



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



Université Amar Thelidji- Laghouat

FACULTE : TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT : GÉNIE DES PROCÉDÉS

MEMOIRE DE MASTER

Présenté par : **CHANEG Mahmoud Ishak**
BENMEDJEGHAIA Zohra Hiba

DOMAINE : Sciences et Technologies

FILIERE : **Industrie Pétrochimique**

OPTION : **Génie Pétrochimie**

Thème

**Optimisation des paramètres de fonctionnement
du débutaniseur C102 MPP4 à Hassi r'mel**

Jury de soutenance :

| Nom et Prénom | Grade | Quality |
|-------------------------|-------|--------------|
| Mme BELHADJ Soraya | MCB | Présidente |
| Mme BOUTASSOUNA Nassima | MAA | Examinatrice |
| Mr BOUREZG Med Tahar | MAA | Rapporteur |

Promotion : 2022

Remerciement

*En premier lieu, nous remercions Dieu, le tout puissant pour nous avoir
Donné le courage et la patience pour la réalisation Et l'aboutissement
de ce travail.*

*Nous tenons à remercier notre promoteur M. BOUREZG MOHAMMED
TAHAR, pour avoir accepté de nous encadrer et pour ses conseils.*

*Nos remerciements vont à **Mme BELHADJ** Soraya, d'avoir accepté de
présider ce jury.*

*Nos remerciements s'adressent également à **Mme BOUTASSOUNA**
Nassima, d'avoir accepté d'examiner notre travail.*

*Enfin, que tous ceux et toutes celles qui ont participé, de près Ou de loin
À la réalisation de ce mémoire, trouvent l'expression de notre sincère
Reconnaissance. A vous qui vous intéressez à notre étude.*

Dédicaces

Je dédie ce travail

À mes très chers et précieux parents qui m'ont toujours soutenue,

Et à l'intérêt qu'ils ont Toujours porté pour mes études,

Que Dieu me les protège.

À me très cher frère qui j'adore et à mes adorables sœurs,

Et je leurs souhaite Tout le bonheur de la vie.

A mes oncles et mes tantes et tous ma famille.

A tous mes amis.

À tous les enseignants qui ont contribué à ma formation.

Et à tous ceux qui j'aime et qui m'aime.

Mahmoud

Dédicaces

Du profond de mon cœur, je dédie ce travail

A la femme qui a souffert sans me laisser souffrir, qui n'a jamais dit

Non à mes exigences pour me rendre heureuse, a flamme de mon

Cœur, ma vie et mon bonheur : ma chère mère Hamida

A l'homme qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, qui n'as

Cessé de me donner : mon chère père Ali

A mes frères : Mohammed et Ahmed

A mes chères sœurs : Aicha, Soundos, Afrah, Halima, Khadija,

Nina

A tous ceux qui me sont chers.

ZOHRA

SOMMAIRE

SOMMAIRE

| | |
|--|-----------|
| Liste des Abréviations | I |
| Liste des Tableaux | II |
| Liste des Figures | III |
| Introduction Générale | 1 |
| CHAPITRE I : Généralité sur le Gaz naturel et Produit de traitement | |
| I.1 gaz naturel | 4 |
| I.2 gaz de pétrole liquéfié | 6 |
| I.3 condensat | 8 |
| II Théorie de rectification | |
| II.1 Introduction | 11 |
| II.2 Définition de la rectification | 11 |
| II.3 Description et principe de fonctionnement d'une colonne de rectification | 11 |
| II.4 Types des colonnes de rectification | 13 |
| II.5 Bilan matière de la colonne et des ses zones | 13 |
| II.6 Les paramètres opératoires | 15 |
| II.7 Calcul de la volatilité relative dans différentes zones de la colonne | 16 |
| II.8 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge | 17 |
| II.9 Choix du taux de reflux | 17 |
| II.10 Calcul du nombre de plateaux dans la colonne | 18 |
| III Vérification des paramètres de service du débutaniseur. | |
| III.1 Données de départ | 22 |
| III.2 Calcul de la composition de la charge d'alimentation | 23 |
| III.3 Bilan de matière | 24 |
| III.4 Calcul de la pression et les températures aux différentes zones | 25 |
| III.5 Calcul de la volatilité relative des constituants aux différentes niveaux de la colonne. | 28 |
| III.6 Détermination du taux de vaporisation de la charge | 29 |
| III.7 Calcul de régime à reflux minimal et opératoire | 30 |
| III.8 Calcul du nombre de plateaux dans la colonne | 32 |
| IV Simulation et optimisation | |
| IV.1 Introduction | 35 |
| IV.2 Choix du modèle thermodynamique | 35 |
| IV.3 simulation et vérification | 36 |
| IV.4 Optimisation des paramètres actuel de fonctionnement | 41 |
| Conclusion Générale | 46 |

Liste des Abréviations

BP : British Petroleum

C102 : colonne de distillation.

D : Débit molaire du Distillat.

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur = (0,5 bar).

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux = (0,5 bar).

e_0 : Taux de vaporisation.

E108 : Aero

F : Débit molaire de l'alimentation.

F'_i : débit massique d'un constituant i.

F' : Le débit massique de la charge

F_i : débit molaire d'un constituant i.

D : Débit molaire du Distillat.

H102: Four

GNL : Gaz Naturel Liquéfié

GPL : gaz de pétrole liquéfié.

G.N : gaz naturel

K_i : coefficient d'équilibre du constituant i à la température et à la pression donnée ; il est déterminé d'après le nomogramme de (Scheibel & Jenny).

K_r : coefficient d'équilibre de référence.

L_n : Débit molaire du liquide dans la zone de rectification.

L'_m : Débit molaire du liquide dans la zone d'épuisement.

L_0 : Débit molaire de la phase liquide de l'alimentation.

M_m : masse moléculaire moyenne

M_i : masse moléculaire de chaque constituant de la charge.

MPP4: module processing plant 4

N_{min} : nombre de plateaux minimale dans la colonne

N_t : nombre de plateaux théorique dans la colonne

$N_{réel}$: nombre de plateaux réel dans la colonne

ON SPEC : Bon spécification.

OPEP : Organisation des pays exportateurs de pétrole.

P_A : Pression à la zone d'alimentation.

P_f : Pression au fond de la colonne.

P_b : Pression dans le ballon de reflux.

P_s : Pression au sommet de la colonne.

Q_R : quantité de chaleur de rebouilleur.

Q_C : quantité de chaleur de condenseur.

r_b : Le taux de rebouilleur.

r_f : Le taux de reflux.

r_0 : Taux de condensation.

T_b : Température dans le ballon de reflux.

T : Température moyenne de fluide réfrigérant.

θ : constante déterminée par approximation de l'équation, dont la valeur doit être comprise entre celles des volatilités relatives du constituant clé lourd et le plus volatile.

TVR : Tension de vapeur

V_{n+1} : Débit molaire de la vapeur dans la zone de rectification.

V'_{m+1} : Débit molaire de la vapeur dans la zone d'épuisement.

V_0 : Débit molaire de la phase vapeur de l'alimentation.

x'_{mi} : Concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone d'épuisement.

X_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide de l'alimentation.

x_{ni} : Concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone de rectification.

X_{RL} : Fraction du constituant clé lourd dans le résidu.

X_{RL} : Fraction du constituant clé volatil dans le résidu.

X_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide.

Y_{DV} : Fraction du constituant clé volatil dans le distillat.

Y_{DL} : Fraction du constituant clé lourd dans le distillat.

Y_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur.

Y_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur de l'alimentation.

$y'_{(m+1)i}$: Concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrante dans la zone d'épuisement.

$y_{(n+1)i}$: Concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrante dans la zone de rectification.

Y_{Di} : Fraction molaire du constituant i du Distillat.

Z_i : Fraction molaire du constituant i dans l'alimentation.

Z'_i : Fraction massique du constituant i .

Liste des Tableaux

| | |
|--|-----------|
| Tableau II.1 : Les valeurs des différentes pressions dans la colonne. | 12 |
| Tableau II.2 : Les valeurs des différentes températures dans la colonne. | 13 |
| Tableau III.1 : Composition molaire de la charge d'alimentation. | 17 |
| Tableau III.2 : Composition de la charge d'alimentation. | 18 |
| Tableau III.3 : La composition et débits de distillat et de résidu. | 20 |
| Tableau III.5 : La température au sommet de la colonne. | 21 |
| Tableau III.6 : La température au fond de la colonne. | 22 |
| Tableau III.7 : Les valeurs de K_i de la charge. | 23 |
| Tableau III.8 : Volatilité relative moyenne de chaque constituant a la zone d'alimentation. | 23 |
| Tableau III.9 : la volatilité relative moyenne de chaque constituant dans la zone de rectification. | 24 |
| Tableau III.10 : la volatilité relative moyenne de chaque constituant dans la zone d'épuisement. | 24 |
| Tableau III.11 : Taux de Vaporisation de la charge. | 25 |
| Tableau III.12 : approximation déterminée (θ) Paramètre conventionnel. | 26 |
| Tableau III.13 : La valeur du taux de reflux minimale. | 26 |
| Tableau III.14 : Calcul de taux de rebouilleur minimale. | 27 |
| Tableau IV.1 : Spécifications design de la charge. | 30 |
| Tableau IV.2 : Paramètres design de la colonne du débutaniseur. | 31 |
| Tableau IV.3 : Paramètres design de dimensionnement du débutaniseur. | 31 |
| Tableau IV.4 : Composition de la charge design de débutaniseur. | 31 |
| Tableau IV.5 : Compositions chimiques des produits simulés et ceux de cas design. | 32 |
| Tableau IV.6 : Comparaison des débits de GPL et Condensat simulés et ceux de cas design. | 32 |
| Tableau IV.7 : Composition de la charge du cas actuel. | 33 |
| Tableau IV.8 : Spécifications actuelles de la charge. | 33 |
| Tableau IV.9 : Paramètres de marche de cas actuel de la colonne débutaniseur. | 33 |
| Tableau IV.10 : Comparaison entre le cas actuel et le cas actuel simulé. | 34 |
| Tableau IV.11 : Comparaison entre les compositions actuelles et simulées des produits finis GPL et condensat. | 34 |
| Tableau IV.12 : L'influence de température du fond sur les paramètres de fonctionnement. | 35 |
| Tableau IV.13 : Comparaison entre le cas optimisé et le cas actuel simulé du débutaniseur. | 39 |

Liste des Figures

| | |
|--|-----------|
| Figure II.1 : Schéma représentatif d'une colonne de rectification a plateaux. | 9 |
| Figure IV.1 : simulation de la colonne du débutaniseur. | 30 |
| Figure IV.2 : Variation de la teneur de C_{5+} dans le GPL en fonction de la Température du fond de la colonne. | 36 |
| Figure IV.3 : La TVR en fonction de la température du fond de la colonne. | 36 |
| Figure IV.4 : Débit du condensât produit en fonction de la température du fond de la colonne. | 37 |
| Figure IV.5 : Consommation énergétique du condenseur en fonction de la température du fond de la colonne. | 37 |
| Figure IV.6 : Consommation énergétique du rebouilleur en fonction de la température du fond de la colonne. | 36 |

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel, une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée, son utilisation s'est généralisée surtout après la seconde guerre mondiale. Il dispose de nombreux avantages : Abondance relative, souplesse d'utilisation, prix compétitifs en tant que combustible c'est un mélange de constituants à la phase gazeuse ; sous cette forme il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour obtenir les gammes des produits consommables.

Pour obtenir du gaz « ON SPEC » le gaz brut venant des puits subit un traitement en chaîne pour éliminer l'eau et récupérer les fractions d'hydrocarbures lourdes (condensât et GPL).

Mais avec le temps, la pression au niveau du gisement chute, et cela influe sur la composition de la charge qui change, elle est devenue plus légère par rapport au départ, ceci dit elle contient plus de légers que de lourds, par conséquent la récupération du condensât a diminué, on récupère plus de légers autrement dit plus de GPL que de condensât.

La valeur marchande des condensats de gaz naturel est très élevée, Son marché s'est épanoui, tant pour un usage « domestique » (notamment dans les pays de l'OPEP) que pour l'exportation. C'est le produit dont la production et la vente ont augmenté le plus vite dans les pays de l'OPEP.

Comme l'Algérie est un pays producteur de gaz naturel et avec ses réserves prouvées, il présente l'une de plus forte concentration mondiale de gaz naturel.

Les raisons qui nous ont poussés à entamer ce travail ont pour objectif de vérifier les paramètres de service du débutaniseur et l'augmentation de débit de condensat récupéré de la colonne du débutaniseur et réduire la consommation d'énergie, Pour cela, nous utiliserons deux méthodes : la première basée sur les calculs, la deuxième sur la simulation via le logiciel HYSIS. Nous avons optimisé quelques paramètres de fonctionnement afin d'améliorer le rendement de cette colonne pour une meilleure récupération du condensât en tenant compte de la consommation énergétique qu'on cherche à minimiser.

Ce travail comporte deux parties principales (partie théorique et partie expérimentale) la première partie consiste à une étude bibliographique, elle comporte deux chapitres : le premier chapitre on s'intéresse à une connaissance bibliographique sur le gaz naturel, GPL et le condensat, le deuxième chapitre consiste à une théorie sur la rectification. La deuxième partie consiste à une étude expérimentale, elle comporte deux derniers chapitres : le troisième chapitre concerne la vérification et la simulation et l'optimisation est dans le quatrième chapitre.

Enfin nous terminons avec une conclusion générale sur l'ensemble de travail viendra clore notre étude

CHAPITRE I :
GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL
ET PRODUIT DE TRAITEMENT

I.1 Le gaz naturel

I.1.1 Introduction

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Elle dispose de nombreuses qualités abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, et la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

I.1.2 L'origine du gaz naturel

Le gaz naturel est formé par la dégradation de la matière organique accumulée au cours des millions d'années passées. Deux mécanismes principaux sont responsables de cette dégradation :

- **Le « gaz bactérien »** : ou biochimique a été formé par l'action des bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments. Un tel gaz est produit à des profondeurs qui, généralement, n'excèdent pas quelques centaines de mètres et comprend du méthane relativement pur. Le méthane bactérien représente environ 20 % des réserves actuellement connues ;
- **Le « gaz thermique »** est formé par la dégradation de la matière organique, appelée (kérogène), accumulée dans les sédiments fins, en particulier les argiles. Cette dégradation se produit sous l'effet combiné de la température et de la pression. Les hydrocarbures gazeux sont produits soit directement à partir du kérogène par craquage thermique primaire soit à partir de l'huile formée dans les étapes précédentes par craquage thermique secondaire. La proportion de gaz par rapport à celle de pétrole tend à augmenter avec le temps de maturation du kérogène et la température, qui est liée à la profondeur. [1]

I.1.3 Types de gaz naturel conventionnels

La proportion d'hydrocarbures plus lourds que le méthane détermine les différents types de gaz naturel conventionnel : [1]

I.1.3.1 Le gaz sec (non associé) Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.

