3.

Température de la tête C702 (°C)	%C3 dans le produit final	Température de fond C702 (°C)	%C3 dans le produit final
40,76°C	98,86%	93,15°C	4,73%
42,77°C	98,22%	94,28°C	3,22%
43,19°C	97,16%	95,12°C	2,17%
43,70°C	95,69%	95,75°C	1,45%
44,36°C	93,76%	96,27°C	0,96%
45,24°C	91,27%	96,73°C	0,63%
46,37°C	88,18%	97,22°C	0,41%
47,77°C	84,47%	97,87°C	0,26%
49,44°C	80,23%	98,94°C	0,16%
51,36°C	75,63%	101,11°C	0,09%
53,47°C	70,89%	107,90°C	0,05%

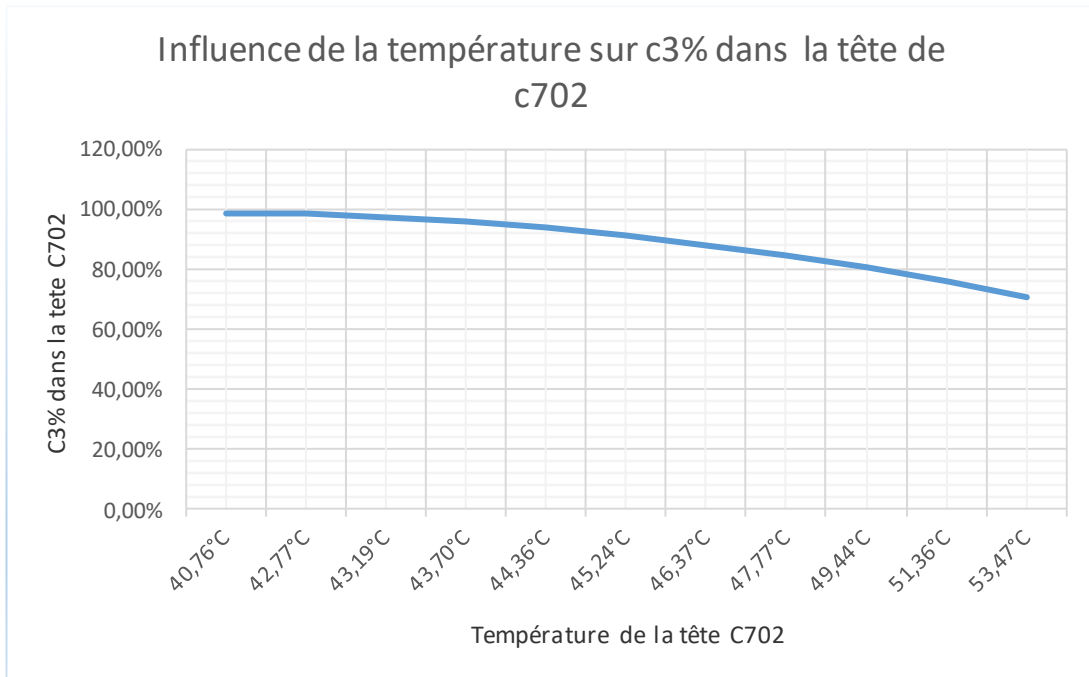


Figure4.4: Influence de T sur C3% dans la tête de C702.

