

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université A. MIRA de Bejaia



Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés

Mémoire

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE Master

Domaine : Science et Technologie Filière : Génie des Procédés
Spécialité : Génie Chimique

Présenté par

SABATI Siham

IRID Kenza

Thème

Etude de la performance de la colonne stabilisation 520-C-001 de la raffinerie d'Alger

Soutenue le : le 03/07/2024

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade		
ZAIDI Lynda	MCB	Université de Bejaia	Président
TAKOURABT Lynda	MAA	Université de Bejaia	Examineur
BELAID Taous	MCA	Université de Bejaia	Encadrant

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciement

Nous tenons à remercier vivement le bon Dieu tout puissant de nous avoir donné la patience, la volonté et le courage pour accomplir ce travail.

Nous tenons à remercier chaleureusement notre promotrice, Madame BELAID Taous, pour ces conseils judicieux, sa patience et surtout pour sa conscience, son sérieux et pour le fait qu'elle n'a ménagé aucun effort pour mettre à notre disposition tous les moyens nécessaires à l'accomplissement de ce travail.

Nous exprimons nos sincères remerciements à Mme ZAIDI Lynda pour l'honneur qu'il nous fait en présidant le jury de ce mémoire.

Nous tenons également à remercier Mme TAKORABET Lynda pour 'avoir accepté d'évaluer ce modeste travail avec enthousiasme et de faire partie de ce jury.

Nous remercierons tous les enseignants du département de Génie de Procédés qui ont contribué à notre formation.

Nous présentons également nos sincères remerciements à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail et à celle ou celui que nos étourderie aura omis dans cette page...

SABATI Siham IRID Kenza

Dédicace



Avec l'expression de ma reconnaissance, je dédier ce modeste travail

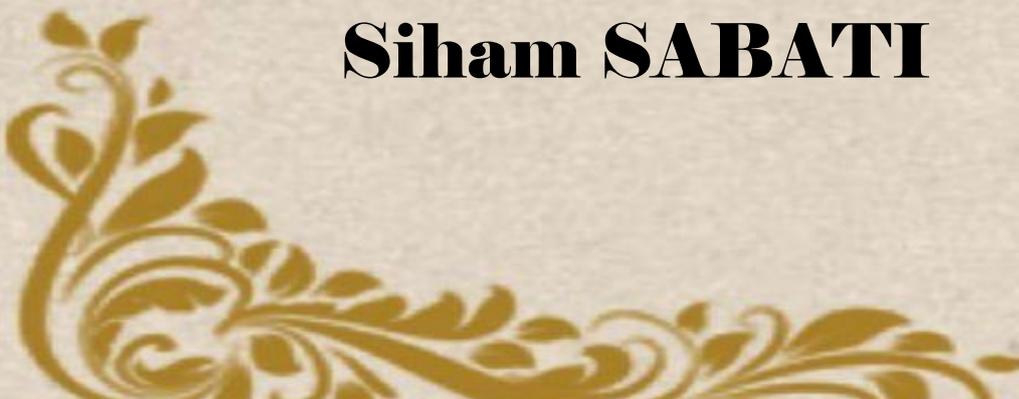
A ma chère maman, ma raison de vivre, en témoignage de ma reconnaissance pour
Sa patience, son amour et ses sacrifices qui a souffert sans me laisser souffrir, qui n'a jamais
dit non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureuse.

A mon cher papa pour son amour et son dévouement, l'homme précieux offre du dieu, qui
doit ma vie, ma réussite et tout mon respect.

A mes chère frères kamel, karim et salem et ma sœur wissam , qui je le sais, ma réussite est très
importante à leur yeux, que dieu vous garde pour moi.

A mes amis (ouerda, kenza, cylvia, katia, ahlam), mes enseignants et pour ceux qui m'ont donné l'aide un
jour, que dieu vous paye pour tous ce que vous faites pour moi.

Siham SABATI



Dédicace



Avec l'expression de ma reconnaissance, je dédier ce modeste travail

**A ma chère maman, ma raison de vivre, en témoignage de ma reconnaissance pour
Sa patience, son amour et ses sacrifices qui a souffert sans me laisser souffrir, qui n'a jamais
dit non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureuse.**

**A mon cher papa pour son amour et son dévouement, l'homme précieux offre du dieu, qui
doit ma vie, ma réussite et tout mon respect.**

**A mes chères sœurs Nabila et Farida et mon frère Farid, qui je le sais, ma réussite est très importante à
leur yeux, que dieu vous garde pour moi.**

**A mes amis (Elina, Siham, Hafidha, liticia, Ghilas), mes enseignants et pour ceux qui m'ont donné l'aide un
jour, que dieu vous paye pour tous ce que vous faites pour moi.**

Kenza IRID



Liste des figures

Figure I-1 : Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RAIG

Figure I-2 : Schéma synoptique de la raffinerie d'Alger

Figure I-3 : Section de stabilisation

Figure I-4 : Catalyseur CR 401 vierge

Figure II-1 : Propane (C_3H_8) et Butane (C_4H_{10}), (a) et (b) respectivement

Figure III-1 : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne

Figure III-2 : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de pré-distillation

Figure III-3 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash

Figure IV-1 : Densimètre automatique « Anton pear ».

Figure IV-2 : Chromatographe en phase gazeuse

Figure IV-3 : Moteur monocylindrique standard CFR

Liste des tableaux

Tableau I-1 : Les quantités des produits exprimés en tonnes par an

Tableau I-2 : Constituants de la charge et des produits d'unités

Tableau II-1 : Composition d'une essence par famille chimique

Tableau II-2 : Composition molaire du GPL

Tableau IV-1 : la composition de la charge (reformat non stabilisée)

Tableau V-1 : composition molaire, massique et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne de la charge

Tableau V-2 : composition molaire et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne de distillat

Tableau V-3 : Composition molaire, massique et la masse moléculaire des constituants de résidu.

Tableau V-4 : Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant dans la phase vapeur dans la colonne 520-C-001

Tableau V-5 : Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant dans la phase liquide dans la colonne 520-C-001

Tableau V-6 : Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant dans la phase liquide dans le ballon de reflux 520-D-008

Tableau V-7 : les pressions et les températures dans les différentes zones de la colonne

Tableau V-8 : les valeurs des volatilités dans les différentes zones de la colonne

Tableau V-9 : Taux de vaporisation de l'alimentation

Tableau V-10 : Composition molaire de la phase liquide et vapeur de l'alimentation

Tableau V-11 : le taux de reflux minimal et optimal

Tableau V-12 : le taux de rebouillage minimal

Tableau V-13 : le taux de rebouillage optimal

Tableau V-14 : les enthalpies des phases vapeurs et liquides

Tableau V-15 : Tension de vapeur

Liste des abréviations

GPL : gaz pétrolier liquéfié

GOMI : Gas-oil Moteur Commercial

NAFTEC : Société Nationale de Commercialisation et de Distribution des Produits Pétroliers

NHT : d'hydrotraitement de naphta

RFCC : catalytique de fluide résiduel

RONC : Indice d'Octane de Recherche

Table des matières

Introduction général	01
-----------------------------------	----

Chapitre I : Généralités sur l'essence et GPL

I-1- Introduction.....	03
I-2- Généralités sur les essences.....	03
I-2-1- Définition de l'essence.....	03
I-2-2- Composition de l'essence	04
I-2-3- Caractéristique de l'essence	05
I-2-3-1- Propriété chimique	05
I-2-3-2- Propriétés physiques	06
I-2-4- Les Différents types de l'essence	07
I-2-4-1- Essence normale	08
I-2-4-2- Essence super	08
I-2-4-3- Essence sans plomb	08
I-2-5- Essence et Environnement	08
I-3- Généralités sur le GPL	09
I-3-1- Définition des GPL	09
I-3-2- La composition des GPL	10
I-3-3- Les caractéristiques générales des GPL	11
I-3-4- Les sources de GPL	12
I-3-4-1- Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel	13
I-3-4-2- Fractions légères du raffinage du pétrole	13
I-3-5- Domaines d'utilisation des GPL	13
I-3-5-1- GPL carburant	13
I-3-5-2- GPL dans les ménages	14
I-3-5-3- GPL dans la pétrochimie	14
I-3-5-4- GPL dans la production électrique.....	14
I-3-5-4- GPL dans la climatisation	14
I-3-5-5- GPL dans L'agriculture	14
I-3-6- Avantages et inconvénients des GPL	15
I-3-7- Risques et sécurité des GPL	15

Table des matières

Chapitre II : généralité sur la distillation

II-1- Introduction	17
II-2- Définition de distillation	17
II-3- Principe de distillation	17
II-4- Les types de distillation de pétrole	18
II-4-1- la distillation atmosphérique	18
II-4-2- la distillation sous vide	19
II-5- Types d'installation de distillation de pétrole	20
II-5-1- Unité de distillation atmosphérique à une seule colonne	20
II-5-2- Unité de distillation atmosphérique avec pré-distillation	20
II-5-3- Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	22
II-6- Classification des colonnes de distillation.....	22
II-6-1- Colonne à plateaux	22
II-6-2- Colonne à garnissage.....	24
II-7- Lois fondamentales de la distillation	24
II-7-1- Loi de DALTON	24
II-7-2- La loi de RAOULT	25
II-7-3- La loi de HENRY	25
II-7-4- Equilibre liquide-vapeur	25

Chapitre III : Matériels et méthodes

III-1- généralité sur la raffinerie d'Alger	27
III-1-1- présentation de la raffinerie d'Alger	27
III-1-2- Histoire de la raffinerie d'Alger	27
III-1-3- Situation géographique de la raffinerie	28
III-1-4- Capacité de production	29
III-1-5- Les différentes installations de la raffinerie d'Alger	30
III-1-5-1- Unité de distillation atmosphérique U100	30
III-1-5-2- Unité de platforming (reforming catalytique) U 200	31
III-1-5-3- Unité de gaz plant U300	32
III-1-5-4- Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT »	32
III-1-5-5- Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 »	33
III-1-5-6- Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC »	33
III-1-5-7- Unité de reformage catalytique du naphta « U520 : CCR »	33
III-1-5-8- autres installations	33
III-1-6- Unité de reformage catalytique du naphta « U520 : CCR »	34
III-1-6-1- Objectif de procédé	34
III-1-6-2- Description de procédé	35
III-1-6-2-1- La section de réaction de l'unité CCR.....	35
III-1-6-2-2- La section régénération de l'unité de reformage CCR	37

Table des matières

III-2- présentation de problématique	38
III-3- données de départ	39
III-4- procédé de calcul	40
III-4-1- bilan de matière de la colonne C520-C-001	40
III-4-1-1 Calcul du la fraction molaire de constituant « i » de la charge « L »	40
III-4-1-2- calcul du la masse moléculaire moyenne de la charge « L »	40
III-4-1-3- calcul du débit massique de la charge « L »	41
III-4-1-4- calcul du débit molaire de la charge « L »	41
III-4-1-5- calcul du débit molaire de résidu « R » et distillat « D »	41
III-4-1-6- détermination des pressions dans les différentes zones de la colonne 520-C-001 ..	42
III-4-1-7- détermination des températures dans les différentes zones de la colonne 520-C-001 ..	42
III-4-1-8- calcul du la volatilité relative	43
III-4-1-9- Taux de vaporisation et composition molaire des phases liquide et vapeur de l'alimentation.....	44
III-4-1-10- calcul du taux de reflux optimal et minimal.....	45
III-4-1-11- calcul du taux de rebouillage optimale et minimal	45
III-4-2- bilan thermique de la colonne 520-C-001	46
III-4-2-1- Détermination F et G_R	47
III-4-2-2- Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides	47
III-4-2-3- Détermination des charges thermique	48
III-4-3- Calcul de nombre de plateaux théorique dans la colonne 520-C-001	48
III-4-3-1- Calcul du nombre de plateaux théorique dans la zone rectification	48
III-4-3-2- Calcul du nombre de plateaux théorique dans la zone épuisement	49
III-4-4- Calcule de la tension de vapeur de l'essence totale stabilisée	50
III-5- Méthodes d'analyses	50
III-5-1- Densité API DMA 4200 (pour calculer la densité)	50
III-5-2- Composition en PIONA IEP 9301	51
III-5-3- Indice d'octane ASTM D2699	51
III-5-4- Tension de vapeur Reid ASTM	52

Chapitre V : résultats et discussions

V-1- bilan de matière de la colonne 520-C-001.....	53
V-1-1 Calcul de la composition molaire des constituants « i » et la masse moléculaire moyenne de la charge de la colonne	53
V-1-2- Calcul de débit massique de la charge	53
V-1-3- Calcul de débit molaire de la charge	54
V-1-4- Calcul de débit molaire de résidu et distillat	54
V-1-5- Composition molaire de résidu et de distillat	55
V-1-6- Détermination des pressions dans les différentes zones de la colonne 520-C-001	57
V-1-7- Détermination des températures dans les différentes zones de la colonne 520-C-001	58
V-1-8- Les volatilités relatives	60

Table des matières

V-1-9- Taux de vaporisation et composition molaire des phases liquide et vapeur de l'alimentation ...	61
V-1-10- Taux de Le taux de reflux minimal et optimal	62
V-1-11- Taux de Le taux de rebouillage minimal et optimal	63
V-2- Bilan thermique de la colonne 520-C-001	65
V-2-1- Détermination F et G_R	65
V-2-2- Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides	65
V-2-3- détermination des charges thermique	66
V-3- Calcul de nombre de plateaux théorique dans la colonne 520-C-001	67
V-3-1- calcul de nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification	67
V-3-2- Nombre de plateaux théorique dans la zone d'épuisement	68
V-4- Calcule de la tension de vapeur de l'essence totale stabilisée	68
Conclusion générale	70

Bibliographie

Annexes

Le pétrole est une ressource naturelle fossile liquide, généralement d'origine organique, qui se forme dans les couches géologiques profondes sur de longues périodes de temps. Composé principalement d'hydrocarbures (molécules constituées d'atomes de carbone et d'hydrogène), le pétrole est extrait à travers des puits de forage et est un élément essentiel de l'économie mondiale en raison de sa capacité à être raffiné en une variété de produits énergétiques et pétrochimiques [1].

Le raffinage du pétrole est une opération complexe qui convertit le pétrole brut en produits finis tels que l'essence, le gazole, le kérosène et les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) [2]. Ce processus englobe divers procédés chimiques et physiques, comme la distillation, le craquage, la purification et le reforming. Le raffinage des hydrocarbures implique l'utilisation de produits chimiques, de catalyseurs, de chaleur et de pression pour séparer et combiner les types fondamentaux de molécules d'hydrocarbures présents naturellement dans le pétrole brut en groupes similaires. Il permet également de réorganiser les structures et les liaisons moléculaires afin de produire des composés et des molécules d'hydrocarbures différents et plus intéressants. Le type d'hydrocarbure (paraffinique, naphthénique ou aromatique) est un facteur clé dans le processus de raffinage, surpassant l'importance des composés chimiques présents [1].

Le naphta total est une coupe pétrolière issue de distillation atmosphérique du pétrole brut, cette coupe représente naturellement 15 à 30% en poids du pétrole. Étant un mélange multiple, le naphta est constitué de molécules d'hydrocarbures ayant 5 à 12 atomes de carbone à savoir ; les paraffines, les iso-paraffines, les oléfines, les naphthènes et les aromatiques. Le naphta contient également de soufre, d'azote, d'oxygène, de l'eau, de sel et un certain nombre de métaux tels que le vanadium, le nickel et le sodium existent aussi [3].

Les procédés de reformage catalytique permettent de convertir les naphthas lourds à faible indice d'octane en hydrocarbures aromatiques pouvant servir de matières premières pour l'industrie pétrochimique et en constituants pour l'essence à indice d'octane élevé, appelés reformat, par réarrangement moléculaire ou déshydrogénation. Selon la charge et les catalyseurs, les reformat peuvent avoir des concentrations très élevées de toluène, de benzène, de xylène et d'autres constituants aromatiques utiles dans la préparation de l'essence et dans les procédés pétrochimiques [4]. Le produit obtenu dépend de la température et de la pression dans le réacteur, du catalyseur utilisé et du taux de recyclage de l'hydrogène.

Le reformat sert comme bases pour la fabrication des essences sans plomb commerciales et ceci est inscrit dans le cadre des efforts consentis pour éliminer carrément l'usage du plomb dans les carburants afin d'atténuer les effets néfastes de la pollution sur l'environnement.

L'objectif de cette étude est d'optimiser la production d'essence totale à la raffinerie d'Alger en traitant ce produit dans la colonne de stabilisation 520-C-001 pour éliminer la fraction légère (GPL). Ce traitement vise à réguler la tension de vapeur Reid (TVR) de l'essence afin qu'elle soit conforme aux normes établies

Ce travail est structuré en cinq chapitres :

Dans le chapitre I, nous donnons un aperçu général sur la raffinerie d'Alger, son historique, situation géographique et ses différentes structures.

Le deuxième chapitre à une étude bibliographique sur des généralités concernant l'essence et le GPL, leurs domaines d'utilisation et leurs impacts environnementaux. Le troisième chapitre présente des généralités sur la distillation. On y trouve le principe et les différents types de distillation du pétrole.

Le chapitre IV présente les matériaux utilisés, les techniques d'analyse ainsi que la méthodologie de calcul dans la colonne à distillation.

Le dernier chapitre est consacré à la présentation des différents résultats expérimentaux obtenus ainsi que leur discussion.

Ce travail a été clôturé par une conclusion générale qui a souligné les grandes lignes des résultats obtenus ainsi que quelques perspectives à réaliser.

I-1-Introduction

La demande mondiale en produits pétroliers issus du raffinage de pétrole brut a connu une évolution très importante, que ce soit sur le plan quantitative ou qualitative. Le pétrole brut, appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, on distingue les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts, leurs teneurs sont de (83% -87%) pour le carbone et de (11% -14%) pour l'hydrogène [5].

Le raffinage est l'ensemble des opérations qui permettent de transformer le pétrole brut en carburants (GPL, essence, gasoil), combustibles (fiouls) et produits spéciaux tels que les cires et les paraffines. Chacun de ces produits répond à des spécifications précises et révisées périodiquement.

- ❖ **Gasoil:** carburant destiné à l'alimentation des moteurs à allumage par compression des véhicules utilitaires et de certains véhicules particuliers.
- ❖ **Kérosène:** carburant destiné à alimenter les brûleurs du turbo réacteur et propulseurs d'avion.
- ❖ **Naphta:** il sert de base de mélange aux carburants automobiles. Il est également privilégié dans l'industrie pétrochimique.
- ❖ **Fuel-oil:** utilisé pour le chauffage des locaux, il peut être également consommé comme carburant par des engins agricoles ou des moteurs lents de bateaux de taille modeste.
- ❖ **Essence:** utilisé comme carburant dans les moteurs à combustion interne. C'est un mélange d'hydrocarbures, auxquels peuvent être ajoutés des additifs.
- ❖ **GPL:** Les secteurs résidentiel et industriel se partagent l'utilisation de ce produit, le premier pour le chauffage et le second pour des applications nécessitant un combustible propre.

I-2- Généralités sur les essences**I-2-1- Définition de l'essence**

L'essence englobe les carburants et combustibles liquides utilisés dans les moteurs à essence, et elle ne se limite généralement pas à une fraction simple du processus de raffinage. Au contraire, elle est le résultat d'un mélange de produits issus de différentes étapes de

production, auxquels on ajoute des additifs pour répondre aux normes du marché. Les essences raffinées sont des liquides incolores hautement inflammables, issus de fractions du pétrole ayant des températures d'ébullition comprises entre 30°C et 200°C, allant de C₄ à C₁₀. Leur production implique divers procédés qui donnent lieu à différentes qualités de produit final [6].