I.1.3.2 Le gaz humide Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.

I.1.3.3 Le gaz à condensat Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.

I.1.3.4 Le gaz associé coexiste dans le réservoir avec une phase huileuse. (Gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et les gaz dissous

I.1.4 Le gaz naturel en Algérie

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

Les réserves algériennes prouvées en gaz sont de l'ordre de 4,3 trillions de m^3 , l'Algérie est

l'un des pays pilote producteurs et exportateur de gaz naturel dans le monde. Le domaine minier algérien est particulièrement riche en gaz naturel. Les réserves gazières algériennes représentent près de 2,2% du total des réserves mondiales. [2]

L'Algérie classaient par BP au 10ème rang mondial des producteurs de gaz naturel en 2018 avec 93,8 milliards m³ et avec 2,4 % de la production mondiale. [2]

Les champs gaziers exploités par SONATRACH c'est les champs de : Hassi R'mel, Aïn-Salah, Rhourde Nous, Gassi Touil, Alghar. Le total de exportations 42,3 milliards m³ la classe au 7ème rang mondial avec 3,3 % du total mondial.

Près de 66% du gaz actuellement commercialisé par SONATRACH proviennent du gisement gazier géant de Hassi R'mel qui possède un gaz à condensât.

I.1.5 Caractéristiques du gaz naturel

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

I.1.5.1 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 d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale : T = 0 °C, P = 1atm.
- Condition standard : T = 25 °C, P = 1atm.

I.1.5.2 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.1.5.3 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.1.5.3.1 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.1.5.3.2 Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la réaction de combustion dans laquelle l'eau formé reste à l'état de vapeur.

Le PCI diffère du PCS d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau.

I.1.5.4 Composition chimique

En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures, l'éthane, le propane, le butane, le pentane, et à 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- 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.

I.1.6 Domaine Utilisation du gaz naturel

Le gaz naturel est une source d'énergie polyvalente qui peut être employée dans des domaines très variés, tel que :

I.1.6.1 Le secteur industriel

A la fois comme combustible et comme matière première, le gaz naturel est utilisé dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage, son utilisation dans les pays industrialisés est de 25%, à titre d'exemple : la synthèse d'ammoniac à partir du gaz naturel permet de fabriquer des engrais pour l'agriculture. la synthèse du méthanol à partir du gaz naturel est utilisée en chimie de spécialités et comme base d'additif des essences.

I.1.6.2 La production d'électricité

Depuis une dizaine d'années, le secteur électrique est devenu le moteur principal de l'augmentation de l'utilisation du gaz naturel dans le monde ainsi le gaz naturel offre un bilan environnemental très favorable dans la production d'électricité.

I.1.6.3 Le secteur domestique

Le gaz naturel est traditionnellement utilisé comme combustible dans la roduction de chaleur pour la cuisson ou le chauffage. 30 % au niveau mondial est destinée au secteur résidentiel, en particulier à la production d'eau chaude et au chauffage des particuliers.

I.1.6.4 Le secteur d'automobile

L'utilisation du gaz naturel est particulièrement intéressante car elle ne nécessite pas de transformation majeure du moteur. Les moteurs au gaz naturel offrent par ailleurs un bon rendement énergétique combiné à un potentiel important de réduction d'émissions de CO₂.

I.2 Le gaz de pétrole liquéfié

I.2.1 Introduction

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » ou « GPL » (LPG en anglais) peut qualifier deux gaz à l'état liquide : le propane (C_3H_8) et le butane (C_4H_{10}). Ce sont tous les deux des hydrocarbures « saturés » qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils présentent l'intérêt de se liquéfier sous une pression moins forte que les autres gaz (notamment le méthane).

Plus de 60% des volumes de propane et de butane produits dans le monde proviennent de champs de gaz, le reste étant issu du raffinage du pétrole brut. L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou « vrac ») dans les années 1960. Les GPL sont aujourd'hui largement exploités par les industriels mais aussi par les particuliers dans leurs activités itinérantes. Mélangés, les GPL peuvent également être utilisés comme carburant pour véhicules (GPL-c).

Notons que les GPL ne doivent pas être confondus avec le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) dont la température de liquéfaction est beaucoup plus basse.

I.2.2 Les sources des GPL

Les gaz de pétrole liquéfié (G.P.L.) sont Produits principalement :

- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming des produits en vue de la production des essences.
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (G.N.) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensât (propane, butane, essences légère ... etc.
- Par liquéfaction du gaz naturel. [3]

I.2.3 Caractéristiques générales des GPL

I.2.3.1 Odeur : le GPL est inodore à l'état naturel, mais pour des raisons de sécurité on doit ajouter des odorants ; afin de détecter les fuites.

I.2.3.2 Tension de vapeur : la TVR du GPL est de **8** et **2** bars pour le propane et le butane respectivement à **20°C**.

I.2.3.3 Dilatation : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

I.2.3.4 Densité : aux conditions normales de température et de pression, les GPL sont plus lourds que l'air, elle diminue avec l'augmentation de la température.

I.2.3.5 Température d'ébullition à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (**- 42°C**), celle de butane est de (**- 6°C**).

I.2.3.6 Pouvoir calorifique c'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- $PC_{iC_4H_{10}} = 29460$ (kcal/kg).
- $PC_{nC_4H_{10}} = 29622$ (kcal/kg).
- $PC_{C_3H_8} = 22506$ (kcal/ kg).

I.2.3.7 Impuretés : le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à **0,005 %** en masse, aussi l'eau est l'une des impuretés importantes.

Le GPL est non corrosif à l'acier Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cette caractéristique doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolore, que ce soit phase liquide ou gazeux. [3]

Caractéristiques du GPL produit

Les GPL produits sont constitués essentiellement de Propane et de Butane à proportions différentes selon leurs origines (gaz naturel, gaz associés).

Le propane et butane produits au niveau des différentes unités Gaz plant doivent nécessairement répondre aux spécifications suivantes :

Propane : 1.5 % vol. Liq. C_2^-

2.0 % vol. Liq. C_4^+

Butane : 4.0 % vol. Liq. C_3^-

1.0 % vol. Liq. C_5^+

I.2.4 Domaine d'utilisation du GPL

I.2.4.1 GPL carburant

Suite à une phase d'étude et d'expérimentation entamée en 1977, la décision d'introduire le GPL carburant « SIRGHAZ » est intervenue en 1983 avec l'adoption de la bicarburant et la mise en place de réglementation liée aux conditions d'utilisation et de distribution du GPL/C.

I.2.4.2 GPL dans la production électrique

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

La production d'électricité en Algérie s'effectue uniquement par le gaz naturel. Les GPL n'ont pas été introduits jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

I.2.4.3 GPL dans les ménages

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représente l'équivalent de 11 millions de bouteille de 13 Kg en 1996.

Le propane représente 4,8% de la consommation nationale du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans la région non reliée au gaz naturel.

I.2.4.4 Le GPL dans la climatisation

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

I.2.4.5 GPL dans la pétrochimie

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'une utilisation dans le vapocraquage pour l'obtention de bases oléfiniques et aromatiques. Il existe cependant d'autres usages pétrochimiques des GPL.

Les GPL sont promis à un bel avenir car la demande mondiale continue à croître, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustible. Parmi les utilisations des GPL, on peut citer :

I.3 Le condensat

I.3.1 Introduction

Les condensats de gaz naturel sont des hydrocarbures liquides récupérés lors de l'extraction de gaz en tête de puits : la diminution de pression et de température en surface provoque une condensation de certains des hydrocarbures les plus lourds du gisement gazier (d'où leur nom).

Les condensats de gaz naturel sont des hydrocarbures constitués de molécules comportant 5 à 15 atomes de carbone (par exemple le pentane et l'octane). Ils ont des caractéristiques proches du naphta. On peut distinguer :

- Les condensats légers (de type C5 à C10, c'est-à-dire ayant 5 à 10 atomes de carbone par molécule)
- Les condensats lourds (jusqu'à C15).

Les condensats sont assimilés à une forme de pétrole léger de haute valeur. Ils peuvent

toutefois être délicats à traiter car les raffineries sont souvent conçues pour raffiner des hydrocarbures plus lourds. Ils sont aujourd'hui principalement utilisés comme matières de base pour l'industrie et comme composés de fluidification lors de la production d'essence.

I.3.2 Les sources des Condensat

Le Condensat peut provenir des puits de gaz suivants :

- Puits de pétrole brut : Le condensat produit à partir des puits de pétrole est souvent appelé condensat de location.
- Puits de gaz sec : Le condensat du gaz sec est extrait dans les usines de traitement du gaz et est souvent appelé condensat d'usine.
- Puits de condensat : Ces puits produisent du gaz naturel brut avec du gaz naturel liquide, souvent appelé gaz humide.

I.3.3 Caractéristiques générales des condensats

Les principales caractéristiques du condensât sont :

I.3.3.1 Aspect C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.

I.3.3.2 Poids spécifique Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.

I.3.3.3 Point d'éclair Son point d'éclair est inférieur à -40°C .

I.3.3.4 Limites d'inflammabilités Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6% (dans l'air).

I.3.3.5 Densité de vapeur Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air.

I.3.3.5 Explosivité et d'inflammabilités Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation...etc.

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répandant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

I.3.3.6 Toxicité physiologique Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement).

La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher.

Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elles ne peuvent pas causer des symptômes heures d'inhalation.

Précautions hygiéniques : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm. [3]

I.3.4 Domaine d'utilisation du Condensat

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

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

I.3.4.1 Utilisation du Condensât dans la pétrochimie

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

I.3.4.2 Utilisation du Condensât dans le raffinage

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

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.

CHAPITRE II :
Théorie de Rectification

II.1 Introduction

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et de gaz. Ainsi par rectification on obtient à partir du pétrole et gaz brut une gamme très variée de produits légers et lourds.

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

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

II.2 Définition de la rectification

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

II.3 Description et principe de fonctionnement d'une colonne de rectification

Une colonne à distiller est un appareil permettant l'échange de matière et de chaleur entre une phase vapeur ascendante et une phase liquide descendante. C'est un contacteur gaz-liquide multi-étages qui est constitué d'un ensemble de plateaux. Le mélange à distiller, qu'on appelle l'alimentation, est introduit à un certain niveau de la colonne. Pour obtenir le contre-courant gaz-liquide deux pièces d'équipements sont alors très importantes en pied de colonne, il y a un rebouilleur qui permet de vaporiser le liquide alors qu'en tête, il y a un condenseur qui permet de condenser le courant vapeur sortant. Une partie du liquide récupéré au condenseur est alors retourné dans la colonne c'est le reflux. L'autre partie est récupérée est constituée le distillat. En pied de colonne, on récupère le résidu. Les zones de la colonne situées respectivement au-dessus et en dessous de l'alimentation s'appellent respectivement les zones de rectification (ou d'enrichissement) et d'épuisement (ou d'appauvrissement). [4]

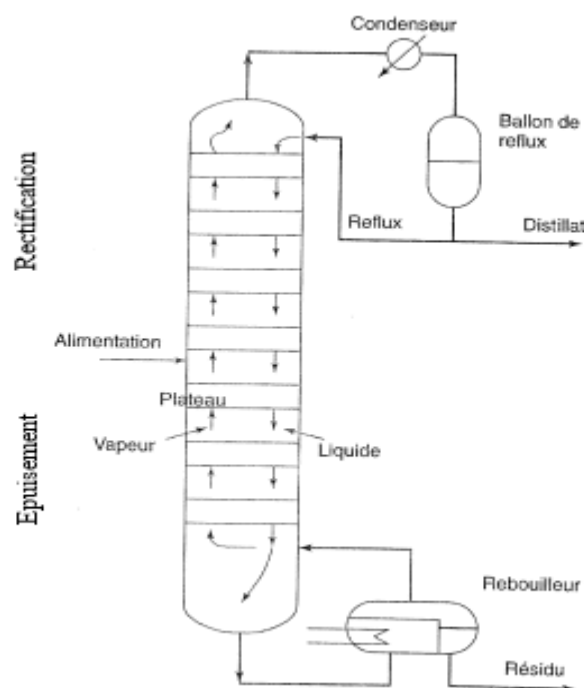


Figure II.1 : Schéma représentatif d'une colonne de rectification à plateaux.

Les trois zones qui composent La colonne de distillation

Zone de flash (alimentation) où la charge est flashée.

Zone de rectification : a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, c'est-à-dire la phase liquide s'enrichit en constituant léger.

Zone d'épuisement son objectif est d'appauvrir le résidu en produits légers.

II.4 Types des colonnes de rectification

Les colonnes utilisées pour la rectification des mélanges binaires ou d'ordre supérieur (complexe) se divisent en deux types distincts :

- Les colonnes à plateaux.
- Les colonnes à garnissage.

II.4.1 Colonnes à plateaux

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

II.4.1.1 Types des plateaux

Les divers types de plateau industriels.

- Plateau à calottes.
- Plateau perforé à déversoir.
- Plateau à clapets.
- Plateau "Uniflux"
- Plateau à jet directionnels.
- Plateau perforé sans déversoir. [5]

II.4.2 Colonnes à garnissage

Les colonnes à garnissage sont quelquefois employées dans l'industrie, concurremment avec les colonnes à plateaux, pour séparer les constituants d'un mélange par absorption ou par distillation. Une colonne à garnissage réalise un contre-courant à contact continu : les phases sont en contact dans toute la colonne, pour être séparées seulement avant de quitter l'appareil. L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux qu'on a une grande surface de contact et une bonne turbulence : c'est pour cette raison qu'on emplit la colonne d'éléments solides (le garnissage, ou « packing ») aux formes et aux dimensions judicieusement choisies. [5]

II.5 Bilan matière de la colonne et de ses zones

- **Bilan matière global :** $F = D + w$
- **Bilan matière partiel :** $F \cdot Z_F = D \cdot Y_{Di} + R \cdot X_{Ri}$

Avec ;

F : Débit molaire de l'alimentation.

