



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 août 1955 - SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Thème :

Étude comparative du bon fonctionnement de la colonne de stabilisation C-401 avec et sans reboilleur au niveau d'une unité de traitement de gaz associé (UTGA)

Réalisé par :

BOUKELLOUA Achraf

BELKEBIR Ali

Encadrante :

Dr. SAADI Chahrazed

Année universitaire 2024-2025

Remerciement

Nous tenons à remercier notre **Dieu** notre créateur de nous avoir donné la volonté, la santé et la patience pour accomplir ce travail.

Nous adressons nos vifs remerciements à notre encadrante, Madame Dr **SAADI Chahrazed**, qui a accepté d'encadrer et de diriger ce travail.

Nous adressons nos sincères remerciements aux membres du jury pour l'honneur qu'ils nous font en acceptant de juger ce travail.

Sans oublier nos enseignants du département de Pétrochimie, faculté de Technologie de l'université 20 Août 1955-Skikda, pour leur assistance tout au long de notre parcours.

Nous tenons également à remercier sincèrement tous les employés de l'usine **UTGA** de **SONATRACH** pour leur hospitalité et leur gentillesse.

Dédicace

Je dédie ce travail :

*À mes chers parents **Abdelhamid** et **Khadidja**, pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse, leur soutien et leurs prières tout au long de mes études,*

*À mes chers frères, **Yasser**, **Ayman**, **Ziyad**, **Rayane** et **Mohammed Hassan** pour leur appui et leur encouragement*

*À mon fidèle ami **Yasser KOUICEM**,*

*À mes collègues de la promo **2021/2025***

*À mes amis de la résidence universitaire **RUH5***

*À notre encadrante, Madame Dr **SAADI Chahrazed**,*

*Je termine avec la personne qui a partagé tout le travail, qui a supporté mon humeur au moment de stress, mon binôme et mon ami **Ala***

Achraf

Dédicace

*Du profond de mon cœur, je dédie ce travail à tous qui me sont
cher.*

*A mon Père et Ma Mère qui n'ont pas cessés de m'encourager
pour donner le meilleur de moi-même et qui ont fait de moi un
homme, sans oublier mon frère et ma sœur à qui je dois tous
l'amour, avec tous mes vœux de les voir réussir dans leurs vies.*

*A mon binôme **Achraf**, tous ceux qui m'ont aidé dans
l'élaboration de ce travail, tous ce qui m'ont enseigné au long
de ma vie scolaire et ceux qui sèment le bonheur dans mon
chemin.*

A nos chers enseignants sans exception.

*Je dédie aussi ce travail à mes amies et mes chers collègues et à
tous ceux qui me connaissent.*

Ali

Résumé :

Ce mémoire porte sur l'étude du gaz associé issu des procédés d'exploitation pétrolière de l'unité (UTGA) de Tin Fouyé Tabankourt (TFT), où le rebouilleur H-401, élément essentiel du procédé de distillation, est à l'arrêt depuis 1996. On examine particulièrement son fonctionnement dans le traitement et son intégration des systèmes de production. L'objectif étant l'analyse des conséquences techniques de cet arrêt sur la colonne de stripping C-401 par l'utilisation des méthodes de simulation de procédé par HYSYS et une évaluation des performances globales de la colonne avec et sans rebouilleur en calculant les écarts entre les deux cas simulés

Mots clés : Gaz associé ; Distillation ; Condensat ; Simulation de procédé ; UTGA

Abstract:

This thesis focuses on the study of the associated gas from the oil exploitation processes of the Tin Fouyé Tabankourt (TFT) unit (UTGA), where the H-401 reboiler, an essential element of the distillation process, has been shut down since 1996. It particularly examines its operation in the treatment and its integration into production systems. The objective is to analyze the technical consequences of this shutdown on the C-401 stripping column using HYSYS process simulation methods and an evaluation of the overall performance of the column with and without reboiler by calculating the differences between the two simulated cases.

Keywords: Associated gas; Distillation; Condensate; Process simulation; UTGA

ملخص:

يتناول هذا البحث دراسة الغاز المصاحب الناتج عن عمليات إنتاج النفط، مع التركيز على معالجته ودوره ضمن منظومة الإنتاج الصناعي. تتمحور الدراسة حول وحدة معالجة الغازات المصاحبة، حقل تين فويي تبنكورت، حيث يتوقف جهاز إعادة الغليان عن العمل منذ سنة 1996، وهو عنصر محوري في عملية التقطير. هدف هذه الدراسة إلى تحليل الآثار الفنية لهذا التوقف على عمود الفصل، من خلال إجراء محاكاة دقيقة للعملية وتقييم أداء الوحدة ككل. تتيح النتائج فهماً أعمق لتوازن تشغيل الوحدة والعوامل المؤثرة على جودة وكمية المنتجات المستخرجة.

الكلمات المفتاحية: الغاز المصاحب؛ التقطير؛ محاكاة العمليات؛ المنتجات المسترجعة

Liste des abréviations

GPL : Gaz de pétrole liquifié

GNL : Gaz naturel liquifié

TEG : Triéthylène glycol

PCS : Pouvoir calorifique supérieur

PCI : Pouvoir calorifique inférieur

Mtep : Millions de tonnes équivalent pétrole

TVR : Tension de vapeur REID

NO : Nombre d'octane

TFT : Tin Fouyé Tabankort

HMZ : Hassi Mazoula

CS : Centre de séparation

UTGA : l'unité de traitement des gaz associés

Sm³ / j : standard mètre cube par jour

BP : Base pression

HP : Haute pression

PR : Peng Robenson

Listes des figures

Figure I.1 : Schéma des différents types de source géologique du gaz naturel.....	7
Figure I.2 : Les étapes du procédé Pritchard.....	9
Figure I.3 : Les étapes du procédé Hudson.....	10
Figure I.4 : dispositif de mesure de pression de vapeur REID.....	14
Figure II.1 : Colonne de rectification continue.....	19
Figure II.2 : Colonne de distillation batch.....	20
Figure II.3 : Colonne à garnissage en vrac (à gauche) structuré (à droite).....	21
Figure II.4 : Types de plateaux.....	23
Figure II.5 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.....	28
Figure II.6 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.....	30
Figure II.7 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation.....	31
Figure III.1 : Situation géographique de la région TFT.....	36
Figure III.2 : Schéma du réseau de collecte des gaz associés à l'UTGA.....	39
Figure III.3 : Schéma simplifié de l'UTGA.....	40
Figure III.4 : Schéma du procédé de la section BP.....	42
Figure III.5 : Schéma de compression boosting.....	43
Figure III.6 : Schéma de la section déshydratation.....	45
Figure III.7 : Schéma de la section de stabilisation.....	46
Figure III.8 : Schéma de la section de re-compression.....	47
Figure IV.1 : Le modèle thermodynamique choisis.....	57
Figure IV.2 : Schéma de simulation de la section de stabilisation.....	58

Figure IV.3 : La composition molaire obtenue par simulation du gaz à la sortie.....	59
Figure IV.4 : la composition molaire obtenue par simulation du condensat à la sortie.....	61
Figure IV.5 : Schéma de simulation cas de fonctionnement normal.....	63
Figure IV.6 : Schéma de simulation cas de l'arrêt de rebouilleur.....	63

Listes des tableaux

Tableau I.1 : Composition du gaz naturel en % de volume.....	5
Tableau I.2 : Composition molaire du condensat stabilise.....	13
Tableau IV.1 : La composition molaire du gaz et du condensat non stabilisé.....	56
Tableau IV.2 : Paramètres du gaz et du condensât non stabilisé.....	57
Tableau IV.3 : Comparaison des paramètres obtenus par simulation et ceux du cas design du gaz à la sortie.....	59
Tableau IV.4. Comparaison de la composition molaire obtenue par simulation et celle du cas design du gaz à la sortie.....	60
Tableau IV.5 : Comparaison des résultats obtenus par simulation et ceux du cas design du condensat à la sortie.....	60
Tableau IV.6 : Comparaison de la composition molaire obtenue par simulation et celle du cas design du condensat à la sortie.....	62
Tableau IV.7 : Condition du gaz.....	64
Tableau IV.8 : Propriété du gaz.....	64
Tableau IV.9 : Composition du gaz.....	65
Tableau IV.10 : Condition du condensat.....	65
Tableau IV.11 : Propriété du condensat.....	66
Tableau IV.12 : Composition du condensat.....	66

Sommaire

Remerciement

Dédicace

Résumé

Liste des abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale 1

Chapitre I Généralité sur le gaz naturel

I.1. Introduction :	4
I.2. Composition du gaz naturel :	4
I.3. Différents types de gaz naturel :	5
I.3.1. Gaz conventionnel non associé :	5
I.3.2. Gaz associé :	5
I.3.3. Gaz biogénique :	6
I.3.4. Gaz de charbon :	6
I.3.5. Gaz de schiste :	6
I.3.6. Hydrates de méthane :	6
I. 4. Le traitement du gaz naturel :	7
I.5. Procédé de traitement :	8
I.5.1. Procédé Pritchard :	8
I.5.2. Procédé Hudson :	9
I.5.3. Procédé d'Alrar :	9
I.6 Caractéristiques du gaz naturel :	10
I.6.1. La masse volumique :	10
I.6.2. La densité :	10
I.6.3. Pouvoir calorifique :	11
I.6.3.1 Pouvoir calorifique supérieur PCS :	11
I.6.3.2 Pouvoir calorifique inférieur PCI :	11

I.7. Gaz naturel en Algérie :	11
I.8. Generalite sur le condensat :	12
I.8.1 Définition du condensat :	12
I.8.2. Caractéristiques du Condensat :	12
I.8.3 Utilisation du condensat dans le raffinage :	14
Bibliographie :	15

Chapitre II Notion sur la distillation

II.1 Introduction :	17
II.2 Définition de la distillation :	17
II.3 Types de distillation :	17
II.3.1 La distillation continue :	17
II.3.2 Distillation discontinue :	18
II.4 Les différents types de colonnes de distillation :	19
II.4.1 Colonnes à garnissage :	19
II.4.2 Colonnes à plateaux :	20
II.5 Différents types de plateaux :	21
II.5.1 Plateaux à calottes :	21
II.5.2 Plateaux perforés à déversoirs :	21
II.5.3 Plateaux à clapets :	21
II.5.4 Plateaux uniflux :	21
II.5.5 Plateaux à jets directionnels (jet trays) :	22
II.5.6 Plateaux perforés sans déversoirs :	22
II.6 Lois fondamentales :	22
II.6.1 Loi de Raoult :	23
II.6.2 Loi de Dalton :	23
II.6.3 Loi de Henry :	24
II.6.4 Equilibre liq-vap :	24
II.6.5 La volatilité :	24
II.6.6 La volatilité relative :	24
II.7 Bilan matière de la colonne et de ses zones :	25
II.7.1 Le bilan matière de la colonne :	25
II.7.2 Bilan matière de la zone de rectification :	26

II.7.3 Le bilan matière de la zone d'épuisement :	28
II.7.4 Le bilan matière de la zone d'alimentation :	29
II.8 Les facteurs qui influent l'efficacité de la distillation d'une colonne :	31
II.8.1 Le taux de reflux :	31
II.8.2 La pression :	31
II.8.3 La température :	32
Bibliographie :	33

Chapitre III Présentation de l'unité de traitement des gaz associés

III.1. Présentation de la région TFT :	35
III.1.1. La Situation géographique :	35
III.1.2. Les gisements de la région de TFT :	36
III.1.2.1 Gisement de Tin Fouyé :	36
III.1.2.2 Gisement d'Amassak :	36
III.1.2.3 Gisement de Djoua :	36
III.1.2.4 Gisement Tamendjelt :	37
III.1.2.5 Gisements de Hassi Mazoula :	37
III.2. Présentation de l'unité de traitement des gaz associés :	37
Capacité design de l' UTGA.....	39
III.2.1. Section de réception de gaz :	39
III.2.2. Section de compression basse pression :	39
III.2.3. Section de compression haute pression :	41
III.2.4. Section de déshydratation de gaz :	42
III.2.4.1 Adsorption :	42
III.2.4.2 Refroidissement :	43
III.2.4.3 Chauffage :	43
III.2.5. Section de stabilisation :	44
III.2.6. Section de re-compression:	46
Bibliographie :	47
Problématique :	48

Chapitre IV L'application de la simulation et l'interprétation des résultats

IV.1. Introduction à Aspen HYSYS :	50
IV.2. Définition et Fonctionnalités d'Aspen HYSYS :	50
IV.2.1. Fonctionnalités détaillées d'Aspen HYSYS :	50
IV.2.1.1. Modélisation de procédés complète :	50
IV.2.1.2. Simulation de procédés avancée :	51
IV.2.1.3. Optimisation de procédés efficace :	51
IV.2.1.4. Analyse de sensibilité approfondie :	51
IV.2.1.5. Diagnostic des problèmes précis :	52
IV.3. Avantages d'Aspen HYSYS :	52
IV.4 Versions d'Aspen HYSYS :	53
IV.5. Un aperçu de la simulation :	53
IV.5.1. Peng-Robinson :	53
IV.5.1.1. Domaine d'application :	54
IV.5.1.2. Plage de travail :	54
IV.6 La simulation du cas design de la section de stabilisation :	55
IV.6.1 validation du modèle thermodynamique :	55
IV.6.2 Composition et paramètres nécessaire pour la simulation :	55
IV.6.3 Résultat et validation de la Simulation :	57
IV.6.3.1 Schéma de la simulation du procédé :	57
IV.6.3.2. Calcul d'erreur :	57
IV.7. Comparaison du cas design avec et sans rebouilleur :	62
IV.7.1 Schémas de la simulation par logiciel HYSYS :	62
IV.7.2 Condition, propriété et composition gaz :	63
IV.7.3 Condition, propriété et composition du condensat :	64
IV.7.4 Interprétation des résultats :	66
IV.7.5 Recommendations:	66
Bibliographie :	67
Conclusion générale :	68

Introduction générale

Malgré l'évolution constante de l'industrie pétrolière et la forte demande énergétique sur le marché international, le gaz naturel demeure l'une des principales sources d'énergie, que ce soit pour les pays producteurs ou non producteurs. Parmi les différentes formes de gaz issues de l'exploitation pétrolière, le gaz associé souvent rejeté sous forme de gaz torché représente une ressource commerciale pouvant être valorisée en énergie, adaptée à divers usages industriels et domestiques.

Le gaz associé était généralement brûlé à la torche principalement en raison de l'absence d'infrastructures adéquates pour sa récupération et son traitement jusqu'à relativement une période récente. Cependant, avec la prise de conscience croissante des enjeux économiques et environnementaux, plusieurs installations ont été mises en place pour capter et valoriser ces gaz. C'est notamment le cas de l'unité de traitement des gaz associés (UTGA) de Tin Fouyé Tabankort (TFT), qui a permis non seulement de produire du gaz lift utilisé dans la récupération assistée du pétrole, mais aussi de récupérer des condensats et de satisfaire une partie des besoins en gaz combustible pour la consommation locale.

Le rebouilleur est un équipement très important dans les industries pétrolières et gazières, il est conçu pour assurer une vaporisation partielle au fond de la colonne de stabilisation, afin de garantir un taux de rebouillage désiré, nécessaire pour son bon fonctionnement. Dans le cas de l'UTGA et à cause d'un mal fonctionnement des pompes du rebouillage G401A/B, la section est à l'arrêt depuis 1996. Une des raisons, qui nous a poussé à vérifier l'impact de cet arrêt sur la qualité et la quantité des produits gaz et condensat.

Le bon fonctionnement de cette unité repose sur un équilibre précis des paramètres de marche. Toute perturbation dans une section du procédé peut influencer la qualité et la quantité des produits finis. C'est dans ce contexte que la présente étude s'inscrit, et dont l'objectif est d'évaluer l'impact de l'arrêt du rebouilleur H-401 sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de stripping C-401, ainsi que sur la qualité des produits qu'elle génère, et de proposer si possible des solutions.

Pour atteindre cet objectif, ce mémoire est structuré en quatre chapitres :

- Le **premier chapitre** présente des généralités sur le gaz naturel.

- Le **deuxième chapitre** est consacré aux principes théoriques de la distillation.
- Le **troisième chapitre** décrit en détail l'unité de traitement des gaz associés de la région de TFT, son fonctionnement et ses composantes principales.
- Enfin, le **quatrième chapitre** l'application du programme de simulation, Interprétation des résultats obtenus, ainsi que l'analyse de l'impact de l'arrêt du rebouilleur sur les performances de l'unité.

