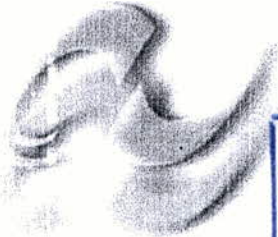


RUPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique.

Ecole Nationale Polytechnique
Département de Génie Chimique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Projet de fin d'étude
En vue de l'obtention du diplôme
d'Ingénieur d'Etat en Génie Chimique

Thème :

Optimisation du rendement de la coupe gasoil à
partir d'un mélange de trois pétroles bruts
algériens.

Présenté par :
BACHOUCHE Nabil
LARABI Cherif

Dirigé par :
Mr. P . C.E. CHITOUR
Mme. A. MEFTI
Mme. K. IBELAID

Promotion : juin 2005

Enp. 10, Avenue Hassan Badi, El Harrach, ALger

ملخص

تتمثل هذه الدراسة في تحسين مردود المازوت المتحصل عليه من عملية تقطير مزيج متكون من ثلاث أصناف مختلفة للخام. قمنا أولاً بدراسة كاملة لأصناف الخام (الخصائص الفيزيوكيميائية ومردود مختلف الأجزاء) و بالاعتماد على جدول المعطيات المتضمن لستة أصناف من الخام تم استنتاج علاقة رياضية جديدة تقوم على الخصائص التجميعية لتقدير مردود المازوت. و بهذا تمكنا من الحصول على نسب مختلف أصناف الخام المزوجة و منحني T.B.P د المازوت النظري و لتأكد من صحة نتائجنا قمنا بعملية التقطير T.B.P لنفس المزيج و مقارنتها مع نتائجنا.

الكلمات المفتاحية

البتترول. المازوت. التكرير. الوقود و عوامل البيئة.

Résumé :

Les objectifs principaux de cette étude sont la caractérisation et l'optimisation de la coupe gasoil obtenu à partir de la distillation d'un mélange de trois bruts différents.

Dans ce travail, nous avons effectué tout d'abord une étude des trois bruts (caractéristiques physico-chimiques et les rendement en différentes coupes), ensuite, nous avons optimisé sur a base d'une banque de données contenant six bruts, le rendement en gasoil à l'aide d'une corrélation en fonction des propriétés additives de ces bruts, ce qui nous a permis de déterminer les proportions des trois bruts dans le mélange, déduire sa courbe T.B.P et estimer le rendement théorique en gasoil par les courbes iso propriétés.

Afin de vérifier la fiabilité de nos résultats, une distillation T.B.P du brut mélange a été effectuée pour évaluer le rendement expérimental et les caractéristiques principales de la coupe gasoil obtenue, ainsi, une comparaison des résultats théoriques et expérimentaux a été faite.

Mots clés :

Pétrole brut, gasoil, raffinage, carburant et l'environnement

Summary :

The main aims of this study is the characterization and optimization of the gas oil fraction recuperated from the distillation of three crude oils mixture.

In this work, we first achieved with a complete characterization of the three different oils, and then we optimized the yield of the gas oil by using a correlation function of additive proprieties, that has been calculated using a database composed of six crudes. As consequence we've determined the proportion of each oil that constitute the mixture, obtained the T.B.P curve and estimated theoretically the yield of gas oil from the iso-curves' graphic

Finally, in order to verify the friability of our results, a T.B.P distillation hasn't only been carried out but also a comparison of the experimental yields and proprieties to the theoretical ones has been done too.

Key words:

Crude oil, gas oil, refining, fuel and environment.

Remerciements :

Nous tenons à remercier Mr le professeur C.E CHITOUR, directeur de laboratoire de valorisation des énergies fossiles au département de génie chimique, Mme A. MEFTI, docteur au département génie chimique, ainsi que Mme IBELAID, magister au centre de recherche et de développement de SONATRACH pour avoir proposé et encadré ce sujet.

Nos sincères remerciements vont également au président (Mme HADOUM), et aux membres de jury (madame la professeur CHARCHARI et Mr le docteur AHMED ZAID), qui nous fait le grand honneur de présider et d'évaluer notre travail.

Nos remerciements vont aussi à tous les enseignants qui ont contribué à notre formation. Qu'ils trouvent ici le témoignage de notre profond respect et nos sincères salutations.

Nous tenons aussi à remercier Mr IBELAID, chef de département du raffinage au CRD/SH, et tout le personnel de laboratoire du raffinage au CRD/SH, pour leurs aides et contribution à la réalisation de cette étude.

Nos remerciements vont aussi à tous les anonymes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Enfin, cette étude n'aurait pas vu le jour sans l'assistance scientifique et matériel du centre de recherche et de développement de SONATRACH à BOUMERDES. Que la direction générale en soit remerciée.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Dedicace

A mon père que dieu le miséricordieux l'accueille à son vaste paradis

A ma très chère mère

A mon frère et mes sœurs A mon oncle Mr.Foughali A.Madjid, sans lequel se travail ne peut aboutir.

A mes cousins et cousines.

Cherif

Dédicaces

Je dédie ce travail aux deux personnes qui me sont les plus chères au monde et à qui je serai toujours redevable, à **ma mère** et à **mon père**, si par les mots je ne pourrai exprimer l'ampleur de ma gratitude infinie pour leur soutien permanent, je me contenterais alors de leurs dédier le fruit de ces efforts.

Je tiens à dédier ce travail aussi :

A mes frères et sœurs surtout la petite Taouas .

A mes tantes et oncles.

A mes cousins et cousines.

A tous mes ami (e)s.

Nabil.

**Cette étude s'inscrit dans le cadre des
activités scientifiques et les recherches du
laboratoire de valorisation des énergies
fossiles, sous la direction du Pr :
C.E.CHITOUR.**

Notation	Signification
DSV	Distillats sous vide
RSV	Résidu sous-vide
SpGr	<i>Specific gravity</i>
API	<i>American Petroleum Institute</i>
TVR	Tension de Vapeur de Reid
P.P.M	Partie par million
BTS	Basse teneur en soufre
HTS	Haute teneur en soufre
TBP	<i>True boiling point</i>
Tm	Température moyenne
Ti (PI)	Température initiale (Point initial de distillation)
Tf (Pf)	Temperature finale (Point final de distillation)
L.C.O	<i>Light cycle oil</i>
FOD	Fuel-oil domestique
FCC	Fluid .Catalytic.Cracking
H.D.S	Hydrodésulfuration
DA	Distillation atmosphérique
HC	Hydrocraquage
RAD	Résidu atmosphérique désasphalté
CK	Cokéfaction
BP	Brut paraffinique
BN	Brut naphténique
VR	Viscoréduction
PT	Point trouble
CP	Cloud point
CCI	Indice de cétane calculé
DI	<i>Diesel Index</i>
PA	Point d'aniline
PEC	Point d'éclair
PCS	Pouvoir calorifique supérieur
PCI	Pouvoir calorifique inférieur
HAP	Hydrocarbures aromatiques polycycliques
CAH	Composés aromatiques hétérocycliques
EMA	<i>Engine manufactures associations</i>
TLF	Température limite de filtrabilité
Teb	Température d'ébullition
CPG	Chromatographie en phase gazeuse
FP	Fraction pétrolière
Tmav	<i>Temperature mean average</i>
CFR	<i>Cooperative Fuel Research</i>
GPL	Gaz de pétrole liquéfiés
GTA	Gasoil total du brut A
GTB	Gasoil total du brut B
GTC	Gasoil total du brut C
GTM	Gasoil total du brut mélange



Sommaire :

Introduction 1

Partie théorique :

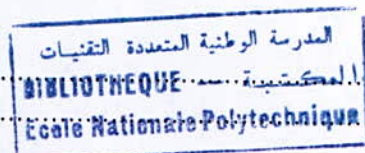
Chapitre I : Distillation, caractéristiques physico-chimiques et évaluation des fractions pétrolières.

I.1. Les procédés de séparation : 2
 I.1.1. La distillation du pétrole brut : 2
 I.1.1.1 La distillation atmosphérique : 2
 I.1.1.2. La distillation sous vide : 3
 I.1.2. Le désasphaltage : 3
I.2. Les propriétés physico-chimiques des pétroles bruts : 4
 I.2.1. La densité (specific gravity) : 4
 I.2.2. La viscosité : 4
 I.2.3. Le point d'écoulement : 4
 I.2.4. La pression du vapeur et le point d'éclair : 5
 I.2.5. La composition chimique du pétrole brut : 5
 I.2.6. La teneur en soufre : 6
I.3. La distillation T.B.P et l'analyse des fractions pétrolières : 6
 I.3.1. La représentation graphique : 6
 I.3.1.1. Les courbes des propriétés instantanées (Mid % curves) : 6
 I.3.1.2. Les courbes de propriétés rendements (yield % curves) : 6
 I.3.1.3. Les courbes iso-propriétés (iso % curves) : 6
 I.3.2. L'exploitation des courbes : 7
I.4. La nature des pétroles bruts algériens : 7

Chapitre II : Formulation et Caractérisation de la Coupe Gasoil.

II.1. Les principales bases qui contribuent à la formulation du gasoil : 9
 II.1.1. La coupe Kérosène : 9
 II.1.2. Les coupes gasoils : 9
 II.1.3. Le craquage catalytique des distillats (F.C.C) : 10
 II.1.4. L'hydrocraquage de distillat sous vide : 10
 II.1.5. Le visbreaking et le Fluide coking des résidus sous vide : 10
 II.1.6. Le gasoil d'Oligomérisation d'oléfines légères : 10
 II.1.7. Le gasoil provenant de la synthèse de Fischer Tropsh : 10
 II.1.8. Les ester méthyliques d'huiles végétales (EMHV) : 10
 II.1.9. Les coupes gasoils du condensât : 10
II.2. Les caractéristiques et les propriétés physico-chimiques des gasoils : 13
 II.2.1. La densité : 13
 II.2.2. La volatilité : 13

II.2.3 La viscosité :	13
II.2.4. Les caractéristiques à froid :	14
II.2.4.1. Le point de trouble :	14
II.2.4.2. Le point d'écoulement :	14
II.2.4.3. La température limite de filtrabilité :	14
II.2.4.4. L'amélioration des caractéristiques à froid des gasoils :	16
II.2.4.4.1 : La sélection et la constitution de la coupe gasoils :	16
II.2.4.4.2 : L'incorporation d'additifs :	16
II.2.5. L'indice de cétane :	16
II.2.6. Les propriétés liées au stockage et à la distribution du gazole :	17
II.2.6.1. Le point d'éclair :	17
II.2.6.2. La stabilité du gasoil :	17
II.2.7. La teneur en soufre :	18
II.2.8. Le pouvoir calorifique :	18
II.2.9. Le point d'aniline :	18
II.2.10. La teneur en eau :	18
II.2.11. La teneur en Hydrocarbures Aromatiques Polycycliques (HAP) :	19
II.2.12. L'indice de réfraction :	19



Chapitre III : Evolution des Spécifications du Gasoil.

III.1. Les spécifications et la qualité du gasoil :	21
III.2. L'évolution des spécifications du gasoil :	21
III.3. Les spécifications du gasoil selon la norme Européenne (N 590) :	22
III.4. Les spécifications du gasoil selon les normes algériennes :	23

Chapitre IV : Les carburants et l'environnement

IV.1. Les principaux polluants de l'environnement :	24
IV.1.1. Les polluants classiques (CO, HC, NO _x) :	24
IV.1.2. La teneur en soufre :	24
IV.1.2.1. Les effets du dioxyde de soufre sur l'environnement :	25
IV.1.2.2. Les Effets du dioxyde de soufre sur la santé :	25
IV.1.3. Les hydrocarbures aromatiques polycycliques :	25
IV.1.4. Les techniques de désulfuration :	25
IV.1.4.1. L'hydrodésulfuration :	25
IV.1.4.2. Les nouvelles techniques de désulfuration :	25
IV.1.4.2.1. La biodésulfuration :	25
IV.1.4.2.2. L'alkylation d'oléfine de soufre thiophénique :	26
IV.1.4.2.3. L'extraction liquide - liquide :	26
IV.1.4.2.4. Les procédés SARS :	26
IV.1.4.2.5. La désulfuration des gasoil par transfert de charge :	26



Partie expérimentale :

Etape I : Caractérisation physico-chimique des trois bruts.

1. Les caractéristiques physico-chimiques des trois bruts :	29
2. Distillation TBP des bruts :	29
2.1. Distillation TBP du brut A :	30
2.2. Distillation TBP du brut B :	34
2.3. Distillation TBP du brut C :	38
3. Comparaison du rendement en gasoil des trois bruts :	42

Etape II : L'optimisation du rendement en gasoil et définition du «brut mélange».

1. Principe de la méthode de travail :	44
2. La banque de données :	45
3. Optimisation du rendement du gasoil en fonction de la densité et la TVR :	47
4. Définition du «brut mélange» :	48
5. Déduire les courbes TBP et densité du brut mélange :	48
6. Estimation du rendement en gasoil du « brut mélange » :	51
7. caractéristiques de la coupe gasoil :	53

Etape III : La distillation TBP du «brut mélange» et caractérisation de la coupe gasoil obtenue.

1. Préparation de l'échantillon :	54
2. Distillation TBP du brut mélange :	54
3. Evaluation des rendements expérimentaux :	57
4. Caractérisation de la coupe gasoil obtenu :	58
5. La distillation ASTM D86 de la coupe gasoil :	59
6. Comparaison des résultats aux normes algériennes et européennes :	60
7. Comparaison des courbes TBP théorique et expérimentale :	62

8. Comparaison de la coupe gasoil théorique et expérimentale :.....63

Conclusion :64

Annexes

Références bibliographiques



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

« La science ne cherche pas à énoncer des vérités éternelles ou des dogmes immuables, loin de prétendre que chaque étape est définitive et qu'elle a dit son dernier mot,..., elle cherche à cerner la vérité par approximations successives ».

Bertrand Russell (1872 – 1970)

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Partie théorique

Introduction :

Aujourd'hui nul ne peut ignorer la place et l'importance que tiennent les pétroles et carburants dans la vie quotidienne et l'économie nationale, étant donné que non seulement le besoin énergétique, particulièrement celui du transport est très important et ne cesse d'augmenter, mais encore et bien sûr la dégradation de l'environnement causée par l'émission des polluants après combustion de ces carburants prend de l'ampleur. D'où la nécessité d'accroître la production des carburants afin de répondre à la demande, tout en respectant les normes de protection de l'environnement, notamment le gasoil qui est un produit pétrolier issu essentiellement de la distillation atmosphérique du pétrole brut, ou par formulation à partir de plusieurs bases issues de différentes unités : craquage catalytique, hydrocraquage, ... est utilisé soit comme carburant Diesel, soit pour la combustion.

Pendant de longues années, le gasoil est resté un produit simple à préparer, et peu demandé, car il était utilisé sur des moteurs peu exigeants. Actuellement, surtout après le développement du parc automobile national, estimé à la fin de l'année 2001 à trois millions de véhicules[1], avec une tendance de plus en plus à se diéséliser, ce qui aura un impact direct sur la demande en gasoil, où nous assistons à une demande explosive sans précédente, avec des exigences qualitatives très hautes, surtout en ce qui concerne le taux d'émission des polluants où la réglementation est de plus en plus sévère.

Ce travail s'inscrit dans un cadre qui consiste à optimiser le rendement et les spécifications du gasoil à partir de la distillation d'un mélange de trois pétroles bruts différents

Pour ce faire, notre étude, comporte premièrement, une étude théorique contenant les points suivants :

- Pétroles bruts et analyse des coupes pétrolières.
- Formulation et caractéristiques physico-chimiques des gasoils.
- Evolution des spécifications des gasoils.
- Impact du gasoil sur l'environnement.

Ensuite, une étude des caractéristiques physico-chimiques et évaluation des rendements en différentes coupes des trois bruts : A, B et C est menée, après nous avons tenté sur la base d'une banque de données contenant six bruts totalement caractérisés, d'**optimiser** le rendement en gasoil à l'aide d'une corrélation en fonction des propriétés additives de ces bruts, ce qui nous a permis de déterminer les proportions des trois bruts dans le « **brut mélange** », déduire les courbes TBP et densité de ce dernier, tracer les courbes iso-propriétés afin d'évaluer le rendement théorique de la coupe gasoil et estimer ces caractéristiques principales à l'aide des corrélations empiriques.

Pour compléter cette étude, une distillation TBP du brut mélange a été réalisée, nous avons déterminé le rendement expérimental de la coupe gasoil, ces caractéristiques physico-chimiques par des essais normalisés, enfin, une comparaison entre les résultats théoriques et expérimentaux est faite.

CHAPITRE I :

Distillation, caractéristiques physico-chimiques et évaluation des fractions pétrolières.

Le raffinage est l'ensemble des opérations nécessaires pour obtenir à partir du pétrole brut toute la gamme des produits pétroliers, dont les proportions et avec les qualités souhaitées : propane, butane, essences automobiles, carburateurs, gasoil, bitumes, fuels. La principale opération du raffinage est la distillation (atmosphérique et sous vide). Une partie des produits obtenus sera ensuite transformée dans des unités de conversion secondaire pour fournir des produits finis conformes aux normes d'utilisation, ces principaux procédés de conversion sont le craquage catalytique, l'hydrocraquage, le reformage, l'isomérisation, l'alkylation, l'hydroraffinage, le viscoréduction, la désulfuration [2].

I.1. Les procédés de séparation :

Le principe de ces procédés consiste à réaliser la séparation de deux phases (liquide-vapeur, liquide- liquide ou liquide- solide), qui ont une composition en hydrocarbures différente l'une de l'autre [3].

Les principaux procédés de séparation sont : la distillation, l'absorption, l'extraction, la cristallisation et l'adsorption. Le procédé de séparation par excellence est la distillation du brut, et en deuxième lieu, si l'on envisage une conversion plus profonde, l'extraction par solvant (désasphaltage) [4].

I.1.1. La distillation du pétrole brut :

Ce procédé est effectué après le dégazage et le déssalage qui ont lieu sur les sites d'extraction. L'unité de distillation initiale a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupes ou fractions classées en fonction des températures d'ébullition des hydrocarbures. Le procédé de distillation est effectué selon la densité du pétrole brut. On distingue deux principales techniques utilisées qui sont la distillation atmosphérique, puis sous vide[2].

I.1.1.1 La distillation atmosphérique :

La distillation du pétrole brut s'effectue dans une colonne à plateaux et à soutirages multiples, fonctionnant, non pas exactement à pression atmosphérique, mais sous faible pression. Le pétrole brut est introduit, partiellement vaporisé, dans la partie inférieure de la colonne, à une température proche de 350°C. Le réchauffage est assuré au moyen d'échangeurs et d'un four consommant entre 8 et 15 Kg du combustible par tonne de brut, soit entre 0.8 et 1.5% de la charge[5].

Les produits principaux de cette distillation sont :

- ❖ Les gaz de raffinerie (éthane, méthane).
- ❖ Les gaz du pétrole liquéfié (propane, butane).
- ❖ Les essences (légères, lourdes) .
- ❖ Les kérosène (carburateur, pétrole lampant).
- ❖ Les gasoils et fuels domestiques.
- ❖ Le résidu atmosphérique[5].

I.1.1.2. La distillation sous vide :

La distillation sous-vide du résidu atmosphérique qui concerne principalement les pétroles lourds, est une opération complémentaire de la distillation primaire, elle est effectuée à une pression inférieure à la pression atmosphérique (60 à 90 mbar). Ce procédé permet d'abaisser les températures d'ébullition et d'éviter une décomposition des produits, il permet ainsi d'extraire du résidu atmosphérique deux types de produits :

- ❖ Des distillats, appelés distillats sous vide (DSV), servant de charge aux craquage catalytique, à l'hydrocraquage et aux unités de fabrication des huiles.
- ❖ Un résidu sous-vide (RSV), servant à la fabrication des bitumes, la production des fuels lourds ou l'alimentation des procédés de conversion[2].

I.1.2. Le désasphaltage :

Le désasphaltage du résidu sous vide est une étape ultime de séparation qui permet d'obtenir l'huile désasphaltée, produit jaune-orangé, est un asphalte utilisable comme combustible malgré sa concentration en composés soufrés et métalliques le procédé consiste à provoquer la floculation des asphaltène en moyen d'un solvant, les deux phases liquides ainsi formées étant aussitôt séparées par décantation [3].

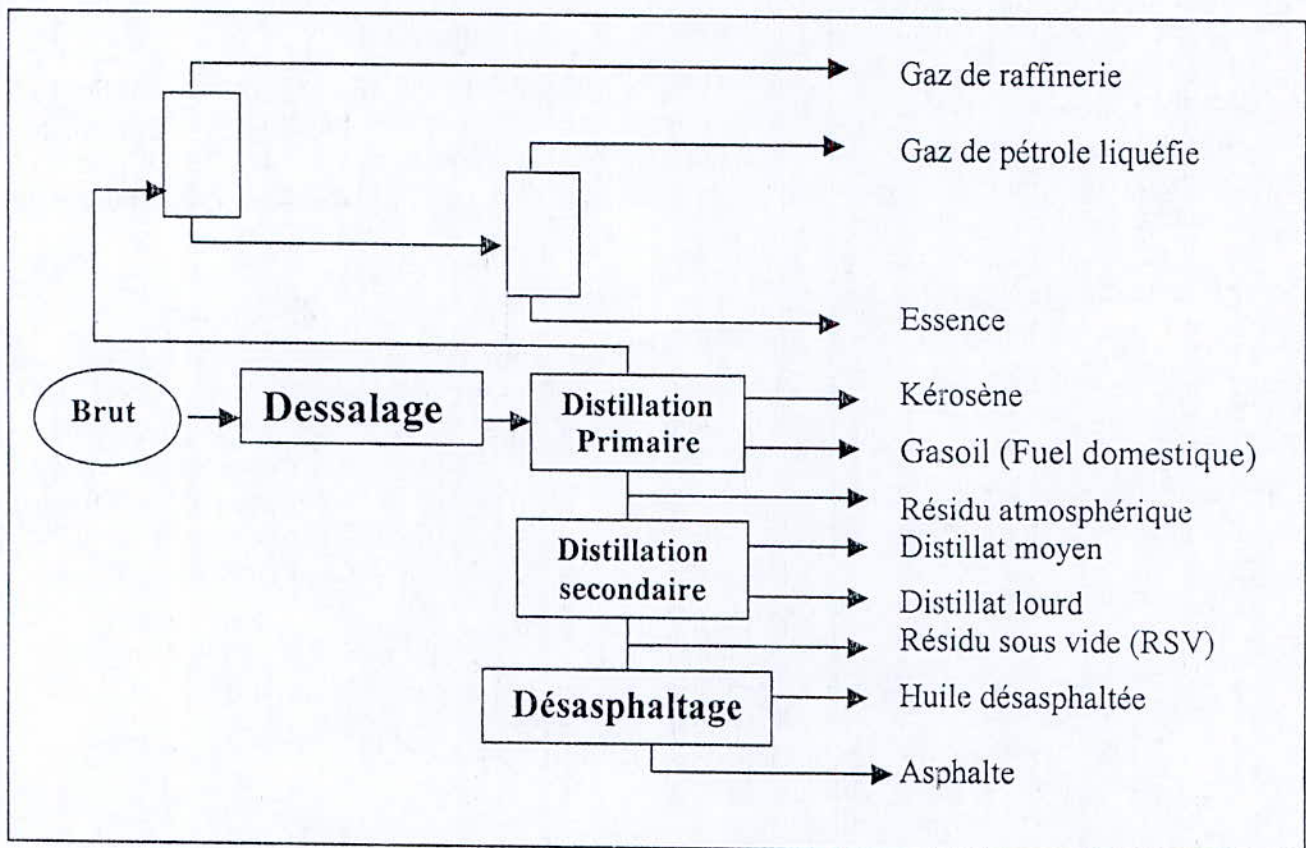


Fig.I.1 : Schéma de distillation atmosphérique et sous pression réduite de pétrole brut[4].

I.2. Les propriétés physico-chimiques des pétroles bruts :

Les caractéristiques physico-chimiques des pétroles diffèrent d'un pétrole à un autre selon la région de production, pour une même zone géographique, elles peuvent même varier d'un gisement à un autre. La connaissance de ces spécificités est très importante, car elle conditionne les opérations de transport, de stockage, la facilité d'obtention des produits finis et par conséquent le coût du raffinage[5].

I.2.1. La densité (*specific gravity*) :

La densité standard $Sp.Gr_{60/60}$ est le rapport entre la masse volumique de l'hydrocarbure à 15.55 °C (60 °F) et celle de l'eau à la même température. Elle diffère de la d_4^{15} qui est le rapport entre la masse volumique de l'hydrocarbure à 15 °C et celle de l'eau à 4°C [4].

Un autre concept est utilisé également pour mesurer la densité : le degré API, défini par l'*American Petroleum Institute* comme étant une fonction hyperbolique de la *specific gravity*[6].

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{SpGr_{60/60^{\circ}F}} - 131. \quad (1).$$

La densité des pétroles bruts reflète généralement la composition et les proportions de ses différents constituants : gaz, essences, kérosène, gasoil, et fractions lourdes, on distingue ainsi :

- ❖ **Bruts légers** avec une densité de l'ordre 0.800 – 0.836, leur distillation donne un rendement élevé en essence et en gasoil.
- ❖ **Bruts moyens** avec une densité comprise entre 0.825-0.875.
- ❖ **Bruts lourds** avec une densité supérieure à 0.890, qui par distillation direct, peuvent fournir jusqu'à 80% de fuel [5].

I.2.2. La viscosité :

La viscosité est une grandeur physique, qui mesure la résistance interne à l'écoulement d'un fluide, résistance due au frottements des molécules qui glissent les unes contre les autres[6]. La connaissance de la viscosité est particulièrement importante pour le calcul de pertes de charges dans les pipelines, les tuyauteries, et les conduites de raffinerie, et donc pour le dimensionnement des échangeurs et des pompes [5]

La viscosité à 20 °C peut varier dans de très larges proportions, par exemple entre 5mm²/s pour un brut Algérien (Zarzaitine), et 5500 mm²/s pour un brut Vénézuélien (Bachaquero) [5].

I.2.3. Le point d'écoulement :

C'est la plus basse température à laquelle le brut coule encore pendant le refroidissement. Cette caractéristique est importante car elle donne une indication sur la « pompabilité » du pétrole. Son domaine de variation est très large, et s'étend entre -60 °C et +30°C [5].