D : Débit molaire du Distillat.

w : Débit molaire du Résidu.

Z_i : Fraction molaire du constituant i dans l'alimentation.

Y_{Di} : Fraction molaire du constituant i du Distillat.

X_{Ri} : Fraction molaire du constituant i du Résidu.

II.5.1 Bilan matière de la zone de rectification

- **Bilan matière global :** $V_{n+1} = L_n + D$
- **Bilan matière partiel :** $V_{n+1} \cdot y_{(n+1)i} = L_n \cdot x_{ni} + D \cdot Y_{Di}$

Avec :

V_{n+1} : Débit molaire de la vapeur dans la zone de rectification.

L_n : Débit molaire du liquide dans la zone de rectification.

$y_{(n+1)i}$: Concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrante dans la zone de rectification.

x_{ni} : Concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone de rectification.

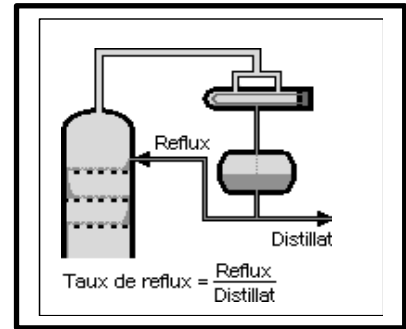
Le taux de reflux r_f est défini comme étant la quantité de reflux L renvoyée à la colonne sur la quantité de distillat D :

$$r_f = \frac{L}{D}$$

Avec :

r_f : Le taux de reflux.

L'équation qui tient compte de la constante des débits molaires V_{n+1}, L_n 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) et la concentration on ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau ($n + 1$) et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification.



II.5.2 Bilan matière de la zone d'épuisement

- **Bilan matière global :** $L'_m = V'_{m+1} + R$
- **Bilan matière partiel :** $L'_m \cdot x'_{mi} = V'_{m+1} \cdot y'_{(m+1)i} = R \cdot X_{Ri}$

Avec :

V'_{m+1} : Débit molaire de la vapeur dans la zone d'épuisement.

L'_m : Débit molaire du liquide dans la zone d'épuisement.

$y'_{(m+1)i}$: Concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrante dans la zone d'épuisement.

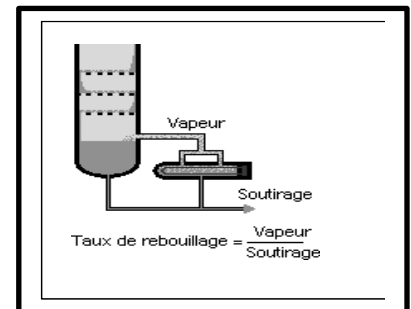
x'_{mi} : Concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone d'épuisement.

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

$$r_b = \frac{L'}{R}$$

Avec :

r_b : Le taux de rebouilleur.



II.5.3 Bilan matière de la zone de flash

- Bilan matière global : $F = V_0 + L_0$
- Bilan matière partiel : $F \cdot Z_i = V_0 \cdot Y_{0i} + L_0 \cdot X_{0i}$

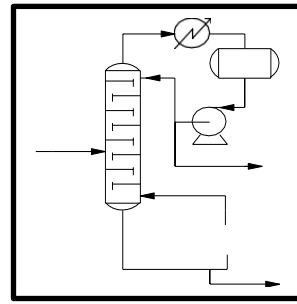
Avec :

V_0 : Débit molaire de la phase vapeur de l'alimentation.

L_0 : Débit molaire de la phase liquide de l'alimentation.

Y_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur de l'alimentation.

X_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide de l'alimentation.



II.6 Les paramètres opératoires

II.6.1 Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression d'opération est une étape importante dans la conception d'une colonne à distiller. Le premier critère à considérer est la nature du fluide réfrigérant qui sera utilisé au condenseur. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne.

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

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

Ainsi, la pression dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives de nomogramme de **(Scheibel et jenny)** jusqu'à ce que l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X_i = 1$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau II.1 : Les valeurs des différentes pressions dans la colonne.

| | Pression | ΔP (bar) |
|------------------------------------|-----------------------------|------------------|
| Au sommet de la colonne | $P_s = P_b + \Delta P_1$ | 0,5 |
| Au fond de la colonne | $P_f = P_b + \Delta P_2$ | 0,5 |
| Dans la zone d'alimentation | $P_A = \frac{P_s + P_f}{2}$ | - |

Avec :

P_s : Pression au sommet de la colonne.

P_b : Pression dans le ballon de reflux.

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur = (0,5 bar).

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux = (0,5 bar).

P_f : Pression au fond de la colonne.

P_A : Pression à la zone d'alimentation.

II.6.2 Régime de température de la colonne de rectification

En utilisant les équations d'isotherme des différentes phases, on détermine par approximations successives à l'aide de nomogramme de (Scheibel et Jenny), les différentes températures dans la colonne de rectification :

Tableau II.2 : Les valeurs des différentes températures dans la colonne.

| Température | Phase | Equation d'isotherme |
|-------------------------|-----------------|--|
| Au sommet de la colonne | Vapeur | $\sum Y_{Di}/K_i = 1$ |
| Au fond de la colonne | Liquide | $\sum K_i \cdot X_{Ri} = 1$ |
| De la charge | Vapeur | $\sum Y_{0i}/K_i = 1$ |
| | Liquide | $\sum \frac{Y_{Di}}{K_i} \cdot X_{0i} = 1$ |
| | Liquide -Vapeur | $\sum X_{0i} = \sum \frac{Z_i}{1 + e_0(1 + K_i - 1)} = 1$ $X_{0i} = Y_{0i}/K_i$ |

Où :

e_0 : Taux de vaporisation.

X_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide.

Y_{0i} : Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur.

II.7 Calcul de la volatilité relative

Dans les calculs de rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une Précision souvent suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité " α_i " qui est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant " i " à celui d'un constituant de référence " r ".

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$$

Avec :

K_i : coefficient d'équilibre du constituant i à la température et à la pression donnée ; il est déterminé d'après le nomogramme de (Scheibel & Jenny), (voir annexe 1).

K_r : coefficient d'équilibre de référence.

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

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules ci-dessous.

Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$$

Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$$

α_{Di} , α_{Ri} : volatilité relative respectivement du constituant i dans le résidu et dans le distillat.

α_{Zi} : volatilité relative du constituant i dans la charge.

II.8 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge

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

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

- **Taux de vaporisation :** $e_0 = \frac{V_0}{F}$ Ou $L_0 = e_0 \cdot F$
- **Taux de condensation :** $r_0 = \frac{L_0}{F}$ Ou $g = r_0 \cdot F$

Avec :

e_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

r_0 : Taux de condensation molaire.

Remarque :

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

$$\sum X_{0i} = \sum \frac{Z_i}{1+e_0(1+K_i-1)} = 1 \quad \text{Ou} \quad e_0 + r_0 = 1$$

$$\text{Ainsi} \quad \sum X_{0i} = 1 \quad , \quad \sum Y_{0i} = 1 \quad \text{et} \quad Y_{0i} = K_i \cdot X_{0i} \quad ,$$

II.9 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.

II.9.1 Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal

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

Pour le calcul de reflux minimal, on a beaucoup de méthodes parmi elles, la méthode de Underwood est couramment employée, il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement seulement pour les suppositions des débits molaires des phases et de la constante des volatilités relatives des constituants.

II.9.1.1 Taux de reflux minimal

Dans ces conditions, la vapeur, valeur minimale du taux de reflux ou de taux de vaporisation est calculé d'après la formule de Wonder Wood suivant : [4]

$$(r_f)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{zi} \cdot Y_{Di}}{\alpha_{zi} - \theta} \quad , \quad 1 - e_0 = \sum \frac{\alpha_{zi} \cdot Z_i}{\alpha_{zi} - \theta}$$

θ : constante déterminée par approximation de l'équation, dont la valeur doit être comprise entre celles des volatilités relatives du constituant clés lourd et le plus volatile.

II.9.1.2 Taux de rebouilleur minimal

$$-(r_b)_{min} = \sum \frac{\alpha_{zi} - X_{Ri}}{\alpha_{zi} - \theta}$$

II.9.2 Choix du reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par GILLILAND. [4]

II.9.2.1 Taux de reflux optimal

En général on utilise la règle suivante pour le choix du reflux optimale :

$$\frac{(r_f)_{opt}}{(r_f)_{min}} = 1.3$$

II.9.2.2 Taux de rebouilleur optimal

$$(r_b)_{opt} = (r_f)_{opt} \times \frac{D}{R} + (1 - e'_0) \times \frac{L}{R}$$

III.10 Calcul du nombre de plateaux dans la colonne

II.10.1 Nombre de plateaux à reflux totale

L'application de la formule de FENSKE aux deux constituants clés nC_4 et iC_5 permet de calculer le nombre de plateaux minimale N_{min} :

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{Y_{DV}}{Y_{DL}} \right) \left(\frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) \right]}{\log(\alpha_{VL})} = N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{Y_{DnC4}}{Y_{DiC5}} \right) \left(\frac{X_{RiC5}}{X_{RnC4}} \right) \right]}{\log(\alpha_{nC4/iC5})}$$

Avec

Y_{DV} : Fraction du constituant clé volatil dans le distillat.

Y_{DL} : Fraction du constituant clé lourd dans le distillat.

X_{RL} : Fraction du constituant clé lourd dans le résidu.

X_{RV} : Fraction du constituant clé volatil dans le résidu.

α_{VL} : Volatilité du constituant clé volatil par rapport constituant clé lourd dans l'alimentation.

II.10.2 Nombre de plateaux théorique

On utilise le diagramme de GILLILAND qui donne la relation entre le nombre de plateaux théorique et le taux de reflux $\frac{N_t - N_{min}}{N_t + 1} = f\left(\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{min} + 1}\right)$ (voir annexe 2).

Ou l'approche de GILLILAND qui a relié la variation du paramètre $X = \frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1}$ en fonction du paramètre $Y = \frac{N_t - N_{min}}{N_t + 1}$. Les résultats de GILLILAND ont été corrélés par EDULJEE suivant : [4]

$$Y = 0.75 - 0.75X^{0.5668}$$

II.10.3 Nombre de plateaux réel

Le nombre de plateaux réels dépend de l'efficacité des plateaux, qui est estimé à travers la relation.

$$N_{réel} = \frac{N_{théorique}}{efficacité}$$

CHAPITRE III :
Vérification des paramètres de service du
débutaniseur

Suite à la chute conséquente de la pression du gisement de gaz naturel à Hassi R'mel, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la quantité de condensat (richesse) dans la charge. Ce problème a été pris en charge par la mise en service d'une station Boosting, pour permettre aux installations de fonctionner dans de bonnes conditions selon le design. Néanmoins, ces variations induisent souvent une déstabilisation de la section de fractionnement, ce qui nécessite une optimisation des paramètres d'exploitation et surtout pour le débutaniseur qui est la partie la plus sensible du train.

Dans ce contexte, le but de ce travail est de vérifier et optimiser les paramètres de service du débutaniseur et de proposer des modifications qui s'imposent. Pour cela, nous utiliserons deux méthodes : la première basée sur les calculs, la deuxième sur la simulation via le logiciel HYSIS

On tenant compte des spécifications du produit récupéré :

- Pour le distillat (GPL) : Teneur en $C_2^- < 3 \%$ mol
Teneur en $C_{5+} < 0.4\%$ mol

- Pour le résidu (CONDESAT) : Tension de Vapeur Reid : $TVR < 0,7$ bars.

Procédure de calcul

- 1- À partir du débit et de la composition de la charge on détermine la masse moléculaire moyenne et les quantités massiques et molaires de chaque constituant.
- 2- On calcule les débits et les compositions de distillat et de résidu.
- 3- On détermine la pression et les températures aux différentes zones de la colonne.
- 4- On calcule le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases liquides et vapeurs du à l'entrée de la colonne.
- 5- Pour le taux de reflux minimal et le taux de rebouilleur minimal.
 - a- Pour le taux de reflux opératoire (optimal) on calcule la zone de rectification
 - b- Pour le taux de rebouilleur opératoire on calcule la zone d'épuisement.
- 6- Après avoir calculé la zone d'alimentation, on établit définitivement le nombre de plateaux théorique dans les zones de rectification et d'épuisement de la colonne.
- 7- Le nombre de plateaux théorique et réel de la colonne.

