



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique
Université Echahid Hamma Lakdhar- EL Oued



Faculté de la Technologie
Département de Génie des Procédés et Pétrochimie

MÉMOIRE

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

Spécialité : Génie de Raffinage

Présenté par :

- **ABABSA ABOU-BAKEUR**
- **ZEMMOURI OUEDJDI**
- **AISSAOUI AZZADDINE**

Augmentation de capacité et vérification de l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger

Soutenue le 17/06 /2021

Devant le jury composé de :

Dr : Rouahna Nour Eddinne

Président

Dr : Khaled Bilal

Examineur

Dr : Guerram Abdelmadjid

Encadreur

Année universitaire 2020/2021

-Remerciements -

Nous tenons à remercier en premier lieu notre enseignant consultant M. GUERRAM Abdelmadjid pour son aide et ses orientations, nous le remercions aussi pour la formation bénéfique en spécialité de génie de raffinage.

Nous tenons à transmettre nos vifs remerciements à le jury A respectivement président de jury et membre examinateur pour notre soutenance. Nous les remercions pour toutes leurs critiques constructives.

Nos remerciements vont également à tous les enseignants du département de Génie des procédés et Hydrocarbures

Enfin, nous nous adressons à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à réaliser ce modeste travail. Merci à tous.

Dédicace

Je remercie mon dieu le plus puissant de m'avoir donné

La capacité et le courage, la sagesse en moi pour réaliser

Ce mémoire que je dédie :

-A celle qui a inséré le gout de la vie et de sens de

La responsabilitéMercie mon PERE.

-A celui qui a été toujours la source de l'amour, la lumière

De ma vie que dieu lui donne santé et longue vie

Mercie ma MERE.

-A ma sœur : Yousra et Besma et wissam

- A mon frère abd-errahmane – Chakib - yousef - mounir

-A notre petit fils : Amir

-A toute la famille : ABABSA et ABDLLI -

A mes amies proches

-A toutes les enseignantes et les enseignants

-A la promotion science et technologie

2016_2021

-A mon cher pays *ALGERIE* et ma belle ville

* Sidi Amrane *

-A tous ceux que j'aime.

ABABSA ABOU-BAKEUR

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail a :

Mes parents :

Ma mère, mon père

La lumière, les supports de ma vie et la source de l'amour ;

Je profite l'occasion à les remercier surtout pour leurs

Patience durant toute ma vie, pour leurs encouragements et leurs soutiens

Mon très chers frères.

*Mes grandes familles **ZEMMOURI**.*

Tous mes amis.

Tous ceux qui me connaissent de près ou de loin.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail a :

Mes parents :

Ma mère, mon père

La lumière, les supports de ma vie et la source de l'amour ;

Je profite l'occasion à les remercier surtout pour leurs

Patience durant toute ma vie, pour leurs encouragement et leurs soutiens

Mon très cher frère.

*Mes grandes familles **AISSAOUI**.*

-A toutes les enseignantes et les enseignants

-A la promotion science et technologie 2016_2021

*-A mon cher pays *ALGERIE* et ma belle ville*

** Sidi Amrane **

Tous mes amis.

Tous ceux qui me ont connu de près ou de loin.

-A tous ceux que j'aime

AISSAOUI Azzeddine

SOMMAIRE

List des figures.....	
List des tableaux.....	
List des nomenclatures	
Introduction Générale	1
CHPITRE I :	GENERALITES SUR LA DISTILLATION
I-1- Introduction	3
I-2- Le procédé de la distillation	3
I-3- Types de distillation Industrielle	3
I-3-1- La distillation Atmosphérique	4
I-3-2- La distillation sous vide	5
I-4- Description d'une colonne de distillation en général	6
I-4-1- La virole	6
I-4-2- Les fonds	7
I-4-3- Ballon de tête et Ballon de fond	7
I-4-4- Les plateaux	7
I-4-5- Les garnissages	8
I-5- Description de la colonne de distillation atmosphérique.....	8
I-5-1- Zone d'alimentation ou zone de flash	8
I-5-2- Zone de rectification	8
I-5-3- Zone d'épuisement	9
I-6- Types d'installations de distillation du pétrole	9
I-6-1- Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	9
I-6-2- Unité de distillation du pétrole avec pré-distillation	10
I-6-3- Unité de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (ballon de flash)	11
I-7- Types de distillation au laboratoire	12
I-7-1- Distillation TBP: (True Boiling Point	12
I-7-2- Distillation A.S.T.M	13

I-7-3- Distillation Progressive Simple	14
I-7-4- Distillation par la méthode de flash	14
I-8- Les types de distillation en général	15
I-8-1- Le mode de traitement	15
I-8-2- La composition du mélange	17
I-8-3- Types de colonnes	17
I-9- Conclusion	19

CHAPTRE II:

ESSENCE ET GPL

II-1- INTRODUCTION	20
II-2- ESSENCE	20
II-2-1- Définition d'essence	20
II-2-2- Caractéristiques de l'essence	21
II-2-3- Production des essences	27
II-2-4- Les différentes formes d'essences	29
II-2-5- Specifications des essences	30
II-2-6- Utilisations de l'essence	31
II-3- GPL	31
II-3-1- Définition du GPL	31
II-3-2- La composition chimique du GPL	31
II-3-3- Les caractéristiques du GPL	32
II-3-4- Utilisation de GPL	34
II-3- CONCLUTION	35

CHAPITRE III:

UNITE D'AFECTATION ET PROBLEMATIQUE

III-1- Introduction	37
III-2- Définition de pétrole brut	37
III-3- Présentation de la raffinerie d'Alger	37
III-3-1- Situation géographique de la raffinerie	37
III-3-2- Capacité de production	38
III-3-3- Description de l'unité de distillation (U100)	39
III-3-4- Les circuits des produits	40

III-4- Problématique	42
III-4-1- Description du problème	42
III-4-2- Objectifs ciblés	42

CHAPITRE IV :

PARTIE CALCUL

IV-A-VERIFICATION	43
- Calcul de débutaniseur C.104	43
IV-1- Données de départ	43
IV-2- Composition et débit massique et molaire de la charge	44
IV-3- Composition et débit du distillat et du résidu	45
IV-4- La pression aux différentes zones de la colonne	48
IV-5- Température dans les différentes zones de la colonne	49
IV-6- Les volatilités relatives	51
IV-7- Taux de vaporisation de la charge	52
IV-8- Calcule de taux de reflux minimal	53
IV-9- Taux de reflux optimal	53
IV-10- Taux de rebouillage	54
IV-11- Bilan thermique de la colonne	54
IV-12- Calcul de vérification	58
IV-13- Calcule de la tension de vapeur de l'essence total stabilisée	59
- Vérification de ballon de reflux D.103	61
IV-1- Données de départ	61
- Calcul de l'aéro-réfrigérant E 122 Ar	63
IV-1- Données de départ	63
IV-2- La charge thermique de l'aéro-réfrigérant	64
IV-3- Le débit massique et volumique de l'air	64
IV-4- Coefficient de transfert thermique coté tube	65
IV-5- Coefficient de transfert de chaleur	67

IV-6- Coefficient de transfert de chaleur ardu coté air	69
IV-7- Calcul de coefficient global de transfert de chaleur	71
IV-8- La différence de température moyenne ΔTLM	72
IV-9- Calcul de la surface d'échange de l'appareil	73
IV-10- Calcul de la résistance aérodynamique du faisceau	73
IV-11- Puissance du moteur électrique	74
- Calcul de rebouilleur E 121 A et B	75
IV-1- Données de départ	75
IV-2- Calcul de débit de gas-oil léger	76
IV-3- Calcul de ΔTLM	77
IV-4- Calcul de coefficient de transfert de chaleur K	78
IV-5- Calcul de la surface d'échange	81
IV-6- Verification du resultat de F.....	81
IV-B- Comparaison des résultats	82
IV-C- Augmentation de la capacité égal 10 %	83
IV-1- Données de départ	83
IV-2- Composition et débit du distillat et du résidu	83
IV-3- Taux de rebouillage	85
IV-4- Bilan thermique de la colonne	85
IV-5- Dimensionnement de la colonne	86
IV-6- Conclusion.....	89
Conclusion générale	90
Annexe	92
Bibliographies	94

List des figures

N°	Titre	Page
Figure I.1	Schéma du procédé de distillation atmosphérique	04
Figure I.2	Schéma du procédé de distillation sous vide	05
Figure I.3	Colonne de distillation	06
Figure I.4	Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.	09
Figure I.5	Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de pré-distillation.	10
Figure I.6	Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.	11
Figure I.7	Appareillage et Courbe de distillation TBP.	13
Figure I.8	Appareillage et Courbe de distillation A.S.T.M.	14
Figure I.9	Schéma d'une colonne distillation continue	16
Figure I.10	Schéma d'une colonne distillation discontinue	17
Figure I.11	Schéma des plateaux.	18
Figure II.1	Schéma du procédé d'hydrodésulfuration	28
Figure II.2	Schéma de procédé d'une unité de reformage catalytique régénératif du naphta	29
Figure II.3	Structure de propane (C3 H8)	31
Figure II.4	Structure de butane (C4 H8)	31
Figure III.1	Situation géographique de la raffinerie d'Alger (Google Maps)	37
Figure III.2	Schéma unité de distillation (U100)	39
Figure IV.1	Le bilan matière de la colonne C.104	45

List des tableaux

N°	Titre	Page
Tableau N° I-1	Les fractions et le point d'ébullition initiale et finale	05
Tableau N° II.1	Caractéristiques des bases essences.	20
Tableau N° II.2	Caractéristique de l'essence éthyle	26
Tableau N° II.3	Caractéristique de l'essence sans plomb	27
Tableau N° II.4	Composition molaire du GPL.	32
Tableau N° II.5	Caractéristiques du GPL	32
Tableau N° II.6	Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence	34
Tableau N° IV-1	Composition molaire de la charge	43
Tableau N° IV-2	La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants	44
Tableau N°IV -3	Composition et les débits massiques et molaires du distillat	47
Tableau N°IV-4	Composition et les débits massiques et molaires du résidu	48
Tableau N°IV-5	Calcule la température de bulle	49
Tableau N°IV-6	Calcul la température de rose	50
Tableau N°IV -7	Vérification de la phase liquide	50
Tableaux N°IV-8	Le calcul de α_L	51
Tableaux N°IV-9	Le calcul de $\alpha_{Diet} \alpha_{mi} (T_s = 96^\circ C)_{..}$	52
Tableaux N°IV-10	Le calcul de $\alpha_{Diet} \alpha_{mi} (T = 194^\circ C)_{..}$	52
Tableau N°IV-11	Le calcul de e'_0	53
Tableau N°IV-12	Calcule Le taux de rebouillage minimal	54
Tableau N°IV -13	Tableau récapitulant la température et la pression	.57
Tableau N°IV-14	Calcule le $(T.V.V)_i$ et $(T.V.V)_i X'_i$	60
Tableau N°IV-15	L'analyse chromatographique de l'essence	60
Tableau N° IV-16	Données de départ de ballon.	61
Tableau N°IV-17	Données de l'aéro-réfrigérant (GPL)	63
Tableau N°IV-18	Données de l'aéro-réfrigérant (L'air)	64
Tableau N°IV-19	Données de l'aéro-réfrigérant (E.122.Ar).	64
Tableau : N°IV-20	Les différents paramètres et propriétés d'essence totale.	75
Tableau : N°IV-21	Les différents paramètres et propriétés de Gas-oil léger.	76
Tableau : N°IV-22	Comparaison des résultats réels et calculés pour les fractions molaires et massiques	82
Tableau : N°IV-23	Comparaison des résultats réels et calculés pour l'équipement.	82
Tableau N° IV-24	La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants	83
Tableau N°IV -25	Composition et les débits massiques et molaires du distillat	84
Tableau N°IV-26	Composition et les débits massiques et molaires du résidu.	84
Tableau N°IV-27	Le calcul de p_L	88

List des nomenclatures

T	Température	°C
GPL	Le gaz de pétrole liquéfié	
TBP	True Boiling Point	
A.S.T.M	American Society for Testing and Materials	
RON	Research Octane Number	
MON	Motor Octane Number	
TVR	La tension de vapeur Reid	bar
ρ	Masse volumique respectivement	
k	Coefficient qui dépend de la température	
API	L'American <i>Petroleum Institute</i>	
PI	Point initiale	
PF	Point final	
PVR	Pression de vapeur Reid.	bar
CFR	<i>Coopérative Fuel Research</i>	
RIA	Raffinerie d'In Amenas	
L	Débit massique de la charge	Kg/h
Y'_{DnC5}	Teneurs admises de nC_5H_{12} dans le distillat	
Y'_{DiC5}	Teneurs admises de iC_5H_{12} dans le distillat	
X'_{RnC4}	Teneurs admises de nC_4H_{10} dans le résidu	
X'_{RiC4}	Teneurs admises de iC_4H_{10} dans le résidu	
P_f	La pression au fond de la colonne	bars
P_s	Pression au sommet de la colonne	bars
P_a	Pression dans la zone d'alimentation	bars
P_b	Pression dans le ballon de reflux	bars
T_a	La température d'alimentation	°C
T_b	La température dans le ballon de reflux	°C
T_s:	La température au sommet de la colonne	°C
X'_{Li}	Composition molaire du constituant « i » dans la charge	
X_{Li}	Composition massique du constituant « i » dans la charge	
M_{moy}	Masse moléculaire moyenne de la charge	Kg/Kmol
M_i	Masse moléculaire du constituant « i »	

L'	Débit molaire de la charge d'alimentation par unité de temps	Kmol/h
D'	Débit molaire de distillat sortant par unité de temps	Kmol/h
R'	Débit molaire de résidu sortant par unité de temps.	Kmol/h
R	Débit massique de résidu	Kg/h
D	Débit massique de distillat	Kg/h
K_i	Constante d'équilibre de l'élément « i »	
K_r	Constante d'équilibre de l'élément de référence	
α_i	Volatilités relatives	
(r_f)	Taux de reflux	
(r_f)_{min}	Le taux de reflux minimal	
(r_f)_{opt}	Le taux de reflux optimal	
(r_b)_{min}	Le taux de rebouillage minimal	
(r_b)_{opt}	Le taux de rebouillage opératoire	
φ	Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles	
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/Kmol
e'₀	Taux de vaporisation de la charge	
h_R	Enthalpie de résidu en état liquide	Kcal/Kmol
h_D	Enthalpie de distillat en état liquide	Kcal/Kmol
H_D	Enthalpie de distillat en état vapeur	Kcal/Kmol
H_R	Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur	Kcal/Kmol
g_x	Débit du reflux	Kmol/h
G_R	Débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur)	Kmol/h.
G_{air}	Débit massique de l'air	Kg/h
ρ^a	Masse volumique de l'air à l'entrée de l'aéro-réfrigérant	Kg/m³
N	Nombre de plateaux	
N_{min}	Nombre de plateaux minimal	

N_T	Nombre total de plateaux dans la colonne	
T.V.V	La tension de vapeur vraie	Kg/cm²
V	Le volume du distillat	m³
V₁	Le volume retenu corresponde à cinq (5) minutes de soutirage du distillat.	m³
V₂	Volume retenu correspondent à trois (3) minutes de soutirage du reflux	m³
V_{air}	Débit volumique de l'air	m³/s
η:	Rendement	
C_{p1},C_{p2}	Chaleur spécifique à l'entrée et à la sortie	Kcal/Kg°C
C_pm	La chaleur spécifique moyenne	Kcal/Kg°C
τ	Chaleur latente de condensation	Kcal/Kg.
ρ_L	Masse volumique du liquide	Kg/m³
λ_L	Conductivité thermique du condensât	Kcal/m.°C. h
μ_L	Viscosité dynamique du condensât	Kg/m.s
θ₁	Température de la paroi du coté condensât	°C
φ	Dimension linéaire déterminante	m
ζ	Coefficient qui dépend du nombre de rangés des tubes	
C	Coefficient dépendant de la distribution des tubes	
δ_n	Épaisseur moyenne de l'ailette	m
δ₁	Épaisseur de bas de l'ailette	m
δ₂	Épaisseur du sommet de l'ailette	m
w₁	Vitesse de l'air à l'entrée du faisceau dans la section des tubes à ailettes	
d₁	Diamètre extérieur du tube	m
d₂	Diamètre extérieur de tubes	m
S_p	Pas transversal des tubes	m
v_{eff}	Débit effectif de l'air	m³/s
F_t	La surface du front que traverse l'air	m²
h_n	Hauteur de l'ailette	m
S_n	Pas des ailettes	m
α_k	Le coefficient de transfert	w/m².°C

F_N	Surface occupée par les ailettes d'un tube d'1 m de longueur	m ² /m
E	Coefficient tenant compte de la forme de l'ailette	
$\beta_d = \delta/\lambda$	Résistance thermique de l'encrassement externe de la surface des tubes	m ² °C/W
θ	Différence arithmétique des courants chaud et froid	
ρ	Indice de contre-courant	
S_N	Pas des tubes	
Re	Le nombre de Reynolds	
C_0	La puissance électrique de moteur	kw
Cp'_0	La puissance effective	kw
ρ_1	La densité	Kg/m ³
μ	La viscosité	Kg/h.m
λ	Conductivité thermique	Kcal/mh°C
λ_m	Conductivité thermique moyenne	Kcal/mh°C
d_{in}	Diamètre intérieur des tubes	mm
d_{ex}	Diamètre extérieur des tubes	mm
σ	Epaisseur des parois des tubes	mm
n	Nombre de passe	
Di	Diamètre intérieur de la calandre	mm
W	Vitesse admissible des vapeurs	m/s
μ_m	Viscosité moyenne de l'essence totale	Kg/hm
Nu	Nusselt	
Re'	Critère de Reynolds	
Pr'	Critère de Praundt	
Nu'	Critère de Nusselt	
L	La longueur des tubes	mm
D	Diamètre	m

Introduction

Générale

Introduction Générale

Le pétrole est un mélange de divers hydrocarbures formés par la décomposition d'animaux morts il y a des millions d'années, et entassés au fond des mers. Il doit subir une série de traitements divers pour être utilisable dans les moteurs à combustion et dans les différentes branches de l'industrie. Les principaux produits issus d'un raffinage de pétrole sont : les essences, le kérosène, le GPL, le gazole, le goudron, les lubrifiants, les composées pétrochimique....

L'Algérie est un pays industriel dans le domaine des hydrocarbures. L'industrie pétrolière joue un rôle principal dans l'économie national, car l'industrie des hydrocarbures en Algérie présente plus de 75%de produits exportés vers tous les pays du monde.

L'industrie de raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire à partir du pétrole brut des produits commerciaux (gaz, essence kérosène, gasoil, etc.....).

On voit que l'Algérie, malgré cette énorme capacité de production de produits pétroliers, a atteint un stade qui ne répond pas aux besoins du marché en quantité suffisante, ce qui nous a mis dans une situation où nous devons trouver une solution peu coûteuse pour augmenter la capacité de production.

Où nous posons le problème à l'unité de raffinage en Algérie U100.

Notre travail présente en détail l'unité de distillation atmosphérique (unité U100), et vérification des réglages existants et des résultats en place, avec augmentation de la capacité de production (10%) pour débutaniser, car il y' a déjà in travail montre qu'en pou augmenter la capacité de la colonne de la distillation atmosphérique (unité 10, unité 11) jusqu'à 20 %.[1]

Pour résoudre ce problème, nous avons complété quatre chapitres dans lesquels nous avons traité correctement le problème pour arriver à la solution optimale.

Dans le premier chapitre, nous avons présenté tout ce qui concerne le processus de distillation en vigueur dans les laboratoires et les industries pétrolières, afin de nous approfondir davantage dans le type de distillation atmosphérique en raison de sa présence dans l'unité à étudier.

Quant au deuxième chapitre, nous avons traité des produits pétroliers les plus importants obtenus dans cette unité, à savoir le gaz de pétrole liquéfié et l'essence, au fur et à mesure que nous les avons étudiés et définis leurs caractéristiques et normes requises sur le marché mondial et les différents domaines de leur utilisation.

Dans le troisième chapitre, nous avons défini l'unité à étudier, en abordant l'histoire du raffinage en Algérie et en déterminant sa localisation géographique à la fin du chapitre, nous avons posé le problème et esquissé les objectifs à atteindre.

Dans le dernier chapitre, les réglages d'usine ont été vérifiés, en commençant par le débutaniseur pour calculer les composants de charge, puis pour calculer la quantité de matériau de produit obtenu dans les deux étapes

Vérifiez ensuite les paramètres et calculez le diamètre de ballon de reflux.

Quant à l'équipement de l'aéro-réfrigérant nous avons vérifié tous les réglages et avant la dernière fois nous avons vérifié l'équipement de rebouilleur pour vérifier la zone d'échange thermique.

Enfin, après avoir résumé les résultats obtenus, nous les avons comparés aux résultats réels. Où nous avons travaillé sur la possibilité d'augmenter la capacité de manière significative.

CHAPITRE I : GENERALITES SUR LA DISTILLATION

I-1- INTRODUCTION :

La distillation est le processus physique de séparation de mélanges liquides, binaires ou complexes, en utilisant la différence de points d'ébullition entre les produits mélangés et même dissous les uns dans les autres dans la matière première. L'exploitation primaire du raffinage du pétrole brut, le pétrole brut se compose d'une série d'hydrocarbures de caractéristiques différentes, et pour être utilisé correctement, il doit être divisé en groupes avec des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

La distillation est le processus par lequel le minerai est brisé en utilisant la différence entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures. Les caractéristiques de ces catégories sont liées aux besoins spécifiques du marché, et il existe deux types de distillation :

- Distillation atmosphérique,
- Distillation sous vide,

I-2- LE PROCEDE DE LA DISTILLATION :

Avant le procédé de la Distillation dans une colonne il est nécessaire d'introduire quelques paramètres généraux qui régissent l'ensemble de la conduite d'une colonne tels que la Volatilité d'un corps, le Bilan Matière (Matériel Balance), le Bilan Thermique (Heat Balance) de la colonne.

I-3- TYPES DE DISTILLATION INDUSTRIELLE :

La distillation permet de séparer les composants de la cargaison en fonction de leur température d'ébullition.

La colonne de distillation intervient entre le four et le condensateur de tête, avec lequel la distillation utilise deux phases (vapeur liquide). Dynamiquement, le contact avec les deux phases conduit à l'échange de composants ; La vapeur la plus volatile s'accumule et est éliminée au sommet de la colonne tandis que les composants lourds passent dans la phase liquide et sont tirés vers le bas. Cette distribution des composants entre les deux phases, entre la tête de la tour et au-dessous, entraîne le gradient de température dérivé du gradient de concentration. [2]

I-3-1- La distillation Atmosphérique :

La distillation atmosphérique est un processus de distillation qui sépare les fractions d'hydrocarbures présentes dans le pétrole brut. C'est la première étape du raffinage du pétrole. Son travail repose sur la différence de température d'ébullition de chacun des produits pétroliers purs. [3]

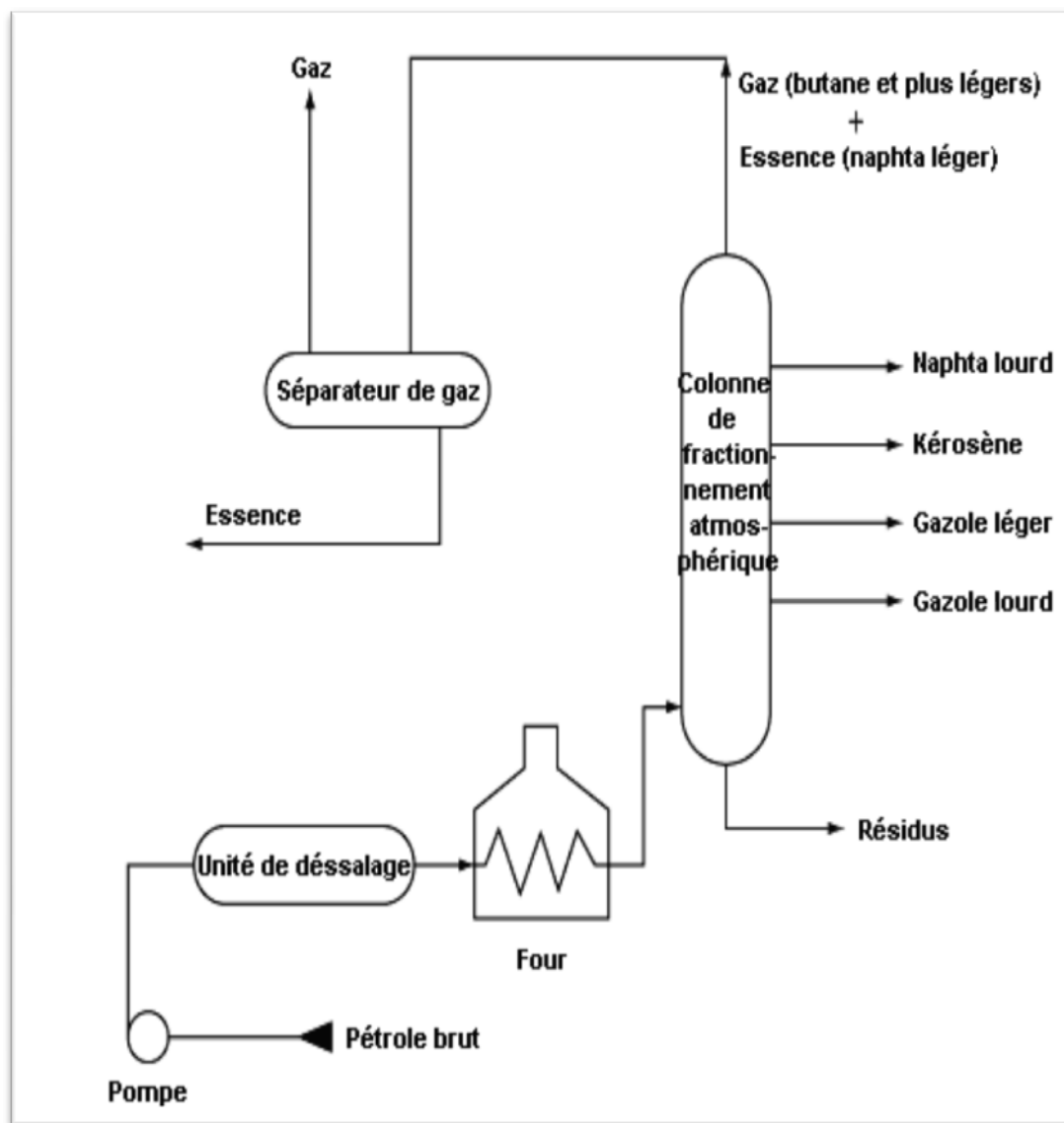


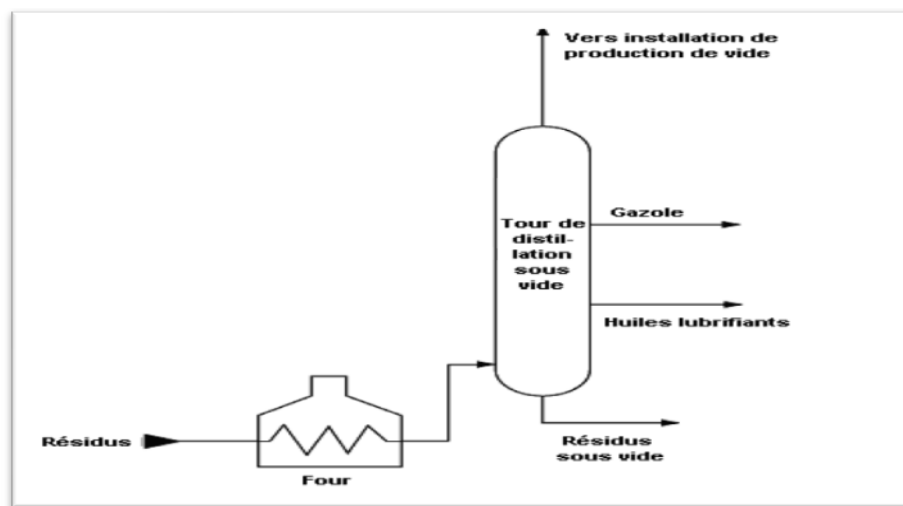
Figure I.1 : Schéma du procédé de distillation atmosphérique [17].

