



République Algérienne Démocratique et Populaire



Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université d'El Oued

Faculté des sciences et de la Technologie

Département des sciences et de la Technologie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master Académique

Filière : Génie des Procédés et Hydrocarbures

Option : Raffinage et pétrochimie

*Récupération de propane C_3 par la
proposition d'une nouvelle colonne
du dépropaniseur*

Soutenu le 24/06/2014

Présenté par :

- Chikha Mabrouke Badereddine
- Soualah Bedadi M.El-Hadi

Directeur de mémoire

- Mr. Atia Abdelmalek

Promotion: 2014

Remerciement

Au premier d'abord ; nous remercions « Dieu » tout puissant de nous avoir donné la force nécessaire pour arriver à ce stade de nos études ; aussi modeste soit-il, en suite ; nous tenons exprimer nos remerciements les plus sincères à nos encadreurs M^R. ATIA Abdelmaleke, qui nous a fait l'honneur de nous avoir acceptés dans son bureau ; et qui nous a permis de mener à bien ce mémoire.

*Encore ; nous tenons à remercier le chef de la direction
HAOUD BERKAOUI*

Nous remercions tous les enseignants du département de Génie des procédés et Hydrocarbure, qui ont assuré notre formation durant tout le cycle d'étude.

A tout ceux qui nous ont aidés de près ou de loin pour réaliser ce projet.

Badereddine et Mohahed Elhadi



Dédicace

Après avoir achevé mon cycle d'étude et réalise mon but, je profite de cette agréable occasion et par ces chaleureuses lignes pour dédier ce fruit à mes chère parents qui ont veilles sur la réalisation de ma formation d'études.

- A ma très chers mère qui m'a aidé et m'encouragé beaucoup durant toutes mes études.

- A mes frères et ma soeur et ses petites filles, sans oublier ma grande mère.

*-A tous la famille *Chikha mabrouk*, ainsi que tous ceux qui sont proches de moi.*

- A tous mes amis avec lesquelles j'ai partagé les meilleurs moments de ma vie.

Chika Mabrouk Badereddine

Mille Mercis.





Dédicace

Après avoir achevé mon cycle d'étude et réalise mon but, je profite de cette agréable occasion et par ces chaleureuses lignes pour dédier ce fruit à mes chère parents qui ont veilles sur la réalisation de ma formation d'études.

- A ma très chers mère qui m'a aidé et m'encouragé beaucoup durant toutes mes études.

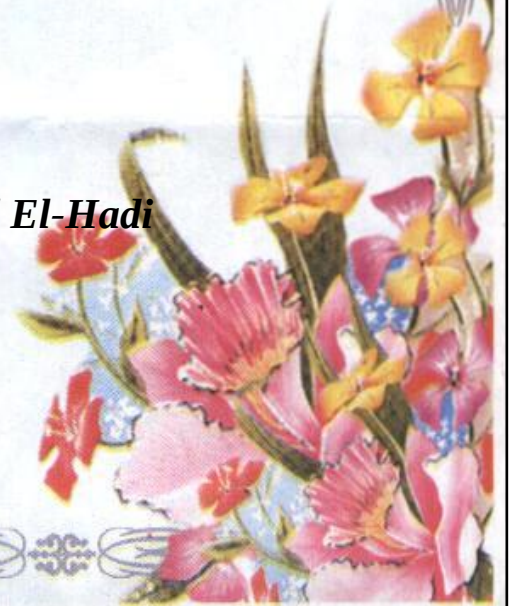
- A mes frères et ma soeur et ses petites filles, sans oublier ma grande mère.

*-A tous la famille *Soualah Bedadi*, ainsi que tous ceux quisont proches de moi.*

- A tous mes amis avec lesquelles j'ai partagé les meilleurs moments de ma vie.

Soualah Bedadi Mohammed El-Hadi

Mille Mercis.



RESUME :

L'énergie fait partie de l'univers dans lequel nous vivons. On ne le voit pas, mais on peut observer ses effets, L'énergie peut être renouvelable ou non renouvelable.

Le charbon, le pétrole et le gaz naturel sont les principales énergies non renouvelables ,le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant au niveau mondial. En raison de ses avantages économiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays.

Les unités de traitement du gaz sont conçues pour plusieurs objectifs, parmi ses objectifs est de maximiser la récupération de propane.

Durant ce travail , nous proposer de faire une étude sur la proposition d'une nouvelle colonne de dépropaniseur afin de maximisé le production de propane.

MOTS-CLE : Gaz naturel ,GPL, optimisation paramètres de marche,

ABSTRACT:

Energy is a part of the universe in wich we live , where we cannot see it but we can observe its effects ; it's either renewable or non renewable.

Coal , oil and natural gaz are the most important non renewable energy. The natural gaz plays a global growing energitic role because of its economic benefits , so the natural gaz became more attractive to many contries.

Gas processing factories have a lot of goals, including the increase in the production of propane.

In this work we propose the study of adding a new column probanezir in order to increase the propane.

KEYWORDE: Gaz naturel, LPG ,Optimization of operating parameters ,

SOMMAIRE

Remerciements

Dédicaces

Résumé

Liste des tableaux

Liste des figures

Symboles et Annotation

Abréviation

Sommaire

Page

Introduction générales

01

Partie théorique

Chapitre I : Généralités sur les Gaz

I.1. Généralités sur le gaz naturel 02

I-1-1- Introduction 02

I-1-2-Origine des constituants du gaz naturel 02

I-1-3-Composition chimique 03

I-1-4-Caractéristiques du gaz naturel 03

I-1-5- Les types de gaz naturel 04

I-1-6- Les techniques de traitement du gaz naturel 05

I-2-Généralités sur le GPL 06

I-2-1- Définition 07

I-2-2- Les sources des GPL 07

I-2-3- Caractéristiques générales des GPL 07

I-2-4- Domaines d'utilisation du GPL 08

I-2-5-Avantages et inconvénients des GPL 10

I-2-6-Risques des GPL 11

Chapitre II : distillation et rectification

II-1- Introduction 12

II-2-Types de distillations 12

II-3- Lois fondamentales de transfert de matière	14
II-4- Description d'une colonne de rectification	15
II-5- Classification des colonnes	16
II-6-Bilan matière et thermique de la colonne	18
II-7- Calcul de la pression	23
II-8-Calcul de la température	24
II-9-Calcul de la volatilité relative	24
II-10- Calcul de taux de vaporisation de la charge	25
II-11- Calcul de reflux minimal	25
II-12-Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND	25
II-13- Présentation de la région	26

Chapitre III :Partie calcul

III-1-Exposé du problème et intérêt du calcul	28
III-2-But calcul de la colonne	28
III-3- Ordre de calcul	28
III-4-Données de départ	28
III-5-Calcul dépropaniseur	29
III-6-Bilan thermique de la colonne	40
III-7-Dimensionnement de la colonne	44
III-8- Calcule du ballon de reflux v-703	48

Conclusion

Références bibliographique.

Annexes.

Liste des symbols

<i>Symbole</i>	<i>Signification</i>	<i>Unité</i>
X'_A	concentration molaire du constituant « A » en phase liquide.	-
X'_B	concentration molaire du constituant « B » en phase liquide.	-
Y'_i	concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.	-
Y'_A	concentration molaire du constituant « A » en phase vapeur.	-
Y'_B	concentration molaire du constituant « B » en phase vapeur.	-
p_i^L	la pression partielle de constituant « i » en phase liquide.	bar
p_{iV}	la pression partielle de constituant « i » en phase vapeur.	bar
P_i	la pression de vapeur du constituant « i »	bar
p_t	la pression total	bar
E_i	Constante d'Henry.	-
L	Débit molaire de la charge.	kmol /h
D	Débit molaire du distillat.	kmol /h
R	Débit molaire du résidu.	kmol /h
Q_R	Charge thermique de rebouilleur.	kcal/h
Q_C	Charge thermique de condenseur.	kcal/h
h_L	Enthalpie de la charge biphasique.	kcal/kmole
H_0	Enthalpie de la phase vapeur de la charge.	kcal/kmole
h_0	Enthalpie de la phase liquide de la charge.	kcal/kmole
h_D	Enthalpie du distillat en état liquide.	kcal/kmole
H_D	Enthalpie de distillat en état vapeur (vapeur de tête de colonne).	kcal/kmole
H_R	Enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur.	kcal/kmole
h_r	Enthalpie de résidu en état liquide.	kcal/kmole
g_x	Débit de reflux froid.	kmole/h
r_f	Le taux de reflux	
G_R	Débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur.	kmole/h
r_b	Le taux de rebouillage	
g_o	Débit de la phase liquide dans l'alimentation.	kmole/h
G_o	Débit de la phase vapeur dans l'alimentation.	kmole/h
h'_L	Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur.	kcal/Kmole
M_L	Masse moléculaire de la charge.	kg/kmol
M_i	Masse moléculaire de l'élément « i ».	g/mol
T	Température.	°C
P	Pression.	bar
P_S	pression au sommet de la colonne.	bar
P_b	pression dans le ballon de reflux.	bar
ΔP_1	pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur	bar
P_L	pression de la zone d'alimentation	bar
P_f	la pression au fond de la colonne.	bar
ΔP_2	pertes de charges dues aux résistances des plateaux dans la colonne.	bar
X_{Li}	Fraction massique de l'élément « i » dans la charge.	-
X'_{Li}	Fraction molaire de l'élément « i » dans la charge.	-
Y'_{Di}	Fraction molaire de l'élément « i » dans le distillat.	-
X'_{Ri}	Fraction molaire de l'élément « i » dans le résidu.	-
K_i	Constante d'équilibre de l'élément « i » à la température et à la pression fixée	-

X'_{oi}	Fraction du constituant «i» dans la phase liquide.	-
Y'_{oi}	Fraction du constituant «i» dans la phase vapeur.	-
e'_o	Taux de vaporisation de la charge.	-
α_i	Volatilité relative du constituant «i».	-
K_r	Constante d'équilibre de l'élément de référence.	-
α_{Li}	Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone d'alimentation.	-
α_{Di}	Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone de rectification.	-
α_{Ri}	Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone d'épuisement.	-
$\alpha_{i,m}$	Volatilité relative moyenne	-
$r_{f \text{ min}}$	Taux de reflux minimal.	-
$r_{b \text{ min}}$	Taux de rebouillage minimal.	-
$(r_f)_{opt}$	Taux reflux optimal	-
$(r_b)_{opt}$	Taux de rebouillage optimal	-
Φ	flux de chaleur (W).	-
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 C_3 .	-
N_{th}	Nombre de plateaux théoriques	-
N_{Rmin}	Nombre de plateaux minimal.dans la zone de rectification .	-
N_{Emin}	Nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement .	-
$N_{R \text{ réel}}$	Nombre de plateaux réels dans la zone de rectification .	-
$N_{E \text{ réel}}$	Nombre de plateaux réels dans la zone d'épuisement .	-
$N_{T \text{ réel}}$	Nombre de plateaux total réels dans la colonne .	-
V_R	La quantité des vapeurs sortantes du four	kmole /h
L_F	La quantité des liquides sortants du four	kmole /h
H_L	H'_t : l'enthalpie de la phase vapeur considérée.	kcal/kmole
h_i	l'enthalpie de constituant « i »	kcal/kmole
V_I	Débit volumique de la phase vapeur	(m ³ /s).
W	Vitesse admissible des vapeurs dans la section droite de la colonne	(m/s).
D	diamètre de la colonne	(m).
G_I	Quantité de vapeur quittant le sommet de la colonne .	kg/h
$T_{c,m}$	c'est la température critique moyenne	(K°).
$P_{c,m}$	pression critique moyenne	(bars)
$P_{r,m}$	Pression réduite	-
$T_{r,m}$	Température réduite	-
C	coefficient déterminé graphiquement en fonction de la distance (H_p) entre les plateau.	-
ρ_V	masse volumique des vapeurs	kg/m ³
ρ^L	Masse volumique de la phase liquide	kg/m ³
ρ_{moy}	Masse volumique moyenne	kg/m ³
H_p	distance entre deux plateaux	m
H_N	la hauteur de la colonne	m
V_1	retenue correspondante à 5 min. de soutirage de distillat (D)	m ³
V_2	retenue correspondante à 3min. de reflux de tête (g_x)	m ³
V_D	Débit volumique du distillat	m ³ /hr
V_T	La retenue totale	m ³
D_b	le diamètre du ballon	m
V'	le volume entre le point bas et la point haut	m ³
L_b	la longueur du ballon de reflux.	m

LISTE DE FUGURE

Figure	Titre de Figure	Page
Figure(II-1)	Colonne de distillation	17
Figure (II-2)	Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations.	18
Figure (II-3)	Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.	19
Figure (II-4)	Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement	21
Figure (II-5)	Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation.	22
Figure (II-6)	Situation géographique de HOUD BERKAOUI .	26
Figure(III-1)	Schéma descriptive du ballon de reflux.	50

LISTE DE TABLEAU

Tableau	Titre de Tableau	Page
Tableau(I-1)	Spécifications typiques pour un gaz commercial.	6
Tableau (I-2)	Fraction molaire du GPL	7
Tableaux(III-1)	Composition de la charge .	29
Tableau(III-2)	La composition massique (molaire)et la masse moléculaire moyenne de la charge.	29
Tableau (III-3)	Composition du distillat et du résidu .	31
Tableau(III-4)	Les résultats de calcul dans le ballon de reflux	33
Tableau (III-5)	Les résultats de calcul au sommet de la colonne	33
Tableau (III-6)	les résultats de calcul au fond de la colonne	34
Tableau(III-7)	les résultats de calcul au zone d'alimentation	35
Tableau (III-8)	Les résultats de calcul des volatilités relatives	36
Tableau (III-9)	Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes.	36
Tableau (III-10)	Les résultats des calculs Taux de reflux minimal	37
Tableau (III-11)	Les résultats des calculs Taux de rebouillage minimal	38
Tableau(III-12)	Représentant la valeur du taux de vaporisation du Résidu.	41
Tableau-(III-13)	Représentant le calcul des masses moléculaires moyennes du résidu.	41
Tableau-(III-14)	Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du distilat	42
Tableau-(III-15)	Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du résidu	42
Tableau(III-16)	Les enthalpies massiques des phases liquide du alimentantation	43
Tableau(III-17)	enthalpies liquides et vapeurs correspondantes à chaque section de la colonne.	43
Tableau (III-19)	Le calcul détaille La masse volumique moyenne	46
Tableau(III-20)	globale des résultats de colonne C-703	48
Tableau(III-21)	globale des résultats de ballon de refluxV703	50

Introduction générales

Avec l'évolution de la vie de l'être humain et l'accroissement de ces besoins énergétiques, les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique tel que : Le pétrole et le gaz naturel se qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement à ces besoins en énergie.

Dans le cadre de la stratégie globale du développement du pays ; l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie nationale indépendante.

Les branches d'industrie sont nombreuses et parmi elles celle des hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole et le gaz.

Entre le pétrole brut et le gaz naturel pratiquement inutilisable extrait de la terre et les produits finis et semi finis livré au marché se situe le raffinage. Il a pour fonction de transformer le pétrole brut et le gaz naturel en un ensemble des produits pétroliers répondant à des spécifications précises, dans des proportions correspondant aussi bien que possible à la demande du marché. Pour se faire les raffineurs recourent à trois types de traitements : la séparation, la conversion, l'amélioration. Ces traitements varient en fonction de brut à traiter et des caractéristiques des produits qui sont liées au besoin spécifique du marché.

L'émergence de nouveaux pôles industriels et l'accroissement du parc automobile ne font qu'augmenter la demande en produits énergétiques. L'augmentation de la capacité de raffinage devient alors impérative afin de satisfaire les besoins du marché local, mais aussi pour une nouvelle orientation stratégique, à savoir mettre sur le marché international nos carburants plutôt que le pétrole brut et le gaz naturel.

Dans ce contexte, nous avons réalisé une étude pour le dimensionnement d'une colonne de dépropaniseur pour satisfaire l'unité de GUELLALA – HOUD BERKAOUI- en propane. pour mener à bien ce travail, nous avons structuré notre mémoire en trois parties essentielle :

- Aperçu sur le gaz naturel et le GPL.
- Aperçu sur le procédé de distillation et rectification.
- Calcul de la colonne de dépropaniseur.

Enfin nous portons une conclusion générale.

Chapitre I : Généralités sur les Gaz

I-1-Le Gaz naturel :

I-1-1- Introduction :

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

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

I-1-2-Origine des constituants du gaz naturel :

A. Constituants hydrocarbures :

Il existe trois modes possibles pour la formation des hydrocarbures gazeux naturels :

❖ Gaz bactérien

Ce mode est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans le sédiment, le gaz formé est appelé gaz bactérien ou organique.

❖ Gaz inorganique

Ce mode reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

❖ Gaz thermique

Au cours de l'évolution des sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pression croissantes, vont subir une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbonés.