Chapitre I

Généralités sur le gaz naturel

I.1. Introduction :

Le gaz naturel est une énergie fossile composée principalement de méthane (CH_4), présent dans les roches poreuses enfouissantes sous terre. Il se distingue par plusieurs avantages : une disponibilité relativement abondante, une grande souplesse d'utilisation, un coût généralement compétitif, et un impact environnemental moindre comparé à d'autres combustibles fossiles comme le charbon. Son exploitation nécessite une gestion technique rigoureuse à travers toute la chaîne gazière : exploration, extraction, traitement, transport, stockage et distribution. Grâce à ses propriétés énergétiques et environnementales, il est largement utilisé dans le chauffage domestique, la production d'électricité, ainsi que dans divers procédés industriels. Sa consommation a fortement augmenté ces dernières décennies, en raison des préoccupations croissantes liées à la transition énergétique et à la lutte contre les émissions de gaz à effet de serre.

I.2. Composition du gaz naturel :

Le constituant principal du gaz naturel est le méthane CH_4 , et sa quantité est extrêmement variable d'un gisement à un autre :

- Des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de C_2 à C_8).
- Du dioxyde de soufre SO_2 .
- Du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide H_2S .
- Du dioxyde de carbone CO_2 .
- De l'azote N_2 .
- Parfois de petites quantités d'Hélium (He) et de Mercure (Hg) [2].

Tableau I.1 : Composition du gaz naturel en % de volume [3].

Composant	Masse molaire	Fraction moyenne %	Tolérance
Méthane CH ₄	16,043	83	±0,3
Ethane C ₂ H ₆	30,07	7,1	±0,15
Propane C ₃ H ₈	44,097	2,25	±0,1
i-Butane i-C ₄ H ₁₀	58,123	0,4	±0,07
n-Butane n-C ₄ H ₁₀	58,123	0,6	±0,08
i-Pentane i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,12	±0,03
n-Pentane n-C ₅ H ₁₂	72,16	0,15	±0,04
Hexane C ₆ H ₁₄	86,177	0,18	±0,05
Azote N ₂	28,0135	5,8	±0,2
Dioxyde de Carbone CO ₂	44,01	0,21	±0,03
Hydrogène H ₂	2,015	0	±0
Hélium He	4,002	0,19	±0,02

I.3. Différents types de gaz naturel :

Il existe plusieurs formes de gaz naturel, se distinguant par leur origine, leur composition et le type de couche géologique réservoirs dans lesquelles ils se trouvent (Fig I.1 p7). Néanmoins, ce gaz est toujours composé principalement de méthane et issu de la désagrégation d'anciens organismes vivants.

I.3.1. Gaz conventionnel non associé :

C'est la forme la plus exploitée de gaz naturel, son processus de formation est assez similaire à celui du pétrole. Le marché international du gaz naturel et ses réseaux de transport par gazoducs et méthaniers étaient principalement alimentés par ce type de gaz conventionnel non associé [4].

I.3.2. Gaz associé :

Le gaz associé est le gaz présent en solution dans le pétrole, séparé de ce dernier lors de l'extraction. Longtemps considéré comme un déchet, de plus en plus soit réinjecté dans le gisement géologique (contribuant à y maintenir la pression afin de maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisé énergétiquement [4].

I.3.3. Gaz biogénique :

Il est issu de la fermentation par des bactéries de sédiments organiques. À l'instar de la tourbe, c'est un combustible fossile mais dont le cycle est relativement rapide. Les gisements biogéniques (environ 20 % des réserves connues de gaz conventionnel) sont en général petits, dispersés et situés à faible profondeur. Il a moins de valeur énergétique (par mètre cube) que le gaz thermogénique, car contenant une part significative de gaz non combustibles (dioxyde de carbone notamment) et ne fournissant pas d'hydrocarbures plus lourds que le méthane [5].

I.3.4. Gaz de charbon :

Le charbon contient naturellement du méthane et du dioxyde de carbone dans ses pores. Historiquement, ce gaz est surtout connu pour la menace mortelle qu'il présente sur la sécurité des mineurs - il est alors resté dans la mémoire collective sous le nom de grisou. Cependant, son exploitation est en plein développement [5].

I.3.5. Gaz de schiste :

Certains schistes contiennent du méthane issu de la dégradation du kérogène présent dans le schiste et piégé dans ses feuillets et microfissures. Mais, il existe deux grandes différences par rapport aux réserves de gaz conventionnel. La première est que le schiste est à la fois la roche source du gaz et son réservoir. La seconde est que l'accumulation n'est pas discrète (beaucoup de gaz réuni en une zone restreinte) mais continue (le gaz est présent en faible concentration dans un énorme volume de roche), ce qui exige une technique spécifique pour son exploitation [6].

I.3.6. Hydrates de méthane :

Les hydrates de méthane (aussi appelés clathrates de méthane) sont des structures solides contenant du méthane prisonnier. Ils sont issus de l'accumulation de glace contenant des déchets organiques, la dégradation est biogénique. On trouve ces hydrates dans le pergélisol ou sur le plancher ou fond océanique [6]

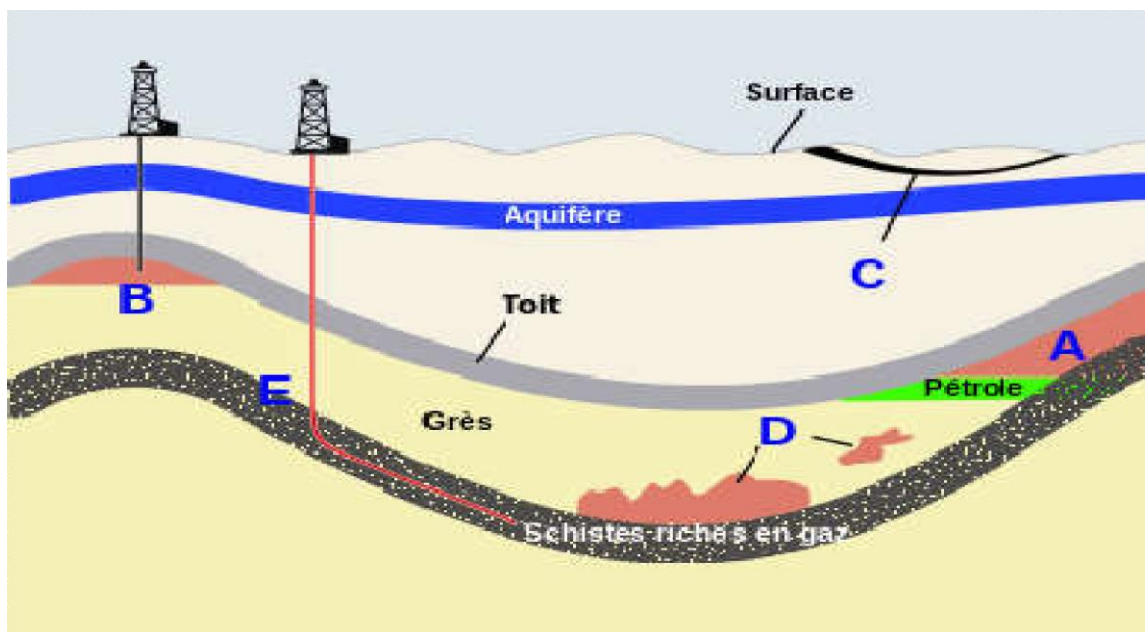


Figure. I.1 : Schéma des différents types de source géologique du gaz naturel [6].

I. 4. Le traitement du gaz naturel :

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer partiellement ou totalement les constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds. Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications commerciales ou de transports bien définis.

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

- H_2S : toxique et corrosif.
- CO_2 : corrosif et de valeur thermique nulle.
- Hg : corrosif dans certains cas.
- H_2O : conduisant à la formation des hydrates.
- Les hydrocarbures lourds : condensant dans les réseaux de transport.
- N_2 : de valeur thermique nulle [7].

I.5. Procédé de traitement :

I.5.1. Procédé Pritchard :

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

Pour son fonctionnement normal, le procédé Pritchard (Figure I.2 p9) utilise une boucle de propane pour ses besoins en frigories. Notons que le propane d'appoint est produit dans une unité indépendante.

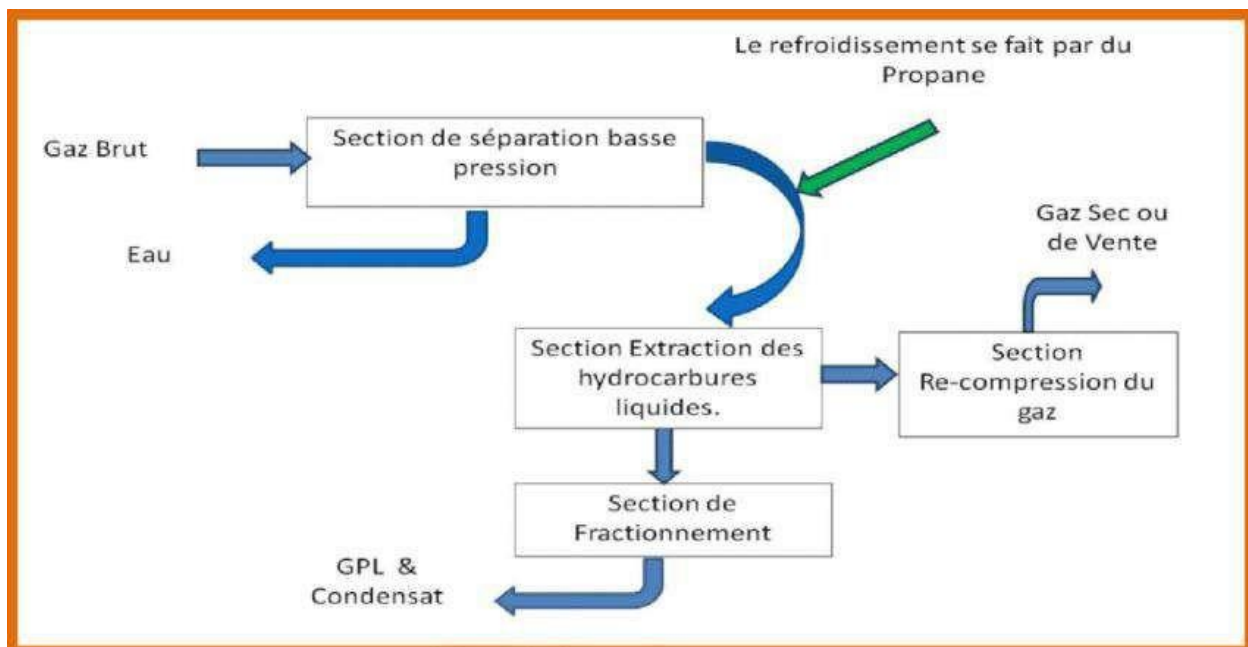


Figure I.2 : Les étapes du procédé Pritchard [8].

Les liquides récupérés dans les différents ballons séparateurs sont stabilisés dans le déethaniseur puis fractionnés en condensât et en GPL dans le débutaniseur. Les gaz moyen pression venant du déethaniseur sont déshydratés dans un contacteur au TEG (triéthylène glycol). Sur le site, il est nécessaire d'avoir une unité de régénération de TEG et une section pour la recompression des gaz moyen pression [10].

I.5.2. Procédé Hudson :

Le procédé Hudson (Figure I.3 p10) est basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par une série de détentes complétées d'une autre à travers une machine dynamique appelée Turbo-Expander qui permet d'atteindre un niveau de température de - 40 °C. Les hydrocarbures liquides récupérés dans les différents ballons de séparation sont stabilisés au niveau du dééthaniseur puis envoyés au débutaniseur pour être séparés en condensat et GPL.

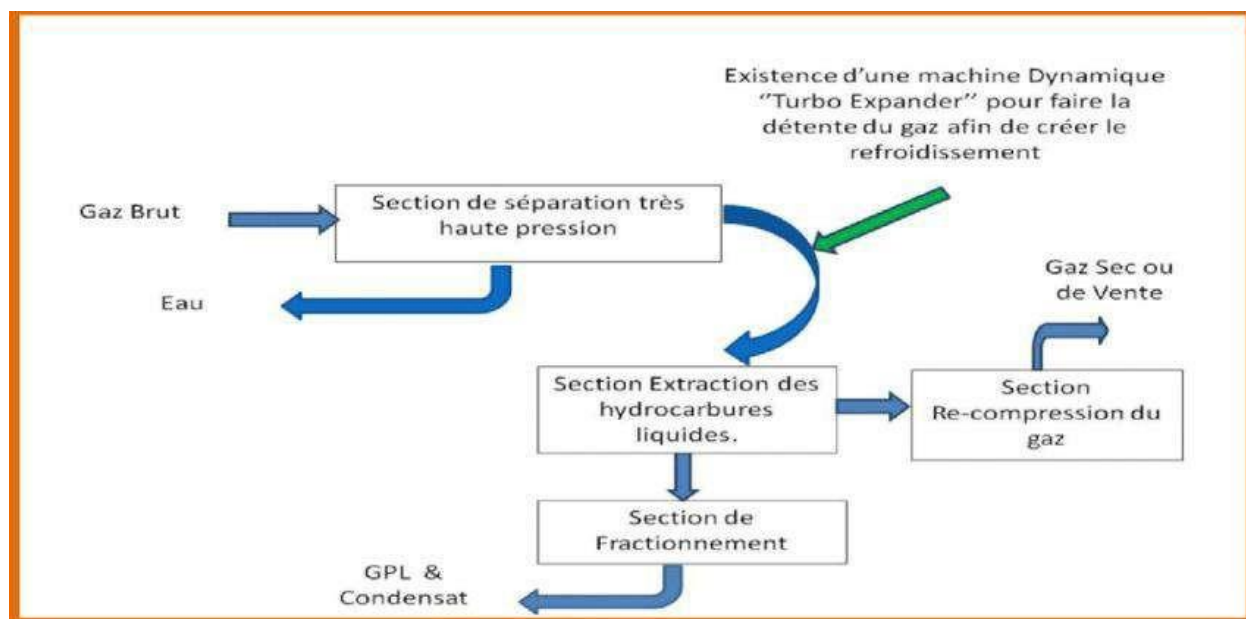


Figure I.3 : Les étapes du procédé Hudson [8].

L'énergie obtenue grâce à la détente isentropique est utilisée pour comprimer le gaz sec par le compresseur de Turbo-Expander à la pression du gazoduc de gaz de vente [8].

I.5.3. Procédé d'Alrar :

Procédé mixte et dans lequel la combinaison des deux procédés sont appliqués pour assurer les besoins en frigories, il utilise à la fois une boucle de propane et un turbo-expander. La température finale obtenue grâce aux refroidissements successifs peut atteindre -65 °C. Les liquides obtenus à différents niveaux sont stabilisés puis fractionnés en GPL et condensat [8].

I.6 Caractéristiques du gaz naturel :

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de -161°C . Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle. Bien que la composition du gaz naturel varie, son composant principal est le méthane (au moins 90%). Il possède une structure d'hydrocarbure simple, composé d'un atome de carbone et de quatre atomes d'hydrogène (CH_4).

Le méthane est extrêmement inflammable. Il brûle facilement et presque totalement et n'émet qu'une faible pollution. Ni corrosif, ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qu'un combustible fossile sûr comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité de 0,60, inférieure à celle de l'air (1,00), le gaz naturel a tendance à s'élever et, par conséquent, peut disparaître facilement du site où il se trouve par n'importe quelle fissure [9].

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

I.6.1. La masse volumique :

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / m^3 , elle est fonction de la température et de la pression, hors spécifications.

On se réfère aux conditions dites normales ou standards :

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

I.6.2. La densité :

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

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

I.6.3. Pouvoir calorifique :

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

I.6.3.1 Pouvoir calorifique supérieur PCS :

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

I.6.3.2 Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le PCI diffère du PCS d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau [9].

I.7. Gaz naturel en Algérie :

L'agence internationale de l'énergie classait l'Algérie au dixième rang mondial des producteurs de gaz naturel en 2015 avec 2,3 % de la production mondiale et au sixième rang mondial des exportateurs de gaz naturel avec 5,3 % du total mondial.

Les réserves prouvées de gaz naturel de l'Algérie étaient estimées par BP à 4500 milliards de m³ fin 2015, soit 54 années de production au rythme de 2015. Ces réserves classaient l'Algérie au 10e rang mondial avec 2,4 % du total mondial, et au 2e rang en Afrique derrière le Nigeria.

En 2015, l'Algérie a produit 83 milliards de m³ de gaz naturel, soit 74,7 Mtep (millions de tonnes équivalent pétrole), en baisse de 0,4 % (-6 % depuis 2005). Elle se classe au 9eme rang mondial avec 2,3 % de la production mondiale et au 1^{er} rang en Afrique [10].