Tableau N°I-1 : les fractions et le point d'ébullition initiale et finale [2].

Fractions	T(°C) ébullition initiale et finale	Fractions	T(°C) ébullition initiale et finale
GPL	<28 °C.	Naphta A	28 – 65°C.
Naphta0 B	65 -150 °C.	Naphta C	150 - 180 °C.
Kérosène	180 - 225°C	Gas-oil léger	225 - 360 °C.
Gas-oil lourd	320 - 360 °C.	Résidu	>360 °C

I-3-2- La distillation sous vide :

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où à la redistillation des produits nobles qu'un nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base, la redistillation des huiles après traitement au solvant, la redistillation des essences spéciales et la préparation de charge des unités de craquage pour sortir un gasoil sous vide à partir du résidu atmosphérique.

*Figure I.2 : Schéma du procédé de distillation sous vide.[4]*

I-4- Description d'une colonne de distillation en général : [4,5]

L'ensemble de l'installation d'une colonne qui est représenté par la figure 2. Se compose de :

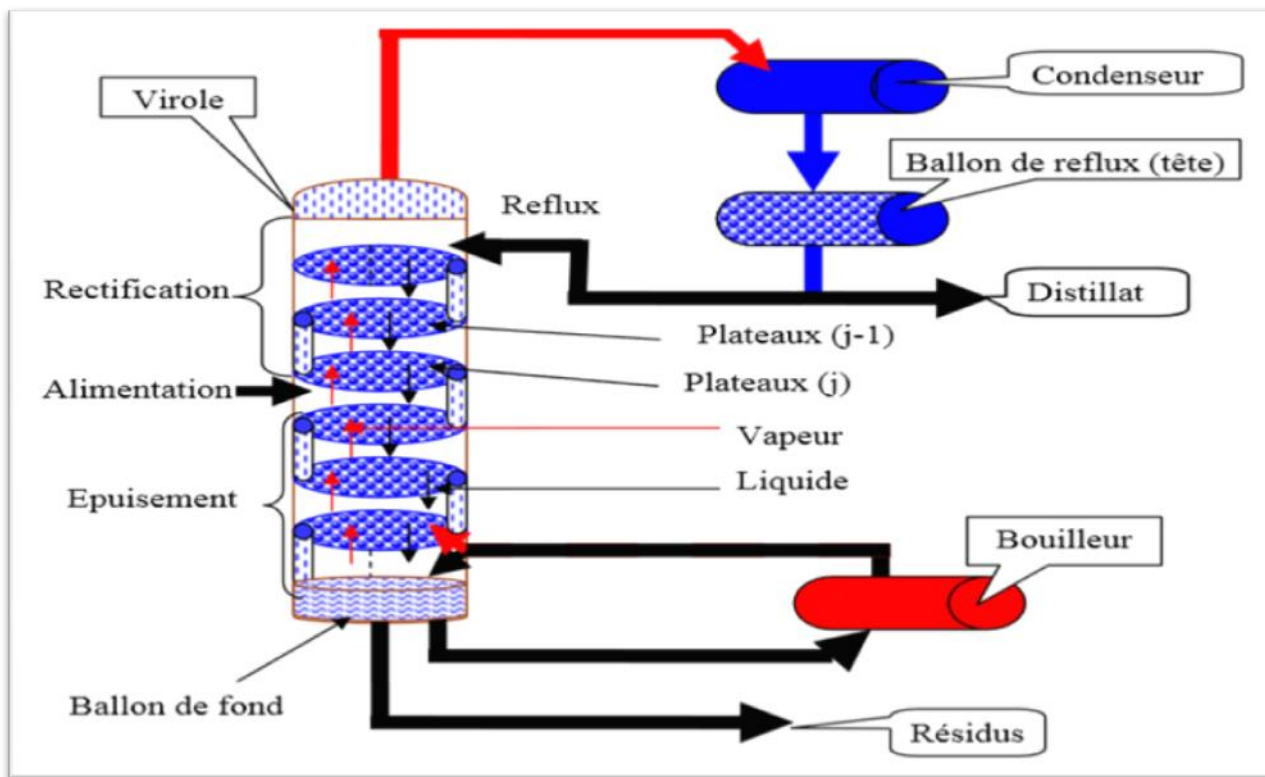


Figure I.3: Colonne de distillation.

I-4-1- La virole :

C'est le couvercle extérieur de la colonne. C'est un corps cylindrique de tôle d'acier soudée. Il peut résister à la pression et à l'expansion de l'intérieur et peut résister aux vents et aux tremblements de terre de l'extérieur. Il peut se composer de différentes sections de gouttelettes. Si le débit et les propriétés physiques du débit de vapeur varient considérablement entre les pieds de la tête de colonne, nous devons adapter la colonne aux conditions de fonctionnement et fournir une colonne avec deux ou même trois gouttelettes. On distingue deux types de viroles :

- Les viroles monobloc.
- Les viroles tronçon.

I-4-2- Les fonds :

La colonne de distillation a deux fonds qui prennent une forme différente l'un de l'autre.

A égalité de résistances et de diamètres, les fonds sphériques sont moins épais que les fonds elliptiques. Les fonds elliptiques sont livrés emboutis jusqu'à 3m de diamètre. Les fonds sont soudés à la virole ; toutefois dans certains cas particuliers et pour des diamètres ne dépassant pas 1.5m, le fond supérieur pourra être rapporté avec des brides boulonnées. Le métal des fonds est le même que celui de la virole. [6]

I-4-3- Ballon de tête et Ballon de fond :

Nous constatons qu'en haut et en bas de la colonne de distillation il y a deux ballons où le mélange distillé se dépose et le reste d'entre eux pour obtenir un certain degré de production pure.

- Grâce au ballon de tête, on peut augmenter le débit de reflux. Donc les débits internes de liquide augmentent.
- Par représentation du contenu du ballon de fond, on peut augmenter les débits internes de la vapeur.

Pour disposer à tout instant de ces retenues, on régule les niveaux du liquide dans les deux ballons.

I-4-4- Les plateaux :

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas.

I-4-5- Les garnissages :

Il existe plusieurs garnissages qui diffèrent par la forme et les matériaux de construction. Les deux phases liquide et vapeur circulent en contre-courant, le liquide ruisselle sur les éléments du garnissage formant un film qui est léché par la phase gazeuse [7].

Le garnissage présente des pertes de charge moins élevées que les plateaux, par contre sa souplesse de fonctionnement est fiable. Ce type de garnissage convient dans les cas suivants :

- Produit très corrosif.
- Petites dimensions.

I-5- DESCRIPTION DE LA COLONNE DE DISTILLATION**ATMOSPHERIQUE : [8]**

La colonne de distillation est un appareil cylindrique horizontal avec une hauteur qui dépend du nombre de plateaux ou à garnissages qu'il contient et la distance entre eux.

La colonne à plateaux plus utilisés pour la distillation, mais la colonne à garnissages le but pour la distillation discontinue. Les plateaux est de types à clapets qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendant et la phase vapeur ascendante.

Elle est constituée de trois zones :

I-5-1- Zone d'alimentation ou zone de flash :

C'est la zone d'entrée de la cargaison après avoir relevé sa température à 350°C, avec laquelle la phase est séparée de la paroi contre la corrosion. À cet effet, la matière première étant flottée par des tubes tangents et par une plaque métallique placée perpendiculairement, la charge va vers le centre du vortex. C'est entre le cinquième et le sixième plateau.

I-5-2- Zone de rectification :

Il a des plateaux pour permettre la correction. Le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions à obtenir (entre 22 et 45).

I-5-3- Zone d'épuisement :

Il se compose d'environ cinq plateaux (5) situés sous l'arbre, où le résidu de distillation atmosphérique est obtenu et utilisé comme minerai de distillation sous vide pour produire des lubrifiants, avec de la vapeur d'eau surchauffée injectée à basse pression pour éliminer le résidu le plus sophistiqué.

I-6- TYPES D'INSTALLATIONS DE DISTILLATION DU PETROLE : [8]

Il existe trois types de distillation atmosphérique. Le choix de ces types est lié aux

Deux façons :

- La nature du pétrole brut à traiter.
- Les produits à obtenir.

I-6-1- Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne :

Ce type de schéma est destiné pour des pétroles bruts peu sulfureux et lourds.

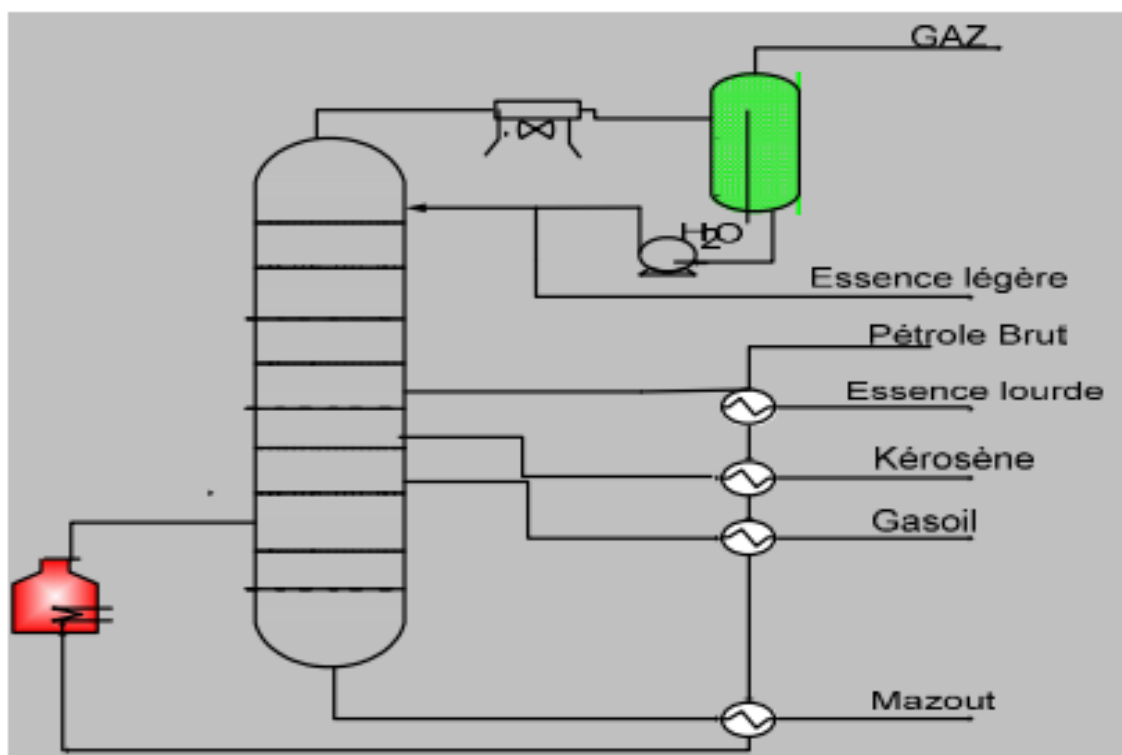


Figure I.4 : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.

- **Avantages :**

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures ($330 < t < 380^{\circ}\text{C}$),

- **Inconvénients :**

- La capacité est faible.
- Cette unité ne traite pas les pétroles légers à cause de l'augmentation de la Pression dans la tête de la colonne,

I-6-2- Unité de distillation du pétrole avec pré-distillation :

Ce schéma permet de traiter les pétroles bruts riches en gaz dissous, riche en fractions légères et avec une teneur en soufre de 0.5% massique et plus.

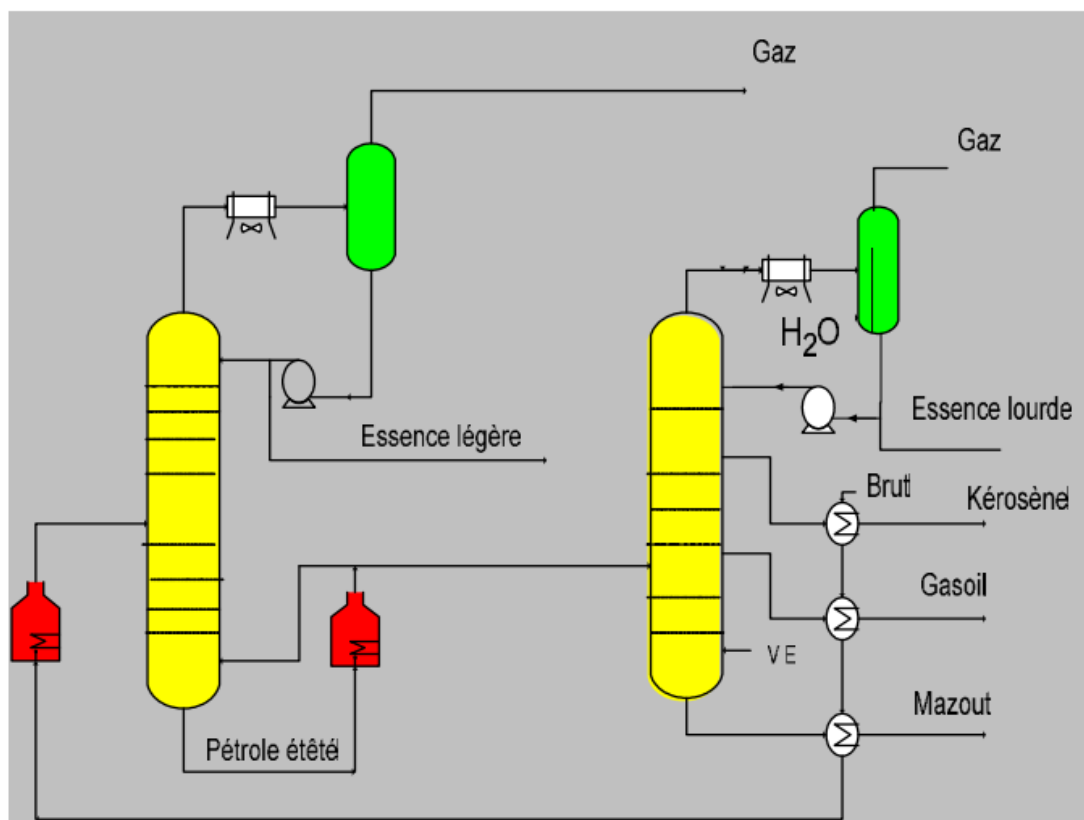


Figure I.5 : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de pré-distillation.

- Avantages :

- La capacité de l'unité est élevée.
- Possibilité de traiter des pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en soufre et les pétroles qui ne contiennent pas des fractions légères.

- Inconvénients :

- On utilise une température élevée à la sortie du four.
- Une grande consommation d'énergie.

I-6-3- Unité de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (ballon de flash) :

Cette installation permet de traiter les pétroles légers, contenant des gaz dissous jusqu'à 1.5% massique au maximum. Toutefois, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés.

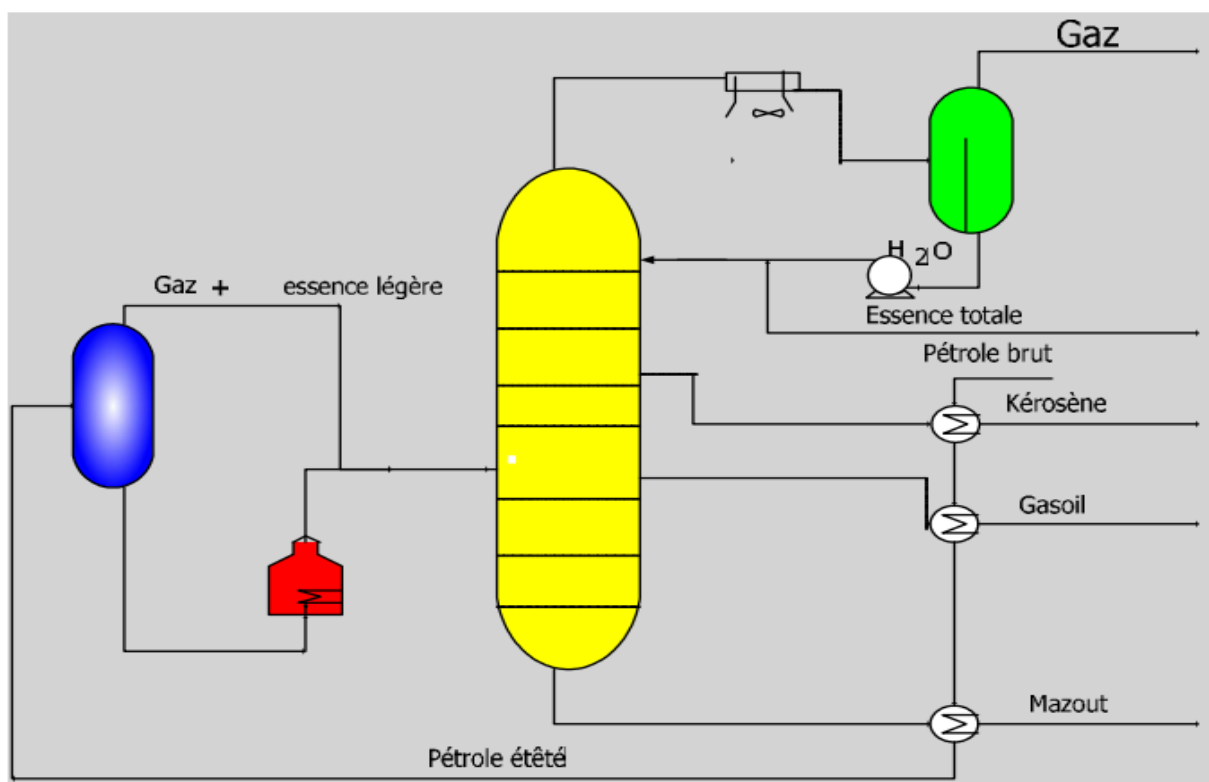


Figure I.6 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.

- Avantages :

- L'évaporation préalable des essences légères du pétrole brut diminue la capacité du four.
- Absence de la pression dans le four.

- Inconvénients :

- Si la teneur en fractions légères varie, la marche de la colonne est maximale.
- L'impossibilité de traiter les pétroles sulfureux.

I-7- TYPES DE DISTILLATION AU LABORATOIRE :

Les distilleries de laboratoire sont les procédés les plus élémentaires après chaque découverte de gisement d'huile, avec des analyses pour évaluer sa composition en différentes parties et pour planifier le plan de traitement approprié [9].

Les distilleries de laboratoire dont 04 sont connues sont :

I-7-1- Distillation TBP: (True Boiling Point): [10]

C'est une distillation avec une correction, appliquée dans une colonne remplie (10 plateaux théoriques) qui fonctionne avec un taux d'émission bien défini en haut de la colonne, en passant d'abord la somme des composants les plus volatils suivis des composants purs dans l'ordre de la volatilité. La température à laquelle il passe reste constante et est égale à la température à laquelle il bout et puis apparaît soudainement le composant suivant, la température à laquelle il passe à la température à laquelle il reste constant jusqu'à ce qu'il soit activé.

Cette TBP présente une grande haute sélectivité dans les produits désirés.

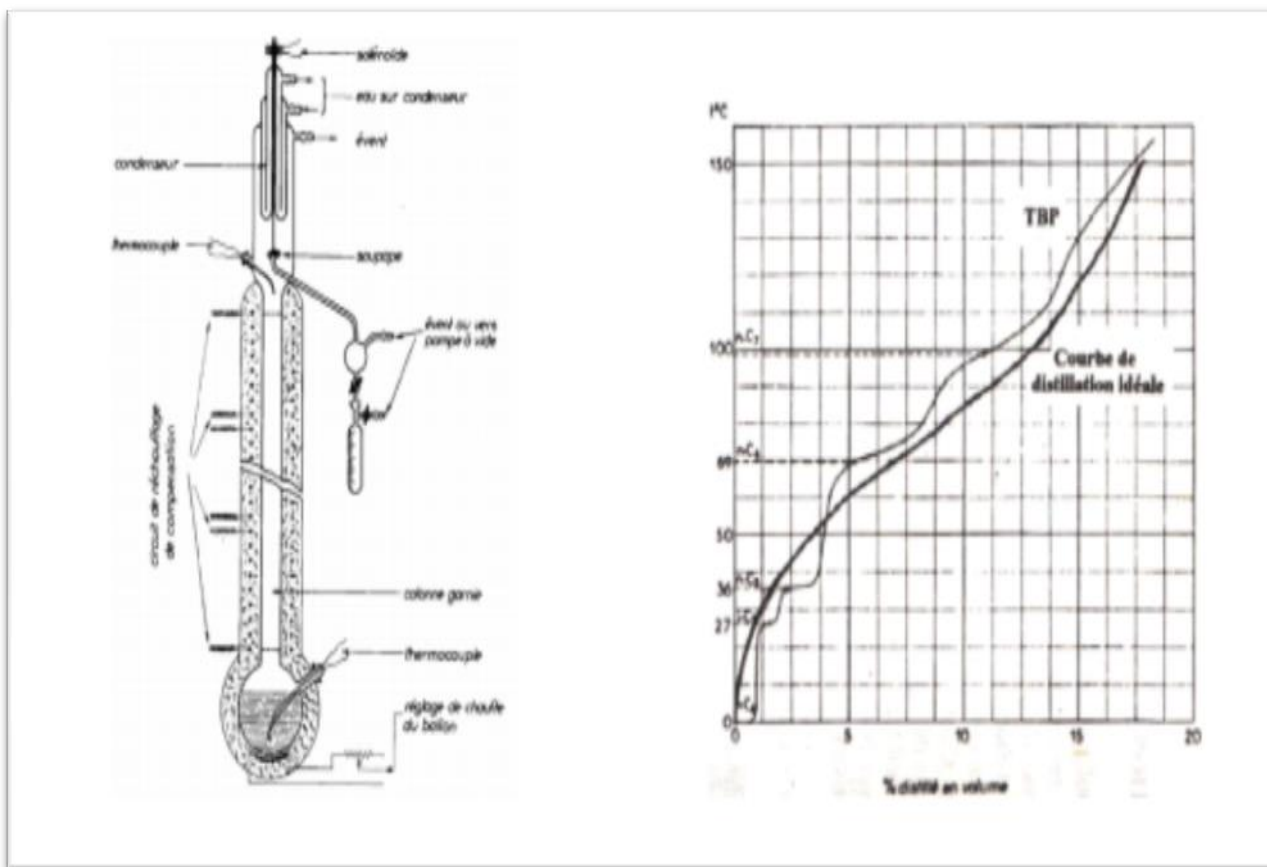


Figure I.7 : Appareillage et Courbe de distillation TBP.

I-7-2- Distillation A.S.T.M: (American Society for Testing and Materials): [10]

Il est plus largement utilisé, distillant l'échantillon à analyser dans un dispositif simple, et les conditions sont normalisées (taux de chauffage, taux d'évaporation, etc.).

Ce dernier est utilisé pour lui donner des spécifications de distillation pour les produits pétroliers, et il est assez rapide alors que la distillation du BDE (plus précis et représentatif de la composition du produit) est très longue (jour).

