

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté des Sciences Appliquées
Département de Génie des Procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et technologies

Filière : industrie pétrochimiques

Spécialité : génie de raffinage

Présenté par :

Bounoua mohamed fathi

Bekhdidja mohamed lamine

Thème:

**CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UN DIMENSIONNEMENT
D'UNE SECTION DE DÉPROPANISEUR DANS L'UNITE GPL
Z-CINA-HMD-**

Soutenu le 06/07/2019

M. Saleh Dounit	professeur	President	UKM Ouargla
Ms. Izza hidaya	MC (A)	Examinatrice	UKM Ouargla
M. SELLAMI Med Hassen	MC (A)	Encadreur	UKM Ouargla

Année universitaire 2018/2019

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 la réussite.

Nous tenons à remercier particulièrement nos parents.

*Nous remercions notre promoteur **Dr.sellami Mohamed Hassen** Pour leur participation et ses conseils prodiges à la réalisation De ce travail.*

*Nous remercions également tous ceux qui travaillent dans les unités Z-CINA, GPL-1 et GPL-2 qui nous a donné de l'aide surtout **M.Ali Ouar**.*

Un grand merci au membre de jury _____ et _____

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

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à :

Mes chers parents qui m'ont soutenu pour réussir à mes études.

Mes très chers frères.

Mes très chères sœurs.

Toute ma grande famille.

Mes amis depuis l'enfance.

Le meilleur ami Aouarib Houssam Eddine.

Mes amis qui ont m'accompagner dans cette étape Universitaire.

Toute la promotion de génie de raffinage.

*Ceux qui me connaissent de près ou de loin sans cité leurs
noms.*

b. fathi

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à:

Mes chers parents qui m'ont soutenu pour réussir à mes études.

Mes très chers frères.

Mes très chères sœurs.

Toute ma grande famille.

Mes amis depuis l'enfance.

Le meilleur ami Omar Mokrani.

Mes amis qui ont m'accompagner dans cette étape Universitaire.

Toute la promotion de génie de raffinage.

*Ceux qui me connaissent de près ou de loin sans cité leurs
noms.*

b. lamin

الملخص :

من بين المشاكل التي تعرفها المركبات الصناعية الخاصة بإنتاج غاز البترول المميع والتابعة لمؤسسة سونطراك عدم قدرتها على تغطية إحتياجات السوق المحلية من غاز البروبان والبوتان وهذا ملاحظناه على مستوى المؤسسة الوطنية نפטال ذات الطابع التجاري لهذه المادة الحيوية.

لمعالجة هذه المشكلة إرتأينا تنظيم تربص داخل الشركة المعنية بالتنسيق مع جامعة قاصدي مرباح وتم إختيار المركب الصناعي نايلي عبد الحلیم الواقع بحاسي مسعود والذي يعمل في مجال معالجة الغاز.

المبدأ الذي يقوم عليه المشروع هو إنشاء عمود لفصل البروبان وتشتمل دراستنا على معاينة عمله عن طريق المحاكاة بواسطة برنامج الهيبيس مع المراجعة بالحساب اليدوي.

الهدف من هذه الدراسة هو تحديد أبعاد الوحدة المضافة والمتكونة من عمود التقطير, مسخن, مكثف, جهاز إرجاع ومضخة الكلمات المفتاحية : غاز البروبان والبوتان, عمود فصل البروبان, المحاكاة.

Résumé :

Parmi les problèmes identifiés au niveau des complexes industriels de production de gaz de pétrole liquéfié (GPL) affilié au l' entreprise de sonatrach l'Impossibilité de couvrir les besoins du marché local en gaz Butane et Propane ,comme nous l'avons observé au niveau de la corporation nationale du caractère commercial de ce matériau vital NAFTAL.

Pour examiner ce problème, nous avons organisé une formation dans l' entreprise concernée en coordination avec l'Université de kasdi merbah ou a été choisi le complexe industriel naili abd Elhalim, situé à Hassi Messaoud qui travaille dans le domaine du traitement de gaz ,ou il a été créé pour couvrir le déficit de fourniture de ce produit .

Le principe sur lequel basé le projet est de créer une dépropaniseur afin que notre étude inclue un aperçu de son travail par des simulations du programme hysys avec le calcul manuel.

L'objectif de cette étude est de déterminer les dimensions de l'unité supplémentaire constituée d'une colonne, rebouilleur, condenseur, ballon de reflux, et d'une pompe.

Mots clés : Propane, Butane, dépropaniseur, simulation.

Abstract :

Among the problems identified in the industrial complexes for the production of liquefied petroleum gas (GPL) affiliated with the sonatrach company the impossibility to cover the needs of the local market in Butane and Propane gas, as we observed at the of the national corporation of commercial character of this vital material NAFTAL.

To examine this problem, we have organized a training in the concerned company in coordination with Kasdi Merbah University where was chosen the industrial complex naili abd Elhalim, located in Hassi Messaoud working in the field of gas treatment, or it was created to cover the supply deficit of this product.

The principle on which the project is based is to create a dépropanizer so that our study includes an overview of its work by simulations of the hysys program with manual calculation.

The purpose of this study is to determine the dimensions of the additional unit consisting of a column, reboiler, condenser, reflux flask, and a pump.

Keywords : Propane, Butane, dépropanizer, simulation.

Sommaire

Liste de Abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

INTRODUCTION GENERALE.....1

I. CHAPITRE I : PRESENTATION DU CHAMP DE HASSI MESSAOUD

I.1.	Introduction.....	2
I.2.	Présentation du champ de Hassi Messaoud	2
I.3.	Description de l'unité GPL-1/Sud	3
I.4.	Description de L'unité GPL-2	4
I.4.1.	Capacité de traitement et de production de l'unité GPL-2	5
I.4.2.	Description de l'unité :	5
I.5.	Présentation de l'unité GPL Z-CINA	6
I.5.1.	Description générale de l'installation.....	7
I.5.2.	Description des unités de l'usine GPL Z-CINA.....	7
I.5.3.	Déshydratation du gaz de charge.....	10
I.5.4.	Sécheurs de gaz – Adsorption	10
I.6.	Unité de refroidissement du gaz	11
I.7.	Unité de dééthanisation.....	12
I.8.	Unité de débutanisation – Séparation des liquides	13

II. CHAPITRE II : GENERALITES SUR LES GPL

II.1.	Introduction.....	15
II.2.	Historique des GPL.....	15
II.3.	Définition des GPL	16
II.4.	Origine des GPL	16
II.5.	La composition des GPL.....	16
II.6.	Les propriétés des GPL.....	17
II.7.	Les caractéristiques des GPL.....	18
II.7.1.	Le pouvoir calorifique des GPL	18
II.7.2.	Point d'ébullition et la masse volumique	19
II.7.3.	Tension de vapeur.....	20
II.8.	Caractéristiques du Butane et du Propane commerciaux.....	21
II.8.1.	Le Butane commercial.....	21

II.8.2.	Le Propane commercial	21
II.9.	Les Utilisations principales des GPL.....	23
II.9.1.	La combustion	23
II.9.2.	Les GPL/c (carburants).....	24
II.9.3.	La production d'électricité	25
II.9.4.	Dans le domaine de la pétrochimie.....	25

III. CHAPITRE III : THEORIE DE LA RECTIFICATION

III.1.	Introduction	28
III.2.	Définition de la rectification	28
III.3.	Colonne de rectification	28
III.4.	Description et fonctionnement	28
III.5.	Types de colonnes de rectification	30
III.5.1.	Colonnes à plateaux	30
III.5.2.	Colonnes à garnissage.....	31
III.6.	Lois fondamentales de transfert de matière.....	31
III.6.1.	Lois de DALTON	31
III.6.2.	Lois de RAOULT et d'HENRY	31
III.6.3.	Lois de RAOULT DALTON	32
III.7.	Calcul de la volatilité relative.....	33
III.8.	Bilan matière de la colonne	33
III.8.1.	Bilan matière de la zone de rectification.....	34
III.8.2.	Bilan matière de la zone d'épuisement.....	35
III.8.3.	Bilan matière de la zone de flash	36
III.9.	Bilan thermique de la colonne :.....	36
III.10.	Choix de la pression dans la colonne	37
III.11.	Régime de température de la colonne	38
III.12.	Choix des constituants clés	39
III.13.	Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge	39
III.14.	Choix du taux de reflux.....	40
III.14.1.	Fonctionnement à reflux minimal.....	41
III.14.2.	Taux de reflux optimal.....	41
III.15.	Nombre de plateaux théoriques a reflux opératoire	41
III.15.1.	Méthode approximative	41
III.15.2.	Méthode de calcul plateau par plateau.....	42

IV. CHAPITRE IV : CALCUL DE LA COLONNE DE DÉPROPANISEUR

IV.1.	Exposé du problème	44
IV.1.1.	Déficit de Propane et Butane au NAFTAL.....	44
IV.2.	Généralités sur la simulation	45
IV.2.1.	Description du logiciel HYSYS.....	45
IV.2.2.	Le choix du modèle thermodynamique	45
IV.3.	Vérification de cas design et actuel de GPL-2	47
IV.3.1.	Comparaison entre cas design et cas simulée de GPL-2.....	47
IV.4.	Simulation de cas design et actuel de dépropaniseur GPL-2	48
IV.5.	calcul de la colonne de dépropaniseur Z-CINA	49
IV.5.1.	Simulation de Nouveau dépropaniseur de Z-CINA par logiciel Hysys.....	49
IV.5.2.	partie calcul.....	50
IV.5.3.	Bilan matière de la colonne.....	51
IV.5.4.	Bilan thermique de la colonne	62
IV.5.5.	Dimensionnement de la colonne.....	67
IV.5.6.	Calcul du ballon de reflux	72

CONCLUSION GENERALE.....76

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXE

Liste de Abréviations

- GPL** : gaz de pétrole liquéfié.
JGC: japon Gazoline Corporation.
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.
GN : gaz naturel.
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.
g₀' : Débit molaire de la phase liquide de la charge.
G₀': Débit molaire de la phase vapeur de la charge.
h_L : Enthalpie de la charge.
H₀ : Enthalpie de la phase vapeur de la charge.
h₀ : Enthalpie de la phase liquide de la charge.
h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide.
H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur.
H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur.
h_R : Enthalpie de résidu.
h_{gr} : Enthalpie de liquide alimentant le rebouilleur.
K : coefficient d'équilibre.
K_r : coefficient d'équilibre de référence.
L : débit molaire de la charge.
N : nombre de plateaux théoriques.
N_R: nombre de plateaux de la zone de rectification.
N_E : nombre de plateaux de la zone d'épuisement.
P^V_i : pression partielle d'un constituant «i» en phase vapeur.
P^L_i : pression partielle d'un constituant «i» en phase liquide.
P_T : pression totale du système.
P_i : tension de vapeur de constituant «i».
P_b : pression dans le ballon de reflux.
P_S : pression au sommet de la colonne.

P_F : pression au fond de la colonne.
 P_L : pression dans la zone d'alimentation.
 P_E : point final d'ébullition.
 Q_R : Charge thermique du rebouilleur.
 Q_C : Charge thermique du condenseur.
 R : débit molaire du résidu.
 r_f : taux de reflux.
 r_b : taux de rebouillage.
 r'_0 : taux de condensation molaire.
 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_i : la volatilité relative.
 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: Carte géographique du champ de Hassi Massaoud.	2
Figure I.2: Schéma simplifié de l'unité GPL-1 /CIS	4
Figure I.3: Schéma simplifié de l'unité GPL-2.	6
Figure I.4: Schéma simplifié de l'unité GPL LDHP Z-CINA.....	14
Figure II.1: Tensions de vapeur du Butane et Propane à la température ambiante.	20
Figure II.2: Organigramme d'utilisation de Propane en pétrochimie.....	27
Figure II.3: Organigramme d'utilisation de n-Butane en pétrochimie	27
Figure III.1: Vue 3D d'une colonne de rectification.	29
Figure III.2: Schéma simplifié la Zone de rectification	34
Figure III.3: Schéma simplifié la Zone d'épuisement.....	35
Figure IV.1: Simulation de cas actuel de dépropaniseur GPL-2	48
Figure IV.2: Simulation de cas design de dépropaniseur GPL-2	48
Figure IV.3: Simulation de cas design dépropaniseur Z-CINA..	49
Figure IV.4: Performance de cas design dépropaniseur Z-CINA.....	49

Liste des tableaux

Tableau I-1: Capacité de traitement del'unité GPL-2.	5
Tableau I-2: Capacité de production.	5
Tableau II-1: Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.	18
Tableau II-2: Caractéristiques des composants des GPL.	19
Tableau II-3: Point d'ébullition et masse volumique des GPL.	19
Tableau II-4: Les tensions de vapeur du Butane et Propane algérien.	20
Tableau II-5: Caractéristiques du Butane et Propane commerciaux.	21
Tableau II-6: Résumé général des caractéristiques des GPL commerciaux.	22
Tableau II-7: Puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles.	23
Tableau II-8: Valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants	24
Tableau II-9: Données de pollutions des différents combustibles.	25
Tableau IV-1: Prévisions de Butane et de Propane HMD 2018.	44
Tableau IV-2: Comparaison entre cas design et cas simulée de GPL-2.	47
Tableau IV-3: Fraction molaire du LA charge de dépropaniseur.	50
Tableau IV-4: La composition massique et molaire et la masse moléculaire moyenne de la charge.	51
Tableau IV-5: Composition molaire du distillat et du résidu.	53
Tableau IV-6: Les résultats de calcul dans le ballon de reflux	54
Tableau IV-7: Les résultats de calcul au sommet de la colonne.	55
Tableau IV-8: les résultats de calcul au fond de la colonne.	56
Tableau IV-9: Les résultats de calcul à la zone d'alimentation	56
Tableau IV-10: Les résultats de calcul des volatilités relatives.	58
Tableau IV-11: Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes.	58
Tableau IV-12: Les résultats des calculs Taux de reflux minimal.	59
Tableau IV-13: Les résultats des calculs Taux de rebouillage minimal.	60
Tableau IV-14: Représentant la valeur du taux de vaporisation du Résidu.	64
Tableau IV-15: Représentant le calcul des masses moléculaires moyennes du résidu.	64
Tableau IV-16 : Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du distillat. Phases	65
Tableau IV-17: Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du résidu	65
Tableau IV-18: Les enthalpies massiques de la phase liquide de l'alimentation.	66
Tableau IV-19: enthalpies liquides et vapeurs correspondantes à chaque section de la colonne.	66
Tableau IV-20: Les résultats des calculs la pression et température critique moyenne.	68
Tableau IV-21: Le calcul détaillé La masse volumique moyenne.	70
Tableau IV-22: des résultats globaux de la colonne.	71
Tableau IV-23: des résultats globaux de ballon de reflux	75

INTRODUCTION

GÉNÉRALE

Dans le cadre de la stratégie globale de développement du pays, l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie indépendante. Les branches de l'industrie sont nombreuses englobant entre autres celles des hydrocarbures dont les matières de base sont le pétrole et le gaz.

Le gaz de pétrole liquéfié est considéré comme un sous-produit des activités pétrolières et gazières, ses qualités essentielles en le font un carburant avantageux d'un point de vue économique, écologique et pratique.

Distribué presque dans tous les pays, le **GPL** est aujourd'hui le troisième carburant le plus utilisé au monde. Avec plus de 10 millions d'automobiles converties au **GPL**, il s'impose comme la meilleure alternative aux carburants classiques.[1]

L'Algérie a mené depuis les années 1980 une politique de développement du GPL carburant en substitution des carburants traditionnels et notamment les essences, en raison de ses réserves importantes en GPL et pour lutter contre la pollution.

Le marché international des **GPL**, est relativement limité et il est pressenti à devenir de plus en plus concurrentiel dans le très proche avenir. Durant ces dernières années, l'offre en **GPL** n'a pas satisfait la demande du marché national, à cette fin la raffinerie en Algérie s'est engagée à dynamiser sa politique de développement et trouver le meilleur moyen pour subvenir aux besoins de tous ses clients.

La séparation de GPL nécessite une colonne à nombre de plateau élevé à cause du point d'ébullition proche de Propane et Butane, cette colonne sera l'objet de notre étude.

Donc, le présent mémoire est organisé, en quatre chapitres comme suit :

Chapitre 1: Présentation du champ Hassi Messaoud.

Chapitre 2: Généralité sur le GPL.

Chapitre 3: théorie de la Rectification.

Chapitre 4: Calcul de la colonne de dépropaniseur.

Une conclusion générale est également présentée en fin du document.

CHAPITRE I :
PRESENTATION DU
CHAMP DE HASSI
MESSAOUD

I.1. Introduction

Dans ce chapitre, une présentation du champ de Hassi Messaoud sera présentée, nous illustrons par la suite une description de l'unité GPL-1/Sud et GPL-2 et description du procédé de traitement de gaz de l'unité Z-CINA (nouvelle Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim).

I.2. Présentation du champ de Hassi Messaoud

Hassi Messaoud, port du désert se situe à 850 km au Sud- Est d'Alger et à 350 km des frontières tunisiennes.

Le champ de Hassi Messaoud s'étend sur près de 2200 km², il est le plus grand gisement de pétrole en Algérie et l'un des champs les plus complexes du monde. Il est caractérisé par :

- La légèreté de l'huile.
- La variation de la pression de gisement entre 120 et 400 kg/cm².
- Une température de l'ordre de 118 °C.
- La faiblesse de la porosité.

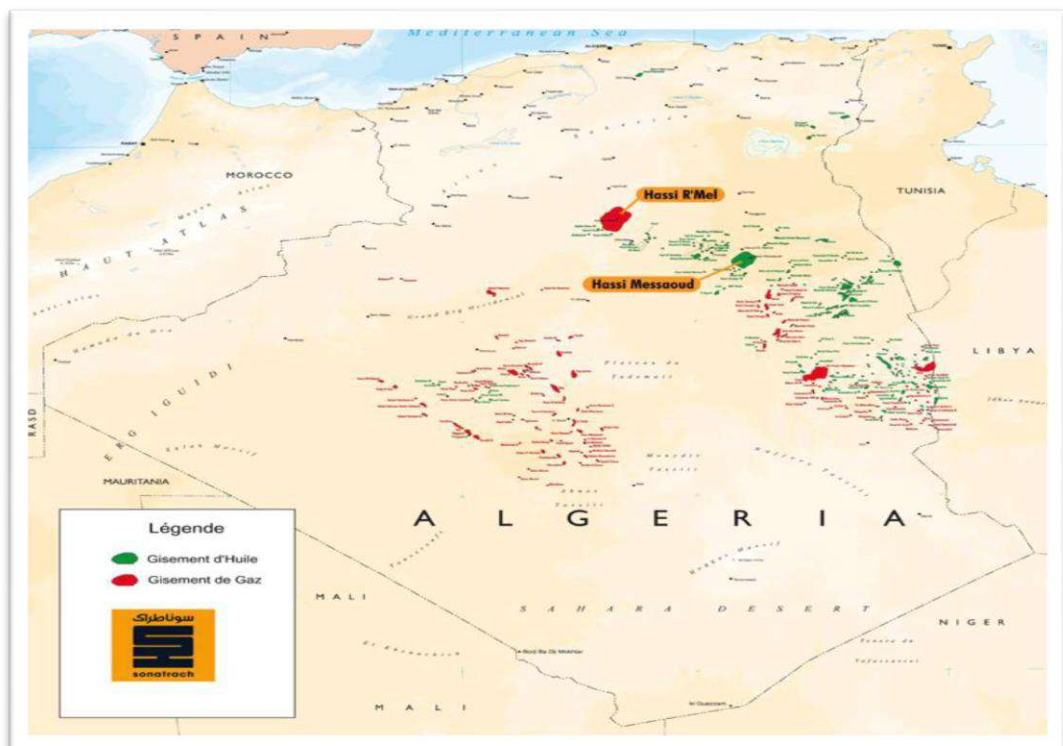


Figure I.1 : Carte géographique du champ de Hassi Messaoud.

Le gisement pétrolier de Hassi Messaoud est subdivisé géographiquement en deux zones : nord et sud. Cette répartition remontant à 1956 lors de la découverte et l'exploitation du champ par les deux compagnies françaises CFPA au nord et la SNREPAL au sud, a engendré la création de deux centres de production.

Au départ ces centres regroupaient uniquement des installations de séparation, de traitement, de stockage et expédition du pétrole brut, par la suite, d'autres unités de traitement de gaz et de réinjection sont venues s'y greffer pour étendre d'avantage les centres de production.

I.3. Description de l'unité GPL-1/Sud

L'unité GPL-1 du complexe industriel sud a été construite par « ALTRA » d'après une étude de la société (FLUOR-ENGLAND-LTD), elle a démarrée en 1973 ans le but de récupérer les produits GPL (une mélange Propane-Butane) présent dans les gaz de séparation et de stabilisation du pétrole brut au niveau du complexe industriel sud. [2]

L'unité a été conçue pour traiter deux gaz différents à savoir :

- 4.63 millions de Nm^3/J de gaz (HP) de séparation du brut provenant des unités de séparation sur champ ainsi que celui de la séparation au niveau de l'unité traitement du brut/Sud, ce gaz contenant 13.5% de Propane et de Butane, est disponible à 27 Kg/cm^2 et 70 °C aux limites de l'unité.
- 0.8137 millions de Nm^3/J de gaz (stable) de tête de la colonne de stabilisation du brut de l'unité traitement/Sud. Ce gaz plus riche en GPL contient 40.85% de Propane et de Butane est disponible aux limites de l'unité à 18.8 Kg/cm^2 et 35 °C.

Tous les hydrocarbures liquides récupérés sont dééthanisés tandis que les C_3^+ sont traités de nouveau dans un débutaniseur et un dépropaniseur afin de produire du GPL du Propane et du Butane commercial.

Le but principal de l'unité est de produire avec un taux de récupération de 90 %:

- 1330 T/J du GPL (C_3/C_4).
- 300 T/J de Propane commercial.
- 150 T/J de Butane commercial.

Le mélange Propane-Butane (GPL) est expédié vers Haoud-El-Hamra, puis pompé vers les centres industriels d'Arzew.

Le Propane et le Butane sont livrés au centre enfûteur de NAFTAL pour satisfaire les besoins du Sud-Est Algérien en ces produits.

Les condensats (les essences légères C_5^+) sont mélangés avec le brut expédié vers Haoud-El-Hamra.

Le gaz résiduel de l'unité est pressurisé à 28.6 Kg/cm^2 , recyclé vers les stations de compression du complexe sud pour être comprimé avec d'autres gaz jusqu'à 420 bars, puis réinjecté dans les gisements afin de maintenir sa pression.

