



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE EPOPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITÉ KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des sciences appliquées Département de Génie des procédés

Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et technologies

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Raffinage

Présenté Par :

KAHLAOUI Taha El-Adnane

HOUAMEL Louai

Thème :

**Simulation et Dimensionnement D'une Nouvelle Colonne dépropaniseur
de l'unité GPL au niveau du Complexe industriel Z-CINA Hassi
Messaoud.**

Devant le jury composé de :

M. KORICHI

Professeur

Président

UKM Ouargla

M. ACHI

Professeur

Examineur

UKM Ouargla

M. BENABIDI Bilal

MC (A)

Encadreur

UKM Ouargla

2023/2022

Remerciement

Avant tout nous remercions "Allah" tout puissant qui nous a donné le
courage, la

Volonté et la force pour accomplir ce modeste travail. Merci de nous avoir
éclairé le Chemin de succès.

Nous tenons à remercier particulièrement nos professeurs sans exception et
nos parents.

Nous remercions également tous ceux qui travaillent dans les unités
GPL Z-CINA et GPL-2 CIS

Et GPL-2 qui nous a donné de l'aide surtout Mr. M. DJOUAHER,
Mr. Y. HADJYAHIA et Mr. M. KAHLAOUI

Un grand merci au membre de jury Pr. KORICHI et Pr. ACHI

Pour l'acceptation de juger notre travail avec nous meilleurs respect.

DEDICACES

Je dédie ce projet à ma famille aimante, Mes Parents, ma grande mère, mon frère Med El-GHAZALI et mes sœurs, à ma deuxième famille « TOUMI », mes amis fidèles et mes professeurs. Leur soutien inconditionnel, leurs encouragements et leur expertise ont été essentiels dans mon cheminement. Je suis profondément reconnaissant pour leur présence constante et leur soutien.

Mr.KAHLAOUI

DEDICACES

Je dédie ce projet à ma famille aimante, Mes Parents, et mes frères mes amis fidèles et mes professeurs. Leur soutien inconditionnel, leurs encouragements et leur expertise ont été essentiels dans mon cheminement. Je suis profondément reconnaissant pour leur présence constante et leur soutien.

Mr.HOUAMEL

المخلص:

تتمثل رؤية سوناطراك في تحقيق الطاقة الإنتاجية المطلوبة. ومع ذلك، فإن تحقيق هذا الهدف تعيقه المشاكل التي تواجه سلسلة الإنتاج والنقل، ولا سيما في منطقة حاسي مسعود لوحدات إنتاج غاز البترول المسال (GPL-1) و (GPL Z-CINA) (GPL-2) هذه المشاكل لها تأثير مباشر على الطاقة الإنتاجية لهذه الوحدات وتحد من قدرتها على تحقيق مستويات الإنتاج المطلوبة. المبدأ الذي يقوم عليه المشروع هو إنشاء عمود فصل البروبان بحيث تتضمن دراستنا معاينة عمله من خلال محاكاة عملية الإنتاج من خلال برنامج Hysys مع الحساب اليدوي وتحديد أبعاد عمود الفصل الجديد. لتنفيذ هذا العمل قمنا بتنظيم تربعص في الشركة الوطنية سوناطراك وبالتحديد في المركب الصناعي نايلي عبد الحليم (GPL Z-CINA) بالتنسيق مع جامعة قاصدي مرباح ورقلة. الهدف من هذا العمل هو زيادة الطاقة الإنتاجية من البروبان و البوتان و توجيه المركب الصناعي من حد او توقف الإنتاج الى الإنتاج المتواصل.

الكلمات المفتاحية: غاز البترول المسال , البروبان , البوتان , عمود فصل البروبان, المحاكاة

Résumé :

La vision de l'entreprise nationale Sonatrach est d'atteindre la capacité de production souhaitée. Cependant, la réalisation de cet objectif est entravée par les problèmes rencontrés dans la chaîne de production et de transport, en particulier dans la zone HMD des unités de production GPL (GPL1, GPL2 et GPL Z-CINA). Ces problèmes ont un impact direct sur la capacité de production de ces unités et limitent leur capacité à atteindre les niveaux de production souhaités. Le principe sur lequel basé le projet est de créer un dépropaniseur afin que notre étude inclue un aperçu de son travail par des simulations du programme Hysys avec le calcul manuel et de déterminer les dimensions de la nouvelle colonne

Pour mener à bien ce travail, nous avons organisé un stage de formation au sein de la société nationale Sonatrach et précisément dans l'unité de production GPL-ZCINA en coordination avec l'université Kasdi Merbah Ouargla. L'objectif de ces travaux est d'augmenter la capacité de production de propane et de butane et de faire passer le complexe industriel d'une production limitée ou interrompue à une production continue.

Mots clés : GPL, Propane, butane, dépropaniseur, simulation.

Abstract:

Sonatrach's vision is to achieve the desired production capacity. However, achieving this objective is hampered by the problems encountered in the production and transport chain, particularly in the HMD area of the LPG production units (LPG1, LPG2 and LPG Z-CINA). These problems have a direct impact on the production capacity of these units and limit their ability to achieve the desired production levels. The principle on which the project is based is to create a depropanizer so that our study includes an overview of its work through simulations of the production process through the Hysys program with manual calculation and to determine the dimensions of the new column. To carry out This work, we have organized a training course in the national company Sonatrach and exactly in the unit of production GPL-ZCINA in coordination with the University Kasdi Merbah Ouargla. The aim of this work is to increase the production capacity of propane and butane and direct the industrial complex from limiting or stopping production to continuous production

Keywords: LPG, Propane, butane, depropanizer, simulation.

Sommaire

Table des matières

Dedicaces	
Dedicaces	
Liste Des Abreeviations.....	
Liste Des Figures	
Liste Des Tableaux.....	
Introduction Generale.....	1
CHAPITRE I GENERALITES SUR LE CHAMP DE HASSI MESSAOUD	
I.1 Le Pétrole brut.....	4
I.2 Les procédés de traitement de pétrole brut	4
I.3 Présentation du champ HMD.....	5
I.3.1 Situation géographique.....	5
I.3.2 Limitations géographiques :	5
I.4 Organisation de la Direction régionale Hassi Messaoud	6
CHAPITRE II GENERALITES SUR LE GPL	
II.1 Définition de GPL	8
II.2 Composition chimique	8
II.3 Les origines de production des GPL.....	10
II.4 Production mondiale de GPL	11
II.5 Situation Algérienne de GPL :	12
II.6 Utilisations des GPL	12
II.7 Pouvoir calorifique	13
II.8 Normes Butane & propane commerciaux	14
II.9 Stockage du GPL	15
II.10 Les risques des GPL	15
CHAPITRE III OPERATION DE PRODUCTION	
III.1 Techniques de traitement du gaz naturel et des gaz associés :	17
III.1.1 Procédé PRITCHARD :	17
III.1.2 Procédé HUDSON :	17
III.2 Unité de Valorisation des gaz associés LDHP GPL Z-CINA :.....	17
III.3 Théorie de process de procédé Z-CINA :.....	19

CHAPITRE IV THEORIE DE LA RECTIFICATION

IV.1 Introduction	28
IV.2 Processus de rectification	28
IV.3 Colonne de rectification	29
IV.4 Lois fondamentales de transfert de matière.....	33

CHAPITRE V SIMULATION ET CALCULS

V.1 Exposé de problem.....	45
V.2.1 Description du logiciel HYSYS	45
V.2.2 Le Choix du modèle thermodynamique	46
V.3 Vérification de cas design et actuel de GPL-2	46
V.3.1 Comparaison entre cas design et cas simulée de GPL-2.....	46
V.3.2 Interprétation des résultats	47
V.4. Simulation de cas design et actuel de dépropaniseur GPL-2.....	47
V.5 Simulation et Calcul de la colonne de dépropaniseur Z-CINA	47
V.5.1. Simulation de Nouveau dépropaniseur de Z-CINA par Hysys	47
V.5.2 Partie calculs.....	48
V.5.2.1 Ordre de calcul	48
V.5.2.2 Données de départ.....	49
V. 5. 3 Calcul de la Pressions et la température dans la colonne	51
V.5.4 Débits molaires et massiques	55
V.5.5 Le taux de vaporisation à l'entrée de la colonne	55
V.5.6 Volatilités relatives des constituants	55
V.5.7 Les volatilités relatives moyennes	56
V.5.8 Compositions des composées non-clés	57
V.5.9 Calcul du régime de reflux minimal et optimal.....	58
V.5.10 Nombre des plateaux théorique et réel	59
V.5.11 Position de plateau d'alimentation théorique et réel.....	60
V.5.12 Calcul de diamètre de la colonne	61
V.5.13 Calcul de la hauteur de la colonne	61
V.6 Résultats des calculs	62
Conclusion Générale.....	64
Bibliographie.....	65
Annexes.....	66

LISTE DES ABREVIATIONS

GPL : gaz de pétrole liquéfié.

GN : gaz naturel.

LDHP : ligne directe haute pression.

CIS : centre industrielle de sud.

GPL /c : gaz de pétrole liquéfié carburant.

JT : Joule Thomson.

TVR : tension de vapeur relative.

PR : Peng-Robinson.

C1 : méthane. C2 : éthane.

C3 : Propane. C4 : Butane.

C5+: Les condensats.

g : débit molaire de la phase liquide.

G : débit molaire de la phase vapeur.

g'x : débit molaire de reflux froid.

G'r : débit molaire de reflux chaud.

K : coefficient d'équilibre.

Kr : coefficient d'équilibre de référence.

L : débit molaire de la charge.

N : nombre de plateaux théoriques.

NR : nombre de plateaux de la zone de rectification.

NS : nombre de plateaux de la zone d'épuisement.

PVi : pression partielle d'un constituant «i» en phase vapeur.

PLi : pression partielle d'un constituant «i» en phase liquide.

PT : pression totale du système.

Pi : tension de vapeur de constituant «i».

Pb : pression dans le ballon de reflux.

PS : pression au sommet de la colonne.

PF : pression au fond de la colonne.

PL : pression dans la zone d'alimentation.

PE : point final d'ébullition.

R : débit molaire du résidu.

rf : taux de reflux.

α_i : la volatilité relative.

Y_i : concentration molaire du constituant «i» en phase vapeur.

Y_{Di} : concentration molaire du constituant «i» dans le distillat.

X_i : concentration molaire du constituant «i» en phase liquide.

X_{Li} : concentration molaire du constituant «i» dans l'alimentation.

X_{Ri} : concentration molaire du constituant «i» dans le résidu.

α_{Di} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans le distillat.

α_{Li} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans la charge.

α_{Ri} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans le résidu.

α_{im} : Valeur moyenne du coefficient de volatilité relative du constituant «i».

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique de Hassi Messaoud

Figure I.2 : Schéma bloc simplifié de la Region HMD

Figure III.1 : photo de complexe ZCINA vue de ciel

Figure III.2 : Schéma Bloc de l'unité Z-CINA

Figure III.3 : PFD global de ZCINA

Figure III.4 : PFD séparateur d'entrer

Figure III.5 : PFD Section compression

Figure III.6 : PFD section déshydratation

Figure III.7 : PFD section refroidissement

Figure III.8 : PFD section Dééthanisation & Débutanisation

Figure III.9 : PFD stockage GPL

Figure III.10 : PFD stockage des condensats

Figure III.11 : PFD section de séparation triphasique LDHP

Figure IV.1 : Colonne de rectification

Figure IV.2 : Colonne à Plateau clapets

Figure IV.3 : Colonne à garnissage

Figure IV.4 : Anneaux Raschig en céramique

Figure IV.5 : schéma simplifie la Zone de rectification.

Figure IV.6 : Schéma simplifie la Zone d'épuisement.

Figure IV.7 : Diagramme De GILLILAND Y en fonction de X

Figure V.2 : Simulation de cas actuel de dépropaniseur GPL-2.

Figure V.3 : Simulation de cas design de dépropaniseur Z-CINA Avec Short-Cut Colonne

Figure V.4 : Performance de cas design de dépropaniseur Z-CINA

Liste des tableaux

IV Chapitre calculs

Tableau II.1 : Caractéristiques des Produits Butane et Propane sous Normes algériennes

Tableau II.2 : Caractéristiques commerciaux du Butane et Propane sous Normes

Tableau III.1 : Capacité du design de GPL ZCINA

Tableau III. : Capacité du design de LDHP

Tableau V.1: Comparaison entre cas design et cas simulée de GPL-2.

Tableau V.2 : Fractions molaires de GPL de la zone HMD

Tableau V.3 : Composition molaire, massique et la masse moléculaire de la charge

Tableau V.4 : Débits molaires de distillat et résidu

Tableau V.5 : Les résultats de calcul au sommet de la colonne

Tableau V.6 : les résultats de calcul dans le ballon de reflux

Tableau V.7 : Les résultats de calculs au fond de la colonne

Tableau V.8 : Les résultats des calculs à la zone d'alimentation

Tableau V.9 : Les résultats des calculs des volatilités relatives

Tableau V.10 : Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes

Tableau V.11 : Tableau des résultats de calcul

INTRODUCTION GENERALE

L'histoire des énergies fossiles et de leur utilisation par l'homme remonte à des milliers d'années. Les premières utilisations connues des énergies fossiles remontent aux civilisations anciennes où le charbon était utilisé pour le chauffage et la cuisine. La consommation massive de combustibles fossiles a commencé pendant la révolution industrielle des 18e et 19e siècles. La découverte de vastes gisements de charbon et l'exploitation subséquente du pétrole et du gaz naturel ont transformé la société humaine et ont conduit à des progrès rapides dans l'industrie et la technologie.

Parmi les différents combustibles fossiles utilisés comme carburant pour les véhicules, l'essence et le diesel sont les plus répandus. L'essence, également connue sous le nom d'essence, est dérivée du pétrole brut et est le principal carburant des moteurs à combustion interne des automobiles depuis plus d'un siècle. Le diesel, en revanche, est un carburant plus lourd et moins raffiné dérivé du pétrole brut et couramment utilisé dans les moteurs diesel. Ces combustibles fossiles ont alimenté le secteur des transports, permis aux gens de parcourir de longues distances et alimenté la croissance du commerce et du commerce mondial.

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) attire l'attention internationale en tant que source d'énergie en raison de sa polyvalence et de ses avantages environnementaux. Le GPL est un mélange de gaz propane et butane produit lors du raffinage du pétrole brut et du traitement du gaz naturel. Il est hautement inflammable et facilement compressé et stocké à l'état liquide, ce qui le rend adapté à une grande variété d'applications. Le GPL est utilisé non seulement comme carburant pour les automobiles, mais aussi pour la cuisine, le chauffage et à des fins industrielles. Sa faible teneur en carbone par rapport à l'essence et au diesel en fait un carburant alternatif à combustion plus propre avec moins d'émissions de gaz à effet de serre.

Le propane et le butane sont séparés du GPL à l'aide d'un dépropaniseur. Cette colonne utilise la différence des points d'ébullition entre les deux composants pour les séparer. Le gaz liquide est alimenté en tant qu'alimentation au bas de la colonne. Le propane, qui a un point d'ébullition bas, s'évapore et monte dans la colonne, tandis que

le butane plus lourd reste liquide. Le propane raffiné est récupéré en tête de colonne et le butane est récupéré aux niveaux inférieurs. Après séparation, le propane et le butane peuvent être utilisés individuellement comme vecteurs énergétiques.

Le dimensionnement de la colonne dépropaniseur sera l'objet de notre étude.

Par conséquent, ce travail est divisé en quatre chapitres comme suit :

Chapitre 1 : Explication du champ de Hassi-Messaoud.

Chapitre 2 : Informations générales sur le GPL.

Chapitre 3 : Opération de production

Chapitre 4 : Théorie de la Rectification.

Chapitre 5 : Calculs du dépropaniseur.

Une conclusion générale est également fournie à la fin du document.

Chapitre I :

GENERALITES SUR LE CHAMP DE HASSI MESSAOUD

Chapitre I : Généralités sur le Champ de Hassi Messaoud

I.1 Le Pétrole brut

Le mot huile vient du mot latin "pétrole" qui signifie "huile de roche". Une huile minérale naturelle très foncée et inflammable avec une odeur. Ils ont des caractéristiques plus ou moins distinctes et ont des densités comprises entre 0,8 et 0,95. Il est formé des hydrocarbures composés de nombres différents d'atomes de carbone et d'hydrogène, et Par conséquent, des molécules de différentes tailles et structures déterminent leur état physique, solides, liquides et gaz. Le pétrole est donc un mélange de ces différents types d'hydrocarbures. Et la qualité varie grandement selon la supériorité d'un produit ou d'un autre. qui compose.

I.2 Les procédés de traitement de pétrole brut

Le produit d'un puits est un mélange d'hydrocarbures, d'eau et de polluants qui peuvent se présenter sous forme liquide, gazeuse ou triphasée dans certaines conditions thermodynamiques. Afin de transporter ce produit vers les lieux de consommation et de transformation, vous êtes obligé de l'envoyer séparément comme suit :

- ♣ Une phase liquide dont la pression de vapeur est compatible avec les canalisations (formation de bulles de vapeur) et le transport par citernes (pression limite admissible).
- ♣ Phase gazeuse qui ne se condense pas par refroidissement ou par réduction de pression lorsqu'elle est transportée dans des conduites (condensation rétrograde).