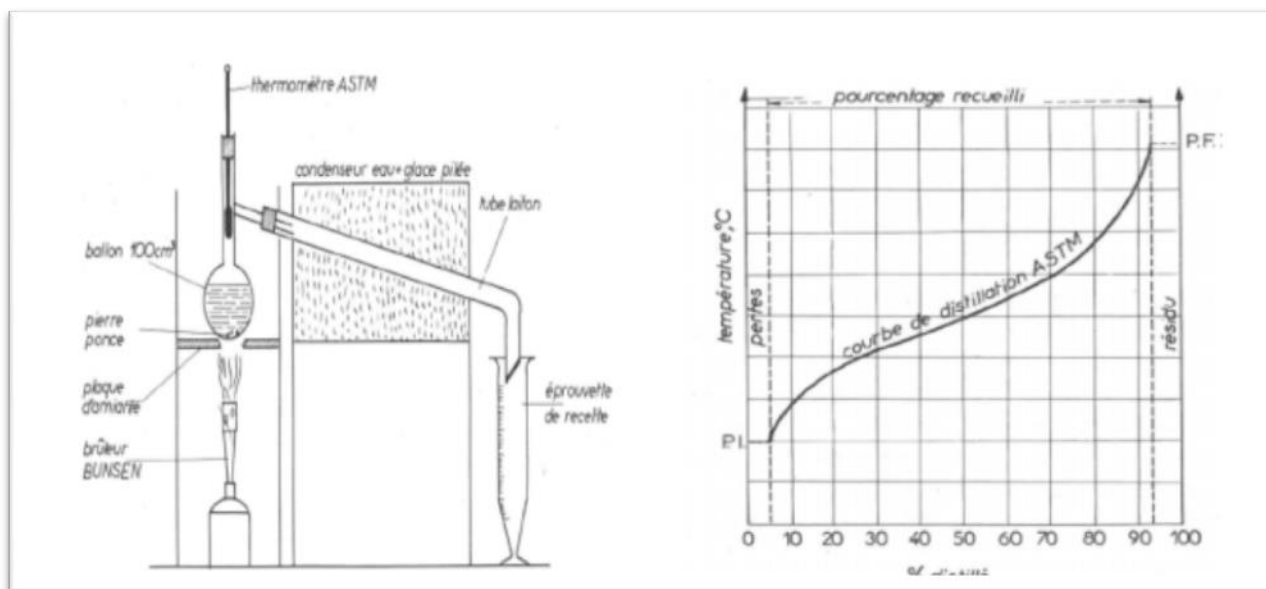


Figure I.8 : Appareillage et Courbe de distillation A.S.T.M

I-7-3- Distillation Progressive Simple : [10]

Un flacon est utilisé dans un bain chauffant afin que la température soit toujours constante dans les deux phases. À chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide bouillant dans le ballon et l'émission de vapeur. Les températures (température de la vapeur, température du liquide) sont observées en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de la recette. La courbe de distillation obtenue se forme entre la température de la double bulle et la température d'ébullition des composants les moins volatils.

I-7-4- Distillation par la méthode de flash :

C'est une distillerie typique à l'échelle industrielle. La charge préchauffée passe jusqu'à une certaine température dans un four sous pression P dans la zone de dilatation de la colonne, où elle est détendue et divisée en deux phases pour le liquide et la vapeur. Cette distillation permet de tracer une courbe montrant la différence de température en fonction du rendement de rupture. C'est ce qu'on appelle une courbe éclair qui définit le système thermique de la colonne de distillation. Cependant, puisque cette distillation prend du temps, la courbe est dérivée de la courbe dérivée de TBP, en utilisant des méthodes : Obreadchikov-Semidovich, Nelson-Harvey, Edmeister et Maxwell.[11]

I-8- LES TYPES DE DISTILLATION EN GENERAL :

La distillation peut être classée en différentes catégories selon :

I-8-1- Le mode de traitement :

La distillation peut être effectuée d'une manière continue ou discontinue

I-8-1-1- La distillation continue :

Dans ce type de distillation, nous entrons la charge à distiller en chinois pour séparer les molécules légères vers le haut et vers le haut, et des molécules lourdes vers le bas, la colonne tombe et le processus se fait en masse permanente et en équilibre thermodynamique.

En montant, les vapeurs s'enrichissent en composés volatils. La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger.

La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en éléments lourds et perd ses éléments légers. Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne est important, meilleure est la séparation. Le but étant de trouver un compromis entre le rendement et le coût de l'opération. Il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités. Il faut noter qu'avec cette technique il est difficile de séparer des produits dont l'écart de températures d'ébullition est inférieur à 1 degré. En ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique. [12]

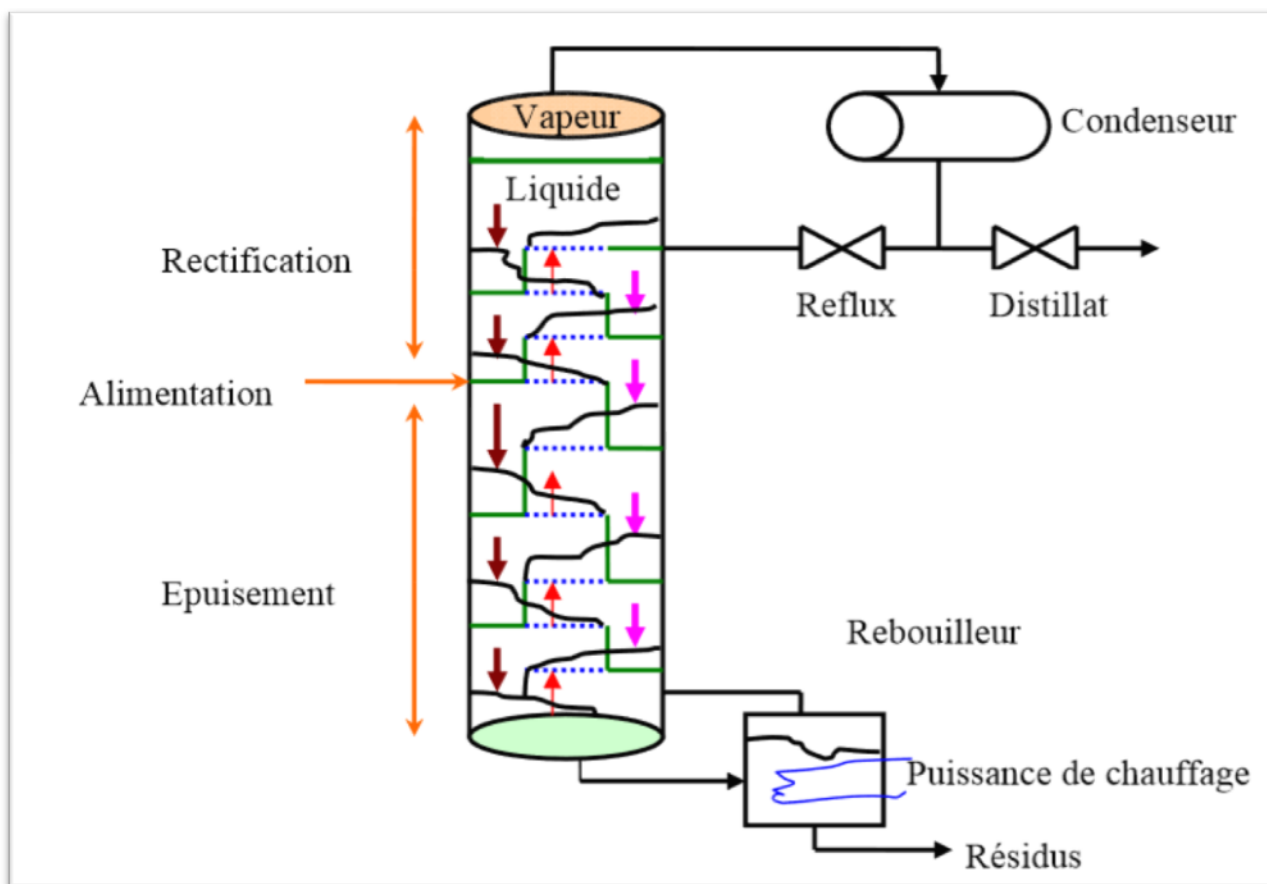


Figure I.9 : Schéma d'une colonne distillation continue

I-8-1-2- La distillation discontinue :

Le mélange liquide à traiter est introduit dans le bouilleur de façon transitoire. Pendant la distillation, la composition du distillat peut varier et le distillat est souvent séparé en plusieurs fractions. L'opération discontinue présente l'avantage de pouvoir séparer plusieurs produits avec un appareillage relativement simple mais l'inconvénient d'être grosse consommatrice en temps et en énergie. [12]

Elle est utilisée pour les produits à forte valeur ajoutée dans l'industrie pharmaceutique, agroalimentaire, régénération de solvant.

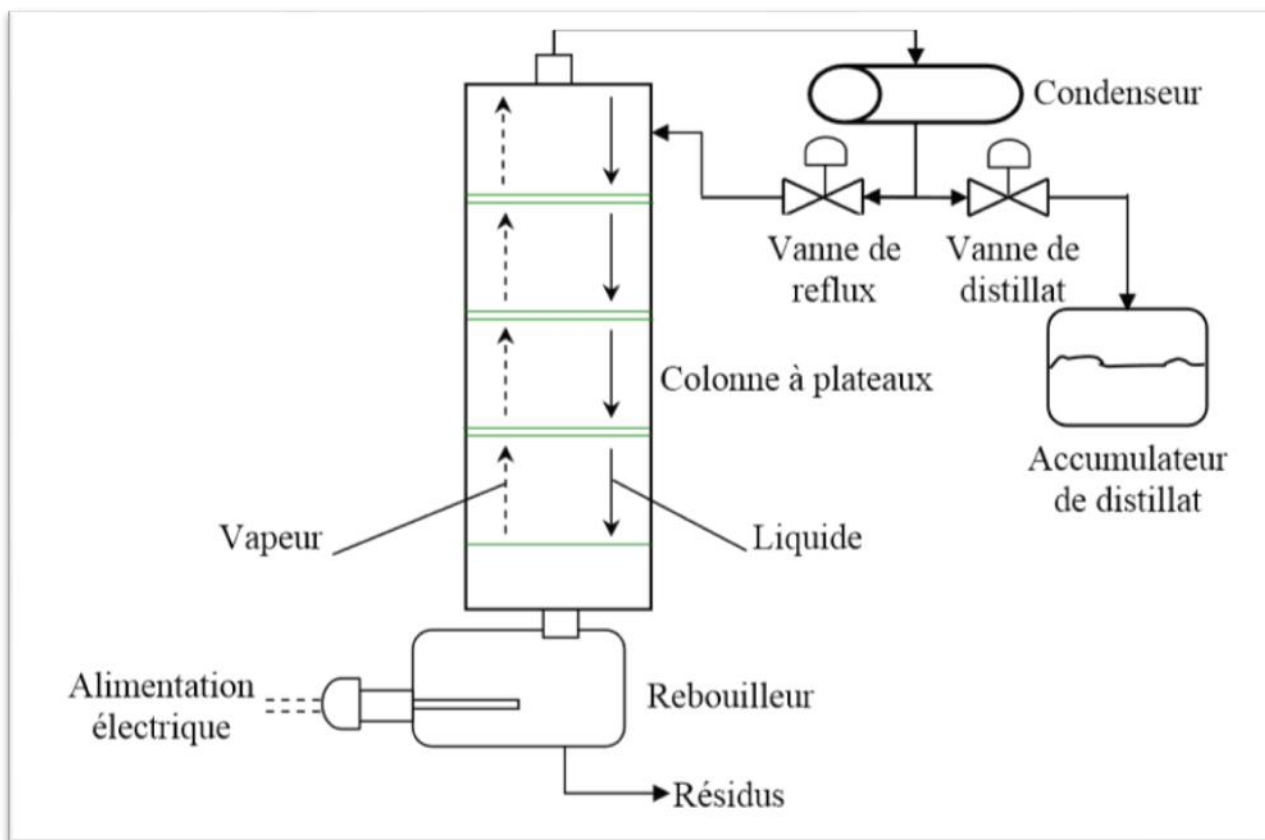


Figure I.10 : Schéma d'une colonne distillation discontinue.

I-8-2- La composition du mélange : [13]

Les deux types de distillations sont :

I-8-2-1- La distillation binaire :

Le mélange est séparé en deux produits liquides seulement.

I-8-2-2- La distillation multi-composante :

C'est une distillation commerciale où le mélange est séparé en plusieurs produits liquides, comme le raffinage du pétrole.

I-8-3- Types de colonnes : [13]

L'unité de distillation se compose de colonnes de fractionnement assurant un contact intime entre une phase vapeur et un reflux liquide. Ce contact peut s'effectuer par l'utilisation de colonnes à plateaux ou à garnissages.

I-8-3-1- Colonne à plateaux :

Les plateaux sont des chicanes horizontales en forme de plaques qui sont placées les unes sur les autres à des distances déterminées à l'intérieur de la colonne. Comme montre dans la figure I.2, sur chaque plateau se trouve une couche de liquide de hauteur limitée qui est traversée par la vapeur montante. La hauteur d'une colonne à plateaux dépend du nombre de plateaux et de l'espace entre les plateaux.

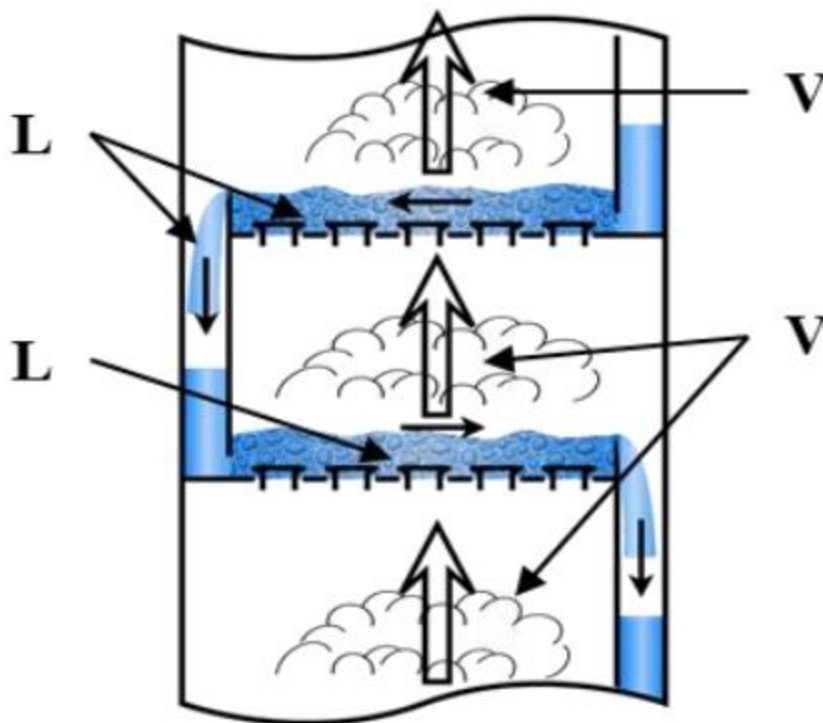


Figure I.11 : Schéma des plateaux.

I-8-3-2- Colonne à garnissages :

Les garnissages sont des matériaux différents tels la céramique et le métal ainsi qu'en divers plastiques et même en graphite ou en verre (anneaux de Raschig) sous forme de remplissage en vrac pour favoriser le contact dans une colonne de petites dimensions ainsi que les colonnes de laboratoire.

3- CONCLUSION :

Enfin, ce procédé unitaire est un procédé de séparation basé sur la température d'ébullition caractéristique des hydrocarbures pétrolifères, utilisant une colonne de distillation continue ou intermittente. Ceci afin d'obtenir des fractures d'huile acceptables sur lesquelles des tests analytiques peuvent être effectués.

CHAPITRE II :

ESSENCE ET

GPL

II-1- INTRODUCTION :

Le pétrole brut est sous-évalué à moins que des opérations de raffinage ne soient effectuées pour le rendre utilisable. Cependant, la distillation et le raffinage fournissent une large gamme de produits précieux. Pendant la distillation, le minerai est converti en différentes fractions, chacune ayant des températures d'ébullition différentes. Prenons le gaz liquéfié, l'essence, le mazout de chauffage, les huiles essentielles pour les lubrifiants, le bitume et une série de produits connexes.

II-2- ESSENCE :

II-2-1- Définition d'essence :

L'essence est produite à partir du pétrole brut par le processus de raffinage. C'est un mélange d'hydrocarbures avec 5 à 10 atomes de carbone à l'état liquide. Inflammable, utilisé comme carburant dans les moteurs à combustion interne. C'est le meilleur - vendre du carburant dans le monde.

L'essence est l'un des principaux carburants pour les voitures. En général, le terme désigne également une famille plus large de dérivés d'huile hautement inflammables, qui sont également utilisés comme solvants [14].

En effet les bases utilisées constituant le pool d'essences, peuvent être issues de diverses opérations unitaires. Ces bases ou ces coupes incluent généralement des mélanges de butane, de naphtha, de l'isomèrat, de réformât, de l'alkylât ainsi que des composés oxygénés dont les principales caractéristiques sont reportées dans le tableau suivant :

TableauN° II.1: Caractéristiques des bases essences. [14]

	RON	MON	Masse vol Kg/m ³	TVR bar	Benzene % vol	Aromatiques % vol
Butane	94.3	90	580	4.02	0	0
Essence SR	70	70.8	653	1	0.8	0.8
Solvant Léger	48	40	726	0.3	1.5	6.5

Isomérât	88	85	647	1	0	0
Reformat	98	88	739	0.35	3	70
Naphta Léger	94	84	720	0.59	1.07	18
Naphta lourd	92.5	82.5	8.50	0.01	0	70
Alkylât	96	93	710	0.4	0	0
MTBE	117	0	732.4	0.57	–	–

On conçoit qu'en matière de propriétés physico-chimiques (volatilité, indice d'octane, etc.) le comportement d'un mélange ne soit pas identique à celui que l'on pourrait prévoir par une loi d'additivité linéaire. Pour tenir compte de ces écarts par rapport à l'idéalité, on introduit la notion d'indices de mélange **M**.

Indice de mélange :

Dans un système constitué de deux bases **A** et **B**. L'indice de mélange **M_A** du constituant **A** se calcule par la relation suivante :

$$\text{RON}_{AB} = x \text{M}_A + (1-x) \text{RON}_B \dots \dots \dots \text{(II.1)}$$

RON_{AB} : RON du constituant **B**

RON_{AB} : RON du constituant final **AB**

X : la fraction volumique du constituant **A** dans le mélange

II-2-2- Caractéristiques de l'essence :

L'essence s'évapore sous pression atmosphérique entre la température ambiante et 215 °C. La densité moyenne de l'essence est d'environ 0,755, le poids de l'air égal à 1/3 du poids de l'essence. L'espèce est généralement caractérisée par son indice d'octane et sa volatilité (qui détermine son comportement moteur, chaud et froid).

L'essence se compose d'alkènes, d'alcanes, d'hydrocarbures aromatiques et de certains autres composés résultant de la distillation d'huile ou d'additifs (potassium, anticonvulsivants, etc.). [14].

II-2-2-1- La masse volumique (densité) :

La masse volumique d'un corps, à une température donnée est le rapport de sa masse à son volume, exprimée en (**kg /l** ou **g /cm³**) mesurée à l'aide d'un aréomètre.

Elle varie avec la température suivant la relation :

$$\rho_t = \rho_{15} - k(t - 15) \dots\dots\dots (II-2)$$

Avec : t : température en °C

ρ_t et ρ_{15} : masse volumique respectivement à t °C et 15°C.

k : Coefficient qui dépend de la température

La densité : d'un produit représente le rapport de la masse d'un certain volume d'échantillon à une température donnée et de la masse du même volume d'un corps de référence (généralement l'eau) à une température standard (4°C). La densité est donc un nombre dimensionnel, elle est identique à la masse volumique à 15 °C.

L'aspécifique gravity (Sp. Gr_{60/60} °F) est une densité avec la même température pour le produit et le corps de référence (eau). Cette température est de **60°F** soit **15°C**.

Un autre concept est utilisé pour mesurer la densité des fractions pétrolières : le degré **API** : défini par l'*American Petroleum Institute* comme étant une fonction hyperbolique de la spécifique gravity :

$$^{\circ}\text{API} = [141.5 / \text{Sp.Gr } 60 / 60] - 131.5 \dots\dots\dots (II-3)$$

II-2-2-2-Volatilité :

La volatilité des essences doit être soigneusement contrôlée afin d'obtenir à la fois un fonctionnement satisfaisant du moteur et une réduction d'émission d'hydrocarbures par évaporation. Elle est définie par la pression de vapeur, la courbe de distillation ainsi que par le rapport V/L.

a- Courbe de distillation :

La courbe de distillation représente l'évolution de la fraction distillée en volume, à pression atmosphérique, en fonction de la température, dans un appareillage approprié (norme **ASTM D86** et **ISO 3405**).

Cette technique s'appelle fréquemment distillation **ASTM**. On trace l'évolution de la température en fonction de la quantité distillée, en relevant plus particulièrement :

- Point initiale (**PI**) : température repérée au moment où apparaît la première goutte de distillat.
- Fractions évaporées en pourcentage (volume) à **70°C**, **100°C**, **180°C**, de signées respectivement par **E70**, **E100**, **E180**.
- Point final (**PF**) : température pour laquelle on recueille la dernière goutte de distillat.

b- Tension de vapeur REID (pression de vapeur) :

La tension de vapeur Reid (**TVR**) des essences constitue une caractéristique déterminante de qualité. Elle correspond à la pression relative développée par les vapeurs issues d'un échantillon de carburant disposé dans une enceinte fermée à une température de **37.8°C**. Elle est en général comprise entre **0.35** et **1 bar**.

En effet, la volatilité du carburant doit être suffisante pour assurer, par temps froid, le démarrage rapide et la mise en action satisfaisante du véhicule. Inversement, lors du fonctionnement à chaud, il convient de limiter la volatilité afin d'éviter des phénomènes d'évaporation intensive et minimiser les rejets d'hydrocarbures légers dans l'atmosphère.

c- Le rapport V/L :

Le rapport **V/L** est un critère de volatilité. à température et pression fixées, le rapport **V/L** représente le volume de vapeur formé par unité de volume de liquide pris initialement à **0°C**.

La volatilité du carburant s'exprime alors par les niveaux de température pour lesquelles le rapport V/L est égal à certaines valeurs particulières tel que :

$$V/L = 12, V/L = 20, V/L = 36. \dots\dots\dots(II-4)$$

Il existe des corrélations entre les températures correspondantes à ces taux de vaporisation et les paramètres classiques de volatilité (**TVR**, courbe de distillation).

$$T_{(V/L)12} = 88.5 - 0.19 E70 - 42.5 PVR$$

$$T_{(V/L)20} = 90.6 - 0.25 E70 - 39.2 PVR$$

$$T_{(V/L)36} = 94.7 - 0.36 E70 - 32.3 PVR$$

Avec :

$T_{(V/L) x}$: la température (°C) pour laquelle $V/L = x$.

E70 : pourcentage Evaporé à 70°C.

PVR : pression de vapeur Reid [**bar**].

II-2-2-3-Indice d'octane :

L'indice d'octane est une mesure de la capacité d'une essence à résister au cognement lorsqu'elle brûle.

Le processus normal de combustion dans un moteur à allumage commandé consiste en une combustion rapide mais progressive du mélange air-carburant, grâce à la propagation d'un front de flamme issu de l'étincelle jaillissante entre les électrodes de la bougie d'allumage.

Le phénomène parasite est le cliquetis, il s'agit d'une auto-inflammation instantanée et en masse d'une partie de la charge non encore brûlée et portée à température et pression élevées par le mouvement du piston et par dégagement d'énergie due à la propagation du front de flamme. Il en résulte une augmentation locale de la pression suivie de vibrations de la masse gazeuse qui s'atténuent progressivement jusqu'à égalisation de la pression en tout point de la chambre de combustion et qui créent un bruit caractéristique évoquant un tintement métallique, d'où l'origine du terme cliquetis.

Pour caractériser, le comportement des carburants ou de leurs constituants vis-à-vis de la résistance au cliquetis, la méthode traditionnelle et universelle employée depuis les années **1920** consiste à introduire la notion classique d'indice d'octane.

Le comportement de l'essence est comparé à celui de deux hydrocarbures purs choisis comme référence. Il s'agit respectivement du **2,2,4-triméthyl pentane** ou **isooctane** très résistant à l'auto-inflammation auquel on attribue arbitrairement l'indice **100** et du **n-heptane** peu résistant, qui reçoit l'indice **0**.

Un carburant présente un indice d'octane **x** s'il se comporte, dans des conditions expérimentales bien définies comme un mélange de **x %** en volume **d'isooctane** et de **(100-x) %** de **n-heptane**.

La mesure des indices d'octane s'effectue au moyen d'un moteur de référence appelé **CFR** (*Coopérative Fuel Research*). Celui-ci présente une structure très robuste afin de résister sans incident à un cliquetis prolongé. Le principe de la méthode consiste à augmenter progressivement le taux de compression du moteur CFR jusqu'à l'obtention d'une intensité « Standard » de cliquetis repérée par un détecteur de pression implanté dans la chambre de combustion. Le taux de compression critique ainsi enregistré est comparé à deux valeurs relevées avec deux mélanges binaire heptane-isooctane de compositions voisines.

Il existe deux procédures normalisées de détermination des indices d'octane : la méthode « Recherche » et la méthode « Moteur ». Les indices correspondants désignés par les symboles **RON** (Research Octane Number) et **MON** (Motor Octane Number).

Les distinctions entre les deux procédures portent essentiellement sur le régime de fonctionnement du moteur CFR. Ainsi, lors de la détermination du RON, le moteur tourne à **600** tr/min et sans réchauffage du mélange carburé, le MON, quant à lui, à un régime de rotation de **900** tr/min et une température de mélange carburé de **149 °C**.

Le MON des essences est toujours plus faible que le RON, la différence est appelée sensibilité, elle constitue en effet une indication de la « Sensibilité » du carburant à une modification des conditions expérimentales et plus particulièrement à un accroissement de température tel qu'il est réalisé dans la procédure MON.