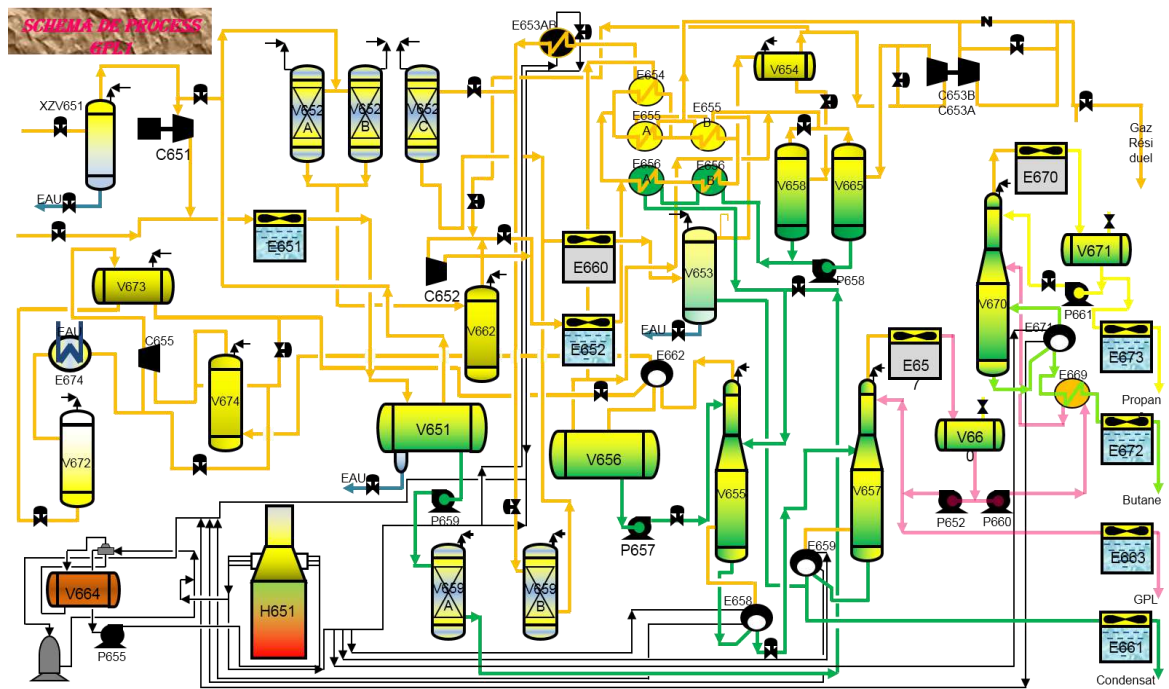


Figure II.2: Schéma simplifié de l'unité GPL-1 /CIS.

I.4. Description de L'unité GPL-2

L'unité GPL-2 a été mise en service en juillet 1997 suite à un contrat de partenariat entre la société nationale **Sonatrach** et la firme japonaise **JGC** (japon Gazoline Corporation).

La partie engineering du projet a été confiés à JGC, et les travaux de construction ont été entrepris par des sociétés et entreprises de construction algériennes.

Le démarrage effectif de la production s'est effectué le 05 janvier 1997 par le personnel mixte algéro-japonais.

L'unité GPL-2 est destinée à récupérer les composants Butane Propane contenu dans la charge de gaz d'alimentation pour être expédié vers Arzew via la station de pompage de Haoud-El-Hamra.

Une partie du GPL (C₃, C₄) produit est fractionnée dans le dépropaniseur pour la production du Propane et Butane commercial, les deux produits sont livrés au centre enfûter de AFTAL de Hassi Messaoud pour les besoins domestiques. Les condensats stabilisés sont stoppés vers le brut, tandis que les gaz résiduels constitués principalement de Méthane et Ethane (C₁ et C₂) sont repris par les stations de compression pour être réinjecter dans le gisement. Une partie du gaz résiduel est utilisée comme gaz combustible pour les turbines à gaz des boosters et les fours.[3]

I.4.1. Capacité de traitement et de production de l'unité GPL-2

Les tableaux I.1 et I.2 regroupent les capacités de traitement et de production de cette unité.

Tableau I-1: Capacité de traitement de l'unité GPL-2. [3]

	Capacité de traitement (x 1000 Sm ³ /jour)		
	Design	Actuelle	gaz pauvre
Gaz d'alimentation	24000	21000	24000

Tableau II-2: Capacité de production de l'unité GPL-2.

	Production (tonnes / jour)		
	Design	Actuelle	gaz pauvre
GPL	4890	3000	2650
Condensats	1050	1000	600
Propane	240	230	240
Butane	160	190	160

I.4.2. Description de l'unité :

L'unité GPL-2 est composée de trois trains identiques et comprend les sections suivantes :

- Manifold gaz d'alimentation.
- Boosting des gaz.
- Déshydratation par tamis moléculaires.
- Refroidissement et détente par turbo-expandeur (Liquéfaction).

- Fractionnement.
- Circuit d'huile chaude.
- Stockage et pomperie.
- Dépropanisation (production de Propane et Butane commerciaux).
- Système de fuel –gaz.
- Utilités (production d'air,d'azote).
- Salle de control.

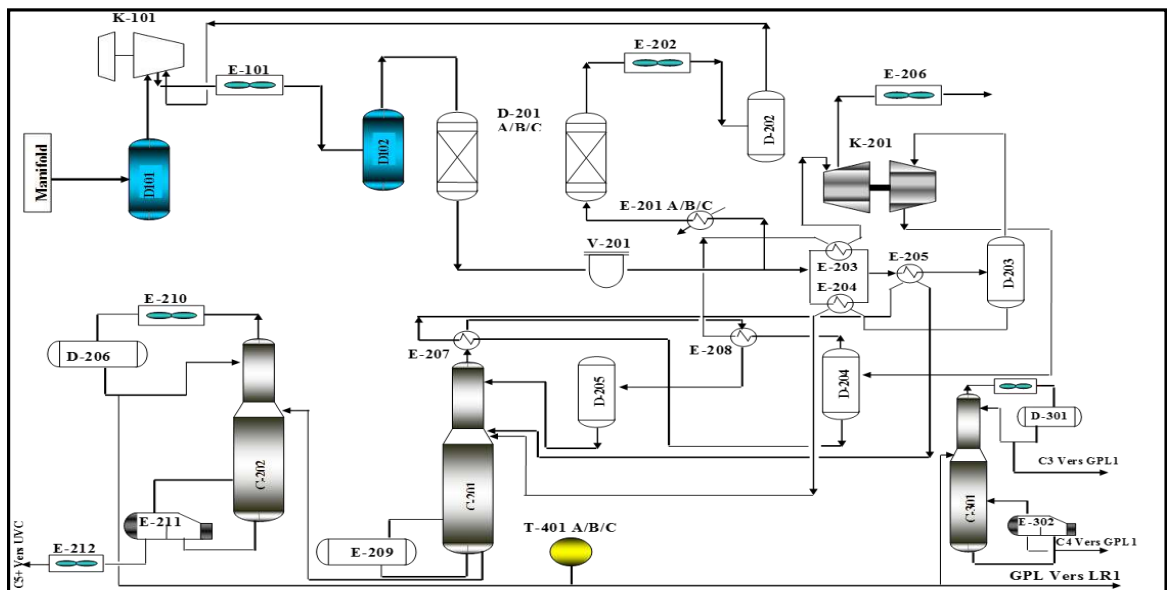


Figure I.3 : Schéma simplifié de l'unité GPL-2.

I.5. Présentation de l'unité GPL Z-CINA

Sonatrach a décidé de réaliser une nouvelle unité d'extraction des liquides de gaz associés sur le champ de Hassi Messaoud Nord, dénommé GPL Z-CINA (nouvelle Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim).

GPL Z-CINA est une unité d'extraction des liquides de gaz associés destinés à recevoir des gaz associés valorisables provenant de l'unité de traitement de brut CINA sur-le-champ de Hassi Messaoud nord, et à réexpédier en retour à CINA un gaz appauvri et à expédier le GPL extrait du gaz de charge vers une nouvelle station de pompage situé à 17 km (station hors fourniture). Cette nouvelle unité sera située à environ 5 km au nord de CINA. Une partie du gaz de charge de l'usine GPL peut aussi provenir de l'unité de séparation d'huile LDHP également située à Z-CINA.

I.5.1. Description générale de l'installation

Cette usine comprend notamment :

- Des connexions à la ligne existante de 40'' de gaz associés de CINA.
- Une section de réception du gaz de charge.
- Une unité de compression du gaz de charge.
- Trois trains de traitement de gaz incluant une section de déshydratation du gaz, une section de récupération des liquides, une section de séparation. Des GPL et des condensats et un système d'huile chaude.
- Des stockages et une pomperie d'expédition d'iso-Pentane.
- Des stockages et une pomperie d'expédition des condensats.
- Des systèmes d'utilités.
- Des systèmes de torche.
- Des lignes d'expédition des produits (GPL, condensats).
- Des infrastructures et des bâtiments.

Les installations sont conçues pour récupérer les liquides des gaz associés provenant de l'usine de traitement de brut de CINA et de l'unité de séparation d'huile LDHP.

Le traitement du gaz consiste, après réception du gaz depuis la ligne existante allant aux sections de réinjections de gaz situées au CIS, à comprimer le gaz à haute pression, puis à le déshydrater, pour ensuite le détendre dans un turbo-expandeur. Le gaz obtenu est rectifié dans un absorbeur et le liquide obtenu est strippé dans un dééthaniseur pour extraire les liquides contenus dans le gaz de charge. Un train d'échange thermique permet d'intégrer l'ensemble de ces opérations. Le complément de chaleur nécessaire est fourni par un système d'huile chaude. Le gaz résiduel appauvri est recompressé dans la ligne existante de gaz allant aux sections de réinjections de gaz situées au CIS, via le compresseur à couplage direct avec le turbo-expandeur. Les liquides extraits sont finalement séparés dans un débutaniseur pour obtenir les GPL et condensats aux spécifications voulues.

I.5.2. Description des unités de l'usine GPL Z-CINA

Cette section a pour but de rappeler les objectifs de chacune des installations de l'usine GPL Z-CINA afin d'extraire les liquides des gaz associés provenant des installations de traitement de brut de CINA.

L'ouvrage comporte :

- Des unités procéder :

- Systèmes d'alimentation en gaz :
 - Canalisation de gaz de charge depuis CINA.
 - Séparation d'entrée.
- Compression du gaz de charge.
- Déshydratation du gaz de charge.
- Systèmes d'alimentation en liquides :
 - Import & distribution de condensats M4 de CINA.
- Trains de traitement des liquides :
 - Section de refroidissement et Section de dééthanisation.
 - Section de débutanisation.
- Stockage et expédition des produits liquides :
 - Stockage, export et recyclage de GPL.
 - Canalisation d'export de GPL.
 - Stockage, export et recyclage des condensats.
 - Canalisation d'export des condensats.
- Système d'expédition des produits gazeux :
 - Canalisation d'export de gaz résiduel.

- Des unités utilités :

- Système gaz combustible.
- Système d'huile chaude.
- Systèmes de torche.
- Système d'injection de produits chimiques.
- Air instrument / Air service.
- Azote.
- Drains fermés.
- Drains ouverts.
- Traitement des eaux huileuses.
- Diesel.
- Eau brute et eau potable.

I.5.2.1. Séparation d'entrée

Cette unité est commune à tout le complexe de GPL Z-CINA.

Le séparateur d'entrée G01-VL-20-01 reçoit le gaz de charge acheminé par la canalisation de 40" depuis CINA, il sépare le gaz, dirigé vers la section de compression, de la phase aqueuse, et puis le ballon de flash des condensats d'entrée G01-VD-20-01 reçoit le liquide du séparateur d'entrée G01-VL-20-01. Ce ballon permet de dégazer l'eau saturée en hydrocarbures et d'envoyer les gaz dissous à la torche basse pression. Le liquide de fond du ballon est expédié vers le système de traitement des eaux huileuses sous contrôle de niveau.

I.5.2.2. Compression du gaz de charge

Après la première séparation, le gaz est envoyé sur le collecteur commun d'aspiration des compresseurs de gaz de charge G05/G06/G07/G08-KA-23-01. L'ensemble du gaz se répartit sur les quatre trains de compression (le 4^{ème} train de compression est utilisé comme secours.

Le gaz de régénération issu de la section de déshydratation de chaque train de traitement est recueilli sur un collecteur commun puis il se répartit également sur les compresseurs au niveau de la dernière roue, constituant ainsi l'inter étage de ces derniers.

I.5.2.3. Conditionnement du gaz Compresseur

Le gaz de charge provenant du ballon d'aspiration G0X-VD-23-01 est comprimé dans le compresseur G0X-23-KA-01, le compresseur est entraîné par la turbine à gaz G0X-DMT23-01. Les turbines à gaz des compresseurs sont alimentées en gaz combustible haute pression, le gaz humide provenant du collecteur de gaz de régénération est préalablement envoyé dans le ballon d'aspiration d'inter étage G0X-VD-23-03 pour protéger le compresseur du liquide condensé en ligne. [4]

Est puis il s'introduit dans le compresseur G0X-23-KA-01 au niveau de l'inter étage où il rejoint le gaz de charge juste avant la dernière roue du compresseur.

Chaque étage du compresseur dispose d'un système d'anti-pompage et de son système de contrôle dédié permettant de recycler du gaz du refoulement du compresseur à l'aspiration de celui-ci ou à l'inter étage de celui-ci afin d'opérer chaque étage au-delà de son point de pompage à la vitesse donnée.

I.5.2.4. Refoulement et refroidissement du gaz

Au refoulement du compresseur G0X-KA-23-01, le gaz est refroidi à travers l'aéro réfrigérant G0X-GC-23-01. L'eau condensée lors du refroidissement est séparée du gaz dans le ballon de refoulement G0X-VD-23-02. Le gaz comprimé est envoyé vers le collecteur commun de refoulement qui alimente le collecteur de distribution du gaz vers les trois trains de traitement en aval.

I.5.3. 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 trois trains de traitement.

La pression au niveau du collecteur de refoulement des compresseurs de gaz de charge

(C'est-à-dire à l'entrée de l'unité de déshydratation de chaque train de traitement) est contrôlée par le système de répartition de charge des expandeurs via le débit "aspiré" par chaque expandeur. C'est l'expandeur qui régit le débit de gaz entrant dans chaque train de traitement. Le système de répartition de charge de l'expandeur permet de contrôler la pression tout en répartissant vers les trains de traitement à disposition le gaz délivré par les unités de compression de gaz de charge. 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.

I.5.4. Sécheurs de gaz – Adsorption

Le gaz humide entrant dans le train de traitement est envoyé au filtre coalesceur G1X-MB-24-02 pour éliminer l'eau libre condensée en ligne depuis la section de compression. Le gaz issu du filtre coalesceur G1X-MB-24-02 est envoyé sur deux des trois sécheurs de gaz G1X-VK-24-01 A/B/C pour être déshydraté. En effet, en opération normale, deux sécheurs opèrent en parallèle en mode d'adsorption (adsorption de l'eau par le tamis moléculaire par circulation du gaz humide dans le sens descendant), pendant que le troisième est en régénération (circulation de gaz sec chaud à travers le sécheur dans le sens ascendant). [3]

Chaque sécheur opère selon un cycle d'une durée de 24 heures, divisé entre phase d'adsorption (16 heures) et phase de régénération (8 heures). Après un cycle d'adsorption (où l'eau s'est accumulée dans le sécheur), le sécheur passe à la phase de régénération au cours de laquelle il est régénéré pour extraire l'eau adsorbée par Une partie du gaz sec qu'est utilisée

en tant que gaz de régénération. Ce débit constant, correspondant environ à 17 % du débit nominal de gaz déshydraté. Un autre sécheur, pour lequel les étapes de régénération sont terminées, remplace le sécheur précédemment en mode d'adsorption. Le gaz sec et filtré alimente ensuite la section de refroidissement.

I.6. Unité de refroidissement du gaz

Refroidissement du gaz – Expandeur de gaz de charge/Recompresseur.

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 l'échangeur gaz de charge/charge dééthaniseur G1X-GA-32-01 (côté tubes) et l'échangeur gaz de charge/gaz résiduel G1X-GA-32-02 A/B (côté calandre) fonctionnant en parallèle. Une partie du gaz déshydraté est refroidi dans l'échangeur G1X-GA-32-01 par la sortie liquide froide provenant du ballon d'alimentation du dééthaniseur G1X-VL-32-03. Le débit restant est refroidi dans l'échangeur G1X-GA-32-02A/B par le gaz résiduel provenant du système de tête de l'absorbeur G1X-CA-32-01. Les deux flux froids sont mélangés et dirigés vers le ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01.

En mode de fonctionnement "Joule-Thomson" (c'est-à-dire lorsque l'expandeur est à l'arrêt), l'échangeur G1XGA- 32-01 est bippassé. Tout le gaz passe à travers l'échangeur G11-GA-32-02A/B afin d'améliorer la récupération de GPL. Le gaz provenant du ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01 est envoyé vers l'expandeur du gaz de charge G1X-KH-32-01 où il est détend à la pression de 21.8 bar g. Au démarrage, l'expandeur G1X-KH-32-01 est à l'arrêt et le gaz est envoyé vers la vanne 32-FV-01036 (vanne JT, mode Joule-Thomson). [5]

Dans les deux cas, la température du gaz est réduite, permettant la condensation d'une partie des GPL.

Néanmoins, l'expandeur réalise une détente thermodynamiquement bien plus efficace (chute en température bien plus importante), qui permet de récupérer plus de GPL en aval que dans le cas d'une simple détente à travers une vanne.

Dans le cas d'un fonctionnement normal de l'unité, le gaz en sortie du ballon d'alimentation de l'expandeur G1XVL- 32-01 alimente l'expandeur G1X-KH-32-01. La position des volets d'entrée de l'expandeur (IGV) est ajustée par le contrôleur de pression du collecteur commun au refoulement des compresseurs de gaz de charge G05/G06/G07/G08-KA-23-01 agissant en cascade sur le régulateur de débit du train de traitement localisé à l'entrée de la section de

refroidissement de gaz. En sortie de l'expandeur, le gaz se trouve à une pression de 21.8 bar g et une température de -41 °C. Le flux biphasique au refoulement de l'expandeur alimente alors l'absorbeur G1X-CA-32-01. L'énergie mécanique récupérée au niveau de l'expandeur par la détente du gaz haute pression est utilisée pour entraîner le compresseur de gaz résiduel G1X-KA-32-01 (les deux machines sont sur le même axe). [3]

Les condensats recueillis au niveau du ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01 sont détendus et combinés avec le flux biphasique au refoulement de l'expandeur pour alimenter la colonne d'absorption G1X-CA-32-01. [5]

I.7. Unité de dééthanisation

L'absorbeur G1X-CA-32-01 reçoit des flux biphasiques (liquide / vapeur) provenant de la sortie de l'expandeur de gaz de charge G1X-KH-32-01 (ou de la vanne Joule-Thomson) et du fond du ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01. L'absorbeur G1X-CA-32-01 est une colonne à plateaux à reflux sans rebouillage où la majorité de l'Ethane 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 G1X-CE-32-01, condensé dans l'échangeur de tête de l'absorbeur G1XGA-32-04 par le gaz froid sortant en tête de l'absorbeur. Le liquide est récupéré dans le ballon de désengagement de l'absorbeur G1X-VL-32-06 avant d'alimenter l'absorbeur G1X-CA-32-01 sur le plateau de tête de la colonne. Le liquide récupéré en fond de colonne est envoyé par la pompe d'alimentation du dééthaniseur G1X-PA-32-01 A/B vers le condenseur du dééthaniseur G1X-GA-32-03, où celui-ci est partiellement vaporisé. Le flux biphasique ainsi formé entre dans le ballon d'alimentation du dééthaniseur G1X-VL-32-03. Le liquide récupéré dans ce ballon alimente l'échangeur gaz de charge / charge du dééthaniseur G1X-GA-32-01 du côté calandre, le liquide y est partiellement vaporisé. Ce fluide constitue l'alimentation principale du dééthaniseur G1X-CE-32-01 au niveau du plateau n^{bre}21 du dééthaniseur. Le gaz sortant du ballon d'alimentation du dééthaniseur G1X-VL-32-03 est lui envoyé, sous contrôle de pression différentielle, dans la colonne au niveau du plateau n^{bre}30, constituant ainsi l'alimentation secondaire du dééthaniseur. Le gaz de tête du dééthaniseur G1X-CE-32-01 est partiellement condensé dans le condenseur du dééthaniseur G1X-GA-32-03 par le liquide froid provenant du fond de l'absorbeur G1X-CA-32-01, puis envoyé vers le ballon de reflux du dééthaniseur G1XVL-32-02. Le liquide condensé est renvoyé en tête du dééthaniseur (au niveau du plateau n^{bre}41) via la pompe de reflux du dééthaniseur G1X-PA-32-02 A/B. En

fonctionnement normal, la pression du dééthaniseur est maintenue à 28 bar g par l'action de la vanne située sur la sortie gaz du ballon de désengagement de l'absorbeur G1X-VL-32-06. [5]

I.8. Unité de débutanisation – Séparation des liquides

Le débutaniseur G1X-CB-32-01 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^{bre}28. L'iso-pentane provenant du séparateur M4, situé au CPF CINA constitue la seconde alimentation du débutaniseur de chaque train. Cette alimentation se fait au niveau du plateau n^{bre}4.

La pression du débutaniseur est maintenue à 16.9 bar par la vanne de contrôle de tête de colonne. Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aéro réfrigérant G1X-GC-32-02. Le GPL condensé est recueilli dans le ballon de reflux du débutaniseur G1X-VL-32-05. Une partie du débit liquide formé est pompée vers le plateau de tête du débutaniseur par la pompe de reflux G1X-PA-32-03 A/B, ceci constitue le reflux de la colonne. Le reste du débit de 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.[5]

Un flux riche en iso-Pentane est soutiré du plateau n^{bre}8 sous contrôle de débit afin de satisfaire les spécifications sur le GPL et sur le condensat. L'iso-pentane produit est pompé par la pompe d'expédition d'iso-Pentane G1X-PA-32-04 A/B puis refroidi à 60 °C à travers le l'aéro réfrigérant d'iso-Pentane G1X-GC-32-03.[4]

La production de chaque train est ensuite rassemblée sur le collecteur commun de retour d'iso-Pentane.

Le rebouilleur du débutaniseur G1X-GA-32-06 est de type "Kettle", le liquide recueilli au fond de colonne est partiellement vaporisé par de l'huile chaude (utilisée comme fluide caloporteur). Le débit d'huile chaude est ajusté automatiquement afin de maintenir à une température donnée le plateau sensible du débutaniseur G1X-CB-32-01.

En fonctionnement normal une température de 194 °C est maintenue en fond de colonne de manière à satisfaire la spécification de tension de vapeur du condensat produit. La partie vapeur retourne vers le plateau de fond de la colonne.

La partie non vaporisée dans le rebouilleur G1X-GA-32-06 constitue la production en condensat du débutaniseur.

Le condensat est envoyé sous pression vers l'aéro réfrigérant G1X-GC-32-04 où il est refroidi à 60 °C.[5]

En condition normale, la production en condensat du train est dirigée sur le collecteur commun de condensats "aux spécifications" puis envoyée vers la section de stockage et d'export du condensat.

