

Mémoire de fin de cycle

Présenté par

M^r BERRAK Dai et M^r AKIL Amrane

Pour l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Thème

Etude de la section de récupération du GPL et du condensat stabilisé du Module Processing Plant (MPP1) de l'unité de traitement du Gaz Naturel de Hassi R'Mel

Soutenue le : 07 07 2022

Devant le Jury composé de :

Nom et Prénom

Grade

M^r YAHIAOUI Idris

MCA à l'Université A.MIRA- Bejaia

Président

M^r BOUDRAHEM Farouk

Professeur à l'Université A.MIRA- Bejaia

Examineur

M^{me} AISSANI Farida

Professeur à l'Université A.MIRA- Bejaia

Encadreur

M^r ABDELHAKEM Mustapha

Ingénieur d'exploitation - Hassi R'Mel

Co-Encadreur

Remerciement

Nous tenons à remercier vivement le bon Dieu tout puissant de nous avoir donné la patience, la volonté et le courage pour accomplir ce travail.

Nous tenons à remercier chaleureusement notre promotrice, Madame Aissani Farida, pour ces conseils judicieux, sa patience et surtout pour sa conscience, son sérieux et pour le fait qu'elle n'a ménagé aucun effort pour mettre à notre disposition tous les moyens nécessaires à l'accomplissement de ce travail.

Nous exprimons nos sincères remerciements au Professeur Mr I.YAHIAOUI pour l'honneur qu'il nous fait en présidant le jury de ce mémoire. Nous tenons également à remercier le Professeur F.BOUDRAHEM pour 'avoir accepté d'évaluer ce modeste travail avec enthousiasme et de faire partie de ce jury.

Nous tenons à remercier aussi Mme K.MADI, L KHENNICHE pour leurs aides, leurs disponibilités et leurs amabilités.

Nous remercierons tous les enseignants du département de Génie de Procédés qui ont contribué à notre formation.

Nous présentons également nos sincères remerciements à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail et à celle ou celui que nos étourderie aura omis dans cette page...

Dédicace

Nous dédions ce travail

A nos très chers parents, sources inépuisables d'amour et de tendresse, en reconnaissance, des sacrifices consentis avec dévouement pour notre éducation et notre formation.

A nos amis et à toute notre famille ainsi qu'à tous ceux qui nous sont chers veuillez trouver ici le symbole de l'amour et l'intime attachement que vous nous portez.

A notre parrain et à tous ceux qui étaient près de nous au cours de ce stage, surtout à nos très chers professeurs qui sont la source de notre inspiration qu'ils trouvent dans ce travail les sincères témoignages de notre profonde affectation et de notre haute considération.

Liste des figures

Figure I.1: Production mondiale du gaz naturel.....	4
Figure I.2: Sphère de stockage GPL	9
Figure II.1: Répartition des différentes installations sur le champ de Hassi R'mel	13
Figure II.2: Schéma représentatif de la section de traitement du gaz naturel	14
Figure II.3 Schéma de débutaniseur T202	17
Figure III.1: Colonne de rectification	19
Figure III.2: Schéma de principe de la colonne de rectification	20
Figure III 3: Schéma descriptif du haut de la colonne	23
Figure III 4: Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification	24
Figure III 5: Schéma descriptif du bas de la colonne.....	25
Figure III 6: Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement	26
Figure IV 1: Simulation du procédé de la section.....	46
Figure IV 2: Profil de température.....	47
Figure IV 3: Profil de pression.....	48
Figure IV 4: Profil de débit molaire.....	49
Figure IV 5: Profil de composition molaire	50

Liste des tableaux

Tableau I.1: Consommation mondiale du Gaz Naturel en mètre cube (m ³).....	5
Tableau I.2: Composition du gaz naturel de Hassi R'mel	6
Tableau III.1: Les équations des isothermes pour les différentes zones de la colonne.....	28
Tableau IV.1: Composition et masse molaire de l'alimentation.....	29
Tableau IV.2: Composition et masse molaire du distillat et du résidu	32
Tableau IV.3: Valeurs des K_i du distillat liquide.....	33
Tableau IV.4: Valeurs des K_i du distillat vapeur.....	34
Tableau IV.5: Valeurs des K_i du résidu	35
Tableau IV.6: Valeurs des K_i de l'alimentation	36
Tableau IV.7: Valeurs des K_r de chaque zone.....	37
Tableau IV.8: Volatilités relatives dans les différentes zones de T202	37
Tableau IV.9: Taux de vaporisation de l'alimentation.....	39
Tableau IV.10: Composition molaire de la phase liquide et vapeur de l'alimentation.....	39
Tableau IV.11: Calcul de $R_{F,opt}$ et $R_{F,min}$	40
Tableau IV.12: Calcul de $R_{b,min}$	41
Tableau IV.13: Calcul de $R_{b,opt}$	42
Tableau IV.14: Composition molaire de l'alimentation, de distillat, et de résidu	46
Tableau IV.15: Débit de distillat D et résidu W	51

Liste des Abréviations

APG : Gaz de Pétrole Associé

PCS : Pouvoir calorifique supérieur

PCI : Pouvoir calorifique inférieur

GNL : Gaz naturel liquéfié

GN : Gaz naturel

GPL : Gaz du pétrole liquéfié

TVR : Tension de vapeur Reid

DCS : Digital Control System

DEG : Diéthylène glycol

ppm: Partie par million

P_i : Pression partielle de constituant i

P_i^0 : Pression de vapeur saturante de constituant i

α_i : Coefficient de volatilité relative

$\alpha_{i m c}$: Coefficient de volatilité relative moyen dans la zone de concentration

$\alpha_{i m e}$: Coefficient de volatilité relative moyen dans la zone d'épuisement

$\alpha_{i D}$: Coefficient de volatilité relative dans le distillat

$\alpha_{i F}$: Coefficient de volatilité relative dans l'alimentation

k_i : Coefficient d'équilibre du composant i .

k_r : Coefficient d'équilibre du composant de référence r

ω_0 : Taux de vaporisation molaire

n_F : Nombre de moles de l'alimentation

n_D : Nombres de moles dans le distillat

n_W : Nombre de moles dans le résidu

n_0 : Nombre de moles de la vapeur dans l'alimentation

x_{Fi} : Concentration molaire de constituant i dans l'alimentation

T_b : Température de bulle

T_r : Température de rosé

R_f : Taux de reflux

D : Distillat

W : Résidu

F : Charge d'alimentation

V : Le débit et la concentration molaire de la vapeur en tête de la colonne

H_i : Enthalpie de la vapeur

h_i : Enthalpie du distillat

Q_1 : Quantité de chaleur soustraite du distillat (kcal/kg).

R_b : Taux de rebouillage

L' : Le débit du liquide entrant dans le rebouilleur

V' : Le débit de la vapeur sortante du rebouilleur

Q_2 : Quantité de chaleur fournie par le rebouillage (kcal).

M_F : Masse molaire moyenne de la charge d'alimentation

ΔP_1 : Pertes de charges de condenseur

ΔP_2 : Pertes de charges dans les plateaux.

P_b : Pression dans le ballon de reflux.

P_W : Pression au fond de la colonne.

P_S : Pression au sommet de la colonne.

Φ : Constante qui varie entre la volatilité relative du constituant clé lourd (**CL**) et clé léger (le plus volatil (**CV**) de l'alimentation

$R_{F,min}$: Taux de reflux minimal.

$R_{F,opt}$: Taux de reflux optimal.

$R_{b,min}$: Taux de rebouillage minimal.

$R_{b,opt}$: Taux de rebouillage optimal.

N_C^{min} : Nombre de plateaux théoriques minimal dans la zone de concentration

N_C : Nombre d'étages théoriques dans la zone de concentration.

N_E^{min} : Nombre de plateaux théoriques minimal dans la zone de d'épuisement.

Sommaire

Introduction Générale	1
-----------------------------	---

Chapitre I : Généralités sur le Gaz Naturel

I.1 Introduction.....	2
I.2 Gaz Naturel dans le monde.....	2
I.2.1 Source du Gaz Naturel.....	2
I.3 Types de Gaz Naturels.....	3
I.4 Caractéristiques du Gaz Naturel.....	3
I.5 Production mondiale du Gaz Naturel	3
I.5.1 Consommation mondiale du Gaz Naturel	4
I.6 Gaz Naturel en Algérie	6
I.6.1 Gisements exploités par SONATRACH.....	6
I.7 Utilisation du Gaz Naturel.....	7
I.8 Produits du Gaz Naturel	7
I.8.1 GPL.....	7
I.8.1.1 Caractéristiques du GPL	7
I.8.1.2 Stockage du GPL	8
I.8.1.3 Les différents domaines d'utilisation.....	9
I.8.2 Condensat	9
I.8.2.1 Caractéristiques du condensat	9
I.8.2.2 Utilisation du condensat	10

Chapitre II : Présentation du champ de Hassi R'Mel et du MPP1

II.1 Situation géographique de Hassi-R'Mel	11
II.1.1 Historique du champs de Hassi R'Mel	11
II.1.2 Capacité de production du champs de Hassi R'Mel	12

II.1.3 Organisation du champs de Hassi R'Mel	12
II.2 Présentation du Module Processing Plant 1	13
II.3 Description du procédé de traitement du Gaz Naturel dans le module 1	15
II.4 Zone de récupération du condensat (Haute Pression)	15
II.5 Zone de récupération du GPL et stabilisation du condensat (Basse Pression)	16

Chapitre III : Théorie de la Distillation

III.1 Définition	18
III.2 Fonctionnement d'une colonne de rectification	18
III.3 Lois thermodynamiques des équilibres liquide-vapeur	20
III.3.1 Lois de DALTON	20
III.3.2 Lois de RAOULT et HENRY	21
III.4 Dimensionnement d'une colonne de rectification	22
III.4.1 Bilan de matière de la colonne	22
III.4.2 Bilan de matière de la zone de rectification.....	23
III.4.3 Bilan de matière de la zone d'épuisement	25
III.5 Paramètres opératoires	26

Chapitre IV : Étude de la section de récupération du GPL et de la stabilisation du condensat

IV.1 Bilan de matière de la colonne T202.....	29
IV.2 Débit et composition du distillat et du résidu	30
IV.3 Pressions et températures dans les différentes zones de la colonne	32
IV.4 Volatilités relatives	36
IV.5 Taux de vaporisation et composition molaire des phases liquide et vapeur d'alimentation	37
IV.6 Calcul du régime minimal	40
IV.6.1 Calcul des taux de reflux minimal et optimal	40
IV.6.2 Calcul des taux de rebouillage minimal et optimal	41
IV.6.3 Calcul du nombre de plateaux théoriques de la colonne	42

IV.7 Simulation et profils de variation de différents paramètres.....	45
IV.7.1 Simulation d'un procédé	45
IV.7.2 Procédure de simulation.....	45
IV.7.3 Profil de température dans la colonne.....	47
IV.7.4 Profil de pression	48
IV.7.5 Profil de débit molaire du liquide et de la vapeur dans la colonne.....	49
IV.7.6 Profil de composition molaire le long de la colonne.....	50
IV.8 Influence du débit de l'alimentation sur les débits de distillat et du résidu	51
IV.9 En résumé	51
Conclusion Générale.....	53

Références bibliographiques

- [1] Karbouche Ali, Vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 à HASSI R'MEL MPP1, 2016 Université Kasdi Merbah Ouargla.
- [2] [Full report – BP Statistical Review of World Energy 2020](https://www.planete-energies.com/sites/default/files/atoms/files/bp-stats-review-2020-full-report.pdf) <https://www.planete-energies.com/sites/default/files/atoms/files/bp-stats-review-2020-full-report.pdf>
- [3] [Les réserves de gaz naturel dans le monde | Antargaz](https://www.antargaz.fr/gaz-naturel/guide-pratique/reserves) <https://www.antargaz.fr/gaz-naturel/guide-pratique/reserves>
- [4] [Gaz de Pétrole Liquéfiés \(GPL\) : définition, composition, chiffres clés sur le butane et le propane](https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl) <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl>
- [5] Livre : le gaz naturel de la production aux marchés ; auteur : Alexandre Rojey (page 100).
- [6] [Les chiffres clés du gaz dans le monde en 2020 présentés par la filière | Connaissances des énergies](https://www.connaissancedesenergies.org/les-chiffres-cles-du-gaz-dans-le-monde-en-2020-presentes-par-la-filiere-220218) <https://www.connaissancedesenergies.org/les-chiffres-cles-du-gaz-dans-le-monde-en-2020-presentes-par-la-filiere-220218>
- [7] [Les chiffres clés du gaz dans le monde en 2020 présentés par la filière | Connaissances des énergies](https://www.planete-energies.com/fr/medias/chiffres/consommation-mondiale-de-gaz-naturel) <https://www.planete-energies.com/fr/medias/chiffres/consommation-mondiale-de-gaz-naturel>
- [8] fiches d'analyses. Et projet module IV.
- [9] [fiche impel PUBLIQUE Gennevilliers](https://www.aria.developpement-durable.gouv.fr/wp-content/files_mf/FD_1_feyzin_GC_fr.pdf) https://www.aria.developpement-durable.gouv.fr/wp-content/files_mf/FD_1_feyzin_GC_fr.pdf
- [10] Manuel opératoire module 1, Hassi R'mel. Algérie, « Stone and Webster Corporation » .1976.
- [11] P.WUITHIER «Le pétrole, raffinage et génie chimique 2» ; Edition Technip-Paris.
- [12] https://www.azprocede.fr/Cours_GC/rectification_continue.html
- [13] https://www.researchgate.net/figure/Schema-de-colonne-de-rectification_fig5_338689704
- [14] Procédés de séparation : techniques, sélection, dimensionnement. Jimmy L. Humphrey et George EKeller. Dunod, Paris 2001 (ISBN 2 10 0052187) [traduction de Separation Process Technology McGraw-Hill 1997].
- [15] Nouh I. Kaoud bases théorique de la distillation Univ-Hassiba Benbouali-Chlef ; <https://www.researchgate.net/publication/338689704>
- [16] Cours Simulateurs en génie des procédés ; Université de Relizane 2022.

Introduction Générale

Dans le traitement des gaz naturels, et selon les conditions thermodynamiques de l'effluent issu du gisement (température, pression, composition, débit...), on fait appel aux opérations de séparation, de purifications et de fractionnement dans le but d'avoir des produits finis (gaz sec, condensat et GPL) qui répondent aux spécifications commerciales.

Le GPL occupe une bonne place dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures. En effet, l'évolution que connaît le secteur de l'énergie, offre aujourd'hui de meilleures opportunités de commercialisation à cette ressource. Il s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation en tant que combustible dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement et son prix compétitif.

Ce mémoire a été proposé par le champ gazier de Hassi R'Mel où il a été constaté qu'avec l'épuisement du gisement de gaz, la fraction liquide de ce dernier devient de plus en plus faible, ce qui influe sur le débit de l'alimentation de la colonne de stabilisation du condensat. Cette variation du débit de liquide de l'alimentation influe sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation du condensat et par voie de conséquence sur les débits et les caractéristiques des produits stabilisés (GPL et condensat stabilisé).

La stabilisation des condensats se fait via des colonnes de rectification. Il s'agit de colonnes de stabilisation à plateaux associées à un rebouilleur et à un condenseur en tête de colonne. Les hydrocarbures légers peuvent être valorisés sous forme de GPL et les lourds sous l'appellation condensats.

Ce mémoire est scindé en quatre chapitres :

Le premier chapitre est consacré aux généralités sur les gaz naturels, le GPL et le condensat. Il a été notamment rapporté sur la production et la consommation mondiale du gaz naturel, les produits valorisables comme le GPL et le condensat issus de son traitement.

Dans le chapitre deux, nous avons présenté le champ de Hassi R'Mel et du Module processing plant 1 (MPP1).

Le chapitre trois est consacré à la théorie de la distillation où sont présentés le fonctionnement d'une colonne de rectification, les lois thermodynamiques des équilibres liquide-vapeur et les bilans de matières dans les différentes zones de la colonne de rectification.

Quant au quatrième chapitre, celui-ci a été consacré à l'étude de la section de récupération du GPL de l'usine de traitement de gaz de la société nationale Sonatrach, située à Hassi R'mel. L'effet du débit de l'alimentation de la colonne de rectification a été étudié et les résultats trouvés ont été comparés à ceux simulés à partir du logiciel Aspen HYSYS V11.

Une conclusion générale termine ce mémoire et quelques perspectives clôturent cette étude.

Chapitre I

Généralités sur le gaz naturel

I.1 Introduction

Le gaz naturel est une énergie fossile qui est naturellement présent dans certaines roches poreuses. Il se forme à partir de la désagrégation des matières organiques se trouvant sous le sol terrestre ou marin. Le gaz naturel, principalement composé de méthane, est l'une des principales sources d'énergie utilisées dans le monde [1].

I.2 Gaz Naturel dans le monde

Selon la revue statistique de British Petroleum (BP) sur l'énergie mondiale 2021, publiée le 8 juillet 2021, les réserves mondiales de gaz naturel dites "prouvées" s'élevaient à 188,1 billions de mètres cubes à la fin de 2020. Le pays avec les plus grandes réserves est la Russie, avec une moyenne de 37,4 billions de mètres cubes [2].

Géographiquement, la plupart des réserves de gaz naturel se concentrent au Moyen-Orient. Elles représentent à elles seules 40,3 % des réserves prouvées, soit 75 800 milliards de mètres cubes [3].

À cet égard, l'Iran arrive en tête avec 32,1 billions de mètres cubes de gaz naturel, soit 17,1% des réserves mondiales. Deuxième sur le podium au Moyen-Orient, le Qatar détient 24 700 milliards de mètres cubes, soit 13,1 % des réserves de surface de la Terre. Arrive en troisième position l'Arabie saoudite avec 6 000 milliards de mètres cubes [3].

I.2.1 Source du gaz naturel

En moyenne, un gisement de gaz naturel fournit près de 90 % de méthane (CH_4), mais aussi 5 % de propane et 5 % d'autres gaz dont le butane fait partie. A titre indicatif, à partir du gaz naturel extrait est refroidi pour séparer les différents composants, on obtient le GPL (butane et propane liquides) et le méthane est encore gazeux. Ces gaz (GPL et GN) ont des points de liquéfaction différents. Le pourcentage de butane et de propane contenu dans le gaz naturel et le pétrole brut varie selon le gisement comme nous l'avons déjà mentionné plus haut [4].

