

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITÉ de BLIDA 1

Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Spécialité : Génie chimique

Intitulé du mémoire

**Etude de la performance de la colonne débutaniseur (C104) de la
raffinerie d'Alger (unité de distillation atmosphérique)**

Présenté par :

-HAKEM Meriem

-BOUSMAHA Hanaa

Encadré par :

-Dr EL HADI Djamel

-Ing MAALAG Amine

Année universitaire 2017/2018

Remerciements

Nous tenons à remercier DIEU le Tout Puissant, pour le courage et la patience qu'il nous a offert, afin de réaliser ce travail.

Nous adressons nos vifs remerciements à notre encadreur Mr EL HADI Djamel docteur au département de génie des procédés ainsi qu'à notre encadreur à la raffinerie d'Alger Mr MAALEG Amine qui nous ont apporté une aide précieuse. Nous leurs exprimons notre gratitude pour leurs grandes disponibilités ainsi que pour leurs compréhensions et les encouragements qu'ils nous ont apporté, nous leurs sommes reconnaissants.

Nos sincères et profonds remerciements à nos professeurs de la Faculté de technologie en particulier ceux du département du Génie des Procédés.

Nous adressons nos sincères remerciements à tout le personnel de la raffinerie d'Alger. Le chef de service M.MENACEUR et Mr LOUNIS Ali et les ingénieurs, sans oublier tous les opérateurs qui ont porté aide durant notre stage pratique à Alger.

Nos remerciements à tous nos amis pour leurs aides.

Nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour réaliser ce travail.

Meriem &Hanaà

Dédicaces

A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir à toi mon père.

A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur ; maman que j'adore.

Aux personnes dont j'ai bien aimé la présence dans ce jour, à tous mes frères Ali, Youcef, Oussama, Amine, Hamza et mes sœurs, Nour Elhouda, Amelet mes nièces Ranim, Hiba, je dédie ce travail dont le grand plaisir leurs revient en premier lieu pour leurs conseils, aides, et encouragements.

Aux personnes qui m'ont toujours aidées et encouragées, qui étaient toujours à mes côtés, et qui m'ont accompagnés durant mon cursus universitaire, mes aimables amies, collègues d'études Hanaa, Sihem, Sarah, Ahlem.

Meriem

Dédicaces

A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, que Dieu te garde dans son vaste paradis, à toi mon père.

A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur ; maman que j'adore.

Aux personnes dont j'ai bien aimé la présence dans ce jour, à tous mes frères Achraf, Anes, Rafaa et mes sœurs, Hadjira, Nour El Houda et ma petite princesse ma nièce Malak, je dédie ce travail dont le grand plaisir leurs revient en premier lieu pour leurs conseils, aides, et encouragements.

Aux personnes qui m'ont toujours aidées et encouragées, qui étaient toujours à mes côtés, et qui m'ont accompagnés durant mon cursus universitaire, mes aimables amies, collègues d'études Rania, Hadjer, Meriem, Sihem, Yousra, Ines, Ahlem.

Hanaa

RÉSUMÉ :

L'objectif de notre travail consiste à faire un calcul de vérification des paramètres de la colonne de débutaniseur C104 de l'unité de distillation atmosphérique (U100) de la raffinerie d'Alger. Et pour cela, nous avons optimisé les paramètres de fonctionnement de la colonne C104 pour avoir une essence total stabilisé de TVR conforme. Les résultats obtenus montrent que le nombre total de plateaux calculé est 36 plateaux, donc la colonne supporte bien la charge. La surface d'échange calculée $296,2019 \text{ m}^2$ est inférieure à celle d'échange réelle de rebouilleur E121 (A et B) qui est de $309,4752 \text{ m}^2$, donc le fonctionnement répond aux exigences d'échange thermique. La composition des fractions séparées (résidu et distillat) obtenus par le calcul a été vérifiée par utilisation de logiciel HYSYS.

Mots clés : Débutaniseur, simulation, distillation, tension de vapeur, rebouilleur.

ملخص:

الهدف من عملنا هو إجراء حسابات تحقق من معاملات العمود C104 debutaniseur لوحدة التقطير الجوي (U100) (الجزء من وحدة تقطير الغازات المتطايرة من عمود C104) الذي يعمل في الوحدة U100 من مصفاة الجزائر. ولتحقيق ذلك، قمنا بتحسين المعاملات التشغيلية للعمود C104 للحصول على نسبة TVR مستقرة. النتائج التي تم الحصول عليها تظهر أن عدد ألواح عمود C104 المحسوبة هو 36 صفيحة، لذلك يمكن القول بأن عمود C104 يدعم الحمل الذي عليه. المساحة المتبادلة المحسوبة $296,2019 \text{ m}^2$ هي أقل من المساحة المتبادلة الفعلية للسخان E121 (A و B) التي تبلغ $309,4752 \text{ m}^2$ ، لذلك فإن التشغيل يلبي متطلبات التبادل الحراري. تم التحقق من تركيبات الكسور (المخلفات والقطر) التي تم الحصول عليها من الحسابات باستخدام البرنامج HYSYS.

الكلمات المفتاحية: مبرهنة، محاكاة، تقطير، ضغط بخار، مبرد.

ABSTRACT:

The objective of our work is to make a calculation of verification of the parameters of the debutanizer column C104 of the atmospheric distillation unit (U100) of the refinery of Algiers. And for this, we have optimized the operating parameters of column C104 to have a stabilized total gasoline of TVR compliant. The results obtained show that the total number of trays calculated is 36 trays so the column supports the load which has 39 trays. The calculated exchange area $296,2019 \text{ m}^2$ is lower than the actual reboiler exchange E121 (A and B) which is $309,4752 \text{ m}^2$, so the operation meets the heat exchange requirements. The composition of the separated fractions (residue and distillate) obtained by the calculation was verified using HYSYS.

Keywords: debutanizer, simulation, distillation, vapor pressure, reboiler.

SOMMAIRE

Résumés

Remerciements

Dédicaces

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Abréviations et nomenclature

Introduction..... 1

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger

I. Présentation de la raffinerie d'Alger..... 2

I.1.Historique de la raffinerie d'Alger :..... 2

I.2. Situation géographique..... 2

I.3. Capacité et objectif de production..... 3

I.4. Principales installations de la Raffinerie 3

I.5. Description de la colonne de stabilisation C104 6

Chapitre II : Essence et GPL

II.1.Essence..... 9

II.1.1.Définition :..... 9

II.1.2.Composition de l'essence..... 9

II.1.3.Procédés d'obtention..... 10

II.1.4 .Caractéristiques des essences..... 10

II.2.GPL..... 11

II.2.1. Définition des GPL..... 11

II.2.2 .Les sources des GPL..... 12

II.2.3.Les caractéristiques générales de GPL..... 12

II.2.4.Domaine d'utilisation du GPL..... 13

Chapitre III : Théorie de la rectification et échanges thermiques

III.1. Théorie de la rectification.....	14
III.1.1. Introduction :.....	14
III.1.2. Définition de la rectification	14
III.1.3. Colonne de rectification.....	14
III.1.4. Description et fonctionnement de la colonne de rectification.....	15
III .1.5. Introduction à la distillation des mélanges complexe.....	18
III.1.6. Méthode de FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND (FUG).....	19
III .1.7. Détermination de tension de vapeur.....	26
III .1.8. Conclusion.....	27
III .2. Echanges thermiques.....	27
III.2.1. Modes de transmissions de chaleur.....	28
III.2.2. Type d'échanges de chaleur.....	29

Chapitre IV : Calcul de la colonne de débutaniseur

IV.1. Calcul de la colonne de stabilisation C104	32
IV.1.1. Données de départ.....	32
IV.1.1.1. Masses moléculaires moyen.....	33
IV.1.1.2. Débit molaire.....	33
VI.1.1.3. La composition et le débit molaire de chaque constituant.....	33
IV.1.1.4. Détermination de la composition et du débit du distillat et du résidu de la colonne C104.....	34
IV.1.2. Détermination des paramètres opératoires de la colonne C104.....	36
IV.1.2.1. Détermination du taux de reflux et rebouillage minimal.....	38
IV.1.2.2. Détermination du taux de reflux et rebouillage optimal.....	39
IV.1.2.3. Le bilan thermique de la colonne C104.....	40
IV.1.2.4. Calcul de nombre de plateaux de la colonne C104.....	41
IV.1.3. Calcul de la tension de vapeur de l'essence total stabilisée.....	43
IV.2. Calcul des rebouilleurs E 121 A et B.....	44
IV.2.1 Données de départ.....	44
IV.2.2. Calcul de la surface d'échange.....	46
IV.2.3. Vérification du résultat de la surface d'échange A.....	50

Chapitre V : Vérification des compositions calculées par logiciel (HYSYS)

V.1. Description de logiciel HYSYS	52
V.2. Choix du modèle thermodynamique.....	52
V.3. Choix de la fonction thermodynamique.....	53
V.4. La simulation du PDF.....	53
V.5. Simulation de cas actuel.....	53
V.6. Interprétation.....	55
Conclusion	56
Bibliographie	
Annexes	

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Circuit de vapeur de tête.....	8
Figure III.1 : Schéma de la colonne de rectification.....	16
Figure III.2 : Principe du contact entre phases.....	17
Figure III.3 : Colonne de distillation en continu.....	20
Figure III.4 : Représentation des enthalpies du débutaniseur C104.....	25
Figure III.5 : Échangeur à tubes et calandre.....	31

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Constituants de la charge et des produits d'unités.....	5
Tableau II.1 : La composition de GPL.....	11
Tableau III.1 : Pressions des différentes zones de la colonne de distillation.....	22
Tableau III.2 : Équations des isothermes pour les différentes températures de la colonne de distillation.....	22
Tableau IV.1: Composition massique de la charge.....	32
Tableau IV.2 : Données de départ pour le calcul du débutaniseur.....	34
Tableau IV.3: Composition molaire du distillat et du résidu.....	36
Tableau IV.4 : Paramètres de marche du débutaniseur et les coefficients d'équilibre....	37
Tableau IV.5 : Volatilités absolues.....	38
Tableau IV.6 : Taux de vaporisation de la charge.....	38
Tableau IV.7 : Taux de rebouillage minimal du résidu.....	39
Tableau IV.8 : Enthalpies des différentes zones.....	41
Tableau IV.9 : Tension de vapeur.....	43
Tableau IV.10 : Composition de l'essence total stabilisée.....	44
Tableau IV.11 : Caractéristiques de l'essence totale.....	45
Tableau IV.12 : Caractéristiques du gasoil léger.....	45
Tableau V.1 : Paramètre de cas actuel.....	53
Tableau V.2 : Comparaison de GPL (distillat).....	54
Tableau V.3 : Comparaison de l'essence total stabilisé (résidu).....	54

ABREVIATIONS

Symbole	Désignation
ASTM	American Society for Testing Materials
FUG	FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND
GN	Gaz Naturel
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
NO	Nombre d'Octane
PFD	Process Flow Diagram
PR	Peng Robinson
PTE	Plomb Tétra-Éthyle
SR	Straigh-Run
TVR	Tension de Vapeur Reid
TVV	Tension de Vapeur Vraie

NOMENCLATURE

Symbole	Désignation	Unité
e'_0	Taux de vaporisation	-
L'	Débit d'alimentation	kmoles/h
D'	Débit de distillat	kmoles/h
R'	Débit de résidu	kmoles/h
X'_{iL}	Fraction molaire d'alimentation	-
Y'_{iD}	Fraction molaire de distillat	-
X'_{iR}	Fraction molaire de résidu	-
M_i	La masse moléculaire de constituant i	kg/kmol
M_{Dmoy}	Masse molaire moyenne de distillat	kg/kmol
M_{Rmoy}	Masse molaire moyenne de résidu	kg/kmol
K_i	Coefficient d'équilibre de l'élément i.	-
P_{rf}	Pression de ballon de reflux	bar
P_s	Pression de sommet de colonne	bar
P_a	Pression d'alimentation	bar
P_f	Pression de fond de colonne	bar
ΔP	Pert de charge	-
α_i	Volatilité relative de l'élément i.	-
k_r	Constante d'équilibre de l'élément de référence.	-
φ	Paramètre conventionnel	-
$r_{f \min}$	Taux de reflux minimal	-
$r_{b \min}$	Taux de rebouillage minimal	-
$r_{f \text{opt}}$	Taux de reflux optimal	-
$r_{b \text{opt}}$	Taux de rebouillage optimal	-
Q_L	Charge thermique de l'alimentation	kcal / h
Q_R	Charge thermique de résidu	kcal / h
Q_D	Charge thermique de distillat	kcal / h
Q_C	Charge thermique de condenseur	kcal / h
Q_{Rb}	Charge thermique fournie par le rebouilleur	kcal / h
h_L	Enthalpie de la charge liquide	kcal / kmole
h_R	Enthalpie de résidu à l'état liquide	kcal / kmole

h_D	Enthalpie de distillat à l'état liquide	kcal / kmole
H_D	Enthalpie de distillat à l'état vapeur	kcal / kmole
H_R	Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur	kcal / kmole
g'_x	Débit du reflux	kmol/h
G'_R	Débit du reflux chaud	kmol/h
X'_j	Fraction molaire de la clé lourde	-
Y'_i	Fraction molaire de la clé légère.	-
N_{min}	Nombre de plateaux minimal	-
N	Nombre de plateaux théorique	-
$N_{réel}$	Nombre de plateaux réel	-
η	Efficacité moyenne des plateaux réels	-
$(T.V.V)_i$	Tension de vapeur vraie du constituant «i»	kg/ cm ²
$(T.V.V)_m$	Tension de vapeur vraie du mélange	kg/ cm ²
TVR	Tension de vapeur de Reid	kg/ cm ²
C_p	Chaleur spécifique	kcal/kg°C
λ	Conductivité thermique	kcal/ m h °C
μ	Viscosité	kg/h.m
ρ	Densité	kg/m ³
ρ_{15}^{15}	Masse volumique à 15°C	kg/m ³
F	Surface d'échange	m ²
ΔTLM	Température logarithmique moyenne	°C
K	Coefficient global de transfert de chaleur	kcal / hm ² °C
Re	Nombre de Reynolds	-
W	Vitesse massique	kg/h.m ²
S	Section de passage	m ²
Pr	Critère de Prandlt	-
Nu	Critère de Nusselt	-

I

NTRODUCTION

INTRODUCTION

Le pétrole brut est l'une des plus importantes sources d'énergie dont dépend, en grande partie, le développement des nations. Depuis sa découverte, l'énergie du pétrole a réalisé un bond considérable, bouleversant ainsi la majeure partie des structures en matière de consommation énergétique.

Pour se mettre au-devant des pays en voie de développement, l'Algérie s'est mise à exploiter ses richesses naturelles en hydrocarbures (pétrole brut et gaz naturel). C'est ainsi que sont nées les raffineries de Hassi – Messaoud, In Amenas, Arzew, Skikda et Adrar, après celle d'Alger qui date depuis l'ère colonial.

Le raffinage met en œuvre des techniques de traitement (procédés) qui permettent d'obtenir à partir du pétrole brut une large gamme de produits finis prêt à la consommation.

La production des essences est l'un des objectifs principaux d'une raffinerie, à la raffinerie d'Alger la production de l'essence commerciale se fait par mélange de l'essence SR et du plat format ainsi qu'une quantité variable de PTE (plomb tétra éthyle).

L'objectif fixé dans cette recherche est basé sur l'essence totale produite par la raffinerie d'Alger, qui doit subir un traitement de stabilisation dans le débutaniseur C104 pour l'élimination de la fraction légère (GPL), dont le but de régulariser sa Tension de Vapeur Reid (TVR), pour avoir une essence totale stabilisée ayant une TVR conforme aux normes. Cette essence va être redistillée dans la colonne de redistillation C105 en essence légère et solvant léger.

La TVR de l'essence totale produite actuellement par la raffinerie d'Alger est trop élevée et ne répond pas aux normes $TVR=0,61\text{kg/cm}^2$, par contre les spécifications de produit exigent une $TVR = 0,51\text{kg/cm}^2$. Cette augmentation est due aux valeurs élevées de TVR de l'essence SR, ce qui influe sur sa température de stockage qui dépasse 38°C . Ce qui est potentiellement dangereux et pourrait provoquer des incidents. Afin d'éliminer tous les risques d'incidents, il est important d'abaisser la tension de vapeur de l'essence totale et de la ramener à des valeurs acceptables.

Pour cela on propose :

- D'optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne C104 ;
- De calculer les rebouilleurs E121 A et B.

C

HAPITRE I

*Présentation de la
raffinerie d'Alger*

CHAPITRE I

PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ALGER

I.PRESENTATION DE LA RAFFINERIE :

I.1.Historique de la raffinerie

La Raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud algérien en septembre 1959, le chantier ouvert en janvier 1960, La création de ce

Complexe par sept actionnaires mondialement connus a été en décembre 1959.

Le démarrage de la raffinerie a eu lieu exactement le 19 février 1964 et le coût de construction est estimé à 210 millions dinars dont 170 millions par les installations et 40 millions de frais établis et autres. La raffinerie d'Alger est le premier et important complexe construit en Algérie, elle répond aux impératifs suivants :

- Traiter le pétrole de Hassi Messaoud.
- Satisfaire la consommation croissante en carburant du marché national précédemment couvert par les importations.

La production de Sonatrach, dans cette raffinerie a connu une progression constante [1,2] :10% en janvier 1968,44% en janvier 1969,80% en janvier 1970,100% en janvier 1971.

I.2. Situation géographique

La Raffinerie d'Alger est située à Sidi-Arzine, près de Baraki, à 20 Km à l'est d'Alger, elle s'étend sur une superficie totale de 182 hectares. Cet emplacement a été choisi après étude de l'alimentation des systèmes de refroidissement. En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un futur pôle de développement industriel, en plus elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40% à 50% de la demande intérieure. Il apparaît clairement que la production à partir d'Alger sera moins que venant des autres Raffineries [1,2].