I.2.4. La pression de vapeur et le point d'éclair :

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers. A la sortie du puits, la tension de vapeur peut atteindre une valeur très élevée, de l'ordre de 20 bar à cause de la présence des constituants très légers, si on devait le stocker et l'expédier dans ces conditions, il faudrait utiliser des capacités lourdes, pour cela on doit amener cette pression à des valeurs plus basses (< 1bar). Le point d'éclair caractérise la température au-dessous de laquelle, le pétrole pourra être stocké sans danger [4].

Le tableau suivant montre la tension de vapeur et le point d'éclair de quelques bruts :

Tableau I.1 : Tension de vapeur et point d'éclair de quelques bruts[4]

Nom du brut	Pays d'origine	TVR(bar)	Point d'éclair(°C)
Hassi Messaoud	Algérie	0.75	<20
Nigérien	Nigeria	0.26	<20
Kirkuk	Irak	0.29	<20
Qatar	Qatar	0.50	<20
Kuwait	Kuwait	0.51	<20
Bachaquero	Vénézuela	0.06	46

I.2.5. La composition chimique du pétrole brut :

La composition chimique du pétrole ne peut être connue exactement que pour les fractions légères et moyennes, les constituants sont alors essentiellement des hydrocarbures paraffiniques, naphténiques, ou aromatiques. Selon les proportions respectives de ces dernières familles, on parlera donc des bruts paraffiniques (Algérie), bruts naphténiques (Nigeria), ou bruts aromatiques (Venezuela) [3]. Par contre on emploie quelquefois la dénomination à base asphaltique lorsque les fractions les plus lourdes du pétrole brut contiennent des produits semblables aux asphaltes naturels [7].

Sacchannen donne les compositions suivantes pour des pétroles bruts typiques des trois séries principales :

Tableau I.2 : Classification des pétroles selon Sacchannen [7].

Nature des hydrocarbure	Brut Paraffinique	Brut Naphténique	Brut Asphaltique
Paraffines (% vol)	40	12	5
Naphténiques (% vol)	48	75	15
Aromatiques (% vol)	10	10	20
Asphaltènes (Polycycliques) (% vol)	2	3	60

I.2.6. La teneur en soufre :

Les pétroles bruts contiennent des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfurés dessous, et parfois même du soufre en suspension. D'une manière générale, la teneur en soufre total d'un brut est comprise entre 0.05 et 5 % en poids [4].

I.3. La distillation T.B.P et l'analyse des fractions pétrolières :

La distillation T.B.P (*true boiling point*) permet de donner une image presque exacte de la composition d'un pétrole brut, par la mesure de la température « d'ébullition » des constituants qui le composent. Le pétrole brut est décomposé en une cinquantaine de coupes ayant un intervalle de distillation très étroit, ce qui va permettre de les considérer comme des hydrocarbures purs fictifs, dont le point d'ébullition sera égal à la moyenne arithmétique des

températures initiale et finale de distillation $T_m = \frac{T_i + T_f}{2}$, les autres caractéristiques physiques étant les propriétés moyennes mesurées sur chaque coupe [4].

La détermination des propriétés de chaque coupe permet de tracer les courbes propriétés rendement et les courbes d'iso-propriétés qui servent dans l'étude de valorisation des pétroles bruts. Il est possible de calculer des propriétés des coupes plus larges à partir de caractéristiques de petites fractions quand ces propriétés sont additives en volume, en poids ou en mole. Seules la densité, la tension de vapeur, la teneur en soufre, la teneur en aromatique présentent cet avantage, toutes les autres propriétés doivent être mesurées [4].

I.3.1. La représentation graphique :

Les résultats des analyses sont représentés sous forme de tableaux ou de courbes, ils sont exploités en général à l'aide d'un logiciel approprié. La représentation sous forme de courbes permet une exploitation manuelle souvent utile pour un dégrossissage [4].

I.3.1.1. Les courbes de propriétés instantanées (*Mid % curves*) :

Le tracé consiste à porter les propriétés des fractions élémentaires en fonction de leurs pourcentage volumique distillé. La courbe la plus importante est celle de la distillation T.B.P proprement dite : $T = f(\% \text{ volume ou poids})$. elle permet d'obtenir les rendements en différentes coupes en fonction de l'intervalle de distillation choisi [4].

I.3.1.2. Les courbes de propriétés rendements (*yield % curves*) :

Cette représentation est essentiellement utilisée pour les produits extrêmes : essences et résidus. Elle s'avère particulièrement intéressante dans le cas des propriétés non additives pour lesquelles, nous ne pouvons déduire les propriétés des coupes larges à partir des courbes de propriétés instantanées. Pour la tracer, nous déterminons expérimentalement les propriétés de différents mélanges de petites fractions successives, ayant même point initial (pour les essences) ou un même point final (pour les résidus). En portant ces propriétés en fonction des rendements volumiques de chaque mélange, nous obtenons une courbe de propriété rendement [6].

I.3.1.3. Les courbes iso-propriétés (*iso % curves*) :

Ce type de courbe peut être utilisé pour les coupes intermédiaires, entre 250 et 400 °C. Elles représentent la valeur de la propriété d'une coupe en fonction de son point initial et de son point final. Contrairement aux courbes propriétés rendements aucun calcul n'est nécessaire pour retrouver les propriétés d'une coupe [4].

I.3.2. L'exploitation des courbes :

En fixant les intervalles de distillation des coupes issues de la distillation atmosphérique et de la distillation sous-vide, l'exploitation des courbes précédentes fournit les propriétés des coupes sélectionnées. Par comparaison entre les qualités et les quantités obtenues et celles des produits constituant le marché à satisfaire, le raffineur va estimer les capacités et les conditions opératoires des diverses unités de traitement (reformage catalytique, désulfuration,...) [4].

I.4. La nature des pétroles bruts algériens :

Certain produits pétroliers comme les essences ne dépendent que très peu de la nature et de qualité du pétrole brut à traiter, tandis que les coupes moyennes comme le gasoil par exemple, dépendent pour certaines caractéristiques de la nature du brut. Il est impératif donc d'étudier les pétroles bruts algériens qui sont utilisés pour la formulation de gasoil [1].

Le tableau suivant présente à titre d'exemple, les principales caractéristiques de quelques pétroles bruts algériens parmi les plus connus (Il existe plus d'une centaine de pétroles bruts algériens) :

Tableau I.3 : Quelques caractéristiques physico-chimiques des pétroles Algériens [1].

Caractéristiques	Nom du brut		
	Hassi Messaoud	Zarzaitine	Hassi Rmel Condensat
Densité d_4^{15}	0.809	0.811	0.719
Viscosité (mm^2/s)	2.6 à (20°C)	6.9 à (10°C)	0.77 à (20°C)
Point de congélation (°C)	-60	---	-60
Teneur en soufre (p.p.m)	1400	700	90

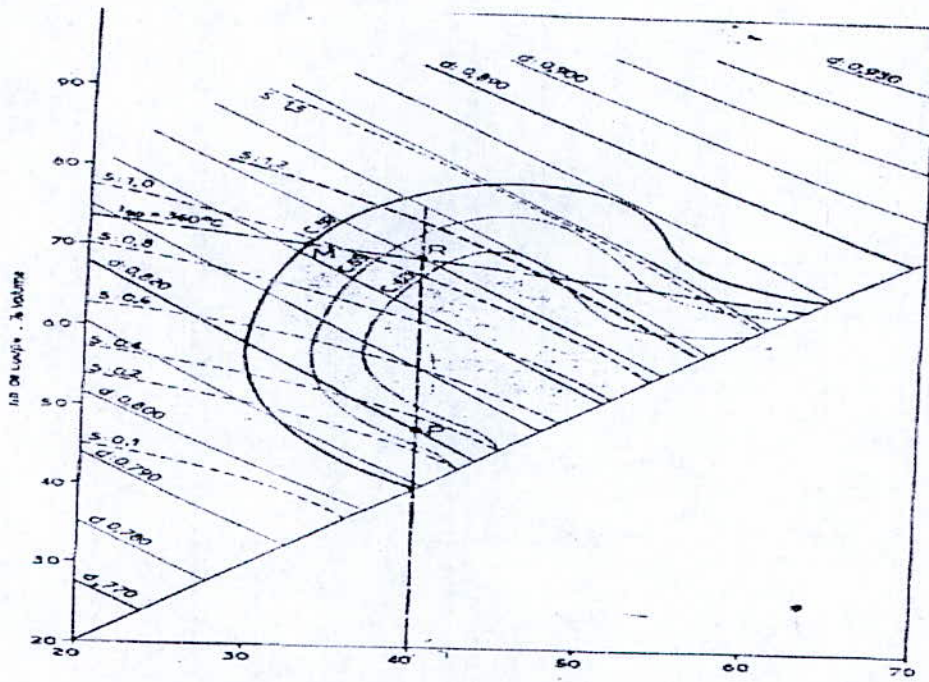


Fig.I.2 : Courbe iso-proprétés des coupes intermédiaires[8].

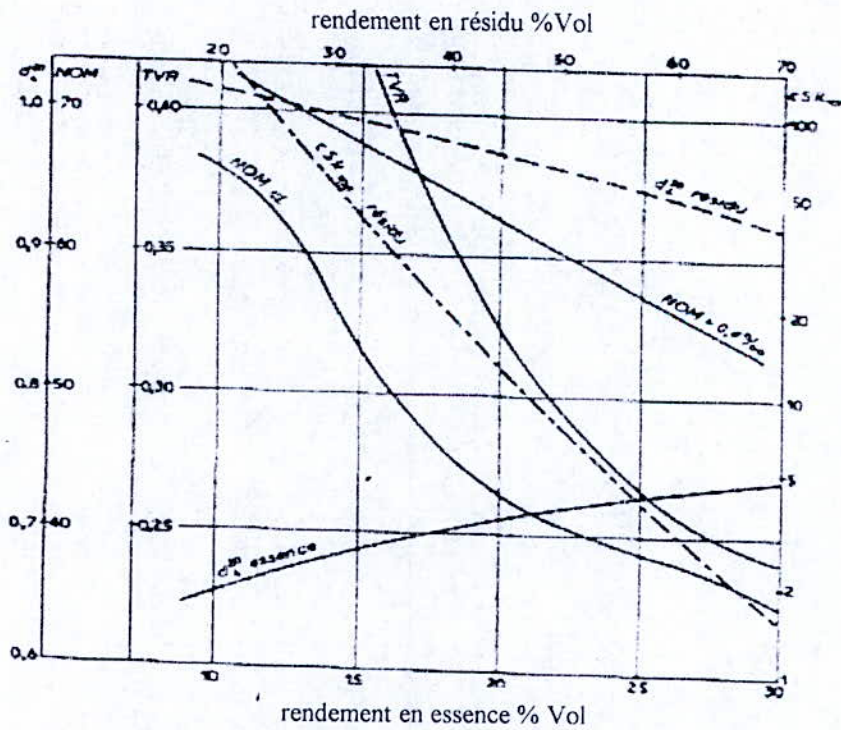


Fig.I.3 : Courbes propriétés rendement (essence+résidu) [8].

A decorative frame resembling a scroll, with a vertical strip on the left side and rounded corners. The text is centered within this frame.

CHAPITRE II :

**Formulation et caractérisation de la
coupe gasoil.**

Le gasoil est une base issue de la distillation atmosphérique dont la coupe vient après le kérosène et avant le fuel lourd (intervalle de distillation 180°C - 360°C). Il peut également être le produit de la distillation sous vide qui fractionne à nouveau les résidus de la distillation atmosphérique. Enfin, on peut obtenir du gasoil dans les unités de conversion qui sont le craqueur catalytique et le viscoréducteur à partir des résidus sous vide. [9].

Le gasoil est utilisé par excellence comme combustible dans les moteurs Diesel rapides, il est soumis à des contraintes de fabrication qui lui sont spécifiques. Sa densité ne doit pas trop s'écarter d'une valeur moyenne fixée à 0.850. Cette caractéristique n'est pas un élément déterminant ; elle conditionne le pouvoir calorifique au litre. Avec une densité très éloignée de la valeur moyenne, nous risquons un mauvais fonctionnement du moteur, soit par manque de calories, soit par suite d'une combustion incomplète. Son point final d'ébullition ne doit être trop élevé afin de limiter sa teneur en produits lourds susceptibles de se décomposer lors de la combustion pour laisser un dépôt carbonneux [6].

La viscosité qui conditionne l'écoulement et la finesse de la pulvérisation, ne doit en aucun cas excéder la valeur limite fixée. Le point d'écoulement, qui dérive directement de la valeur du point final et de la teneur en paraffines cristallisables, est fixé bas, en particulier dans les pays nordiques.

La limitation de la teneur en soufre et en cendres a pour but de prévenir les risques de corrosion des chemises et éviter les dépôts solides. La teneur en eau est également fixée à des traces non dosables du fait qu'elle contient généralement, soit dissoutes soit en suspension, des matières organiques pouvant donner des cendres.

Enfin, la qualité d'un gasoil est son indice de cétane. Les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50 [6].

II.1. Les principales bases qui contribuent à la formulation du gasoil :

Pendant de longues années, la production de carburant diesel était assurée essentiellement par simple distillation atmosphérique du pétrole brut. la coupe 180-360°C fournissait alors un produit dont les caractéristiques étaient généralement conformes aux spécifications. Le seul ajustement consistait à opérer une désulfuration légère, dans le cas où l'on traitait un brut riche en soufre. Aujourd'hui, la situation s'est profondément modifiée avec le développement des opérations de conversion des produits lourds qui produisent toutes les coupes moyennes. Celles-ci sont intégrées dans le pool gasoil [10].

II.1.1. La coupe Kérosène :

Cette coupe issue de la distillation atmosphérique est utilisée pour élaborer des carburateurs (carburant des avions civils équipés de turboréacteurs), dans ce cas, il subit généralement un adoucissement du type MEROX pour satisfaire les spécifications des carburateurs. La coupe kérosène constitue également une base d'excellente tenue au froid pour la formulation des gasoils, elle contribue aussi à l'amélioration de l'indice du cétane[11].

II.1.2. Les coupes gasoils:

Ces coupes issues des pétroles bruts sont destinées essentiellement à la constitution des gasoils moteurs et du fuel-oil domestique (FOD). Si elles sont obtenues à partir de bruts à teneur en soufre élevée elles doivent être alors désulfurées dans une proportion importante dans les unités d'hydrodésulfuration des gasoils [11].

II.1.3. Le craquage catalytique des distillats (F.C.C) :

Il produit une coupe de gasoil souvent nommée L.C.O. (*light cycle oil*), son incorporation aux gasoils moteurs nécessite un traitement très sévère car cette coupe présente un indice de cétane faible, une teneur en aromatiques élevée et une haute teneur en soufre (H.T.S) [11].

II.1.4. L'hydrocraquage de distillat sous vide :

Il fournit une coupe gasoil de bonne qualité, en ce qui concerne à la fois l'indice de cétane, point de trouble, la stabilité et la teneur en soufre, cependant ce type de base n'est disponible qu'en quantité limitée, car le procédé reste encore peu développé, en raison de son coût très élevé [11].

II.1.5. Le visbreaking et le *Fluide coking* des résidus sous vide :

Ils génèrent une faible quantité de gasoil. Un traitement dans une unité d'HDS des gasoils en mélange avec les gasoils de distillation permet d'obtenir une base gasoil stable et à basse teneur en soufre (B.T.S) [11].

II.1.6. Le gasoil d'oligomérisation d'oléfines légères :

L'oligomérisation d'oléfines légères (propène), présente néanmoins des coupes de gasoil à faible indice de cétane [1].

II.1.7. Le gasoil provenant de la synthèse de Fischer Tropsch :

Consiste à produire artificiellement, à partir de molécules simples (dihydrogène et dioxyde de carbone), la molécule finale souhaitée. La qualité des produits obtenus est excellente du fait de l'absence de corps indésirables (soufre, fer, benzènes, etc) et du fait de la structure uniquement linéaire du composé (pas de composés cycliques, ramifiés ou aromatiques) [1].

II.1.8. Les ester méthyliques d'huiles végétales (EMHV) :

C'est un biocarburant, obtenu par transformation chimique d'une huile végétale, ces produits dont le coût d'accès est élevé, mais qui font l'objet d'une fiscalité favorable, peuvent être incorporés, de façon banalisée, dans le pool gasoil, jusqu'à hauteur de 5 % [1].

II.1.9. Les coupes gasoils du condensât :

Elles constituent une excellente base pour le gasoil formulé, du point de vue densité, intervalle de distillation, indice de cétane, teneur en soufre [1].

Le tableau suivant montre quelques caractéristiques physico-chimiques des principaux effluents de raffineries susceptibles d'intervenir dans la constitution du pool gasoil.

Tableau II.1 : Exemples de bases utilisées pour la formulation du gasoil[5].

Caractéristiques	Charges									
	BP			BN		DSV		RSV		RAD
	DA			DA		FCC	HC	VR	CK	HC
Rendement (%masse)	30.3	32.8	36.7	29.2	47.2	10-15	30-40	5-15	35	20
Masse volumique à 15 °C (kg/ dm ³)	0.835	0.825	0.843	0.827	0.856	0.930	0.814	0.845	0.900	0.807
Distillation (°C)										
PI	170	180	170	180	170	170	220	170	170	260
PF	370	375	400	350	370	370	370	370	370	380
Point de trouble (°C)	-5	-2	+1	-10	-20	-5	-17	-4	-8	-13
Point d'écoulement (°C)	-12	-9	-6	-18	-33	-14	-20	-18	-20	-18
Indice de cétane	50	51	54	54	43	24	64	40	28	70
Teneur en soufre (% masse)	0.12	0.04	0.83	0.80	0.09	2.8	0.001	2.33	2.1	0.0005

DA : Distillation atmosphérique.

CK : Cokéfaction.

DSV : distillat sous vide.

HC : Hydrocraquage.

BP : Brut paraffinique.

RSV : résidu sous vide.

RAD : résidu atmosphérique désasphalté.

BN : Brut naphténique.

VR : Viscoréduction.

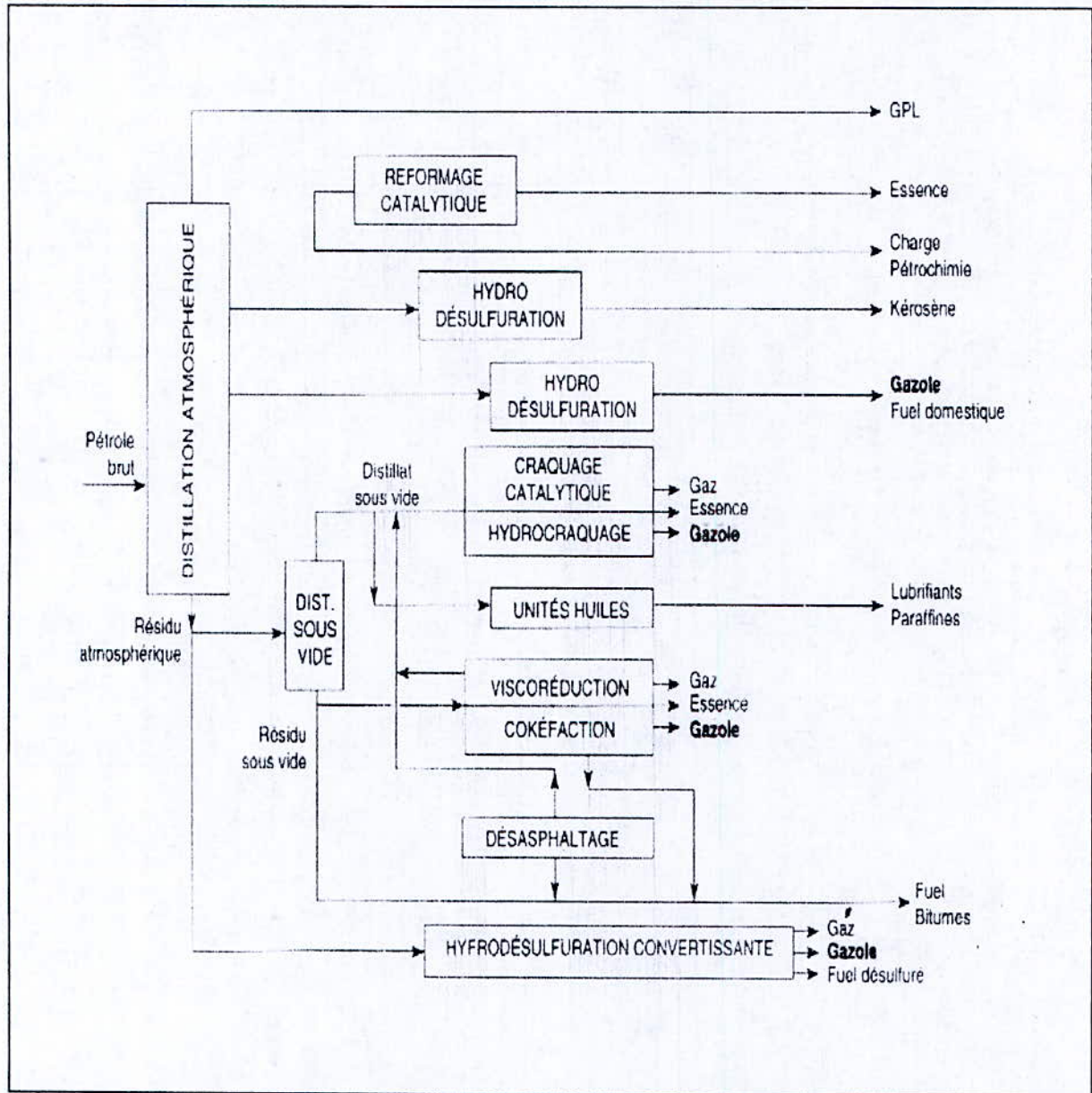


Fig.II.1 : Implantation des procédés de raffinage intervenant dans la formulation du gasoil[5].

II.2. Les caractéristiques et les propriétés physico-chimiques des gasoils :

La densité, la volatilité, la viscosité, le comportement à basse température forment un ensemble de caractéristiques physiques particulièrement importantes du gasoil, à prendre en compte pour obtenir un fonctionnement satisfaisant du moteur, ces caractéristiques souvent dépendent l'une de l'autre, exercent une influence complexe sur l'injection et la préparation du mélange inflammable [5].

II.2.1. La densité :

La densité dépend essentiellement des caractéristiques du pétrole brut d'origine, de la largeur de la coupe choisie pour la fraction gasoil et/ou de la concentration des composants issus du craquage catalytique. C'est un critère qui ne peut définir, à lui seul, un produit pétrolier, mais qui permet de faire une approche dans la caractérisation (elle conditionne uniquement le pouvoir calorifique au litre) [12].

Un gasoil routier distribué en Europe, doit présenter une masse volumique comprise entre 0.820 et 0.860 kg/dm³ (norme EN 590), aux Etats-Unis, il n'existe pas de spécifications officielles relatives à la masse volumique [5].

L'imposition d'une valeur minimale de la masse volumique peut se justifier par le souci d'obtenir une puissance maximale suffisante du moteur, en moyenne d'une pompe d'injection dont le réglage du débit s'effectue en volume.

Par ailleurs, on fixe une limite maximale à la masse volumique afin d'éviter la formation de fumées à pleine charge qui seraient dues à un accroissement de richesse moyenne dans la chambre de combustion [4].

II.2.2. La volatilité :

La volatilité est exprimée par deux caractéristiques, la **courbe de distillation** et le **point d'éclair**. Ce dernier constitue un critère de sécurité lors des opérations de stockage et de distribution. La **courbe de distillation** du carburant influe directement sur le déroulement de la combustion ; elle est établie suivant le mode opératoire (ASTM D86 et ISO 3405) [1].

Les spécifications Européennes fixent trois critères délimitant une volatilité minimale et maximale. Ainsi la fraction distillée (%volume) doit être :

- ❖ Inférieure à 65% pour une température de 250 °C,
- ❖ Supérieure à 85% pour une température de 350 °C,
- ❖ Supérieure à 95% pour une température de 370 °C.

Le point initial et le point final de distillation ne font pas l'objet de spécification car leur détermination n'est pas généralement très précise [4].

II.2.3. La viscosité :

Elle doit être, elle aussi, comprise entre des limites précises. En effet, un carburant trop visqueux augmenterait les pertes de charge dans la pompe et les injecteurs, ce qui tendrait à réduire la pression d'injection, à détériorer la finesse de pulvérisation et finalement à affecter le processus de combustion. A l'inverse, une viscosité insuffisante pourrait provoquer le grippage de la pompe d'injection[4].

Très longtemps, les spécifications officielles du gasoil ne fixaient qu'une viscosité maximale (9.5 mm²/s) à une température de 20°C. Désormais, on définit une fourchette (2.5 mm²/s minimum - 4.5 mm²/s maximum) non plus à 20 °C mais à 40°C, ce qui semble plus représentatif du fonctionnement d'une pompe d'injection, le respect de ces caractéristiques de viscosité n'entraîne pas de contraintes sévères en raffinage [4].

II.2.4. Les caractéristiques à froid :

Les caractéristiques du gasoil à basse température conditionnent davantage sa mise en œuvre que son comportement en matière de combustion. La composition d'un gasoil dépend du pétrole d'origine et du mode de formulation, mais il contient généralement un spectre très étendu — de C₁₀ à C₃₅— d'**hydrocarbures paraffiniques** (fig.II.2), principalement linéaires, qui restent difficilement en solution à des températures inférieures à 0°C.

Lorsque le gasoil est refroidi, des cristaux de paraffines apparaissent et affectent la limpidité du liquide, pour un seuil de température appelé **point de trouble**. A température plus basse, les cristaux augmentent de taille, s'organisent en réseaux qui emprisonnent le liquide et l'empêchent de s'écouler : on atteint alors le **point d'écoulement**. Plusieurs procédures normalisées sont utilisées pour apprécier le comportement à froid du gasoil. Elles conduisent à définir respectivement le point de trouble, le point d'écoulement et la température limite de filtrabilité [5].

II.2.4.1. Le point de trouble :

Le point de trouble est la température au refroidissement à partir de laquelle des cristaux minuscules de paraffine commencent à se former au sein de la masse de gasoil. Celui-ci perd sa translucidité, car les cristaux formés provoquent son opacité. Si la température continue à descendre, le gasoil devient de plus en plus opaque.

Le Point Trouble est désigné parfois par les sigles PT ou CP (Cloud Point en anglais). A travers le monde, le point trouble varie généralement de 0 °C à -15 °C dans les pays tempérés, il s'élève à 14 °C, dans certains pays chauds (Brésil), et descend jusqu'à -40°C, en Scandinavie, par exemple [5].