Dans le raffinage du pétrole brut, le butane et le propane sont également récupérés sous forme de gaz associés dissous (d'où le terme de gaz de pétrole). Ils représentent 2 à 3 % de tous les produits obtenus. Ce sont les fractions les plus légères de la distillation du pétrole brut. Une tonne de pétrole brut traitée peut produire 20 à 30 kilogrammes de GPL [4].

I.3 Types de gaz naturels

On distingue plusieurs types de gaz naturels [5].

- Gaz sec : les conditions de formation n'ont pas favorisé l'apparition de la phase liquide dans les conditions de production. Le gaz sec est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.
- Gaz humide : il y a formation d'une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface. Il est moins concentré en méthane.
- Gaz à condensât : il y a formation d'une phase liquide dans le réservoir en cours de production. La phase condensée est riche en constituants lourds.
- Gaz associé : Le Gaz de Pétrole Associé (APG), ou gaz associé, est une forme de gaz naturel qui se trouve dans des dépôts de pétrole, soit dissous dans l'huile, soit sous forme de "bouchon de gaz" au-dessus de l'huile dans le réservoir. Historiquement, ce type de gaz est libéré en tant que produit de rebut de l'industrie de l'extraction du pétrole. Appelé aussi gaz de torchère, il est séparé directement lors de l'extraction du pétrole. Pendant longtemps, ce gaz considéré comme un déchet est brûlé à l'air libre dans les champs pétroliers. Ce traitement réservé à ce gaz un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile.

I.4 Caractéristiques du Gaz Naturel

Les différentes caractéristiques du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines. De cette diversité dépendent sa densité, son pouvoir calorifique, son pouvoir calorifique supérieur (PCS), son pouvoir calorifique inférieur (PCI) et sa composition chimique. [5]

I.5 Production mondiale du Gaz Naturel

En 2020, la répartition de la production mondiale de gaz naturel est présentée dans la Figure I.1. Cette production devrait augmenter en raison des projets d'exploration et d'expansion prévus sur la base de la demande future.

Gaz naturel Répartition de la production mondiale en 2020

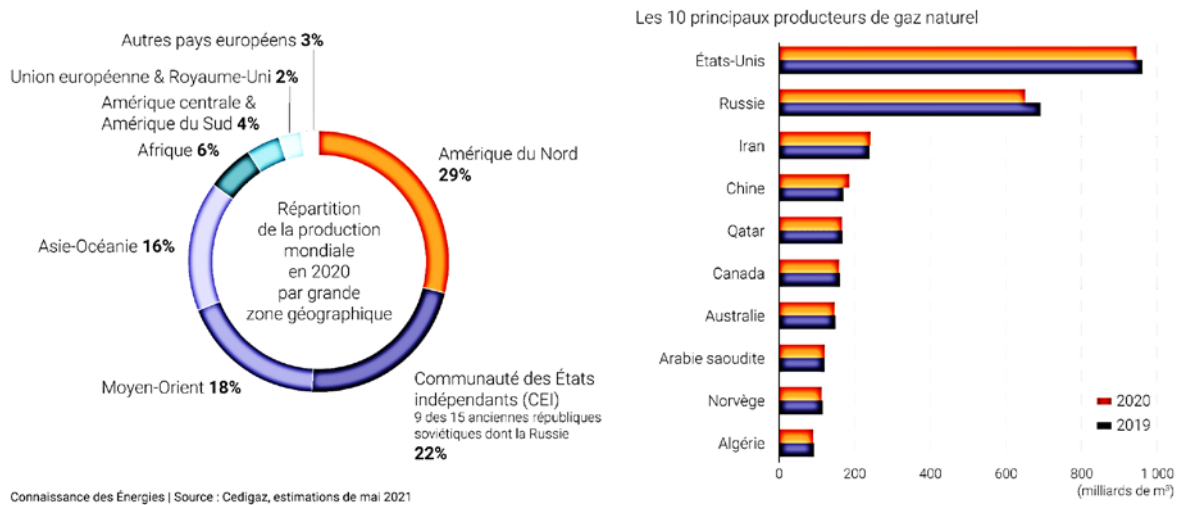


Figure I.1 : Production mondiale du Gaz Naturel [6]

I.5.1 Consommation mondiale du gaz naturel

Depuis plus d'une décennie, la consommation mondiale du gaz naturel ne cesse de croître. Elle a augmenté de plus de 5% entre 2017 et 2018 et de 2% entre 2018 et 2019 (Tableau I.1). La Chine est le pays qui connaît la croissance la plus rapide en termes de consommation de gaz naturel. Le commerce international de gaz naturel a fortement augmenté, principalement tiré par le gaz naturel liquéfié (GNL). L'Australie, les États-Unis et la Russie ont fortement augmenté leur capacité de liquéfaction du gaz naturel pour assurer la croissance du commerce mondial [7].

Tableau I.1 : Consommation mondiale du Gaz Naturel en mètre cube (m³) [2]

Pays	2018	2019	Évolution 2018-2019	Part dans la consommation mondiale
États-Unis	819,9	846,6	3,26 %	21,55 %
Russie	454,5	444,3	-2,24 %	11,31 %
Chine	283	307,3	8,59 %	7,82 %
Iran	224,1	223,6	-0,22 %	5,69 %
Japon	115,7	108,1	-6,57 %	2,75 %
Canada	118,3	120,3	1,69 %	3,06 %
Arabie Saoudite	112,1	113,6	1,34 %	2,89 %
Mexique	87,6	90,7	3,54 %	2,31 %
Allemagne	85,9	88,7	3,26 %	2,26 %
Royaume-Uni	79,3	78,8	-0,63 %	2,01 %
Émirats Arabes Unis	74,4	76	2,15 %	1,93 %
Italie	69,2	70,8	2,31 %	1,80 %
Inde	58,1	59,7	2,75 %	1,52 %
Égypte	59,6	58,9	-1,17 %	1,50 %
France	42,7	43,4	1,64 %	1,10 %
Ukraine	30,6	28,2	-7,84 %	0,72 %
Reste du monde	1 136,7	1 170,2	2,95 %	29,78 %
Total monde	3 851,7	3 929,2	2,01 %	100,0 %

I.6 Gaz Naturel en Algérie

L'Algérie dispose d'environ 4 550 milliards de mètres cube de réserves prouvées de gaz naturel ce qui représente plus de 3% des réserves mondiales. Elle est l'un des pays pilotes pour l'exportation du gaz naturel et du Gaz Naturel Liquéfié (GNL) dans le monde. Près de 66% des gaz actuellement commercialisés par SONATRACH sont issus de l'immense champ gazier de Hassi R'mel qui fournit un gaz à condensât.

I.6-1 Gisements exploités par SONATRACH

Les champs gaziers exploités par SONATRACH sont ceux de Hassi R'Mel, Rhourde Nous, Gassi Touil, Alghar et TFT. Chaque gisement se distingue de l'autre par la composition et la densité du gaz. Par exemple, le gisement a Hassi R'Mel exploité par l'unité de traitement « module1 » a une densité de 0,6 et une composition illustrée dans le tableau I.2

Tableau I.2 Composition du gaz naturel de Hassi R'Mel [8]

constituants	Pourcentage molaire (%)
N ₂	5,56
CO ₂	0,2
CH ₄	78,36
C ₂ H ₆	7,42
C ₃ H ₈	2,88
i-C ₄ H ₁₀	0,62
n-C ₄ H ₁₀	1,1
i-C ₅ H ₁₂	0,36
n-C ₅ H ₁₂	0,48
C ₆ H ₁₄	0,59
C ₇ H ₁₆	0,56
C ₈ H ₁₈	0,45
C ₉ H ₂₀	0,37
C ₁₀ H ₂₂	0,27
C ₁₁ H ₂₄	0,21
C ₁₂ H ₂₆	0,57
Total	100

I.7 Utilisation du gaz naturel

Le gaz naturel est utilisé dans la production d'électricité, le secteur domestique et le secteur de l'automobile car il est économique, pratique et peu polluant puisqu'il émet très peu de sous-produits et de faibles émissions en CO₂ comparé à d'autres gaz.

I.8 Produits du gaz naturel

Le gaz naturel est une molécule complexe présente dans l'environnement et utilisée pour des multiples raisons, parmi les produits valorisables issus de son traitement on distingue le GPL et le condensat

I.8.1 GPL

Le Gaz de pétrole liquéfié ou « GPL » est un mélange gazeux, majoritairement contenant du propane (C₃H₈), de butane (C₄H₁₀), des traces de méthane, de l'éthane et du pentane. A une température ambiante et une pression atmosphérique, le GPL est à l'état gazeux qui peut être liquéfié sous des pressions relativement basses de l'ordre de 1,5 à 7 bars, ce qui équivaut à la pression de l'eau du robinet ou de l'air dans les pneus [4].

I.8.1.1 Caractéristiques du GPL

- **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, mais pour des raisons de sécurité on doit ajouter des odorants (composés sulfures tels que le diéthylmercaptan ou le diméthylsulfide) afin de détecter les fuites.
- **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane, respectivement à 20°C.
- **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).
- **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.
- **Température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (- 42 °C), celle de butane est de (- 6 °C).
- **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :
 - ✓ Iso-butane: PCI = 29460 kcal/kg.
 - ✓ Normal butane : PCI = 29622 kcal/kg.

✓ Propane : PCI = 22506 kcal/ kg.

- **Impuretés** : le plus important est le soufre, la teneur en soufre à 0,005 % en masse, aussi l'eau est l'une des impuretés importantes.
- **Point d'éclair** : Point d'éclair : < - 50°C, il correspond à la température la plus basse à laquelle un corps combustible émet suffisamment de vapeur pour former avec l'air ambiant, un mélange gazeux qui s'enflamme sous l'effet d'une source d'énergie calorifique,
- **Température d'auto-inflammation** : > 400°C.

I.8.1.2 Stockage du GPL

Il est indispensable de penser à trouver un moyen de stockage pour le GPL afin d'éviter de le brûler dans les torches. Des réservoirs sphériques sont conçus pour le stockage.

Lors du stockage des vapeurs de GPL sont produites à cause de plusieurs paramètres, on site :

- L'échauffement dû à la fraction GPL produite dans les canalisations.
- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Afin d'éviter la perte de ces vapeurs, les paramètres de stockage doivent être maintenus dans un intervalle bien défini. Le système de réfrigération consiste donc à utiliser la compression, le refroidissement et la détente de la vapeur. Ces vapeurs sont comprimées de 5,3 bars à 19 bars et 115 °C par des compresseurs alternés, puis à 54 °C dans un refroidisseur d'air et enfin détendues à 5 bars et 15°C. Ceci permet à la sphère de se refroidir et réduire ainsi sa pression. [1]

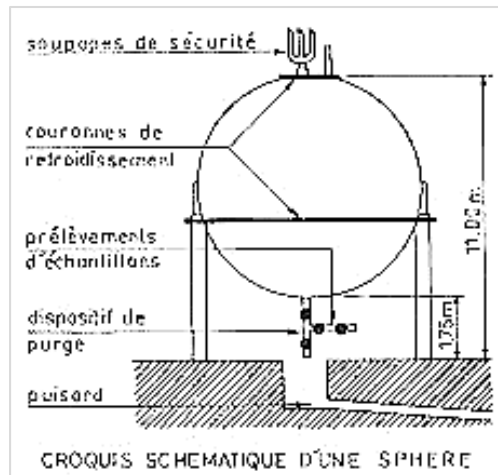


Figure I.2 : Sphère de stockage GPL [9].

I.8.1.3 Les différents domaines d'utilisation

- **Production d'électricité** : il existe deux technologies pour produire de l'électricité à partir du GPL, la première avec 100 % de gaz propane et la deuxième avec de l'air propane qui est assimilable à du gaz naturel synthétique et qui présente de ce fait les mêmes caractéristiques de combustion.
- **Applications domestiques** : cuisson, chauffage, production d'eau chaude sanitaire.
- **Applications industrielles** : métallurgie, pétrochimie, industrie textile et du papier, etc. Par exemple, ils sont utilisés dans les fours de traitement thermique, et d'émaillage (notamment pour le verre, les poteries ou les porcelaines).
- **Transports** : carburant pour des véhicules, des bateaux de plaisance, des montgolfières, etc. [4].

I.8.2 Condensat

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de l'iso-pentane jusqu'au do-décane et plus, généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et pression.

I.8.2.1 Caractéristiques du condensat

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont :

- **Aspect** : c'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique** : il est compris entre 0.7 à 0.8 kg/m³.
- **Point d'éclair** : inférieur à - 40°C.

- **Limite d'inflammabilités** : il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à « 0 », ses limites d'inflammabilité sont approximativement 1.4 à 7.6% vol (dans l'air).
- **Densité de vapeur** : les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de vapeur est de 3 à 4 (dans l'air).
- **Explosivité et inflammabilité** : le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à température et pression normale.
- **Toxicité physiologique et précaution d'hygiénique** : les vapeurs du condensat sont toxiques, lorsque la concentration de ces dernières est de l'ordre de 0.025 à 0.05 % vol. Pour prévenir l'intoxication il faudra réaliser une ventilation convenable des locaux de travail pour maintenir la concentration des vapeurs du condensat à < 300 ppm. [1]

I.8.2.2 Utilisation du condensat

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

➤ 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. Une fois combiné avec du naphta, le condensât est utilisé pour la fabrication des polymères.

➤ Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé comme matière de base dans la production des carburants notamment les essences commerciales, 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. [1]

Chapitre II

Présentation du champs de Hassi R'Mel et du MPP1

II.1 Situation géographique de Hassi R'Mel

Le gisement de Hassi R'Mel est situé à 550 km au sud d'Alger la capitale, entre les wilayas de Ghardaïa et Laghouat. Dans cette région relativement plate du Sahara, l'altitude moyenne est d'environ 750 m.

Le climat est caractérisé par une pluviométrie faible (140 mm/an) et une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver. La végétation est quasi absente, seuls quelques buissons et pistachiers sauvages y poussent.

II.1.1 Historique du champ de Hassi R'Mel

L'exploitation du gisement de Hassi R'Mel a suivi plusieurs étapes qui ont contribué à son développement économique :

- **1961** : mise en œuvre de 2 unités de traitement du gaz avec une capacité de 1,3 milliards de m³/an.
- **1969** : mise en œuvre 4 unités supplémentaires pour augmenter la capacité à 4 milliards de m³/an.
- **1972- 1974** : réalisation de 6 unités supplémentaires pour arriver à une capacité de 14 milliards de m³/an.
- **1975- 1980** : entrée en vigueur du plan de développement qui vise :
 - À accroître la capacité de traitement du gaz de 14 à 94 milliards m³/an ;
 - Maximiser le GPL et récupération du condensât.
- **1985** : L'unité de récupération du gaz d'évasement et production du GPL des modules 0 et 1.
- **1981- 1993** : Réalisation du centre de traitement d'huile.
- **1987- 2000** : Le début en haut des centres de traitement d'huile.
- **1999** : Unité de récupération du gaz de l'associé.
- **2001** : Démarrage du projet Boosting.

- **2005** : Mise en service Boosting.
- **2013** : Démarrage du projet unité glycol
- **2014** : Mise en service de l'unité de glycol

II.1.2 capacité de production du champ de Hassi R'Mel [10]

➤ La capacité de production du gisement en plein régime est de

Gaz sec : 22 milliards de m³/an

GPL : 365000 tonnes/an

Condensat : 73000 tonnes/an

➤ La capacité de production actuelle est de :

Gaz sec : 13 milliards de m³/an

GPL : 256000 tonnes/an

Condensat : 438000 tonnes/an

II.1.3 Organisation du champ de Hassi R'Mel :

Le champ de Hassi R'Mel se compose de trois secteurs (Figure II.1) :

➤ **Secteur Nord :**

Le module 3 ;

L'unité dépropaniseur ;

Une station de compression nord ;

Le centre de traitement de l'Huile (CTH).

➤ **Secteur centre :**

Les trois modules 0, 1 et 4.

Le centre de stockage et transfert facilités (CSTF) ;

Le centre de notionnel dispatching de gaz (CNDG) ;

Le centre de Traitement de l'Huile (CTH).

L'unité de la phase B.

➤ **Secteur sud :**

Le module 2.

Une station de compression sud.

Djebel Bissa.

HR sud.

Le centre de Traitement d'Huile (CTH).



Figure II.1: Répartition des différentes installations sur le champ de Hassi R'Mel [10]

II.2 Présentation du Module processing plant 1 (MPP1)

Le module 1 est constitué principalement de trois trains identiques : I-II-III chacun d'eux assure la production du gaz sec, du GPL et du condensât (Figure II.1). Il comprend :

- **Boosting** : Il s'agit d'une station récemment installée pour augmenter la pression d'entrée du gaz d'alimentation qui doit se situer entre 100 et 105 kg/cm² pour pouvoir alimenter les modules. La majeure partie de l'eau libre et du condensat dans le gaz est extraite dans les ballons de séparation, donc après compression il est envoyé vers le diviseur V 201 (entrée module 1).
- **Train** : Section du traitement du gaz naturel qui comprend 3 trains identiques (I.II.III).
- **Salle de contrôle** : Équipée d'un système numérique DCS (Digital Control System), toutes les instructions sont émises de la salle de contrôle aux opérateurs de terrain.
- **Bacs de stockage** : Trois réservoirs de stockage destinés au stockage intermédiaire du condensât existent (S-204 A/B/C) dans le module 1.
- **Unité de régénération du glycol** : Le diéthylène glycol joue un rôle très important c'est pourquoi des unités de régénération DEG ont été développées.