I.3. Capacité et objectif de production

Cette raffinerie a pour objectif de traiter le pétrole brut de HASSI-MESSOUAD seul ou mélange avec du condensat provenant des champs de HASSI-R'MEL, afin d'obtenir des coupes pétrolières. L'unité a une capacité de traiter 2.700.000 tonnes par an de brut, soit une allure de 7700 tonnes par jour, pour 350 jours de marche Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont :

- Assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif.
- Offrir des produits raffinés destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux.

La raffinerie a une gamme variée de produits qui répondent aux normes nationales et internationales qui sont : Butane et propane commerciaux, Naphta (30% essence SR+70% solvant total), essences normale et super, jet (Kérosène), Fuel Lourd.

I.4.Principales installations de la Raffinerie

Les principales installations de la Raffinerie d'Alger sont :

A. L'unité de distillation atmosphérique U100 :

C'est une unité de fabrication avec une capacité de production d'environ 2.700.0000 T/an, qui reçoit le brut provenant des deux régions de Hassi Messaoud et HassiR'mel afin de le séparer en plusieurs fractions. Le but de cette unité est de fractionner le pétrole brut en produits finis : Kérosène, gas-oil moteur qu'ils seront directement stockés avant d'être commercialisés, ainsi qu'en produits intermédiaires : solvants léger et lourds et les GPL, qui serviront de charge pour l'unité de reforming catalytique et pour l'unité de séparation des gaz [2].

L'unité de distillation atmosphérique comprend :

- Circuit de préchauffe, un ballon de flash, un four, Une colonne de distillation atmosphérique (C101) traite le pétrole brut, les produits obtenus de cette colonne (vapeur de tête, solvant lourd, kérosène, gasoil lourd, résidu) ;
- Une colonne de stabilisation (C104) : traite les vapeurs de tête de C101 et retirer de l'essence totale stabilisé (essence SR+ solvant léger) et les gaz les plus légers (GPL) pour les envoyer ver l'unité Gaz plant ;
- Une colonne de redistillation C105.

B. Unité de reforming catalytique (platforming) U 200 :

Le rôle de l'unité est d'augmenter l'indice d'octane de la charge et de produire du plat format à partir du solvant total (qui est un mélange de solvant lourd, et de solvant léger) issue de l'unité 100. L'unité produit aussi des GPL qui constituent la charge de l'unité 300. L'unité de reforming catalytique comprend :

- Un train de préchauffe ;
- Un réacteur de garde utilisant un catalyseur pour retenir les poisons contenus dans la charge ;
- Le circuit catalytique : c'est là où se passent les réactions et où se fait le changement ou la transformation des caractéristiques de la charge. Cette zone comporte les fours, les réacteurs et le compresseur ;
- Le circuit stabilisation : elle comporte une colonne où on fait la stabilisation du produit obtenue ce qui veut dire une élimination des légers de cette fraction afin qu'elle soit plus stable. A la sortie de cette section on obtient un produit de base pour la production des carburants auto (essence normale ou super) [2].

C. Unité de gaz plant U 300 :

L'unité de séparation et de traitement des gaz liquéfiés a été dimensionnée pour traiter le produit venant de l'unité de distillation (U 100) et de l'unité de Platforming (U200), afin d'obtenir du propane et du butane commercial. Sa capacité de production est de 960 m³/jour au maximum. Cette capacité correspond au mélange de 415 m³/j venant de la section 100 avec 545m³/j venant de l'unité de Platforming, la pression est constante dans tout le réseau constituant l'unité 300 et égale à 28 bars.

La composition de la charge traitée et des produits sortant pour chaque unité est donnée au tableau suivant :

Tableau I.1 : Constituants de la charge et des produits d'unités [1].

Unité	La charge	Les produits
U 100	Le pétrole brut	- Fioul, Gasoil lourd /léger, Kérosène, Solvant lourd/léger, Essence SR, GPL vers unité 300, Fuel gaz.
U200	Solvant lourd/léger de l'unité 100	- Fuel gaz, Plat format stabilisé vers stock. - GPL vers unité 300
U300	GPL de l'unité 100 et 200	- Propane et Butane vers stock, Fuel gaz.

D. Unité de mélange(Ethylation) :

L'ethylation est une opération qui permet l'obtention de l'essence normale et super par l'addition du PTE (Plomb Tétra-Éthyle) au mélange constitué de plat format et de l'essence léger à haut indice d'octane (environ 89 à 96).

E. Salle de contrôle :

Le nombre important d'appareils de mesure équipant une unité de raffinage a conduit à la nécessité de concentrer dans une salle de contrôle toutes les informations nécessaires à la marche de l'unité (températures, pression, débit, contrôle des vannes)[3].

F. Utilité :

Le rôle des utilités est de fournir les ressources nécessaires pour la bonne marche de la raffinerie d'Alger. Pour le bon fonctionnement de la raffinerie, il faut fournir constamment de la vapeur, de l'eau, de l'énergie électrique, du gaz, de l'air, et maintenir une bonne température grâce à la climatisation [3].

I. Le laboratoire :

Le rôle du laboratoire est de contrôler et d'analyser des échantillons de produits finis ou semi-finis, des échantillons d'eau à différent points de la raffinerie, ainsi que des huiles

importées des autres raffineries pour faire fonctionner les pompes, et de détecter une quelconque anomalie aux niveaux des unités, ou du traitement des eaux.

Il est équipé d'une salle de stockage des produits réactifs utilisés pour les différentes opérations d'analyse. Il dispose également d'une salle machines possédant deux moteurs tests pour la détermination de l'indice d'octane (NO) du platformat, on trouve des appareils de chromatographie en phase gazeuse et des appareils de mesure de : densité, viscosité, point d'éclair, point d'écoulement, la tension de vapeur TVR, l'ASTM.

J. Le parc de stockage :

Le parc de stockage de La raffinerie d'Alger contient 33 bacs toit fixe et toit flottant, 5 sphères et 2 cigares de stockage, ils sont destinés à contenir les quantités considérables d'hydrocarbure.

K. Station de pompage :

Une station de pompage permet l'expédition des produits par pipes aux dépôts d'Alger, la Cheffa au port pétrolier et l'aéroport d'Alger.

I.5. Description de la colonne de stabilisation C104

C'est une colonne dans l'unité de distillation atmosphérique, elle mesure 31,3 m de haut, son diamètre varie entre 2 m et 3,5 m, elle a 39 plateaux à clapets. On la nomme débutaniseur car elle permet de retirer de l'essence totale le butane et les gaz plus légers. L'essence qui sort du fond est dite stabilisée et pour cette raison on nomme parfois aussi cette colonne stabiliseur (voir la figure I.1).

La vapeur de tête de la colonne C101 constituée par un mélange (LPG et d'essence totale) quitte la colonne pour se condenser partiellement à travers les aéroréfrigérants E109Ar suivi des deux réfrigérants à eau E109A/B. le produit de la condensation est l'essence totale non stabilisé recueilli dans le ballon de recette D101 avant d'être repris par la pompe P111 à une température de 40°C et le refoule à travers une série d'échangeurs de chaleur E118, E119 et E120. L'essence ainsi portée à 135°C envoyé à la section de stabilisation de 15 bars entre dans la tour C104 sur les plateaux 20, 24 ou 25. Les gaz C₄ et moins gagnent la tête de la colonne, et se condensent dans l'aéroréfrigérant E122AR, le liquide s'accumule dans le ballon D103. Une partie est envoyée comme reflux froid par la pompe

P113 afin de maintenir la température de tête constante, le reste est évacué par la pompe P119, après refroidissement dans l'E123, vers le gaz plant (Unité 300).

Le liquide qui recueilli dans le fond de C104 contient encore en dissolution un peu de produits légers (surtout C₃ et C₄) dont il convient de le débarrasser. Pour cela on maintient en fond de colonne une température de 150°C, à la quelle pratiquement tous les gaz C₄ et moins ont quittés l'essence. Cette température de fond est maintenue par rebouillage dans les E121 A et B réchauffés par le reflux circulant de gasoil léger (Figure I.1).

Le produit de fond rebouilli et strippé constitue l'essence totale. Elle distille entre 30°C et 130°C, son indice d'octane est assez faible, aussi cette essence doit être redistillée de façon à obtenir deux coupes :

- 30°C – 80°C : essence légère d'indice d'octane acceptable.
- 80°C - 130 : solvant léger, dont l'indice d'octane est très faible et qui sert de produit de charge au platforming [1,2].

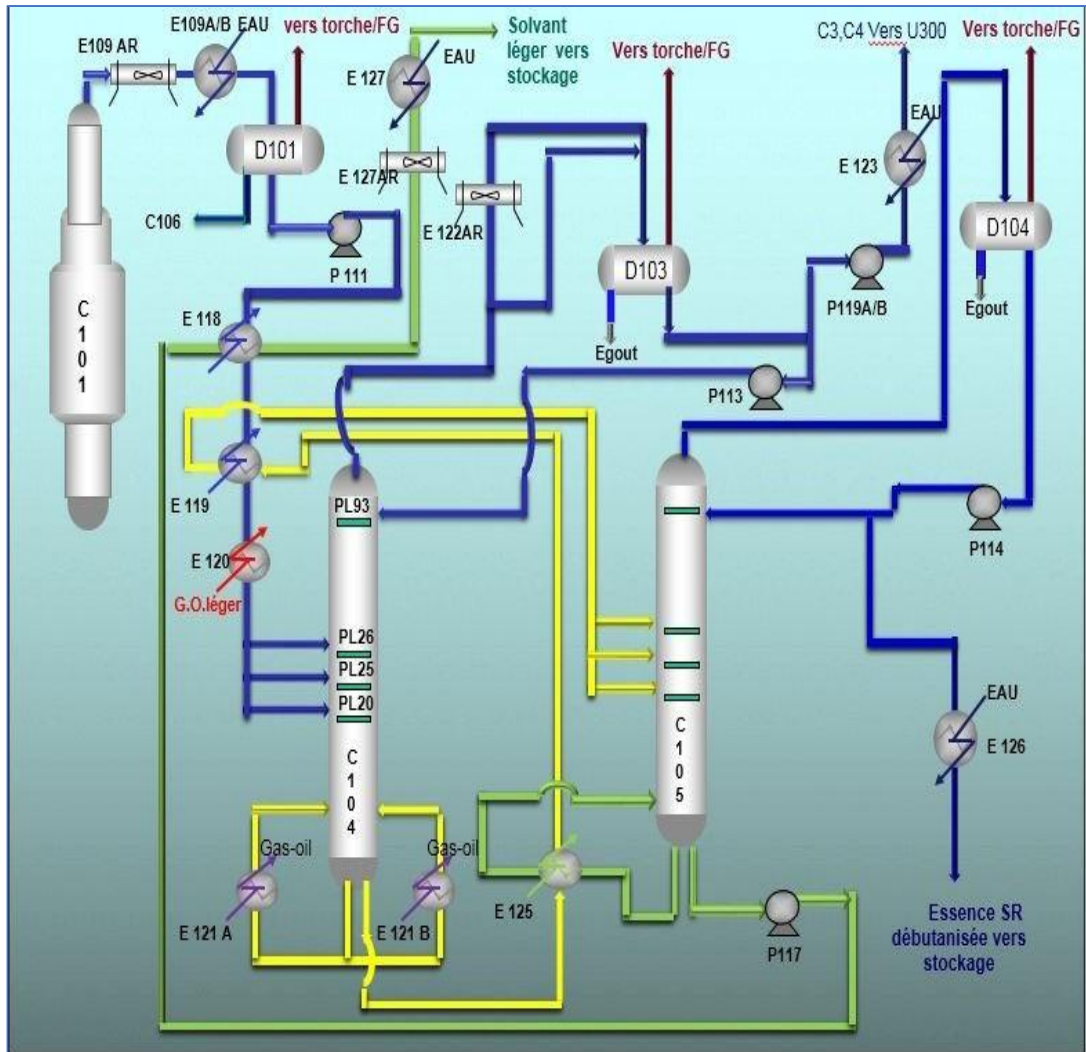


Figure I.1 : Circuit de vapeur de tête.

C HAPITRE II

Essence et GPL

CHAPITRE II ESSENCE ET GPL

II.1. ESSENCE:

II.1.1. Définition

L'essence désigne les carburants, les combustibles liquides et volatiles utilisés dans les moteurs à allumage par étincelle (essence moteur). Elle n'est généralement pas une fraction simple obtenue en raffinerie ; mais un mélange de produits provenant de divers procédés auxquels on ajoute des additifs pour leur permettre de satisfaire les exigences du marché. Les essences produites en raffineries sont des liquides incolores fortement inflammables.

II.1.2. Composition de l'essence

L'essence est un liquide inflammable, issu de la distillation du pétrole, utilisé comme carburant dans les moteurs à combustion interne. C'est un mélange d'hydrocarbures, auxquels peuvent être ajoutés des additifs. On trouve en moyenne :

20% à 30% d'alcane, hydrocarbures saturés de formule C_nH_{2n+2}

5% de cyclo-alcane, hydrocarbures saturés cyclique

30% à 45 % d'alcène, hydrocarbures insaturés

30% à 45 % d'hydrocarbures aromatique de la famille du benzène.

Il se compose des fractions légères tirées de la distillation du brut à des températures (35°C à 180°C) allant de C_4 à C_{10} . Elles sont obtenues à partir de divers procédés qui en donnent différentes qualités.

II.1.3. Procédés d'obtention des essences

A. La distillation initiale du pétrole brut :

La première opération subie par le pétrole brut est la distillation initiale. Ce procédé permet d'obtenir des fractions pétrolières constituant la matière première des installations ultérieures.

Elle fournit : l'essence légère, solvant léger et lourd, kérosène, le gas-oil, le résidu atmosphérique.

B. Le reformage catalytique :

Il sert à produire à partir des coupes " naphta " constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants à haut indice d'octane. Par ailleurs il fournit l'hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes.

II.1.4. Caractéristiques des essences

-Indice d'octane :

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui augmente quand le taux de compression augmente, Il caractérise les propriétés antidétonantes d'une essence. La détermination de l'indice d'octane est obtenue avec un moteur d'essai monocylindrique par la composition du mélange d'un produit détonant, le n-heptane (indice d'octane = 0), et d'isooctane, très résistant à la détonation (indice d'octane = 100). Un carburant d'indice d'octane 95 a le même comportement qu'un mélange à 95% d'isooctane et 5% de n-heptane. Pour accroître l'indice d'octane d'un carburant, on peut utiliser, dans le supercarburant plombé, du plomb tétraméthyl ou du plomb tétraéthyl. Pour les supercarburants sans plomb, on utilise des composés organiques, comme le méthyl tertiobutyl éther.

-Tension de vapeur :

Elle caractérise la volatilité de l'essence et par conséquent la teneur en éléments légers.

Ces derniers favorisent le démarrage en hiver mais risquent en été de provoquer la formation de bouchon de vapeur, et donc l'arrêt du moteur.

TVR= 0,510 kg / cm² en été.

TVR= 0,800 kg / cm² en hiver.

La TVR conditionne directement les fuites et les pertes pendant le stockage.

-La densité :

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température T°C au poids du même volume d'eau à une température standard.

Elle caractérise dans une certaine mesure la puissance du moteur et la consommation en carburant. Si la densité diminue, la consommation spécifique augmente inversement. Pour l'essence super on prend la densité de 0,77 et pour la normale 0,73 ; hors de ces limites la puissance diminue.

-Distillation ASTM :

La distillation ASTM s'effectue au laboratoire, la température à laquelle distille un certain volume d'essence, nous permet d'obtenir des points qui se réunissent entre eux en donnant la courbe de distillation ASTM. La courbe de distillation ASTM donne une idée suffisante des proportions relatives d'hydrocarbures légers, moyen, et lourds contenus dans un produit. La courbe ASTM de l'essence caractérise la composition de ce dernier à savoir les facilités des démarrages du moteur et la dilution de l'huile de carter et l'usure de la chemise. Le mélange carburant composé de 15 à 16 parties d'air et une partie de vapeur d'essence est injecté dans le cylindre du moteur. Pour former ce mélange, l'essence doit être vaporisée dans les conditions de température qui existent dans le carburateur. Mais ces conditions sont différentes au moment du démarrage et au moment du plein régime du moteur. Au démarrage du moteur, la température de l'air dans le carburateur est très basse en hiver, mais l'essence doit avoir une bonne vaporisation [4].

II.2.GPL :

II.2.1. Définition des GPL

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est un mélange d'hydrocarbures légers stocké à l'état liquide et issu du raffinage du pétrole (40 % des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60 % des ressources mondiales). Les hydrocarbures constituant le GPL sont des molécules composées de 2 à 4 atomes de carbone [5].

Tableau II.1 : La composition de GPL.

Composant du GPL	% molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne la protection de l'environnement.

II.2.2. Les sources des GPL

Le GPL est obtenu principalement :

1. 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
2. Au cours des séparations du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de récupérer les condensât et GPL (propane, butane, C₅⁺) dans les champs.
3. Par liquéfaction du gaz naturel.

II.2.3. Les caractéristiques générales de GPL

Le Propane et le Butane partagent de nombreuses caractéristiques :

Incolores;

-Inodores à l'état naturel (pour des raisons de sécurité, on y ajoute du mercaptan, qui par son odeur bien caractéristique permet de détecter toute fuite) ;

- Non toxiques ;

- Non corrosifs (mais dissout le caoutchouc, la graisse et l'huile) ;

- Fluidité.

Néanmoins, ils se distinguent par deux éléments :

- Leur pression de liquéfaction ;

- Leur température d'ébullition.

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

Densité : A l'état liquide, la densité de propane est de 0,51 et celle du butane est de 0,58 à 15°C.

Tension de vapeur : soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition. Le GPL à une tension de vapeur à 20°C égale à :

Pour le propane : 8bars

Pour le butane : 2bars

Température d'ébullition : A la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de -0,6°C et celle du propane est de -40°C.