Normalement, ce produit est traité sur le site de production avant expédition. Le traitement consiste à séparer les principaux constituants des eaux usées brutes, initialement en équilibre dans un réservoir, en fonction de leur composition et des conditions de pression et de température régnant dans la formation. Opération de Lorsque les gisements pétroliers perturbent cet équilibre par perte de charge, l'effluent continue à se dépressuriser, dégazant l'huile et condensant l'eau. La séparation des différents composants des liquides est basée sur les différentes propriétés physiques de chaque composant (pétrole, gaz, eau). Pour nous, cette propriété est essentiellement la densité. La séparation est toujours un processus imparfait et on pense que l'huile sortant du séparateur contiendra toujours du gaz libre et de l'eau dissoute.

I.3 Présentation du champ HMD

I.3.1 Situation géographique

Le champ de Hassi Messaoud se situe au Nord-Est Sahara algérien à environ 850 KM au sud-est d'ALGER et à 350 KM de la frontière Algéro-tunisienne. Il s'étend sur une superficie de plus de 3000 km² et est considéré comme étant le plus grand gisement de la province triasique. Sa localisation en coordonnées Lambert est la suivante :

X= 790.000 - 840.000 Est. / Y= 110.000 - 150.000 Nord.

I.3.2 Limitations géographiques :

- Au NW nord-ouest par les gisements d'Ouargla (Gellala, Ben Kahla et Houd Berkaoui).
- Au SW sud-ouest par les gisements d'El-Gassi, Zotti et El Agreb.
- Au NE nord-est par le gisement de Rhoude chegga
- Au SE sud-est par les gisements Rhoude El Baguel et Mesdar.

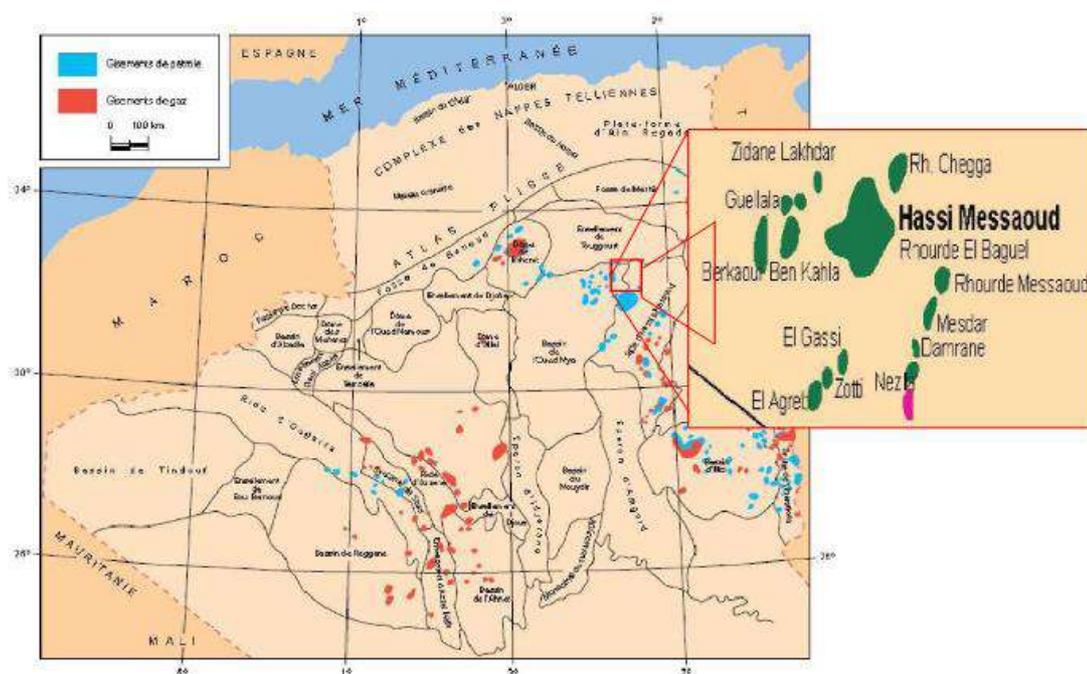


Figure I.1 : Situation géographique de Hassi Messaoud

I.4 Organisation de la Direction régionale Hassi Messaoud

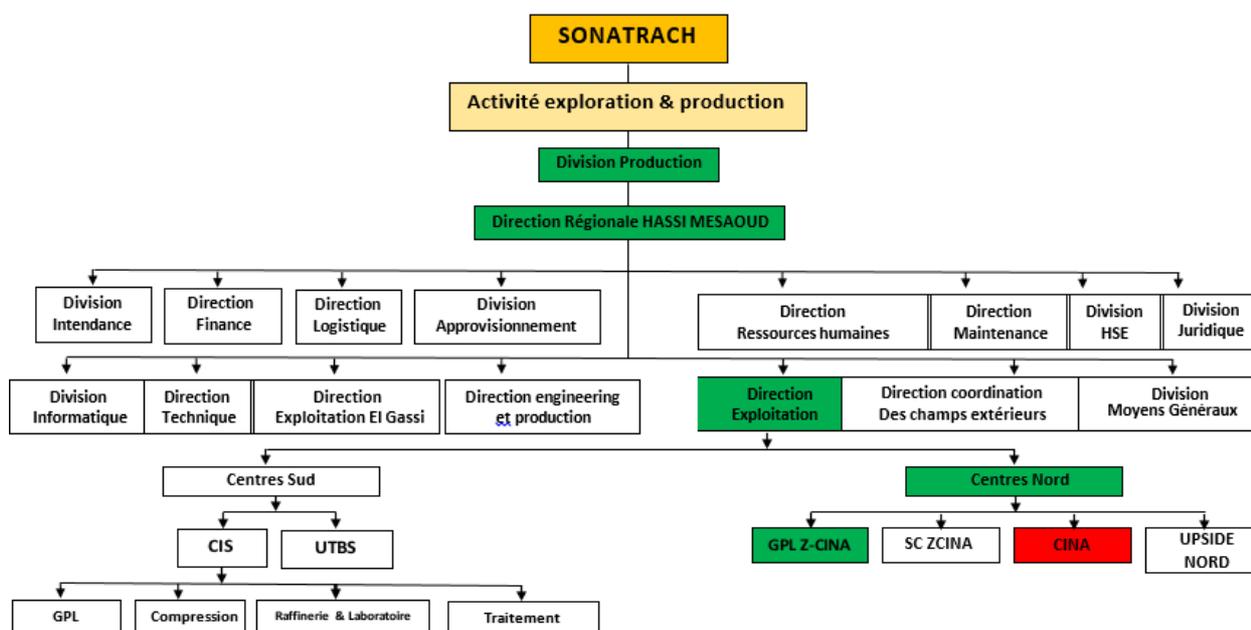


Figure I.2 : Schéma bloc simplifié de la Region HMD

Les deux complexes CIS et CINA composés d'une chaîne de procédés plus ou moins complexe ont pour fonction le traitement des effluents en provenance des puits producteurs. Ces procédés sont faits pour prendre en charge :

- Le traitement de l'huile : séparation huile-eau-gaz, dessalage, et stabilisation ;
- Le traitement des gaz associés pour la production des GPL et condensats ;
- Le traitement des eaux huileuses pour la protection de l'environnement ;
- Le raffinage d'une partie du brut pour la production de carburants ;
- La réinjection des gaz résiduels pour le maintien de la pression du gisement ;
- L'injection d'eau pour le maintien de la pression du gisement.

NB : Dans ce travail, la partie étude est basée uniquement sur le Centre NORD (GPL Z-CINA)

Chapitre II :
LE GAZ PETROLE
LIQUIFIE (GPL)

Chapitre II : Le Gaz Pétrole Liquéfié (GPL) :

II.1 Définition de GPL

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » ou « GPL » (LPG en anglais) peut qualifier deux gaz à l'état liquide : le propane (C_3H_8) et le butane (C_4H_{10}). Ce sont tous les deux des hydrocarbures « saturés » qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils présentent l'intérêt de se liquéfier sous une pression moins forte que les autres gaz (notamment le méthane) : entre 1,5 et 7 bar, soit une pression équivalente à celle de l'eau du robinet ou à celle de l'air dans un pneu.

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

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

II.2 Composition chimique

Les molécules de propane et de butane sont formées respectivement de 3 et 4 atomes de carbone et de 8 et 10 atomes d'hydrogène. Ces atomes sont tous reliés par des liaisons simples (ou covalentes). Cela signifie que tous les atomes liés entre eux mettent en commun un électron de leurs couches externes afin de former des doublets d'électrons qui maintiennent l'attraction entre les atomes.

Le propane et le butane sont naturellement gazeux à pression atmosphérique (1 bar) et à température ambiante ($15^{\circ}C$). Ils peuvent toutefois facilement être liquéfiés et sont alors qualifiés de GPL. Cet état liquide permet de les manipuler, de les transporter et de les stocker dans de faibles volumes. En effet, 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (à $15^{\circ}C$ sous 1 bar de pression) et 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz ($15^{\circ}C$ sous 1 bar de pression).

Le propane et le butane se différencient l'un de l'autre par la température et la pression auxquelles ils passent de l'état gazeux à l'état liquide. A pression atmosphérique (1 bar), le propane devient liquide en dessous de -42°C tandis que le butane passe à cet état dès que la température descend en dessous de 0°C .

A titre de comparaison, le méthane (CH_4), principal composant du gaz naturel, se liquéfie sous haute pression (47 bar à -82°C) ou à très basse température (1 bar à -161°C).

Notons que le GPL carburant, mélange de propane et de butane, a également un point de liquéfaction différent de celui des deux gaz le constituant : il se situe à -25°C à pression atmosphérique.

a - Le butane :

Le butane est un hydrocarbure saturé faisant partie de la famille des alcanes, avec une formule brute de C_4H_{10} . Il s'agit d'un gaz utilisé principalement comme combustible domestique (pour les cuisinières et les chauffe-eau) ainsi que comme appoint pour le chauffage (radiateurs à gaz à l'intérieur des habitations, des commerces et des ateliers, ainsi que pour une utilisation en extérieur). Il est couramment conditionné en bouteilles de 13kg.

Sur le plan industriel, le butane est utilisé comme réactif dans la synthèse de l'éthylène et du propylène par vapocraquage, dans la déshydrogénation catalytique du butane et dans la production d'anhydride maléique grâce au procédé de Dupont.

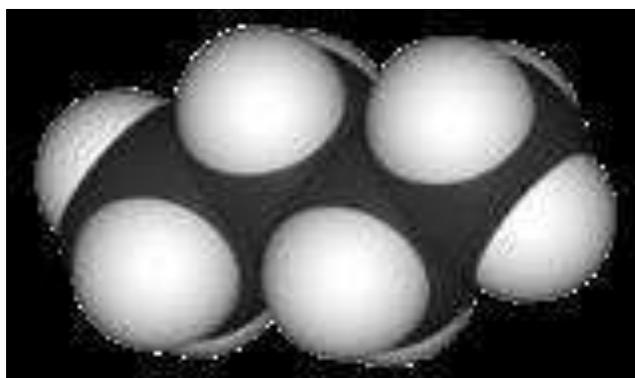


Figure II.1 : Structure de butane (C_4H_{10})

b - Le propane :

Le propane est un alcane linéaire ayant pour formule brute C_3H_8 . Il est obtenu à partir d'autres produits pétroliers par des processus de thermochimie du gaz ou du pétrole. Il est couramment utilisé comme source d'énergie chimique par combustion dans les moteurs à combustion interne, les barbecues et les chaudières.

Le propane est généralement commercialisé sous forme liquide, notamment en tant que constituant principal du GPL (gaz de pétrole liquéfié). Un additif, l'éthane-thiol, est ajouté comme odorant afin de détecter d'éventuelles fuites.

Le propane est principalement utilisé comme combustible et carburant, étant le composant principal de gaz de pétrole liquéfié.

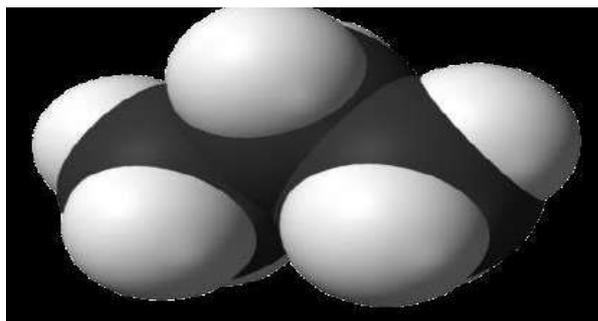


Figure II.2 : Structure de propane (C₃ H₈)

II.3 Les origines de production des GPL

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont produits à partir de deux sources principales :

Les champs de gaz représentent plus de 60% de la production de GPL. En général, un champ de gaz naturel contient près de 90% de méthane (CH₄), ainsi que 5% de propane et 5% d'autres gaz incluant le butane. Le processus consiste à refroidir le gaz naturel extrait afin de séparer ses différents composants. Cela permet d'obtenir du GPL, avec le butane et le propane sous forme liquide, tandis que le méthane demeure à l'état gazeux, car ces gaz ont des points de liquéfaction différents. Le butane et le propane sont également extraits du pétrole brut, sous forme de gaz dissous associés, d'où leur appellation de gaz "de pétrole" liquéfiés. Les proportions de butane et de propane présentes dans le gaz naturel et le pétrole brut peuvent varier considérablement d'un gisement à un autre.

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) proviennent également des raffineries de pétrole, représentant moins de 40% de la production totale. Lors du processus de raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent environ 2 à 3% de l'ensemble des produits obtenus. Ce sont les fractions les plus légères obtenues lors de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont récupérés lors d'étapes de traitement "secondaires", qui suivent la phase de distillation. Selon la source du pétrole brut, le traitement d'une tonne de pétrole produit environ 20 à 30 kg de GPL.

Au total, les GPL ne pourront dépasser une part d'approximativement 5% de la ressource mondiale en hydrocarbures.

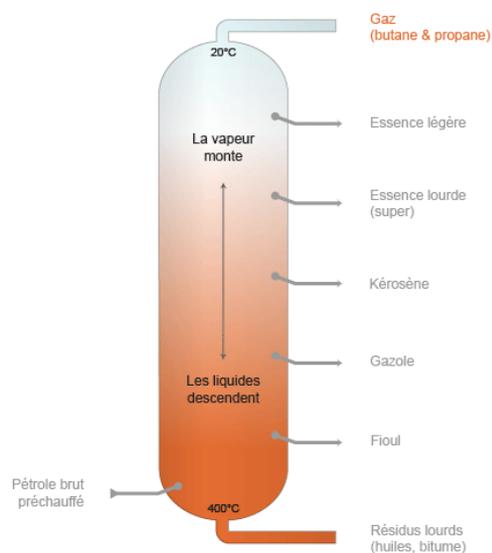


Figure II.3 : Produits issus de la distillation du pétrole brut

II.4 Production mondiale de GPL

Le GPL est récupéré à partir des deux sources essentielles :

La récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole.

La récupération du propane et du butane sur les champs du gaz naturel. Cette dernière représente 60% des ressources. Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation existe, la production et la consommation sont équilibrées. Au Moyen-Orient, la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Auparavant, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est actuellement la principale source d'exportation des GPL dans le monde.

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

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

des utilisations acceptent des mélanges. La production mondiale du GPL croît à un rythme de 5% par an.

II.5 Situation Algérienne de GPL :

Industrie du GPL en Algérie :

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime.

Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui SONATRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de HAMRA en 1996, la production des GPL en Algérie a suivi une croissance soutenue.

Quelques chiffres peuvent illustrer cette dynamique. La production est passée de 5,05 millions de tonnes en 1996 à plus de 7.3 millions de tonnes en 1998 et devait clôturer dans année (2014) à plus de 14 millions de tonnes. Un pic de 18 millions de tonnes sera atteint en 2022 lorsque les projets développés auront été mis en service.

II.6 Utilisations des GPL

Les GPL sont souvent utilisés là où les réseaux de gaz naturel sont inaccessibles, pour des applications variées :

Applications itinérantes : bouteilles pour restauration, briquets, lampes, etc. ;

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, de cuisson et d'émaillage (notamment pour le verre, les poteries ou les porcelaines). Les propriétés oxydantes ou réductrices des GPL y sont exploitées, notamment pour jouer sur les couleurs ;

Applications agricoles : agriculture, élevage, etc. Par exemple, les GPL sont des alternatives aux produits chimiques pour le désherbage ;

Transports : carburant pour des véhicules, des bateaux de plaisance, des montgolfières, etc.

La distribution des GPL est assurée par voie routière et ferroviaire depuis les centres de stockage vers les citernes, les revendeurs de bouteilles et les stations de GPL carburant.

La sécurité de GPL par rapport aux autres gaz :

Pour pouvoir brûler, les GPL doivent être mélangés à l'air dans des proportions bien précises. La combustion des GPL n'est possible que si la teneur en GPL dans l'air se situe entre 2 et 10 %, une fourchette plus restreinte que les autres gaz. A titre de comparaison, la plage d'inflammabilité dans l'air intervient entre :

4 et 75 % dans le cas de l'hydrogène ;

2,5 et 80 % dans le cas de l'acétylène ;

5 et 15 % dans le cas du gaz naturel.

Toutes les installations subissent des contrôles réguliers, notamment réalisés par les DREAL (Directions Régionales de l'Environnement, l'Aménagement et du Logement). L'installation des réservoirs de GPL doit respecter des règles de distances de sécurité vis-à-vis des habitations et de la voie publique, d'entretien de l'environnement autour du réservoir.

Des mesures de sûreté doivent être également prises par les usagers afin d'éviter tout risque. Les bouteilles de GPL doivent en particulier être placées bien droites verticalement et de façon stable à plus d'un mètre des ouvertures d'un bâtiment et sur un sol incombustible, c'est-à-dire exempt de papiers, chiffons, essences, herbes sèches et de tout autre produit facilitant un départ de feu.