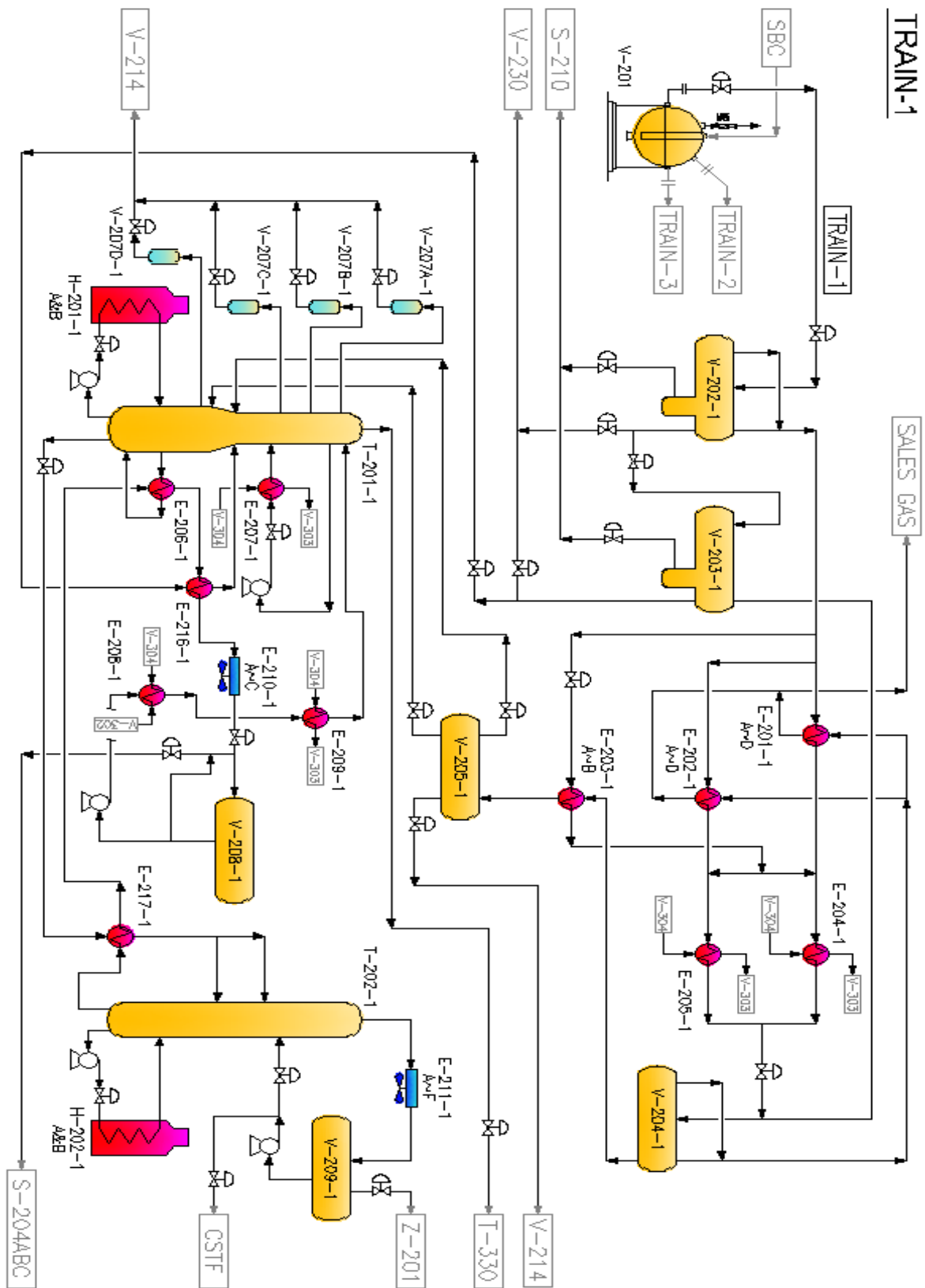


Figure II.2 : Schéma représentatif de la section de traitement du gaz naturel [10]

- **Phase B** : Cette unité a pour but de récupérer 20 à 21 kg/cm² de gaz moyenne pression du module 1 et d'apporter la basse température nécessaire au refroidissement du gaz pour une meilleure récupération du GPL au niveau du module.

II.3 Description du procédé de traitement du gaz naturel dans le module1

L'installation MPP1 se compose de la section de séparation des condensats (haute pression) et de la section de récupération du GPL et de la stabilisation des condensats (basse pression), qui fera l'objet de ce projet de fin d'études.

II.4 Zone de récupération du condensat (Haute Pression)

Le gaz qui arrive dans le module 1 à partir du Boosting avec une pression de 102 kg/cm² et une température de 61°C sous forme d'un mélange monophasique qui passe par le diviseur *V-201* qui le répartit entre les trois trains parallèles. Le gaz entre dans le séparateur d'entrée *V-202*, sous le contrôle de la vanne de pression *PV-7* à une pression de 100 bars et une température d'entrée est de 60 °C où il subit une séparation flash ; séparation du liquide du mélange d'alimentation et de l'eau libre qui est dirigée vers le puisard *S-210* sous le contrôle de la vanne *LV-1*.

Les hydrocarbures liquides du *V-202* et ainsi que les liquides envoyés de la station Boosting subissent une détente isotherme jusqu'à la pression de 27 kg/cm² et une température de 56 °C dans le séparateur de condensat. Le *V-203*. La vapeur produite est envoyée dans la colonne du dééthaniseur *T-201* sous contrôle de la vanne de pression *PV-9*.

Le liquide provenant de *V-203* est contrôlé par la vanne de débit *FV-12* est expédié vers le 18^{ème} plateau de la colonne *T-201* après avoir été chauffée dans l'échangeur *E-216*.

Le gaz brut venant du séparateur *V-202* est déshydraté et refroidi à -9 °C dans trois batteries d'échangeurs (gaz/gaz) *E-201*, *E-202 (A/B/C/D)* et (Gaz/Liquide) *E-203(A/B)*. Le gaz sortant de l'échangeur traverse les échangeurs (*E-204 et E-205*) pour ressortir avec une température de -12 °C. La déshydratation du gaz d'alimentation est effectuée par l'injection directe et de manière uniforme d'une solution de di-éthylène glycol (DEG) à 86% dans la plaque tubulaire de chaque échangeur afin d'éviter la formation des hydrates. A la sortie des échangeurs, le gaz passe par la vanne Joule Thomson *PV12* où il subit une détente isentropique à la pression de 78 bars et une température de -18 °C avant d'entrer dans le séparateur à froid *V-204* où se séparent les deux phases gaz/liquide.

Le gaz récupéré du *V-204* avec une teneur en eau < 50 ppm, refroidit à contre-courant le gaz brut provenant du *V-202* dans les échangeurs *E-201 et E-202*. Le gaz réchauffé entre dans la conduite de gaz de vente à une pression de 72 kg/cm² et température de 60°C.

Le mélange de condensat et de glycol issu du *V-204* est préchauffé dans l'échangeur *E-203* (Gaz/Liquide) jusqu'à 30°C sous une pression 25 kg/cm².

Le liquide est admis dans le ballon séparateur *V-205*, où il subira une séparation tri-phasique (gaz-condensat-glycol hydraté). Le condensat et le gaz sont dirigés vers le dix-huitième plateau le dééthaniseur *T-201* contrôlé par une vanne de débit *FV-32* et une vanne de pression *PV 13B* alors que le diéthylène glycol hydraté est envoyé vers l'unité de régénération du glycol à travers la vanne de niveau *LV-8*.

II.5 Zone de récupération du GPL et stabilisation du condensât (Basse pression)

Cette zone (Figure II.2) a pour but de stabiliser le condensat et produire du GPL à partir du liquide récupéré du gaz brut dans la zone de séparation du condensat, selon la spécification et les normes établies pour chaque produit.

Le condensat stabilisé provenant du débutaniseur est refroidi dans les Chillers *E-208* et *E-209* par du propane puis envoyé au sommet du dééthaniseur *T-201* pour une meilleure extraction des C_3^+ .

La vapeur de tête du dééthaniseur C_2^- (gaz) est envoyée à la *PHASE B* pour y être comprimée et déshydratée avant d'être réinjectée dans le gaz commercial.

Le reflux latéral du dééthaniseur, assuré par les pompes *P-202A/B*, est Refroidit dans *E-207* puis réinjecté dans la colonne *T-201*.

Le rebouillage latéral du *T-201* est assuré par l'échangeur *E-206* avec les produits de fond C_5^+ du débutaniseur *T-202* et le rebouillage principal est assuré par le rebouilleur du dééthaniseur *H-201* à l'aide de la pompe *P-201 A/B/C*.

Les produits du fond C_3^+ du dééthaniseur *T-201* sont préchauffés dans l'échangeur *E-217* puis envoyés en tant que charge au niveau du 24^{ème} plateau du débutaniseur *T-202*.

Les produits de tête (GPL) provenant du *T-202* sont condensés dans l'aérocondenseur *E-211* à une température de 40 °C. Le GPL liquide est ensuite collecté dans un ballon de reflux du débutaniseur *V-209*, puis pompé par la pompe de reflux *P-205A/B/C*. une grande partie de ce GPL est utilisée comme reflux pour le débutaniseur, le reste est envoyé vers CSTF si le produit est "on spécifications", ou Module 4, si le produit est "off spécifications".

Le rebouillage du *T-202* est fourni par le rebouilleur du débutaniseur *H-202* à travers la pompe *P-204 A/B*.

Les produits de fond « condensat stabilisé » du *T-202* sont refroidis dans l'échangeur *E-217* en préchauffant la charge du débutaniseur, puis dans *E-206* pour le rebouillage latéral du dééthaniseur est finalement dans l'aéroréfrigérant *E-210* pour atteindre 30 °C.

Une partie du condensat stabilisé par *V-208* est envoyée grâce à la pompe de reflux *P 203A/B* est envoyée à la tête du dééthaniseur sous forme d'huile d'absorption, et le reste est stocké dans le module 1 au niveau du réservoir de stockage (*S-204A/B/C*) ou direct au *CSTF*. [10]

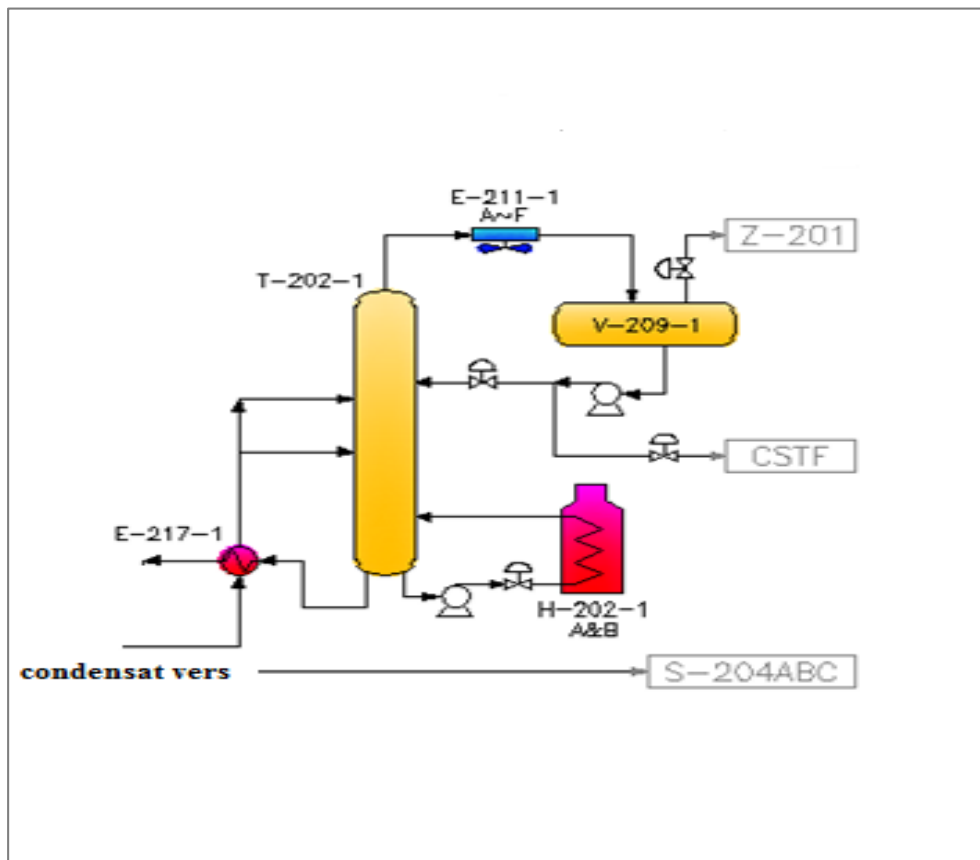


Figure II.3 : schéma de débutaniseur T202.

Chapitre III

Théorie de la Distillation

III.1 Définition

La rectification ou distillation fractionnée est le processus physique de séparation d'un mélange en composants presque purs suite à échange de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un dispositif appelé "colonne de rectification".

III.2 Fonctionnement d'une colonne de rectification

En rectification continue, la charge à séparer est introduite en continu entre les zones de rectification et d'épuisement. A l'intérieur de la colonne circule du haut vers le bas un liquide et du bas vers le haut une vapeur. Ces deux phases liquide et vapeur sont en contact l'un de l'autre et cette mise en contact est assurée grâce à la présence de plateaux ou de garnissage dans la colonne (Figure III.1).

C'est la mise en contact intime des deux phases se croisant qui permet de réaliser une succession d'équilibres liquide-vapeur, et ainsi de séparer les constituants de l'alimentation en un distillat riche et un résidu pauvre en constituant volatil.

Les colonnes de rectification sont toujours équipées de rebouilleurs et de condenseurs partiels. Le condenseur, situé en tête, permet de condenser les vapeurs arrivant en tête de colonne. Les condensats obtenus sont en partie renvoyés dans la colonne (reflux) et le reste est soutiré en continu sous forme de distillat.

Le rebouilleur, situé au fond, permet de générer un débit de vapeur remontant le long de la colonne [11].

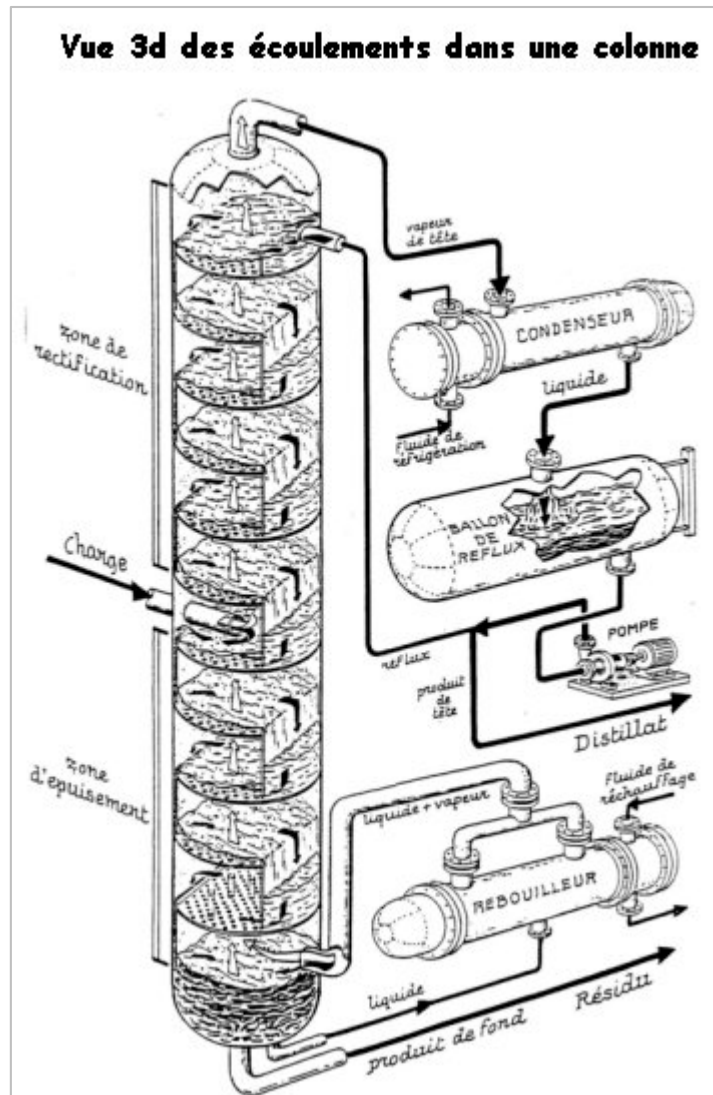


Figure III.1 Colonne de rectification [12]

Soit le schéma de principe de la colonne présenté dans la Figure III.2:

F : charge d'alimentation

D : distillat

W : résidu

L : liquide descendant

n : nombre de plateaux

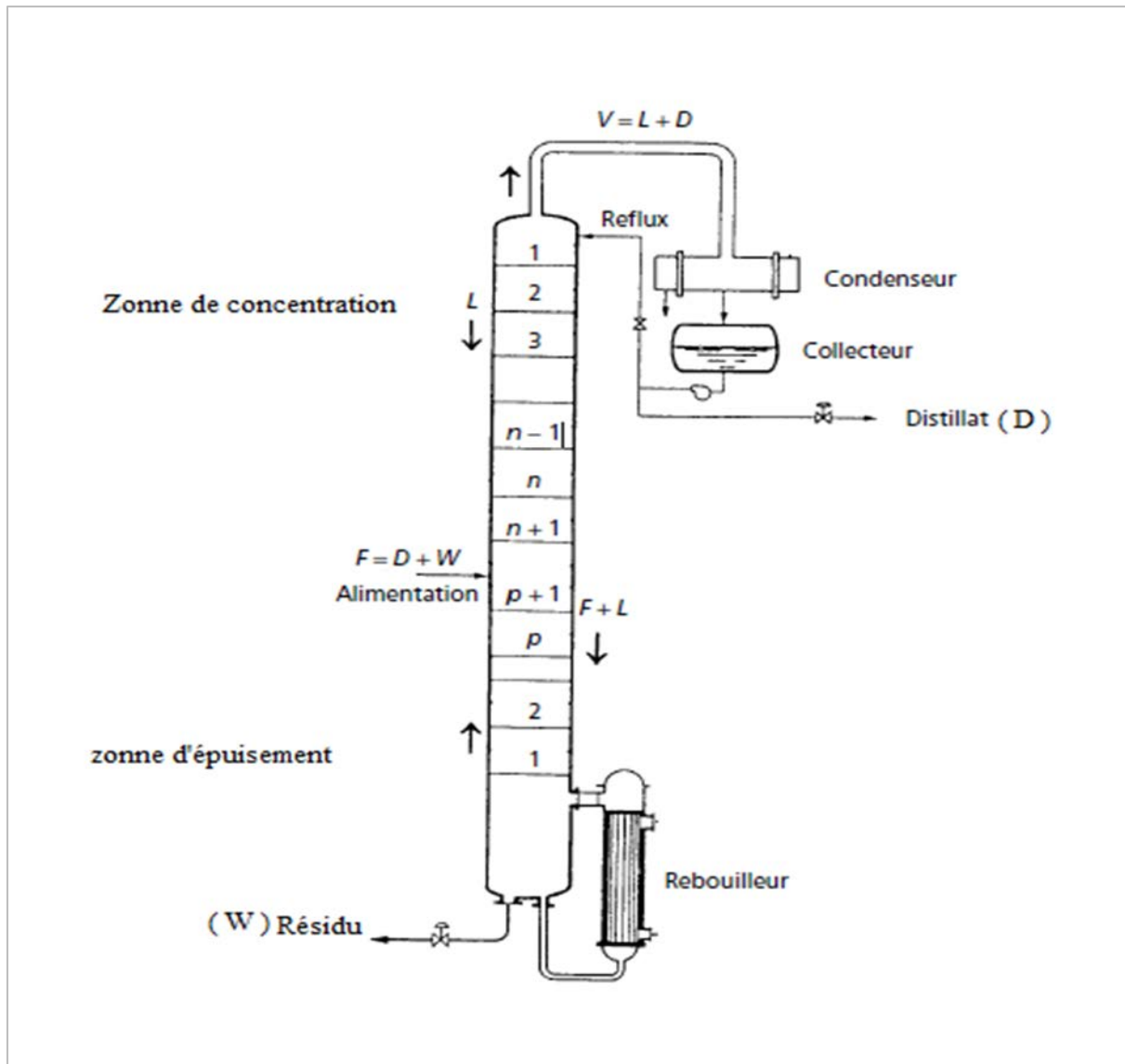


Figure III.2 Schéma de principe de la colonne de rectification [13]

III.3 Lois thermodynamiques des équilibres liquide-vapeur

III.3.1 Loi de DALTON

La pression totale P_T d'un mélange de gaz parfaits est la somme des pressions partielles de tous les constituants du mélange gazeux. Chaque pression partielle P_i est liée à la fraction molaire y_i du constituant i et à la pression totale [11].

$$P_i = P_T \times y_i \quad \text{III. (01)}$$

III.3.2 Lois de RAOULT et HENRY

Dans le cas d'un mélange idéal et à température constante, la pression partielle P_i d'un constituant i est proportionnelle à sa fraction molaire dans la solution x_i et à sa pression de vapeur saturante P_i^0 .

$$P_i = P_i^0 \times x_i \quad \text{III. (02)}$$

Dans le cas d'un mélange réel et à température constante, les constituants obéissent à la loi d'HENRY. D'après cette loi, la pression partielle P_i d'un constituant i est proportionnelle à la concentration molaire x_i du constituant dans la phase liquide.

$$P_i = E_i x_i \quad \text{III. (03)}$$

Avec E_i la constante d'HENRY.