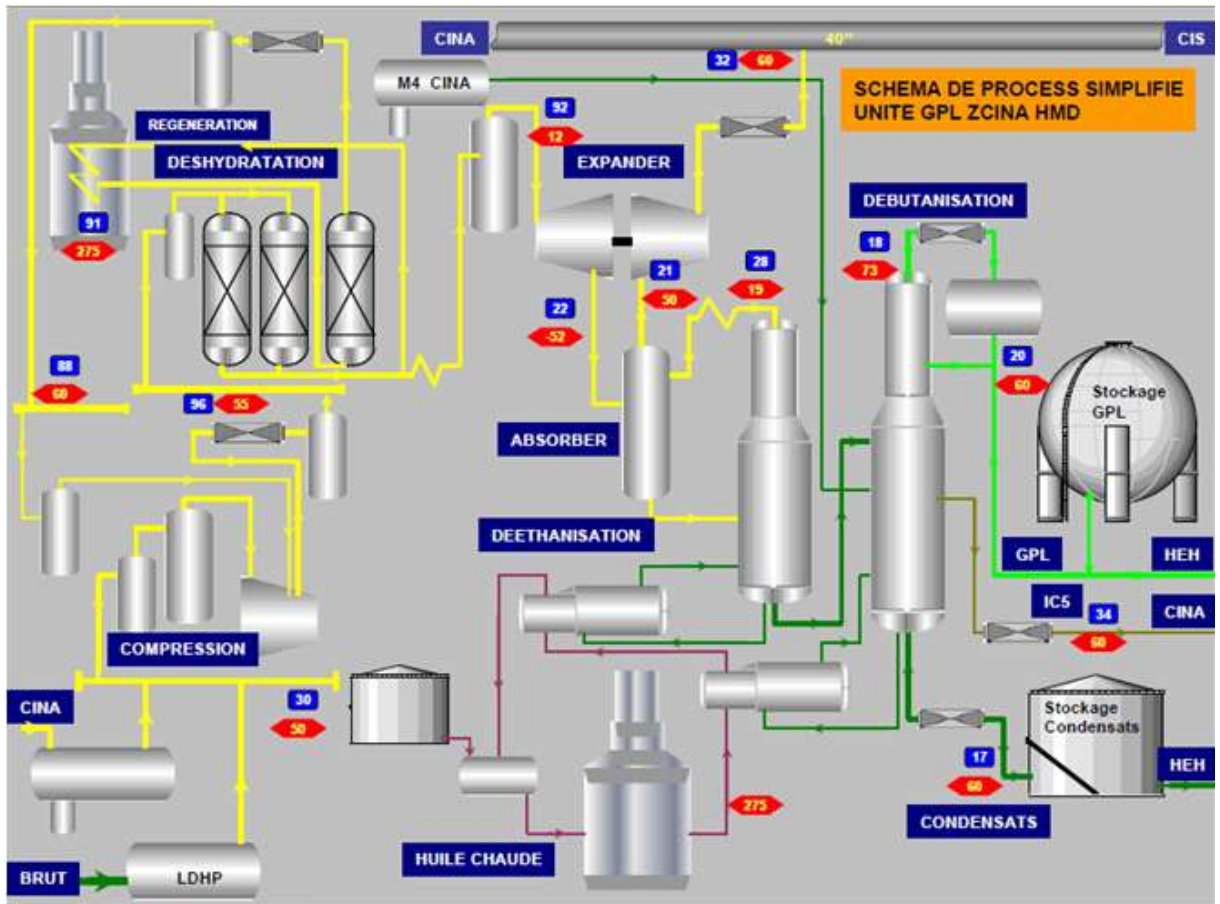


Figure I.4 : Schéma simplifié de l'unité GPL LDHP Z-CINA.

CHAPITRE II :
GENERALITES SUR
LES GPL

II.1. Introduction

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » est exclusivement réservée au Propane et au Butane, car ils sont les seuls à être gazeux à pression et température ambiante (1,013 bar et 15 °C) et à se laisser liquéfier sous faible pression (respectivement à 7,5 et 1,5 bar).

Ceci, présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie, dans un volume réduit, ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (Méthane, Ethane) qui exigent des pressions très élevées et le commercialiser aisément dans des bouteilles en acier puisqu'il gazéifie au moment de son utilisation.

L'utilisation des GPL présente des avantages par rapport au diesel en permettant de réduire 50% les émissions d'oxyde d'azote.

60% celles des monoxydes de carbone.

90% celles des hydrocarbures et particules.

II.2. Historique des GPL

C'est au cours du processus de croissance du marché des produits pétroliers qu'un ingénieur de la Riverside Oil Compagnie en Virginie (20^{ème} Siècle) a découvert les Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL).

Le 24 décembre 1910, H. Stukeman réussit pour la première fois à obtenir les 658 premiers litres de GPL liquide. Cet ingénieur avait entrepris ses travaux sous l'impulsion de son directeur général, A.N. Kerr, qui dirigeait la raffinerie. Ce dernier se trouvait depuis un certain temps confronté au problème de l'évaporation des essences minérales (extraites du gaz naturel associé aux gisements de pétrole) qui étaient stockées dans des bacs à ciel ouvert. Pour limiter ses pertes, il eut l'idée de récupérer les vapeurs et d'essayer de les recondenser, ainsi étaient nés les Gaz de Pétrole Liquéfiés (GPL).

C'est en 1912 que fut expérimentée la première installation domestique au GPL. Dans la même année, la carburation automobile au GPL fit ses premiers pas. Le pré-développement de cette invention prit cependant une dizaine d'années. En 1922, les statistiques officielles font état de 417 tonnes de GPL vendues dans l'ensemble des États-Unis. Les compagnies pétrolières commencent à s'intéresser au GPL et le commercialisent dès 1927, l'impulsion est alors donnée et en 1930, vingt ans après leur découverte, la consommation de GPL aux États-Unis atteignait 32200 tonnes.

Pour l'Europe, c'est en France que débutera le GPL en 1932, en usage domestique. En revanche, le GPL carburant n'y sera autorisé qu'en 1979. [6]

En Algérie, suite à une phase d'étude et d'expérimentation entamée en 1977, la décision d'introduire le GPL carburant « Sir-gaz » est intervenue en 1983 avec l'adoption de la bicarburant et la mise en place de la réglementation liée aux conditions d'utilisation et de distribution du GPL/c.[7]

II.3. Définition des GPL

Le GPL ou Gaz de Pétrole Liquéfiés ; représente les fractions légères d'hydrocarbures paraffiniques qui sont des hydrocarbures gazeuses liquéfiées composés majoritairement de coupe en C₃ et C₄, le Propane (C₃H₈) et le Butane (C₄H₁₀) étant les principaux composants.[8]

Les GPL sont issus à plus de 60% des champs de gaz naturel. Pour le reste, ils proviennent du raffinage du pétrole brut dont ils représentent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits raffinés.

II.4. Origine des GPL

Toute extraction des champs de gaz naturel ou raffinage de pétrole produit irrémédiablement des gaz de pétrole liquéfiés, 100 tonnes de pétrole brut fournissent environ 4 tonnes de GPL.

II.5. La composition des GPL

Les GPL sont des molécules pures, dites saturées, car elles possèdent des relations stables entre les différents atomes. En effet, les GPL ne sont rien d'autre que des chaînes hydrocarbonées, c'est-à-dire qu'elles sont constituées uniquement de molécules de Carbone et d'Hydrogène. Ces hydrocarbures mélangés répondent à des règles officielles, clairement définies par la loi.

La composition chimique des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir le Propylène, Butène, une faible quantité de Méthane, Ethylène, Pentane, et exceptionnellement des Hydrocarbures tels que le Butadiène, l'Acétylène et le Méthyl Acétylène.

II.6. Les propriétés des GPL

A température ambiante et à pression atmosphérique, les GPL ont la propriété d'être à l'état gazeux. Mais ils se liquéfient aisément en augmentant leur pression, facilitant ainsi leur stockage et utilisation.

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.

Les GPL, lorsqu'ils se réparent sous sa forme liquide, hors d'un container sous pression s'évapore en produisant du froid, au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées "brûlures froides".

Les vapeurs des GPL constituent avec l'air un mélange extrêmement inflammable et dangereux. Leur domaine d'inflammabilité dans l'air à 20°C et sous 1 atm varie de 2 à 10% (% volumique). Ce mélange est détonnant au contact d'une source de chaleur (flamme ou étincelle).[8]

Pour mieux les reconnaître ou déceler d'éventuelles fuites, on leur donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (Mercaptans).

A l'état liquide, les GPL ont un haut coefficient de dilatation, ils se dilatent de 0,25% par degré de température dont il faut tenir compte lors de leurs stockages dans les récipients que le remplissage ne doit jamais être dépassé au maximum 85% de sa capacité. [9]

Le Propane et le Butane sont chimiquement réactifs et ils peuvent détériorer certains caoutchoucs naturels ou certaines matières plastiques. Il est donné primordial de n'utiliser que des accessoires et des équipements spécialement congrus pour ces gaz.

Les GPL sont insolubles dans l'eau et ils n'ont pas de propriétés lubrifiantes d'où ce qui doit être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.

Les GPL sont d'une pureté parfaite et brûlent sans aucun déchet, n'encrassent ni les conduites, ni les brûleurs des appareils d'utilisation.

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.[10]

Les GPL ne présentent aucun danger d'empoisonnement et ne sont pas à craindre par inhalation, à condition toutefois que l'organisme trouve suffisamment d'oxygène dans l'air.

II.7. Les caractéristiques des GPL

En général, les particularités physico-chimiques des GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans les moteurs, etc.) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures.[11]

II.7.1. Le pouvoir calorifique des GPL

Le pouvoir calorifique des GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15 °C (voir tableau II. 1). Cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15 °C des GPL est de 0,555 kg/L et celle de l'essence de 0,730 kg/L. Un moteur alimenté avec l'essence développe une puissance supérieure de 10 à 12%.

L'augmentation du rendement global des GPL par rapport à l'essence peut s'expliquer par une meilleure combustion due à une plus grande homogénéité du mélange gaz/air.

Tableau II-1: Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.

Pouvoir Calorifique	Essence	GPL
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11300	11850
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/kg)	10500	11000
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/L)	8200	6480
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/L)	7600	6050

Un litre de GPL a une valeur énergétique de 22,5% inférieure à celle contenue dans un litre D'essence.

Un mélange GPL doit respecter les spécifications suivantes :

- Moins de 50% de Propane et plus de 19% de Butane en volume.
- Pression de vapeur comprise entre 7,5 et 11,5 bars à 50 °C.

Tableau II-2: Caractéristiques des composants de GPL [12, 13].

	Propane	Iso-Butane	n-Butane
Formule chimique	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀
Tension de vapeur à 10 °C (kg/cm²)	6,2	1,3	1,5
Point d'ébullition à 760 mmHg (°C)	-42	-11,7	-0,5
Densité du liquide à 15 °C	0,51	0,56	0,58
Litres de gaz obtenus à partir d'un litre de liquide	272,7	229,3	237,8
Densité de la vapeur à 15 °C	1,86	2,45	2,45
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11 980	11828	11 586
Température d'auto inflammation (°C)	480	480	420
Kg d'air comburant par kg de gaz	15,8	15,6	15,6
Nombre d'octane	96	97	89
Limite d'explosion (%)	2,2 à 9,4	--	1,9 à 8,5
TVR à -20 °C	2,6	0,6	0,5
TVR à 0 °C	5	1,7	1,1
TVR à +20 °C	9	2,3	2,2
TVR à +40 °C	14,5	5,7	4

II.7.2. Point d'ébullition et la masse volumique

Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL sont représentés dans le tableau II.3

Tableau II-3: Point d'ébullition et masse volumique des GPL.

	Point d'ébullition (°C)	Masse volumique du liquide (kg/m³) à 15 °C	Masse volumique du gaz (kg/m³) à 15 °C
Butane	0	585	2,50
Propane	-42	515	1,85

1 litre de Butane liquide libère 239 litres de gaz (15 °C –1 bar)

1 litre de Propane liquide libère 311 litres de gaz (15 °C – 1 bar)

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.

II.7.3. Tension de vapeur

La pression qui règne dans les récipients (tension de vapeur) dépend :

- de la température initiale du liquide.
- du soutirage éventuel effectué.

Le graphique (figure II-1) donne les tensions de vapeur relatives en fonction de la température ambiante.[14]

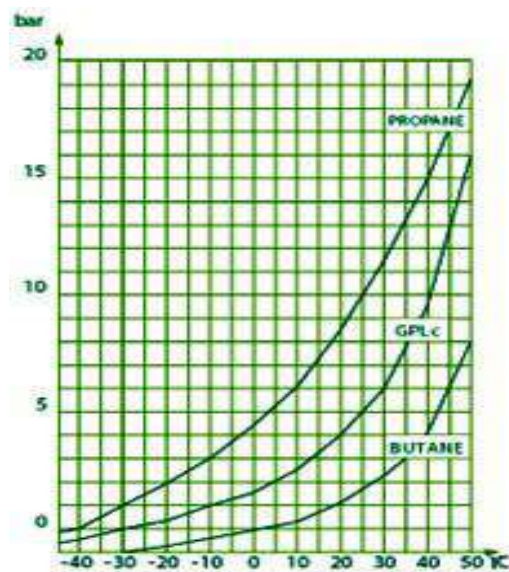


Figure II.1: Tensions de vapeur du Butane et Propane à la température ambiante. [14]

Il faut donc une température supérieure à :

- 0 °C pour obtenir un débit gazeux en Butane.
- - 40 °C en Propane.

Tableau II-4: Les tensions de vapeur du Butane et Propane algérien.[15]

Caractéristiques	Butane	Propane
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 15 °C

II.8. Caractéristiques du Butane et du Propane commerciaux.

Le Butane et le Propane commercialisés ne sont pas des produits chimiquement purs mais des mélanges d'Hydrocarbures répondant à des spécifications officielles bien définies.

II.8.1. Le Butane commercial

Le Butane commercial est essentiellement constitué d'Hydrocarbures en Butane, avec moins de 19% (volume) de Propane. La masse volumique doit être égale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15 °C (0,513 kg/l à 50 °C). La pression de vapeur maximale sera 6,9 bars à 50 °C, et le point final d'ébullition inférieur ou égal à 1 °C.[16]

II.8.2. Le Propane commercial

Le Propane commercial est défini comme un mélange renfermant environ 90% en volume de Propane, sa masse volumique doit être supérieure à 0,502 kg/l à 15 °C (soit 0,443 kg/l à 50 °C). La pression de vapeur à 37,8 °C est comprise entre 8,3 bar, ce qui correspond à un intervalle de (11,5-19,3 bars à 50 °C). La teneur en soufre est limitée en masse. Le test d'évaporation doit conduire à un point final d'ébullition inférieur ou égal à -15 °C.[17]

Tableau II-5: Caractéristiques du Butane et Propane commerciaux.

	Butane Commercial	Propane Commercial
PCS (Pouvoir calorifique supérieur)	49,4 MJ ou par kg 120,5 MJ par m ³ à 15 °C et 1013 mbar	49,8 MJ par kg 93,3 MJ par m ³ à 15 °C et 1013 mbar
PCI (Pouvoir calorifique inférieur)	45,6 MJ par kg 109,6 MJ par m ³ à 15 °C et 1013 mbar	46,0 MJ par kg 85,3 MJ par m ³ à 15 °C et 1013 mbar
Pression de vapeur à 20 °C	2,9	9,6
Pression de vapeur (bar) à 50 °C	6,6	12,9
Température Maximale de l'air	1920	1920
de la flamme (°C) l'oxygène	2800	2820

Le tableau II.6 représente les principales propriétés des GPL commerciaux.

Tableau II-6: Résumé général des caractéristiques des GPL commerciaux.

CARACTERISTIQUES	BUTANE COMMERCIAL	PROPANE COMMERCIAL
Nom Chimique	Butane	Propane
Formule Empirique	C ₄ H ₁₀	C ₃ H ₈
Composition de la substance	83% °C et 17% H	82% °C et 18% H
Masse volumique moyenne :		
à l'état liquide à 15 °C	0,58 kg/dm ³	0,51 kg/dm ³
à l'état gazeux de 15 °C et 1013 mbar	2,44 kg/m ³	1,87 kg/m ³
Densité par rapport à l'air	2,07	1,56
Température d'ébullition à 1013 mbar	- 0,5 °C	- 42 °C
Pression de vapeur relative A-5 °C	0,8 bar	5,2 bar
A +15 °C	1,7 bar	7,5 bar
Chaleur latente de vaporisation à 15 °C / kg	362 Kj / 100,5 Wh /86,5 kcal	356 Kj / 98,8 Wh / 85 Kcal
Pouvoir comburivore	29,5 m ³ /m ³	24,8 m ³ /m ³
Limite d'inflammabilité dans l'air		
inférieure	1,8%	2,4%
supérieure	8,8%	9,3%
Composition théorique des produits d'une combustion neutre (eau condensée)		
CO ₂	14%	13,7%
N ₂	86%	86,3%
Température d'auto-inflammation	510 °C	490 °C
Vitesse de combustion	30 cm/sec	30 cm/sec
Température de décomposition	400- 435 °C	425- 460 °C

II.9. Les Utilisations principales des GPL

Dans le monde, les GPL utilisés dans le transport sont de l'ordre de 5%. Les autres applications concernent essentiellement la pétrochimie avec 25 et 70% dans le secteur des combustibles.[17]

Les GPL sont promis à un bel avenir car la demande mondiale continue à croître, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustibles, parmi les utilisations des GPL, on peut citer par ordre d'importance: la combustion, les carburants, la production d'électricité, la pétrochimie, etc.

II.9.1. La combustion

La combustion c'est l'objectif le plus important de ces gaz. Ils sont utilisés dans la vie domestique, la cuisine, l'eau chaude, le chauffage et dans la vie artisanale. La répartition de la demande des GPL comme combustible est très variable d'un continent à l'autre, et d'un pays à l'autre.

Aux États-Unis, la demande est orientée vers le domestique tertiaire du fait de la concurrence du gaz naturel, mais la demande globale des GPL reste croissante.

Le marché japonais présente une particularité forte d'utilisation des GPL comme gaz de ville. Ce créneau devrait constituer le secteur le plus dynamique de la croissance des GPL, car le coût d'approvisionnement de l'île en gaz naturel est élevé, donc il y a des débouchés importants pour les GPL dans ce secteur.[18]

Le Butane et le Propane apportent une excellente qualité de combustion et possèdent un haut pouvoir calorifique, il s'agit de la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète sous pression atmosphérique, en terme de quantité de chaleur dégagée.

Le tableau II.7 illustre l'équivalent de la puissance énergétique de GPL par rapport aux autres combustibles.

Tableau II-7: Puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles.[19]

1 KG DE PROPANE EQUIVAUT A				
Bois 3 à 6 kg	Charbon 1,5 kg	Fioul 1,29 litre	Gaz naturel 1,16m ³	Electricité 13,8 kWh

II.9.2. Les GPL/c (carburants)

Les GPL sont utilisés comme carburant automobile depuis des décennies. Ils constituent des produits exceptionnels au plan de la préservation de la qualité de l'air. Ils ne contiennent ni soufre, ni Benzène, ni autres substances toxiques. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucunes particules.[20]

Les GPL carburants sont obtenus à partir d'un mélange quasi-égal du Butane et du Propane. Ce rapport ne représente aucune influence sur les qualités énergétiques du GPL, par contre, il est identique à celle des carburants classiques si on exprime en kilojoules par kilogramme de carburant. Mais, ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilojoules par litre carburant liquide à 15 °C.

Les valeurs de pouvoir calorifique inférieur des différents carburants sont illustrées dans le tableau II.8.

Tableau II-8: Valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants.[13]

Caractéristiques	Essence	Gasoil	GPL
Masse volumique kg/L	0,725 à 0,780	0,820 à 0,860	0,560 à 0,580
PCI en kJ/kg	42 700	42 600	45 800
PCI en kJ/L	32 000	35 800	25 200

L'indice d'Octane des GPL permet un fonctionnement plus doux évitant les vibrations. Ces deux facteurs permettent d'accroître sensiblement la vie du moteur fonctionnant aux GPL en obtenant une longévité équivalente aux moteurs diesels.

Comme la combustion du GPL est quasi complète, il y a beaucoup moins de dépôt dans le moteur relativement à l'essence. Le moteur ne s'encrassant pas, sa durée de vie se trouve allongée. D'autre part, l'huile du moteur conserve ses propriétés lubrifiantes plus longtemps qu'avec l'essence.[21]

Les GPL sont significativement moins polluants que les carburants liquides usuels, dans la mesure où sa formulation chimique, qui privilégie l'Hydrogène par rapport au carbone, ne contient ni soufre, ni Plomb, ni Benzène.[22]

La combustion du GPL dans le moteur dégage essentiellement du CO₂ et l'eau, ainsi qu'une petite quantité de CO et une quantité négligeable de NO₂.

Les véhicules légers qui fonctionnent aux GPL ou au gaz naturel ont des émissions de CO₂ comparables ou légèrement inférieures à celle des véhicules diesels et 20% plus faibles que

celles des véhicules à essence. Par contre, le moteur à essence dégage, en plus les NO₂, le SO₂ et autres particules polluantes, dont les effets sont néfastes pour l'environnement et l'homme.

Les dernières données de pollutions comparées (en g/km dégagés par un véhicule léger) sont représentées dans le tableau II.9.

Tableau II-9: Données de pollutions des différents combustibles. [23]

Pollution en g/km	GPL	Essence	Diesel	GNV
CO ₂	140	190	100	115
CO	0,6	2	2	0,52
NO ₂	0,1	0,4	0,8	0,05
Comp-org	0,15	0,3	0,3	0,27
Particules	—	0,01	0,2	—
Benzène (mg/km)	—	1	4	—

II.9.3. La production d'électricité

Parmi les différents secteurs d'utilisation des GPL, la génération d'électricité pourrait constituer un secteur de développement et de promotion importante.

Cette option qui permet une utilisation des GPL dans les proportions importantes dépend essentiellement

Des prix respectifs et de la rente différentielle entre le GN/GPL sur le marché international. D'autres facteurs interviennent également dans la décision, tels que le surcoût d'investissement pour équiper la centrale bicom bustible et la flotte de transport des GPL.

Des analyses de révolution des marchés internationaux des GPL ainsi que des études technico- économiques d'introduction des GPL dans la production d'électricité ont été lancées pour lever ces incertitudes.[24]

II.9.4. Dans le domaine de la pétrochimie

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou des produits semi finaux pour les autres industries chimiques.[25]

La synthèse pétrochimique permet la production d'une gamme de dérivés d'Hydrocarbures à partir de ces produits liquéfiés.

Les GPL sont utilisés comme combustible essentiellement dans les secteurs résidentiels et commerciaux, dans laquelle 18% des GPL consommés en pétrochimie et 10% en Ethylène.

On trouve parmi les principaux produits qu'on peut obtenir à partir de la transformation des GPL ; le Propane, le n-Butane et l'iso-Butane.

II.9.4.1. Propane

Le Propane est oxydé en Acétaldéhyde, Formaldéhyde, Acide Acétique et Acétone. Lors de la Pyrolyse du Propane, il se forme l'Ethylène et le Propylène, tandis que les nitro-Ethanes sont issus de la réaction de nitration.

Il est bien connu que le Propane, à côté du Méthane et d'Ethane sont utilisés dans la fabrication de l'Acétylène.

II.9.4.2. n-Butane

On l'utilise pour obtenir de nombreux produits, comme Ethylène, Propylène, divers Butylènes ou bien Acétylène et Butadiène. Le n-Butane s'oxyde en donnant l'Acétaldéhyde, l'acide Acétique, le Formaldéhyde et l'Acétone. Lors de la nitration du Butane, on obtient les nitro-Butane 1 et 2. L'Isomérisation du Butane le transforme en Iso-Butane.

La déshydrogénation catalytique du Butane conduit à la production du Butadiène qui est utilisé dans la synthèse des polymères.

Dans l'industrie du raffinage, l'utilisation du Butane est essentiellement liée à la fabrication du MTBE (l'éther de Méthyle et de tert-Butyle) utilisé comme booster d'Octane des essences en substitution au Plomb.

II.9.4.3. Iso-Butane

L'iso-Butane intervient dans de nombreuses alkylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'Octane élevé. Il est considéré comme agent d'alkylation très efficace. L'iso-Butylène formé lors de la déshydrogénation de l'iso-Butane, sert de matière première dans la synthèse du caoutchouc butyle et du poly-iso-Butylène.