La méthode (ASTM D 2500), utilisée pour évaluer la valeur du point de trouble, consiste à détecter Visuellement la température à laquelle les cristaux de paraffine, normalement dessous dans la solution constituée par l'ensemble des autres composants, commencent à se séparer et à affecter la limpidité du produit [5].

II.2.4.2. Le point d'écoulement :

Le point d'écoulement est défini comme étant la température la plus basse à laquelle le gasoil est encore susceptible de couler, il varie selon les pays de +4 °C (Inde) à -39 °C (Suède) [5]

A cette température plus basse, les cristaux augmentent de taille, s'organisent en réseaux qui emprisonnent le liquide et l'empêchent de s'écouler, on atteint alors le point d'écoulement inférieur au point trouble de 5 à 15 °C selon le cas [1].

II.2.4.3. La température limite de filtrabilité :

La température limite de filtrabilité (TLF) est la température minimale pour laquelle un volume déterminé de gasoil traverse en un temps limité, un appareil de filtration bien défini [4].

La température limite de filtrabilité est soumise aux spécifications européennes EN 590, aussi bien pour les gasoils distribués dans les pays à climat tempéré, que pour ceux consommés dans les zones arctiques.

Sa plage de variation est relativement étendue : en Europe, elle se situe, en hiver, entre -10 et -30 °C. Notons que les TLF les plus basses d'Europe sont observées en Allemagne et dans les pays scandinaves [5].

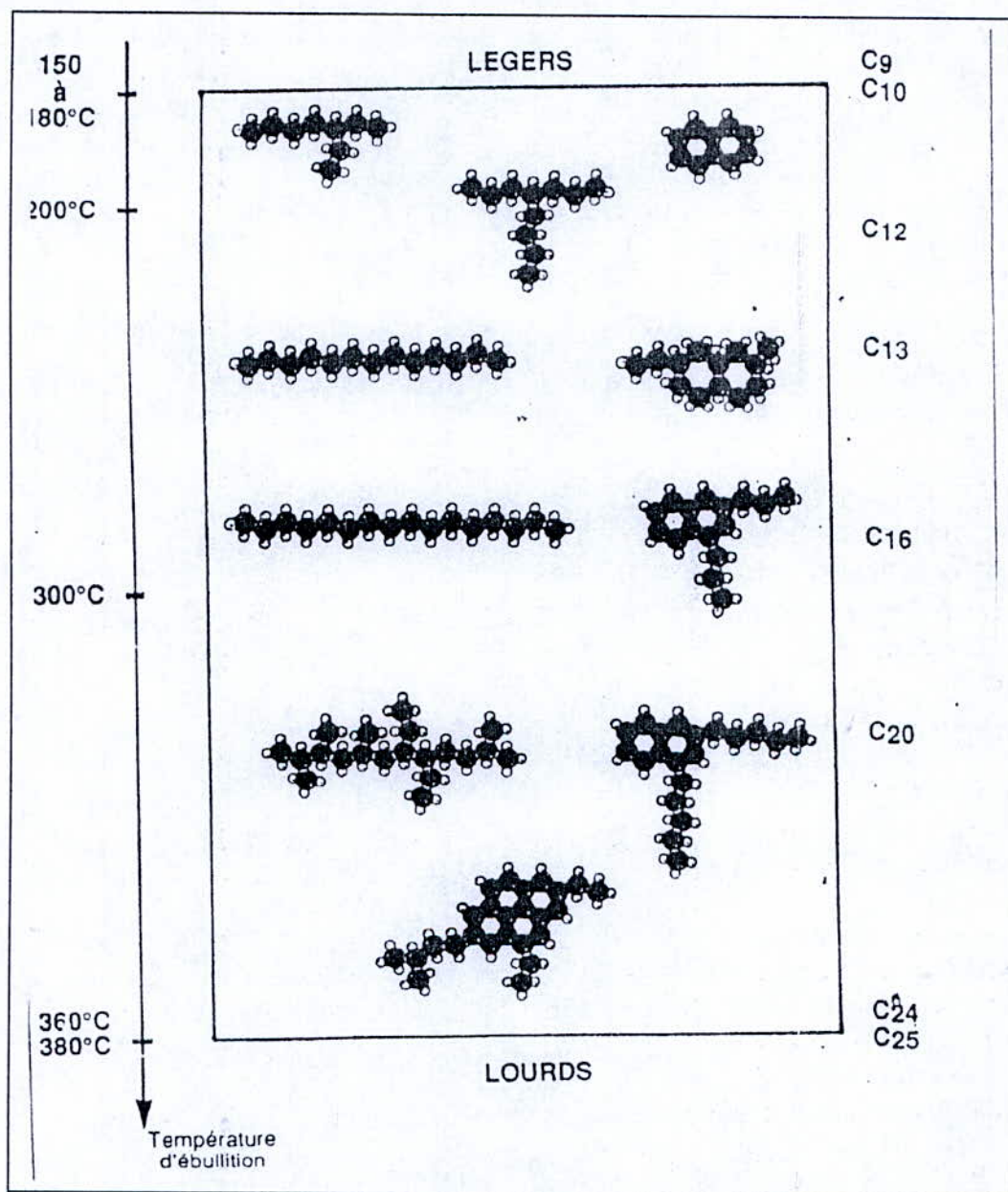


Fig.II.2 : Hydrocarbures composant le gasoil[11].

II.2.4.4. L'amélioration des caractéristiques à froid des gasoils :

L'obtention d'un gasoil possédant de bonnes caractéristiques à froid résulte comme toutes les opérations de raffinage d'un compromis technico-économique. Les moyens d'action sont essentiellement de deux types [5].

II.2.4.4.1. La sélection et la constitution de la coupe gasoils :

La valeur du *point final de distillation* doit être la plus faible possible, afin de minimiser le taux de fractions lourdes dans le carburant. En effet celles-ci contiennent fréquemment des n-paraffines responsables de la formation de cristaux à basse température. Un *point initial* bas favorise le maintien en solution des paraffines lourdes par les fractions légères, ce qui améliore les caractéristiques à froid. La structure chimique du brut traité a aussi une influence sur les caractéristiques à froid des gasoils, les pétroles bruts aromatiques ou naphthéniques présentent une bonne tenue à froid, mais leur indice de cétane faible conduit à les utiliser de façon très modérée [5].

II.2.4.4.2. L'incorporation d'additifs :

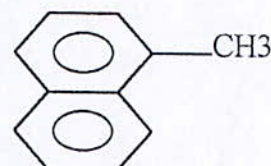
C'est une voie peu coûteuse en énergie, particulièrement intéressante et efficace pour abaisser la température limite de filtrabilité (TLF), le point d'écoulement et le point trouble [5].

II.2.5. L'indice de cétane :

Dans le moteur Diesel, il est nécessaire que le gasoil présente une structure chimique favorable à l'auto-inflammation. Cette qualité s'exprime par l'indice de cétane. Le comportement du gasoil est comparé à celui de deux hydrocarbures purs choisis comme référence :

❖ Le n-cétane ou hexadécane $\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_{14}-\text{CH}_3$ auquel on attribue l'indice 100.

❖ L' α -méthyl-naphtalène qui reçoit l'indice 0 [4]



Ainsi l'indice de cétane est défini par le pourcentage volumique de cétane dans le mélange de ces deux carburants de référence qui a le même délai d'allumage que le gasoil essayé sur le moteur CFR Diesel [11].

Les valeurs des indices de cétane des différentes familles d'hydrocarbures qui peuvent entrer dans la composition des gasoils sont rappelées dans le tableau suivant :

Tableau II.2 : Les propriétés des familles d'hydrocarbures constituant les gasoils [11].

Type d'hydrocarbure	n-paraffine	Iso-paraffine	Naphtène	Aromatique	Oléfine
Densité ou Masse volumique	faible	Faible	moyenne	forte	faible
Indice de cétane	+++	--	-	---	--
Teneur à froid	---	++	++	++	±
Stabilité	bonne	Bonne	bonne	bonne	mauvaise

On voit que les gasoils plutôt paraffiniques obtenus par distillation atmosphérique des pétroles bruts ont des indices de cétane élevés. Contrairement aux gasoils du craquage riches en composés insaturés aromatiques ou oléfiniques ont des indices de cétane bas. La mesure de l'indice de cétane des gasoils n'est pas faite systématiquement sur des moteurs CFR, en effet des corrélations ont été établies pour déterminer l'indice de cétane par calcul [11].

La formule la plus connue a été développée par la société Ethyl (ASTM D 976) et s'exprime ainsi :

$$CCI = 454.74 - 1641.416 \times \rho + 774.74 \times \rho^2 - 0.554 (T_{50}) + 97.083 (\log T_{50})^2 \quad (02)$$

Avec : CCI indice de cétane calculé.

ρ masse volumique à 15°C en Kg/l.

T_{50} température (°C) correspondant à 50% distillés selon la méthode ASTM D 86.

Une autre caractéristique, utilisée depuis très longtemps pour apprécier l'aptitude d'un gasoil à auto-inflammation, et le Diesel Index (*DI*) celui-ci se définit par la relation :

$$DI = \frac{PA \times API}{100} \quad (03)$$

Où interviennent le °API du gasoil et le point d'aniline (PA) [4].

II.2.6. Les propriétés liées au stockage et à la distribution du gasoil :

Le point le plus important en matière de mise en œuvre du gasoil concerne son comportement à basse température, car il conditionne le fonctionnement du moteur en période d'hiver. D'autres critères de qualité du produit, liés à la sécurité de sa manutention et à sa stabilité au cours du temps, doivent également être respectés [5].

II.2.6.1. Le point d'éclair :

Le point d'éclair est la température la plus basse à laquelle il faut porter un produit pour que les vapeurs dégagées s'enflamment en présence d'une flamme. Le point d'éclair détermine la limite de sécurité d'emploi (stockage, manipulation et transport) [13].

D'après la réglementation EN 590, les gasoils européens doivent présenter des points d'éclairs supérieurs à 55°C. Aux Etats-Unis, la valeur minimale autorisée s'élève à 38°C pour les gasoils alimentant les voitures de tourisme, et à 52°C pour ceux destinés aux véhicules industriels. (ASTM D975). La réglementation californienne est plus sévère ; elle indique, en effet, un seuil minimal de 55°C [5]. Le point d'éclair dépend étroitement du point initial de distillation. On cite fréquemment à ce sujet une relation empirique :

$$PEC = PI - 100. \quad (04).$$

Où le point éclair (PEC) et le point initial (PI) sont exprimés en (°C) [5].

II.2.6.2. La stabilité du gasoil :

L'évolution possible du gasoil entre sa formulation en raffinerie et sa combustion résulte des diverses réactions chimiques conduisant à la formation de gommages et de sédiments. Ceci est particulièrement notable dans des gasoils renfermant des bases issues de procédés de conversion (craquage catalytique, viscoréduction, cokéfaction) avec des traces de produits insaturés et azotés qui déclenchent ou favorisent des réactions chimiques de dégradation. Deux critères permettent de caractériser le comportement du gasoil dans ce domaine, ce sont la couleur et la stabilité à l'oxydation [4].

II.2.7. La teneur en soufre :

La teneur en soufre du gasoil fait partout l'objet de réglementation précise. Le raffineur cherche toujours, dans les techniques de raffinage à réduire le plus la teneur en produits sulfurés, en raison de leur odeur désagréable pour l'utilisateur, de leurs caractère corrosif, et de leur contribution à la pollution atmosphérique.

La teneur en soufre des fractions *straight run* issues de la distillation atmosphérique est fortement dépendante de celle du pétrole brut, on estime en effet que, de façon générale, les distillats moyens contiennent environ deux fois moins de soufre que le pétrole brut dont ils sont issus [5].

La limite maximale a régulièrement été abaissée depuis quelques années en Europe et aux Etats Unis. Elle se situe actuellement à 50 ppm aux Etats Unis, en Europe et dans quelques autres Pays [12].

II.2.8. Le pouvoir calorifique :

Le pouvoir calorifique correspond à la quantité d'énergie libérée par unité de masse ou de volume de carburant lors de la réaction chimique de combustion complète conduisant à la formation de CO_2 et H_2O . Selon que l'eau obtenue par combustion se trouve à l'état liquide ou gazeux, on distingue entre deux grandeurs calorifiques :

- ❖ PCS (Pouvoir Calorifique Supérieur).
- ❖ PCI (Pouvoir Calorifique Inférieur).

Cependant, la seule grandeur véritablement utile en pratique est le PCI, puisque dans les produits rejetés par les moteurs et les brûleurs, l'eau se trouve sous forme de vapeur [4].

II.2.9. Le point d'aniline :

Le point d'aniline est la température (en °F) à laquelle un mélange en volume égaux d'aniline et de gasoil devient complètement miscible, la miscibilité se manifestera à l'apparition de trouble net.

On peut se faire une idée de la paraffinicité d'un gasoil avant de mesurer son indice de cétane en évaluant en quelques minutes en laboratoire, le point d'aniline. La température de miscibilité du gasoil avec l'aniline est d'autant plus élevée qu'il est paraffinique [12].

II.2.10. La teneur en eau :

Un gasoil trouble indique souvent une teneur en eau élevée. L'eau en elle même ne serait pas gênante mais elle contient généralement, soit dissoutes, soit en suspension, des matières organiques pouvant donner des cendres, en particulier des chlorures de sodium et magnésium. Dans certaines circonstances, ces gouttelettes microscopiques et les sédiments peuvent former une émulsion qui se dépose sous forme d'une masse au fond du réservoir. Néanmoins la teneur en eau est fixée à des traces non dosable. D'ailleurs la purification des combustibles lourds peut se réaliser par agitation avec de l'eau qui dissout les matières organiques solubles, puis par centrifugation qui élimine cette eau chargée ainsi que les matières en suspension [8].

II.2.11. La teneur en hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) :

Les HAP sont des substances organiques constituées d'atomes de carbone et d'hydrogène formant au moins deux anneaux aromatiques condensés (fig.II.3). Ils sont divisés en deux catégories : les composés à faible masse moléculaire formée de moins de quatre anneaux et les composés à masse moléculaire élevée, à quatre anneaux ou plus. Les «dérivés des HAP» comprennent les HAP ayant un radical alkyle ou autre lié à un anneau. Par ailleurs, les «composés aromatiques hétérocycliques» (CAH) comprennent les HAP dont tout atome de carbone situé sur un anneau est remplacé par un atome d'azote, d'oxygène ou de soufre[14].

Ces composés ont un rôle très important dans la formulation des carburants car ils réduisent l'indice de cétane, allongent le délai d'inflammation du carburant, et par conséquent augmentent la durée de phase pré mélange [1].

II.2.12. L'indice de réfraction :

L'indice de réfraction exprime la capacité d'un produit à imposer un changement de direction à la lumière qui le traverse. Pour les hydrocarbures, il est d'autant plus petit que la teneur relative en hydrogène est plus élevée [12].

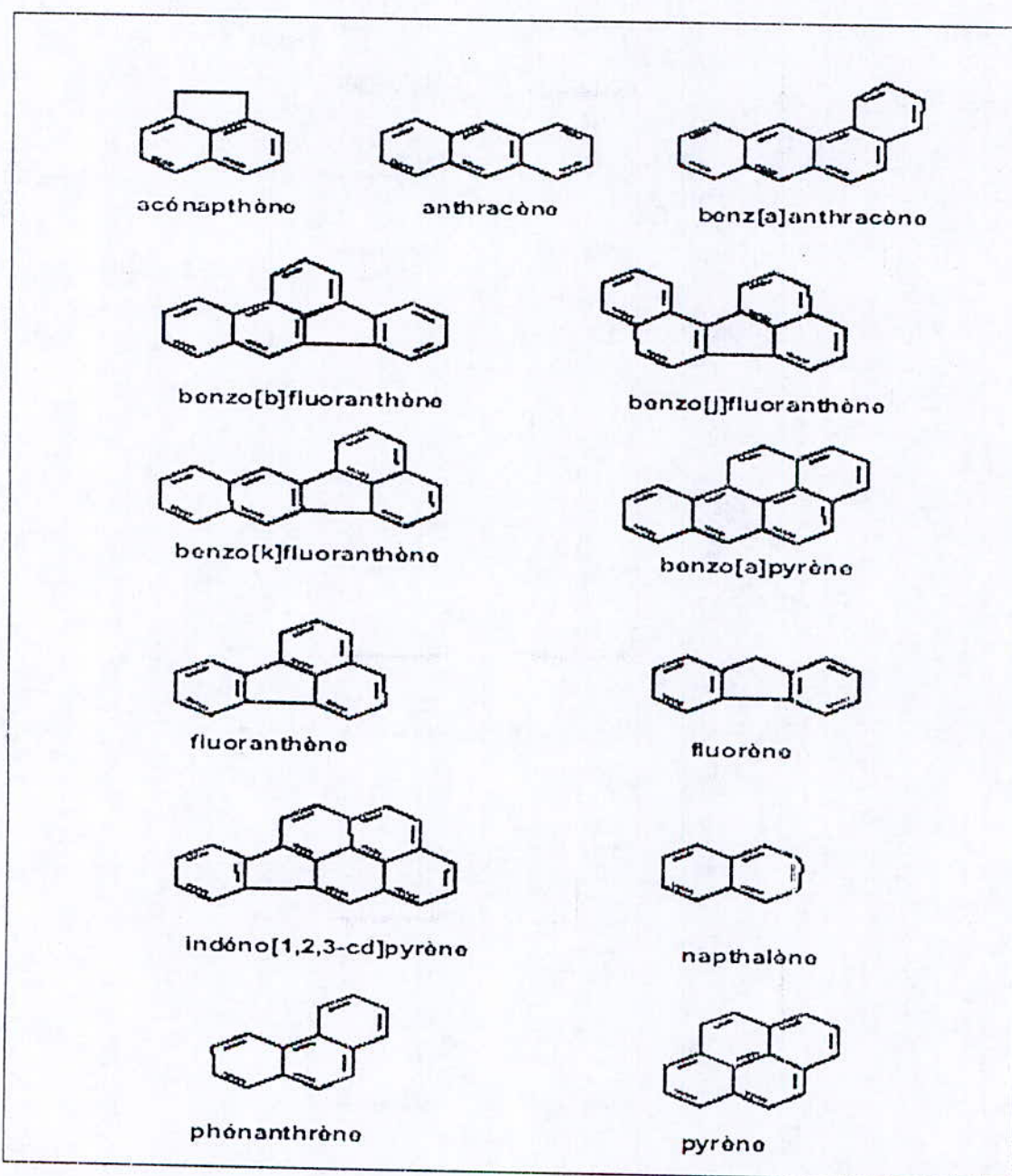


Fig.II.3 : Structure chimique des hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) [14].

CHAPITRE III :

Evolution des spécifications du gasoil.

Le contrôle de la qualité du gasoil est réalisé le plus souvent par des essais normalisés qui sont des méthodes de mesure dont le mode opératoire a été normalisé par un organisme de normalisation [11]. Afin de répondre à des exigences pour la protection de l'environnement, les spécifications mondiales des carburants ont vu des changements moyens ces dernières années, où des caractéristiques qui ont tendance vers : Une densité plus faible, une faible teneur en soufre, un nombre de cétane plus élevé et des teneurs en composés aromatiques faibles ont été proposées [15].

III.1. Les spécifications et la qualité du gasoil :

Les spécifications des produits pétroliers sont généralement liées à leurs usages, traditionnellement, elles concernent des propriétés spécifiques : Indice de cétane, ..., ainsi que des propriétés physico-chimiques : Densité, courbe de distillation, viscosité..., l'établissement de ces spécifications consiste à rechercher pour chacune de ces propriétés, le domaine de variation acceptable, à l'intérieur duquel il est relativement aisé d'optimiser la combustion dans le moteur Diesel [16].

La tendance actuelle concernant les spécifications du carburant Diesel est déterminée essentiellement par un compromis de trois critères suivants :

- ❖ Performances satisfaisantes du véhicule (rendement, puissance, comportement en endurance).
- ❖ Faible émission de polluants conformément aux législations mises en place dans ce domaine et devenant d'ailleurs plus en plus sévères, au cours du temps.
- ❖ Possibilité de fourniture des produits en quantité nécessaire et à un coût abordable [1].

III.2. L'évolution des spécifications du gasoil :

Pour atteindre les objectifs de qualité de l'air, il ne suffit pas de se reposer uniquement sur les technologies automobiles de pointe. L'utilisation de carburant plus propre peut contribuer de manière importante à améliorer la qualité des gaz d'échappement de tous les véhicules, qu'ils soient neufs ou anciens. Des réductions de soufre et de poly-aromatiques dans les carburants Diesel, sont nécessaires [12].

Une proposition qui a été présentée à l'origine par le parlement européen, et la charte mondiale de carburant publiée en janvier 1999 par les associations de fabricants de moteur (EMA : *Engine manufacturer's Associations*) des Etats-Unis, du Japon et de l'Europe pourraient fournir des indications de ce que seront les caractéristiques pour ces propriétés au futur [12].

En dehors de l'Europe également nous proposons de nouvelles caractéristiques montrant les mêmes tendances : une densité plus faible, une teneur en soufre inférieure, un nombre de cétane plus élevé et des teneurs en aromatiques faibles [12].

Le tableau suivant montre l'évolution des spécifications du gasoil:

Tableau III.1 : Evolution des normes de qualité du gasoil en Europe [17].

	1996	2000	2005	2009
Soufre max.	500 ppm	350 ppm	50 ppm (10)	10 ppm
Cétane min.	49	51	51	/
Polyaromatique	Non déterminer	11 %	11 %	/
Densité max.	860	845	845	/

III.3. Les spécifications du selon la norme Européenne (N 590) :

Tableau III.2 : Spécifications du gasoil selon (EN 590) [18].

Caractéristiques	Normes	Limites (1996)	Limites (2000)	Limites (2005)
Densité à 15 °C, d_4^{15}	ASTM D 4052	0.820 – 0.860	0.820 – 0.845	0.820 - 845
Distillation, (°C) 65% vol 85% vol 95% vol	ASTM D 86	250 °C min. 350 °C max. 370 °C max.	250 °C min. 350 °C max. 360 °C max.	250 °C min. 350 °C max. 360 °C max.
Viscosité à 40 °C, (cst)	ASTM D 445	2.04 – 4.5	2.04 – 4.5	2.04 – 4.5
Teneur en soufre (ppm)	ASTM D 2622	500	350	50
Teneur en eau (mg/kg)	ASTM D 1776	200 max.	200 max.	200 max.
Teneur en cendre (% pds)	ASTM D 1796	0.01 max.	0.01 max.	0.01 max.
Indice de cétane	ASTM D 4737	48 min.	51 min.	53 min.
Résidu du carbone (% pds)	ASTM D 189	0.3 max.	0.3 max.	0.3 max.
Corrosion à la lame du Cuivre	ASTM D 130	1	1	1
Point d'éclair (°C)	ASTM D 93	61 min. 120 max.	61 min. 120 max.	61 min. 120 max.
Point de trouble (°C) Hiver Eté	ASTM D 2500	-5 min. + 5 max.	-5 min. + 5 max.	-5 min. + 5 max.
TLF (°C) Hiver Eté	IP 309	- 15 min. - 0 max.	- 15 min. - 0 max.	- 15 min. - 0 max.
Poly-aromatique (% pd)	IP 391	--	11 max.	6 max.

III.4. Les spécifications du gasoil selon les normes algériennes :

Tableau III.3 : Spécifications du gasoil selon la norme (NA 1110) [19].

Caractéristiques	Normes	Limites (1992)	Limites (1999)
Couleur	NA 1145	2.5 max.	2.5 max.
Densité à 15 °C (d_4^{15})	NA 417	0.810 – 0.860	0.810 – 0.860
Distillation (°C) 65 % vol 90 % vol PF	NA 1445	250 min. 350 max. 390 max.	250 min. 350 max. 390 max.
Viscosité à 20 °C (cst)	NA 1443	9 max.	9 max.
Teneur en soufre (ppm)	NA 2890	2500	1500
Teneur en cendre (% pds)	NA 1660	TND	TND
Teneur en eau (% pds)	NA 421	TND	TND
Point d'éclair (°C)	NA2658	55 min.	55 min.
Point d'écoulement (°C) Hiver du 1/11 au 30/ 03 Eté du 1/04 au 30/10	NA 2660	-12 max. - 7 max..	-12 max. - 7 max..
Indice de cétane	NA 8117	48 min.	48 min.

A decorative scroll frame with a black outline and rounded corners. The top-left and top-right corners are curled up, and the bottom-left corner is also curled up. The text is centered within the frame.

CHAPITRE IV :

Les carburants et l'environnement

Dans un moteur à essence ou Diesel, la combustion n'est jamais parfaite. Le moteur émet donc des sous-produits de la combustion appelés polluants, notamment du dioxyde de soufre (SO_2), des sulfates (SO_4), des particules (PM), des oxydes d'azote (NO_x), des composés organiques volatils (COV), du monoxyde de carbone (CO) et d'autres substances toxiques. Ces substances ont pour effet d'accroître le risque que pose la pollution atmosphérique pour la santé.

Une réglementation européenne fixe pour le CO, les HC, les NO_x et les Pm (Diesel), les limites admissibles à l'échappement des véhicules (tableau IV.1). Les différentes étapes de sévérisation des normes d'émissions au cours des années passées et à venir, ont entraîné des évolutions importantes pour les moteurs et le recours à des systèmes de post-traitement de plus en plus perfectionnés [20].

Tableau IV.1 : Valeur de limitation des émissions polluantes [20].

	2000	2005	2000	2005
CO	0.64	0.50	0.64	0.50
HC+ NO_x	0.56	0.30	0.50	0.30
NO_x	0.50	0.25	0.37	0.25
PM	0.05	0.025	0.05	0.025
	Proposition de la commission européenne		FIA	

IV.1. Les principaux polluants de l'environnement :

IV.1.1. Les polluants classiques (CO, HC, NO_x) :

Le monoxyde de carbone (CO) est un gaz inodore, incolore et inflammable. Il se forme lorsque la combustion des carburants est incomplète, par suite d'une insuffisance d'oxygène. La source principale de monoxyde de carbone est le trafic automobile. Il est le polluant toxique le plus abondant dans les gaz d'échappement des véhicules automobiles. Il participe à la formation de l'ozone troposphérique (près de la terre). Dans l'atmosphère, il se transforme en dioxyde de carbone (CO_2) et contribue à l'effet de serre [21].

Le monoxyde d'azote (NO) et le dioxyde d'azote (NO_2) sont émis lors des phénomènes de combustion. Le dioxyde d'azote est un polluant secondaire issu de l'oxydation du NO. La source principale est le trafic automobile avec environ 60% [21].