Pour un constituant i en solution idéale et à l'équilibre, on a :

$$P_i = P_i^0 \times x_i = P_T \times y_i \quad \text{III. (04)}$$

Par conséquent :

$$\frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^0}{P_T} = k_i \quad \text{III. (05)}$$

Avec k_i le coefficient d'équilibre du constituant i .

Dans le cas de la rectification de mélanges complexes, il est nécessaire d'effectuer une série de calculs d'équilibre pour chaque plateau. Pour éviter le travail fastidieux d'approximations successives, une simplification rapide avec une précision suffisante peut être utilisée. La méthode implique le concept de volatilité relative α_i ; c'est le rapport du coefficient d'équilibre du composant i au coefficient d'équilibre du composant de référence r .

$$\alpha_i = k_i/k_r \quad \text{III. (06)}$$

α_i : Coefficient de volatilité relative.

k_i : Coefficient d'équilibre du composant i .

k_r : Coefficient d'équilibre du composant de référence r .

Tenant compte de l'équation (06), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$y_i = k_i x_i = \alpha_i k_r x_i$$

$$x_i = \frac{y_i}{\alpha_i k_r} \quad \text{III. (07)}$$

Dans la zone de rectification ou de concentration, le coefficient de volatilité relative moyen $\alpha_{im,c}$ s'écrit :

$$\alpha_{im,c} = \frac{\alpha_{iD} + \alpha_{iF}}{2} \quad \text{III. (08)}$$

Avec α_{iD} et α_{iF} les coefficients de volatilités relatives dans le distillat D et la charge F , respectivement.

Dans la zone d'épuisement, le coefficient de volatilité relative moyen $\alpha_{im,e}$ s'écrit ;

$$\alpha_{im,e} = \frac{\alpha_{iW} + \alpha_{iF}}{2} \quad \text{III. (09)}$$

Avec α_{iW} le coefficient de volatilités relatives dans le résidu W .

- **Taux de vaporisation molaire ω_0**

n_F : Nombre de moles de l'alimentation

n_D : Nombres de moles dans le distillat

n_W : Nombre de moles dans le résidu

n_0 : Nombre de moles de la vapeur dans l'alimentation

x_{Fi} : Concentration molaire de constituant i dans l'alimentation

$$n_F x_{Fi} = n_D y_{Di} + n_W x_{Wi} \quad \text{III. (10)}$$

$$\text{Sachant que } \omega_0 = n_0/n_F \quad \text{III. (11)}$$

Par substitution on obtient :

$$\sum x_i = x_{Fi} / [1 + \omega_0(k_i - 1)] = 1 \quad \text{III. (12)}$$

$$\sum y_i = k_i x_{Fi} / [1 + \omega_0(k_i - 1)] = 1 \quad \text{III. (13)}$$

- **Détermination de la température de bulle T_b**

A la température de bulle, le mélange se trouve complètement à l'état liquide ($\omega_0 = 0$), et substituant cette dernière dans l'équation (09) nous aurons :

$$\sum x_i \times k_i = 1 \quad \text{III. (14)}$$

La température de bulle est déterminée par approximations successives.

- **Détermination de la température de rosée T_r**

A cette température le mélange se trouve complètement à l'état vapeur ($\omega_0 = 1$), nous aurons :

$$\sum x_i = \sum y_i / k_i = 1 \quad \text{III. (15)}$$

III.4 Dimensionnement d'une colonne de rectification

Pour le calcul d'une colonne de rectification on doit passer par les étapes suivantes [11].

III.4.1 Bilan de matière de la colonne

$$\text{BM global: } F = D + W \quad \text{III. (16)}$$

$$\text{BM partiel: } F \times x_{Fi} = D \times y_{Di} + W \times x_{Wi} \quad \text{III. (17)}$$

F : Le débit molaire de la charge [kmole/h].

W : Le débit molaire du résidu [kmole/h].

D : Le débit molaire du distillat [kmole/h].

x_{Fi} : Fraction molaire de constituant i dans la charge

y_{Di} : Fraction molaire de constituant i dans le distillat

x_{Wi} : Fraction molaire de constituant i dans le résidu

III.4.2 Bilan de matière de la zone de rectification

Taux de reflux R_f (reflux froid) : Le reflux froid a pour but d'ajuster la température en tête de tour (Figure III.3), de corriger la composition et ne laisser sortir que les éléments légers de l'appareil, le reflux froid absorbe la chaleur de la vapeur et provoque la condensation des composants lourds. Il est égal au rapport de la quantité de reflux L renvoyé dans la colonne sur la quantité de distillat D.

$$R_f = L/D \quad \text{III. (18)}$$

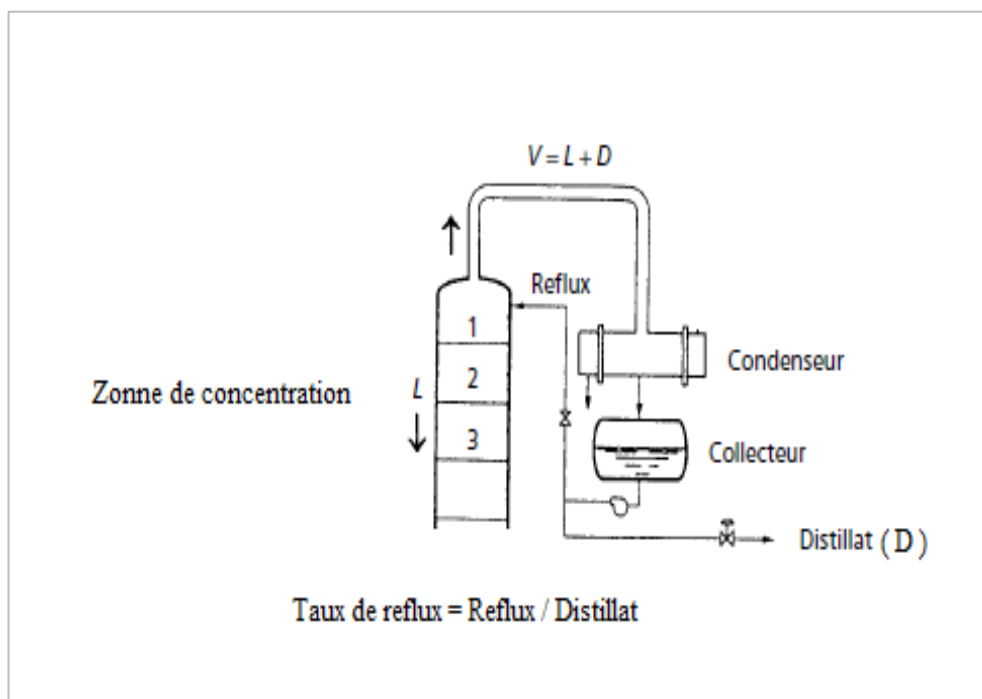


Figure III. 3 : schéma descriptif du haut de la colonne

V, y_v : Le débit et la concentration molaire de la vapeur en tête de la colonne.

L, x_L : Le débit et la concentration molaire du reflux liquide.

D, y_D : Le débit et la concentration molaire du distillat.

H_i, h_i : Enthalpie respectives de la vapeur et du distillat (kcal/kg).

Q_1 : Quantité de chaleur soustraite du distillat (kcal/kg).

Le bilan matière pour la zone de rectification (Figure III.4) pour le constituant « i » s'écrit :

$$V = L + D \tag{III. (19)}$$

$$V \times y_{i,n} = L \times x_{i-1} + D \times y_{i,D} \tag{III. (20)}$$

A partir des équations obtenues 18, 19, 20 ; Avec : $m = L/V = \frac{R_f}{R_f+1}$

$$y_{n,i} = m \times x_{n-1} + (1 - m) \times y_{i,D} \tag{III. (21)}$$

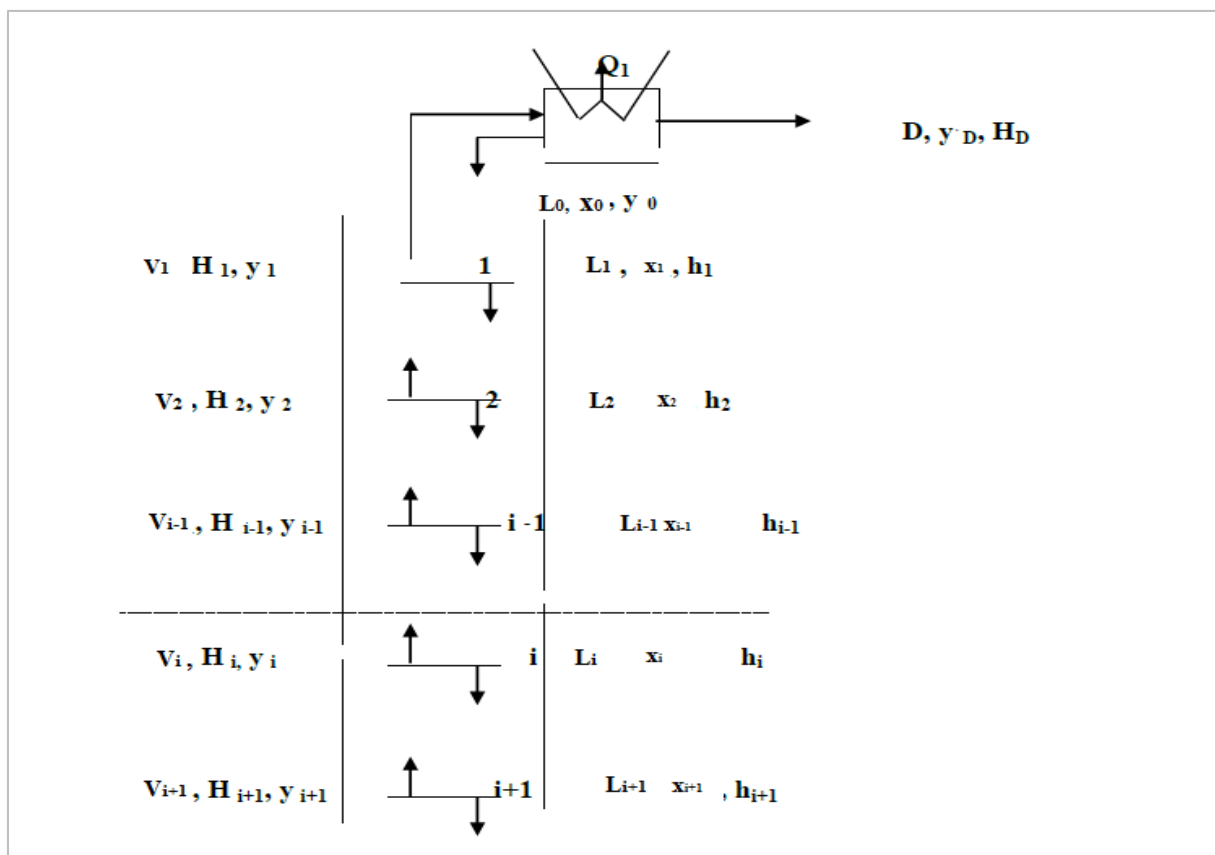


Figure III. 4 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

III.4.3 Bilan de matière de la zone d'épuisement

Taux de rebouillage R_b (reflux chaud) : Le but du reflux chaud est d'apporter la chaleur afin de maintenir la température du fond de la colonne (Figure III.5) et assurer la vaporisation des particules légères entraînées par le produit de fond. Il est égal au rapport entre le débit de reflux chaud V_R du rebouilleur et le débit du résidu W .

$$R_b = V_R / W \quad \text{III. (22)}$$

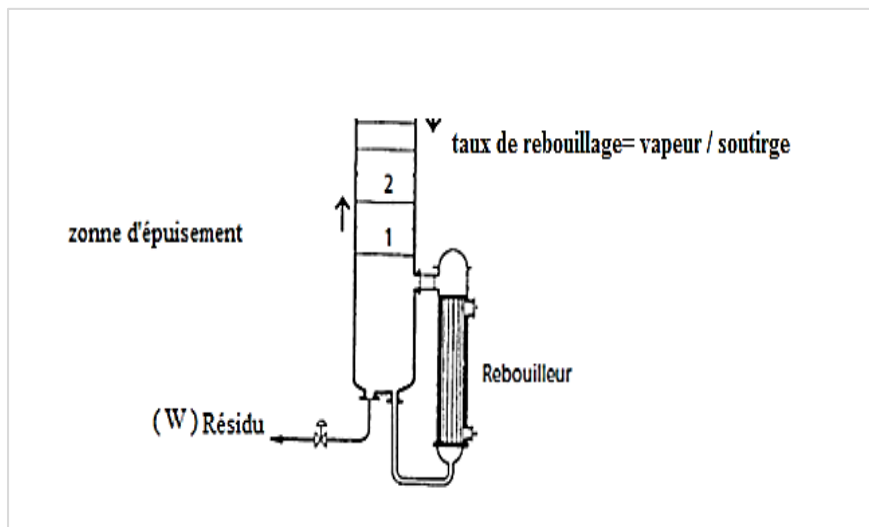


Figure III. 5 : schéma descriptif du bas de la colonne

$L', x_{L'}$: Le débit et la concentration molaire liquide entrant dans le rebouilleur

$V', y_{v'}$: Le débit et la concentration molaire de la vapeur sortante du rebouilleur

W, x_R : débit et concentration molaire de résidu.

Q_2 : Quantité de chaleur fournie par le rebouillage (kcal).

Le bilan matière pour la zone d'épuisement (Figure III.6) pour le constituant « i » s'écrit :

$$L' = V' + W \quad \text{III. (23)}$$

$$L' \times x_{i\ n+1} = V' \times y_{i\ n} + W \times x_{i\ R} \quad \text{III. (24)}$$

A partir des équations obtenues 22, 23 et 24 ; Avec : $m = L' / V' = \frac{(R_b+1)}{R_b}$

$$x_{i\ n+1} = \frac{y_{i\ n}}{m} + ((m-1) / m) \times x_{i\ R} \quad \text{III. (25)}$$

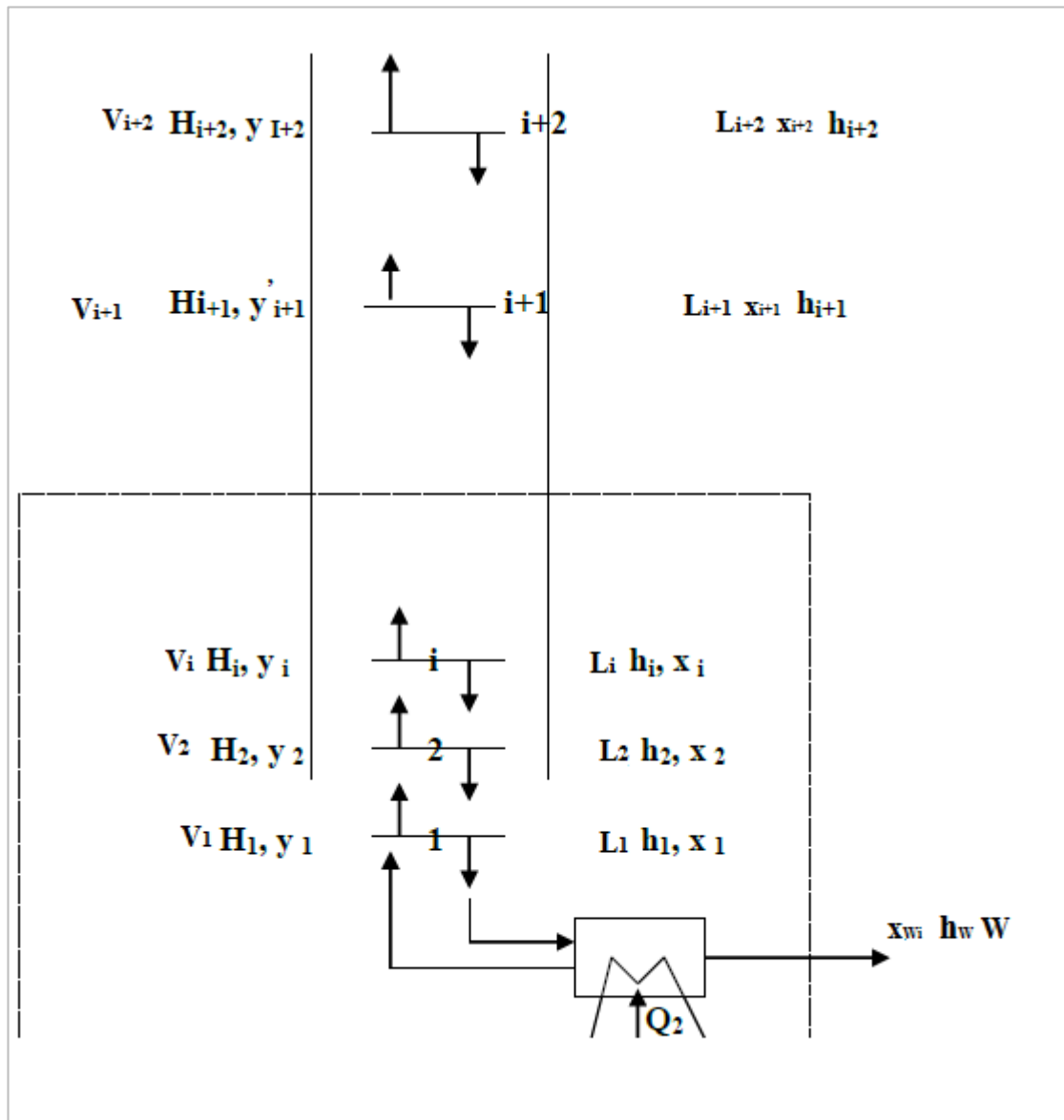


Figure III.6 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.