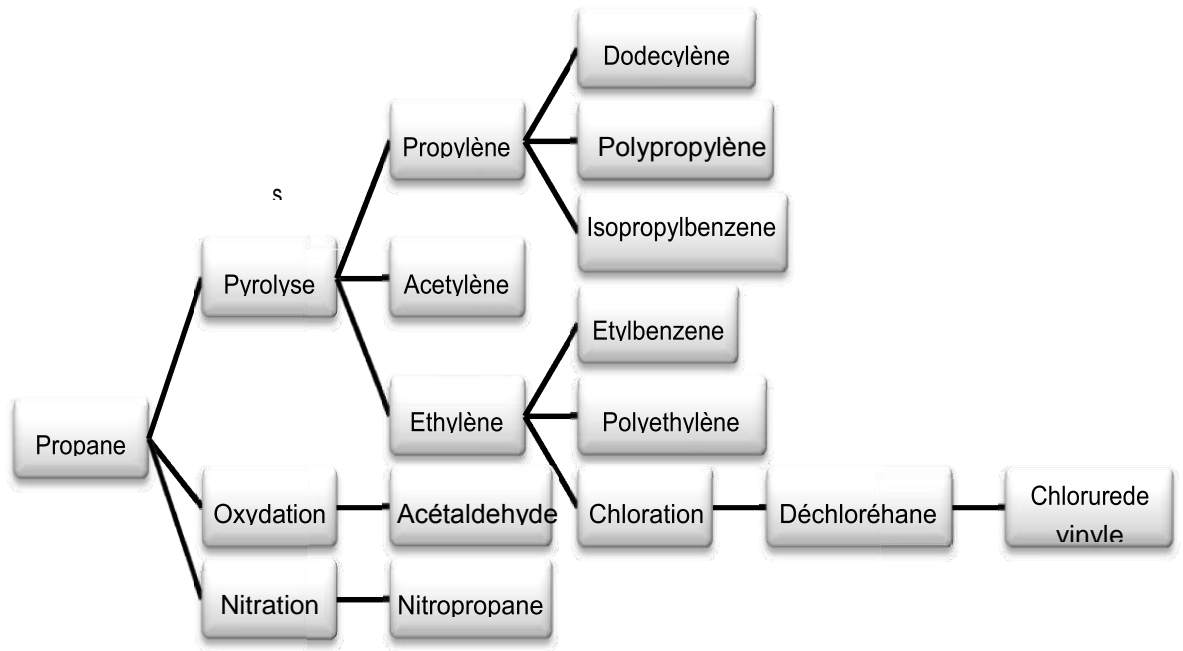


Figure II.2 : Organigramme d'utilisation de Propane en pétrochimie.

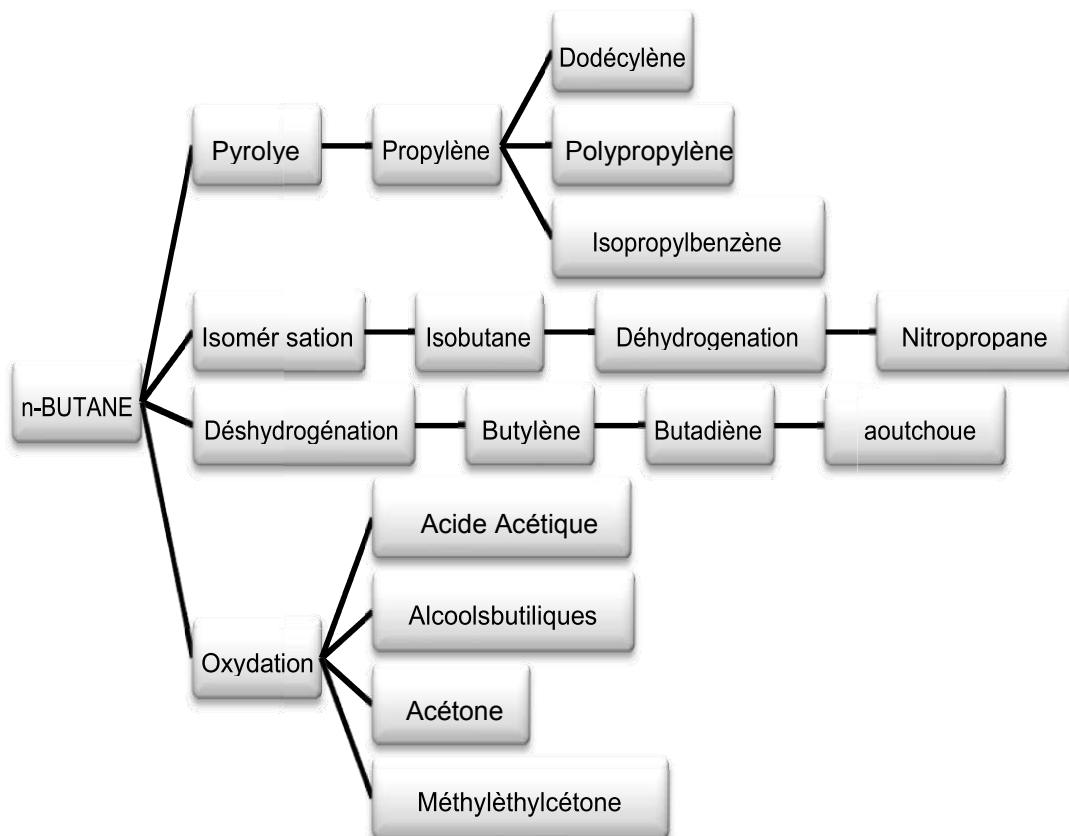


Figure II.3: Organigramme d'utilisation de n-Butane en pétrochimie.

CHAPITRE III :

THEORIE DE LA

RECTIFICATION

III.1. Introduction

Si l'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant le plus volatil et le liquide en constituant le moins volatil, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ, cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées.

III.2. Définition de la rectification

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé « **colonne de rectification** ».

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de pureté.

III.3. Colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, formée d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe.

III.4. Description et fonctionnement

La colonne de rectification est un appareil qui sépare un mélange en deux ou plusieurs produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins de constituants que le mélange initial.

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

- **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.

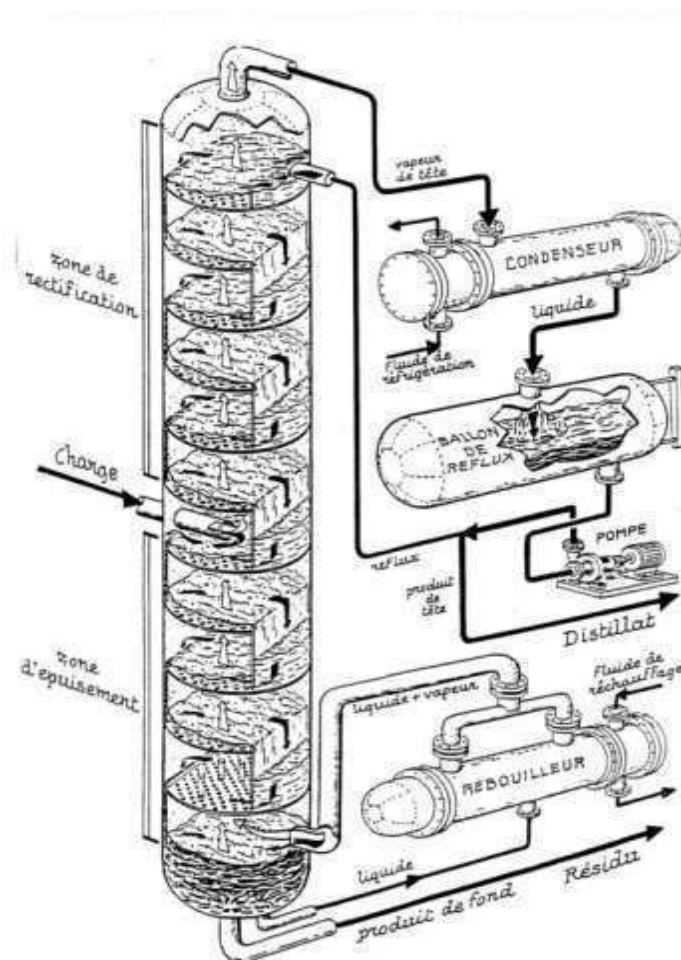


Figure III.1: Vue 3D d'une colonne de rectification. [27]

III.5. Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

III.5.1. 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.

III.5.1.1. 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).
- **Plateau à clapets (valve tray) :**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide , Exactement comme aux fentes des calottes , dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray » , le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit vapeur.

Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leur performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique.

III.5.2. 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 « **RASHING** » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

- **Avantage :**

- Prix moins élevé.
- Faible perte de charge.
- Rétenion peu importante.

- **Inconvénients :**

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre.[28]

III.6. Lois fondamentales de transfert de matière

III.6.1. 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). ([29]) :

$$p_i^v = P_T \cdot Y'_i \quad (\text{III-1})$$

Avec :

- 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.

III.6.2. Lois de RAOULT et d'HENRY

Leurs lois ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase. D'après 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 :

$$p_i^v = P_i \cdot X'_i \quad (\text{III-2})$$

Avec :

- 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 :

$$p_i^v = E_i \cdot X'_i \quad (\text{III-3})$$

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 :

$$Y'_i = \left(\frac{P_i}{P_T} \right) \cdot X'_i \quad (\text{III-4})$$

C'est l'équation d'équilibre des phases.

III.6.3. Lois de RAOULT DALTON

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

$$\frac{Y'_i}{X'_i} = \frac{P_i}{P_T} = K_i \quad (\text{III-5})$$

Avec :

- K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i », caractérise la distribution du constituant **i** entre les deux phases.

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.

III.7. Calcul de la volatilité relative

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

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

$$\alpha_i = K_i/K_r \quad (\text{III-6})$$

Avec :

- K_i : coefficient d'équilibre du constituant.
- K_r : coefficient d'équilibre de référence.

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

a. Dans la zone de rectification :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Di} + \alpha_{Li}) \quad (\text{III-7})$$

b. Dans la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}) \quad (\text{III-8})$$

III.8. Bilan matière de la colonne

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

$$L' = D' + R' \quad (\text{III-9}) \quad ([30])$$

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 :

$$L' \cdot X'_{Li} = D'Y'_{Di} + R'X'_{Ri} \quad (\text{III-10})$$

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

$$L'/(Y'_{Di} - X'_{Ri}) = D'/(X'_{Li} - X'_{Ri}) = R'/(Y'_{Di} - X'_{Li}) \quad (\text{III-21})$$

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.

III.8.1. Bilan matière de la zone de rectification

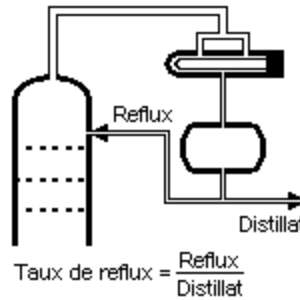


Figure III.2: schéma simplifié la Zone de rectification.

$$G' = g'_{(n-1)} + D' \quad (\text{III-32})$$

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 :

$$G'_n Y'_{ni} = g'_{(n-1)} \cdot X'_{(n-1)i} + D' \cdot Y'_{ni} \quad (\text{III-43})$$

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 :

$$\frac{G'_n}{Y'_{Di} - X'_{(n-1)i}} = \frac{g'_{(n-1)}}{Y'_{Di} - Y'_{ni}} = \frac{D'}{Y'_{ni} - X'_{(n-1)i}} \quad (\text{III-54})$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y' = \frac{r_f}{r_f+1} \cdot X' + \left(\frac{1}{r_f+1} \right) \cdot Y'_D \quad (\text{III-65})$$

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 :

$$r_f = g'_x / D' \quad (\text{III-76})$$

Avec :

- r_f : le taux de reflux.

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

III.8.2. Bilan matière de la zone d'épuisement

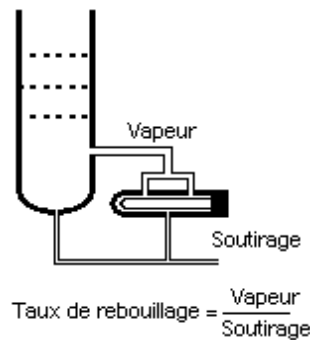


Figure III.3: schéma simplifié la Zone d'épuisement.

$$g'_{(n+1)} = G'_n + R' \quad (\text{III-87})$$

Avec :

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

Donc :

$$g'_{(n+1)} \cdot X'_{(n+1),i} = G'_n \cdot Y'_{ni} + R' \cdot X'_{Ri} \quad g'_{(n+1)} \cdot x'_{(n+1),i} = G'_n \cdot y'_{ni} + R' \cdot x'_{Ri} \quad (\text{III-98})$$

Où :

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

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$\frac{g'_{(n+1)}}{Y'_{ni} - X'_{Ri}} = \frac{G'_n}{X'_{(n+1),i} - X'_{Ri}} = \frac{R}{Y'_{ni} - X'_{(n+1),i}} \quad (\text{III-109})$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y' = \left[\frac{r_h + 1}{r_h} \right] \cdot X' - \left(\frac{1}{r_h} \right) X'_{Ri} \quad (\text{III-20})$$

Cette équation donne une relation entre la concentration en constituant i dans la phase liquide se trouvant sur le plateau $(n+1)$ et la concentration en ce même constituant dans la phase vapeur provenant du plateau n , et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone d'épuisement. Elle est appelée équation de la zone d'épuisement. On note que:

$$r_h = G'_r / R' \quad (\text{III-21})$$

Avec :

- r_b : taux de rebouillage.

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

III.8.3. Bilan matière de la zone de flash

$$L' = G_0' + g_0' \quad (\text{III-22})$$

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 :

$$L' X'_{Li} = G_0' Y'_{0,i} + g_0' X'_{0,i} \quad (\text{III-23})$$

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.

III.9. Bilan thermique de la colonne :

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

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

$$L' \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R' \cdot h_R + Q_c \quad (\text{III-24})$$

$$h_L = e_0' \cdot H_0 + (1 - e') \cdot h_0 \quad (\text{III-25})$$

$$Q_R = G'_R \cdot (H_R - h_{gr}) + R' (h_R - h_{gr}) \quad (\text{III-26})$$

$$Q_C = (D' + g'_x) \cdot (H_D - h_D) \quad (\text{III-11})$$

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 :

$$g'_x = (r_f)_{opt} \cdot D \quad (\text{III-28})$$

$$G'_R = (r_f)_{opt} \cdot R \quad (\text{III-29})$$

Avec :

- $(r_b)_{opt}$: taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_f)_{opt} = \left[\left(\frac{D' (r_f)_{opt}}{L'} \right) + (1 - e'_0) - \frac{R'}{L'} \right] / (R'/L') \quad (\text{III-30})$$

III.10. Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelque soient leurs complexités, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui vaimposer 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.

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

La pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide : [29]

$$\sum K_i \cdot X'_{D,i} = 1 \quad (\text{III-312})$$

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

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{III-32})$$

$$P_F = P_S + \Delta P_2 \quad (\text{III-33})$$

$$P_L = (P_S + P_F)/2 \quad (\text{III-34})$$

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.

III.11. 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 :

$$\sum(Y'_{Di}/K_i) = 1 \quad (\text{III-35})$$

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 :

$$\sum(K_i \cdot X_{R,i}) = 1 \quad (\text{III-36})$$

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 :

$$\sum(K_i \cdot X_{L,i}) = 1 \quad (\text{III-37})$$

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

$$\sum(Y'_{Li}/X'_i) = 1 \quad (\text{III-38})$$

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

$$\sum X'_{0,i} = \sum \left[\frac{X'_{i}}{1+e'(K_i-1)} \right] = 1 \quad (\text{III-39})$$

$$(Y'_{0,i}/X'_{0,i}) = K_i \quad (\text{III-40})$$

Où :

- e' : Taux de vaporisation.
- $X_{L,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la charge.
- $Y_{0,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase liquide.
- $X'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.

III.12. Choix des constituants clés

Pour le calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée d'un constituant dans le distillat et d'un deuxième dans le résidu (constituants clés).

Souvent les constituants clé sont choisis, le plus volatil dans le résidu (constituant clé volatil) et le moins volatil dans le distillat (constituant clé lourd). Les constituants clés dans ce cas, sont déterminées comme les constituants limités entre lesquels s'effectue une séparation spécifiée. Les constituants clés et tous les constituants de volatilité intermédiaire se trouvent dans les deux produits de la colonne et ils sont appelés les constituants distribués.

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

III.13. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge

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

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

$$e'_0 = \frac{G_0}{L'_d} \quad \text{où} \quad G_0 = e'_0 \cdot L \quad (\text{III-413})$$

Et :

$$r'_0 = \frac{g}{L'_d} \quad \text{où} \quad g' = r'_0 \cdot L \quad (\text{III-42})$$

Avec :

- e'_{0} : Taux de vaporisation molaire de la charge.
- r'_{0} : Taux de condensation molaire.
- g'_{0} : Débit molaire de la phase liquide de la charge.
- G'_{0} : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

A la pression et température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximation successive, d'après l'équation connue de TREGOUBOV :

$$\sum X'_{0,i} = \sum X'_{L,i} / [1 + e'_{0} (K'_i - 1)] = 1 \quad (\text{III-43})$$

Où:

$$\sum X'_{0,i} = \sum X'_{L,i} / [K_i - r'_{0} (K'_i - 1)] = 1 \quad (\text{III-44})$$

$$e'_{0} + e'_{0} = 1 \text{ et } \sum Y'_{0,i} = \sum K'_i \cdot X_{0,i} = 1 \quad (\text{III-45})$$

Avec :

- $X'_{L,i}$: concentration molaire du constituant i dans la charge.
- $X'_{0,i}$: concentration du constituant i dans la phase liquide.
- $Y'_{0,i}$: concentration du constituant i dans la phase vapeur.

Ces dernières équations peuvent être utilisées également pour déterminer la température de la charge si la pression et le taux de vaporisation sont connus. Si le taux de vaporisation est relativement petit, pour le calculer il est très commode d'utiliser la formule suivante :

$$\sum Y'_{0,i} = \sum X'_{L,i} / [e'_{0} + (1 - e'_{0}) / K_i] = 1 \quad (\text{III-46})$$

$$\sum X'_{0,i} = \frac{\sum Y'_{0,i}}{K_i} = 1 \quad (\text{III-47})$$

Remarque:

- ✓ Si $e'_{0} = 0$, la charge se trouve à la température de bulle et $g_D = L$ donc :

$$\sum K_i \cdot X'_{L,i} = 1 \quad (\text{III-48})$$

Utilisée pour la détermination de la température de bulle de la charge.

- ✓ Si $e'_{0} = 1$, la charge se trouve à la température de rosé et $G_D = L$ donc :

$$\frac{\sum Y'_{L,i}}{K_i} = 1 \quad (\text{III-49})$$

III.14. 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.

III.14.1. Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDER WOOD, généralement on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation : [30]

$$(rf)_{min} = \varphi \sum \left(\frac{Y_{Di}}{\alpha_{Li+\varphi}} \right) \quad (\text{III-50})$$

$$-(rh)_{min} = \varphi \sum \left(\frac{\alpha_{Di} \cdot X'_{R,i}}{\alpha_{Li+\varphi}} \right) \quad (\text{III-514})$$

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 déterminé par approximations successives.

La relation entre $(rf)_{min}$ et $(rh)_{min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(rh)_{min} = \left[\left(\frac{D^{(rh)_{min}}}{L} \right) + (1 - e'_{0}) - \left(\frac{R}{L} \right) \right] / (R/L) \quad (\text{III-52})$$

III.14.2. 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 :

$$\frac{[(rf)_{opt} - (rf)_{min}]}{[(rf)_{opt} + 1]} = 0,1 \div 0,33 \quad (\text{III-53})$$

Donc on aura :

$$(rf)_{opt} = 1,3 \cdot (rf)_{min} + 0,33 \quad (\text{III-54})$$

III.15. Nombre de plateaux théoriques a reflux opératoire

III.15.1. 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 théoriques correspondants à un taux de reflux opératoire $(rf)_{opt}$, les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation. [30]

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = \frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} \quad (\text{III-55})$$

Si la charge à séparer se trouve à sa température d'ébullition, on peut utiliser la formule
Proposé par DONNELLE et COOPER :

$$N = N_{\min} (1.4 - 0.8) \log \left(\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{opt} + 1} \right) \quad (\text{III-56})$$

ELLIS a introduit une simplification en admettant que la hauteur de la zone d'alimentation est la même à reflux total qu'à reflux opératoire.

Alors le nombre de plateaux théoriques pour chaque zone à reflux opératoire choisi, est
Donné par les formules :

$$N_R = N_{R \min} \cdot \frac{N}{N_{\min}} \quad (\text{III-57})$$

$$N_E = N_{E \min} \cdot \frac{N}{N_{\min}} \quad (\text{III-15})$$

Avec :

- N_R : nombre de plateaux de la zone de rectification.
- N_E : nombre de plateaux de la zone d'épuisement.

III.15.2. Méthode de calcul plateau par plateau

Il est possible d'effectuer le calcul des plateaux en partant du distillat ou du résidu par approximation successive et de bilan de matière dans chaque zone de la colonne. Pour calculer le nombre de plateaux théoriques, on dispose habituellement du taux de reflux opératoire et des concentrations des constituants clés dans le distillat et le résidu.

Les équations fondamentales utilisées lors des calculs sont :

- ✓ Equation d'équilibre des phases ;
- ✓ Bilan matière partielle.

Lors du calcul du nombre de plateaux dans les zones de la colonne, pour la première approximation, on peut se guider d'après les recommandations suivantes :

- Le calcul dans la zone de rectification ; est poursuivi jusqu'à ce que le rapport des concentrations clés dans une phase vapeur soit égal à celui dans la charge.

- Le calcul dans la zone d'épuisement ; est poursuivi jusqu'à ce que le rapport des concentrations clés dans une phase liquide soit égal à celui dans la charge Cette règle entraîne la convergence des concentrations des constituants clés dans la zone d'alimentation, mais il est nécessaire que cette convergence soit réalisée également pour les autres constituants et principalement pour les constituants intermédiaires.

CHAPITRE IV :
CALCUL DE LA
COLONNE DE
DÉPROPANISEUR

IV.1. Exposé du problème

Pour répondre aux besoins croissants en Propane et en Butane commerciaux de la société SONATRACH et la région de Hassi Messaoud et ouargla, la division de la production a décidé d'installer un dépropaniseur. Au début de la réalisation de ce projet on a essayé d'optimiser les paramètres de fonctionnement (température, pression) de la colonne.

IV.1.1. Déficit de Propane et Butane au NAFTAL

Après avoir visité le centre commercial de Naftal, nous avons été informés des prévisions et pénurie mensuelle, ce qui a entraîné un retard dans la livraison des paiements de gaz aux clients.

Tableau IV-1: Prévisions de Butane et de Propane HMD 2018. [31]

Mois	Butane			Propane		
	Prévisions	Consommation	déficit	Prévisions	Consommations	déficit
JAN	5556 t/m	7011.442 t/m	1455.44 t/m	2737 t/m	3571.944 t/m	834.94 t/m
FEV	5048 t/m	6222.140 t/m	1174.14 t/m	2571 t/m	3211.712 t/m	640.71 t/m
MARS	4907 t/m	4836.861 t/m	-	2215 t/m	2899.795 t/m	684.79 t/m
AVR	4190 t/m	5526.009 t/m	1336 t/m	1821 t/m	2198.779 t/m	377.77 t/m
MAI	4522 t/m	5611.137 t/m	1089.13 t/m	1789 t/m	2107.058 t/m	318.05 t/m
JUIN	4079 t/m	4179.477 t/m	100.477 t/m	1667 t/m	2037.512 t/m	370.51 t/m
JUIL	3480 t/m	3864.070 t/m	384.07 t/m	1584 t/m	1965.677 t/m	381.67 t/m
AOUT	3755 t/m	4040.203 t/m	285.203 t/m	1529 t/m	1998.479 t/m	469.47 t/m
SEPT	3759 t/m	4328.791 t/m	569.791 t/m	1615 t/m	2417.866 t/m	802.86 t/m
OCT	4117 t/m	4847.728 t/m	730.728 t/m	1968 t/m	2478.332 t/m	510.33 t/m
NOV	4500 t/m	4942.181 t/m	442.181 t/m	2307 t/m	3069.867 t/m	762.86 t/m
DEC	5284 t/m	5669.941 t/m	385.941 t/m	2493 t/m	3802.929 t/m	1309.9 t/m
Total	53198 t/m	61080 t/m	7882.98 t/m	24296 t/m	31560 t/m	7463.9 t/m

Interprétation des résultats

Nous remarquons que la quantité déficit et augmentable, ce qui confirme l'importance d'établir une dépropaniseur afin de réduire ce déficit au niveau de NAFTAL.