Les hydrocarbures imbrûlés (HC) désignent l'ensemble des produits hydrocarbonés retrouvés dans les gaz d'échappement. Il s'agit à la fois des composants du carburant lui-même, non transformés lors de processus de combustion, et de produits obtenus par diverses réactions complexes entre hydrocarbures (craquage, cyclisation, hydrogénation, déshydrogénation,...) [16].

IV.1.2. La teneur en soufre :

Le soufre du gasoil est responsable d'une large part des émissions de particules fines parce qu'il forme des sulfates dans les gaz d'échappement d'abord et dans l'atmosphère ensuite. Ainsi, il est impératif que la teneur en soufre des carburants continue de diminuer de manière significative. En Europe, depuis l'année 2000 la teneur maximale en soufre autorisée du gazole a été limitée à 350 ppm, elle est de l'ordre de 50 ppm actuellement et elle sera limitée à 10 ppm à l'horizon 2009 [12].

IV.1.2.1. Les effets du dioxyde de soufre sur l'environnement :

Le dioxyde de soufre se transforme en acide sulfurique au contact de l'humidité de l'air et participe aux phénomènes des pluies acides. Il contribue également à la dégradation de la pierre et des matériaux [21].

IV.1.2.2. Les Effets du dioxyde de soufre sur la santé :

Ce gaz irritant agit en synergie avec d'autres substances, notamment les particules en suspension. Il provoque des irritations oculaires, cutanées et respiratoires. L'exposition prolongée augmente l'incidence des pharyngites et bronchites chroniques. De nombreuses études épidémiologiques ont démontré que l'exposition au dioxyde de soufre à des concentrations d'environ 1 000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ peut engendrer ou exacerber des affections respiratoires (toux chronique, dyspnée, augmentation des infections) et entraîner une augmentation du taux de mortalité par maladie respiratoire ou cardio-vasculaire [21].

IV.1.3. Les hydrocarbures aromatiques polycycliques :

Les processus mettant en œuvre la combustion de matière organique (industrie chimique, sidérurgie, incendies, moteurs à combustion, incinérateurs de déchets urbains) produisent des hydrocarbures aromatiques polycycliques [1].

Ces hydrocarbures sont dispersés d'abord dans l'atmosphère, il peuvent se retrouver ensuite dans l'eau et dans le sol, et absorbés par les poumons et l'intestin ou encore demeurer dans la peau. Plus d'une dizaine de molécules d'HAP sont reconnues cancérigènes chez les animaux, C'est pourquoi plusieurs de ces substances sont considérées comme potentiellement cancérigènes chez l'humain. on doit donc autant que c'est possible, diminuer l'exposition à ces cancérigènes de façon à ce que le risque soit acceptable [22].

IV.1.4. Les techniques de désulfuration :

IV.1.4.1. L'hydrodésulfuration :

L'H.D.S. est l'action de l'hydrogène sur le gasoil, en présence de catalyseur. Le soufre contenu dans les hydrocarbures se combine alors avec l'hydrogène pour former du H_2S que l'on peut séparer des carburants liquides.

L'HDS joue un rôle primordial dans l'abaissement des teneurs en soufre de gasoils moteurs elle permet de descendre sous 10 p.p.m, mais elle consomme beaucoup d'hydrogène et demande des conditions de température (300°C à 400°C) et de pression importantes (entre 20 et 80 bars) [1].

IV.1.4.2. Les nouvelles techniques de désulfuration :

Actuellement il y existe d'autres voies qui n'utiliseraient pas d'hydrogène et se contenteraient de conditions plus douces de point de vue investissement[1].

IV.1.4.2.1. La biodésulfuration :

Cette technique qui permet d'atteindre des seuils situés sous les 15 p.p.m, sans monter en température a été développée dernièrement par PetroStar et Enchira Biotechnologie corporation. Cette biocatalyse fait agir des bactéries qui consomment spécifiquement des composés soufrés, sans dégrader la qualité des carburants, les premières unités pilotes ont démarré en Alaska début 2001[1].

IV.1.4.2.2. L'alkylation d'oléfine de soufre thiophénique :

Cette méthode, consiste à alourdir d'abord les composés soufrés par addition des oléfines avant distillation, les composés soufrés, ainsi lestés, sont séparés des autres hydrocarbures [1].

IV.1.4.2.3. L'extraction liquide - liquide :

Cette méthode consiste à introduire « un liquide ionique » par exemple des sels d'ammonium quaternaire dans l'essence cette solution dissout spécifiquement les molécules soufrées, sans réagir avec les oléfines et sans produire d'effluents gazeux. Comme l'essence et la solution saline ne sont pas miscibles elles se séparent en deux phases, telles l'eau et l'huile. Il est facile ensuite de récupérer l'essence purifiée [1].

IV.1.4.2.4. Les procédés SARS :

Aux Etats-Unis, les docteur Chuns han Song et Xiaoliang Ma, de l'institut de l'énergie Pennsylvanie, ont présenté les procédés SARS. Ceux-ci mettent en œuvre des adsorbants ou des complexants fixés à un support solide polaire pour capter les molécules soufrées car les molécules d'adsorbant ont une affinité particulière avec des hydrocarbures soufrés à température et pression ambiante, sans consommer l'hydrogène, elle permet d'atteindre des taux de soufre inférieur à 0.1 p.p.m en laboratoire d'après Xiaoliang Ma, qui étudie maintenant des solvant polaires permettant de générer les adsorbants après purification [1].

IV.1.4.2.5. La désulfuration des gasoil par transfert de charge :

Cette méthode repose sur la formation de complexes de transfert de charge insolubles dans les gasoils, ce qui permet l'élimination sélective et la récupération des dérivés alkyldibenzothiophènes des coupes pétrolières. Une famille bien ciblée de complexants spécifiques a permis de prouver la validité du concept. Les études ont porté sur des coupes pétrolières riches en composés soufrés, contenant environ 1 % en poids de soufre. Les gasoils pré-traités par ce procédé de complexation se sont avérés, au laboratoire, beaucoup plus faciles à hydrodésulfurer. En effet, ils ne contenaient plus de molécules réfractaires au processus d'hydrodésulfuration classique.

La méthode développée semble donc un moyen efficace d'élimination des dibenzothiophènes avant hydrotraitement du gasoil. Ce procédé pourra être mis en œuvre dans des conditions plus douces de température et de pression, sur des catalyseurs classiques, puisque les coupes pétrolières à traiter ne contiendront plus que des composés soufrés facilement transformables (Fig.IV.1) [1].

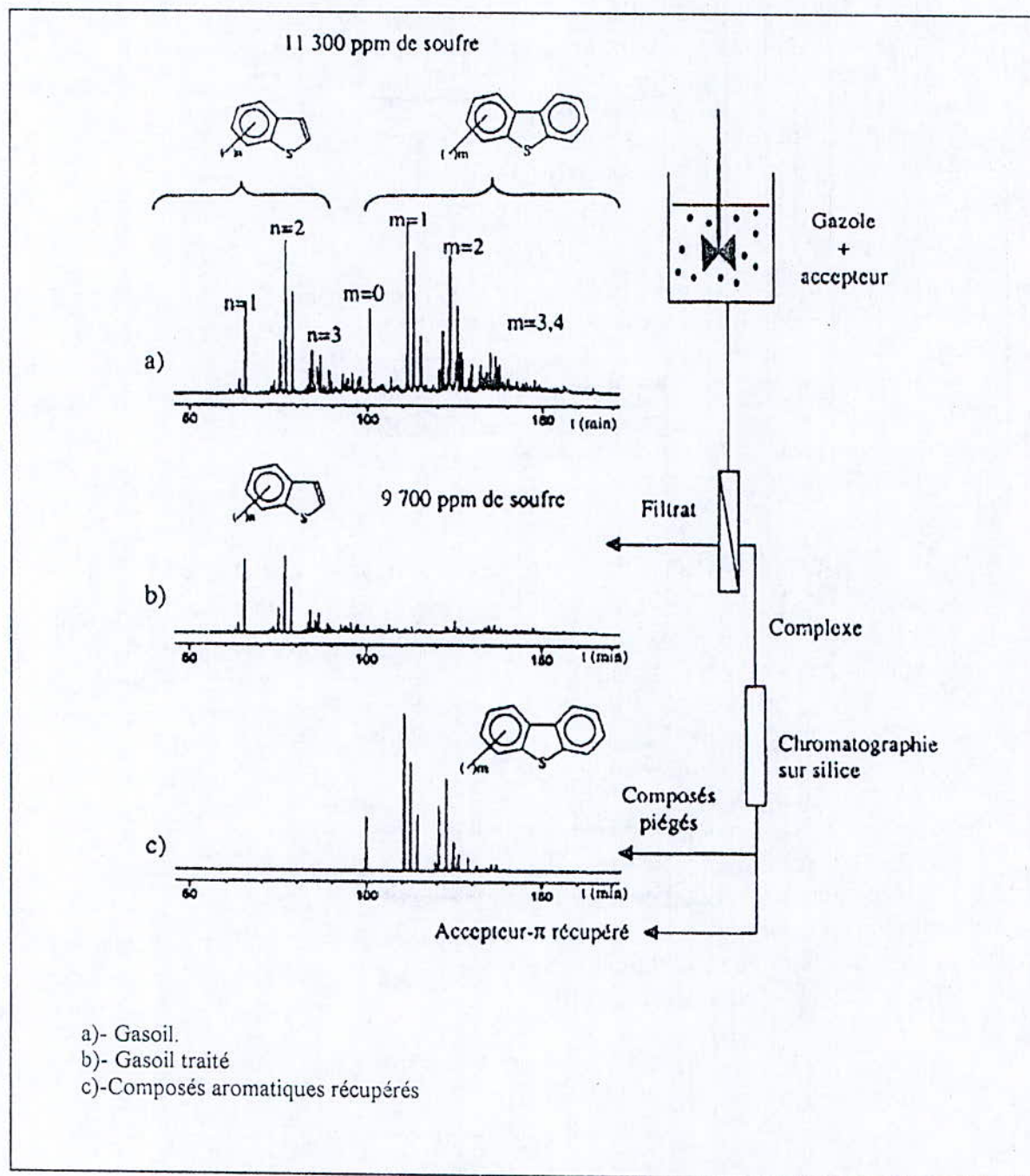


Fig.IV.1 : Procédures expérimentales de la désulfuration des gasoils par formation des complexes de transfert de charges. Chromatographie en phase gazeuse (détecteur spécifique de soufre) [1].



*Partie
expérimentale*

L'objectif principal de cette étude est de déterminer les proportions des trois pétroles bruts A, B et C alimentant la raffinerie de SKIKDA pour former un « brut mélange », qui nous permet d'avoir un bon rendement en gasoil, avec des caractéristiques conformes aux normes existantes. Elle comporte les étapes principales suivantes :

❖ **Etape I : La caractérisation des trois bruts utilisés :**

Nous avons déterminé premièrement les principales caractéristiques physico-chimiques des trois bruts, ensuite, une distillation TBP pour chaque brut a été faite afin d'évaluer leurs rendement individuel en gasoil.

❖ **Etape II : L'optimisation du rendement en gasoil, et définition du « brut mélange » :**

Dans cette étape, nous avons essayé d'exploiter une banque de données contenant six bruts déjà étudiés et caractérisés au Centre de Recherche et Développement de Sonatrach à Boumerdes pour optimiser le rendement en gasoil à l'aide d'une corrélation fonction des propriétés additives des bruts en l'occurrence la densité et la tension de vapeur. Cette banque de données, nous permettra d'estimer les proportions des trois bruts dans le mélange, avec lesquelles on peut obtenir un rendement optimal en gasoil.

❖ **Etape III : La distillation TBP du brut mélange et caractérisation de la coupe gasoil obtenue :**

Cette étape consiste à préparer le « brut mélange » sur la base des proportions obtenues dans la partie précédente, ensuite procéder à une distillation TBP du « brut mélange » pour évaluer le rendement expérimental, et les caractéristiques physico-chimiques de la coupe gasoil obtenue.

ETAPE I :

**Caractérisation physico-chimique des
trois bruts utilisés**

Dans cette première étape, nous avons analysé et caractérisé chacun des trois bruts qu'on doit mélanger ultérieurement afin de définir le «brut mélange» qui permet d'optimiser le rendement de la coupe gazole. Pour cela, nous avons procédé par une distillation TBP ; une distillation atmosphériques, et deux distillations sous vide (40 mmHg et 10 mmHg), pour évaluer les rendements de chaque coupe (essence, kérosène, gazole et résidu) de ces trois bruts.

La détermination des propriétés physiques des pétroles bruts ainsi que les fractions pétrolières recueillis s'est faite, d'une part moyennant des méthodes expérimentales disponibles, pour la plupart normalisées, d'autre part, en effectuant des calculs à l'aide des corrélations déjà établies, ou par des lectures sur abaques.

1. Les caractéristiques physico-chimiques des trois bruts :

Les propriétés physico-chimiques des trois bruts A, B et C sont obtenues en effectuant des essais normalisés. Les résultats de ces analyses sont donnés dans le tableau I.1 suivant :

Tableau I.1 : Caractéristiques physico-chimiques des trois bruts.

Caractéristiques	Brut A	Brut B	Brut C
Densité :			
- à 15 °C	0.7994	0.8099	0.7918
- à 20 °C	0.7958	0.8064	0.7882
°API	46.30	43.97	47.20
Tension de vapeur Reid (Kg/cm ³)	0.627	0.783	0.782
Point d'écoulement (°C)	<-45	-21	-36
Teneur en soufre (ppm)	1007	469	476
facteur de caractérisation	12.00	12.20	12.25
poids moléculaire (g/mol)	171	205	187

D'après ces analyses préliminaires, nous constatons que les bruts A, B et C sont des bruts légers ($d < 0.81$), avec des teneurs en soufre relativement faibles. Les valeurs du Kuop des trois bruts, laissent penser qu'ils s'agissent des bruts mixtes ou à prédominance paraffinique.

2 . Distillation TBP des bruts :

La distillation TBP des trois bruts s'est faite dans un appareil de distillation constitué d'une colonne à 30 plateaux perforés. Cette colonne est menée d'un système de réchauffage pour compenser les pertes thermiques et elle est associée à un bouilleur dont la capacité est d'environ de dix (10) litres, ce dernier est équipé d'un chauffage électrique et d'une prise de température. L'installation comprend aussi un condenseur et un système de reflux.

Pour chaque pétrole nous avons effectué une distillation atmosphérique jusqu'à 220°C ensuite deux distillation sous vide, la première à 40 mmHg de 220 à 300°C, la deuxième à 10 mmHg de 300 à 380°C⁺.

2.1. Distillation TBP du brut A :

la masse de la charge utilisée est de 1193.7 g, avec un volume de 1500 cm³, Cette distillation nous a permis de recueillir 35 fractions et un résidu. Les résultats des rendements (volumiques, massiques), et les caractéristiques physico-chimiques des différentes coupes sont regroupés dans le tableau I.2 suivant :

Tableau I.2 : Résultats de la distillation TBP du Brut A.

FP	Température °C à 760 mm Hg	% Pds	% Pds cumulés	% Volume	% Volume cumulés	d ¹⁵	n ²⁰	Kuop
Légers	< 23.3	3.87	3.87	5.29	5.29	/	/	/
1	23.3 - 65	4.64	8.51	5.61	10.9	0.6501	1.3721	12.75
2	65 - 70	1.00	9.51	1.15	12.05	0.6796	1.3863	12.49
3	70 - 80	1.87	11.38	2.13	14.18	0.6904	1.3919	12.38
4	80 - 90	2.83	14.21	3.17	17.35	0.7038	1.3981	12.26
5	90 - 100	2.75	16.96	3.03	20.38	0.7157	1.4042	12.17
6	100 - 110	2.64	19.60	2.87	23.25	0.7243	1.4080	12.13
7	110 - 120	3.05	22.65	3.28	26.53	0.7321	1.4120	12.11
8	120 - 130	3.00	25.65	3.18	29.71	0.7416	1.4162	12.06
9	130 - 140	2.69	28.34	2.82	32.53	0.7513	1.4228	12.00
10	140 - 150	2.61	30.95	2.71	35.24	0.7588	1.4268	11.98
11	150 - 160	2.89	33.84	3.01	38.25	0.7679	1.4320	11.93
12	160 - 165	2.24	36.08	2.31	40.56	0.7758	1.4360	11.88
13	165 - 170	1.12	37.20	1.14	41.70	0.7799	1.4389	11.86
14	170 - 180	2.25	39.45	2.30	44.00	0.7838	1.4411	11.86
15	180 - 190	2.49	41.94	2.53	46.53	0.7882	1.4429	11.89
16	190 - 200	2.45	44.39	2.46	48.99	0.7952	1.4468	11.87
17	200 - 210	2.37	46.76	2.37	51.36	0.8005	1.4492	11.87
18	210 - 220	2.51	49.27	2.50	53.86	0.8041	1.4508	11.90
19	220 - 230	4.39	53.66	4.29	58.15	0.8182	1.4582	11.77
20	230 - 240	2.26	55.92	2.18	60.33	0.8278	1.4652	11.72
21	240 - 250	2.27	58.19	2.18	62.51	0.8325	1.4682	11.72
22	250 - 260	2.07	60.26	1.98	64.49	0.8372	1.4710	11.73
23	260 - 270	1.93	62.19	1.83	66.32	0.8441	1.4750	11.71
24	270 - 280	1.80	63.99	1.70	68.02	0.8444	1.4752	11.78
25	280 - 290	1.94	65.93	1.84	69.86	0.8456	1.4754	11.83
26	290 - 300	2.01	67.94	1.90	71.76	0.8484	1.4759	11.86
27	300 - 310	1.64	69.58	1.53	73.29	0.8544	1.4790	11.85
28	310 - 320	1.86	71.44	1.72	75.01	0.8624	1.4838	11.81
29	320 - 330	1.39	72.83	1.28	76.29	0.8735	1.4907	11.72
30	330 - 340	1.42	74.25	1.30	77.59	0.8753	1.4920	11.76
31	340 - 350	1.33	75.58	1.20	78.79	0.8792	1.4948	11.78
32	350 - 360	1.35	76.93	1.22	80.01	0.8796	1.4950	11.83
33	360 - 370	1.40	78.33	1.27	81.28	0.8808	1.4954	11.88
34	370 - 375	0.65	78.98	0.58	81.86	0.8820	1.4960	11.91
35	375 - 380	0.74	79.72	0.66	82.52	0.8840	1.4966	11.91
Résidu	380 ⁺	20.28	100	17.48	100	0.9103	1.5118	12.01

❖ La courbe TBP du brut A :

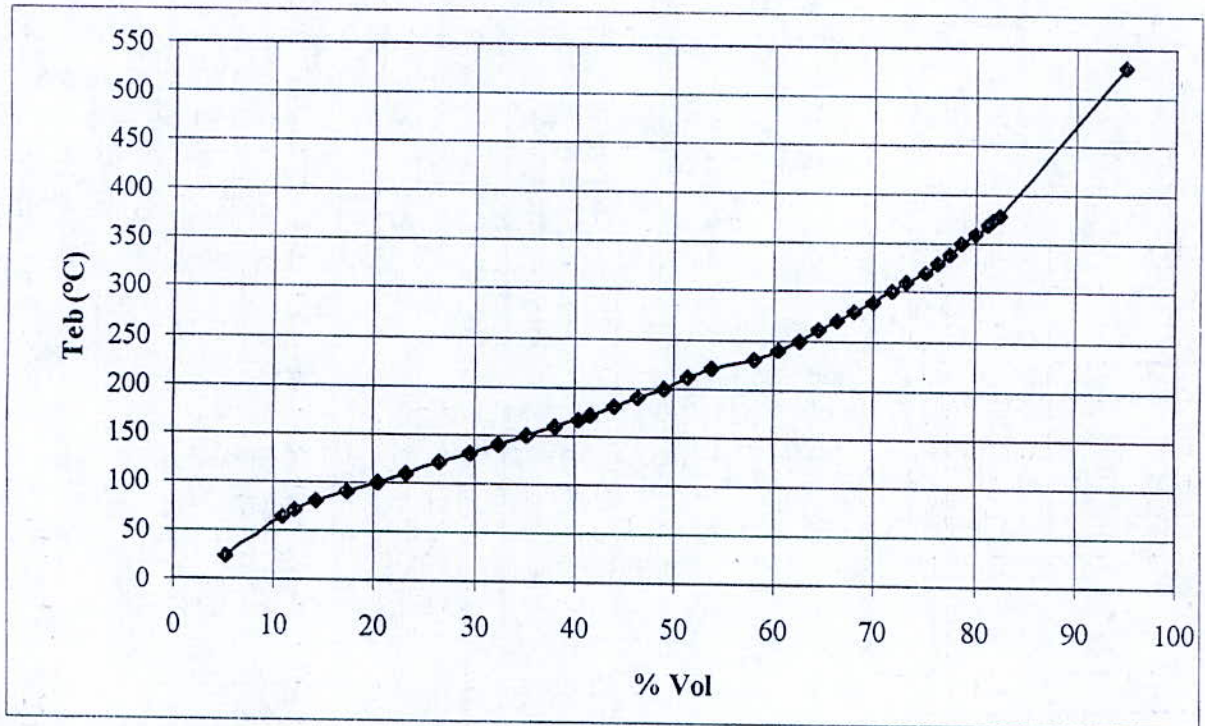


Fig.I.1 : La courbe TBP du brut A.

❖ La courbe de densité du brut A :

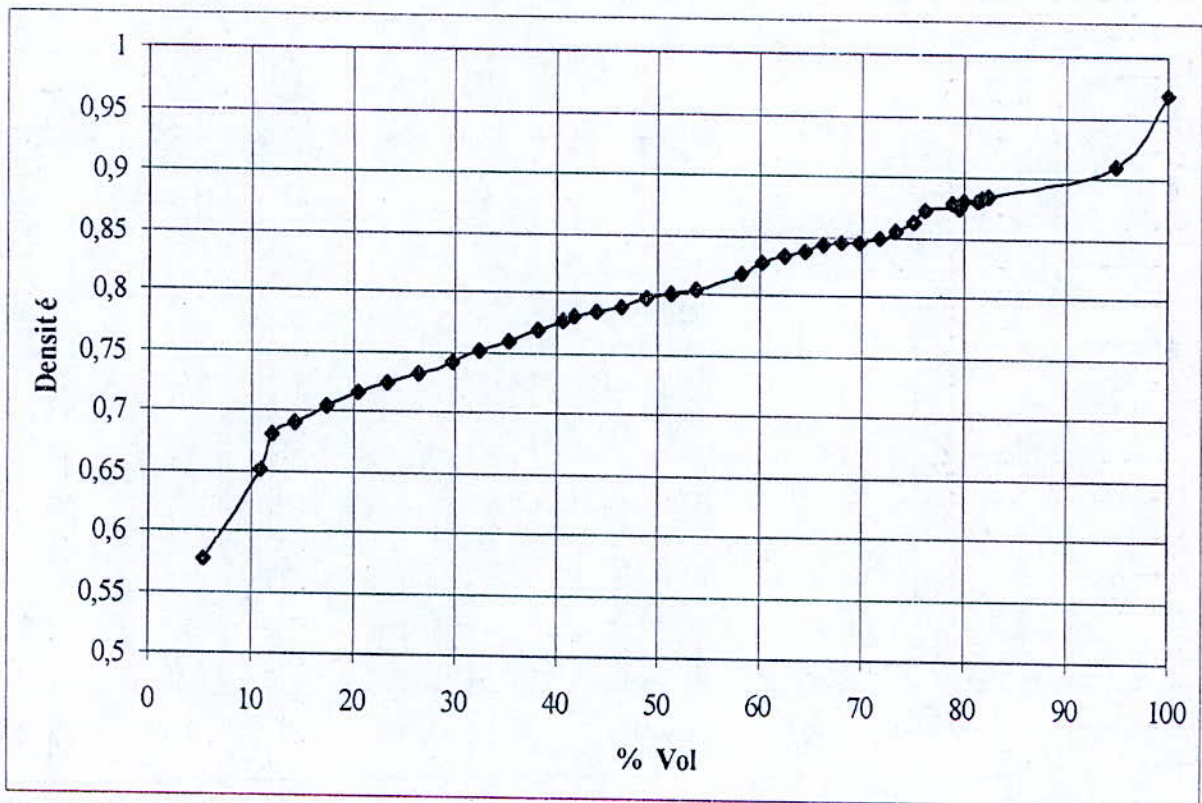


Fig.I.2 : La courbe de densité du brut A

Lors de la distillation atmosphérique du brut A, nous avons récupéré 18 fractions, le pourcentage volumique de ces fractions représente 48.57% du volume de la charge initiale, ce résultat montre que notre brut renferme une quantité importante d'hydrocarbures légers et moyens, ce qui justifie l'allure de la courbe TBP dans cette parcelle, avec un aspect allongé dû à la quantité importante d'hydrocarbures distillés.

Concernant la deuxième phase de distillation (sous vide), le nombre de fractions récupérées est de 17, avec un pourcentage massique en résidu de 20.28% (17.48% en volume), cela veut dire que nous avons distillé 79.72% de la masse de la charge initiale du brut (82.52% du volume initial de la charge).

❖ **Evaluation des rendements :**

D'après le découpage effectué le brut A contient :

- Une fraction légère (essence légère et essence lourde) dont le point d'ébullition est inférieur ou égal à 165°C avec un pourcentage volumique distillé de 35.37%.
- Une fraction de type kérosène ayant une température d'ébullition inférieure ou égale à 250°C avec un pourcentage volumique distillé de 21.95%
- Une fraction de type gasoil ayant un point d'ébullition inférieur à 380°C avec un pourcentage volumique distillé égal à 20.01%
- Un résidu dont la température d'ébullition est supérieure à 380°C avec un pourcentage volumique distillé de 17.48%.