III.5 Paramètres opératoires

La pression

Le choix de la pression de la colonne dépend principalement de la composition et les propriétés physiques et chimiques du mélange à séparer, quelle que soit sa complexité. A basse pression, la sélectivité de la séparation est meilleure car on peut éviter les changements thermiques des produits, mais par contre, à basse pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de

tête pour atteindre la concentration souhaitée, donc la pression de la colonne dépend du choix du fluide réfrigérant.

Habituellement, nous utilisons des sources de froid bon marché et abondantes (eau et air). Cela permet d'obtenir le condensat autour de 30 à 50°C. Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est inférieure à celle de l'eau ou de l'air, la tour doit fonctionner à haute pression pour que la vapeur se condense par réfrigération ordinaire et sa température de condensation doit être prise au moins 15 à 20°C plus grande à la température du fluide frigorigène. Par conséquent, on détermine la pression P_b dans le ballon de reflux par l'approximation successive selon l'équation isotherme de la phase liquide :

$$\sum ki \times x_{iD} = 1$$

Les valeurs de ki sont déterminées par le diagramme de JENNY et SCHEIBEL. (Annexe 1)

❖ **La pression au sommet de la colonne**

$$P_S = P_b + \Delta P_1$$

Avec P_b : pression dans le ballon de reflux

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances dans les conduites du condenseur

❖ **La pression au fond de la colonne**

$$P_F = P_S + \Delta P_2$$

Avec ΔP_2 : pertes de charges dues aux résistances des plateaux

❖ **La pression dans la zone d'alimentation**

$$P_A = \frac{(P_F + P_S)}{2}$$

La température

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

Tableau III.1 : les équations des isothermes pour les différentes zones de la colonne [15]

Température	phase	Equation d'isotherme
Au sommet de la colonne	vapeur	$x_{iD} = \sum \left(\frac{y_{iD}}{k_i} \right) = 1$
Au fond de la colonne	liquide	$\sum (k_i \times x_{iW}) = 1$
De la charge	Liquide vapeur	$\sum x_{0i} = \sum [x_{iF}/(1 + \omega_0)(k_i - 1)] = 1$ $x_{0i} = y_{0i}/k_i$

Chapitre IV

Etude de la section de récupération du GPL et de la stabilisation du condensat

Ce chapitre est consacré à l'étude de la section de récupération du GPL de l'usine de traitement de gaz de la société nationale Sonatrach, située à Hassi R'mel. L'effet du débit de l'alimentation de la colonne de rectification a été étudié et les résultats trouvés ont été comparés à ceux simulés à partir du logiciel Aspen HYSYS.

IV.1 Bilan de matière de la colonne T 202

Données de départ

La charge de l'alimentation est issue du résidu du dééthaniseur, son débit $F = 118$ kmol/h et sa température d'entrée $T_F = 164,3$ °C.

La composition molaire de l'alimentation est donnée dans le tableau IV.1 et sa masse molaire moyenne $M_F = 77,97$ kg/kmol.

Tableau IV.1 - Composition et masse molaire de l'alimentation

Constituants	$x_{i,F}$	M_i kg/kmol	$x_{i,F} \times M_i$ kg i/kmol F
C ₂ H ₆	0,0033	30	0,10
C ₃ H ₈	0,2791	44	12,28
iC ₄ H ₁₀	0,0673	58	3,90
nC ₄ H ₁₀	0,1228	58	7,12
iC ₅ H ₁₂	0,0773	72	5,57
n C ₅ H ₁₂	0,1051	72	7,57
C ₆ H ₁₄	0,0836	86	7,19
C ₇ H ₁₆	0,0833	100	8,33
C ₈ H ₁₈	0,0298	114	3,40
C ₉ H ₂₀	0,0324	128	4,15
C ₁₀ H ₂₂	0,0326	142	4,63
C ₁₁ H ₂₄	0,0299	156	4,66
C ₁₂ H ₂₆	0,0534	170	9,08
Totale	0,9999	/	77,98

Les produits du débutaniseur (GPL et condensât stabilisé) doivent répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en $C_2^- \leq 3\%$; vapeur de tête du dééthaniseur.
- Teneur en $C_5^+ \leq 0,4\%$; produits du fond du débutaniseur.
- Condensât stabilisé : C'est les C_5^+ dont la TVR ≤ 10 PSIA = 0,703 kg/cm².

IV.2 - Débit et composition du distillat et du résidu

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

- constituant clé volatil **nC₄H₁₀**
- constituant clé lourd **iC₅H₁₂**

et le débit molaire moyen de l'alimentation F à **118 kmol/h**

La concentration de iC₅ dans le distillat et la concentration de nC₄ dans le résidu ne doivent pas dépasser 0,004 et de 0,02, respectivement.

- Equation de bilan de matière : $F = D + W$ (1)

- Equation de bilan par rapport à un constituant i : $F x_{i,F} = D y_{i,D} + W x_{i,W}$ (2)

Ecrivons le bilan de matière pour chaque constituant i :

$$C_2 : 118 \times 0,0033 = D \times y_{2,D} + W \times 0 \dots\dots\dots (3)$$

$$C_3 : 118 \times 0,2791 = D \times y_{3,D} + W \times 0 \dots\dots\dots (4)$$

$$iC_4 : 118 \times 0,0673 = D \times y_{i4,D} + W \times 0 \dots\dots\dots (5)$$

$$nC_4 : 118 \times 0,1228 = D \times y_{n4,D} + (118 - D) \times 0,02 \dots\dots\dots (6)$$

$$iC_5 : 118 \times 0,0773 = D \times 0,004 + (118 - D) \times x_{i5,W} \dots\dots\dots (7)$$

$$nC_5 : 118 \times 0,1051 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{n5,W} \dots\dots\dots (8)$$

$$C_6 : 118 \times 0,0836 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{6,W} \dots\dots\dots (9)$$

$$C_7 : 118 \times 0,0833 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{7,W} \dots\dots\dots (10)$$

$$C_8 : 118 \times 0,0298 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{8,W} \dots\dots\dots (11)$$

$$C_9 : 118 \times 0,0324 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{9,W} \dots\dots\dots (12)$$

$$C_{10} : 118 \times 0,0326 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{10,W} \dots\dots\dots (13)$$

$$C_{11} : 118 \times 0,0299 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{11,W} \dots\dots\dots (14)$$

$$C_{12} : 118 \times 0,0534 = D \times 0 + (118 - D) \times x_{12,W} \dots\dots\dots (15)$$

La somme des équations 3 à 6 nous donne le débit du distillat D qui sera injecté dans l'équation (1) pour obtenir le débit du résidu W :

$$118 \times (0,4725) = D \times (y_{2,D} + y_{3,D} + y_{i4,D} + y_{n4,D}) + (118 - D) \times 0,02$$

$$y_{2,D} + y_{3,D} + y_{i4,D} + y_{n4,D} + 0,004 = 1 \rightarrow y_{2,D} + y_{3,D} + y_{i4,D} + y_{n4,D} = 0,996$$

$$118 \times (0,4725) = D \times (0,996) + (118 \times 0,02) - (0,02 \times D)$$

$$D = \frac{53,395}{0,976} = \mathbf{54,71 \text{ kmol/h}}$$

D'après l'équation (2) : $W = F - D = 118 - 54,71 = \mathbf{63,29 \text{ kmol/h}}$

Connaissant le débit du distillat (D) et du résidu (W), on peut déduire la composition du distillat $y_{i,D}$ et du résidu $x_{i,W}$ en injectant leur valeur dans la 3^{ème} équation jusqu'à la 15^{ème}, on obtient les résultats suivants :

Des équations 3 à 6, on déduit la composition du distillat (D) :

- de la relation (3) on a : $y_{2,D} = 0,0071$
- de la relation (4) on a : $y_{3,D} = 0,6019$
- de la relation (5) on a : $y_{i4,D} = 0,1451$
- de la relation (6) on a : $y_{n4,D} = 0,2417$

Des équations 7 à 15, on déduit la composition du résidu (W) :

- de la relation (7) on a : $x_{i5,W} = 0,1406$
- de la relation (8) on a : $x_{n5,W} = 0,1959$
- de la relation (9) on a : $x_{6,W} = 0,1558$
- de la relation (10) on a : $x_{7,W} = 0,1553$
- de la relation (11) on a : $x_{8,W} = 0,0555$
- de la relation (12) on a : $x_{9,W} = 0,0604$
- de la relation (13) on a : $x_{10,W} = 0,0607$
- de la relation (14) on a : $x_{11,W} = 0,0557$
- de la relation (15) on a : $x_{12,W} = 0,0995$

La composition molaire du distillat et du résidu ainsi que leurs masses molaires sont regroupées dans le tableau (IV.2) :

Tableau IV.2 - Composition et masse molaire du distillat et du résidu

Constituant	M_i Kg/kmol	Distillat (D)		Résidu (W)	
		$y_{i,D}$	$y_{i,D} \times M_i$ (kg i/kmol D)	$x_{i,W}$	$x_{i,W} \times M_i$ (kg i/kmol W)
C ₂ H ₆	30	0,0071	0,21	0	0
C ₃ H ₈	44	0,6019	26,48	0	0
iC ₄ H ₁₀	58	0,1451	8,42	0	0
nC ₄ H ₁₀	58	0,2417	14,02	0,02	1,16
iC ₅ H ₁₂	72	0,004	0,29	0,1406	10,12
nC ₅ H ₁₂	72	0	0	0,1959	14,10
C ₆ H ₁₄	86	0	0	0,1558	13,40
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0,1553	15,53
C ₈ H ₁₈	114	0	0	0,0555	6,33
C ₉ H ₂₀	128	0	0	0,0604	7,73
C ₁₀ H ₂₂	142	0	0	0,0607	8,62
C ₁₁ H ₂₄	156	0	0	0,0557	8,69
C ₁₂ H ₂₆	170	0	0	0,0995	16,92
Totale	/	0,9998	49,42	0,9994	102,60

IV.3 - Pressions et températures dans les différentes zones de la colonne

a) - La pression et la température au niveau du ballon de reflux

Sachant que toute la vapeur de tête de la colonne passe à l'état liquide via le condenseur total, en prenant la composition du liquide sortant de ce dernier et qui entre dans le ballon de reflux du GPL donc la composition du liquide qui sort du ballon de reflux est égale à la composition de la vapeur de tête qui rentre dans le condenseur total. On peut donc écrire :

$$x_{i,D} = y_{i,D}$$

La pression (P_b) et la température (T_b) dans le ballon de reflux sont égales à :

$$P_b = 11,62 \text{ atm}; T_b = 40^\circ\text{C}$$

Connaissant P_b et T_b , on détermine par itérations successives les coefficients d'équilibre K_i via le nomogramme de **JENNY ET SCHEIBEL** (annexe1). Les K_i déterminés doivent vérifier que $\sum x_{i,D} \times K_i = 1$

Les valeurs obtenues sont rassemblées dans le tableau (IV.3).

Tableau IV.3 – Valeurs des K_i du distillat liquide

Constituants	$x_{i,D}$	K_i	$x_{i,D} \times K_i$
C ₂ H ₆	0,0071	3,3	0,0234
C ₃ H ₈	0,6019	1,1	0,6621
iC ₄ H ₁₀	0,1451	0,53	0,0769
nC ₄ H ₁₀	0,2417	0,4	0,0967
iC ₅ H ₁₂	0,004	0,18	0,0007
Totale	0,9998	/	0,8598

b) - La pression et la température au sommet de la colonne

La pression et la température au sommet de la colonne sont :

$P_S = P_b + \Delta P_1$; $T_S = 60 \text{ }^\circ\text{C}$, sachant que la pression dans le ballon de reflux est de 11,62 atm et que ΔP_1 est de l'ordre de 0,968 atm.

P_S : Pression au sommet de la colonne.

P_b : Pression dans le ballon de reflux.

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances dans les conduites du condenseur.

$$P_S = P_b + \Delta P_1 = 11,62 + 0,968 = 12,59 \text{ atm}$$

De la même façon, connaissant P_S et T_S , on détermine par itérations successives les coefficients d'équilibre K_i à partir du nomogramme de **JENNY et SCHEIBEL** (annexe 1). Les K_i doivent vérifier que $\sum y_{i,D}/K_i = 1$.

Les résultats sont rassemblés dans le tableau (IV.4).

Tableau IV.4 – Valeurs des K_i du distillat vapeur

Constituants	$y_{i,D}$	K_i	$y_{i,D}/K_i$
C ₂ H ₆	0,0071	3,8	0,0019
C ₃ H ₈	0,6019	1,4	0,4299
iC ₄ H ₁₀	0,1451	0,72	0,2015
nC ₄ H ₁₀	0,2417	0,56	0,4316
iC ₅ H ₁₂	0,004	0,26	0,0154
Totale	0,9998	/	1,0803

c) - La pression et la température au fond de la colonne

La pression et la température au fond de la colonne sont :

$P_W = P_S + \Delta P_2$; $T_W = 185^\circ C$, sachant que la pression au sommet de la colonne est de 12,59 atm et que ΔP_2 est de l'ordre de 0,484 kg/cm².

P_W : Pression au fond de la colonne.

P_S : Pression au sommet de la colonne.

ΔP_2 : Pertes de charges dans les plateaux.

$$P_W = P_S + \Delta P_2 = 12,59 + 0,484 = 13,07 \text{ atm}$$

De la même façon, connaissant P_W et T_W , on détermine les coefficients d'équilibre K_i par itérations successives à partir du nomogramme de **JENNY ET SCHEIBEL** (annexe 1). Les K_i doivent vérifier que $\sum x_{i,W} \times K_i = 1$.

Les résultats sont regroupés dans le tableau (IV.5) :

Tableau IV.5 – Valeurs des K_i du résidu

Constituants	$x_{i,W}$	K_i	$x_{i,W} \times K_i$
nC ₄ H ₁₀	0,0200	2,9	0,058
iC ₅ H ₁₂	0,1406	1,9	0,2671
nC ₅ H ₁₂	0,1959	1,8	0,3526
C ₆ H ₁₄	0,1558	1,1	0,1714
C ₇ H ₁₆	0,1553	0,65	0,1009
C ₈ H ₁₈	0,0555	0,4	0,0222
C ₉ H ₂₀	0,0604	0,28	0,0169
C ₁₀ H ₂₂	0,0607	0,18	0,0109
C ₁₁ H ₂₄	0,0557	0,12	0,0067
C ₁₂ H ₂₆	0,0995	0,08	0,0080
Totale	0,9994	/	1,0147

d) - La pression et la température dans la zone d'alimentation

La pression et la température dans la zone d'alimentation est égale à :

$P_F = \frac{P_S + P_W}{2}$; $T_F = 164,3 \text{ }^\circ\text{C}$, sachant que la pression au sommet de la colonne est de 12,59 atm et la pression au fond de la colonne est de 13,07 atm.

P_F : Pression dans la zone d'alimentation.

P_S : Pression au sommet de la colonne.

P_W : Pression au fond de la colonne.

$$P_F = \frac{P_S + P_W}{2} = \frac{12,59 + 13,07}{2} = 12,83 \text{ atm}$$

De la même façon, connaissant P_F et T_F , on détermine les coefficients d'équilibre K_i via le nomogramme de **JENNY ET SCHEIBEL** (annexe 1).

Les résultats sont résumés dans le tableau (IV.6) :

Tableau IV.6 – Valeurs des K_i de l'alimentation

Constituants	$x_{i,F}$	K_i
C ₂ H ₆	0,0033	10,5
C ₃ H ₈	0,2791	4,8
iC ₄ H ₁₀	0,0673	2,7
nC ₄ H ₁₀	0,1228	2,3
iC ₅ H ₁₂	0,0773	1,45
nC ₅ H ₁₂	0,1051	1,4
C ₆ H ₁₄	0,0836	0,8
C ₇ H ₁₆	0,0833	0,46
C ₈ H ₁₈	0,0298	0,26
C ₉ H ₂₀	0,0324	0,17
C ₁₀ H ₂₂	0,0326	0,11
C ₁₁ H ₂₄	0,0299	0,075
C ₁₂ H ₂₆	0,0534	0,047
Totale	0,9999	/

IV.4 - Volatilités relatives

Pour calculer les volatilités relatives des constituants des différentes zones de la colonne nous allons se baser sur la formule : $\alpha_i = K_i / K_r$ (16)

K_r : Coefficient d'équilibre de l'élément le plus lourd.

En qualité de constituant de référence, on admet le constituant clé lourd **iC₅H₁₂** et le Constituant clé léger **nC₄H₁₀** [14].