IV.2. Généralités sur la simulation

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel .cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Dés que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement.

Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux, les plus connus dans le domaine du génie chimique en générale et du raffinage en particulier sont: Aspen plus, Chem CAD-III, Design II, HYSIM, PRO-II, Hysys.....etc.

IV.2.1. Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est un logiciel de simulation de procédés en génie chimique développé par Hyprotech (canada).Il permet le traitement des problèmes simples, tels que les séparations et les problèmes plus complexes tel que la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont:

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

IV.2.2. Le choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend de choix de modèle thermodynamique, car ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions de pression et de température recommandée.

Pour les applications de raffinage du pétrole, de traitement du gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de **Peng-Robinson** (PR) est généralement le modèle recommandé. Cette équation est donnée par :

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

$$b = \sum_{i=1}^N X_i b_i ; b_i = 0.0778 \frac{Rt_{Ci}}{P_{Ci}}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N X_i X_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{Ci} \alpha_i$$

$$a_{Ci} = 0.457235 \frac{(RT_{Ci})^2}{P_{Ci}}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226\omega_i - 0.2699\omega_i^2$$

Avec :

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad \text{et} \quad B = \frac{bP}{RT}$$

A, B : constantes liées à la température et à la pression.

a, b : constantes liées à la température et à la pression critiques.

T_{ci} : température critique du constituant « i ».

n_i : nombre de moles du constituant « i ».

P_{ci} : pression critique du constituant « i ».

R : constante des gaz parfaits.

K_{ij} : coefficient d'interaction binaire.

x_i, x_j : Fractions molaires des constituants « i » et « j ».

T_{ri} : température réduite.

Grâce aux améliorations apportées par Hyprotech, Cette équation résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, bi-phasique ou un système a trois phases avec un haut degré d'efficacité et de précision, et est applicable sur une grande gamme de condition.

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

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

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

Colonnede dépropaniseur	Tete de dépropaniseur		Fond de dépropaniseur	
	Design	actuelle	Design	actuelle
Température (°C)	57.04	48.92	114.2	108.6
Pression (bar)	20.5	18	22	19.5
Débit massique (Kg /h)	10430	4577	6227	2423
C ₂ H ₆	0.0198	0.0380	-	-
C ₃ H ₈	0.9616	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

Interprétation des résultats

D'après ce tableau (IV.2), nous remarquons que les résultats du cas Simulée sont proches aux résultats du cas actuel, cela nous permet de prendre dépropaniseur GPL-2 comme référence.

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

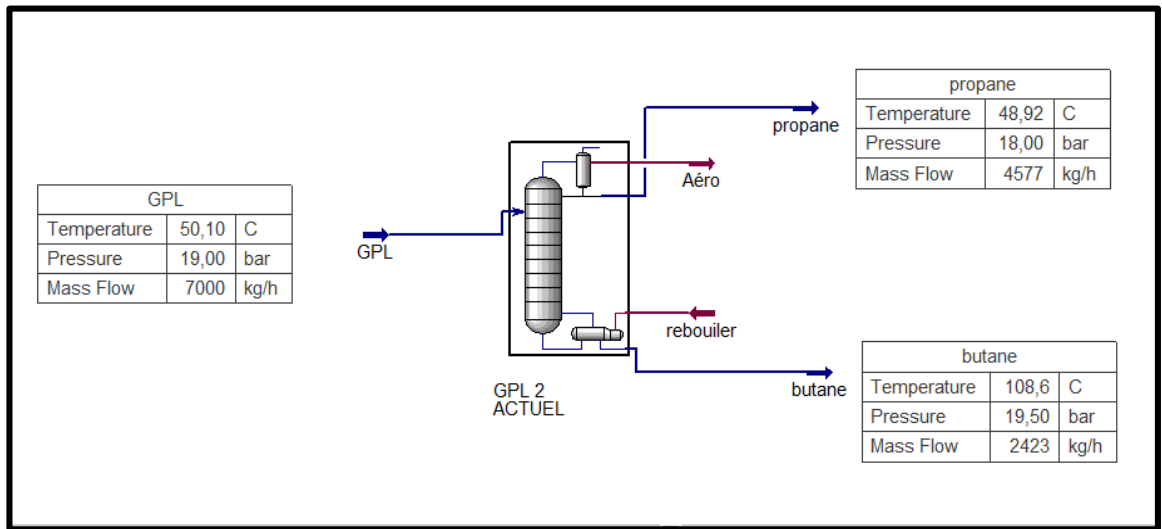


Figure IV.1: Simulation de cas actuel de dépropaniseur GPL-2.

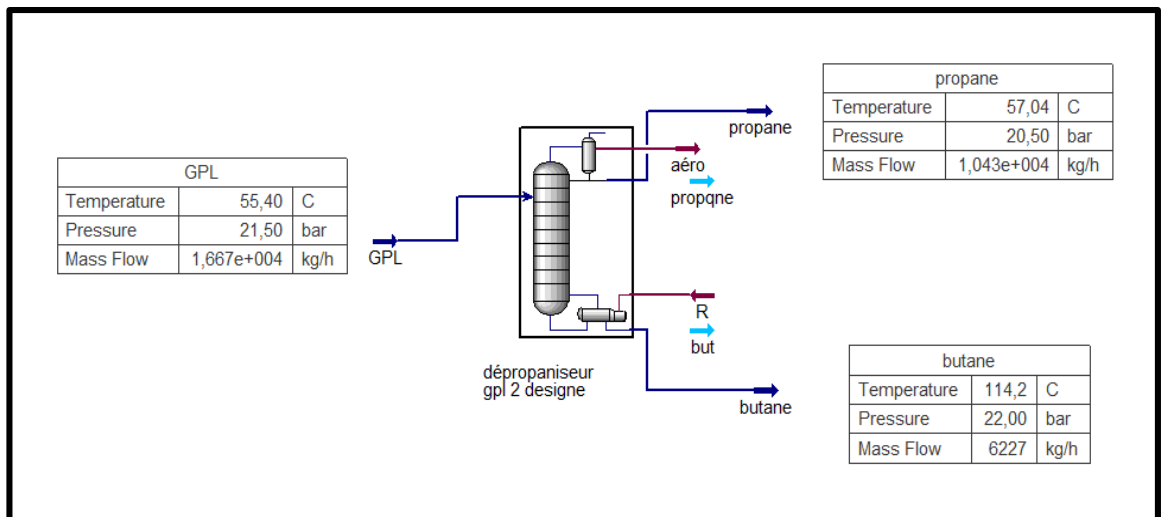


Figure IV.2: Simulation de cas design de dépropaniseur GPL-2.

IV.5. calcul de la colonne de dépropaniseur Z-CINA

IV.5.1. Simulation de Nouveau dépropaniseur de Z-CINA par logiciel Hysys

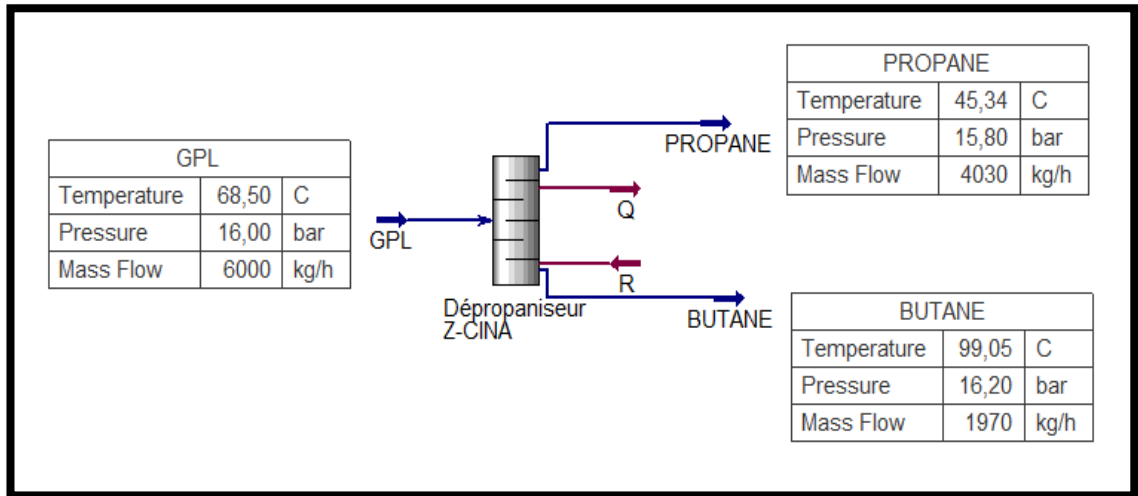


Figure IV.3: Simulation de cas design de dépropaniseur Z-CINA.

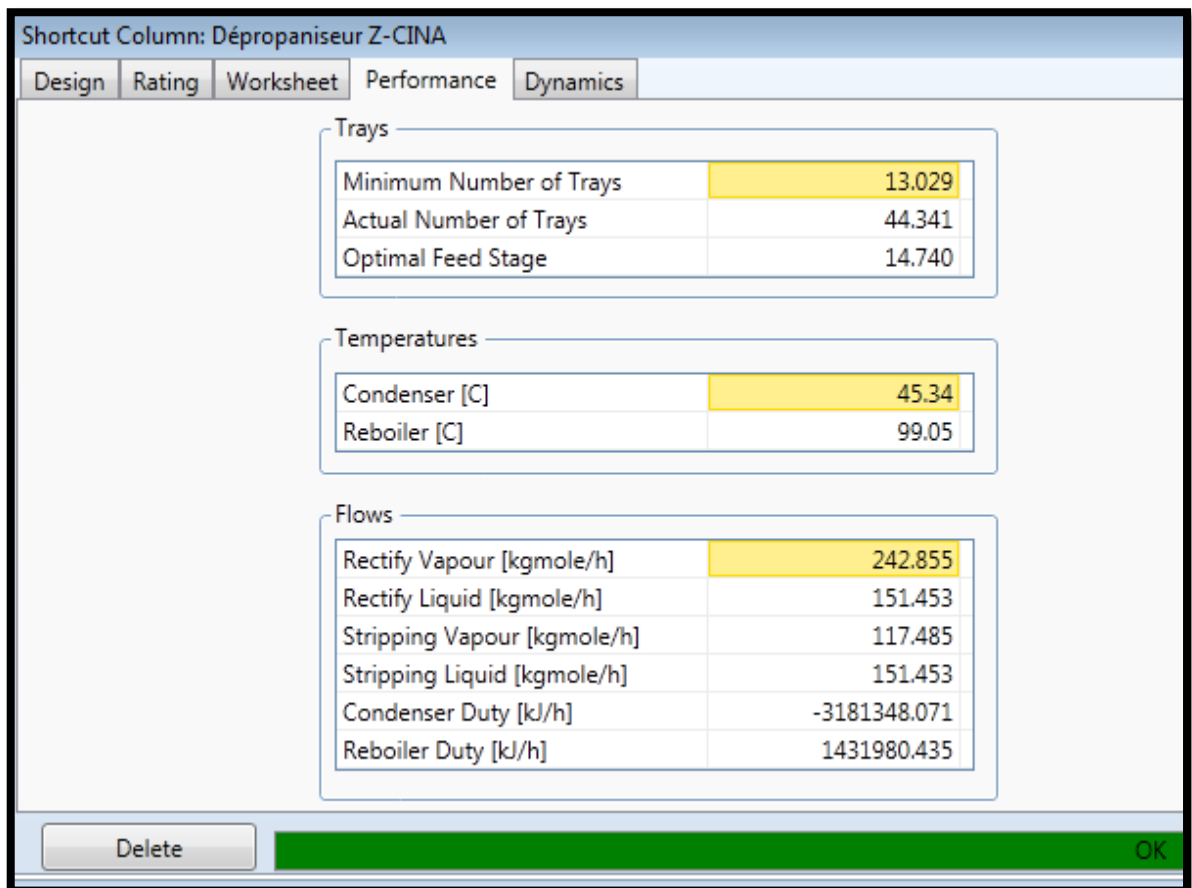


Figure IV.4: Performance de cas design de dépropaniseur Z-CINA.

IV.5.2. partie calcul

IV.5.2.1. Ordre de calcul

- A partir de la compositions de la charge, on détermine la composition massiques et molaires de chaque constituant.
 - 1) Calcul la composition du distillat et résidu.
 - 2) On calcule la pression et les température au différentes zones de la colonne.
 - 3) Calcul les quantités massiques et molaires de résidu, distillat et alimentation.
 - 4) Calcul la volatilité relatives et taux de vaporisation.
 - 5) Calcul du reflux minimal et optimal et le taux de rebouillage minimal et optimal.
 - 6) Calcul le nombre des plateaux théorique et réel dans la zone de rectification et d'épuisement (méthode approximative GILLILAND).
 - 7) Bilan thermique de la colonne, et détermination les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.
 - 8) Calcul de dimensionnement.

IV.5.2.2. Données de départ

- Débit d'alimentation de la colonne égal à **6000 kg /h**
- Température d'entrée de la charge : **68.5°C**
- La pression d'alimentation : **16 bars**
- Charge d' alimentation :

La charge actuelle qui alimente le dépropaniseur est obtenue d'après la simulation précédente, c'est la composition des résidus au fond du dééthaniseur, et présentée ci-dessous

Tableau IV-3: Fraction molaire du la charge de dépropaniseur.

Constituants	Composition molaire (%)
C₂H₆	0.0093
C₃H₈	0.7116
i-C₄H₁₀	0.065
n-C₄H₁₀	0.2114
i-C₅H₁₂	0.0002
Total	1

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

Remarque

La charge provenant du fond du dééthaniseur a subi une détente avant d’être introduite dans le dépropaniseur. Par conséquent la température va chuter.

IV.5.3. Bilan matière de la colonne

La composition massique et molaire et la masse moléculaire moyenne de la charge sont représentées dans le Tableau IV.4 suivant :

$$X_{Li} = X'_{Li} \frac{M_i}{M_L}$$

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

Tableau IV-4: La composition massique et molaire et la masse moléculaire moyenne de la charge.

Constituants	M _(i) (gmol)	Composition Molaire (X' _{L,i})	M _(i) . X' _{L,i}	Composition Massique (X _{i,i})
C₂H₆	30	0.0093	0.279	0.0058
C₃H₈	44	0.7116	31.3104	0.657
I-C₄H₁₀	58	0.065	3.77	0.0791
N-C₄H₁₀	58	0.2114	12.2612	0.2574
I-C₅H₁₂	72	0.0002	0.0144	0.00030
total	262	1	47.635	1

Pour la séparation conditionnée par les données de départ, on peut fixer

- ✓ Constituants –clé volatil : C₃H₈.
- ✓ Constituants –clé lourd : I-C₄H₁₀.

D’après les données de départ, le débit de la charge 6000 kg /h donné les concentrations admises des Butanes dans le distillat (Y_{Dc4}= 0.01), et de C₃H₈ dans le résidu (X_{Rc3}=0.01) ne sont pas importantes, on peut estimer que le C₂H₆ est pratiquement absent dans le résidu , et le I-C₅H₁₂ dans le distillat respectivement .

C’est-à-dire :

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

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 :

$$L' X_{Li} = D' Y_{Di} + R' X_{Ri}$$

La résolution comme des équations données :

$$D(X_{L(i)} - Y_{D(i)}) = R(X_{R(i)} - X_{L(i)})$$

- $D(0.0093 - Y_{Dc2}) = R(0 - 0.0093) \dots \dots \dots (A).$
- $D(0.7116 - Y_{Dc3}) = R(0.01 - 0.711) \dots \dots \dots (B).$
- $D(0.065 - 0.01) = R(X_{Ri-c4} - 0.065) \dots \dots \dots (C).$
- $D(0.2114 - 0) = R(X_{Rn-c4} - 0.2114) \dots \dots \dots (D).$
- $D(0.0002 - 0) = R(X_{Ri-c5} - 0.0002) \dots \dots \dots (E).$

Sachant que $Y_{Dc2} + Y_{Dc3} + 0.01 = 1$

D'où on tire : $Y_{Dc2} + Y_{Dc3} = 0.99$

En additionnant (A) et(B) on obtient:

$$D((0.0093 + 0.7116) - (Y_{Dc2} + Y_{Dc3})) = R(0.01 - (0.0093 + 0.7116)).$$

$$D(0.7209 - 0.99) = R(0.01 - 0.7209)$$

$$D/R = 2.64$$

D'après (A) : $D/R(0.0093 - Y_{Dc2}) = -0.0093$

$$2.64(0.0093 - Y_{Dc2}) = -0.0093$$

$$Y_{Dc2} = 0.012$$

D'après(B): $D/R(0.7116 - Y_{Dc3}) = (0.01 - 0.7116)$

$$2.6(0.7116 - Y_{Dc3}) = (0.01 - 0.7116)$$

$$Y_{Dc3} = 0.977$$

D'après (C): $D/R(0.065 - 0.01) = (X_{Ri-c4} - 0.065)$

$$2.64(0.055) = (X_{Ri-c4} - 0.065)$$

$$X_{Ri-c4} = 0,21$$

D'après (D) : $D/R(0.2114) = (X_{Rn-c4}-0.2114)$

$$2.64 (0.2114) = (X_{Rn-c4} - 0.2114)$$

$$X_{Rn-c4} = 0.769$$

D'après (E) : $D/R(0.0002) = (X_{Ri-c5}-0.0002)$

$$2.64(0.0002) = (X_{Ri-c5}-0.0002)$$

$$X_{Ri-c5} = 0.00072$$

Tableau IV-5: Composition molaire du distillat et du résidu.

Constituants	Mi Kg/K mol	Distillat « D »		Résidu « R »	
		Y' _{Di}	M _i .Y' _{Di}	X' _{Ri}	M _i .X' _{Ri}
C₂H₆	30	0.012	0.36	-	-
C₃H₈	44	0.977	42.988	0.01	0.44
i-C₄H₁₀	58	0.01	0.58	0.21	12.18
n-C₄H₁₀	58	-	-	0.769	44.602
i-C₅H₁₂	72	-	-	0.00072	0.0518
Total	262	1.019	43.92	0.9897	57.2738

IV.5.3.1. Calcul de la Pression et la température dans la colonne

A. Pression

On a la pression de l'alimentation de la colonne **P_L=16 bars**

1) La pression au sommet de la colonne

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

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

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

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

$$P_S = P_L - \Delta P_2 / 2 = 16 - 0,4/2 = 15,8 \text{ bars.} \quad \mathbf{P_S = 15.8 bars}$$

2) 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 $\Delta P_2 = 0,4$ bars. Alors $P_S = 15,8$

$P_f = 15.8 + 0.4 = 16.2$ bars. **$P_F = 16.2$ bars**

3) 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 $P_S = 15.8$

$P_b = P_S - \Delta P_1 = 15.8 - 0.3 = 15.5$ bars. **$P_b = 15.5$ bars**

B. Température dans la colonne

❖ **La température dans le ballon de reflux**

La température de condensation totale du distillat (Propane) c'est -à- dire la température dans le ballon de reflux, pour déterminer cette température, on prend $K_{C_3H_8} = 1$, et à l'aide de diagramme de Jenny et Scheibel, par itérations successives on doit vérifier l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i X_{D,i} = 1$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le Tableau IV .6 suivant :

Tableau IV-6: Les résultats de calcul dans le ballon de reflux.

Constituants	$X_{D,i}$	$P_b = 15.5$ bars , $T_b = 44$ °C	
		K_i	$K_i \cdot X_{Di}$
C₂H₆	0.012	2.65	0.0318
C₃H₈	0.977	0.98	0.9574
i-C₄H₁₀	0.01	0.482	0.0048
Total	0.999	-	0.994

❖ **Température au sommet de la colonne**

La température au sommet de la colonne c'est la température de rosée, cette température à pression égale 15.8 bars, on prend $k_{C_3H_8}=1$ à l'aide de diagramme de Jenny et Scheibel, on peut déterminer la température par itérations successives et en vérifiant l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\Sigma(y_i/K_i) = 1$$

Les résultats de calcul sont donnés dans le Tableau IV.7 suivant :

Tableau IV-7: Les résultats de calcul au sommet de la colonne.

constituants	$P_s = 15.8 \text{ bars} , \quad T_s = 43 \text{ } ^\circ\text{C}$		
	$Y'_{D,i}$	K_i	Y'_i/K_i
C₂H₆	0.012	2.6	0.0312
C₃H₈	0.977	0.95	0.9281
i-C₄H₁₀	0.01	0.43	0.0048
total	0.9999	-	0.9641

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

$$P_s = 15.8 \text{ bars} \text{ et } \quad T_s = 43 \text{ } ^\circ\text{C}$$

❖ **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 $P_f = 16.2 \text{ bars}$, 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.

Le tableau IV.8 donne les résultats de calcul.

Table IV-8: les résultats de calcul au fond de la colonne.

Constituants	$P_F = 16.2 \text{ bars}$ $T_F = 102 \text{ °C}$		
	$X'_{R,i}$	K_i	$K_i \cdot X'_{R,i}$
C₂H₆	0	0	0
C₃H₈	0.01	2.08	0.0208
I-C₄H₁₀	0.21	1.18	0.2478
N-C₄H₁₀	0.769	0.95	0.7305
I-C₅H₁₂	0.00072	0.52	0.0003
Total	0.9897	-	0.9994

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

$$P_f = 16.2 \text{ bars} \quad \text{et} \quad T_F = 102 \text{ °C}$$

❖ **Température dans la zone d'alimentation**

La charge est admise dans le dépropaniseur à une température de **68.5 °C**.
donne les résultats de calcul,

Tableau IV-9: Les résultats de calcul à la zone d'alimentation.

Constituants	$P_L = 16 \text{ bars}$ $T_L = 68.5 \text{ °C}$		
	$X_{L(i)}$	K_i	$K_i X_{L(i)}$
C₂H₆	0.0093	3.5	0.03255
C₃H₈	0.7116	1.35	0.9606
i-C₄H₁₀	0.065	0.71	0.04615
n-C₄H₁₀	0.2114	0.58	0.1226
i-C₅H₁₂	0.0002	0.28	0.000056
Total	0.9975	-	1.1373

IV.5.3.2. Le débit molaires

➤ **Débit d'alimentation**

$$L = 6000 \text{ kg /h}$$

$$L' = L / M_L$$

$$L' = 6000 / 47.63$$

$$L' = 125.97 \text{ Kmol/h}$$

➤ **Débit de résidu**

$$L' = D' + R' \quad D' / R' = 2.64$$

$$L' = 2.64R' + R'$$

$$L' = 3.6 R' \quad R' = L' / 3.6$$

$$R' = 34.607 \text{ Kmol/h}$$

$$R = R' \cdot M_R = 34.607 \cdot 57.2738$$

$$R = 1982.07 \text{ kg /h}$$

➤ **Débit du distillat**

On a :

$$D' = L' - R' = 125.97 - 34.607$$

$$D' = 91.36 \text{ Kmol/h}$$

$$D = D' \cdot M_D = 91.36 \cdot 43.92$$

$$D = 4012.53 \text{ kg /h}$$

IV.5.3.3. 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

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

Vérification par calcul de la composition de la charge $e'_{\theta} = 0$

on trouve :

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

IV.5.3.4. volatilités relatives des constituants

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

$$\alpha_i = K_i / K_r$$

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

K_r : constante d'équilibre du composant clé lourd.