Les résultats de ce découpage sont représentés sur le graphique suivant sous forme d'histogramme

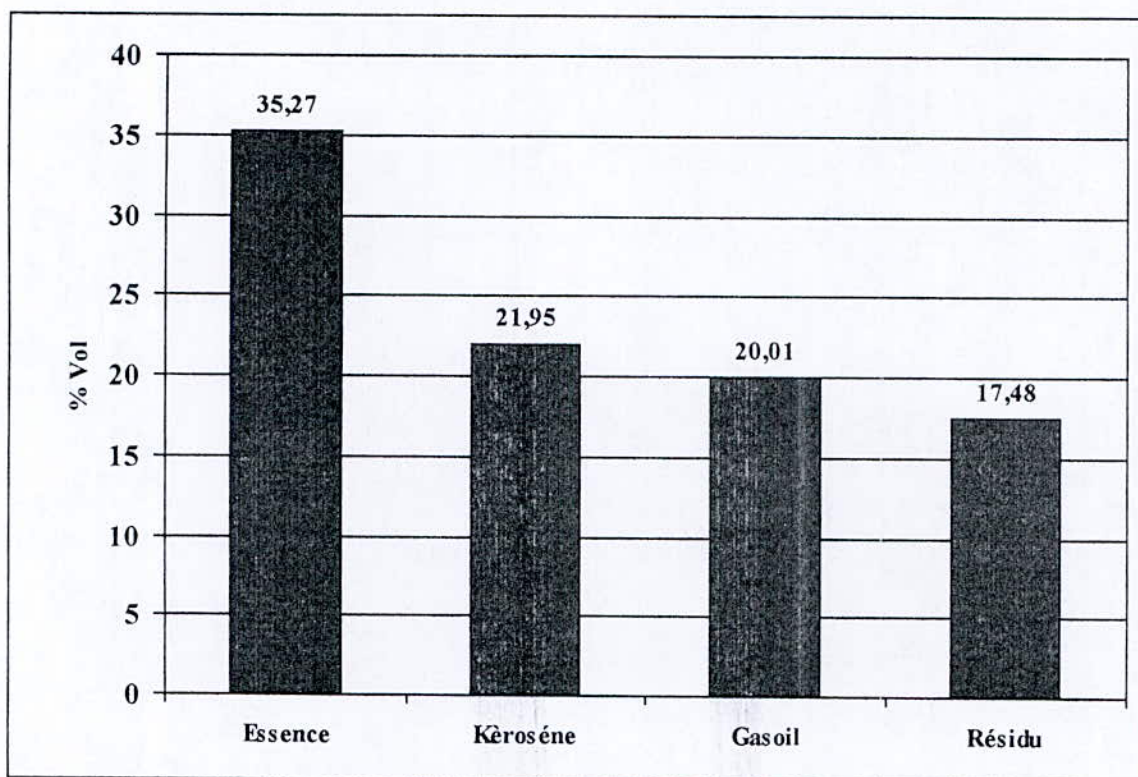


Fig.I.3 : Répartition des coupes pétrolières dans le brut A.

❖ Analyse des gaz :

L'analyse des gaz a été faite par chromatographie en phase gazeuse (CPG), les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau I.3 suivant :

Tableau I.3 : Résultats de l'analyse (CPG) des C5⁺ pour le brut A.

Constituant	d ¹⁵	% poids	% volume
C2	0.3745	0.11	0.25
C3	0.5072	0.36	0.55
iC4	0.5625	0.30	0.42
nC4	0.5836	1.94	2.61
iC5	0.6241	0.65	0.82
nC5	0.6305	0.51	0.64
Total	0.5756	3.87	5.29

Ce qui il y a lieu de noter est que la fraction des gaz représente 52.9% du brut total, dont le pourcentage de n-butane est majoritaire, en effet il représente près de 50% du volume des gaz total, cela est particulièrement intéressant du fait que le butane est la base du GPL (gaz de pétrole liquéfiés) ; carburant qui diminue significativement la pollution (% soufre 5 ppm) et les nuisances sonores.

2.2. Distillation TBP du brut B :

La masse de la charge utilisée est de 1209.6 g, avec un volume de 1500 cm³, Cette distillation nous a permis de recueillir 35 fractions et un résidu. Les résultats des rendements (volumiques, massiques), et les caractéristiques physico-chimiques des différentes coupes sont regroupés dans le tableau I.4 suivant :

Tableau I.4: Résultats de la distillation TBP du brut B.

FP	Température °C à 760 mm Hg	% Pds	% Pds cumulés	% Vol	% Vol cumulés	d ¹⁵	n ²⁰	Kuop
Légers	< 15	3,76	3,76	5,20	5,20	/	/	/
1	15 – 65	3,06	6,82	3,71	8,91	0.6420	1.3679	12.86
2	65 – 70	0,56	7,38	0,67	9,58	0.6721	1.3818	12.63
3	70 – 80	1,23	8,61	1,44	11,02	0.6824	1.3871	12.53
4	80 - 90	1,98	10,59	2,28	13,30	0.6973	1.3951	12.38
5	90 – 100	1,99	12,58	2,25	15,55	0.7124	1.4010	12.23
6	100 – 110	1,88	14,46	2,09	17,64	0.7236	1.4068	12.15
7	110 – 120	2,16	16,62	2,36	20,00	0.7333	1.4222	12.09
8	120 – 130	2,07	18,69	2,25	22,25	0.7414	1.4183	12.06
9	130 – 140	2,24	20,93	2,39	24,64	0.7511	1.4229	12.00
10	140 – 150	1,85	22,78	1,96	26,60	0.7589	1.4270	11.98
11	150 – 160	2,12	24,90	2,24	28,84	0.7658	1.4308	11.96
12	160 – 165	1,16	26,06	1,21	30,05	0.7719	1.4340	11.94
13	165 – 170	1,30	27,36	1,36	31,41	0.7751	1.4354	11.93
14	170 – 180	2,23	29,59	2,32	33,73	0.7793	1.4382	11.93
15	180 – 190	2,05	31,64	2,12	35,85	0.7851	1.4408	11.93
16	190 – 200	1,84	33,48	1,88	37,73	0.7902	1.4435	11.94
17	200 – 210	2,25	35,73	2,29	40,02	0.7959	1.4462	11.94
18	210 – 220	2,41	38,14	2,44	42,46	0.8007	1.4484	11.95
19	220 – 230	3,27	41,41	3,24	45,70	0.8152	1.4561	11.82
20	230 - 240	1,87	43,28	1,85	47,55	0.8164	1.4567	11.88
21	240 – 250	2,59	45,87	2,55	50,10	0.8221	1.4604	11.87
22	250 – 260	1,86	47,73	1,82	51,92	0.8263	1.4626	11.89
23	260 – 270	2,29	50,02	2,24	54,16	0.8291	1.4642	11.92
24	270 – 280	2,32	52,34	2,25	56,41	0.8331	1.4661	11.94
25	280 – 290	1,58	53,92	1,53	57,94	0.8354	1.4670	11.98
26	290 – 300	2,26	56,18	2,19	60,13	0.8367	1.4678	12.03
27	300 – 310	1,84	58,02	1,77	61,90	0.8407	1.4701	12.04
28	310 – 320	2,21	60,23	2,12	64,02	0.8447	1.4722	12.05
29	320 – 330	2,67	62,90	2,53	66,55	0.8561	1.4782	11.96
30	330 – 340	2,01	64,91	1,90	68,45	0.8589	1.4800	11.99
31	340 – 350	1,75	66,66	1,65	70,10	0.8607	1.4811	12.03
32	350 – 360	1,67	68,33	1,57	71,67	0.8635	1.4825	12.05
33	360 – 370	1,64	69,97	1,53	73,20	0.8658	1.4828	12.09
34	370 – 375	0,75	70,72	0,70	73,90	0.8677	1.4841	12.11
35	375 – 380	0,95	71,67	0,89	74,79	0.8686	1.4854	12.12
Résidu	380+	28.33	100	25.21	100	0.8934	1.4975	12.24

❖ La courbe TBP du brut B :

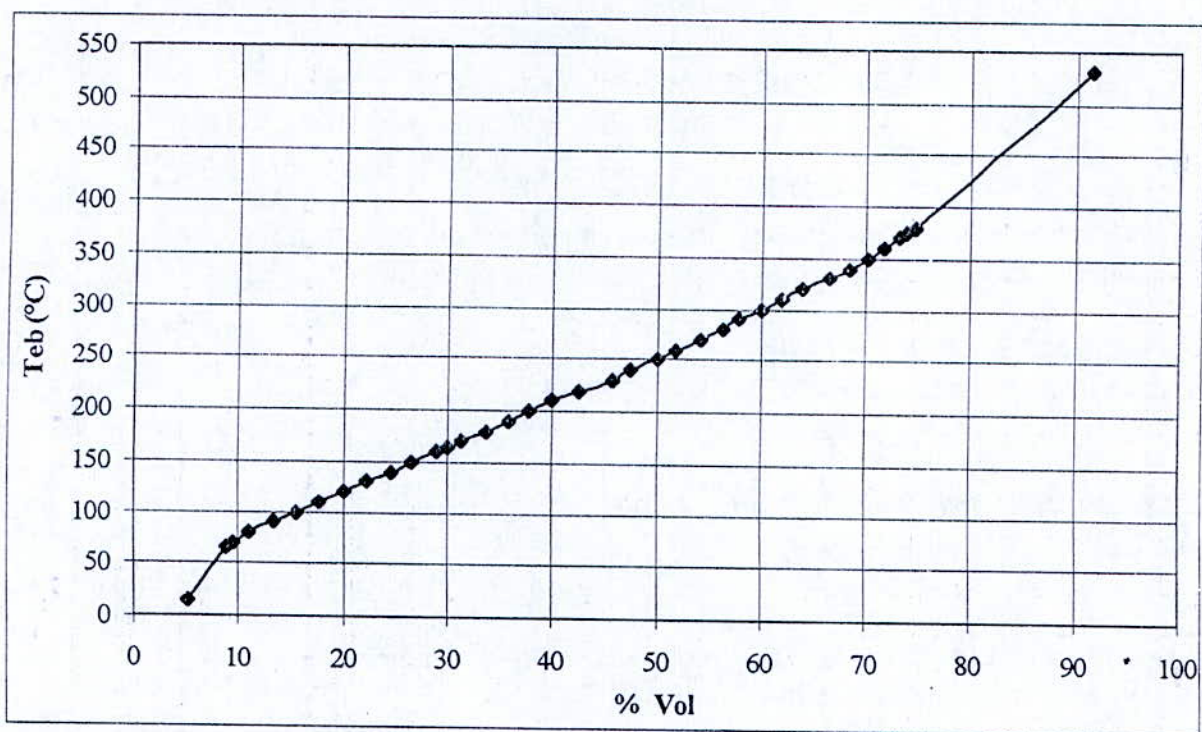


Fig.I.4 : La courbe TBP du brut B .

❖ La courbe de densité du brut B :

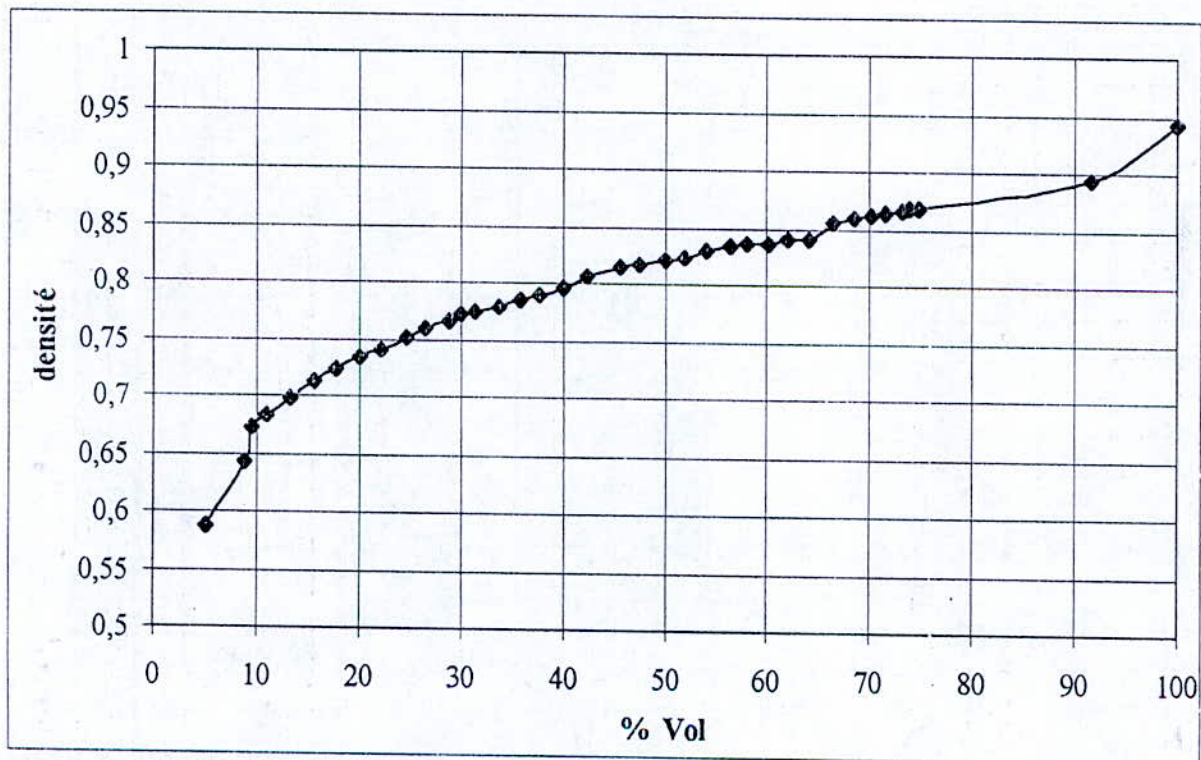


Fig.I.5: La courbe de densité du brut B.

Lors de la distillation atmosphérique du brut B, nous avons récupéré 18 fractions, le pourcentage volumique de ces fractions représente 37.26 % du volume initial de la charge, il est inférieur à celui obtenu lors de la distillation du brut A, chose qui paraît évidente du moment que la densité du brut B est plus importante que celle du brut A.

La distillation sous vide nous a permis de récupérer 17 fractions, avec un pourcentage massique en résidu de 28.3% (25.21% en volume), ce que veut dire que nous avons distillé 71.7% de la masse totale de la charge (74.21% du volume initial de la charge). Ces résultats confirment que le brut B contient des quantités importantes des hydrocarbures moyens, ce que justifie l'allongement de la courbe TBP pour les températures moyennes entre 200 et 350°C.

❖ **Evaluation des rendements :**

D'après le découpage effectué, le brut B contient :

- Une fraction légère (essence légère + essence lourde), dont le point d'ébullition est inférieur ou égal à 165 °C , avec un pourcentage volumique distillé de 24.85 %.
- Une fraction de type kérosène ayant une température d'ébullition inférieure ou égale à 250 °C, avec un pourcentage volumique distillé de 20.05 %.
- Une fraction de type gasoil ayant un point d'ébullition inférieur à 380 °C, avec un pourcentage volumique distillé de 24.69 %.
- Un résidu dont la température d'ébullition est supérieure à 380 °C, avec un pourcentage volumique distillé de 25.21 %.

Les résultats de ce découpage sont représentés sur le graphique suivant sous forme d'histogramme :

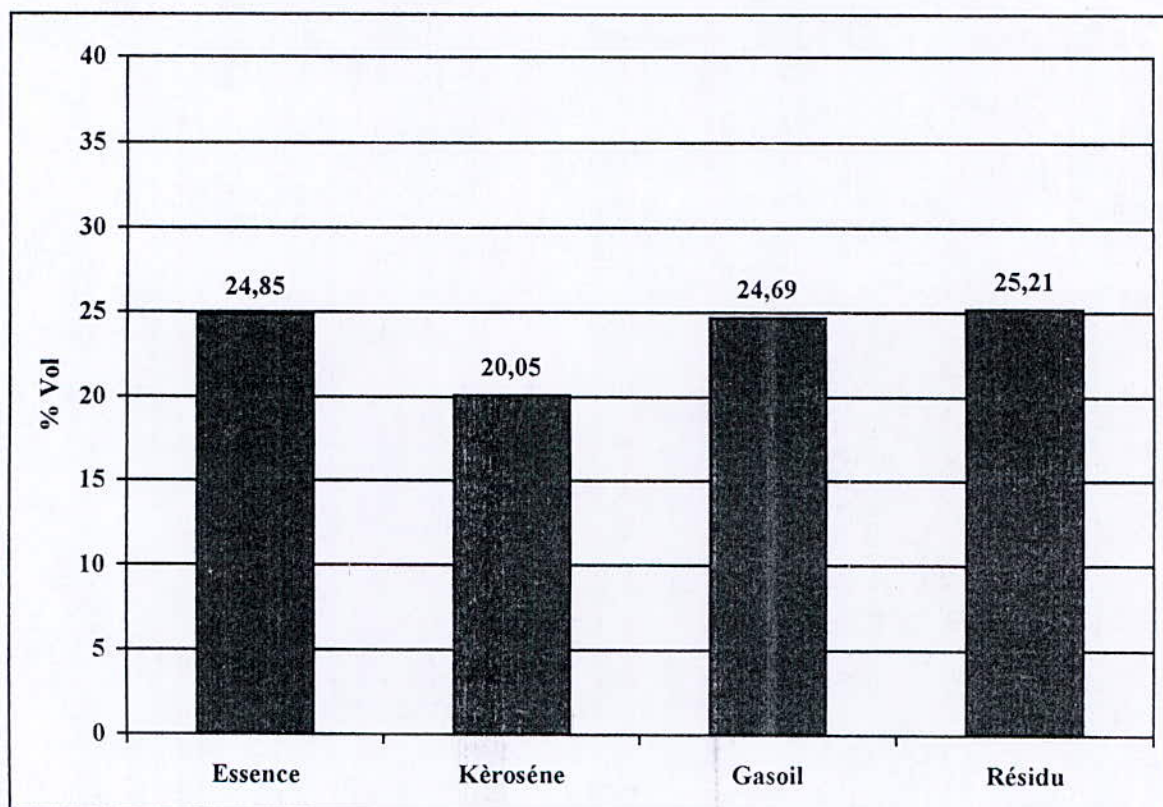


Fig.I.6 : Evaluation des rendement en différentes coupes pétrolières du brut B .

❖ **Analyse des gaz :**

L'analyse des gaz piégés a été faite par chromatographie (CPG), les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau I.5 suivant :

Tableau I.5 : résultats des analyses par (CPG) des C₃ pour le brut B.

Constituant	d ¹⁵	% poids	% volume
C3	0.5072	0.23	0.36
iC4	0.5625	0.44	0.64
nC4	0.5836	2.10	2.92
iC5	0.6241	0.57	0.74
nC5	0.6305	0.42	0.54
Total	0.5498	3.76	5.20

Dans cette analyse nous constatons que la fraction de gaz est riche en n-butane qui est la base de GPL, elle représente environs 56% du totale des gaz.

2.3 . Distillation TBP du brut C :

La masse de la charge utilisé est de 1182.3 g, avec un volume 1500 cm³, Cette distillation nous a permis de recueillir 35 fractions et un résidu. Les résultats des rendements(volumiques, massiques), et les caractéristiques physico-chimiques des différentes coupes sont regroupés dans le tableau I.6 suivant :

Tableau I.6 : Résultats de la distillation TBP du brut C.

FP	Température(°C) à 760 mmHg	% pds	% poids cumulés	% volume	% volume cumulés	d ¹⁵	n ²⁰	Kuop
Légers	< 18.2	4,22	4,22	5,34	5,34	/	/	/
1	18.2 – 65	7,07	11,29	8,68	14,02	0.6451	1.3703	12.79
2	65 – 70	0,60	11,89	0,69	14,71	0.6903	1.3917	12.30
3	70 – 80	1,21	13,10	1,37	16,08	0.6970	1.3947	12.27
4	80 - 90	2,50	15,60	2,81	18,89	0.7055	1.3988	12.23
5	90 – 100	3,69	19,29	4,06	22,95	0.7192	1.4052	12.11
6	100 – 110	2,05	21,34	2,23	25,18	0.7266	1.4088	12.10
7	110 – 120	3,16	24,50	3,42	28,6	0.7312	1.4117	12.12
8	120 – 130	2,53	27,03	2,69	31,29	0.7451	1.4191	12.00
9	130 – 140	2,36	29,39	2,49	33,78	0.7515	1.4230	11.99
10	140 – 150	2,47	31,86	2,59	36,37	0.7549	1.4247	12.04
11	150 – 160	2,32	34,18	2,40	38,77	0.7669	1.4314	11.94
12	160 – 165	1,14	35,32	1,17	39,94	0.7718	1.4345	11.94
13	165 – 170	1,45	36,77	1,49	41,43	0.7721	1.4346	11.98
14	170 – 180	2,08	38,85	2,12	43,55	0.7761	1.4365	11.98
15	180 – 190	1,97	40,82	1,99	45,54	0.7810	1.4388	11.99
16	190 – 200	2,22	43,04	2,24	47,78	0.7853	1.4412	12.02
17	200 – 210	1,38	44,42	1,38	49,16	0.7921	1.4447	12.00
18	210 – 220	2,26	46,68	2,25	51,41	0.7946	1.4460	12.04
19	220 – 230	3,71	50,39	3,64	55,05	0.8067	1.4526	11.94
20	230 - 240	1,93	52,32	1,88	56,93	0.8149	1.4581	11.90
21	240 – 250	1,88	54,20	1,82	58,75	0.8198	1.4600	11.91
22	250 – 260	1,85	56,05	1,78	60,53	0.8247	1.4632	11.91
23	260 – 270	1,66	57,71	1,58	62,11	0.8307	1.4658	11.90
24	270 – 280	1,74	59,45	1,66	63,77	0.8311	1.4670	11.97
25	280 – 290	1,51	60,96	1,44	65,21	0.8324	1.4672	12.02
26	290 – 300	1,87	62,83	1,78	66,99	0.8342	1.4677	12.07
27	300 – 310	1,54	64,37	1,45	68,44	0.8386	1.4702	12.07
28	310 – 320	1,70	66,07	1,59	70,03	0.8440	1.4739	12.06
29	320 – 330	1,02	67,09	0,94	70,97	0.8561	1.4793	11.96
30	330 – 340	1,43	68,52	1,32	72,29	0.8549	1.4790	12.04
31	340 – 350	1,43	69,95	1,32	73,61	0.8552	1.4798	12.11
32	350 – 360	1,52	71,47	1,40	75,01	0.8591	1.4815	12.11
33	360 – 370	1,15	72,62	1,06	76,07	0.8594	1.5820	12.17
34	370 – 375	0,63	73,25	0,58	76,65	0.8610	1.4826	12.20
35	375 – 380	0,90	74,15	0,82	77,47	0.8639	1.4840	12.19
Résidu	380 ⁺	25.75	100	22.53	100	0.8812	1.4968	12.41

❖ La courbe TBP du brut C :

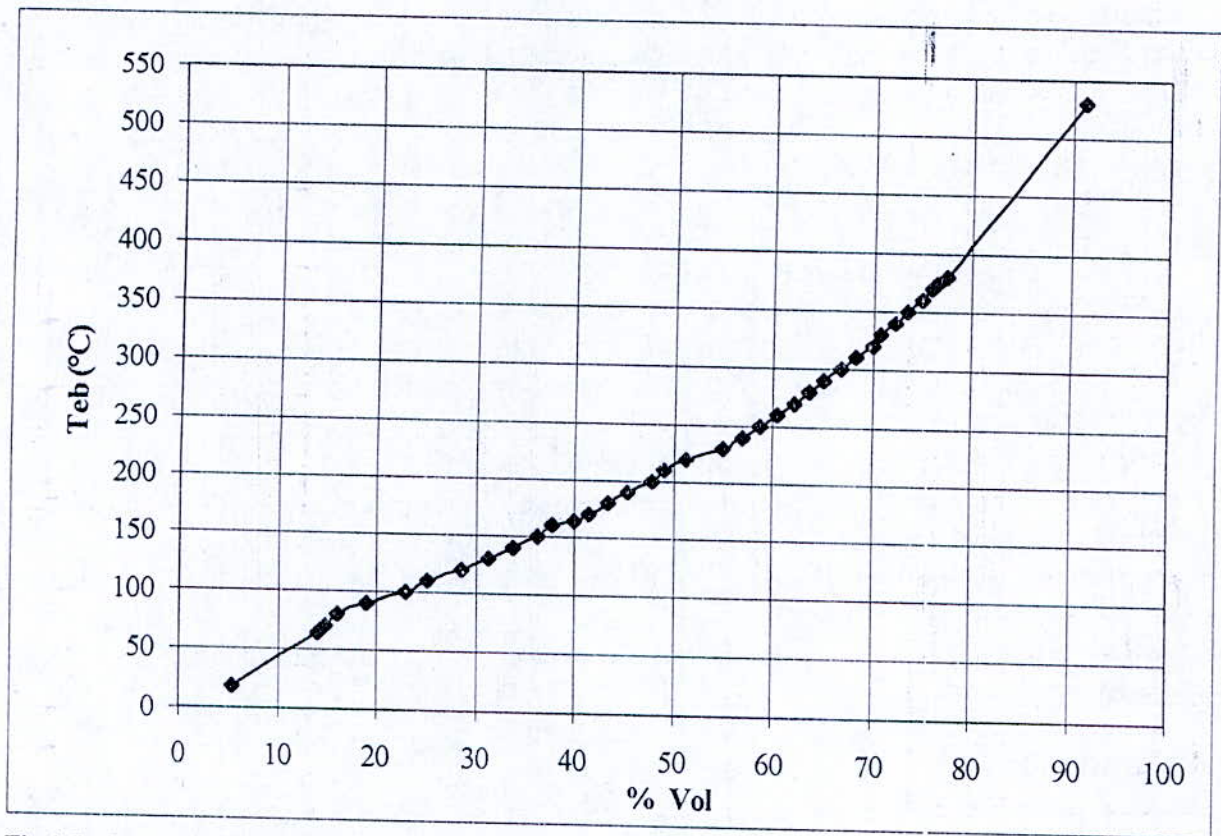


Fig.1.7 : La courbe TBP du brut C.