III.1 Données de départ :

Charge d'alimentation **L = 56 T/h.**

La température d'alimentation dans la colonne : **120 °C**

On choisit comme constituant clé volatile : ***nC₄H₁₀***

On choisit comme constituant clé lourde : ***iC₅H₁₂***

La teneur en *nC₄H₁₀* dans le résidu : **2 %**

La teneur en *iC₅H₁₂* dans le distillat : **0.4%**

L'efficacité des plateaux à clapet : **E = 0.8**

La composition molaire de la charge d'alimentation sont représentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau III.1 : Composition molaire de la charge d'alimentation.

| Constituants | Fraction molaire X'_{Li} |
|-------------------------------------|--|
| <i>N₂</i> | 0,0000 |
| <i>CO₂</i> | 0,0000 |
| <i>CH₄</i> | 0,0022 |
| <i>C₂H₆</i> | 0,0054 |
| <i>C₃H₈</i> | 0,2573 |
| <i>iC₄H₁₀</i> | 0,0935 |
| <i>nC₄H₁₀</i> | 0,1455 |
| <i>iC₅H₁₂</i> | 0,0869 |
| <i>nC₅H₁₂</i> | 0,0981 |
| <i>C₆H₁₄</i> | 0,0588 |
| <i>C₇H₁₆</i> | 0,0616 |
| <i>C₈H₁₈</i> | 0,0604 |
| <i>C₉H₂₀</i> | 0,0348 |
| <i>C₁₀H₂₂</i> | 0,0955 |
| <i>C₁₁H₂₄</i> | 0,0000 |
| <i>C₁₂H₂₆</i> | 0,0000 |
| TOTAL | 1 |

III.2 Calcul de la composition de la charge d'alimentation

La composition massique, molaire et la masse moléculaire moyenne ainsi que les débits massique et molaire de la charge sont représentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau III.2 : Composition de la charge d'alimentation.

| Constituants | Z_i | M (g/mol) | $M_i \cdot Z_i$ | Z'_i | F'_i | F_i |
|----------------|----------|-----------|-----------------|----------|--------------|-----------------|
| CH_4 | 0,0022 | 16 | 0,0352 | 0,0005 | 26,3465 | 1,6467 |
| C_2H_6 | 0,0054 | 30 | 0,162 | 0,0022 | 121,2539 | 4,0418 |
| C_3H_8 | 0,2573 | 44 | 11,3212 | 0,1513 | 8473,7029 | 192,5842 |
| iC_4H_{10} | 0,0935 | 58 | 5,423 | 0,0725 | 4059,0124 | 69,9830 |
| nC_4H_{10} | 0,1455 | 58 | 8,439 | 0,1128 | 6316,4310 | 108,9040 |
| iC_5H_{12} | 0,0869 | 72 | 6,2568 | 0,0836 | 4683,0958 | 65,0430 |
| nC_5H_{12} | 0,0981 | 72 | 7,0632 | 0,0944 | 5286,6709 | 73,4260 |
| C_6H_{14} | 0,0588 | 86 | 5,0568 | 0,0676 | 3784,9186 | 44,0107 |
| C_7H_{16} | 0,0616 | 100 | 6,16 | 0,0823 | 4610,6429 | 46,1064 |
| C_8H_{18} | 0,0604 | 114 | 6,8856 | 0,0920 | 5153,7407 | 45,2083 |
| C_9H_{20} | 0,0348 | 128 | 4,4544 | 0,0595 | 3334,0337 | 26,0471 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,0955 | 142 | 13,561 | 0,1813 | 10150,1506 | 71,4799 |
| TOTAL | 1 | | 74,8182 | 1 | 56000 | 748,4810 |

• Masse moléculaire moyenne :

La masse moléculaire moyenne est donnée par la relation suivante :

$$M_m = \sum M_i Z_i \quad \Rightarrow \quad \boxed{74,8182 \text{ g/mol}}$$

Avec ;

M_i : masse moléculaire de chaque constituant de la charge.

• Fraction massique :

$$Z'_i = \frac{Z_i \cdot M_i}{M_m}$$

• Débit massique d'un constituant :

$$F'_i = Z'_i \times F'$$

F'_i : débit massique d'un constituant i.

F' : Le débit massique de la charge.

Z'_i : Fraction massique du constituant i.

• Débit molaire d'alimentation :

$$F = \frac{F'}{M_m} \quad \Rightarrow \quad \boxed{748,4810 \text{ kmol/h}}$$

• Débit molaire d'un constituant

$$F_i = Z_i \times F$$

F_i : débit molaire d'un constituant i.

III.3 Bilan de matière

III.3.1 Calcul du débit et de la composition du distillat et du résidu

Pour la séparation du GPL et du condensat, on peut fixer :

- ✓ Constituant clé volatil nC_4H_{10}
- ✓ Constituant clé lourd iC_5H_{12}

D’après les données de départ le débit de la charge est égal à **56000 Kg/h** , **748,4810 Kmol/h**

La concentration de iC_5H_{12} dans le distillat et la concentration de nC_4H_{10} dans le résidu sont **0,004** et de **0,02** respectivement.

Dans ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en iC_5H_{12} dans le distillat est faible, on peut estimer que les concentrations des nC_5^+ sont nulles dans le distillat :

$$Y_{Dn C_5 H_{12}} = \dots \dots \dots = Y_{DC_{10} H_{22}}^+ = 0 .$$

De même, étant donné que la concentration admise du nC_4H_{10} dans le résidu n’est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants iC_4^- dans le résidu :

$$R . X_{RC_1 H_4} = \dots \dots \dots = R . X_{Ri C_4 H_{10}} = 0 .$$

Équation de bilan de matière : $F = D + R$

Équation de bilan matière partiel : $F . Z_i = D . Y_{Di} + R . X_{Ri}$

$F . Z_{C_1 H_4} = D . Y_{DC_1 H_4} + R . X_{RC_1 H_4} \dots \dots \dots (1)$

$F . Z_{C_2 H_6} = D . Y_{DC_2 H_6} + R . X_{RC_2 H_6} \dots \dots \dots (2)$

$F . Z_{C_3 H_8} = D . Y_{DC_3 H_8} + R . X_{RC_3 H_8} \dots \dots \dots (3)$

$F . Z_{iC_4 H_{10}} = D . Y_{Di C_4 H_{10}} + R . X_{Ri C_4 H_{10}} \dots \dots \dots (4)$

$F . Z_{nC_4 H_{10}} = D . Y_{Dn C_4 H_{10}} + R . X_{Rn C_4 H_{10}} \dots \dots \dots (5)$

$F . Z_{iC_5 H_{12}} = D . Y_{Di C_5 H_{12}} + R . X_{Ri C_5 H_{12}} \dots \dots \dots (6)$

$F . Z_{nC_5 H_{12}} = D . Y_{Dn C_5 H_{12}} + R . X_{Rn C_5 H_{12}} \dots \dots \dots (7)$

$F . Z_{C_6 H_{14}} = D . Y_{DC_6 H_{14}} + R . X_{RC_6 H_{14}} \dots \dots \dots (8)$

$F . Z_{C_7 H_{16}} = D . Y_{DC_7 H_{16}} + R . X_{RC_7 H_{16}} \dots \dots \dots (9)$

$F . Z_{C_8 H_{18}} = D . Y_{DC_8 H_{18}} + R . X_{RC_8 H_{18}} \dots \dots \dots (10)$

$F . Z_{C_9 H_{20}} = D . Y_{DC_9 H_{20}} + R . X_{RC_9 H_{20}} \dots \dots \dots (11)$

$F . Z_{C_{10} H_{22}} = D . Y_{DC_{10} H_{22}} + R . X_{RC_{10} H_{22}} \dots \dots \dots (12)$

En substituant les valeurs connus dans toutes les équations, nous avons :

En additionnant les équations (6) , (7) , (8) , (9) , (10) , (11) et (12)

On obtient :

$$371,3214 = R(X_{RiC_5H_{12}} + X_{RnC_5H_{12}} + X_{RC_6H_{14}} + X_{RC_7H_{16}} + X_{RC_8H_{18}} + X_{RC_9H_{20}} + X_{RC_{10}H_{22}}) + D.Y_{DiC_5H_{12}}$$

$$(X_{RiC_5H_{12}} + X_{RnC_5H_{12}} + X_{RC_6H_{14}} + X_{RC_7H_{16}} + X_{RC_8H_{18}} + X_{RC_9H_{20}} + X_{RC_{10}H_{22}}) = 1 - X_{RnC_4H_{10}}$$

$$371,3214 = R(1 - 0.02) + D(0.004) \dots\dots\dots(A)$$

Pour obtenir le résidu puis on injecte l'équation (A) dans l'équation de bilan de matière et on déduit les fractions, on aboutit aux résultats suivants :

| | | |
|----------------------------|---|----------------------------|
| R = 377,3847 kmol/h | ⇒ | D = 371,0963 kmol/h |
|----------------------------|---|----------------------------|

Composition et débits du distillat et du résidu

Les compositions et les débits du distillat et du résidu sont représentés dans les tableaux ci-dessous.

Tableau III.3 : La composition et débits de distillat et de résidu.

| Constituants | Distillat | | | Résidu | | |
|-------------------------------------|----------------|---------------------------------|--------------------|----------------|---------------------------------|--------------------|
| | Y _i | M _i · Y _i | D · Y _i | X _i | M _i · X _i | R · X _i |
| <i>CH₄</i> | 0,0044 | 0,0710 | 1,6467 | 0 | 0 | 0 |
| <i>C₂H₆</i> | 0,0109 | 0,3267 | 4,0418 | 0 | 0 | 0 |
| <i>C₃H₈</i> | 0,5190 | 22,8342 | 192,5842 | 0 | 0 | 0 |
| <i>iC₄H₁₀</i> | 0,1886 | 10,9379 | 69,9830 | 0 | 0 | 0 |
| <i>nC₄H₁₀</i> | 0,2935 | 17,0210 | 108,9040 | 0,02 | 1,16 | 7,5477 |
| <i>iC₅H₁₂</i> | 0,0040 | 0,2880 | 1,4844 | 0,1724 | 12,409342 | 65,0430 |
| <i>nC₅H₁₂</i> | 0 | 0,0000 | 0 | 0,1946 | 14,008705 | 73,4260 |
| <i>C₆H₁₄</i> | 0 | 0,0000 | 0 | 0,1166 | 10,029338 | 44,0107 |
| <i>C₇H₁₆</i> | 0 | 0,0000 | 0 | 0,1222 | 12,217355 | 46,1064 |
| <i>C₈H₁₈</i> | 0 | 0,0000 | 0 | 0,1198 | 13,656464 | 45,2082 |
| <i>C₉H₂₀</i> | 0 | 0,0000 | 0 | 0,0690 | 8,8345757 | 26,0471 |
| <i>C₁₀H₂₂</i> | 0 | 0,0000 | 0 | 0,1894 | 26,896031 | 71,4799 |
| TOTALE | 1,0203 | | | 1,0039 | | |

III.4 Calcul de la pression et les températures aux différentes zones

Quel que soit la pression du service, la température de condensation totale du distillat est au moins 15-20 °C plus grand que la température de fluide réfrigérant.

Pour l'air moyenne T = 36°C.

III.4.1 Température de condensation totale

$$T_B = T + 20 \quad \Rightarrow \quad T_b = 56^\circ C$$

T_b : Température dans le ballon de reflux.

T : Température moyenne de fluide réfrigérant.

III.4.2 La pression dans le ballon de reflux

La pression dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives de diagramme de (Sheibel & Jenny) jusqu'à ce que l'équation d'isotherme de laphase liquide :

$$\sum K_i \cdot Y_{Di} = 1$$

K_i : constant d'équilibre du constituant i à la température T_B et à la pression ballon de reflux.

Pour les distillats arrivant au ballon de reflux on trouve une pression $P_b = 14,4 \text{ bar}$ a une Température $T_b = 56^\circ\text{C}$

Le tableau suivant donne la pression P_b .

Tableau III.4 : la pression P_b ballon de reflux.

| Constituants | Y_{Di} | $K_i (T=56^\circ\text{C}, P=14,4\text{bar})$ | $Y_i \cdot K_i$ |
|---------------|---------------|--|-----------------|
| CH_4 | 0,0044 | 14,6 | 0,06424 |
| C_2H_6 | 0,0109 | 3,3 | 0,0360 |
| C_3H_8 | 0,519 | 1,24 | 0,6436 |
| iC_4H_{10} | 0,1886 | 0,62 | 0,1169 |
| nC_4H_{10} | 0,2935 | 0,48 | 0,1409 |
| iC_5H_{12} | 0,004 | 0,22 | 0,0009 |
| TOTALE | 1,0204 | | 1,0025 |

III.4.3 La pression au sommet de la colonne : P_s

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

$$\text{Donc : } P_s = 14,4 + 0,1$$

$$\Rightarrow \boxed{P_s = 14,5 \text{ bar}}$$

III.4.4 La pression au fond de la colonne : P_f

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

$$\text{Donc : } P_f = 14,5 + 0,2$$

$$\Rightarrow \boxed{P_f = 14,7 \text{ bar}}$$

III.4.5 La pression à la zone d'alimentation : P_A

$$\text{Tel que } P_A = \frac{P_s + P_f}{2} \quad \text{donc : } P_A = \frac{14,5 + 14,7}{2}$$

$$\Rightarrow \boxed{P_A = 14,6 \text{ bar}}$$

III.4.5 Température au sommet de la colonne

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives de diagramme de (Sheibel & Jenny) jusqu'à ce que l'équation d'isotherme de laphase liquide :

$$\sum \frac{Y_{Di}}{K_i} = 1 .$$

K_i : constant d'équilibre du constituant i à la température T_S et à la pression du sommet.

La température au sommet de la colonne on trouve température $T_S = 74^\circ\text{C}$ a une pression $P_S = 14,5 \text{ bar}$.

Les résultats de calcul sont donnés dans le tableau suivant.

Tableau III.5 : La température au sommet de la colonne.

| Constituants | Y_{Di} | K_i (T=69°C, P=14,5bars) | Y_{Di}/K_i |
|---------------|---------------|----------------------------|---------------|
| CH_4 | 0,0044 | 16,5 | 0,0003 |
| C_2H_6 | 0,0109 | 4 | 0,0027 |
| C_3H_8 | 0,519 | 1,59 | 0,3264 |
| iC_4H_{10} | 0,1886 | 0,85 | 0,2219 |
| nC_4H_{10} | 0,2935 | 0,66 | 0,4447 |
| iC_5H_{12} | 0,004 | 0,34 | 0,0118 |
| TOTALE | 1,0204 | | 1,0078 |

III.4.6 Température au fond de la colonne

La température au fond de la colonne est déterminée par approximations successives de diagramme de (Sheibel & Jenny) jusqu'à ce que l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X_{Ri} = 1 \quad .$$

K_i : constante d'équilibre du constituant i à la température T_f et la pression du fond.

La température au sommet de la colonne on trouve température $T_f = 190^\circ C$ a une pression $P_f = 14,7 \text{ bar}$

La température du fond de la colonne est donnée dans le tableau suivant.

Tableau III.6 : La température au fond de la colonne.

| Constituants | X_{Ri} | K_i (T=190°C, P=14,7bar) | $X_{Ri} \cdot K_i$ |
|----------------|---------------|----------------------------|--------------------|
| nC_4H_{10} | 0,02 | 2,72 | 0,0544 |
| iC_5H_{12} | 0,1724 | 1,84 | 0,3172 |
| nC_5H_{12} | 0,1946 | 1,75 | 0,3406 |
| C_6H_{14} | 0,1166 | 1,08 | 0,1259 |
| C_7H_{16} | 0,1222 | 0,65 | 0,0794 |
| C_8H_{18} | 0,1198 | 0,4 | 0,0479 |
| C_9H_{20} | 0,069 | 0,27 | 0,0186 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,1894 | 0,181 | 0,0343 |
| TOTAL | 1,0039 | | 1,0184 |

III.4.8 Température à la zone d'alimentation

Il ne nous reste plus que l'alimentation de la colonne qui est à une pression de $P_f = 14,6 \text{ bar}$ et une température $T_A = 120^\circ C$

Les valeurs de K_i a la zone d'alimentation est donnée dans le tableau suivant.