I-2-2- Composition de l'essence

L'essence est composée d'un mélange complexe d'hydrocarbures comprenant des paraffines, des composés aromatiques, des oléfines et des composés soufrés. Elle est formée en partie par un mélange de fractions liquides légères, appelées aussi naphta, provenant de la distillation atmosphérique directe. Aux alentours de 40°C la première goutte de distillat liquide apparaît de brut; environ 190°C pour l'essence léger et à environ 205°C lourde (spécial pour l'industrie), cette fraction correspond à la fraction des essences. Sa composition dépend de l'origine géographique du pétrole et les procédés de raffinage utilisés. Un distillat du pétrole est composé de molécules paraffinées isolées, des noyaux aromatiques, naphthéniques et des oléfines [7].

Tableau (I-1): Composition d'une essence par famille chimique.

famille chimique	Volume (%)
Paraffines	40-65%
Naphtènes	0-5%
Oléfines	0-20%
Aromatiques	15-45%

Les essences contiennent toujours des additifs en faible quantité (de quelques dizaines à quelques centaines de parties par million (ppm). Qui sont spécialement :

- Des colorants (4 ppm) permettant de distinguer les produits entre eux et d'éviter des mélanges frauduleux.
- Des anti-oxydants, assurant la bonne conservation des essences au stockage, même celui-ci est toujours de quelques semaines au maximum.

- Des produits détergents ou surfactants empêchant la formation de dépôts dans la d'admission (injecteurs, tubulure, soupapes) et les chambres de combustion du circuit moteur. Les phénomènes d'encrassement doivent en effet être évités en raison de leurs inconvénients potentiels (perte d'agrément de conduite, augmentation de consommation de carburant et d'émission de polluants, accroissement de la tendance au cliquetis).
- Des additives anti-récessions des sièges de soupapes dont le plus important est le tétraéthyle de plomb. Le tétraéthyle de plomb est ajouté à l'essence, pour deux raisons; il sert à lubrifier les soupapes des moteurs et surtout a un rôle d'antidétonant, en évitant que le mélange air-essence n'explose trop tôt. Cette caractéristique est symbolisée par « l'indice d'octane »

I-2-3- Caractéristique de l'essence

I-2-3-1- Propriété chimique

❖ L'indice d'octane (NO)

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente. Mais ce rendement a une limite au-delà de laquelle il y'a apparition d'un cognement appelé cliquetis " Knock ".

Il caractérise les propriétés antidétonantes d'une essence. La détermination de l'indice d'octane est obtenue avec un moteur d'essai monocylindrique (CFR) dans lequel le carburant de référence est un mélange d'isooctane et de n-heptane [8]:

- L'isooctane (2, 2, 4-tri méthyle pentane) : pas détonant NO=100
- N-heptane : très détonant NO=0

On dira qu'une essence à un NO =X si dans ce moteur elle se comporte au point de vue détonation comme un mélange étalon composé de X% volumique d'isooctane et de (100-X%) de n-heptane.

Les essences affichant un indice d'octane entre 87 et 95 sont typiquement utilisées dans les véhicules légers, bien que cela puisse varier selon les conditions météorologiques et les exigences du moteur. En Algérie, divers types et niveaux d'octane sont disponibles, avec des indices courants de 90 (ordinaire), 95 (sans plomb) et 96 (le plus élevé) [9].

Un indice d'octane élevé réduit le risque d'auto-inflammation du carburant, améliorant ainsi les performances des véhicules, réduisant les émissions d'échappement et optimisant la consommation de carburant. Le choix du type d'essence adapté au moteur devrait se faire en fonction des recommandations du constructeur automobile et des conditions environnementales.

I-2-3-2- Propriétés physiques

❖ Tension de Vapeur Reid (TVR)

Elle caractérise la volatilité de l'essence et par conséquent la teneur en éléments légers. Ces derniers favorisent le démarrage en hiver mais risquent en été de provoquer la formation de bouchon de vapeur, et donc l'arrêt du moteur [10].

- TVR= 0,650 Kg / cm² en été.
- TVR= 0,800 Kg / cm² en hiver.

La tension de vapeur Reid de l'essence peut être mesurée comme celle d'un corps pur. L'étude des équilibres liquide-vapeur définit la tension de vapeur d'un mélange complexe comme étant la pression de bulle de ce mélange à une température donnée. En réalité, en mesure cette tendance de ces molécules à s'échapper par un essai très simple, et qui donne la tension de vapeur Reid (ou la TVR). La valeur de la TVR à 37,8°C (100°F) est la somme de tension de vapeur partielle des hydrocarbures et de la pression partielle de l'air

❖ La densité

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température T au poids du même volume d'eau à une température standard, elle caractérise la puissance du moteur et la consommation en carburant. Si la densité diminue, la consommation spécifique augmente inversement. Pour l'essence super on prend la densité de 0,77 et pour la normale 0,73 hors de ces limites la puissance diminue [10].

L'utilisation d'une essence à faible densité peut conduire à une augmentation de la consommation de carburant et à une vaporisation insuffisante. En revanche, l'utilisation d'une essence à haute densité peut réduire la consommation spécifique, mais elle peut également entraîner une pauvreté dans le mélange carburé, se traduisant par une perte de puissance. Les valeurs maximales des spécifications imposées se situent généralement entre 0,735 et 0,785.

❖ **La distillation ASTM (American Society for testing materials)**

Les essences sont des mélanges complexes d'hydrocarbures comprenant une large gamme de composés ayant des points d'ébullition variés. Ces points d'ébullition peuvent s'étendre typiquement de 35°C (pour les composés C₅) à environ 210°C (pour les composés C₁₅-C₁₆). Lorsque l'on effectue une distillation expérimentale en laboratoire sur un échantillon d'essence, on enregistre les températures auxquelles différents volumes de liquide sont distillés. Ces données de distillation sont ensuite représentées graphiquement, où les températures sont placées sur l'axe des ordonnées et les pourcentages distillés sur l'axe des abscisses, formant ainsi la courbe de distillation [11].

La courbe de distillation ASTM offre une représentation de la composition d'un produit pétrolier. En comparant plusieurs courbes ASTM, il est possible d'inférer la répartition des différents hydrocarbures présents dans les échantillons analysés. Par exemple, le point de distillation ASTM à 10% peut fournir des indications sur la proportion des hydrocarbures légers, tandis que le point à 50% reflète le niveau moyen de volatilité globale. Les points à 90% et le point final indiquent la présence d'hydrocarbures plus lourds avec des points d'ébullition élevés [12].

L'analyse de la courbe de distillation ASTM d'une essence permet de comprendre son comportement dans les moteurs, incluant les démarrages à froid, les performances lors de l'accélération, ainsi que le potentiel de formation de dépôts dans les chambres de combustion, entre autres aspects

I-2-4- Les Différents types de l'essence

Les différents types d'essences présentent généralement des caractéristiques physiques proches les unes des autres, mais diffèrent par leur composition chimique et leur teneur en additifs.

I-2-4-1- Essence normale

Elle est composée essentiellement d'un mélange d'hydrocarbures de structures variées (paraffinées, oléfiniques, naphthéniques, aromatiques (4% de benzène) distillant à moins de 205°C, auquel est ajouté entre autres un dope antidétonant à base du plomb. L'efficacité de la combustion est caractérisée par l'indice d'octane situé entre 89 et 92 [5]. Elle est très utilisée dans l'automobile.

I-2-4-2- Essence super

Il est de même nature que l'essence ordinaire, il est obtenu par un procédé de raffinage spécial afin d'améliorer l'indice d'octane qui est de 97 à 99. Sa composition diffère de l'essence ordinaire par la teneur en benzène plus élevée (4 à 6 %) due à la diminution du taux de plomb et la teneur en soufre plus élevée (0,5 %).

I-2-4-3- Essence sans plomb

L'essence sans plomb est principalement un mélange d'hydrocarbures et de composés oxygénés. Les essences sans plomb sont apparues en Europe et en France à partir de 1988. Le sans plomb a totalement supplanté le super avec plomb. Les additifs utilisés sont le MTBE (methyltertiobutylether), l'additif le plus employé, et le benzène qui est ajouté en vue d'améliorer l'indice d'octane. Compte tenu de la forte toxicité de ce dernier, sa teneur est légalement limitée (1 % depuis 2000).

I-2-5- Essence et Environnement

L'industrie mondiale a été confrontée au défi de la réduction des polluants toxiques. Malgré la croissance du parc automobile, la pollution urbaine devrait aller en se réduisant au fur et à mesure du renouvellement du parc. Mais, les efforts pour réduire les émissions et améliorer la sécurité et le confort des automobiles se sont traduits jusqu'à présent, par une augmentation de la consommation des carburants des véhicules. Dans les années à venir, l'industrie automobile sera confrontée à un triple défi, continué à réduire les émissions de polluants (HC, CO, NO₂, particules) et diminuer la consommation des carburants tout en contrôlant les coûts. Les émissions polluantes provenant des tuyaux d'échappement des véhicules sont en grande partie responsables de l'effet de serre, et les émissions des climatiseurs

contribuent à l'appauvrissement de la couche d'ozone entraînant ainsi des conséquences néfastes sur la qualité de l'air et sur notre environnement. Le smog, les pluies acides, les gaz à effet de serre et l'amincissement de la couche d'ozone stratosphérique en sont les principales conséquences.

I-3- Généralités sur le GPL

Durant la dernière vingtaine d'années, une nouvelle énergie a réussi à se frayer un chemin à côté du pétrole et du gaz naturel; il s'agit des gaz de pétrole liquéfiés (GPL). Ce produit représente le lait nourricier de l'Algérie, il est considéré comme une importante source d'énergie qui contribue à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux. Grâce à leurs atouts d'énergie propre et transportable pour l'industrie et l'automobile (GPL/c). La demande mondiale en GPL était d'environ 239 millions de tonnes en 2008. Le niveau de la demande nationale de GPL aujourd'hui est de l'ordre 15 millions de tonnes dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL/c).

I-3-1- Définition des GPL

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est un mélange gazeux d'hydrocarbures légers composé d'environ 80% de butane (C_4H_{10}) et 20% de propane (C_3H_8) (ce sont des hydrocarbures saturés) à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut être à l'état liquide, dès qu'on le soumet à l'une des conditions suivantes [13]:

- ✓ Pression relevée à la température ambiante.
- ✓ Pression atmosphérique et température basse.
- ✓ Pression modérée et température partiellement basse [14].

Le GPL est un gaz riche, il contient du $C_3 + iC_4 + nC_4 +$ traces de $(C_2 + iC_5 + nC_5)$. Ce mélange est aussi appelé « BUPRO » car il contient de fortes proportions en C_3 et C_4 .

i: étant l'iso X.

n: étant le nombre de carbone.

X: étant le nom du carbonyle [15].

Le GPL est un précieux produit obtenu soit par le processus de raffinage du pétrole brut, soit directement extrait des champs de gaz naturel, après liquéfaction pour faciliter son transport vers les installations de séparation afin d'obtenir du propane et du butane commerciaux.

Depuis les années 80, l'Algérie a adopté une politique de développement et de valorisation des ressources en GPL, dans le but de substituer ce dernier aux carburants traditionnels, notamment les essences, en raison de ses importantes réserves et dans une perspective de lutte contre la pollution.

Cette politique a nécessité une diversification des sources d'approvisionnement des raffineries en différents types ou qualités de pétrole brut, comme le cas de la raffinerie de Hassi Messaoud où les charges présentent des quantités significatives de produits légers (GPL) par rapport au cas standard.

Afin de récupérer cet excédent de produits légers, une évaluation de la possibilité de valoriser les composés C₃ et C₄ en GPL a été réalisée via le simulateur Hysys, principalement au niveau des colonnes de stabilisation de la gazoline et du reformat. Les résultats de la simulation se sont révélés très satisfaisants, avec une récupération de 23651 tonnes de GPL par an, moyennant une légère modification impliquant l'installation de deux pompes supplémentaires (GA-209 C/D) pour le transport du GPL récupéré vers le complexe d'injection de gazole, avec un investissement supplémentaire de 9 millions de dinars, qui sera amorti en seulement trois jours de production de GPL [16].

I-3-2- La composition des GPL

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont des substances chimiques pures et saturées, caractérisées par des liaisons stables entre leurs atomes constitutifs. Ils se composent principalement de chaînes hydrocarbonées, composées exclusivement de carbone et d'hydrogène. Ces hydrocarbures mélangés obéissent à des normes officielles établies par la loi [17].

La composition chimique des GPL varie selon les normes en vigueur et leurs utilisations spécifiques dans divers pays. Typiquement, ils contiennent du propylène, du butène, ainsi qu'une faible quantité de méthane, d'éthylène, de pentane, et parfois des hydrocarbures comme le butadiène, l'acétylène et le méthyl acétylène.

Tableau (I-2) : Composition molaire du GPL [18]

Constituant	Composition molaire (%)
C_2H_6	0,32
C_3H_8	55,25
i-C₄H₁₀	10,41
n-C₄H₁₀	33,78
i-C₅H₁₂	0,07
n-C₅H₁₂	0,17

I-3-3- Les caractéristiques générales des GPL [19]

- ❖ **Odeur et couleur :** Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide et pratiquement inodore. Pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans.
- ❖ **Tension de vapeur:** La tension de vapeur de GPL doit rester dans un intervalle bien délimité, cette valeur ne doit pas dépasser en période de grande chaleur un seuil incompatible avec le règlement de sécurité. Le GPL a une tension de vapeur à 20°C égale à: pour le butane 2 bar. Pour le propane 8 bar.
- ❖ **Toxicité :** Les GPL ne sont pas vraiment toxiques. Ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement ils peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac, ne présentant aucun danger d'empoisonnement.
- ❖ **Densité :** Dans l'état gazeux il est plus lourd que l'air : la densité du propane est de 0,51 et celle du butane est de 0,58.
- ❖ **Gelures provoquées par le GPL:** Le GPL, lorsqu'il se réchauffe sous sa forme liquide, hors d'un container sous pression, il s'évapore en produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées "brûlures froides". S'il y a un risque de contact l'utilisateur devra faire usage de lunettes, gants ou toute autre revêtement de protection.
- ❖ **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 condensat inférieure ou égale à 0,4 % mol.

- ❖ **Température d'ébullition:** Les températures d'ébullition à la pression atmosphérique sont de $-6\text{ }^{\circ}\text{C}$ pour le butane et $-42\text{ }^{\circ}\text{C}$ pour le propane.
- ❖ **Pouvoir calorifiques du GPL:** Les GPL ont un pouvoir calorifique élevé et constant. Le butane offre un pouvoir calorifique inférieur (PCI) de 12,66 kWh par kg, le propane un PCI de 12,78 kWh par kg. Si l'on considère leur pouvoir calorifique supérieur (PCS), le butane et le propane affichent respectivement 13,7 kWh et 13,8 kWh par kg.
- ❖ **Dilatation :** A l'état liquide, les GPL ont un haut coefficient de dilatation, ils se dilatent de 0,25% par degré de température dont il faut tenir compte lors de leur stockage dans les récipients que le remplissage ne doit jamais être dépassé au maximum 85% de sa capacité [11].
- ❖ **Formule chimique du GPL (propane, Butane) :** [10] Les gaz butane et propane sont des hydrocarbures saturés dont les molécules sont composées d'hydrogène et de carbone
 - **Butane :** molécule de butane est composé de 4 atomes de carbone et de 10 atomes d'hydrogène.
 - **Propane :** molécule de propane est composé de 3 atomes de carbone et de 8 atomes d'hydrogène.

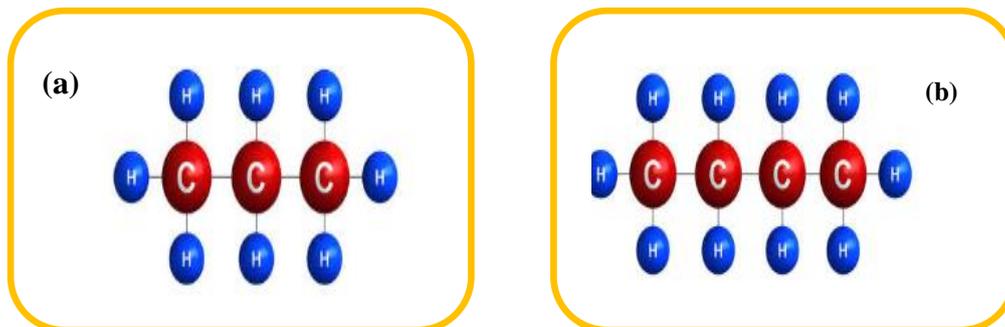


Figure (I-1): Propane (C₃H₈) et Butane (C₄H₁₀), (a) et (b) respectivement.

I-3-4- Les sources de GPL

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont principalement générés de deux manières :

I-3-4-1- Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel

En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90% de méthane (CH_4) mais aussi 5% de propane (C_3H_8) et 5% d'autres gaz dont le butane (C_4H_{10}). Schématiquement, on refroidit le gaz naturel extrait pour en séparer les différents constituants. On obtient alors des GPL (butane et propane à l'état liquide), alors que le méthane se trouve encore à l'état gazeux, ces gaz ayant des points de liquéfaction différents. Les pourcentages de butane et du propane contenus dans le gaz naturel et le pétrole brut sont très variables d'un gisement à un autre [20].

I-3-4-2- Fractions légères du raffinage du pétrole

Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont également récupérés à l'issue d'opérations de traitement « secondaires », après la phase de distillation. Selon sa provenance, une tonne de pétrole brut traitée produit 20 à 30 Kg de GPL, dont 2/3 de Butane et 1/3 de Propane. Au total, les GPL ne pourront dépasser 5% de la ressource mondiale en hydrocarbures

I-3-5- Domaines d'utilisation des GPL

Grâce à leur fort pouvoir calorifique, à leur grande pureté et à la propreté de leur combustion ainsi qu'à la commodité de leur transport, les GPL sont la seule énergie à pouvoir répondre à une large variété d'usages, ils sont largement utilisés dans les secteurs industriels, commerciaux, domestiques ou dans le domaine des loisirs. Les GPL sont utilisés aussi comme gaz combustible ou comme carburant automobile ou encore comme matière première pour la pétrochimie [6, 21].

I-3-5-1- GPL carburant

Suite à une phase d'étude et d'expérimentation entamée en 1977, la décision d'introduire le GPL carburant « SIRGHAZ » est intervenue en 1983 avec l'adoption la bicarburant et la mise en place de réglementation liée aux conditions d'utilisation et de distribution du GPL/C. La consommation mondiale du GPL comme carburant s'élevait à près

de 10 millions tonne en 1993, un pourcentage de 7 à 8 % des GPL consommé mondialement l'est sous forme de carburant.

II-3-5-2- GPL dans les ménages

Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représentée l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13kg en 1996. Le propane représenté 4,8% de la consommation national du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

I-3-5-3- GPL dans la pétrochimie

18% des GPL sont consommés comme charge pétrochimique (production de l'éthylène qui est un produit phare de la pétrochimie). La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de 10%. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines. Le butane et le propane obtenus par la séparation du GPL sont utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et de propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

I-3-5-4- GPL dans la production électrique

Le GPL est privilégié dans la production de l'électricité du point de vue technique car il nous permet d'atteindre des rendements très élevés. Écologique parce qu'il est un combustible propre et stratégique du point de vue diversification et garantie d'approvisionnement [21].

I-3-5-5- GPL dans la climatisation

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

I-3-5-6- GPL dans L'agriculture

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-verre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme et il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par son introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage... etc.). La distribution des GPL est assurée par voie routière et ferroviaire depuis les

centres de stockage vers les citernes, les revendeurs de bouteilles et les stations de GPL carburant.

I-3-6- Avantages et inconvénients des GPL :

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

- La surconsommation des GPL/C est de l'ordre de 15 à 20 % par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL /c avec réservoir intégré.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Les GPL carburant répondent bien aux problèmes de pollution des villes [22].