En qualité de composant clé lourd on admet le i -C₄H₁₀.

Tableau IV-10: Les résultats de calcul des volatilités relatives.

Constituants	Alimentation		Rectification		Epuisement	
	K _i a 68.5 °C et 16 Bars	α _{Li}	K _i a 43 °C et 15.8 Bars	α _{Di}	K _i a 102 °C 16.2 Bars	α _{Ri}
C ₂ H ₆	3.5	4.9295	2.6	6.04	-	-
C ₃ H ₈	1.35	1.9014	0.95	2.2	2.08	1.7627
i-C ₄ H ₁₀	0.71	1	0.43	1	1.18	1
n-C ₄ H ₁₀	0.58	0.8169	-	-	0.95	0.8050
i-C ₅ H ₁₂	0.28	0.3943	-	-	0.52	0.4406

Les volatilités relatives moyennes dans les deux zones de la colonne sont déterminées comme suit :

➤ 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 de chaque constituant dans les différentes zones de la colonne sont présentés dans le tableau IV.11 suivant :

Tableau IV-11: Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes.

Constituants	Alimentation	Rectification		Épuisement	
	α _{Li}	α _{Di}	α _{im}	α _{Ri}	α _{im}
C ₂ H ₆	4.9295	5.4	5.1647	-	-
C ₃ H ₈	1.9295	2.2	2.0647	1.6363	1.7829
i-C ₄ H ₁₀	1	1	1	1	1
n-C ₄ H ₁₀	0.7746	-	-	0.7727	0.7736
i-C ₅ H ₁₂	0.3943	-	-	0.3909	0.3926

IV.5.3.5. Calcul du régime de reflux minimal et optimal

La valeur de « φ » utilisée dans le tableau IV.12 est déterminée par approximations successives selon l'équation suivante :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{L,i} X_{L,i}}{\alpha_{L,i} - \varphi} = 0$$

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

$$(\alpha_{c3}=1,9295 \quad \alpha_{i-c4}=1.000) \quad 1 < \varphi < 1,9295$$

$$\varphi = 1.065$$

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir de l'équation précédente.

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge : $e'_0 = 0$

Tableau IV-12: Les résultats des calculs Taux de reflux minimal.

Constituants	$X_{L(i)}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} \cdot X_{L(i)}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$\frac{\alpha_{L,i} \cdot X_{L(i)}}{\alpha_{L,i} - \varphi}$
C₂H₆	0.0093	4.9295	0.0458	3.8645	0.0118
C₃H₈	0.7116	1.9295	1.3730	0.8645	1.528
i-C₄H₁₀	0.065	1	0.065	-0.065	-1
n-C₄H₁₀	0.2114	0.7746	0.1637	-0.29	-0.5644
i-C₅H₁₂	0.0002	0.3943	0.000078	-0.6707	-0.000116
Total	0.9975	-	-	-	-0.0239

Les résultats des calculs montrent que $e'_0 = 0$. Donc la valeur supposée de $\varphi = 1,065$ est correcte.

IV.5.3.5.1. Calcul du taux de reflux minimal

d'après l'équation $(r_f)_{\min} = \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{L,i} - \Phi)$ avec $\phi = 1,065$

On trouve : $(r_f)_{\min} = [(0.012/3.8645)+(0.977/0.8645)+(0.01/-0.065)] = 0.97$

$$(r_f)_{\min} = 0.97$$

IV.5.3.4.2. Taux de reflux optimal

On a $(r_f)_{\min} = 1.273$ le taux de reflux opératoire est calculé en fonction du taux de reflux minimal par des méthode approximative GILLILAND à proposer la formule suivante :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.3 \cdot (r_f)_{\min} + 0.3$$

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.56$$

IV.5.3.5.2. Taux de rebouillage minimal

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation

$$\sum (\alpha_{L,i} \cdot X_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) = (r_b)_{\min} \quad \text{Avec } \phi = 1,065$$

,Les résultats de calcul sont présentés dans le tableau au-dessus:

Tableau IV-13: Les résultats des calculs Taux de rebouillage minimal.

Constituants	$X'_{R,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i}$	$\alpha_{L,i} - \phi$	$\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{L,i} - \phi$
C₂H₆	-	4.9295	-	3.8645	-
C₃H₈	0.01	1.9295	0.01929	0.8645	0.02231
i-C₄H₁₀	0.21	1	0.21	-0.065	-3.2307
n-C₄H₁₀	0.769	0.7746	0.5956	-0.2904	-2.05
i-C₅H₁₂	0.00072	0.3943	0.000283	-0.6707	-0.0004219
Total	0.9897	-	-	-	-5.258811

La formule nous donne le résultat suivant :

$$(r_b)_{\min} = 5.25$$

IV.5.3.5.3. Taux de rebouillage optimal

Le taux de rebouillage est calculé d'après la formule suivante :

$$(rb)_{opt} = [(D' \cdot (r_f)_{opt} / R') + L' (1 - e'_0) / R'] - 1$$

$$(rb)_{opt} = [(91.36 \times 1.56) / 34.607 + (125.97 / 34.607)] - 1 = 6.75$$

$$(rb)_{opt} = 6.75$$

IV.5.3.6. Calcul le nombre des plateaux théorique dans la colonne

IV.5.3.6.1. la zone de rectification

Le nombre minimal des plateaux théorique dans la zone de rectification est donné par l'équation :

$$N_{R \min} = \log [(Y'_{D,V} X'_{L,L}) / (Y'_{L,L} X'_{R,V})] \log \alpha_{v,L}$$

Y'_{DV} : concentration molaire de constituant léger du distillat.

Y'_{DL} : concentration molaire de constituant lourd du distillat.

X'_{LV} : concentration molaire de constituant léger en alimentation.

X'_{LL} : concentration molaire de constituant lourd en alimentation.

$\alpha_{v,m}$: volatilité moyenne de l'élément C₃.

$$N_{R \min} = \log [(0.977 \times 0.065) / (0.07914 \times 0.01)] / \log 2.2$$

$$N_{R \min} = 5.56$$

En utilisant le diagramme de GILLILAND, voir l'annexe (fig9) qui donne la relation entre nombre théorique et le taux de reflux.

$$\frac{N_{th} - N_{R \min}}{N_{th} + 1} = f \left(\frac{r_{fopt} - r_{f \min}}{r_{fopt} + 1} \right)$$

et pour un rapport :

$$((r_f)_{opt} - (r_f)_{min}) / ((r_f)_{opt} + 1) = 0.193$$

$$(N_{th} - N_{R \min}) / (N_{th} + 1) = 0.425$$

D'après le graphe :

$$\frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0.425$$

$$N_{th} = \frac{N_{R \min} + 0.425}{1 - 0.425}$$

Donc :

$N_{th}=10.40$ plateaux

On sait que : généralement l'efficacité des plateaux à clapet; $e = 0,7$

$$N_{réel}=N_{th}/ e$$

$$N_{R\ réel}=10.40 / 0.7=14.86$$

$N_{R\ réel}=15$ plateaux

IV.5.3.6.2. La zone d'épuisement

En appliquant la méthode de GILLILAND, le nombre des plateaux théoriques dans la zone d'épuisement est calculé d'après l'équation :

$$N_{E\ min} = \log [(X'_{L,V} X'_{R,L}) / (X'_{L,L} X'_{R,V})] \log \alpha_{V,L}$$

on trouve:

$$N_{E\ min} = \log [(0.7116 \times 0.21) / (0.065 \times 0.01)] / \log (1.6363)$$

$N_{E\ min}=11.04$ Plateaux

En utilisant le diagramme de GILLILAND, on a :

$$\frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0.425$$

$N_{th}=20.12$ plateaux

le nombre de plateau réels dans la zone d'épuisement :

$$N_{E\ réel}=20.12 / 0,7 =28.74$$

$N_{E\ réel}= 29$ plateaux

Donc :

Le nombre de plateau total du dépropaniseur est :

$$N_{t,\ réel} = 15 + 29 = 40$$

$N_{t,\ réel}=44$ Plateaux

IV.5.4. Bilan thermique de la colonne

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

IV.5.4.1. Débit du liquide alimentant le rebouilleur

- **La quantité alimentant le four G_R**

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R$$

$$G_R = 6.75 \times 34.607$$

$$\mathbf{G_R = 233.59 \text{ Kmol / h}}$$

- **La quantité des vapeurs sortantes du four est**

$$V_r = e_0 \times G_R$$

$$V_r = 0.45 \times 233.59$$

$$\mathbf{V_r = 105.11 \text{ kmol / h}}$$

- **La quantité des liquides sortants du four est**

$$L_F = (1 - e_0) \times G_R$$

$$L_F = 0.55 \times 233.59$$

$$\mathbf{L_F = 128.47 \text{ Kmol/ h}}$$

- **Débit de reflux liquide alimentant la colonne :**

dans les calculs précédents, on a utilisé :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D$$

$$g_x = 1.56 \times 91.36$$

$$\mathbf{g_x = 142.52 \text{ Kmol/ h}}$$

IV.5.4.2. Taux de vaporisation à la sortie du four

On trouve le taux de vaporisation à la sortie du four par approximation successive en utilisant l'équation d'isotherme de la phase mixte.

$$x'_{o,i} = [X'_{Ri} / (1 + (k_i - 1) \cdot e)] \text{ avec } Y'_{o,i} = K_i \cdot X'_{o,i}$$

Tableau IV-14: Représentant la valeur du taux de vaporisation du Résidu.

Constituants	X'_{R,i}	K_i(P = 16.2bars , t = 93°C)	e_0 = 0.45	
			X'_0	Y'_0
C ₃ H ₆	0.01	1.8	0.0073	0.0131
i-C ₄ H ₈	0.21	1	0.21	0.21
n-C ₄ H ₁₀	0.769	0.83	0.8327	0.691
i-C ₅ H ₁₀	0.00072	0.42	0.00097	0.000407
Total	0.9897	-	1.0509	1.032

IV.5.4.3. Calcul des masses moléculaires moyennes des phases

Le calcul des masses moléculaires moyennes des phases est représenté sur le tableau suivant :

Tableau IV-15: Représentant le calcul des masses moléculaires moyennes du résidu.

Constituants	M _i	Vapeur g _x Kmol/h		liquides G _R Kmol/h	
		Y'_{o,i}	M _i . Y_{o,i}	X'_{o,i}	M _i . X_{o,i}
C ₃ H ₈	44	0.0131	0.5764	0.0073	0.3212
i-C ₄ H ₁₀	58	0.21	12.18	0.21	12.18
n-C ₄ H ₁₀	58	0.691	40.078	0.8327	48.296
i-C ₅ H ₁₂	72	0.000407	0.0293	0.00097	0.06984
Total	232	1.032	52.863	1.0509	60.867

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$L_{h,L} + Q_R = D_{H,D} + R_{h,R} + Q_C$$

$$h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e_0) h_0$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_L) + R (h_R - h'_L)$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D)$$

Où :

- **L, D, R** : débits de la charge, du distillat et du résidu (kmol / h).
- **QR**: Charge thermique du rebouilleur (four) en Kcal/h.
- **QC**: Charge thermique du condensateur en Kcal/h.
- **h_L**: Enthalpie de la charge (liquide) en Kcal/kmol.
- **h_D**: Enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/kmol.
- **h_R**: Enthalpie du résidu en Kcal/kmol.
- **H_R**: Enthalpie du mélange provenant du four en Kcal/kmol.

$$H_R = \epsilon H_{GR} + (1 - \epsilon) \cdot h_{GR}$$

- **h_D**: Enthalpie du distillat à l'état vapeur en kcal/kg.
- **g_x**: Débit du reflux liquide en kmol/h.
- **G_R**: Débit du mélange provenant du four en Kcal/kmol

IV.5.4.4. Calcul des enthalpies des différents flux

- **phases liquide et vapeur du distillat**

Les enthalpies sont déterminées à partir des graphes, voir l'annexe (fig(5) et fig (6) et fig (7)).

Les enthalpies des mélanges sont calculées à partir de l'équation suivant :

$$H_L = \sum h_i \cdot X_i$$

Tableau IV-16 : Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du distillat Phase.

Constituants	Y _D	Y _D (massique)	M _i	Vapeur T _s = 48.5 °c		Liquides T _b = 47.5 °c	
				h _i Kcal/kg	Y _{D,hi}	h _i Kcal/kg	Y _{D,hi}
C₂H₄	0.012	0.00819	30	163	1.3358	160	1.920
C₃H₆	0.977	0.9786	44	155	151.68	90	87.93
i-C₄H₁₀	0.01	0.0132	58	145	1.914	80	0.800
Total	0.9999	0.9999	-	-	154.92	-	90.65

liquide et vapeur du résidu

d'après l'équation : $H_L = \sum h_i \cdot X_i$

on trouve :

Tableau IV-17: Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du résidu.

Constituants	X _D	Y _{DI}	Vapeur T _S = 93 °C		Liquides T _b = 93 °C	
			h _i Kcal/kg	Y _{DI} .h _i	h _i Kcal/kg	X _{DI} . h _i
C ₃ H ₈	0.01	0.006291	178	1.119	110	0.692
i-C ₄ H ₁₀	0.21	0.212	163	34.55	112	23.744
n-C ₄ H ₁₀	0.769	0.779	176	137.104	113	88.027
i-C ₅ H ₁₂	0.00072	0.0009050	172	0.155	108	0.0977
Total	0.9897	0.9981	-	181.928	-	112.56

• Phases liquide de l'alimentation

D'après l'équation : $H_L = \sum h_i \cdot X_i$

On trouve :

Tableau IV-18: Les enthalpies massiques de la phase liquide de l'alimentation.

Constituants	X _D	Liquides T _L = 68.5 °C	
		h _i Kcal/kg	X _{DI} . h _i
C ₂ H ₆	0.00585	118	0.6903
C ₃ H ₈	0.657	105	68.98
i-C ₄ H ₁₀	0.079	95	7.50
n-C ₄ H ₁₀	0.257	92	23.64
i-C ₅ H ₁₂	0.000302	88	0.0265
Total	0.9991	-	100.83

Tableau IV-19: enthalpies liquides et vapeurs correspondantes à chaque section de la colonne.

Flux	M _{moy}	T (°c)	P (bar)	Enthalpie des phases		
				Designation	Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Charge	47.635	68.5	16	h _A	100.83	4803.03
Distillat liquide	43.92	47	15.5	h _d	90.65	3981.34
Distillat vapeur	43.92	48	15.8	H _d	154.92	6804.08
Résidu liquide	60.867	93	16.2	h _R	112.56	6851.18

Résidu vapeur	52.863	93	16.2	H _{GR}	181.928	22439.63
---------------	--------	----	------	-----------------	---------	----------

IV.5.4.5. Les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur

➤ **Condenseur**

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) = (91.36 + 142.52) \cdot (6804.08 - 3981.34) = 660182.43$$

$$Q_C = 660182.43 \text{ Kcal/h}$$

➤ **Rebouilleur**

$$Q_R = G_R \cdot (H_{GR} - h_R) = 233.59 \cdot (22439.63 - 6851.18) = 3641306.036 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_R = 3641306.036 \text{ Kcal/h}$$

IV.5.5. Dimensionnement de la colonne

IV.5.5.1. Diamètre de la colonne

Pour calculer le diamètre de la colonne, il est nécessaire de connaître de débit volumique et la vitesse admissible des vapeurs dans la colonne (au sommet). le diamètre de la colonne est calculé par formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4V_I}{\pi W}}$$

où :

V_I : Débit volumique de la phase vapeur (m³/h).

W : Vitesse admissible des vapeurs dans la section droite de la colonne (m/s).

D : diamètre de la colonne(m).

➤ **Calcul du débit volumique de la phase vapeur (V_I)**

Le débit volumique des vapeurs qui quittant le sommet de la colonne aux conditions de service (P_s = 15.8 bar et T=48 °C). est donné par la formule suivante :

$$V_i = 22.4 \left(\frac{G_i}{M} \right) \left(\frac{t_s + 273}{273} \right) \left(\frac{1}{P_s} \right) (z)$$

Où :

M : Masse molaire moyenne des vapeurs de tête. =43.92 kg/Kmol.

G_i : Quantité de vapeur quittant le sommet de la colonne.

$$G_i = D + g_x$$

$$G_I = 93.36 + 142.52 = 235.88 \text{ Kmol/h}$$

$$G_I = 10359.84 \text{ kg/h}$$

Cherchons le facteur de compressibilité, ce facteur est déterminé d'après les paramètres critiques. (Pression et température critique) connaissant ces dernières, on calcule les paramètres réduits d'après les formules :

$$T_r = T_S / T_{cm}$$

$$P_r = P_S / P_{cm}$$

Ou :

$$T_{cm} = \sum (T_{cr})_i Y'_i$$

$$P_{cm} = \sum (P_{cr})_i Y'_i$$

Tableau IV-20: Les résultats des calculs la pression et température critique moyenne.

Constituants	Y' _{D,i}	T _{cri} K°.	P _{cri}	T _{cm}	P _{cm}
C ₂ H ₆	0.012	305,35	48,2	3.66	0.964
C ₃ H ₈	0.977	369,96	42	361.45	41.03
i-C ₄ H ₁₀	0.01	408,13	36	4.0813	0.36
Total	1.019	-	-	369.19	42.35

Le calcul détaillé donné dans le tableau :

$$P_{c,m} = 42.35 \text{ bars.}$$

$$T_{c,m} = 369.19 \text{ K}^\circ.$$

- T_{c,m} : c'est la température critique moyenne (K°).
- P_{c,m} : pression critique moyenne (bars).

Les paramètres réduits sont :

- **Température réduite (T_{r,m}) :**

$$T_r = \frac{273.15 + T_s}{T_{c,m}} = \frac{273.15 + 48}{369.19} = 0.8698$$

$$T_r = 0.8698 \text{ K}^\circ$$

Pression réduite (P_{r,m}) :

$$P_r = P_s / P_{c,m} = 15.2 / 42.35 = 0.3589$$

D'après le diagramme universel de compressibilité des gaz. (voir annexe.fig-8)

On trouve : **Z = 0.75**

En remplaçant dans la formule de V_i on obtient :

$$V_I = 22,4 [10359.84 / 43.92] \cdot [(48 + 273,15) / 273,15] \cdot [1 / 15,8] 0,75$$

$$V_I = 294.88 \text{ m}^3 / \text{h} = 0.081 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

$$\mathbf{V_I = 0.081 \text{ m}^3 / \text{s}}$$

IV.5.5.2. Calcul de la vitesse admissible des vapeurs (w)

A vitesse admissible des vapeurs dans la section de la colonne est donnée par la formule suivante:

$$\mathbf{W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C ((\rho_{4\text{moy}}^{48} - \rho_v) / \rho_v)}$$

Où :

C : coefficient déterminé graphiquement en fonction de la distance (Hp) 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

ρ, ρ_l : sont respectivement les masses volumiques des phases vapeur et liquide dans les conditions de service, elle sont déterminées comme suit :

➤ **masse volumique des vapeurs (ρ_v)**

elle est déterminée d'après la formule :

$$\rho_v = G_I / V_I$$

$$\rho_v = 10359.84 / 294.88$$

$$\mathbf{\rho_v = 35.13 \text{ Kg/m}^3}$$

➤ **Masse volumique de la phase liquide (ρ_L)**

La masse volumique moyenne à 20 °C c'est déterminée par la formule suivante :

$$\rho_L = \rho_{4\text{moy}}^{20} = \frac{M_m}{\sum (y_{Di} M_i / \rho)}$$

Où :

M_i : Masse molaire du constituant « i ».

ρ_i : Masse volumique du constituant « i ».

ρ_L : Masse volumique de la phase liquide.

Le calcul détaillé de ρ_L^{48} est donné dans le Tableau IV.21 suivant :

Tableau IV-21: Le calcul détaillé La masse volumique moyenne.

Constituants	M_i	$Y'_{D,i}$	ρ_i^{20} (Kg/m ³)	$Y_{D,i} \cdot M_i/\rho_L^{20}$
C₂H₆	30	0.012	358	0.001
C₃H₈	44	0.977	501	0.085
i-C₄H₁₀	58	0.01	559	0.00103
Total	132	1.019	-	0.087

En remplaçant dans la formule, on déduit :

$$\rho_{4\text{moy}}^{20} = 43.92/0.087 = 504,82 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{4\text{moy}}^{20} = 504,82 \text{ Kg/m}^3$$

➤ **Calcul de ρ_{moy} à T= 48 °C**

A la température de service (T= 48 °C), ρ_L^L , calculé d'après la formule suivante :

$$\rho_{4\text{moy}}^{48} = \rho_{4\text{moy}}^{20} - \rho \cdot (t - 20)$$

Où :

α : Correction de température, calculé comme suit :

$$\alpha = f. (\rho_{4\text{moy}}^{20}) = 504.82. 0.00192$$

$$\alpha = 0.97$$

Donc :

$$\rho_{4\text{moy}}^{48} = 504.82 - 0.97. (48 - 20)$$

$$\rho_{4\text{moy}}^{48} = 477.66$$

En substituant dans la formule, on trouve :

$$W = 8.47 \cdot 10^{-5} C \sqrt{\frac{\xi_{Dl} - \xi_{Dv}}{\xi_{Dv}}}$$

$$W = 8,47. 10^{-5}. 530. [(477.66 - 35.13) / 35.13]^{0,5}$$

$$W=0.159 \text{ m/s}$$

Finalement le diamètre de la colonne :

$$D=[(4 \times 0.081) / 3,14 \times 0.159]^{0.5} = 0.80$$

$$D = 0.80 \text{ m}$$

IV.5.5.3. Calcul de la hauteur de la colonne

Distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne.

On admet : $h_1 = 1.5 \text{ m}$

1. Hauteur de la zone de rectification.

$$h_2 = H_P (N_P - 1)$$

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

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

$$h_2 = 0,60 (29 - 1) = 16.8$$

$$h_2 = 16.8 \text{ m}$$

2. Hauteur de la zone d'expansion

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

$$h_3 = 1.8 \text{ m}$$

3. Hauteur de la zone d'épuisement

$$h_4 = H_P (N_R - 1)$$

N_R - nombre de plateaux dans la zone de rectification égale à 15 plateaux.

$$h_4 = 0,60 (15 - 1) = 8.4$$

$$h_4 = 8.4 \text{ m}$$

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

$$h_5 = 2.1 \text{ m (donnée réel)}$$

La hauteur totale sera :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

$$H_T = 1.5 + 16.8 + 1.8 + 8.4 + 2.1 = 30.6$$

$$H_T = 31 \text{ m}$$

Tableau IV-22: des résultats globaux de la colonne.

COLONNE	
Nombre des plateaux	44 plateau
Diamètre D (m)	0,80 m
Hauteur H (m)	31 m
Type de plateaux	A clapet

IV.5.6. Calcule du ballon de reflux

Le rôle du ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage.

Les méthodes de calcul pour estimer les d'un temps de séjour tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les entraînements à une valeur minimale acceptable et que simultanément le temps de séjour corresponde à une retenue liquide correcte, pour résoudre ce problème, il est plus facile de se fixer des valeurs expérimentales satisfaisants pour la retenue que d'utiliser les équations théoriques de la décantation et , en définitive, le calcul des ballons de reflux n'utilise que des formules empiriques.

Le contrôle du fonctionnement étant assuré l'observation et le réglage du niveau liquide dans le ballon ; il est donc logique de considérer un niveau normal de travail NN , situé légèrement au-dessus de la section équatoriale et les écarts maximaux admissibles compatibles avec la longueur du niveau à glace , c'est-à-dire un niveau haut NH et un niveau bas NB ,pour les ballons de diamètres supérieure à 60cm , le niveau bas doit se situer à 20 ou 30 cm au-dessus du fond ,le volume compris entre NN et NB représente la retenue liquide qui est estimé de une façon suivante :

-2 à 3 min.pour le reflux.