Notons qu'une bouteille de GPL « vide » contient encore du gaz et doit être manipulée avec précaution. Contrairement au gaz naturel, le propane et le butane sont en effet plus lourds que l'air . [1]

II.7 Pouvoir calorifique

Le PCS (Pouvoir Calorifique Supérieur) désigne la quantité totale d'énergie produite par la combustion d'une quantité donnée de combustible, par exemple 1 m³ pour un gaz.

Le PCI (Pouvoir Calorifique Inférieur) désigne l'énergie libérée par la combustion, à l'exclusion de l'énergie qui a servi à vaporiser l'eau de la réaction de combustion (considérée comme perdue).

1 m³ de butane à l'état gazeux peut délivrer 30 kWh.

1 m³ de propane à l'état gazeux peut délivrer 24 kWh.

A titre de comparaison, 1 m³ de méthane à l'état gazeux peut délivrer près de 10 kWh.

II.8 Normes Butane & propane commerciaux

II.8.1 Normes Algériennes :

Tableau II.1 : Caractéristiques des Produits Butane et Propane sous Normes algériennes[2]

Caractéristiques	Butane	Propane
Densité 15/4 (NA565)	0,559 min	0,502 min
Tension de vapeur relative(NA565)	6,9 max bar à 50°C	11,5 à 19,3 max bar à 50°C
Évaporation en % vol NA8144°	95 min à 1°C	95 min à 50°C

II.8.2 Normes Européenne / Françaises :

Les caractéristiques du butane et du propane commerciaux sont définies dans les arrêtés du 28-12-1966 qui fixent les caractéristiques du butane et du propane commercial, modifiés par les arrêtés du 10-10-1973 et du 3-09-1979 :

Arrêté fixant les caractéristiques du butane commercial

Arrêté fixant les caractéristiques du propane commercial

Les normes qui doivent être appliquées sont les suivantes :

Butane : norme NF M 40-001

Propane : norme NF M 40-002 [3]

Tableau II.2 : Caractéristiques commerciaux du Butane et Propane sous Normes françaises[3]

Caractéristiques commerciales	BUTANE	PROPANE
Point d'ébullition	0 °c	-44 °c
Masse volumique du liquide	585 g/m ³ à 15°C	515 g/m ³ à 15°C
Masse volumique du gaz	2.5 g/m ³ à 15°C	1.85 g/m ³ à 15°C
Évaporation (norme NF M 41-012)	Point final d'ébullition inf ou égal à 1°C par la méthode 95%	Point final d'ébullition inf ou égal à -15°C par la méthode 95%

II.9 Stockage du GPL

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques. Pendant le stockage, des vapeurs de GPL, appelées "Boil off", se dégagent par ébullition en raison des facteurs suivants : la convection et la radiation de la chaleur atmosphérique, l'échauffement causé par la friction des GPL circulant dans les canalisations, ainsi que la différence de température entre le liquide stocké et celui ajouté au réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs, il est essentiel de maintenir les paramètres de stockage dans une plage spécifique. C'est pourquoi un système de réfrigération comprenant compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé. Les vapeurs sont d'abord comprimées à une pression de 5,3 bars et à une température de 115°C par un compresseur alternatif. Ensuite, elles sont condensées à une température de 54°C dans un aéroréfrigérant, puis détendues à une pression de 5 bars et à une température de 15°C. Ce processus permet de refroidir la sphère de stockage et, par conséquent, de réduire la pression à l'intérieur.

II.10 Risques des GPL

On cite quelques risques qui ont été signalés dans l'industrie gazière :

Les GPL sont fréquemment stockés à l'état liquide sous pression, la fuite du liquide peut, par évaporation rapide, donner un grand volume de gaz inflammable.

La limite inférieure d'inflammabilité du gaz approximativement à 2% du volume du gaz dans l'air. Une petite portion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être enflammé par un élément chaud ou une étincelle à distance d'un point de fuite.

Les GPL liquides par évaporation peuvent causer des brûlures sévères, des vêtements de protection doivent être portés (gants, lunettes).

Chapitre III :
OPERATION DE
PRODUCTION DU GPL

Chapitre III : Opération de production du GPL

III.1 Techniques de traitement du gaz naturel et des gaz associés :

III.1.1 Procédé PRITCHARD :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre en fin de cycle une température voisine de -23°C .

III.1.2 Procédé HUDSON :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une Vanne de détente appelée «Joule Thomson» qui permet d'atteindre un niveau de température de -18°C puis par «Turbo-Expander» pour atteindre une température jusqu'à -38°C .

Le procédé Hudson est très performant car il permet une grande récupération des hydrocarbures liquides.

III.2 Unité de Valorisation des gaz associés LDHP GPL Z-CINA :

a - Objectif de projet Z-CINA :

GPL Z-CINA est une unité d'extraction des liquides de gaz associés, conçue pour recevoir du gaz valorisé provenant du CPF CINA et de l'unité de séparation d'huile LDHP, Upside Nord, BRS sur le champ de Hassi Messaoud Nord.

L'usine a démarré avec 03 trains identiques d'une capacité totale de traitement de 24 MM.std.m³/jour utilisant le procédé HUDSON basé sur la détente du gaz à très basse température par Turbo-Expander et le fractionnement des liquides récupérés, ce qui permet d'accélérer le gaz résiduel afin de le réutiliser dans le Gas lift, la réinjection de gaz et la vente de gaz. Il s'agit également d'expédier le GPL et le condensat vers le centre de distribution de Haoud El-Hamra.

Afin de valoriser le gaz excédentaire non traité de l'unité LDHP, un 4e train identique de GPL a commencé à produire récemment, ce qui a augmenté la capacité totale de traitement jusqu'à 32 millions de mètres cube par jour.

b - Dates de démarrage :

- (03) Trains : Juin 2013
- 4eme Train : Décembre 2022

Tableau III.1 : Capacité du design de GPL ZCINA

	Capacité du design
Gaz de charge	32 MM Std m³/ jour
GPL	4670 Tonnes / jour
Condensats	330 Tonnes/ jour
Condensats non stabilisé (IC5)	770 Tonnes/ jour
Gaz Résiduel	28-29 MM.m3/ jour

c- **Situation**

géographique :

L'usine Z-CINA est située à environ 13 km au nord de la ville Hassi Messaoud.

La surface de l'installation est de : Environ (04) kilomètres carrés (km²)



Figure III.1 : photo de complexe ZCINA vue de ciel

d - Schéma Bloc généralisée :

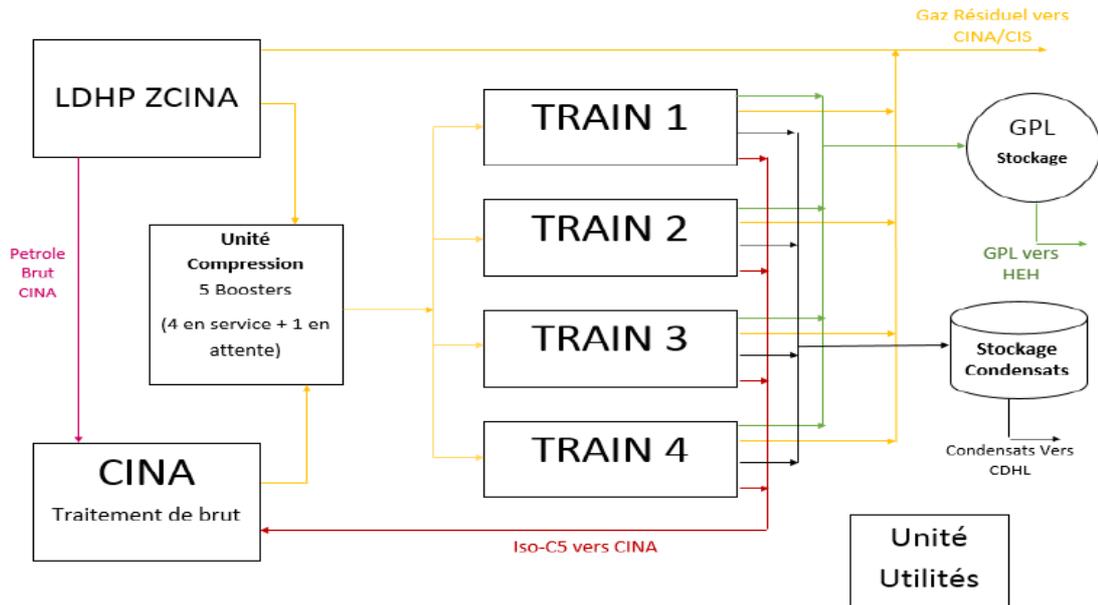


Figure III.2 : Schéma Bloc de l'unité Z-CINA

III.3 Théorie de process de procédé Z-CINA :

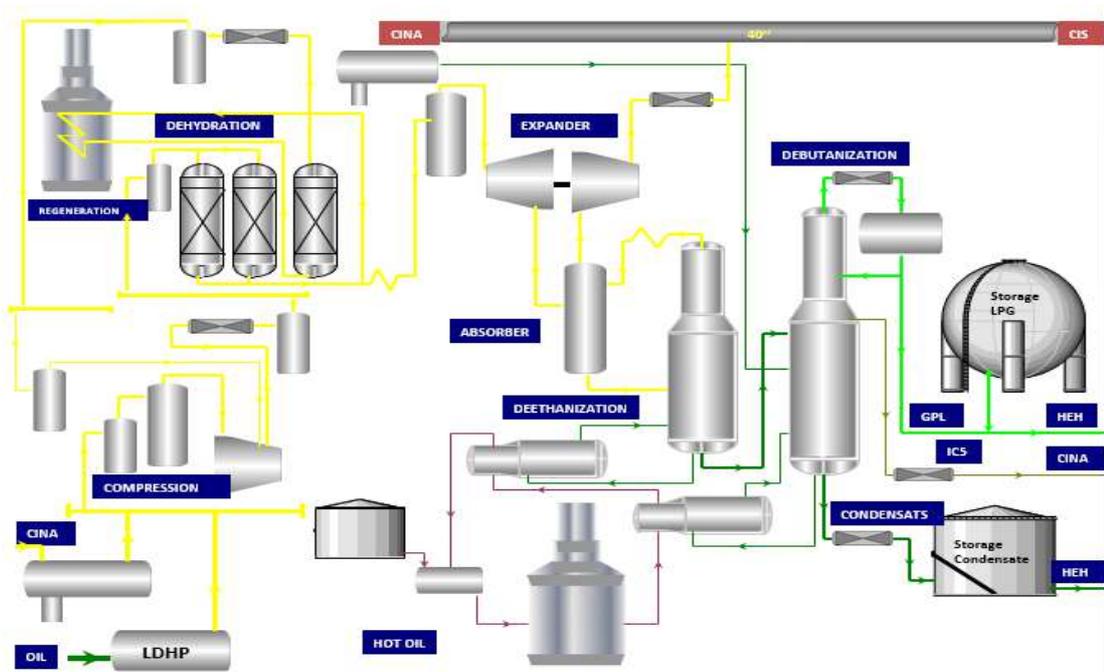


Figure III.3 : PFD global de ZCINA

a - Alimentation gaz de charge depuis CINA :

Le gaz de charge valorisable provenant de l'unité de traitement de brut CINA est transféré vers l'usine GPL ZCINA.

b - Séparation d'entrée :

Cette unité est commune à tout le complexe de GPL ZCINA.

Le séparateur d'entrée reçoit le gaz de charge depuis CINA. Ce gaz peut contenir de l'eau générée par la condensation en ligne. Le séparateur d'entrée sépare le gaz, dirigé vers la section de compression, de la phase aqueuse. Une injection d'inhibiteur de corrosion est prévue au niveau de la sortie gaz du séparateur.

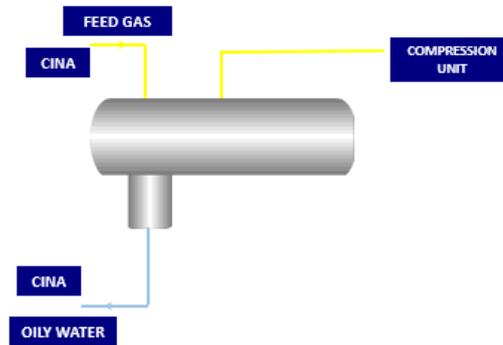


Figure III.4 : PFD séparateur d'entrer

c - Compression du gaz de charge

Le gaz de charge en provenance du séparateur d'entrée est envoyé sur le collecteur commun d'aspiration des compresseurs de gaz de charge G05/G06/G07/G08/G09. Le collecteur commun d'aspiration des compresseurs peut aussi recevoir le gaz associé issu de l'unité de séparation d'huile LDHP (également située à ZCINA).

L'ensemble du gaz se répartit sur les quatre trains de compression en fonctionnement (le 5^{ème} train de compression est utilisé comme secours).

Le gaz de charge provenant du ballon d'aspiration est comprimé dans le compresseur

Le compresseur est entraîné par la turbine à gaz. Les turbines à gaz des compresseurs sont alimentées en gaz combustible haute pression.

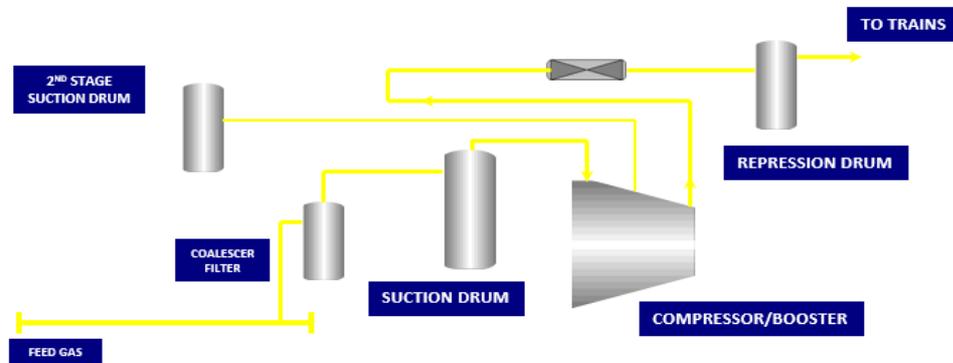


Figure III.5 : PFD Section compression

d - Déshydratation du gaz de charge

Le gaz de charge comprimé, en provenance des compresseurs de gaz de charge, est transféré vers le collecteur de distribution de gaz de charge qui alimente les quatre trains de traitement.

L'unité de déshydratation de chaque train a pour fonction de diminuer la quantité d'eau dans le gaz d'alimentation (saturé en eau) pour atteindre la valeur spécifiée de 1 ppm vol. En sortie d'unité. L'eau est ôtée du gaz humide pour éviter la formation d'hydrates dans la section froide de l'installation.

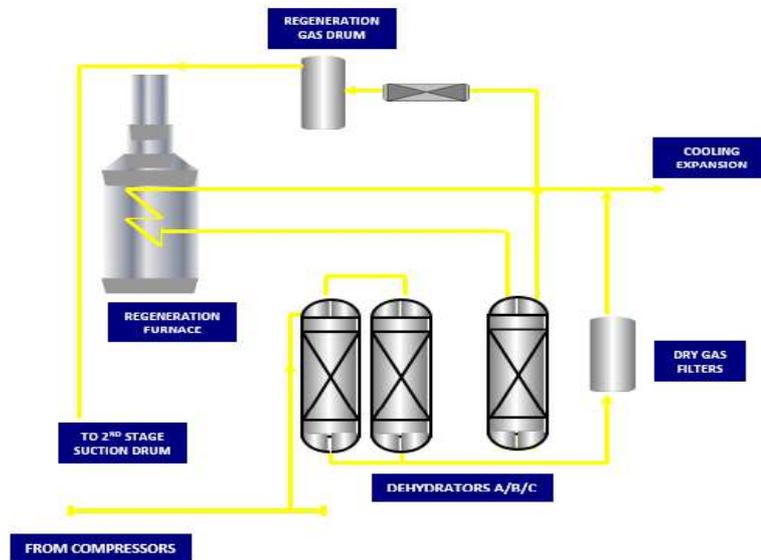


Figure III.6 : PFD section déshydratation

e - Section de refroidissement du gaz

Le gaz sec filtré provenant de l'unité de déshydratation est acheminé vers la section de refroidissement du gaz. Le débit de gaz est réparti entre deux échangeurs de refroidissement.

Une partie du gaz déshydraté est refroidi dans l'échangeur par la sortie liquide froide provenant du ballon d'alimentation du déethaniseur. Le débit restant est refroidi dans l'échangeur par le gaz résiduel provenant du système de tête de l'absorbeur. Les deux flux froids sont mélangés et dirigés vers le ballon d'alimentation de l'expander

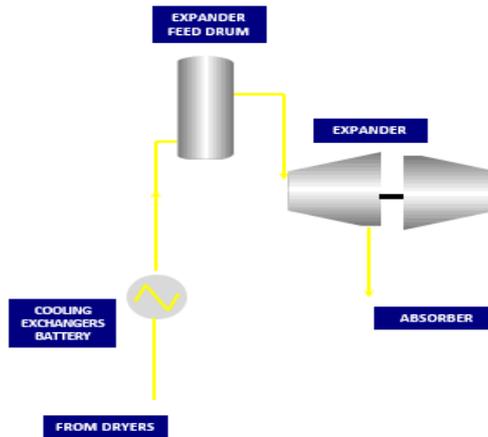


Figure III.7 : PFD section refroidissement

f - Section de Dééthanisation

L'absorbeur reçoit des flux biphasique (liquide / vapeur) provenant de la sortie de l'expander de gaz de charge (ou de la vanne Joule-Thomson) et du fond du ballon d'alimentation de l'expander. L'absorbeur est une colonne à plateaux à reflux sans rebouillage où la majorité de l'éthane et des composants plus légers sont séparés en tête de l'absorbeur. Le reflux liquide de l'absorbeur provient du gaz de tête du dééthaniseur, condensé dans l'échangeur de tête de l'absorbeur par le gaz froid sortant en tête de l'absorbeur. Le liquide est récupéré dans le ballon de désengagement de l'absorbeur avant d'alimenter l'absorbeur sur le plateau de tête de la colonne.