La plupart des essences et supercarburants classiques se rangent dans un domaine de RON compris entre **90** et **100**, tandis que MON se situe entre **80** et **90**.

Le plus souvent, on accorde une attention toute particulière au cliquetis à haut régime (au delà de **400** tr/min) dont les conséquences sur le plan mécanique sont redoutables, c'est le MON qui reflète le mieux la tendance au cliquetis à haute régime inversement le RON est un meilleur indicateur du risque de cliquetis à bas régime (de **1500** à **2500** tr/min).

Les deux indices présentent chacun une utilité, ce qui explique qu'ils soient, l'un ou l'autre, pris en compte dans l'élaboration des spécifications des essences.

Tableau N° II.2 : Caractéristique de l'essence éthyle.[15]

Caractéristiques moyennes	Essence normale	Supercarburant
Densité à 15°C	0.7259	0.7685
T.V.R. (Hiver/Été) bars à 37.8°C	0.6 5/0.80	0.65/0.80
Corrosion lame cuivre	1a	1a
Doctor Test	N	N
Gommes actuelles mg/100 cc	0.41	0.53
PTE % Poids	0.04	0.04
N.O.R.	90.0	96.4
Distillation ASTM P.I. °C	34	38
10%	51	62
20%	60	75
30%	68	89
50%	89	112
65%	107	128
70%	113	134
90%	148	157
95%	164	174
P.F	178	182
% distillé	98	98
% pertes	02	02
Teneur en soufre Ppm	100	100
Teneur en plomb g/l	0.4	0.4
Masse volumique Kg/m³	710- 765	730-770

Tableau N° II.3 : Caractéristique de l'essence sans plomb. [16]

Caractéristiques moyennes	Essence sans plomb
Densité	0.65
Masse volumique	725/ 780
RON	95
MON	85
Benzène % Vol	5
T.V.R. (Hiver/Été) bars à 37.8°C	0.65/ 0.8
Distillation ASTM °C	
15%	70
40%	100
85%	180
90%	210
Point final	215
Teneur en soufre (ppm)	100

II-2-3- Production des essences : [17].

II-2-3-1- Procédé d'hydrodésulfuration :

Dans l'hydrodésulfuration catalytique, la charge est désaérée, mélangée à de l'hydrogène, préchauffée, puis introduite sous haute pression dans un réacteur catalytique à lit fixe. L'hydrogène est séparé et recyclé, puis le produit est stabilisé dans une colonne d'épuisement, dont on soutire les fractions légères. Au cours de cette opération, les composés soufrés et azotés présents dans la charge sont convertis en sulfure d'hydrogène (H₂S) et en ammoniac (NH₃). Le sulfure d'hydrogène et l'ammoniac résiduels sont enlevés par entraînement à la vapeur, passage dans un séparateur haute et basse pression ou lavage dans une solution d'amines, ce qui permet d'obtenir un mélange très riche en sulfure d'hydrogène dont il est possible d'extraire le soufre élémentaire.

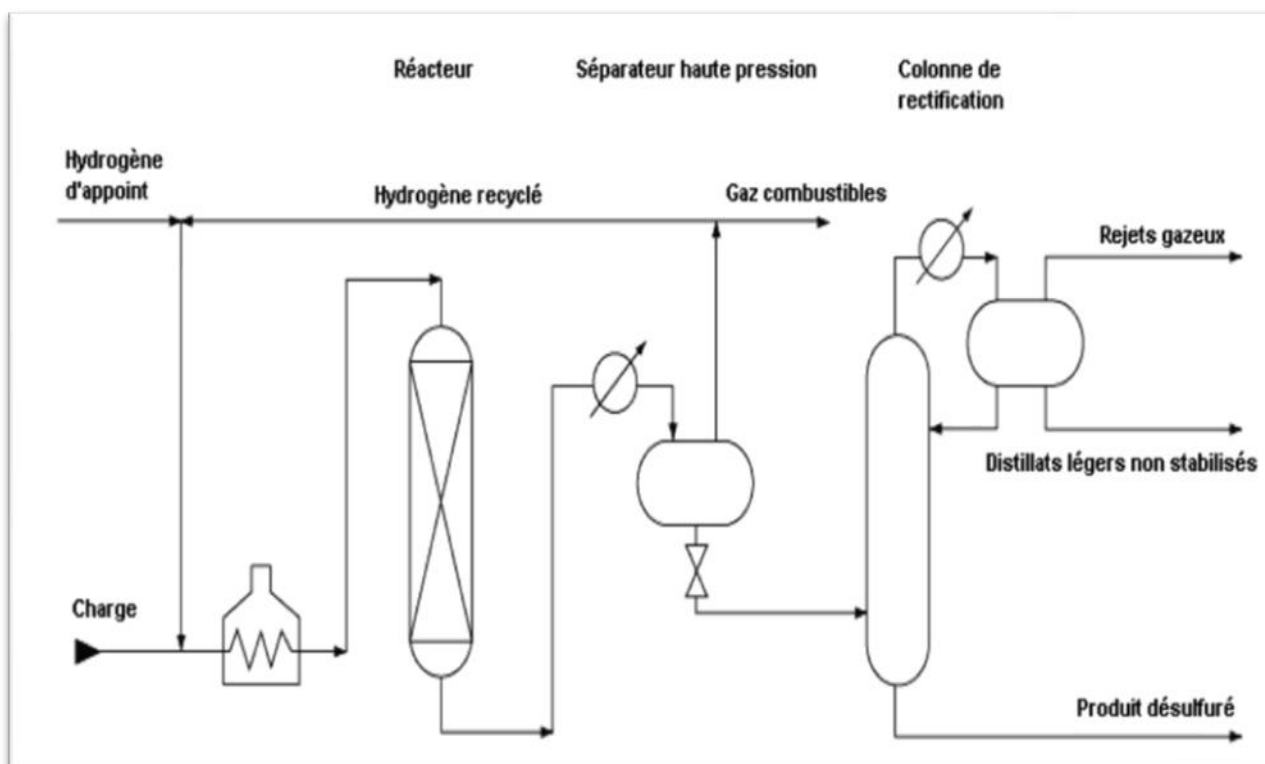


Figure II.1 : Schéma du procédé d'hydrodésulfuration [17]

II-2-3-2- procédés de reformage catalytique :

La charge de naphta désulfuré est acheminée dans l'unité de reformage catalytique où elle est chauffée jusqu'à vaporisation, puis envoyée dans un réacteur comportant un lit fixe de catalyseur métallique ou bimétallique contenant une petite quantité de platine, de molybdène, de rhénium ou d'autres métaux nobles. Les deux principales réactions qui se produisent sont la production de composés aromatiques à indice d'octane élevé, par élimination de l'hydrogène des molécules de la charge, et la conversion des paraffines linéaires en paraffines ramifiées ou iso-paraffines.

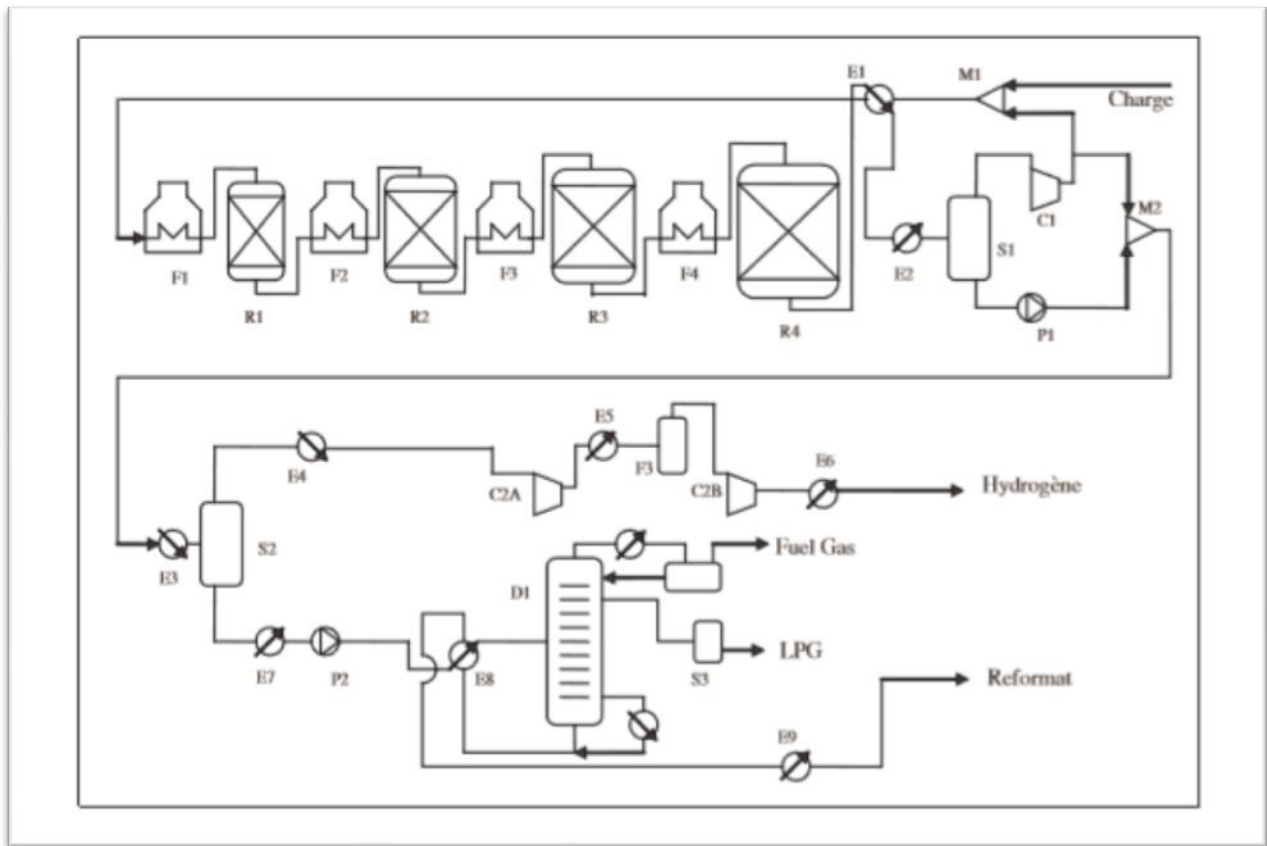


Figure II.2: Schéma de procédé d'une unité de reformage catalytique régénératif du naphta.[23]

II-2-4- Les différentes formes d'essences : [18].

Il existe plusieurs formes d'essence,

II-2-4-1- L'essence ordinaire :

Il a d'abord été largement utilisé comme véhicule à moteur.

Dont le **RON** ne dépasse pas **93-94**, ne se vend pratiquement qu'en Allemagne et dans les pays sous-développés, son est en nette décroissance.

II-2-4-2-L'Eurosuper :

Est conforme à la norme en 228 (comité européen de normalisation) ; il doit présenter un **RON** minimal de **95** et un **MON** minimal de **85**. Ce sera, dans les prochaines années, le type d'essence le plus répandu en Europe

II-2-4-3- Le super carburant :**- Le super carburant au plomb.**

Le super carburant a une puissance explosive plus élevée que l'essence normale et, en raison de ses performances élevées, l'essence ordinaire a été remplacée graduellement. La force de dynamitage de l'amplificateur s'ajoutait à la quille de plomb. L'émergence de transformateurs catalytiques s'est élevée à la peine de mort : les stimuli sont enchaînés. Depuis, le super a été remplacé par le carburant coupé.

- Les supers sans plomb.

Les pots catalytiques, rendus obligatoires par l'évolution des normes anti-pollution (ou plutôt, des normes de pollution...), ont donc forcé l'introduction de super sans plomb. Pour ces carburants, le plomb est remplacé par des composés organiques.

Il existe deux types de super sans plomb, dont la dénomination peut varier suivant les pays. Le premier introduit sur le marché a été le sans plomb 98. Depuis est apparu le sans plomb 95. 98 et 95 désignent l'indice d'octane ; le super sans plomb 98 offre donc un pouvoir détonant plus élevé que celui du sans plomb 95

II-2-5- Spécifications des essences :

Chaque pays ou groupe de pays a des spécifications sur les carburants automobiles. Ces spécifications varient d'un pays à l'autre sur divers aspects allant du nombre d'octane, points de distillation, TVR, et même de composition.

Les modifications les plus importantes introduites pour l'essence sont :

- Elimination du plomb.
- Réduction de la teneur en benzène.
- Réduction de la teneur en aromatiques.
- Réduction de la teneur en oléfines.
- Réduction de la TVR.

II-2-6- Utilisations de l'essence :

L'essence est utilisée dans les moteurs à explosion à allumage commandé, c'est-à-dire les moteurs équipés de bougies. L'essence est le principal carburant automobile dans le monde.

Enfin, certains solvants chimiques issus de la distillation du pétrole entrent aussi dans la catégorie des essences.

II-2- GPL :

II-2-1- Définition du GPL :

Le GPL(Le gaz de pétrole liquéfié) est un mélange gazeux composé essentiellement de butane et du propane à température ambiante et pression atmosphérique, et peut passer à l'état liquide sous les conditions suivantes :

- Pression relevée à la température ambiante.
- Pression atmosphérique et basse température.
- Pression modérée et température pas tellement basse.

Cette propriété lui permet d'être stocké dans un volume réduit (250 litres de GPL gazeux égale à un litre de GPL liquide).[18]

II-3-2- La composition chimique du GPL : [19]

La composition des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir ; le propylène, butène, une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, exceptionnellement des hydrocarbures comme le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.



Figure II.3 : Structure de propane (C_3H_8)

Figure II.04 : Structure de butane (C_4H_{10})

Tableau N° II.4 : Composition molaire du GPL.

Composants du GPL	% molaire
C1	0.32
C2	1.12
C3	60.95
Iso-C4	15.46
n-C4	22.14
Iso-C5	0.01

II-3-3- Les caractéristiques du GPL : [19]

Nous avons résumé les faits Caractéristiques dans le tableau suivant :

Tableau N°II.5 : Caractéristiques du GPL

Caractéristiques	BUTANE	PROPANE
Densité	0.51	0.58
Teneur en soufre	$\leq$ à 0.005% en masse	
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par décantation	Non décelable par l'essai au bromure de cobalt
Température d'ébullition °C	-0.5; -0.6	-40; -44
Température critique (°C)	152	96.6
La masse volumique (Kg/m ³) à 15°C	Liquide : 585 Gaz : 2.5	Liquide : 515 Gaz : 1.85
Tension de vapeur à 20°C (bar)	8	2
Température d'autoinflammation (°C)	365 ; 420	470 ; 480

Limite inférieure d'inflammabilité dans l'air %	1.8	2.4
Limite supérieure d'inflammabilité %	8.8	9.3
Pouvoir calorifique à 15°C et 1 ATM (kWh/kg)	PCI : 12.66 PCS : 13	PCI : 12.78 PCS : 13.80
Odeur	Inodore	
Nombre d'octane	89	96

- **Impuretés :**

Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en gaz sec inférieure ou égale à **3 % mol.**
- Teneur en condensât inférieur ou égale à **0.4 % mol.**

- **Toxicité :**

Le GPL s'enflamme dans l'air, il émet un gaz considéré comme toxique. Le gaz en question dénommé le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion. [20]

- **Solubilité :**

Les GPL sont insolubles dans l'eau, et ils n'ont pas de propriétés lubrifiantes, chose qui doit être prise en considération, lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.[19]

Tableau N° II.6 : comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence. [21]

Pouvoir calorifique	Essence	GPL
Pouvoir calorifique supérieure (Kcal/Kg)	11300	11850
Pouvoir calorifique inférieure (Kcal/Kg)	10500	11000
Pouvoir calorifique supérieure (Kcal/litre)	8200	6480
Pouvoir calorifique inférieure (Kcal/litre)	7600	6050

II-3-4- Utilisation de GPL : [22]

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est l'une des sources d'énergie les plus importantes en raison de sa performance forte et efficace et de ses caractéristiques, parmi lesquelles sont propres et respectueuses de l'environnement. Le GPL a été utilisé dans plusieurs secteurs.

- **Usages domestique quotidien :**

GPL est utilisé comme source de chauffage. Et utilisé dans la cuisine.

- **Climatisation :**

La détente des GPL absorbe la chaleur et crée du froid (Réfrigérateurs, climatiseurs).

- **Pétrochimie et raffinage :**

il peut être utilisé comme matière primaire, utilisé pour produire des polymères; dans le raffinage, il est utilisé comme oxydant ou pour augmenter l'indice d'octane.

- **Le GPL carburant, GPL / C :**

Dans la plupart des pays du monde, en particulier en Europe, en Amérique et en Asie du Sud, l'utilisation du GPL a atteint entre 7 et 8 % dans les pays récents. L'expérience internationale de l'utilisation du GPL comme carburant suggère que le GPL est maintenant un carburant éprouvé et largement utilisé. Les avantages de ce carburant lui confèrent des propriétés propres et moins polluantes.

- **Autres utilisations :** [17]
 - Gaz d'éclairage
 - Ammoniac
 - Engrais synthétiques
 - Alcools
 - Solvants et acétone
 - Plastifiants
 - Résines et fibres pour plastiques et textiles
 - Peintures et vernis

II-3- CONCLUSION :

L'essence est le meilleur - vente de carburant dans le monde. Il contient de légères fractures dues à la distillation brute à des températures relativement basses (35°C à 180°C). La plupart de ces fractures seront traitées et mélangées pour produire de l'essence.

D'après ce que nous avons abordé dans ce chapitre, G.P.L Il possède de nombreuses qualités et avantages fondamentaux en raison de son utilisation fréquente dans de nombreux magazines, de ses caractéristiques et de ses caractéristiques, ce qui en fait le premier producteur mondial de produits pétroliers.

CHAPITRE III :

UNITE

D’AFFECTATION ET

PROBLEMATIQUE

III-1- INTRODUCTION :

L'industrie pétrolière consiste en majeure partie à l'opération de raffinage, qui désigne l'ensemble des traitements et transformation visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale, selon l'objectif visé. En général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie qui est l'endroit où l'on traite le pétrole pour extraire les fractions commercialisables.

III-2- DEFINITION DE PETROLE BRUT :

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures ; il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs.

III-3- PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ALGER :

Une raffinerie doit être conçue pour traiter une gamme assez large de brut. Elle peut être simple ou complexe, constituée de quelques unités de traitement ou bien de plusieurs.

L'Algérie est l'un de ces pays producteurs de pétrole. Elle fait partie de l'OPEP. L'Algérie dispose de Cinq raffineries : La Raffinerie d'Alger, La Raffinerie de HASSI MESSOUD, La Raffinerie d'ARZEW, La Raffinerie de SKIKDA, et enfin la Raffinerie d'In Amenas (RIA). Elles sont gérées par SONATRACH-activité aval-Division Raffinage. [24]

III-3-1- Situation géographique de la raffinerie :

La raffinerie d'Alger se situe au nord du pays plus précisément au centre à Sidi Arcine Baraki à 5 km au sud de la ville d'El-Harrach et à 20Km à l'est d'Alger, elle prend une surface de 182 Hectares. Elle a l'avantage d'être dans le plus grand centre de consommation. L'alimentation se fait directement de HASSI MESSOUD au moyen d'un piquage à BENI MANSOUR jusqu'à la RAFFINERIE D'ALGER [24].

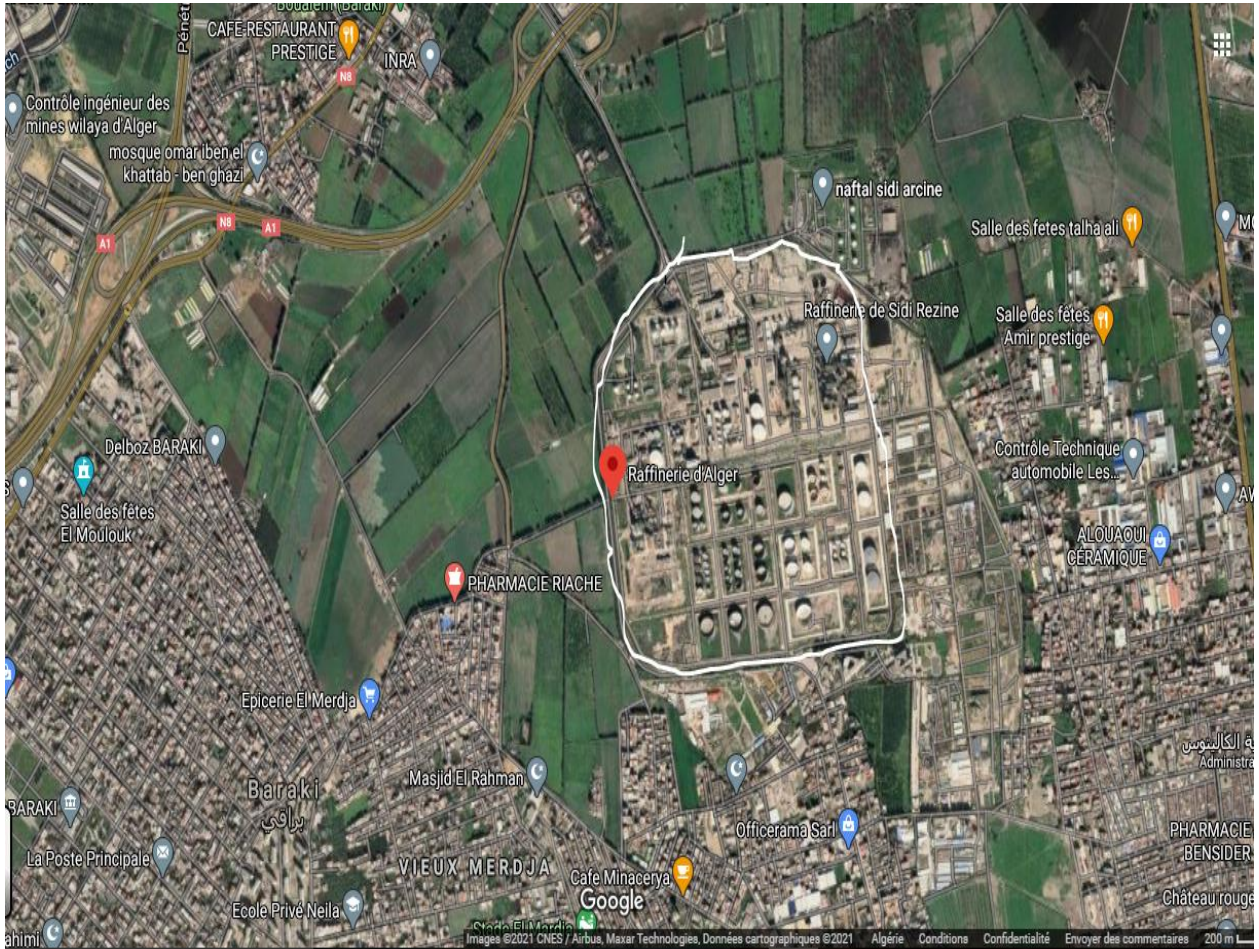


Figure III.1 : Situation géographique de la raffinerie d'Alger (Google Maps)[26]

III-3-2- Capacité de production :

Le but primordial de la raffinerie est de continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité, ainsi que les divers produits pour l'industrie pétrolière. La raffinerie à 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 normales et super Kérosène).
- Gas-oil +Fuel lourd

La capacité de production de la raffinerie d'Alger est de 2 700 000 tonnes/an.[24]

III-3-3- Description de l'unité de distillation (U100) :

La distillation atmosphérique est l'unité de base d'une raffinerie. Elle à pour objet de fractionner le pétrole brut en grandes coupes qui pourront être prévues, soit dans la composition des produits de commercialisation, soit dans d'autres unités en aval, comme charge pour un ou plusieurs autres traitements. L'unité de distillation dans la raffinerie d'Alger, traite le brut de Hassi Messaoud soit pur, soit en mélange des proportions variables du condensat de Hassi R'mel. Les coupes issues du procédé sont les suivantes :

1. Les gaz de (C1 à C4) se divisent en :
 - Gaz de raffinerie (C1) et (C2) appelés souvent fuel gaz.
 - GPL (Gaz du Pétrole Liquéfiés) composés de propane et de butane.
 - L'essence totale, composée de l'essence SR et le solvant léger.
2. Solvant lourd.
3. Gasoil léger.
4. Gasoil lourd.
5. Kérosène.
6. Résidu atmosphérique. [24]