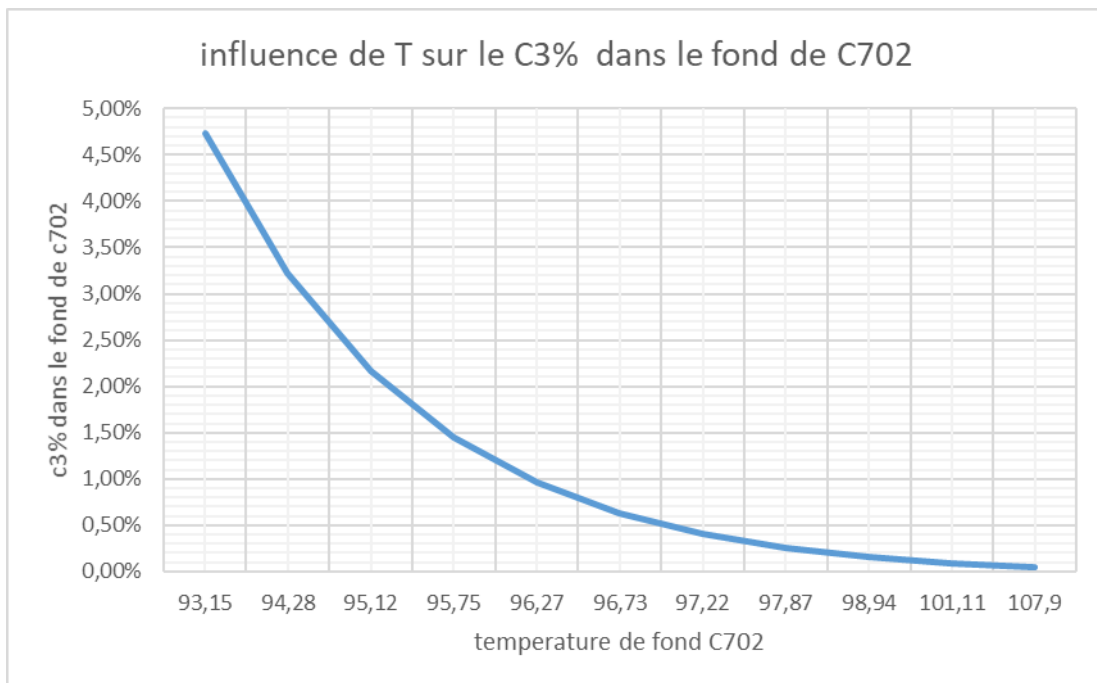


Figure4.5: influence de T de fond C702 sur le %C3

Interprétation des résultats

- Ces résultats représentent une relation entre la température de la tête C702 en degrés Celsius et le pourcentage de C3% dans le produit final.
- Les données montrent une tendance à la baisse du pourcentage de C3% dans le produit final avec l'augmentation de la température de la tête C702.
- En d'autres termes, plus la température de la colonne C702 est élevée plus le pourcentage de C3% dans le produit final est faible. Ces résultats peuvent être utilisés pour optimiser le processus de production et garantir la qualité du produit final.

4.8.4 Influence de taux de reflux

Température de fond Dééthaniseur : 91°C

Température du fond débutaniseur : 107.9°C

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée

L'influence des valeurs du taux de reflux sur la production finale du C3 sont présentés dans le tableau 4.9 ainsi que sur la figure 4.6

Tableau4.9: Influence de taux de reflux sur le %3.

Taux de reflux de C702	%C3 dans le produit final
1,00	90,5%
1.2	93%
1.3	94%
1.4	95%
1.5	96%
1.6	97%
1.7	98,3%
1.827	98 ,86%
2,00	98,46%

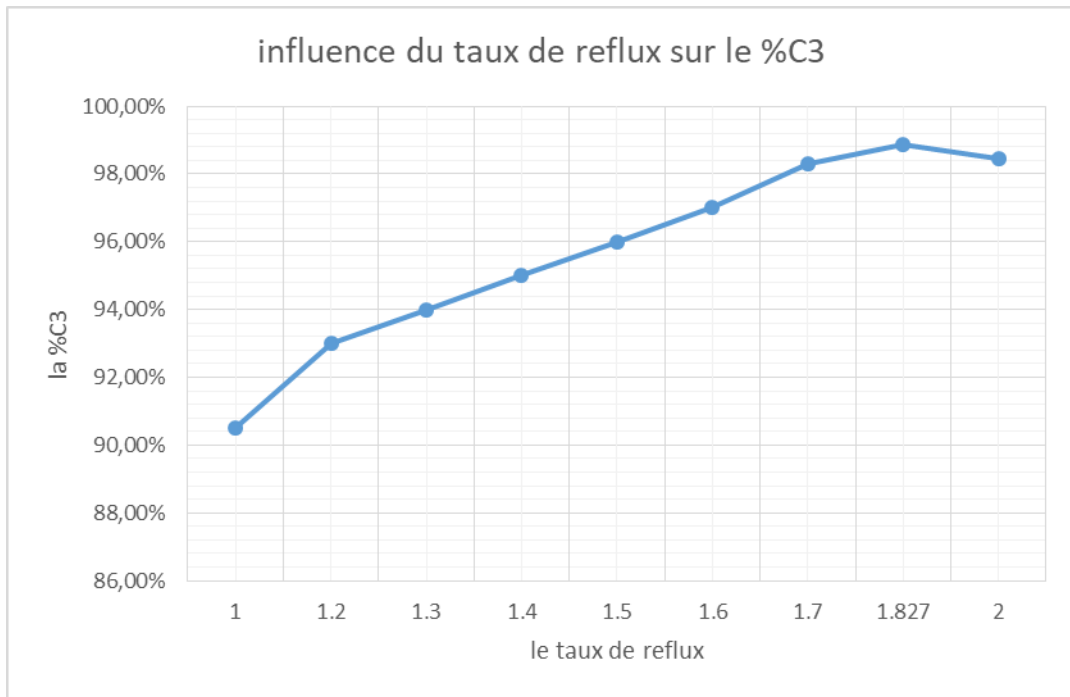


Figure 4.6: influence du taux de reflux sur le %C3.