Le liquide récupéré en fond de colonne est envoyé par la pompe d'alimentation du dééthaniseur vers le condenseur du dééthaniseur, où celui-ci est partiellement vaporisé. Le flux biphasique ainsi formé entre dans le ballon d'alimentation du dééthaniseur. Le liquide récupéré dans ce ballon alimente l'échangeur gaz de charge / charge du dééthaniseur du côté calandre ; le liquide y est partiellement vaporisé. Ce fluide constitue l'alimentation principale du dééthaniseur au niveau du plateau n°21 du dééthaniseur.

Le gaz sortant du ballon d'alimentation du dééthaniseur est lui envoyé, sous contrôle de pression différentielle, dans la colonne au niveau du plateau n°30, constituant ainsi l'alimentation secondaire du dééthaniseur.

Le gaz de tête du dééthaniseur est partiellement condensé dans le condenseur du dééthaniseur par le liquide froid provenant du fond de l'absorbeur, puis envoyé vers le ballon de reflux du dééthaniseur. Le liquide condensé est renvoyé en tête du dééthaniseur (au niveau du plateau n°41) via la pompe de reflux du dééthaniseur. En

fonctionnement normal, la pression du dééthaniseur est maintenue à 28 barg par l'action de la vanne située sur la sortie gaz du ballon de désengagement de l'absorbeur.

g - Export du gaz résiduel

Le gaz résiduel issu de chacun des trains de traitement est rassemblé sur le collecteur commun de gaz résiduel. Le gaz résiduel est ensuite transféré vers CINA. Le gaz est réinjecté vers le CIS.

h - Section de Débutanisation

Le débutaniseur est une colonne de distillation avec reflux et rebouillage comportant 43 plateaux et deux alimentations. L'alimentation principale entre dans la colonne au niveau du plateau n°28.

La pression du débutaniseur est maintenue à 16 barg par la vanne de contrôle de tête de colonne. Le GPL condensé est recueilli dans le ballon de reflux du débutaniseur. Une partie du débit liquide formé est pompée vers le plateau de tête du débutaniseur. GPL correspond à la production du train de traitement. En condition normale, la production en GPL du train est dirigée sur le collecteur commun de GPL "aux spécifications" puis envoyé vers la section de stockage et d'export du GPL.

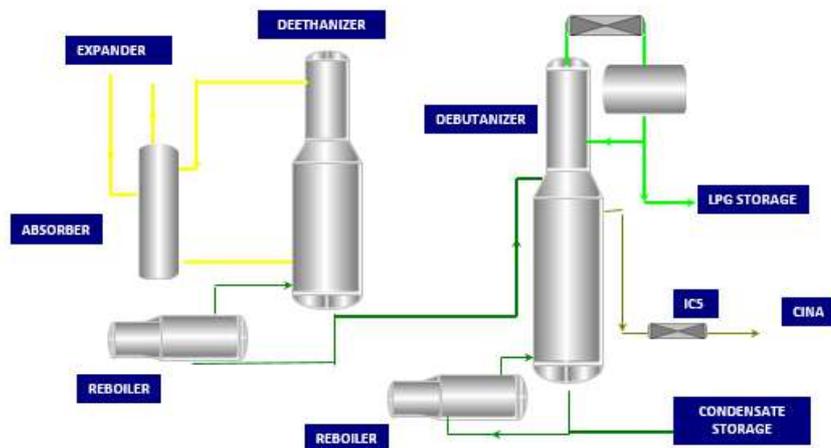


Figure III.8 : PFD section Dééthanisation & Débutanisation

i - Stockage et export GPL

Section de stockage via le collecteur commun de GPL aux spécifications et/ou le collecteur commun de GPL hors spécifications.

Le système de stockage de GPL se compose au total de quatre sphères identiques d'un volume total unitaire de 500 m³. Trois de ces sphères sont uniquement dédiées à

recevoir et stocker du GPL répondant aux spécifications (fractions en C2- et en C5+) et ne sont donc alimentées que par le collecteur de GPL on-Spec. La sphère de stockage de GPL hors-Spec est normalement dédiée à recevoir et stocker temporairement du GPL hors-Spec lorsque l'on en produit, mais elle peut aussi être utilisée comme une sphère "on-Spec" si on le désire. En effet, elle est à la fois connectée au collecteur de production de GPL hors-Spec et au collecteur de production de GPL on-Spec.

La pression de toutes les sphères est régulée pour être maintenue entre 15 barg et 21 barg. La mise sous pression à 15 barg est assurée par une ligne commune de gaz provenant de la tête des Débutaniseur. En cas d'augmentation de pression. Les sphères peuvent fonctionner selon quatre configurations : service normal / vidange / remplissage / isolée.

Les pompes d'export de GPL ont une capacité unitaire égale à la production maximale de quatre trains de traitement. En fonctionnement normal le niveau moyen des sphères est régulé et le débit d'export correspond au débit de production de GPL par les trains de traitement. Il est également possible d'exporter plus, ou moins, que la production elle-même (en contrôlant directement en débit) en fonction de l'accumulation dans les sphères et de la capacité de réception en GPL des installations en aval (hors de l'usine GPL ZCINA). Il est ainsi possible d'exporter l'équivalent de la production journalière en 16 heures en utilisant les deux pompes d'export en parallèle.

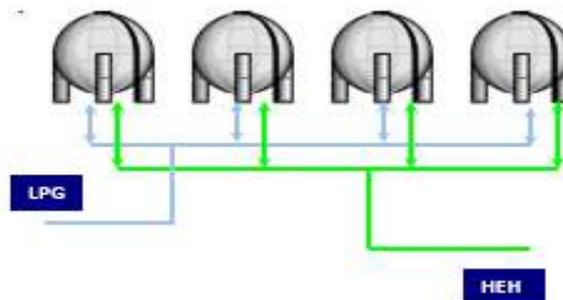


Figure III.9 : PFD stockage GPL

g - Stockage et export du Condensats

Le système de stockage des condensats se compose au total d'un ballon et de trois bacs. Deux de ces bacs sont des bacs à toit flottant d'une capacité unitaire totale d'environ 1000 m³. Ils sont dédiés à recevoir des condensats stabilisés répondant aux spécifications (TVR inférieure à la valeur limite prévenant le dégazage selon la saison)

et provenant des trains de production via le collecteur de condensats stabilisés. Dans le cas de non-respect des spécifications, les condensats non stabilisés sont acheminés par le collecteur « hors-Spec » vers le bac de stockage hors-Spec à toit fixe d'une capacité totale de 1000 m³ avec passage intermédiaire par le ballon de dégazage, qui permet l'élimination du gaz flashé vers la torche basse pression.

Après disposition manuelle des circuits, un bac de stockage de condensats alimente les pompes d'export de condensats. Les pompes sont des pompes centrifuges verticales permettant de fournir la pression nécessaire à l'export des condensats stabilisés.

Ces pompes ont une capacité unitaire égale à la production maximale de 4 trains de traitement. Elles permettent dans tous les cas d'exporter un bac de stockage au moins aussi vite l'autre ne se remplit. L'export se fait directement sous contrôle du débit exporté. Il est aussi possible d'exporter l'équivalent de la production journalière maximale de ZCINA en 16 heures en utilisant les deux pompes en parallèle.

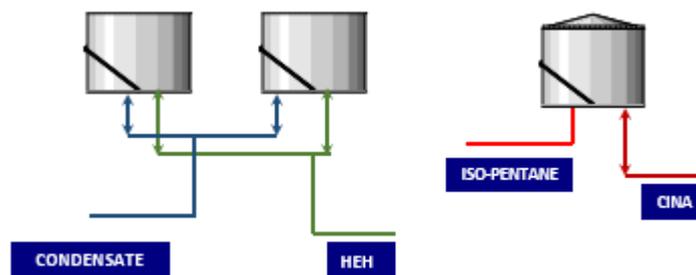


Figure III.10 : PFD stockage des condensats

k - Système de séparation triphasique et d'expédition du gaz LDHP

La production provenant du collecteur d'entrée de l'unité LDHP est répartie dans les séparateurs triphasiques qui réalisent la séparation du gaz, de l'huile et de l'eau de production. Les trois séparateurs sont capables de gérer l'arrivée du plus gros slug calculé par les études hydrauliques en régime transitoire représentant un volume total de 200 m³.

La séparation s'opère à une pression d'environ 32 barg lorsque le gaz est envoyé vers GPL ZCINA et à 33.3 barg.

L'huile est expédiée sous contrôle de niveau vers CINA. La phase aqueuse est envoyée sous contrôle de niveau vers le ballon de dégazage, avant d'être pompée vers CINA.

Le gaz sortant des trois séparateurs triphasiques est mélangé dans le collecteur d'export avant d'être expédié vers GPL ZCINA, où il arrive dans le collecteur de distribution du gaz de charge de cette unité placée en amont de l'unité de compression.

	Capacité du design	
Pétrole	22542 m³/ jour	(141 560 Baril/j)
Gaz	22 MM Std m³/ jour	
Eau	1577 m³/ jour	

Tableau III. : Capacité du design de LDHP

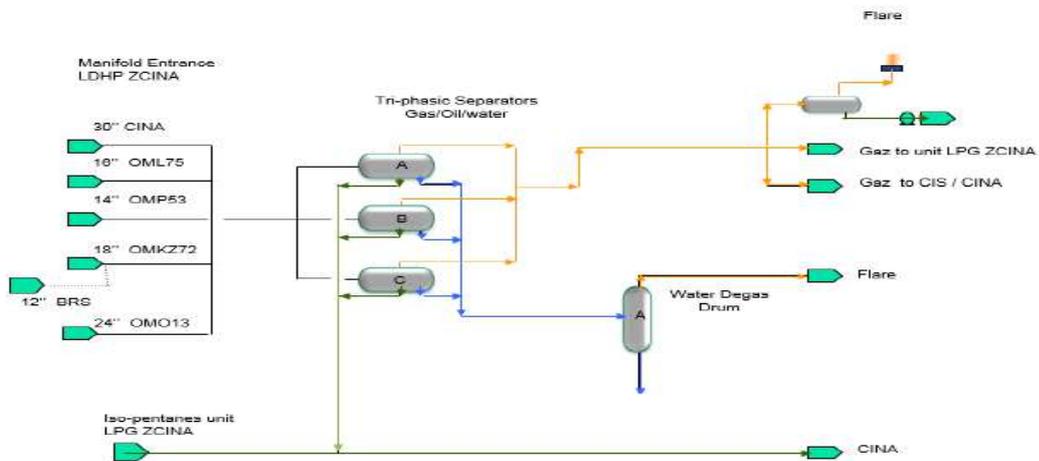


Figure III.11 : PFD section de séparation triphasique LDHP

Chapitre IV :
THEORIE DE
LA RECTIFICATION

Chapitre IV : Théorie De La Rectification

IV.1 Introduction

Lorsqu'un mélange de deux constituants miscibles est vaporisé ou que leurs vapeurs sont condensées, on obtient une vapeur plus riche en constituant le plus volatil et un liquide plus pauvre en constituant le moins volatil. Cependant, cette opération simple ne permet pas d'atteindre une séparation suffisamment élevée. Pour obtenir un liquide ayant une composition vapeur souhaitée, malgré une fraction obtenue négligeable par rapport à la quantité initiale de liquide, une vaporisation fractionnée est nécessaire. Cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue qualitatif. Une séparation complète des constituants n'est pas possible car d'importantes quantités de vapeur et de liquide de compositions différentes seront éliminées au cours de l'opération.

IV.2 Processus de rectification

La rectification, également connue sous le nom de distillation fractionnée, est un processus de séparation des constituants d'un mélange liquide en utilisant les différences de volatilité de ces constituants. Elle est basée sur le principe selon lequel chaque composant d'un mélange liquide a une température d'ébullition spécifique à laquelle il se vaporise.

Dans le processus de rectification, le mélange liquide est chauffé dans une colonne de distillation, créant ainsi une vapeur. Cette vapeur monte dans la colonne et entre en contact avec un reflux de liquide qui redescend. Au fur et à mesure que la vapeur monte, elle se refroidit et se condense à différents niveaux de la colonne en fonction de sa température d'ébullition. Les constituants plus volatils se condensent à des niveaux plus élevés de la colonne, tandis que les constituants moins volatils se condensent à des niveaux plus bas.

Ce processus de condensation et de vaporisation continue permet de séparer les constituants du mélange en fractions plus pures. Les fractions les plus volatiles sont récupérées en haut de la colonne, tandis que les fractions moins volatiles sont récupérées en bas. La rectification est largement utilisée dans l'industrie chimique et pétrochimique pour la purification des liquides et la séparation de mélanges complexes en leurs composants individuels.

IV.3 Colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variables, composée d'une virole et de deux fonds. Elle est utilisée pour séparer un mélange en deux ou plusieurs produits, pouvant être soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins de constituants que le mélange initial.

La colonne est constituée d'une enveloppe cylindrique verticale qui renferme des dispositifs tels que des plateaux ou des garnissages, permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ces plateaux ou garnissages favorisent les échanges entre les composants du mélange, permettant ainsi une séparation efficace.

La colonne de rectification peut atteindre des dimensions considérables, atteignant près de 50 mètres de hauteur et 6 mètres de diamètre. Elle est généralement montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe pour assurer sa stabilité.

La description et le fonctionnement de la colonne de rectification en font un appareil essentiel dans les processus de séparation et de purification dans l'industrie chimique et pétrochimique. Elle permet d'obtenir des produits plus purs en exploitant les différences de volatilité des composants du mélange.

- Zone de flash : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.
- Zone de rectification : elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- Zone d'épuisement : elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

La colonne de rectification est munie toujours d'un rebouilleur et d'un condenseur partiel.

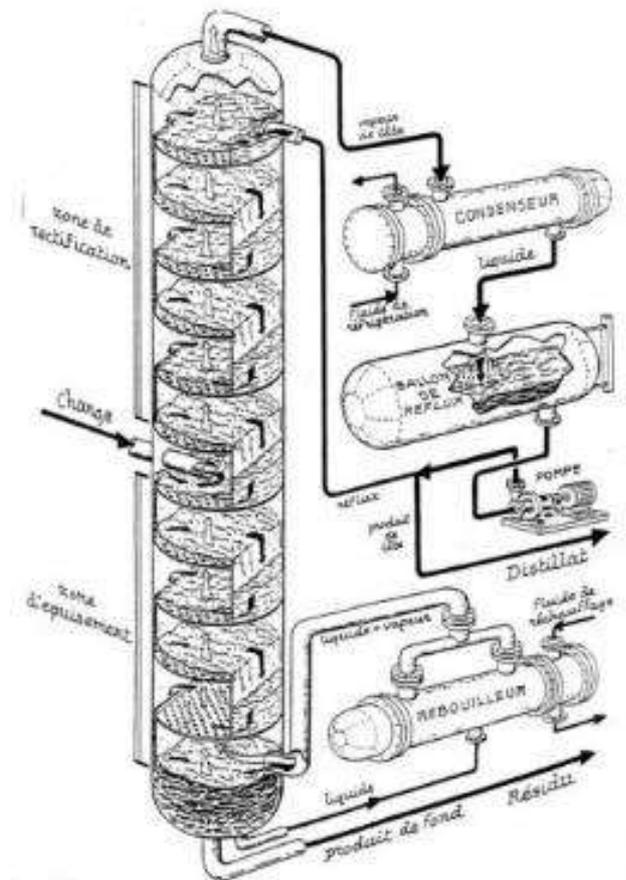


Figure IV.1 : Colonne de rectification. [6]

IV.3 Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

IV.3.1 Colonnes à plateaux

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les paramètres (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre, sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres.

Classification des plateaux

On peut classer plusieurs types de plateaux :

1. Plateau perforé à déversoirs (seive tray).
2. Plateau sans déversoir sheibe
3. Plateau à calottes (bubble cap tray).
4. Plateau (Uniflux).
5. Plateau à clapets (valve tray).
6. Plateau à jet directionnel (jet tray).