I.8. Généralité sur le condensat :

I.8.1 Définition du condensat :

Le condensat est un liquide hydrocarburé constitué d'un mélange complexe d'hydrocarbures paraffiniques, allant de l'isopentane ($i\text{-C}_5\text{H}_{12}$) jusqu'aux alcanes plus lourds, tels que le dodécane ($\text{C}_{12}\text{H}_{26}$) et au-delà. Ce liquide est généralement issu de gisements dits "de gaz à condensat", où il est associé au gaz naturel.

Bien qu'il soit présent initialement à l'état gazeux dans le réservoir en raison des fortes pressions et températures en profondeur, le condensat se liquéfie lorsque le gaz est remonté à la surface et soumis à des conditions normales de température et de pression. En surface, il apparaît donc sous forme liquide, ce qui facilite sa récupération, son traitement et son utilisation ultérieure dans divers secteurs industriels, notamment comme matière première pour la pétrochimie ou comme carburant [11].

Tableau I.2 : Composition molaire du condensat stabilisé [11].

Composants	% molaire
Propane	0.04
Iso butane	0.03
Normal butane	0.22
Iso pentane	21.94
Normal pentane	36.45
Hexane	24.26
Heptane	12.80
Octane	4.26

I.8.2. Caractéristiques du Condensat :

Les principales caractéristiques du condensat sont :

➤ **La TVR :**

La tension de vapeur de Reid est la caractéristique principale du condensât, elle doit être inférieure à 0.69 bar (10 psi-a) à 37.8°C en Hiver et inférieure à 0.5 bar (7 psi-a) à 37.8° C en été.

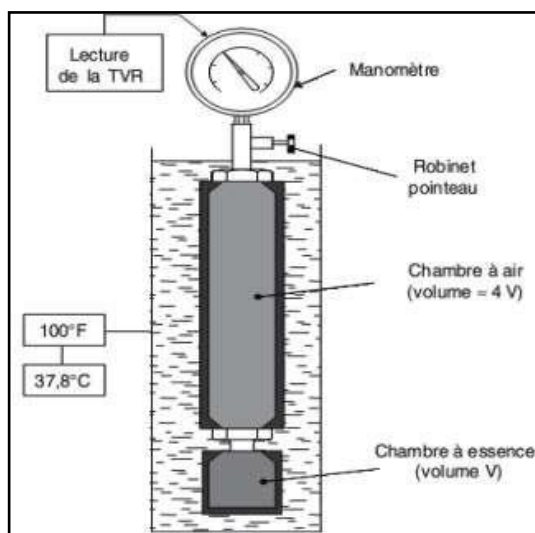


Figure I.4 : Dispositif de mesure de pression de vapeur REID [11].

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence
- **Poids spécifique :** Le poids spécifique du condensât est compris entre 0.7 à 0.8.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à -40°C
- **Limites d'inflammabilité :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à Zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement : 1.4 et 7.6 % (dans l'air)
- **Explosivité et inflammabilité :** Le condensât est un fluide hautement inflammable, la température d'auto-inflammabilité est de 380 à 450°C
- **Toxicité physiologique :** Les vapeurs du condensât sont toxiques lorsqu'un

homme s'y expose. Le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux suivi de symptômes névropathies. La victime peut éventuellement avoir du mal à marcher. Lorsque les concentrations du condensât (vapeur) sont de l'ordre de 0.025 à 0.05% en volume dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux même après plusieurs heures d'inhalation.

- **Précautions hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, une ventilation convenable est réalisée dans les locaux de travail afin de maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm [11].

I.8.3 Utilisation du condensat dans le raffinage :

Le condensat est largement utilisé dans la fabrication de carburants, en particulier dans la production d'essences. Grâce à sa composition chimique naturellement riche en hydrocarbures légers, il constitue une matière première idéale pour ce type de transformation.

Comparé au pétrole brut, le condensat présente un avantage économique significatif : son coût de traitement est généralement inférieur. En effet, les opérations de séparation et de conversion nécessaires à son raffinage sont moins complexes et donc moins coûteuses, ce qui réduit le prix de revient des carburants qui en sont issus.

Sur le plan industriel, le condensat est notamment employé dans le procédé d'isomérisation, qui consiste à transformer les paraffines linéaires en isoparaffines. Ces dernières présentent un indice d'octane (Indice de l'Octane ou NO – *Nombre d'Octane*) plus élevé, ce qui améliore considérablement la qualité de l'essence produite, appelée dans ce cas « isomérat ».

En outre, le condensat est également utilisé comme charge dans le procédé de reformage catalytique (*reforming catalytique*), une opération essentielle du raffinage permettant de produire des essences à haut indice d'octane et de générer de l'hydrogène, tout en valorisant les coupes légères issues du distillat [10].

Bibliographie :

- [1]: PIERRE WHUITIER. Raffinage et génie chimique. Edition de l'institut français du pétrole.
- [2] : PIERRE LEPRINCE. Le raffinage du pétrole 3 PROCEDES DE TRANSFORMATION, Institut français du pétrole, Edition technip Paris1998.
- [3] : AKKOUCHI KAMEL EDDINE ET ECHCHAOUI SEIF EDDINE (Apport d'un dispositif <événement sure> à la prévention des risques d'incendies et d'explosion dans la station gaz naturel. Centrale TG ANNABA-port) Mémoire de projet de fin d'études Ecole Nationale Polytechnique 2018
- [4] : <http://www.worldbank.org> (Les différents types du gaz) [en ligne]. Consulté le 09/05/2025
- [5] : <https://www.clarke-energy.com> (Le gaz naturel : définition et explications) [en ligne]. Consulté le 12/05/2025
- [6] : <https://www.connaissancedesenergies.org> (L'exploitation du gaz) [en ligne]. Consulté le 13/05/2025
- [7] : GUERRICHA MA, KHELLOUS. Récupération de CO₂ rejetée vers l'atmosphère au niveau de la section décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel : UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA 2012/2013.
- [8] : CHAOUCH NOURA; Traitement du gaz Naturel. Support du cours Université Kasdi Merbah Ouargla 2022
- [9] A. ROJET. Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP « PARIS » 1997
- [10] : ABDERRAHMANE K, LAMINE SM. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité de décarbonatation : UNIVERSITE M'HAMED Bougara Boumerdès ; 2017/2018
- [11] : Livre (le raffinage du pétrole, exploitation et gestion de la raffinerie) Vol 5 (JAUNE PAUL FAVENNEC).

Chapitre II

Notions sur la distillation

II.1 Introduction :

Les procédés de séparation par transfert de matière, comme la distillation fractionnée, sont essentiels pour traiter le pétrole brut et le gaz naturel. Ils permettent d'isoler différentes fractions selon leur température d'ébullition, produisant ainsi des carburants et dérivés variés (essence, kérosène, GPL, etc.). Ces techniques valorisent les ressources fossiles en les transformant en produits adaptés aux besoins énergétiques et industriels.

II.2 Définition de la distillation :

La distillation est un procédé physique qui sépare les composés d'un mélange par transfert de chaleur et de matière entre phases, souvent réalisé industriellement dans une colonne de distillation. Le transfert s'effectue grâce à la diffusion moléculaire et dépend des concentrations, de la température et de la pression. Lors du contact entre phases liquide et vapeur, la vapeur s'enrichit en composés plus volatils. La rectification, forme avancée de distillation fractionnée, utilise une colonne verticale équipée de plateaux ou de garnissages favorisant les échanges en continu et en contre-courant. Ce procédé augmente la surface de contact entre les phases, permettant une séparation plus fine et une meilleure pureté des produits obtenus [1].

II.3 Types de distillation :

II.3.1 La distillation continue :

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. En distillation continue, le système est en équilibre massique et thermique permanent. Le mélange à traiter est introduit sur le plateau d'alimentation de la colonne. Les composés les plus volatils se vaporisent à partir du liquide contenu dans la colonne et atteignent le plateau supérieur. Les vapeurs s'enrichissent en composés volatils en montant. La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger. La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en éléments lourds et perd ses éléments légers. Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne est important, meilleure est la séparation. Le but étant de trouver un compromis entre le rendement et le coût de l'opération. Il est très difficile de donner une estimation du coût de ce

procédé du fait de la variété des produits traités. Il faut noter qu'avec cette technique il est difficile de séparer des produits dont l'écart de températures d'ébullition est inférieur à 1 degré. En ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique [2].

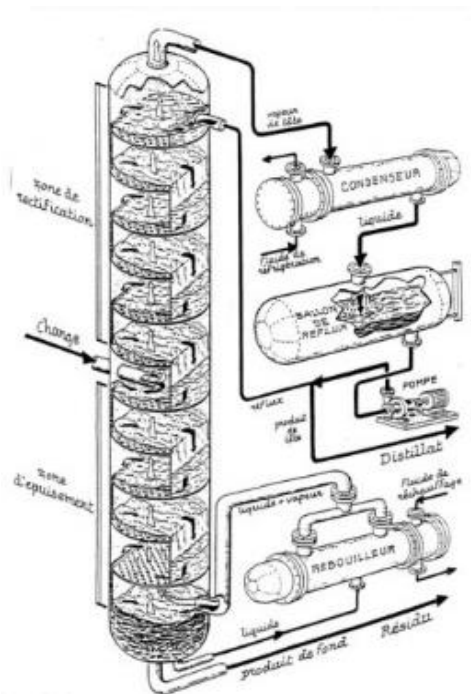


Figure II.1 : Colonne de rectification continue [2].

II.3.2 Distillation discontinue :

La distillation discontinue ou « distillation batch » est utilisée pour les produits à forte valeur ajoutée dans l'industrie pharmaceutique, agroalimentaire, régénération de solvant et fonctionne en régime transitoire. En distillation discontinue, il y a une variation constante au cours du temps des compositions, des débits et des températures dans la colonne.

En distillation discontinue, le chauffage est appliqué dans un réservoir en fond de colonne (bouilleur), où le mélange est introduit. Les produits les plus légers sont recueillis en premier dans le condenseur qui se trouve en tête de colonne. Lors du passage des différents composés légers, la

température en tête de colonne s'accroît. En fin d'opération, il ne reste plus que le résidu lourd en bas de colonne. C'est pareil que pour la distillation continue, il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités [2].

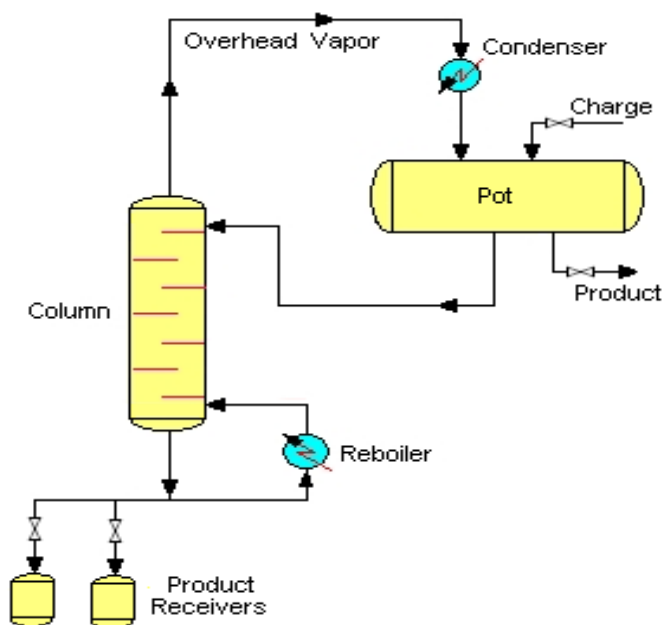


Figure II.2 : Colonne de distillation batch [2].

II.4 Les différents types de colonnes de distillation :

La réalisation de contact entre les phases (liquide et vapeur) se fait par deux types de colonne dont les éléments de contact sont différents :

II.4.1 Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes (Figure II.3) réalisent un contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides (garnissages). On emploie généralement comme garnissage du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Techniquement, une colonne à garnissage comporte les équipements suivants :

- Des tronçons de garnissage (de 0.3 à 10m de hauteur selon le diamètre de la colonne)
- Des grilles support pour les différents tronçons de garnissage
- Des collecteurs permettant de récupérer l'ensemble du liquide descendant du tronçon supérieur
- Des distributeurs permettant d'assurer une redistribution du liquide sur la surface du garnissage, au niveau de l'alimentation ou du reflux mais également entre deux tronçons.

Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, bonne distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges. On distingue deux types de garnissage : garnissage en vrac et garnissage structuré (Figure II.3) [3].

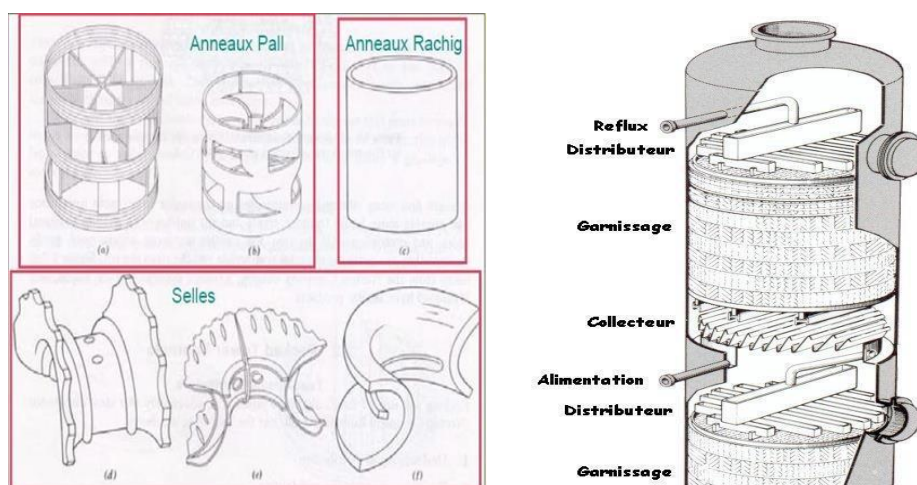


Figure II.3 : Colonne à garnissage en vrac (à gauche) structuré (à droite) [3].

II.4.2 Colonnes 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 [3].

II.5 Différents types de plateaux :

Les plateaux dans une colonne servent à favoriser le contact entre le liquide descendant par gravité et la vapeur montante. Ils comprennent une aire active perforée, souvent équipée de clapets ou calottes, un barrage pour retenir le liquide et un déversoir (ou tube déversoir pour les petites colonnes) pour le faire s'écouler vers le plateau inférieur. On distingue plusieurs types de plateaux :

II.5.1 Plateaux à calottes :

Modèle ancien, encore utilisé dans l'industrie chimique ou pétrolière. Chaque trou de la plaque est muni d'une cheminée sur laquelle est fixée une calotte. Ces plateaux s'adaptent à une large gamme de débits, mais sont coûteux et provoquent de fortes pertes de charge.

II.5.2 Plateaux perforés à déversoirs :

Peu coûteux et simples à fabriquer, ils fonctionnent bien seulement dans une plage étroite de débits autour d'un point optimal.

II.5.3 Plateaux à clapets :

Les orifices sont munis de clapets dont l'ouverture varie selon le débit de vapeur. Ils offrent de meilleures performances et un coût plus faible que les calottes, avec de nombreuses formes disponibles.

II.5.4 Plateaux uniflux :

Variante des plateaux à calottes, avec des bandes en section en S. Ils favorisent l'écoulement du liquide mais offrent un contact vapeur-liquide moins homogène.

II.5.5 Plateaux à jets directionnels (jet trays) :

Des languettes inclinées orientent le jet de vapeur dans le sens de l'écoulement du liquide, améliorant l'écoulement et réduisant la perte de charge. Leur construction est simple, mais ils nécessitent un contrôle précis de la pression.

II.5.6 Plateaux perforés sans déversoirs :

Peu coûteux, ils permettent un contact liquide-vapeur à contre-courant via les mêmes orifices, avec un bon rendement, mais les mêmes limites que les plateaux perforés classiques.