Interprétation des résultats

- Le tableau 4.9 et la figure 4.6 représentent la relation entre le taux de reflux de C702 et le pourcentage de C3 dans le produit final. Les données montrent une tendance à la hausse du pourcentage de C3 dans le produit final avec l'augmentation du taux de reflux de C702. En d'autres termes, plus le taux de reflux de C702 est élevé, plus le pourcentage de C3 dans le produit final est élevé.
- Le pourcentage de C3 continue à augmenter jusqu'à un taux de reflux de 1.827 au-delà de cette valeur le pourcentage de C3 diminue.
- Les résultats obtenus peuvent être utilisés pour optimiser le processus de production en ajustant le taux de reflux de C702 pour atteindre un pourcentage de C3 souhaité dans le produit final. Pour ça, on distingue d'après le tableau 4.9 que le taux de reflux améliore beaucoup la qualité du produit fini C3.

Conclusion

Pour le cas actuel on conclut qu'il est possible de produire le propane à partir d'un débutaniseur, et les paramètres optimales sont :

$$T_{fC701} = 91^{\circ}\text{C}$$

$$T_{fC702} = 107.9^{\circ}\text{C}$$

Avec un taux de reflux = (1.827 pour %C₃=98.86)

4.8.5 Bilans énergétiques des condenseurs et rebouilleurs

L'établissement du bilan thermique de la colonne est indispensable pour vérifier le débit du reflux liquide provenant de l'aéro-réfrigérant et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. Le calcul est effectué suivant les équations 6, 7, 8, 9 et 10.

$$Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C \dots\dots\dots(6)$$

$$Q_L = L' \cdot h_L \quad \ll e'_0=0 \gg \dots\dots\dots(7)$$

$$Q_R = R' \cdot h_R \dots\dots\dots(8)$$

$$Q_D = D' \cdot H_D \dots\dots\dots(9)$$

$$Q_C = (D' + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots(10)$$

Avec :

Q_L : charge thermique de l'alimentation en Kcal/h

Q_R : charge thermique du résidu en Kcal/h

Q_D : charge thermique du distillat en Kcal/h

Q_C : charge thermique du condenseur en Kcal/h

Q_{Rb} : charge thermique formée par le rebouilleur en Kcal/h

h_L : enthalpie de la charge liquide Kcal/Kmol

e'_0 : taux de vaporisation de la charge

h_R : enthalpie de résidu en état liquide Kcal/Kmol

h_D : enthalpie du distillat en état liquide Kcal/Kmol

H_D : enthalpie du distillat en état vapeur Kcal/Kmol

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur en Kcal/Kmol

g_x : débit de reflux

G_R : débit de reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) en Kmol/h

(r_f) : taux de reflux

(r_b) : taux de rebouillage

L', R', D' : sont des molaires respectivement de la charge, du résidu et de distillat.

Détermination de g_x et G_R :

$$g_x = (r_b)_{opt} \cdot D' \dots\dots\dots(11)$$

$$g_x = 1.827 \times 201,4$$

$g_x = 367.95 \text{ Kmol/h}$

$$G_R = (r_b) \cdot R' \dots\dots\dots(12)$$

$$G_R = (2,77) \cdot (146)$$

$G_R = 404 \text{ Kmol/h}$
--

4.8.6 Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, la température et la masse moléculaire (**voir annexe**).