IV.3.1.1 Plateau à clapets (valve tray) :

Un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé avec des orifices équipés de clapets. La hauteur de soulèvement des clapets dépend de la vapeur s'échappant horizontalement dans le liquide. De la même manière que les fentes dans les plateaux "Flexitray" et "Ballast tray", les clapets peuvent être ajustés selon le débit de vapeur. Les plateaux à clapets semblent progressivement remplacer les plateaux à calottes car ils offrent de meilleures performances à un coût inférieur. Seul le temps dira si un système dynamique a la même durabilité qu'un système statique. [7] [8] [9]

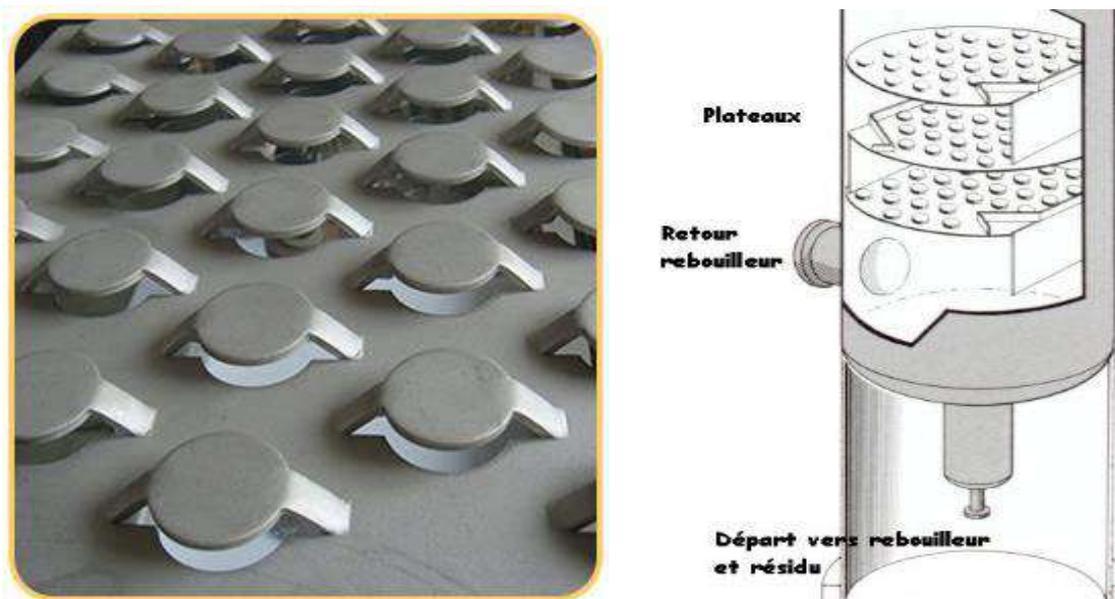


Figure IV.2 : Colonne à Plateau clapets

IV.3.2 Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie

comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type « RASCHIG » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur. [10]

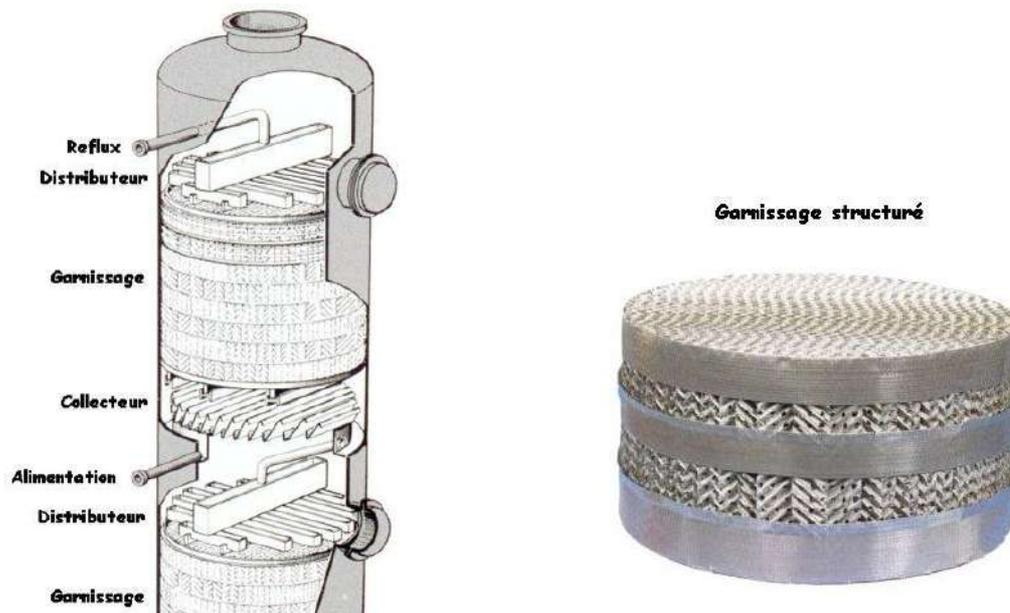


Figure IV.3 : Colonne à garnissage

Ceramic Raschig Ring



Figure IV.4 : Anneaux Raschig en céramique

- **Avantages :**
 - Prix moins cher.
 - Faible perte de charge.
 - Rétention peu importante.

• **Inconvénients :**

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre. [11]

IV.4 Lois fondamentales de transfert de matière

IV.4.1 Lois de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p_i^v) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_i). ([12]) :

$$p_i^v = P_T \cdot Y'_i$$

- p_i^v : Pression partielle d'un constituant « i » dans la phase vapeur en [atm].
- P_T : Pression du système en [atm].
- Y'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

IV.4.2 Lois de Raoult et d'Henry :

Leurs lois s'appliquent uniquement aux liquides. Supposons une phase liquide composée de constituants totalement miscibles. Il est facile de comprendre que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à sa concentration molaire dans cette phase. Selon la loi de Raoult, la pression partielle (p_i^v) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa fraction molaire en phase liquide.

$$p_i^v = P_i X'_i$$

- p_i^v : Pression partielle d'un constituant « i » dans la phase gazeuse en [atm].
- P_i : Tension de vapeur du constituant « i » en [atm].
- X'_i : Fraction molaire du constituant « i » en phase liquide.

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

$$p_i^v = E_L X'_i$$

Avec :

E_i : constante d'Henry, dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre. La loi de Dalton s'écrit : équation d'équilibre des phases.

$$Y'_i = \left(\frac{P_i}{PT}\right) \cdot X'_i$$

IV.4.3 Lois de RAOULT DALTON

Pour les mélanges idéaux obéissant à la loi de RAOULT DALTON, on peut écrire l'expression :

$$Y'_i X'_i = \frac{P_i}{PT} = K_i$$

Avec :

- K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i »,

Le calcul de K_i pour les mélanges idéaux ne présente aucune difficulté. Pour les solutions considérées comme idéales ; la loi de RAOULT DALTON reste applicable en 1^{ère} approximation pour les faibles valeurs de pression.

Lorsque la pression augmente les constituants du mélange s'écartent considérablement de la loi de RAOULT DALTON, et la valeur de K_i calculée ne caractérise pas la vraie valeur. Dans ce cas, il est nécessaire d'utiliser les valeurs expérimentales (ou calculées par les méthodes thermodynamiques de K_i qui pour des nombreux constituants se trouvent dans les ouvrages de référence).

Les valeurs de K_i pour les hydrocarbures peuvent être trouvées à l'aide des diagrammes de

(JENNY-SCHEIBEL)

IV.4.4 Calcul de la volatilité relative

Dans les calculs de rectification des mélanges complexes, il est nécessaire d'effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide qui offre une précision souvent suffisante. Cette méthode utilise le concept de volatilité " α_i ", qui représente le rapport entre le coefficient d'équilibre du constituant "i" et celui d'un constituant de référence "r".

$$\alpha_i = K_i/K_r$$

Avec :

- K_i : coefficient d'équilibre du constituant.

- K_f : coefficient d'équilibre de référence.

Constituant de référence : on peut choisir n'importe quel constituant (Habituellement le constituant le moins volatil du mélange).

a. Dans la zone de rectification :

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

b. Dans la zone d'épuisement :

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

IV.4.5 Bilan matière de la colonne

Les bilans matière pour l'ensemble de la colonne et pour n'importe quel constituant "i" s'expriment de la manière suivante :

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

Avec :

- L' : Débit molaire de l'alimentation bi-phasique en [Kmol/h].
- D' : Débit molaire du Distillat en [Kmol/h].
- R' : Débit molaire du Résidu en [Kmol/h].

Donc ; Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique

ou molaire comme suit :

$$L' \cdot X'_{Li} = D' \cdot Y'_{Di} + R' \cdot X'_{Ri}$$

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

$$L'/(Y'_{Di} - X'_{Ri}) = D'/(X'_{Li} - X'_{Ri}) = R'/(Y'_{Di} - X'_{Li})$$

Où :

- X'_{Li} : Concentration molaire du constituant i dans l'alimentation.
- Y'_{Di} : Concentration molaire du constituant i dans le distillat.
- X'_{Ri} : Concentration molaire du constituant i dans le résidu.

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

IV.4.5.1 Bilan matière de la zone de rectification

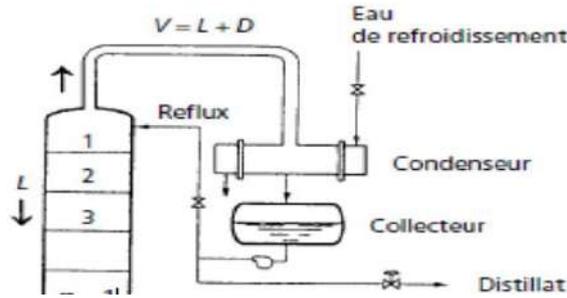


Figure IV.5 : schéma simplifié la Zone de rectification.

$$G' = g'(n-1) + D'$$

Avec :

- $G'n$: Débit molaire de la vapeur entrante dans la zone de rectification, en [Kmol/h].

- $g'(n-1)$: Débit molaire du liquide quittant le dernier plateau de la zone de rectification en [Kmol/h].

Donc :

$$G'_n Y'_{ni} = g'_{(n-1)} X'_{(n-1)} + D' \cdot Y'_{ni}$$

Avec :

- y'_{ni} : Concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrante dans la zone de rectification.

- $x'_{(n-1)i}$: Concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone de rectification.

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

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

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y' = \frac{rf}{rf+1} \cdot X' + \left(\frac{1}{rf+1}\right) \cdot Y'D$$

Cette équation donne une relation entre la concentration en constituant i dans la phase vapeur provenant du plateau n et la concentration en ce même constituant dans la phase liquide se trouvant sur le plateau $(n-1)$ et permet de déterminer le nombre d'étages

théoriques dans la zone de rectification. Elle est dite « équation de concentration de la zone de rectification ».

On note que : $r_f = g'_x / D'$

Avec :

- r_f : le taux de reflux.

- g'_x : Débit molaire du reflux froid renvoyé au sommet de la colonne, en [kmol/h].

IV.4.5.2 Bilan matière de la zone d'épuisement

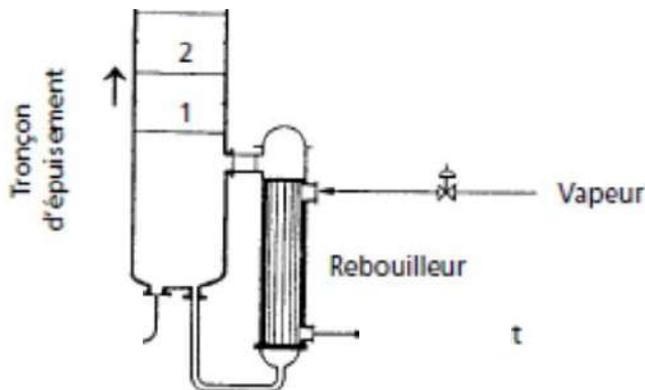


Figure IV.6 : Schéma simplifié la Zone d'épuisement.

$$g'_{(n+1)} = G'_n + R'$$

Avec :

- $g'_{(n+1)}$: Débit molaire du liquide rentrant dans la zone d'épuisement, en [kmole/h].

Donc :

$$g'_{(n+1)} \cdot X'_{(n+1),i} = G'_n \cdot Y'_{ni} + R' \cdot X'_{Ri}$$

$$g'_{(n+1)} \cdot x'_{(n+1),i} = G'_n \cdot y'_{ni} + R' \cdot x'_{Ri}$$

- $x'_{(n+1),i}$: Concentration molaire du constituant i dans le liquide rentrant dans la zone d'épuisement.

En appliquant la loi de Lever, on trouve :

$$\frac{g'(n+1)}{Y'_{ni} - X'_{Ri}} = \frac{G'_n}{X'_{(n+1),i} - X'_{Ri}} = \frac{R}{Y'_{ni} - X'_{(n+1),i}}$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y' = \left(\frac{rh+1}{rh} \right) \cdot X' - \left(\frac{1}{rh} \right) \cdot X'_{Ri}$$

Cette équation établit une relation entre la concentration du constituant "i" dans la phase liquide située sur le plateau (n+1) et la concentration du même constituant dans la phase vapeur provenant du plateau n. Elle permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone d'épuisement. Cette équation est connue sous le nom d'équation de la zone d'épuisement. Il est à noter que :

$$r_h = G'_r/R'$$

Avec :

- r_b : taux de rebouillage.

- G'_r : Débit molaire du reflux chaud provenant du rebouilleur, en [kmole/h].

IV.4.5.3 Bilan matière de la zone de flash

$$L' = G_0' + g_0'$$

Où :

- G_0' : Débit molaire de la phase vapeur de l'alimentation, en [kmole/h].

- g_0' : Débit molaire de la phase liquide de l'alimentation, en [kmole/h].

Alors :

$$L'X'_{Li} = G_0'Y'_{0,i} + g_0'X'_{0,i}$$

Où :

- $X'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide de l'alimentation.

- $Y'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur de l'alimentation.

IV.4.6 Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est essentiel pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur, ainsi que pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'équation du bilan thermique de la colonne entière et s'écrit : [29]

$$L'. h_L + Q_R = D. h_D + R'. h_R + Q_c$$

$$h_L = e_0'. H_0 + (1 - e'). h_0$$

$$Q_R = G'_R. (H_R - h_{gr}) + R'(h_R - h_{gr})$$

$$Q_C = (D' + g'_x). (H_D - h_D)$$

Où :

- Q_R : Charge thermique du rebouilleur [Kcal /h].

- Q_C : Charge thermique du condenseur [Kcal /h].

- h_L : Enthalpie de la charge [Kcal /Kmol].

- e_0 : Taux de vaporisation de la charge [molaire].
- H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [Kcal /Kmol].
- h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge [Kcal /Kmol].
- h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide [Kcal /Kmol].
- H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (vapeur de tête de colonne) [Kcal /Kmol].
- H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [Kcal /Kmol].
- h_R : Enthalpie de résidu (Kcal/Kmol).
- h_{gr} : Enthalpie de liquide alimentant le rebouilleur [Kcal /Kmol].
- g'_X : Débit du reflux froid [Kmol /h].
- G'_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [Kmol /h]

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g'_x = (rf)_{opt} \cdot D$$

$$G'_R = (rf)_{opt} \cdot R$$

Avec :

- $(rb)_{opt}$: taux de rebouillage optimal

IV.4.7 Choix de la pression

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

À basse pression, la sélectivité de la séparation est améliorée et il est possible d'éviter l'altération thermique des produits. Cependant, en contrepartie, à basse pression, il est nécessaire de condenser les vapeurs de tête à basse température, ce qui implique de choisir un fluide réfrigérant qui dictera la pression de la colonne.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'air ou de l'eau, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire. L'équation d'isotherme de la phase liquide : [12]

$$\sum K_i X_i^D, i = 1$$

Par approximation successive, les pressions au sommet, au fond, et dans la zone d'alimentation sont :

$$P_S = P_b + \Delta P_1$$

$$P_F = P_S + \Delta P_2$$

$$P_L = (P_S + P_F)/2$$

Où :

$\Delta P_1 = (0,2 - 0,4)$ atm : Perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$\Delta P_2 = (0,3 - 0,5)$ atm : Perte de charge due aux résistances des plateaux.

IV.4.8 Régime de température de la colonne

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

$$\sum(Y'_{Di}/K_i) = 1$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculé comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum(K_i \cdot X_{R,i}) = 1$$

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

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

$$\sum(K_i \cdot X_{L,i}) = 1$$

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

$$\sum(Y'_{Li}/X'_i) = 1$$

IV.4.9 Choix des constituants clés

Dans le calcul de la rectification des mélanges complexes, il est courant de fixer la concentration souhaitée d'un constituant dans le distillat et d'un autre constituant dans le résidu (appelés constituants clés).

En général, les constituants clés sont choisis de telle manière que le constituant le plus volatil soit présent dans le résidu (constituant clé volatil), tandis que le constituant le moins volatil soit présent dans le distillat (constituant clé lourd). Les constituants clés sont déterminés comme les constituants qui délimitent la séparation spécifiée.

Les constituants clés, ainsi que tous les constituants ayant une volatilité intermédiaire, se retrouvent dans les deux produits de la colonne et sont appelés constituants distribués.

Les constituants plus légers que le constituant clé volatil sont pratiquement absents dans le résidu, tandis que les constituants plus lourds que le constituant clé lourd sont pratiquement absents dans le distillat. Ils sont appelés les constituants non distribués.

IV.4.10 Choix du taux de reflux

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

IV.4.10.1 Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée. Sa détermination pour les mélanges complexes résulte de la résolution d'un ensemble d'équation caractérisant des bilans matières, les relations d'équilibre et l'état thermodynamique de l'alimentation.

L'état thermodynamique de la colonne	Valeur de paramètre q
liquide en ébullition	$q = 1$
vapeur saturante	$q = 0$
liquide sous-refroidi	$q = \frac{CpL \cdot (T^{eb} - TF)}{\Delta H_{vap}}$
vapeur surchauffée	$q = \frac{Cp \cdot (TL - TA)}{\Delta H_{vap}}$

Donc d'après la formule d'UNDER WOOD, généralement on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation : [06]

$$(rf)_{min} = \varphi \sum \left(\frac{Y_{Di}}{\alpha_{Li} + \varphi} \right)$$

$$-(rh)_{min} = \varphi \sum \left(\frac{\alpha_{Di} X_{R,i}}{\alpha_{Li} + \varphi} \right)$$

Avec :

- α_{Li} : Le coefficient de volatilité d'un constituant i quelconque, par rapport au constituant Clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.
- φ : Paramètre conventionnel déterminer par approximations successives.