B. Constituants non hydrocarbures :

Origines et les modes de formation des constituants non hydrocarbures trouvés dans les gisements de gaz naturel ont été moins étudiés que ceux des hydrocarbures car ces constituants ne présentent guère d'intérêt économique :

❖ Constituants en traces (krypton, néon, xénon, mercure, arsenic)

- ❖ Constituants majeurs (dioxyde de carbone, hydrogène sulfure ,azote)
- ❖ Constituants mineurs (hydrogène , hélium , argon) [1] .

I-1-3-Caractéristiques du gaz naturel :

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

I-1-3-1- Densité :

Pour un gaz est défini par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de pression.

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

I-1-3-2- Pouvoir calorifique :

C'est la quantité dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (J/m^3)

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur (PCS) :**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

- **Pouvoir calorifique inférieur (PCI):**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur [5] .

I-1-3-3-Composition chimique :

En dehors du méthane , le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures : éthane , propane , butane , pentane et à des concentrations plus faibles , des hydrocarbures plus lourds . Les hydrocarbures en C_3 et C_4 forment la fraction GPL (Gaz de pétrole Liquéfier)

La fraction la plus lourde correspondant aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone qu plus (fraction C_{5+}) est appelée. Le gaz naturel peut contenir des autres que des hydrocarbures , notamment de l'eau et des gaz acides : dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré , ainsi que de l'azote , l'hélium , de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic) .

La composition chimique du gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation . Elle sert aussi à calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité , densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploration (extraction des produit liquides) [4] .

I-1-5- Les types de gaz naturel :

On distingue quatre types:

- Gaz sec .
- Gaz humide.
- Gaz a condensât.
- Gaz associé

I-1-5-1- Le gaz sec :

Dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

I-1-5-2- Le gaz humide :

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les condition de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

I-1-5-3- Le gaz a condensât :

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

I-1-5-4- Le gaz associé :

C'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans réservoir d' pétrole (Gisement de pétrole) [9] .

II-1-6- Les techniques de traitement du gaz naturel:

I-1-6-1-Généralités sur le traitement :

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement certains des constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds.

Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications de transports ou commerciales.

Les procédés de traitement du gaz sont multiples, et le choix de l'un d'eux est basé sur les critères suivants :

- ✓ Qualité de l'effluent brut.
- ✓ Taux de récupération des hydrocarbures lourds visé.
- ✓ Spécification des produits finis.
- ✓ Coût global des investissements [6] .

I-1-6-2-Les procédés de traitement du gaz naturel :

Les principaux traitements qui sont effectués sur le gaz naturel brut se résument à :

❖ La première étape :

Elle permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât) et l'eau libre.

❖ La seconde étape de traitement:

Elle dépend du mode de transport: le gaz naturel et ses fonctions peuvent être transportés sous diverses formes :

- ✓ Gaz naturel comprimé.
- ✓ Gaz naturel liquéfié (GNL).
- ✓ Gaz pétrolier liquéfié (GPL).
- ✓ Produits chimiques dérivés (méthanol, ammoniac).

Chacune de ces filières apparaît comme une succession d'étapes et constitue une chaîne gazière.

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

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

✓ N_2 : de valeur thermique nulle [1] .

I-1-6-3-Séparation des condensât :

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées aux conditions de transport par gazoduc, ces spécifications de transport visent à éviter la formation d'une phase liquide (hydrocarbure ou eau), le blocage de la conduite par des hydrates et une corrosion trop importante. On impose dans ce cas une valeur maximale aux points de rosée (eau et hydrocarbures).

La valeur du point de rosée des hydrocarbures dépend des conditions de transport et peut être par exemple fixée à 0°C pour éviter tout risque de formation de phase liquide par condensation rétrogradée.

Dans le cas d'un gaz commercial, les spécifications sont plus sévères et comprennent également une fourchette dans la quelle doit se situer le pouvoir calorifique.

Des spécifications typiques pour un gaz commercial sont présentées sur le tableau suivant:[1].

Tableau(I-1) :Spécifications typiques pour un gaz commercial [1].

PCS	39100 à 39500 (KJ/m ³)
Point de Rosée HC	Inférieur à – 6°C.
Teneur en eau	Inférieur à 150ppm Vol.
Teneur en C ⁺ ₅	Inférieur à 0,5% mol.

L'avenir gazier de Algérie réside bien dans le gaz naturel tant pour les besoins domestiques que pour l'exportation ou encore pour l'industrie « gazo-chimique », en aval de cette matière première stratégique. Cette donnée incontournable pour les trente prochaines années et l'exploitation des champs gaziers par l'entreprise nationale de transport et de traitement des hydrocarbures revêt une importance capitale pour l'entreprise elle-même et ses partenaires, mais aussi pour tout les pays.

C'est donc dans cette direction que devra transiter toute réflexion pertinente en matière économique et sociale au risque de tronquer une évaluation des atouts de l'économie algérienne.

Mais au-delà de l'économie algérienne et par le biais des exportations gazeuses et liquéfiées, c'est la région de Maghreb qui est concernée ainsi que l'Europe latines pour les longues années. Il donc impératif de prendre en ligne de compte toutes les facettes de cette énergie propre qui va devoir jouer un rôle déterminant dans la région tant dans le

développement économique et social des pays limitrophes que dans les relations politiques et sécuritaires

I-2-Generalites sur le GPL :

I-2-1- Définition :

Le GPL gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux constitue essentiellement de propane, et de butane, et un peu de traces de méthane, de l'éthane et le pentane.

Le gaz du pétrole liquéfié est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bar) et une température très basse pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation. La composition molaire du gaz du pétrole liquéfié est variable selon leur source [5] .

Tableau (I-2) : Fraction molaire du GPL.[6]

Constituant	Composition molaire (%)
C_2H_6	0,32
C_3H_8	55.25
i- C_4H_{10}	10.41
n- C_4H_{10}	33.78
i- C_5H_{12}	0.07
n- C_5H_{12}	0.17

I-2-2- Les sources des GPL :

Le GPL est obtenu principalement :

- ❖ Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- ❖ Au cours des séparation du gaz naturel qui à pour but de séparer et de récupérer les condensât et le GPL.
- ❖ Par liquéfaction du gaz naturel [5] .

I-2-3- Caractéristiques générales des GPL :

- ❖ **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.

- ❖ **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.
- ❖ **Dilatation** : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).
- ❖ **Densité** : aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple : à 38°C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale.
- ❖ **Température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (- 42°C), celle de butane est de (- 6°C).
- ❖ **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :
Iso-butane : PC = 29460 (kcal/kg).
Normal butane : PC = 29622 (kcal/kg).
Propane : PC = 22506 (kcal/ kg).
- ❖ **Impuretés** : le plus important est les soufre , la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse , ainsi l'eau l'un des impuretés importants .
- ❖ Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivre et ces alliages ou l'aluminium.
- ❖ Le GPL n'est aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs)
Le GPL est incolores, que ce soit phase liquide ou gazeux [6].

I-2-4- Domaines d'utilisation du GPL :

I-2-4-1- Le GPL carburant :

Des 1912, aux USA le GPL / C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permette le développement des voitures équipées de la bi-carburant.

Le GPL/C est largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'un plan écologique .Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement :

Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA, l'Espagne, le Canada.

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « SIR GAZ » .

L'indice d'octane élevé du GPL / C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur.

Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de CO₂ et de CO, il ne contient pas de Plomb [3].

L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique, d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales. Il a été introduit en Algérie en 1980.

La demande mondiale en GPL/C atteint 9,6MT en 1994, 12,3MT en 2000, le scénario fort table sur 20MT en 2010.

I-2-4-2- Le GPL dans la pétrochimie :

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10%. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines.

Le butane et le propane qui ont obtenu par la séparation du GPL utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et le propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb, il est ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation. Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

En Algérie cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi que pour l'exportation.

I-2-4-3- Le GPL dans la production d'électricité :

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

La production d'électricité en Algérie est effectuée uniquement par le gaz naturel, le GPL n'a pas été introduit jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

I-2-4-4- Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages.

Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représentée l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13kg en 1996.

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

I-2-4-5- Le GPL dans la climatisation :

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

I-2-4-6- Le GPL dans L'agriculture :

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.) [3].

I-2-5-Avantages et inconvénients des GPL :

L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 58 % de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue.

- La surconsommation des GPL/C est de l'ordre de 15 à 20 % par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL /C avec réservoir intégré.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Les GPL carburant répondent bien aux problèmes de pollution des villes [3].

I-2-6-Risques des GPL:

- **Fuites de GPL:**

Une fuite de GPL est caractérisée par la formation d'un nuage gazeux, avec la formation d'une couche claire très inflammable enveloppant ce nuage, en plus de la formation d'un gel à la source de la fuite.

Du fait de son poids moléculaire, les GPL ont tendance à éteindre le sol et à s'écouler lentement pour s'accumuler dans les points bas, caniveaux et sous sol.

- **Feux de GPL:**

Une fuite accidentelle de GPL provoque la formation d'un nuage inflammable, si ce dernier rencontre une source d'inflammation, un feu se produit avec la propagation instantanée de la combustion dans le nuage inflammable [6].

L'industrie des GPL et par l'intermédiaire des organisations telle que le forum mondiale du GPL a pour mission de promouvoir ces combustibles gazeux et doit le faire tout provoque dans le choix de combustibles salutaires pour l'environnement et à combustion propre, gaz naturel et GPL peuvent servir cet objectif et ont leur place dans la résolution des problèmes actuels en matière de l'environnement car il y a une diminution importante de la pollution, donc il permet de réduire la dépendance vis à vis des autres sources d'énergie.

Chapitre II : Distillation et Rectification

II-1- Introduction :

Les procédés de traitement, basés sur le transfert de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et du gaz. Ainsi par la rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variable de produits légers et du mazout. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir des mélanges du gaz liquéfiés du butane, propane,...etc.

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

A la suite de telle mise en contact, la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus volatil et la phase liquide en constituant le plus lourd.

Une telle opération est réalisée à contre-courant, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit en continu dans une colonne à garnissage.

II-2-Types de distillations :

II-2-1- Distillation ASTM (American Society for Testing Materials) :

C'est la distillation la plus utilisée dans l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, etc...) sont normalisées.

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue (24 heures).

II-2-2- Distillation Parfaite TBP(True Boiling Point) :

C'est la distillation ASTM avec la rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivaut à environ " 10 plateaux théoriques" et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé. Au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil et ensuite les constituants Plus lourds par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite à cause du phénomène de reflux qui revient dans la colonne, ce dernier assure la condensation des hydrocarbures lourds entraînés par les légers, et dans ces conditions il y'a correction de la composition.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et de fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur et ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage [7].

II-2-3- Distillation Progressive Simple :

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet pas d'isoler les deux constituants (A, B) dans le cas d'un mélange binaire [8].

II-2-4- Distillation par la méthode de flash :

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle industrielle. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquide et vapeur.

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions.

Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la tour de distillation.

Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la TBP, en utilisant les méthodes de :

- S. N. OBRYATCHICOV , E. V. SMIDOVITCH
- W. L .NELSON R. J. KHARVI
- W. C. EDMISTER , K. K. OKAMOTO

Remarque : les méthodes de construction de CF sont basées sur la dépendance entre la TBP et CF, les angles d'inclinaison et on admet que la CF est une ligne droite.

II-2-5 La distillation atmosphérique:

C'est la première opération subie par le pétrole dans la raffinerie. L'unité de distillation est l'unité maîtresse de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de prétraitement. La séparation est généralement réalisée dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression à peine supérieure à 1 atm, et possédant des soutirages latéraux [7].

II-2-6-La distillation sous vide :

C'est réservée au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage. Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique [9].

II-3- Lois fondamentales de transfert de matière :

II-3-1- 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'_{in}) :

$$p_i^v = P_T Y'_i \quad (\text{II-1}) [12].$$

II-3-2- Lois de RAOULT et d'HENRY :

Les lois de Raoult et Henry 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^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide[12]. :

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

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 :

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i$$

Avec:

les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$p_i^L = p_i^V$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i \quad (\text{II-3})$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

$K_i = (P_i / P_T)$: Coefficient d'équilibre du constituant «i »

Pour un mélange de deux constituant **A** et **B** :

$$Y'_A = Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B)$$

$$\alpha = (K_A / K_B)$$

Avec :

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A de passer en phase vapeur par rapport à B [9].

II-4- Description d'une colonne de rectification :

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 (la virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un bon contact entre les flux liquide et gazeux qui la traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

Le mélange à distiller est introduit dans la colonne à un niveau déterminé de façon à obtenir au mieux la séparation désirée.

Le liquide arrivant en fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le four qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation. Le liquide non vaporisé est extrait au fond de la colonne et constitue le résidu (au produit de fond).

La vapeur arrivant en tête de colonne est condensée dans un condenseur, une partie de condensat est envoyée en tête de colonne et constitue la phase liquide dans la partie supérieure de colonne, et c'est le reflux.

Le reste est soutiré en tant que distillat (ou produit de tête). Ce distillat peut être entièrement liquide ou partiellement si la colonne est équipée d'un condenseur partiel.

Si l'on doit distiller plusieurs mélanges comportant les mêmes constituants dans des proportions différentes, on alimente la colonne à différents niveaux.

Dans une colonne comportant un seul point d'alimentation, on appelle tronçon de concentration (ou de rectification) la partie de la colonne située au dessus de l'alimentation et tronçon d'épuisement la partie de la colonne située au dessous.

La colonne reçoit généralement une dénomination particulière en fonction du type d'opération qui y est réalisée.

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

Souvent les constituants clés, sont choisies : l'un des constituants les plus volatils dans le résidu (constituant clé volatil) et l'un des constituants les moins volatils dans le distillat (constituant clé lourd). Les constituants clés dans ce cas, sont déterminées comme les constituants limites entre lesquels s'effectue une opération spécifiée[11]..

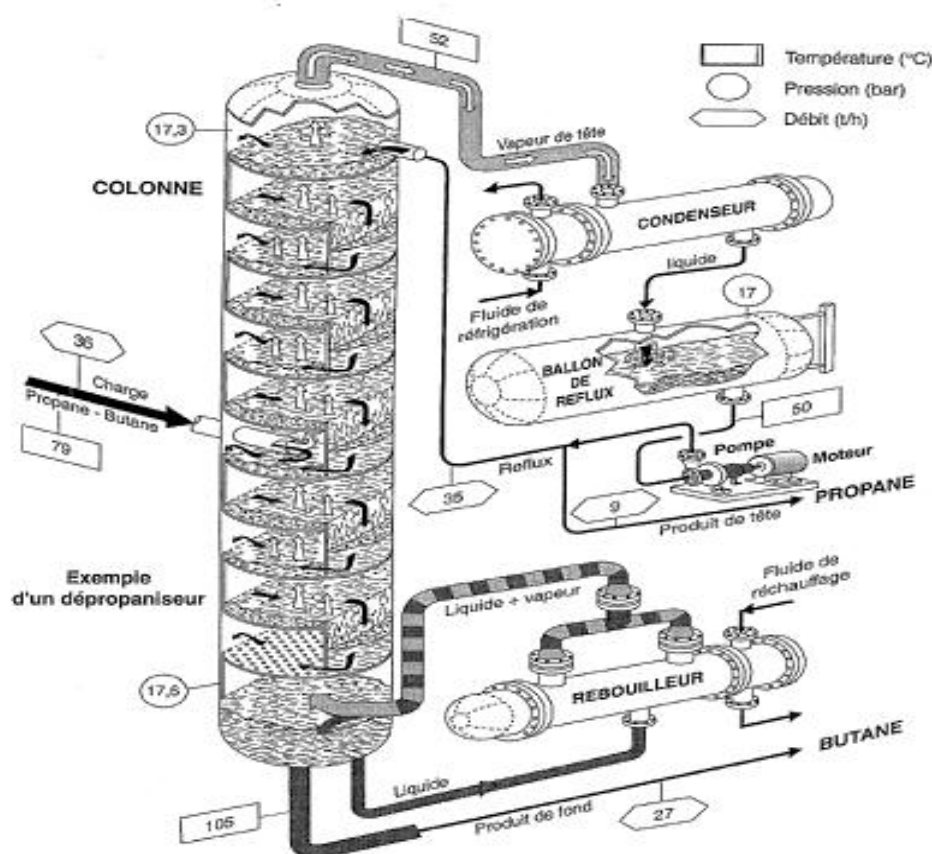
II-5- Classification des colonnes :

A. Colonne à plateau:

Sont des colonnes qui contiennent des plateaux à l'intérieur d'après lesquels on assure le contact intime des phases vapeur et liquide .Ce contact est discontinu.