II.2.4. Domaines d'utilisation du GPL

Les utilisations des GPL (propane et butane) sont très nombreuses et leurs domaines extrêmement variés. Elles peuvent néanmoins être classées en cinq grandes catégories :

- Utilisations domestiques : Il s'agit des utilisations qui ont pour cadre le foyer familial, c'est-à-dire : La cuisine, La production d'eau chaude, Le chauffage et la climatisation des locaux, Des utilisations diverses (réfrigérateurs, machines à laver, chauffe-lessiveuses, séchoirs, appareils d'éclairage, etc.)
- GPL carburant : Le GPL carburant a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux du point de vue économique et écologique.
- Utilisations collectives : Ces utilisations se rapprochent par leur nature des utilisations domestiques, mais elles répondent à des besoins beaucoup plus importants, on peut citer : hôtels, restaurants, mairies, écoles, hôpitaux, laboratoires, etc.
- Utilisations agricoles : Les exploitations agricoles, quelle que soit leur importance, font largement appel au propane pour les opérations suivantes :

Culture : désherbage et débroussaillage à la flamme, désinfection des sols...

Élevage : désinfection des locaux abritant les animaux, chauffage, éclairage et climatisation des étables.

- Utilisations industrielles et artisanales : Le propane intervient dans de nombreux travaux de fabrication, manuels ou mécaniques. Il convient aussi bien aux grands ensembles de production d'un automatisme poussé qu'aux installations les plus modestes : Alimentation, Bâtiment, Carburant, Industrie chimique, Transport ...

C

HAPITRE III

*Théorie de la
rectification et
échanges
thermiques*

CHAPITRE III

THEORIE DE LA RECTIFICATION ET ECHANGES THERMIQUES

III.1.THEORIE DE LA RECTIFICATION :

III.1.1. Introduction

Les procédés de traitement basés sur le transfert de matière sont très importants pour la séparation des produits composés tels que le pétrole et le gaz naturel ; ainsi par rectification on obtient à partir d'une charge (par exemple le pétrole brut) une gamme très large de fractions pétrolières (l'essence, kérosène, fuel-oil...etc.).

Par ce procédé également on fractionne les produits issus des diverses opérations pour obtenir d'autres produits (gaz liquéfié, butane, propane ...etc.).

III.1.2. Définition de la rectification

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

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

III.1.3. Colonne de rectification

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

III.1.4. Description et fonctionnement de la colonne de rectification

III.1.4.1. Description :

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

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

A. Colonnes à plateaux

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

-Plateau perforé à déversoirs (sieve tray), plateau sans déversoir, plateau à calottes (bubble-cap tray) , plateau à clapets (valve tray) , plateau à jet directionnel.

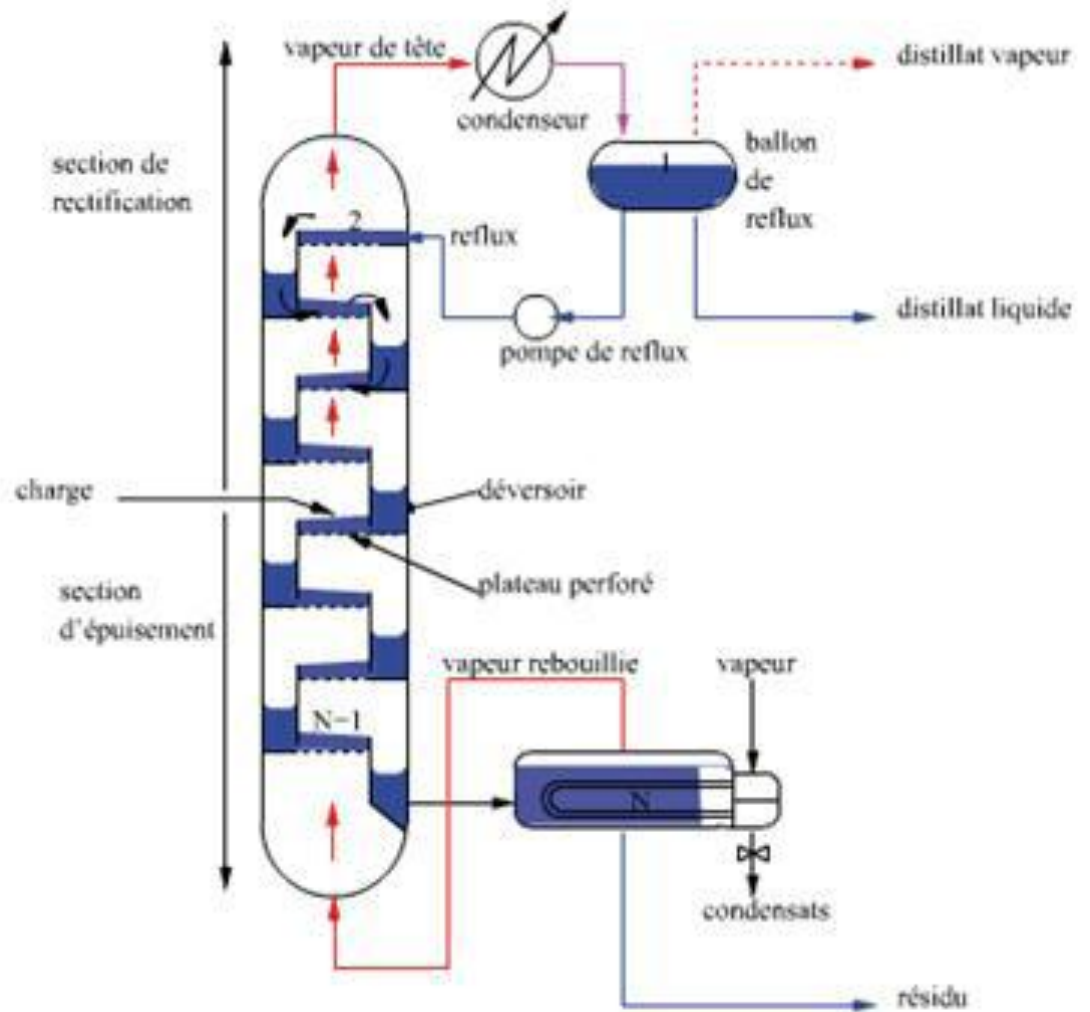


Figure III.1 : Schéma de la colonne de rectification.

B. Colonnes à garnissages

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes fonctionnent à contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. 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. Parmi les types de garnissages on trouve.

-Les garnissages en vrac, les garnissages structurés, les grilles.

Le phénomène physique qui régit la distillation et l'absorption est la diffusion à contre-courant qui s'instaure entre la phase liquide et la phase gazeuse. Les transferts de matière et de chaleur s'établissent au moyen de dispositifs de contact qui engendrent de grandes surfaces d'échange entre les deux phases. Pour ce faire, on disperse une phase dans l'autre et il n'existe qu'une alternative.

-Dispersion du gaz dans une phase liquide continue ;

-Dispersion du liquide dans une phase gazeuse continue.

La Figure III.2 illustre les deux principaux types de dispositifs utilisés pour assurer le contact du liquide et de la vapeur sans apport d'énergie mécanique. Le cas (a) de la phase liquide continue correspond aux colonnes à plateaux et le cas (b) de la phase gazeuse continue aux colonnes à garnissage [6].

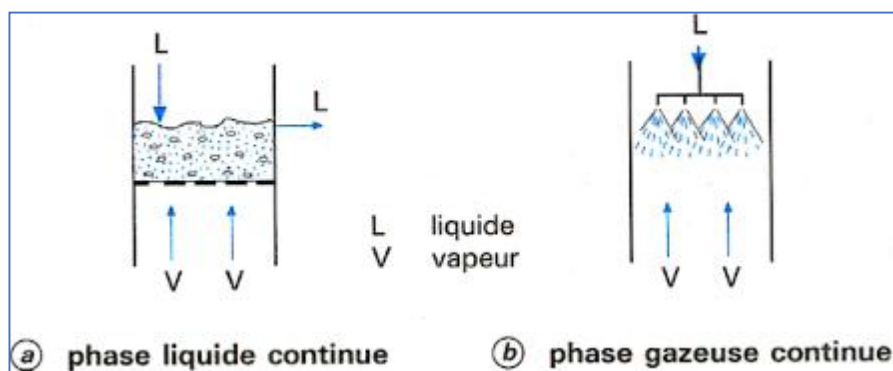


Figure III.2: Principe du contact entre phases.

III.1.4.2. Fonctionnement de la colonne de rectification :

La colonne de rectification se distingue en trois zones. Elle est toujours munie d'un condenseur partiel et d'un rebouilleur.

-Zone de flash : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.

-Zone de rectification (concentration) : elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.

-Zone d'épuisement: elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments moins volatils entraînés par liquide.

Rôle du condenseur : A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « reflux froid » pour

garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

Rôle du rebouilleur : A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement. La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « reflux chaud » et le résidu quitte l'appareil. La quantité de matière échangée dépend de :

-Concentration initial et finale, pressions partielles, Surface de l'élément (plateau), Nature de l'écoulement (vitesse).

Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation. La charge peut être envoyée dans la colonne à l'état:

- Liquide : $e'_0 = 0$.
- Vapeur : $e'_0 = 1$.
- Liquide-vapeur : $0 < e'_0 < 1$.

e'_0 : taux de vaporisation

Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne. Et si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

III.1.5. Introduction à la distillation des mélanges complexes

Dans l'industrie, la majeure des processus de distillation implique plus de deux composants. Les séparations multi-composantes sont effectuées en utilisant le même type de colonnes de distillation, de rebouilleurs, de condenseurs, d'échangeurs thermiques... etc...

Dans le cas de mélanges multi-composants, il est nécessaire d'utiliser une approche analytique. Le schéma de séparation fait intervenir deux principaux composants du mélange. Le composant principal léger (Y_i) a une concentration limite maximale dans le résidu et le composant principal lourd (X_i) a une concentration limite maximale dans le distillat.

On applique plusieurs méthodes de raccourci sont utilisées pour effectuer des calculs dans des systèmes multi-composantes. Ceux-ci impliquent généralement une évaluation du nombre minimal de plateaux, du taux de reflux minimal et du nombre de plateaux au reflux fini pour des distillations simple. Bien que les méthodes informatiques rigoureuses soient disponibles pour résoudre des problèmes de séparation multi-composants, les méthodes approximatives sont utilisées en pratique. Une méthode approximative largement utilisée est généralement mentionnée comme la méthode de FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND.

III.1.6. Méthode de FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND (FUG)

Les méthodes approximatives continuent à être utilisées en pratique pour des buts divers, y compris la conception préliminaire, des études paramétriques pour établir des conditions de conception optimums et pour des études de synthèse de processus pour déterminer des ordres de séparation optimaux. Dans ce chapitre nous étudierons le calcul d'un débutaniseur par la méthode approximative FUG qui est largement utilisée pour faire la conception préliminaire et l'optimisation de distillation simple.

1. Bilans de matière

- Bilan de matière global

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (III.1)$$

- Bilan de matière partiel

$$L' X'_{iL} = D' Y'_{iD} + R' X'_{iR} \dots\dots\dots (III.2)$$

Avec :

L' , D' et R' : Respectivement les débits d'alimentation, de distillat et de résidu (kmoles/h).
 X'_{iL} , Y'_{iD} et X'_{iR} : fractions molaires du constituant i respectivement dans l'alimentation, le distillat et le résidu. La Figure III.3 ci-contre représente le schéma d'une distillation simple en continu munie d'un rebouilleur et d'un condenseur avec reflux. (Cas de Figure d'un débutaniseur).

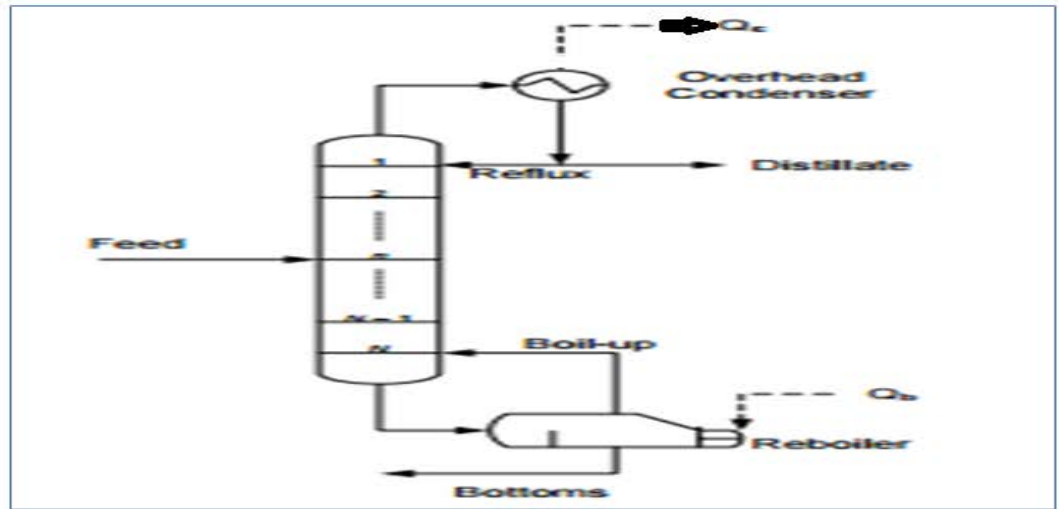


Figure III.3 : Colonne de distillation en continu.

- Calcul les compositions et les débits de distillat et du résidu

$$Y_{iD} = (Y'_{iD} * M_i) / M_{Dmoy} \dots\dots\dots (III.3)$$

$$X_{iR} = (X'_{iR} * M_i) / M_{Rmoy} \dots\dots\dots (III.4)$$

$$M_{Dmoy} = \sum M * Y'_{iD} \dots\dots\dots (III.5)$$

$$M_{Rmoy} = \sum M_{iR} * X'_{iR} \dots\dots\dots (III.6)$$

$$D = D' * M_{Dmoy} \dots\dots\dots (III.7)$$

$$R = R' * M_{Rmoy} \dots\dots\dots (III.8)$$

Avec: M_{Dmoy} et M_{Rmoy} les masses molaires moyenne de distillat et residu

2. Paramètres de marche

Le choix de la pression d'opération est une étape importante dans la conception d'une colonne à distiller. Le premier critère à considérer est la nature du fluide réfrigérant qui sera utilisé au condenseur (couramment l'eau ou l'air). En effet, il faut s'assurer que la vapeur produite en tête de colonne pourra être condensée par ce fluide.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau ou l'air, la rectification s'effectue généralement à une faible pression effective, un excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites et du condenseur.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'eau ou l'air, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire (eau ou air).

Lorsque le distillat est constitué de composants très légers, il est nécessaire de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à des basses températures [7].

-Pression du ballon :

L'abaque de SCHEIBEL et JENNY permet d'attribuer les coefficients d'équilibre de chaque constituant en fonction des paramètres de marche (P, T) et ainsi, de vérifier par l'équation d'isotherme de la phase liquide si, oui ou non, le distillat est liquide aux température et pression estimées :

$$\sum K_{iD} \times X'_{iD} = 1 \dots\dots\dots (III.9)$$

Avec : K_{iD} le coefficient d'équilibre du constituant i dans le distillat.

Loi utilisé pour calcule la pression de ballon de reflux est :

$$P_{rf} = P_s - \Delta P \dots\dots\dots (III.10)$$

Une fois les paramètres de marche du ballon calculés, il est possible de déterminer les pressions et le régime de température de la colonne.

Le calcul des pressions des différentes zones de la colonne est présenté dans le Tableau III.1 [8].

Tableau III.1 : Pressions des différentes zones de la colonne de distillation

Zones	Pressions	ΔP	Equations
Sommet de colonne	$P_s = P_a - \Delta P_1$	0,1 – 0,3	(III.11)
Fond de colonne	$P_f = P_a + \Delta P_2$	0,3 – 0,5	(III.12)
Alimentation	$P_a = (P_s + P_f) / 2$	-	(III.13)

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

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux de la zone d'épuisement.

En utilisant les équations d'isotherme des différentes phases (Tableau III.2), on détermine par approximations successives les différentes températures dans la colonne de rectification avec les pressions calculées auparavant et les coefficients d'équilibre.

Tableau III.2 : Équations des isothermes pour les différentes températures de la colonne de distillation.

Températures	Phase	Equations d'isotherme	Equations
Tête de colonne (T_s)	Vapeur	$\sum (Y'_{iD} / K_i) = 1$	(III.14)
Fond de colonne (T_f)	Liquide	$\sum K_i * X'_{iR} = 1$	(III.15)
Alimentation (T_a)	Vapeur	$\sum Y'_{iL} / K_{iL} = 1$	(III.16)
	Liquide	$\sum K_{iL} \times X'_{iL} = 1$	(III.17)
Ballon de reflux	Liquide	$\sum K_i * X'_{iD} = 1$	(III.18)

Y'_{iD} et Y'_{iL} sont respectivement les fractions molaires en phase vapeur du constituant i dans le distillat et l'alimentation.

X'_{iR} , fraction molaire en phase liquide du constituant i dans le résidu.

Calcul des volatilités relatives α

On calcul les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation suivante :

$$\alpha_i = k_i / k_r \dots\dots\dots (III.19)$$

k_i : constante d'équilibre de l'élément i.

k_r : constante d'équilibre de l'élément de référence.

On admet que le constituant clé lourd iC_5 comme élément de référence.

3. Taux de reflux et rebouillage minimal

Le reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne ayant un nombre infini de plateaux. C'est à dire qu'il existe dans la colonne une (ou plusieurs) région pour laquelle les courants qui entrent dans un plateau sont déjà à l'équilibre.

Avant de calculer le reflux minimum, un paramètre conventionnel ϕ doit être déterminé par itérations successives tel qu'il est compris entre la volatilité de la clé légère et la clé lourde dans l'alimentation selon l'équation suivante [8] :

$$e'_0 = \sum (\alpha_{Li} * X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi) \dots\dots\dots (III.20)$$

Avec :

α_{Li} et X'_{Li} : respectivement la volatilité et la fraction molaire du constituant i dans l'alimentation.

e'_0 : taux de vaporisation de l'alimentation.

On utilise la méthode des approximations successives on trouve la valeur de ϕ .

il est possible de calculer le taux de reflux minimal par l'équation d'UNDERWOOD [8]:

$$r_{f \min} = \phi \sum Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \phi) \dots\dots\dots (III.21)$$

Avec α_{Li} : Volatilité du constituant i dans l'alimentation.