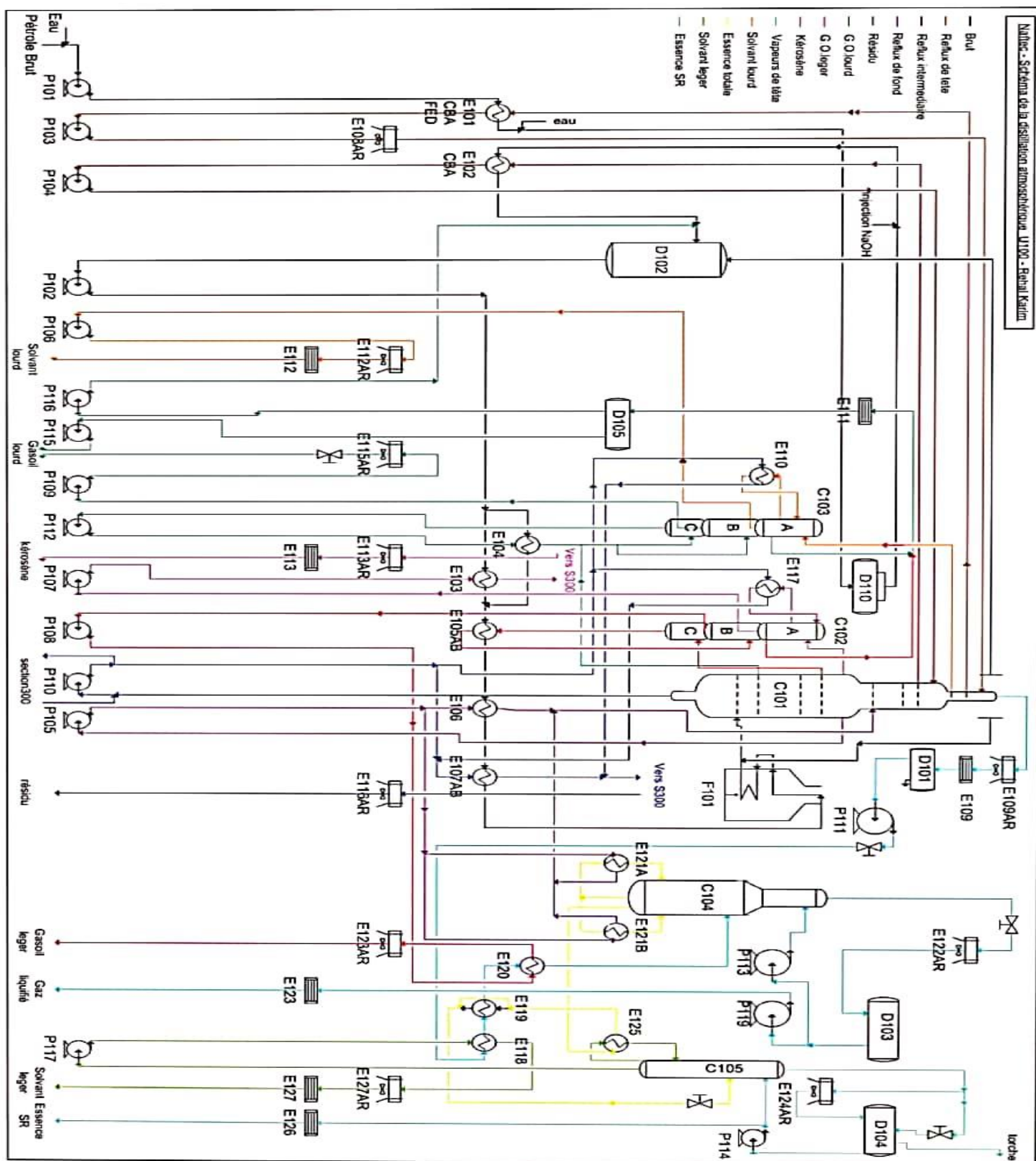


Figure III.2: schéma unité de distillation (U100).[24]

III-3-4-Les circuits des produits : [24]

Le brut est pompé vers un circuit d'échangeurs (E101 à E101F) il passe ensuite dans le dessaleur (D101), entre dans le ballon de flash (D102), les fractions légères sortant à la tête du ballon sont mélangées avec le brut flashé à la sortie du four (F101). Puis entrant dans la colonne de distillation atmosphérique (C101) avec $T=345^{\circ}\text{C}$, les fractions lourdes descendent dans le fond de la colonne, les fractions légères montent et se condensent aux différents plateaux les produits soutirés sont :

- Essence légère +GPL
- Essence lourde
- Kérosène
- Gas-oil
- Résidu

- **Le circuit gasoil lourd**

C'est le premier soutirage au-dessus de la zone d'expansion sur le plateau n°11, s'écoule par gravité vers le stripper (C103) à (345°C). Les gaz sortant de la tête du stripper pour retourner vers la tour (C101), sur le plateau n°12, pour laver les produits blancs qui comportent des molécules de vapeur du résidu. Le gasoil lourd strippé est repris par la pompe (P112). Une partie retourne à la (C101) sur le plateau n°10, l'autre partie refroidie dans l'échangeur (E104) par échange de calories avec le brut flashé, il sera envoyé vers le sécheur (C103 B). Les vapeurs seront envoyées à leur tour vers le condenseur (E111), avant d'entrer dans le ballon (D105) maintenu sous vide par quatre éjecteurs (V101) ou on aura un mélange d'eau et des molécules d'hydrocarbures liquides qui se décote en deux couches, l'eau dans l'appendice qui est pompé par la pompe (P116) qui sera injectée à l'entrée du ballon (D102) (ballon de flash). On récupère le gasoil lourd au fond du sécheur (C103 B) qui sera pompé par la pompe (P109), après envoyer vers l'aéroréfrigérant (E115 AR).

Avant sa sortie de l'unité B :

- Il est soit, comme constituant principal de fuel-oil léger avec le résidu.
- Soit, pour constituer le gasoil moteur.
- Soit, gasoil lourd seul pour alimenter la chaudière de la centrale.

- **Circuit du gasoil léger**

Comme le gasoil lourd, le gasoil léger s'écoule par gravité vers le stripper (C102 C). Les vapeurs sortant de la tête du stripper retournent dans la colonne (C101). Le gasoil léger strippé est refroidi dans les échangeurs (E105 A et B) de (305°C à 195°C) et séché sous vide dans le (C102B). Les vapeurs de tête du sécheur sont envoyées comme celles de (C103B) vers le ballon (D105), après être passées dans l'échangeur (E111). Le séché est repris par la pompe (P108)

passer dans l'échangeur (E120) et l'aéroréfrigérant (E114 AR) à la sortie duquel la température est de (50°C). Une partie du gasoil léger constitue le fuel léger, en mélange avec le gasoil lourd et le résidu, une autre partie peut être utilisée comme huile de rinçage et envoyée dans :

- Le fond de (C101, C103 B, C 103 C).
- Entrée (E110, E117, E107).
- Entrée (E115 AR et E116 AR)
- Entrée (E304, E302)

- **Circuit du kérosène**

Il est soutiré aux plateaux (n°25 et n°27) et envoyé dans le stripper (C102 A). Le stripping est réalisé non pas pour injecter d'eau, mais à l'aide d'un rebouilleur (E117) où circule le résidu à (340°C). Les fractions légères sortant de la tête du stripper et rentrent dans la tour (C101). Le kérosène strippé est repris par la pompe (P107) qui le refoule dans l'échangeur (E103) où il réchauffe le flasher. Une partie est envoyée dans le rebouilleur (E304) du stripper butane/propane. La totalité est alors admise dans l'aéroréfrigérant à eau (E113 AR) pour être expédié au stockage. Une partie pouvant être prélevée pour la constitution du gasoil moteur, en mélange avec l'asile léger et lourd du fait de son excellente tenue au froid.

N.B. Un analyseur (AR 103) enregistre en permanence le point d'éclair du kérosène à la sortie de l'unité.

Avant le stockage, le kérosène subit des traitements pour diminuer son acidité et sa Conductibilité. Pour cela on le fait passer dans un décanteur électrostatique qui lui enlève toute trace d'eau et on y injecte de la sonde.

III-4- PROBLEMATIQUE :

III-4-1- Description du problème :

L'Algérie est contrainte de s'adapter à deux grandes tâches : la demande croissante d'utilisations directes ou indirectes de produits pétroliers ; et, à mesure que les procédés et les méthodes de production deviennent plus complexes, les différentes unités dans les usines ne produisent pas les matériaux requis d'une manière qui répond aux besoins et aux exigences du marché selon les normes souhaitées. Les industries algériennes sont incapables de répondre à la demande nationale.

La deuxième est la satisfaction de la qualité des matériaux produits avec des caractéristiques qui les rendent plus précieux et plus performants dans la consommation.

Il est donc dans l'intérêt de la Division de trouver une solution de compromis pour accroître la capacité de production et améliorer la qualité des matériaux produits, afin de répondre aux besoins de l'unité opérationnelle.

III-4-2- Objectifs ciblés :

- Vérification des paramètres l'unité. (U100)
- Augmentation de la capacité 10%_dans l'unité distillation atmosphérique

CHAPITRE IV :

PARTIE

CALCUL

IV-A- VERIFICATION

• Calcul de débuteur C.104 :

IV-1- DONNEES DE DEPART :

- Débit de la charge :

$$L = 94929.207 \text{ Kg/h}$$

- Teneurs admises de nC_5H_{12} et iC_5H_{12} dans le distillat :

$$Y'_{DnC5} = Y'_{DiC5} = 0.0028$$

- Teneurs admises de nC_4H_{10} et iC_4H_{10} dans le résidu :

$$X'_{RnC4} = 0.004$$

$$X'_{RiC4} = 0.0008$$

- La pression au fond de la colonne :

$$P_f = 15.5 \text{ bars}$$

- La température d'alimentation :

$$T_a = 135 \text{ }^\circ\text{C}$$

- La composition de la charge :

Tableau N° IV-1 : Composition molaire de la charge.

N°	Constituants	Alimentation de la C.104
		% molaire
01	C_3H_8	0.51
02	$iC_4 H_{10}$	1.01
03	$nC_4 H_{10}$	5.77
04	$iC_5 H_{12}$	7.21
05	$nC_5 H_{12}$	11.93
06	$C_6 H_{14}$	32.09
07	$C_7 H_{16}$	29.31
08	$C_8 H_{18}$	11.85
09	$C_9 H_{20}$	0.32
Σ		100.00

IV-2- COMPOSITION ET DEBIT MASSIQUE ET MOLAIRE DE LA CHARGE :

La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau N° IV-2 : La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants

N°	Constituents	Mi	X'Li	Mi.X'Li	XLi	Quantités	
						Kg/h	Kmoles/h
1	C ₃ H ₈	44	0.0051	0.2244	0.002528063	239.9870448	5.454251018
2	iC ₄ H ₁₀	58	0.0101	0.5858	0.006599552	626.4902444	10.80155594
3	nC ₄ H ₁₀	58	0.0577	3.3466	0.037702392	3579.058129	61.70789878
4	iC ₅ H ₁₂	72	0.0721	5.1912	0.058483432	5551.78586	77.10813695
5	nC ₅ H ₁₂	72	0.1193	8.5896	0.096769396	9186.242068	127.5866954
6	C ₆ H ₁₄	86	0.3209	27.5974	0.310908976	29514.34256	343.1900298
7	C ₇ H ₁₆	100	0.2931	29.31	0.330202921	31345.90144	313.4590144
8	C ₈ H ₁₈	114	0.1185	13.509	0.152190763	14447.34843	126.7311266
9	C ₉ H ₂₀	128	0.0032	0.4096	0.004614504	438.051219	3.422275149
Σ			1	88.7636	1	94929.207	1069.460984

Avec :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_{Li} \dots\dots\dots (IV-1)$$

$$X_{Li} = \frac{X'_{Li} \cdot M_i}{M_{\text{moy}}} \dots\dots\dots (IV-2)$$

Où :

X'Li : Composition molaire du constituant « i » dans la charge ;

XLi : Composition massique du constituant « i » dans la charge ;

M_{moy} : Masse moléculaire moyenne de la charge.

D'après l'équation (-1) :

$$M_{\text{moy}} = 88.7636 \text{ Kg/Kmol.}$$

IV-3- COMPOSITION ET DEBIT DU DISTILLAT ET DU RESIDU :

Soit :

L' : Débit molaire de la charge d'alimentation par unité de temps.

D' : Débit molaire de distillat sortant par unité de temps.

R' : Débit molaire de résidu sortant par unité de temps.

Le débutaniseur C.104 est alimenté par les vapeurs de tête de la colonne C.101 soit aux plateaux N° (20, 24, 25).

L'équation de bilant matière globale s'écrit :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (IV-3)$$

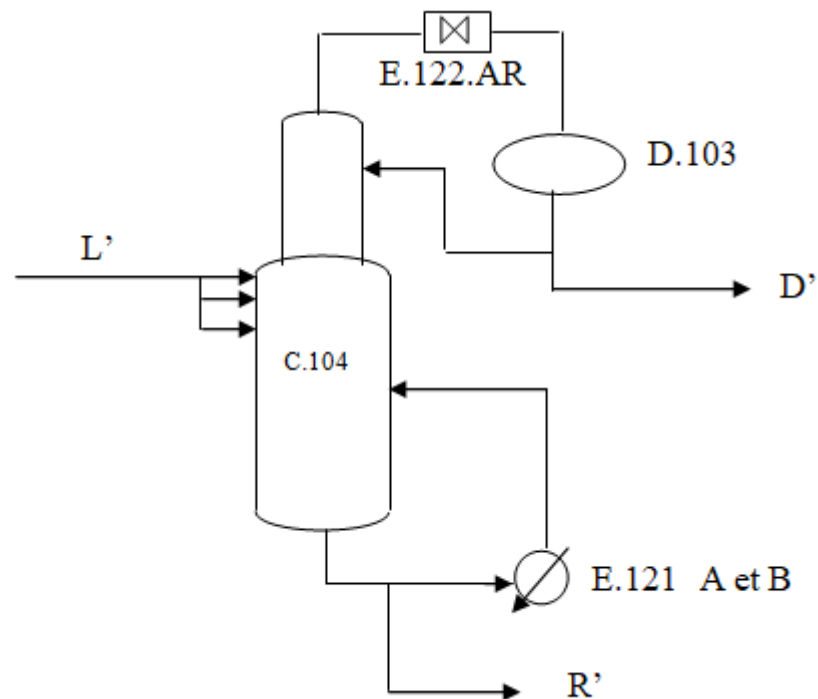


Figure IV-1 : Le bilant matière de la colonne C.104.

Pour le calcul de la composition de distillat et de résidu on prend quatre éléments clés :

$nC_4 H_{10}$, $iC_4 H_{10}$, $nC_5 H_{12}$ et $iC_5 H_{12}$.

Le bilan matière partielle de la colonne s'écrit :

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV-4)$$

L' : débit molaire de la charge (vapeurs de tête de la C.101) ;

D' : débit molaire du distillat (GPL) ;

R' : débit molaire du résidu (essence totale) ;

$X'_{L,i}$, $Y'_{D,i}$, X'_{Ri} : Sont les concentrations molaires de l'élément « i » respectivement de la charge, de distillat et de résidu.

On substitut les valeurs connues des différents constituants dans l'équation (IV-4) ; mais pour la commodité de travail, on effectuera le calcul pour **100 Kmole/h** de la charge :

Pratiquement :

$$Y'_{DC6}=Y'_{DC7}= Y'_{DC8}= Y'_{DC9}= 0 \text{ et } X'_{RC3}= 0.$$

$$L'. X'_{LC3} = D'. Y'_{DC3} + R'. X'_{RC3} \dots\dots\dots (IV-5)$$

$$L'. X'_{LnC4} = D'. Y'_{DnC4} + R'. X'_{RnC4} \dots\dots\dots (IV-6)$$

$$L'. X'_{LiC4} = D'. Y'_{DiC4} + R'. X'_{RiC4} \dots\dots\dots (IV-7)$$

$$L'. X'_{LnC5} = D'. Y'_{DnC5} + R'. X'_{RnC5} \dots\dots\dots (IV-8)$$

$$L'. X'_{LiC5} = D'. Y'_{DiC5} + R'. X'_{RiC5} \dots\dots\dots (IV-9)$$

$$L'. X'_{LC6} = D'. Y'_{DC6} + R'. X'_{RC6} \dots\dots\dots (IV-10)$$

$$L'. X'_{LC7} = D'. Y'_{DC7} + R'. X'_{RC7} \dots\dots\dots (IV-11)$$

$$L'. X'_{LC8} = D'. Y'_{DC8} + R'. X'_{RC8} \dots\dots\dots (IV-12)$$

$$L'. X'_{LC9} = D'. Y'_{DC9} + R'. X'_{RC9} \dots\dots\dots (IV-13)$$

Alors on obtient :

$$0,51 = D'. Y'_{DC3}$$

$$5,77 = D'. Y'_{DnC4} + R'. 0.004$$

$$1.01 = D'. Y'_{DiC4} + R'. 0.0008$$

$$11.93 = D'. 0.0028 + R'. X'_{RnC5}$$

$$7.21 = D'. 0.0028 + R'. X'_{RiC5}$$

$$32.09 = R'. X'_{RC6}$$

$$29.31 = R'. X'_{RC7}$$

$$11.85 = R'. X'_{RC8}$$

$$0.32 = R'. X'_{RC9}$$

En additionnant les équations (IV-8) à (IV-12) :

$$92.71 = D' (0.0028 + 0.0028) + R' (X'_{RnC5} + X'_{RiC5} + X'_{RC6} + X'_{RC7} + X'_{RC8} + X'_{RC9}).$$

$$92.71 = 0.0056 D' + (100 - D') \left[1 - (X'_{RnC4} + X'_{RiC4}) \right]$$

$$92.71 = 0.0056 D' + (100 - D') \left[1 - (0.0048) \right]$$

$$D' = 6.8816 \text{ Kmol/h}$$

$$R' = 100 - D' \text{ donc } R' = 93.1184 \text{ Kmol/h}$$

Pour la charge réelle $L' = 1069.4609 \text{ Kmol/h}$ on aura :

$$D' = 73.5960 \text{ Kmol/h}$$

$$R' = 995.8649 \text{ Kmol/h}$$

On remplace la valeur de D' et R' dans les équations de (-5) à (-13) et on porte les résultats dans le tableau N°3 et 4.

IV-3-1-Composition et les débits massiques et molaires du distillat :

Tableau N°.IV -3 : Composition et les débits massiques et molaires du distillat .

N°	Constituants	Mi	Y'_{Di}	M_i . Y'_{Di}	Y_{Di}	Quantités	
						Kg/h	Kmos/h
1	C ₃ H ₈	44	0.0741	3.2604	0.057158886	239.9523984	5.4534636
2	iC ₄ H ₁₀	58	0.1359	7.8822	0.138184814	580.0983912	10.0016964
3	nC ₄ H ₁₀	58	0.7844	45.4952	0.7975877	3348.264739	57.7287024
4	iC ₅ H ₁₂	72	0.0028	0.2016	0.0035343	14.8369536	0.2060688
5	nC ₅ H ₁₂	72	0.0028	0.2016	0.0035343	14.8369536	0.2060688
Σ			1	57.041	1	4197.989436	73.596

La masse moléculaire moyenne de distillat :

$$M_D = \sum M_i Y'_{Di} \dots \dots \dots (14)$$

$$M_D = 57.041 \text{ Kg/ Kmol}$$

Le débit massique de distillat :

$$D = 4197.989436 \text{ Kg/h.}$$

IV-3-2- Composition et les débits massiques et molaires du résidu :

Tableau N°IV-4 : Composition et les débits massiques et molaires du résidu.

N°	Constituants	Mi	X' Ri	Mi . X' Ri	X Ri	Quantités	
						Kg/h	Kmol/h
1	iC ₄ H ₁₀	58	0.0008	0.0464	0.000509976	46.20813136	0.79669192
2	nC ₄ H ₁₀	58	0.004	0.232	0.002549882	231.0406568	3.9834596
3	iC ₅ H ₁₂	72	0.0752	5.4144	0.059508972	5392.010915	74.88904048
4	nC ₅ H ₁₂	72	0.128	9.216	0.101291867	9177.890918	127.4707072
5	C ₆ H ₁₄	86	0.3446	29.6356	0.325721056	29513.05383	343.1750445
6	C ₇ H ₁₆	100	0.3148	31.48	0.345992619	31349.82705	313.4982705
7	C ₈ H ₁₈	114	0.1273	14.5122	0.159501718	14452.1906	126.7736018
8	C ₉ H ₂₀	128	0.0035	0.448	0.00492391	446.1474752	3.48552715
Σ			0.9982	90.9846	1	90608.36958	994.0723432

La masse moléculaire moyenne du résidu :

$$M_R = \sum M_i X'_{Ri} \dots \dots \dots (IV-15)$$

$$M_R = 90.9846 \text{ Kg/ Kmole}$$

Le débit massique de distillat :

$$R = 90608.36958 \text{ Kg/h.}$$

IV-4-LA PRESSION AUX DIFFERENTES ZONES DE LA COLONNE

:

Pression au fond de la colonne :

$$P_f = 15.5 \text{ bars.}$$

Pression au sommet de la colonne :

$$P_s = P_f - \Delta P_2 \dots \dots \dots (IV-16)$$

Avec $\Delta P_2 = 2 \Delta P_1$ Où ΔP_1 : [entre 0.2 et 0.4].

$$P_s = 15.5 - (2 \times 0.3)$$

$$P_s = 14.9 \text{ bars}$$

Pression dans la zone d'alimentation :

$$P_a = (P_s + P_f) \cdot 0.5 \dots\dots\dots (IV-17)$$

$$P_a = 15.2 \text{ bars}$$

Pression dans le ballon de reflux :

$$P_b = P_s - \Delta P_1 \dots\dots\dots (IV-18)$$

$$P_b = 14.6 \text{ bars}$$

IV-5-TEMPERATURE DANS LES DIFFERENTES ZONES DE LA COLONNE:

IV-5-1- Température au fond de la colonne « température de bulle » :

La température au fond de la colonne à la pression $P_f = 15.5 \text{ bars}$ est déterminée par la méthode d'approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum X'_{Ri} \cdot K_i = 1 \dots\dots\dots (IV-19)$$

Les résultats sont portés dans le tableau suivant :

IV-5-2-Température au sommet de la colonne « température de rose » :

Tableau N°. IV-5 : calcule la température de bulle

N°	Constituents	X'_{Ri}	$P_f = 15.5 \text{ bars et } T_f = 194^\circ\text{C}$	
			K_i	$X'_{Ri} \cdot K_i$
1	iC ₄ H ₁₀	0.0008	2.9	0.00232
2	nC ₄ H ₁₀	0.004	2.7	0.0108
3	iC ₅ H ₁₂	0.0752	1.75	0.1316
4	nC ₅ H ₁₂	0.128	1.74	0.22272
5	C ₆ H ₁₄	0.3446	1.1	0.37906
6	C ₇ H ₁₆	0.3148	0.64	0.201472
7	C ₈ H ₁₈	0.1273	0.4	0.05092
8	C ₉ H ₂₀	0.0035	0.28	0.00098
Σ		0.9982		0.99987

La température au sommet de la colonne à la pression du sommet (bars) est déterminée par approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum Y'_{Di} / K_i = 1 \dots\dots\dots (IV -20)$$

Les résultats sont portés sur le tableau suivant :

Tableau N°IV-6 : calcul la température de rose

N°	Constituents	Y' _{Di}	P_s = 14.9 bars et T_s = 96°C	
			K _i	Y' _{Di} / K _i
1	C ₃ H ₈	0.0741	2	0.03705
2	iC ₄ H ₁₀	0.1359	1.2	0.11325
3	nC ₄ H ₁₀	0.7844	0.95	0.825684211
4	iC ₅ H ₁₂	0.0028	0.44	0.006363636
5	nC ₅ H ₁₂	0.0028	0.4	0.007
Σ		1		0.9893

IV-5-3-Température dans le ballon de reflux :

On a une condensation totale en utilisant l'isotherme de la phase liquide, les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

Tableau N°IV -7 : Vérification de la phase liquide

N°	Constituents	X' _{Di} = Y' _{Di}	P_b = 14,6 bars et T_b = 89.5°C	
			k _i	(X' _{Di} = Y' _{Di}).k _i
1	C ₃ H ₈	0.0741	1.95	0.1445
2	iC ₄ H ₁₀	0.1359	1.2	0.1631
3	nC ₄ H ₁₀	0.7844	0.88	0.6903
4	iC ₅ H ₁₂	0.0028	0.42	0.0012
5	nC ₅ H ₁₂	0.0028	0.39	0.0011
Σ		1		1.0001

NB : X'_{Di} = Y'_{Di} on adopte cette désignation pour préciser l'état liquide.

IV-6- LES VOLATILITES RELATIVES :

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

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (IV-21)$$

K_i : Constante d'équilibre de l'élément « i » ;

K_r : Constante d'équilibre de l'élément de référence.

On admit le constituant clé lourd $iC_5 H_{12}$ comme élément de référence.

Les valeurs moyennes de la volatilité sont déterminées par les formules suivantes :

Zone de rectification :

$$\alpha_{im} = 0.5 (\alpha_{Di} + \alpha_{Li}) \dots\dots\dots (IV-22)$$

Zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = 0.5 (\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}) \dots\dots\dots (IV-23)$$

On obtient les résultats sur les tableaux qui suivent :

a/ Zone de d'alimentation :

Tableaux N°IV-8 : le calcul de α_{Li}

N°	Constituents	K_i	$T_a = 135^\circ C,$ $P_a = 15.2$
			α_{Li}
1	C_3H_8	2.9	3.5366
2	$iC_4 H_{10}$	1.62	1.9756
3	$nC_4 H_{10}$	1.59	1.9390
4	$iC_5 H_{12}$	0.82	1.0000
5	$nC_5 H_{12}$	0.8	0.9756
6	$C_6 H_{14}$	0.4	0.4878
7	$C_7 H_{16}$	0.21	0.2561
8	$C_8 H_{18}$	0.12	0.1463
9	$C_9 H_{20}$	0.08	0.0976

b/ Zone de rectification :**Tableaux N°IV-9 : le calcul de α_{Di} et α_{mi} ($T_s = 96^\circ\text{C}$).**

.N°	Constituants	K_i	$T_s = 96^\circ\text{C}, P_s = 14.9 \text{ bars}$	
			α_{Di}	α_{mi}
1	C_3H_8	2	4.4545	4.0407
2	$\text{iC}_4 \text{H}_{10}$	1.2	2.7272	2.3511
3	$\text{nC}_4 \text{H}_{10}$	0.95	2.1590	2.0490
4	$\text{iC}_5 \text{H}_{12}$	0.44	1.0000	1.0000
5	$\text{nC}_5 \text{H}_{12}$	0.4	0.9090	0.9423

c/ Zone d'épuisement :**Tableaux N°IV-10 : le calcul de α_{Di} et α_{mi} ($T = 194^\circ\text{C}$).**

N°	Constituants	K_i	$T = 194^\circ\text{C}, P = 15.5 \text{ bars}$	
			α_{Ri}	α_{mi}
1	$\text{iC}_4 \text{H}_{10}$	2.9	1.6571	1.816
2	$\text{nC}_4 \text{H}_{10}$	2.7	1.5428	1.7409
3	$\text{iC}_5 \text{H}_{12}$	1.75	1.0000	1.0000
4	$\text{nC}_5 \text{H}_{12}$	1.74	0.9942	0.9849
5	$\text{C}_6 \text{H}_{14}$	1.1	0.6285	0.5581
6	$\text{C}_7 \text{H}_{16}$	0.64	0.3657	0.3108
7	$\text{C}_8 \text{H}_{18}$	0.4	0.2285	0.1874
8	$\text{C}_9 \text{H}_{20}$	0.28	0.1600	0.1285

IV-7- TAUX DE VAPORISATION DE LA CHARGE :

Le taux de vaporisation de la charge e'_0 de l'alimentation à l'entrée de la colonne est calculé par approximations successives en utilisant la formule suivante :

$$\sum X'_{oi} = \sum X'_{Li} / (1 + e'_0(K_i - 1)) = 1 \dots \dots \dots (IV-24)$$

Les itérations ont permis de trouver que $e'_0 = 0$ est la seule valeur qui vérifie l'équation. Cette valeur de « e'_0 » montre que la charge est admise à l'état liquide.