Tableau III.7 : Les valeurs de K_i de la charge.

| Constituants | Z_i | K_i (T=120°C, P=14.6bar) |
|----------------|----------|----------------------------|
| CH_4 | 0,0022 | 22,6 |
| C_2H_6 | 0,0054 | 6,6 |
| C_3H_8 | 0,2573 | 2,7 |
| iC_4H_{10} | 0,0935 | 1,56 |
| nC_4H_{10} | 0,1455 | 1,3 |
| iC_5H_{12} | 0,0869 | 0,755 |
| nC_5H_{12} | 0,0981 | 0,66 |
| C_6H_{14} | 0,0588 | 0,35 |
| C_7H_{16} | 0,0616 | 0,17 |
| C_8H_{18} | 0,0604 | 0,093 |
| C_9H_{20} | 0,0348 | 0,056 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,0955 | 0,03 |
| TOTAL | 1 | |

III.5 Calcule de la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne

Le calcul des volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne est basé sur la formule :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$$

En qualité de composant clé lourd on admet le iC_5H_{12} .

Les tableaux suivants donnent les volatilités relatives moyennes de chaque constituant dans les différentes zones ainsi que les volatilités relatives :

III.5.1 La zone d'alimentation

Tableau III.8 : la volatilité relative moyenne de chaque constituant a la zone d'alimentation.

| Constituants | Alimentation | |
|----------------|-----------------------------|---------------|
| | K_i (T=120°C, P=13.15bar) | α_{zi} |
| CH_4 | 22,6 | 29,9337748 |
| C_2H_6 | 6,6 | 8,7417 |
| C_3H_8 | 2,7 | 3,5762 |
| iC_4H_{10} | 1,56 | 2,0662 |
| nC_4H_{10} | 1,3 | 1,7219 |
| iC_5H_{12} | 0,755 | 1 |
| nC_5H_{12} | 0,66 | 0,8742 |
| C_6H_{14} | 0,35 | 0,4636 |
| C_7H_{16} | 0,17 | 0,2252 |
| C_8H_{18} | 0,093 | 0,1232 |
| C_9H_{20} | 0,056 | 0,0742 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,03 | 0,0397 |

III.5.2 La zone de rectification

Tableau III.9 : la volatilité relative moyenne de chaque constituant dans la zone de rectification.

| Constituants | Rectification | | |
|--------------|---------------------------|---------------|---------------|
| | K_i (T=70°C, P=13.5bar) | α_{Di} | α_{mi} |
| CH_4 | 16,5 | 48,5294 | 39,4647 |
| C_2H_6 | 4 | 11,7647 | 10,2824 |
| C_3H_8 | 1,59 | 4,6765 | 4,1382 |
| iC_4H_{10} | 0,85 | 2,5 | 2,2833 |
| nC_4H_{10} | 0,66 | 2 | 1,8773 |
| iC_5H_{12} | 0,34 | 1 | 1 |

III.5.3 La zone d'épuisement

Tableau III.10 : la volatilité relative moyenne de chaque constituant dans la zone d'épuisement.

| Constituants | Epuisement | | |
|----------------|--------------------------|---------------|---------------|
| | K_i (T=185°C, P=14bar) | α_{Ri} | α_{mi} |
| nC_4H_{10} | 2,72 | 1,4783 | 1,6458 |
| iC_5H_{12} | 1,84 | 1 | 1 |
| nC_5H_{12} | 1,75 | 0,9511 | 0,9155 |
| C_6H_{14} | 1,08 | 0,5870 | 0,5268 |
| C_7H_{16} | 0,65 | 0,3533 | 0,2913 |
| C_8H_{18} | 0,4 | 0,2174 | 0,1720 |
| C_9H_{20} | 0,27 | 0,1467 | 0,1107 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,181 | 0,0984 | 0,0692 |

III.6 Détermination du taux de vaporisation de la charge

Pour le calcul, on procède par tâtonnement, c'est-à-dire qu'on prend des valeurs différentes du taux de vaporisation, et on calcule les fractions molaires de la phase liquide X_{0i} et la phase vapeur Y_{0i} dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de :

$$\sum X_{0i} = 1 \quad \text{et} \quad \sum Y_{0i} = 1$$

Le taux de vaporisation e est déterminé à l'aide de l'équation de **Tregubov**.

$$\sum X_{0i} = \sum \frac{Z_i}{1 + e_0(K_i - 1)} \quad \text{et} \quad Y_{0i} = K_i \cdot X_{0i}$$

Le taux de vaporisation est calculé dans le tableau suivant.

Tableau III.11 : Taux de Vaporisation de la charge.

| Constituants | T=120°C, P=14.6bar | | $e_0 = 0,2593$ | |
|----------------|--------------------|-------|----------------|---------------|
| | Z_i | K_i | X_{0i} | Y_{0i} |
| CH_4 | 0,0022 | 22,6 | 0,0003 | 0,0075 |
| C_2H_6 | 0,0054 | 6,6 | 0,0022 | 0,0145 |
| C_3H_8 | 0,2573 | 2,7 | 0,1786 | 0,4822 |
| iC_4H_{10} | 0,0935 | 1,56 | 0,0816 | 0,1274 |
| nC_4H_{10} | 0,1455 | 1,3 | 0,1350 | 0,1755 |
| iC_5H_{12} | 0,0869 | 0,755 | 0,0928 | 0,0701 |
| nC_5H_{12} | 0,0981 | 0,66 | 0,1076 | 0,0710 |
| C_6H_{14} | 0,0588 | 0,35 | 0,0707 | 0,0248 |
| C_7H_{16} | 0,0616 | 0,17 | 0,0785 | 0,0133 |
| C_8H_{18} | 0,0604 | 0,093 | 0,0790 | 0,0073 |
| C_9H_{20} | 0,0348 | 0,056 | 0,0461 | 0,0026 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,0955 | 0,03 | 0,1276 | 0,0038 |
| TOTALE | 1 | | 1,0000 | 1,0000 |

Donc : $e_0 = 0,2593$

III.7 Calcul de régime à reflux minimal et opératoire

Pour le calcul de reflux minimal, on a beaucoup de méthodes parmi elles, la méthode de Wonder Wood est couramment employée, il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement seulement pour les suppositions des débits molaires des phases et de la constante des volatilités relatives des constituants.

Dans ces conditions, la vapeur, valeur minimale du taux de reflux ou de taux de vaporisation est calculé d'après la formule de Wonder Wood suivant :

$$(r_f)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Zi} \cdot Y_{Di}}{\alpha_{Zi} - \theta} \quad , \quad 1 - e_0 = \sum \frac{\alpha_{Zi} \cdot Z_i}{\alpha_{Zi} - \theta}$$

$$1 < \theta < 1,7219$$

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau suivant.

Tableau III.12 : approximation déterminée (θ) Paramètre conventionnel.

| Constituants | Z_i | α_{zi} | $\alpha_{zi} \cdot Z_i$ | $\alpha_{zi} - \theta$ | $1 - e_0 = \sum \frac{\alpha_{zi} \cdot Z_i}{\alpha_{zi} - \theta}$ |
|----------------|----------|---------------|-------------------------|------------------------|---|
| CH_4 | 0,0022 | 29,9338 | 0,0659 | 28,6250 | 0,0023 |
| C_2H_6 | 0,0054 | 8,7417 | 0,0472 | 7,4329 | 0,0064 |
| C_3H_8 | 0,2573 | 3,5762 | 0,9202 | 2,2674 | 0,4058 |
| iC_4H_{10} | 0,0935 | 2,0662 | 0,1932 | 0,7574 | 0,2551 |
| nC_4H_{10} | 0,1455 | 1,7219 | 0,2505 | 0,4131 | 0,6064 |
| iC_5H_{12} | 0,0869 | 1 | 0,0869 | -0,3088 | -0,2815 |
| nC_5H_{12} | 0,0981 | 0,8742 | 0,0858 | -0,4346 | -0,1974 |
| C_6H_{14} | 0,0588 | 0,4636 | 0,0273 | -0,8452 | -0,0323 |
| C_7H_{16} | 0,0616 | 0,2252 | 0,0139 | -1,0836 | -0,0128 |
| C_8H_{18} | 0,0604 | 0,1232 | 0,0074 | -1,1856 | -0,0063 |
| C_9H_{20} | 0,0348 | 0,0742 | 0,0026 | -1,2346 | -0,0021 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,0955 | 0,0397 | 0,0038 | -1,2691 | -0,0030 |
| TOTALE | 1 | | | | 0,7407 |

Les résultats des calculs montrent que $e_0 = 0,2593$ donc la valeur $\theta = 1,3088$

III.7.1 Calcul du taux de reflux minimale

$$(r_f)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{zi} \cdot Y_{Di}}{\alpha_{zi} - \theta}$$

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau III.13 : La valeur du taux de reflux minimale.

| Constituants | Y_{Di} | α_{zi} | $(r_f)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{zi} \cdot Y_{Di}}{\alpha_{zi} - \theta}$ |
|---------------|---------------|---------------|--|
| CH_4 | 0,0044 | 29,9338 | 0,0046 |
| C_2H_6 | 0,0109 | 8,7417 | 0,0128 |
| C_3H_8 | 0,519 | 3,5762 | 0,8186 |
| iC_4H_{10} | 0,1886 | 2,0662 | 0,5145 |
| nC_4H_{10} | 0,2935 | 1,7219 | 1,2232 |
| iC_5H_{12} | 0,004 | 1 | -0,0130 |
| TOTALE | 1,0204 | | 2,5607 |

Donc la valeur $\Rightarrow (r_f)_{min} = 1,5607$

III.7.2 Calcul de taux reflux opératoire est

En général on utilise la règle suivante pour le choix du reflux optimale :

$$\frac{(r_f)_{opt}}{(r_f)_{min}} = 1.3 \quad \Rightarrow \quad (r_f)_{opt} = 2,0289$$

III.7.3 Calcul de taux de rebouilleur minimal

$$-(r_b)_{min} = \sum \frac{\alpha_{zi} - X_{Ri}}{\alpha_{zi} - \theta}$$

Les résultats du calcul sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau III.14 : Calcul de taux de rebouilleur minimale.

| Constituants | X_{Ri} | α_{zi} | $-(r_b)_{min} = \sum \frac{\alpha_{zi} \cdot X_{Ri}}{\alpha_{zi} - \theta}$ |
|----------------|---------------|---------------|---|
| nC_4H_{10} | 0,02 | 1,7219 | -0,0834 |
| iC_5H_{12} | 0,1738 | 1 | 0,5628 |
| nC_5H_{12} | 0,1962 | 0,8742 | 0,3946 |
| C_6H_{14} | 0,1176 | 0,4636 | 0,0645 |
| C_7H_{16} | 0,1232 | 0,2252 | 0,0256 |
| C_8H_{18} | 0,1208 | 0,1232 | 0,0126 |
| C_9H_{20} | 0,0696 | 0,0742 | 0,0042 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,1830 | 0,0397 | 0,0057 |
| TOTALE | 1,0040 | | 0,9866 |

Donc la valeur $\Rightarrow (r_b)_{min} = 0,9866$

III.7.4 Calcul de taux de rebouilleur opératoire

$$(r_b)_{opt} = (r_f)_{opt} \times \frac{D}{R} + (1 - e_0) \times \frac{F}{R}$$

$$(r_b)_{opt} = 2,0289 \times (371,0963/377,3847) + (1 - 0,2593) \times (748,4810/377,3847)$$

$$(r_b)_{opt} = 3,4641$$

III.8 Calcul du nombre de plateaux dans la colonne

III.8.1 Calcul du nombre de plateaux à reflux totale

L'application de la formule de **Fenske** aux deux constituants clés nC_4 et iC_5 permet de calculer le nombre de plateaux minimale N_{min} :

$$N_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{Y'_{DV}}{Y'_{DL}}\right)\left(\frac{X'_{RL}}{X'_{RV}}\right)\right]}{\log(\alpha_{VL})} = N_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{Y'_{DnC4}}{Y'_{DiC5}}\right)\left(\frac{X'_{RiC5}}{X'_{RnC4}}\right)\right]}{\log(\alpha_{nC4/iC5})}, \quad N_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{0,2935}{0,004}\right)\left(\frac{0,1724}{0,02}\right)\right]}{\log(1,8133)}$$

$$N_{min} = 11,8685 \quad \Rightarrow \quad \boxed{N_{min} = 12 \text{ plateaux}}$$

III.8.2 Nombre de plateaux théorique

$$Y = 0,75 - 0,75X^{0,5668}$$

$$X = \frac{2,0289 - 1,5607}{2,0289 + 1} = 0,1545 \quad , \quad Y = 0,75 - 0,75 \times 0,15^{0,5668} = 0,4897$$

$$Y = \frac{N_{th} - N_{min}}{N + 1} \quad \Rightarrow \quad N_{th} = \frac{Y + N_{min}}{1 - Y} = \frac{0,4897 + 12}{1 - 0,4897} = 24,4752 \quad \Rightarrow \quad \boxed{N_{th} = 25 \text{ plateaux}}$$

III.8.3 Nombre de plateaux réel

$$N_{réel} = \frac{N_{théorique}}{efficacité} = \frac{25}{0,8} = 31,25 \quad \Rightarrow \quad \boxed{N_{réel} = 32 \text{ plateaux}}$$

D'après les résultats cités ci-dessus et le calcul de nombre des plateaux on peut tirer la conclusion suivante :

On a trouvé des valeurs très proches à celles des valeurs dans le cas actuel. Alors on peut faire la simulation à partir de ces valeurs.

CHAPITRE IV :
Simulation et Optimisation

IV.1 Introduction

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche, en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant d'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à resituer les caractéristiques les plus importants du système analysé.

La simulation des colonnes de distillation est essentielle pour le contrôle et l'optimisation les paramètres opératoires. Elle aide à déterminer le cas optimum pour obtenir une qualité des produits bien spécifiés. Dans ce cadre plusieurs sociétés ont développé des simulations basées sur une description des phénomènes. Tels que : Aspen Plus, ChemCAD, HYSIM, HYSYS, Pro-II.

Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. Le simulateur HYSYS peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin d'établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel et de dimensionner les équipements de ce procédé ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements et de déterminer les performances des équipements.