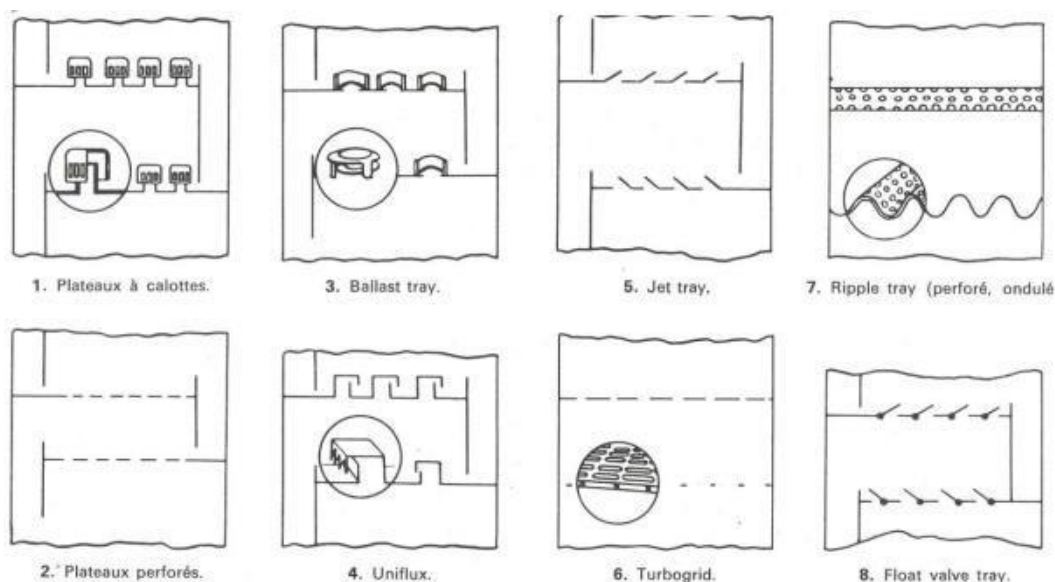


Figure II.4 : Types de plateaux [3].

II.6 Lois fondamentales :

Pour décrire les équilibres liquide-vapeur dans les systèmes idéaux, les lois de Dalton et de Raoult sont couramment utilisées. Un mélange de plusieurs corps purs est considéré comme idéal dans les conditions suivantes :

- À l'état gazeux, il présente les propriétés d'un gaz parfait.
- À l'état liquide, il présente les propriétés d'une solution idéale.
- À l'état diphasique liquide-vapeur, la vapeur a les propriétés d'un gaz parfait et le liquide a les propriétés d'une solution idéale.

Par définition, une solution est considérée comme idéale lorsque l'activité de chaque constituant est égale à sa fraction molaire, ou lorsque les coefficients d'activité sont égaux à l'unité, indépendamment des conditions de pression, de température et de composition [4].

II.6.1 Loi de Raoult :

La loi de Raoult permet de relier le titre d'un composé dans la phase liquide X_i avec sa pression partielle dans la phase vapeur.

$$P_i = P_i^\circ \times X_i \quad (\text{II.1})$$

P_i : correspond à la pression partielle du constituant i dans la phase vapeur.

P_i° : représente la pression de vapeur saturante du constituant i , celle-ci peut être calculée en utilisant l'équation d'Antoine.

$$P_i^\circ = e^{A - \frac{B}{C+T}} \quad (\text{II.2})$$

A , B et C : les paramètres de la loi d'Antoine spécifiques à chaque espèce.

II.6.2 Loi de Dalton :

La pression partielle de constituant i dans la phase vapeur P_i est égale au produit de fraction molaire en phase vapeur Y_i et de la pression totale.

$$P_i = P_T \times Y_i \quad (\text{II.3})$$

P_T : la pression totale

La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ces constituants.

$$P_T = \sum P_i \quad (\text{II.4})$$

II.6.3 Loi de Henry :

Dans le cas de mélange réel, la pression partielle d'un constituant i est proportionnel à sa fraction molaire dans la phase liquide

$$P_i = E_A \times X_i \quad (\text{II.5})$$

E_A : constante d'HENRY [5].

II.6.4 Equilibre liq-vap :

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est égale dans les deux phases, à partir des relations précédentes on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i/P}{\frac{P_i}{P_i}} \quad (\text{II.6})$$

II.6.5 La volatilité :

La mesure de la capacité d'un composé chimique à se vaporiser, égale le rapport entre sa concentration dans la phase vapeur et celle dans la phase liquide.

$$v_a = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P^\circ}{P_T} \quad (\text{II.7})$$

II.6.6 La volatilité relative :

Le concept de volatilité relative (ou facteur d'enrichissement) est utilisé pour caractériser la facilité de séparation d'un mélange par distillation. C'est le rapport des volatilités des deux constituant A et B d'une manière précise, le rapport de la volatilité du constituant le plus volatil à la volatilité du constituant le moins volatil. La volatilité relative est définie par :

$$\alpha_{AB} = \frac{v_A}{v_B} = \frac{Y_A}{X_A} \times \frac{X_B}{Y_B} = \frac{P_A^\circ}{P_B^\circ} \quad (\text{II.8})$$

La séparation des mélanges ne cause pas de problème si la différence de volatilité des constituants ou la volatilité relative α est assez élevée ($\alpha > 1,2$).

En effet, dans les mélanges complexes, la composition ne peut plus être définie uniquement par la concentration d'un composant. L'équilibre liquide-vapeur est donc représenté par la courbe de flash, qui indique, à pression constante, la relation entre la température et le pourcentage en volume vaporisé. Cette courbe ne fournit pas d'indication sur la composition des phases en équilibre, mais elle donne des informations sur le volume de produit vaporisé à une certaine température.

- Le point initial de la courbe de flash est le point de bulle du mélange ;
- Le point final est la température de rosée du mélange [6].

II.7 Bilan matière de la colonne et de ses zones :

II.7.1 Le bilan matière de la colonne :

- Le bilan matière globale :

$$L = D + R \quad (\text{II.9})$$

Avec :

L : Débit massique de la charge.

D : Débit massique du Distillat.

R : Débit massique du Résidu.

- Le bilan matière partielle :

$$L \times X_L = D \times Y_D + R \times X_R \quad (\text{II.10})$$

Avec :

X_L : Fraction molaires du constituant le plus volatil dans la charge.

Y_D : Fraction molaires du constituant le plus volatil dans le distillat.

X_R : Fraction molaires du constituant le plus volatil dans le résidu.

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

$$L / (Y_D - X_R) = D / (X_L - X_R) = R / (Y_D - X_L) \quad (\text{II.11})$$

II.7.2 Bilan matière de la zone de rectification :

$$G_i = G_{i-1} + D \quad (\text{II.12})$$

On a:

G_i : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne. G_{i-1} : Débit massique du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit massique du distillat.

On a:

$$G_i \times Y_i = (G_{i-1} \times X_{i-1}) + (D \times Y_D) \quad (\text{II.13})$$

On appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$G / (Y_D - X_{i-1}) = G_{i-1} / (Y_D - Y_i) = D / (Y_i - X_{i-1}) \quad (\text{II.14})$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$y_i = (r_f / (r_f + 1)) x_{i-1} + (1 / (r_f + 1)) y_D \quad (\text{II.15})$$

On note que : $r_f = G/D$: le taux de reflux

Taux de reflux : Le reflux froid a pour rôle de réguler la température au sommet de la colonne de distillation. Il permet de corriger la composition du distillat en ne laissant s'échapper que les composés légers, tandis qu'il provoque la condensation des composants plus lourds. En absorbant une partie de la chaleur des vapeurs montantes, le reflux favorise ainsi une meilleure séparation des constituants [7].

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat :

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 en 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.

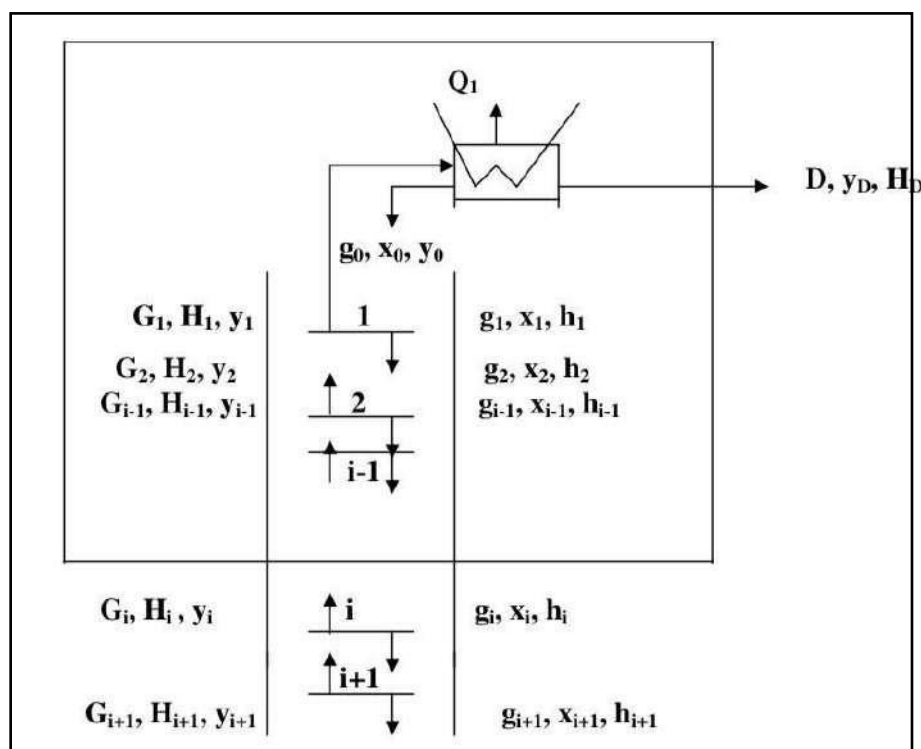


Figure II.5 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

II.7.3 Le bilan matière de la zone d'épuisement :

$$G_{i+1} \times X_{i+1} = G_i \times Y_i + R \times X_R \quad (\text{II.16})$$

On a :

G_{i+1} : Débit massique du liquide traversant un sectionnement.

G_i : Débit massique de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne. R :
Débit massique du résidu

Alors :

$$G_{i+1} \times x_{i+1} = G_i \times Y_i + R \times X_R \quad (\text{II.17})$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$G_{i+1} / (Y_i - X_R) = G_i / (X_{(i+1)} - X_R) = R / (Y_i - X_{(i+1)}) \quad (\text{II.18})$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$X_{i+1} = (r_b / (r_b + 1)) Y_i + (1 / (r_b + 1)) X_R \quad (\text{II.19})$$

On note que : $r_b = G/R$

Le taux de rebouillage (r_b) : Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par le produit de fond [7].

Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu.

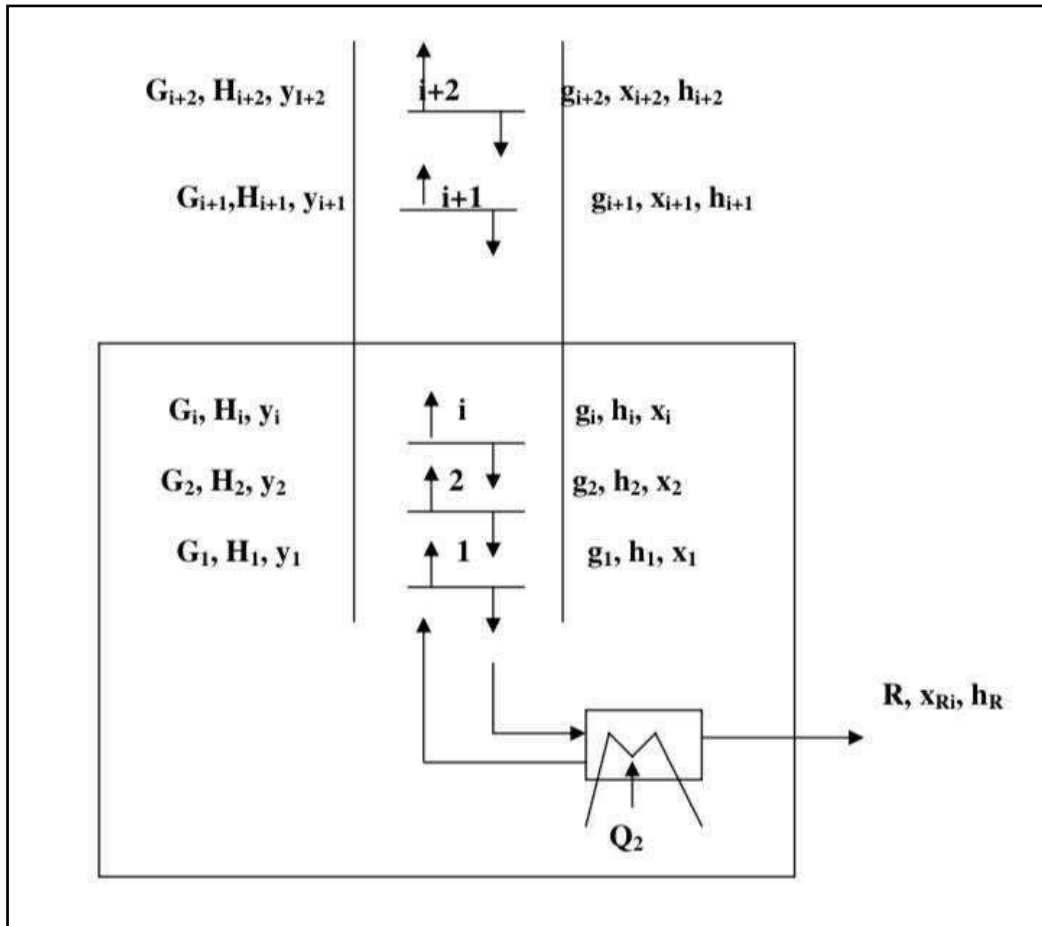


Figure II.6 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement

II.7.4 Le bilan matière de la zone d'alimentation :

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

$$L = G_0 + g_0 \quad (\text{II.20})$$

$$L \times X_L = G_0 \times y_0 + g_0 \times x_0 \quad (\text{II.21})$$

L : Débit de l'alimentation.

G_0 : Débit de la vapeur.

g_0 : Débit du liquide.

x_L : Concentration molaire de l'alimentation.

y_0 : Concentration molaire de la vapeur. / x_0 : Concentration molaire du liquide.

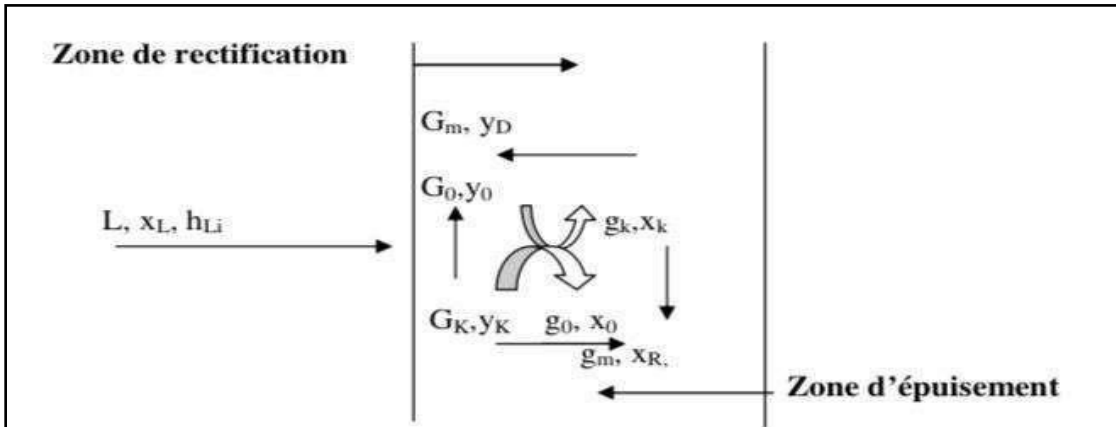


Figure II.7 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation

Le bilan matière de la phase vapeur alimentant la zone de rectification :

$$G_m = G_0 + G_k \quad (\text{II.22})$$

$$G_m \times y_m = G_0 \times y_0 + G_k \times y_k \quad (\text{II.23})$$

Le bilan matière de la phase liquide alimentant la zone d'épuisement :

$$g_m = g_0 + g_k \quad (\text{II.24})$$

$$g_m \times X_m = g_0 \times X_0 + g_k \times X_k \quad (\text{II.25})$$

II.8 Les facteurs qui influent l'efficacité de la distillation d'une colonne :

II.8.1 Le taux de reflux :

Le taux de reflux est défini comme le rapport entre le débit de reflux et le débit de distillat, noté L/D . Ce paramètre joue un rôle crucial dans le fonctionnement de la colonne de distillation et doit être réglé de manière à accomplir plusieurs objectifs [8].

- Prévention de la surchauffe de la tête de colonne.
- Maintien d'une pureté souhaitée du produit.
- Refroidissement des vapeurs de tête et circulation du liquide dans la colonne.
- Évitement de l'engorgement de la colonne.

Le taux de reflux est l'un des facteurs clés en distillation, car il peut améliorer la capacité de séparation de la colonne. En augmentant le taux de reflux, il est possible d'accroître l'efficacité de séparation pour une colonne donnée. Cependant, il existe une limite supérieure à cette valeur, appelée taux de reflux infini, qui correspond au nombre minimum de plateaux nécessaires pour obtenir la séparation souhaitée.

Inversement, en diminuant le taux de reflux, le nombre de plateaux requis augmente. Le cas extrême correspond au taux de reflux minimum, qui nécessite un nombre infini de plateaux. Cette situation est souvent impraticable en pratique, mais elle illustre l'importance du taux de reflux dans le processus de distillation [9].