Enthalpie du distillat à l'état liquide h_D

Tableau4.10: Enthalpie du distillat à l'état liquide h_D

Données	Résultats
$P = 14.84 \text{ bar}$	$h_D = -1.296e+005 \text{ Kj/Kgmol}$
$T = 75.45 \text{ C}^\circ$	$h_D = -3.097e+004 \text{ Kcal/Kgmol}$
$M = 54.2478 \text{ Kg/Kmol}$	$h_D = -5.570e+004 \text{ Btu/lbmol}$

Enthalpie de la charge d'alimentation h_L

Tableau4.11: Enthalpie de la charge d'alimentation h_L

Données	Résultats
$P = 13 \text{ bar}$	$h_D = -1.193e+005 \text{ Kj/Kgmol}$
$T = 38 \text{ C}^\circ$	$h_D = -2.850e+004 \text{ Kcal/Kgmol}$
$M = 44.2751 \text{ Kg/Kmol}$	$h_D = -5.127e+004 \text{ Btu/lbmol}$

4.9 Réalisation d'une nouvelle ligne d'appoint vers V-505

Dans cette partie nous allons faire une modification concernant la ligne de production du GPL, et cette modification c'est l'addition ou bien raccordement d'un tronçon de pipe 2 pouces (2'') entre la ligne de GPL et la ligne de refoulement de la pompe P-501 qui sert à vidangé les ballons V502 et V503 vers le ballon V505.donc pour ce travail nous allons faire un dimensionnement de cette pipe.

4.9.1 Dimensionnement de la ligne de propane

Pour le dimensionnement de cette ligne il faut baser sur les résultats donnés par le logiciel HYSYS.

Résultats donnés

Produit : propane liquide.

T= 40.76 C°, P= 13 bars, débit volumique= 17.55 m³/h

Donc on va simuler cette pipe par HYSYS et les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau4.12: dimension du pipe

Paramètres	
Métal	Mild steel
Diamètre nominal (mm)	50.8
Diamètre interne (mm)	52.5
Diamètre externe (mm)	60.32
Longueur (m)	2.37
Conductivité (W/m.K)	45

La nouvelle ligne est bénéfique que soit du point de vue quantitatif et qualitatif avec un gain de temps considérable, sans négligé le coté économique.

4.9.2 Schéma de raccordement

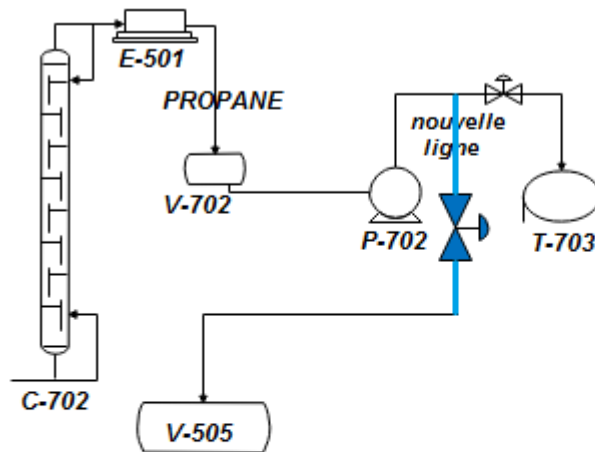


TABLEAU 4.13 : nomination des équipement de schéma

Le Nom	La légende
C-702	Colonne de distillation
E-501	Airo
V-702	Séparateur
P-702	pompe
T-703	Sphere de GPL
V-505	Balon de stockage (propane)

Schéma descriptive du procédé :