I-3-7- Risques et sécurité des GPL

Les GPL peuvent constituer une source de danger dans la mesure où les précautions suivantes n'ont pas été prises en considération [23]:

- ✓ Les GPL peuvent présenter un risque d'incendie dès qu'une fuite se produit ou dès que le gaz s'échappe dans l'atmosphère.
- ✓ Les GPL ne sont jamais remplis dans les réservoirs à plus de 85 % (15% du réservoir est réservé pour la dilatation).
- ✓ Les GPL étant plus lourds que l'air, ils risquent, en cas de fuite, de s'accumuler au niveau du sol et dans les parties basses, comme les caves. Cela entraîne un danger d'explosion lorsque l'accumulation permet un mélange GPL/air adéquat et qu'il y a une source d'inflammation. Cela entraîne également un danger d'asphyxie, les GPL remplaçant l'air et diminuant donc la concentration en oxygène. Donc il faut éviter les cavités, il faut aérer et ventiler les endroits pollués.

- ✓ Ils ont une viscosité faible, ceci augmente les fuites, donc il faut éviter au maximum les assemblages non soudés.
- ✓ Purger les canalisations de liquide après dépotage afin d'éviter les risques de rupture des réservoirs s'ils sont remplis.
- ✓ Les GPL liquide par évaporation peuvent causer des brûlures.
- ✓ La dissipation de gaz est lente, il faut aérer.
- ✓ La limite inférieure d'inflammabilité du gaz est environ de 2% de gaz dans l'air et le mélange devient inflammable en cas de fuite.
- ✓ Pour faciliter la détection des fuites, un gaz odorant est ajouté aux gaz (naturel ou GPL): cette odeur caractéristique "d'œuf pourri" permet de détecter à l'odeur une concentration de gaz dans l'air très inférieure à la limite inférieure d'explosibilité.
- ✓ Une série d'accidents impliquant des véhicules au GPL motivent un changement de réglementation rendant obligatoire l'installation d'une soupape de sécurité et d'un clapet anti-retour sur les réservoirs de GPL, pour en éviter l'explosion en cas de feu.
- ✓ Toutes les installations subissent des contrôles réguliers, notamment réalisés par les DREAL (Directions Régionales de l'Environnement, l'Aménagement et du Logement). L'installation des réservoirs de GPL doit respecter des règles de distances de sécurité vis-à-vis des habitations et de la voie publique, d'entretien de l'environnement autour du réservoir.
- ✓ Des mesures de sûreté doivent être également prises par les usagers afin d'éviter tout risque. Les bouteilles de GPL doivent en particulier être placées bien droites verticalement et de façon stable à plus d'un mètre des ouvertures d'un bâtiment et sur un sol incombustible, c'est-à-dire exempt de papiers, chiffons, essences, herbes sèches et de tout autre produit facilitant un départ de feu [24].

II-1- Introduction

Le processus de raffinage du pétrole démarre par la distillation, où le pétrole brut est fractionné afin de séparer ses composants en divers groupes d'hydrocarbures. Les produits obtenus varient en fonction des propriétés spécifiques du brut traité. Ensuite, la plupart de ces produits subissent des transformations visant à les rendre plus utilisables, en modifiant leur structure physique et moléculaire par des techniques telles que le craquage, le reformage et d'autres procédés de conversion. Les produits résultants sont ensuite soumis à divers procédés de traitement et de séparation, comme l'extraction, l'hydrocraquage et l'adoucissement, pour obtenir les produits finaux. Les raffineries de base se limitent généralement à la distillation atmosphérique et sous vide, tandis que les raffineries intégrées pratiquent le fractionnement, la conversion, le traitement, le mélange et la fabrication de lubrifiants, de fiouls lourds et de bitumes [1]. Elles peuvent également comporter des unités de traitement pétrochimique.

II-2- Définition de distillation

La distillation, technique de séparation des liquides aux points d'ébullition distincts, permet de fractionner les constituants d'un mélange liquide homogène. Sous l'effet de la chaleur, les constituants du mélange se vaporisent successivement, formant une vapeur qui est ensuite liquéfiée pour obtenir le distillat.

Le principe de la distillation repose sur la variation de volatilité des constituants, c'est-à-dire leur tendance à s'évaporer à des températures différentes. Ainsi, le composé le plus volatil s'évapore en premier, formant la majeure partie des vapeurs, ce qui permet de créer une phase gazeuse avec une composition différente de celle du mélange initial [25].

En condensant ces vapeurs, on obtient un liquide appelé distillat, avec une concentration élevée du composé le plus volatil. Bien que le distillat ne soit pas totalement pur, il contient encore une faible quantité des autres composés du mélange initial. Pour augmenter la concentration du composé le plus volatil, il est nécessaire de répéter le processus de vaporisation et de condensation avec le distillat. Cette étape, réalisée dans une colonne de distillation, est appelée distillation ou rectification.

II-3- Principe de distillation

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullition. La simplicité du procédé et son prix de revient relativement modique en font une opération de base

dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers. C'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines de pétrochimie, les colonnes de rectification sont largement représentées.

Travaillant comme un système thermodynamique entre une source de chaleur (le four) et une source de froid (le condenseur en tête), le processus de distillation implique un échange de liquide et de vapeur en contre-courant, soit de manière discontinue dans le cas des colonnes à plateaux, soit de manière continue pour les colonnes à garnissage.

Selon les principes de la thermodynamique, le contact entre ces deux phases favorise l'échange de composants les éléments les plus volatils s'accablent dans la vapeur, éliminés en tête de colonne, tandis que les constituants plus lourds passent à l'état liquide et sont récupérés au fond. Ce processus crée un gradient de température le long de la colonne, directement lié au gradient de concentration des composants [26].

Le bon fonctionnement d'une colonne de distillation, pour obtenir des produits distillés et des résidus avec des compositions spécifiques, dépend principalement de la charge initiale et donc de son point d'introduction dans la colonne.

II-4- Les types de distillation de pétrole

Après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer sa composition en fractions différentes et prévoir le schéma de traitement adéquat. Parmi ces analyses, les distillations sont les plus importants.

II-4-1- La distillation atmosphérique

C'est la première opération subie par le pétrole dans la raffinerie. L'unité de distillation est l'unité maitresse de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de prétraitement.

L'unité de distillation initiale a pour objectif de fractionner le pétrole brut en plusieurs coupes, classées selon les températures d'ébullition des hydrocarbures. Cette colonne de

distillation se caractérise par une hauteur de 50 mètres, un diamètre de 6 à 8 mètres, et une capacité de traitement de 1000 tonnes par heure de brut. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leurs températures d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères. Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ 30°C) sont récupérés en

haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de 375°C) se concentrent en bas de la colonne, trois principales catégories de produits pétroliers y sont obtenues: les légers (gaz, naphtha et essences), les moyens (kérosène, diesel et fuel domestique) et les lourds (résidu atmosphérique). La situation à la sortie de cette première étape détermine la suite du procédé. En effet aucun produit issu de cette distillation initiale n'est un produit fini.

Les hydrocarbures les plus lourds restent sous forme liquide tandis que les molécules de masse faible ou moyenne passent à l'état de vapeur et s'élèvent dans la colonne. Au cours de leurs montées, elles se refroidissent et reviennent à l'état liquide et sont collectées à différents étages sur les plateaux.

A chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulles (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer. La Figure (II-1) représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut [27]

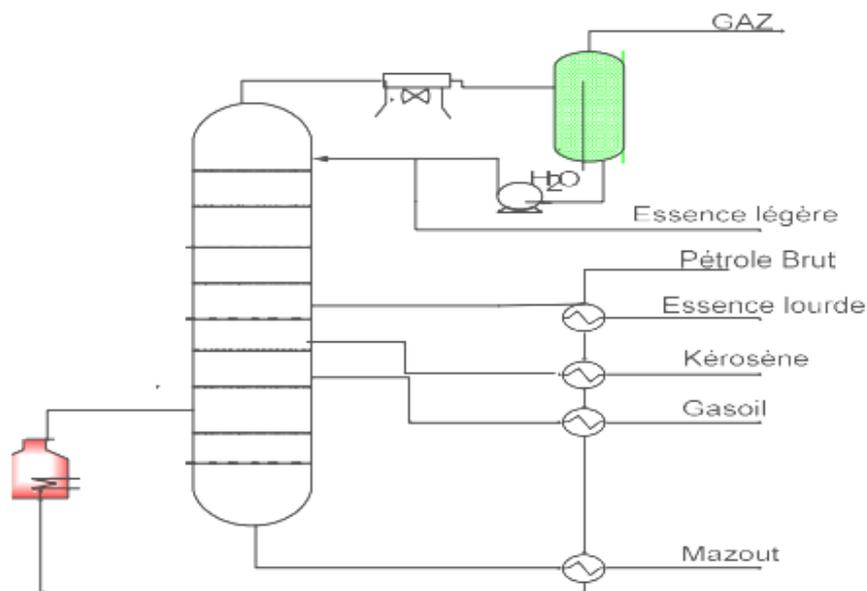


Figure (II-1): Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne

II-4-2- La distillation sous vide

Le résidu atmosphérique est distillé dans une colonne de distillation sous vide, qui fonctionne à une pression inférieure à celle de l'atmosphère. Cela permet de réduire les températures de distillation, les rendant compatibles avec la stabilité des hydrocarbures, qui se décomposent thermiquement entre 400 et 430°C. Cette colonne, de grand diamètre, est équipée

d'un système d'aspiration des gaz non condensables pour créer le vide. Elle produit des distillats en tête et une coupe non vaporisable en fond: le résidu sous vide [28].

II-5- Types d'installation de distillation de pétrole

Il existe trois types d'installations de distillation atmosphérique. Le choix de ces installations se base sur deux critères principaux:

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

II-5-1- Unité de distillation atmosphérique à une seule colonne

Ce type de configuration est utilisé pour traiter un pétrole brut avec une faible teneur en fractions légères et peu sulfuré, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse.

Avantages :

- Schéma simple, compact et occupant peu de surface
- Utilisation de basses températures (entre 330° et 380°) pour la rectification du pétrole, avec vaporisation des fractions lourdes en présence des coupes légères.
- Capacité de l'installation petite.
- Destiné à traiter le pétrole lourd.

Inconvénients :

- Ne convient pas au pétrole léger contenant beaucoup d'essence en raison de l'augmentation de la pression dans la colonne, nécessitant des parois épaisses et le prix de revient va augmenter.
- Difficulté à maintenir un régime constant de la colonne de fractionnement (pression, température, etc.) si la teneur en essence et en eau varie.
- La capacité est faible.

II-5-2- Unité de distillation atmosphérique avec pré-distillation [27]

Ce type de configuration 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.

Avantages :

- Schéma simple, permettant de traiter différents pétroles avec une bonne qualité de fractionnement.
- Le pétrole débarrassé de ses fractions légères (flashé) ne provoque pas l'augmentation de la pression dans le four et la colonne atmosphérique.
- L'élimination des fractions légères dans la colonne de pré-distillation permet de diminuer la puissance du four, car le débit de brut étêté est inférieur à celui du pétrole brut.
- Capacité de l'installation élevée.
- Possibilité de traiter des pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en sulfure.

Inconvénients :

- Nécessité d'utiliser une haute température à la sortie du four pour évaporer les fractions lourdes dans la deuxième colonne.
- Consommation d'énergie supérieure de 40 % par rapport au schéma à une seule colonne.
- Besoin d'une colonne supplémentaire et de deux pompes supplémentaires pour charger le four et pour le reflux froid.
- Complexité de l'unité.

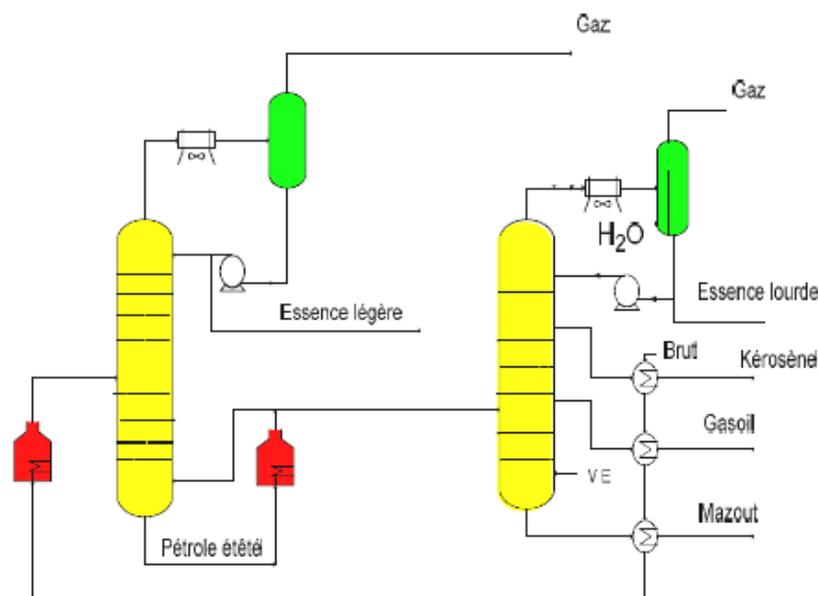


Figure (II-2): Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de pré-distillation

II-5-3- Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash [29]

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.

Avantages :

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers, à condition que le gaz ne dépasse pas 1,5 %.
- L'évaporation préalable de l'essence légère du pétrole diminue la capacité du four.
- Absence de pression excessive dans le système four-pompe.

Inconvénients :

- Si la teneur en fractions légères varie, le fonctionnement de la colonne est affecté.
- Complexité et impossibilité de distiller le pétrole brut riche en composés sulfureux.

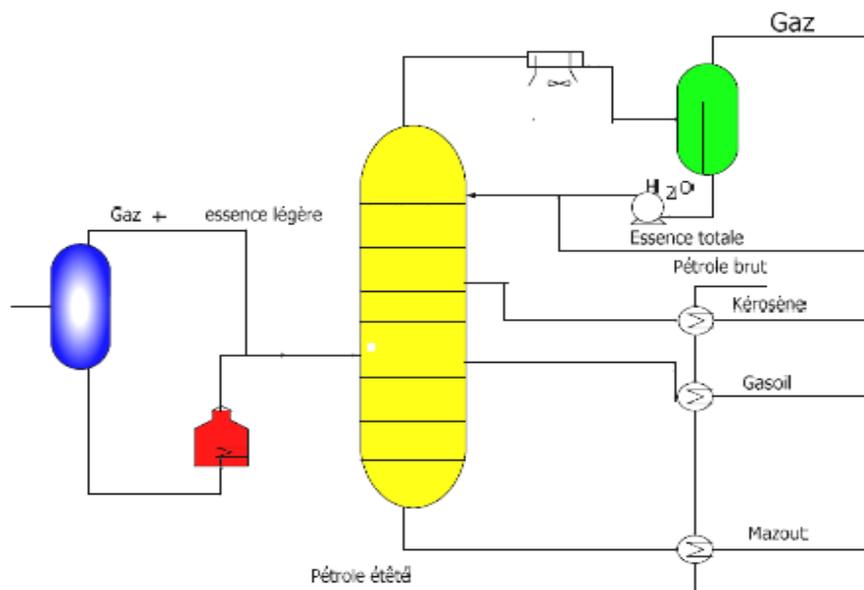


Figure (II-3): Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash

II-6-Classification des colonnes de distillation

II-6-1- Colonne à plateaux

Les colonnes de distillation à plateaux sont des équipements utilisés afin de favoriser l'interaction entre la phase vapeur et la phase liquide dans le processus d'absorption de masse. Chacun de ces plateaux est constitué de trois parties distinctes:

La surface d'ébullition: C'est là où se réalise le contact entre la vapeur et le liquide. Les vapeurs traversent les orifices du plateau depuis le bas et se mêlent au liquide, formant ainsi un mélange tumultueux et moussant. Dans une conception basique, les orifices sont conçus pour favoriser ce contact vapeur-liquide, mais alternativement, des calottes ou des soupapes peuvent être utilisées.

Le déversoir: Son rôle est de maintenir un niveau constant de liquide sur le plateau.

La goulotte de descente: Elle guide le liquide d'un plateau vers le suivant. Les plateaux sont maintenus dans la colonne par des poutres et des anneaux de support. Au-dessus du liquide se trouve un espace où la vapeur se sépare du liquide après leur contact, poursuivant ensuite son ascension vers le plateau suivant. Il est crucial que la vapeur ne transporte pas de gouttelettes de liquide (phénomène d'entraînement) vers le plateau supérieur.

Le dimensionnement de la colonne à plateaux est essentiel pour assurer son efficacité, avec plusieurs considérations:

- ✓ La variation de la charge liquide/vapeur.
- ✓ Un nombre significatif de plateaux.
- ✓ Des diamètres larges.
- ✓ Une longue durée de rétention du liquide.
- ✓ Une facilité de nettoyage accrue pour les applications où les services sont soumis à des conditions de saleté. Dans le cas de la présence de particules solides dans le liquide, les plateaux perforés sont préférables pour leur facilité d'entretien.

Ils offrent une efficacité d'absorption généralement élevée, grâce à une grande surface de contact entre les phases, bien que la rétention du liquide soit moyenne.

Sur le plan économique, ils sont plus avantageux que les colonnes à garnissage pour les processus nécessitant un débit de liquide important.

Cependant, les plateaux présentent des inconvénients pour les systèmes corrosifs et sont généralement utilisés dans des colonnes de diamètres réduits.

II-6-2- Colonne à garnissage [30]

Une colonne à garnissage est un tube rempli de petits morceaux conçus pour augmenter la surface où le gaz et le liquide se rencontrent. Elle contient généralement une plaque de base, un système pour ajouter du gaz, un autre pour ajouter du liquide, et parfois un système pour redistribuer le liquide. Il existe trois types principaux de ces colonnes: à co-courant, à flux croisé et contre-courant

Dans les colonnes co-courants, le liquide est pulvérisé sur les morceaux à l'intérieur, créant ainsi un film qui augmente la surface de contact entre le gaz et le liquide. Cela rend le processus plus efficace. La performance de ces colonnes dépend de divers facteurs comme la vitesse du gaz, la solubilité des polluants, la concentration, et la hauteur de la colonne.

La perte de charge est importante lorsqu'on conçoit ces colonnes, car elle limite la quantité de gaz qui peut y entrer. Elle est proportionnelle à la vitesse à laquelle le gaz se déplace et à la taille de la colonne. Les colonnes co-courants ont l'avantage de réduire les risques de blocage, car le gaz et le liquide descendent ensemble à travers les morceaux à l'intérieur. Cela signifie également qu'elles peuvent être plus petites que les autres types de colonnes pour gérer les mêmes quantités de gaz et de liquide. Cependant, elles peuvent être moins efficaces car la force du gaz et du liquide diminue pendant leur descente.

Les colonnes à flux traversé sont conçues pour optimiser la surface de contact entre le gaz et le liquide en faisant passer le liquide à travers les morceaux avant que le gaz ne remonte.

Les colonnes contre-courants sont les plus couramment utilisées. Dans celles-ci, le gaz monte alors que le liquide descend à travers les morceaux. Cela permet un bon mélange des gaz, mais la concentration de polluants dans le liquide ne peut jamais égaler celle du gaz. Ces colonnes ne conviennent pas aux processus où les débits de gaz et de liquide varient beaucoup.

II-7- Lois fondamentales de la distillation

II-7-1- Loi de DALTON

La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ces constituants [31].

$$P_T = \sum_{i=1}^n P_i \quad (\text{II} - 1)$$

En appliquant les lois des gaz parfaits à chacun des constituants « i » dans la phase gazeuse on obtient la loi de Dalton.

La pression partielle de constituant A dans la phase vapeur P_A^V est égale au produit de fraction molaire en phase vapeur Y_A et de la pression total P_T :

$$P_A^V = Y_A \times P_T \quad (\text{II} - 2)$$

II-7-2- La loi de RAOULT

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

D'après la loi de RAOULT la pression partielle (P_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i') à l'état pur par sa fraction molaire en phase liquide.

La pression partielle d'un constituant A dans une solution idéale est égale au produit de la tension de vapeur de ce constituant par sa fraction molaire en phase liquide.

$$P_A^L = P_A' \times X_A \quad (\text{II} - 3)$$

Avec

P_A' : La tension de vapeur d'un constituant A.