Ce type est utilisé pour l'obtention des grandes capacités de production et les plateaux à cloches qui se rencontrent le plus souvent dans l'industrie et parmi les plateaux utilisés dans l'industrie, on peut citer :

- à calottes.
- plateau à jets directionnels (jet tray).
- les plateaux à cloches.
- les plateaux à grilles [13].



Figure(III-1) : Colonne de distillation[7].

B.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 [8]..

Les garnissage sont utilisés dans l'industrie sont de « RASHING » qui sont des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

• Avantages :

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

• Inconvénients :

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre [10].

II-6-Bilan matiere et thermique de la colonne :

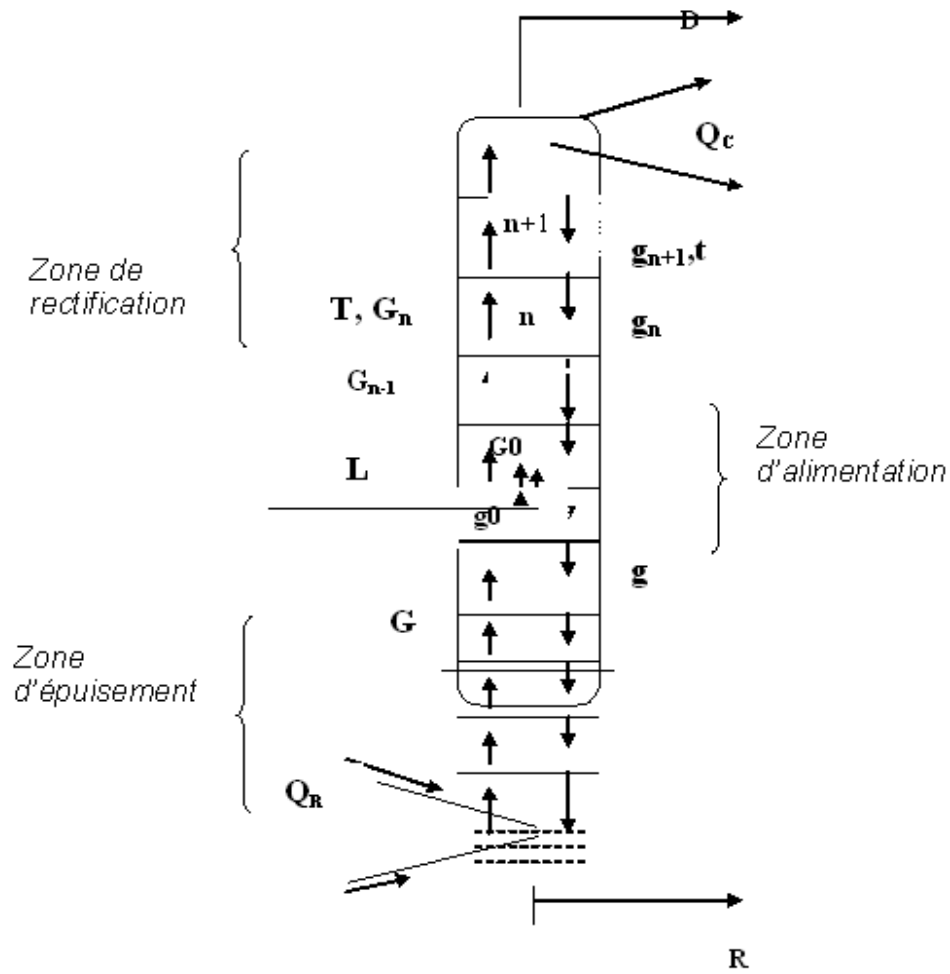


Figure (II-2) :Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations[7]..

II-6-1-la colonne entiere : [7]

A. Bilan matière global :

$$L' = D' + R' \quad (II-4)$$

B. Bilan matière partiel :

$$L' X_{Li} = D' Y_{Di} + R' X_{Ri} \quad (II-5)$$

C. Bilan thermique:

$$L' h_L + Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C \quad (II-6)$$

$$L' h_L = D'(Q_C / D' + H_D) + R'(h_R - Q_R / R') \quad (II-7)$$

$$L' h_L = D' H_D + R' h_R. \quad (II-8)$$

II-6-2-Zone de la rectification:

A. Bilan matière global :

Le bilan matière pour la zone de rectification pour le constituant le plus volatil « n » s'écrit :

$$G'_n = g'_{n-1} + D' \quad (\text{II-9})$$

B. Bilan matière partiel :

$$G'_n Y'_{n,i} = g'_{n-1} X'_{n-1,i} + D' Y'_{D,i} \quad (\text{II-10})$$

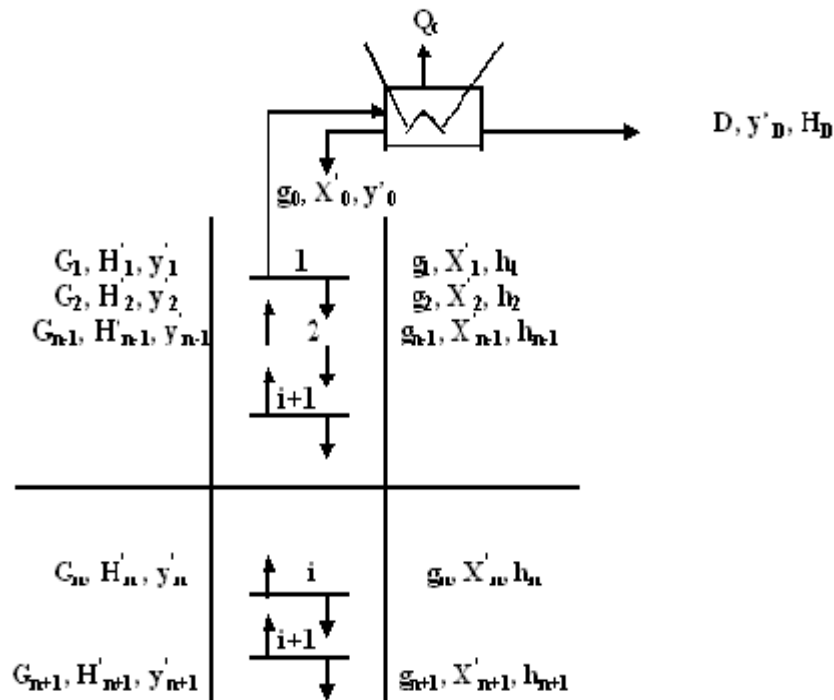


Figure (II-3) :Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

C. Le taux de reflux r_f :

Le reflux froid a pour but de réguler la température en tête de colonne, de corriger la composition et de ne permettre qu'aux éléments légers de quitter l'appareillage, le reflux froid prend la chaleur des vapeurs et provoque une condensation des constituants lourds.

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat D' [7].

$$r_f = g'_x / D' \quad (\text{II-11})$$

En admettant que les débits liquides et vapeurs sont constants le long de la colonne c-à-d que : $g'_{n-1} = g'_n = g'_x = g'$

$$\text{et } G'_{n-1} = g'_n = G' = D' + g'$$

$$\text{équation (II-10)} \quad \Rightarrow \quad Y'_n = (g' / G') X'_{n-1} + (D' / G') Y'_D$$

$$Y'_n = (g' / D' + g') X'_{n-1} + (D' / D' + g') Y'_D$$

$$Y'_n = (r_f / 1 + r_f) X'_{n-1} + (1 / 1 + r_f) Y'_D \quad (\text{II-12})$$

D. Bilan thermique:

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H'_D + Q_C \quad (\text{II-13})$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' [H'_D + (Q_C / D')]$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H^*_D \quad (\text{II-14})$$

II-6-3-La zone d'épuisement :

A. Bilan matière globale :

Admettant que :

Le bilan matière pour la zone d'épuisement et pour le constituant « n » le plus volatil s'écrit :

$$G'_{n+1} = G'_n + R' \quad (\text{II-15})$$

B. Bilan matière partiel:

$$G'_{n+1} X'_{n+1,i} = G'_n Y'_{n,i} + R' X'_{R,i} \quad (\text{II-16})$$

C. Bilan thermique:

$$g'_{n+1} h_{n+1} + Q_R = G'_n H_n + R' h_R \quad (\text{II-17})$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} + Q_R = G'_n H_n + R' [h_R - (Q_R / R')] \quad (\text{II-18})$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} + Q_R = G'_n H_n + R' H^*_R \quad (\text{II-19})$$

D. Le taux de rebouillage « r_b » (reflux chaud) :

Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par les produits de fond. Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu :

$$r'_b = G'_R / R' \quad (\text{II-20})$$

Si on considère que la quantité du liquide et de la vapeur est constante le long de la colonne c- à -d :

$$G'_n = G' \quad g'_n = g' = G' + R'$$

Alors : $X'_{n+1} = (G'_n / G'_n + R') Y'_R + (R' / G'_n + R') X'_R$

$$X'_{n+1} = (r'_b / r'_b + 1) Y'_n + (1 / 1 + r'_b) X'_R, \quad (\text{II-21})$$

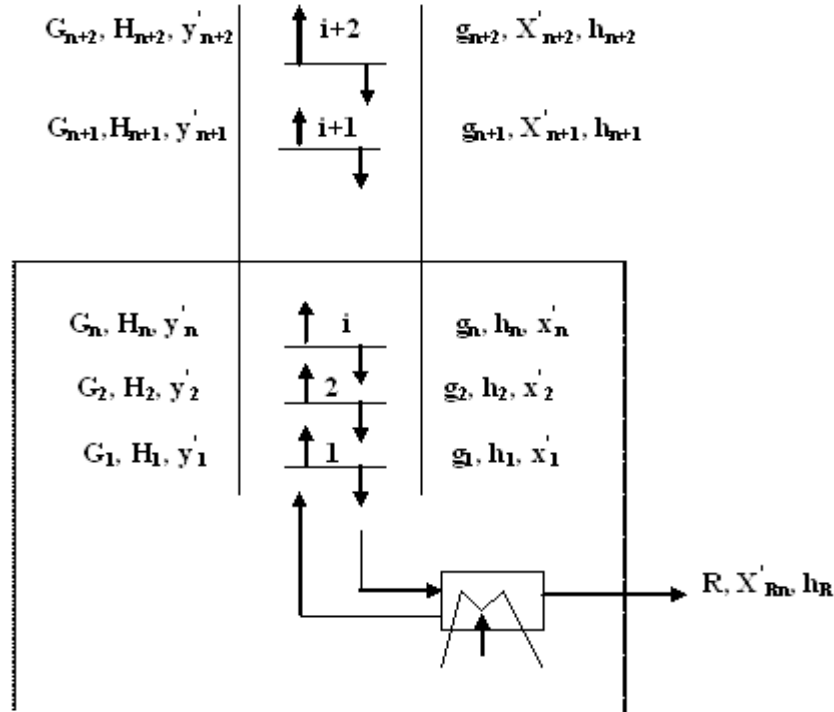


Figure (II-4) : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement .

II-6-4-La zone de flash :

A. Bilan matière globale :

Le bilan matière de la zone d'alimentation est donné comme suit :

$$L' = G'_0 + g'_0 \quad (\text{II-22})$$

B. Bilan matière partiel :

$$L' X'_{L,i} = G'_0 Y'_{0,i} + g'_0 X'_{0,i} \quad (\text{II-23})$$

C. Bilan thermique:

$$L' h_L = G'_0 H_0 + g'_0 h_0 \quad (\text{II-24})$$

D. Taux de condensation :

$$r'_0 = g'_0 / L \quad (\text{II-25})$$

E. taux de vaporisation

Soit le taux de vaporisation de la charge:

$$\epsilon_0 = G'_0 / L' \quad (\text{II-26})$$

De l'équation (II-24) on peut déduire que :

$$h_{L_0} = (G'_0 / L') H_0 + g'_0 h_0 \quad (\text{II-27})$$

$$\Rightarrow h_{L_0} = \epsilon_0 H_0 + (1 - \epsilon_0) h_0$$

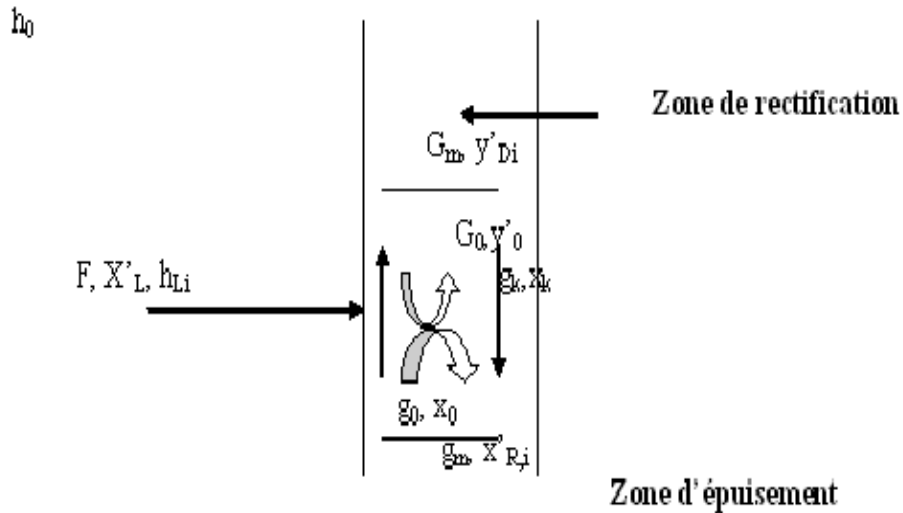


Figure (II-5) : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation.

II-6-5-Le condenseur :

Bilan matière :

$$(D' + g'_x) = D' + g'_x \quad (\text{II-28})$$

Bilan thermique :

$$(D' + g'_x) H_D = D' h_D + g'_x h_D + Q_C \quad (\text{II-29})$$

II-6-6-Le Rebouilleur :

Dans le cas où la température du fond de la colonne est relativement élevée, l'apport de chaleur s'effectue à l'aide d'un four tubulaire. Une partie du résidu est pompée à travers le four où elle reçoit la chaleur nécessaire et se vaporise partiellement. Ce mélange liquide-vapeur est envoyé dans la colonne et se mélange avec le liquide g_1 . La quantité de chaleur apportée au fond de la colonne est admise au dessous du dernier plateau. : [10]

Bilan matière :

$$g'_1 = G'_R + R' \quad (\text{II-30})$$

Bilan thermique :

$$g'_1 h_1 + Q_R = G'_R h_R + R' H_R$$

$$(G'_R + R') h_1 + Q_R = G'_R h_R + R' H_R \quad (\text{II-31})$$

$$Q_R = G'_R (H_R - h_1) + R' (h_R - h_1) \quad (\text{II-32})$$

II-7- Calcul de la pression :**❖ Au sommet de la colonne :**

La pression au sommet de la colonne est calculée comme suit :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{II-33})$$

P_S : pression au sommet de la colonne.

P_b : pression dans le ballon de reflux.

ΔP_1 : pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

$$\Delta P_1 = (0.2 \div 0.4) \text{ atm}$$

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide (II-31), la pression dans le ballon de reflux est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum K_i X'_{D,i} = 1 \quad (\text{II-34})$$

❖ Au fond de la colonne :

La pression au fond de la colonne est calculée comme suit :

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \quad (\text{II-35})$$

P_f : la pression au fond de la colonne.

ΔP_2 : pertes de charges dues aux résistances des plateaux dans la colonne.

$$\Delta P_2 = (0.3 \div 0.5) \text{ atm}$$

❖ Dans la zone d'alimentation :

La pression dans la zone d'alimentation est calculée comme suit :

$$P_L = (P_S + P_f) / 2 \quad (\text{II-36})$$

P_L : pression de la zone d'alimentation.

II-8-Calcul de la temperature :**❖ Au sommet de la colonne :**

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase vapeur (II-32), la température en tête de colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum Y'_{D,i} / K_i = 1 \quad (\text{II-37})$$

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

❖ au fond de la colonne :

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide (II-31), la température au fond de la colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum X'_{R,i} K_i = 1 \quad (\text{II-38})$$

❖ Température d'alimentation :

Dans notre cas la température de l'alimentation se fait par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (Y'_{0,i} / K_i) = \sum (X'_{L,i} / [1 + \epsilon (K_i - 1)]) \quad (\text{II-39})$$

- ✓ Si l'alimentation est purement gazeuse, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.
- ✓ Si l'alimentation est purement liquide, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase liquide [11]..

II-9-Calcul de la volatilité relative :

La volatilité relative α_i est le rapport du coefficient d'équilibre de constituant « i » sur celui de constituant de référence « r » (le moins volatil du mélange) [11]..

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{II-40})$$

A. Dans la zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i}) \quad (\text{II-41})$$

B. Dans la zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i}) \quad (\text{II-42})$$

II-10- Calcul de taux de vaporisation de la charge:

Le taux de vaporisation molaire de la charge est calculé d'après l'équation (II-25).