Le taux de rebouillage minimal est calculé par la formule suivante :

$$-r_{b \min} = \sum (\alpha_{Li} * X'_{Ri}) / (\alpha_{Li} - \phi) \dots\dots\dots (III.22)$$

4. Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît, pour les calculs on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND [8] :

$$(r_{\text{fopt}} - r_{\text{fmin}}) / (r_{\text{fopt}} + 1) = [0, 1 / 0, 3] \dots \dots \dots \text{(III.23)}$$

5. Taux de rebouillage optimal

La relation entre (r_{fopt}) et (r_{bopt}) est donnée par la formule suivante :

$$r_{\text{bopt}} = [(D' / R') * r_{\text{fopt}} + (1 - e'_{\text{0}}) * L' / R'] - 1 \dots \dots \dots \text{(III.24)}$$

6. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur [8].

$$Q_L + Q_{\text{Rb}} = Q_D + Q_R + Q_C \dots \dots \dots \text{(III.25)}$$

$$Q_L = L' * h_L \dots \dots \dots \text{(III.26)}$$

$$Q_R = R' * h_R \dots \dots \dots \text{(III.27)}$$

$$Q_D = D' * H_D \dots \dots \dots \text{(III.28)}$$

$$Q_C = (D' + g'_{\text{X}}) * (H_D - h_D) \dots \dots \dots \text{(III.29)}$$

Q_L : Charge thermique de l'alimentation en kcal / h.

Q_R : Charge thermique de résidu en kcal / h.

Q_D : Charge thermique de distillat en kcal / h.

Q_C : Charge thermique de condenseur en kcal / h.

Q_{Rb} : Charge thermique fournie par le rebouilleur en kcal / h.

h_L : Enthalpie de la charge liquide en kcal / kmole.

h_R : Enthalpie de résidu à l'état liquide en kcal / kmole.

h_D : Enthalpie de distillat à l'état liquide en kcal/kmol .

H_D : Enthalpie de distillat à l'état vapeur en kcal/kmol.

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur en kcal/kmol.

g'_x : Débit du reflux kmol/h.

G'_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) en kmol/h.

Pour déterminer des débits molaires de reflux froid g'_x et du reflux chaud G'_R on a :

$$g'_x = r_{\text{fopt}} * D' \dots \dots \dots (III.30)$$

$$G'_R = r_{\text{bopt}} * R' \dots \dots \dots (III.31)$$

7. Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, la température et la masse moléculaire.

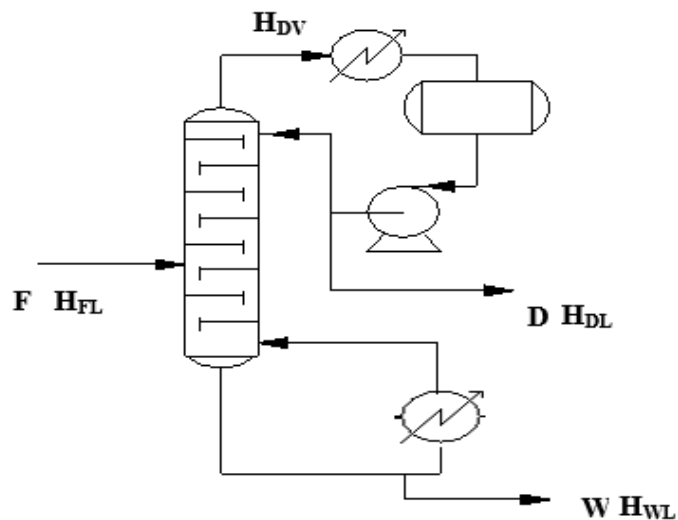


Figure III.4 : Représentation des enthalpies du débutaniseur C104.

8. Nombre de plateaux minimal

Le nombre minimum de plateaux est une information importante dans la séparation d'un mélange complexe. Ce nombre minimum correspond au fonctionnement de la colonne à reflux total. Avant de calculer ce dernier, il est nécessaire de déterminer la clé lourde (X'_j) et légère (Y'_i).

Ainsi, le nombre de plateaux minimal N_{\min} dans les zones de rectification et de l'épuisement peut être calculé par l'équation de FENSKE [8].

$$N_{\min} = \log [(Y'_{iD} * X'_{jL}) / (Y'_{jD} * X'_{iL})] / \log (\alpha_{iL} / \alpha_{jL}) \dots \dots \dots (III.32)$$

$$N_{\min} = \log [(X'_{iL} * X'_{jR}) / (X'_{jL} * X'_{iR})] / \log (\alpha_{iR} / \alpha_{jL}) \dots \dots \dots (III.33)$$

Avec :

$(\alpha_i / \alpha_j)_L$ et $(\alpha_{iR} / \alpha_{jL})$ respectivement le rapport de la volatilité de la clé légère sur la clé lourde dans l'alimentation et le résidu.

Y'_i : Fraction molaire de la clé légère.

X'_j : Fraction molaire de la clé lourde.

9. Nombre de plateaux théoriques

En utilisant le diagramme de GILLILAND, il est possible de calculer la valeur du nombre de plateaux théoriques N par la relation :

$$(N - N_{\min}) / (N + 1) = cste' \dots \dots \dots (III.34)$$

10. Nombre de plateaux réels

Le nombre de plateaux réels peut être calculé comme suit [8] :

$$N_{\text{réel}} = N / \eta \dots \dots \dots (III.35)$$

Avec η : Efficacité moyenne des plateaux réels.

III.1.7.Détermination de tension de vapeur

La tension de vapeur est la tendance des molécules à quitter une phase liquide pour former une phase vapeur aux conditions (P, T). Dans une enceinte fermée cette tension de vapeur caractérise un équilibre entre les 2 phases, elle est proportionnelle aux nombres de molécules constituant la phase vapeur.

La tension de vapeur d'un mélange est déterminée d'après la formule suivante :

$$(T.V.V)_m = \sum (T.V.V)_i \cdot X_{Li} \dots \dots \dots (III.36)$$

Avec :

$(T.V.V)_m$: Tension de vapeur vraie du mélange à T (°C);

$(T.V.V)_i$: Tension de vapeur vraie du constituant «i» à T (°C);

La $(T.V.V)_i$ est déterminée d'après le diagramme de Cox-Chart qui donne la tension de vapeur des corps purs en fonction de leur température d'ébullition moyenne ($T_{eb(moy)}$ °C).

Pour calculer la TVR, on utilise le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur vraie TVV et la tension de vapeur de Reid TVR.

III.1.8. Conclusion

La résolution des équations précédentes aboutit au calcul du débutaniseur qui traitera une charge d'essence total afin d'obtenir séparément du GPL en tête et de l'essence stabilisée total au fond de la colonne.

III.2.ECHANGE THERMIQUE :

III.2.1. Modes de transmissions de chaleur

L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à température différente échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à disparition complète de leur différence de température. Cet échange peut se faire de 3 façons :

1. La conduction

S'il y a contact physique entre les molécules des corps contigus et immobiles on parle de conduction. Le transfert de chaleur correspond alors à la transmission d'une énergie cinétique due aux chocs élastiques des molécules fluides, aux oscillations longitudinales des molécules de solides non conducteurs d'électricité ou aux mouvements des électrons dans les autres cas. Les lois fondamentales du transfert de chaleur par conduction sont en

complète analogie avec celles de la conduction électrique. Elle est régie par la loi de *FOURRIER* [9]:

$$\Phi = dQ / dA .dt = - \lambda dT / dX \quad (\text{Kcal/hm}^2) \dots\dots\dots(\text{III.37})$$

$$dQ = - \lambda A \quad dT / dX$$

λ : conductivité thermique du solide

Φ : flux de chaleur

Q : quantité de chaleur transmise

dX : épaisseur

dT : différence de température

A : surface perpendiculaire au flux Φ

2. La convection

On parle de transfert par convection, s'il s'agit de fluides en mouvement et que la transmission de chaleur accompagne le déplacement de filets d'un seul fluide ou s'opère par mélange des deux fluides. Ce mode de transfert est donc essentiellement régi par les lois des écoulements des fluides, ainsi que par celles de la conduction [9]. La formule de la transmission de chaleur par convection est donnée par la loi de *NEWTON* :

$$Q = K A \Delta t \quad (\text{Kcal/h}) \dots\dots\dots(\text{III.38})$$

Avec:

K : coefficient de transfert de chaleur ; K est fonction de (Re, μ , C_p , Pr...)

A : surface d'échange (m^2)

Δt : différence de température ($^{\circ}\text{C}$)

3. Le rayonnement

Tout corps porté à une température supérieure au zéro absolu (0°K) rayonne, dans toutes les directions, une énergie sous forme d'ondes électromagnétiques. Inversement tout corps est susceptible d'absorber tout ou une partie d'une énergie électromagnétique analogue à celle qu'il serait susceptible d'émettre. Cette forme de transfert de chaleur nécessite donc, entre les corps considérés, aucun support matériel et s'identifie parfaitement à la propagation de la lumière, c'est à dire à l'optique [9]. Elle est régie par la loi de *BOLTZMANN* :

$$Q = A . S T^4 \dots\dots\dots(\text{III.39})$$

S : constante égale à $4.96. 10^{-8}$ ($\text{Kcal/m}^2\text{h K}^4$)

A : surface d'échange (m^2) [10].

En réalité tout échange thermique s'effectue simultanément sous les 3 formes précédentes mais, généralement, l'une d'elle est prédominante et les autres peuvent être négligées.

Les trois modes de transfert sont concurrents, il est nécessaire d'écrire que l'échange est la somme des trois effets, comme ce serait le cas pour le refroidissement à l'air d'une plaque métallique à très haute température.

Enfin, il y a lieu de distinguer, comme en mécanique des fluides, le régime établi (ou permanent) d'écoulement de la chaleur, caractérisé par la constance des températures locales, et le régime non établi ou transitoire où les températures locales varient en fonction du temps.

III.2.2. Types d'échangeurs de chaleur

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis. Cette demande peut être assurée par des appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleurs qui sont appelés les échangeurs de chaleurs.

D'après le contact entre les deux fluides on distingue deux types d'échangeurs de chaleur :

A. Les échangeurs à surface :

L'échange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi est caractérisé par :

- Le potentiel thermique local ; différence température entre deux fluides.
- L'élément de surface d'échange mis en œuvre.
- La résistance au transfert résultante de diverses résistances en série.

B. Les échangeurs à contact directe : (échangeur à mélange) :

Aucune paroi ne sépare les deux fluides qui sont alors mélangés, les applications dans le domaine du raffinage s'en trouvant en conséquence limitées.

Le débit de chaleur transféré est conditionné localement par :

1. Le potentiel thermique local, différence de température entre les deux phases.
2. Élément de volume de contact entre les deux phases.
3. La résistance au transfert, résultant de :
 - La résistance due à la phase liquide, généralement très faible.
 - La résistance due à la phase vapeur.

Dans l'industrie chimique et pétrochimique les échangeurs à surface sont les plus répandus d'après la configuration de la surface d'échange on distingue :

1. Echangeurs tubulaires rectilignes ou à tubes en « U ».

2. Echangeurs tubulaires à tubes à ailettes.
3. Echangeurs à hélices.
4. Echangeurs à plaques.

Les échangeurs tubulaires peuvent être subdivisés également en groupes :

- Echangeurs à doubles tube.
- Echangeurs à faisceau et calandre.

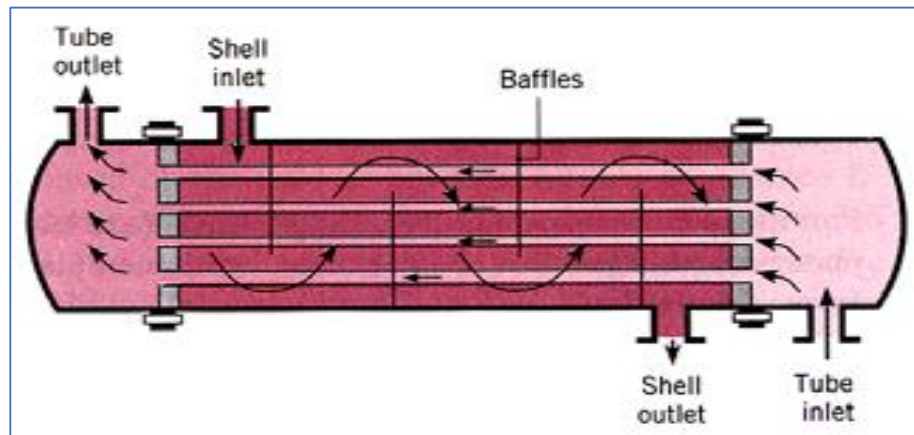


Figure III.5 : Echangeur à tubes et calandre.

-Echangeurs à ruissellement.

D'après la destination on distingue trois types d'échangeurs correspondant aux fonctions spécifiques :

1. Les échangeurs et réfrigérants dans lesquels ne se produit aucun changement d'état physique des fluides.
2. Les condenseurs qui permettent de condenser une vapeur soit à l'aide d'un auxiliaire (eau, air, fluide frigorigène...etc.).
3. Les rebouilleurs qui assurent une vaporisation partielle d'un liquide grâce à la circulation d'un produit chaud ou d'un fluide auxiliaire (vapeur d'eau).

Suivant le sens d'écoulement des fluides chaud et froid, les échangeurs de chaleurs peuvent fonctionner :

1. A courant parallèle « circulation à co-courant » : les fluides circulent dans le même sens.
2. Contre-courant : les fluides circulent en sens contraire.
3. Circulation à courant croisés : la circulation des deux fluides se fait dans deux directions perpendiculaires.
4. A courant mixte : alternativement à courants parallèle et à contre-courant.

C

HAPITRE IV

*Calcul de la
colonne de
débutaniseur*

CHAPITRE IV

CALCUL DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR

Notre calcul est basé sur la vérification des dimensions des principaux appareils, telle que : le débutaniseur C104 et le rebouilleur E 121 A et B

IV.1. Calcul de la colonne de stabilisation C104 :

IV.1.1. Données de départ

L'analyse chromatographique d'un échantillon de l'alimentation de la colonne C104 pris au niveau de la pompe P111 a donné la composition massique représentée par le tableau suivant (annexe1) :

Tableau IV.1 : Composition massique de la charge utilisée

Constituant	Fraction massique X_{iL}
Propane (C ₃)	0,0000
Isobutane (iC ₄)	0,0573
n-butane (nC ₄)	0,0039
Isopentane (iC ₅)	0,0734
n-pentane (nC ₅)	0,0638
Hexane (C ₆)	0,1794
Heptane (C ₇)	0,325
Octane (C ₈)	0,1934
Nonane (C ₉)	0,0868
Decane(C ₁₀)	0,017
Total	1,0000

X_{iL} : concentration massique de l'élément i dans la charge.

-Température de l'alimentation : $T_a = 108^\circ\text{C}$

- Pression de sommet de la colonne C104 : $P_s = 15,5$ bars

- Le débit volumique de la charge entrant dans la colonne C104 : $L_v = 94,3$ m³ / h

Afin de résoudre les équations présentées dans le chapitre III, il est nécessaire de déterminer les données suivantes concernant la charge d'alimentation :

IV.1.1.1. Masses moléculaires moyen

La masse molaire moyenne de la charge d'alimentation est obtenue à partir de la somme des produits des masses molaires de chaque constituant i par leur fraction molaire à l'alimentation

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X'_{iL} = 1 / (\sum X_{iL} / M_i) \dots\dots\dots (IV.1)$$

M_{moy} : Masse molaire moyenne de la charge d'alimentation (g/mole).

M_i : Masse molaire du constituant i .

X'_{iL} : Composition molaire du constituant i dans la charge d'alimentation.

X_{iL} : Composition massique du constituant i dans la charge d'alimentation.

IV.1.1.2. Débit molaire

Avant de calculer le débit molaire il est possible de calculer le débit massique :

$$L = L_v \times \rho_L \dots\dots\dots (IV.2)$$

L : Débit massique de l'alimentation (kg/h).

L_{vol} : Débit volumique de l'alimentation (m³/h).

ρ_L : la masse volumique de la charge (kg/m³).

Enfin le débit molaire se fait comme suit :

$$L' = L / M_{\text{moy}} \dots\dots\dots (IV.3)$$

L' : Débit molaire de la charge (kmoles /h).

VI.1.1.3. La composition et le débit molaire de chaque constituant

$$L_i = L \cdot X_{iL} \dots\dots\dots (IV.4)$$

$$X'_{iL} = X_{iL} \cdot (M_{\text{moy}} / M_i) \dots\dots\dots (IV.5)$$

Les données de départ pour le calcul du débutaniseur résolues par les équations précédents sont regroupées dans le Tableau IV.2.

Tableau IV.2 : Données de départ pour le calcul du débutaniseur.

Composition	Constituant	Masse molaire (kg/mol)	Fraction molaire X'_{iL}	Débit massique L (kg / h)	Débit molaire L' (kmole / h)
	iC ₄ H ₁₀	58	0,0916	3674 ,3052	63,3844
	nC ₄ H ₁₀	58	0,0062	250,0836	4,2902
	iC ₅ H ₁₂	72	0,0945	4706,7016	65,3911
	nC ₅ H ₁₂	72	0,0821	4091,1112	56,8106
	C ₆ H ₁₄	86	0,1933	11503,8456	133,7576
	C ₇ H ₁₆	100	0,3012	20840,3	208,4210
	C ₈ H ₁₈	114	0,1572	12401,5816	108,7775
	C ₉ H ₂₀	128	0,0628	5565,9632	43,4556
	C ₁₀ H ₂₂	142	0,0111	1090,108	7,6809
	Σ		1,0000	64124	691,9689
Masse molaire (kg/kmol)	92,6689				
Masse volumique (kg/m ³)	680				
Débit d'alimentation	Volumique (m ³ /h)	Massique (kg/h)		Molaire (kmol/h)	
	94,3	64124		691,9689	

IV.1.1.4. Détermination de la composition et du débit du distillat et du résidu de la colonne C104

Avant de résoudre les bilans de matières de chapitre III on a quelques spécifications doivent être établies :

Les teneurs des constituants clés (cas design) sont: $X'_{iC4R} = 0,00082$, $X'_{nC4R} = 0,0040$,

$Y'_{iC5D} = 0,0028$, $Y'_{nC5D} = 0,0028$.