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

$$- \text{ Pour la zone de concentration : } \alpha_{iD,m} = \frac{(\alpha_{iD} + \alpha_{iF})}{2} \quad (17)$$

$$- \text{ Pour la zone d'épuisement : } \alpha_{iW,m} = \frac{(\alpha_{iW} + \alpha_{iF})}{2} \quad (18)$$

Les valeurs des K_r de chaque zone ainsi que les résultats trouvés sont illustrés dans les tableaux (IV.7) et (IV.8), respectueusement :

Tableau IV.7 – Valeurs des K_r de chaque zone

Zone	Alimentation	Concentration	Epuisement
K_r	1,45	0,26	1,9

Tableau IV.8 – Volatilités relatives dans les différentes zones de T202

Constituants	Alimentation		Concentration			Epuisement		
	K_i	$\alpha_{i,F}$	K_i	$\alpha_{i,D}$	$\alpha_{iD,m}$	K_i	$\alpha_{i,W}$	$\alpha_{iW,m}$
C ₂ H ₆	10,5	7,24	3,8	14,62	10,93	-	-	-
C ₃ H ₈	4,8	3,31	1,4	5,38	4,35	-	-	-
iC ₄ H ₁₀	2,7	1,86	0,72	2,77	2,32	-	-	-
nC ₄ H ₁₀	2,3	1,59	0,56	2,15	1,87	2,9	1,53	1,56
iC ₅ H ₁₂	1,45	1,00	0,26	1,00	1,00	1,9	1,00	1
nC ₅ H ₁₂	1,4	0,97	-	-	-	1,8	0,95	0,96
C ₆ H ₁₄	0,8	0,55	-	-	-	1,1	0,58	0,57
C ₇ H ₁₆	0,46	0,32	-	-	-	0,65	0,34	0,33
C ₈ H ₁₈	0,26	0,18	-	-	-	0,4	0,21	0,20
C ₉ H ₂₀	0,17	0,12	-	-	-	0,28	0,15	0,14
C ₁₀ H ₂₂	0,11	0,08	-	-	-	0,18	0,09	0,09
C ₁₁ H ₂₄	0,075	0,05	-	-	-	0,12	0,06	0,06
C ₁₂ H ₂₆	0,047	0,03	-	-	-	0,08	0,04	0,04

IV.5 Taux de vaporisation et composition molaire des phases liquide et vapeur de l'alimentation

Le taux de vaporisation ω_0 de l'alimentation et la composition de ses phases à l'équilibre (Liquide–vapeur) à l'entrée de la colonne sont déterminés à l'aide de l'équation de TREGUBOV :

$$\omega_0 = \sum \frac{\alpha_{i,F} \times x_{i,F}}{\alpha_{i,F} - \Phi} \quad (19)$$

ω_0 : Taux de vaporisation de l'alimentation.

$\alpha_{i,F}$: Volatilités relatives des constituants de l'alimentation.

Φ : constante qui varie entre la volatilité relative du constituant clé lourd (**CL**) et clé léger (le plus volatil (**CV**) de l'alimentation :

$$\alpha_{iC5,F} \leq \Phi \leq \alpha_{nC4,F}$$

$\alpha_{iC5,F}$: Volatilité relative du constituant clé lourd (**CL**) est égale à 1.

$\alpha_{nC4,F}$: Volatilité relative du constituant clé léger (**CV**) est égale à 1,59.

$$x_{0i,F} = \frac{x_{i,F}}{(1 + \omega_0 \times (K_i - 1))} \quad (20)$$

$$y_{0i,F} = x_{0i,F} \times K_i \quad (21)$$

$x_{0i,F}$: Composition molaire de la phase liquide de l'alimentation.

$y_{0i,F}$: Composition molaire de la phase vapeur de l'alimentation.

K_i : Coefficient d'équilibre de l'alimentation.

$x_{i,F}$: Composition molaire de l'alimentation.

Pour le calcul de ω_0 , $x_{0i,F}$ et $y_{0i,F}$ on procède par tâtonnement. On donne différentes valeurs à Φ tel que : $1 \leq \Phi \leq 1,59$ et on les injecte dans l'équation (19), ce qui nous donnera des différentes valeurs de ω_0 puis on prend ce dernier et on calcule la composition molaire de la phase liquide $x_{0i,F}$ et vapeur $y_{0i,F}$ dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de :

$$\sum x_{0i,F} = 1 \text{ et } \sum y_{0i,F} = 1$$

Les résultats des calculs sont regroupés dans les tableaux (IV.9) et (IV.10), respectivement :

Tableau IV.9 - Taux de vaporisation de l'alimentation

Constituants	$x_{i,F}$	K_i	$\alpha_{i,F}$	Φ	$\alpha_{i,F} \times x_{i,F}$	$\alpha_{i,F} - \Phi$	$\omega_0 = \sum \frac{\alpha_{i,F} \times x_{i,F}}{\alpha_{i,F} - \Phi}$
C ₂ H ₆	0,0033	10,5	7,24	1,3	0,0239	5,94	0,0040
C ₃ H ₈	0,2791	4,8	3,31	/	0,9238	2,01	0,4596
iC ₄ H ₁₀	0,0673	2,7	1,86	/	0,1252	0,56	0,2236
nC ₄ H ₁₀	0,1228	2,3	1,59	/	0,1953	0,29	0,6734
iC ₅ H ₁₂	0,0773	1,45	1,00	/	0,0773	-0,30	-0,2577
nC ₅ H ₁₂	0,1051	1,4	0,97	/	0,1019	-0,33	-0,3088
C ₆ H ₁₄	0,0836	0,8	0,55	/	0,0460	-0,75	-0,0613
C ₇ H ₁₆	0,0833	0,46	0,32	/	0,0267	-0,98	-0,0272
C ₈ H ₁₈	0,0298	0,26	0,18	/	0,0054	-1,12	-0,0048
C ₉ H ₂₀	0,0324	0,17	0,12	/	0,0039	-1,18	-0,0033
C ₁₀ H ₂₂	0,0326	0,11	0,08	/	0,0026	-1,22	-0,0021
C ₁₁ H ₂₄	0,0299	0,075	0,05	/	0,0015	-1,25	-0,0012
C ₁₂ H ₂₆	0,0534	0,047	0,03	/	0,0016	-1,27	-0,0013
Totale	0,9999	/	/	/	/	/	0,6929

Tableau IV.10 - Composition molaire de la phase liquide et vapeur de l'alimentation

Constituants	P = 12,83 atm ; T = 164,3 °C		$\omega_0 = 0,6688$	
	$x_{i,F}$	K_i	$x_{0i,F}$	$y_{0i,F}$
C ₂ H ₆	0,0033	10,5	0,0004	0,0042
C ₃ H ₈	0,2791	4,8	0,0768	0,3686
iC ₄ H ₁₀	0,0673	2,7	0,0309	0,0834
nC ₄ H ₁₀	0,1228	2,3	0,0646	0,1486
iC ₅ H ₁₂	0,0773	1,45	0,0589	0,0854
nC ₅ H ₁₂	0,1051	1,4	0,0823	0,1152
C ₆ H ₁₄	0,0836	0,8	0,0970	0,0776
C ₇ H ₁₆	0,0833	0,46	0,1331	0,0612
C ₈ H ₁₈	0,0298	0,26	0,0612	0,0159
C ₉ H ₂₀	0,0324	0,17	0,0763	0,0130
C ₁₀ H ₂₂	0,0326	0,11	0,0850	0,0094
C ₁₁ H ₂₄	0,0299	0,075	0,0833	0,0062
C ₁₂ H ₂₆	0,0534	0,047	0,1572	0,0074
Totale	0,9999	/	1,0070	0,9961

IV.6 - Calcul du régime minimal

IV.6.1 - Calcul des taux de reflux minimal et optimal

Les taux de reflux minimal et optimal sont déterminés à l'aide des formules proposées par **UNDERWOOD** et **GILLILAND**, respectivement [11] :

$$R_{F,min} = \Phi \times \sum \frac{y_{i,D}}{\alpha_{i,F} - \Phi} \quad (22)$$

$$R_{F,opt} = 1,3 \times R_{F,min} + 0,3 \quad (23)$$

$R_{F,min}$: Taux de reflux minimal.

$R_{F,opt}$: Taux de reflux optimal.

$y_{i,D}$: Composition molaire du distillat D.

$\alpha_{i,F}$: Volatilités relatives des constituants de l'alimentation.

Φ : Constante qui varie entre la volatilité relative du constituant clé lourd (**CL**) et clé léger (**CV**) de l'alimentation : $\Phi = 1,3$

Les résultats sont rassemblés dans le tableau (IV.11)

Tableau IV.11 - Calcul de $R_{F,min}$ et $R_{F,opt}$

Constituants	$y_{i,D}$	$\alpha_{i,F}$	Φ	$\alpha_{i,F} - \Phi$	$\frac{y_{i,D}}{\alpha_{i,F} - \Phi}$	$R_{F,min} = \Phi \times \sum \frac{y_{i,D}}{\alpha_{i,F} - \Phi}$	$R_{F,opt} = 1,3 \times R_{F,min} + 0,3$
C ₂ H ₆	0,0071	7,24	1,30	5,94	0,0012	1,79	2,63
C ₃ H ₈	0,6019	3,31	/	2,01	0,2995	/	/
iC ₄ H ₁₀	0,1451	1,86	/	0,56	0,2591	/	/
nC ₄ H ₁₀	0,2417	1,59	/	0,29	0,8334	/	/
iC ₅ H ₁₂	0,004	1	/	-0,30	-0,0133	/	/
Totale	0,9998	/	/	/	1,3799	/	/

D'après le tableau (IV.11) : $R_{F,min} = 1,79$ et $R_{F,opt} = 2,63$

IV.6.2 - Calcul des taux de rebouillage minimal et optimal :

Le taux de rebouillage minimal et optimal sont déterminés à l'aide des formules :

$$R_{b,min} = - \sum \frac{\alpha_{i,F} \times x_{i,W}}{\alpha_{i,F} - \Phi} \quad (24)$$

$$R_{b,opt} = R_{F,opt} \times \frac{D}{W} + (1 - \omega_0) \times \frac{L}{W} - 1 \quad (25)$$

$R_{b,min}$: Taux de rebouillage minimal.

$R_{b,opt}$: Taux de rebouillage optimal.

D : Débit de distillat.

W : Débit de résidu.

L : Débit de reflux liquide.

Les résultats trouvés sont illustrés dans les tableaux (IV.12) et (IV.13) :

Tableau IV.12 - Calcul de $R_{b,min}$

Constituants	$x_{i,W}$	$\alpha_{i,F}$	Φ	$\alpha_{i,F} \times x_{i,W}$	$\alpha_{i,F} - \Phi$	$R_{b,min} = - \sum \frac{\alpha_{i,F} \times x_{i,W}}{\alpha_{i,F} - \Phi}$
nC ₄ H ₁₀	0,0200	1,59	1,3	0,0318	0,29	0,1097
iC ₅ H ₁₂	0,1406	1	/	0,1406	-0,3	-0,4687
nC ₅ H ₁₂	0,1959	0,97	/	0,1900	-0,33	-0,5758
C ₆ H ₁₄	0,1558	0,55	/	0,0857	-0,75	-0,1143
C ₇ H ₁₆	0,1553	0,32	/	0,0497	-0,98	-0,0507
C ₈ H ₁₈	0,0555	0,18	/	0,0100	-1,12	-0,0089
C ₉ H ₂₀	0,0604	0,12	/	0,0072	-1,18	-0,0061
C ₁₀ H ₂₂	0,0607	0,08	/	0,0049	-1,22	-0,0040
C ₁₁ H ₂₄	0,0557	0,05	/	0,0028	-1,25	-0,0022
C ₁₂ H ₂₆	0,0995	0,03	/	0,0030	-1,27	-0,0024
Totale	0,9994	/	/	/	/	1,12

D'après le tableau (IV.12) : $R_{b,min} = 1,12$

Tableau IV.13 - Calcul de $R_{b, opt}$

$R_{F, opt}$	ω_0	F	$L = F(1-\omega_0)$	D	W	$R_{b, opt} = R_{F, opt} \times \frac{D}{W} + (1 - \omega_0) \times \frac{L}{W} - 1$
2,63	0,6929	118	36,24	54,71	63,29	2,45

D'après le tableau (IV.13) : $R_{b, opt} = 2,45$

IV.6.3 – Calcul du nombre de plateaux théoriques de la colonne

Pour le calcul du nombre de plateaux théoriques dans les différentes zones de la colonne nous allons se baser sur la méthode de **GILLILAND** [11].

❖ Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone de concentration

Nous devons d'abords calculer le nombre de plateaux théoriques minimal N_C^{min} en utilisant la formule de **GILLILAND** :

$$N_C^{min} = \frac{\ln \left[\frac{y_{cv,D} \times x_{cl,F}}{y_{cl,D} \times x_{cv,F}} \right]}{\ln \left[\frac{\alpha_{m,cv,D}}{\alpha_{m,cl,D}} \right]} \quad (26)$$

N_C^{min} : Nombre de plateaux théoriques minimal dans la zone de concentration

$y_{cv,D}$: Composition molaire du constituant clé volatil (nC_4H_{10}) dans le distillat D

$y_{cl,D}$: Composition molaire du constituant clé lourd (iC_5H_{12}) dans le distillat D

$x_{cv,F}$: Composition molaire du constituant clé volatil (nC_4H_{10}) dans l'alimentation F

$x_{cl,F}$: Composition molaire du constituant clé lourd (iC_5H_{12}) dans l'alimentation F

$\alpha_{m,cv,D}$: Volatilité relative moyenne du constituant clé volatil (nC_4H_{10}) dans le distillat D

$\alpha_{m,cl,D}$: Volatilité relative moyenne du constituant clé lourd (iC_5H_{12}) dans le distillat D

$$N_C^{min} = \frac{\ln \left[\frac{0,2417 \times 0,0773}{0,004 \times 0,1228} \right]}{\ln \left[\frac{1,87}{1} \right]} = 5,8 \approx 6 \text{ plateaux}$$

En se basant sur la corrélation empirique que **GILLILAND** a proposé et qui relie le taux de reflux au nombre d'étages théoriques pour les colonnes de distillations des hydrocarbures légers ; on a :

$$\frac{R_{F,opt} - R_{F,min}}{R_{F,opt} + 1} = \varphi(R_{F,opt}) \quad (27)$$

$$\frac{N_C - N_C^{min}}{N_C + 1} = \varphi(N_C) \quad (28)$$

$R_{F,opt}$: Taux de reflux optimal.

$R_{F,min}$: Taux de reflux minimal.

N_C : Nombre d'étages théoriques dans la zone de concentration.

De l'équation (27), on obtient :

$$\frac{2,5936 - 1,7643}{2,5936 + 1} = 0,23$$

et d'après le diagramme de **GILLILAND** [annexe 2], ainsi que l'équation (28), on aura :

$$\frac{N_C - N_C^{min}}{N_C + 1} = 0,43$$

$$N_C = \frac{N_C^{min} + 0,43}{0,57} = \frac{6 + 0,43}{0,57} = 11,28 \approx 11 \text{ plateaux}$$

❖ Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement

De même, pour la zone d'épuisement on a :

$$N_E^{min} = \frac{\ln \left[\frac{x_{cv,F} \times x_{cl,W}}{x_{cl,F} \times x_{cv,W}} \right]}{\ln \left[\frac{\alpha_{m,cv,W}}{\alpha_{m,cl,W}} \right]} \quad (29)$$

N_E^{min} : Nombre de plateaux théoriques minimal dans la zone de d'épuisement.

$x_{cv,F}$: Composition molaire du constituant clé volatil (nC_4H_{10}) dans l'alimentation F.

$x_{cl,F}$: Composition molaire du constituant clé lourd (iC_5H_{12}) dans l'alimentation F.

$x_{cl,W}$: Composition molaire du constituant clé lourd (nC_4H_{10}) dans le résidu W.

$x_{cv,W}$: Composition molaire du constituant clé volatil (iC_5H_{12}) dans le résidu W.

$\alpha_{m,cv,W}$: Volatilité relative moyenne du constituant clé volatil (nC_4H_{10}) dans le résidu W.

$\alpha_{m,cl,W}$: Volatilité relative moyenne du constituant clé lourd (iC_5H_{12}) dans le résidu W.

$$N_E^{min} = \frac{\ln \left[\frac{0,1228 \times 0,1406}{0,0773 \times 0,02} \right]}{\ln \left[\frac{1,56}{1} \right]} = 5,4 \approx 5 \text{ plateaux}$$

D'après le diagramme de **GILLILAND** [annexe 2], on a :

$$\frac{N_E - N_E^{min}}{N_E + 1} = 0,43$$

$$N_E = \frac{N_E^{min} + 0,43}{0,57} = \frac{5 + 0,43}{0,57} = 9,53 \approx 10 \text{ plateaux}$$

D'où le nombre total de plateaux théoriques dans la colonne entière est égale à la somme de N_C et N_E :

$$N_{Th} = N_C + N_E = 11 + 10 = 21$$

Pour une efficacité du plateau à clapet de 0,65, le nombre de plateaux réels est de :

$$\frac{N_{Th}}{\xi} = \frac{21}{0,65} = 32,31 \approx 32$$

$$N_{R\acute{e}el} = 32 - 1 = 31 \text{ plateaux}$$

IV.7 Simulation et profils de variation de différents paramètres

IV.7.1 Simulation d'un procédé

La simulation d'un procédé repose sur la représentation des différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires, par des modèles mathématiques. C'est une méthode commode, qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel, sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement ce qui permet aux industriels d'une part, d'améliorer l'efficacité et la rentabilité d'un procédé existant et d'autre part, de concevoir et de simuler une nouvelle unité de production.

La simulation du procédé étudié sera réalisée en utilisant le logiciel ASPEN HYSYS qui dispose d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, etc.). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges [16].

IV.7.2 – Procédure de simulation

Le calcul du débutaniseur T202 (Fig.IV.1) dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

- ✓ La composition, le débit, la température et la pression de la charge de l'alimentation F.
- ✓ Le design de la colonne tel que le nombre total de plateaux.
- ✓ La position du plateau d'alimentation.