IV.2 Choix du modèle thermodynamique

Le logiciel de simulation HYSYS, fait appel à des modèles thermodynamiques pour le calcul des propriétés physico-chimiques des fluides hydrocarbures et les équilibres liquide –vapeur. Ces modèles thermodynamiques sont basés sur des équations d'état qui sont des expressions analytiques reliant la température, la pression et le volume d'un système.

Parmi les équations d'état les plus utilisées on peut citer :

- L'équation de VAN DER WAALS (1873)
- L'équation de REDLICH-KWONG (1949)
- L'équation de SOAVE –REDLICH – KWONG SRK (1972)
- L'équation de PENG- ROBINSON (1976)
- L'équation de PATEL- TEJA (1981)

Pour le choix d'un modèle adéquat, on a fait une simulation pour la vérification du cas design, et du cas actuel en utilisant un modèle thermodynamique de **Peng Robinson** car c'est la plus adapté pour les équilibres liquides vapeur.

Objectif de notre étude

1-simuler la colonne du débutaniseur à l'aide d'un simulateur HYSYS, pour proposer le modèle thermodynamique qui représente le mieux les interactions de notre cas et l'algorithme de convergence

2-la comparaison entre les deux cas (actuel et simulé)

3-l'optimisation des paramètres opératoires actuels dans le but d'améliorer la quantité et la qualité des produits finaux satisfaisant les normes commerciales exigées.

IV.3 La simulation et vérification

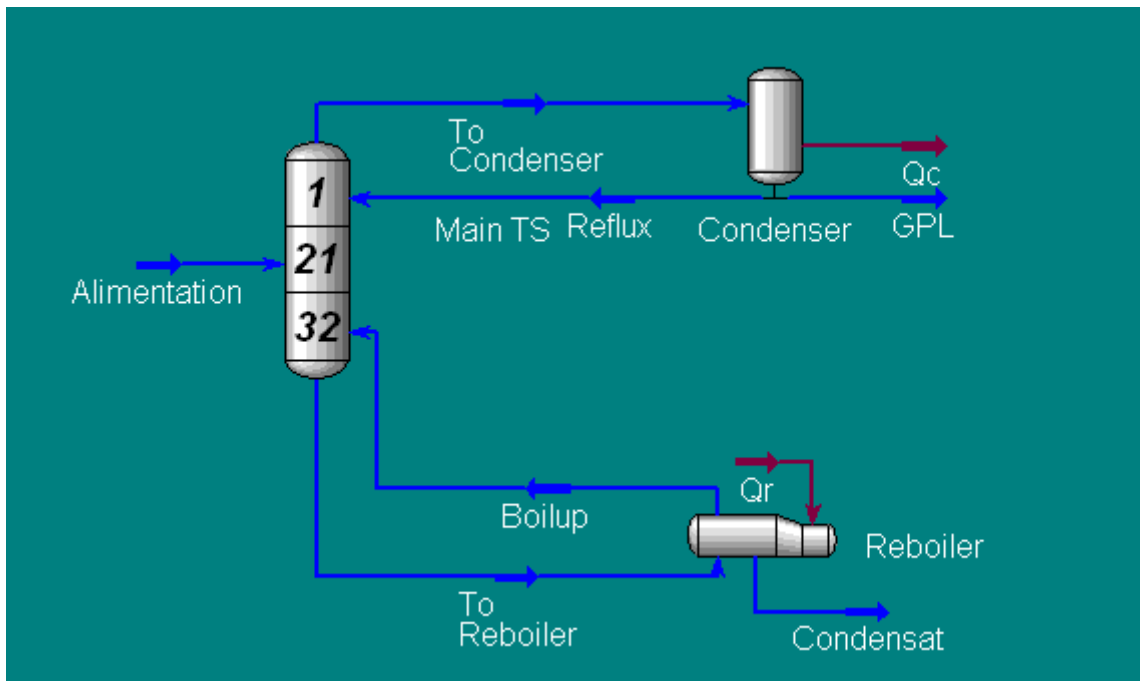


Figure IV.1 : simulation de la colonne du débutaniseur.

IV.3.1 La simulation et Vérification du cas design et cas actuel

Dans cette première étape, notre objectif est de vérifier la validité du modèle thermodynamique choisi (Peng-Robinson), pour son utilisation ultérieure.

IV.3.1.1 Vérification du cas design

Dans le module IV, la colonne du débutaniseur C102 est alimentée par le résidu de la colonne du dééthaniseur C101. Les données d'exploitation de la section débutaniseur pour le cas du design sont représentées dans les tableaux suivants :

Tableau IV.1 : Spécifications design de la charge.

| Spécifications | Valeur |
|------------------|--------|
| Débit (kg/h) | 189880 |
| Température (°C) | 173 |
| Pression (bar) | 26 |

Tableau IV.2 : Paramètres design de la colonne du débutaniseur.

| Paramètre (design) | Valeur |
|--------------------------|---------|
| Débit de GPL (kg/h) | 29,760 |
| T condenseur (°C) | 57,8 |
| Pression de tête (bar) | 13,4 |
| Débit de Condensat (T/h) | 159,530 |
| T rebouilleur (°C) | 263 |
| Pression du fond (bar) | 14 |

Tableau IV.3 : Paramètres design de dimensionnement du débutaniseur.

| Diamètre (m) | Nombre de plateaux | Espacement entre les plateaux (cm) | Position de plateau d'alimentation | Efficacité globale de la colonne | Type de plateau |
|--------------|--------------------|------------------------------------|------------------------------------|----------------------------------|-----------------|
| 3 | 32 | 0,6 | 21 | 0,8 | Clapets |

Le tableau ci-dessous regroupe la composition de la charge d'alimentation du débutaniseur pour le design.

Tableau IV.4 : Composition de la charge design de débutaniseur.

| Constituants | Z_i |
|----------------|----------|
| N_2 | 0,000781 |
| CO_2 | 0,000005 |
| CH_4 | 0,000005 |
| C_2H_6 | 0,001212 |
| C_3H_8 | 0,136251 |
| iC_4H_{10} | 0,056708 |
| nC_4H_{10} | 0,122639 |
| iC_5H_{12} | 0,051346 |
| nC_5H_{12} | 0,074872 |
| C_6H_{14} | 0,1043 |
| C_7H_{16} | 0,103088 |
| C_8H_{18} | 0,083718 |
| C_9H_{20} | 0,069014 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,05041 |
| $C_{11}H_{24}$ | 0,039201 |
| $C_{12}H_{26}$ | 0,106448 |
| TOTAL | 1 |

IV.3.1.2 Comparaison entre le cas design et le cas design simulé

Les paramètres de marche de la colonne ainsi que les débits des produits donnés par le constructeur et ceux donnés par le HYSYS sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

Tableau IV.5 : Compositions chimiques des produits simulés et ceux de cas design.

| Constituants | GPL | | | Condensat | | |
|----------------|-------------|---------------|-----------|-------------|---------------|-----------|
| | Design réel | Design simulé | Ecart (%) | Design réel | Design simulé | Ecart (%) |
| N_2 | 0,0023 | 0,0027 | 0,1739 | 0 | 0 | - |
| CO_2 | 0 | 0 | - | 0 | 0 | - |
| CH_4 | 0 | 0 | - | 0 | 0 | - |
| C_2H_6 | 0,0042 | 0,0042 | 0 | 0 | 0 | - |
| C_3H_8 | 0,4694 | 0,4708 | 0,0030 | 0,0001 | 0 | 1 |
| iC_4H_{10} | 0,1889 | 0,1922 | 0,0175 | 0,0027 | 0,0015 | 0,4444 |
| nC_4H_{10} | 0,3334 | 0,33 | 0,0102 | 0,0364 | 0,0382 | 0,0495 |
| iC_5H_{12} | 0,0007 | 0 | 1 | 0,0765 | 0,0722 | 0,0562 |
| nC_5H_{12} | 0,0001 | 0 | 1 | 0,1057 | 0,1054 | 0,0028 |
| C_6H_{14} | 0 | 0 | - | 0,1474 | 0,1468 | 0,0041 |
| C_7H_{16} | 0 | 0 | - | 0,1458 | 0,1451 | 0,0048 |
| C_8H_{18} | 0 | 0 | - | 0,1112 | 0,1178 | 0,0594 |
| C_9H_{20} | 0 | 0 | - | 0,0975 | 0,0971 | 0,0041 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0 | 0 | - | 0,0711 | 0,0709 | 0,0028 |
| $C_{11}H_{24}$ | 0 | 0 | - | 0,0538 | 0,0552 | 0,0260 |
| $C_{12}H_{26}$ | 0 | 0 | - | 0,1504 | 0,1498 | 0,0040 |

Tableau IV.6 : Comparaison des débits de GPL et Condensat simulés et ceux de cas design.

| Paramètres | | Cas design réel | Cas design simulé | Ecart (%) |
|------------|--------------------|-----------------|-------------------|-----------|
| GPL | Température (°C) | 57,8 | 54,93 | 0,0497 |
| | Débit de GPL (T/h) | 29,76 | 29,76 | 0 |
| Condensat | Température (°C) | 219 | 214,2 | 0,0219 |
| | Débit de (T/h) | 159,53 | 160,1 | 0,0036 |

Après la comparaison entre les résultats donnés par le simulateur HYSYS et les données du design, et en se basant sur les faibles écarts (inférieures à 1 %) obtenus entre les deux cas, nous pouvons confirmer la fiabilité du modèle choisi : « **Peng-Robinson** ». Et HYSYS est un outil fiable de simulation avec lequel nous allons étudier le cas actuel et l'optimiser.

IV.3.1.3 Vérification du cas actuel

Les compositions de la charge d'alimentation de la colonne (C102) du cas actuel sont regroupées dans le tableau ci-dessous :

Tableau IV.7 : Composition de la charge du cas actuel.

| Constituants | Z_i |
|----------------|----------|
| N_2 | 0,0000 |
| CO_2 | 0,0000 |
| CH_4 | 0,0022 |
| C_2H_6 | 0,0054 |
| C_3H_8 | 0,2573 |
| iC_4H_{10} | 0,0935 |
| nC_4H_{10} | 0,1455 |
| iC_5H_{12} | 0,0869 |
| nC_5H_{12} | 0,0981 |
| C_6H_{14} | 0,0588 |
| C_7H_{16} | 0,0616 |
| C_8H_{18} | 0,0604 |
| C_9H_{20} | 0,0348 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0,0955 |
| $C_{11}H_{24}$ | 0,0000 |
| $C_{12}H_{26}$ | 0,0000 |
| TOTAL | 1 |

Les paramètres et Spécifications de marche de la colonne débutaniseur pour le cas actuel sont regroupés dans les tableaux ci-dessous :

Tableau IV.8 : Spécifications actuelles de la charge.

| Spécifications | Valeur |
|------------------|--------|
| Débit (kg/h) | 56000 |
| Température (°C) | 120 |
| Pression (bar) | 14.6 |

Tableau IV.9 : Paramètres de marche de cas actuel de la colonne débutaniseur.

| Paramètre (actuel) | Valeur |
|--------------------------|--------|
| Débit de GPL (T/h) | 18,295 |
| T condenseur (°C) | 56 |
| Pression de tête (bar) | 14,5 |
| Débit de Condensat (T/h) | 37,361 |
| T rebouilleur (°C) | 204 |

IV.3.1.4 Comparaison entre le cas actuel et le cas actuel simulé

Les paramètres résultants de la simulation sont comparés avec ceux du cas actuel, et sont regroupés dans les Tableaux suivants :

Tableau IV.10 : Comparaison entre le cas actuel et le cas actuel simulé.

| Paramètres | Cas actuel | Cas actuel simulé | Ecart (%) |
|--------------------------|------------|-------------------|-----------|
| Température de tête (°C) | 69 | 56,87 | 0,1758 |
| Température de fond | 190 | 194,3 | 0,0226 |
| Débit de GPL (T/h) | 18,926 | 18,69 | 0,0125 |
| Débit de Condensat (T/h) | 37,61 | 37,31 | 0,0080 |

Tableau IV.11 : Comparaison entre les compositions actuelles et simulées des produits finis GPL et condensat.

| Constituants | GPL | | | Condensat | | |
|----------------|------------|-------------------|-----------|------------|-------------------|-----------|
| | Cas actuel | Cas actuel simulé | Ecart (%) | Cas actuel | Cas actuel simulé | Ecart (%) |
| CH_4 | 0,0044 | 0,0044 | 0 | 0 | 0 | - |
| C_2H_6 | 0,0109 | 0,0109 | 0 | 0 | 0 | - |
| C_3H_8 | 0,519 | 0,5178 | 0,0023 | 0 | 0 | - |
| iC_4H_{10} | 0,1886 | 0,187 | 0,0085 | 0 | 0,0012 | 1 |
| nC_4H_{10} | 0,2935 | 0,22798 | 0,2232 | 0,02 | 0,0129 | 0,355 |
| iC_5H_{12} | 0,004 | 0,0002 | 0,95 | 0,1724 | 0,1729 | 0,0029 |
| nC_5H_{12} | 0 | 0 | - | 0,1946 | 0,195 | 0,0021 |
| C_6H_{14} | 0 | 0 | - | 0,1166 | 0,1169 | 0,0026 |
| C_7H_{16} | 0 | 0 | - | 0,1222 | 0,1224 | 0,0016 |
| C_8H_{18} | 0 | 0 | - | 0,1198 | 0,1201 | 0,0025 |
| C_9H_{20} | 0 | 0 | - | 0,069 | 0,0692 | 0,0029 |
| $C_{10}H_{22}$ | 0 | 0 | - | 0,1894 | 0,1898 | 0,0021 |

Les tableaux ci-dessus montre que les résultats du cas actuel simulé sont proches aux résultats du cas actuel, avec des écarts relatifs inférieurs à 1 %.

Au final de cette partie et après avoir comparé les valeurs des données des cas design et actuel avec ceux résultants du simulateur HYSYS, nous pouvons conclure que le modèle Peng Robinson et le schéma du débutaniseur C102 retenu par le simulateur HYSYS avec les spécifications attribuées (**Figure IV.1**), sont adéquats pour décrire le comportement des mélanges d'hydrocarbures étudiés dans la colonne du débutaniseur C102.