IV-8- CALCULE DE TAUX DE REFLUX MINIMAL :

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule de « **UNDER WOOD** »

$$(r_f)_{\min} = \phi \sum Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \phi) \dots \dots \dots (IV-25)$$

ϕ : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles.

Le calcul de ϕ se fait par le calcul approximatif suivant :

$$e'_0 = \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi) \dots \dots \dots (IV-26)$$

Pour $e'_0 = \sum e'_{0i} = 0$ on trouve $\phi = 1.6510$

Tableau N°IV-11 : le calcul de e'_0

.N°	Constituents	X'_{Li}	α_{Li}	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}$	$\alpha_{Li} - \phi$	e'_{0i}
1	C ₃ H ₈	0.0051	3.536	0.0180336	1.885	0.009566897
2	inC ₄ H ₁₀	0.0101	1.975	0.0199475	0.324	0.061566358
3	nC ₄ H ₁₀	0.0577	1.939	0.1118803	0.288	0.388473264
4	iC ₅ H ₁₂	0.0721	1	0.0721	-0.651	- 0.110752688
5	nC ₅ H ₁₂	0.1193	0.9756	0.11638908	-0.6754	- 0.172326147
6	C ₆ H ₁₄	0.3209	0.4878	0.15653502	-1.1632	- 0.134572748
7	C ₇ H ₁₆	0.2931	0.256	0.0750336	-1.395	- 0.053787527
8	C ₈ H ₁₈	0.1185	0.1463	0.01733655	-1.5047	- 0.011521599
9	C ₉ H ₂₀	0.0032	0.097	0.0003104	-1.554	- 0.000199743
Σ		1				0

Par l'application de la formule d' **UNDER WOOD** et avec $\phi = 1.6510$ on trouve :

$$(r_f)_{\min} = 5.536$$

IV-9- TAUX DE REFLUX OPTIMAL :

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule de **GILLILAND** :

$$\frac{(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{\text{opt}} + 1} = 0.1 \div 0.33 \dots \dots \dots (IV-27)$$

Pour un rapport de 0.3 on aura :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 8.337$$

IV-10- TAUX DE REBOUILLAGE :

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

$$-(r_b)_{\min} = \sum \alpha_{Li} X'_{Ri} / (\alpha_{Li} - \varphi) \dots\dots\dots (IV-28)$$

Tableau N°IV-12 : calcule Le taux de rebouillage minimal.

N°	Constituents	X' _{Ri}	α_{Li}	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\alpha_{Li} X'_{Ri} / (\alpha_{Li} - \varphi)$
1	iC ₄ H ₁₀	0.0008	1.975	0.0016	0.324	0.0049
2	nC ₄ H ₁₀	0.004	1.939	0.0078	0.288	0.0269
3	iC ₅ H ₁₂	0.0752	1	0.0752	-0.651	-0.1155
4	nC ₅ H ₁₂	0.128	0.9756	0.1249	-0.6754	-0.1849
5	C ₆ H ₁₄	0.3446	0.4878	0.1681	-1.1632	-0.1445
6	C ₇ H ₁₆	0.3148	0.256	0.0806	-1.395	-0.0578
7	C ₈ H ₁₈	0.1273	0.1463	0.0186	-1.5047	-0.0124
8	C ₉ H ₂₀	0.0035	0.0976	0.0003	-1.5534	-0.0002
Σ		0.9982				-0.4835

$$(r_b)_{\min} = 0.4835$$

Le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$(r_b)_{\text{opt}} = \{ (D'/R') (r_f)_{\text{opt}} + (1 - e'_0) \cdot L'/R' \} - 1 \dots\dots\dots (IV-29)$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = 0.6616$$

IV-11- BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE :

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

$$Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C \dots\dots\dots (IV-30)$$

$$Q_L = L' \cdot h_L \quad \text{« } e'_0 = 0 \text{ »} \dots\dots\dots (IV-31)$$

$$Q_R = R' \cdot h_R \dots\dots\dots (IV-32)$$

$$Q_D = D' \cdot H_D \dots\dots\dots (IV-33)$$

$$Q_C = (D' + g_X) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots (IV-34)$$

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/Kmol ;

e'_0 : taux de vaporisation de la charge ;

h_R : enthalpie de résidu en état liquide Kcal/Kmol ;

h_D : enthalpie de distillat en état liquide Kcal/Kmol ;

H_D : enthalpie de distillat en état vapeur Kcal/Kmol ;

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur Kcal/Kmol ;

g_x : débit du reflux Kmol/h ;

G_R : débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) Kmol/h.

(r_f) : taux de reflux ;

(r_b) : taux de rebouillage;

L' , R' , D' : sont les débits molaires respectivement de la charge, du résidu et de distillat.

IV-11-1- Détermination de g_x et G_R :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D' \dots\dots\dots (IV-35)$$

$$g_x = 8.337 \cdot 73.5960$$

$$g_x = 613.5698 \text{ Kmol/h}$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R' \dots\dots\dots (IV-36)$$

$$G_R = 0.6616 \cdot 995.8649$$

$$G_R = 658.8642 \text{ Kmol/h}$$

IV-11-2-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 (voire annexe).

Enthalpie du distillat à l'état liquide h_D :

Données :

$P_b = 14.6 \text{ bars}$; ($P_b = 211.7 \text{ psi}$) ;

$T_b = 89.5^\circ\text{C}$; ($T_b = 193.1^\circ\text{F}$) ;

$M_D = 57.041 \text{ Kg/Kmol}$

Résultats :

$h_D = 60 \text{ BTU/lb}$;

$h_D = 33.384 \text{ Kcal/Kg}$;

$$h_D = 1904.2567 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

Enthalpie du distillat à l'état vapeur H_D :**Données :**

$$P_s = 14.9 \text{ bars ; } (P_s = 216.05 \text{ psi}) ;$$

$$T_s = 96^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_s = 204.8^\circ\text{F}) ;$$

$$M_D = 57.041 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats :

$$H_D = 195 \text{ BTU/lb ;}$$

$$H_D = 108.498 \text{ Kcal/ Kg;}$$

$$H_D = 6188.83 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

Enthalpie de la charge d'alimentation h_L :**Données :**

$$P_a = 15.2 \text{ bars ; } (P_a = 220.4 \text{ psi}) ;$$

$$T_a = 135^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_a = 275^\circ\text{F}) ;$$

$$M_{\text{moy}} = 88.7636 \text{ Kg/Kmol.}$$

Résultats :

$$h_L = 99 \text{ BTU/lb ;}$$

$$h_L = 55.0836 \text{ Kcal/ Kg ;}$$

$$h_L = 4889.4183 \text{ Kcal/Kmol.}$$

Enthalpie de résidu h_R :**Données :**

$$P_f = 15.5 \text{ bars ; } (P_f = 224.15 \text{ psi}) ;$$

$$T_f = 194^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_f = 381.2^\circ\text{F}) ;$$

$$M_R = 90.9846 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats :

$$h_R = 170 \text{ BTU/lb ;}$$

$$h_R = 94.588 \text{ Kcal/ Kg ;}$$

$$h_R = 8606.0513 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

IV-11-3- Calcul des charges thermiques :**Charge thermique de l'alimentation Q_L :**

$$Q_L = L' \cdot h_L$$

$$Q_L = 1069.4609 \cdot 4889.4183$$

$$Q_L = 5229041.6955 \text{ Kcal / h}$$

Charge thermique de distillat Q_D :

$$Q_D = D' \cdot H_D$$

$$Q_D = 73.5960 \cdot 6188.83$$

$$Q_D = 455473.13268 \text{ Kcal / h}$$

Charge thermique de résidu Q_R :

$$Q_R = R' \cdot h_R$$

$$Q_R = 995.8649 \cdot 8606.0513$$

$$Q_R = 8570464.41726 \text{ Kcal / h}$$

Charge thermique de condenseur Q_C :

$$Q_C = (D' + g_X) \cdot (H_D - h_D)$$

$$Q_C = (73.5960 + 613.5698) \cdot (6188.83 - 1904.2567)$$

$$Q_C = 2944212.23935 \text{ Kcal / h}$$

Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb} :

$$Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_C - Q_L$$

$$Q_{Rb} = 8570464.41726 + 455473.13268 + 2944212.23935 - 5229041.6955$$

$$Q_{Rb} = 6741108.09379 \text{ Kcal/h}$$

Tableau N°IV -13 : Tableau récapitulant la température et la pression.

Effluents	M_{moy}	Températures		Pressions		Enthalpies		
		°C	°F	bars	Psi	BTU/ lb	Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Charge (L) (liquide)	88.7636	135	275	15.2	220.4	99	55.0836	4889.4183
Distillat (D) (liquide)	57.041	89.5	193.1	14.6	211.7	60	33.384	1904.2567
Vapeurs de tête	57.041	96	204.8	14.9	216.05	195	108.498	6188.83
Résidu (R) (liquide)	90.9846	194	381.2	15.5	224.15	170	94.588	8606.0513
G_R	90.9846	203	397.4	15.5	224.15	295.5872	164.4647	14963.7549

NB:

$$1 \text{ BTU/lb} = 0.5564 \text{ Kcal/Kg}$$

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

$$1(\text{psi}) = 14.5 \text{ bars}$$

IV-12-CALCUL DE VERIFICATION :

Pour cela, on calcul le nombre de plateaux de la colonne :

IV-12-1 : Nombre de plateaux théorique dans la zone d'épuisement :

La formule de Fenske est appliquée aux deux éléments clés nC_4H_{10} et iC_5H_{12} .

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{\text{LNC}_4} \cdot X'_{\text{RiC}_5}}{X'_{\text{LiC}_5} \cdot X'_{\text{RnC}_4}} \right) / \log \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \dots\dots\dots (\text{IV-37})$$

$$N_{\min} = 6.255$$

D'après le diagramme de GLLILANI on a :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.37$$

$$N \frac{N_{\min} + 0.37}{0.63} = \frac{6.255 + 0.37}{0.63} = 10.5158$$

Donc

$$N = 11 \text{ plateaux}$$

En tenant compte l'efficacité des plateaux dans la zone d'épuisement 0.65 on trouve :

$$N_{\text{réel}} = N/\eta$$

$$N_{\text{réel}} = 11/0.65 = 16.923$$

$$N_{\text{réel}} = 17 \text{ plateaux}$$

IV-12-2- Nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification :

$$N_{\min} = \log \left[\frac{Y'_{\text{DnC}_4} \cdot X'_{\text{LiC}_5}}{Y'_{\text{DiC}_5} \cdot X'_{\text{LiC}_5}} \right] / \log \frac{\alpha_{\text{LNC}_4}}{\alpha_{\text{LiC}_5}} \dots\dots\dots (\text{IV-38})$$

$$N_{\min} = \log \left[\frac{0.7844 \times 0.0727}{0.0028 \times 0.0577} \right] / \log \frac{2.159}{1}$$

$$N_{\min} = 7.61$$

D'après le diagramme de **GLILANI** on a :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0.37$$

$$N = \frac{N_{min} + 0.37}{0.63} = \frac{7.61 + 0.37}{0.63} = 12.6666$$

Donc :

N=13 plateaux

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet $E=0.65$ le nombre total de plateaux dans cette zone.

$$N_{réel} = N/\eta$$

$$N_{réel} = 13/0.65 = 20$$

N_{réel} = 20 plateaux

Nombre total de plateaux dans la colonne est :

$$N_T = N_R + N_E$$

N_T = 37 plateaux

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

IV-13- CALCULE DE LA TENSION DE VAPEUR DE L'ESSENCE TOTAL STABILISEE :

IV-13-1-Cas de calcul :

La tension de vapeur de l'essence total stabilisée est déterminée d'après la formule suivante :

$$(T.V.V)_m = \sum (T.V.V)_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (IV-39)$$

Avec :

$(T.V.V)_m$: tension de vapeur vraie du mélange à $T^\circ\text{C}$.

$(T.V.V)_i$: tension de vapeur vraie du constituant « i » à $T^\circ\text{C}$.

X'_i : la concentration molaire de chaque constituant dans le mélange.

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 $T_{eb(\text{ moy })}$ ($^\circ\text{C}$).

Tous les résultats obtenus sont présentés sur le tableau suivant :

NB : Les tension de vapeur de chaque élément est détermine a la même température

$T = 38.7^{\circ}\text{C}$

Tableau N°IV-14 : calcule le $(T.V.V)_i$ et $(T.V.V)_i.X'_i$

Constituants	$T_{eb} \text{ (moy) } (^{\circ}\text{C})$	X'_i	$(T.V.V)_i$	$(T.V.V)_i.X'_i$
nC ₄ H ₁₀	-0.5	0.004	3.6	0.0144
iC ₄ H ₁₀	-11.7	0.0008	5.00	0.0040
nC ₅ H ₁₂	36.1	0.1280	1.18	0.1510
iC ₅ H ₁₂	27.9	0.0752	1.5	0.1128
C ₆ H ₁₄	59.94	0.3446	0.5	0.1723
C ₇ H ₁₆	94.46	0.3148	0.15	0.0472
C ₈ H ₁₈	115.55	0.1273	0.06	0.0076
C ₉ H ₂₀	150.8	0.0035	0.015	0.00005
Σ		0.9982		0.5100

Donc :

$$(T.V.V)_m = 0.5100 \text{ Kg/cm}^2$$

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

$$\text{TVR} = 0.4900 \text{ Kg/cm}^2$$

IV-13-2- Cas réel :

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

Tableau N°IV-15 : l'analyse chromatographique de l'essence.

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

On détermine la tension de vapeur de cet échantillon en utilisant la même méthode que le cas de calcul et on trouve :

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

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

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

$$\text{TVR} = 1.401 \text{ Kg/cm}^2$$

Remarque :

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

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

La tension de vapeur de l'essence totale ne dépasse pas :

$$\text{TVR} = 0.51 \text{ Kg/cm}^2 \text{ environ.}$$

- **Vérification de ballon de reflux D.103 :**

IV-1- DONNEES DE DEPART :

Tableau N° IV-16 : Données de départ de ballon

La pression dans le ballon P_b	14.6 bars	
Débit de distillat D	4197.989436 kg/h	
Débit de reflux froid g_x	34998.637927 kg/h	$g_x = 613.5698 \text{ Kmol/h}$
La densité de distillat à 20°C	558.6 kg/m ³	

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne C.104, on utilise la méthode d'écrite dans l'ouvrage [2].

Pour une pression dans le ballon supérieur à 7 bars

$$P > 7 \text{ bars ; } 3 < L/D < 5.$$

L, D ; Sont respectivement la longueur et le diamètre du ballon de reflux.

Le volume du distillat (GPL) sur lequel sera basé le calcul de D et L est :

$$V = 2(V_1 + V_2) \dots \dots \dots (IV-40)$$

Avec :

V_1 : volume retenu correspondent à cinq (5) minutes de soutirage du distillat.

V_2 : volume retenu correspondent à trois (3) minutes de soutirage du reflux.

Calculant la masse volumique du distillat à la température de ballon ($T_b = 89.5^\circ\text{C}$) :

$$\rho_4^{89.5} = \rho_4^{20} - \alpha(89.5 - 20) \dots \dots \dots (IV-40)$$

$$\rho_4^{20} = 558.6 \text{ Kg/m}^3, \quad \alpha = 0.0011.$$

$$\rho_4^{89.5} = 0,5586 - 0,0011(89,5 - 20)$$

$$\rho_4^{89.5} = 482,15 \text{ Kg/m}^3.$$

$$V_1 = \frac{D}{\rho_4^{89.5}} \cdot \frac{5}{60} = \frac{4197.989436}{482,15} \cdot \frac{5}{60} \dots\dots\dots(\text{IV-41})$$

$$V_1 = 0,7255 \text{ m}^3$$

$$V_2 = \frac{g_x}{\rho_4^{89.5}} \cdot \frac{3}{60} = \frac{34998.6379}{482,15} \cdot \frac{3}{60} \dots\dots\dots(\text{IV-42})$$

$$V_2 = 3,6294 \text{ m}^3$$

Le volume entre le point bas NB et le point haut NH sera :

$$V = 2(0,7255 + 3,6294)$$

$$V = 8,7098 \text{ m}^3$$

L'hypothèse $L = 3.D$ donne 1^{ère} approximation du diamètre :

$$D = 0,75. (V)^{1/3}$$

$$D = 0,75. (8,7098)^{1/3}$$

$$D = 1.543 \text{ m, on admit:}$$

$$D = 1,6 \text{ m.}$$

Soit $h = 0.2 \text{ m}$ hauteur des segments circulaires supérieur et inférieur.

$$R = \frac{D}{2} = \frac{1,6}{2} = 0,8 \text{ m} \dots\dots\dots(\text{IV-43})$$

$$R = 0,8 \text{ m.}$$

Calculons le rapport **h/R**

$$\frac{h}{R} = \frac{0.2}{0.8} = 0,25 \dots\dots\dots(\text{IV-44})$$

Le tableau d'évaluation (voir Annexe) donne pour cette valeur l'aire de segment :

$$\frac{S}{R^2} = 0,228 \dots\dots\dots(\text{IV-45})$$

$$\text{Donc } S = 0,228(0,8)^2$$

L'aire des deux segments sera :

$$S' = 2 \cdot S = 2 \cdot 0,228 \cdot R^2 = 2 \cdot 0,228 \cdot (0,8)^2$$

$$S' = 0,2918 \text{ m}^2$$

L'aire entre NH et NB :

$$F = \pi \cdot R^2 - S' \dots\dots\dots (IV-46)$$

$$F = 3,14 \cdot (0,8)^2 - 0,2918.$$

$$F = 1,7178 \text{ m}^2$$

La longueur du ballon de reflux sera :

$$L = \frac{V}{F} = \frac{8,7098}{1,7178} \dots\dots\dots (IV-47)$$

$$L = 5,0703 \text{ m}$$

$$\text{Qui correspond à : } \frac{L}{D} = \frac{5,0703}{1,6} = 3,1689$$

La longueur réelle donnée par le design est :

$$L = 6 \text{ m.}$$

$$D = 1,9 \text{ m.}$$

Résultat :

Les calculs effectués sur le ballon de reflux D.103 répondent aux exigences de son utilisation vue la longueur et le diamètre

Calculé qui sont inférieurs à la valeur de design.

• Calcul de l'aéro-réfrigérant E 122 Ar :

IV-1- DONNEES DE DEPART :

Le GPL :

Tableau N°IV-17 : Données de l'aéro-réfrigérant (GPL)

Température d'entrée	96°C
Température de sortie	89.5°C
La masse moléculaire	57.041 kg/kmol
La masse volumique ρ^{20}_{15}	0.5586

L'air :*Tableau N°IV-18 : Données de l'aéro-réfrigérant (L'air)*

Température d'entrée	30°C
Température de sortie	46°C
La masse volumique de l'air à $t = 0^\circ$	1.293 Kg/m ³

E.122.Ar :*Tableau N°IV-19 : Données de l'aéro-réfrigérant (E.122.Ar).*

Diamètre intérieur des tubes	0.01932m
Diamètre extérieur des tubes	0.0254m
Pas des tubes	0.0254m
Hauteur des ailettes	0.0159 m
Pas des ailettes	0.0023 m
Epaisseur du sommet de l'ailette	0.000406 m
Epaisseur de la base de l'ailette	0.00011m
Diamètre extérieur des ailettes	0.0572 m
Nombre de tube dans chaque cellule	101 tubes
Longueur des tubes	9.144 m
Pas transversal des tubes	0.64

IV-2- LA CHARGE THERMIQUE DE L'AERO-REFRIGERANT :

D'après le bilan thermique de la colonne C.104 la charge thermique de l'aéro-réfrigérant E-122 Ar est :

$$Q_c = 2944212.23935 \text{ Kcal/h.}$$

IV-3- LE DEBIT MASSIQUE ET VOLUMIQUE DE L'AIR :

$$Q_{air} = Q_c \cdot \eta = G_{air}(C_{p1}t_1 - C_{p2}t_2) \dots \dots \dots (IV-48)$$

Avec :

η : Rendement de l'aéro-réfrigérant ($\eta=0,95$)

G_{air} : Débit massique de l'air ;

Cp_1, Cp_2 : Chaleur spécifique de l'air à l'entrée et à la sortie de l'aéro-réfrigérant.

$$Cp_1 = Cp_2 = Cp_m = 0.24 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}.$$

D'après l'équation (1) :

$$G_{air} = \frac{Q_c}{Cp_m(t_2 - t_1)} \cdot \eta \dots\dots\dots (IV-49)$$

$$G_{air} = \frac{2944212.23935}{0.24(46 - 30)} \cdot 0.95$$

$$G_{air} = 728385.8404 \text{ Kg/h}.$$

Débit volumique de l'air :

$$V_{air} = \frac{G_{air}}{3600 \cdot \rho^a} \dots\dots\dots (IV-50)$$

ρ^a : Masse volumique de l'air à l'entrée de l'aéro-réfrigérant.

$$\rho^a = \rho^0 \frac{t_0}{t_1} = 1.293 \frac{273}{273 + 30} \dots\dots\dots (IV-51)$$

$$\rho^a = 1.1649 \text{ Kg/m}^3$$

Alors :

$$V_{air} = \frac{728385.8404}{3600 \cdot 1.1649} \quad \text{Donc : } \boxed{V_{air} = 173,6882 \text{ m}^3/\text{s}}$$

IV-4- COEFFICIENT DE TRANSFERT THERMIQUE COTE TUBE

α_1 :

Dans le cas d'une condensation totale des vapeurs de tête le coefficient de transfert de chaleur est donné par l'équation suivante :

$$\alpha_1 = C \zeta_n \zeta_g \cdot \sqrt[4]{\frac{3600 \cdot \tau \cdot \rho_L^2 \lambda_L^3 \cdot g}{\mu_L \phi (T - \theta_1)}} \dots\dots\dots (IV-52)$$

Les paramètres figurant dans cette équation seront déterminés à la température moyenne du film (ce film se forme au fur et à mesure que les vapeurs se condensent sur la partie interne des tubes).

τ : chaleur latente de condensation, Kcal/Kg.

ρ_L : masse volumique du liquide, Kg/m³.

λ_L : conductivité thermique du condensât, Kcal/m.°C.h ;

μ_L : viscosité dynamique du condensât, Kg/m.s ;

T : température de condensation, °C ;

θ_1 : température de la paroi du coté condensât, °C ;

φ : dimension linéaire déterminante, m ;

ζ : coefficient qui dépend du nombre de rangés des tubes ;

C : coefficient dépendant de la distribution des tubes.