❖ La courbe densité du brut C :

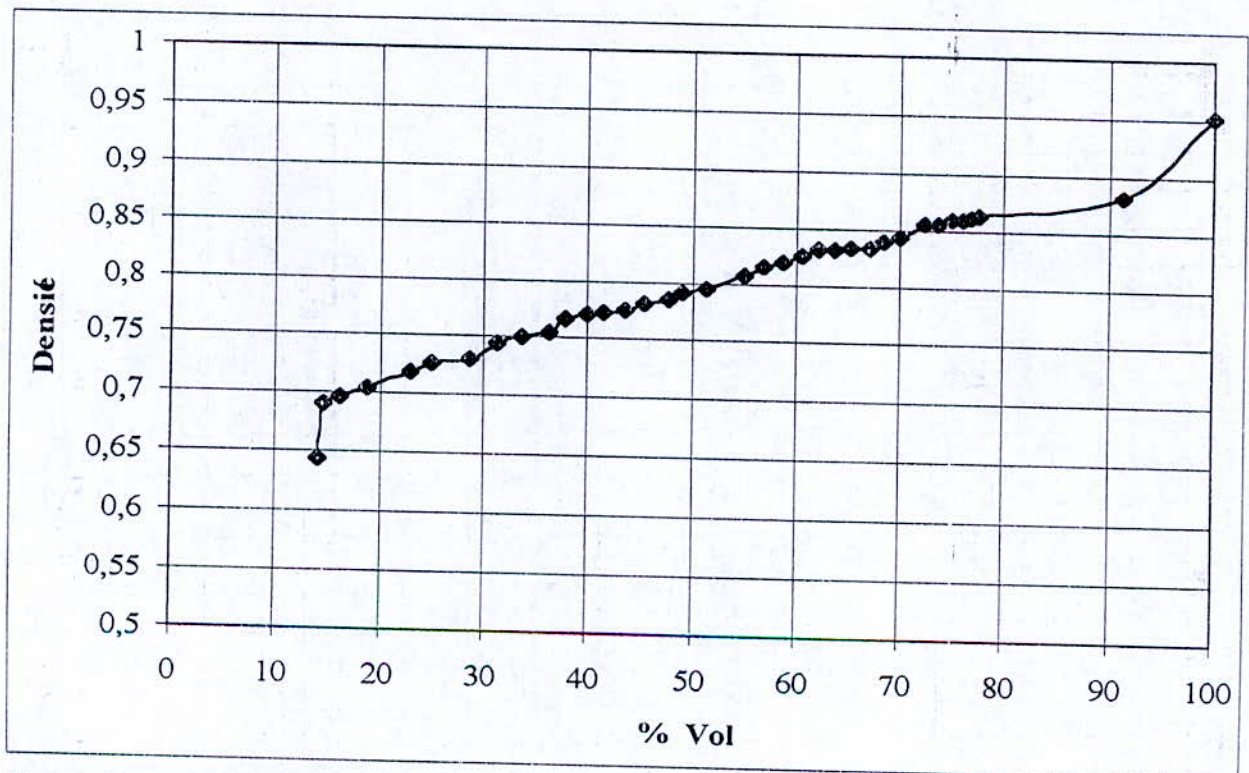


Fig.I.8 : La courbe densité du brut C.

La distillation atmosphérique, nous a permis de récupérer 18 fractions avec un pourcentage volumique distillé de 46.07 % du volume de la charge initial, ce qui veut dire que le brut C contient des quantités importantes des hydrocarbures légers.

Concernant la deuxième phase de la distillation (sous vide), nous avons récupéré 17 fractions, avec un résidu de 25.75 % de la masse initiale de la charge (22.53 du volume total), cela veut dire que nous avons distillé 74.5% de la masse de la charge initiale du brut (77.47% du volume initial de la charge).

❖ **Evaluation des rendements :**

D'après le découpage effectué, le brut C contient :

- Une fraction légère (essence légère + essence lourde), dont la température d'ébullition est inférieure ou égale à 165 °C, avec un pourcentage volumique de 34.60 %.
- Une fraction de type Kérosène ayant une température d'ébullition inférieure ou égale à 250 °C avec un pourcentage volumique distillé de 18.81 %.
- Une fraction du type gasoil ayant un point d'ébullition inférieur à 380 °C, avec un pourcentage volumique de 18.72 %.
- Un résidu dont la température d'ébullition est supérieure à 380 °C avec un pourcentage volumique de 22.53 %.

Les résultats de ce découpage sont représenté sur le graphique suivant sous forme d'histogramme :

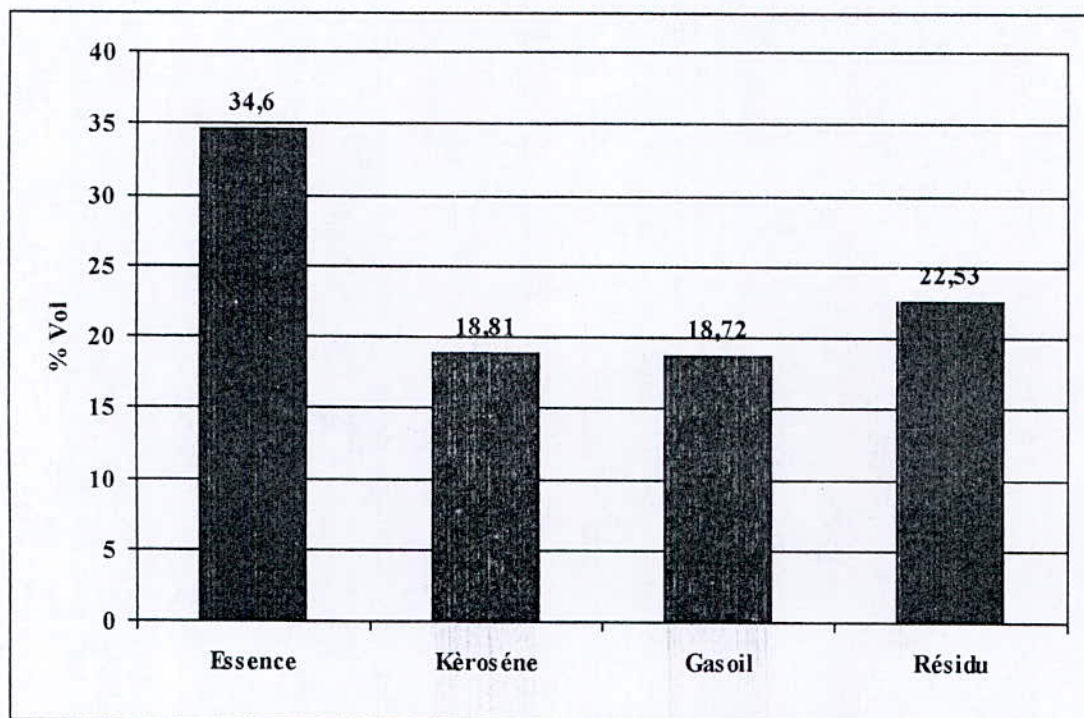


Fig.I.9 : Répartition des coupes pétrolières dans le brut C.

Nous n'avons pas tenu compte des autres propriétés des gasoils (conformément aux normes), seule la distillation est prise en compte, car nous concéderons dans cette étude que c'est le rendement final qu'il faut analyser, et la raffinerie commercialise cette coupe, ce qui voudrait dire qu'elle répond aux normes. Les vérifications seront faites pour le mélange des trois « bases potentielles » pour le gasoil.

❖ **Analyse des gaz :**

L'analyse des gaz piégés lors de la distillation du brut C s'est faite par chromatographie en phase gazeuse (CPG), les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau I.7 suivant :

Tableau I.7 : Résultats d'analyse (CPG) des C₅ issus du brut C.

Constituants	densité	% poids	% volume
C3	0.5072	0.27	0.39
iC4	0.5625	0.61	0.80
nC4	0.5836	2.30	2.92
iC5	0.6241	0.60	0.71
nC5	0.6305	0.44	0.52
Total	0.5523	4.22	5.34

Dans le tableau précédent nous constatons que la fraction de gaz est composée en majorité du gaz n-butane environ 55% de la fraction totale.

3. Comparaison du rendement en gasoil des trois bruts :

Afin de suivre l'évolution du pourcentage volumique distillé des hydrocarbures en fonction de la température, et de pouvoir comparer les rendements des fractions pétrolières, particulièrement le gasoil de chaque pétrole brut, il est nécessaire de représenter les courbes de TBP dans le même graphique (fig I.10). et les rendement en gasoil de chacun dans le même histogramme (fig.I.11).

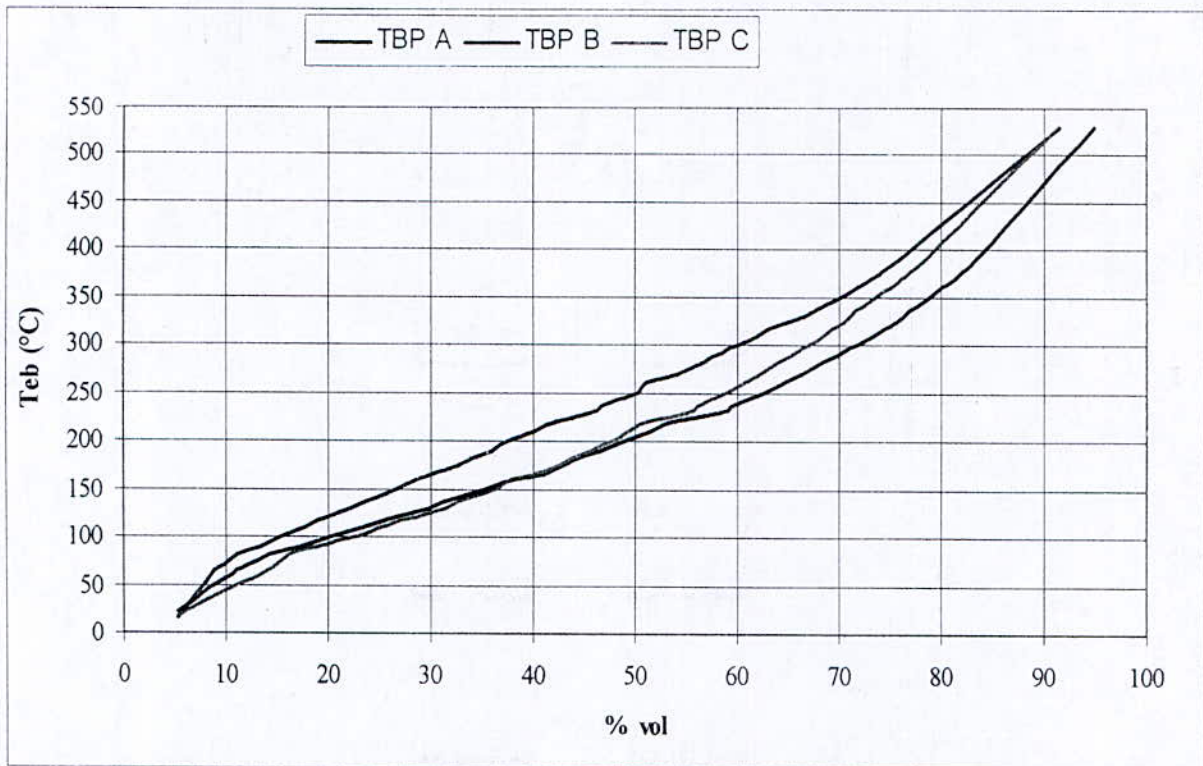


Fig.1.10 : Courbes TBP des bruts A, B et C.

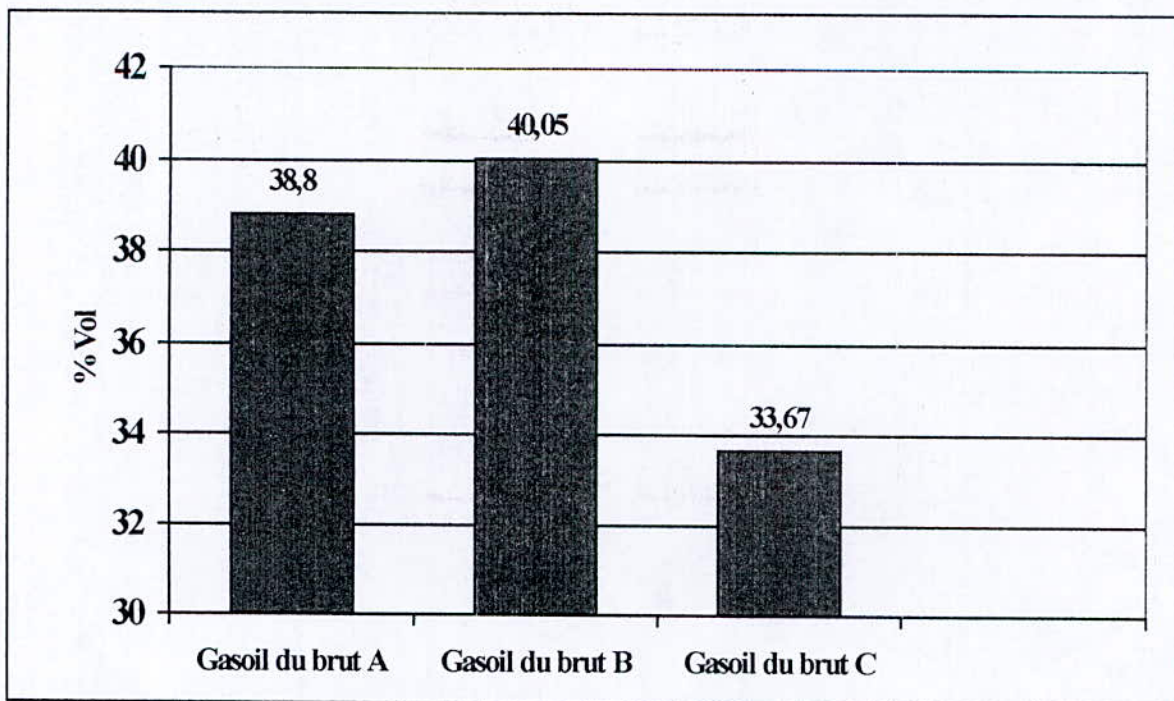


Fig.1.11 : Les différents rendements en gasoil des trois bruts .

❖ Commentaires :

D'après le tracé des courbes TBP des trois bruts, nous constatons que pour les fractions légères $T < 165\text{ °C}$, le pourcentage volumique distillé pour le brut C est supérieur à ceux des bruts A et B, ce qui veut dire que le brut C qui est plus léger que les autres contient des quantités plus importantes en hydrocarbures légers, par conséquent un rendement plus élevé en essence, avec 34.6 % du volume distillé.

Pour les températures moyennes, $165 < T < 350\text{ °C}$, nous remarquons que les courbes TBP des bruts A et B sont devenues plus penchées, ce qui s'explique par la richesse de ces bruts en hydrocarbures moyens, le constat est confirmé par leurs rendements élevés en coupes moyennes notamment le gasoil, avec respectivement 38.8 % et 40.05 % du volume distillé, contrairement au brut C caractérisé par une pente élevée de sa courbe TBP sur ce domaine, ce qui met en évidence la pauvreté de ce dernier en hydrocarbures moyens, et confirme son rendement en gasoil relativement faible avec 33.67 % du volume distillé.

ETAPE II :

**Optimisation du rendement en
gasoil et définition du
«Brut mélange»**

Dans cette partie de notre travail, nous avons tenté sur la base d'une banque de données comportant six bruts déjà caractérisés (propriétés physico-chimiques, les différents rendements en gasoil), d'optimiser le rendement de la coupe gasoil en fonction des propriétés additives des bruts (la densité, la tension de vapeur), ensuite trouver les proportions des trois bruts A, B et C pour former le « brut mélange », déduire sa courbe TBP et estimer son rendement et les caractéristiques de sa coupe gasoil par les courbes iso-propriétés.

1. Principe de la méthode de travail :

La première étape consiste à recueillir une banque de données sur les caractéristiques physico-chimiques et les rendements en gasoil de six bruts déjà étudiés et caractérisés au Centre de Recherche et Développement de Sonatrach à Boumerdes.

Ensuite, nous avons essayé d'avoir une approche sur la variation du rendement en gasoil en fonction des propriétés additives de ces bruts (densité, tension de vapeur) sous forme d'une corrélation polynomiale : $\rho = F(d, TVR)$.

Nous avons obtenu ainsi un système de six équations à six inconnues, qu'on a résolu par la méthode de GAUSS pour déterminer les coefficients de cette corrélation.

On passe ensuite à l'optimisation du rendement du gasoil (ρ) en fonction de ces deux variables, pour estimer d_{max} , TVR_{max} , les valeurs de la densité et la tension du vapeur pour lesquelles le rendement est maximal. Tout en tenant compte des différentes contraintes à savoir :

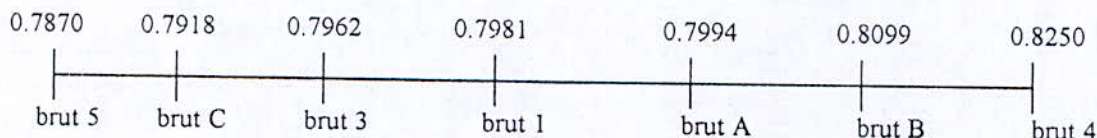
- $0.7918 < d_{max} < 0.8099$. à $15^\circ C$.
- $0.627 < TVR_{max} < 0.783$.

La dernière étape consiste à définir le « brut mélange » par le calcul de X_1 , X_2 et X_3 , les proportions des trois Bruts A, B et C respectivement, déduire sa courbe TBP, et la courbe densité, ensuite tracer les courbes iso-propriétés pour évaluer le rendement théorique en gasoil.

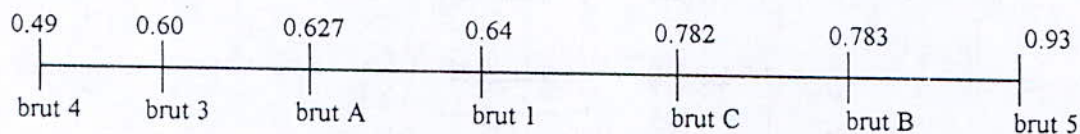
2. La banque de données :

pour pouvoir procéder à l'optimisation du mélange de trois pétroles bruts différents en vue de produire le maximum du gasoil, nous avons élargi à partir de la connaissance de ces trois bruts A, B, et C, le domaine d'existence des différents bruts selon le schémas suivant :

Echelle densité :



Echelle TVR :



Les caractéristiques de ces bruts sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau II.1 : Caractéristiques physico-chimiques des différents bruts.

Caractéristiques	Brut 1	Brut 2 (Brut B)	Brut 3	Brut 4	Brut 5	Brut 6 (Brut C)
Densité à 15°C	0.7981	0.8099	0.7962	0.8250	0.7870	0.7918
°API	45.6	43.21	46	39.85	48.1	47.2
Viscosité Cinématique 20.0°C / 68 °F 37.8°C / 100°F	2.56 1.91	/	2.13 1.62	3.67 2.57	1.87 1.41	/
Tension de vapeur Reid (kg/cm ³)	0.64	0.783	0.6	0.49	0.93	0.782
Teneur en soufre % poids	0.0383	/	0.1069	0.1487	0.1042	/
Point d'éclair (°C)	< -5	/	< 20	< 5	< 20	/
Point de congélation (°C)	< -40	-21	< -39	< -46	< -42	-36
Facteur de caractérisation KUOP	12.15	12.2	12	11.9	12.02	12.25
Poids moléculaire (g/mole)	186	205	166	192	159	187
Pouvoir Calorifique (k cal/Kg)	11090	/	11090	10970	11120	/

Dans le tableau suivant, nous donnons les rendements en gasoil (données de la raffinerie).

Tableau II.2 : Rendement en gasoil des différents bruts

Caractéristiques des Gasoil	Brut 1	Brut 2 (Brut B)	Brut 3	Brut 4	Brut 5	Brut 6 (Brut C)
Gasoil Leger						
PI - PF (°C)	250-320 250-375	250-320	/	250-320 250-375	/	250-320
Densité à (15 °C)	0.8356 0.8446	/	/	0.8462 0.8567	/	/
% Poids	13.34 25.79	14.36	/	15.46 24.11	/	11.87
% Vol	12.71 24.12	13.92	/	15.08 23.20	/	11.28
Gasoil Lourd						
PI - PF (°C)	320-375	320-380	/	320-375	/	320-380
Densité à (15 °C)	1	/	/	0.8768	/	/
% Poids	12.45	11.44	/	8.65	/	8.08
% Vol	11.41	10.77	/	8.12	/	7.44
Gasoil Total						
PI - PF (°C)	165-350	165-350	165-350 250-320 250-375 320-375	165-350	165-350 250-320 250-375 320-375	165-350
Densité à (15°C)	0.8177	/	0.8299 0.8447 0.8600 0.8740	0.8286	0.8312 0.8524 0.8603 0.8851	/
% Poids	42.98	40.6	41.57 16.57 24.93 08.36	39.04	40.86 18.30 25.23 6.93	34.63
% Vol	41.66	40.05	39.83 15.50 23.05 07.05	39.61	38.74 16.91 23.06 6.15	33.67

3. Optimisation du rendement en gasoil en fonction de la densité et la TVR :

pour pouvoir optimiser le rendement en gasoil, nous avons choisi deux propriétés : la densité et la tension de vapeur qui conditionnent la « légèreté » ou « la lourdeur » des pétroles bruts ; si la TVR est élevée, le rendement en gasoil sera faible, contrairement à la densité, les deux propriétés varient en sens inverse.

La corrélation proposée pour estimer le rendement en gasoil en fonction des propriétés additives des bruts est la suivante :

$$\rho = A_0 + A_1 \times d + A_2 \times TVR + A_3 \times d \times TVR + A_4 \times d^2 + A_5 \times TVR^2 \quad (3.1)$$

Avec :

ρ : Rendement en gasoil.

d : Densité du brut à 15 °C.

TVR : Tension de vapeur du brut.

A_i : $i=1..6$: Coefficients réels de la corrélation.

Les coefficients de cette corrélation sont déterminés en utilisant la banque de données précédemment présentée (densité, tension de vapeur, rendement en gasoil), après la résolution par la méthode de GAUSS du système d'équations suivant :

$$\rho_1 = A_0 + A_1 \times d_1 + A_2 \times TVR_1 + A_3 \times d_1 \times TVR_1 + A_4 \times d_1^2 + A_5 \times TVR_1^2$$

$$\rho_2 = A_0 + A_1 \times d_2 + A_2 \times TVR_2 + A_3 \times d_2 \times TVR_2 + A_4 \times d_2^2 + A_5 \times TVR_2^2$$

$$\rho_3 = A_0 + A_1 \times d_3 + A_2 \times TVR_3 + A_3 \times d_3 \times TVR_3 + A_4 \times d_3^2 + A_5 \times TVR_3^2$$

$$\rho_4 = A_0 + A_1 \times d_4 + A_2 \times TVR_4 + A_3 \times d_4 \times TVR_4 + A_4 \times d_4^2 + A_5 \times TVR_4^2$$

$$\rho_5 = A_0 + A_1 \times d_5 + A_2 \times TVR_5 + A_3 \times d_5 \times TVR_5 + A_4 \times d_5^2 + A_5 \times TVR_5^2$$

$$\rho_6 = A_0 + A_1 \times d_6 + A_2 \times TVR_6 + A_3 \times d_6 \times TVR_6 + A_4 \times d_6^2 + A_5 \times TVR_6^2$$

La résolution de ce dernier système a donné les valeurs des coefficients suivantes :

Tableau II. 3: Coefficients de l'équation (3.1).

Coefficients	Valeurs
A_0	-58465.81
A_1	143072.793
A_2	2732.92484
A_3	-3806.15232
A_4	-87246.9351
A_5	217.88544

Nous avons déterminé le point stationnaire de la fonction (3.1) en premier lieu sans tenir compte des contraintes sur la densité et la TVR, par calcul des dérivées suivantes :

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho}{\partial d} &= A_1 + A_3 \times TVR + 2 \times A_4 \times d = 0 \\ \frac{\partial \rho}{\partial TVR} &= A_2 + A_3 \times d + 2 \times A_5 \times TVR = 0 \end{aligned} \quad (3.2)$$

Après calcul, on trouve le point stationnaire suivant : $(d_{\max}, TVR_{\max}) = (0.8036, 0.747)$, ensuite on vérifie que :

- Le point stationnaire satisfait les contraintes.
- Le rendement donné par la corrélation précédente est maximal pour les valeurs de densité, et TVR trouvées, en utilisant le développement du TAYLOR (voir annexe 3)

4. Définition du « brut mélange » :

La détermination des proportions des trois bruts A, B et C dans le brut mélange est basée sur l'additivité de la densité, et la TVR, par la résolution du système d'équations suivant :

$$\begin{aligned} x_a \times d_a + x_b \times d_b + x_c \times d_c &= d_{\max} \cdot \\ x_a \times TVR_a + x_b \times TVR_b + x_c \times TVR_c &= TVR_{\max} \cdot \end{aligned} \quad (3.3)$$

$$x_a + x_b + x_c = 1.$$

Où : x_a, x_b, x_c les proportions des pétroles bruts A, B et C respectivement dans le « brut mélange ».

TVR_a, TVR_b, TVR_c les tensions de vapeur des pétroles bruts A, B et C respectivement.

d_a, d_b, d_c les densités des pétroles bruts A, B et C respectivement.

La résolution nous a donné les résultats suivants :

Tableau II.4 : Proportions des bruts A, B et C dans le « brut mélange »

Brut	Le pourcentage (% Vol)
A	25
B	55
C	20

5. Déduire les courbes TBP et densité du brut mélange :

Les courbes TBP et de densité du « brut mélange » sont déduites sur la base de l'additivité du % volumique distillé et de la densité [8], en calculant à chaque température T la densité et le volume distillé de « Brut mélange » par les deux formules suivantes :

$$V_m = x_a \times V_a + x_b \times V_b + x_c \times V_c \quad (3.4)$$

$$d_m = x_a \times d_a + x_b \times d_b + x_c \times d_c \quad (3.5)$$

V_a, V_b, V_c, V_m les volumes distillés à température T des brut A, B, C et le mélange respectivement.

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant:

Tableau.II.5 : Résultats de calcul de la TBP du Brut mélange.