IV.4 Optimisation des paramètres actuel de fonctionnement

L'objectif de cette étape est d'exploiter la section de la stabilisation (débutaniseur) dans les bonnes conditions de fonctionnement, pour cela nous allons étudier les variations des paramètres opératoires et leur influence sur le rendement de cette colonne.

Cette étude a pour but d'augmenter la production du Condensat et minimiser la consommation d'énergie en assurant la qualité en GPL et condensat qui seront conformes aux spécifications commerciales.

IV.4.1 Effet de la variation de la température du fond de la colonne sur la qualité des produits finis

La procédure de simulation effectuée dans l'environnement HYSYS en se basant sur les paramètres actuels est décrite comme suit :

Nous avons choisi un intervalle de température entre 185°C et 191°C, au moment où les débits de reflux froid et reflux chaud étaient fixés à leurs valeurs initiales, puis, nous avons noté pour chaque variation de température choisie les paramètres suivants :

- Débit des produits finis (GPL, Condensat) ;
- Spécifications des produits finis ;
- Énergie fournie par le rebouilleur (Q_R) et récupéré au niveau du condenseur (Q_C).

Les résultats obtenus à partir de cette procédure de simulation sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV.12 : L'influence de la température du fond sur les paramètres de fonctionnement.

| Température du fond (°C) | 185 | 186 | 187 | 188 | 189 | 190 | 191 |
|----------------------------|---------|----------------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Teneur en C_{2-} (% mol) | 1,6281 | 1,6160 | 1,6045 | 1,5932 | 1,5824 | 1,5718 | 1,5614 |
| Teneur en C_{5+} (% mol) | 0,004 | 0,0044 | 0,0048 | 0,0052 | 0,0058 | 0,0064 | 0,0073 |
| Débit de GPL (T/h) | 17,3886 | 17,5385 | 17,6862 | 17,8315 | 17,9736 | 18,1138 | 18,2527 |
| Débit de Condensat (T/h) | 38,6114 | 38,4615 | 38,3114 | 38,1685 | 38,0264 | 37,8862 | 37,7473 |
| TVR (°bar) | 0,7137 | 0,6957 | 0,6779 | 0,6601 | 0,6427 | 0,6253 | 0,6080 |
| Q_C (Kcal/h). 10^6 | 3,981 | 4,014 | 4,047 | 4,079 | 4,11 | 4,141 | 4,172 |
| Q_R (Kcal/h). 10^6 | 4,193 | 4,243 | 4,293 | 4,342 | 4,391 | 4,439 | 4,487 |

IV.4.1.1 Influence de la température du fond de la colonne sur la teneur en C₅₊ dans GPL

La Figure IV.2 montre que la teneur des C₅₊ s'accroît au fur et à mesure que la température augmente. Cela est expliqué par le fait qu'on ait atteint la température d'ébullition des C₅₊ au fond de la colonne donc ils commencent à s'évaporer et montent vers le haut puis apparaissent dans le GPL.

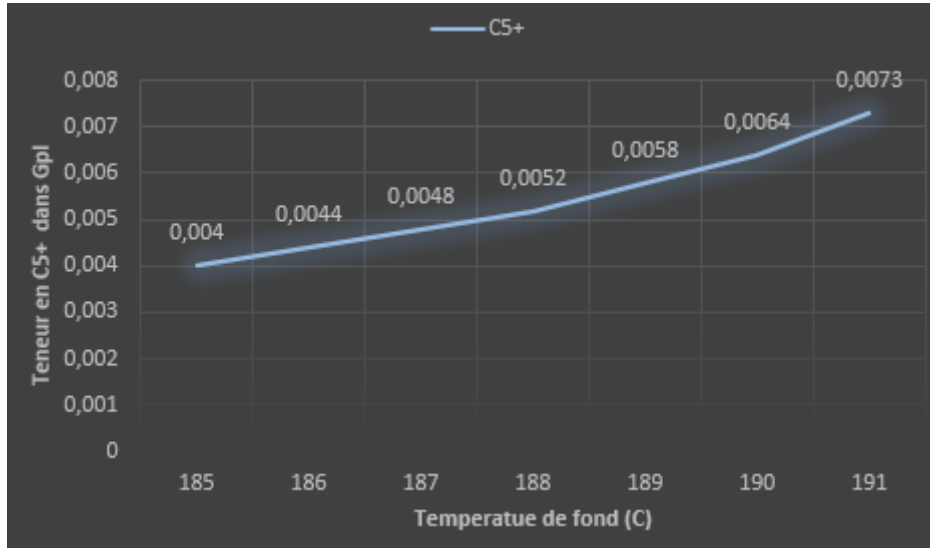


Figure IV.2 : Variation de la teneur de C₅₊ dans le GPL en fonction de la Température du fond de la colonne.

IV.4.1.2 Influence de la température du fond de la colonne sur la TVR

D'après la Figure IV.3 nous pouvons constater que la température est inversement proportionnelle à la TVR du condensat. En effet, l'augmentation de la température du fond pousse les fractions légères présentes dans le condensat à se vaporiser. De ce fait, leur teneur dans ce dernier diminue, par conséquent la TVR diminue aussi

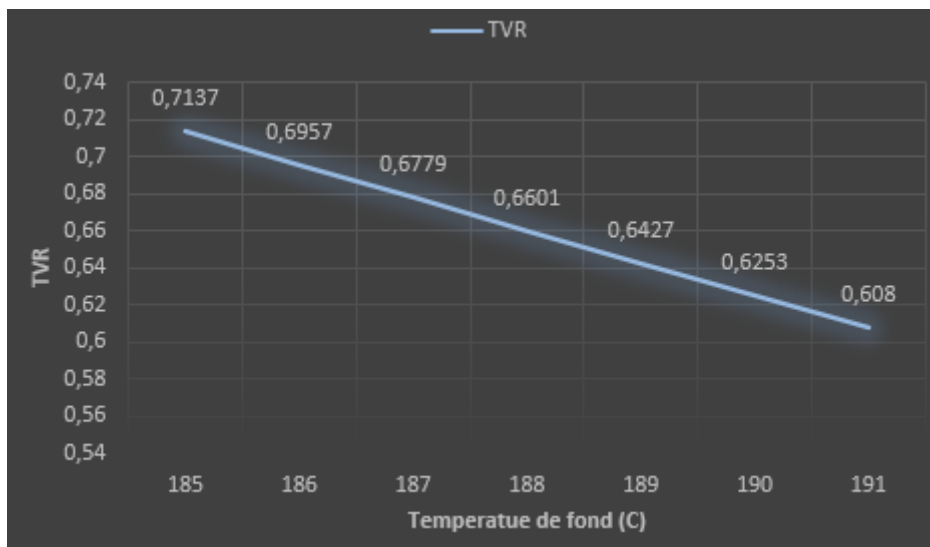


Figure IV.3 : La TVR en fonction de la température du fond de la colonne.

IV.4.1.3 Influence de la température du fond de la colonne sur le débit du condensat produit

La Figure IV.4 révèle que le débit de condensat produit varie inversement avec la température du fond de la colonne. En effet, l’augmentation de la température du fond de la colonne entraîne les C_{5+} présents à son niveau vers la tête de la colonne, ce qui provoque une diminution du débit de condensat.

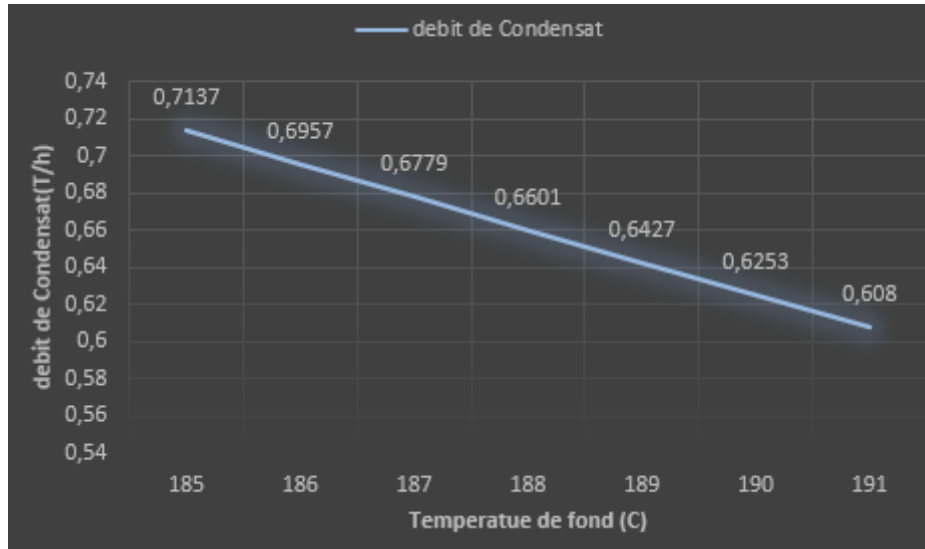


Figure IV.4 : Débit du condensât produit en fonction de la température du fond de la colonne.

IV.4.1.4 Influence de la température du fond de la colonne sur la consommation énergétique du condenseur

La Figure IV.5 montre que la température du fond de la colonne est proportionnelle à la consommation d’énergie du condenseur. Plus la température est élevée au fond de la colonne plus on fournit de l’énergie au niveau du condenseur E108 afin de pouvoir refroidir la tête de la colonne et conserver le profil de température.

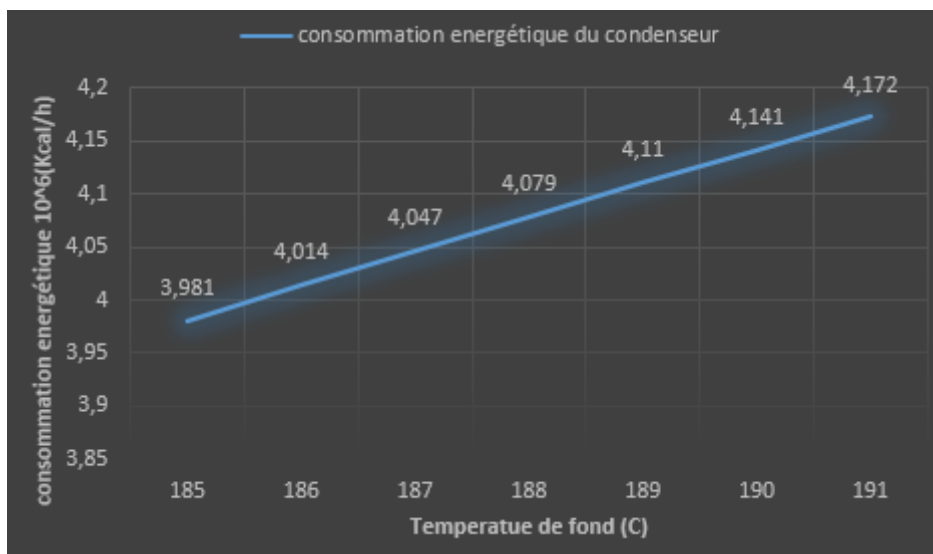


Figure IV.5 : Consommation énergétique du condenseur en fonction de la température du fond de la colonne.

IV.4.1.5 Influence de la température du fond de la colonne sur la consommation énergétique du rebouilleur

La Figure IV.6 montre que la température du fond de la colonne est proportionnelle à la consommation d'énergie (fuel gaz). L'augmentation de la température du fond nécessite une source d'énergie qui sera fournie par le fuel gaz qui alimente le four. De ce fait, plus on chauffe le fond plus on consomme de fuel gaz.

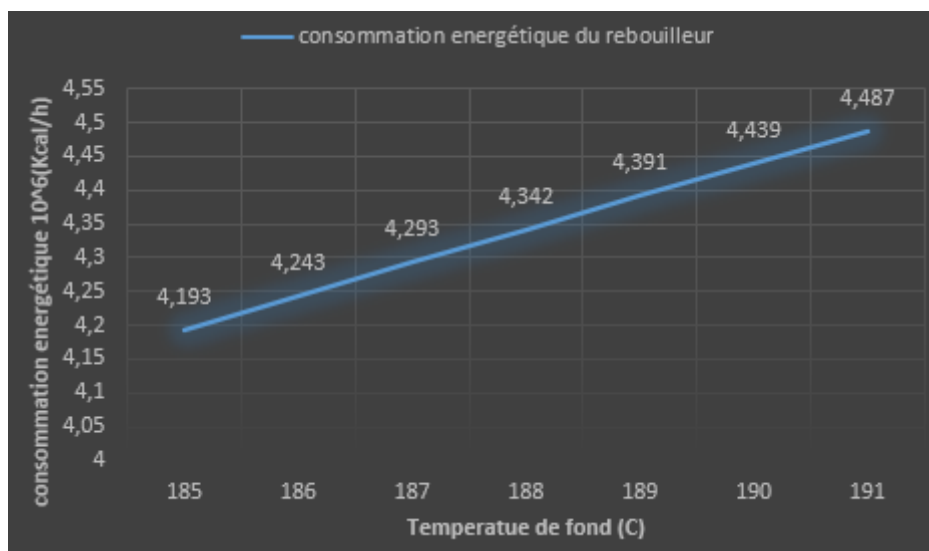


Figure IV.6 : Consommation énergétique du rebouilleur en fonction de la température du fond de la colonne.

De cette partie portée sur l'étude de l'influence de la température du fond de la colonne sur le fonctionnement du débutaniseur C102, nous pouvons conclure que l'augmentation de la température du fond engendre :

- L'augmentation de débit de Condensat produit (C_{5+}).
- L'élévation de la consommation énergétique (condenseur, rebouilleur).

La température optimale du fond choisie est de 186 °C pour garder un équilibre entre la consommation énergétique qu'on cherche à minimiser et un débit de condensat maximal tout en respectant les spécifications commerciales exigées.

- Pour le GPL (Teneur en C_2- < 3 % mol, Teneur en C_{5+} < 0.4% mol)
- Pour le CONDESAT (TVR < 0,7 bar).