Et les fractions des constituants C_6 et C_7 et C_8 et C_9 et C_{10} sont nulle dans le distillat

$$Y'_{C6D} = Y'_{C7D} = Y'_{C8D} = Y'_{C9D} = Y'_{C10D} = 0$$

Le bilan de matière de chaque constituant :

$$- L' X'_{iC4L} = D' Y'_{iC4D} + R' X'_{iC4R}$$

$$\text{On Obtient: } 691,9689 \cdot 0,0916 = D' \cdot Y'_{iC4D} + R' \cdot 0,000 \dots\dots\dots(\text{IV.6})$$

$$- L' X'_{nC4L} = D' Y'_{nC4D} + R' X'_{nC4R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,0062 = D' \cdot Y'_{nC4D} + R' \cdot 0,0040 \dots\dots\dots(\text{IV.7})$$

$$- L' X'_{iC5L} = D' Y'_{iC5D} + R' X'_{iC5R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,0945 = D' \cdot 0,0028 + R' \cdot X'_{iC5R} \dots\dots\dots(\text{IV.8})$$

$$- L' X'_{nC5L} = D' Y'_{nC5D} + R' X'_{nC5R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,0821 = D' \cdot 0,0028 + R' \cdot X'_{nC5R} \dots\dots\dots(\text{IV.9})$$

$$- L' X'_{C6L} = D' Y'_{C6D} + R' X'_{C6R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,1933 = 0 + R' \cdot X'_{C6R} \dots\dots\dots(\text{IV.10})$$

$$- L' X'_{C7L} = D' Y'_{C7D} + R' X'_{C7R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,3012 = 0 + R' \cdot X'_{C7R} \dots\dots\dots(\text{IV.11})$$

$$- L' X'_{C8L} = D' Y'_{C8D} + R' X'_{C8R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,1572 = 0 + R' \cdot X'_{C8R} \dots\dots\dots(\text{IV.12})$$

$$- L' X'_{C9L} = D' Y'_{C9D} + R' X'_{C9R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,0628 = 0 + R' \cdot X'_{C9R} \dots\dots\dots(\text{IV.13})$$

$$- L' X'_{C10L} = D' Y'_{C10D} + R' X'_{C10R}$$

$$\text{On obtient : } 691,9689 \cdot 0,0111 = 0 + R' \cdot X'_{C10R} \dots\dots\dots(\text{IV.14})$$

Additionnons les équations (IV.8) à (IV.14) et remplaçons R' par $R' = L' - D'$, on obtient :

$$624,2943 = 0,0056 D' + (L' - D') [1 - (Y'_{iC4R} + X'_{nC4R})] \dots\dots\dots(\text{IV.15})$$

Remplaçons Y'_{iC4D} , X'_{nC4R} et L' par leurs valeurs dans l'équation (IV.15), on trouve la valeur de D' .

On en déduit la valeur de R' tel que $R' = L' - D'$.

Remplaçons D' et R' par leur valeurs dans les équations (IV.6) à (IV.14), on peut déduire les valeurs des Y'_{iD} et X'_{iR}

Les compositions et les débits molaires du distillat et du résidu sont résumées dans le tableau suivant:

Tableau IV.3: Composition molaire du distillat et du résidu.

	Distillat (D)	Résidu (R)
Débit molaire (kmole/h)	65,0295	626,9394
Débit massique (kg/h)	3798,4511	60347,682
Masse molaire moyenne (kg/kmol)	58,4112	96,2576
Constituants	Y'_{iD}	X'_{iR}
iC ₄ H ₁₀	0,9668	0,00082
nC ₄ H ₁₀	0,0274	0,004
iC ₅ H ₁₂	0,0028	0,1040
nC ₅ H ₁₂	0,0028	0,0903
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,2134
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,3324
C ₈ H ₁₈	0,0000	0,1735
C ₉ H ₂₀	0,0000	0,0693
C ₁₀ H ₂₂	0,0000	0,0123
Total	0,9998	1,0002

IV.1.2. Détermination des paramètres opératoires de la colonne C104

La résolution des équations (III.9) à (III.18) résultent les températures et pression dans les différentes zones dans la colonne ainsi les coefficients d'équilibre de chaque constituant qui sont présenté dans le Tableau IV.4 (Annexe2).

Tableau IV.4 : Paramètres de marche du débutaniseur et les coefficients d'équilibre.

	Ballon de reflux		Tête de Colonne		Alimentation	Fond de Colonne	
Pression (bars)	15,2		15,5		15,8	16,1	
Température (°C)	90		94,2		108	196,9	
Constituants	K_i	$K_i \times X_{iD}$	K_i	Y_{iD} / K_{iD}	K_{iL}	K_i	$K_i \times X_{iR}$
iC ₄ H ₁₀	1,01	0,9765	1	0,9668	1,6	3,3	0,0027
nC ₄ H ₁₀	0,84	0,0230	0,84	0,0326	1,15	2,9	0,0112
iC ₅ H ₁₂	0,44	0,0012	0,42	0,0067	0,6	1,9	0,1976
nC ₅ H ₁₂	0,38	0,0011	0,38	0,0074	0,52	1,9	0,1716
C ₆ H ₁₄	-	-	-	-	0,26	1,3	0,2497
C ₇ H ₁₆	-	-	-	-	0,13	0,7	0,246
C ₈ H ₁₈	-	-	-	-	0,065	0,46	0,0781
C ₉ H ₂₀	-	-	-	-	0,039	0,31	0,0222
C ₁₀ H ₂₂	-	-	-	-	0,01	0,22	0,0027
		$\Sigma 0,9765$		$\Sigma 1,0135$			$\Sigma 0,9818$

-Calcul des volatilités relatives α :

On calcule les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation (III.19).

Tableau IV.5 : Volatilités relative.

Zone	Alimentation		Rectification		épuisement	
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	K_i	α_{Ri}
iC ₄ H ₁₀	1,6	2,6667	1	2,2826	3,3	1,7368
nC ₄ H ₁₀	1,15	1,9167	0,84	1,8913	2,9	1,5263
iC ₅ H ₁₂	0,6	1	0,42	1,0000	1,9	1,0000
nC ₅ H ₁₂	0,52	0,8667	0,38	0,8478	1,9	1,0000
C ₆ H ₁₄	0,26	0,4333	-	-	1,3	0,6842
C ₇ H ₁₆	0,13	0,2167	-	-	0,7	0,3684
C ₈ H ₁₈	0,065	0,1083	-	-	0,46	0,2421
C ₉ H ₂₀	0,039	0,065	-	-	0,31	0,1632
C ₁₀ H ₂₂	0,01	0,0167	-	-	0,22	0,1158

IV.1.2.1. Détermination du taux de reflux et rebouillage minimal

Sachant que la charge est à l'état liquide l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne C104 (pt 20, 24,25) donc le taux de vaporisation ($e'_0=0$), la résolution de l'équation (III.20) et après plusieurs itérations on trouve :

Tableau IV.6 : Taux de vaporisation de la charge.

Constituants	X'_{Li}	α_{Li}	$\alpha_{Li} * X'_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	e'_{0i}
iC ₄ H ₁₀	0,0916	2,6667	0,2443	0,6509	0,3753
nC ₄ H ₁₀	0,0062	1,9167	0,0119	-0,0991	-0,1199
iC ₅ H ₁₂	0,0945	1	0,0945	-1,0158	-0,0930
nC ₅ H ₁₂	0,0821	0,8667	0,0712	-1,1491	-0,0619
C ₆ H ₁₄	0,1933	0,4333	0,0838	-1,5825	-0,0529
C ₇ H ₁₆	0,3012	0,2167	0,0653	-1,7991	-0,0363
C ₈ H ₁₈	0,1572	0,1083	0,0170	-1,9075	-0,0089
C ₉	0,0628	0,065	0,0041	-1,9508	-0,0021
C ₁₀	0,0111	0,0167	0,0002	-1,9991	-0,0001
Σ	1,0000		0,5921		0,0001

$$\varphi = 2,0158$$

Ce qui permet de calculer le taux de reflux minimal selon l'équation (III.21) :

$$(r_f)_{\min} = 2,4263$$

Et le taux de rebouillage selon l'équation(III.22) Les résultats obtenus sont dans le tableau suivant :

Tableau IV.7 : Taux de rebouillage minimal du résidu.

Constituants	X'_{Ri}	α_{Li}	$\alpha_{Li} * X'_{Ri}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$(\alpha_{Li} * X'_{Ri}) / (\alpha_{Li} - \varphi)$
iC ₄ H ₁₀	0,00082	2,6667	0,0022	0,6509	0,0034
nC ₄ H ₁₀	0,004	1,9167	0,0077	-0,0991	-0,0774
iC ₅ H ₁₂	0,1040	1	0,1040	-1,0158	-0,1024
nC ₅ H ₁₂	0,0903	0,8667	0,0783	-1,1491	-0,0681
C ₆ H ₁₄	0,2134	0,4333	0,0925	-1,5825	-0,0584
C ₇ H ₁₆	0,3324	0,2167	0,0720	-1,7991	-0,0400
C ₈ H ₁₈	0,175	0,1083	0,0190	-1,9075	-0,0099
C ₉	0,0693	0,065	0,0045	-1,9508	-0,0023
C ₁₀	0,0123	0,0167	0,0002	-1,9991	-0,0001
Σ	1,0002				-0,3552

$$(r_b)_{\min} = 0.3552$$

IV.1.2.2. Détermination du taux de reflux et rebouillage optimal

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule de GILLILAND de l'équation(III.23)

$$(r_{f \text{ opt}} - 2,4236) / (r_{f \text{ opt}} + 1) = 0,1 / 0,33$$

Pour un rapport de 0,3 on aura :

$$r_{f \text{ opt}} = 3,8947$$

Le taux de rebouillage optimal est calcul par l'équation (III.24)

$$r_{b \text{ opt}} = [(65,0295 / 626,9394) * 3,8947 + (1 - 0) * 691,9689 / 626,9394] - 1$$

$$r_{b \text{ opt}} = 0,5076$$

IV.1.2.3. Le bilan thermique de la colonne C104

La résolution des équations(III.25) à (III.31) donne :

$$Q_L = 691,9689 \cdot 3547,1338$$

$$Q_L = 2454506,274 \text{ kcal / h}$$

$$Q_D = 65,0295 \cdot 5134,9987$$

$$Q_D = 333926,398 \text{ kcal / h}$$

$$Q_R = 9096,1122 \cdot 626,9394$$

$$Q_R = 5702711,125 \text{ kcal / h}$$

$$Q_C = (65,0295 + 253,2704) \cdot (5134,9987 - 2012,2542)$$

$$Q_C = -993969,2621 \text{ kcal / h}$$

$$Q_{Rb} = 333926,398 + 993969,2621 + 5702711,125 - 2454506,274$$

$$Q_{Rb} = +4576100,511 \text{ kcal/h}$$

$$G'_R = 626,9394 \cdot 0,5076$$

$$G'_R = 318,2344 \text{ kmole / h}$$

$$g'_X = 3,8947 \cdot 65,0295$$

$$g'_X = 253,2704 \text{ kmole / h}$$

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, la température et la masse moléculaire (annexe3, 4), Les résultats sont résumés dans le Tableau IV.8.

Tableau IV.8 : Enthalpies des différentes zones.

	Mmoy	Température		Pression		Enthalpies		
	(Kg/kmol)	°C	°F	bars	Psia	BTU/lb	kcal/kg	kcal/kmole
Distillat Liquide (h _D)	58,4112	90	194	15,2	220,4	61,9155	34,4498	2012,2542
Vapeur de tete (H _D)	58,4112	94,2	201,56	15,5	224,75	158	87,9112	5134,9987
Charge liquide (h _L)	92,6689	108	226,4	15,8	229,1	68,7949	38,2775	3547,1338
Résidu liquide (h _R)	96,2576	196,4	385,52	16,1	233,45	169,8375	94,4976	9096,1122

Avec :

$$1 \text{ BTU} / \text{lb} = 0,5564 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$1^\circ\text{F} = 9 / 5 \text{ T}^\circ\text{C} + 32$$

$$1 \text{ bars} = 14,5 \text{ Psia}$$

IV.1.2.4. Calcul de nombre de plateaux de la colonne C104

- Nombre de plateaux minimal

Zone d'épuisement :

La formule de Fenske est appliquée l'équation(III.32) et (III.33) aux deux éléments clés iC₄H₁₀ (légère) et nC₅H₁₂ (lourd).

$$N_{\min} = \log [(0,0916 * 0,0903) / (0,0821 * 0,00082)] / \log (1,7368 / 0,8667)$$

$$N_{\min} = 6,9213$$

Zone de rectification :

$$N_{\min} = \log (0,9668 * 0,0821 / 0,0028 * 0,0916) / \log (2,6667 / 1)$$

$$N_{\min} = 5,1024$$

-Nombre de plateaux théorique

En suivant la procédure citée dans le chapitre III et avec la résolution de l'équation (III.34) on obtient :

$$(r_{f\text{opt}} - 2,4236) / (r_{f\text{opt}} + 1) = (3,8947 - 2,4263) / (3,8947 + 1) = 0,29$$

Par la projection de cette valeur 0,29 sur le diagramme GILLILAND on trouve 0,37(Annexe5).

Zone de rectification :

$$(N - 6,9213) / (N + 1) = 0,37$$

$$N = 12$$

Zone d'épuisement :

$$(N - 5,1024) / (N + 1) = 0,37$$

$$N = 11$$

-Nombre de plateaux réels

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet $\eta = 0,65$ le nombre totale de plateaux dans chaque zone après la résolution de l'équation (III.35) :

Zone de rectification :

$$N_r = 12 / 0,65 = 19$$

Zone d'épuisement :

$$N_E = 11 / 0,65 = 17$$

Nombre total de plateaux dans la colonne est :

$$N_T = N_R + N_E$$

$N_T = 36$

Le nombre total de plateaux existant dans la colonne est de 39 plateaux, ce qui implique que la colonne supporte la charge d'alimentation.

IV.1.3. Calcul de la tension de vapeur de l'essence total stabilisée

IV.1.3.1. Cas de calcul

Suivant les étapes citées dans le chapitre III et prenons comme note que la tension de vapeur de chaque élément est déterminée à la même température ($T_{eb} = 38,7^{\circ}\text{C}$) on obtient les résultats dans la résolution de l'équation (III.36) donne le résultat suivants(annexe6) :

Tableau IV.9 : Tension de vapeur.

Constituants	$T_{eb(moy)} (^{\circ}\text{C})$	X'_i	$(T.V.V)_i$	$(T.V.V)_i X'_i$
$nC_4 H_{10}$	-0.5	0,00082	3,6	0,0030
$iC_4 H_{10}$	-11.7	0,004	5,00	0,0020
$nC_5 H_{12}$	36.1	0,1040	1,18	0,1227
$iC_5 H_{12}$	27.9	0,0903	1,5	0,1355
$C_6 H_{14}$	59.94	0,2134	0,5	1,1067
$C_7 H_{16}$	94.46	0,3324	0,15	0,0499
$C_8 H_{18}$	115.55	0,1735	0,06	0,0104
$C_9 H_{20}$	150.8	0,0693	0,015	0,0010
$C_{10}H_{22}$	174,1	0,0123	0,0047	0,0001
Σ		1,0002		0,4492

Donc :

$$(T.V.V)_m = 0,4492 \text{ kg/cm}^2$$

Utilisant le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur vraie TVV et la tension de vapeur de Reid TVR(Annexe7) on trouve :

$$TVR = 0,4300 \text{ kg/cm}^2$$

IV.1.3.2. Cas réel

La composition de l'essence totale stabilisée d'après l'analyse chromatographique de l'échantillon est :

Tableau IV.10 : Composition de l'essence total stabilisée.

Constituants	nC ₄ H ₁₀	iC ₄ H ₁₀	nC ₅ H ₁₂	iC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	C ₈ H ₁₈	C ₉ H ₂₀
X _i	0.04493	0.00301	0.13312	0.0837	0.3117	0.2925	0.125	0.00604

Les analyses chromatographie ont montré que le nC₄H₁₀, iC₄H₁₀ dans l'essence totale stabilisé ont dépassé les valeurs de design dans le résidu 0,004 ; 0,00082 respectivement .

On détermine la tension de vapeur de cet échantillon en utilisant la même

méthode que le cas de calcul et on trouve :

$$(TVV)_m = 0.667 \text{ kg/cm}^2$$

$$TVR = 0.61 \text{ kg/cm}^2$$

Dans ce cas, la TVR de l'essence légère et d'après l'analyse de l'échantillon au laboratoire est :
TVR = 1.401 kg/cm²

Remarque :

Dans les cas normaux lorsque la tension de vapeur de l'essence légère varie entre :

$$TVR = [0.950 \div 1.200 \text{ kg/cm}^2].$$

La tension de vapeur de l'essence totale ne dépasse pas : TVR = 0.51 kg/cm² environ.

IV.2. Calcul des rebouilleurs E 121 A et B

Une partie de résidu est chauffée dans les rebouilleurs E 121 A et B par la circulation de gasoil léger coté calandre. Ainsi elle revient dans le débutaniseur sous forme d'un reflux chaud pour permettre l'évaporation du propane et du butane entraînés par le liquide.

IV.2.1 Données de départ :

-Fluide circulant coté tube « essence totale » :

$$\rho_{15}^{15} = 711,8 \text{ kg/m}^3$$

On trouve les caractéristique de l'essence coté tube la densité et la chaleur spécifique et aussi la conductivité thermique à partir des abaques (annexe8, 9,10).

Tableau IV.11 : Caractéristiques de l'essence totale.