IV.4.10.2 Taux de reflux optimal

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

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND : [17]

$$(r_f)_{opt} = 1,3 \cdot (r_f)_{min} + 0,33$$

IV.4.11 Nombre de plateaux théoriques a reflux optimal

IV.4.11.1 Méthode approximative

Gilliland a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux, et le nombre de plateaux théoriques. Si « N » est le nombre de plateaux théorique, correspondant à un taux de reflux opératoire (R)_{opt}, les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation [13]

GILLILAND a tracé la variation du paramètre [14]

$$Y = (N - N_{min}) / (N + 1)$$

En fonction du paramètre

$$X = (R - R_{min}) / (R + 1)$$

Les résultats de GILLILAND ont été corrélés par Eduljee [15]

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

$$X = (R - R_{min}) / (R + 1) \quad Y = (N - N_{min}) / (N + 1)$$

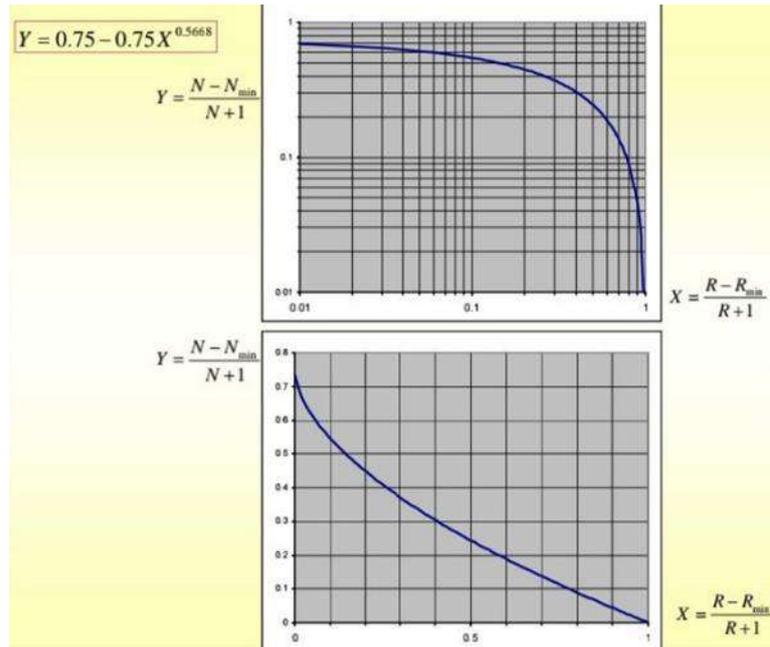


Figure IV.7 : Diagramme De GILLILAND Y en fonction de X

IV.4.12 Position du plateau d'alimentation :

La relation de Kirkbride ou la relation de Fenske permet le calcul du rapport du nombre d'étages dans la zone de rectification N_R sur le nombre d'étages dans la zone d'épuisement N_S

$$N_R/N_S = \left(\frac{Z_{HK}}{Z_{LK}} \cdot \left(\frac{X_{RLK}}{X_{DLK}} \right)^2 \cdot \frac{R}{D} \right)^{0.206}$$

$$N_R + N_S = N$$

La somme ($N_R + N_S$) étant connue, on trouve alors la position de l'alimentation.

N_R : Nombre des plateaux dans la zone de rectification

N_S : Nombre des plateaux dans la zone d'épuisement

N : nombre des plateaux réels

$$N = N_{th} / E$$

E : Efficacité des plateaux ($E=0.7$ généralement)

Z_{HK} : fraction de composé clé lourd dans l'alimentation

Z_{LK} : fraction de composé clé léger dans l'alimentation

Chapitre V :

PARTIE

SIMULATION ET

CALCULS

Chapitre V. PARTIE SIMULATION ET CALCULS

V.1 Exposé de problem

L'usine de GPL Z-CINA est confrontée à des limitations de la capacité de transport des produits GPL fabriqués par l'unité de pompage et compression HEH, ce qui entraîne des limitations de la production. En outre, l'efficacité globale du système est compromise, ce qui entraîne une augmentation de la consommation d'énergie et des pertes de revenus potentielles.

En outre, l'arrêt de la colonne dépropaniseur de l'unité GPL1 et le fonctionnement unique de la colonne de dépropanisation de l'unité GPL2 limitent la capacité de séparation du propane et du butane du GPL produit par la région HMD . Pour résoudre ces problèmes, une nouvelle colonne de dépropanisation doit être conçue à l'usine Z-CINA .

Une fois ce projet achevé, l'impact de ces restrictions de transport passera de restrictions ou d'arrêts de production à une production continue de GPL et à la production d'autres nouveaux produits dans l'unité GPL Z-CINA (propane et butane), ce qui répondra à la vision de l'entreprise SONATRACH.

Le projet consiste à sélectionner les dimensions appropriées de la colonne de rectification , la conception des plateaux, afin d'atteindre l'efficacité de séparation souhaitée, tout en tenant de l'impact Des conditions climatique du site.

V.2 Logiciel de simulation HYSYS

V.2.1 Description du logiciel HYSYS

HYSYS est un logiciel de simulation de procédés de génie chimique développé par Hyprotech (Canada). Ce logiciel est capable de traiter aussi bien des problèmes simples, comme les séparations, que des problèmes plus complexes, comme la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques.

Les différentes tâches qu'un simulateur de processus tel que HYSYS est capable d'effectuer sont les suivantes :

- Résolution des bilans de matière et d'énergie.
- Optimisation des procédés.

- Dimensionnement des équipements.
- Évaluation économique du procédé.

V.2.2 Le Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation permettent d'accéder à plusieurs modèles thermodynamiques pour prédire l'équilibre liquide-vapeur, l'enthalpie, l'entropie et les propriétés de transport.

Le succès de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, qui est établi pour une classe spécifique de fluide et une gamme recommandée de conditions de pression et de température.

Dans le raffinage du pétrole, le traitement du gaz et la pétrochimie, l'équation d'état de Peng-Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé.

V.3 Vérification de cas design et actuel de GPL-2

V.3.1 Comparaison entre cas design et cas simulée de GPL-2

Paramètres Dépropaniseur GPL 2	Sommet de Colonne		Font de Colonne	
	Cas Désign	Cas Actuel	Cas Désign	Cas Actuel
Température (°C)	57 °C	50°C	114,1	108,5
Pression (Bar.g)	19,49	17,99	20,99	21,01
Débit Molaire (kgmole / h)	346,1	145,3	94,93	43,63
Débit Massique (kg / h)	10430	4577	6227	2423
C ₂ H ₆	0,0198	0.0380	-	-
C ₃ H ₈	0.9615	0.9501	0.03	0.01
i-C ₄ H ₁₀	0.0134	0.01	0.2244	0.2295

n-C ₄ H ₁₀	0.0052	0.0019	0.7354	0.7603
i-C ₅ H ₁₂	-	-	0.0102	0.0002

Tableau V.1:
Comparaison

entre cas design et cas simulée de GPL-2.

V.3.2 Interprétation des résultats

Selon les données présentées dans le tableau IV.2, nous constatons une similarité entre les résultats du cas Simulée et ceux du cas actuel, ce qui nous permet de prendre le dépropaniseur GPL-2 comme référence.

V.4. Simulation de cas design et actuel de dépropaniseur GPL-2

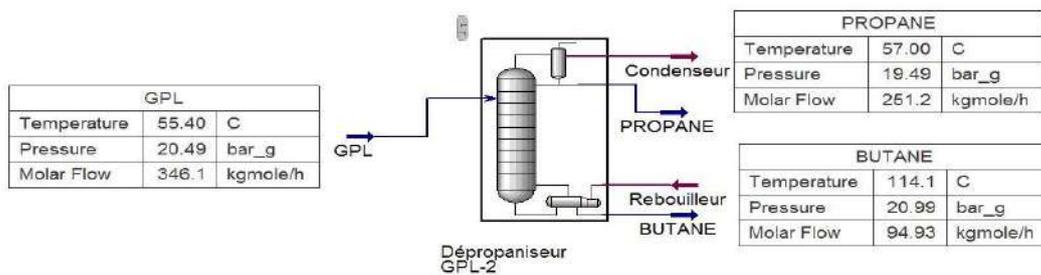


Figure V.1 : Simulation de cas design de dépropaniseur GPL-2.

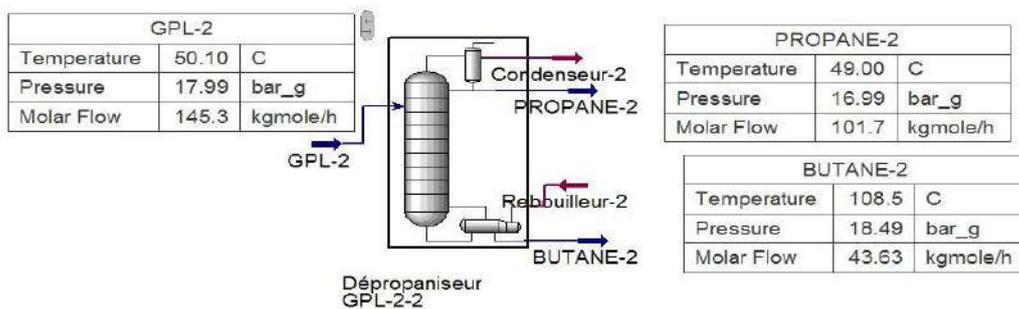


Figure V.2 : Simulation de cas actuel de dépropaniseur GPL-2.

V.5 Simulation et Calcul de la colonne de dépropaniseur Z-CINA

V.5.1. Simulation de Nouveau dépropaniseur de Z-CINA par Hysys

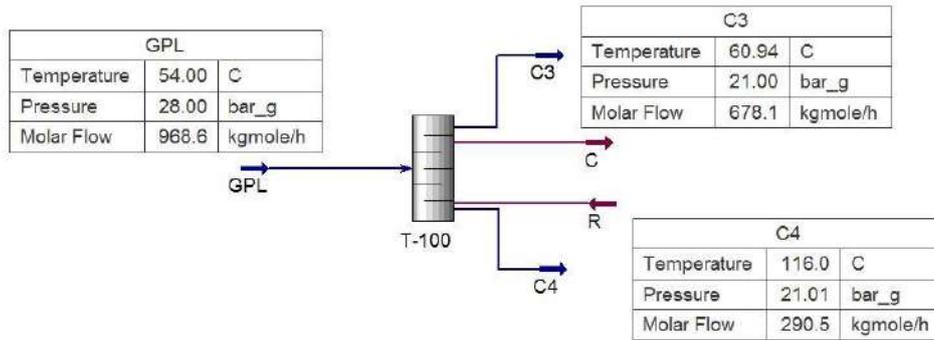


Figure V.3 : Simulation de cas design de dépropaniseur Z-CINA Avec Short-Cut Colonne

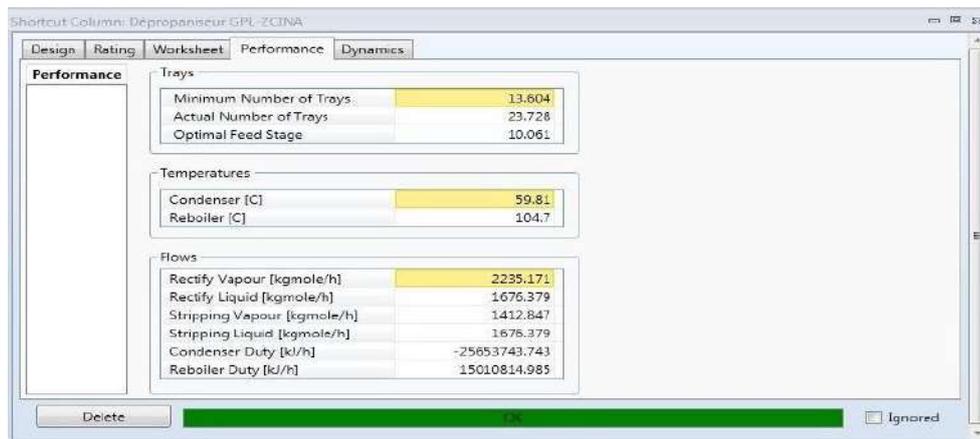


Figure V.4 : Performance de cas design de dépropaniseur Z-CINA

V.5.2 Partie calculs

V.5.2.1 Ordre de calcul

1. Effectuer le calcul de la composition du distillat et du résidu.
2. Calculer les pressions et les températures dans les différentes zones de la nouvelle colonne.
3. Effectuer les calculs des quantités massiques et molaires du résidu, du distillat et de l'alimentation.
4. Calculer les volatilités relatives et les taux de vaporisation.
5. Déterminer les reflux minimum et optimal .
6. Calculer le nombre de plateaux théoriques et réels dans les zones de rectification et d'épuisement en utilisant la méthode approximative abrégée de résolution (méthode de GILLILAND corrélés par **EDULJEE** ou méthode FUG.
7. Effectuer les calculs de dimensionnement Diamètre Total et Hauteur de chaque zone et la hauteur Total.

V.5.2.2 Données de départ

- Débit d'alimentation de la colonne égal à **38540 kg /h**
- Température d'entrée de la charge : **54°C**
- La pression d'alimentation : **22 bar.g**

Charge d'alimentation :

La charge actuelle qui alimente le dépropaniseur est déterminée à partir de la simulation précédente, en utilisant la composition des résidus au fond du dééthaniseur, comme indiqué ci-dessous.

Tableau V.2 : Fractions molaires de GPL de la zone HMD

Composées	Compositions molaires (%)
Ethane	0,0115
Propane	0,6670
Iso-Butane	0,0734
N-Butane	0,2467
Iso-Pentane	0,0014

Remarque

Dans la simulation que nous avons réalisée, l'iso-pentane était présent dans la composition des GPL (gaz de pétrole liquéfiés). Cependant, il est important de noter que dans d'autres situations, il est possible que l'iso-pentane ne fasse pas partie de la composition des GPL.

V.5.2.3 Choix de la pression

Le choix de la pression de fonctionnement est une étape cruciale dans la conception d'une colonne de rectification. Le premier critère à prendre en compte est la nature du fluide réfrigérant qui sera utilisé au condenseur. Dans notre cas, nous envisageons d'utiliser des aéro-réfrigérants. En effet, il est essentiel de s'assurer que la vapeur produite en tête de colonne pourra être condensée avec succès. en prenant en compte les conditions climatique de site **60°C**

V.5.2.4 Choix des clés lourde et légère

- Teneur du Butane dans le distillat = 1% (molaire).
- Teneur de Propane dans le résidu = 1 % (molaire).

V.5.2.5 Bilan matière de la colonne

La composition massique et molaire et la masse moléculaire moyenne de la charge sont Représentées dans le Tableau suivant :

$$X_{Li} = X'_{Li} (M_i / M_L)$$

$$M_L = \sum X_{Li} M_i$$

X'_{Li} : composition molaire dans la charge d'alimentation

M_i : masse moléculaire de chaque constituant

Tableau V.3 : Composition molaire, massique et la masse moléculaire de la charge

composées	$M_{(i)}$ g/mol	Composition Molaire X_{Li}	$M_{(i)}$ X'_{Li}	Composition Massique
ETHANE	30	0,0115	0,345	0,00713
PROPANE	44	0,6670	29,3436	0,60683
ISO- BUTANE	58	0,0734	4,2572	0,08804
N-BUTANE	58	0,2467	14,3086	0,29590
ISO- PENTANE	72	0,0014	0,1008	0,00208
TOTAL	262	1	48,3552	1

Pour effectuer la séparation en fonction des données de départ, il est possible de fixer :

La Clé Légère : **C₃H₈ Propane**

La Clé lourde : **i-C₄H₁₀ i-Butane**

Selon les données de départ, compte tenu des concentrations autorisées du C₄H₁₀ dans le distillat ($Y_{Dc4} = 0.01$) et du C₃H₈ dans le résidu ($X_{Rc3} = 0.01$), les débits ne sont pas

importants. On peut estimer que le C₂H₆ est pratiquement absent dans le résidu, tout comme le n-C₄H₁₀ et l'i-C₅H₁₂ dans le distillat.

Alors : $X_{Rc2} = Y_{Dc5} = 0$

L'équation du bilan matière pour toute la colonne :

d'après L'équation :

$L' = D' + R'$

On trouve :

L'application du bilan matière pour chaque constituant « i » de la charge donne :

$L' X_{Li} = D' Y'_{Di} + R' X'_{Ri}$

L : l'Alimentation ou La charge Kmol/h

D : Distillat Kmol/h

R : Résidu Kmol/h

Tableau V.4 : Débits molaires de distillat et résidu

Composition	X _i	Distillat		Résidu	
		D _i	Y _{Di}	R _i	X _{Ri}
C ₂ H ₆	0,0115	9,15745	0,01710		
C ₃ H ₈	0,6670	525,74194	0,9818	5,3105	0,02036
i-C ₄ H ₁₀	0,0734	0,5844	1,09 . 10 ⁻³	57,8421	0,2218
n-C ₄ H ₁₀	0,2467			196,447 2	0,7534
i-C ₅ H ₁₂	0,0014			1,1148	4,275 10 ⁻³
TOTAL	0,9999	535,4838	0,9999	260,746	0,9999

V. 5. 3 Calcul de la Pressions et la température dans la colonne

V.5.3.1 Pressions

a - Pression au sommet de colonne

On a la pression de l'alimentation de la colonne $P_L=22$ bar.g

D'après l'équation $P_F = P_S + \Delta P_2$ et $P_L = (P_S + P_F) / 2$

Avec $\Delta P_2 = [0,3-0,5]$ bar.g

On trouve : $P_L = (P_S + P_S + \Delta P_2) / 2$

$$P_L = P_S + (\Delta P_2 / 2)$$

$$P_S = P_L - \Delta P_2 / 2 = 22 - 0,4 / 2 = 21,8 \text{ bars.}$$

$P_S = 21,8$ bars

b - La pression au fond de la colonne

D'après l'équation $P_F = P_S + \Delta P_2$

On trouve :

Où $\Delta P_2 = [0,3-0,5]$.