II-7-3- La loi de HENRY

Dans le cas de mélange réel, la pression partielle d'un constituant A est proportionnelle à sa fraction molaire dans la phase liquide :

$$P_A = E_A \times X_A \quad (\text{II} - 4)$$

Où :

E_A : Constant d'HENRY

II-7-4- Equilibre liquide-vapeur

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est la même dans les deux phases (liquide et vapeur), à partir des relations (II-2) et (II-3) on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre

$$K_A = \frac{P'_A}{P_T} = Y_A/X_A \quad (\text{II} - 5)$$

Avec :

K_A : Le coefficient d'équilibre.

III-1-Généralité sur la raffinerie d'Alger**III-1-1- Présentation raffinerie d'Alger**

La raffinerie d'Alger est une industrie pétrolière spécialisée dans le traitement et le fractionnement d'une large gamme de pétrole brut. Elle est constituée de plusieurs unités de traitements. Grâce aux actions de réhabilitation et aux modifications s'y afférant, la raffinerie d'Alger est devenue la deuxième plus grande raffinerie d'Algérie après celle de Skikda [1].

III-1-2- Histoire de la raffinerie

Suite de la découverte du pétrole brut dans le sud Algérien en septembre 1959, sept compagnies pétrolières internationales ont décidé de construire une raffinerie, sa construction a duré trois ans (1961-1963) et son exploitation a débuté en février 1964.

La raffinerie d'Alger fait partie des trois raffineries appartenant au groupe NAFTEC, avec celles de SKIKDA et d'ARZEW, sa construction remonte à l'année 1961 par la société française FOSTER WHEELER, elle est dédiée au traitement et à la purification du pétrole brut. Son objectif principal est de traiter le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud ainsi que les condensats de Hassi R'Mel, afin de répondre à la demande croissante en carburant sur le marché national. Sa production a débuté en 1964, elle était sous la gestion des français, gérée par la société de la raffinerie d'Alger, et ce jusqu'à la nationalisation des hydrocarbures en 1971 où l'activité de raffinage fut affectée à la SONATRACH. En 1998, le raffinage et la distribution des produits sont passés à L'EDRP-NAFTEC, puis, en 1987, le raffinage est à son tour séparé de la distribution et affecté à NAFTEC. Depuis 1988, les actions de NAFTEC sont détenues à 100% par la SONATRACH. En juillet 2009 NAFTEC a été dissoute et devenu carrément SONATRACH (Activité Aval, Division Raffinage) [2].

Le 6 novembre 2016, la réhabilitation de la raffinerie d'Alger est confiée au groupe chinois China petroleum Engineering and Construction Corporation (CPECC), pour un montant de 45,5 milliards de dinars. Les travaux visent à augmenter de 35% les capacités de raffinage. Après les travaux de réhabilitation, la raffinerie réhabilitée, est inaugurée le 21 février 2019 [3].

La raffinerie d'Alger est le premier et important complexe construit en Algérie, elle répond aux impératifs suivants :

- Traiter le pétrole de Hassid Mess aoud.
- Satisfaire la consommation croissante en carburant du marché national précédemment couvert par les importations.
- Le complexe à coûté 2,1 millions de centimes.

Ces objectifs essentiels dans l'industrie sont :

- Promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage, des hydrocarbures et dérivés.
- Assurer l'approvisionnement et la régulation par la production nationale.
- Participer à la promotion des produits pétroliers raffinés.
- Veiller à la mise en œuvre des mesures visant la sauvegarde et la protection de l'environnement en relation avec les organismes concernés.

III-1-3- Situation géographique de la raffinerie

Le choix géographique de la raffinerie a été bien étudié, grâce à sa nappe d'eau qui lui permet une alimentation en continue des systèmes de refroidissements.

La Raffinerie d'Alger, localisée à Sidi-Arzine près de Baraki, à 20 Km à l'est d'Alger, s'étend sur une surface de 182 hectares. Ce site a été sélectionné suite à une analyse des besoins en systèmes de refroidissement. Le choix de la région algéroise s'explique par son potentiel en tant que futur pôle de développement industriel, ainsi que par sa position privilégiée en tant que principal centre de consommation, représentant entre 40% et 50% de la demande intérieure. Il est évident que la production issue de la Raffinerie d'Alger sera moindre par rapport à d'autres installations similaires [4].



Figure (III-1): Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RAIG.

III-1-4- 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 capacité de production de la raffinerie était de 1800 tonnes/an lors de son installation et a ensuite atteint 3 millions de tonnes/an en 1991.

Le tableau (I-1) indique le volume de produits en tonnes par an.

En plus des besoins en matière première répondant aux normes nationales et internationales, les raffineries couvrent une gamme de produits destinés à l'industrie pétrolière, notamment:

- Butane et propane commerciaux
- Naphta (30% essence +70% solvant)
- Essence normale et super
- Jet (Kérosène)
- Gas-oil
- Fuel lourd

Tableau (III-1): Les quantités des produits exprimés en tonnes par an [5].

Produits	Production (tonnes/an)
Propane	69333
Butane	209667
Naphta	76000
Kérosène	620666
Gasoil	1261667
Fuel oïl	60000
Isomèrat	364333
Reformat	603333
Essence normal	600000
Essence super	757000
Essence RFCC	376000

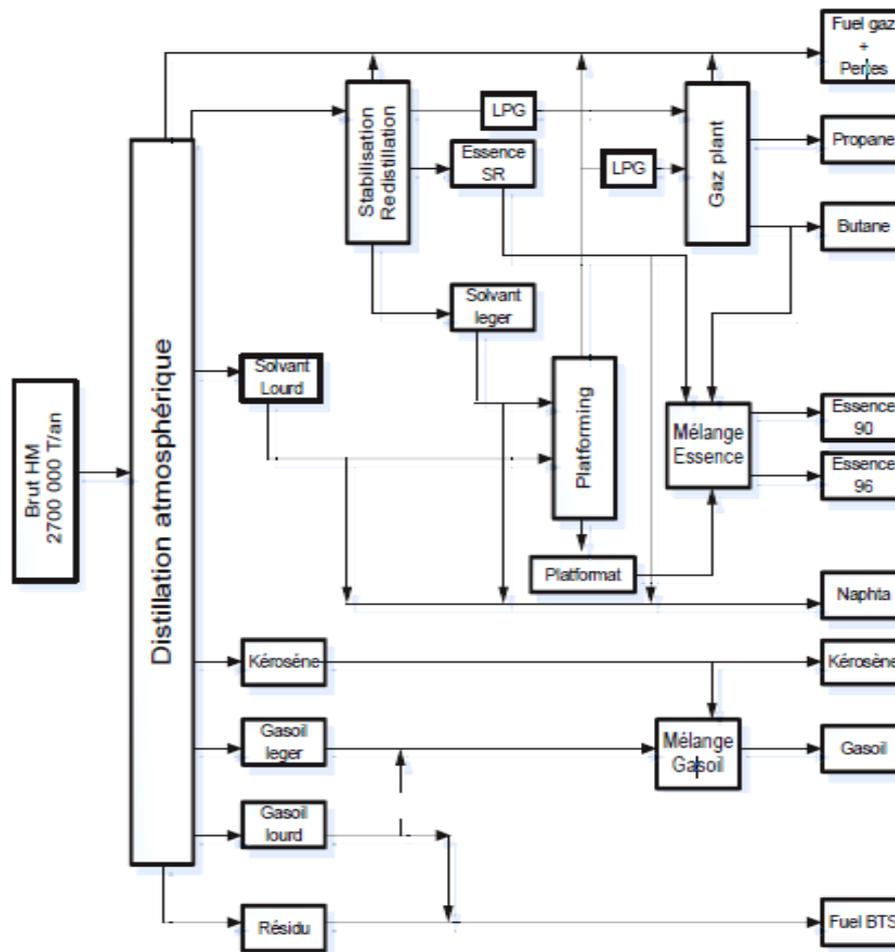


Figure (III-2): Schéma synoptique de la raffinerie d'Alger.

III-1-5- Les différentes installations de la raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger comporte les installations principales suivantes [6]:

III-1-5-1- Unité de distillation atmosphérique U100

C'est une unité qui permet de fractionner le pétrole brut en ses différents dérivés à savoir:

- Les hydrocarbures légers, contenant des gaz incondensables qui seront brûlés dans les fours de la raffinerie, ainsi que du butane et du propane traité dans l'unité Gas-Plant.
- L'essence légère, utilisée comme carburant automobile.
- Les solvants légers et lourds.
- Le kérosène, servant à la fabrication de produits commerciaux tels que le Jet A1, le pétrole lampant et le carburacteur.
- Le gas-oil léger, utilisé comme matière première pour le gas-oil moteur commercial (GOMI).
- Le gas-oil lourd, entrant dans la composition des fuels légers.

- Le résidu atmosphérique, destiné à être traité et craqué dans la nouvelle unité RFCC.

Cette unité est chargée de traiter 3,645 millions de tonnes par an de pétrole brut RA1G, selon plusieurs étapes distinctes:

- **Section de préchauffage**, le pétrole brut, provenant des réservoirs de stockage de Hassi-Messaoud ou d'un mélange de brut Hassi Messaoud et de condensat Hassi R'mel, est acheminé vers les échangeurs à l'aide de pompes verticales. Après avoir été chauffé dans ces échangeurs, le brut subit un processus de dessalement visant à éliminer les sels et l'eau. Ensuite, il passe par un ballon de détente pour se débarrasser d'une partie des produits légers et de l'eau résiduelle. Enfin, avant d'entrer dans la colonne de pré-flash, il est à nouveau réchauffé dans les échangeurs.
- **Section de pré-flash C501** a pour objectif de séparer le naphta du brut. Une fois obtenu, le naphta est dirigé vers la colonne de stabilisation C104, tandis que le produit issu du fond de la colonne est pompé pour être réchauffé dans les échangeurs avant d'être introduit dans la zone de convection du four F501.
- **Section de distillation atmosphérique**, la colonne atmosphérique C101 joue un rôle crucial en assurant la séparation des liquides et des gaz. Elle permet de récupérer différentes fractions de produits à différents niveaux, en fonction de leur degré de volatilité.
- **Section de stabilisation**, représentée par la colonne de débutanisation C104, opère la séparation des gaz liquéfiés présents dans le brut.

III-1-5-2- Unité de platforming (reforming catalytique) U 200

L'objectif principal de cette unité est d'augmenter l'indice d'octane de la charge et de fabriquer du plat format à partir du solvant total (un mélange composé à la fois de solvant lourd et de solvant léger), provenant de l'unité 100. De plus, cette unité génère également des GPL qui servent de charge pour l'unité 300. La configuration de l'unité de reforming catalytique comprend [7]

- Un train de préchauffage est mis en place.
- Un réacteur de garde, utilisant un catalyseur, est employé pour retenir les poisons contenus dans la charge.

- Le circuit catalytique, où se déroulent les réactions et où se produit le changement ou la transformation des caractéristiques de la charge. Cette zone englobe les fours, les réacteurs et le compresseur.
- Le circuit de stabilisation, comprenant une colonne dédiée à la stabilisation du produit obtenu, impliquant l'élimination des composants légers de cette fraction pour assurer sa stabilité. À la sortie de cette section, on obtient un produit de base destiné à la fabrication des carburants automobiles, tels que l'essence ordinaire ou super.

III-1-5-3- Unité de gaz plant U300

L'unité dédiée à la séparation et au traitement des gaz liquéfiés a été conçue pour gérer les produits issus à la fois de l'unité de distillation (U 100) et de l'unité de Platforming (U200), dans le but de produire du propane et du butane à des fins commerciales. Sa capacité maximale de production est de 960 m³ par jour. Cette capacité est le résultat de la combinaison de 415 m³ par jour provenant de la section 100 et de 545 m³ par jour provenant de l'unité de platforming. La pression dans l'ensemble du réseau de l'unité 300 est maintenue constante à 28 bars. La composition de la charge traitée et des produits sortant pour chaque unité est donnée au tableau suivant :

Tableau (III-2): Constituants de la charge et des produits d'unités [6].

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

III-1-5-4- Unité d'hydrotraitement de naphta « U500: NHT »

L'objectif de l'unité d'hydrotraitement du naphta consiste à produire des matières premières hydrotraitées de qualité pour approvisionner l'unité d'isomérisation (unité 510) et l'unité de reformage CCR (unité 520). Ces charges hydrotraitées doivent présenter un niveau de contaminants suffisamment bas. Pour ce faire, l'unité NHT est alimentée en naphta provenant de la distillation du brut en amont. Le processus de traitement implique le passage du naphta sur un catalyseur bimétallique à lit fixe, dans un réacteur adiabatique, en présence d'hydrogène

III-1-5-5- Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 »

Ce procédé vise à améliorer les caractéristiques d'indice d'octane recherche (RON) et d'indice d'octane moteur (MON) du naphta léger (principalement composé de C5/C6) avant son incorporation dans le pool de carburant. L'isomérisation, à l'équilibre, transforme une partie des isomères linéaires à faible indice d'octane en isomères ramifiés offrant un indice d'octane plus élevé.

Les conditions opérationnelles sont conçues pour favoriser la réaction d'isomérisation tout en minimisant l'hydrocraquage, ce qui permet de réduire les coûts d'investissement

III-1-5-6- Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC »

L'objectif principal de l'unité RFCC est de convertir les fractions de pétrole brut lourd, provenant de l'unité ADU, en hydrocarbures plus légers et plus valorisés, dans des conditions de température élevée et de pression moyenne. Le processus RFCC peut être décrit en trois sections principales : la section du réacteur-régénérateur, la section de fractionnement et la section de concentration des gaz.

III-1-5-7- Unité de reformage catalytique du naphta « U520: CCR »

Son objectif est de générer un reformat à indice d'octane élevé, un élément crucial du stock d'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. Elle traite soit du naphta de distillation directe, soit du naphta de craquage, souvent mélangé au naphta de distillation directe. Ce processus se divise en deux sections : le reformage catalytique du naphta et la circulation du catalyseur avec une régénération continue.

III-1-5-8- Autres installations

- Un laboratoire de contrôle qualité des produits.
- Une centrale thermoélectrique.
- Deux chaudières à vapeur.
- Deux stations de traitement des eaux.
- Des zones de stockages des produits finis et autres produits liquides.
- Un atelier de maintenance.

III-1-6- Unité de reformage catalytique du naphta « U520 CCR »

Notre stage a été effectué au sein de l'unité de reformage catalytique, Cette unité utilise la technique de régénération catalytique en continu (CCR) sera chargée de produire un reformat avec un RONC de 102. La capacité opérationnelle de la section réaction de cette unité de régénération catalytique en continu est de 660 000 tonnes par an, avec un taux d'utilisation de 8000 heures par an et une variation de capacité de 50 %. La capacité attendue de la section de régénération catalytique en continu est de 27 kg de coke consommé par heure, avec un débit de catalyseur prévu de 450 kg/h. La charge de naphta pour cette unité de reformage CCR contient généralement des paraffines de C₆ à C₁₁, des naphènes et des aromatiques. L'objectif de ce procédé de reformage est de produire des aromatiques à haut indice d'octane à partir de paraffines et de naphènes, destinés soit à être utilisés comme composants dans des mélanges à haut indice d'octane, comme dans le cas présent, soit comme source pour des composés aromatiques spécifiques. Les naphènes se convertissent rapidement et efficacement en composés aromatiques, tandis que les paraffines nécessitent des conditions plus sévères et leur conversion reste longue et inefficace. Ce procédé utilise un lit de catalyseur bimétallique (platine et étain imprégnés sur de l'alumine de haute pureté) dans quatre réacteurs adiabatiques, en présence d'hydrogène à une température relativement élevée et une basse pression. Travailler dans ces conditions favorise le dépôt de coke sur le catalyseur, rendant peu pratique un procédé de régénération semi-continue, d'où la nécessité d'une unité de régénération catalytique en continu. Avec ce procédé, le catalyseur est retiré de la section de réaction à un rythme fixe, régénéré dans l'unité de régénération catalytique en continu, puis réintroduit frais dans la section de réaction. Ce cycle de retrait et de régénération du catalyseur garantit une disponibilité continue d'un catalyseur hautement actif, avec une faible teneur en carbone et un niveau de chlorure/eau contrôlé, maximisant ainsi les rendements en reformat et en hydrogène de haute qualité.

III-1-6-1- Objectif de procédé:

L'unité de reformage CCR est installée en vue de remplacer l'unité de reformage catalytique actuelle qui fonctionne à lit fixe (U200), au fait grâce au catalyseur qui est introduit (lit fluidisé), cette unité permet d'obtenir;

- Un meilleur rendement
- un reformat à haut indice d'octane.

- Un gaz riche en hydrogène utilisé dans l'unité de purification d'hydrogène, dans les unités ISOM, NHT et de régénération.
- Une décomposition GPL.

III-1-6-2- Description de procédé:

L'unité de reformage CCR se décompose en deux sections principales :

- Section réaction.
- Section régénération.

III-1-6-2-1- La section de réaction de l'unité de reformage CCR:

Elle comprend les sections suivantes :

a) La section de réaction de l'unité de reformage CCR:

La partie réactionnelle de l'unité de reformage CCR implique plusieurs étapes. Tout d'abord, la charge doit être chauffée à la température de réaction avant de passer à travers les quatre réacteurs (520-R-001 à 520-R-004). Avant d'entrer dans cette section, la charge, composée du naphta lourd hydrotraité provenant de l'unité 500, est traitée avec de l'eau et un agent chlorurant pour optimiser le fonctionnement du catalyseur dans les réacteurs. De plus, un agent sulfurant est injecté pour réduire la formation de coke sur le catalyseur. Ensuite, la charge est filtrée dans les filtres 520-ST-001 A/B pour éliminer les impuretés pouvant obstruer l'échangeur 520-E-001, puis elle est mélangée avec un gaz riche en hydrogène recyclé provenant du compresseur 520-KT-001. Ce mélange est préchauffé dans l'échangeur 520-E-001 avec l'effluent sortant du réacteur 520-R-004, puis chauffé à la température de réaction dans le four 520-F-001. Une fois à la température de réaction, le mélange est envoyé dans les quatre réacteurs pour produire un reformat non stabilisé encore riche en hydrogène. Comme les réactions dans les réacteurs sont endothermiques, la charge doit être chauffée entre chaque réacteur à l'aide des fours 520-F-002, 520-F-003 et 520-F-004. Ensuite, le reformat non stabilisé est refroidi successivement par l'aéroréfrigérant 520-EA-001 et le condenseur à eau 520-E-002, puis séparé de l'hydrogène de réaction dans le ballon séparateur 520-D-001. Enfin, il est pompé vers la section d'absorption de l'unité par la pompe 520-MP-001 A/B. L'hydrogène récupéré est en partie réinjecté dans la charge en amont par le compresseur 520-KT-001, tandis que le reste est dirigé vers la section d'absorption pour être réutilisé dans le processus de reformage.

b) Section compression et absorbeur HP:

La section d'absorption a pour rôle d'éliminer les traces d'HCl et les composés lourds du gaz d'hydrogène produit. L'hydrogène est comprimé en deux étapes par le compresseur 520-KM-002 A/B. Deux ballons tampons, 520-D-002 et 520-D-003, sont utilisés pour éliminer les traces d'hydrocarbures lourds avant la compression. Ensuite, le mélange reformat + hydrogène est refroidi dans la refroidisseuse haute pression à eau 520-E-004, puis dans les échangeurs 520-E-005 et 520-E-006. Il est ensuite conduit à travers un chiller 520-E-007 pour atteindre une température proche de 0°C, favorisant la récupération maximale de GPL et la production d'un gaz riche en hydrogène très pur.

Dans le ballon 520-D-004, le mélange contenant des traces de HCl est séparé, les gaz riches en hydrogène étant dirigés vers l'absorbeur 520-D-006 A/B qui récupère les traces de HCl. Le gaz purifié en hydrogène est renvoyé dans le réseau de la raffinerie pour alimenter différentes unités (Unités 500, 510 et 520), après avoir été débarrassé de ses chlorures. Au bas du ballon 520-D-004, les GPL condensés avec le reformat sont directement envoyés vers la section de stabilisation de l'unité.

c) Section de récupération GPL et stabilisateur:

Le mélange de reformat et de GPL, provenant de la section d'absorption, est combiné avec les GPL issus de la tête du ballon accumulateur 520-D-008 et est aspiré par la pompe 520-MP-002 A/B. Les composants incondensables, principalement du C1 et C2, sont évacués en tête du ballon. La phase liquide passe ensuite à travers trois échangeurs 520-E-008 A, B et C pour être réchauffée, puis elle est débarrassée de ses dernières traces de chlorures dans le ballon adsorbeur 520-D-007 A/B. Par la suite, elle entre dans le stabilisateur 520-C-001.