FP	Temperature °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Densité	% Volume	% Volume cumulés	Kuop
Légers	< 30	4.54	4.54	0.5974	6.11	6.11	/
1	30 - 65	3.44	7.99	0.6405	4.32	10.43	12.98
2	65 - 70	0.67	8.65	0.6776	0.79	11.22	12.53
3	70 - 80	1.37	10.02	0.6873	1.6	12.82	12.32
4	80 - 90	2.28	12.30	0.7006	2.61	15.43	12.32
5	90 - 100	2.49	14.79	0.7146	2.8	18.23	12.19
6	100 - 110	2.09	16.88	0.7244	2.32	20.55	12.13
7	110 - 120	2.55	19.43	0.7326	2.8	23.35	12.10
8	120 - 130	2.37	21.80	0.7422	2.57	25.92	12.04
9	130 - 140	2.35	24.15	0.7487	2.52	28.44	12.04
10	140 - 150	2.14	26.29	0.7581	2.27	30.71	11.99
11	150 - 160	2.17	28.46	0.7665	2.27	32.98	11.95
12	160 - 165	1.61	30.06	0.7729	1.67	34.65	11.92
13	165 - 170	1.28	31.35	0.7757	1.33	35.98	11.92
14	170 - 180	2.89	34.24	0.7798	2.98	38.96	11.93
15	180 - 190	1.51	35.75	0.7851	1.55	40.51	11.93
16	190 - 200	2.01	37.76	0.7905	2.04	42.55	11.93
17	200 - 210	2.11	39.87	0.7963	2.13	44.68	11.93
18	210 - 220	2.41	42.28	0.8003	2.42	47.1	11.96
19	220 - 230	3.63	45.91	0.8143	3.58	50.68	11.83
20	230 - 240	1.98	47.89	0.8190	1.94	52.62	11.84
21	240 - 250	2.37	50.25	0.8242	2.31	54.93	11.84
22	250 - 260	1.91	52.16	0.8287	1.85	56.78	11.85
23	260 - 270	2.08	54.25	0.8332	2.01	58.79	11.86
24	270 - 280	2.06	56.30	0.8355	1.98	60.77	11.90
25	280 - 290	1.67	57.97	0.8374	1.6	62.37	11.95
26	290 - 300	2.12	60.09	0.8391	2.03	64.4	11.99
27	300 - 310	1.73	61.82	0.8437	1.65	66.05	12.00
28	310 - 320	2.02	63.84	0.8490	1.91	67.96	11.99
29	320 - 330	2.05	65.89	0.8605	1.91	69.87	11.90
30	330 - 340	1.75	67.64	0.8622	1.63	71.5	11.94
31	340 - 350	1.58	69.22	0.8642	1.47	72.97	11.98
32	350 - 360	1.56	70.78	0.8666	1.45	74.42	12.01
33	360 - 370	1.48	72.26	0.8683	1.37	75.79	12.05
34	370 - 375	0.70	72.96	0.8699	0.65	76.44	12.07
35	375 - 380	0.89	73.85	0.8715	0.82	77.26	12.08
Résidu	380+	26.91	100.00	0.9508	22.74	100	/

❖ La courbe TBP du Brut mélange :

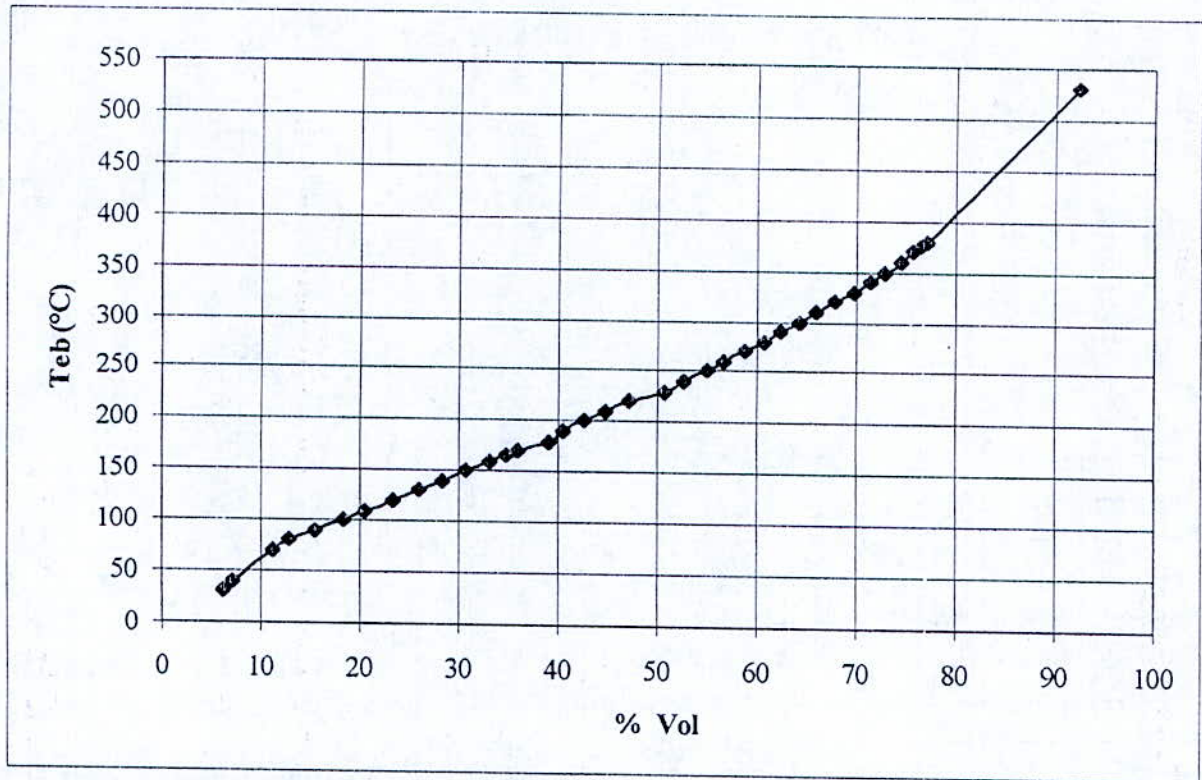


Fig.II.1 : La courbe de TBP theorique du mélange.

❖ La courbe Densité du brut mélange :

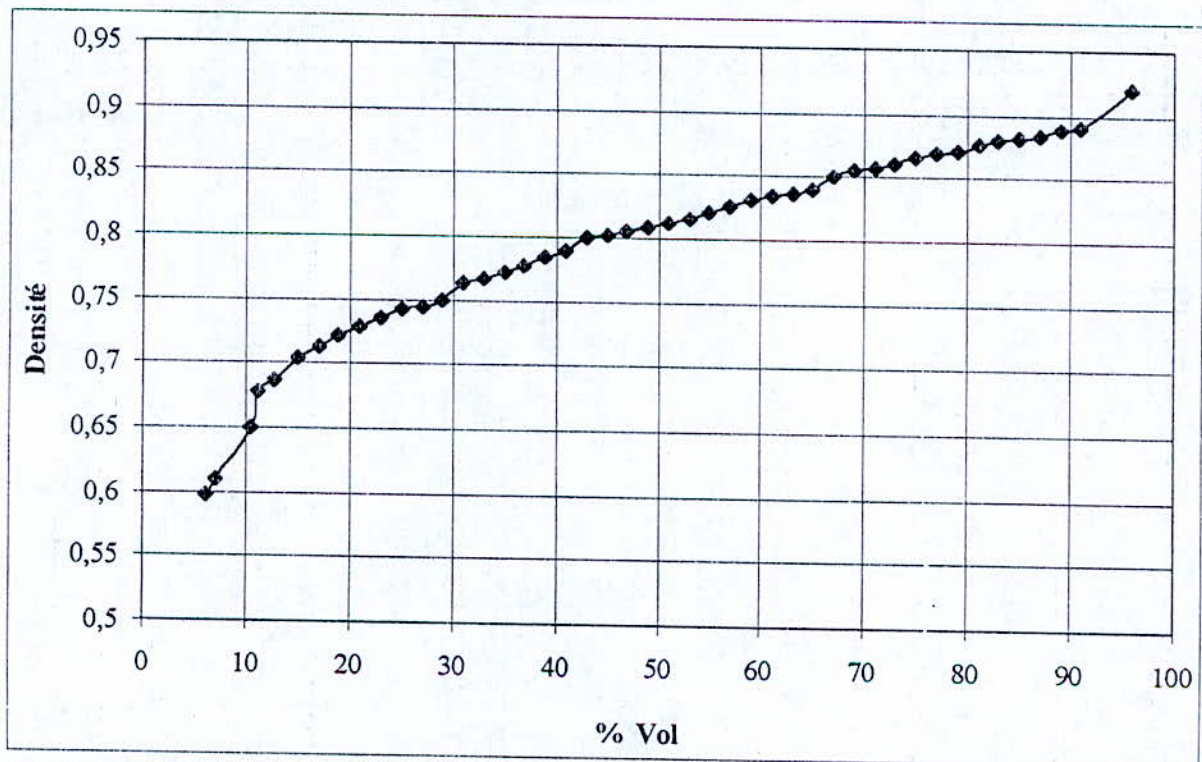


Fig.II.2 : la courbe de densité theorique du Brut mélange.

❖ Bilan des gaz :

Le bilan des gaz représenté dans le tableau ci-dessus est déduit par calcul et cela en admettant l'additivité de la densité et du volume distillé.

Tableau II.6 : Résultats de calcul du bilan des gaz.

Constituants	Densité	% Poids	% volume
C3	0.5072	0.27	0.41
iC4	0.5625	0.44	0.62
nC4	0.5836	2.10	2.84
iC5	0.6241	0.60	0.75
nC5	0.6305	0.45	0.56
Total	0.5859	3.88	5.19

6. Estimation du rendement en gasoil du « brut mélange » :

Pour estimer le rendement en gasoil du « brut mélange », nous avons tracé les courbes iso-propriétés suivantes : iso-densité, déduite à partir de la courbe densité du « brut mélange », en déterminant des fractions pétrolières ayant des PI et PF différents mais une même densité, l'indice de cétane pour les différentes coupes calculé par la corrélation de GUIBET[5] (annexe 2), et T_{90} de la courbe distillation du gasoil. Ensuite nous avons défini la coupe gasoil de la façon suivante :

On déterminé le point PI correspondant à une température de 165°C, et le point PF pour lequel la coupe gasoil présentée par l'intervalle [PI-PF] soit à la fois maximale, et vérifie toutes les spécifications présentées (densité, distillation, indice de cétane) (fig.II.3).

Sur la courbe iso-propriété nous n'avons pas représenté le soufre car la détermination de cette propriété pour le brut mélange à partir des teneurs en soufre des trois brut A, B et C n'est pas évidente, étant donné qu'il n'y est aucune corrélation concernant le calcul de cette propriété, et on se limitera donc de vérifier que notre coupe gasoil répond à cette spécifications après la distillation du « brut mélange ».

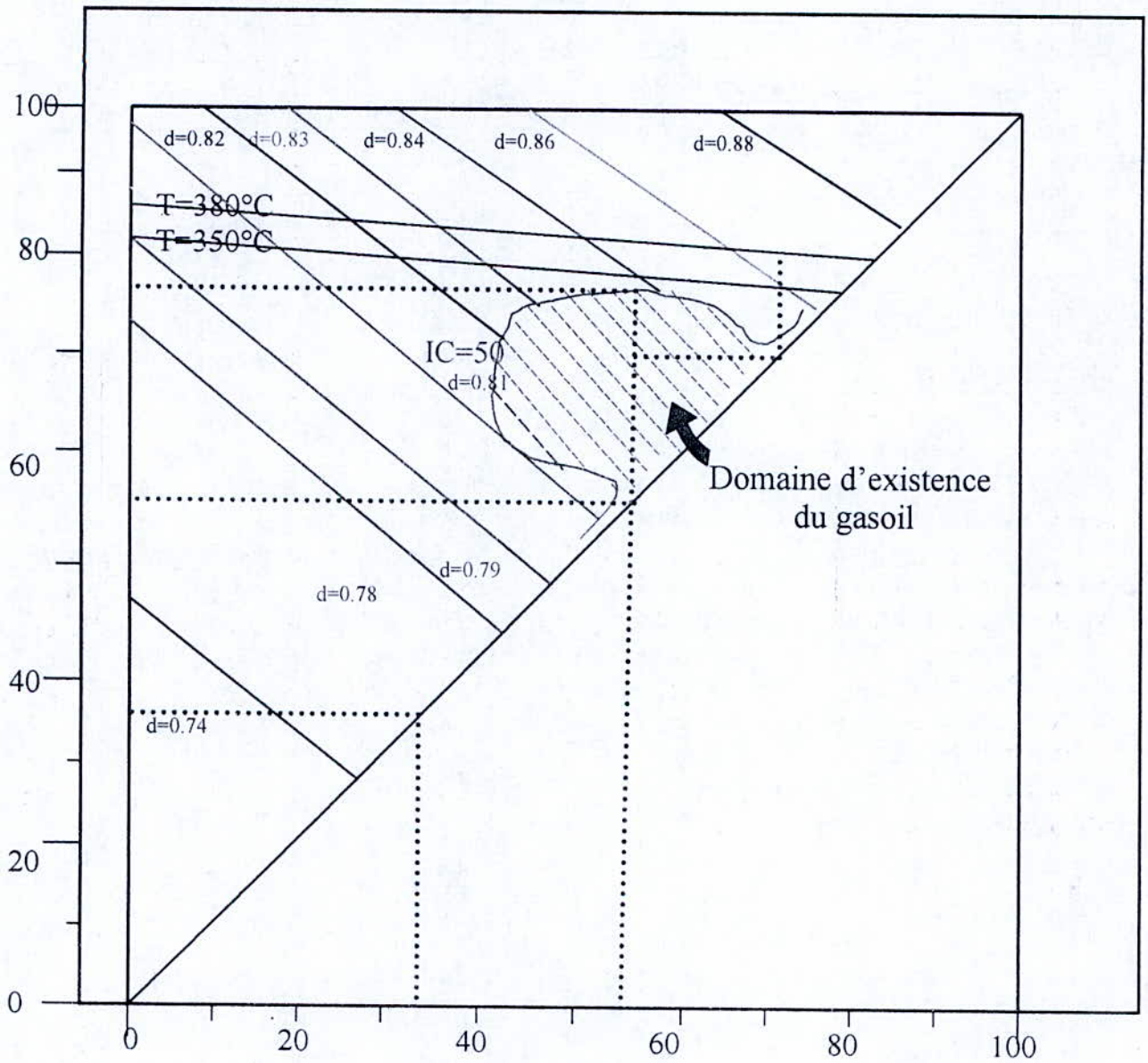


Fig.II.3 Les courbes iso-propriétés de la coupe moyenne du brut mélange.

7. Caractéristiques de la coupe gasoil :

Après la détermination du rendement en gasoil à partir des courbes iso-propriétés, nous avons calculé en utilisant des corrélations empiriques (Annexe2) quelques propriétés importantes comme (la densité, indice de cétane, la viscosité) de cette coupe gasoil. Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau II.7 : Estimation des caractéristiques de la coupe gasoil.

Coupe	% volume	Position sur brut	Densité d ¹⁵	Indice de cétane	Viscosité (cst)
Kérosène 165-250 °C	20.50	34.5-55	0.7950	46.67	0.56
Gasoil léger 250-320 °C	13	55-68	0.8375	50.61	2.93
gasoil lourd 320-380 °C	10	68-78	0.8610	50.26	6.04
Gasoil total 165-350 °C	39	34.5-73.5	0.8180	52.53	2.14

Après analyse des résultats du tableau précédent, nous constatons que pour la coupe gasoil léger, elle vérifie toutes les spécifications notamment la densité, l'indice de cétane et la viscosité, contrairement à la coupe gasoil lourd qui a une densité et une viscosité relativement supérieures aux limites permises, néanmoins concernant la coupe gasoil total, on remarque qu'elle satisfait la densité et l'indice de cétane, quant à la viscosité elle est relativement faible et cela peut se justifier par le fait que la coupe Kérosène est totalement injecter avec la coupe gasoil total.

ETAPE III :

**La distillation TBP du «brut mélange»
et caractérisation de la coupe gasoil
obtenue.**

Après avoir défini le « brut mélange » à partir des proportions des trois bruts A, B, et C calculées précédemment, nous avons effectué une distillation T.B.P de ce brut mélange afin de déterminer son rendement expérimental en gasoil.

Ensuite nous avons déterminé à l'aide des essais normalisés les principales caractéristiques de la coupe gasoil obtenue à savoir : la distillation, la densité, indice de cétane, teneur en soufre, viscosité,...etc, enfin une étude comparative entre les résultats théoriques et expérimentaux a été faite.

1. Préparation de l'échantillon :

Afin d'effectuer une distillation TBP du « brut mélange », nous avons préparé un échantillon d'un volume de 4 l, contenant : 25 % du brut A, 55 % du brut B et 20 % du brut C, la masse de la charge était de 3254.2 g, avec une densité de 0.8050.

Les résultats concernant la préparation de l'échantillon son regroupés dans le tableau suivant :

Tableau III.1 : Résultats de la préparation de l'échantillon du brut mélange.

Les bruts	% volume	Le volume (cm ³)	Densité
Le brut A	25%	1000	0.7994
Le brut B	55%	2200	0.8099
Le brut C	20%	800	0.7918
Le brut mélange	100%	4000	0.8050

D'après les résultats du tableau précédent, on constate l'écart entre la densité du l'échantillon (0.8050), et la densité calculée du brut mélange (0.8036), et cela peut être justifié par les erreurs produites lors de la préparation des volumes des trois bruts A, B et C pour les mélanger.

2. Distillation TBP du brut mélange :

La distillation TBP du brut mélange s'est faite en deux étapes, dont la première consiste à une distillation sous pression atmosphérique de 10 en 10 °C jusqu'à une température en tête de la colonne de 220 °C.

Nous passons, ensuite, à la distillation sous vide qui s'effectue elle aussi en deux étapes, en premier lieu à 40 mmHg, de 220 °C à 300 °C, après jusqu'à une température de 380 °C sous une pression de 10 mmHg.

Au cours de cette distillation, les pertes sont évaluées à 0.4 %, soit à 13.01 g de la charge, deux tiers de ces pertes sont ajoutés aux C₅ et le tiers restant sera pour la première fraction.

Cette distillation, nous a permis de récupérer 35 fractions et un résidu. Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau III.2 : Résultats de la TBP expérimentale du brut mélange.

FP	Température °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Densité à 15 °C	% Volume	% Volume cumulés	Indice de réfraction à 20 °C	K _{UOP}
Légers	< 15	3.89	3.89	0.5859	5.35	5.35	/	/
1	15 - 65	4.81	8.7	0.6483	5.54	10.89	1.3709	12.73
2	65 - 70	1.16	9.86	0.6865	1.36	12.25	1.3895	12.36
3	70 - 80	1.28	11.14	0.7027	1.47	13.72	1.3965	12.17
4	80 - 90	1.89	13.03	0.7108	2.14	15.86	1.3995	12.14
5	90 - 100	2.76	15.79	0.7218	3.08	18.94	1.4865	12.07
6	100 - 110	1.54	17.33	0.7334	1.69	20.63	1.4124	11.98
7	110 - 120	2.72	20.05	0.7337	2.99	23.62	1.4130	12.08
8	120 - 130	2.34	22.39	0.7446	2.53	26.15	1.4178	12.00
9	130 - 140	1.93	24.32	0.7580	2.05	28.20	1.4261	11.89
10	140 - 150	2.04	26.36	0.7584	2.17	30.37	1.4252	11.98
11	150 - 160	2.27	28.63	0.7672	2.38	32.75	1.4311	11.94
12	160 - 165	1.64	30.27	0.7747	1.71	34.46	1.4357	11.89
13	165 - 170	0.92	31.19	0.7772	0.95	35.41	1.4371	11.90
14	170 - 180	2.10	33.29	0.7799	2.17	37.58	1.4386	11.93
15	180 - 190	2.24	35.53	0.7849	2.30	39.88	1.4400	11.94
16	190 - 200	2.26	37.79	0.7913	2.30	42.18	1.4445	11.92
17	200 - 210	2.02	39.81	0.7965	2.04	44.22	1.4469	11.98
18	210 - 220	1.97	41.78	0.7999	1.98	46.21	1.4479	11.97
19	220 - 230	3.79	45.57	0.8151	3.75	49.95	1.4562	11.82
20	230 - 240	1.34	46.91	0.8147	1.33	51.28	1.4560	11.90
21	240 - 250	2.60	49.51	0.8218	2.55	53.83	1.4607	11.87
22	250 - 260	2.09	51.6	0.8270	2.04	55.86	1.4643	11.88
23	260 - 270	2.24	53.84	0.8313	2.17	58.03	1.4664	11.89
24	270 - 280	1.75	55.59	0.8359	1.69	59.72	1.4689	11.89
25	280 - 290	2.36	57.95	0.8407	2.26	61.98	1.4710	11.90
26	290 - 300	2.52	60.47	0.8393	2.42	64.40	1.4702	11.99
27	300 - 310	2.07	62.54	0.8450	1.97	66.37	1.4728	11.98
28	310 - 320	2.02	64.56	0.8516	1.91	68.28	1.4769	11.96
29	320 - 330	1.57	66.13	0.8556	1.48	69.76	1.4790	11.95
30	330 - 340	2.05	68.18	0.8618	1.92	71.68	1.4844	11.94
31	340 - 350	1.52	69.7	0.8646	1.42	73.10	1.4845	11.97
32	350 - 360	1.51	71.21	0.8679	1.40	74.50	1.4861	11.99
33	360 - 370	1.32	72.53	0.8696	1.22	75.72	1.4862	12.03
34	370 - 375	0.70	73.23	0.8699	0.65	76.37	1.4882	12.09
35	375 - 380	0.90	74.13	0.8706	0.83	77.20	1.4882	12.1
Résidu	380+	25.87	100	0.9139	22.80	100.00	/	/

❖ Courbe TBP expérimentale du brut mélange :

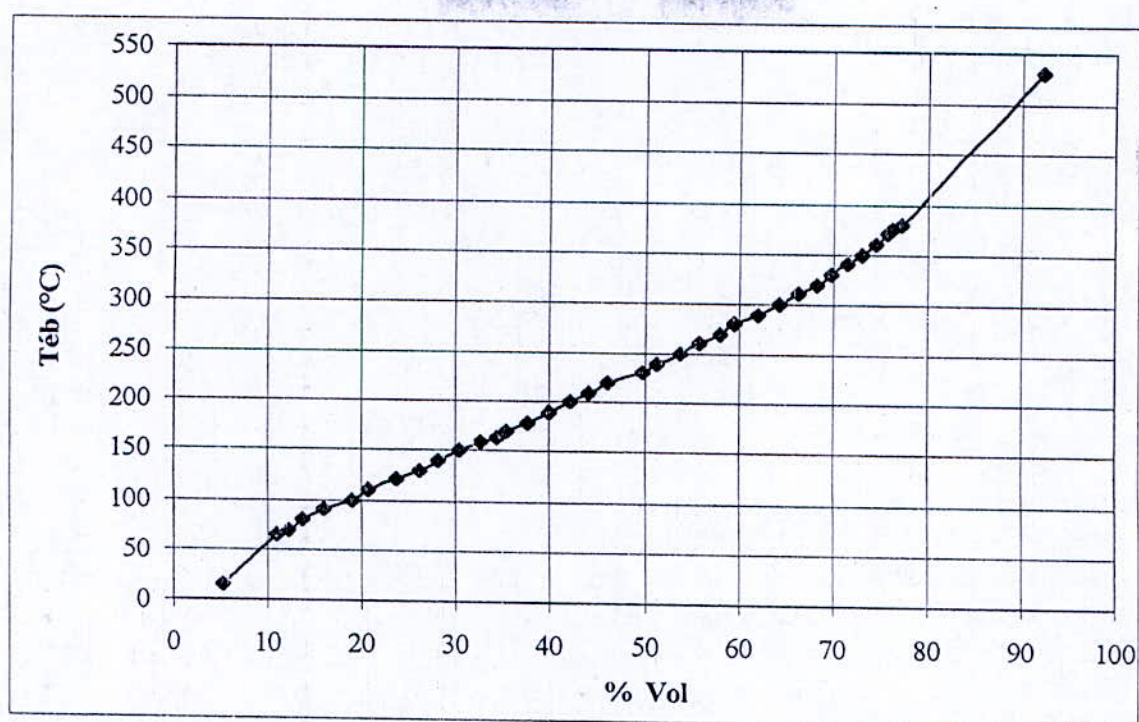


Fig.III.1 : La courbe TBP expérimentale du brut mélange.

❖ La courbe densité expérimentale du brut mélange :

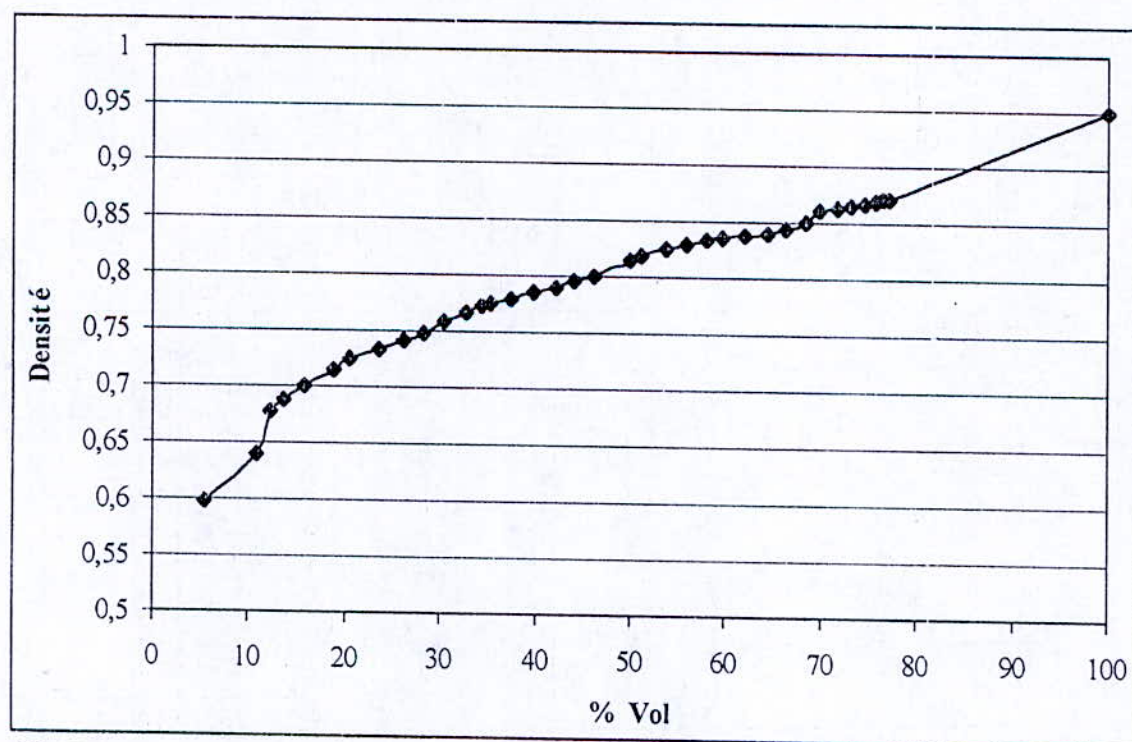


Fig.III.2 : La courbe densité expérimentale du brut mélange.

Commentaires :

D'après les résultats du tableau précédent, on constate l'importance de la quantité des gaz récupérés qui représente 5.35 % du volume initial de la charge.

Lors de distillation atmosphérique, nous avons récupéré 18 fractions, le volume cumulé de ces fractions représente 40.86 % du volume initial de la charge.