Température d'entrée $T_1 = 196,9^\circ\text{C}$	
Densité ρ_1 (kg/m ³)	501
Viscosité μ_1 (kg/h.m)	0,210
Chaleur spécifique C_{p1} (kcal/kg°C)	0,65
Conductivité thermique λ_1 (kcal/ m h °C)	0,1063
Température de sortie $T_2 = 203,45^\circ\text{C}$	
Densité ρ_2 (kg/m ³)	448
Viscosité μ_2 (kg/h.m)	0,203
Chaleur spécifique C_{p2} (kcal/kg°C)	0,71
Conductivité thermique λ_2 (kcal/ m h °C)	0,1053

-Fluide circulant coté calandre « Gasoil léger » :

$$\rho_{15}^{15} = 843,5 \text{ kg/m}^3$$

On trouve les caractéristiques de gasoil léger cote calandre la densité et la chaleur spécifique et aussi la conductivité thermique à partir des abaques (annexe8, 9,10)

Tableau IV.12 : Caractéristiques du gasoil léger.

Température d'entrée $T'_1 = 273,1^\circ\text{C}$	
Densité ρ'_1 (kg/m ³)	562
Viscosité μ'_1 (kg/ h.m)	0,0188
Chaleur spécifique Cp'_1 (kcal/kg ^o C)	0,7
Conductivité thermique λ'_1 (kcal/ m h ^o C)	0,107
Température de sortie $T'_2 = 212,95^\circ\text{C}$	
Densité ρ'_2 (kg/m ³)	643
Viscosité μ'_2 (kg/ h.m)	0,0182
Chaleur spécifique Cp'_2 (kcal/kg ^o C)	0,64
Conductivité thermique λ'_2 (kcal/ m h ^o C)	0,1054

Caractéristique de rebouilleur :

Diamètre intérieur des tubes $d_{in} = 19,05$ mm ;

Diamètre extérieur des tubes $d_{ex} = 21,15$ mm ;

Epaisseur des parois des tubes $\delta = 2,1$ mm ;

Pas de tube $P_b = 25,4$ mm ;

Nombre de passe $n = 1$;

Nombre de tube $N = 932$;

La longueur des tubes $L = 500$ mm ;

Diamètre intérieur de la calandre $D_i = 942$ mm.

IV.2.2. Calcul de la surface d'échange

$$Q_{Rb1/2} = K \cdot \Delta TLM \cdot A \dots \dots \dots (IV.6)$$

1- Calcul de ΔTLM :

L'équation de ΔTLM est :

$$\Delta TLM = \Delta T_1 - \Delta T_2 / 2,3 \cdot \log (\Delta T_1 / \Delta T_2) \dots \dots \dots (IV.7)$$

$$\Delta T_1 = T'_1 - T_2 = 273,1 - 203,45 \quad \Delta T_1 = 69,65^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T'_2 - T_1 = 212,95 - 196,9 \quad \Delta T_2 = 16,05^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LM} = 69,65 - 16,05 / 2,3 \log (69,65 / 16,05)$$

$\Delta T_{LM} = 36,56^\circ\text{C}$

2. Calcul de coefficient global de transfert de chaleur K :

$$K = 1 / (1/\alpha_1) + (1/\alpha_2) + (\delta/\lambda) \dots \dots \dots (IV.8)$$

α_1, α_2 : coefficients locaux de transfert thermique.

δ : Epaisseur de la paroi = 2,1 mm

λ : Conductivité thermique de la paroi = 39 kcal/mh°C.

- Calcul de débit de gasoil léger :

D'après le bilan thermique on a :

$$Q_{Rb} = \eta Q_C \dots \dots \dots (IV.9)$$

Q_{Rb} : Quantité de chaleur reçue par le l'essence totale ;

Q_C : Quantité de chaleur cédée par le gasoil ;

η : rendement de rebouilleur $\eta = 0,95$.

$$Q_C = Q_{Rb} / \eta$$

$$Q_C = 4576100,511 / 0,95$$

$Q_C = 4816947,9063 \text{ kcal/h}$

$$Q_C = G' (Cp'_1 * T'_1 - Cp'_2 * T'_2) \dots \dots \dots (IV.10)$$

$$G' = Q_C / (Cp'_1 * T'_1 - Cp'_2 * T'_2)$$

$$G' = 4816947,9063 / (0,7 * 273,1 - 0,64 * 212,95) = 87769,1758 \text{ kg/h}$$

Donc dans chaque rebouilleur passe :

$G'_{1/2} = G'/2$ donc

$G'_{1/2} = 43884,5879 \text{ kg/h}$

3. Calcul des coefficients locaux de transfert de chaleur :

A. Fluide coté tube α_1 :

$$\alpha_1 = \text{Nu} * \lambda_m / d_{ex} \dots \dots \dots (IV.11)$$

A.1. Calcul le nombre de Nusselt :

Le nombre de Nusselt généralement exprimé en fonction du nombre de Reynolds et du nombre de Prandtl : $\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr})$

Donc:

$$\text{Nu} = 0,021 * (\text{Re})^{0,8} * (\text{Pr})^{0,43} \dots \dots \dots (IV.12)$$

A.2. Calcul du nombre de Reynolds « Re » :

Le nombre de Reynolds qui traduit d'une part la compétition qui existe entre les forces d'inertie et de viscosité et d'autre part, le type d'écoulement exprimé par:

$$\text{Re} = W * d_i / \mu_m \dots \dots \dots (IV.13)$$

μ_m : viscosité moyenne de l'essence totale.

$$\mu_m = (\mu_1 + \mu_2) / 2 = (0,210 + 0,203) / 2 \text{ donc } \mu_m = 0,2065 \text{ kg / h.m}$$

- La vitesse massique : $W = G'_{1/2} / S \dots \dots \dots (IV.14)$

- Section de passage : $S = N * \pi * d_{in}^2 / 4n \dots \dots \dots (IV.15)$

Avec :

N : nombre de tube = 932

d_{in} : diamètre intérieur des tubes 19,05 mm ;

n : nombre de passe 1.

$S = 932 * 3,14 * (19,05 * 10^{-3})^2 / 4 = 0,2655 \text{ m}^2$ (Section de passage coté tube dans chaque rebouilleur).

Donc : $W = 21942,2940 / 0,265 = 82645,1751 \text{ kg/h.m}^2$

D'où : $Re = (82645,1751) * (19,05 * 10^{-3}) / 0,2065$

$Re = 7624,1675$

A.3. Calcul le nombre de Prandtl « Pr » :

Le nombre de Prandtl qui caractérise l'importance relative des effets thermique et visqueux d'un fluide dans un état donné :

$$Pr = C_{p_m} \cdot \mu_m / \lambda_m \dots \dots \dots (IV.16)$$

C_{p_m} : La chaleur spécifique moyenne de résidu.

$$C_{p_m} = (C_{p1} * T_1 - C_{p2} * T_2) / (T_1 - T_2)$$

$$C_{p_m} = (0,65 * 196,9 - 0,71 * 203) / (194 - 203,45) = 1,71 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

λ_m : Conductivité thermique moyenne de l'essence totale.

$$\lambda_m = (\lambda_1 + \lambda_2) / 2 = (0,1063 + 0,1053) / 2 = 0,1058 \text{ kcal / mh}^\circ\text{C}.$$

Donc : $Pr = 1,71 * 0,2065 / 0,1058$

$Pr = 3,34$

D'où : $Nu = 0,021 * (7624,1675)^{0,8} * (3,34)^{0,43}$

$Nu = 45$

A.4.Calcul de α_1 :

$$\alpha_1 = Nu \cdot \lambda_m / d_{ex} \dots \dots \dots (IV.17)$$

$$\alpha_1 = 45 \cdot 0,1058 / 21,15 \cdot 10^{-3}$$

$\alpha_1 = 225,11 \text{ kcal / hm}^2\text{°C}$
--

B. Fluide coté calandre

$$\alpha_2: \alpha_2 = Nu' \cdot \lambda'_m / D_{eq} \dots \dots \dots (IV.18)$$

B.1.Calcul le nombre de Nusselt : $Nu' = 0,021 (Re')^{0,8} \cdot (Pr')^{0,43} \dots \dots \dots (IV.19)$

B.2.Calcul le nombre de Reynolds : $Re' = D_{eq} W' / \mu'_m \dots \dots \dots (IV.20)$

$$\mu'_m = (\mu'_1 + \mu'_2) / 2 = (0,0188 + 0,0182) / 2 = 0,0185 \text{ kg/h.m}$$

- Vitesse massique : $W' = G'_{1/2} / S_c \dots \dots \dots (IV.21)$

- Section de passage S_c : $S_c = D_c \cdot (P_b - d_{ex}) \cdot B / P_b \dots \dots \dots (IV.22)$

- Diamètre équivalent D_{eq} : $D_{eq} = 4(P_b)^2 / \pi d_{ex} \dots \dots \dots (IV.23)$

$$D_{eq} = 4 \cdot (0,0254)^2 / 3,14 \cdot 0,02115 \text{ ce qui donne : } D_{eq} = 0,03885 \text{ m}$$

D_c : Diamètre intérieur de la calandre $D_c = 0,942 \text{ m}$;

B : Espace entre les chicanes $B = 0,18 \text{ m}$;

P_b : pas de tube $P_b = 0,0254 \text{ m}$.

$$S_c = 0,942(0,0254 - 0,02115) \cdot 0,18 / 0,025 = 0,0283 \text{ m}^2$$

Donc: $W' = 43884,5879 / 0,0283 = 1550692,152 \text{ kg/h.m}^2$

D'ou: $Re' = 0,03885 \cdot 1550692,152 / 0,0185$

$Re' = 3256453,519$

B.3. Nombre de Prandtl « Pr » : $Pr' = Cp'_m \mu'_m / \lambda'_m$

$$Cp'_m = (Cp'_1 * T'_1 - Cp'_2 * T'_2) / (T'_1 - T'_2)$$

$$Cp'_m = (0,7 * 273,1 - 0,64 * 212,95) / (273,1 - 212,95) = 0,9124 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\lambda'_m = (\lambda'_1 + \lambda'_2) / 2 = (0,107 + 0,1054) / 2 = 0,1062 \text{ kcal/mh}^\circ\text{C}$$

$$Pr' = 0,9124 * 0,0185 / 0,1062$$

$Pr' = 0,1589$

$$Nu' = 0,021 (3256453,519)^{0,8} * (0,1589)^{0,43}$$

$Nu' = 1544,8933$

B.4. Calcul de α_2 :

$$\alpha_2 = Nu' * \lambda'_m / D_{eq} \dots \dots \dots (IV.24)$$

$$\alpha_2 = 1544,8933 * 0,1062 / 0,03885$$

$\alpha_2 = 4223,1060 \text{ kcal / h.m}^2\text{C}$

4. Calcul de coefficient global de transfert de chaleur K :

$$K = 1 / (1 / \alpha_1) + (1 / \alpha_2) + (b / \lambda) \dots \dots \dots (IV.25)$$

$$K = 1 / (1 / 225,11) + (1 / 4223,1060) + (2,1 * 10^{-3} / 39)$$

$K = 211,2864 \text{ kcal / hm}^2\text{C}$
--

$$Q_{Rb1/2} = K * \Delta TLM * A$$

$$A = Q_{Rb1/2} / K * \Delta TLM = 2288050,256 / 211,2864 = 36,56$$

$A = 296,2019 \text{ m}^2$

IV.2.3.Vérification du résultat de la surface d'échange A :

$$A = \pi * d_{ex} * L * N$$

L : longueur de tube = 5m ;

N : nombre des tubes = 932 ;

d_{ex} : diamètre extérieur = $21,15 \cdot 10^{-3} \text{ m}$.

$$A = 3,14 * (21,15 \cdot 10^{-3}) * 5 * 932$$

$A = 309,4752 \text{ m}^2$

D'après les calculs effectués avec les nouveaux paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation C104. Les rebouilleurs E121 A et B répond aux exigences d'échange thermique de point de vue surface d'échange car leur surfaces d'échange réelle est supérieure à la surface d'échange calculée.

C

HAPITRE V

*Vérification des
compositions
calculées par
logiciel (HYSYS)*

CHAPITRE V

VERIFICATION DES COMPOSITIONS CALCULES PAR LOGICIEL (HYSYS)

V.1. Description du logiciel

Le logiciel HYSYS est un logiciel de simulation de procédés de génie chimique développé par Hyprotech (canada), il permet le traitement des problèmes simples, tels que les séparations et les problèmes plus complexes tel que la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques [11].

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

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

V.2. Choix du modèle thermodynamique

Le logiciel offre une panoplie des modèles thermodynamique pure, le calcul des propriétés thermodynamique (tel que les constantes d'équilibres liquide vapeur, les enthalpies et les entropiesetc) et les propriétés physico-chimique (tels que la masse volumique et la masse moléculaire ...etc).

Ces modèles utilisent des outils très divers tel que :

- Les équations d'états de Peng Robinson (PR), Choe –Seader (CS), SoaveRidich-Kwong(SRK).
- Les corrélations empiriques et semi empiriques de Choe –Seader (CS) et Braun Grayon(BG).
- Les lois états correspondants : peng Robinson (PR) et SoaveRidich-Kwong(SRK) sont les plus utilisées pour les systèmes des hydrocarbures.

V.3. Choix de la fonction thermodynamique

Pour les applications au raffinage de pétrole, traitement de gaz et pétrochimique .l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommande.

Les améliorations apportées par Hyprotech a cette équation d'état lui permettent d'être exact, pour une variété de système sur un large domaine de condition « Elle résout rigoureusement tous le système composes d'une seul phase, biphasique ou un système a trois phase avec un haut degré d'efficacité et de précision et applicable sur une grande gamme de conditions

V.4.La simulation du PDF (Process Flow Diagram)

Pour pouvoir déterminer les paramètres optimaux il faut construire le PDF fiable, qui représenté les installations réelles du circuit de stabilisation C104 de l'unité 100.

V.5.Simulation de cas actuel :

La simulation du cas réel nécessite des donnes telles que la composition, le débit, la température et la pression d'alimentation de la colonne de stabilisation C104 elles sont présentées dans le tableau suivant(Annexe11) :

Tableau V.1: les paramètres de cas actuel.

Pression (bar)	15,8
Température (°C)	108
Débit molaire de la charge (kmol/h)	691,9689
Composition molaire	Voir le tableauIV.2

La comparaison est donnée dans les tableaux suivant :

- Comparaison de l'essence totale stabilisée (résidu).

Tableau V.2 : Comparaison de l'essence total stabilisé (résidu).

Constituants	cas actuel calcule	cas actuel simule	%Erreur
iC ₄ H ₁₀	0,0008	0,0008	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0040	0,0040	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,1040	0,1038	0,1923
nC ₅ H ₁₂	0,0903	0,0902	0,1107
C ₆ H ₁₄	0,2134	0,2131	0,1406
C ₇ H ₁₆	0,3324	0,3319	0,1504
C ₈ H ₁₈	0,1735	0,1747	0,6916
C ₉ H ₂₀	0,0693	0,0692	0,1443
C ₁₀ H ₂₂	0,0123	0,0123	0,0000

Comparaison de GPL (distillat) :

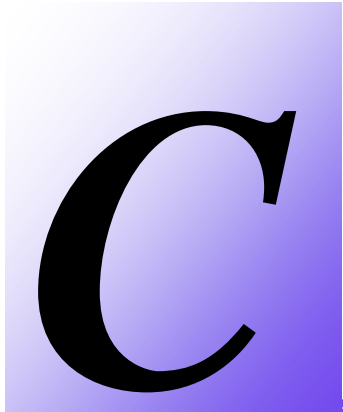
Tableau V.3 : comparaison de GPL (distillat).

Constituants	cas actuel calcule	cas actuel simule	%Erreur
iC ₄ H ₁₀	0,9668	0,9805	1,4170
nC ₄ H ₁₀	0,0274	0,0139	49,2701
iC ₅ H ₁₂	0,0028	0,0028	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0028	0,0028	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	0,0000
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₈ H ₁₈	0,0000	0,0000	0,0000
C ₉ H ₂₀	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₀ H ₂₂	0,0000	0,0000	0,0000

D'après les deux tableaux précédents, on a remarqué que la composition du distillat (GPL), et la composition de l'essence total stabilisée (résidu) sont très proches du cas simule donc on peut dire que le modèle choisi à l'aide de simulation traduit bien le fonctionnement de la section.

V.6. Interprétation

Les résultats obtenus ont montré que le circuit est fiable ce que justifie le choix de l'équation d'état, par conséquent la validité du model thermodynamique choisi à titre indicatif pour la TVR calcule est $0,4300 \text{ Kg/cm}^2$.



ONCLUSION

CONCLUSION

A travers notre étude, nous avons pu démontrer la possibilité d'améliorer et de diminuer la TVR de l'essence totale produite actuellement au niveau de la raffinerie d'Alger en respectant les spécifications et les normes exigées.

L'étude est basée sur le calcul de vérification du débutaniseur C104 de l'unité de distillation atmosphérique (U100) afin d'optimiser ses paramètres de fonctionnements par les paramètres optimaux suivants :

-La pression et la température d'alimentation : $P_a=15,8$ bars, $T_a= 108$ °C ; la pression et la température dans le ballon de reflux $P_b=15,2$ bars, $T_b=90$ °C ; la pression et la température au sommet de la colonne $P_s=15,5$ bars, $T_s=94,2$ °C ; la pression et la température au fond de la colonne $P_f =16,1$ bars, $T_f=196,9$ °C ; le taux de reflux optimal (r_f) $opt=3,8947$ et le taux de rebouillage optimal (r_b) $opt=0,5076$.

D'après les calculs effectués avec les nouveaux paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation C104, on peut conclure ce qui suit :

-Le nombre total de plateaux calculé est 36 plateaux et le nombre total de plateaux existant dans la colonne est de 39 plateaux, ce qui implique que la colonne supporte la charge d'alimentation.

- Les rebouilleurs E121 A et B répond aux exigences d'échange thermique de point de vue surface d'échange car leur surfaces d'échange réelle $309, 4752$ m² est supérieure à la surface d'échange calculée $296,2019$ m².

La TVR de l'essence totale produite actuellement par la raffinerie est $0,61$ kg/cm², le calcul nous a permis de trouver une valeur de $0,43$ kg/ cm² et les spécifications de produit exigent une TVR = $0,51$ kg/cm².

La simulation par logiciel HYSYS, en utilisant l'équation de Peng Robinson nous a permis de vérifier notre résultat de calcul et par conséquent la validité du modèle thermodynamique choisit à titre indicatif la TVR calculé par le HYSYS est de $0,43$ kg/ cm².