- Le taux de condensation molaire de la charge est calculé d'après l'équation suivante :

$$r'_0 = g'_0 / L' \quad (\text{II-43})$$

- Le taux de vaporisation est déterminé par approximations successives d'après l'équation de TREGOUBOV :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / [1 + \epsilon (K_i - 1)]) \quad (\text{II-44})$$

II-11- Calcul de reflux minimal:

Le reflux minimal est calculé d'après la formule d'**UNDERWOOD** :

$$(r_f)_{\min} + 1 = \sum (\alpha_{L,i} Y'_{D,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{II-45})$$

$$(r_f)_{\min} = \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{II-46})$$

Φ est calculé par approximations successives d'après l'équation suivante:

$$\epsilon_0 = \sum (\alpha_{L,i} X'_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{II-47})$$

$$\alpha_L < \Phi < \alpha_V$$

Φ : flux de chaleur (W) [7]..

A - Calcul de reflux optimal:

D'après la formule de **GILLILAND** on a le rapport :

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\text{opt}}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = (0.1 - 0.3) \quad (\text{II-48})$$

Pour le rapport moyen de 0.23, on aura:

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.3 (r_f)_{\min} + 0.3 \quad (\text{II-49})$$

B -Taux de rebouillage minimal :

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation ci-dessous :

$$\sum_{i=1}^n (\alpha_{L,i} \cdot X_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \phi) = - (rb)_{\min} \quad (\text{III-50})$$

C -Taux de rebouillage minimal opératoire :

Le taux de rebouillage opératoire est calculé par l'équation :

$$(rb)_{\text{opt}} = (rf)_{\text{opt}} \cdot D/R + (1 - e'_{\phi}) - L/R - 1. \quad (\text{III-51})$$

II-12-Calcul du nombre de plateaux par la methode de Gilliland:

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre les taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. Si $N_{\min}$ est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, $(r_f)_{\min}$ est le taux de reflux minimal, le taux de reflux pour un nombre i infini d'étages.

N : un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini [7]..

Le nombre minimale de plateaux est déterminé comme suit :

- Dans la zone de rectification :

$$N_{\min R} = \log [(Y'_{D,V} X'_{L,L}) / (Y'_{L,L} X'_{R,V})] \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II-52})$$

- Dans la zone d'épuisement :

$$N_{\min E} = \log [(X'_{L,V} X'_{R,L}) / (X'_{L,L} X'_{R,V})] \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II-53})$$

Avec :

$$\alpha_{V,L} = (\alpha_{(V,L) T_s} - \alpha_{(V,L) T_a})^{1/2} \quad (\text{II-5})$$

Le nombre de plateaux théoriques est déterminé comme suit :

D'après le diagramme de Gilliland, on a :

$$F(N) = N_{th} - N_{\min} / N_{th} + 1 \quad (\text{II-55})$$

$$F(r_f) = (r_f - (r_f)_{\min}) / (r_f + 1) \quad (\text{II-56})$$

Le nombre de plateaux réel est déterminé comme suit :

$$N_{\text{reel}} = N_{th} / \varepsilon \quad (\text{II-57})$$

ε : efficacité de plateaux.

Pour la colonne entière : $N_{\text{ree},t} = N_{\text{reeE}} + N_{\text{reeR}}$.

II-13) Présentation de la région :

Sur la route RN°49 reliant Ghardaïa à HASSI MESSAOUD, et à 35 Km au sud-ouest d'Ouargla, un carrefour indique la présence d'un champ pétrolier, il s'agit de la région de HAOUD BERKAOUI, où nous avons effectué notre stage pratique.

La région de HAOUD BERKAOUI représente l'une des dix (10) principales zones productrices d'hydrocarbures du Sahara algérien.

Cette région est située à 770Km au sud de la capitale (Alger), elle est très importante en raison de sa part de production des hydrocarbures du pays. Elle s'étend du sud est de Ghardaïa jusqu'au champ extrême BOUKHZANA, près de la route de TOUGGOURT.

Durant notre stage nous avons remarqué que l'unité de HAOUD BERKAOUI achète le propane qui utilise ensuite dans l'échangeur de chaleur comme réfrigérant.

Dans la présente étude, nous proposons d'ajouter une autre colonne (dépropaniseur), pour satisfaire les besoins de l'unité en propane.

Cela demande le dimensionnement et l'optimisation des paramètres (T. P) de fonctionnement de cette colonne.

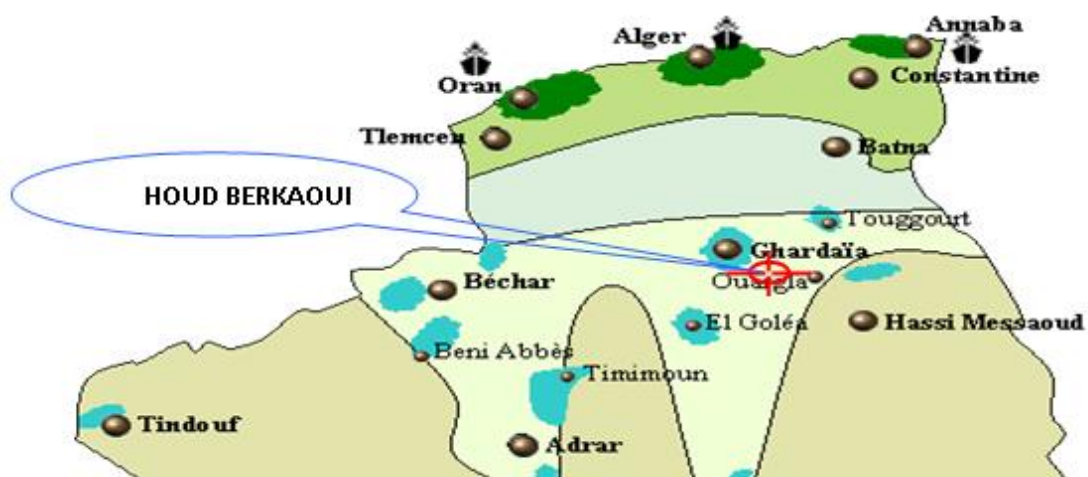


Figure (II-6): Situation géographique de HOUD BERKAOUI [6] .

III-1-Exposé du problème et intérêt du calcul :

Pour répondre aux besoins croissants en propane et en butane commerciaux de la société SONATRACH et la région de OUARGALA, 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.

Le courant d'hydrocarbure venant de refoulement de la pompe P-702 A/B à une température de 48°C et une pression de 16,5 bars traverse un échangeur E-709 pour faciliter la séparation à la sortie sa température atteint 77°C.

III-2-But et calcul de la colonne :

La colonne du projet C-703 destinée à fractionner le GPL de l'unité de Guellala, pour l'obtention de propane, qui alimente la boucle propane et les diverses utilisations au niveau de la région. Le butane va envoyer vers la séparation, s'il y a possibilité de le stocker dans des bouteilles, ou l'envoyer vers les sphères de stockage.

III-3- Ordre de calcul :

- ❖ A partir de la composition de la charge, on détermine la composition massique et molaire de chaque constituant.
- 1) Calcul la composition du distillat et résidu.
- 2) On calcule la pression et la température aux 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 des charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.
- 8) Calcul de dimensionnement

III-4-Données de départ :

(d'après les données de Guellala)

- 1) Débit d'alimentation de la colonne égal à **7958 kg /h**
- 2) Température d'entrée de la charge : **48 °C**
- 3) La pression d'alimentation **16.5 bars**

4) Composition de la charge :

Tableaux(III-1): Composition molaire de la charge .

Constituant	Composition molaire (%)
C ₂ H ₆	0,32
C ₃ H ₈	55.25
i-C ₄ H ₁₀	10.41
n-C ₄ H ₁₀	33.78
i-C ₅ H ₁₂	0.07
n-C ₅ H ₁₂	0.17
Total	100,00

5) Teneur du butane dans le distillat = 1% (molaire).

6) Teneur de propane dans le résidu :1 % (molaire).

III-5-Calcul dépropaniseur :**III-5-1-Bilan matiere de la colonne :**

La composition massique (molaire)et la masse moléculaire moyenne de la charge sont représentés dans le tableau (III-2).

$$X_{Li} = X'_{Li} \frac{M_i}{M_L} \dots\dots\dots(III-1)$$

$$M_L = \sum X'_{Li} M_i \dots\dots\dots(III-2)$$

Tableau(III-2) :La composition massique (molaire)et la masse moléculaire moyenne de la charge

Constituants	M(i) (g/mol)	Composition molaire(X' _{L,i})	M(i).X' _{L,i}	Composition Massique(X _{i,i})
C ₂ H ₆	30	0,0032	0,096	0,00120078
C ₃ H ₈	44	0,5525	24,31	0,484176
I-C ₄ H ₁₀	58	0,1041	6,0378	0,120253
N-C ₄ H ₁₀	58	0,3378	19,5924	0,390216
I-C ₅ H ₁₂	72	0,0007	0,0504	0,0010038

N-C ₅ H ₁₂	72	0,0017	0,1224	0,00243780
Total	---	1	50,209	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 7958 kg /hétant donné les concentrations admises des buatnes dans le distillat ($y'_{D,4} = 0.01$),et de C₃H₈ dans le résidu ($x'_{R,3} = 0.01$, 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

$$X'_{R,i} = Y'_{D,5} = Y'_{D,6} = 0.$$

L'équation du bilan matière pour toute la colonne :

d'après L'équation (II-4). On trouve :

L'application du bilan matière pour chaque constituant « i » de la charge donne : vois l'equation (II-5)

La résolution comme des équations données :

$$D(X'_{L,i} - Y'_{D,i}) = R(X'_{R,i} - X'_{L,i}) \dots\dots\dots (III-3)$$

En substituant les valeurs connues dans les équations ,on obtient:

$$\text{➤ } D(0.0032 - Y'_{D,1}) = R(0 - 0.0032) \dots\dots\dots (A).$$

$$\text{➤ } D(0.5525 - Y'_{D,2}) = R(0.01 - 0.5525) \dots\dots\dots (B)$$

$$\text{➤ } D(0.1041 - 0.01) = R(X'_{R,3} - 0.1041) \dots\dots\dots (C)$$

$$\text{➤ } D(0.3378 - 0) = R(X'_{R,4} - 0.3378) \dots\dots\dots (D)$$

$$\text{➤ } D(0.0007 - 0) = R(X'_{R,5} - 0.0007) \dots\dots\dots (E)$$

$$\text{➤ } D(0.0017 - 0) = R(X'_{R,6} - 0.0017) \dots\dots\dots (F)$$

$$\text{Sachant que } Y'_{D,1} + Y'_{D,2} + 0.01 = 1$$

$$\text{D'où on tire : } Y'_{D,1} + Y'_{D,2} = 0.99$$

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

$$D((0.0032 + 0.5525) - (Y_{D,1} + Y_{D,2})) = R(0.01 - (0.0032 + 0.5525)).$$

$$D(0.5557 - 0.99) = R(0.01 - 0.5557)$$

$$D/R=1.2565$$

$$D'après (A) : D/R(0.0032-Y'_{d,1})=-0.0032$$

$$1.2565(0.0032-Y'_{d,1}) = -0.0032$$

$$Y'_{D,1}=0.00574$$

$$D'après(B): D/R (0.5525-Y'_{D,2})=(0.01-0.5525)$$

$$1.2565(0.5525-Y'_{D,2}) = (0.01-0.5525)$$

$$Y'_{D,2}=0.9842$$

$$D'après (C): D/R (0.1041-0.01)=(X'_{R,3}-0.1041)$$

$$1.2565(0.1041-0.01) = (X'_{R,3}-0.1041)$$

$$X'_{R,3} = 0.2223$$

$$D'après (D) :D/R(0.3378-0) = (X'_{R,4}-0.3378)$$

$$1.2565(0.3378-0) = (X'_{R,4}-0.3378)$$

$$X'_{R,4} = 0.7622$$

$$D'après (E) : D/R(0.0007-0) =(X'_{R,5}-0.0007)$$

$$1.2565(0.0007-0) = (X'_{R,5}-0.0007)$$

$$X'_{R,5}=0.00158$$

$$D'après (F) : D/R(0.0017-0) =(X'_{R,6}-0.0017)$$

$$1.2565(0.0017-0) = (X'_{R,6}-0.0017)$$

$$X'_{R,6}=0.00383.$$

Tableau (III-3):Composition molaire du distillat et du résidu

Constituant	Mi	Distillat « D »		Résidu « R »	
	Kg/Kmole	Y'_{Di}	Mi.Y'_{Di}	X'_{Ri}	Mi.X'_{Ri}
C ₂ H ₆	30	0,00574	0,1722	-	-
C ₃ H ₈	44	0,9842	43,3048	0,01	0,44
i-C ₄ H ₁₀	58	0,01	5,800	0,2223	12,8934
n-C ₄ H ₁₀	58	-	-	0,7622	44,2076
i-C ₅ H ₁₂	72	-	-	0,00158	0,1137
n-C ₅ H ₁₂	72	-	-	0,00383	0,2757
Total	-	0.99994	49,277	0,99991	57,9304

III-5-2-Calcul de la Pression et la température dans la colonne :

A. Pression:

On a la pression de l'alimentation de la colonne $P_L=16,5 \text{ bar}$.

1) La pression au sommet de la colonne :

D'après l'équation (II-35) et (II-36)

avec $\Delta P_2 = [0,3 : 0,5] \text{ bars}$.

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

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

$$\Rightarrow P_S = P_L - \Delta P_2 / 2 = 16.5 - 0,4/2 = 16,3 \text{ bars.}$$

$$P_S = 16.3 \text{ bar.}$$

2) La pression au fond de la colonne :

D'après l'équation (II-35). On trouve :

Où $\Delta P_2 = [0,3 : 0,5]$.

On prend $\Delta P_2 = 0,4 \text{ bar}$. Alors $P_S = 16,3$

$$P_f = 16.3 + 0.4 = 16.7 \text{ bars.}$$

$$P_f = 16.7 \text{ bar}$$

3) pression dans le ballon de reflux :

D'après l'équation (II-33). On trouve :

Où $\Delta P_1 = [0,2 : 0,4]$.

On prend $\Delta P_1 = 0,3 \text{ bar}$. Alors $P_S = 16.3$

$$P_b = P_S - \Delta P_1 = 16.3 - 0.3 = 16 \text{ bars}$$

$$P_b = 16 \text{ bar.}$$

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 $K_{C3}=1$, et à l'aide de diagramme de Jenny et Scheibel ,voir l'annexe (fig1) , par itérations successives on doit vérifier l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i X'_{D,i} = 1 \dots\dots\dots (III-4)$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le Tableau n°(III- 4)

Tableau(III-4) : Les résultats de calcul dans le ballon de reflux

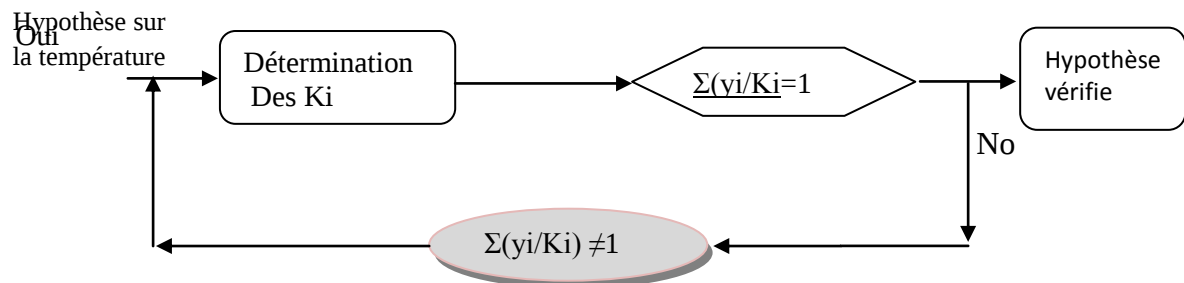
Constituant	X'_{Di}	$P_b = 16 \text{ bars}, T_b = 47.5^\circ \text{C}$	
		K_i	$K_i X'_{Di}$
C_2H_6	0,00574	2,7	0.015498
C_3H_8	0,9842	1	0,9842
i- C_4H_{10}	0,01	0,5	0,0050
Total	0,99994	-	1.004698

❖ **température au sommet de la colonne :**

La température au sommet de la colonne c'est la température de rosée, pour calculer la cette température à pression égal à 16,3bars, on prend $k_{C3}=1$ e à l'aide de diagramme de Jenny et Schebeil, voir l'annexe(fig2), on peut déterminer la température par itérations successives et en vérifiant l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\Sigma(y_i/K_i) = 1 \dots\dots\dots(III-5)$$

le schéma de calcul :



Les résultats de calcul sont donnés dans le tableau n° 5

Tableau (III-5): Les résultats de calcul au sommet de la colonne

Constituants	$P_s=16,3 \text{ atm et } T_s=48.5^\circ \text{C}$		
	$Y'_{D,i}$	K_i	Y'_i/K_i
C_2	0,00574	2,54	0.002208
C_3	0,9842	1	0.9842
I- C_4	0,01	0,50	0,02
Total	0.99994	-	1.006408

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

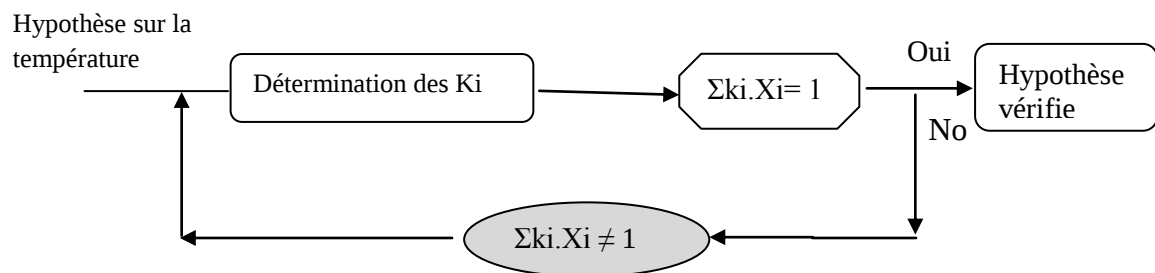
$P_s = 16.3 \text{ bars}$ et

$T_s = 48.5^\circ\text{C}$

❖ 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 $P_f = 16.7 \text{ bars}$, pour calculer cette température ,on prend $k_{i-c4} = 1$ et à l'aide de diagramme de Jenny et Schibel, voir l'annexe (fig3) , on calcule par itérations successives selon l'équation d'isotherme de la phase liquide :

Le schéma de calcul :



Le tableau donne les résultats de calcul.