II.8.2 La pression :

La colonne de distillation repose sur un facteur crucial pour son fonctionnement : la pression. Ce paramètre est étroitement lié à la température opérationnelle choisie, et leur relation est proportionnelle.

Une pression plus élevée peut améliorer l'efficacité de la séparation en réduisant les températures de fonctionnement de la colonne. Des températures plus basses réduisent les pertes

thermiques et les réactions indésirables, ce qui peut conduire à une meilleure séparation des composants [10].

II.8.3 La température :

En tenant compte des propriétés de la charge à traiter, il est essentiel de maintenir une température pratiquement constante à la fois en haut et en bas de la colonne de distillation. Une augmentation de la température entraîne généralement un enrichissement du distillat en composés moins volatils, ce qui entraîne une augmentation de la pression au sommet de la colonne.

Cependant, cette augmentation de la pression peut entraîner une perte de produits plus lourds par entraînement, ce qui affecte la qualité du produit final.

D'autre part, si la température est trop basse, le distillat s'appauvrit en composés moins volatils, ce qui a également des conséquences néfastes sur la qualité du produit.

Il est donc crucial de maintenir un équilibre thermique adéquat dans la colonne de distillation pour éviter des variations indésirables de la pression et de la composition du distillat. Cela nécessite une surveillance et un contrôle attentifs de la température afin de garantir une séparation efficace et une qualité optimale du produit final [10].

Bibliographie :

- [1] : J. C. CICILE, Distillation. Absorption : colonnes à plateau, Technique de l'ingénieur, traité Génie des procédés, J 2 622, J 2 623, 1999.
- [2] : F. BUSSON. Les Bond Graphs multi énergie pour la modélisation et surveillance en génie des procédés. France, 2002.
- [3] : JEAN-PIERRE WAUQUIER, Raffinage du Pétrole, tome2-Procédés de séparation. Edition TECHNIP, (1998)
- [4] : A. BECHMANN, (Tissot.précis de génie chimique.georg) librairie de l'université, Genève.
- [5] : FOUSSARD J.-N., JULIEN E., MATHE S., Debellefontaine H. Thermodynamique – Applications aux systèmes physicochimiques : Cours et exercices corrigés. Paris : Dunod ; 2015.
- [6] : WUITHIER. Le pétrole, raffinage et génie chimique. Tome I, 2e éd. Paris : Technip; 1972.
- [7] : ALEXANDRE, R., BERNARD, D., Le gaz naturel production, traitement et transport 1994.
- [8] J. C. CRICK, Distillation – Absorption colonne à plateaux, American Institute of Chemical Engineers
- [9] : N. REBAI « INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE », Ecole de Boumerdès UFR: Gas, Refining and Petrochemistry.
- [10] : Exploration et Production, EXP-PR-EQ100 Les Colonnes, Révision 0.1, 2007.

Chapitre III

Présentation de l'unité de traitement des gaz associés

III.1. Présentation de la région TFT :

III.1.1. La Situation géographique :

La région de Tin Fouyé Tabankort est située dans la partie Nord-Ouest du bassin d'Illizi, plus précisément à 300 Km au Nord-Ouest d'In-Amenas et à 500 Km au Sud-Est de Hassi-Messaoud. Elle est composée de 15 périmètres d'exploitation : Tin Fouye Tabankort, Amassak Tirarimine, Tin Fouyé Tabankort 100, Tin Fouyé Tabankort Est, Tamendjelt, Tin Fouyé, Tin Fouyé Nord, Tin Fouyé Ouest, Djoua, Hassi Mazoula Nord, Hassi Mazoula Sud, Hassi Mazoula B, Tifernine, TIM, BEQ, ODN (En évaluation).

La région de TFT est divisée en deux secteurs : le secteur Nord et le secteur Sud. Le secteur Nord regroupe les champs : TFT ordovicien, TFT dévonien, TAM, AMA, Djoua et ODN avec une production prévisionnelle de 6608 m³/jour d'huile (Avril 2017).

Le secteur sud regroupe : TFY,TFN, HMZ Nord, HMZ Sud, HMZ-B et TFR avec une production prévisionnelle de 2020 m³/jour d'huile (Avril 2017) [1].

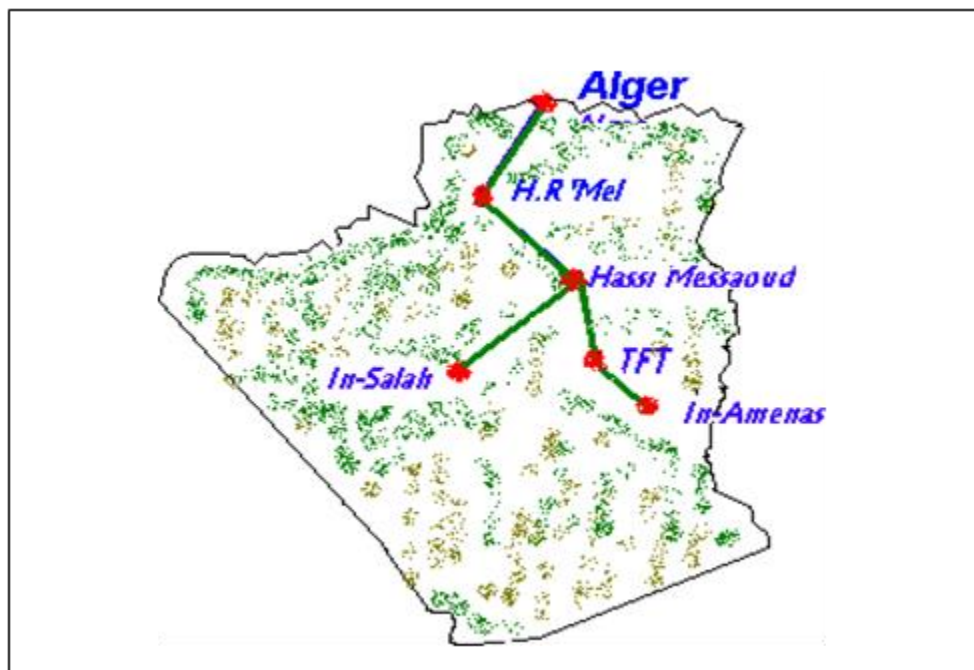


Figure III.1 : Situation géographique de la région TFT

III.1.2. Les gisements de la région de TFT :

Le gisement de TFT se présente comme un anneau d'huile, coiffé d'un important gaz cap. Le toit du réservoir Ordovicien principal gisement découvert en 1967, forme un monoclinal de direction Est-Ouest et de pendage nord. L'analyse de la carte en isobathes au toit de l'ordovicien et au mur de la couche prouve que le gisement a une structure devisée en blocs. Ce réservoir est une colonne d'huile sous forme d'un anticlinale surmonté par le gaz-cap au sud et d'huile au nord, le réservoir s'étend sur 7 à 15 Km du nord au sud et 25 Km de l'est à l'ouest, il est de profondeur de 2100 m en moyenne.

Le mode de drainage : Expansion des gaz dissous et du gaz cap. Injection d'eau à partir de 1981. Le gisement est exploité actuellement en partie par gaz lift.

Le dévonien est un réservoir d'huile à une profondeur de 1400 m, il est non éruptif exploité par des modes artificiels.

III.1.2.1 Gisement de Tin Fouyé :

Il se présente comme une zone haute, extrêmement complexe, composé de différentes structures, dont la plus haute est celle de TFY, la plus importante par ses dimensions 306 km².

Le gisement de T.F.Y est situé au sud de T.F.T, l'exploitation se fait par la technique du gaz lift.

III.1.2.2 Gisement d'Amassak :

Le gisement d'AMASSAK est situé à 32 Km à l'Ouest Nord de T.F.T. et recoupé par plusieurs accidents subméridiens, ces accidents jouent le rôle de limite de compartiments de l'accumulation d'huile.

III.1.2.3 Gisement de Djoua :

Le gisement de Djoua est situé à 30 km au Sud Est de TFT, se présente sous forme d'un anticlinal allongé Nord/Ouest-Sud /Est affecté par une faille de même direction. Il produit principalement dans le réservoir F6 par pompage électrique.

III.1.2.4 Gisement Tamendjelt :

Le réservoir de Tamendjelt est situé à environ 6 km au Nord-Ouest de TFT se présente sous forme de deux unités structurales majeures, séparé par un grand accident composé d'une série de failles en relais l'exploitation du réservoir F6 se fait par gaz lift.

III.1.2.5 Gisements de Hassi Mazoula :

Le gisement de HMZ SUD se présente sous forme d'anticlinal limité par deux failles à l'Est et à l'Ouest dont le réservoir F6 produit de l'huile par pompage électrique.

Le gisement de HMZ B se présente sous forme d'un anticlinal allongé Nord-Sud et dont le flanc oriental est faillé.

III.2. Présentation de l'unité de traitement des gaz associés :

La station se compose essentiellement d'une section de réception du gaz haute pression et basse pression, une section de compression du gaz BP, une autre section de compression HP suivi d'une section de déshydratation et une section de traitement de gaz.

La station est implantée à CS2, elle est destinée à la récupération des gaz associés produits aux centres de séparation d'huile CS1, 2, 3, 4, 5 et AMASSAK,

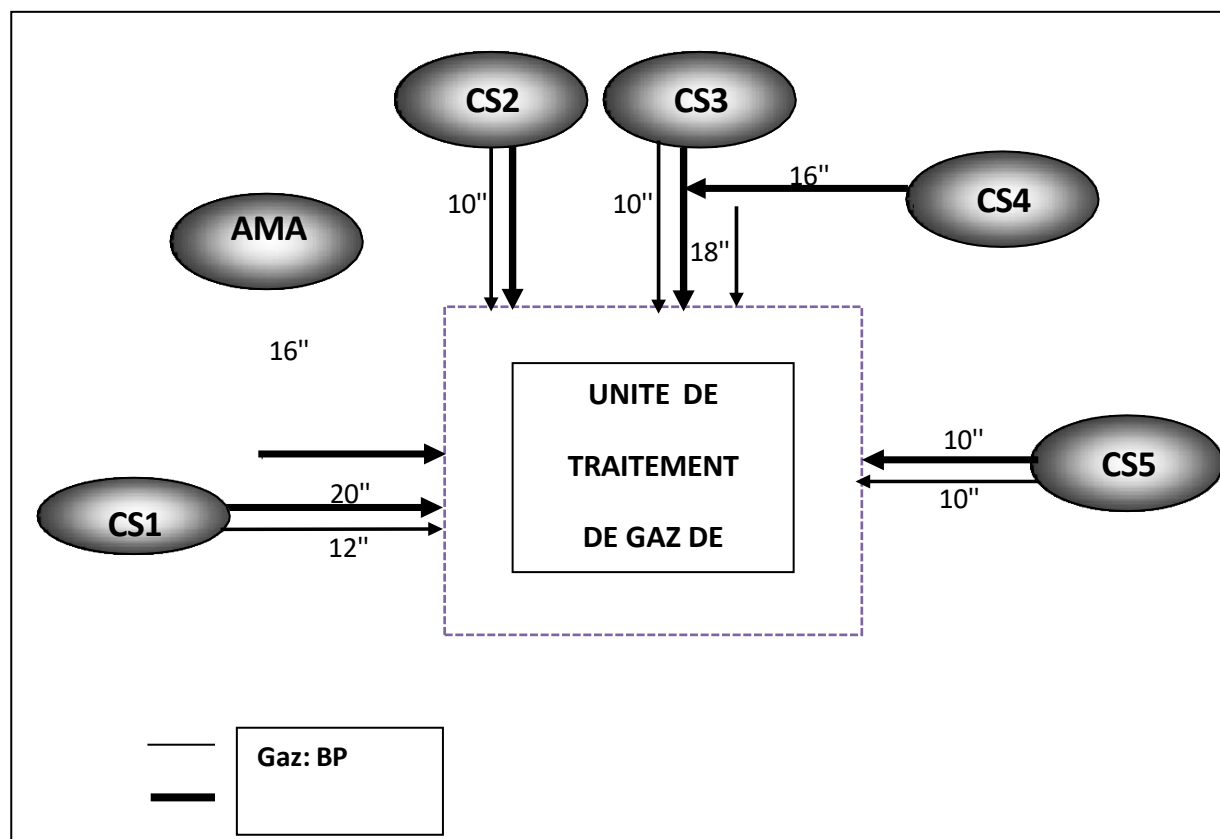


Figure III.2 : Schéma du réseau de collecte des gaz associés à l'UTGA [1].

La station est conçue pour la récupération des gaz initialement torchés au niveau des centres de séparations, les traiter et les comprimer à 80 bars dans le but de l'utiliser pour satisfaire les besoins de la région en gaz-lift et la commercialisation du surplus, tout en récupérant le condensat.

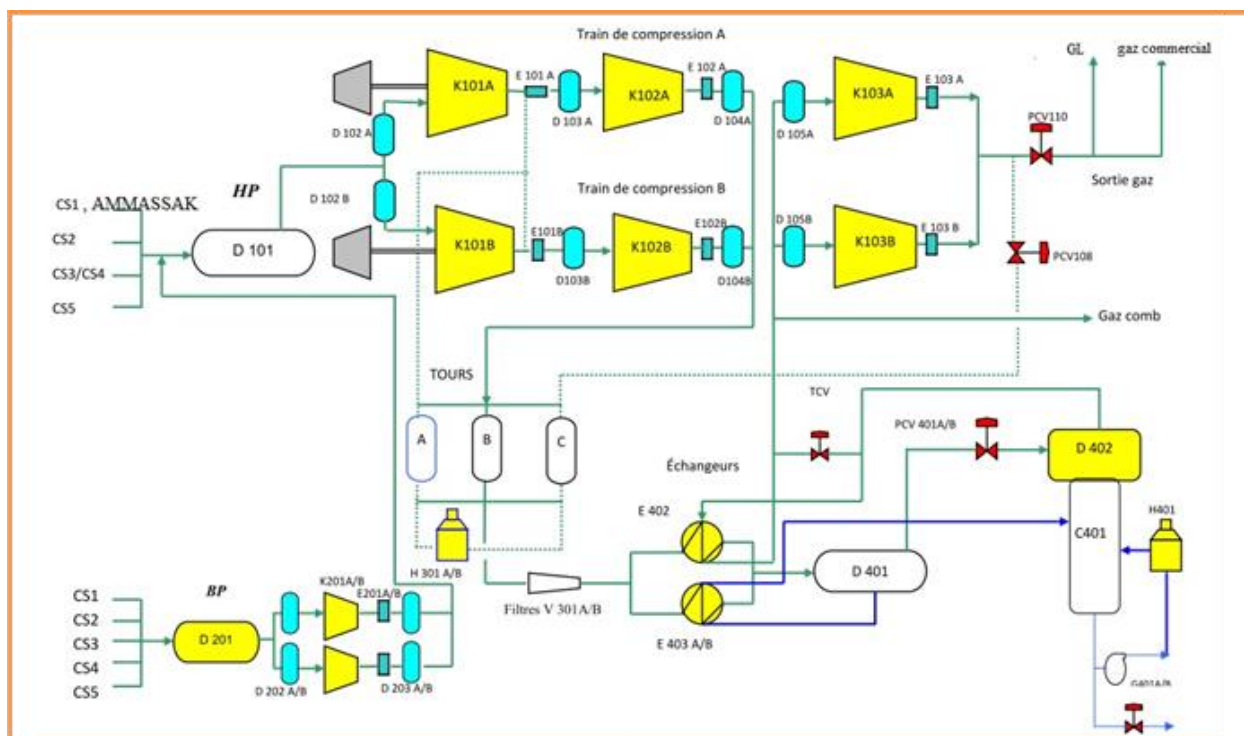


Figure III.3 : Schéma simplifié de l'UTGA

Capacité design de l' UTGA

Débit de gaz à traiter : 4,46 millions Sm³ / j. Soit : 2,23

millions Sm³ / j / train Débit de condensât :

-Hiver : 172 tonnes / j

-Eté : 538 tonnes / j

III.2.1. Section de réception de gaz :

Le gaz haute pression et basse pression arrive respectivement dans les ballons D101 et D201 aux pressions de 6,2 bars et 0,6 bar, où il est débarrassé de son liquide.

III.2.2. Section de compression basse pression :

Les gaz associés BP sont envoyés à la section de compression basse pression. Cette section est composée de deux trains de compression dont chacun est constitué de :

- Un compresseur centrifuge entraîné par un moteur électrique.

- Un aéro-réfrigérant.
- Deux ballons.