B

BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

- [1] : Documentation de la raffinerie d'Alger, « manuel d'exploitation, gaz plant »,1964.
- [2] : Documentation de la raffinerie d'Alger, « Foster Wheeler », 1964.
- [3] : Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger.
- [4]:Documentation internet.
- [5] : Site web « Techno-Science.net ».
- [6] : P. WHUITIER, Raffinage et génie chimique tome II - Edition technip1972, Pages : 1239-1240.
- [7] : P. WHUITIER, Raffinage et génie chimique tome I Edition technip1972, Pages : 391-544.
- [8] : J. P. WAUQUIER , Procèdes de séparation tome II - Edition technip1998, Pages : 95-236.
- [9] : Revue Sonatrach. « Gaz en Algérie. »
- [10] : J.CRABOL : Transfert de matière et transfert de chaleur.« Les équipements des unités pétrolières. »
- [11] N.REBAI. «Simulation des procédés, Initiation au simulateur HYSYS », IAP école de Boumerdès, 2008.
- [12] Documentation Internet : (17/04/2014).
- <http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-multicomponent-gilliland.php>.

ANNEXES



Reformulyzer ess totale Naftec

Data Filename	: CA\HPCHEM\DATA\30042013\102F0201.D	Vial	:
Operator	: bourtala	Injection	: 1
Acquired On	: 30/04/2013 10:48:29	Seq Line	: 2
Processed On	: 30/04/2013 12:03:49	Inj Volume	: 0.1 µl
Sample Name	: ess totale		
Instrument Method	: PIPNA21.M		
Analysis Method	: CA\HPCHEM\METHODS\PIPNA21.M		
Sequence	: CA\HPCHEM\SEQUENCE\30042013.S		
Sample Type	: PIPNA21		
Sample Info	: analyse		

Analysis Conditions

A	3.10	PtTemp	180
B	4.10	5ASep	135
D	4.50		

Normalized weight percent results

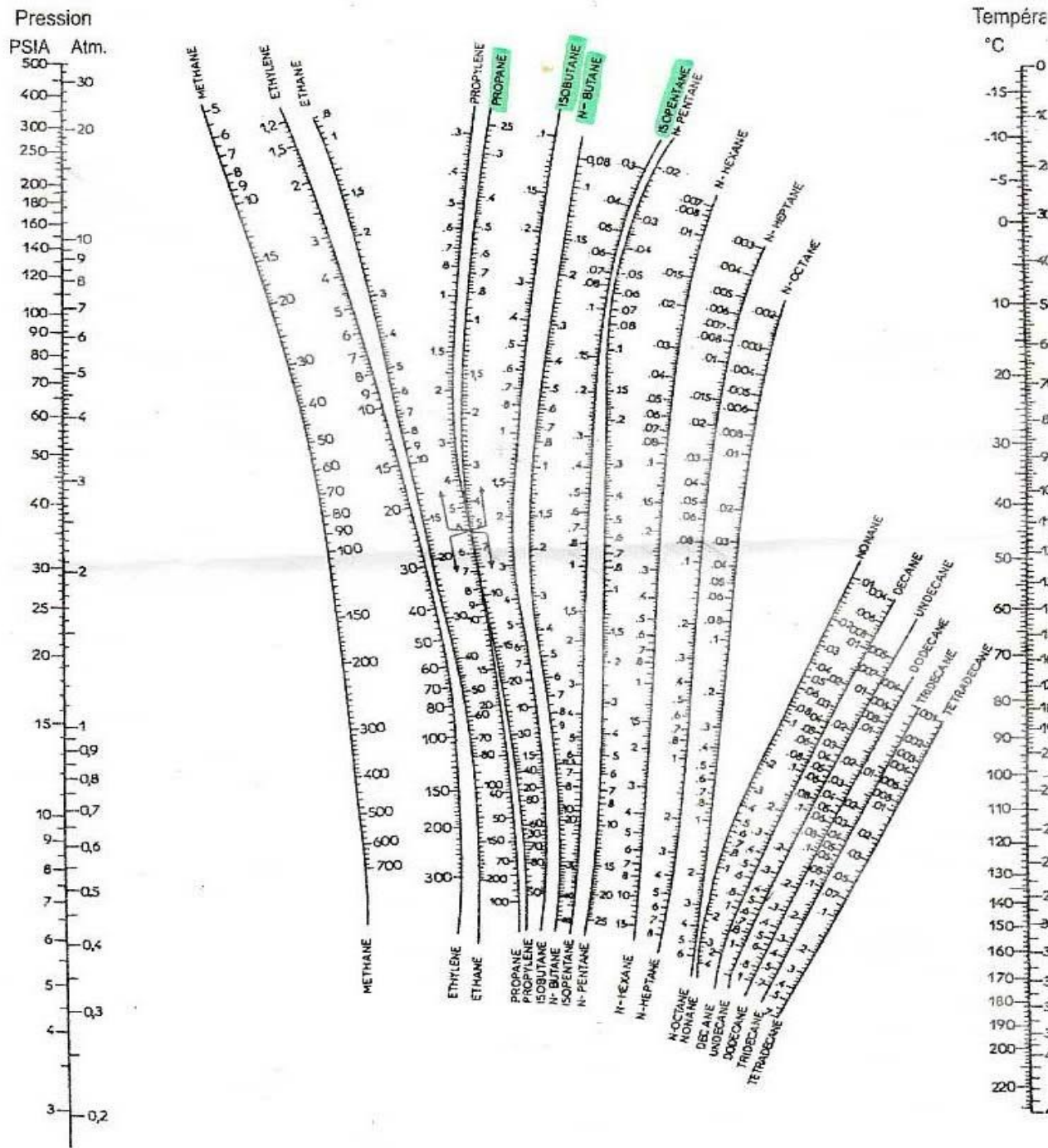
C-nr	Naph.	i-Par.	n-Par.	Arom.	Total
3					0.00
4		5.73	0.39		6.12
5	1.29	7.34	5.09		13.72
6	7.21	9.01	0.13	1.59	17.94
7	11.59	7.87	11.34	1.70	32.50
8	4.07	4.34	10.57	0.36	19.34
9	0.31	8.38			8.68
10		1.70			1.70
11					0.00
Total	24.46	44.36	27.52	3.66	100.00

Total hydrocarbons 100.00

Normalized volume percent results

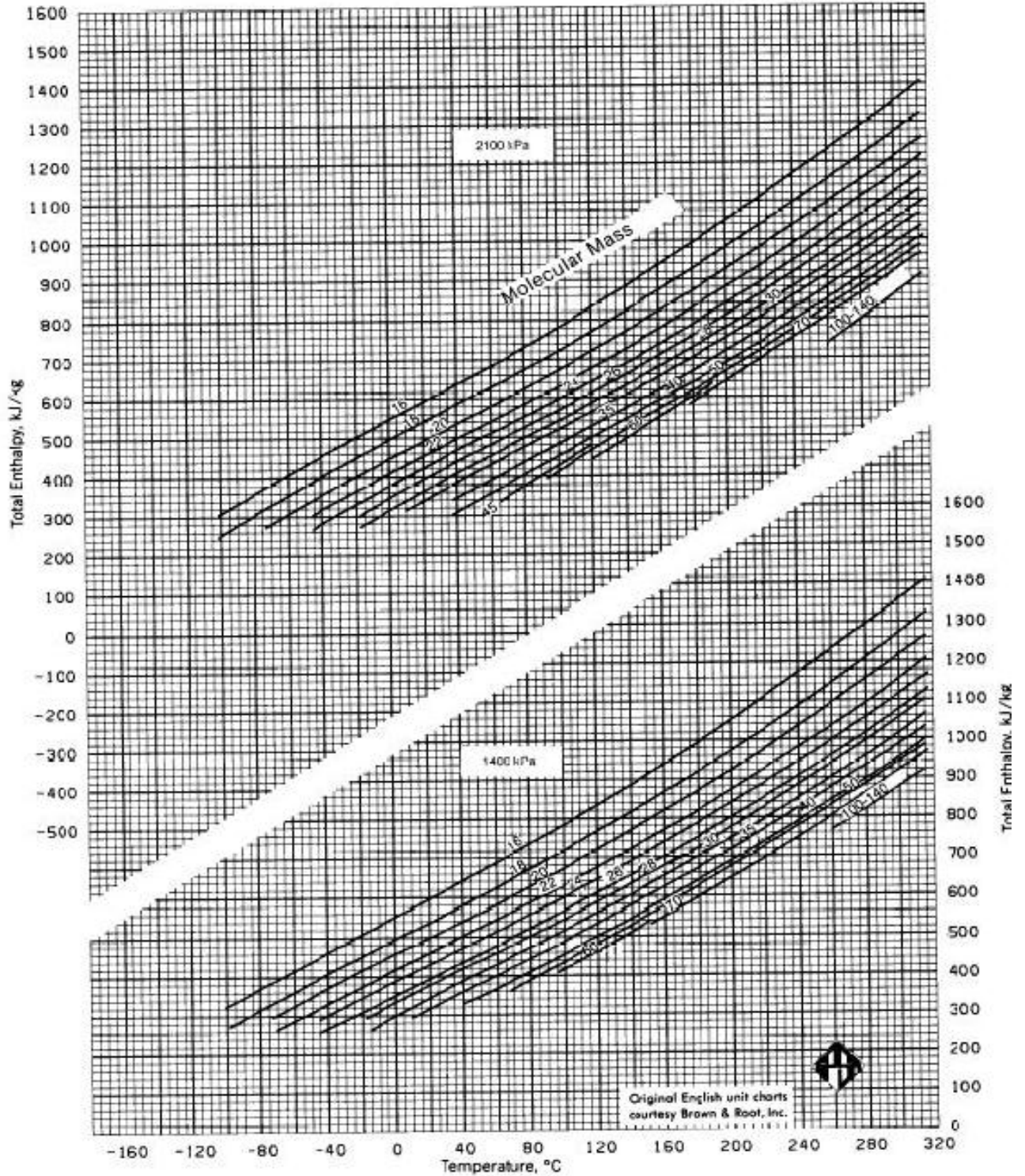
C-nr	Naph.	i-Par.	n-Par.	Arom.	Total
3					0.00
4		7.01	0.46		7.48
5	1.20	8.33	5.65		15.18
6	6.56	9.52	0.13	1.26	17.47
7	10.52	7.97	11.53	1.37	31.39
8	3.65	4.26	10.45	0.29	18.65
9	0.27	7.98			8.25
10		1.58			1.58
11					0.00
Total	22.21	46.65	28.23	2.91	100.00

Total hydrocarbons 100.00

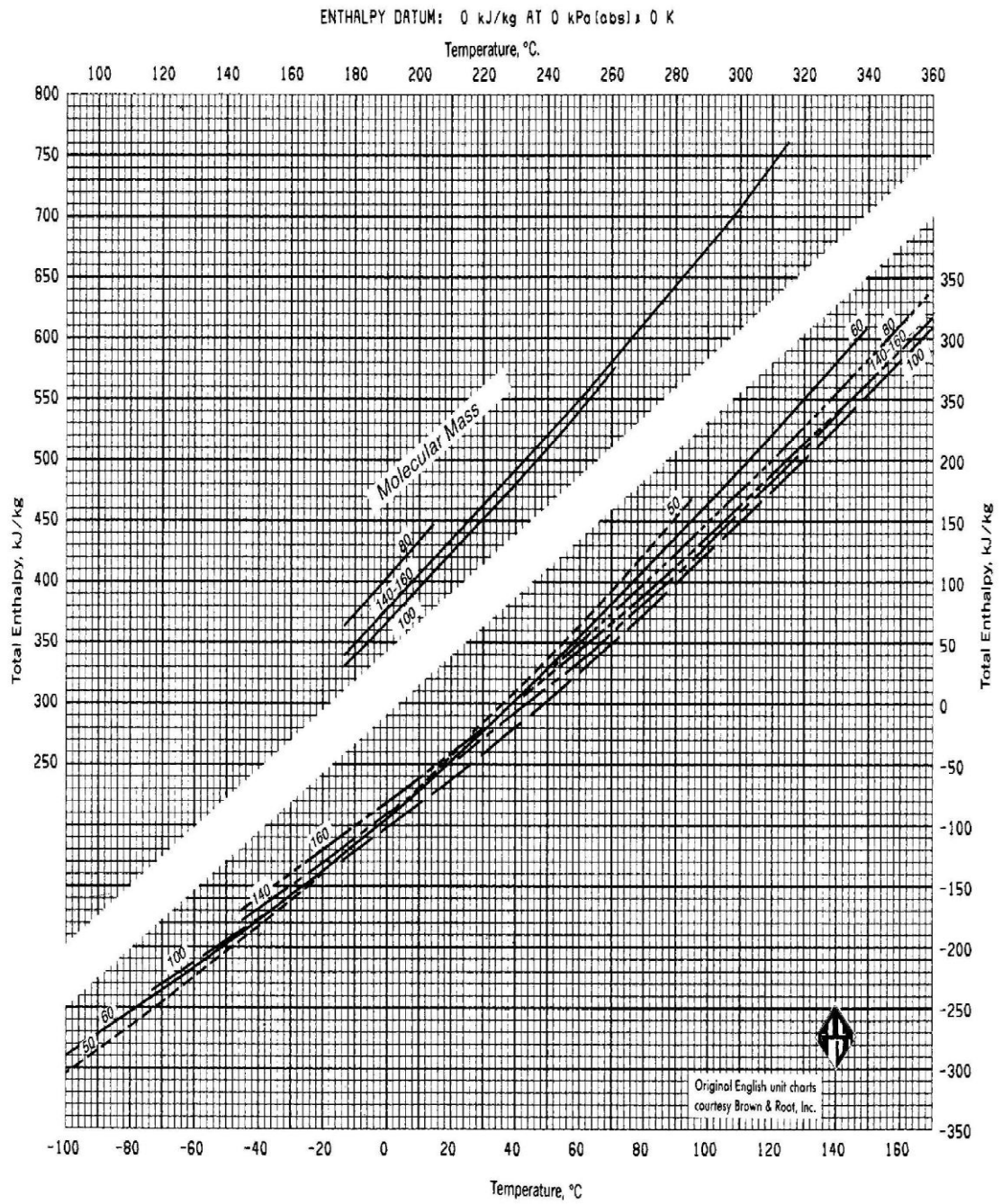


Annexe2 : Nomogramme des coefficients d'équilibres des hydrocarbures (Scheibel et Jenny) [7].

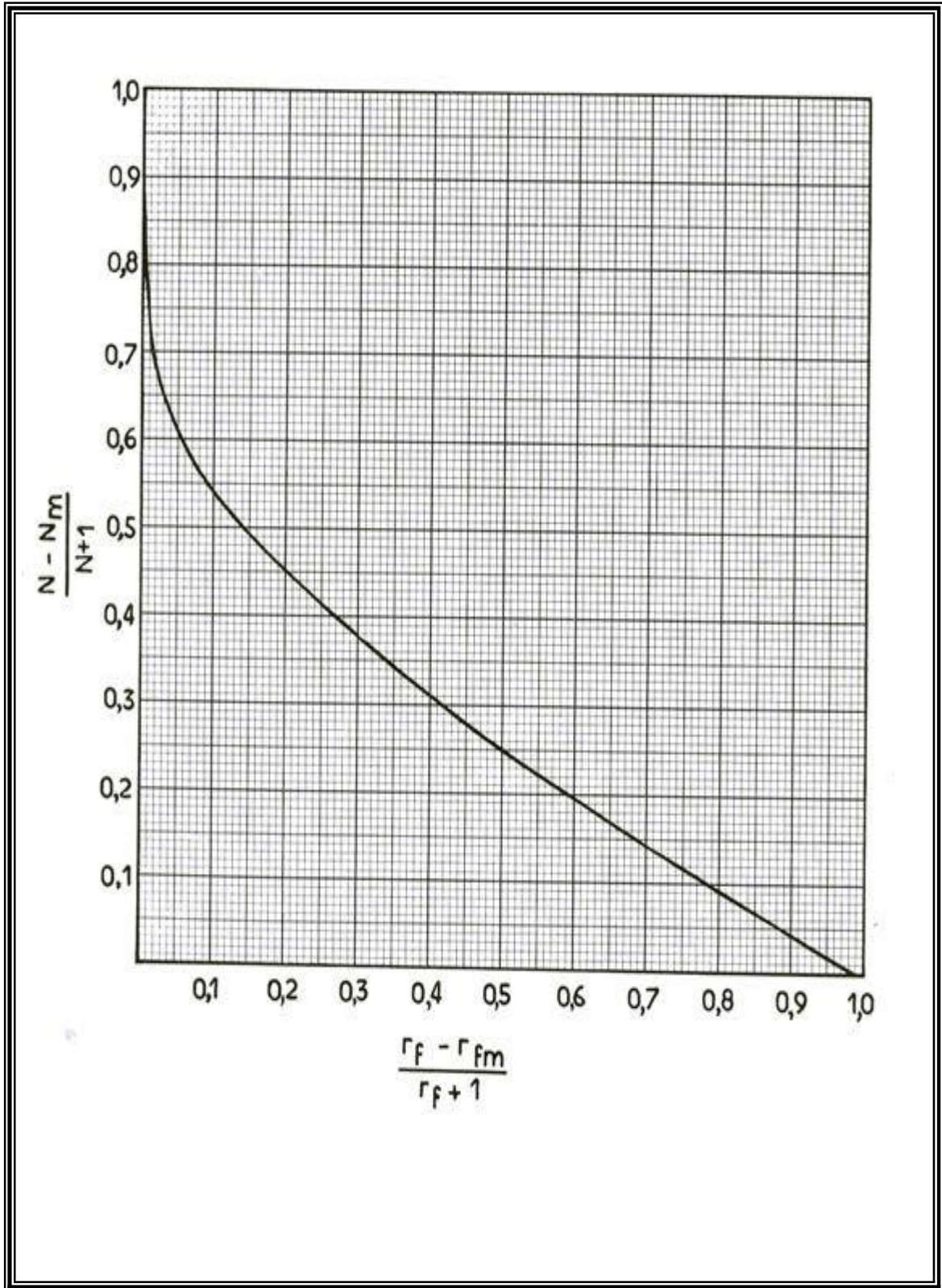
ENTHALPY DATUM: 0 kJ/kg AT 0 kPa (abs); 0 K