Tableau(III-6) : les résultats de calcul au fond de la colonne

Constituants	$P_F = 16.7 \text{ bar}$ et $T_F = 98^\circ\text{C}$		
	$X'_{R,i}$	K_i	$K_i \cdot X'_{R,i}$
C_2H_6	0	0	0
C_3H_8	0,01	2.1	0,021
$\text{I-C}_4\text{H}_{10}$	0,2223	1.18	0.262314
$\text{N-C}_4\text{H}_{10}$	0,7622	0,94	0.716468
$\text{I-C}_5\text{H}_{12}$	0,00158	0,5	0.00079
$\text{N-C}_5\text{H}_{12}$	0,00383	0,44	0.001685
Total	0.99991	-	1.002257

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

$P_f = 16.7 \text{ bars}$

$T_f = 98^\circ\text{C}$

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

La charge est admise dans le dépropaniseur C-703 à une température de 77° C.
donne les résultats de calcul, voir l'annexe (fig4) .

Tableau(III-7): les résultats de calcul au zone d'alimentation

Constituants	$P_1=16,5 \text{ atm}$	$T_1 = 77 \text{ C}^\circ$	
	X'_{Li}	K_i	$K_i X'_{Li}$
$\text{C}_2 \text{ H}_6$	0,0032	3.3	0.010688
$\text{C}_3 \text{ H}_8$	0,5525	1.33	0.734825
$\text{iC}_4 \text{ H}_{10}$	0,1041	0,69	0.071829
$\text{nC}_4 \text{ H}_{10}$	0,3378	0,54	0.182412
$\text{iC}_5 \text{ H}_{12}$	0,0007	0,27	0.000189
$\text{nC}_5 \text{ H}_{12}$	0,0017	0,22	0.000374
Total	1		1.000317

III-5-3-Le débit molaires:➤ **Débit d'alimentation:**

$$L=7958 \text{ kg /h.}$$

$$L'=L/M_L \dots \dots \dots (III-6)$$

$$L'=7958/50.209=158.49$$

$$L'=158.49 \text{ Kmol/h .}$$

➤ **Débit de résidu**

$$L'=D'+R' \quad D'/R'=1.2565$$

$$R'=70.237 \text{ Kmol/h}$$

$$L'=1.2565R'+R'$$

$$R=R'.M_R=70.237$$

$$R=4068.829 \text{ kg /h.}$$

➤ **Débit du distillat:**

On a :

$$D'=L' - R' = 88.01$$

$$D'=88.01 \text{ Kmol/h}$$

$$D= D' . M_D = 88.01 . 49.277$$

$$D=4336.868 \text{ kg /h.}$$

III-5-4-Le taux de vaporisation à la entre du colonne:

Le GPL est admise dans le dépropaniseur C-703 à l'état liquide, après l'équation (II-44) vérification par calcul de la compositions de la charge $y_0=0$.

on trouve :

$$X'_{L,i}=X'_{0,i}$$

III-5-5-Volatilités relatives des constituants:

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

$$\alpha_i = K_i / K_r \dots\dots\dots(III-7)$$

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 iC_4H_{10} ..

Tableau (III-8) : Les résultats de calcul des volatilités relatives

Constituant	Alimentation		Rectification		Epuisement	
	K_i a 77°C et 16.5 Bars	α_{Li}	K_i a 48.5°C et 16.3 Bars	α_{Di}	K_i a 98°C 16.7 Bars	α_{Ri}
C_2H_6	3.3	4.782	2.54	4	-	-
C_3H_8	1.3	1.884	1	2	2.1	1.779
iC_4H_{10}	0.69	1	0.50	1	1.18	1
$n-C_4H_{10}$	0.54	0.782	-	-	0.94	0.796
$i-C_5H_{12}$	0.27	0.391	-	-	0.5	0.423
$n-C_5H_{12}$	0.22	0.318	-	-	0.44	0.372

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

➤ Zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Di} + \alpha_{Li}) \dots\dots\dots(III-8)$$

➤ Zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) \dots\dots\dots(III-9)$$

Les résultats de calcul des volatilités relatives de chaque constituant dans les différentes zones de la colonne sont présentés dans le tableau n° (III-9).

Tableau (III-9) : Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes.

Constituant	Alimentation	Rectification		Épuisement	
	α_{Li}	α_{Di}	α_{im}	α_{Ri}	α_{im}
C ₂ H ₆	4.782	4	4.391	-	-
C ₃ H ₈	1.884	2	1.942	2.1	1.992
i-C ₄ H ₁₀	1	1	1	1.18	1.09
n-C ₄ H ₁₀	0.782	-	-	0.94	0.861
i-C ₅ H ₁₂	0.391	-	-	0.5	0.445
n-C ₅ H ₁₂	0.318	-	-	0.44	0.379

III-5-6-Calcul du régime de reflux minimal et optimal:

La valeur de « φ » utilisée dans le tableau n° 10 est déterminée par approximations successives selon l'équation suivante :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{L,i} X'_{L,i}}{\alpha_{L,i} - \varphi} = 0 \quad \dots\dots\dots (III-10)$$

La valeur de « φ » varie entre les valeurs de volatilités relatives des constituants clé lourd ($\alpha_{l,3}=1,884$ $\alpha_{l,4}=1.000$) $1 < \varphi < 1,884$

$\varphi = 1.1489$

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 (III-10) : Les résultats des calculs Taux de reflux minimal.

Constituant	$X'_{L,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} X'_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$\frac{(\alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i})}{(\alpha_{L,i} - \varphi)}$
C ₂ H ₆	0.0032	4.782	0.01530	3.6331	0.004212
C ₃ H ₈	0.5525	1.884	0.04091	0.7351	1.416011
i-C ₄ H ₁₀	0.1041	1	0.1041	-0.1489	-0.69913
n-C ₄ H ₁₀	0.3378	0.782	0.26416	-0.3669	-0.71998
i-C ₅ H ₁₂	0.0007	0.391	0.00027	-0.7579	-0.00036
n-C ₅ H ₁₂	0.0017	0.318	0.00054	-0.8309	-0.00065
Total	1,0000	-	-	-	0.000108

Les résultats des calculs montrent que $e'_o = 0$. Donc la valeur supposée de $\phi = 1,1489$ est correcte.

III-5-6-1- Calcul du taux de reflux minimal :

d'après l'équation (II-46) avec $\phi = 1.1489$

On trouve : $(r_f)_{\min} = 1.1489[(0.00574/3.6331) + (0.9842/0.7351) + (0.01/-0.1489)] = 1.46$

$$(r_f)_{\min} = 1.46$$

III-5-6-2-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 CILLILAND à proposer la formule suivante :

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

On trouve

$$(r_f)_{\text{opt}} = 2.198$$

III-5-7-1-Taux de rebouillage minimal :

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation (II-50) Avec $\phi = 1.1489$
Les résultats de calcul sont présenté dans le tableau au-dessus:

Tableau (III-11) : Les résultats des calculs Taux de rebouillage minimal

Constituant	X'_{Ri}	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} X'_{Ri}$	$\alpha_{L,i} - \phi$	$\frac{(\alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i})}{(\alpha_{L,i} - \phi)}$
C ₂ H ₆	0	4.782	0	3.6331	0
C ₃ H ₈	0.01	1.884	0.01884	0.7351	0.02556
i-C ₄ H ₁₀	0.2223	1	0.2223	-0.1489	-1.49
n-C ₄ H ₁₀	0.7622	0.782	0.5960	-0.3669	-1.6244
i-C ₅ H ₁₂	0.00158	0.391	0.00061	-0.7579	-0.00084
n-C ₅ H ₁₂	0.00383	0.318	0.0012	-0.8309	-0.00144
Total	1,0000	-	-	-	-2.09

La formule nous donne le résultat suivant :

$$(r_b)_{\min} = 2.09$$

III-5-7-2)Taux de rebouillage optimal :

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

$$(r_b)_{opt} = [(D' \cdot (r_f)_{opt} / R') + L' (1 - e_0) / R'] - 1 \dots \dots \dots (III-11)$$

$$(r_b)_{opt} = [((88.01 \times 2.198) / 70.237) + (158.49 / 70.237)] - 1 = 4.01$$

$$(r_b)_{opt} = 4.01$$

III-5-8-Calcul le nombre des plateaux théorique dans la colonne :

III-5-8-1- La zone de rectification :

Le nombre minimal des plateaux théorique dans la zone de rectification est donné par l'équation (II-51) :

Où :

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 C_3 .

$$N_R^{\min} = \log [(0.9842 \times 0.1041) / (0.5525 \times 0.01)] / \log 1.942$$

$$N_R^{\min} = 4.4$$

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

$$\frac{N_{th} - N_{R\min}}{N_{th} + 1} = f \left(\frac{r_{f\text{opt}} - r_{f\min}}{r_{fpot} + 1} \right) \dots \dots \dots (III-12)$$

et pour un rapport :

$$((r_f)_{op} - (r_f)_{\min}) / ((r_f)_{op} + 1) = 0.23$$

$$(N_{th} - N_{R\min}) / (N_{th} + 1) = 0.43$$

d'après le graphe :

$$\frac{N_{th} - N_{\min}}{N_{th} + 1} = 0.43$$

$$N_{th} = \frac{N_{R\min} + 0.43}{1 - 0.43}$$

donc

$$N_{th} = 8.47 \text{ plateau}$$

on sait que : généralement l'efficacité des plateaux à clapet; $e = 0.7$

$$N_R = \frac{N_{rthéorique}}{e} \dots \dots \dots (III-13)$$

$$\text{donc : } N_R = 8.47 / 0.7 = 12.10$$

$$N_{R \text{ réel}} = 12 \text{ plateaux}$$

III-5-8-2- 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 (II-52) on trouve:

$$N_{E}^{\min} = \log [(0.5525 \times 0.2223) / (0.1041 \times 0.01)] / \log (1.992)$$

$$N_{e \min} = 6.97 \text{ Plateaux}$$

En utilisant le diagramme de GILLILAND, on a :

$$\frac{N_{th} - N_{\min}}{N_{th} + 1} = 0.43$$

$$N_{th} = 12.89 \text{ plateaux}$$

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

$$N_E^r = 12.89 / 0.7 = 18.42$$

$$N_{e, \text{réel}} = 19 \text{ Plateaux}$$

donc :

Le nombre de plateau total du dépropaniseur est :

$$N_T^r = 12 + 19 = 32$$

$$N_{t, \text{réel}} = 31 \text{ Plateaux}$$

III-6-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.

III-6-1- Débit du liquide alimentant la rebouilleur :

➤ La quantité alimentant le four G_R :

$$G_R = (r_b)_{\text{opt}} \cdot R \dots\dots\dots (III-14)$$

$$G_R = 4.01 \times 70.237 = 281.65 \text{ Kmoles / h}$$

$$G_R = 281.65 \text{ Kmoles / h.}$$

➤ La quantité des vapeurs sortantes du four est :

$$V_r = \epsilon_0 \times G_R \dots\dots\dots (III-15)$$

$$= 0.45 \times 244.424 = 126.74 \text{ Kmoles / h}$$

$$V_r = 126.74 \text{ kmoles / h}$$

➤ La quantité des liquides sortants du four est :

$$L_F = (1 - \epsilon_0) \times G_R \dots\dots\dots (III-16)$$

$$L_F = 154.90 \text{ Kmoles/ h.}$$

➤ Débit de reflux liquide alimentant la colonne :

dans les calculs précédents , on a utilisé :

$$g_x = (r_f)_{op} \cdot D \dots \dots \dots (III-17)$$

$$g_x = 193.44 \text{ Kmole/ hr}$$

III-6-1-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(III-12) : Représentant la valeur du taux de vaporisation du Résidu.

			$e_o' = 0.45$	
Constituants	$x'_{R,i}$	$k_i (P=16.7\text{bars}/t=97.73^\circ\text{C})$	x'_o	y'_o
C_3H_6	0.01	2.1	0,00668	0,01402
i- C_4H_8	0,2223	1.18	0.2056	0,2426
n- C_4H_{10}	0,7622	0.94	0,783	0,7360
i- C_5H_{10}	0,00158	0.5	0,00203	0,00101
n- C_5H_{12}	0,00383	0.44	0,00512	0,00225
Total	1,0000	-	1.0028	0.9958

III-6-2-Calcul des masses moléculaires moyennes des phases :

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

Tableau-(III-13) : Représentant le calcul des masses moléculaires moyennes du résidu.

Constituant	Mi	Vapeur g_x Kmol/h			liquides G_R Kmol/h		
		Y'_{oi}	Y	Mi Y_{oi}	X	X'_{oi}	Mi. X_{oi}
C_3H_8	44	0,01402	0.0107	0.616	0.00505	0,0066	0.293
i- C_4H_{10}	58	0,2426	0.2442	14.070	0.2050	0,2056	11.924
n- C_4H_{10}	58	0,7360	0.7410	42.688	0.7810	0,783	45.414
i- C_5H_{12}	72	0,00101	0.00126	0.0727	0.00251	0,00203	0.146
n- C_5H_{12}	72	0,00225	0.00281	0.162	0.00634	0,0051	0.368
Total	-	0.9958	0.9999	57.608	0.9999	1.0028	58.145

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

$$Lh_L + Q_R = DH_D + Rh_R + Q_C \dots \dots \dots (III-18)$$

$$h_L = e'_o \cdot H_o + (1 - e_o)h_o \dots \dots \dots (III-19)$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_L) + R (h_R - h'_L) \dots \dots \dots (III-20)$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \dots \dots \dots (III-21)$$

Où :

L, D, R : débits de la charge, du distillat et du résidu (kmoles / h).

Q_R: Charge thermique du rebouilleur (four) en Kcal/h.

Q_C : Charge thermique du condensateur en Kcal/h.

h_L: Enthalpie de la charge (liquide) en Kcal/kmoles.

h_D: Enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/kmoles.

h_R: Enthalpie du résidu en Kcal/kmoles.

H_R: Enthalpie du mélange provenant du four en Kcal/kmoles.

$$H_R = e \cdot H_{GR} + (1 - e) \cdot h_{GR} \dots \dots \dots (III-22)$$

h_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur en kcal/kg.

g_x: Débit du reflux liquide en kmoles/h.

G_R : Débit du mélange provenant du four en Kcal/kmoles.