Le gaz associé BP provenant des centres de séparation CS1, CS2, CS3, CS4, CS5 est introduit dans le séparateur horizontal d'entrée des gaz BP D201 avec une pression d'environ 0,6 bar et une température ambiante pour subir une séparation des liquides, qui seront évacués vers le ballon torche D511 à l'aide des pompes G201 A/B pour être expédié vers CS2 huile.

Le gaz sortant du D201 est envoyé vers deux trains de compression BP (A/B). Ce gaz est introduit dans les compresseurs de gaz BP (K201 A/B) par l'intermédiaire des ballons d'aspiration (D202 A/B), où le gaz est séparé à nouveau de son liquide et comprimé jusqu'à la pression équivalente à celle de l'aspiration du gaz associé HP.

Le gaz ensuite est refroidi à une température d'environ 55°C par les aéro-réfrigérant (E201A/B) et passe par les ballons de refoulement des compresseurs de gaz BP (D203 A/B) pour la récupération des liquides condensés lors de refroidissement.

Après la compression, ce gaz sera mélangé avec le gaz HP et envoyé à la section de compression boosting par l'intermédiaire du séparateur d'entrée des gaz HP D101.

NB :

- Dans la section BP le train A actuellement n'est pas en service à cause des problèmes au niveau du compresseur K-201A ainsi que le moteur qui l'entraîne.
- Le gaz BP provenant des centres de séparation CS4 et CS5 est envoyé à CS2 afin de subir une compression par le compresseur d'appoint CS2 MP jusqu'à 6 bar pour l'introduire directement avec le gaz HP du CS2.

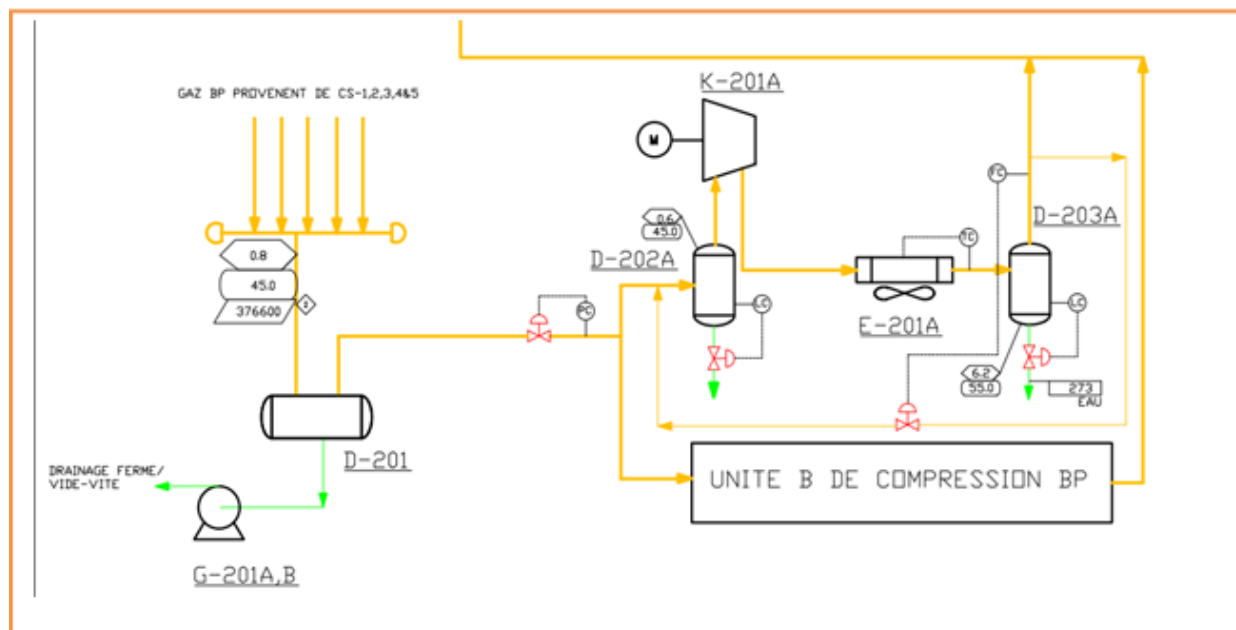


Figure III.4 : Schéma du procédé de la section BP

III.2.3. Section de compression haute pression :

Les gaz associés HP sont envoyés à la section de compression haute pression. Cette section est constituée de deux trains de compression dont chacun comporte :

- Deux compresseurs centrifuges qui sont entraînés par une turbine à gaz et les installations auxiliaires.
- Trois ballons
- Deux aéro-réfrigérants

Les gaz HP émanant des centres CS1, CS2, CS3, CS4, CS5 et AMASSAK sont introduits avec le gaz provenant du compresseur de gaz BP dans le séparateur d'entrée de gaz HP D101. Ce gaz est envoyé par la suite vers deux trains identiques de boosting de gaz.

Dans chacun de ces trains, le gaz entre avec une pression d'environ 6,2 bars dans le premier compresseur booster K101A/B via le ballon d'aspiration D102A/B pour être comprimé à 26,5 bars.

Le gaz sortant du K101A/B est réuni avec le gaz chaud de régénération en provenance de la section de déshydratation et passe par le refroidisseur E101A/B pour le refroidir à 55°C, en suite en passant par le ballon de refoulement 1^{er} étage qui est au même temps d'aspiration du 2^{ème} étage

D103A/B il sera comprimé jusqu'à 80 bars par le compresseur K102A/B.

Le gaz est refroidi à 55°C par le refroidisseur complémentaire du deuxième compresseur booster E102A/B et décanté par le ballon de refoulement du compresseur booster D104A/B. Les gaz comprimés provenant des trains A et B seront envoyés vers les sécheurs de gaz D301A/B/C.

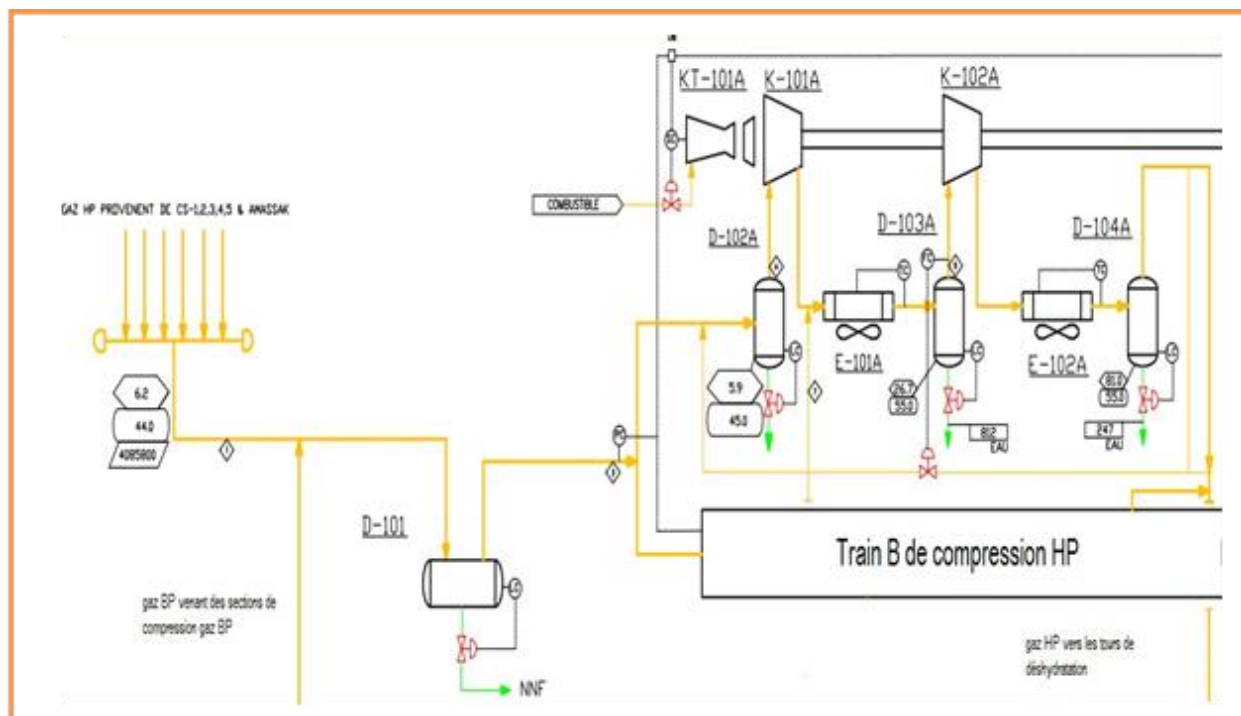


Figure III.5 : Schéma de compression boosting

III.2.4. Section de déshydratation de gaz :

Sa fonction est de réduire la teneur en eau jusqu'à un ordre inférieur à 5 ppm, elle est constituée de trois sécheurs à tamis moléculaire type 4 A°.

Les trois sécheurs sont installés en parallèle d'une manière que durant un cycle l'un est en phase d'adsorption, le deuxième en phase de refroidissement et le troisième en phase de chauffage.

III.2.4.1 Adsorption :

Le gaz provenant du compresseur 2^{ème} étage K102A/B est dirigé par l'intermédiaire des vannes d'adsorption XV302/303 vers la tour qui a été précédemment refroidie. Une fois le gaz

séché, il est envoyé vers la section traitement en passant par les filtres à gaz V301A/B.

NB :

L'adsorption est réalisée à la pression de 80 bars ce qui nécessite une pressurisation par la vanne XV301.

III.2.4.2 Refroidissement :

Le gaz de régénération est pris du refoulement 3^{ème} étage après l'avoir détendu de 80 bars jusqu'à 32 bars par la vanne PCV108, ce gaz subit une diminution de température après la détente qui sera régulée à 50°C par la vanne TCV112 (la régulation de température se fait en prenant un piquage du refoulement 3^{ème} étage avant refroidissement par l'intermédiaire de la vanne XV110).

Ce gaz est envoyé vers le fond de la tour en refroidissement par l'intermédiaire des vannes de refroidissement XV307/308.

III.2.4.3 Chauffage :

Le même gaz sortant de la tour de refroidissement est chauffé par les réchauffeurs H301A/B à une température de 290°C. Ce gaz passe par le fond de la tour en chauffage en utilisant les vannes XV304/306 pour chauffer cette dernière afin de faire évaporer les molécules d'eau déjà adsorbées sur les tamis moléculaires.

A la sortie de la tour en chauffage le gaz contenant l'eau en vapeur est réinjecté au refoulement du 1^{er} étage K101A/B en amont des aéro-réfrigérant E101A/B.

NB :

Le chauffage se fait après adsorption à une pression de 32 bars ce qui nécessite une dépressurisation par la vanne XV305.

Au moment de la dépressurisation, le gaz de chauffage passe par le by-pass vers le refoulement 1^{er} étage avant aéro par l'intermédiaire de la vanne XV309.

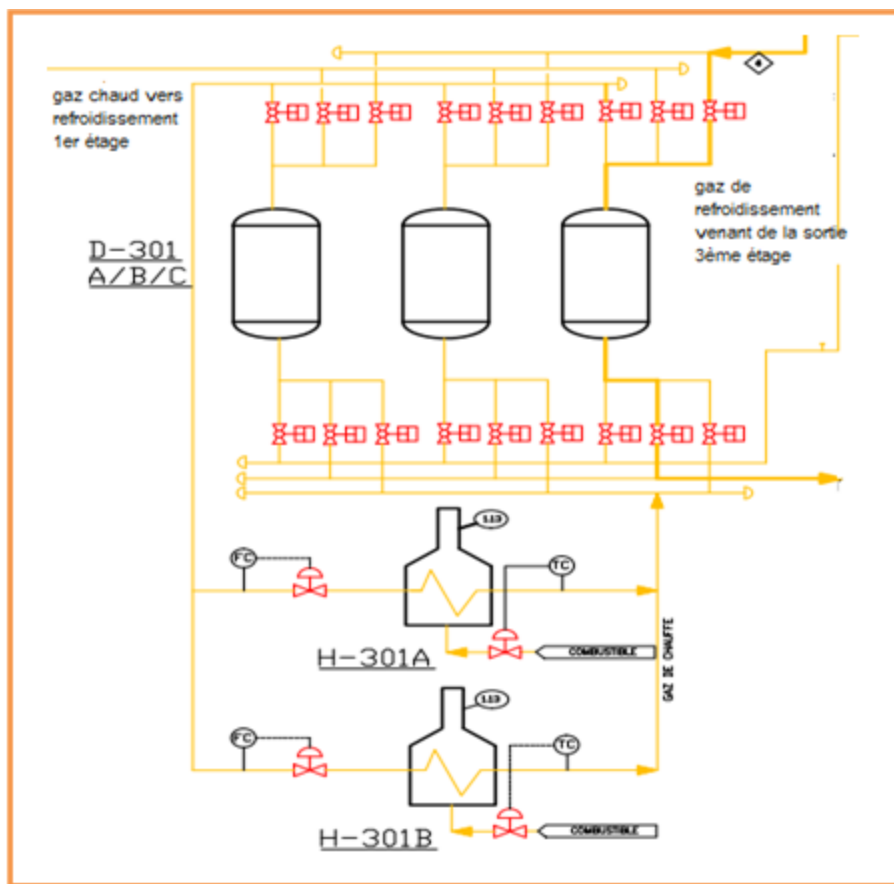


Figure III.6 : Schéma de la section déshydratation

III.2.5. Section de stabilisation :

Cette section a pour fonction d'assurer la production du gaz traité ainsi que l'extraction et le dégazage des condensats.

Elle est constituée de :

- Un séparateur.
- Un échangeur gaz/gaz et un échangeur gaz/liquide.
- Deux vannes de détente Joule Thompson.
- Un stripper.

- Un rebouilleur de stripper.
- Deux pompes de rebouilleur.
- Installations d'évacuation du condensat avec un refroidisseur.

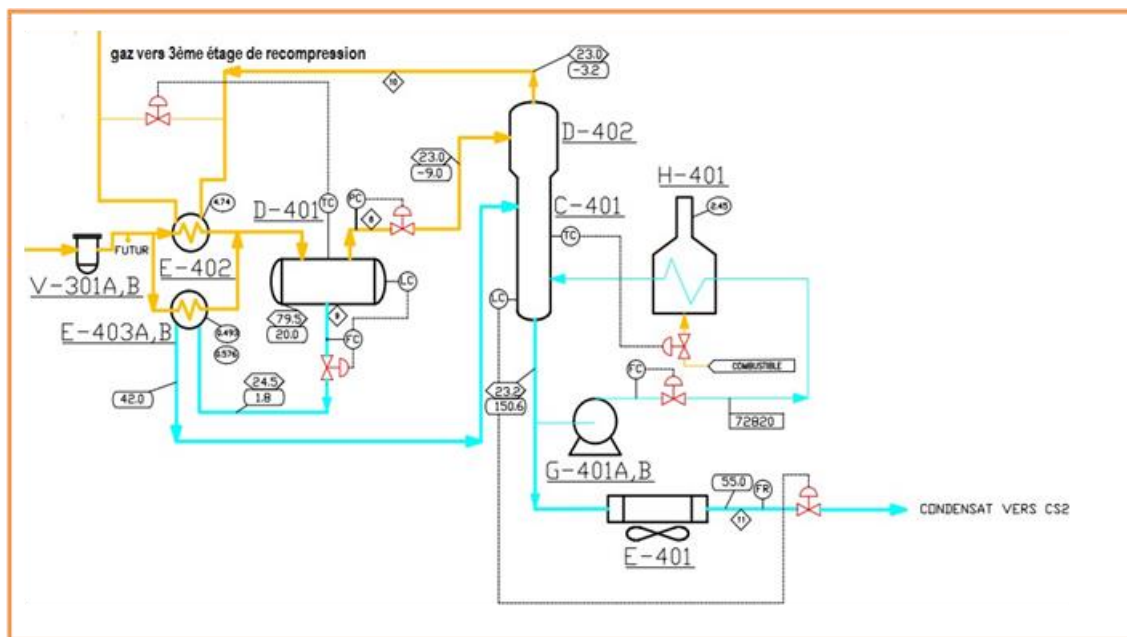


Figure III.7 : Schéma de la section de stabilisation

Le gaz sec sortant des tours passe par deux filtres à gaz V301A/B, pour éliminer les particules du tamis moléculaire entraînées avec le gaz, ensuite il sera divisé en deux courants :

- Une partie vers l'échangeur gaz/gaz E402 qui entre côté tube pour se refroidir par le gaz provenant du séparateur de stripper D-402 qui entre côté calandre avec une température d'environ $-3,2^{\circ}\text{C}$.
- Et l'autre partie vers les deux échangeurs gaz/liquide E403A/B qui sont des échangeurs à faisceaux et calandre placés en série pour refroidir le gaz avec le liquide provenant du séparateur à haute pression D401 circulant à contre-courant.