-5 min.pour le soutirage

-8 à 10 min.pour la totalité de la vapeur de tête condensé.

Le rapport L/D de la longueur au diamètre est fonction de la pression de service, on adopte généralement les valeurs suivantes :

$2 < L/D < 3$ pour $P < 7 \text{ Kg/cm}^2$.

$$3 < L/D < 5 \text{ pour } p > 7 \text{Kg/cm}^2.$$

Le volume de distillat (Propane) sur lequel sera basé le calcul du diamètre et de la longueur du ballon est :

$$V' = 2 (V_1 + V_2)$$

C'est le volume entre (NB et NH)

Avec :

V_1 : retenue correspondante à 5 min. de soutirage de distillat (D).

V_2 : retenue correspondante à 3min. de reflux de tête (g_x).

Enfin, le calcul de retenue liquide nécessite l'évaluation des aires de segments circulaires définies par les niveaux , le tableaux (V.9.1) , P .WUITHIER , page 1386 , donne directement ces aires en fonction de la hauteur h et du rayon R .

IV.5.6.1. Données de départ

Débit de la chargeD=91.36Kmol/h ; $r_f = 2,53$

Nature de la charge.....liquide.

Température dans le ballonT= 47 °C.

Pression dans le ballon.....P=15.5.atm.

Masse volumique de la charge..... $\rho_4^{20} = 504.82 \text{ Kg/m}^3$.

IV.5.6.2. Masse volumique de la charge à T = 47 °C

$$\rho_L^{47} = 504.82 - 0.97(47 - 20)$$

$$\rho_L^{47} = 478.63 \text{ Kg/m}^3$$

IV.5.6.3. Débit massique du distillat

$$D = 91.36 \cdot 43.92 = 4024.38$$

$$D = 4024.38 \text{ Kg/h}$$

IV.5.6.4. Débit volumique du distillat

$$V_D = D / \rho_L^{47}$$

$$V_D = 8.40 \text{ m}^3 / \text{h}$$

➤ La retenue correspondante à 5 min .de soutirage V_1

$$V_1 = V_D(5/60) = 8.40.(5/60) = 0,7$$

$$V_1 = 0,7 \text{ m}^3$$

➤ **La retenue correspondante à 3 min. au reflux V_2**

$$V_2 = V_D.r_f(3/60) = 8,4 .2,53.(3/60) = 1.06$$

$$V_2 = 1.06 \text{ m}^3$$

➤ **La retenue totale (V)**

La retenue totale est égale à :

$$V_T = V_1 + V_2 = 0.7 + 1,06 = 1,76 \text{ m}^3$$

$$V_T = 1,76 \text{ m}^3$$

IV.5.6.5. Calcul de diametre

L'hypothèse ($L = 3 D$) donne une approximation sur le diamètre du ballon

$$D_b = 0.75 (V')^{1/3}$$

Avec :

V' : le volume entre le point bas et la point haut.

$$V' = 2. V_T = 3,52 \text{ m}^3.$$

$$D_b = 0.75 (3,52)^{1/3} = 1,13 \text{ m}$$

On prend, après la normalisation : **$D_b = 1.13 \text{ m}$**

Prenons une hauteur des segments circulaires supérieur et inférieur de 20 cm, et soit :

$$R = 60 \text{ cm}$$

$$h/R = 0,2/0,6 = 0,333$$

pour cette valeur du rapport, le tableau d'évaluation donne une valeur de l'aire de segment

(voir P, Wuithier tome II ,page 1386), on a donc

$$S / R^2 = 0.34$$

$$L'aire entre deux segments : $S = 2 .0.34.(0.6)^2 = 0.2448 \text{ m}^2$$$

L'aire entre NB et NH :

$$F = \pi(R)^2 - S$$

$$F = 3.14(0.6)^2 - (0.2448) = 0,8856$$

$$F = 0,8856 \text{ m}^2$$

On déduit la longueur du ballon :

$$L_b = V' / f$$

$$L_b = 3.52 / 0,8856 = 3.97$$

$$\mathbf{L_b = 3.97 \text{ m}}$$

On peut vérifier le rapport L/ D

$$\mathbf{L_b/D_b = 3.97 / 1,13 = 3,51}$$

Tableau IV-23: des résultats globaux de ballon de reflux.

ballon de reflux	
Diamètre	1,13 m
Longueur	3.97 m
Retenus totale	1,76 m ³

CONCLUSION

GENERALE

Le travail effectué dans ce mémoire se rapporte sur la proposition et l'optimisation des paramètres de marche de dépropaniseur afin de maximiser la récupération du Propane.

La simulation de cette section par le simulateur Aspen Hysys avec les données du cas design, et une vérification par calcul manuel.

Au cours de notre stage, on a calculé et simulé les paramètres de marche de la section de fractionnement de la colonne de dépropaniseur, pour cela on a fait une étude sur toute la section qui a été basées sur la vérification des appareils afin de maintenir le rendement et les teneurs admises de Butane et de Propane respectivement dans le résidu et le distillat qui doivent être conforme aux normes exigées.

Pour assurer le bon fractionnement de cette colonne, l'alimentation de la colonne doit avoir une température de **68.5 °C** et une pression de **16 bars** .abs.

Par conséquent, la température de tête de la colonne sera de **45.34 °C** et une pression de **15.8 bars** .abs et celle du fond sera de **99.05 °C** et une pression de **16.20 bars** .abs.

A la lumière des résultats de calculs obtenus. On peut conclure que ce travail est un avant-projet nécessaire pour réalisation de cette modification au niveau de l'unité de GPL de(Z-CINA) pour répondre aux besoins constamment croissants de Propane et de Butane.

Recommandations

- Procéder à une autre étude est dimensionné la sphère de stockage de Propane et de Butane.
- Appliquer ce projet pour répondre aux besoins constamment croissants de Propane et de Butane .

REFERENCES
BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] : Site internet <http://www.jerouleaugpl.com/environnement-gpl-carburant-propre.php>, Consulté le 15/05/2019 à 01:25.
- [2] : Manuel opératoire de l'unité GPL-1 Hassi Messaoud.
- [3] : Manuel opératoire de l'unité (GPL-2) Hassi Messaoud.
- [4] : Manuel opératoire N° 1 du complexe Z-CINA Sonatrach Hassi Messaoud.
- [5] : Manuel opératoire N° 2 du complexe Z-CINA Sonatrach Hassi Messaoud.
- [6] : Comité Français Butane Propane, GPL carburant historique. site web www.cfbp.fr, (Avril2010).
- [7] : Gaz de pétrole liquéfiés, site web www.naftal.dz, (Mar 2010).
- [8] M. Reece, A.Gikas, Pétrole questionnaire annuel 2010 et révisions rétrospectives, Revue De l'agence internationale de l'énergie (AIE/OCDE),Vol.01,(Juillet2011),p.05.
- [9] : Centre canadien d'hygiène et sécurité au travail ; site web www.cchst.ca, (Février 2010).
- [10] : Fiche sécurité sur site web www.airliquide.com, (Juillet 2010).
- [11] : W.L Nelson, journal pétrole et gaz, Vol. 02, (Septembre 1955), p. 129.
- [12] : J.B. Maxwell, Data Book des hydrocarbures, édition D. Ven Nostrand compagnie, Vol .04, (1950), p.10.
- [13] : A. Van Tiggelen, Collaborateurs Oxydations et combustions, édition Technip, (1968), p. 301.
- [14] : Comité français du Butane et du Propane, les gaz Butane Propane, site web www.cfbp.fr, (Mai2010).
- [15] : Les caractéristiques du Butane et Propane Algérien, Naftal site web, www.naftal.dz, (Mai 2010).
- [16] : J.P. Wauquier, Raffinage et génie chimique, (tome I), édition Technip, (1972), p. 220.
- [17] : J.P. Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication, (tome I) édition Technip, (1994), p. 184.
- [18] : L'office national canadien de l'énergie 2005, site web, www.one-neb.gc.ca, (Mai 2010).
- [19] : M. M.Haslay, les gaz de pétrole liquéfié dossier CFBP, édition comité français du Butane et Propane, (1996), p.85.
- [20] : P. Daverat, moteurs à gaz et cogénération, revue générale de thermique, Vol. 383, (1993), pp. 59-64.
- [21] : Les carburants de substitution pour les transports routiers et une série de mesures visant à promouvoir l'utilisation des biocarburants, site web, www.eur-law.eu, (Mai 2010).
- [22] : P. Arquès, Pollution de l'air, causes, conséquences, solutions, édition Edisud, (1998), p. 85.
- [23] : A. Daoud, les moteurs et les carburants de demain, séminaire environnement et transports, École Nationale des Ponts et Chaussées, (Novembre 1995), pp. 21-23.
- [24] : Association Algérienne de l'industrie de gaz, site web www.aegpl.eu, (Mai 2010).
- [25] : P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieure Moscou, (1954).

- [26] : Association européenne des gaz de pétrole liquéfiés, site web : www.aegpl.eu, (Mai 2010).
- [27] : J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998. page : 95-234.
- [28] : Z.HANICHI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseur», Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES, 2005.
- [29] : Cours 4ème année « Operations unitaires I », Mr. Hadjarab, IGCP/10.
- [30] : Brochure : « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes », INH
- [30] : « Génie chimique : opérations unitaires », Daniel Morvan, chimie Paris Ellipse2009.
- [31] : documentation interne de l'entreprise NAFTAL.

ANNEXE

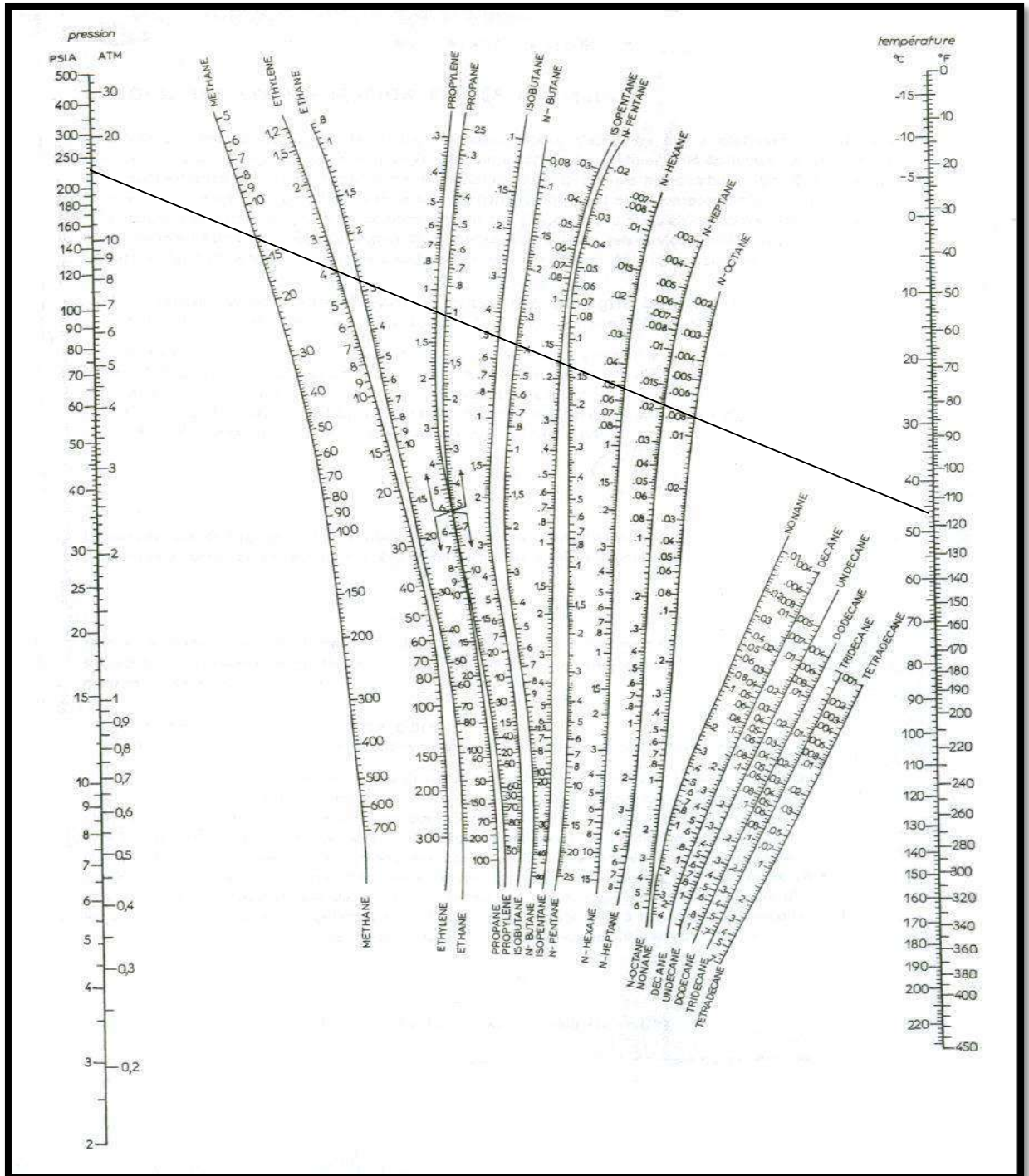


Figure (01): Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel & Jenny)
 Température dans le ballon de reflux.

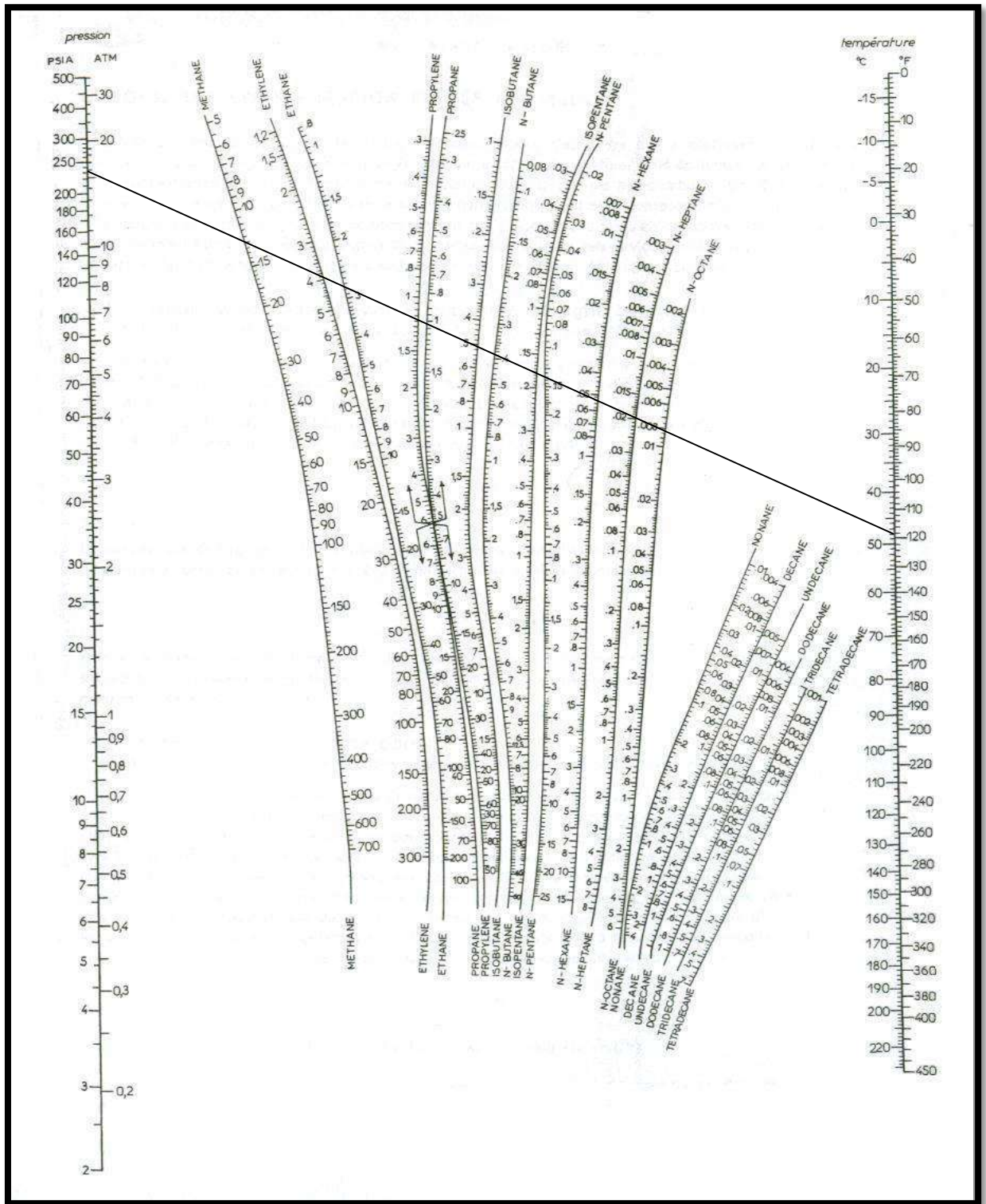
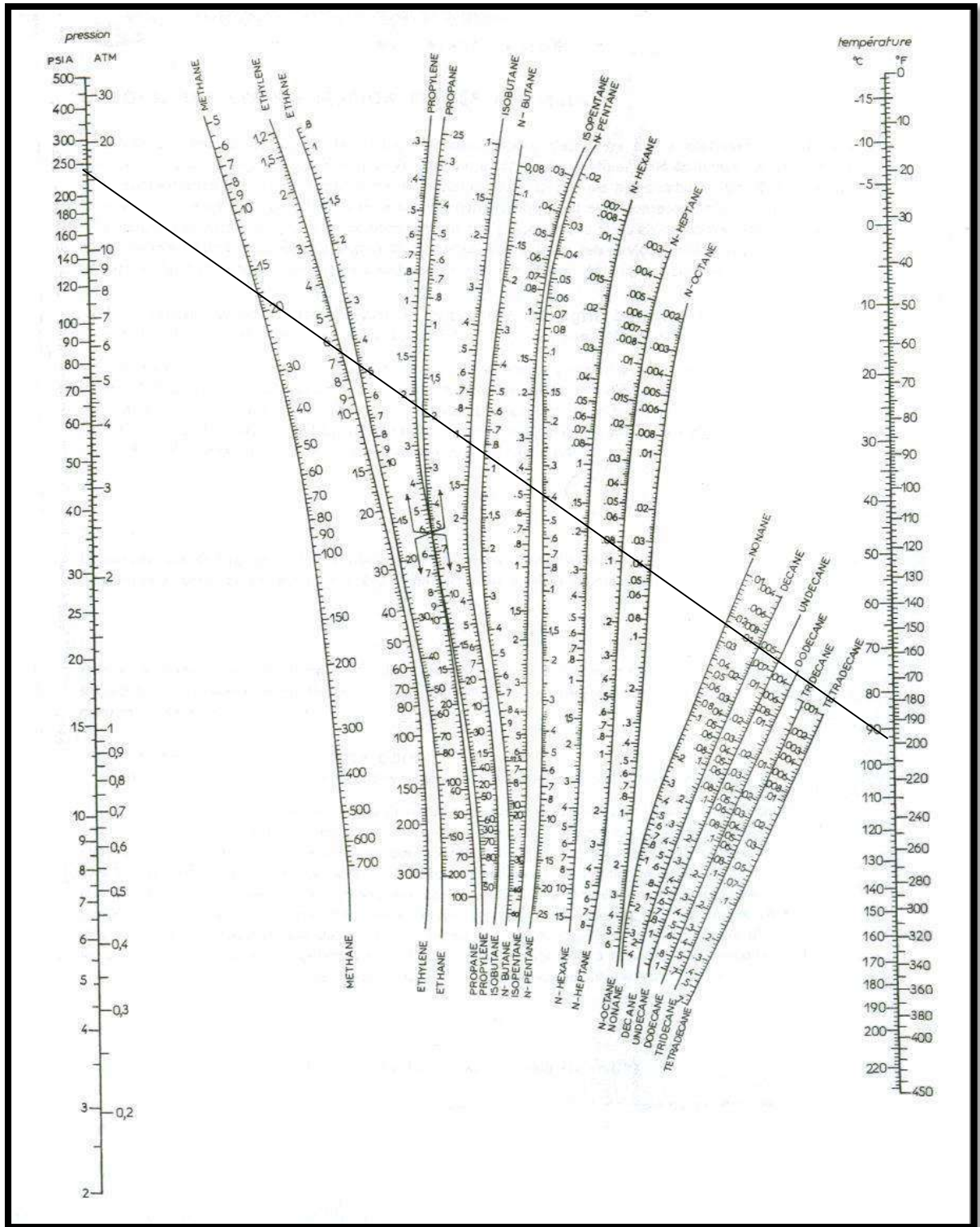


Figure (02) : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Scheibe l & Jenny).

Température au sommet.



*Figure (03) : Coefficient d'équilibre des Hydrocarbures (Scheibe l & Jenny).
fond de colonne.*

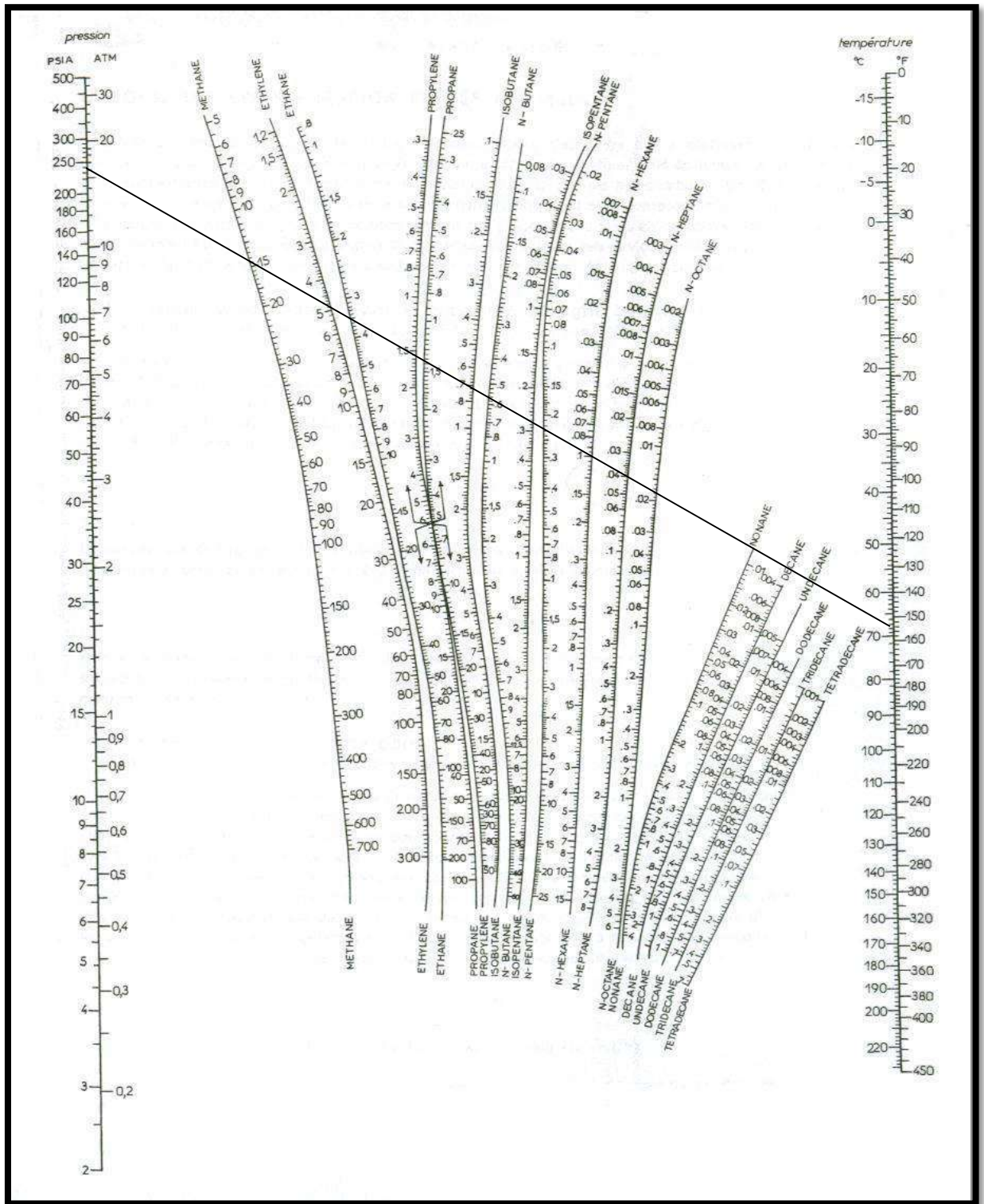


Figure (04): Coefficient d'équilibre des Hydrocarbures (Scheibel & Jenny).