III-6-4- Calcul des enthalpies des différents flux :

• phases liquide et vapeur du distilat:

Les enthalpies sont déterminés à partir des graphes ,voir l'annex(fig(5) et fig (6) et fig (7))

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

$$H_L = \sum h_i \cdot X_i \dots \dots \dots (III-23)$$

Tableau-(III-14) : Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du distilat

Constituant	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 .h _i	h _i Kcal/kg	Y _D . h _i
C ₂ H ₄	0.00574	0.00326	30	163	0.531	160	0.521
C ₃ H ₆	0.9842	0.878	44	155	136.09	90	79.02
i-C ₄ H ₁₀	0.01	0.0117	58	145	1.696	80	0.936
Total	-	-	-	-	138.314	-	80.477

- **Phases liquide et vapeur du résidu :**

d'après l'équation (III-23) on trouve :

Tableau-(III-15) : Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du résidu

Constituant	X_D	Y_{DI}	Vapeur $T_s = 98\text{ }^{\circ}\text{C}$		liquides $T_b = 98\text{ }^{\circ}\text{C}$	
			$h_i \text{ Kcal/kg}$	$Y_{DI} \cdot h_i$	$h_i \text{ Kcal/kg}$	$X_{DI} \cdot h_i$
C_3H_8	0.00505	0.0107	178	1.9046	115	0.580
i- C_4H_{10}	0.2050	0.2442	170	41.514	112	22.96
n- C_4H_{10}	0.7810	0.7410	178	131.898	118	92.158
i- C_5H_{12}	0.00251	0.00126	177	0.223	110	0.276
n- C_5H_{12}	0.00634	0.00281	182	0.511	115	0.729
Total	0.9999	0.9999	-	176.051	-	116.703

- **Phases liquide du alimantation:**

Application l'équation (III-23) on trouve :

Tableau(III-16): Les enthalpies massiques des phases liquide du alimentation.

Constituant t	X_D	liquides $T_L = 77\text{ }^{\circ}\text{C}$	
		$h_i \text{ Kcal/kg}$	$X_{DI} \cdot h_i$
C_2H_6	0,00120078	182	0.2184
C_3H_8	0,484176	107	51.541
i- C_4H_{10}	0,120253	100	12.025
n- C_4H_{10}	0,390216	101	39.4102
i- C_5H_{12}	0,0010038	96	0.096
n- C_5H_{12}	0,00243780	100	0.243
Total	1	-	103.533

Tableau-(III-17) : enthalpies liquides et vapeurs correspondantes à chaque section de la colonne.

Flux	M_{moy}	$T\text{ (}^{\circ}\text{C)}$	$P\text{ (bar)}$	Enthalpie des phases		
				Désignation	Kcal/Kg	Kcal/Kmoles
Charge	50.209	77	16.5	h_L	103.533	5198.288
Distillat liquide	49.277	47.5	16	h_D	80.477	3965.665
Distillat vapeur	49.277	48.5	16.3	H_D	138.314	6815.698
Résidu liquide	58.145	98	16.7	h_R	116.703	6785.695
Résidu vapeur	57.608	98	16.7	H_{GR}	176.051	10141.946

III-6-5-Les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur:**❖ Condenseur :**

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) = (88,01 + 193,44) \cdot (6815,698 - 3965,665) = 802141,79 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_C = 802141,79 \text{ Kcal/h}$$

❖ Rebouilleur :

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R)$$

$$Q_R = 281,65 \cdot (10141,946 - 6785,695) = 945288,09 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_R = 945288,09 \text{ Kcal/h .}$$

III-7-Dimensionnement de la colonne :**III-7-1-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 :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_I}{\pi \cdot W}} \dots\dots\dots (III-24)$$

où :

V_I : Débit volumique de la phase vapeur (m^3/hr).

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 ($P_s = 16,3$ et $T = 48,5^\circ\text{C}$), est donné par la formule suivante :

$$V_I = 22,4 \left(\frac{G_I}{M} \right) \left(\frac{t_s + 273}{273} \right) \left(\frac{1}{P_s} \right) (z) \dots\dots\dots (III-25)$$

où : M : Masse molaire moyenne des vapeurs de tête. $= 49,277 \text{ kg/Kmole}$

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

$$G_I = D + g_x \dots\dots\dots (III-26)$$

$$G_I = 88,01 + 193,44 = 281,45 \text{ Kmole/hr}$$

$$G_I = 13869,01 \text{ kg/hr}$$

Cherchons le facteur de compressibilité, ce facteur est déterminé d'après les paramètre critique).

(pression et température critique) connaissant ces dernières , on calcule les paramètres réduits d'après les formules :

$$T_r = T_s / T_{cm} \dots \dots \dots (III-27)$$

$$P_r = P_s / P_{cm} \dots \dots \dots (III-28)$$

Où :

$$T_{cm} = \sum (T_{cr})_i Y'_{i} \dots \dots \dots (III-29)$$

$$P_{cm} = \sum (P_{cr})_i Y' \dots \dots \dots (III-30)$$

le calcul détaillé est donné dans le tableau : n° (III-18)

$$P_{c;m} = 41.97 \text{ atm.}$$

$$T_{c;m} = 369.94 \text{ K}^\circ.$$

$T_{c,m}$: c'est la température critique moyenne (K°).

$P_{c,m}$: pression critique moyenne (bars)

Tableau (III-18): Les résultats des calculs la pression et température critique moyenne

Constituants	$Y'_{D,i}$	$T_{cri} K^\circ$	P_{cri}	T_{cm}	P_{cm}
C ₂	0,00574	305,35	48,2	1.752	0.276
C ₃	0,9842	369,96	42	364.114	41.334
I-C ₄	0,01	408,13	36	4.081	0.36
Total	1.0000	-----	-----	369.94	41.97

Les paramètres réduits sont :

Température réduite ($T_{r,m}$) :

$$T_r = \frac{273.15 + T_s}{T_{c,m}} = (273,15 + 48.5) / 369.94 = 0,869$$

Pression réduite ($P_{r,m}$) :

$$P_r = P_s / P_{c,m} = 0.388$$

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

On trouve : $Z = 0.72$.

$$Z = 0.72$$

En remplaçant dans la formule de V_i on obtient :

$$V_I = 22,4 [13869.01 / 49.277] \cdot [(48.5 + 273,15) / 273,15] \cdot [1 / 16,3] \cdot 0,72$$

$$V_I = 632.25 \text{ m}^3 / \text{Hr} = 0.175 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

$$V_I = 0.175 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

III-7-2) 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:

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot ((\rho_{4 \text{ moy}}^{48,5} - \rho_v) / \rho_v) \dots \dots \dots (III-31)$$

Où :

C : coefficient déterminé graphiquement en fonction de la distance (H_p) entre les plateau 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 :

$$\rho_v = G_I / V_I \dots \dots \dots (III-32)$$

$$\rho_v = 13869.01 / 632.25$$

$$\rho_v = 21.93 \text{ Kg/m}^3$$

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

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

$$\rho_L = \rho_{4 \text{ moy}}^{20} = \frac{M_m}{\sum (y'_{D,i} \cdot M_i / \rho_i)} \dots \dots \dots (III-33)$$

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^{20} est donné dans le tableau n° (III-19)

Tableau (III-19): Le calcul détaillé La masse volumique moyenne

Constituants	Mi	$Y'_{D,i}$	$\rho_i^{20} (\text{Kg/m}^3)$	$Y'_{D,i} M_i / \rho_L^{20}$
C ₂	30	0,00574	358	0.00048
C ₃	44	0,9842	501	0.086
I-C ₄	58	0,01	559	0.0010
Total	-----	-----	-----	0.08748

En remplaçant dans la formule , on déduit :

$$\rho_{4 \text{ moy}}^{20} = 49.277 / 0,08748 = 563,29 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{4 \text{ moy}}^{20} = 563.29$$

➤ **Calcul de ρ_{moy} à $T=48.5 \text{ }^{\circ}\text{C}$:**

A la température de service ($T= 48.5 \text{ }^{\circ}\text{C}$), ρ_L^t , calculé d'après la formule suivante :

$$\rho_{4 \text{ moy}}^{48.5} = \rho_{4 \text{ moy}}^{20} - \alpha \cdot (t - 20)$$

Où :

α : correction de température , calculé comme suit :

$$\alpha = f \cdot (\rho_{4 \text{ moy}}^{20}) = 1.828 - 0.00132$$

$$\alpha = 1.0844$$

donc :

$$\rho_{4 \text{ moy}}^{48.5} = 563.29 - 1,0844(48.5 - 20)$$

$$\rho_{4 \text{ moy}}^{48.5} = 532.38$$

En substituant dans la formule, on trouve :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 590 \cdot [(532.38 - 21.93) / 21.93]^{0,5}$$

$$W = 0.24 \text{ m/s}$$

Finalement le diamètre de la colonne :

$$D = [(4 \times 0,175) / 3,14 \times 0.24]^{0,5} = 0.956 \text{ m}$$

$$D_N = 0.96 \text{ m}$$

III-7-3-Calcul de la hauteur de la colonne :

1-distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne. On admet $h_1 = 1.5 \text{ m}$

2-Hauteur de la zone de rectification

$$h_2 = H_p (N_p - 1) \dots\dots\dots (III-34)$$

N_p - nombre de plateaux dans la zone d'épuisement égale à 19 plateaux

H_p - distance entre deux plateaux = 0,60 m

$$h_2 = 0,60 (19 - 1) = 10.80 \text{ m}$$

3- Hauteur de la zone d'expansion

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

4- Hauteur de la zone d'épuisement

$$h_4 = H_R (N_e - 1) \dots\dots\dots (III-35)$$

N_R - nombre de plateaux dans la zone de rectification égale à 12 plateaux

$$h_4 = 0,60 (12 - 1) = 6.6 \text{ m}$$

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

$$h_5 = 2.1 \text{ m (donnée réel)}$$

La hauteur totale sera :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \dots \dots \dots (III-36)$$

$$H_T = 1.5 + 10.8 + 1.8 + 6.6 + 2.1 = 22.8 \text{ m}$$

$$H_T = 22.8 \text{ m}$$

La hauteur réelle est de 23 m .

$$H_N = 23 \text{ m}$$

Tableau(III-20):globale des résultats de colonne C-703 .

COLONNE C-703	
Nombre des plateaux	31 plateaux
Diamètre D(m)	0,96 m
Hauteur H(m)	23 m
Type de plateaux	A clapet

III-8- Calcule du ballon de reflux v-703

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 condensée .

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 $P < 7 \text{ Kg/cm}^2$.

$3 < L/D < 5$ 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 :

$$V' = 2 (V_1 + V_2) \dots \dots \dots (III-37)$$

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 .

III-8-1-Données de départ :

Débit de la charge $D=88.01 \text{ Kmole/hr}$; $r_f= 3,68$

Nature de la charge.....liquide.

Température dans le ballon $T= 47.5 \text{ }^\circ\text{C}$.

Pression dans le ballon..... $P=16 \text{ atm}$.

Masse volumique de la charge..... $\rho_4^{20}=563.29 \text{ Kg/m}^3$.

III-9-2-Masse volumique de la charge à $t^\circ= 47.5 \text{ }^\circ\text{C}$

$$P_L^{47.5}=563.29 - 1,0844(47.5-20)$$

(α déjà calculé =1.0844) donc, $\rho_4^{20} = 563.29 \text{ Kg/ m}^3$.

$$P_L^{47.5} = 533.46 \text{ Kg/m}^3.$$

III-8-3- Débit massique du distillat :

$$D= 88.01.49.277 = 4336.86 \text{ Kg/ Hr}$$

III-8-4- Débit volumique du distillat :

$$V_D = D / \rho_L^{47.5} \dots \dots \dots (III-38)$$

$$V_D = 8.129 \text{ m}^3 / \text{hr}.$$

- La retenue correspondante à 5 min .de soutirage V_1 :

$$V_1 = V_D(5/60) \dots\dots\dots(III-39)$$

$$= 8.129.(5/60) = 0,6774 \text{ m}^3.$$

$$V_1 = 0,6774 \text{ m}^3$$

- La retenue correspondante à 3 min. au reflux V_2 :

$$V_2 = V_D.r_f (3/60) \dots\dots\dots(III-40)$$

$$= 8,129 . 1,954.(3/60) = 0.794 \text{ m}^3.$$

$V_2 = 0.794 \text{ m}^3.$

- La retenue totale (V)

La retenue totale est égale à :

$$V_T = V_1 + V_2 = 0.6774 + 0,794 = 1,468 \text{ m}^3 .$$

$V_T = 1,468 \text{ m}^3$

III--5-calcul de diamètre:

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

$$D_b = 0.75 (V')^{1/3} \dots\dots\dots(III-41)$$

Avec :

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

$$V' = 2. V_T = 2,936 \text{ m}^3.$$

$$D_b = 0.75 (2,936)^{1/3} = 1,0739 \text{ m}$$

On prend ,après la normalisation ,

$D_b = 1.08 \text{ m}$

- 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

$$S / R^2 = 0.34$$

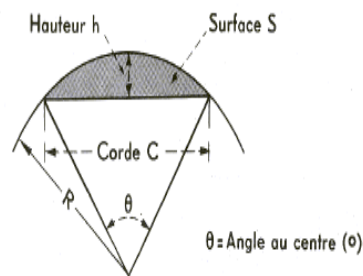
$$L' \text{ aire entre deux segments } : S = 2 . 0.34 . (0.6)^2 = 0.2448 \text{ m}^2.$$

L'aire entre NB et NH :

$$F = \pi (R)^2 - S \dots\dots\dots(III-42)$$

$$F = 3.14(0.6)^2 - (0.2448) = 0,8856 \text{ m}^2.$$

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



Figure(III-1): Schéma descriptive du ballon de reflux [8] .

On déduit la longueur du ballon :

$$L_b = V' / F \dots\dots\dots (III-43)$$

$$L_b = 2.936 / 0,8856 = 3.31 \text{ m}$$

$$L_b = 3.31 \text{ m}$$

On peut vérifier le rapport L / D

$$L_b / D_b = 3.31 / 1,08 = 3,08$$

Tableau(III-21) : globale des résultats de ballon de reflux V703

ballon de reflux V-703	
Diamètre	1,08
Longueur	3,31m
Retenus totale	1,468 m ³

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.

Pour assurer le bon fractionnement de cette colonne , l'alimentation de la colonne C703 doit avoir une température de 77°C et une pression de 16.5 atm.abs.

Par conséquent, la température de tête de la colonne sera de 48.5°C et une pression de 16.3 atm.abs et celle du fond sera de 98°C et une pression de 16.7 atm.abs

Enfin, notre stage pratique est autant bénéfique pour l'étudiant que pour la société puisqu'il facilite son intégration rapide dans le milieu professionnel.

Notre training au niveau des structures et des directions de cette société m'a offert l'occasion de me familiariser avec le système et l'environnement du travail dans le secteur du gaz et nouer des relations professionnelles intimes qui faciliteront ma tâche d'avenir.

Par ailleurs ce stage nous permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de l'extraction de GPL.

Bibliographie

- [1] :ALEXANDRE ROJEY, « gaz naturel, production, traitement et transport », Paris 1994.page :74-77
- [2] : «Rapport de stage de centre de formation » **HAOUD BERKAOUI** : février 20114
- [3] : Revue trimestriel de Sonatrach,
«Séminaire sur le développement et la production du GPL », Mars 1997.
- [4] : Le gaz naturel dans le monde (CLAUDE CHESNY) .
- [5] : Conférence sur Le GPL. HASSI MESSAOUD. Janvier2000
- [6]: Manuel opératoire de l'unité de traitement de gaz (GEULLALA).
- [7] : J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998. page :95-234 .
- [8] : P .WHUITIER Raffinage et génie chimique.paris.publication de l'institut français tome I Edition technip 1972 . page :391-544
- [9] : J.P. WAUQUIER, Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole Tome I (1994). page :375-377
- [10] : PIERRE TRAMBUOZE matériel et équipements. Tome 4.Edition technip 1999 page :4-82
- [11] :R. ABDOULAEV : Calcul de rectification des mélanges complexes
- [12] : J.P MOULIN, Ecole central paris, Genie des procedes genie chimique ,2004-2005 tome I.