Le gaz refroidi à 20°C est envoyé vers le ballon D401. Le condensat récupéré au fond du ballon est envoyé au 8^{ème} plateau du stripper C401 pour être stabilisé.

Le gaz sortant du D401 passe par la vanne Joule Thompson subit une détente jusqu'à 23 bars et

-9°C et entre dans le ballon D402 au 1^{er} plateau du stripper.

Le gaz sortant du stripper C401 à -3,2°C passe par l'échangeur E402, il sera envoyé vers le ballon d'aspiration D105A/B du 3^{ème} étage.

Le fond du stripper est chauffé à 150°C pour stabiliser le condensât, c'est à dire éliminer les particules légères. Le chauffage est assuré par le rebouilleur H401, et la circulation fermée par les pompes G401 A/B.

Le condensat stabilisé est envoyé au centre CS2 après son refroidissement par l'aéroréfrigérant E-401 à 50°C.

III.2.6. Section de re-compression :

Le gaz sortant du stripper et échangeur, se partage en deux, et passe par le ballon d'aspiration de 3^{ème} étage D105A/B pour être comprimé de 20 à 80 bars par le compresseur K103A/B. Après refroidissement par les aéros E103A/B, le gaz sort à 55°C est prêt à être exploité comme suite :

- Une partie va être utilisée comme gaz de régénération pour les tours de séchage.
- Une partie va être utilisée comme gaz combustible pour les turbines à gaz, fours et la centrale électrique.
- Une partie va être envoyée vers le réseau GL pour les deux secteurs Nord et Sud.
- Le surplus va être expédié comme gaz commercial vers Hassi R'mel via le gazoduc GR1/GR2.

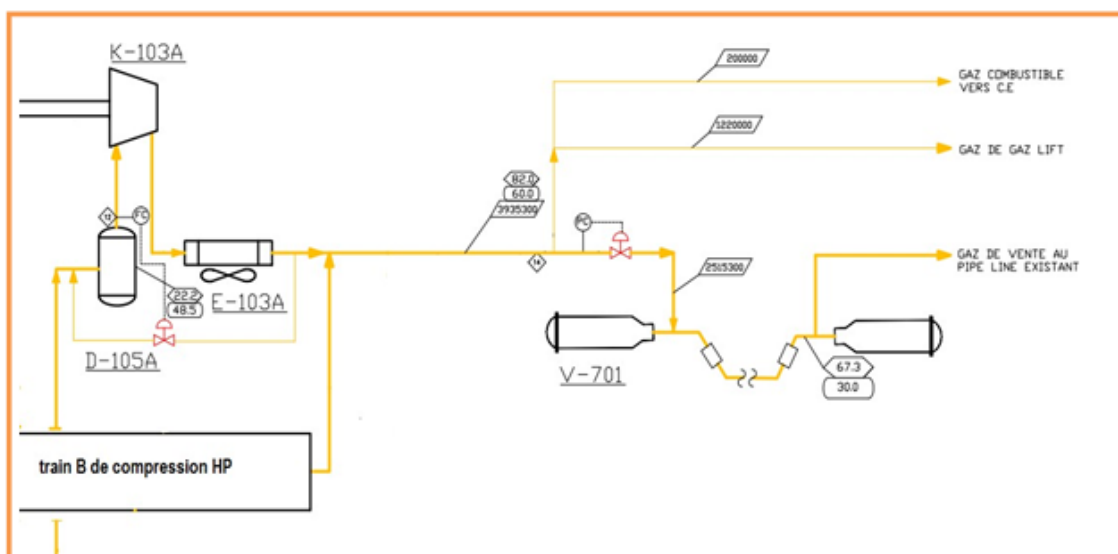


Figure III.8. Schéma de la section de re-compression

Bibliographie :

[1] : Manuel opératoire d'exploitation UTGA

Problématique :

Dans le secteur pétrolier et gazier, le rebouilleur joue un rôle essentiel dans le bon fonctionnement des colonnes de stabilisation, ou autres équipements des procédés chimiques, pétrochimiques, et le raffinage, ... afin de fournir la vapeur nécessaire au fonctionnement de ces derniers.

L'unité de traitement de gaz associé (UTGA), et dans la section de rebouillage, équipée des pompes G401A/B, est à l'arrêt depuis 1996 en raison d'un problème technique jusqu'à maintenant non identifier et non résolu. Depuis, l'unité fonctionne sans rebouillage, ce qui peut affecter les performances globales de la colonne de stabilisation. Et par conséquent sur la qualité et la quantité des produits.

Suites aux circonstances, cette étude est menée pour but de procurer la base technique solide et fiable, et de décider la cause de l'arrêt, ainsi que les raisons du mal fonctionnement du rebouilleur source de l'arrêt et de donner des recommandations sur la possibilité et la nécessité de remettre en service la section de rebouillage ou d'envisager d'autres alternatives d'améliorer et/ou corriger les paramètres de marche de la colonne de stabilisation C401. Et pour ce faire la démarche suivie est

- De comprendre la méthode à valoriser des produits issus du traitement et de constater réellement les conséquences de l'arrêt prolongé sur l'unité.
- d'approfondir les études afin de cerner les vraies raisons du mal fonctionnement du rebouilleur
- Une optimisation par HYSYS des performances de la colonne.

Chapitre IV

L'application de la
simulation par Hysys, et
l'interprétation des
résultats

IV.1. Introduction à Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés chimiques de pointe, développé par Aspen Technology. Il offre une suite complète d'outils pour la modélisation, la simulation et l'optimisation des procédés chimiques et pétrochimiques, s'avérant être un atout précieux pour les ingénieurs, les chercheurs et les étudiants dans divers domaines.

IV.2. Définition et Fonctionnalités d'Aspen HYSYS :

Fondé sur les principes de la thermodynamique, du transfert de chaleur et de masse, Aspen HYSYS permet la création de modèles mathématiques complexes qui reflètent fidèlement le comportement des procédés chimiques. En tenant compte de divers facteurs tels que les propriétés physiques des fluides, les réactions chimiques, les transferts d'énergie et les interactions entre les différentes unités du procédé, Aspen HYSYS offre une représentation détaillée et précise des systèmes chimiques complexes [1].

IV.2.1. Fonctionnalités détaillées d'Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS se distingue par ses fonctionnalités puissantes et polyvalentes qui couvrent l'ensemble du spectre de la simulation et de l'optimisation des procédés :

IV.2.1.1. Modélisation de procédés complète :

- Création de modèles mathématiques rigoureux pour représenter des procédés chimiques complexes, englobant des unités de séparation, de réaction, de transfert de chaleur et de transfert de masse.
- Prise en compte de divers facteurs tels que les propriétés physiques des fluides, les réactions chimiques, les transferts d'énergie et les interactions entre les différentes unités du procédé.

- Utilisation de bibliothèques de modèles intégrées et d'outils de création de modèles personnalisés pour une flexibilité accrue.

IV.2.1.2. Simulation de procédés avancée :

- Exécution de simulations dynamiques et statiques pour prédire le comportement des procédés dans diverses conditions d'exploitation.
- Analyse des performances du procédé en termes de production, d'efficacité énergétique, de consommation de matières premières et d'impact environnemental.
- Identification et résolution des problèmes de procédé en analysant les résultats de la simulation.

IV.2.1.3. Optimisation de procédés efficace :

- Optimisation des paramètres de procédé tels que la pression, la température, les débits et la composition des flux pour améliorer les performances du procédé.
- Utilisation de techniques d'optimisation avancées telles que la programmation linéaire, la programmation non linéaire et les algorithmes génétiques.
- Recherche des conditions de fonctionnement optimales pour maximiser la production, l'efficacité énergétique et la rentabilité.

IV.2.1.4. Analyse de sensibilité approfondie :

- Évaluation de l'impact des changements de paramètres sur les performances du procédé.
- Identification des paramètres critiques qui influencent le plus les résultats du procédé.
- Prise de décisions éclairées concernant la conception et l'exploitation des procédés.

IV.2.1.5. Diagnostic des problèmes précis :

- Identification des causes profondes des problèmes de procédé en analysant les données de simulation.
- Développement de stratégies efficaces pour résoudre les problèmes de procédé et améliorer les performances.
- Réduction des temps d'arrêt et des coûts d'exploitation.

IV.3. Avantages d'Aspen HYSYS :

L'adoption d'Aspen HYSYS présente de nombreux avantages indéniables :

- **Précision et fiabilité** : Les modèles d'Aspen HYSYS sont basés sur des principes scientifiques rigoureux et des données thermodynamiques précises, garantissant des résultats fiables et réalistes.
- **Large éventail de fonctionnalités** : Aspen HYSYS offre une gamme complète d'outils pour répondre aux besoins divers de la simulation et de l'optimisation des procédés.
- **Flexibilité et évolutivité** : Le logiciel s'adapte à des procédés de complexité variable, permettant de modéliser des systèmes simples comme des installations industrielles complexes.
- **Intégration avec d'autres outils** : Aspen HYSYS peut être intégré à d'autres logiciels de CAO et de simulation, favorisant une approche holistique de la conception et de l'analyse des procédés.
- **Formation et éducation** : Formation des ingénieurs et des étudiants aux principes de la simulation et de l'optimisation des procédés chimiques.
- **Recherche et développement** : Développement de nouvelles technologies de procédés et de matériaux.

IV.4 Versions d'Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est disponible en plusieurs versions, chacune offrant des fonctionnalités et des capacités spécifiques pour répondre aux besoins divers des utilisateurs :

- **Aspen HYSYS Base** : La version de base offre les fonctionnalités essentielles pour la modélisation, la simulation et l'optimisation des procédés.
- **Aspen HYSYS Aspen Plus** : Cette version étendue inclut des fonctionnalités avancées pour la modélisation de procédés complexes, la simulation de réactions chimiques et l'optimisation de procédés à grande échelle.
- **Aspen HYSYS Aspen Petroleum Refining** : Une version spécialisée pour la simulation et l'optimisation des raffineries de pétrole et des installations pétrochimiques.
- **Aspen HYSYS Aspen Dynamics** : Cette version offre des fonctionnalités avancées pour la modélisation et la simulation de procédés dynamiques, permettant d'analyser le comportement transitoire des systèmes chimiques.

Le choix de la version d'Aspen HYSYS la plus adaptée dépend des besoins spécifiques de l'utilisateur, de la complexité du procédé à modéliser et des objectifs de la simulation.

Dans le cadre de notre projet, on a fait le choix d'utiliser Aspen HYSYS Base 12.1. Cette version, parue en 2021, se distingue par sa combinaison de performances et des résultats exacts.

IV.5. Un aperçu de la simulation :

IV.5.1. Peng-Robinson :

Le modèle de Peng-Robinson (PR) est un outil performant pour les calculs d'équilibre liquide-vapeur (VLE) des systèmes hydrocarbonés. Plusieurs améliorations ont été apportées au modèle PR initial afin d'étendre sa gamme d'applicabilité et d'améliorer ses prédictions pour certains systèmes non idéaux [1].

IV.5.1.1. Domaine d'application :

- Systèmes hydrocarbonés (pétrole, gaz, pétrochimie)
- Traitement cryogénique du gaz
- Séparation de l'air
- Tours de brut atmosphérique et sous vide
- Systèmes à haute teneur en H₂
- Systèmes de réservoir
- Inhibition d'hydrate
- Rejet d'azote et d'hélium
- Injection de méthanol
- Élimination du mercure
- Fractionnement
- Procédés de GNL (gaz naturel liquéfié)
- Séparation des produits légers

IV.5.1.2. Plage de travail :

- Température > -271 °C (-456 °F)
- Pression < 100 000 kPa (15 000 psia).

IV.6 La simulation du cas design de la section de stabilisation :

IV.6.1 Validation du modèle thermodynamique :

Afin de garantir la fiabilité du logiciel « ASPEN HYSYS » ainsi que la pertinence du modèle thermodynamique choisi, nous avons entamé notre démarche de simulation par une étape de validation, portant à la fois sur le modèle sélectionné et sur le schéma du procédé.

La validation d'une simulation de procédés chimiques constitue une étape cruciale pour assurer la crédibilité des résultats obtenus. Elle repose sur la comparaison des prédictions issues du modèle avec des données expérimentales ou des références reconnues, en s'appuyant sur des méthodes de calcul d'erreurs pour mesurer les écarts observés. Cette approche permet de vérifier l'exactitude du modèle et son adéquation au cas d'étude considéré.

IV.6.2 Composition et paramètres nécessaire pour la simulation :

La composition molaire du gaz et du condensat non stabilisé du cas design est représenté par le tableau IV.1

Tableau IV.1 : La composition molaire du gaz et du condensat non stabilisé

Constituants	% Molaire du gaz	% Molaire du condensat non Stabilisé
N ₂	1,84	0,4
CO ₂	1,02	0,8
C ₁ H ₄	77,36	34,92
C ₂ H ₆	10,9	14,99
C ₃ H ₈	5,7	17,01
i-C ₄ H ₁₀	0,56	2,78
n-C ₄ H ₁₀	1,5	9,7
i-C ₅ H ₁₂	0,36	4,19
n-C ₅ H ₁₂	0,5	6,12
C ₆ H ₁₄	0,21	5,9
C ₇ H ₁₆	0,05	3,07
C ₈ H ₁₈	0,00	0,12

Les paramètres thermodynamiques utilisés lors de la simulation du cas design sont regroupés dans le tableau IV.2

Tableau IV.2 : Paramètres du gaz et du condensât non stabilisé

Constituants	Gaz	condensat non Stabilisé
Débit molaire (kmol/h)	7734,47	734,4
Température (°C)	-9	42
Pression (bar)	23	24,5

L'équation d'état utilisée pour cette simulation est celle de **Peng Robinson (PR)** car elle convient le mieux pour les mélanges d'hydrocarbures.

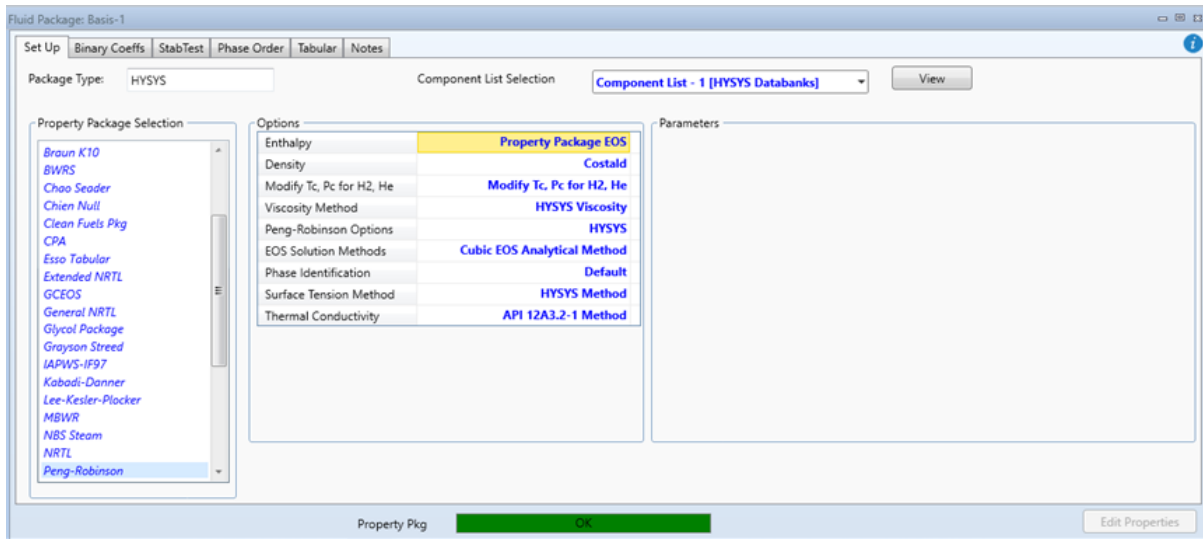


Figure IV.1 : Le modèle thermodynamique choisi.