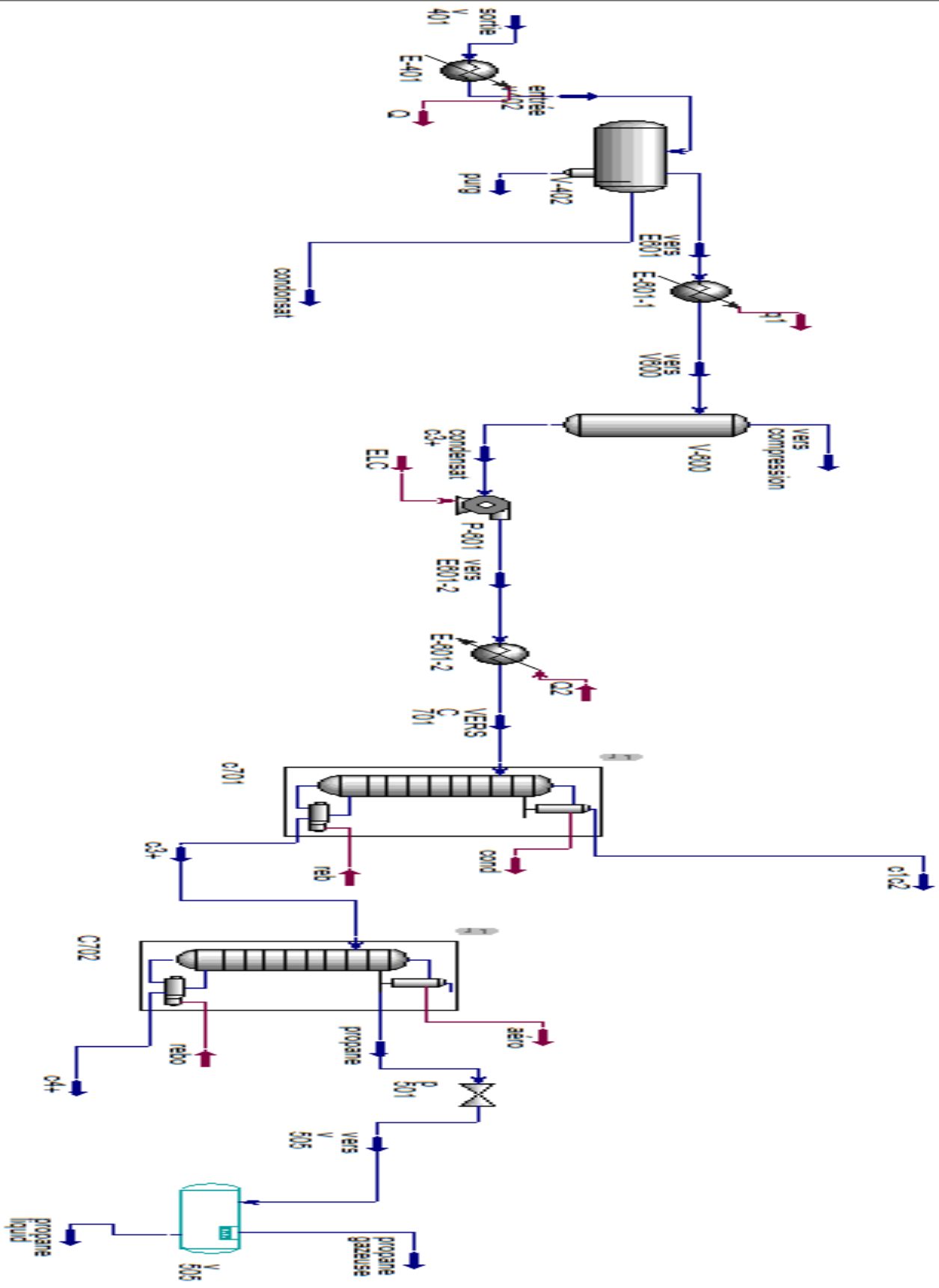


TABLEAU 4.14 :nomination des équipement de schéma

Le Nom	La légende
E-401	Échangeur
V-402	Séparateur
E-601.1	Échangeur
V-600	Séparateur
P-601	Pompe
E-601.2	Échangeur
C-701	Colonne de distillation
C-702	Colonne de distillation
V-505	Ballon de stockage (propane)

Conclusion Générale

Nous avons à travers ce mémoire tenté de modifier les paramètres opératoires de la section de fractionnement au niveau de centre de traitement du gaz Guellala dans le but de produire du propane et réduire ou bien éliminé le risque de dépotage. Pour cela, on a essayé de bien maîtriser le procédé et de connaître les différents équipements de cette section.

La simulation de cette section par le simulateur HYSYS avec les commandes introduites dans la colonne C702 ont permis de trouver des résultats plus qu'encourageante.

L'étude de la variation des paramètres opératoires du dééthaniseur et débutaniseur nous a permis de trouver les paramètres opératoires optimales qui permettent de récupérer le propane avec pureté de 98.86% pour une température de 40.76 °C, pression de 13bar.

Les calculs effectués manuellement à l'aide des équations du débit de distillat et du résidu confirme les valeurs trouvées par le logiciel.

Ces résultats prometteurs donnent une ouverture qui servira à étudier d'autres cas du marché actuelle.

La production du propane à travers le débutaniseur élimine les risques provoqués par l'opération du dépotage.

L'amélioration de sécurité industriel de nos installation assurer la continuité de la production, la sécurité des travailleurs et préserver l'environnement.

Finalement notre travail a permis de minimiser le cout d'investissement (l'achat de propane) plus de 605 000 \$ /an (12826000DA).