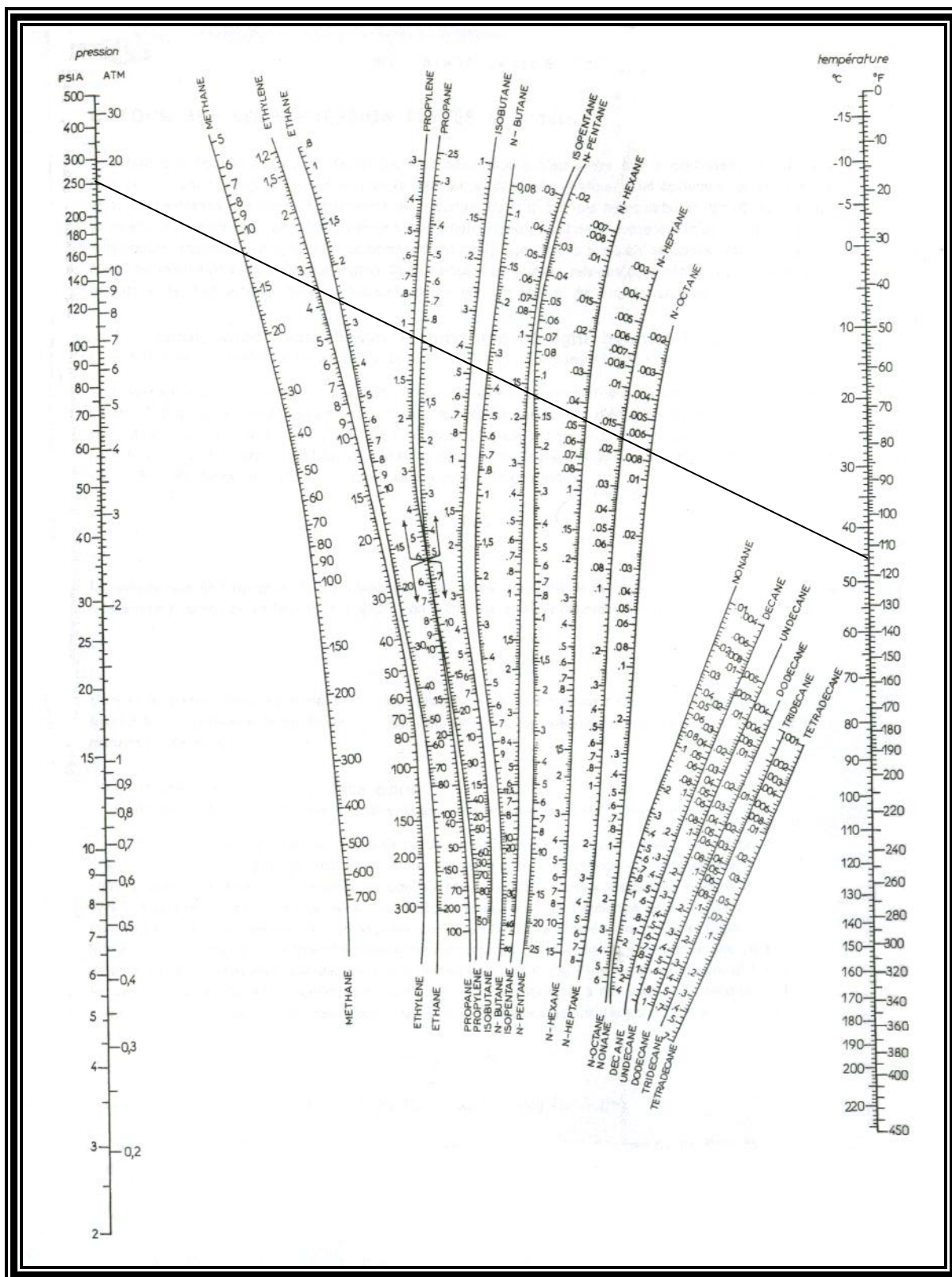


Figure (01): Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibe I & Jenny).

Température dans le ballon de reflux

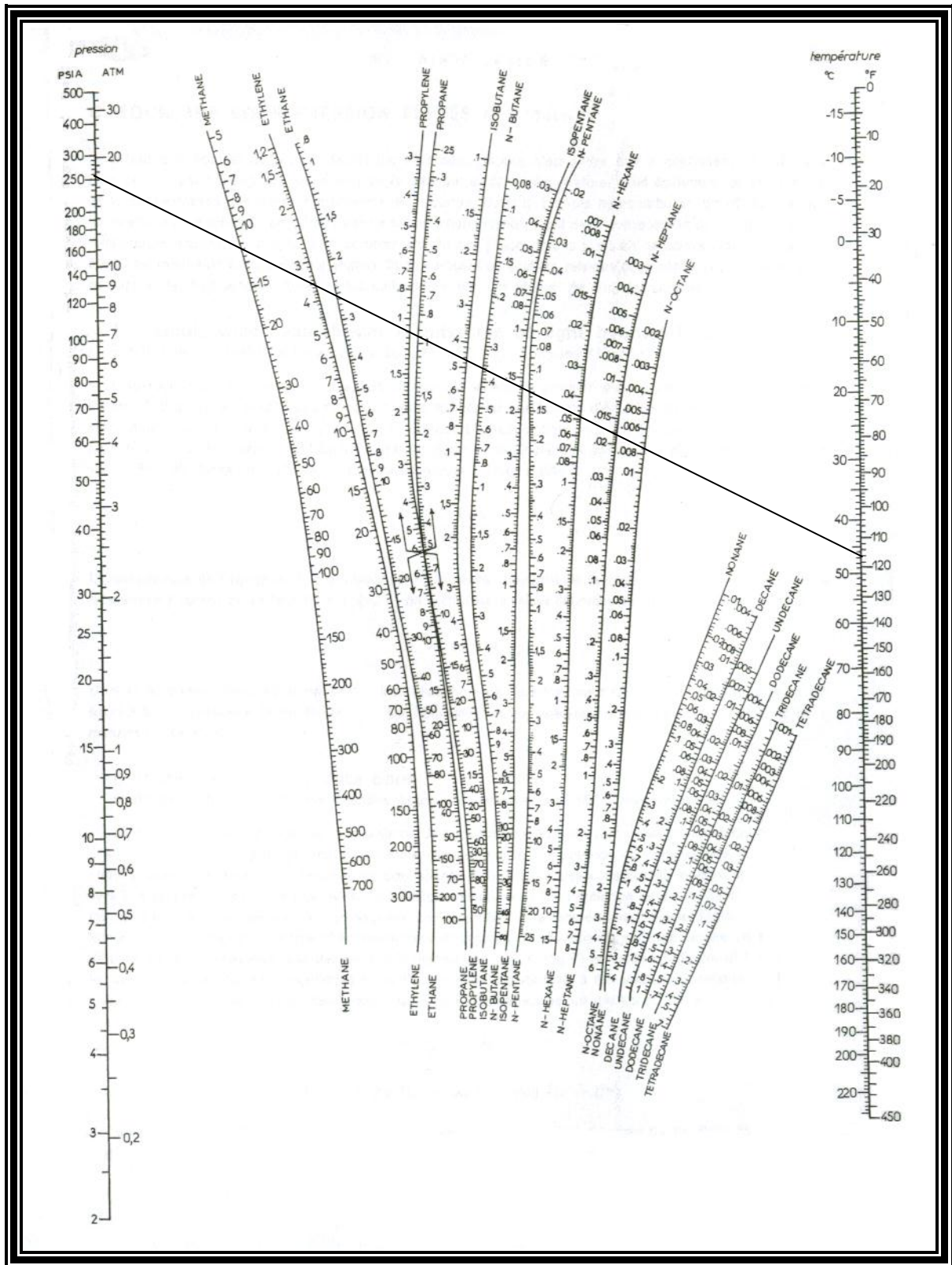


Figure (02) : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibe I & Jenny).

Température au sommet

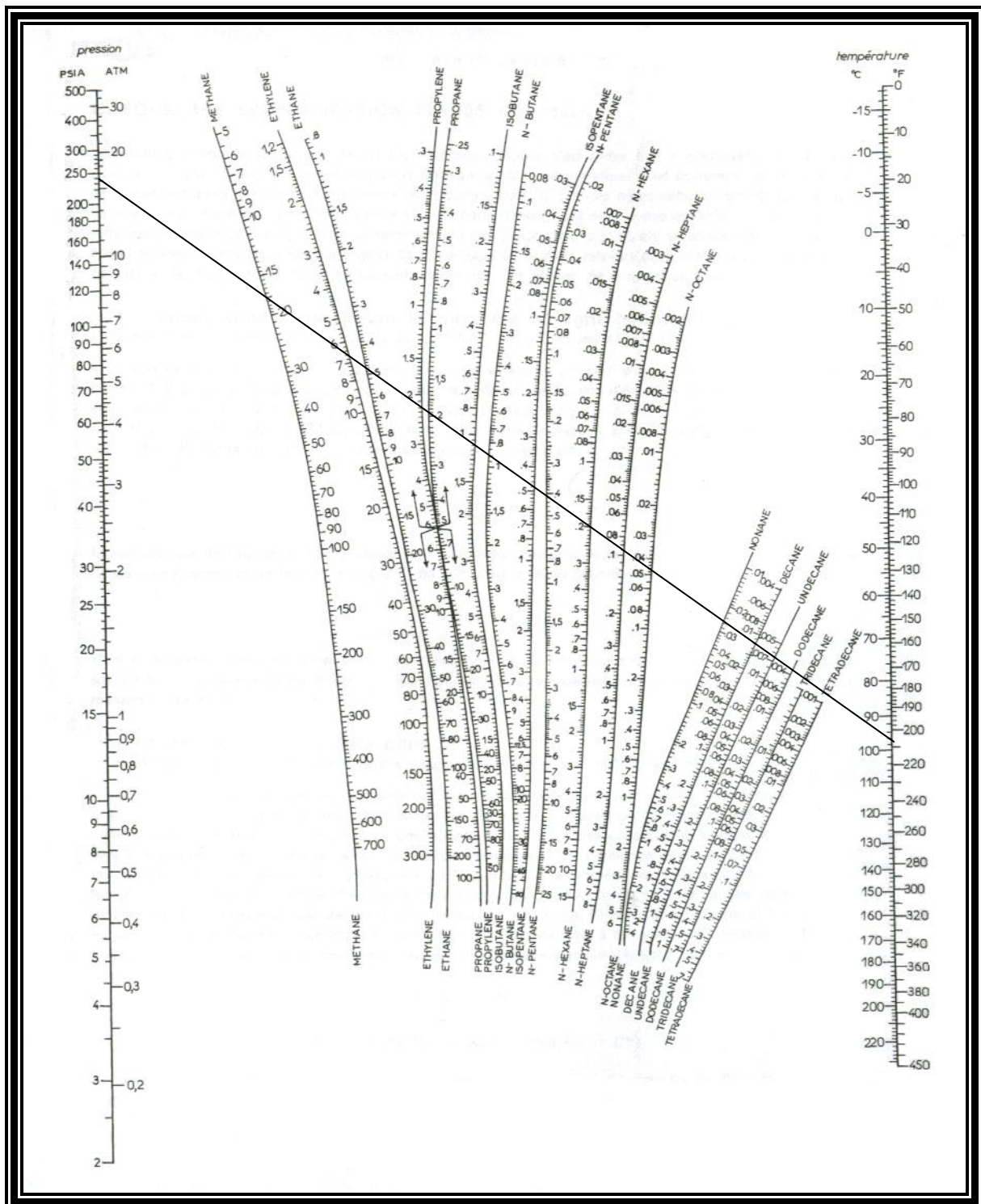


Figure (03) : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibe I & Jenny).
fond de colonne

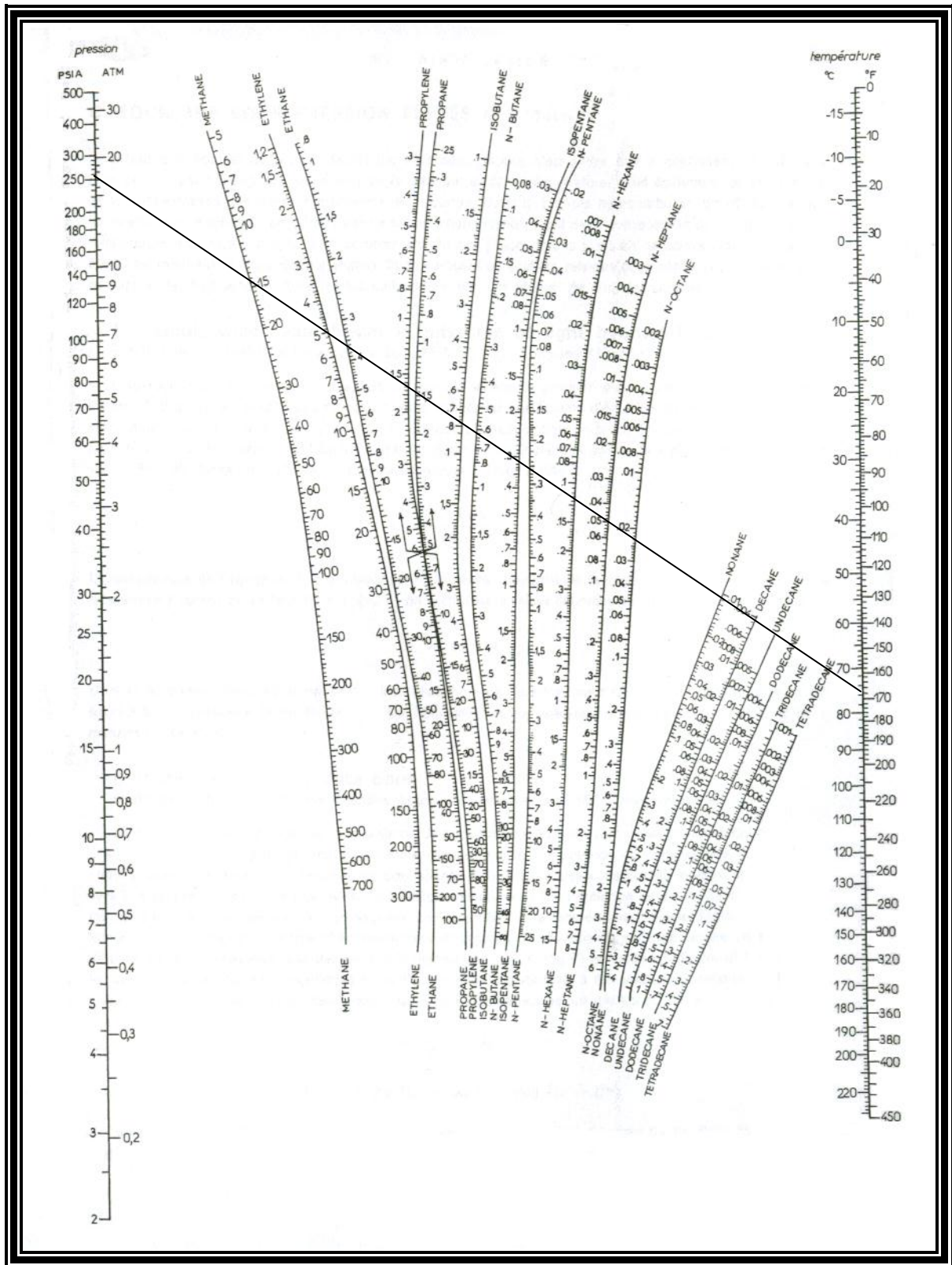


Figure (04): Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibe I & Jenny).

Température de Alimentation

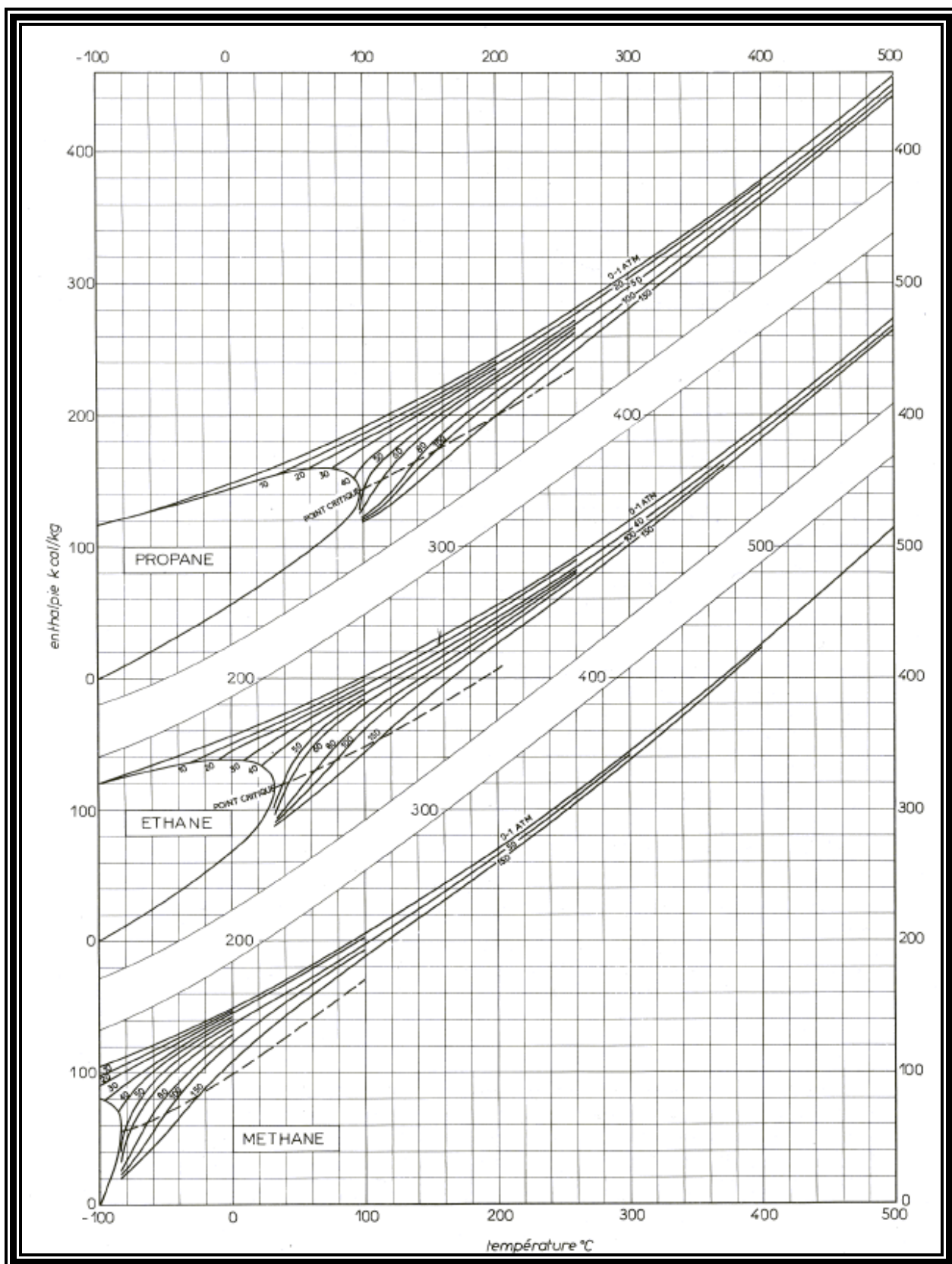


Figure (05): Enthalpie du méthane, de l'éthane et du propane (Pour les gaz en solution au dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)