Pour les tubes horizontaux :

$$C=0.72, \quad \varphi = d$$

$$\zeta_n=0.85, \quad \zeta_g=1$$

$$T=89.5^\circ\text{C}.$$

$$\theta_1 = 84.5^\circ\text{C} \text{ (Valeur admise, } \theta_1 = T - 5^\circ\text{C)}.$$

La température moyenne du film sera :

$$t_{mf} = \frac{89.5 + 84.5}{2} = 87^\circ\text{C} \dots\dots\dots(\text{IV-53})$$

Déterminons les différents paramètres à cette température :

a) chaleur latente de condensation :

$$\tau = \Delta H = H_D - h_D \dots\dots\dots(\text{IV-54})$$

$$\tau = 108.498 - 33.384$$

$$\tau = 75.114 \text{ Kcal/Kg}$$

b) masse volumique :

$$\rho_4^{t_{mf}} = \rho_4^{20} - \alpha(t_{mf} - 20) \dots\dots\dots(\text{IV-55})$$

$$\rho_4^{t_{mf}} = 0.5586 - 0.0011(87 - 20) = 0.4849$$

$$\rho_4^{t_{mf}} = 484.9 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

c) La conductivité thermique λ_L :

$$\lambda_L = \frac{0.1346}{\rho_{15}^{15}} (1 - 0.00047.t_{mf}) \dots\dots\dots(\text{IV-56})$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5\alpha \dots\dots\dots(\text{IV-57})$$

$$\rho_{15}^{15} 0.5586 + 5.00011 = 0.5641$$

$$\lambda_L = \frac{0.1346}{0.5641} (1 - 0.00047.87) = 0.228 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\lambda_L = 0.2 \text{ Kcal/m.h.}^\circ\text{C}$$

d) La viscosité dynamique, μ_L :

D'après l'ouvrage [2], en fonction de la masse moléculaire moyenne

$$M = 57.041 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$\nu = 0.21 \text{ Cst} = 0.21 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\mu_L = \nu \rho^{t_{mf}} = 0.21 \cdot 10^{-6} \cdot 484.9$$

$$\mu_L = 1.018 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m.s}$$

Le coefficient de transfert de chaleur coté tube sera :

$$\alpha_1 = 0.72 \cdot 0.85 \cdot 1.4 \sqrt{\frac{3600 \cdot 75.112 \cdot (484.9)^2 \cdot (0.2)^3 \cdot 10}{(1.018 \cdot 10^{-4}) \cdot 0.0254 \cdot (89.5 - 84.5)}}$$

$$\alpha_1 = 2725.6186 \text{ Kcal/m}^2 \cdot ^\circ\text{C.h}$$

$$\alpha_1 = 3161.7175 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV-5-COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR ; α_K :

Le coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement transversal de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes est déterminé par la formule suivante :

$$\alpha_K = 0.364 \lambda \left[\frac{\rho_a \cdot w_1}{\mu} \right]^{0.68} P_r^{0.33} \cdot d_1^{-0.77} \cdot \delta_n^{0.3} \cdot d_2^{0.15} \dots \dots \dots (IV-58)$$

Les paramètres de l'air sont déterminés à la température moyenne :

$$t = \frac{30 + 46}{2} = 38^\circ\text{C}$$

$$\rho_4^{38} = 1.293 \frac{273}{273 + 38} = 1.135 \text{ Kg/m}^3$$

D'après l'ouvrage [5]

$$\lambda = 0.0281 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\mu = 19 \cdot 10^{-6} \text{ pa.s}$$

$$C_p = 0.24 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 1005 \text{ J/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\delta_n = \frac{\delta_1 + \delta_2}{2} \dots\dots\dots (IV-59)$$

$$\delta_n = m$$

δ_n : épaisseur moyenne de l'ailette m;

δ_1 : épaisseur de bas de l'ailette m;

δ_2 : épaisseur du sommet de l'ailette m.

$$P_r = \frac{\mu \cdot C_p}{\lambda} \dots\dots\dots (IV-60)$$

$$P_r = \frac{19.10^{-6} \cdot 1005}{0,0281} = 0,68$$

$$P_r = 0.68$$

w_1 : vitesse de l'air à l'entrée du faisceau dans la section des tubes à ailettes.

$$w_1 = w_0 \frac{\sigma}{\sigma - 1 - 2 \cdot \frac{h_n}{d_1} \cdot \frac{\delta_n}{d_1} \cdot \frac{d_i}{\delta_n}} \dots\dots\dots (IV-61)$$

d_1 : diamètre extérieur du tube ; 0,0254 m.

d_2 : diamètre extérieur de l'ailette ; 0,0572 m.

$$\sigma = \frac{S_p}{d_1} \text{ (} S_p \text{ : pas transversal des tubes ; 0,064 m) } \dots\dots\dots (IV-62)$$

$$\sigma = \frac{0,064}{0.0254} = 2,52$$

$h_n = 0,0159 \text{ m}$: hauteur de l'ailette.

$S_n = 0.0023 \text{ m}$: pas des ailettes.

$$w_0 = \frac{v_{eff}}{L \cdot B} = \frac{v_{eff}}{F_t} \dots\dots\dots (IV-63)$$

Avec :

v_{eff} : débit effectif de l'air m^3/s , ce débit est tiré du catalogue du ventilateur ;

$$v_{eff} = 303,97 \text{ m}^3/\text{s}$$

F_t : la surface du front que traverse l'air :

$$F_t : L \cdot B = 9,144 \cdot (2,13.4) = 77,9 \text{ m}^2$$

$$\text{Alors : } w_0 = 303,97/77,9$$

$$w_0 = 3.9 \text{ m/s}$$

$$\text{Donc : } w_1 = 3,9 \frac{2,52}{2,52 - 1 - 2 \frac{0,0159}{0,0254} \cdot \frac{0,00026}{0,02540} \cdot \frac{0,01932}{0,0023}} \quad w_1 = 6.94 \text{ m/s}$$

Le coefficient de transfert α_K sera :

$$\alpha_K = 0,364 \cdot 0,0281 \left[\frac{1,135.6,94}{19.10^{-6}} \right]^{0.68} \cdot (0,68)^{0.33} \cdot (0,0254)^{-0.77} \cdot (0,00026)^{0.3} \cdot (0,0572)^{0.5}$$

$$\alpha_K = 20,228 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_K = 17.393 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

IV-6- COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR α_r DU COTE

air :

Pour calculer ce coefficient, nous considérons que les ailettes sont disposées en disquettes, pour cela :

$$\alpha_r = \left[1 + \frac{F_N}{F_t} \cdot (E \cdot \zeta \Delta - 1) \right] \cdot \frac{\varphi \cdot \alpha_K}{1 + \beta_d \cdot \varphi \cdot \alpha_K} \dots \dots \dots \text{(IV-64)}$$

Avec :

F_t : surface extérieure totale d'un tube d'1m de longueur (m^2/m).

F_N : surface occupée par les ailettes d'un tube d'1m de longueur (m^2/m).

E : coefficient tenant compte de la forme de l'ailette.

φ : coefficient déterminé expérimentalement qui tient compte de l'inégalité de transfert.

$\beta_d = \delta/\lambda$: résistance thermique de l'encrassement externe de la surface des tubes. ($\text{m}^2^\circ\text{C}/\text{W}$).

$$F_N = \pi \cdot \alpha \left(2 \cdot \frac{d_2^2 - d_1^2}{4} + d_2 \cdot S_N \right) \dots \dots \dots \text{(IV-65)}$$

Avec :

α : Nombre d'ailettes par mètre de tube, $\alpha = 415$.

$$F_N = 3,14 \cdot 415 \left(2 \cdot \frac{0,0572^2 - 0,0254^2}{4} + 0,0572 \cdot 0,00026 \right)$$

$$F_N = 1.73 \text{ m}^2$$

Déterminons la surface des parties lisses entre les ailettes d'un mètre de tube :

$$F' = \pi \cdot d_1 (1 - \alpha \cdot \delta_1) \dots \dots \dots (IV-66)$$

$$F' = 3,14 \cdot 0,0254 (1 - 415 \cdot 0,000406) = 0,066 \text{ m}^2$$

La surface externe totale d'un mètre de tube nervuré est :

$$F_t = F_N + F' = 1,73 + 0,066$$

$$F_t = 1,796 \text{ m}^2$$

Calculons l'encrassement des tubes nervurés :

$$r = (d_2 - d_1) \sqrt{\frac{\alpha_K \cdot \varphi}{\lambda_a (\delta_1 + \delta_2) (1 + \beta_d \cdot \varphi \cdot \alpha_K)}} \dots \dots \dots (IV-67)$$

$$\lambda_a = 201,2 \text{ W/m}^\circ\text{C} ; (\text{conductivité thermique de l'ailette})$$

$$\beta_d [0,0017 \div 0,00086]$$

$$\beta_d = 0,0007 \text{ m} \cdot ^\circ\text{C/W}$$

$$r = (0,0572 - 0,0254) \sqrt{\frac{20,228 \cdot 0,85}{201,2 (0,000406 + 0,00011) (1 + 0,0007 \cdot 20,228 \cdot 0,85)}}$$

$$r = 0,65.$$

D'après l'ouvrage [5], on détermine E et $\zeta\Delta$:

$$E = 0,83 ; \zeta\Delta = 1,03$$

$$\frac{\sqrt{\delta_1}}{\sqrt{\delta_2}} = \sqrt{\frac{0,11}{0,406}} = 0,52 \dots \dots \dots (IV-68)$$

La valeur du coefficient réduit de transfert sera :

$$\alpha_r = \left[1 + \frac{1,73}{1,796} (0,83 \cdot 1,03 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 20,228}{1 + 0,0007 \cdot 0,85 \cdot 20,228}$$

$\alpha_r = 14,6147 \text{ W/m}^2\text{C}$

IV-7- CALCUL DE COEFFICIENT GLOBAL DE TRANSFERT DE CHALEUR :

Faisant le calcul sur une surface de tube lisse :

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p + \frac{F_r}{F_t} \cdot \left(\frac{1}{\alpha_r}\right) + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e} \dots\dots\dots (IV-69)$$

Avec :

α_1 : Coefficient de transfert de chaleur coté tube ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p$: Résistance thermique de la paroi ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i$: Résistance thermique de la couche d'encrassement ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e$: Résistance thermique de la couche externe.

$F_r = 3,14 \cdot 0,0254 = 0,08 \text{ m}^3$ (surface d'un mètre de tube lisse).

$F_t = 1,796 \text{ m}^2$

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i = 0,000565 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$

$\left(\frac{\delta}{h}\right)_p = e/\lambda$; $e = 0,0032$ (épaisseur de la paroi) ;

$\lambda = 91,9 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ (conductivité thermique de la paroi).

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e = 0,0007 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ (valeur admise).

Le coefficient de TDC global sera :

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{3161,7175} + (0,000565) + (0,00034) + (0,0007) + \frac{0,08}{1,796} \cdot \left(\frac{1}{14,6147}\right)}$$

IV-8-LA DIFFERENCE DE TEMPERATURE MOYENNE ΔTLM :

La température moyenne est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta TLM = \frac{T_{\max} - T_{\min}}{2.3 \log \frac{T_{\max}}{T_{\min}}} \dots\dots\dots (IV-70)$$

Avec :

$$T_{\max} = \theta + 0,5\Delta T \dots\dots\dots (IV-71)$$

$$T_{\min} = \theta - 0,5\Delta T \dots\dots\dots (IV-72)$$

θ : différence arithmétique des courants chaud et froid.

$$\theta = \frac{T_1 + T_2}{2} - \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots (IV-73)$$

$$\theta = \frac{96 + 89,5}{2} - \frac{30 + 46}{2} = 54,75^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta T_0 + \Delta t)^2 - 4.\rho.\Delta T_0.\Delta t} \dots\dots\dots (IV-74)$$

$$\Delta T = \sqrt{(16 + 6,5)^2 - 4.0,98.16.6,5}$$

$$\Delta T = 9,92^\circ\text{C}$$

Où :

ΔT : différence caractéristique de température.

ΔT_0 ; Δt : sont respectivement, la différence de température du courant chaud et froid.

ρ : indice de contre courant ($\rho = 0,98$).

$$T_{\max} = 54,75 + 0,5.9,92 = 59,71^\circ\text{C}$$

$$T_{\min} = 54,75 - 0,5.9,92 = 49,79^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_{\text{moy}} = \frac{9,92}{2,3 \log \frac{59,71}{49,79}}$$

$\Delta TLM_{\text{moy}} = 54,661^\circ\text{C}$

IV-9-CALCUL DE LA SURFACE D'ÉCHANGE DE L'APPAREIL :

$$F = \frac{Q}{K_0 \cdot \Delta TLM_{moy}} \dots\dots\dots (IV-75)$$

$$F = \frac{2944212.23935}{173,2475.54,661} = 310,9$$

$$F=310,9 \text{ m}^2$$

Calculons le nombre de tubes : $N_T = \frac{F}{F'} = \frac{310,9}{3,14.9,144.0,0254} = 426.3057$ tubes

Le nombre de tubes existant est de 404 tubes repartis en 4 cellules (soit 101 tubes par cellules).

Calculant le nombre de cellule:

$$N_{cellules} = 426.3057 / 101 = 4.22 \approx 5 \text{ cellules.}$$

IV-10-CALCUL DE LA RESISTANCE AERODYNAMIQUE DU

FAISCEAU :

Elle est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta P = 9,5 \frac{\rho_z}{g} w_1^2 \eta_r \left(\frac{S_N}{d_2} \right)^{-0.72} \cdot Re^{-0.24} (Pa) \dots\dots\dots (IV-76)$$

Avec :

$w_1 = 6,94 \text{ m/s}$: vitesse de l'air à l'entrée du faisceau.

$\eta_r = 3$: nombre de rangées de tubes.

$\rho_L = 1,164 \text{ Kg/m}^3$: masse volumique de l'air à l'entée.

S_N : pas des tubes.

d_2 : diamètre extérieur des tubes.

Calculons le nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{w_1 \cdot d_2}{\nu_{moy}} \dots\dots\dots (IV-77)$$

$$Re = \frac{6,94.0,0254}{16,48.10^{-6}} = 10696,36$$

$$\text{Donc } \Delta P = 9,7 \cdot \frac{1,164}{10} \cdot (6,94)^2 \cdot 3 \cdot \left(\frac{0,0023}{0,0254} \right)^{-0.72} \cdot (10696,36)^{-0.24}.$$

$$\Delta P = 99,2166 \text{ pas.}$$

IV-11- PUISSANCE DU MOTEUR ELECTRIQUE :

La puissance électrique de moteur est liée à la ΔP par la formule :

$$C_0 = 0,00981 \cdot \frac{V_a}{g} \cdot \frac{\Delta P}{\eta} \text{ (KW)} \dots\dots\dots \text{ (IV-78)}$$

Avec :

$\eta = 0,62$; rendement du ventilateur.

$$C_0 = 0,00981 \cdot \frac{173,6882}{10} \cdot \frac{99,2166}{0,62}$$

$$C_0 = 27.2666$$

La puissance effective est :

$$C'_0 = 1,1 C_0$$

$$C'_0 = 29.9932 \text{ KW}$$

Pour une cellule en place un aéro-réfrigérant, alors pour le calcul à 5 cellules il nous faut 5 aéro-réfrigérant

La puissance que doit développer chaque moteur sera : $C'_0 = 29.9932/5 = 5.9986 \text{ KW}$

$$C_0 = 8.0410 \text{ Ch}$$

La puissance de moteur prise de catalogue est de 20 Ch.

Le coefficient d'utilisation de cette puissance sera :

$$\varphi = 8.0410/20 = 0.4020$$

Résultat :

Les calculs effectués sur l'aéro-réfrigérant E 122-Ar montre que le nombre de cellule existant ne peut pas assurer le refroidissement car le nombre de tube calculé est supérieur à celui existant de 22 tubes donc il faut ajouter une cellule supplémentaire de même démentions.

• Calcul de rebouilleur E 121 A et B

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

IV-1- DONNEES DE DEPART :

➤ **Fluide circulant coté tube « essence totale » :**

$$\rho_{15}^{15} = 711.8 \text{ Kg/m}^3$$

$$G_R = 58664.4044 \text{ Kg/h}$$

Tableau : N°IV-20 : Les différents paramètres et propriétés d'essence totale.

Température d'entrée $T_1 = 194^\circ\text{C}$	
Densité ρ_1 (Kg/m ³)	559.6
Viscosité μ_1 (Kg/h.m)	0.213
Chaleur spécifique C_{p1} (Kcal/Kg°C)	0.65
Conductivité thermique λ_1 (Kcal/ m h °C)	0.1065
Température de sortie $T_2 = 203^\circ\text{C}$	
Densité ρ_2 (Kg/m ³)	552
Viscosité μ_2 (Kg/hm)	0.203
Chaleur spécifique C_{p2} (Kcal/Kg°C)	0.71
Conductivité thermique λ_2 (Kcal/ m h °C)	0.1079

➤ **Fluide circulant coté calandre « Gas-oil léger » :**

$$\rho_{15}^{15} = 843.5 \text{ Kg/m}^3$$

$$G' = ?$$

Tableau : N°IV-21 : Les différents paramètres et propriétés de Gas-oil léger.

Température d'entrée $T'_1 = 260^\circ\text{C}$	
Densité ρ'_1 (Kg/m ³)	659.8
Viscosité μ'_1 (Kg/ h.m)	0.0187
Chaleur spécifique Cp'_1 (Kcal/Kg°C)	0.7
Conductivité thermique λ'_1 (Kcal/ m h °C)	0.1399
Température de sortie $T'_2 = 204^\circ\text{C}$	
Densité ρ'_2 (Kg/m ³)	701.8
Viscosité μ'_2 (Kg/ h.m)	0.0181
Chaleur spécifique Cp'_2 (Kcal/Kg°C)	0.64
Conductivité thermique λ'_2 (Kcal/ m h °C)	0.144

➤ **Caractéristiques de rebouilleur :**

Diamètre intérieur des tubes	$d_{in} = 19.05 \text{ mm}$;
Diamètre extérieur des tubes	$d_{ex} = 21.15 \text{ mm}$;
Epaisseur des parois des tubes	$\delta = 2.1 \text{ mm}$;
Pas de tube	$P_b = 25.4 \text{ mm}$;
Nombre de passe	$n = 1$;
Nombre de tube	$N = 932$;
La longueur des tubes	$L = 500 \text{ mm}$;
Diamètre intérieur de la calandre	$D_i = 942 \text{ mm}$.

IV-2- CALCUL DE DEBIT DE GAS-OIL LEGER :

D'après le bilan thermique $Q_{Rb} = \eta Q_C$

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

Q_C : Quantité de chaleur cédée par le gas-oil ;

η : rendement de rebouilleur $\eta = 0.95$.

$$Q_c = \frac{Q_{Rb}}{\eta} \dots\dots\dots (IV-79)$$

$$Q_{Eb} = 6741108.09379 / 0.95$$

$$Q_C = 7095903.2566 \text{ Kcal/h.}$$

$$Q_C = G' (C_{p1}'T_1' - C_{p2}'T_2') \dots\dots\dots (IV-80)$$

$$G' = \frac{Q_C}{(C_{p1}'T_1' - C_{p2}'T_2')} \dots\dots\dots (IV-81)$$

$$G' = \frac{7095903.2566}{(0.7 \times 260 - 0.64 \times 204)} = 137945.2421$$

$$G' = 37945.2421 \text{ Kg/h}$$

Donc dans chaque rebouilleur passe :

$$G'_{1/2} = G'/2 \quad \text{Donc}$$

$$G'_{1/2} = 68972.6212 \text{ Kg/h.}$$

IV-3- CALCUL DE ΔTLM :

L'équation de ΔTLM est :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \cdot \log (\Delta T_1 / \Delta T_2)} \dots\dots\dots (VIII-4)$$

$$\Delta T_1 = T_1' - T_2 = 260 - 203$$

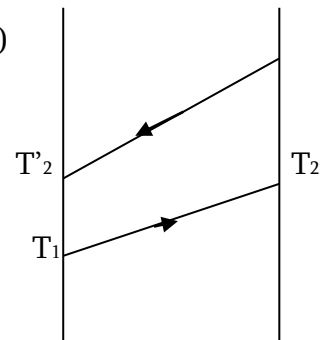
$$\Delta T_1 = 57^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_2' - T_1 = 204 - 194$$

$$\Delta T_2 = 10^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM = \frac{57 - 10}{2.3 \cdot \log (57/10)}$$

$$\Delta TLM = 27.034^\circ\text{C}$$



IV-4- CALCUL DE COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR

K :

➤ Calcul des coefficients locaux de transfert de chaleur :

A- Fluide coté tube α_1 :

A-1-Section de passage :

$$S = N \cdot \pi \cdot d_{in}^2 / 4n \dots\dots\dots (IV-82)$$

Avec

N : nombre de tube ;

 d_{in} : diamètre intérieur des tubes 19.05 mm ;

n : nombre de passage 1.

$$S = 932 \cdot 3.14 \cdot (19.05 \cdot 10^{-3})^2 / 4 \cdot 1$$

$$S = 0.2655 \text{ m}^2$$

(Section de passage coté tube dans chaque rebouilleur).

A-2- La vitesse massique :

$$W = G_{1/2} / S \dots\dots\dots (IV-83)$$

$$W = 68972.6212 / 0.265$$

$$W = 260274.0422 \text{ Kg/h.m}^2$$

A-3- Calcul du nombre de Reynolds ; « Re » :

$$Re = W \cdot d_i / \mu_m \dots\dots\dots (IV-84)$$

 μ_m : viscosité moyenne de l'essence totale.

$$\mu_m = (\mu_1 + \mu_2) / 2 = (0.213 + 0.203) / 2$$

$$\mu_m = 0.208 \text{ Kg/h.m}$$

$$Re = (260274.0422) \cdot (19.05 \cdot 10^{-3}) / 0.208$$

$$Re = 23877.5985$$

A-4- Calcul du critère de Praundt ; « Pr » :

$$Pr = C_{pm} \cdot \mu_m / \lambda_m \dots\dots\dots (IV-85)$$

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

$$C_{pm} = (C_{p1}T_1 - C_{p2}T_2) / (T_1 - T_2) \dots\dots\dots (IV-86)$$

$$C_{pm} = (0.65.194 - 0.71.203) / (194 - 203)$$

$$C_{pm} = 2 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\mu_m = 0.208 \text{ Kg/h.m}$$

λ_m : Conductivité thermique moyenne de l'essence totale.

$$\lambda_m = (\lambda_1 + \lambda_2) / 2 = (0.1065 + 0.1079) / 2$$

$$\lambda_m = 0.1072 \text{ Kcal/mh}^\circ\text{C}.$$

$$Pr = 2.0.208 / 0.1072$$

$$\mathbf{Pr = 3.88}$$

A-5- Calcul de critère de Nusselt ; Nu :

$$Nu = 0.021 (Re)^{0.8} \cdot (Pr)^{0.43} \dots\dots\dots (IV-87)$$

$$Nu = 0.021 (23877.5985)^{0.8} \cdot (3.88)^{0.43}$$

$$\mathbf{Nu = 119.6215}$$

A-6- Calcul de α_1 :

$$\alpha_1 = Nu \cdot \lambda_m / d_{ex} \dots\dots\dots (IV-88)$$

$$\alpha_1 = 119.6215 \cdot 0.1072 / 21.15 \cdot 10^{-3}$$

$$\mathbf{\alpha_1 = 606.3085 \text{ Kcal/hm}^2^\circ\text{C}.$$

B- Fluide coté calandre α_2 :**B-1- Section de passage ; S_c :**

$$S_c = D_c (P_b - d_{ex}) \cdot B / P_b \dots\dots\dots (IV-89)$$

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 $P_b = 0.0254 \text{ m}$.

$$S_c = 0.942(0.0254 - 0.02115) \cdot 0.18 / 0.0254$$

$$S_c = 0.0283 \text{ m}^2.$$

B-2- Vitesse massique :

$$W' = G'_{1/2} / S_c \dots \dots \dots (IV-90)$$

$$W' = 68972.6212 / 0.0283$$

$$W' = 2437195.0954$$

B-3- Diamètre équivalent ; D_{eq} :

$$D_{eq} = 4(P_b)^2 / \pi d_{ex} \dots \dots \dots (IV-91)$$

$$D_{eq} = 4 \cdot (0.0254)^2 / 3.14 \cdot 21.15 \cdot 10^{-3}$$

$$D_{eq} = 0.03885 \text{ m.}$$

B-4- Calcul de critère de Reynolds :

$$Re' = D_{eq} W' / \mu'_m \dots \dots \dots (IV-92)$$

$$\mu'_m = (\mu'_1 + \mu'_2) / 2 = (0.0187 + 0.0181) / 2$$

$$\mu'_m = 0.0184 \text{ Kg/h.m}$$

$$Re' = 0.03885 \cdot 2437195.0954 / 0.0184$$

$$Re' = 5145925.5139$$

B-5- Critère de Praundt ; « Pr » :

$$Pr' = Cp'_m \cdot \mu'_m / \lambda'_m \dots \dots \dots (IV-93)$$

$$Cp'_m = (Cp'_1 T'_1 - Cp'_2 T'_2) / (T'_1 - T'_2) \dots \dots \dots (IV-94)$$

$$Cp'_m = (0.7 \cdot 260 - 0.64 \cdot 204) / (260 - 204)$$

$$Cp'_m = 0.9185 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\lambda'_m = (\lambda'_1 + \lambda'_2) / 2 = (0.1399 + 0.144) / 2$$

$$\lambda'_m = 0.1419 \text{ Kcal/mh}^\circ\text{C.}$$

$$\mu'_m = 0.0184 \text{ Kg/h.m}$$

$$Pr' = 0.9185 \cdot 0.0184 / 0.1419$$

$$Pr' = 0.1191$$

B-6- Calcul de critère de Nusselt ; Nu :

$$Nu' = 0.021 (Re')^{0.8} (Pr')^{0.43} \dots\dots\dots (IV-95)$$

$$Nu' = 0.021 (5145925.5139)^{0.8} (0,1191)^{0.43}$$

$$Nu' = 1968.0319$$

B-7- Calcul de α_2 :

$$\alpha_2 = Nu' \cdot \lambda_m / D_{eq} \dots\dots\dots (IV-96)$$

$$\alpha_2 = 1968.0319 \cdot 0,1419 / 0,03885$$

$$\alpha_2 = 7188.2555 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

B-8- Calcul de coefficient global de transfert de chaleur K:

$$K = \frac{1}{(1/\alpha_1) + (1/\alpha_2) + (\delta/\lambda)} \dots\dots\dots (IV-97)$$

δ : Epaisseur de la paroi 2.1 mm

λ : Conductivité thermique de la paroi 39 Kcal/mh $^\circ\text{C}$

$$K = \frac{1}{(1/606.3085) + (1/7188.2555) + (2.1 \times 10^{-3} / 39)}$$

$$K = 542.8034 \text{ Kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

IV-5- CALCUL DE LA SURFACE D'ECHANGE :

$$Q_{Rb1/2} = K \cdot \Delta TLM \cdot F \dots\dots\dots (IV-98)$$

$$F = Q_{Rb1/2} / K \cdot \Delta TLM$$

$$F = (6741108.09379/2) / 252,5829.27,034$$

$$F = 493.6135 \text{ m}^2$$

IV-6- VERIFICATION DU RESULTAT DE F :

$$F = \pi \cdot d_{ex} \cdot L \cdot N \dots\dots\dots (IV-99)$$

L : longueur de tube 5m ;

N : nombre des tubes 932 ;

d_{ex} : diamètre extérieur 21,15.10⁻³m.

$$F = 3,14 \cdot (21,15 \cdot 10^{-3}) \cdot 5.932$$

$$F = 309.4752 \text{ m}^2$$

Résultat :

D'après les calculs effectués avec les nouveaux paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation C.104. Le rebouilleur E.121 A et B répond aux exigences de l'échange thermique car sa surface réelle d'échange est supérieure à la surface d'échange calculée.