IV.4.2 Comparaison entre le cas optimisé et le cas actuel simulé du débutaniseur

Les résultats du cas actuel optimisé et ceux du cas actuel simulé sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV.13: Comparaison entre le cas optimisé et le cas actuel simulé du débutaniseur

| Paramètres | Cas actuel simulé | Cas actuel optimisé |
|--|-------------------|---------------------|
| Température du fond (°C) | 191 | 186 |
| Débit de Condensat produit (T/h) | 37,7473 | 38,4615 |
| Teneur en C ₂₋ (% mol) | 1,5614 | 1,6160 |
| Teneur en C ₅₊ (% mol) | 0,0073 | 0,0044 |
| TVR (°bar) | 0,6080 | 0,6957 |
| Q _C (KJ/h). 10 ⁶ | 4,172 | 4,014 |
| Q _R (KJ/h). 10 ⁶ | 4,487 | 4,243 |

D'après les résultats obtenus figurants dans le Tableau **IV.13** nous remarquons que :

- La température du fond optimisée est légèrement inférieure à celle du cas actuel ;
- Le débit du condensât produit dans le cas optimisé est légèrement supérieur à celui du cas actuel. (Nous avons un gain de tonnage en liquide égal à **17.14 T/j** ce qui correspond à environ **15426 \$/J**) (1tonne de condensat=900 \$)
- La TVR du condensât est légèrement supérieure à celle du cas optimisé ;
- La consommation énergétique dans le cas optimisé est inférieure à celle consommée actuellement. (En ce qui concerne la chauffe nous avons obtenu un gain de **0,158 × 10⁶ Kcal/h**. tandis que le refroidissement, nous avons obtenu un gain de **0,244 × 10⁶ Kcal/h**)

En guise de conclusion à cette étude, on peut déduire que les paramètres optimums que nous avons trouvés ont un effet favorable sur le fonctionnement du débutaniseur C102.

CONCLUSION GENERALE

Nous avons à travers ce mémoire essayé de contribuer à la résolution de ce problème par vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation du condensât et GPL au niveau du module de traitement du gaz MPP4 à Hassi R'mel pour avoir une bonne production de GPL et de condensat en qualité et améliorer la récupération du condensât, avec un gain d'énergie au niveau de four (H102) et de condenseur (E108).

L'étude portait sur la simulation de la colonne de fractionnement débutaniseur C102 par le simulateur HYSYS nous a permis, non seulement, de comparer le cas design aux cas actuels sélectionnés pour la réalisation de l'étude de la modélisation, mais aussi de repérer les points de disfonctionnement dans la section du débutaniseur et l'influence des paramètres simulés sur le process.

L'optimisation des paramètres opératoires de débutaniseur nous a permis de :

- ✓ Augmenter la récupération du condensat produit de 17,14 T/j voir 6256,1 T/an. (Ce qui correspond à environ 15426 \$/J voir 5,63 M\$/an) (1tonne de condensat=900 \$)
- ✓ Réduire la consommation énergétique du rebouilleur de 158000 Kcal/h voir 1,38 milliards Kcal/h.
- ✓ Réduire la consommation énergétique du condenseur pour le refroidissement de 244000 Kcal/h voir 2,14 milliards Kcal/h.
- ✓ Obtenir un GPL et condensat conformes aux spécifications requises.

Au final de cette étude, il est possible de proposer adopter les paramètres opératoires optimisés déterminés au cours de cette étude pour apporter un gain d'énergie appréciable au module IV

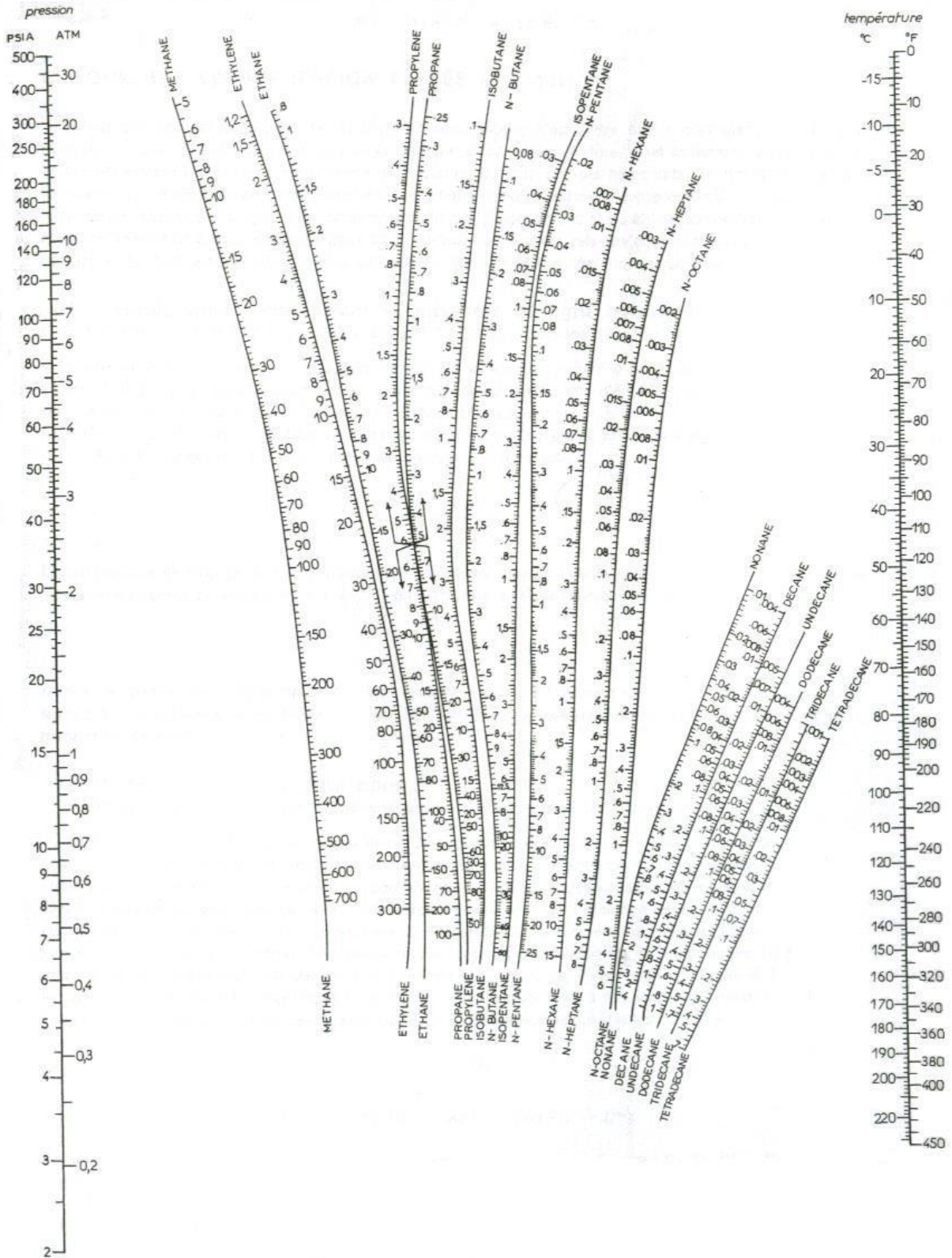
Finalement, cette étude nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et d'améliorer le rendement de cette section.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] A. ROJY, « LE GAZ NATUREL de la production aux marchés », Edition Technip, paris France, 2013.
- [2] Statistical Review of World Energy, 69th Edition, 2020 (Full report).
- [3] A. *BEKHERIS*, « Amélioration du rendement de la zone (P10) par l'optimisation des paramètres de fonctionnement », Projet Professionnel de fin de formation (SONATRACHE-EP-GT), 2018.
- [4] B. Grandjean, « DISTILLATION & EXTRACTION », Notes de cours, Volume 1, 2013.
- [5] P. WUITHIER, « RAFFINAGE ET GENE CHIMIQUE » ; (tome I, II), Edition Technip, 1972.

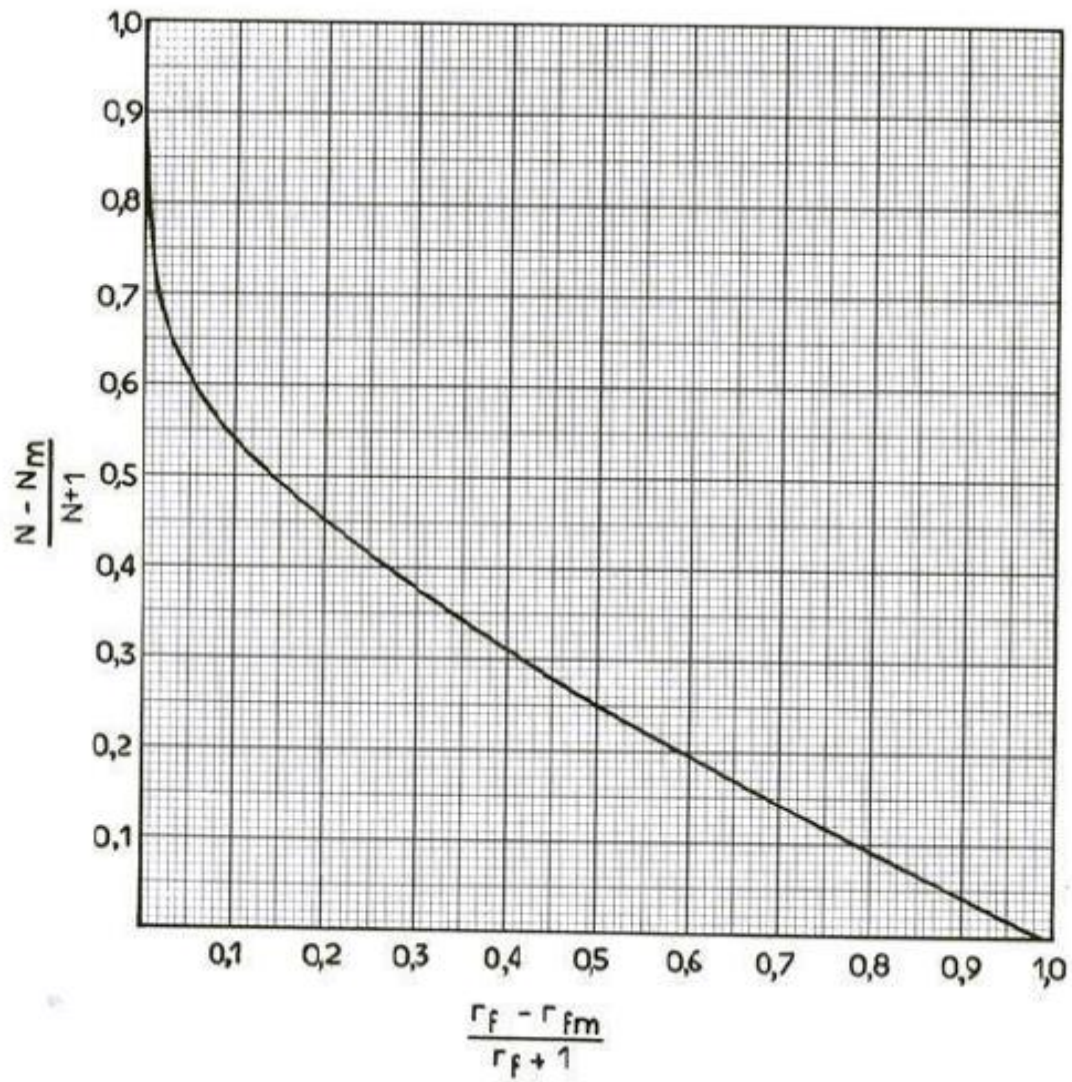
ANNEXES

ANNEXE 1



Annexe 1- Nomogramme des coefficients d'équilibre d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et jenny).

ANNEXE 2



Annexe 2- Diagramme de GILLIAND

عنوان المذكرة: تحسين معاملات التشغيل لبرج نزع البوتان س102 , و.م.و.4 حاسي الرمل

المؤطر: بورزق محمد طاهر

الإسم: محمود إسحاق

اللقب: شائق

الإسم: الزهرة هبة

اللقب: بن مجغاية

ملخص:

الغرض من قسم التثبيت في الوحدة الرابعة هو إنتاج غاز البترول المسال والمكثفات التي تلبى مواصفات تجارية محددة. شهد مخزون هذا القسم انخفاضاً حاداً بمرور الوقت، وذلك بعد انخفاض الضغط على مستويات آبار الإنتاج، مما يتطلب إعادة تعديل معايير التشغيل الخاصة ببرج نزع البوتان C102. لهذا الغرض، أجرينا دراسة حول تحسين معاملات التشغيل للبرج، حيث استخدمنا برنامج محاكاة HYSYS من أجل ضمان استقرار المعدات، و جودة الإنتاج و لكن أيضا لزيادة استعادة تدفق المكثفات و الحصول على كسب الطاقة في مستوى الفرن H102 و المكثف E108.

كلمات مفتاحية: غاز البترول المسال، المكثفات، نازع البوتان، محاكات، تحسين.

Memory title: « Optimization of the operating parameters of the C102 MPP4 debutanizer in Hassi r'mel »

Name: CHANEG First name: Mahmoud Ishak Directed by: Bourezq Med Tahar

Name: Benmedjehaia First name: Zohra Hiba

Abstract:

The purpose of the stabilization section of Module IV is to produce LPG and condensate that meet specific commercial specifications. The feedstock of this section experienced a sharp decline over time, and this, following the decrease of the pressure at the levels of production wells, thus requiring a readjustment of the operating parameters of the debutanizer C102. For this purpose we carried out a study of optimization of the operating parameters of the column, where we used the HYSYS simulator, in order to guarantee the stability of the equipment, the quality of production, but also to increase the recovery of the condensate flow and an a gain of energy atoven level H102 and condenser E108.

Key words: LPG, Condensate, Debutanizer, Simulation, Optimization.

Titre du mémoire : « Optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur C102 MPP4 à Hassi r'mel »

Nom: CHANEG Prénom: Mahmoud Ishak Encadreur: Bourezq Med Tahar

Nom: Benmedjehaia Prénom: zohra hiba

Résumé :

La section stabilisation du module IV, a pour but de produire un GPL et un condensat répondant à des spécifications commerciales bien précises. La charge d'alimentation de cette section a connu une forte baisse au cours du temps, et ce, suite à la diminution de la pression aux niveaux des puits producteurs, nécessitant donc un réajustement des paramètres de fonctionnement du débutaniseur C102. A cet effet nous avons effectué une étude d'optimisation de ces paramètres, où nous avons utilisé le simulateur HYSYS, afin de garantir la stabilité des équipements, la qualité de production, et aussi pour augmenter la récupération du débit de condensat et un gain d'énergie au niveau du four H102 et du condenseur E108.

Mots clés : GPL, Condensat, Débutaniseur, Simulation, Optimisation.