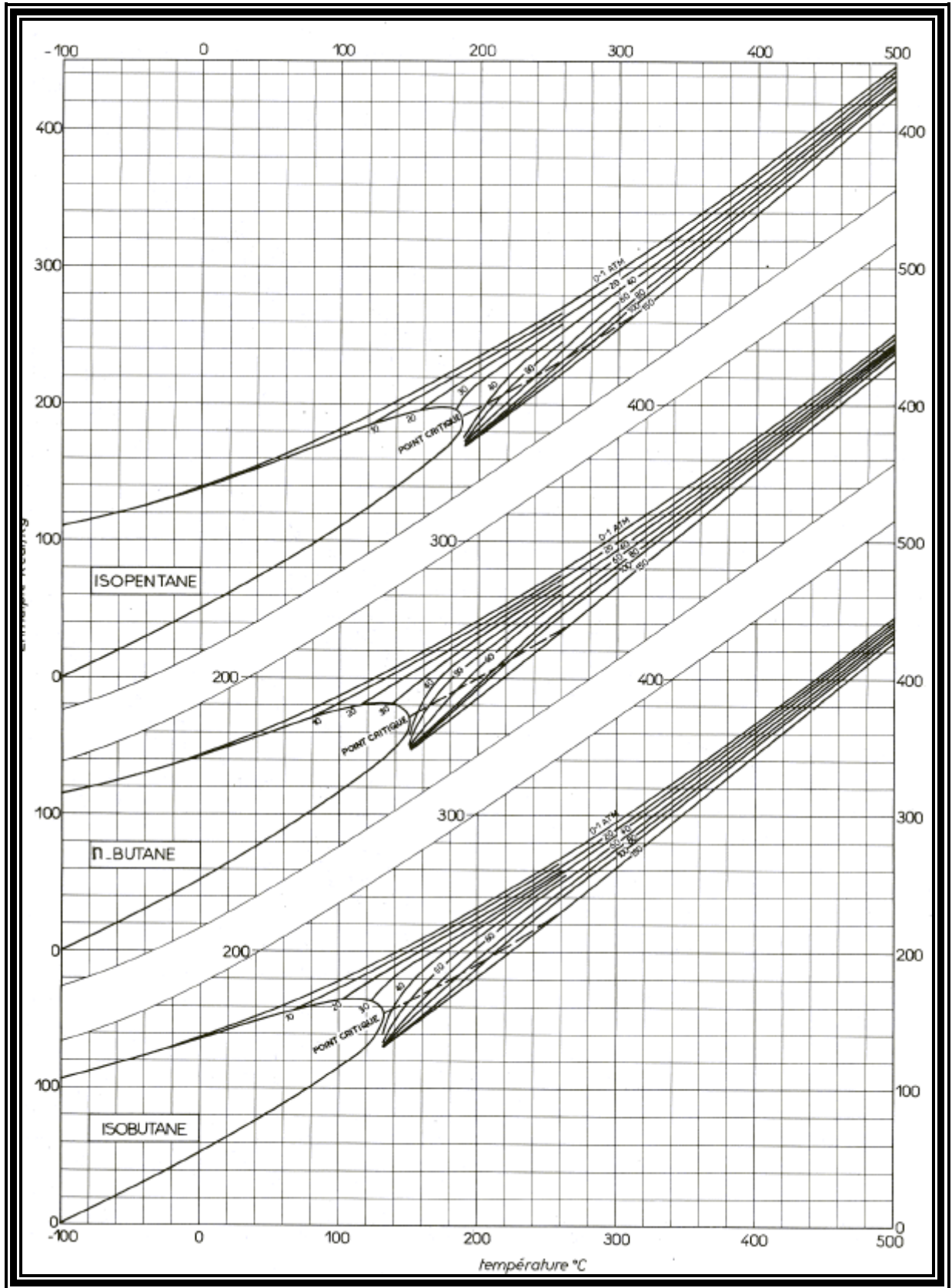


Figure (06): Enthalpie de l'iso-butane, de n-butane et de l'iso-pentane (Pour les gaz en solution au dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)

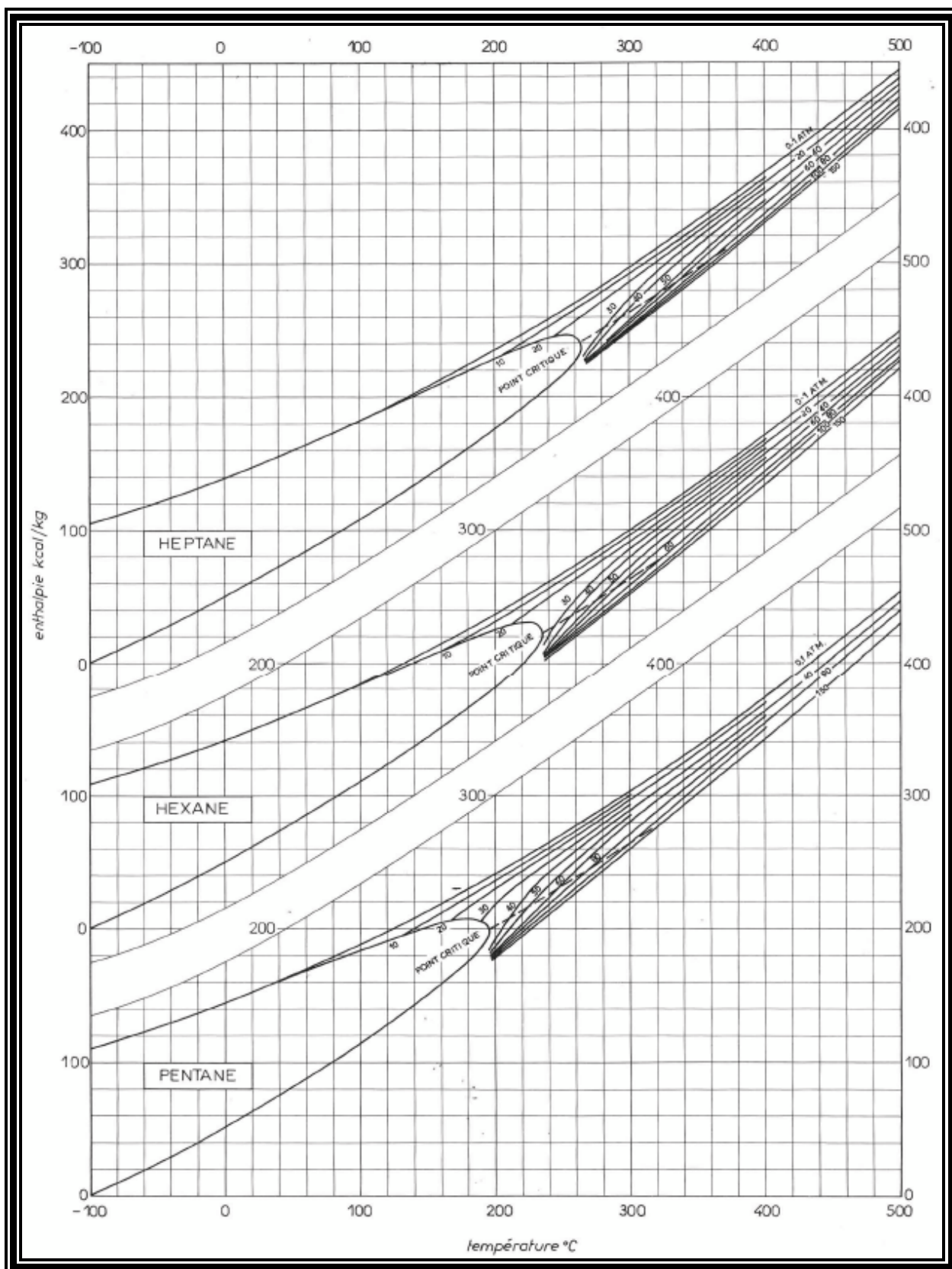


Figure (07) : Enthalpie du pentane, de l'hexane et de l'heptane (Pour les gaz en solution au dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)

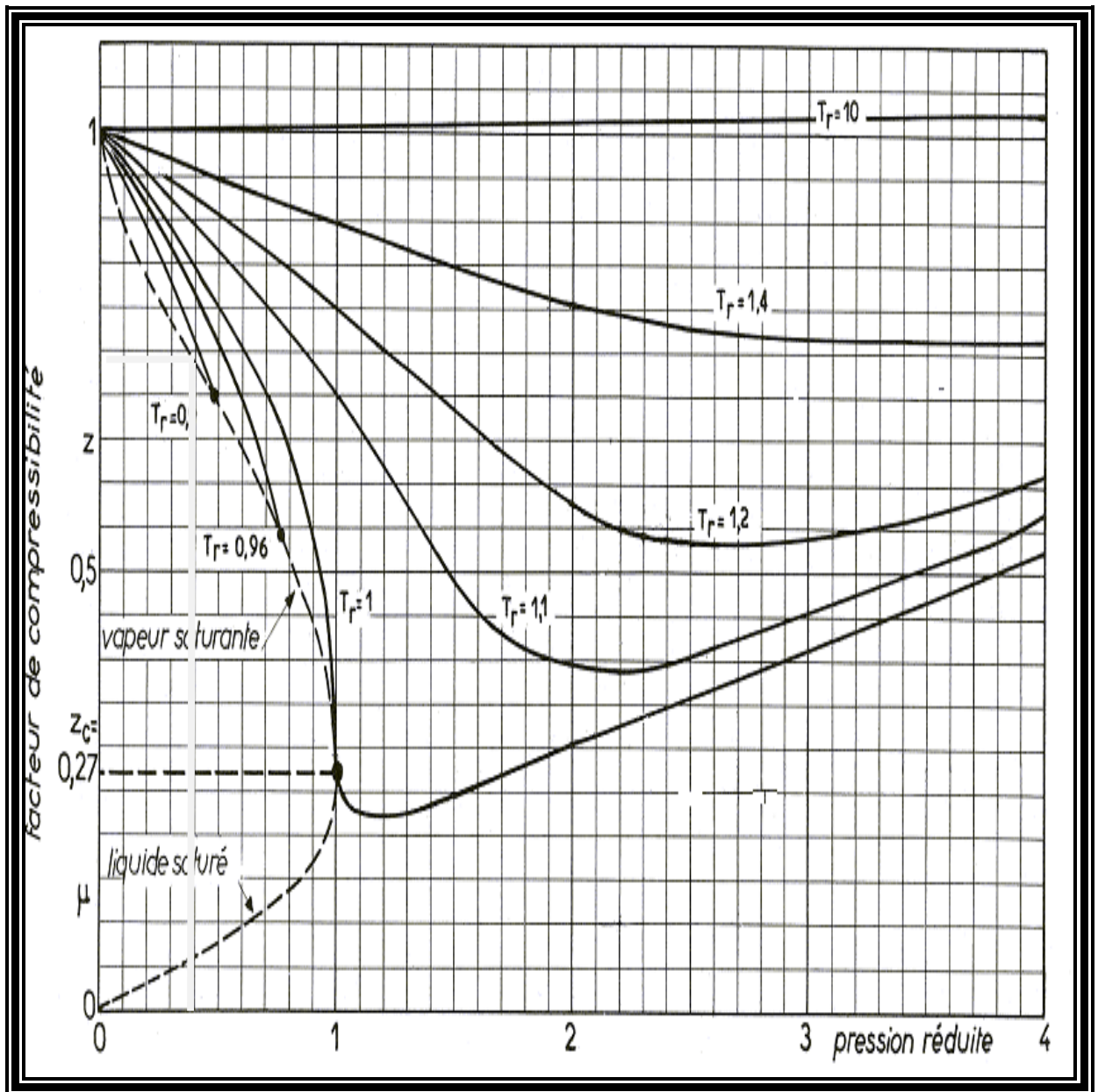


Figure (08): Facteur de compressibles

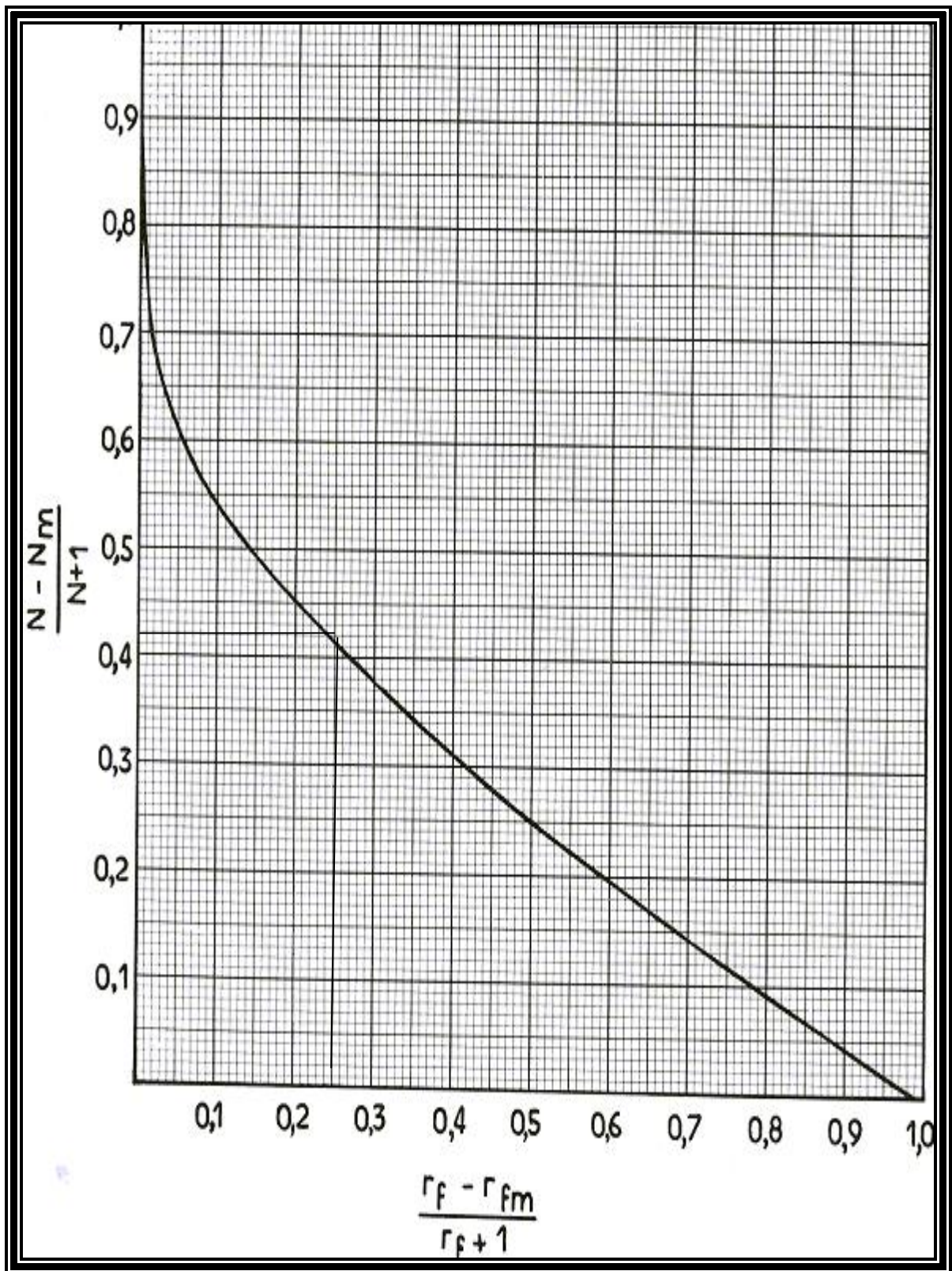


Figure (09): le diagramme de Gilliland