Le courant de tête, issu du stabilisateur 500-C-001, se compose de GPL à l'état de vapeur, qui sont envoyés et condensés dans le ballon accumulateur 520-D-008. Les vapeurs condensées, provenant du pied du ballon, peuvent être dirigées soit vers l'unité Gaz Plant (unité 300), soit réinjectées comme reflux en tête du stabilisateur. Le reformat produit au bas du stabilisateur est refroidi à travers trois échangeurs 520-E-008 A, B et C, un aéroréfrigérant 520-EA-003 et un condenseur à eau 520-E-010 avant d'être envoyé vers la section de mélange pour obtenir les essences commerciales. Le rebouillage au fond du stabilisateur 520-C-001 est assuré

par le four 520-F-005 à travers la pompe 520-MP-004 A/B pour maintenir l'équilibre thermique du stabilisateur.

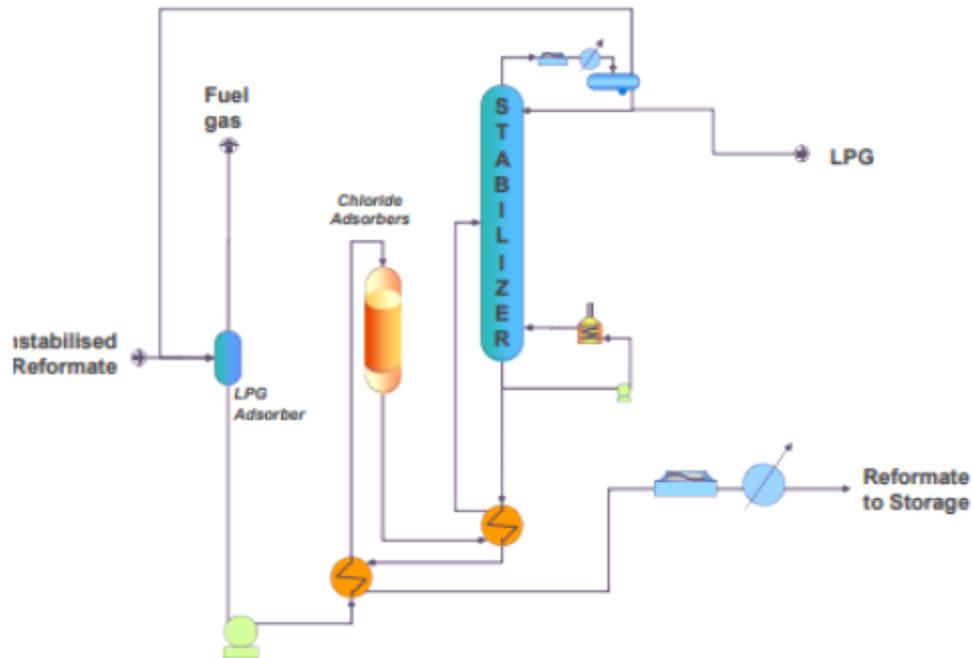


Figure (III-3): Section de stabilisation

III-1-6-2-2- La section régénération de l'unité de reformage CCR:

Afin d'obtenir une bonne régénération de l'unité de reformage catalytique, les opérations suivantes sont effectuées en continu dans l'unité de reformage CCR:

- Combustion du coke.
- Oxychloration du catalyseur.
- Calcination du catalyseur.
- Refroidissement du catalyseur.
- Réduction du catalyseur

Le catalyseur utilisé dans la section de réaction nécessite une régénération après son passage dans les quatre réacteurs, suivant ainsi un circuit de régénération en continu. Pour une régénération efficace, le catalyseur subit cinq opérations distinctes dans ce circuit. Les trois premières opérations comprennent:

- Le brûlage du coke.
- L'oxychlorination.

- La calcination.

Ces étapes sont réalisées dans le régénérateur 520-R-051. Le refroidissement du catalyseur est réalisé dans la trémie basse du régénérateur ainsi que dans chaque réacteur (trémies 520-D-053, 520-D-071, 520-D-072, 520-D-073 et 520-D-074). Enfin, la réduction du catalyseur est effectuée dans la chambre de réduction, également appelée ballon 520-D-061.



Figure (III-4): Catalyseur CR 401 vierge

III-2- Présentation de problématique

Après avoir été extrait en tête de la colonne de distillation C-101, le naphta subit un refroidissement à travers l'aéroréfrigérant 100-EA-102, réduisant sa température de 143°C à 85°C. Ensuite, il est dirigé vers le ballon de tête D-101, un ballon triphasique conçu pour séparer l'eau du naphta. Le naphta sortant du ballon est ensuite envoyé à l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT), où il subit un traitement pour être séparé et alimente ensuite les unités d'isomérisation et de reformage.

L'unité de Reformage CCR (U-520) vise à améliorer le rendement et à obtenir un produit avec un indice d'octane supérieur à celui produit par l'unité 200. Utilisant un catalyseur, cette unité est conçue pour produire un reformat à indice d'octane élevé, atteignant environ 102 RON, afin de le mélanger et de produire des essences commerciales conformes aux normes européennes Euro V.

L'unité de reformage catalytique produit environ 800 tonnes de reformat non stabilisé, contenant une quantité significative de GPL (tension de vapeur de 0,280 g/cm²), à la sortie de

ses quatre réacteurs. Ce reformat non stabilisé est dirigé vers la colonne de stabilisation (520-C-001) afin de séparer ces deux derniers (tension de vapeur reid inférieur à $0,250 \text{ g/cm}^2$)

L'objectif de notre étude est l'étude de performance d'une colonne de rectification appelée une colonne de stabilisation pour diminuer la TVR (tension de vapeur reid)

III-3- Données de départ

L'analyse chromatographique d'un échantillon de l'alimentation de la colonne C-520 prise au niveau de la pompe 520-P2 à donner la composition massique suivante :

Tableau (III-3) : la composition de la charge (reformat non stabilisée)

Composant	Pourcentage massique (%)
C_1H_4	0,204
C_2H_6	1,067
C_3H_8	1,66
C_4H_{10}	1,131
C_5H_{12}	2,837
C_6H_{14}	2,521
C_7H_{16}	31,159
C_8H_{18}	31,702
C_9H_{20}	21,839
$C_{10}H_{22}$	5,763
$C_{11}H_{24}$	0,206
$C_{12}H_{26}$	0,504
Σ	100

- Débit de la charge: $L=88 \text{ m}^3/\text{h}$
- La température de l'alimentation: $T_a= 190^\circ\text{C}$
- La pression au sommet de la colonne: 15 bars
- La perte de pression entre les plateaux de la colonne: 0,3 bars

III-4- Procédure de calcul**Le bilan de matière**

- À partir de la composition massique de la charge on détermine la composition molaire ainsi que la masse moléculaire moyennes
- On calcule le débit massique molaire de la charge
- On calcule les débits et les compositions de distillat et de résidu.
- Détermination des pressions aux différentes zones de la colonne
- Détermination des températures aux différentes zones de la colonne
- On calcule la volatilité relative de chaque constituant pour les différentes zones
- On calcule le taux de vaporisation
- On calcule le taux de reflux minimal et optimal
- On calcule le taux de rebouillage minimal optimal

Bilan thermique de la colonne

- On calcule le débit de reflux
- On calcule les enthalpies des phases vapeur et liquide
- On calcule les charges thermiques

Calcul de nombre des plateaux théoriques de la colonne

- On calcule le nombre de plateaux théorique dans les zones de rectification
- On calcule le nombre de plateaux théorique dans les zones épuisement
- Calcul de la tension de vapeur de l'essence totalement stabilisée

I11-4-1- Bilan de matière de la colonne 520-C-001:**III-4-1-1- Calcul de la fraction molaire des constituants i de la charge de la colonne:**

$$X_i = \frac{\frac{X'_i}{M_i}}{\sum \frac{X'_i}{M_i}} \quad (\text{III} - 1)$$

Avec:

X'_i : Composition massique de constituant «i» dans la charge.

III-4-1-2- Calcul de la masse moléculaire moyenne de la charge:

$$M_{\text{moyenne}} = \sum_{i=1}^n M_i \times X_i \quad (\text{III} - 2)$$

X_i : Composition molaire de constituant «i» dans la charge.

M_i : Masse moléculaire de constituant «i» dans la charge (g/mole).

III-4-1-3- Calcul du débit massique de la charge:

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

$$L' = L_V \times \rho_L \quad (\text{III} - 3)$$

Avec:

$$\rho_L = d_L \times \rho_{\text{eau}} \quad (\text{III} - 4)$$

L' : Débit massique de la charge (Kg/h).

L_V : Débit volumique de la charge (m³/h).

ρ_L : Masse volumique de la charge (Kg/m³).

d_L : Densité de la charge.

ρ_{eau} : Masse volumique de l'eau (1000Kg/m³).

III-4-1-4- Calcul du débit molaire de la charge (L):

$$L = \frac{L'}{M_{\text{moyenne}}} \quad (\text{III} - 5)$$

III-4-1-5- Calcul du débit molaire de résidu et distillat:

Le bilan de matière globale de la colonne s'écrit:

$$L = D + R \quad (\text{III} - 6)$$

Le bilan de matière partiel de la colonne s'écrit :

$$L \times X_{iL} = D \times Y_{iD} + R \times X_{iR} \quad (\text{III} - 7)$$

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

Y_{iD} : Composition molaire de constituant i dans le distillat

X_{iR} : Composition molaire de constituant i dans le résidu

En appliquant le bilan de matière partiel pour chaque constituant on trouve

$$LX_{C1L} = DY_{C1D} + RX_{C1R} \quad (1)$$

$$LX_{C2L} = DY_{C2D} + RX_{C2R} \quad (2)$$

$$LX_{C3L} = DY_{C3D} + RX_{C3R} \quad (3)$$

$$LX_{C4L} = DY_{C4D} + RX_{C4R} \quad (4)$$

$$LX_{C5L} = DY_{C5D} + RX_{C5R} \quad (5)$$

$$LX_{C6L} = DY_{C6D} + RX_{C6R} \quad (6)$$

$$LX_{C7L} = UDY_{C7D} + RX_{C7R} \quad (7)$$

$$LX_{C8L} = DY_{C8D} + RX_{C8R} \quad (8)$$

$$LX_{C9L} = DY_{C9D} + RX_{C9R} \quad (9)$$

$$LX_{C10L} = DY_{C10D} + RX_{C10R} \quad (10)$$

$$LX_{C11L} = DY_{C11D} + RX_{C11R} \quad (11)$$

$$LX_{C12L} = DY_{C12D} + RX_{C12R} \quad (12)$$

III-4-1-6- Détermination des pressions dans les différentes zones de la colonne 520-C-001:

La pression qui règne au sommet de la colonne est de 15 bar

➤ **Pression d'alimentation:**

$$P_a = P_s + \Delta P \quad (\text{III} - 8)$$

Avec $\Delta P = 0,3 \text{ bar}$

➤ **Pression de fond de la colonne:**

$$P_f = P_a + \Delta P \quad (\text{III} - 9)$$

➤ **Pression de ballon de reflux:**

$$P_{rf} = P_s - \Delta P \quad (\text{III} - 10)$$

III-4-1-7- Détermination des températures dans les différentes zones de la colonne 520-C-001:

La température d'alimentation de la colonne 520-C-001 est fixée à 190°C

✓ **Détermination de la température de rosé au sommet de la colonne 520-C-001:**

La pression au sommet de la colonne 520-C-001 est $P_s = 15 \text{ bar}$

En utilisant le diagramme de JENNY et CHEIBEL (ANNEX 1), en détermine la température qui vérifie l'équation de l'isotherme de la phase vapeur suivante:

$$\sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{K_i} = 1 \quad (\text{III} - 11)$$

Avec K_i le coefficient d'équilibre de constituant i

✓ **Détermination de la température de bulle au fond de la colonne 520-C-001 :**

La pression au fond de la colonne 520-C-001 est $P_f = 15,6$ bar

En utilisant le diagramme de JENNY et CHEIBEL (ANNEX 1), pour déterminer les coefficients d'équilibre K_i aux quels la température vérifie l'équation de l'isotherme de la phase liquide suivante:

$$\sum_{i=1}^n K_i \times X_{i,R} = 1 \quad (\text{III} - 12)$$

Avec

K_i : constante d'équilibre de l'élément « i » dans le résidu

$X_{i,R}$: la composition molaire de constituant "i" dans le résidu

➤ **Détermination de la température de bulle dans le ballon de reflux 520-D-008:**

La pression dans le ballon de reflux 520-D-008 est $P_{rf} = 14,7$ bar

En utilisant le diagramme de JENNY et CHEIBEL (ANNEX 1), pour déterminer les coefficients d'équilibre K_i aux quels la température vérifie l'équation de l'isotherme de la phase liquide suivante:

$$\sum_{i=1}^n X_{i,D} \times K_i = 1 \quad (\text{III} - 13)$$

Avec :

$X_{i,D}$: la composition molaire de constituant « i » dans le distillat

K_i : constante d'équilibre de l'élément « i »

III-4-1-8- La volatilité relative:

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

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \quad (\text{III} - 14)$$

Avec:

α_i : La volatilité relative de constituant «i».

K_i : Constant d'équilibre de l'élément «i».

K_r : Constant d'équilibre de l'élément de référence (composant clé lourd).

On admet que le constituant clé lourd i_{C_5} comme élément de référence.

III-4-1-9- Taux de vaporisation et composition molaire des phases liquide et vapeur de l'alimentation:

Le taux de vaporisation e_0 de l'alimentation et la composition de ses phases à l'équilibre (Liquide-vapeur) à l'entrée de la colonne sont déterminés à l'aide de l'équation de TREGUBOV :

$$e_0 = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{i,L} \times X_{i,L}}{\alpha_{i,L} - \varphi} \quad (\text{III} - 15)$$

e_i : Taux de vaporisation de l'alimentation

$\alpha_{i,L}$: Volatilités relatives du constituant «i» de l'alimentation.

φ : Constante qui varie entre la volatilité relative du constituant clé lourd et clé léger (le plus volatil) de l'alimentation.

$$\text{Avec} \quad \alpha_{C_5L} \leq \varphi \leq \alpha_{C_4L}$$

α_{C_5L} : Volatilité relative du constituant clé lourd.

α_{C_4L} : Volatilité relative du constituant clé léger

$$X_{i0L} = \frac{X_{i,L}}{(1 + e_0 \times (K_i - 1))} \quad (\text{III} - 16)$$

$$Y_{i0L} = X_{i0L} \times K_i \quad (\text{III} - 17)$$

X_{i0L} : Composition molaire du constituant «i» dans la phase liquide de la charge.

Y_{i0L} : Composition molaire du constituant «i» dans la phase vapeur de la charge.

K_i : Coefficient d'équilibre de constituant «i» de l'alimentation.

X_{iL} : Composition molaire de constituant «i» de l'alimentation.

III-4-1-10- Le taux de reflux minimal et optimal

➤ Le taux de reflux minimal

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

$$r_{f \min} = \varphi \times \sum_{i=1}^n \frac{Y_{i,D}}{\alpha_{i,L} - \varphi} \quad (\text{III} - 18)$$

Avec :

$r_{f \min}$: Taux de reflux minimum

φ : Constante qui varie entre la volatilité relative du constituant clé lourd et clé léger (le plus volatil) de l'alimentation

➤ Le taux de reflux optimal

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

$$\frac{r_{f \text{opt}} - r_{f \min}}{r_{f \text{opt}} + 1} = (0,1 - 0,33) \quad (\text{III} - 19)$$

Pour le rapport moyen de 0,23 on aura:

$$r_{f \text{opt}} = 1,3 \times r_{f \min} + 0,3 \quad (\text{III} - 20)$$

Avec:

$r_{f \text{opt}}$: Taux de reflux optimal

$r_{f \min}$: taux de reflux minimal

III-4-1-11- le taux de rebouillage minimal et optimal:

➤ Le taux de rebouillage minimal

$$-r_{b \min} = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{i,L} \times X_{i,R}}{\alpha_{i,L} - \varphi} \quad (\text{III} - 21)$$

Avec:

$r_{b \min}$: Le taux de rebouillage minimum

$X_{i,R}$: Composition molaire de constituant «i» dans le résidu

➤ **Le taux de rebouillage optimal**

$$r_{b \text{ opt}} = \left[\frac{D}{R} \times r_{f \text{ opt}} + (1 - e_0) \times \frac{L}{R} \right] - 1 \quad (\text{III} - 22)$$

Avec:

$r_{b \text{ opt}}$: Taux de rebouillage optimal

III-4-2- Bilan thermique de la colonne 520-C-001:

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant de l'aéroréfrigérant ainsi que pour établir les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'énergie comme suit:

$$\sum Q_{\text{entrant}} = \sum Q_{\text{sortant}} \quad (\text{III} - 23)$$

$$Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C \quad (\text{III} - 24)$$

$$Q_L = L \times h_L \quad (\text{III} - 25)$$

$$Q_R = R \times h_R \quad (\text{III} - 26)$$

$$Q_D = D \times H_D \quad (\text{III} - 27)$$

$$Q_C = (D + F) \times (H_D - h_D) \quad (\text{III} - 28)$$

Avec;

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

Q_R : Charge thermique de résidu en Kcal / h.

Q_D : Charge thermique de distillat en Kcal / h.

Q_C : Charge thermique de condenseur en Kcal/h.

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

h_L : Enthalpie de la charge liquide en Kcal / Kmol.

h_R : Enthalpie de résidu à l'état liquide en Kcal/Kmol.

h_D : Enthalpie de distillat à l'état liquide en Kcal/Kmol.

H_D : Enthalpie de distillat à l'état vapeur en Kcal/Kmol.

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur en Kcal/Kmol.

F: Débit du reflux Kmol/h.

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

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

III-4-2-1- Détermination F et G_R :

Le débit de reflux alimentant la colonne est calculé par la formule suivante:

$$F = r_{f \text{ opt}} \times D \quad (\text{III} - 29)$$

Le débit de la vapeur provenant du rebouilleur est calculé par la formule suivante:

$$G_R = r_{b \text{ opt}} * R \quad (\text{III} - 30)$$

III-4-2-2- Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides:

- Les enthalpies en phase vapeur sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, la température et la masse moléculaire (Annexe).
- Les enthalpies en phase liquide sont déterminées à l'aide de cette équation :

$$h_L^T = \frac{(0,403 T + 0,000405 T^2)}{\sqrt{\rho_{15}}} \quad (\text{III} - 31)$$

h_L^T : Enthalpie de la phase liquide à la température T.

T : Température en (°C)

ρ_{15} : Masse volumique à T=15 °C

La formule de correction de densité s'écrit

$$d_{15} = d_4 \times \frac{1}{1 + \alpha \times (T_2 - T_1)} \quad (\text{III} - 32)$$

d_{15} : Densité rapportée à T = 15°C

d_4 : Densité rapportée à T = 4°C

α : Coefficient de dilatation thermique volumique du liquide (en générale par °C)

T_1 : Température à laquelle la densité initiale est mesurée

T_2 : Température de référence à laquelle la densité est corrigée

Remarque:

1 BTU/lb = 0,5564 Kcal/kg.

1°F = 1,8 T(°C) + 32.

1 bars = 14,69 psia.