Température d'Alimentation.

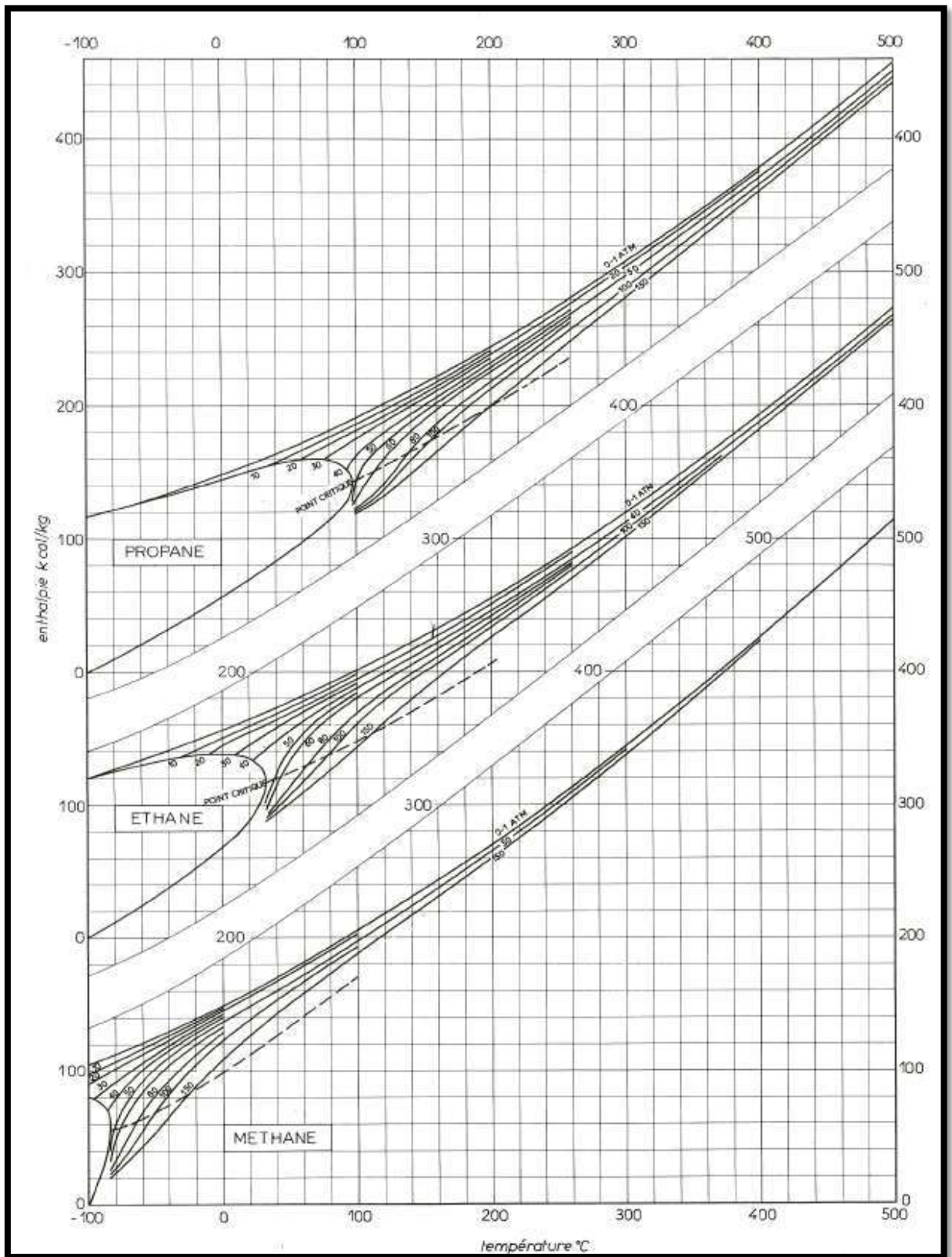


Figure (05): Enthalpie du Méthane, de l'Ethane et du Propane (Pour les gaz en solution au-dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

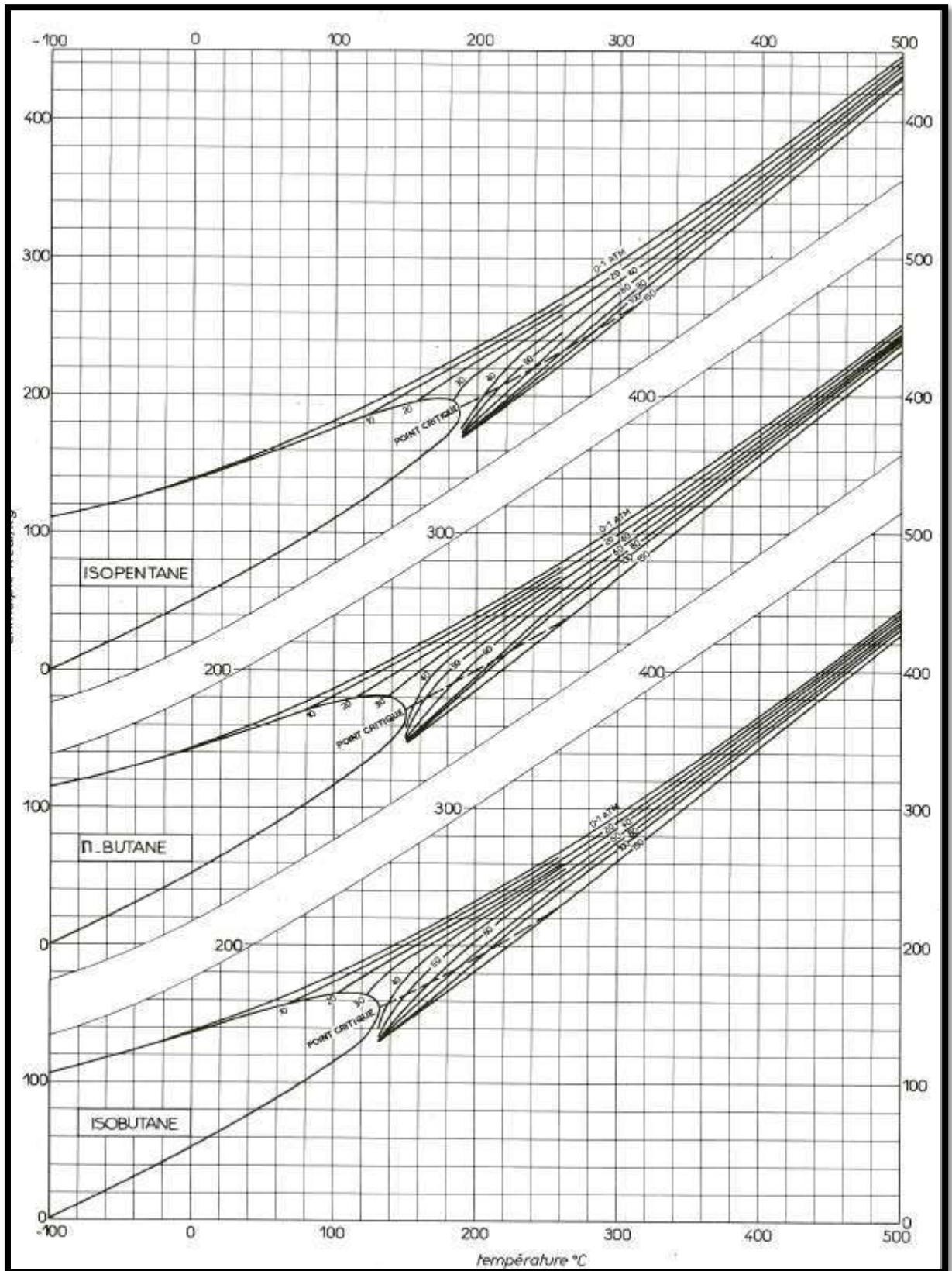


Figure (06): Enthalpie de l'iso-Butane, de n-Butane et de l'iso-Pentane (Pour les gaz en solution au Dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

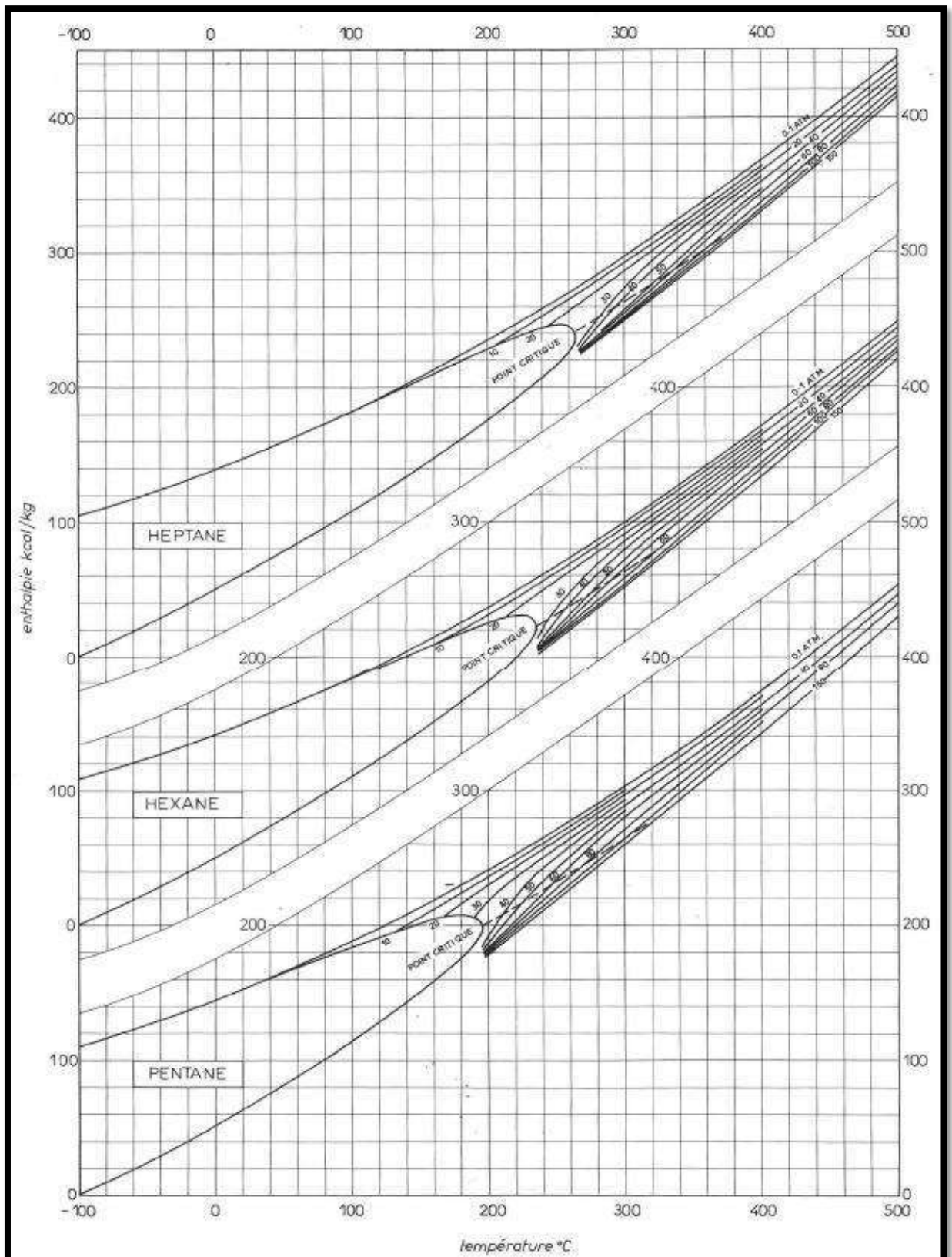


Figure (07) : Enthalpie du Pentane, de l'Hexane et de l'Heptane (Pour les gaz en solution au Dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).

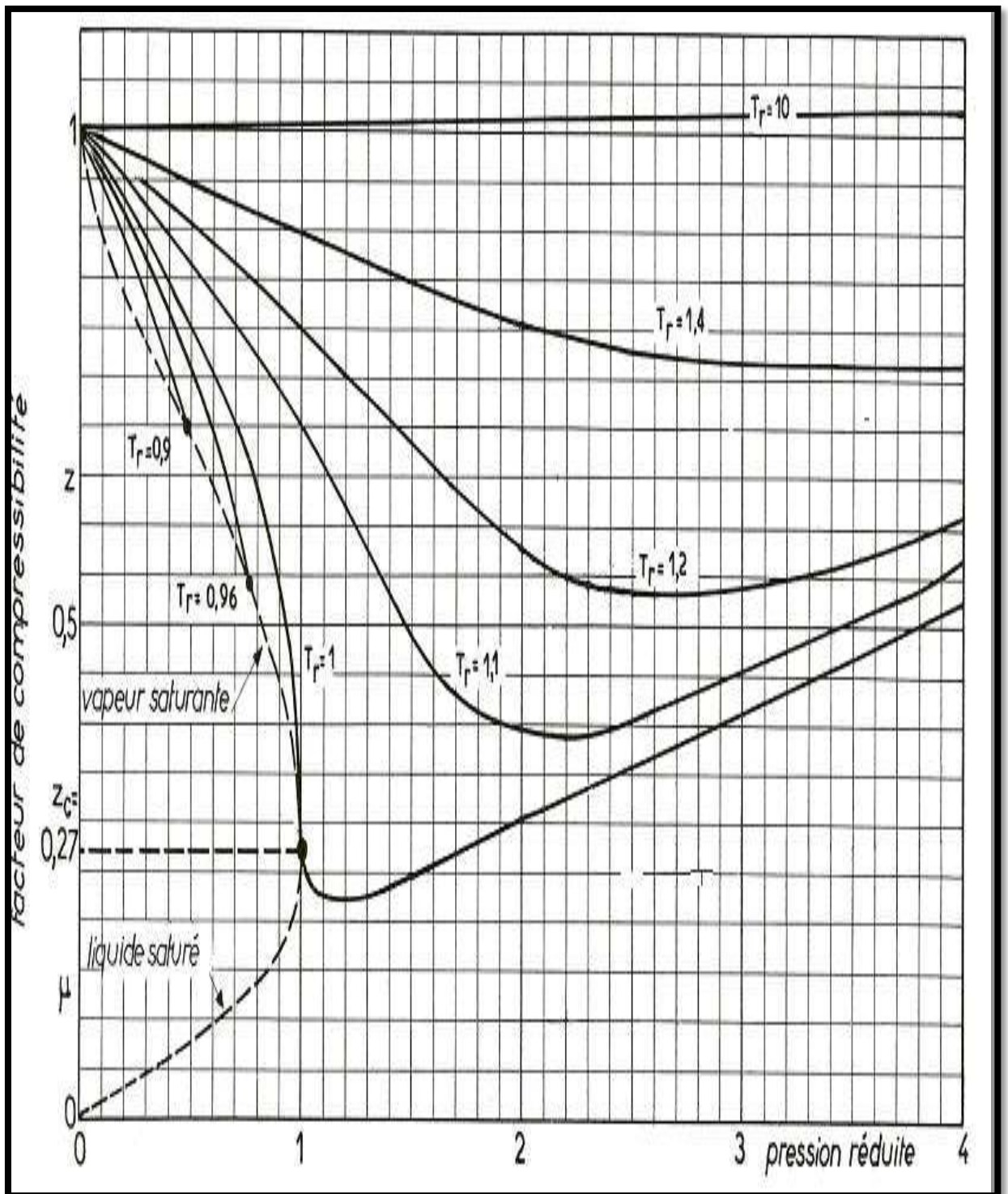


Figure (08): Facteur de compressibles.

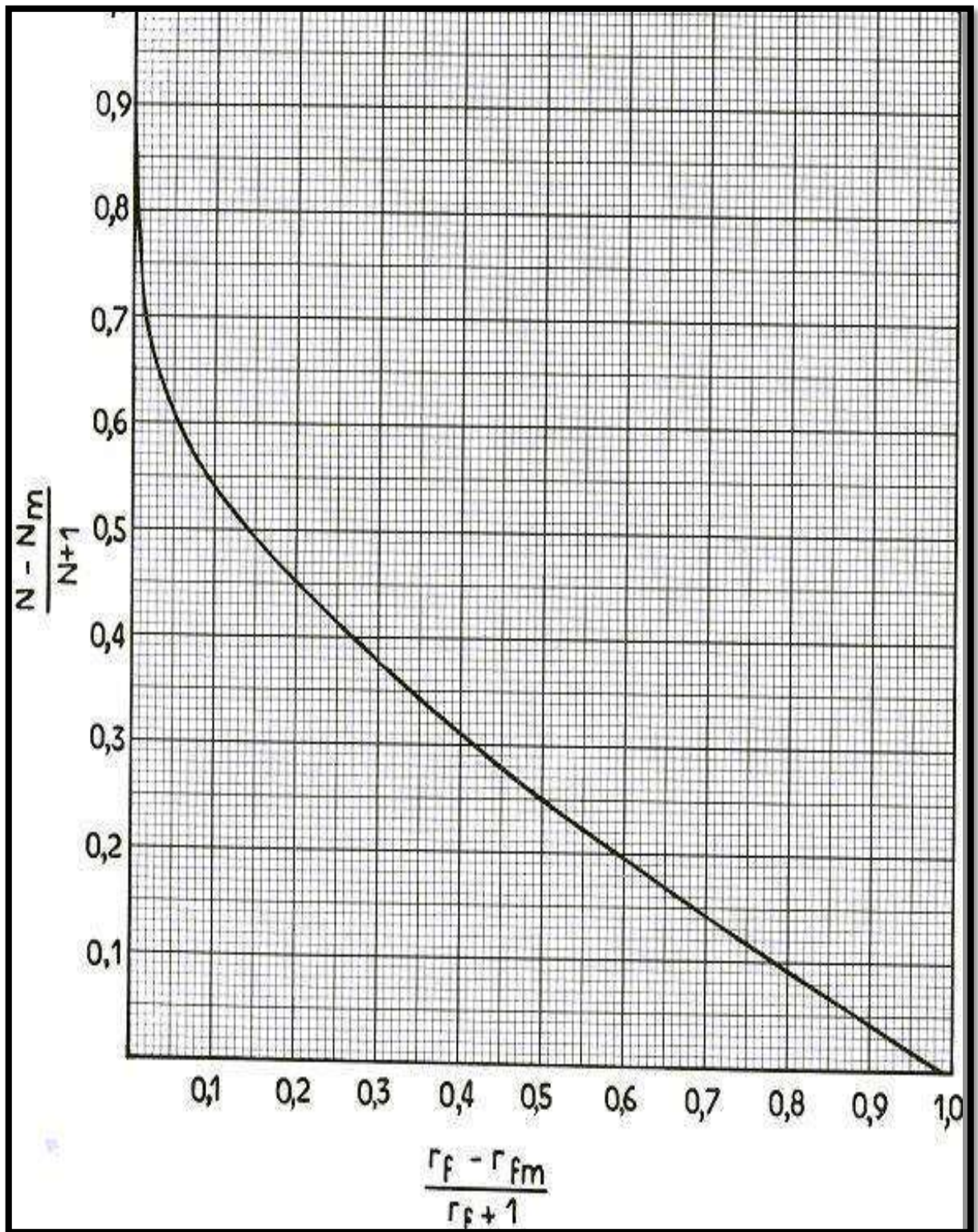


Figure (09) : le diagramme de Gilliland.

المخلص :

من بين المشاكل التي تعرفها المركبات الصناعية الخاصة بإنتاج غاز البترول المميع والتابعة لمؤسسة سونطراك عدم قدرتها على تغطية إحتياجات السوق المحلية من غاز البروبان والبوتان وهذا ملاحظناه على مستوى المؤسسة الوطنية نפטال ذات الطابع التجاري لهذه المادة الحيوية.

لمعينة هذه المشكلة إرتأينا تنظيم تريبص داخل الشركة المعنية بالتنسيق مع جامعة قاصدي مرباح وتم إختيار المركب الصناعي نايلي عبد الحليم الواقع بحاسي مسعود والذي يعمل في مجال معالجة الغاز.

المبدأ الذي يقوم عليه المشروع هو إنشاء عمود لفصل البروبان وتشتمل دراستنا على معاينة عمله عن طريق المحاكاة بواسطة برنامج الهيسيس مع المراجعة بالحساب اليدوي.

الهدف من هذه الدراسة هو تحديد أبعاد الوحدة المضافة والمتكونة من عمود التقطير, مسخن, مكثف, جهاز إرجاع ومضخة الكلمات المفتاحية : غاز البروبان والبوتان, عمود فصل البروبان, المحاكاة.

Résumé :

Parmi les problèmes identifiés au niveau des complexes industriels de production de gaz de pétrole liquéfié (GPL) affilié au l' entreprise de sonatrach l'Impossibilité de couvrir les besoins du marché local en gaz Butane et Propane ,comme nous l'avons observé au niveau de la corporation nationale du caractère commercial de ce matériau vital NAFTAL.

Pour examiner ce problème, nous avons organisé une formation dans l' entreprise concernée en coordination avec l'Université de kasdi merbah ou a été choisi le complexe industriel naili abd Elhalim, situé à Hassi Messaoud qui travaille dans le domaine du traitement de gaz, ou il a été créé pour couvrir le déficit de fourniture de ce produit .

Le principe sur lequel basé le projet est de créer une dépropaniseur afin que notre étude inclue un aperçu de son travail par des simulations du programme hysys avec le calcul manuel.

L'objectif de cette étude est de déterminer les dimensions de l'unité supplémentaire constituée d'une colonne, rebouilleur, condenseur, ballon de reflux, et d'une pompe.

Mots clés : Propane, Butane, dépropaniseur, simulation.

Abstract :

Among the problems identified in the industrial complexes for the production of liquefied petroleum gas (GPL) affiliated with the sonatrach company the impossibility to cover the needs of the local market in Butane and Propane gas, as we observed at the of the national corporation of commercial character of this vital material NAFTAL.

To examine this problem, we have organized a training in the concerned company in coordination with Kasdi Merbah University where was chosen the industrial complex naili abd Elhalim, located in Hassi Messaoud working in the field of gas treatment, or it was created to cover the supply deficit of this product.

The principle on which the project is based is to create a dépropanizer so that our study includes an overview of its work by simulations of the hysys program with manual calculation.

The purpose of this study is to determine the dimensions of the additional unit consisting of a column, reboiler, condenser, reflux flask, and a pump.

Keywords : Propane, Butane, dépropanizer, simulation.