On prend $\Delta P_2 = 0,4$ bar.g Alors $P_S = 21,8$

$$P_F = 21,8 + 0,4 = 22,2 \text{ bar.g}$$

$P_F = 22,2$ bars

c - La pression dans le ballon de reflux

D'après l'équation $P_S = P_b + \Delta P_1$

On trouve :

Où $\Delta P_1 = [0,2-0,4]$.

On prend $\Delta P_1 = 0,3$ bars. Alors $P_S = 21,8$

$$P_B = P_S - \Delta P_1 = 21,8 - 0,3 = 21,4 \text{ bar.g}$$

$P_B = 21,4$ bars

V.5.3.2 Température dans la colonne

a - Température au sommet de la colonne

La température au sommet de la colonne correspond à la température de rosée. À une pression de 15,4 bars et en utilisant $KC_3H_8=1$ à l'aide du diagramme de Jenny et

Scheibel, nous pouvons déterminer cette température par des itérations successives, tout en vérifiant l'équation d'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum K_i X_{Di} = 1$$

K_i : La volatilité de chaque constituant

Les résultats de calcul sont représentés dans le Tableau à l'aide de diagramme de Jenny et Scheibel

Tableau V.5 : Les résultats de calcul au sommet de la colonne

Composées	$P_S=21,8 \text{ bar}$		$T_S=56,5^\circ\text{c}$
	$X_{Di} = Y_i$	K_i	Y_i / K_i
C_2H_6	0,01710	2,45	$6,979 \cdot 10^{-3}$
C_3H_8	0,9818	1	0,9818
iC ₄	$1,09 \cdot 10^{-3}$	0,51	$2,1312 \cdot 10^{-3}$
TOTAL	0,9999		0,9999

$T^{\circ}\text{sommet} = T^{\circ}\text{rosé}$ à $P= 21,8$

Donc les conditions de service au sommet de la colonne sont :

$P_S= 21,8 \text{ bar}$ $T^{\circ}S= T^{\circ}\text{rosé}= 56,5^\circ\text{c}$

b - La température dans le ballon de reflux

Pour déterminer la température de condensation totale du distillat (propane), c'est-à-dire la température dans le ballon de reflux, on utilise $K_{C_3H_8}=1$. En utilisant le diagramme de Jenny et Scheibel, nous procédons à des itérations successives pour vérifier l'équation d'isotherme de la phase liquide et ainsi obtenir la température recherchée

$$\sum K_i X_{Di} = 1$$

Tableau V.6 : les résultats de calcul dans le ballon de reflux

Composées	$P_S=21,4 \text{ bar}$		$T_B=54^\circ\text{c}$
	$X_{Di} = Y_i$	K_i	Y_i / K_i

C ₂ H ₆	0,01710	2,5	0,041895 . 10 ⁻³
C ₃ H ₈	0,9818	0,98	0,93271
iC ₄	1,095 . 10 ⁻³	0,5	0,5475 . 10 ⁻³
TOTAL	0,9999		0,9476

Tableau V.6 : les résultats de calcul dans le ballon de reflux

c - Température au fond de la colonne

La température au fond de la colonne est égale à la température de Bulle du résidu à la pression $P_F = 22,2$ bar , pour calculer cette température, on prend $K_i-C_4=1$ et à l'aide de diagramme de Jenny et Scheibel, on calcule par itérations successives selon l'équation d'isotherme de la phase liquide.

Tableau V.7 : Les résultats de calculs au fond de la colonne

Composées	$P_F=22,2$ bar		$T_F=119^\circ\text{C}$
	$X_{Di} = Y_i$	K_i	Y_i / K_i
C ₃ H ₈	0,02036	2,1	0,04257
iC ₄	0,2218	1,2	0,26616
nC ₄	0,7534	1	0,7534
iC ₅	4,275 . 10 ⁻³	0,58	247 . 10 ⁻³
TOTAL	0,999		1,006

Donc les conditions de service au fond de la colonne sont :

$P_F = 22.2$ bar et $T_F = 119$ °C

d - Température à la zone d'alimentation

La charge est admise dans le dépropaniseur à une température de 54 °C.

Donne les résultats de calcul

Tableau V.8 : Les résultats des calculs à la zone d'alimentation

Composées	$P_F=22,4$ bar		$T_F=54^\circ\text{C}$
	$X_{Di} = Y_i$	K_i	Y_i / K_i
C ₂ H ₆	0,0115	2,5	0,02875
C ₃ H ₈	0,6670	0,98	0,5535
iC ₄	0,0734	0,5	0,0367
nC ₄	0,2467	0,38	0,093

iC ₅	0,0014	0,18	252 . 10 ⁻³
TOTAL	0,999		0,8914

V.5.4 Débits molaires et massiques

- Débit d'alimentation

$$L = 38540 \text{ kg/h} = 796,01 \text{ Kmol/h}$$

- Débit de résidu

$$R = 12514,08 \text{ Kg/h} = 260,7146 \text{ Kmol/h}$$

- Débit du distillat

$$D = 25701,03 \text{ Kg/h} = 535,438 \text{ Kmol/h}$$

V.5.5 Le taux de vaporisation à l'entrée de la colonne

Le GPL est admis dans le dépropaniseur à l'état liquide, après l'équation de TREGOUBOV

$$\Sigma X_{o,i} = \Sigma (X_{L,i} / [1 + \epsilon (K_i - 1)])$$

Vérification par calcul de la composition de la charge $\epsilon = 3 = 0$

on trouve :

$$X'_{L,i} = X'_{o,i}$$

V.5.6 Volatilités relatives des constituants

On calcule les volatilités relatives des constituants en différentes zones, en se basant sur :

$$\alpha_i = K_i / K_r$$

K_i : constante d'équilibre du composant « i » dans les conditions de service (température, pression).

K_r : constante d'équilibre du composant clé lourd.

Tableau V.9 : Les résultats des calculs des volatilités relatives

Composés	Alimentation	Rectification	Epuisement
----------	--------------	---------------	------------

	K_i P=22bar T°=54°C	α_{Li}	K_i P=21.8bar T°=56.5°C	α_{Di}	K_i P=22.2bar T°=119°C	α_{Ri}
C ₂ H ₆	2,5	5	2,45	4,9		
C ₃ H ₈	0,98	1,96	2	2	2,1	1,75
i-C ₄ H ₁₀	0,5	1	0,5	1	1,2	1
n-C ₄ H ₁₀	0,38	0,76			1	0,833
i-C ₅ H ₁₂	0,18	0,36			0,58	0,483

V.5.7 Les volatilités relatives moyennes

Les volatilités relatives moyennes dans les deux zones de la colonne sont déterminées par les relation suivantes :

- Zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Di} + \alpha_{L,i})$$

- Zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{L,i} + \alpha_{R,i})$$

Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes de chaque constituant dans les différentes zones de la colonne sont présentés dans le tableau

Tableau V.10 : Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes

Composés	Alimentation	Rectification		Epuisement	
	α_{Li}	α_{Di}	α_{im}	α_{Ri}	α_{im}
C ₂ H ₆	5	4,9	4,95		
C ₃ H ₈	1,96	2	1,98	1,96	1,85
i-C ₄ H ₁₀	1	1	1	1	1,1
n-C ₄ H ₁₀	0,76			0,36	0,796

C ₅ H ₁₂	0,36	X	X	0,58	0,421
--------------------------------	------	---	---	------	-------

V.5.8 Compositions des composées non-clés

La Composition des composées non-clés est déterminés par la relation suivante

$$W_i = \frac{F}{1 + D_r/W_r \cdot \alpha_i/r^{N_{\min}}}$$

V.5.8.1 Nombre des plateaux minimal

$$N_{\min} = \frac{\text{Log} (D_i/D_j \cdot W_j/W_i)}{\text{Log} \alpha_i/r}$$

$$N_{\min} = \frac{\text{Log} (525,741/0,5844 \cdot 57,8421/5,3102)}{\text{Log} 1,905}$$

$$N_{\min} = 14,25 = 14 \text{ Plateaux}$$

$$W_{C_2H_6} = \frac{9,15745}{1 + 0,5844/57,842 \cdot 0,7^{14,25}}$$

$$W_{C_2H_6} = 1,32 \cdot 10^{-2} \quad \text{Kmol/h}$$

$$D_{C_2H_6} = 9,15745 - 1,32 \cdot 10^{-2}$$

$$D_{C_2H_6} = 9,15744 \text{ Kmol/h}$$

$$W_{nC_4H_{10}} = \frac{196,4472}{1 + 0,5844/57,842 \cdot 0,79^{14,25}}$$

$$W_{nC4H10} = 196,3669 \text{ Kmol/h}$$

$$D_{nC4H10} = 196,4472 - 196,3669$$

$$D_{nC4H10} = 0,080299 \text{ Kmol/h}$$

$$W_{Ic5H12} = \frac{1,1148}{1 + 0,5844/57,842}$$

$$W_{Ic5H12} = 1,1147 \quad 0,4216^{14,25} \quad \text{Kmol/h}$$

$$D_{Ic5H12} = 1,1148 - 1,1147 \quad D_{Ic5H12} = 10^{-5} \text{ Kmol/h}$$

V.5.9 Calcul du régime de reflux minimal et optimal

La valeur de « φ » utilisée dans le tableau est déterminée par approximations successives selon Cette équation :

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{ir} \cdot \alpha_{id}}{\alpha_{ir} - \varphi} = R_{\min} + 1$$

$$R_{\min} = (L/D)_{\min}$$

Calcule la valeur de φ :

$$\sum_{i=1}^n c = \frac{\alpha_{ir} \cdot Z_i}{\alpha_{ir} - \varphi} = 1 - q$$

L'Alimentation est un liquide sous-refroidi alors on utilise la formule suivante pour calculer « q »

$$q = \frac{CpL \cdot (T^{\circ}eb - TF)}{\Delta H_{vap}}$$

$$T^{\circ}eb = 76,8 \quad T^{\circ}F = 54^{\circ}C$$

$$CP_L = 2,056 \text{ (Kj / Kmol } \cdot ^{\circ}C \text{)}$$

$$\Delta H^{\circ}_{vap} = 256,2 \text{ (Kj / Kg)}$$

$$q = \frac{2,056 \cdot (76,8 - 54)}{256,2} = 0,003779$$

La valeur de « φ » varie entre les valeurs de volatilités relatives des constituants clé lourd

$$\alpha_{C_3H_8} = 1,96 \quad \alpha_{i-C_4H_{10}} = 1,000$$

$$1 < \varphi < 1,96$$

$$i=1 \sum c = i=1 \sum c = \frac{\alpha_{ir} \cdot Z_i}{\alpha_{ir} - \varphi} = 1 - q$$

$$1 - 0,003779 = 0,996221$$

Par approximation successive $\varphi = 1,21$

$$i=1 \sum c = \frac{\alpha_{ir} \cdot \alpha_{id}}{\alpha_{ir} - \varphi} = R_{\min} + 1$$

Après Application numérique :

$$R_{\min} + 1 = 2,465$$

$$R_{\min} = 1,465$$

- Reflux optimal

$$R_{\text{opt}} = 1,3 R_{\min} + 0,33 = 1,3 \cdot 1,465 = 2,23$$

$$R_{\text{opt}} = 2,23$$

V.5.10 Nombre des plateaux théorique et réel

$$X = (R - R_{\min}) / R + 1$$

$$X = 1,9 - 1,465 / 1,9 + 1$$

$$X = 0,15$$

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

$$Y = 0,75 - 0,75 (0,15)^{0,5668}$$

$$Y = 0,49$$

$$Y = (N_{th} - N_{min}) / (N+1) \quad \blacktriangleright \quad N_{th} = (-N_{min} - Y) / (Y - 1)$$

$$N_{th} = (-14,26 - 0,49) / (0,49 - 1)$$

$$N_{th} = 29,31$$

$$N_R = N_{th} / E$$

$$N_R = 29,31 / 0,7$$

$$N_R = 41 \text{ PLATEAUX}$$

V.5.11 Position de plateau d'alimentation théorique et réel

$$N_{th} = N_r + N_s$$

$$N_r / N_s = \left(\left(\frac{Z_{HK}}{Z_{LK}} \right) \cdot \left(\frac{X_{WLK}}{X_{DLK}} \right)^2 \cdot \left(\frac{R}{D} \right) \right)^{0,206}$$

$$N_r / N_s = \left(\left(0,0734 / 0,6669 \right) \cdot \left(0,02036 / 1,09 \cdot 10^{-3} \right)^2 \cdot \left(260,7144 / 535,4838 \right) \right)^{0,206}$$

$$N_r / N_s = 2,82$$

$$N_{th} = N_r + N_s$$

$$N_r = N_{th} - N_s$$

$$N - N_s / N_s = 2,82$$

$$N_s = N_{th} / 2,82$$

$$N_s = 29,31 / 2,82$$

$$N_s = 10,68 = 11 \text{ Plateaux}$$

$$N = N_r + N_s$$

$$N_r = 29 - 11$$

$$N_r = 18$$

Le plateau d'alimentation théorique est le 11^{ème} Plateau comptant du bas en haut .

$$N_{\text{réel}} = 41$$

$$N_s = 41 / 2,82$$

$$N_s = 15$$

Le plateau d'alimentation réel est le 15^{ème} plateau comptant du bas en haut

V.5.12 Calcul de diamètre de la colonne

$$U_{sf} = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$U_{sf} = 2312,03$$

C : Facteur de Capacité déterminé graphiquement en fonction de la distance (H_p) entre les plateaux et de leur type, dans notre colonne les plateaux utilisés sont des plateaux à clapet.

Admettant que la distance entre deux plateaux successives est de 0.6 m on trouve :

$$C=590$$

U_{sf} : Terme correctif

ρ_L : Masse volumique de la phase Liquide = 504,66 Kg / m³

ρ_V : Masse volumique de la phase Vapeur = 35,15 Kg / m³

$$D_T = 4 Q_V / 0,85 \cdot S_F \cdot U_{sf} \cdot \Pi$$

$$D_T = 4 \cdot 796,01 / 0,85 \cdot 0,8 \cdot 2312,03 \cdot \Pi$$

$$D_T = 0,8 \text{ m}$$

D_T : Diamètre total de la colonne

Q_V : Débit D'alimentation kmol/h

V.5.13 Calcul de la hauteur de la colonne

La distance entre le premier plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne est considérée comme étant: $h_1 = 1.5 \text{ m}$

1. Hauteur de la zone de réctification.

$$h_2 = HP (N_p - 1)$$

N_p - nombre de plateaux dans la zone d'épuisement égale à 29 plateaux.

HP - distance entre deux plateaux = 0,60 m.

$$h_2 = 0,60 (15 - 1) = 15,4$$

$$h_2 = 8,4 \text{ m}$$

2. Hauteur de la zone d'expansion

$$h_3 = 3 \cdot HP = 3 \cdot 0,60 = 1,8 \text{ m}$$

$$h_0 = 2,8 \text{ m}$$

3. Hauteur de la zone d'épuisement

$$h_4 = HP (NR - 1)$$

NR - nombre de plateaux dans la zone de rectification égale à 25 plateaux.

$$h_4 = 0,60(25 - 1) = 14,4$$

$$h_4 = 14,4 \text{ m}$$

4. Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur

$$h_5 = 2,1 \text{ m (donnée)}$$

La hauteur totale sera :

$$HT = h_0 + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

$$HT = 2,8 + 1,5 + 8,4 + 1,8 + 14,4 + 2,1$$

$$\mathbf{HT = 31 \text{ m}}$$

V.6 Résultats des calculs

Tableau V.11 : Tableau des résultats de calcul

Nombre des plateau	41 Plateaux
Type des plateau	A clapets
Hauteur Totale	31m
Diamètre totale	0,8 m
Préssion de tete	21,8 bar.
Préssion du fond	22,2 bar.

Température au tete	56,5 °C
Température au fond	119 °C
Taux de Reflux minimal	1,9
Taux de reflux optimal	2.23

Conclusion Générale

En conclusion, ce travail de recherche a porté sur la proposition et l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dépropaniseur afin de maximiser la récupération du propane. L'utilisation du logiciel de simulation Aspen Hysys et des données de conception a permis de simuler cette section et de la valider par des calculs manuels.

Le simulateur Aspen Hysys utilise l'équation Peng Robinson, qui est modifiée suivant les règles de mélange', valables pour des systèmes complexes comme le pétrole brut et leurs coupes. Généralement, plus la base théorique d'une corrélation est solide, plus elle en résulte fiable.

Pendant cette période de stage, une étude approfondie de la section de fractionnement de la colonne de dépropaniseur a été réalisée. Cela a inclus une vérification minutieuse des équipements pour maintenir des rendements optimaux et respecter les teneurs en butane et en propane requises dans le résidu et le distillat, conformément aux normes établies.

Le fonctionnement de la colonne de dépropaniseur à haute pression offre l'avantage de faciliter la liquéfaction du propane, notamment dans des conditions extrêmes de température sur le site (60°C). Cependant, cela nécessite une consommation d'énergie pour comprimer le gaz à la pression souhaitée.