Le simulateur nécessite la spécification de deux autres paramètres opératoires qui représentent le degré de liberté de la colonne :

- ✓ Température au niveau du condenseur (T_c)
- ✓ Température au niveau du rebouilleur (T_{rb})

Données de départ :

- Le débit d'alimentation : 118 kmol/h
- Température d'alimentation : 164,3°C
- Pression d'alimentation : 13.25 kg/cm²

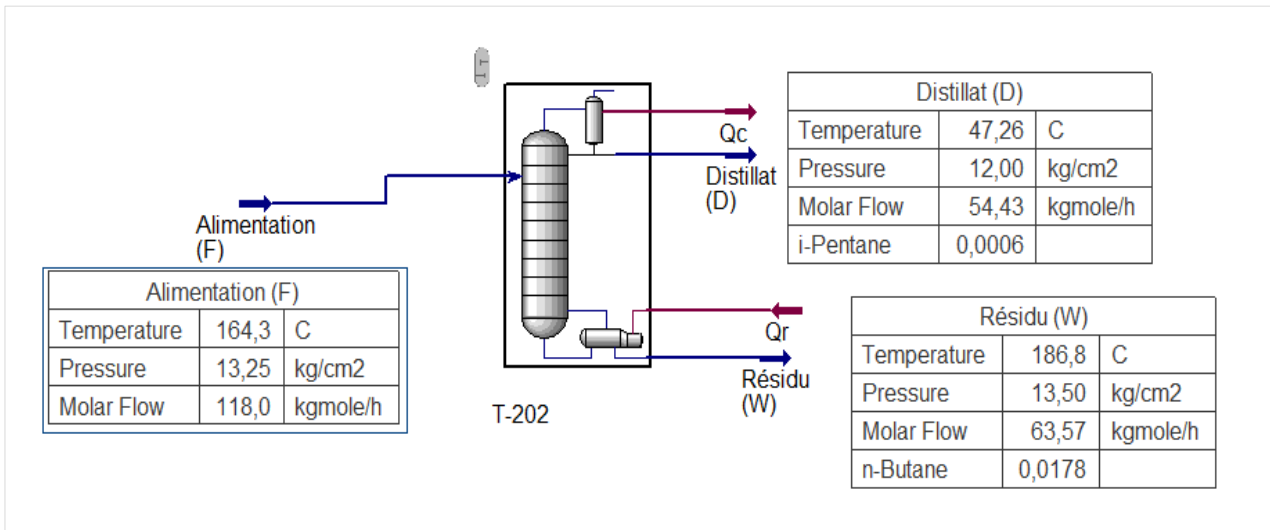


Figure IV.1: Simulation du procédé de la section

Le tableau IV.14 suivant représente les différentes fractions de la charge F, du distillat D et du résidu W :

Tableau IV.14 : Compositions molaires de l'alimentation, de distillat et de résidu

Column: T-202 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson				
Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics				
Worksheet				
		Alimentation (F)	Distillat (D)	Résidu (W)
Conditions	Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	Ethane	0,0033	0,0072	0,0000
Compositions	Propane	0,2791	0,6047	0,0003
PF Specs	i-Butane	0,0673	0,1420	0,0034
	n-Butane	0,1228	0,2455	0,0178
	i-Pentane	0,0773	0,0006	0,1430
	n-Pentane	0,1051	0,0000	0,1951
	n-Hexane	0,0836	0,0000	0,1552
	n-Heptane	0,0833	0,0000	0,1546
	n-Octane	0,0298	0,0000	0,0553
	n-Nonane	0,0324	0,0000	0,0601
	n-Decane	0,0326	0,0000	0,0605
	n-C11	0,0299	0,0000	0,0555
	n-C12	0,0534	0,0000	0,0991

IV.7.3 Profil de température dans la colonne

D'après la Figure IV.2, on remarque que le profil de température dans la colonne de stabilisation présente une augmentation progressive du haut jusqu'au 24^{ème} plateau où a lieu l'alimentation. A ce niveau on observe un épaulement suivi d'une augmentation de la température jusqu'au fond de la colonne. La présence de cet épaulement au niveau du 24^{ème} plateau s'explique par la différence de température entre la charge et celle du plateau d'alimentation ($T_F > T_{\text{plateau 24}}$).

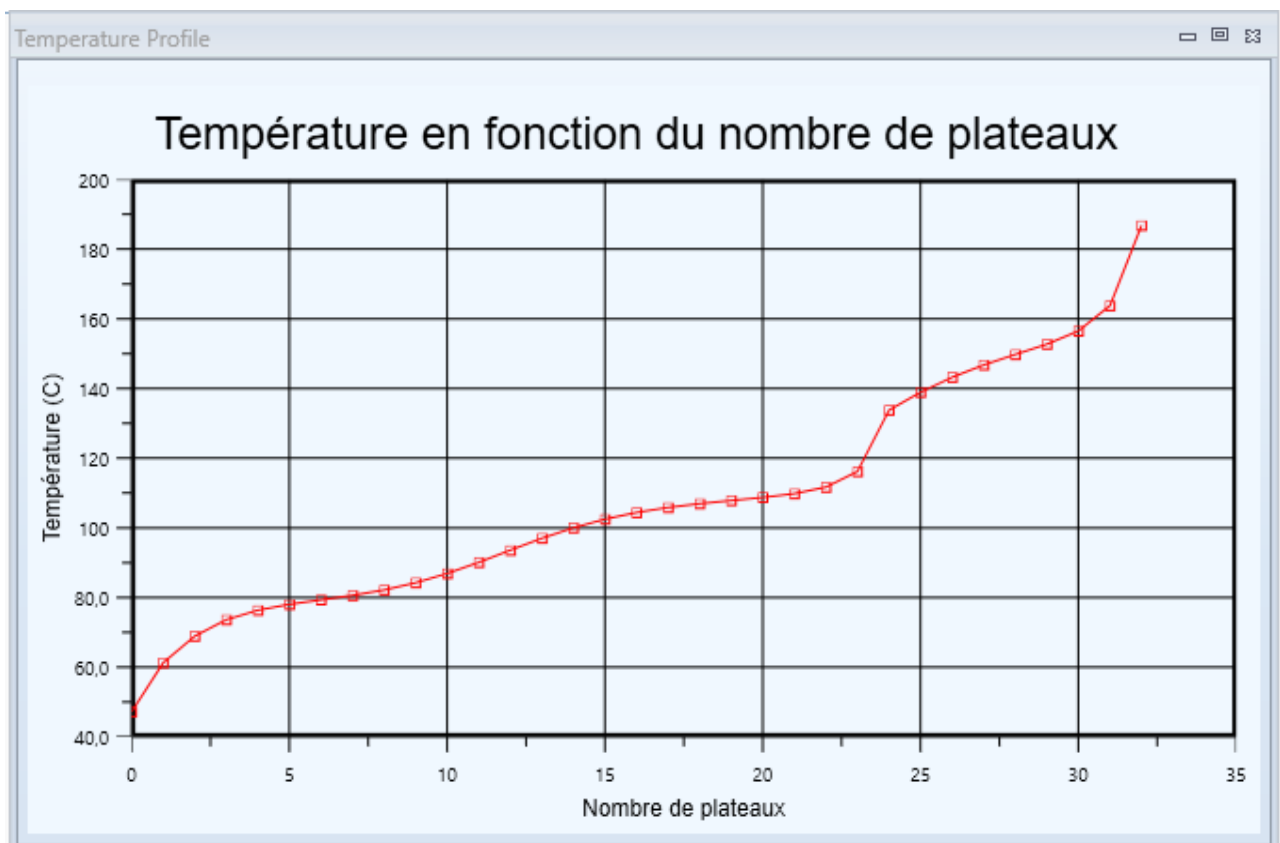


Figure IV.2 Profil de Température

IV.7.4 – Profil de pression

D'après la Figure IV.3, on remarque que la pression évolue et passe de 12 kg/cm² à 13 kg/cm², au niveau du premier plateau qui se situe au sommet de la colonne. Dans toute la colonne, la pression reste constante entre le premier plateau et le plateau 31 avant d'augmenter rapidement à 13,5 kg/cm² dans le rebouilleur.

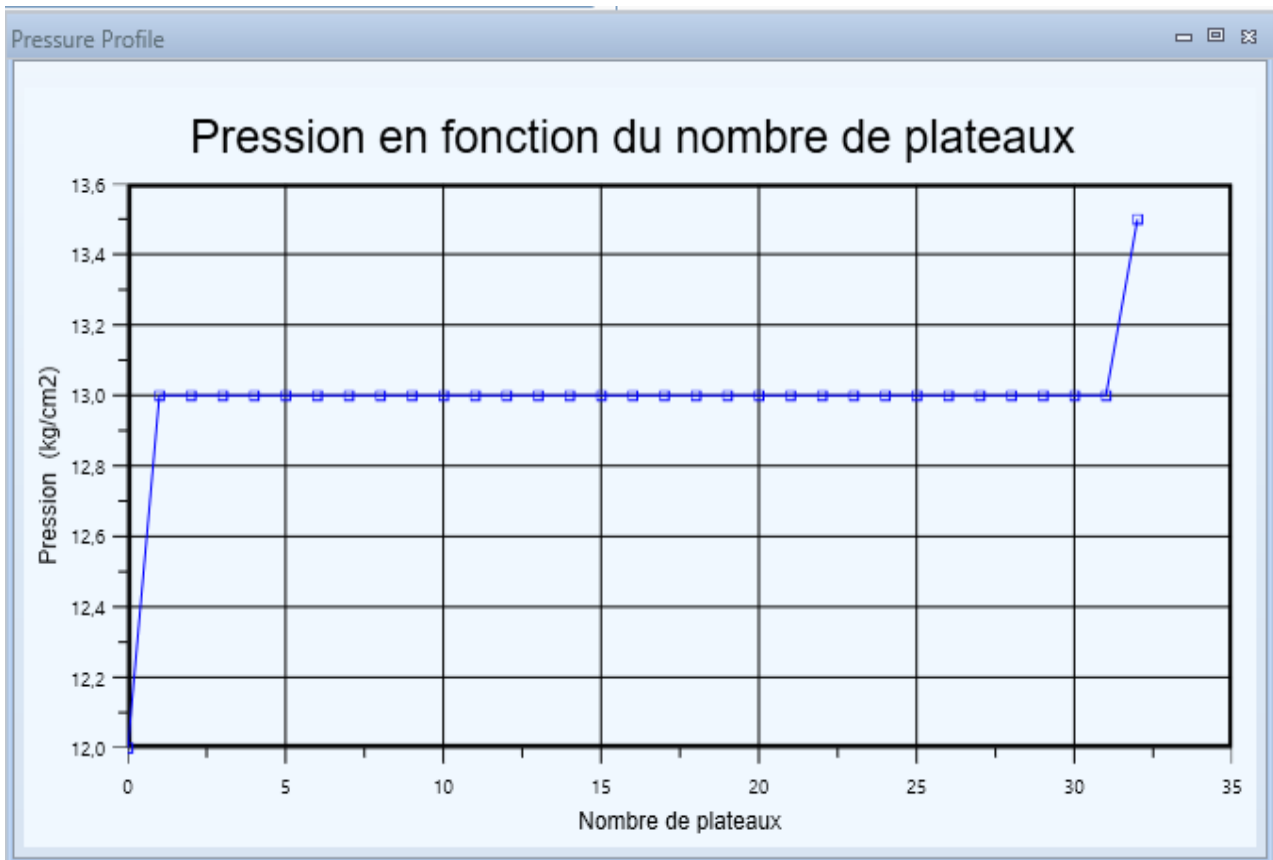


Figure IV.3 Profil de pression

IV.7.5 – Profil de débit molaire du liquide et de la vapeur dans la colonne

La Figure IV.4 montre que le débit de la vapeur dans la zone de concentration (entre le plateau 1 et le 24^{ème} plateau) est supérieur à celui du liquide.

A partir du 24^{ème} plateau, le débit de vapeur chute rapidement jusqu'à 50 kmol/h au niveau du plateau 25. Ce résultat est dû à un échange de chaleur entre l'alimentation et la vapeur ascendante. En effet, la vapeur cède une partie de sa chaleur latente de vaporisation à l'alimentation ce qui provoque la condensation d'une partie de la vapeur ascendante. A partir du plateau 25, on constate une légère augmentation du débit de vapeur.

Concernant le débit de liquide, celui-ci diminue légèrement dans la zone de concentration avant d'entamer une légère augmentation probablement provoquée par la condensation de d'une partie de la vapeur au niveau de la zone d'alimentation.

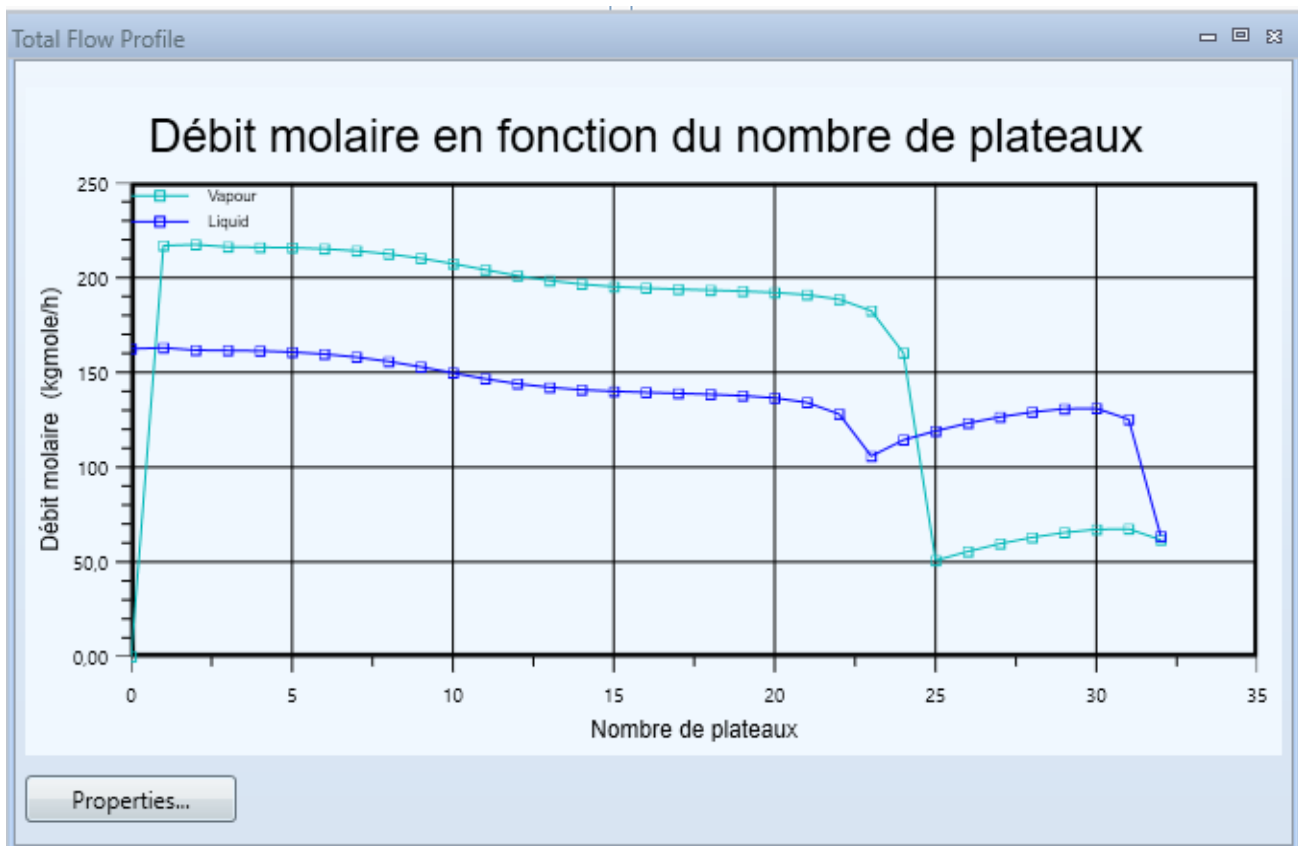


Figure IV.4 Profil de débit molaire

IV.7.6 Profil de composition molaire le long de la colonne

Dans la figure IV.5, nous avons simulé le profil de composition molaire du propane, de l'iso-butane et du n-butane. On remarque que la composition en propane du GPL liquide diminue rapidement de 0,6 à 0,15 entre le premier et le 5ème plateau avant de continuer à baisser entre le 24ème et le 31ème plateau. Il n'y a pratiquement plus de propane dans le liquid à partir du 28ème plateau.

Concernant l'iso-butane, après une légère augmentation jusqu'au plateau 2, la composition en cet élément diminue progressivement jusqu'en bas de la colonne. Cette augmentation observée au niveau des deux premiers plateaux est due à un échange de chaleur entre le reflux qui provient du condenseur et la vapeur ce qui se manifeste par une condensation d'une partie de l'i-butane qui arrive avec la vapeur en haut de colonne. Se stabiliser et en isobutane montre une diminution progressive le long de la colonne.

La même tendance est observée avec le n-butane cependant, l'augmentation de la concentration en cet élément en tête de colonne est beaucoup plus importante puisque la concentration molaire passe d'environ 0,25 à plus de 0,65 au niveau du 5ème plateau. Au delà de ce dernier, on constate une chute brutale de la concentration en n-butane ce qui est dû à une augmentation de la température le long de la colonne.

Lorsque le liquide arrive en bas de colonne, il ne contient pratiquement plus de constituants légers.

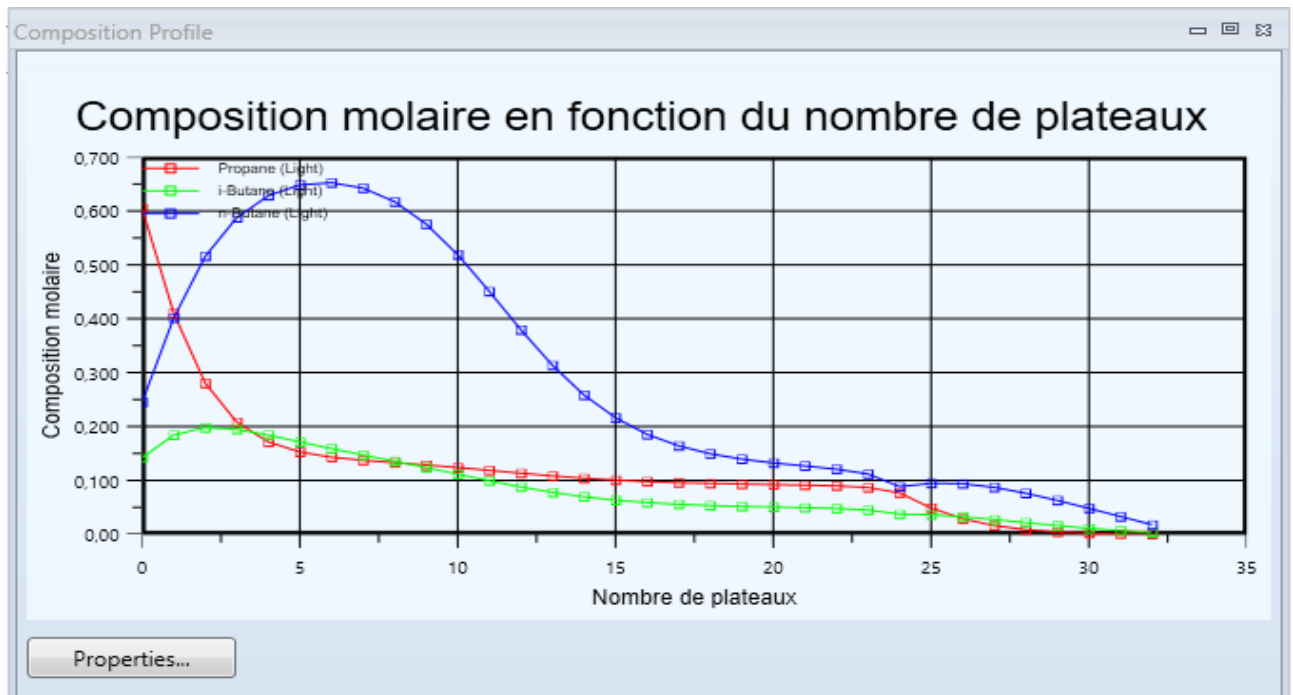


Figure IV.5: Profil de composition molaire

IV.8 Influence du débit de l'alimentation sur les débits de distillat et du résidu

Afin d'étudier l'influence de la variation du débit de l'alimentation F sur les performances et les paramètres de fonctionnement de la colonne de débutaniseur T-202, nous avons fait varier le débit de l'alimentation entre les valeurs minimale et maximale soit: $80 \leq F \leq 160$ kmol/h. En admettant que la composition molaire $x_{i,F}$ est pratiquement la même pour tous les débits et les pressions et les températures dans les différentes zones de la colonne (alimentation, au sommet et au fond de la colonne et dans le ballon de reflux) sont fixes, on a calculé les débits de résidu W et de distillat D ainsi que leurs compositions molaires $x_{i,W}$ et $y_{i,D}$, respectivement.