III-3-2-3- Détermination des charges thermique :

Les charges thermiques sont déterminées à l'aide des équations suivantes

- La charge thermique de condenseur Q_C :

$$Q_C = (D + F) * (H_D - h_D) \quad (\text{III} - 33)$$

- La charge thermique du distillat Q_D :

$$Q_D = D \times H_D \quad (\text{III} - 34)$$

- La charge thermique du résidu Q_R :

$$Q_R = R \times h_R \quad (\text{III} - 35)$$

- La charge thermique de l'alimentation Q_L :

$$Q_L = L \times h_L \quad (\text{III} - 36)$$

- La charge thermique fournie par les rebouilleurs Q_{Rb} :

$$Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C - Q_L \quad (\text{III} - 37)$$

III-4-3- Calcul de nombre de plateaux théorique dans la colonne 520-C-001:

III-4-3-1- Nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification:

On calcule le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification par la formule de Fenske appliquée aux deux éléments clés C_4H_{10} et C_5H_{12}

$$N_{\min} = \frac{\log [(Y_{C4,D} \times X_{C5,L}) / (Y_{C5,D} \times X_{C4,R})]}{\log (\alpha_{C4,D} / \alpha_{C5,D})} \quad (\text{III} - 38)$$

En se basant sur la corrélation empirique que **GILLILAND** a proposé et qui relie le taux de Reflux au nombre d'étages théoriques pour les colonnes de distillations des hydrocarbures Légers ; on a :

$$F(r_f) = \frac{r_{f \text{ opt}} - r_{f \text{ min}}}{r_{f \text{ opt}} + 1} \quad (\text{III} - 39)$$

$$F(N) = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad (\text{III} - 40)$$

Avec;

$r_{f \text{ opt}}$: Taux de reflux optimal

$r_{f \text{ min}}$: Taux de reflux minimal

N: Nombre d'étage théorique dans la zone rectification

D'après le diagramme de Gilliland (annexe) qui donne relation entre le nombre d'étage théorique N en fonction du taux de reflux.

$$(N - N_{\min})(N + 1) = 0,43$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet $\eta = 0,65$ Le nombre total de plateaux dans cette zone est:

$$N_{\text{réel}} = \frac{N}{\eta} \quad (\text{III} - 41)$$

III-4-3-2- Nombre de plateaux théorique dans la zone d'épuisement:

$$N_{\min} = \frac{\log [(Y_{nC4,D} * X_{iC5,R}) / (Y_{iC5,D} * X_{nC4,R})]}{\log (\alpha_{nC4L} / \alpha_{iC5L})} \quad (\text{III} - 42)$$

On détermine le nombre des plateaux théorique d'après le diagramme de Gilliland (annexe) qui donne la relation entre le nombre de plateau théorique et le rapport de taux de reflux.

$$(N - N_{\min})(N + 1) = 0,43$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux dans la zone d'épuisement $\eta = 0,65$ on trouve:

$$N_{\text{réel}} = N/\eta$$

Le nombre total de plateaux dans la colonne 520-C-001:

$$N_T = N_R + N_E \quad (\text{III} - 43)$$

III-4-4- Calcul de la tension de vapeur de l'essence totale stabilisée:

Pour le calcul de la TVR de l'essence totale stabilisée, on doit calculer premièrement la tension de vapeur vraie du mélange qui est donnée par la formule suivante :

$$(T.V.V)_m = \sum_{i=1}^n [(T.V.V)_i \times X_i] \quad (\text{III} - 44)$$

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 (Annexe ...) qui donne la tension de vapeur des corps purs en fonction de leur température d'ébullition moyenne $T_{\text{eb}} (\text{moy})(^\circ\text{C})$.

En utilisant le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur Reid et la tension de vapeur vraie (Annexe ...) on trouve la T.V.R du mélange.

III-5- Méthodes d'analyses:

Les différentes méthodes d'analyses utilisées:

III-5-1- Densité API DMA 4200 (pour calculer la densité):

On aspire un échantillon avec une seringue puis on le met dans sa position dans la tourelle de l'injecteur automatique de densimètre ensuite on introduit son identification sur l'appareil et on appuie sur « démarrer ». La valeur de la densité est affichée à 15°C

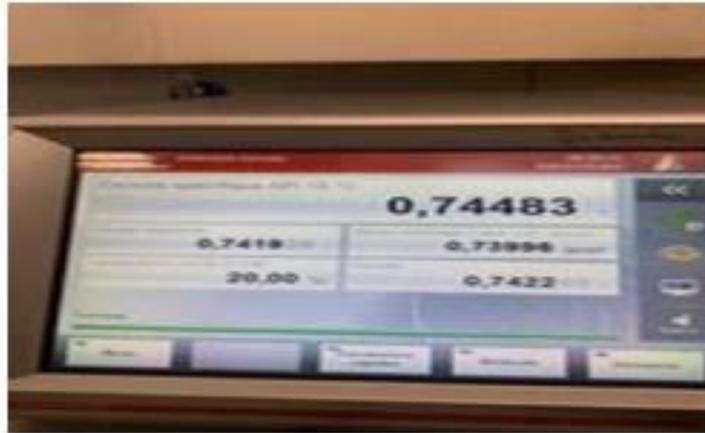


Figure (III-5): Densimètre automatique « Anton pear.

III-5-2- Composition en PIONA IEP 9301:

On place un flacon rempli d'échantillon au plateau de l'injecteur automatique du chromatographe en phase gazeuse avec détecteur ionisation de flamme puis on choisit la méthode P. I.O.N.A (paraffines, iso-paraffines, oléfines, naphthènes, aromatiques) dans le logiciel et on lance l'analyse. Les valeurs en pourcentage massiques et volumique vont être affichées.



Figure (III-6): Chromatographe en phase gazeuse.

III-5-3- Indice d'octane ASTM D2699:

On fait la combustion d'un échantillon au moteur monocylindrique CFR et on compare ses cliquetis avec ceux de deux étalons d'indices d'octane supérieur et inférieur. Ensuite à l'aide d'une formule de calcul on déduit la valeur d'indice d'octane. En mode recherche RON.

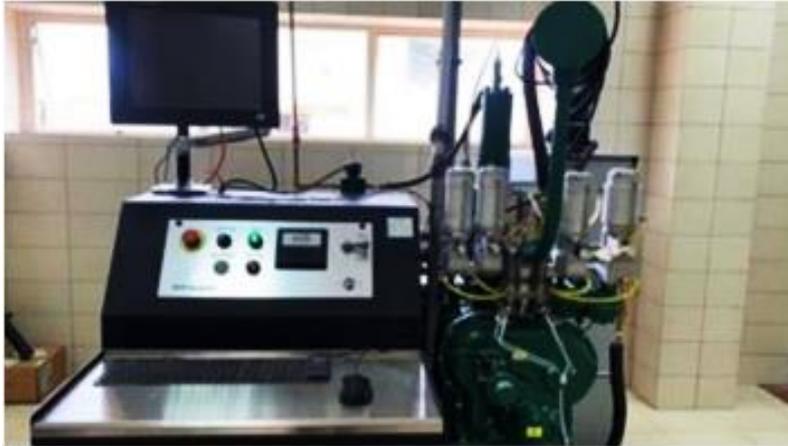


Figure (III-7): Moteur monocylindrique standard

III-5-4- Tension de vapeur Reid ASTM :

On place la seringue remplie d'échantillon refroidie sur l'appareil automatique puis on introduit l'identification de l'échantillon et on appuie sur « star ». La valeur de tension de vapeur en bar ou en Kpa.



Figure (III-8): Appareil automatique de tension de vapeur

IV-1- bilan de matière

IV-1-1-Calcul de la composition molaire des constituants « i » et la masse moléculaire moyenne de la charge de la colonne

On calcule la composition molaire de chaque constituant « i » ainsi que la masse moléculaire moyenne de la charge on utilisant l'équation (III-1) et (III-2) respectivement.

La composition massique, molaire et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne de la charge sont représentés dans le tableau ci-après :

Tableau (IV- 1) : Composition molaire, massique et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne de la charge.

Composant	$M_i \left(\frac{g}{mol} \right)$	X'_{Li}	X_{Li}	$M_i \times X_{Li}$
C_1H_4	16	0,00204	0,01319	0,211
C_2H_6	30	0,01067	0,03682	1,104
C_3H_8	44	0,01066	0,02508	1,103
C_4H_{10}	58	0,01131	0,02018	1,170
C_5H_{12}	72	0,02837	0,04079	2,937
C_6H_{14}	86	0,02521	0,03034	2,609
C_7H_{16}	100	0,31159	0,32258	32,258
C_8H_{18}	114	0,31702	0,28789	32,820
C_9H_{20}	128	0,21839	0,17663	22,609
$C_{10}H_{22}$	142	0,05763	0,04201	5,966
$C_{11}H_{24}$	156	0,00206	0,00136	0,213
$C_{12}H_{26}$	170	0,00504	0,00306	0,521
Σ		1	1	103,526

IV-1-2-Calcul de débit massique de la charge

Le calcul du débit massique de la charge se fait en utilisant l'équation (III – 3)

D'abord à partir de l'équation(III – 4), on a la masse volumique de la charge

$$\rho_L = 0,815 \times 1000$$

$$\rho_L = 815 \text{ Kg/m}^3$$

Alors

$$L' = 88 \times 815$$

$$L' = 71720 \text{ Kg/h}$$

IV-1-3- Calcul de débit molaire de la charge

Le débit molaire de la charge en utilisant l'équation (III – 5)

$$L = \frac{71720}{103,527}$$

$$L = 692,766 \text{ Kmol/h}$$

IV-1-4- Calcul de débit molaire de résidu et distillat

Avant de résoudre l'équation du bilan de matière pour toute la colonne (équation (III-6)), quelques spécifications doivent être établies

La teneur des constituant clés (cas design) sont :

$$Y_{C5D} = 0,0028$$

$$X_{C4R} = 0,0040$$

Etant donné que :

$$Y_{C6D} = Y_{C7D} = Y_{C8D} = Y_{C9D} = Y_{C10D} = Y_{C11D} = Y_{C12D} = X_{C1R} = X_{C2R} = X_{C3R} = 0$$

Le bilan de matière pour chaque constituant i du mélange :

$$692,766 \times 0,01319 = D \times Y_{C1D} + 0 \quad (\text{IV} - 1)$$

$$692,766 \times 0,03682 = D \times Y_{C2D} + 0 \quad (\text{IV} - 2)$$

$$692,766 \times 0,02508 = D \times Y_{C3D} + 0 \quad (\text{IV} - 3)$$

$$692,766 \times 0,02018 = D \times Y_{C4D} + R \times 0,0040 \quad (\text{IV} - 4)$$

$$692,766 \times 0,04079 = D \times 0,0028 + R \times X_{C5R} \quad (\text{IV} - 5)$$

$$692,766 \times 0,03034 = 0 + R \times X_{C6R} \quad (\text{IV} - 6)$$

$$692,766 \times 0,32258 = 0 + R \times X_{C7R} \quad (\text{IV} - 7)$$

$$692,766 \times 0,28789 = 0 + R \times X_{C8R} \quad (\text{IV} - 8)$$

$$692,766 \times 0,17663 = 0 + R \times X_{C9R} \quad (\text{IV} - 9)$$

$$692,766 \times 0,04201 = 0 + R \times X_{C10R} \quad (\text{IV} - 10)$$

$$692,766 \times 0,00136 = 0 + R \times X_{C11R} \quad (\text{IV} - 11)$$

$$692,766 \times 0,00306 = 0 + R \times X_{C12R} \quad (\text{IV} - 12)$$

Additionnons les équations (IV-5) à (IV-12) et remplaçons R par R=L-D, on obtient :

$$626,127 = D \times 0,0028 + (L - D) \times (1 - 0,0040)$$

$$D = \frac{626,132 - L + L \times 0,0040}{0,0028 - 1 + 0,040}$$

$$\mathbf{D = 63,676 \text{ Kmol/h}}$$

On déduit la valeur de R avec cette équation :

$$R = L - D$$

$$R = 694,470 - 63,676$$

$$\mathbf{R = 629,092 \text{ Kmol/h}}$$

IV-1-5- Composition molaire de résidu et de distillat

En remplaçant R et D par leur valeur dans les équations (IV-1) à (IV-12), on peut déduire les valeurs de X_{iR} et Y_{iD}

Les compositions molaires et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne du distillat sont représentés dans le tableau ci-après :

Tableau (IV-2) : Composition molaire et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne de distillat.

Composant	M_i	Y_{Di}	$M_i \times Y_{Di}$
C_1H_4	16	0,14360	2,297
C_2H_6	30	0,40059	12,017
C_3H_8	44	0,27287	12,006
C_4H_{10}	58	0,18011	10,446
C_5H_{12}	72	0,0028	0,201
Σ		1	36,970

❖ **Calcul de la masse moléculaire moyenne de distillat :**

$$M_{moyenne,D} = \sum M_i \times Y_{i,D} \quad (IV - 13)$$

$$M_{moyenne,D} = 36,970 \text{Kg/Kmol}$$

$Y_{i,D}$: Composition molaire de constituant « i » dans le distillat.

La composition massique, molaire et la masse moléculaire des constituants ainsi que la masse moléculaire moyenne de résidu sont représentés dans le tableau ci-après :

Tableau (IV-3) : Composition molaire, massique et la masse moléculaire des constituants de résidu.

Composant	M_i	$X_{i,R}$	$M_i \times X_{i,R}$
C_4H_{10}	58	0,004	0,232
C_5H_{12}	72	0,04463	3,213
C_6H_{14}	86	0,03341	2,874
C_7H_{16}	100	0,35523	35,523
C_8H_{18}	114	0,31703	36,142
C_9H_{20}	128	0,19451	24,897
$C_{10}H_{22}$	142	0,04626	6,570
$C_{11}H_{24}$	156	0,00150	0,234
$C_{12}H_{26}$	170	0,00337	0,574
Σ		1	110,263

❖ **Calcul de la masse moléculaire moyenne de résidu :**

$$M_{\text{moyenne,R}} = \sum M_i \times X_{i,R} \quad (\text{IV} - 14)$$

D'après le tableau (IV-3)

$$M_{\text{moyenne,R}} = 110,263 \text{ Kg/Kmol}$$

$X_{i,R}$: Composition molaire de constituant « i » dans le résidu.

IV-1-6- Détermination des pressions dans les différentes zones de la colonne 520-C-001 :

La résolution des équations (III-9) à (III-11) donne les pressions dans les différentes zones de la colonne

La pression qui règne au sommet de la colonne est de 15 bar

$$P_s = 15 \text{ bar}$$

➤ **Pression d'alimentation :**

A partir de l'équation (III-9)

Avec; $\Delta P = 0,3 \text{ bar}$

$$P_a = 15 + 0,3$$

$$P_a = 15,3 \text{ bar}$$

➤ **Pression de fond de la colonne :**

A partir de l'équation (III-10)

$$P_f = 15,3 + 0,3$$

$$P_f = \mathbf{15,6 \text{ bar}}$$

➤ **Pression de ballon de reflux :**

A partir de l'équation (III-11)

$$P_{rf} = 15 - 0,3$$

$$P_{rf} = \mathbf{14,7 \text{ bar}}$$

IV-1-7- Détermination des températures dans les différentes zones de la colonne 520-C-001 :

La résolution des équations (III-12) à (III-14) résultent les températures dans les différentes zones de la colonne.

➤ **Détermination de la température de rosé au sommet de la colonne 520-C-001 :**

Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant sont portées dans le tableau suivant :

Tableau (IV-4) : Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant dans la phase vapeur dans la colonne 520-C-001.

Composant	$Y_{i,D}$	$K_{i,D}$	$\frac{Y_{i,D}}{K_{i,D}}$
C_1H_4	0,14360	12	0,011
C_2H_6	0,40059	2,6	0,154
C_3H_8	0,27287	0,9	0,303
C_4H_{10}	0,18011	0,34	0,529
C_5H_{12}	0,00280	0,11	0,025
Σ	1		1

La température qui vérifie l'équation précédente est $T_S = 54^\circ\text{C}$

➤ **Détermination de la température de bulle au fond de la colonne 520-C-001 :**

Les valeurs des coefficients d'équilibre sont portées dans le tableau suivant :

Tableau (IV-5) : Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant dans la phase liquide dans la colonne 520-C-001.

Composant	$X_{i,R}$	K_i	$K_i \times X_{i,R}$
C_4H_{10}	0,004	3,9	0,015
C_5H_{12}	0,04463	2,7	0,120
C_6H_{14}	0,03341	1,75	0,058
C_7H_{16}	0,35523	1,2	0,426
C_8H_{18}	0,31703	0,8	0,253
C_9H_{20}	0,19451	0,55	0,106
$C_{10}H_{22}$	0,04626	0,39	0,018
$C_{11}H_{24}$	0,00150	0,28	0,004
$C_{12}H_{26}$	0,00337	0,19	0,0006
Σ	1		1

La température qui vérifie l'équation précédente est $T_f = 230^\circ\text{C}$

➤ **Détermination de la température de bulle dans le ballon de reflux 520-D-008 :**

Les valeurs des coefficients d'équilibre sont portées dans le tableau (IV-6)

Tableau (IV-6) : Les valeurs des coefficients d'équilibre correspondant dans la phase liquide dans le ballon de reflux 520-D-008.

Composant	$X_{i,rf}$	K_i	$K_i \times X_{i,rf}$
C_1H_4	0,14360	3,6	0,51696
C_2H_6	0,40059	1	0,40059
C_3H_8	0,27287	0,21	0,05730
C_4H_{10}	0,18011	0,17	0,03061
C_5H_{12}	0,0028	0,009	0,000025
Σ	1		1

La température qui vérifie l'équation précédente est $T_{rf} = 30^\circ\text{C}$

Les pressions et les températures dans les différentes zones de la colonne sont regroupées dans le tableau (IV-7) :

Tableau (IV-7) : Les pressions et les températures dans les différentes zones de la colonne

Zones	Pression (bar)	Température (°C)
Alimentation de la colonne 520-C-001	15,3	190
Sommet de la colonne 520-C-001	15	54
Fond de la colonne 520-C-001	15,6	230
Ballon de reflux 520-C-001	14,7	30

IV-1-8- Les volatilités relatives

On calcule les volatilités relatives et le coefficient de volatilité moyenne des constituants à différentes zones de la colonne en utilisant les équations (III-15) et (III-16):

Les valeurs des volatilités sont portées dans le tableau suivant :

Tableau (IV-8) : les valeurs des volatilités dans les différentes zones de la colonne.

Zone Constituant	Alimentation		Rectification			Epuisement		
	K_i	$\alpha_{i,L}$	K_i	$\alpha_{i,D}$	α_{im}	K_i	$\alpha_{i,R}$	α_{im}
C_1H_4	32	17,778	12	109,091	63,434	-	-	-
C_2H_6	11,5	6,389	2,6	23,633	15,011	-	-	-
C_3H_8	5	2,778	0,9	8,181	5,479	-	-	-
C_4H_{10}	2,8	1,556	0,34	3,090	2,323	3,9	1,444	2,323
C_5H_{12}	1,8	1	0,11	1	1	2,7	1	1
C_6H_{14}	1,2	0,667	-	-	-	1,75	0,648	0,657
C_7H_{16}	0,7	0,389	-	-	-	1,2	0,444	0,416
C_8H_{18}	0,4	0,222	-	-	-	0,8	0,296	0,259
C_9H_{20}	0,28	0,155	-	-	-	0,55	0,203	0,179
$C_{10}H_{22}$	0,19	0,105	-	-	-	0,39	0,144	0,124
$C_{11}H_{24}$	0,13	0,072	-	-	-	0,28	0,103	0,087
$C_{12}H_{26}$	0,085	0,047	-	-	-	0,19	0,070	0,058

IV-1-9- Taux de vaporisation et composition molaire des phases liquide et vapeur de l'alimentation

Pour le calcul de e_0 , $X_{i0,L}$, et $Y_{i0,L}$, on procède par tâtonnement. On donne différentes valeurs à φ tel que : $1 \leq \varphi \leq 1,556$ en les injectant dans l'équation (III – 16), ce qui nous donnera des différentes valeurs de e_0 puis on prend ce dernier et on calcule la composition molaire de la phase liquide $X_{i0,L}$ et vapeur $Y_{i0,L}$ dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de $\sum X_{i0,L} = 1$ et $\sum Y_{i0,L} = 1$

Les résultats des calculs sont regroupés dans les tableaux (IV-9) et (IV-10).