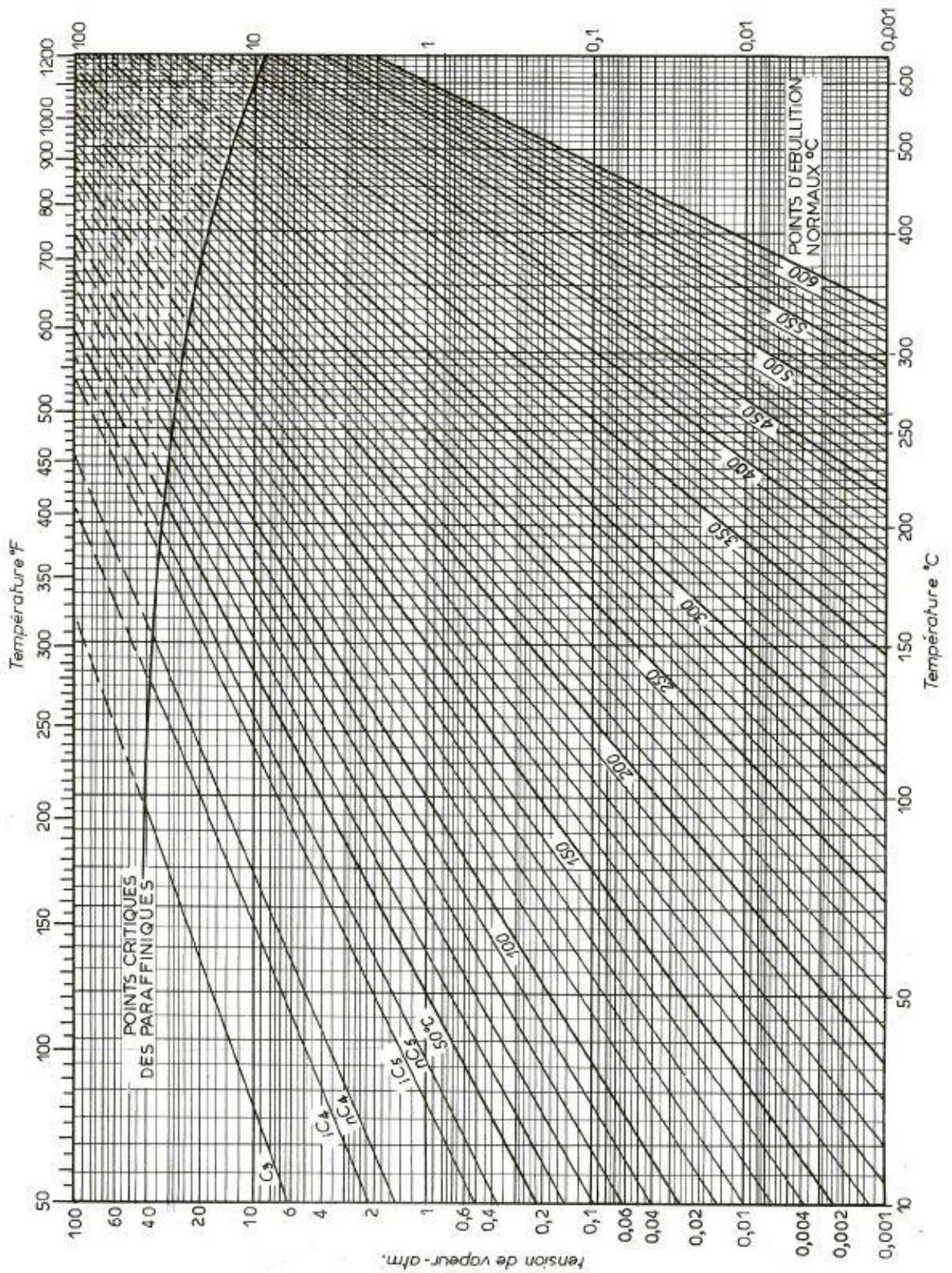
Annexe3 : Enthalpie totale de paraffine hydrocarbure vapeur



Annexe4 : Enthalpie totale de paraffine hydrocarbure liquide

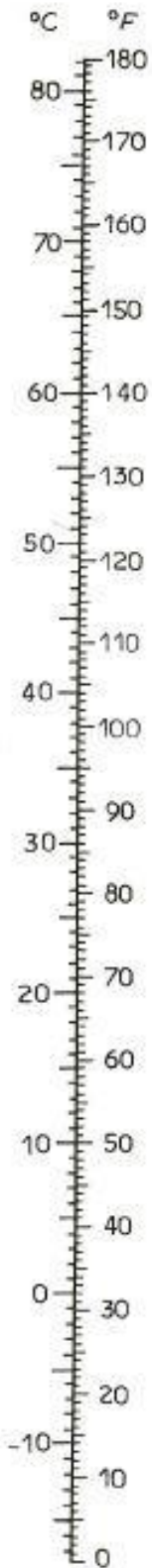


Annexe5 : Diagramme de Guililand (Nombre de plateau théorique N en fonction de taux de reflux r_f Dans la distillation des mélanges complexes) [12].



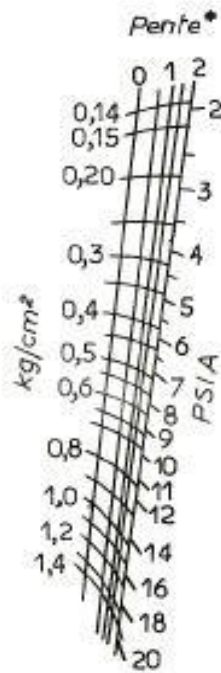
Annexe6 : Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures (Cox-Chart)

Température



EXEMPLE : Tension de vapeur vraie à 50°C
 d'une essence ayant une T.V.R
 de 600 g/cm² et une pente 15-5
 de 2°C/°%

TVV à 100°F = 0,650 kg/cm²
 TVV à 50°C = 0,925 kg/cm²

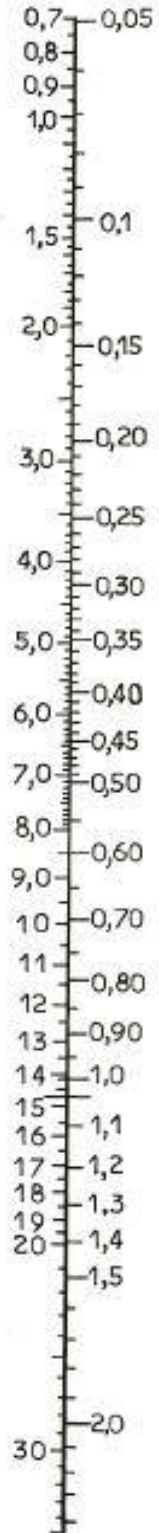


Tension de vapeur Reid
 à 100°F

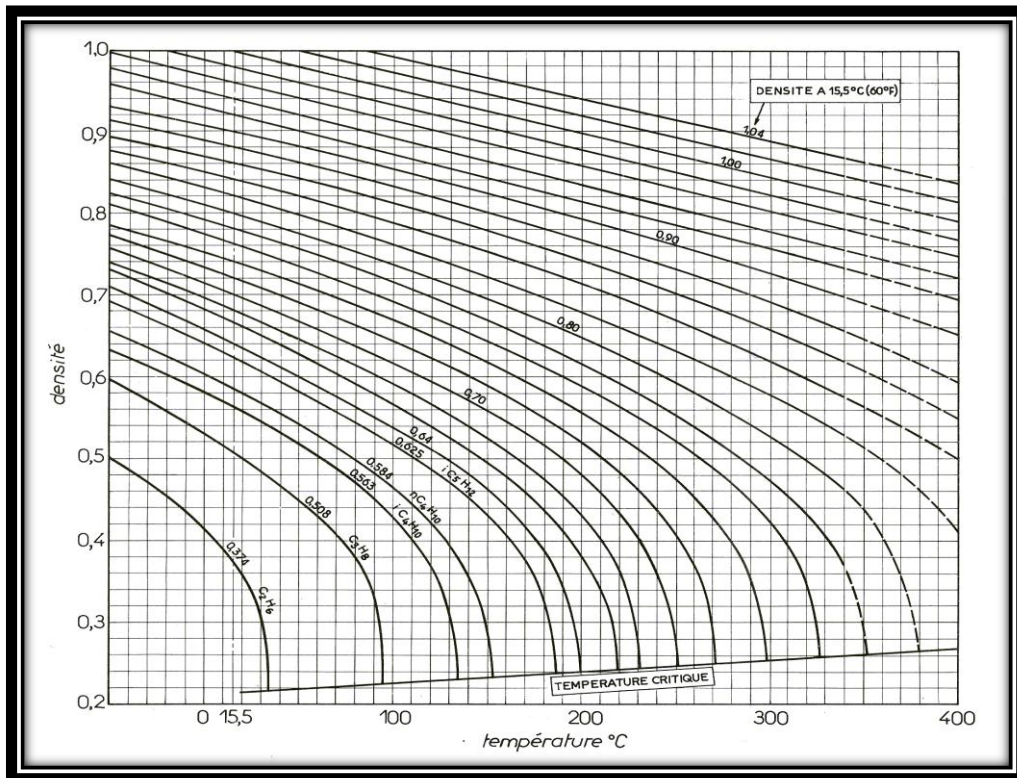
* Pente de la courbe ASTM (pertes comprises)

$$\frac{t_{15} - t_5}{10} \text{ °C/°\%}$$

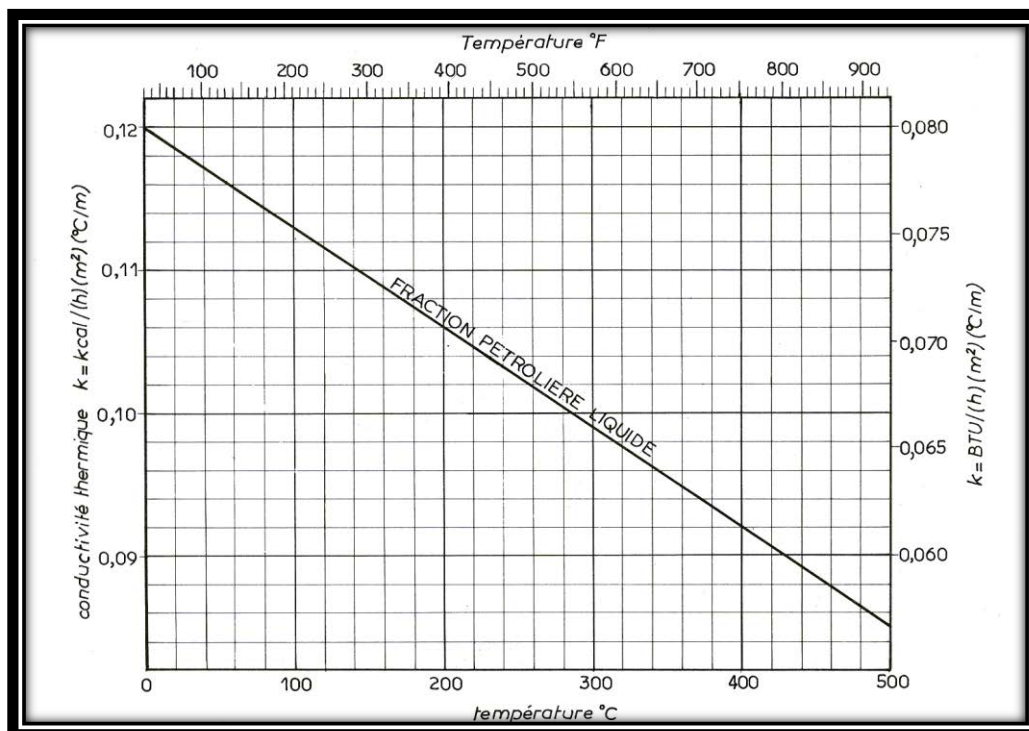
Tension
 de vapeur vraie
 PSIA kg/cm²



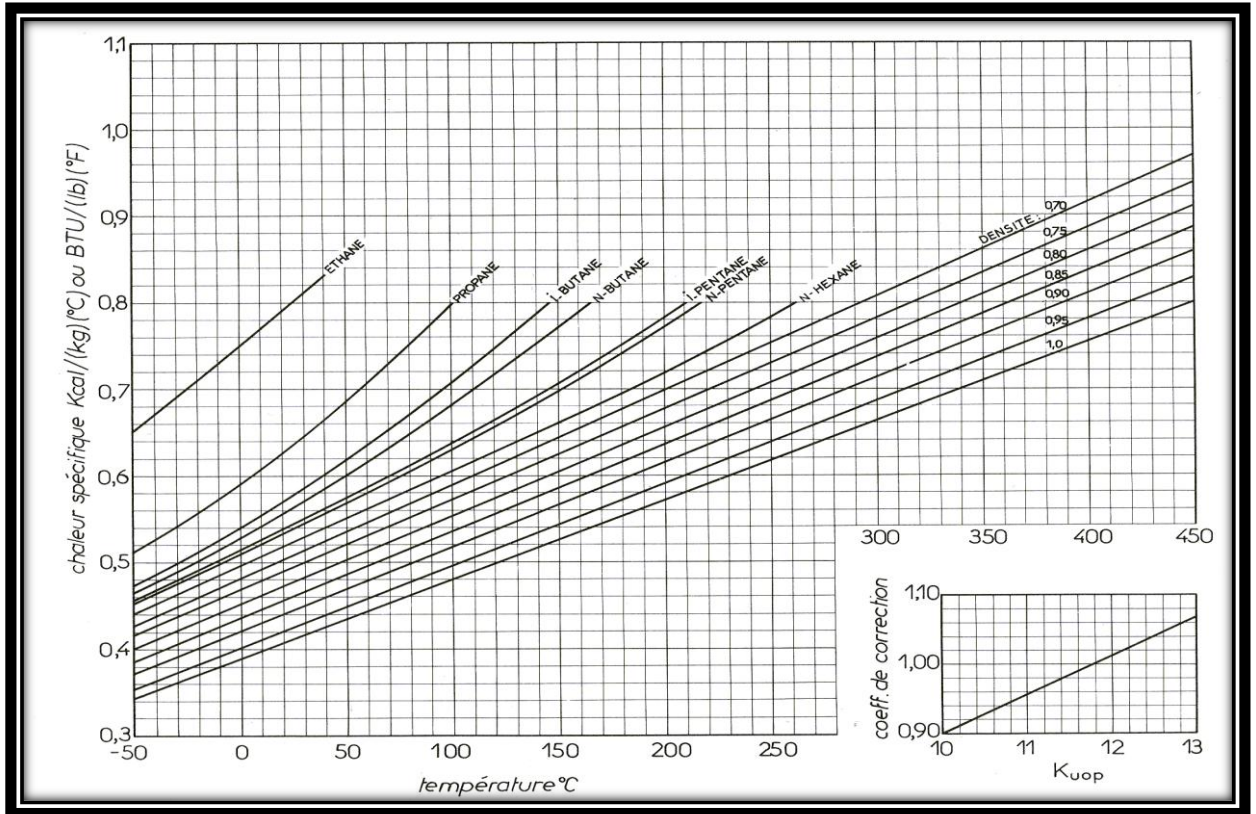
Annexe7 : Corrélation entre tension de vapeur Reid (TVR) et tension de vapeur vraie



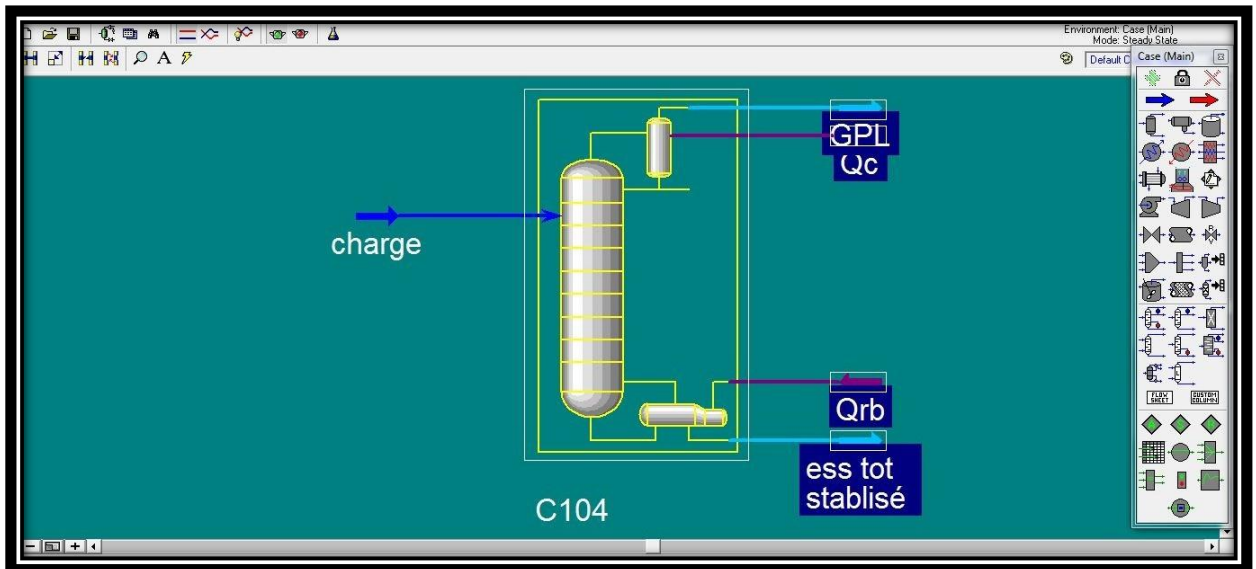
Annexe8 : Variation de la densité des hydrocarbures en fonction de la température



Annexe9 : Conductivité thermique des hydrocarbures liquides.



Annexe10 : Chaleur spécifique des hydrocarbures et fraction pétrolières liquides.



Annexe11 : simulation par la HYSYS.