En procédant de la même manière que pour $F = 118$ kmol/h, les débits du distillat et du résidu en fonction du débit F dans le tableau IV.14

Tableau IV.15 débits de distillat D et résidu W

Débit d'alimentation F (kmol/h)	80	100	118	140	160
Débit de distillat D (kmol/h)	37,09	46,36	54,708	64,91	74,18
Débit de résidu W (kmol/h)	42,91	53,64	62,292	75,09	85,82

On remarque que les débits D et W varient en fonction du débit d'alimentation pour des compositions molaires $x_{i,W}$ et $y_{i,D}$ fixes.

IV.9 En résumé :

Pour le calcul analytique

Nous avons admis que la composition molaire de l'alimentation est la même quel que soit le débit F injecté dans le débutaniseur T202-1, et que les paramètres températures et pressions de fonctionnement sont fixes. En faisant donc varier F , tout ce qui change sont le débit du résidu, du distillat, débit de reflux liquide, la vapeur refoulée au niveau de rebouilleur et les quantités de chaleur Q_r et Q_c . Par conséquent, cette variation se fait en terme de quantités de matières et de chaleurs

Pour la partie simulation

Pour vérifier la justesse et la fiabilité des résultats trouvés analytiquement, on a procédé à la simulation par le logiciel Aspen HYSYS ;

En 1^{er} lieu on a fixé la température du ballon de reflux à $T_b = 47,26 \text{ }^\circ\text{C}$ et la température du rebouilleur à $T_{rb} = 186,8 \text{ }^\circ\text{C}$, conditions permettant la séparation et la récupération des produits (**GPL** et **Condensat**), suivant les spécifications et les normes établies pour chacun de ces produits, (concentration en nC_4 dans le résidu $\leq 2\%$ mol, et concentration en iC_5 dans le distillat $\leq 4\%$ mol).

Après simulation, on trouve que c'est uniquement les débits de résidu W , de distillat D , de reflux liquide, la vapeur refoulée au niveau de rebouilleur et les quantités de chaleur Q_r et Q_c qui changent en fonction du débit de l'alimentation F , et que les produits récupérés sont **on-spec** (normes respectée).

Tout ça s'explique par l'effet que la colonne $T202$ fonctionne avec un système statique qui se résume par le bilan de matière suivant : Entrée = Sortie. Si on alimente avec un débit important, on récupère des débits importants de GPL et du Condensat.

Dans cette étude, nous avons voulu récupérer le maximum possible de GPL et des C_5^+ (condensat stabilisé), il faut alimenter la colonne avec un grand débit. Pour ce faire, on propose la solution suivante :

→ Arrêter la section basse pression (section de récupération du GPL et stabilisation de condensat) du train 2. Dans ce cas, le condensat non-stabilisé provenant de la section haute pression (section de séparation du condensat) du train 2, va alimenter la section basse pression du train 1 au niveau de dééthaniseur $T201-1$ au lieu du dééthaniseur $T202-2$, ce qui aura pour effet d'augmenter le débit de l'alimentation du débutaniseur $T202-1$ afin d'augmenter les débits en GPL et du condensat stabilisé à la sortie de $T202-1$.

Conclusion Générale

Nous avons étudié à travers ce mémoire la section de stabilisation du condensat, plus précisément les paramètres de fonctionnement de débutaniseur T202. La thématique a été proposée par le champ gazier de Hassi R'Mel où il a été constaté qu'avec l'épuisement du gisement de gaz, la fraction liquide devient de plus en plus faible, ce qui influe sur le débit de l'alimentation de la colonne de stabilisation du condensat. En effet, l'épuisement du gisement de gaz engendre la diminution de la fraction liquide, ce qui influe sur le débit de l'alimentation de la colonne de stabilisation du condensat et par conséquent sur le débit de production du GPL du Condensat stabilisé à la sortie du T202.

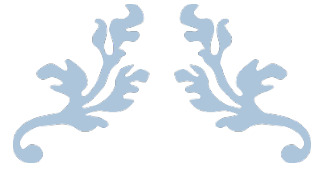
Avant de simuler le fonctionnement de la colonne du débutaniseur, nous avons déterminé analytiquement tous les paramètres de fonctionnement. Les résultats trouvés ont été confirmés par les résultats de la simulation. La simulation en utilisant le logiciel Aspen HYSYS a également permis de tracer les profils de température, de pression, du débit molaire du liquide et de la vapeur et de la composition dans la colonne de rectification.

Concernant la représentation du profil de la température, on a constaté que celle-ci augmente entre le haut et le bas de la colonne ce qui est tout à fait logique. Pour le profil de la pression celle-ci demeure constante dans toute la colonne et elle est de l'ordre de 13 kg/cm^2 . Quant aux débits de la vapeur et du liquide qui circulent dans la colonne, on a remarqué qu'ils diminuent légèrement dans la section de concentration. A partir de la zone d'alimentation le débit de la vapeur chute de manière importante, contrairement au débit de liquide dont la variation n'est pratiquement pas significative. Quant à l'évolution de la composition molaire en propane, en iso-butane et en n-butane dans la colonne celle-ci diminue du haut vers le bas de cette dernière. Lorsque le liquide arrive au dernier étage, ces composés se retrouvent à l'état des traces dans le résidu.

En résumé, une des solutions que nous pouvons proposer c'est d'alimenter la section basse pression (section de récupération du GPL et stabilisation de condensat) du train 1, par le condensat non-stabilisé provenant de la section haute pression (section de séparation du condensat) du train 2 pour maintenir un fonctionnement optimal de la section stabilisation du condensat du train 1.

En guise de perspective et pour améliorer cette étude, il serait intéressant de suivre la composition de l'alimentation F qui peut changer en fonction de l'épuisement du puits de gaz pour pouvoir ajuster les paramètres de fonctionnement de la section afin d'assurer une

production en GPL conforme aux spécifications commerciales. Il faut rappeler que dans nos calculs, on a supposé que la composition de F est la même quel que soit le débit, ce qui reste à confirmer.



Annexes



ANNEXE I

Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)

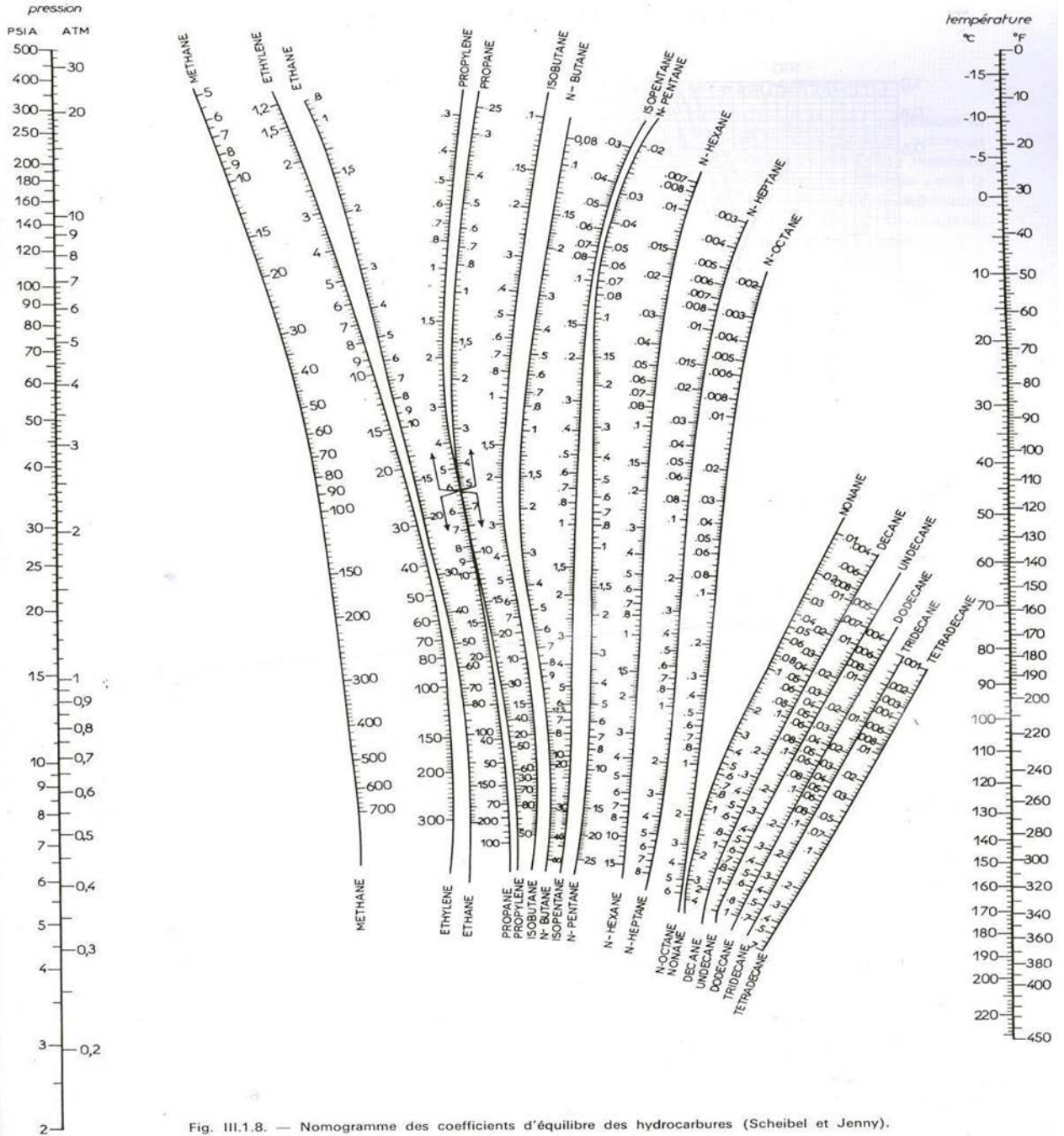
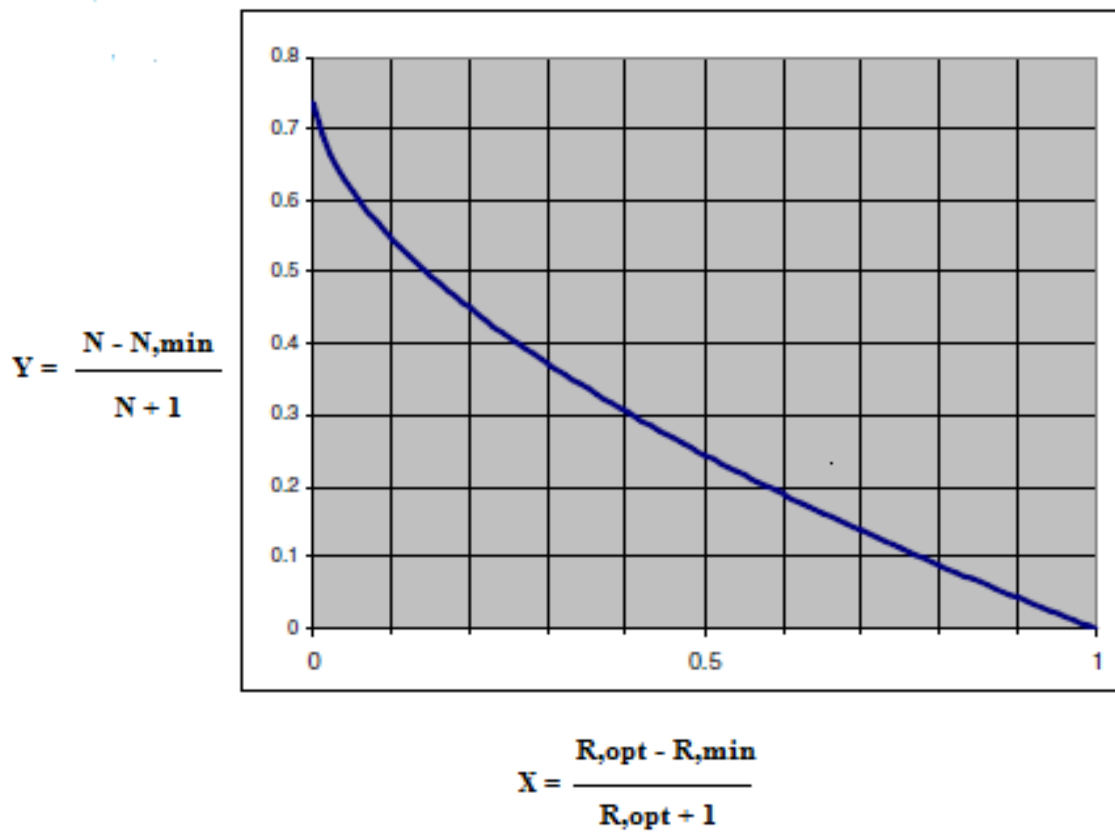


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

ANNEXE 2

Diagramme de GILLILAND



Résumé

Le GPL occupe une bonne place dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures. Il s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation en tant que combustible dans de nombreuses applications. Le GPL est issu généralement du traitement du gaz naturel, sa production dépend donc de la production en fraction liquide du gisement de gaz.

A la suite continue de l'épuisement du gisement de gaz de Hassi R'Mel, la fraction liquide produite est devenue de plus en plus faible, ce qui influe sur le débit de l'alimentation de la colonne de débutaniseur T202. En effet, cette variation du débit de condensat provoque souvent une déstabilisation de la section de fractionnement, ce qui influe sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation du condensat et par voie de conséquence sur les débits et les caractéristiques des produits stabilisés. Pour ce faire, il est nécessaire de réaliser une étude approfondie de la section de récupération du GPL et de stabilisation du condensat afin de corriger les paramètres de fonctionnement de la colonne de séparation pour pouvoir les ajuster en fonction du débit en condensat non stabilisé. C'est l'étude de cette colonne du débutaniseur qui a été réalisée dans ce projet. Nous avons montré que les débits de GPL et de condensats stabilisés varient avec le débit de l'alimentation en condensats non stabilisés. Pour une étude complète et plus approfondie, il est recommandé de suivre la variation de la composition du condensat en fonction du débit.

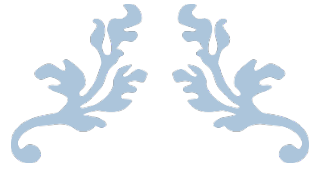
Mots clés : Le GPL, traitement du gaz naturel, la fraction liquide du gisement de gaz, le débutaniseur T202, une déstabilisation de la section de fractionnement, les paramètres de fonctionnement, la section de récupération du GPL et de stabilisation du condensat, le débit d'alimentation.

Abstract

GPL occupies an important place in the marketing strategy of hydrocarbons. It has established itself mainly due to its own characteristics, its flexibility of use as a fuel in many applications. GPL is generally produced by processing natural gas, so its production depends on the liquid fraction of the gas field.

As a result of the continuous depletion of the Hassi R'Mel gas field, the liquid fraction produced has become increasingly low, which affects the feed rate to the T202 debutanizer column. Indeed, this variation in the flow of condensate often causes a destabilization of the separation section, which affects the operating parameters of the condensate stabilization column and consequently on the flow rates and characteristics of stabilized products. For this purpose, it is necessary to carry out an in-depth study of the GPL recovery and condensate stabilization section in order to correct the operating parameters of the separation column so that they can be adjusted according to the flow rate of unstabilized condensate. It is the study of this column of the debutanizer that has been carried out in this project. We have shown that the GPL and stabilized condensate flow rates vary with the unstabilized condensate feed rate. For a complete and more thorough study, it is recommended to follow the variation of the condensate composition with flow rate.

Keywords : GPL, natural gas processing, gas field liquid fraction, T202 debutanizer, a destabilization of the fractionation section, operating parameters, GPL recovery and condensate stabilization section, feed rate.

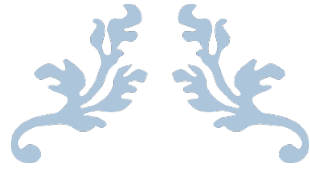


Introduction Générale



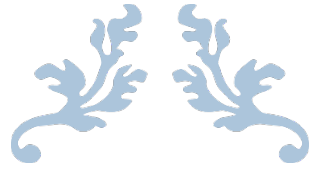
Génie des Procédés

UNIVERSITE ABDERRAHMANE-MIRA BEJAIA 2022



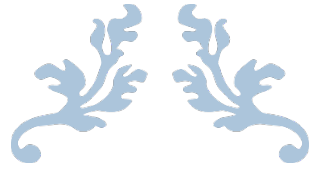
Chapitre I
Généralités sur le Gaz Nature





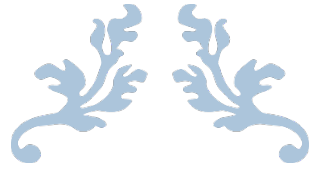
Chapitre II
Présentation du champs de
HASSI R'MEL et du MPP1





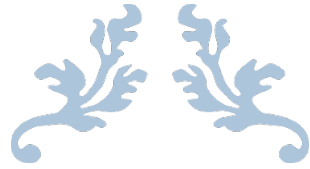
Chapitre III
Théorie de la Distillation





Chapitre IV
Etude de la section de récupération du
GPL et de la stabilisation du condensat





Conclusion Générale