Tableau (IV-9) : Taux de vaporisation de l'alimentation

Composant	$X_{i,L}$	K_i	$\alpha_{i,L}$	φ	$\alpha_{i,L} \times X_{i,L}$	$\alpha_{i,L} - \varphi$	e_0
C_1H_4	0,01319	32	17,777	1,259	0,231101	16,518	0,0139
C_2H_6	0,03682	11,5	6,388		0,229968	5,129	0,0448
C_3H_8	0,02508	5	2,777		0,069425	1,518	0,0457
C_4H_{10}	0,02018	2,8	1,555		0,0311	0,296	0,1050
C_5H_{12}	0,04079	1,8	1		0,04	-0,259	-0,1544
C_6H_{14}	0,03034	1,2	0,666		0,01998	-0,593	-0,0336
C_7H_{16}	0,3225	0,7	0,388		0,124936	-0,871	-0,1434
C_8H_{18}	0,28789	0,4	0,222		0,063714	-1,037	-0,0614
C_9H_{20}	0,17663	0,28	0,155		0,02728	-1,104	-0,0247
$C_{10}H_{22}$	0,04201	0,19	0,105		0,00441	-1,154	-0,0038
$C_{11}H_{24}$	0,00136	0,13	0,072		0,000072	-1,187	-0,00006
$C_{12}H_{26}$	0,00306	0,085	0,047		0,000141	-1,212	-0,0001
Σ	1						-0,212

Tableau (IV-10) : Composition molaire de la phase liquide et vapeur de l'alimentation

T= 15.3 bar ; T = 190 °C				
$e_0 = -0.212$				
Composant	$X_{i,L}$	K_i	$X_{i0,L}$	$Y_{i0,L}$
C₁H₄	0,01319	32	0,0023	0,0746
C₂H₆	0,03682	11,5	0,0293	0,3374
C₃H₈	0,02508	5	0,1648	0,8243
C₄H₁₀	0,02018	2,8	0,0323	0,0905
C₅H₁₂	0,04079	1,8	0,0481	0,0867
C₆H₁₄	0,033034	1,2	0,0313	0,0375
C₇H₁₆	0,32258	0,7	0,3027	0,2119
C₈H₁₈	0,28789	0,4	0,2546	0,1018
C₉H₂₀	0,17663	0,28	0,1526	0,0427
C₁₀H₂₂	0,04201	0,19	0,0358	0,0068
C₁₁H₂₄	0,00136	0,13	0,0008	0,0001
C₁₂H₂₆	0,00306	0,085	0,0025	0,0002
Σ	1		1	1

IV-1-10- Taux de Le taux de reflux minimal et optimal

Les taux de reflux minimal et optimal sont déterminés à l'aide de l'équation de UNDERWOOD (III – 19) et GILLILAND (III – 20), respectivement. Les résultats sont rassemblés dans le tableau (IV-11)

Tableau (IV-11) : Le taux de reflux minimal et optimal

Composant	$Y_{i,D}$	$\alpha_{i,L}$	φ	$\alpha_{i,L} - \varphi$	$\frac{Y_{Di}}{\alpha_{i,L} - \varphi}$
C_1H_4	0,14360	17,777	1,259	16,518	0,0086
C_2H_6	0,40059	6,388	1,259	5,129	0,0781
C_3H_8	0,27287	2,777	1,259	1,518	0,1797
C_4H_{10}	0,18011	1,555	1,259	0,296	0,6085
C_5H_{12}	0,00280	1	1,259	-0,259	-0,0108
Σ	1				0,8642

Selon les résultats du tableau (IV-11) on a:

$$r_{f \min} = 1,0880$$

$$r_{f \text{ opt}} = 1,714$$

IV-1-11- Taux de Le taux de rebouillage minimal et optimal

Le taux de rebouillage minimal et optimal sont déterminés à l'aide des formules (III – 22) et (III – 23) respectivement.

Les résultats trouvés sont illustrés dans les tableaux (IV-12) et (IV-13) :

Tableau (IV-12) : Le taux de rebouillage minimal

Composant	$X_{i,R}$	$\alpha_{i,L}$	φ	$\alpha_{i,L} \times X_{i,R}$	$\alpha_{i,L} - \varphi$	$\frac{\alpha_{i,L} \times X_{i,R}}{\alpha_{i,L} - \varphi}$
C_4H_{10}	0,004	1,555	1,259	0,0694	0,296	-0,2345
C_5H_{12}	0,04463	1	1,259	0,0334	-0,259	0,1290
C_6H_{14}	0,03341	0,666	1,259	0,2365	-0,593	0,3989
C_7H_{16}	0,35523	0,388	1,259	0,1230	-0,871	0,1412
C_8H_{18}	0,31703	0,222	1,259	0,0431	-1,037	0,0416
C_9H_{20}	0,19451	0,155	1,259	0,0071	-1,104	0,0064
$C_{10}H_{22}$	0,04626	0,105	1,259	0,0001	-1,154	0,0001
$C_{11}H_{24}$	0,00150	0,072	1,259	0,0002	-1,187	0,0002
$C_{12}H_{26}$	0,00337	0,047	1,259	0,0001	-1,212	0,0001
Σ	1					0,4833

D'après les résultats du tableau (IV-12) :

$$-r_{b \min} = 0,4833$$

Tableau (IV-13) : Le taux de rebouillage optimal

$r_{f \text{ opt}}$	$r_{f \text{ opt}} \times \frac{D}{R}$	e_0	L	$\frac{D}{R}(1 - e_0)$	D	W	$r_{b \text{ opt}}$
1,7145	0,1735	-0,212	694.470	1.3347	63,676	629,092	0,5083

D'après le tableau (IV-13) :

$$r_{b \text{ opt}} = 0,5083$$

IV-2- Bilan thermique de la colonne 520-C-001

IV-2-1- Détermination F et G_R

➤ Détermination F

Le débit de reflux alimentant la colonne est calculé par la formule (III – 30)

$$F = 1,7145 \times 63,676$$

$$F = 109,17 \text{Kmol/h}$$

➤ Détermination G_R

Le débit de la vapeur provenant du rebouilleur est calculé par la formule (III – 31)

$$G_R = 0,5083 \times 629,092$$

$$G_R = 319,78 \text{Kmol/h}$$

IV-2-2- Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides:

Les enthalpies des phases vapeurs et liquides sont déterminés à l'aide de monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, température et la masse moléculaire en utilisant l'équation(III – 32).

Les résultats sont rassemblés dans le tableau (IV-14)

Tableau (IV-14) : les enthalpies des phases vapeurs et liquides

	M_{moy}	Température		Pression		Enthalpies		
	Kg/Kmol	°C	°F	bars	PSIA	BTU/lb	Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Distillat liquide (h_D)	36,970	30	86	14,7	215,94	16,46	9,16	338,64
Vapeur de tête (H_D)	36,970	54	129,2	15	220,35	180,41	100,38	3711,05
Charge liquide (h_L)	103,526	190	374	15,3	224,76	182,1	101,32	10489,25
Résidu liquide (h_R)	110,263	230	446	15,6	229,16	225,53	125,484	13836,24

Remarque:

1 BTU/lb = 0,5564 Kcal/kg.

1°F = 1,8 T(°C) + 32.

1 bars = 14,69 psia.

IV-2-3- détermination des charges thermique :

- On calcule La charge thermique de condenseur Q_C en utilisant l'équation (III – 34)

$$Q_C = (63,676 + 109,17) \times (3711,05 - 338,64)$$

$$Q_C = 582907,58 \text{ Kcal / h}$$

- On calcule La charge thermique du distillat Q_D en utilisant l'équation (III – 35)

$$Q_D = 63,676 \times 3711,05$$

$$Q_D = 236304,82 \text{ Kcal / h}$$

- On calcule La charge thermique du résidu Q_R en utilisant l'équation (III – 36)

$$Q_R = 629,092 \times 13836,24$$

$$Q_R = 8704267,89 \text{ Kcal / h}$$

- On calcule La charge thermique de l'alimentation Q_L en utilisant l'équation (III – 37)

$$Q_L = 692,766 \times 10489,25$$

$$Q_L = 7266595,77 \text{ Kcal / h}$$

- On calcule La charge thermique fournie par les rebouilleurs Q_{Rb} en utilisant l'équation (III – 38)

$$Q_{Rb} = 236304,82 + 8704267,89 + 582907,58 - 7266595,77$$

$$Q_{Rb} = 2256884,52 \text{ Kcal / h}$$

IV-3- Calcul de nombre de plateaux théorique dans la colonne 520-C-001 :**IV-3-1- Nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification :**

Le nombre de plateaux théorique minimum dans la zone de rectification est calculé par la formule de **Fenske** appliquée aux deux éléments clés C_4H_{10} et C_5H_{12} on utilisant l'équation (III – 39)

$$N_{min} = \frac{\ln[(0,18011 \times 0,04079)/(0,0028 \times 0,02018)]}{\ln(2,323)}$$

$$\text{On trouve : } N_{min} = 5,77$$

De l'équation (III – 40),on obtient:

$$\frac{2,63 - 1,79}{2,63 + 1} = 0,23$$

Le nombre de plateau théorique d'après l'équation (III – 41):

$$(N - N_{min})(N + 1) = 0,43$$

$$\Rightarrow N = (N_{min} + 0,43) / 0,57 = 10,87$$

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

Le nombre d'étage réel sachant que l'efficacité des plateaux dans la zone de concentration égale à 0,65 est donnée par l'équation (III – 42):

$$\Rightarrow N_{réel} = \frac{11}{0,65}$$

$$N_{réel} = 17$$

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

IV-3-2- Nombre de plateaux théorique dans la zone d'épuisement :

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification est déterminé par la formule de **Fenske** appliquée aux deux éléments clés C_4H_{10} et C_5H_{12} (Equation(III – 43))

$$N_{\min} = \frac{\ln[(0,18011 \times 0,04463)/(0,0028 \times 0,004)]}{\ln[3,09/1]}$$

On trouve : $N_{\min} = 5,75$

De l'équation (III – 40), on obtient:

$$N = \frac{N_{\min} + 0,43}{0,57} = 10,84$$

Donc $N = 11$ plateaux

On calcule le nombre d'étage réel sachant que l'efficacité des plateaux dans la zone d'épuisement égale à 0,65

On utilise équation (III – 42) on trouve :

$$N_{\text{réel}} = 11/0,65$$

$N_{\text{réel}} = 17$ plateaux

Le nombre total de plateaux dans la colonne 520-C-001 est calculé d'après l'équation

(III – 44)

$$N_T = 17 + 17$$

$N_T = 34$ plateaux

Le nombre total de plateaux existant dans la colonne est de 37 plateaux, ce qui implique que la colonne supporte la charge d'alimentation.

IV-4- Calcule de la tension de vapeur de l'essence totale stabilisée:

En utilisant l'équation (III-45) et le monogramme (annexe 4), la tension de vapeur vrai pour chaque constituant est donnée dans le tableau (IV-15).

Sachant que la tension de vapeur de chaque élément est déterminée à la même température ($T_{\text{eb}} = 38,7^\circ\text{C}$).

Tableau (IV-15): Tension de vapeur.

Constituants	T _{eb} (moy)(°C)	X _i	(T. V. V) _i	(T. V. V) _i × X _i
C ₄ H ₁₀	-1	0,004	3,6	0,0144
C ₅ H ₁₂	36,1	0,04463	1,18	0,0526
C ₆ H ₁₄	68,7	0,03341	0,5	0,0167
C ₇ H ₁₆	98,42	0,35523	0,15	0,0532
C ₈ H ₁₈	125,6	0,31703	0,06	0,0190
C ₉ H ₂₀	151	0,19451	0,015	0,0029
C ₁₀ H ₂₂	174,1	0,04626	0,0047	0,0002
C ₁₁ H ₂₄	196	0,0015	0,0015	0,000002
C ₁₂ H ₂₆	216,2	0,00337	0,0011	0,000003
Σ		1		0,160

On trouve : $(T. V. V)_m = 0,160 \text{ Kg/cm}^2$

En utilisant le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur Reid et la tension de vapeur vraie (Annexe 4), on trouve:

$$T.V.R = 0,150 \text{ Kg / cm}^2$$

Notre travail a été consacré à l'étude de la performance de la colonne stabilisation 520-C-001 dans l'unité de reformage catalytique CCR de la raffinerie d'Alger, tout en décrit la TVR du reformat demandé par le département planning pour le mélange de l'essence commercial dans le reformat est son principal bas

L'étude est basée sur le calcul de vérification de la colonne stabilisation 520-C-001 de l'unité de reformage catalytique CCR en effectuant le bilan de matière et le bilan thermique afin d'optimiser ses paramètres de fonctionnements par les paramètres optimaux suivants :

- ❖ La pression et la température d'alimentation : $P_a=15,3$ bars, $T_a= 190$ °C;
- ❖ La pression et la température dans le ballon de reflux : $P_b=14,7$ bars, $T_b=30$ °C;
- ❖ La pression et la température au sommet de la colonne : $P_s=15$ bars, $T_s=54$ °C;
- ❖ La pression et la température au fond de la colonne $P_f=15,6$ bars, $T=230$ °C;
- ❖ le taux de reflux optimal $r_{f, opt}=1,714$ et le taux de rebouillage optimal $r_{o, opt}=0,5083$.

D'après les calculs effectués avec les nouveaux paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation 520-C-001, on peut conclure ce qui suit :

- Le nombre total de plateaux calculé est 34 plateaux et le nombre total de plateaux existant dans la colonne est de 37 plateaux, ce qui implique que la colonne supporte la charge d'alimentation.
- La TVR de l'essence totale produite actuellement par la raffinerie est $0,250$ Kg/cm², le calcul nous a permis de trouver une valeur de $0,15$ Kg/cm² et les spécifications de produit exigent une TVR = $0,51$ Kg/cm².

Les différentes analyses effectuées, notamment les bilans de matière et thermique, ont révélé que la colonne 520-C-001 fonctionne dans des conditions globalement satisfaisantes, bien que des marges d'optimisation existent. Les rendements de séparation et la consommation énergétique ont été évalués et comparés aux standards industriels, permettant ainsi d'identifier les points forts et les faiblesses de l'installation actuelle.

Les références bibliographiques :

[1]: <https://www.ilocis.org/fr/documents/ilo078.htm>

[2]: R. E. Maples, "Petroleum Refining Process Economics." Penn Well Book, Tulsa (1993)

[3]: J. H. Garyand et G. E. Handwerk, "Petroleum Refining." Marcel Dekker, New York (2001).

[4]: J. A. George et M. A. Abdullah, « Catalytic naphtha reforming », New York : Marcel Dekker, (2004).

[5] J.C Guibet" carburants et moteurs: technologies/ énergie, environnement", Edition Technique (1997). France

[6] TRAMBUOZ, Réaction chimique, Zdition the chimique; 1977.

[7] Gille FOURNIER et Jean François JOLY « Reformage catalytique » édition Technique (2001)

[8] Boughedaoui M, Chikhi S, Driassa N, Kerbach R & Joumard R. "Caractérisation du parc de véhicule algérien et son usage". Colloque international Environnement et transports dans des contextes différents, Ghardaïa, Algérie, 16-18 fév. (2009)

[9] N. Benyamina, Étude et modélisation des effets thermiques de BLEVE sur la sphère de stockage de GPL au niveau de GP2/Z. Mémoire Master, Université d'Oran (2011).

[10] P. WHITHIER « Le pétrole Raffinage et Génie Chimique », Institut Français du pétrole, tome 1, édition TECHNIP, Paris (1972)

[11] E. Tocqué, C. Travers: Pétrole. Techniques de l'Ingénieur, Edition (2012).

[12] Y. Durier: Caractéristiques des carburants et combustible et leur influence sur le fonctionnement des moteurs. Institut Français du Pétrole, Edition Technip, (1971).

[13] C. Chouat, Etude de l'unité GTFT en mode Turn Down. Mémoire master, université KASDI-MERBAH Ouar (2017) .

[14] H. Matallah, Dimensionnement d'une batterie d'échangeur E201A/B/C de l'unité GPL-2. Mémoire master, université KASDI-MERBAH Ouargla (2020).

[15] Hajd, Ali Djamel. Etude de la section de déshydratation de l'unité GPL-2 HASSIMESSAOUD. Aout 2005; 75P.

- [16] Pierre WUITHIER, Pétrole, Raffinage et Génie Chimique, Edition Technip 1972
- [17] Centre canadien d'hygiène et sécurité au travail ; site web www.cchst.ca, (Février 2010)
- [18] Manuel opératoire de l'unité de traitement de gaz (GEULLALA).
- [19] [https://www.connaissance de l'energies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl](https://www.connaissance-de-lenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl)
- [20] J.P.WAUQUIER. « Procède de séparation », édition technique, 1998-paris.
- [21] J.P.Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication, (tome I) édition Technip (1994).
- [22] Revue trimestriel de Sonatrach, «Séminaire sur le développement et la production du GPL », Mars 1997.
- [23] N. MOUNI,' Simulation et optimisation des paramètres technologiques de 'unité de fractionnement des GPL à Haoud Berkaoui', Mémoire magister en génie chimique, Université Mhamed Bougara BOUMERDES (2013),
- [24] N. HOCINI, « étude d'un système dévaporisation du GPL au niveau de l'unité GPL-2/ CIS-HMD, mémoire de master en génie mécanique, université badji mokhtar-annaba (2018).
- [25] Madani Ibrahim, «évaluation des propriétés physique d'un produit naphta» mémoire master en eau environnement développement durable, Université de Blida-1 (2014).
- [26] A. Kallel et B. Djeddar, « Etude d'amélioration de la qualité du méthanol produit par le complexe CP1/Z selon la spécification IMPCA » mémoire master en génie des procédés, Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem, (2019).
- [27] P. WUITHIER: Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris (1972).
- [28] J.P. WAUQUIER, Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole Tome I (1994) 375-377.
- [29] Dou Faïda, Dou Moufida et Retteb Somia, « Changement du Ballon de Flash par une Colonne de Pré distillation avec une Augmentation de 16% de la Capacité de l'Unité de Distillation Atmosphérique » Mémoire master en génie chimique, Université Echahid Hamma Lakhdar-EL-Oued (2017).
- [30]https://www.researchgate.net/profile/Nouh_Kaoud/publication/338689704_Bases_theoriques_de_la_distillation/links/5e2571d892851cafc3935dcb/Bases-theoriques-de-la-distillation.pdf

[31] H. MEKKAOUI et F. CHOULI, « modélisation et simulation d'une colonne de distillation d'un mélange complexe à pression atmosphérique», mémoire master en génie des procédés, Université de Mascara, (2008).

[32] Documentation de SONATRACK Raffinage d'Alger Département du personnel, service formation

[33] Foster Wheeler, «Manuel d'exploitation, unité de distillation », Société Française, Raffinerie d'Alger, (1963).