Références Bibliographiques

- [1] Mitsubishi « manuel opératoire de l'unité de traitement de gaz Guellala »1990
- [2] Mitsubishi « bilan de matière, centre de production Guellala technique de l'ingénieur »1992
- [3] Total « Document IFP (institue française de pétrole) ». Sonatrach 2014
- [4] Jean-Claude « Thierry de Montbrial rapport présenté au club de Rome. L'énergie : le compte a rebours », Paris,1978. 225p
- [5] S.BESSAM, Etude des propriétés thermodynamique, structurales et de transport du méthane liquide et des mélanges d'hydrocarbures par dynamique moléculaire de corps flexible ,Mémoire de magister université d'Oran département de chimie, 2008, page 25-27-28
- [6] SNC. LAVALIN « GNL101 Initiation au Gaz Naturel Liquéfié », 2016 . p11
- [7] Pierre WUITHIER ; « le raffinage et génie chimique » ; tome 2 ; Institut Française du Pétrole ; 1972
- [8] <https://total.direct-energie.com>, 13/05/2023
- [9] comptage des produits pétroliers en Algérie-TRC 2018
- [10] Rey G. Montemayor « distillation and vapor pressure measurement in petroleum products » West Conshohocken, PA 19428–29592008.
- [11] z. hanichi ; « optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse » ; mémoire de fin d'étude université de boumerdes ; 2005
- [12] association nationale pour la formation automobile « le GPLC »2000
- [13] Manuel opératoire du complex GP1Z
- [14] Benziad, Housseem. « Réalisation d'une colonne de stabilisation du condensat au niveau de l'unité de traitement de gaz. » 2008; 124P
- [15] Introduction to Petroleum Refinery Processing Gennaro J. (Jerry) Maffia; Professor of Chemical Engineering and Process Engineering Manager, Petrochemicals Industry
- [16] CHEBLI Laid et ABBASSI Youcef « calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur (unité (38) ; traitement de gpl)» mémoire fin d'étude université de biskra 2012.

- [17] Dr. Walter Snelling « The History of Propane The Discovery, a chemist and explosives expert for the U.S. Bureau of Mines, was contacted to investigate. » In 1910
- [18] Pierre WUITHIER ; « le raffinage et génie chimique » ; tome 1 ; Institut Française du Pétrole ; 1972.
- [19] M. Barolo Et G. B. Guarise « batch distillation of multicomponent systems with constant relative volatilities » institution of chemical engineers, 0263±8762/96.
- [20] J.P.Moulin « génie des procédés, génie chimique, opérations unitaires idéales » école centrale paris, 2004-2005.
- [21] Johann Stichlmair et James R. Fair « Distillation: Principles and Practice » 14/09/1998
- [22] Yadolah Dodge Et Giuseppe Melfi « Premiers pas en simulation » Springer Verlag France, 2008
- [23] Pierre Rouchon « simulation dynamique et commande non linéaire des colonnes a distiller » Thèse présentée a l'école nationale supérieure des mines de paris,1990.
- [24] Varga Viktória « distillation extractive discontinue dans une colonne de rectification et dans une colonne inverse » these en co-tutelle, 2006.
- [25] R. K. Sinnott « Chemical Engineering Design» VOLUME 6 FOURTH EDITION, Coulson & Richardson's Chemical Engineering, 2005.
- [26] Michael E. Hanyak Jr « Chemical Process Simulation and the Aspen HYSYS Software » 2010
- [27] DEHANE Nessrine « etude experimentale de l'effet du sel sur l'équilibre liquide-liquidedu systeme (eau –acide formique_methylisobutylcetone) » mémoire de master mercredi 30 septembre 2020
- [28] Kaabouche, Boumedien »Description de la section de stockage de l'unité GPL-1 » HASSI MESSAOUD . Novembre 2017; 38P.
- [29] University of Calgary. "Hyprotech: Simulation software for industry". Archived from the original on 20 September 2014. Retrieved 10 December 2016.
- [30]U. M. Diwekar, R. K. Malik and K. P. Madhavan « optimal reflux rate policy determination for multicomponent batch distillation columns » compur. them. engng, vol. 11, no. 6, pp. 629-637, 1987

- [31]air liquide« Propriétés du propane en détail» :
http://jballonrc.free.fr/le_propane.htm, dernière consultation le 07/06/2023.
- [32] « Stockage et transport du gaz naturel » <https://www.gaznaturel.be>, dernière consultation le 07/06/2023

Annexe 1 : diagramme pression-enthalpie de Molier