IV.6.3 Résultat et validation de la Simulation :

IV.6.3.1 Schéma de la simulation du procédé :

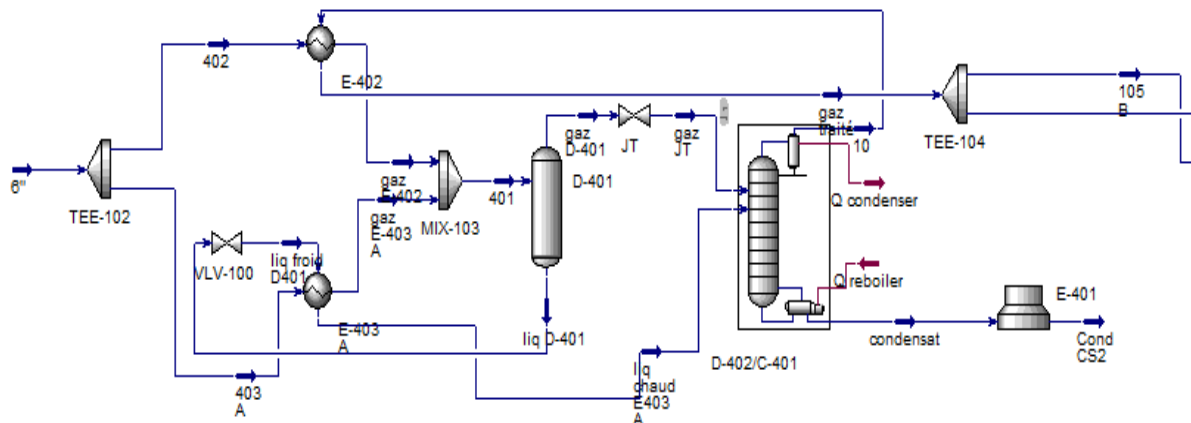


Figure IV.2 : Schéma de simulation de la section de stabilisation.

IV.6.3.2. Calcul d'erreur :

Afin de quantifier l'écart entre les prédictions du modèle et les données expérimentales, on a calculé l'erreur relative en utilisant la formule suivante :

$$\text{Erreur relative} = (\text{Valeur prédite} - \text{Valeur réelle}) / \text{Valeur réelle} \times 100\%$$

Cette formule exprime l'erreur absolue en proportion de la valeur réelle, permettant ainsi une analyse comparative des résultats pour des grandeurs de mesure différentes.

L'erreur relative est exprimée en pourcentage (%) et offre une interprétation intuitive de l'écart entre les valeurs prédites et les valeurs mesurées.

Caractéristiques tête de colonne :

La comparaison des paramètres thermodynamiques obtenus par simulation avec ceux du cas design au niveau du fond supérieur de la colonne est représentée par le tableau IV.3

Tableau IV.3 : Comparaison des paramètres obtenus par simulation et ceux du cas design du gaz à la sortie.

	Design	Hysys	Erreur %
Débits molaire (kmol/h)	8160,6	8063	1,2
Température (°C)	-3,2	-3,2	0
Pression (bar)	23	22,56	1,91
Poids moléculaires	21,16	21,09	0,33

La comparaison entre la composition molaire du gaz traité obtenue par simulation et celle du cas design est illustrée par le tableau IV.4

Component	Mole Fractions	Vapour Phase
Nitrogen	0.0178	0.0178
CO2	0.0104	0.0104
Methane	0.7658	0.7658
Ethane	0.1168	0.1168
Propane	0.0659	0.0659
i-Butane	0.0056	0.0056
n-Butane	0.0132	0.0132
i-Pentane	0.0020	0.0020
n-Pentane	0.0021	0.0021
n-Hexane	0.0004	0.0004
n-Heptane	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Figure IV.3 : La composition molaire obtenue par simulation du gaz à la sortie.

Tableau IV.4 : Comparaison de la composition molaire obtenue par simulation et celle du cas design du gaz à la sortie.

Condensat	Design	Hysys	Erreur %
N ₂	1,78	1,78	0,00
CO ₂	1,04	1,04	0,00
C ₁ H ₄	76,46	76,58	0,12
C ₂ H ₆	11,67	11,68	0,01
C ₃ H ₈	6,56	6,59	0,03
i-C ₄ H ₁₀	0,57	0,56	0,01
n-C ₄ H ₁₀	1,37	1,32	0,05
i-C ₅ H ₁₂	0,22	0,2	0,02
n-C ₅ H ₁₂	0,29	0,21	0,08
C ₆ H ₁₄	0,04	0,04	0,00
C ₇ H ₁₆	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₈	0,00	0,00	0,00

Caractéristiques fond de colonne :

Le tableau IV.5 représente la comparaison des paramètres thermodynamiques du condensat obtenu par simulation et ceux du cas design

Tableau IV.5 : Comparaison des résultats obtenus par simulation et ceux du cas design du condensat à la sortie

	Design	Hysys	Erreur %
Débits molaire (kmol/h)	341,4	346,9	1,61
Température (°C)	150,6	150,6	0
Pression (bar)	23,2	22,75	1,94
Poids moléculaires	70,15	70	0,21

La comparaison entre la composition molaire des condensats obtenue par simulation et celle du cas design est illustrée par le tableau IV.6.

Material Stream: condensat

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition
- Oil & Gas Feed
- Petroleum Assay
- K Value
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters
- Normalized Yields
- ▶ Emissions

	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000
Methane	0.0002	0.0002
Ethane	0.0050	0.0050
Propane	0.0910	0.0910
i-Butane	0.0564	0.0564
n-Butane	0.2485	0.2485
i-Pentane	0.1319	0.1319
n-Pentane	0.2056	0.2056
n-Hexane	0.1762	0.1762
n-Heptane	0.0823	0.0823
n-Octane	0.0029	0.0029
H2O	0.0000	0.0000

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Figure IV.4 : la composition molaire obtenue par simulation du condensat à la sortie.

Tableau IV.6 : Comparaison de la composition molaire obtenue par simulation et celle du cas design du condensat à la sortie.

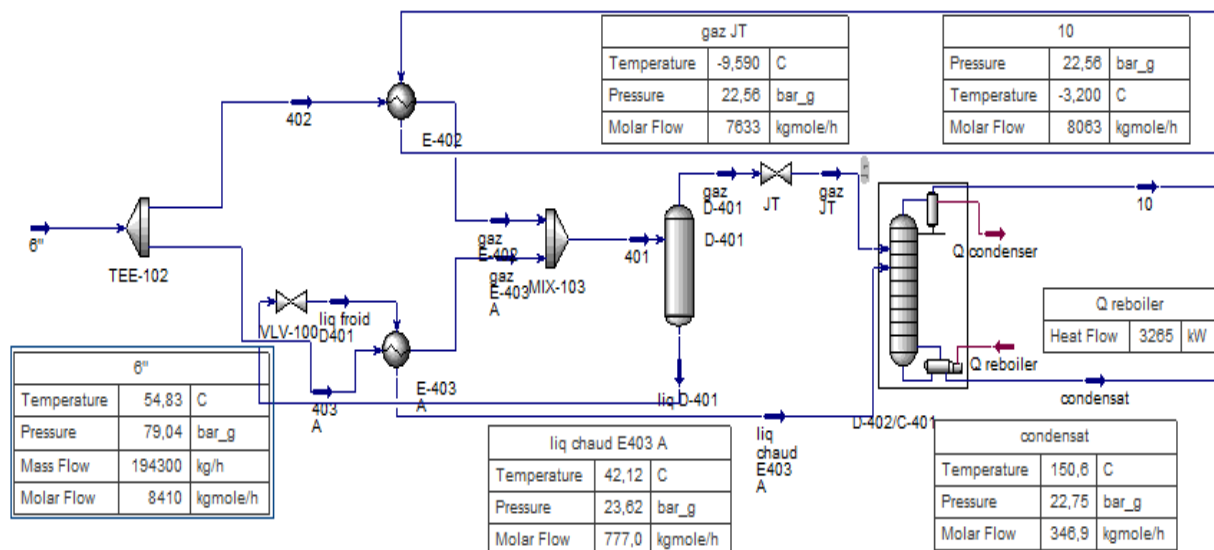
Condensat	Design	Hysys	Erreur %
N ₂	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
C ₁ H ₄	0,00	0,02	0,02
C ₂ H ₆	0,21	0,5	0,29
C ₃ H ₈	9,79	9,1	0,69
i-C ₄ H ₁₀	5,63	5,64	0,01
n-C ₄ H ₁₀	24,48	24,85	0,37
i-C ₅ H ₁₂	13,32	13,19	0,13
n-C ₅ H ₁₂	19,61	20,56	0,95
C ₆ H ₁₄	18,12	17,62	0,5
C ₇ H ₁₆	8,53	8,23	0,3
C ₈ H ₁₆	0,31	0,29	0,02

Interpretation :

La simulation confirme le bon fonctionnement du système, avec des écarts acceptables et des performances satisfaisantes, validant ainsi les paramètres de conception et le modèle thermodynamique choisi.

IV.7. Comparaison du cas design avec et sans rebouilleur :

IV.7.1 Schémas de la simulation par logiciel HYSYS :



2

Figure IV.5 : Schéma de simulation cas de fonctionnement normal.

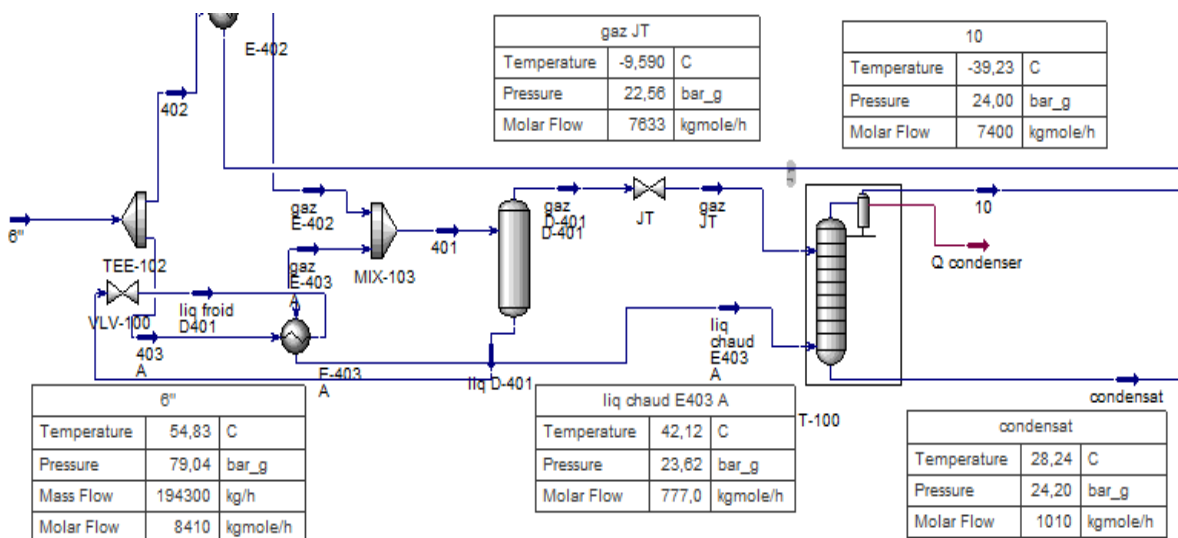


Figure IV.6 : Schéma de simulation cas de l'arrêt de rebouilleur.

IV.7.2 Condition, propriété et composition gaz :

Tableau IV.7 : Condition du gaz.

	Cas design avec rebouilleur	Cas design sans rebouilleur
Température (°C)	-3,2	-39,23
Pression (bar)	22,56	24
Débit molaire (Kmol/h)	7738	7485

Tableau IV.8 : Propriété du gaz.

	Cas design avec rebouilleur	Cas design sans rebouilleur
Masse moléculaire	21,09	20,47
Densité molaire (Kmole/m ³)	1,19	1,240
Densité massique (Kg/m ³)	25,10	25,38

Tableau IV.9 : Composition du gaz.

Constituants	Avec rebouilleur	Sans rebouilleur
N ₂	1,78	1,93
CO ₂	1,04	1,08
C ₁ H ₄	76,58	82,28
C ₂ H ₆	11,68	10,75
C ₃ H ₈	6,59	3,74
i-C ₄ H ₁₀	0,56	0,10
n-C ₄ H ₁₀	1,32	0,11
i-C ₅ H ₁₂	0,2	0,00
n-C ₅ H ₁₂	0,21	0,00
C ₆ H ₁₄	0,04	0,00
C ₇ H ₁₆	0,00	0,00
C ₈ H ₁₈	0,00	0,00
Total	100	100

IV.7.3 Condition, propriété et composition du condensat :

Tableau IV.10 : Condition du condensat.

	Cas design avec rebouilleur	Cas design sans rebouilleur
Température (°C)	150,6	28,24
Pression (bar)	22,75	24,2
Débit molaire (Kmol/h)	346,9	1010

Tableau IV.11 : Propriété du condensat

	Cas design avec rebouilleur	Cas design sans rebouilleur
Masse moléculaire	70	51.53
Densité molaire (Kmole/m3)	6,249	10,35
Densité massique (Kg/m3)	437,4	533,5
Reid VP à 37.8 C° (bar)	1,624	13,47

Tableau IV.12 : Composition du condensat

Constituants	Avec rebouilleur	Sans rebouilleur
N₂	0,00	0,04
CO₂	0,00	0,36
C₁H₄	0,02	8,50
C₂H₆	0,50	14,64
C₃H₈	9,10	28,34
i-C₄H₁₀	5,64	5,65
n-C₄H₁₀	24,85	18,23
i-C₅H₁₂	13,19	6,15
n-C₅H₁₂	20,56	8,77
C₆H₁₄	17,62	6,36
C₇H₁₆	8,23	2,86
C₈H₁₈	0,29	0,10
Total	100	100

IV.7.4 Interprétation des résultats :

D'après les résultats obtenus, on remarque que l'arrêt du rebouilleur induit un changement de la composition du condensat ainsi que ses propriétés. Parmi ces changements on peut citer :

L'augmentation des fractions légères au fond de la colonne.

En plus de l'élévation des teneurs de l'éthane et le propane existant dans le condensat à l'arrêt du rebouilleur qui sont respectivement **14,6%** et **28,34%**. Par contre dans le cas où le rebouilleur est en marche les teneurs seront **de 0,02%et 0.5%** respectivement.

La variation de la valeur de la TVR qui a augmenté de **1.624 bar** jusqu'à **13.47 bar**.

La composition du gaz reste pratiquement invariable

La température chute fortement dans le cas sans rebouilleur ce qui limite la vaporisation des composants lourds.

Cependant, la pression reste presque constante par rapport au cas avec rebouilleur, ce qui indique que la variation observée est principalement thermique.

Le débit molaire du condensat est aussi beaucoup plus important sans rebouilleur (1010 kmol/h contre seulement 346,9 kmol/h avec rebouilleur), ce qui montre que, sans apport de chaleur, une plus grande partie du mélange se condense au lieu d'être vaporisée.

IV.7.5 Recommendations:

- Comprendre le problème du mal fonctionnement du rebouilleur
- D'intervenir pendant les changements des pompes et leurs équipements
- Maintenance exigée et remordille ou l'ajout d'autres rebouilleurs recommandés
- Étudier la possibilité d'une optimisation de la configuration de la colonne de stabilisation ou du système de séparation en aval afin de réduire les pertes croisées entre les phases gaz et liquide.

Bibliographie :

[1] J. HAYDARY, D. of C. and B. Engineering, S. U. of Technology, and S. Bratislava, Chemical Process Design and Aspen Plus and Aspen HYSYS Applications.

Conclusion générale :

Notre stage réalisé au niveau de l'unité de traitement de gaz associé de la région TFT pendant 15 jours (10jours) pour comprendre et essayer de résoudre de problème de l'arrêt de rebouilleur et l'évaluation de l'impact de cet arrêt sur les performances de la colonne de stripping C-401, notamment en ce qui concerne les paramètres de fonctionnement et la qualité des produits obtenus

La simulation de l'unité de stabilisation du condensat réalisé a l'aide du logiciel ASPEN HYSYS, en se basent sur les données de design de l'installation. Cette modélisation nous a permis de valider la fiabilité de résultats obtenus ainsi que du modèle thermodynamique, en plus pour représenter le comportement de système avec le rebouilleur choisi.

Le bon fonctionnement du rebouilleur s'est révélé essentiel pour maintenir un gradient de température efficace au sein de la colonne, condition indispensable pour assurer un fractionnement adéquat des composants. L'arrêt du rebouilleur perturbe ce gradient, ce qui se traduit par une séparation moins efficace.

L'analyse comparative entre deux scénarios avec et sans fonctionnement du rebouilleur a mis en évidence une augmentation significative des fractions molaires de l'éthane (C_2) et du propane (C_3) dans le condensat en cas d'arrêt. Cette élévation des hydrocarbures légers entraîne une hausse marquée de la **tension de vapeur Reid (TVR)**, dépassant les normes commerciales qui exigent une valeur inférieure ou égale à **10 psi**, afin de garantir des conditions de transport et de stockage sécurisées.

Ainsi, il ressort clairement que l'arrêt de la section de rebouillage affecte directement la qualité du condensat produit. Toutefois, dans le cas spécifique de l'unité UTGA, cette contrainte est partiellement atténuée puisque le condensat n'est pas transporté séparément par pipeline, mais mélangé au pétrole brut, ce qui réduit l'impact opérationnel de l'élévation de la TVR.