[34] https://fr.wikipedia.org/wiki/Raffinerie_d%27Alger

[35] Manuel opératoire de l'unité de reforming catalytique u200 de la raffinerie d'Alger RIAG

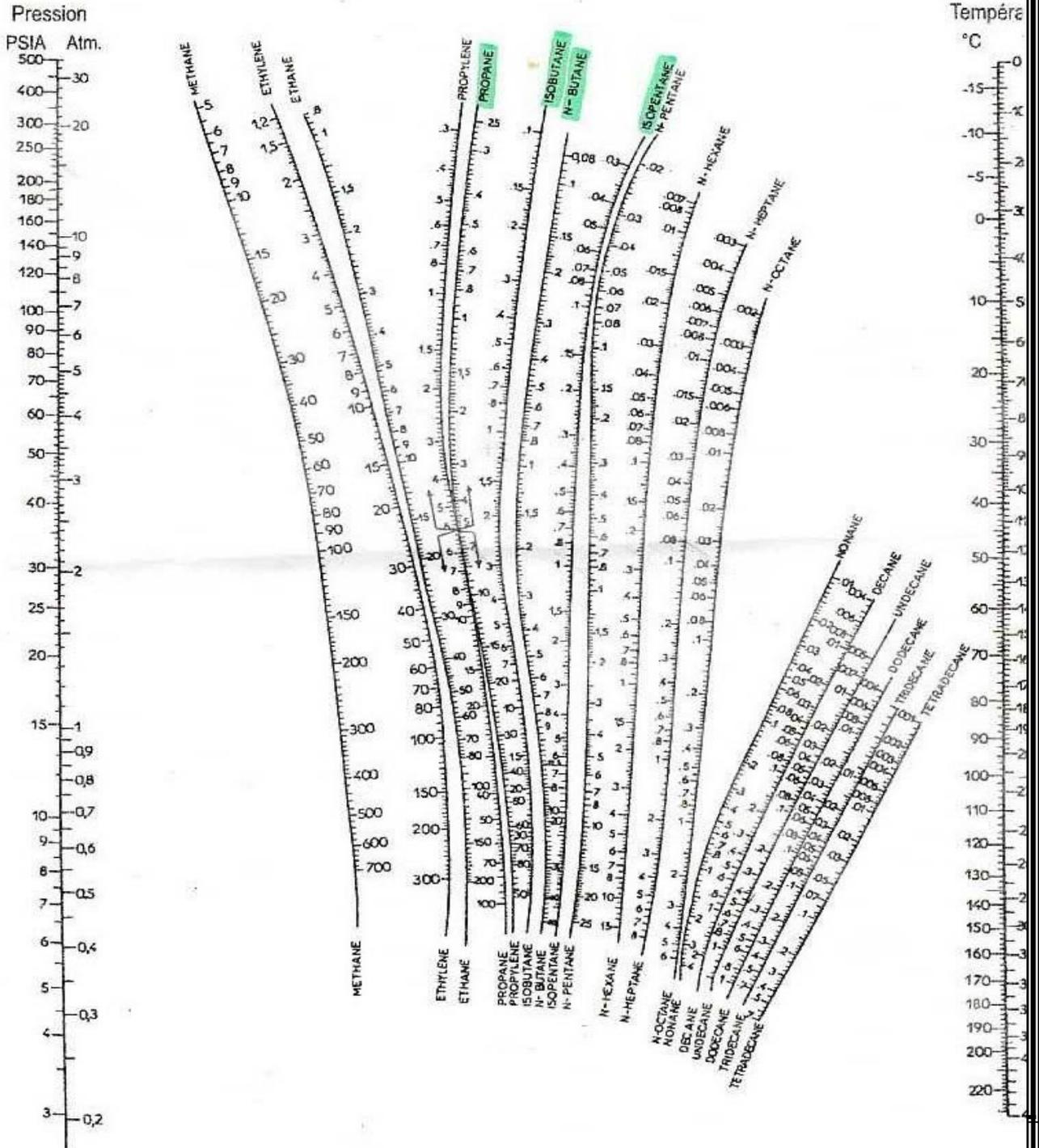
[36] Documentation de la raffinerie d'Alger, « manuel d'exploitation » (1964)

[37] Documentation de la raffinerie d'Alger, « manuel d'exploitation, gaz plant »(1964)

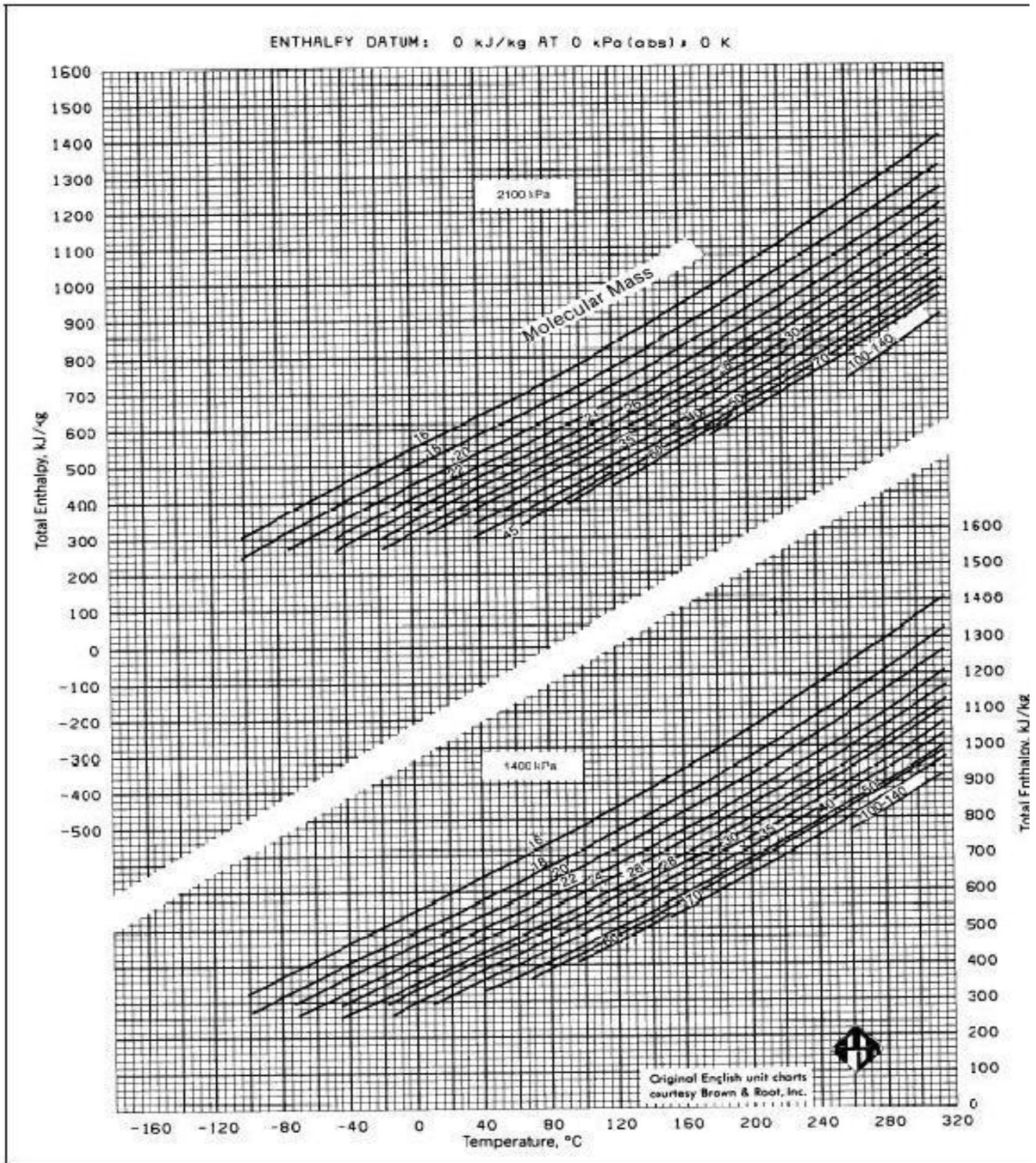
[38] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Foster Wheeler », 1964.

[39] Documentation de la raffinerie

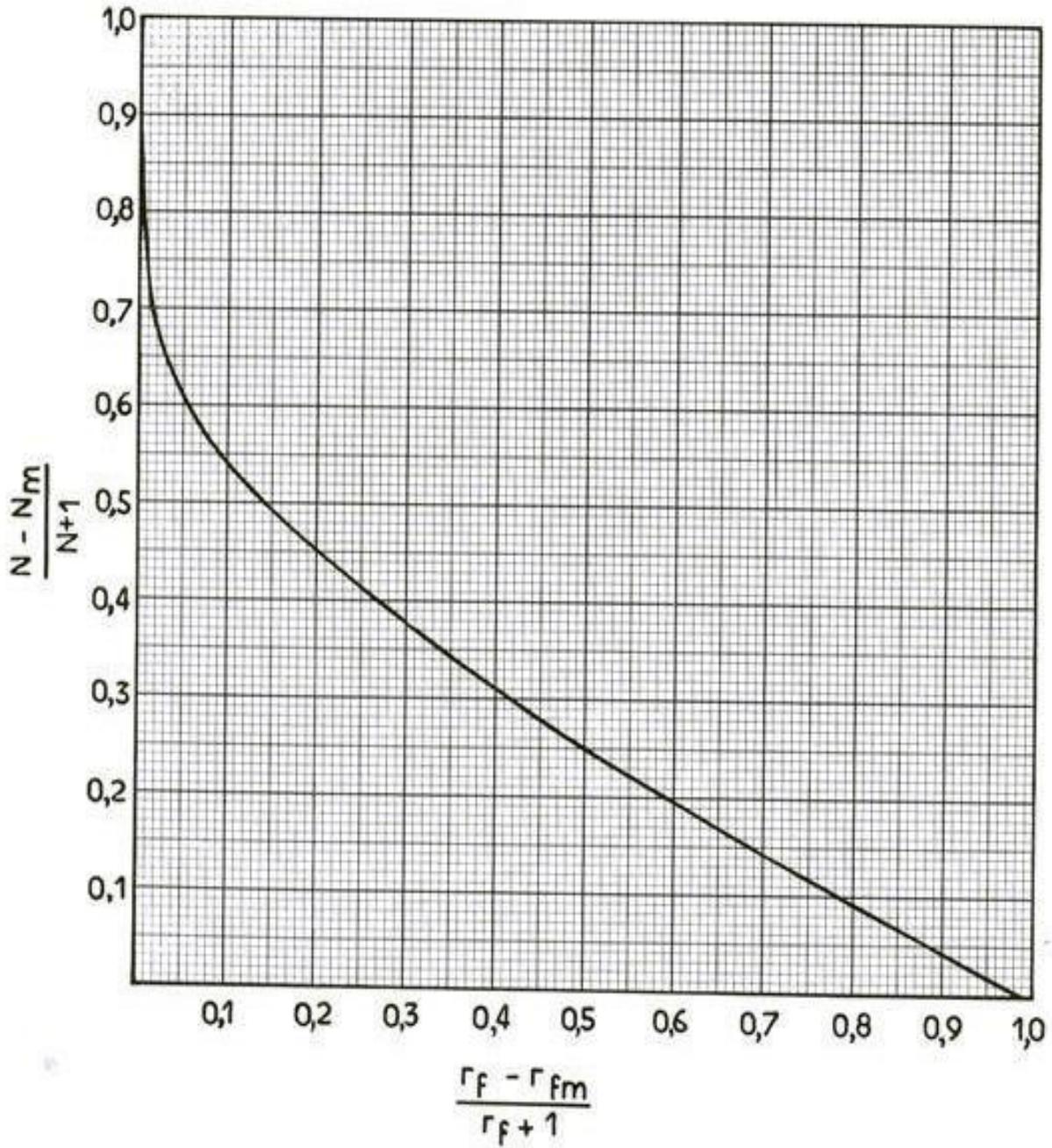
Annexe1 : Nomogramme des coefficients d'équilibres des hydrocarbures(Scheibel et Jenny)



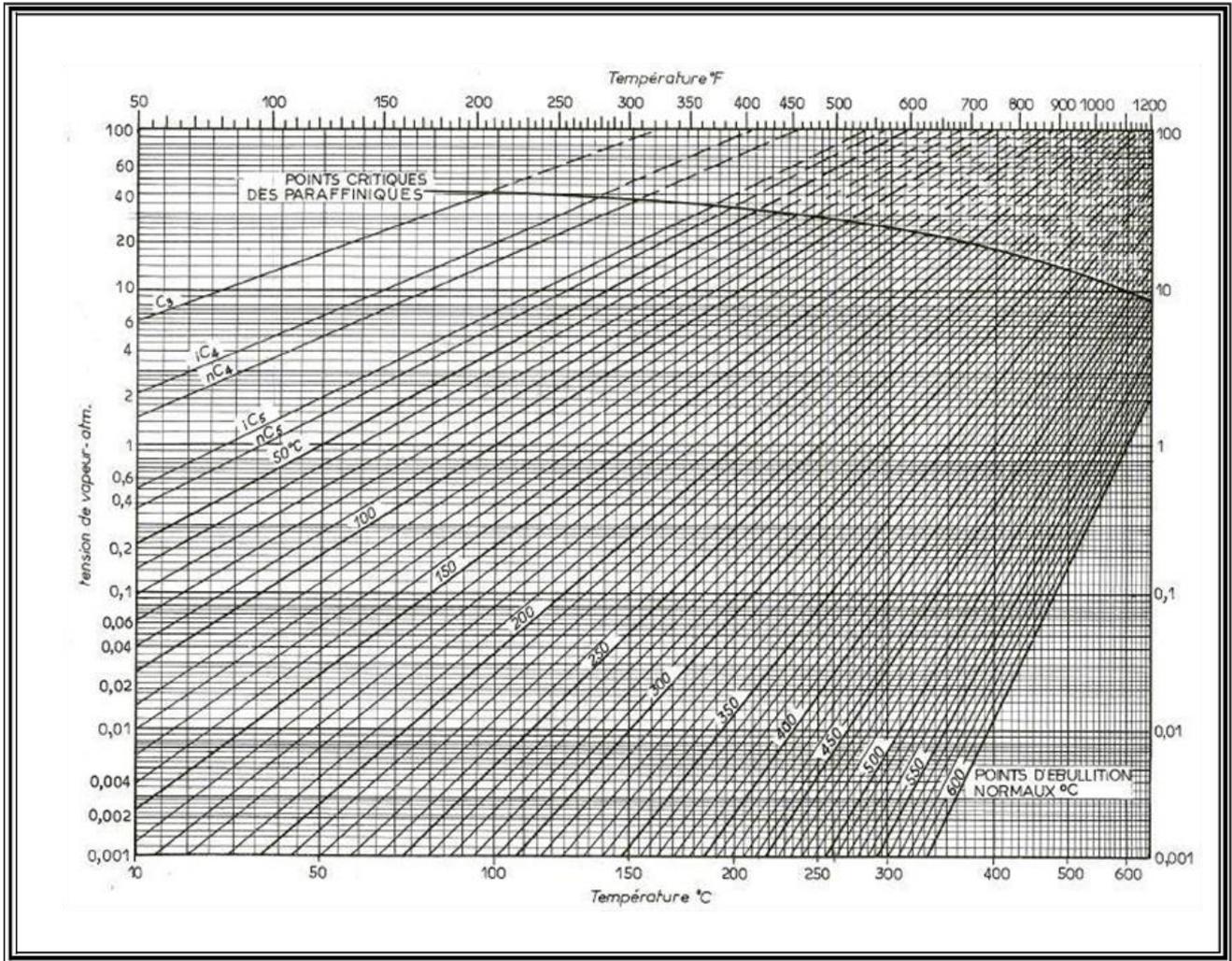
Annexe2 : Enthalpie totale de paraffine hydrocarbure vapeur



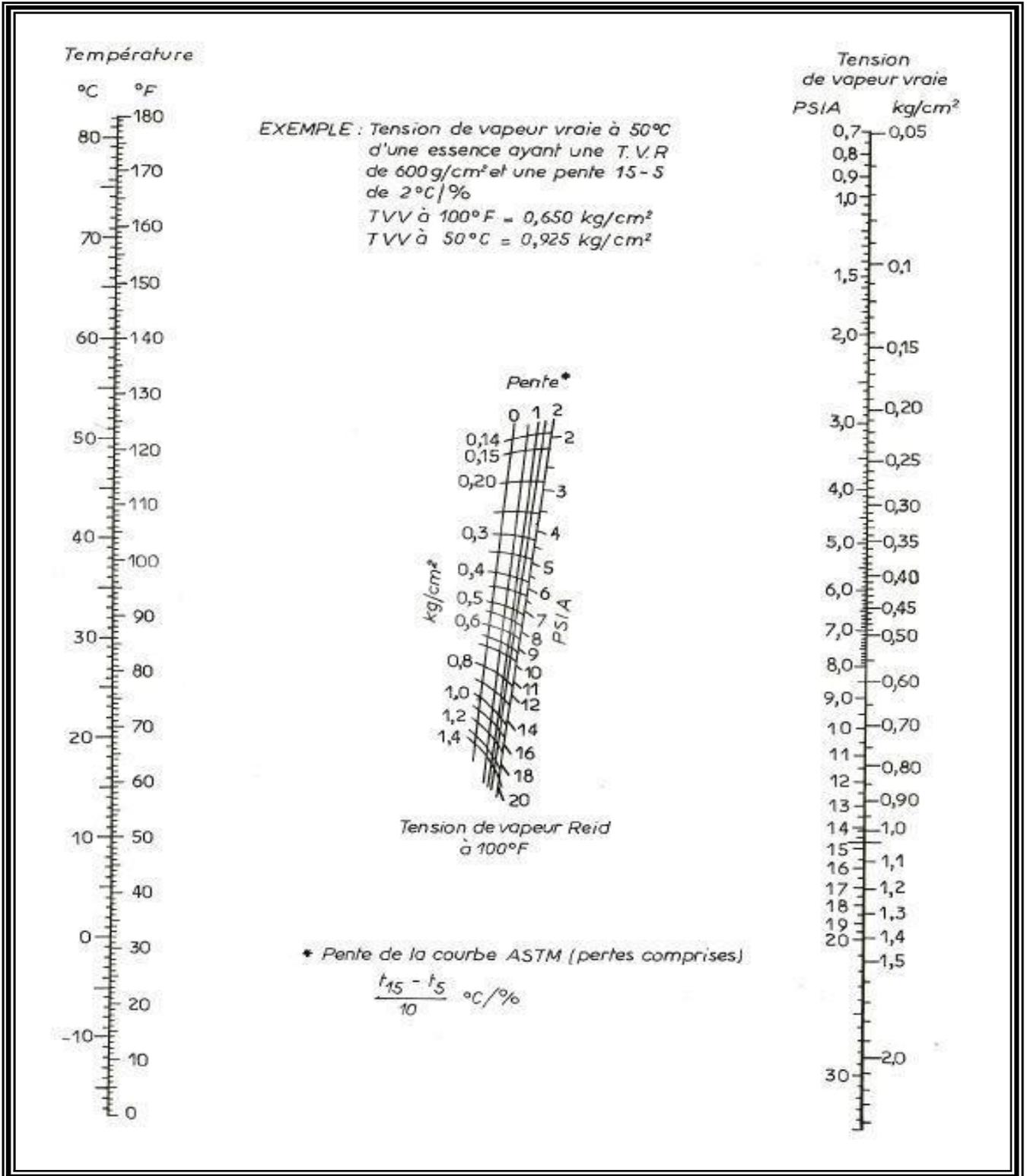
Annexe 3 : Diagramme de Guililand (Nombre de plateau théorique N en fonction de taux de reflux r_f Dans la distillation des mélanges complexes)



Annexe 4 : Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures (Cox-Chart)



Annexe5 : Corrélation entre tension de vapeur Reid (TVR) et tension de vapeur vraie



Résumé :

Ce mémoire explore l'optimisation de la colonne de stabilisation 520-C-001 à la raffinerie d'Alger pour améliorer la production d'essence. L'objectif principal est de réguler la tension de vapeur Reid (TVR) afin de satisfaire les normes établies. Après une introduction détaillant l'importance du pétrole et les procédés de raffinage, l'étude se concentre sur les résultats des bilans de matière et thermique, montrant que la colonne peut être optimisée pour améliorer les rendements et réduire la consommation énergétique. Les résultats indiquent que la colonne supporte bien la charge d'alimentation et que des améliorations sont possibles pour la TVR de l'essence produite.

Mots clé : Stabilisations, Optimisations, Essence, Tension de vapeur et Reformage catalytique.

Abstract :

This thesis explores the optimization of the stabilization column 520-C-001 at the Algiers refinery to enhance gasoline production. The primary objective is to regulate the Reid vapor pressure (RVP) to meet established standards. Following an introduction detailing the importance of petroleum and refining processes, the study focuses on the results of material and thermal balances, showing that the column can be optimized to improve yields and reduce energy consumption. The results indicate that the column adequately handles the feed load and that improvements are possible for the RVP of the produced gasoline.

Keywords : Stabilization, Optimization, Gasoline, Vapor pressure and Catalytic reforming