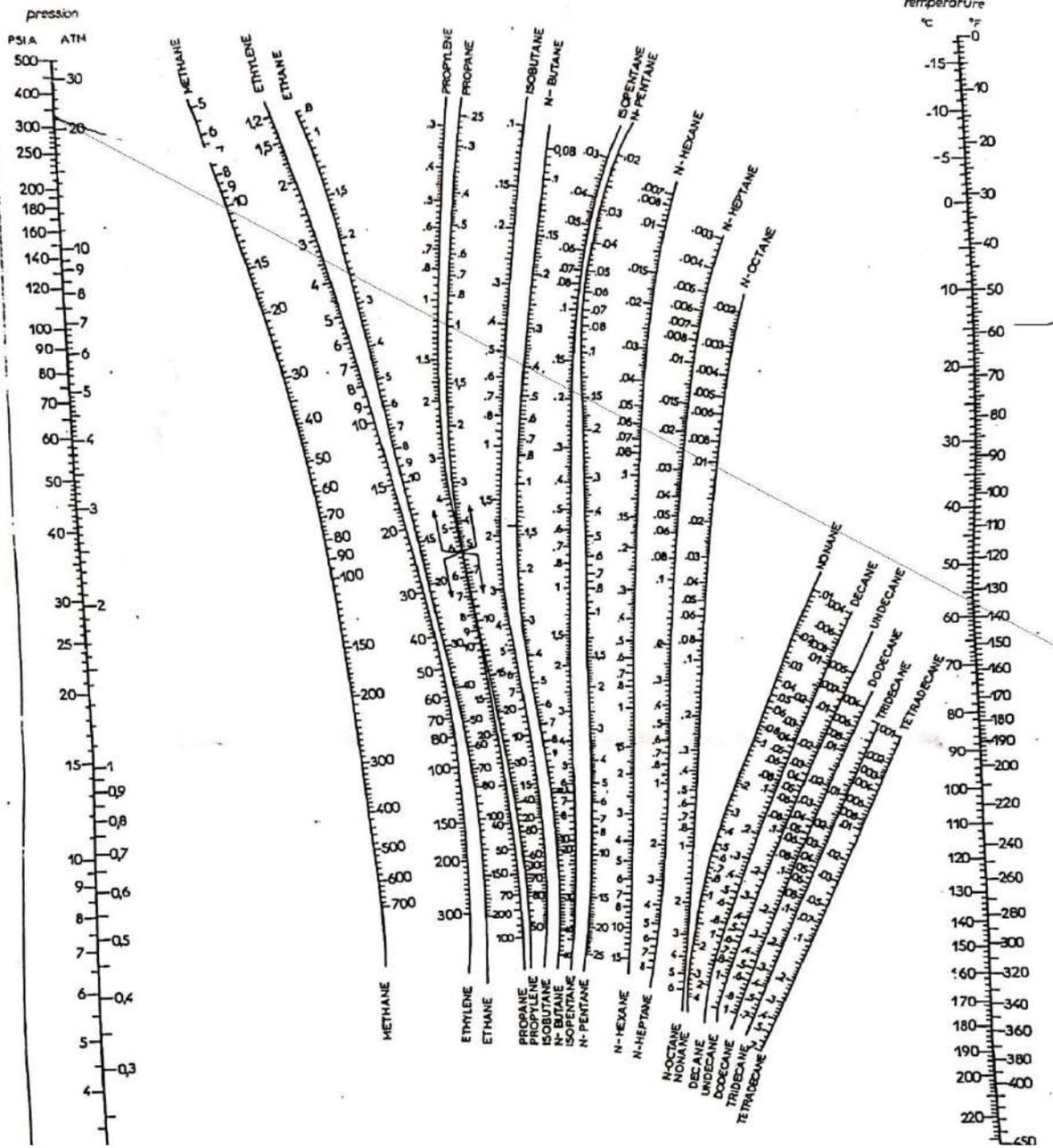
Sur la base des résultats obtenus à partir des calculs, on peut conclure que ce travail représente une étape préliminaire essentielle dans la mise en œuvre de cette modification à l'unité GPL de Z-CINA. Cette modification vise à répondre aux besoins en constante augmentation de propane et de butane, et assure la production continue de l'usine de GPL, conformément à la vision de la société Sonatrach.

Recommandations :

- Dimensionnement des sphères de stockage de propane et de butane.
- Construction d'une station de distribution de produits propane et butane à l'unité GPL de la Z-CINA.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl>)
- [2] <https://www.naftal.dz/fr/index.php/produits/particuliers/gpl>
- [3] <https://www.francegazliquides.fr/energie-butane-propane/caracteristiques/specifications-administratives/>
- [4] Manuel opératoire N° 1 du complexe Z-CINA Sonatrach Hassi Messaoud.
- [5] Manuel opératoire N° 2 du complexe Z-CINA Sonatrach Hassi Messaoud.
- [7] Jean-Pierre Wauquier, Raffinage du Pétrole, tome2-Procédés de séparation.Edition TECHNIP, (1998)
- [8] P.Tambouze « raffinage du pétrole "Matériels et équipement" »Tome 4.
- [9] AIDE Mémoire Emilian Kaller (Génie chimique)
- [10]AKEDI MOUNIR MOUHSEN. MOSTEFA HOUSSEMEDDINE, Mémoire, CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UNE COLONNE DE DISTILLATION À PLATEAUX : (Débutaniseur C-102 de Hassi R'MEL) , UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES.
- [6] : J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998. page : 95-234.
- [11] : Z.HANICHI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseur», Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES, 2005.
- [12] : Cours 4ème année « Operations unitaires I », Mr. Hadjarab, IGCP/10.
- [13] G.Ardit, « Technologie chimique industrielle », Edition Eyrolles, paris, (1972).
- [14] Industrial engineering Chemicals 1940 32 1220
- [15] hydro process 1975 54 9 120
- [17] Bernard Grandjean, cour DISTILLATION & EXTRACTION Volume 1,2013.
Brochure : « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes », INH
« Génie chimique : opérations unitaires », Daniel Morvan, chimie Paris Ellipse2009.
Mémoire de master ' Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation '
Mémoire de master CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UN DIMENSIONNEMENT D'UNE SECTION DE DÉPROPANISEUR DANS L'UNITE GPL Z-CINA–HMD- université OUARGLA



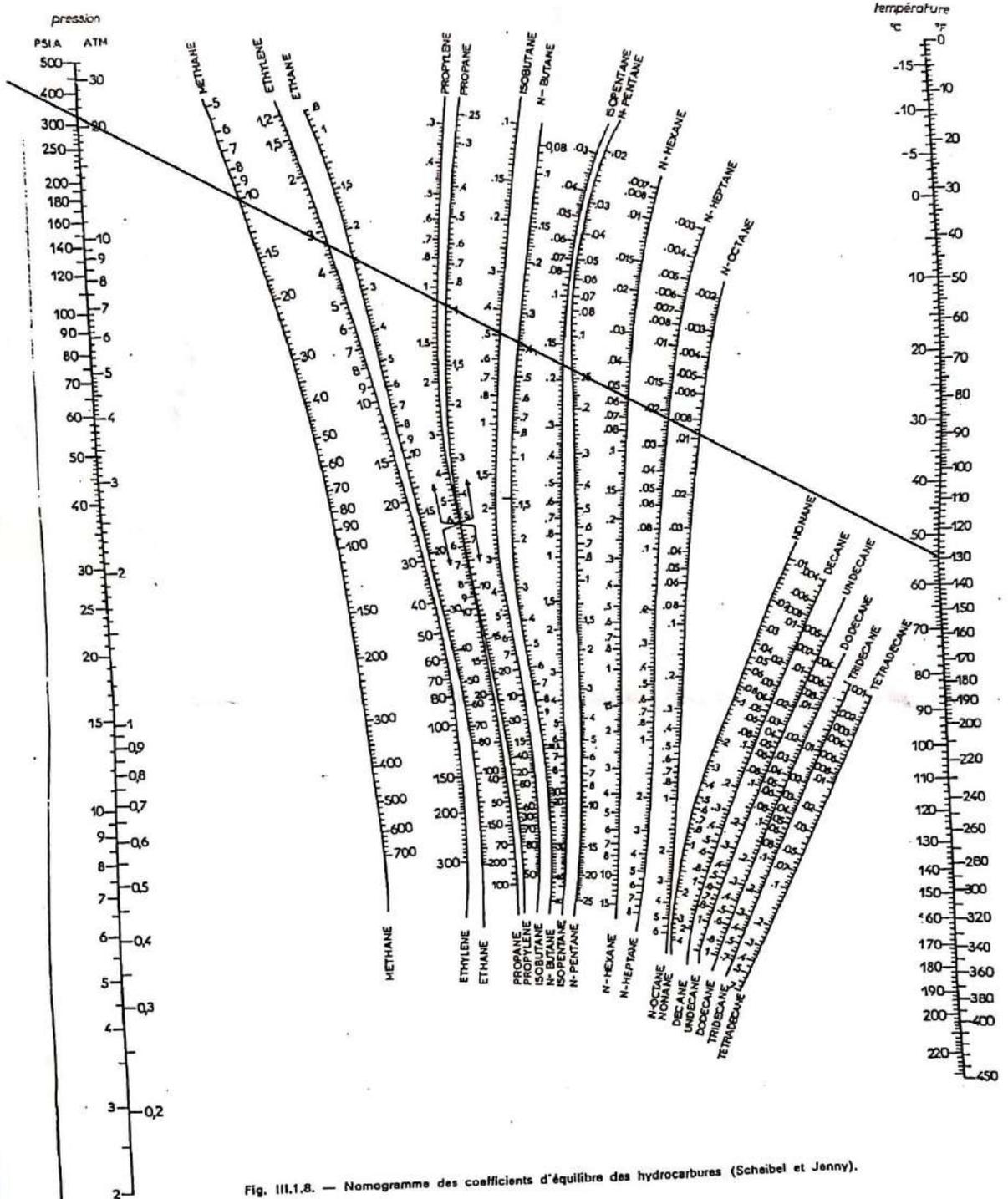


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

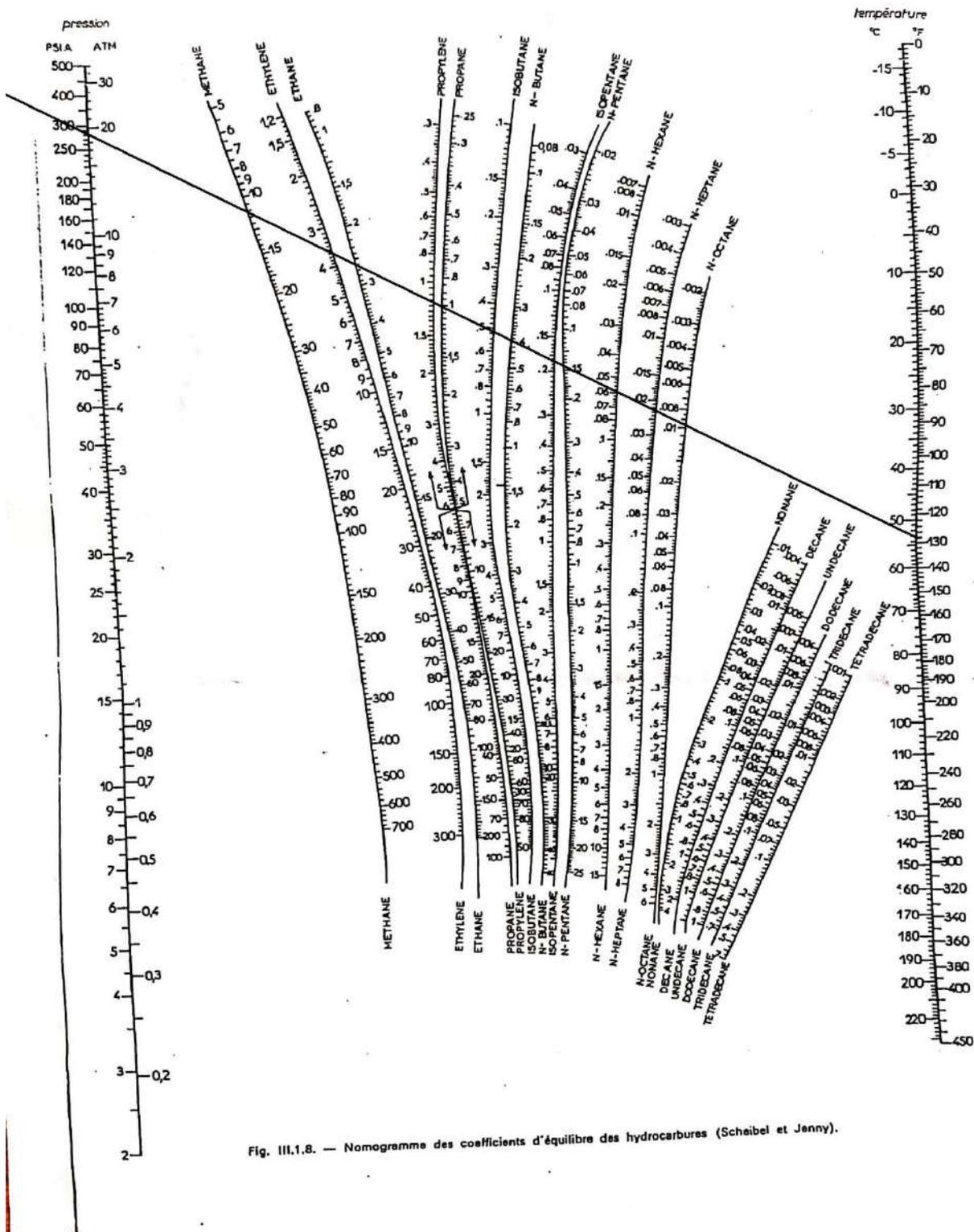


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

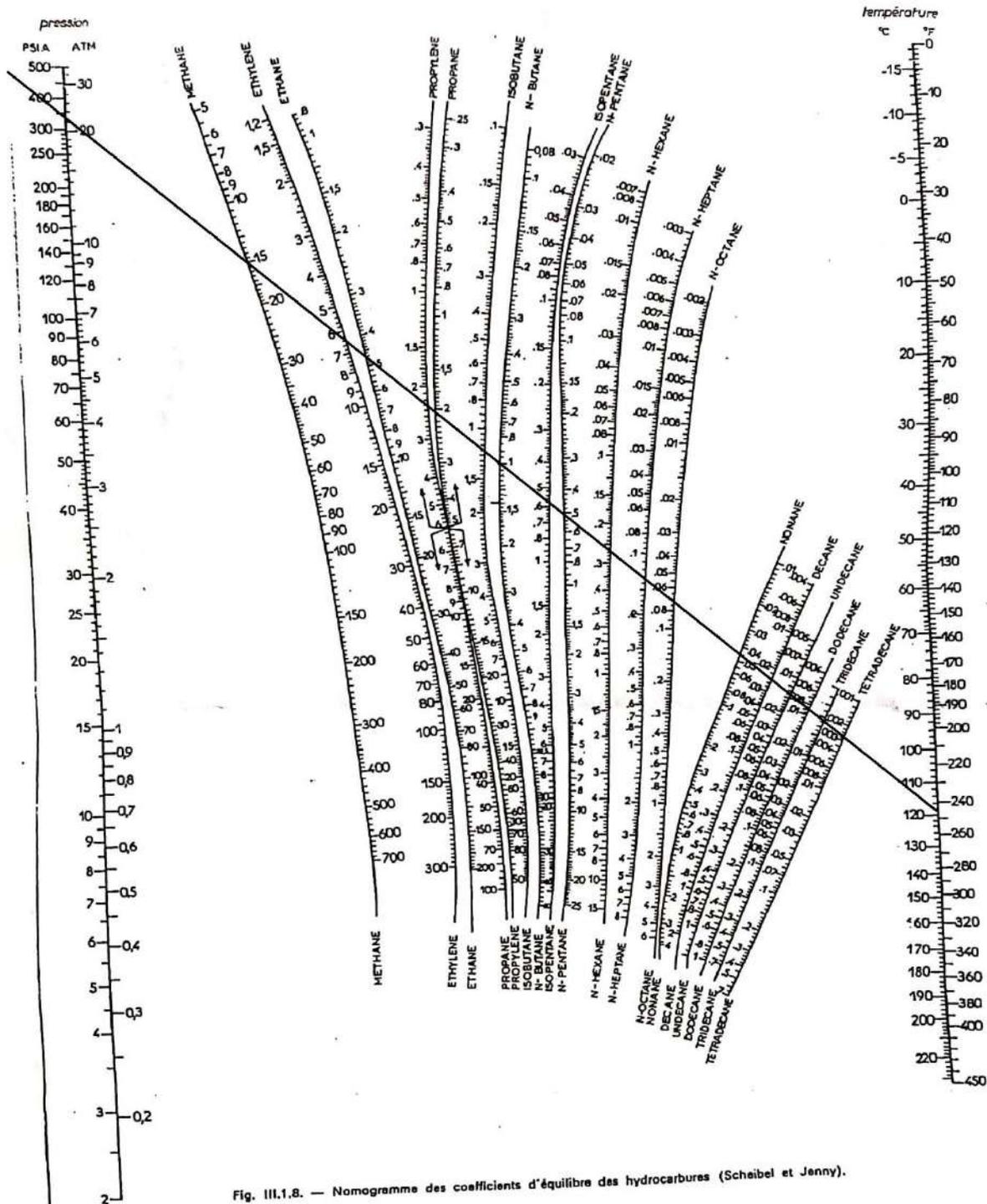


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).