IV-B- COMPARAISON DES RESULTATS :

Tableau : N°IV-22 : Comparaison des résultats réels et calculés pour les fractions molaires et massique.

	X'_{RnC4}	X'_{RiC4}	Y'_{DnC5}	Y'_{DiC5}	TVR (Kg/cm ²)
Design	0.004	0.0008	0.0028	0.0028	-
Réel	0.04493	0.00301	0	0	0.6100
Calcul	0.004	0.0008	0.0028	0.0028	0.4900

Tableau: N°IV-23 : Comparaison des résultats réels et calculés pour l'équipement.

	Colonne C.104	Ballon de reflux D.103		Aéro-réfrigérant E.122 Ar	Rebouilleur E.121
	Nombre de plateaux	Longueur "L" m	Diamètre "D" m	Surface d'échange m ²	Surface d'échange m ²
Valeur de design	39	6	1.9	295	309.4752
Valeur calculée	37	5.0703	1.6	310.9	493.6135

IV-C- AUGMENTATION DE LA CAPACITE EGAL 10 % :

- Calcul de débutaniseur C.104 +10%

IV-1- DONNEES DE DEPART :

- Débit de la charge :

$$L = 94929.207 \text{ Kg/h}$$

$$L_{+10\%} = 94929.207 + 9492.9207 = 104422.1277$$

$$L_{+10\%} = L'' = 104422.1277 \text{ Kg/h.}$$

Tableau N° IV-24 : La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants

N°	Constituents	Mi	X'Li	Mi.X'Li	XLi	Quantités	
						Kg/h	Kmoles/h
1	C ₃ H ₈	44	0.0051	0.2244	0.0025	263.9857	5.9997
2	iC ₄ H ₁₀	58	0.0101	0.5858	0.0066	689.1393	11.8817
3	nC ₄ H ₁₀	58	0.0577	3.3466	0.0377	3936.9639	67.8787
4	iC ₅ H ₁₂	72	0.0721	5.1912	0.0585	6106.9644	84.8190
5	nC ₅ H ₁₂	72	0.1193	8.5896	0.0968	10104.8663	140.3454
6	C ₆ H ₁₄	86	0.3209	27.5974	0.3109	32465.7768	377.5090
7	C ₇ H ₁₆	100	0.2931	29.31	0.3302	34480.4916	344.8049
8	C ₈ H ₁₈	114	0.1185	13.509	0.1522	15892.0833	139.4042
9	C ₉ H ₂₀	128	0.0032	0.4096	0.0046	481.8563	3.7645
Σ			1	88.7636	1	104422.1277	1176.4071

IV-2- COMPOSITION ET DEBIT DU DISTILLAT ET DU RESIDU :

Pour la charge réelle $L'' = 1176.4071 \text{ Kmol/h}$ on aura :

$$D'' = 80.9556 \text{ Kmol/h}$$

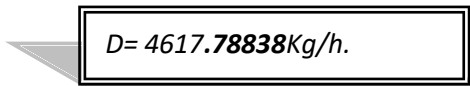
$$R'' = 1095.4514 \text{ kmol/h}$$

IV-2-1-Composition et les débits massiques et molaires du distillat :

Tableau N°. IV -25 : Composition et les débits massiques et molaires du distillat.

N°	Constituents	Mi	Y _{Di}	M _i . Y _{Di}	Y _{Di}	Quantités	
						Kg/h	Kmos/h
1	C ₃ H ₈	44	0.0741	3.2604	0.057158886	263.9476382	5.99880996
2	iC ₄ H ₁₀	58	0.1359	7.8822	0.138184814	638.1082303	11.00186604
3	nC ₄ H ₁₀	58	0.7844	45.4952	0.7975877	3683.091213	63.50157264
4	iC ₅ H ₁₂	72	0.0028	0.2016	0.0035343	16.32064896	0.22667568
5	nC ₅ H ₁₂	72	0.0028	0.2016	0.0035343	16.32064896	0.22667568
Σ			1	57.041	1	4617.78838	80.9556

Le débit massique de distillat :



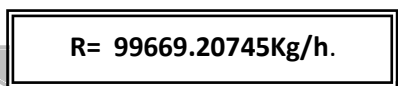
$$D = 4617.78838 \text{ Kg/h.}$$

IV-2-2- Composition et les débits massiques et molaires du résidu :

Tableau N°IV-26 : Composition et les débits massiques et molaires du résidu.

N°	Constituents	Mi	X _{Ri}	M _i . X _{Ri}	X _{Ri}	Quantités	
						Kg/h	Kmol/h
1	iC ₄ H ₁₀	58	0.0008	0.0464	0.000509976	50.82894496	0.87636112
2	nC ₄ H ₁₀	58	0.004	0.232	0.002549882	254.1447248	4.3818056
3	iC ₅ H ₁₂	72	0.0752	5.4144	0.059508972	5931.21206	82.37794528
4	nC ₅ H ₁₂	72	0.128	9.216	0.101291867	10095.6801	140.2177792
5	C ₆ H ₁₄	86	0.3446	29.6356	0.325721056	32464.35951	377.4925524
6	C ₇ H ₁₆	100	0.3148	31.48	0.345992619	34484.81007	344.8481007
7	C ₈ H ₁₈	114	0.1273	14.5122	0.159501718	15897.40981	139.4509632
8	C ₉ H ₂₀	128	0.0035	0.448	0.00492391	490.7622272	3.8340799
Σ			0.9982	90.9846	1	99669.20745	1093.479587

Le débit massique de distillat :



$$R = 99669.20745 \text{ Kg/h.}$$

IV-3- TAUX DE REBOUILLAGE :

Le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$(r_b)_{opt} = \{ (D''/R'')(r_f)_{opt} + (1 - e'_0) \cdot L''/R'' \} - 1 \dots \dots \dots (IV-100)$$

$$(r_b)_{opt} = 0.6900$$

IV-4- BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE :

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

IV-4-1- Détermination de g_x et G_R :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D' \dots \dots \dots (IV-101)$$

$$g_x = 8.337 \cdot 80.9556$$

$$g_x = 674.9268 \text{ Kmol/h}$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R'' \dots \dots \dots (IV-102)$$

$$G_R = 0.69 \cdot 1095.4514$$

$$G_R = 755.8614 \text{ Kmol/h}$$

IV-4-2- Calcul des charges thermiques :

- Charge thermique de l'alimentation Q_L :

$$Q_L = L'' \cdot h_L$$

$$Q_L = 1176.4071 \cdot 4889.4183$$

$$Q_L = 5751946.4029 \text{ Kcal / h}$$

- Charge thermique de distillat Q_D :

$$Q_D = D'' \cdot H_D$$

$$Q_D = 80.9556 \cdot 6188.83$$

$$Q_D = 501020.4459 \text{ Kcal / h}$$

- **Charge thermique de résidu Q_R :**

$$Q_R = R'' \cdot h_R$$

$$Q_R = 1095.4514 \cdot 8606.0513$$

$$Q_R = 9427510.9450 \text{ Kcal / h}$$

- **Charge thermique de condenseur Q_C :**

$$Q_C = (D'' + g_X) \cdot (H_D - h_D)$$

$$Q_C = (80.9556 + 674.9268) \cdot (6188.83 - 1904.2567)$$

$$Q_C = 3238633.5489 \text{ Kcal / h}$$

- **Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb} :**

$$Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_C - Q_L$$

$$Q_{Rb} = 9427510.9450 + 501020.4459 + 3238633.5489 - 5751946.4029$$

$$Q_{Rb} = 7415218.5369 \text{ Kcal/h}$$

IV-5- DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE :

IV-5-1-Calcul du diamètre de la colonne :

Le diamètre de la colonne est calculé par la méthode suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times v}{\pi \times w}} \dots\dots\dots (IV-103)$$

V_1 : débit volumique de la phase vapeur en [m³/s];

W : vitesse admissible des vapeurs dans la section droite de la colonne en [m/s];

D : diamètre de la colonne en [m].

- **Calcul du débit volumique de la phase vapeur « V_1 » :**

Le débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne aux conditions desservie est donné par la formule suivant :

$$V = 22,4 \cdot \frac{L''}{M} \cdot \frac{(273 + T_s)}{273} \cdot \frac{1}{P_s} \dots\dots\dots (IV-104)$$

$$L'' = 1176.4071 \text{ Kmol/h} = 104422.1277 \text{ Kg/h}$$

$$P_s = 14.9 \text{ bar} = 14.7 \text{ atm}$$

$$M = 57.041 \text{ kg/kmol ; Masse moléculaire du produit de tête.}$$

$$V = 22,4 \cdot \frac{1176.4071}{57.041} \cdot \frac{(273 + 96)}{273} \cdot \frac{1}{3600} \cdot \frac{1}{14.7}$$

$$V = 0.0118 m^3 / s$$

• **Calcul de la vitesse admissible des vapeurs « W »**

La vitesse admissible des vapeurs dans la section droite de la colonne est donnée par la formule de SOUDERS-BROWN:

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \dots\dots\dots (IV-105)$$

C : coefficient déterminé graphiquement en fonction de la distance (HP) entre les plateaux et de leur type. Dans notre colonne les plateaux utilisés sont des plateaux à clapet. Admettant que la distance entre deux plateaux successifs est de 0,6m.

On trouve :

C=590 (voir l'annexe)

ρ_L ρ_v : sont respectivement les masses volumiques des vapeurs et liquide dans les Conditions de service. Elles sont déterminées comme suit

$$\rho_v = \frac{G_1}{3600 \times V} \dots\dots\dots (IV-106)$$

$$\rho_v = \frac{104422.1277}{3600 \times 1,0473} = 27.6961$$

$$\rho_v = 27.6961 Kg / m^3$$

$$\rho_L = \rho_{4moy}^{20} = \frac{M_m}{\sum (Y'_{DI} \times M_i / \rho_i^{20})} \dots\dots\dots (IV-107)$$

ρ_i^{20} : Masse volumique du constituant « i » à 20 °C.

Tableau N°IV-27 : le calcul de ρ_L

constituent	M_i	Y'_{Di}	$\rho_i^{20}(\text{Kg/m}^3)$	$Y'_{di} \cdot M_i / \rho_i^{20}$
C_3H_8	44	0.0741	501.5	0.0065013
iC_4H_{10}	58	0.1359	559.3	0.01409297
nC_4H_{10}	58	0.7844	578.5	0.07864339
Total				0.09923766

$$\rho_L^{20} = \frac{57.041}{0.0992} = 575.01$$

$$\rho_L = 575.01 \text{ kg / m}^3$$

Calcul de ρ_{moy} à $T=56,35^\circ\text{C}$

A la température de service ($T=56,35^\circ\text{C}$), ρ_{moy} est calculé par la formule suivant :

$$\rho_{\text{moy}}^t = \rho_{\text{moy}}^{20} - \alpha(t - 20) \dots\dots\dots (\text{IV-108})$$

α : Coefficient de Correction de température .calculé par la formule.

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132\rho_4^{20}$$

$$\alpha = -0.7571$$

Donc :

$$\rho_{\text{moy}}^{96} = 575.01 + 0.7571(96 - 20) \dots\dots\dots (\text{IV-109})$$

$$\rho_{\text{moy}}^{96} = 632.5496 \text{ kg / m}^3$$

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 590 \sqrt{\frac{632.5496 - 27.6961}{27.6961}}$$

$$W = 0.2335 \text{ m/s}$$

-Finalement le diamètre de la colonne sera égal à :

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{0.0118}{3,14 \times 0.2335}}$$

$$D = 0.2542$$

$$D < D_{\text{réel}}$$

- Le diamètre réel est de 2 m.

CONCLUSION :

Après Dimensionnement de la colonne de débutaniseur et le calcul obtenu le diamètre de débutaniseur égale 0.02543 m.

Résultat : Il est possible d'augmenter la capacité de production de 10% pour son unité.

Conclusion Générale

Conclusion Générale

Après l'étude théorique, nous avons fait une étude sur la distillation, ce procédé est plus important dans le domaine du raffinage et pétrochimie (car les fractions pétrolières sont la matière première pour tous les procédés).

Notre étude a été réalisée sur l'unité de distillation Atmosphérique U100

Dans la partie calcul, nous avons fait une vérification pour les équipements suivants ;

- Débutaniseur C.104.
- Ballon de reflux D.103
- Aéroréfrigérant E 122 Ar
- Rebouilleur E 121 A et B

Après les résultats obtenus de la vérification, on a conclu : Il y a une ^{grande} proximité entre les valeurs calculées et les valeurs design tel que, débit molaire de résidu et de distillat, nombre des plateaux...ect.

Dans la deuxième partie de la partie calcul nous avons fait une augmentation de 10% de la capacité de l'unité U100, et d'après les résultats obtenus : Le diamètre de la colonne de débutaniseur C.104 (+10 % de la charge) égale $D = 0.2542$ m est inférieur par rapport Le diamètre réel ($D < D_{\text{réel}}$), donc on a conclu, Il est possible d'augmenter la capacité 10% pour cette unité

ANNEXE

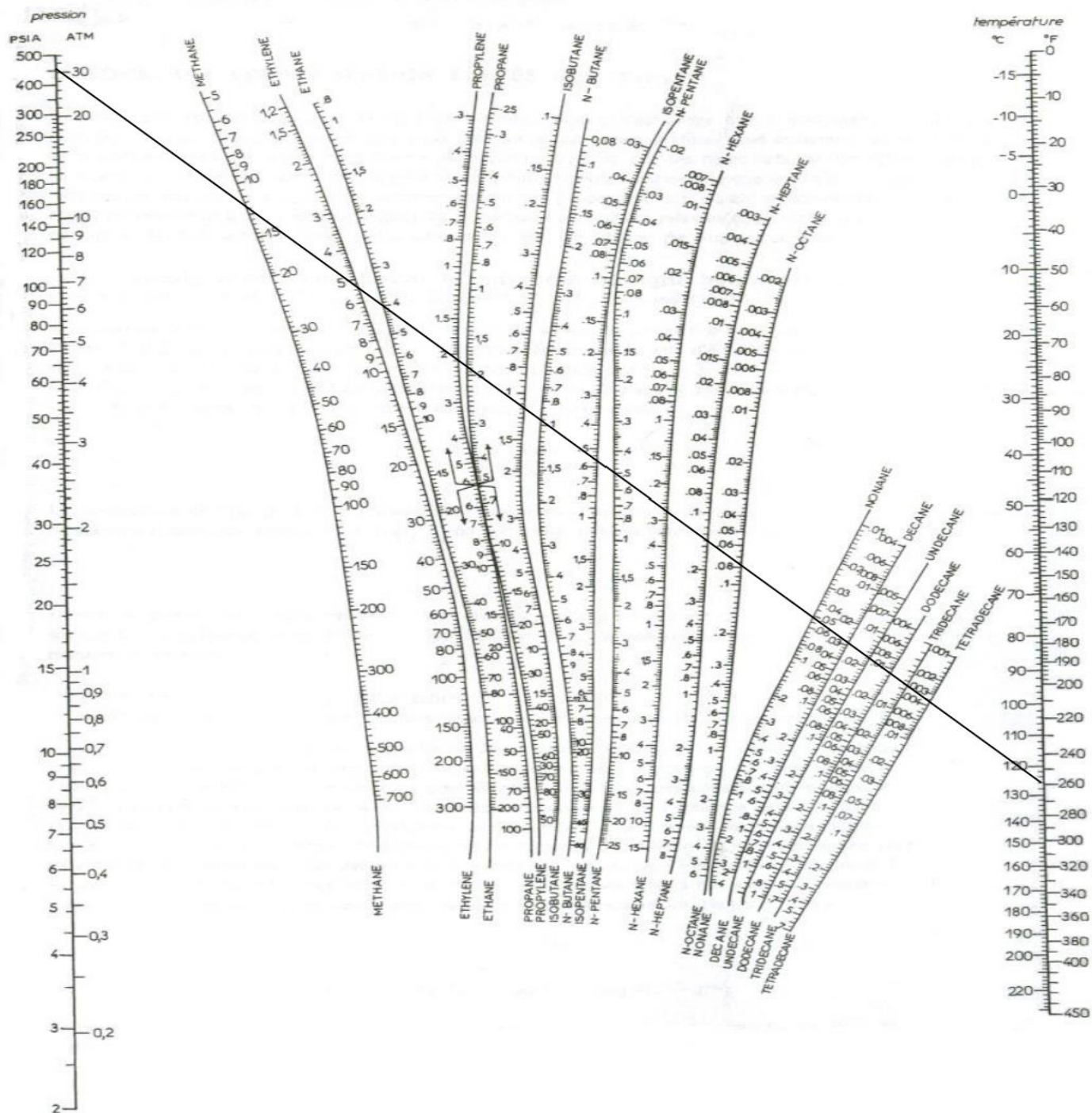
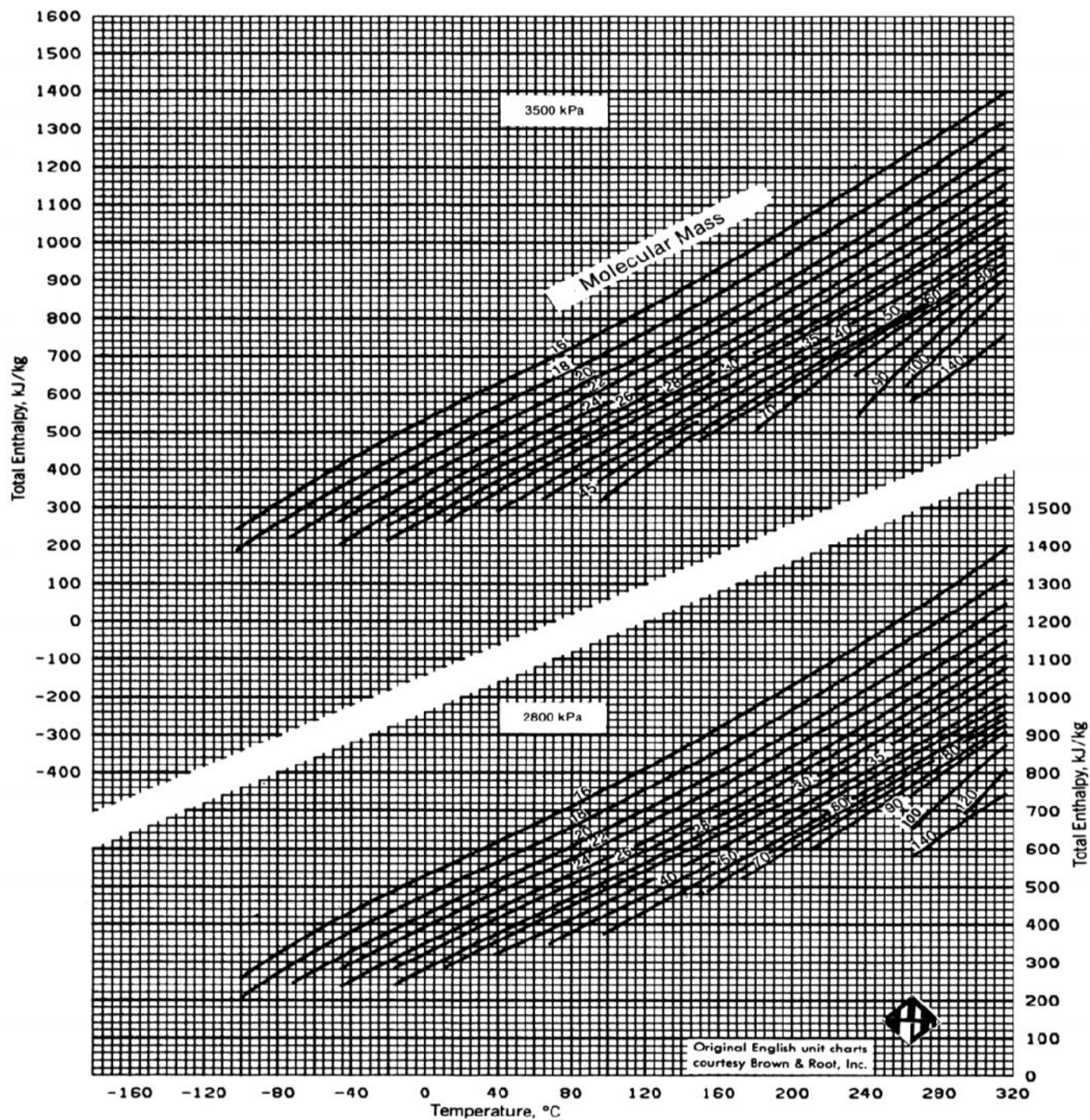


Figure-1- Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel & Jenny)



Graphe-1- enthalpie en fonction de température et pression

Bibliographie

Bibliographie

- [1] Dao moufida, Dao faiza, :(Remplacement de ballon de flash par une colonne de prédistillation avec augmentation de la capacité 20 % unité 10-11). Mémoire de fin d'études. Master académie. Spécialité raffinage et pétrochimie. Université hamma lakhder el oued.
- [2] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 6 – 7
- [3] :P.Blou. Exposé de chimie collège catholique, KIRMANN d'Abengourou, cote d'ivoire, Idiatanawd stepman INNOCENT
- [4] A.Molina,Méthodologie pour le placement des capteurs à base de méthodes de classification en vue du diagnostic. Thèse de Doctorat université de Toulouse, 2005.
- [5] R. Mrani Alaoui Maître IEEA, Conception d'un module de diagnostic a base des suites de bandes temporelles en vue de la super vision des procédés énergétique, 'Application en ligne à un générateur de vapeur', Thèse de doctorat, Université des sciences et technologie de Lille, France, 9 Novembre 2004
- [6] C. Lurette, Développement d'une technique auto-adaptative pour la classification dynamique de données évolutives : Application à la supervision d'une presse hydraulique. Thèse de Doctorat université de Lille, 2003
- [7] W. Elost, Surveillabilité structurelle et platitude pour lediagnostic des modèles Bond Graph couplés, Thèse de doctorat, Université des sciences et technologie deLille, France, 2005.
- [8] J.P. WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228
- [9] J.P. WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 1, Edition TECHNIP 1994 –Paris, p 3 – 13.

- [10] R. ABDOULLAEV et V. KOSSIAKOV : Chaire de Raffinage-Pétrochimie « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes ». Institut National des Hydrocarbures et de la Chimie « INHC », Boumerdes, 1977.
- [11] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 6.
- [12] F. Busson. Les Bond Graphs multi énergie pour la modélisation et surveillance en génie des procédés. France, 2002
- [13] MEKKI Ibrahim El Khalil, MODELISATION ET COMMANDE ROBUSTE D'UNE COLONNE DE DISTILLATION, Thèse de doctorat, UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE D'ORAN MOHAMED BOUDIAF USTO-MB 2014, p 7- 8.
- [15] Anonyme : ACTIVITE AMONT -DIVISION Technologies & Développement Boumerdès (Algérie).
- [16] Journée d'études sur la médiatisation de l'essence sans plomb SONATRACH –Division Raffinage Production des Essences sans Plomb Post-Réhabilitation des Raffineries 23 Mai 2012
- [17] RICHARD S. KRAUS : Encyclopédie de sécurité et de santé au travail chapitre 78 :
Le raffinage du pétrole
- [19] : Z. HANICHI ; « Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse» ;Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2005
- [20] : comité français du butane et du propane, les gaz butane et propane.
- [22] A. Y. CHEBLI Laid, CALCUL DES PARAMÈTRES DE FONCTIONNEMENT, 2012, p. 9.
- [23] Anonym: Occupational Safety and Health Administration (OSHAS), 1996.
- [24] M-lleMebarki Amina, Etude de vérification des paramètres de fonctionnements de la Colonne C302 de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger, Mémoire de fin d'études, Université M'Hamed BOUGARA Boumerdes, Faculté des Sciences de l'Ingénieur,2017, p3-13

Web site

[18]. Le site : <http://samuel.benoit.online.fr/fr/essence-super-sans-plomb-95-98-carburant-automobile-derive-petrole-solvant> (march 2021).

[21] : Gaz de pétrole liquéfiés, site web www.naftal.dz ,(mar 2010)

[25] <https://www.energy.gov.dz/?rubrique=produits-petroliers>

[26]<https://www.google.com/maps/place/Raffinerie+d'Alger/@36.6764489,3.1163115,2514m/data=!3m1!1e3!4m2!1m6!3m5!1s0x0:0xa19cc73ec931633d!2sRaffinerie+d'Alger!8m2!3d36.6758726!4d3.1163034!3m4!1s0x128e5315ef509f17:0xa19cc73ec931633d!8m2!3d36.6758726!4d3.1163034?hl=fr>

Résumé

L'industrie du raffinage utilise des techniques de séparation et de conversion pour produire des produits commerciaux à partir du pétrole brut, dont le plus important est le processus de distillation.

Le GPL et l'essence sont parmi les produits pétroliers légers les plus importants et les plus largement utilisés dans le monde.

Ce travail a été voué à l'étude d'augmentation de 10% de la capacité de l'unité U100, et d'après les résultats obtenus : Le diamètre de la colonne de débuteur C.104 (+10 % de la charge) égale $D = 0.2542 \text{ m}$ est inférieur par rapport Le diamètre réel ($D < D_{\text{réel}}$), donc on a conclu, Il est possible d'augmenter la capacité 10% pour cette unité.

Mots-clés : pétrole. Distillation. Essence, gaz de pétrole liquéfié. Débuteur

Summary

The refining industry uses separation and conversion techniques to produce commercial products from crude oil, the most important of which is the distillation process.

LPG and gasoline are among the most important and widely used light petroleum products in the world.

This work was dedicated to the study of a 10% increase in the capacity of the U100 unit, and according to the results obtained: The diameter of the débuteur column C.104 (+ 10% of the load) equals $D = 0.2542 \text{ m}$ is less than the real diameter ($D < D_{\text{réel}}$), so we concluded, it is possible to increase the capacity 10% for this unit.

Keywords: petroleum. Distillation. Gasoline, liquefied petroleum gas. Debutaniser