Concernant la phase de la distillation sous vide, le nombre de fractions récupérées est de 17, avec un pourcentage volumique de 30.99%, et un résidu d'une masse de 842 g, ce qui représente un pourcentage volumique de 22.80 %, ce qui veut dire que nous avons distillé 77.20 % du volume de la charge initiale du brut mélange.

La courbe TBP (Fig.III.1), présente un aspect allongé pour les intervalles de températures moyennes (150-350), traduisant le passage lent des fractions légères aux fractions lourdes, ce qui peut être justifié par la richesse du brut mélange en hydrocarbures moyens.

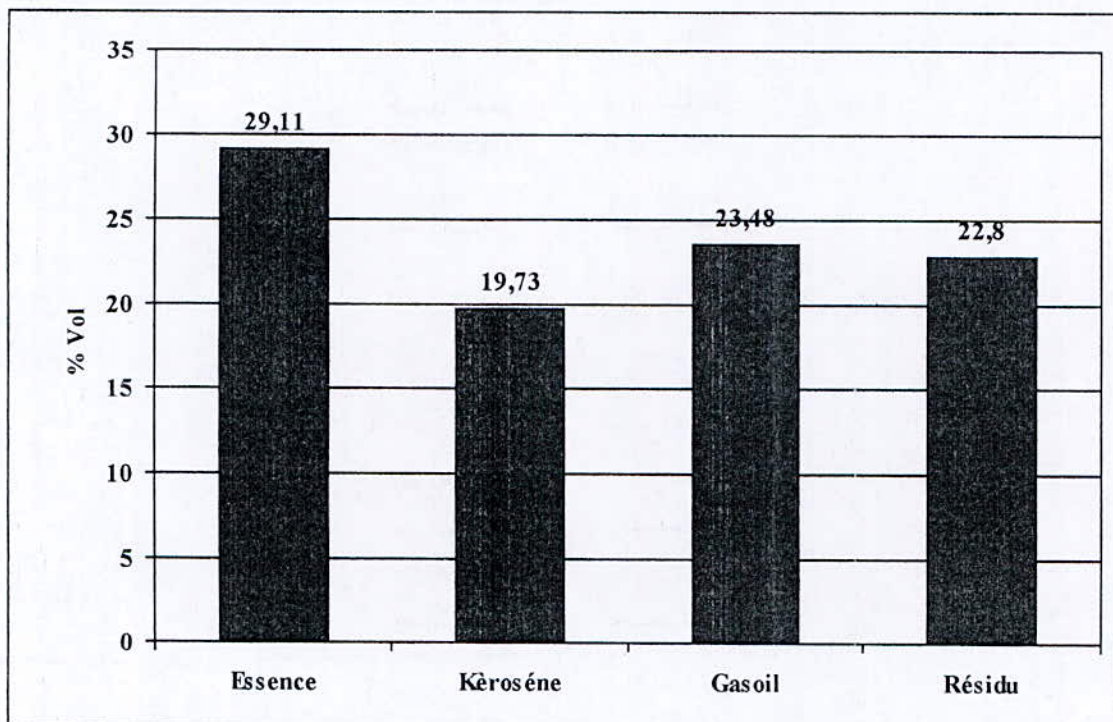
3. Evaluation des rendements expérimentaux :

De l'exploitation de la courbe TBP, il ressort que le brut mélange contient :

- Une fraction essence (légère+lourde), dont le point d'ébullition est inférieur à 165 °C, et représentant un pourcentage volumique distillé de 29.11% ;
- Une coupe de type kérosène, dont le point d'ébullition est inférieur à 250 °C, représentant un pourcentage volumique distillé de 19.73 %.
- Une fraction de type gasoil (léger+lourd), dont le point d'ébullition est inférieur à 380°C, représentant un pourcentage volumique de 23.38 %.
- Un résidu ,dont le point d'ébullition est supérieur à 380 °C, représentant un pourcentage volumique de 22.80 %.

Les résultats de ce découpage sont représenté sur l'histogramme suivant :

Fig.III.3 : Rendements expérimentaux en différentes coupes du brut mélange.



4. Caractérisation de la coupe gasoil obtenue :

D'après les résultats de la distillation TBP du brut mélange, la coupe gasoil total correspondante à l'intervalle de température [165-350], présente un rendement volumique de 38.64%, cette coupe comporte une coupe kérosène avec un rendement de 19.73%, une coupe gasoil (léger+lourd), avec un pourcentage volumique de 23.38%, dont 14.46% pour la coupe gasoil léger, et 8.92% pour la coupe gasoil lourd.

Les caractéristiques physico-chimiques de la coupe gasoil total sont déterminées soit à l'aide des essais normalisés, soit par des corrélations, les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau III.3 : Les caractéristiques de la coupe gasoil.

Résultats obtenus par mesure		
Caractéristiques	Normes	résultats
Densité à 20 °C	ASTM : 4052	0.8187
Indice de réfraction n^{20}	ASTM : 1218	1.4609
Viscosité cinématique à 37.8 °C/100 °F (Cst)	ASTM D445	2.27
Teneur en soufre (ppm)	ASTM D4294 - 03	390
Indice de cétane	ASTM D613	53.4
Point d'écoulement (°C)	NFT 60-105	- 31.3
Résultats obtenus par calcul		
Caractéristiques	Méthode de calcul	Résultats
Densité à 15 °C	Tables de conversion	0.8211
Densité °API	corrélation	40.83
Température d'ébullition moyenne (°C) t_{mav}	abaque	249
Facteur de caractérisation Kuop	corrélation	11.93
Poids moléculaire (g /mole)	corrélation	174.26
Teneur en carbone		
• Paraffine (% pds)	n.d.M	• 63.26
• Naphtène (% pds)		• 24.01
• Aromatique (% pds)		• 12.72

5. La distillation ASTM D86 de la coupe gasoil :

la courbe de distillation représente l'évolution de la fraction distillée en volume, en fonction de la température à pression atmosphérique dans un appareillage normalisé. Les résultats de la distillation sont rapportés sur le tableau suivant :

Tableau III.4 : Résultats de la distillation ASTM de la coupe gasoil.

% volume distillé	Température (°C)
PI	186.4
5	197.7
10	202.3
15	206.6
20	211.4
25	216.4
30	222.3
35	228.8
40	236.0
45	243.0
50	250.7
55	258.2
60	265.8
65	273.9
70	281.7
75	289.7
80	297.6
85	305.5
90	313.8
95	324.6
PF	329.8
Volume total condensé % vol	98.1
Résidu mesuré % vol	1.3
Volume total récupéré % vol	99.4
Pertes % vol	0.6

❖ Courbe distillation ASTM D86 :

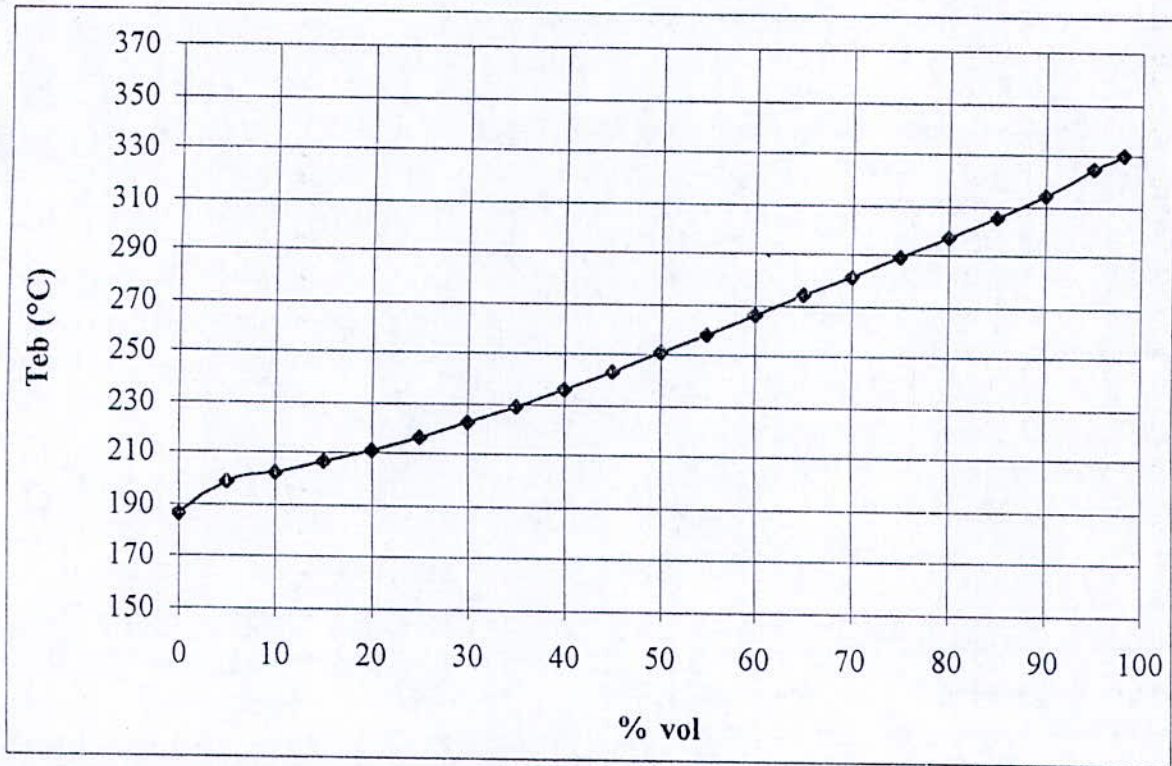


Fig.III.4 : La courbe distillation ASTM de la coupe gasoil obtenu.

6. Comparaison des résultats aux normes algériennes et européennes :

Spécifications	Normes	résultats	Limites (1999) NA 8110	Limites (2005) EN 590
Densité à 15 °C	ASTM D1500	0.8211	0.81 – 0.86	0.82 – 0.845
Distillation (°C)	ASTM D86	273.9	250 min	250 min
• 65 % vol		305.5	350 max	350 max
• 85 % vol		324.6	---	360 max
• 95 % vol		329.8	390 max	---
• PF				
Viscosité à 40 °C (cst)	ASTM D445	2.27	2.04 – 4.5	2.04 – 4.5
Teneur en soufre (ppm)	ASTM D2622	390	1500	50
Indice de cetane	ASTM D613	53.4	48	53
Point d'écoulement (°C)	ASTM 2500	- 31.3	- 12 max	- 12 max

Commentaires :

Après l'analyse des caractéristiques principales de la coupe gasoil total obtenue, et la comparaison de ces résultats aux limites imposées par la norme algérienne (NA 8110), et la norme européenne (EN 590), nous constatons que:

➤ La distillation :

Le point initial de la distillation ASTM D86 de la coupe gasoil est relativement élevé (186.4°C) par rapport au point initial de la fraction gasoil (165°C), cela peut être expliqué par la présence des hydrocarbures lourds qui empêchent les légers de s'évaporer rapidement, il est possible qu'il parvienne de la vitesse de chauffage, ou la puissance du refroidissement (condensation rapide et précoce des vapeurs).

Aux points : 65 % vol et 85 % vol, la température d'ébullition répond aux valeurs imposées par la norme algérienne (NA 8110) et la norme européenne (EN 590).

A 95 % vol, la température d'ébullition satisfait la norme européenne, quant à la norme algérienne elle n'est pas spécifiée.

Le point final de la distillation ASTM qui n'est pas spécifié dans la norme européenne répond à la norme algérienne.

➤ La viscosité :

La valeur de la viscosité quoi qu'elle répond aux normes européenne et algérienne imposées, elle reste relativement faible est cela à cause de l'incorporation de toute la fraction kérosène à la fraction gasoil total.

➤ La teneur en soufre :

La teneur en soufre est nettement inférieure à la limite supérieure imposée par la norme algérienne (NA8110) en 1999 à (1500 ppm), et en 2004 à (400 ppm) . Cependant elle est loin de satisfaire la spécification européenne actuelle (50 ppm).

➤ L'indice de cétane :

La valeur de l'indice de cétane de la coupe gasoil total est conforme aux limites imposées par les normes algérienne et européenne.

➤ Le point d'écoulement :

Cette coupe de gasoil présente de bon comportement à froid, avec un point d'écoulement nettement inférieur à la limite supérieure admise et cela se justifie toujours par le kérosène additionné à la coupe totale de gasoil.

7. Comparaison des courbes TBP théorique et expérimentale :

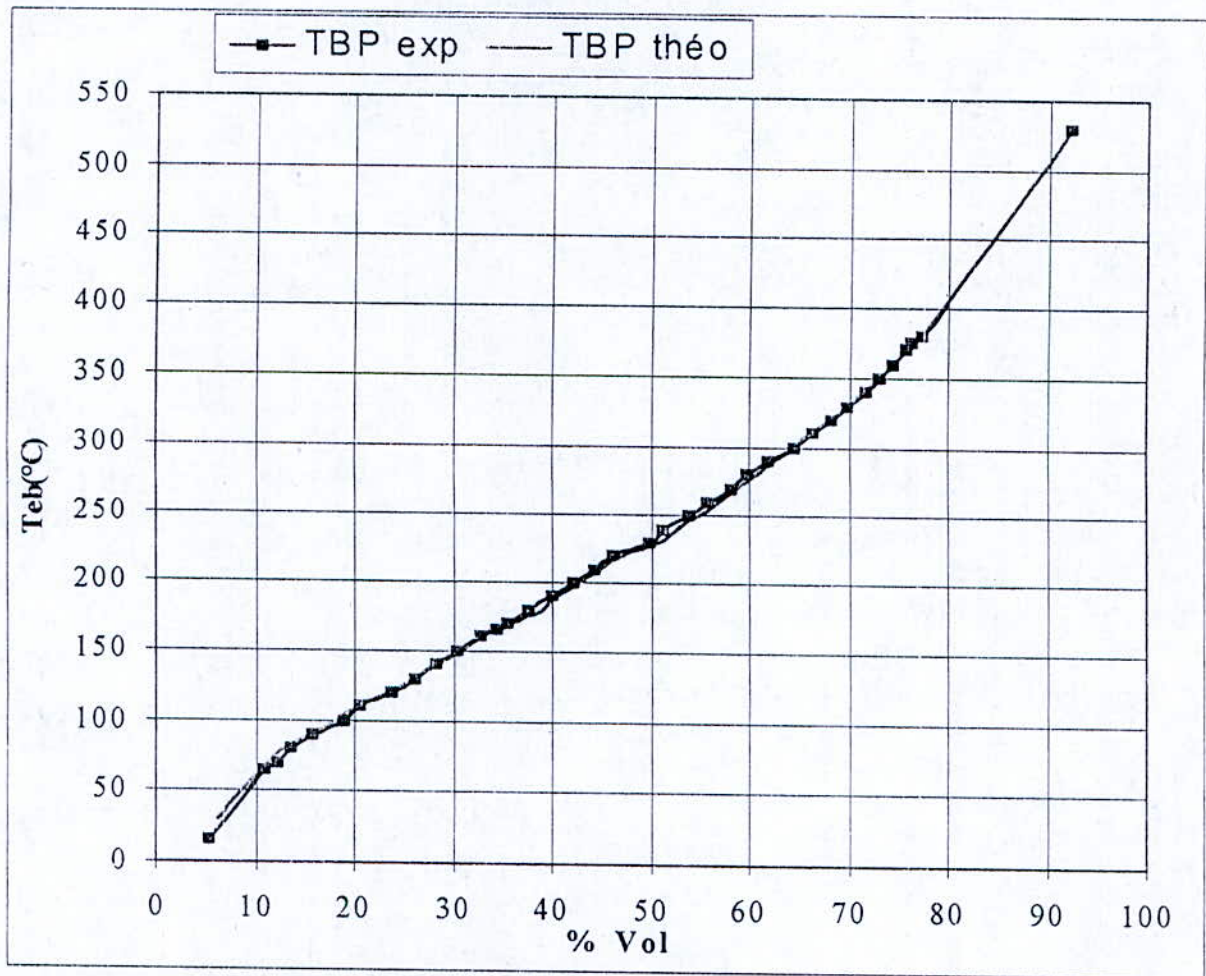


Fig.III.5 : Les courbes TBP théorique et expérimentale.

Commentaires :

Après analyse des courbes TBP théorique et expérimentale du brut mélange présentées sur la (fig.III.5), on constate pour les fractions légères que le volume distillé réellement est légèrement supérieur à celui obtenu par calcul théorique, et cela est dû aux pertes des légers lors de la préparation de l'échantillon car les trois bruts ne sont pas bien stabilisés, ensuite les deux courbes deviennent presque totalement confondues, ce qui confirme l'additivité des volumes distillés à une température donnée, et le bon déroulement de la distillation du brut mélange.

8. Comparaison de la coupe gasoil théorique et expérimentale :

Caractéristiques	Gasoil théorique	Gasoil expérimental
Rendement volumique (% vol)	39.0	38.64
Position sur le brut	34.50-73.50	34.46-73.10
Densité à 15 °C	0.8180	0.8211
Indice de cétane	52.03	53.4
Viscosité à 37.8 °C/100 °F (Cst)	2.19	2.27
Point d'écoulement (°C)	- 31.99	- 31.3
Kuop	11.88	11.93
Poids moléculaire (g /mole)	183.18	174.26

Nous remarquons dans le tableau précédent que les caractéristiques physico-chimiques de la coupe gasoil déterminées théoriquement sont très voisines de celles données par l'expérience, mis à part la valeur de la densité théorique qui est inconsiderablement différente de la valeur expérimentale ($Er = 0.3\%$) ; ce qui peut être dû à la différence entre la densité de l'échantillon théorique (0.8036) et l'échantillon réel (0.8056) du brut mélange, comme nous pouvons noter aussi une légère divergence de la masse moléculaire théorique du poids moléculaire expérimental ($Er = 5.6\%$).

Par conséquent nous pouvons dire que ces résultats ne confirment pas seulement la validité des corrélations utilisées pour l'estimations des caractéristiques les plus nécessaires de la coupe gasoil, mais aussi l'hypothèse admise concernant l'additivité de la densité et du volume distillé.

Conclusion :

L'objectif fixé pour cette étude, est de définir les proportions de trois pétroles bruts : A, B et C, alimentant la raffinerie de SKIKDA, pour former un « brut mélange », qui permet d'obtenir le meilleur rendement en gasoil et avec des caractéristiques répondant aux spécifications. Ce produit dont la demande est de plus en plus accrue et cela est du à la forte diésélisation du parc algérien.

A la lumière des résultats obtenus, nous constatons que l'approche estimative par corrélation a été bien choisie du fait que les résultats expérimentaux en sont très proches et parfois confondus.

En effet le pétrole brut mélange obtenu avec les proportions respectives de 25% du brut A, 55% du brut B et 20% du brut C a donné un bon rendement en gasoil en l'occurrence 38.6 %.

La courbe TBP déduite théoriquement est pratiquement confondue avec la TBP expérimentale.

De plus les caractéristiques physico-chimiques de la coupe gasoil calculées sont très proches des résultats obtenus au laboratoire à l'aide d'essais normalisés.

D'autre part la qualité de la coupe gasoil obtenue répond à toutes les spécifications excepté la teneur en soufre qui est relativement élevée comparée aux normes actuelles, d'ou la nécessité de la mise en place d'une unité de désulfuration afin d'abaisser la concentration en soufre qui est un produit indésirable dans la coupe pétrolière en question.

ANNEXE 1 :

Essais normalisés

Essai	Référence normative de l'essai
Densité	ASTM D4052
Indice de réfraction	ASTM D1218
Distillation ASTM	ASTM D 86, NF 07002
Distillation TBP	ASTM 2892
La viscosité cinématique	ASTM D445, ASTM D2270
Tension de vapeur Reid	ASTM D323 NFM 07-007
Point d'éclair en vase clos	ASTMD56, ASTM D93
Le point d'écoulement et le point trouble	ASTM D2500
Température limite de filtrabilité	NF M 07 - 042
Indice de cétane	ASTM D613
Le point d'aniline	ASTM D611
Carbone conradson	ASTM D4530
La teneur en soufre	ASTM D4294 -- ISO 8754/2003

ANNEXE 2 :

**Détermination des caractéristiques
physico-chimiques des fractions
pétrolières par corrélations et lecture
sur abaques**

1. Specific – gravity (Sp.Gr) :

La terminologie anglo-saxons utilise la *specific gravity* (Sp.Gr), définie pour deux températures standards identiques, soit 60 °F : ($Sg_{60/60°F}$), c'est à dire environ la densité à 15 °C [6].

La *specific gravity* est intéressante à connaître dans notre étude, étant donné qu'elle est utilisée dans plusieurs corrélations qui nous a permis d'estimer des propriétés physico-chimiques que l'on ne peut pas mesurer. Elle est définie par la relation suivante :

$$SpGr_{60°F/60°F} = \frac{d_{15}^4}{0.99904} \quad (01).$$

C i- après les résultats obtenus pour les différents échantillons :

- GTA : $SpGr = \frac{0.8380}{0.99904} = 0.8388$
- GTB : $SpGr = \frac{0.8320}{0.99904} = 0.8227$
- GTC : $SpGr = \frac{0.8215}{0.99904} = 0.8222$

Le tableau suivant résume les résultats obtenus :

Tableau.1 : *Specific gravity* des différents gasoils.

Coupe	Sp.Gr			
	Brut A	Brut B	Brut C	Brut mélange
Kérosène 165 – 250 °C	0.8017	0.7992	0.7928	0.7957
Gasol léger 250 – 320 °C	0.8438	0.8317	0.8312	0.8383
Gasol lourd 320 – 380 °C	0.8708	0.8620	0.8558	0.8618
Gasol total 165 – 350 °c	0.8388	0.8228	0.8222	0.8187

2. Degré API :

Un autre concept est utilisé également pour mesurer la densité, le degré API, défini par l'*American Petroleum Institute* comme étant une fonction hyperbolique de la *specific gravity* (Sp.Gr) [6].

$$°API = \frac{141.5}{SpGr_{60°F/60°F}} - 131.5 \quad (02)$$

- GTA : $°API = \frac{141.5}{0.8388} - 131.5 = 37.19$
- GTB : $°API = \frac{141.5}{0.8228} - 131.5 = 40.47$
- GTC : $°API = \frac{141.5}{0.8222} - 131.5 = 40.60$

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau.2 : Degré API des différents gazoles.

Coupe	Degré API			
	Brut A	Brut B	Brut C	Brut mélange
Kérosène 165 – 250 °C	45.00	45.55	46.98	46.33
Gasol léger 250 – 320 °C	36.19	38.63	38.73	37.29
Gasol lourd 320 – 380 °C	30.99	32.65	33.84	32.69
Gasol total 165 – 350 °C	37.19	40.47	40.59	41.33

3. Température moyenne pondérée :

La température moyenne pondérée T_{mav} pour les fractions pétrolières est déterminée à partir de la connaissance de la courbe distillation A.S.T.M. par une méthode empirique faisant intervenir les valeurs de la pente (s) et du point 50% de la courbe de distillation (t_{50}) [8]. Cette température moyenne pondérée est d'ailleurs reliée aux trois autres températures moyennes qui sont t_{10} , t_{70} et t_{90} [8].

La pente s est définie par la relation suivante :

$$S = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} \text{ en } ^\circ\text{C}/\% \quad (03).$$

La température moyenne pondérée est définie par la relation suivante :

$$t_{mav} = t_v \pm \Delta\theta \text{ en } ^\circ\text{C} \quad (04).$$

Avec : t_v la température volumétrique moyenne, elle est définie par la relation suivante :

$$t_v = \frac{(t_{10} + 2 \times t_{50} + t_{90})}{4} \text{ en } ^\circ\text{C} \quad (05)$$

$\Delta\theta$ la correction à ajouter à la température moyenne volumétrique t_v en $^\circ\text{C}$ [8].

La détermination de $\Delta\theta$ se fait par lecture sur l'abaque (fig :1) en fonction de la pente s.

➤ GTA

- Les points de la courbe de distillation du GTA sont :

$$t_{10} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}, \quad t_{50} = 235 \text{ } ^\circ\text{C}, \quad t_{70} = 275 \text{ } ^\circ\text{C}, \quad t_{90} = 315 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

- Calcul de la température moyenne volumétrique (t_v) :

$$t_v = \frac{180 + 2 \times 235 + 315}{4} = 241.25 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

- Calcul de la correction à ajouter à t_v :

$$S = \frac{(275 - 180)}{60} = 1.58 \text{ } ^\circ\text{C}/\%.$$

- Par lecture sur l'abaque, on trouve $\Delta\theta = -6 \text{ } ^\circ\text{C}$, donc :

$$t_{mav} = 241.5 - 6 = 235.25 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

➤ **GTB :**

- Les points de la courbe de distillation du GTB sont :

$$t_{10} = 182 \text{ °C}, t_{50} = 240 \text{ °C}, t_{70} = 292.5 \text{ °C}, t_{90} = 329 \text{ °C}.$$

- Calcul de la température moyenne volumétrique (t_v) :

$$t_v = \frac{182 + 2 \times 240 + 329}{4} = 247.75 \text{ °C}$$

- Calcul de la correction à ajouter à t_v :

$$S = \frac{(292.5 - 182)}{60} = 1.84 \text{ °C/\%}.$$

- Par lecture sur l'abaque, on trouve $\Delta\theta = - 11 \text{ °C}$, donc :

$$t_{\text{mav}} = 247.75 - 11 = 236.75 \text{ °C}.$$

➤ **GTC :**

- Les points de la courbe de distillation du GTC sont :

$$t_{10} = 177 \text{ °C}, t_{50} = 237 \text{ °C}, t_{70} = 277 \text{ °C}, t_{90} = 320.$$

- Calcul de la température moyenne volumétrique (t_v) :

$$t_v = \frac{177 + 2 \times 237 + 320}{4} = 242.75 \text{ °C}$$

- Calcul de la correction à ajouter à t_v :

$$S = \frac{(277 - 177)}{60} = 1.67 \text{ °C/\%}.$$

- Par lecture sur l'abaque, on trouve $\Delta\theta = - 8 \text{ °C}$, donc :

$$t_{\text{mav}} = 242.75 - 8 = 234.75 \text{ °C}.$$

➤ **GTM :**

- Les points de la courbe de distillation du GTM :

$$t_{10} = 180 \text{ °C}, t_{50} = 245 \text{ °C}, t_{70} = 285 \text{ °C}, t_{90} = 324 \text{ °C}.$$

- Calcul de la température moyenne volumétrique (t_v) :

$$t_v = \frac{181 + 2 \times 245 + 324}{4} = 248.5 \text{ °C}.$$

- Calcul de la température à ajouter à t_v :

$$S = \frac{(285 - 180)}{60} = 1.75 \text{ °C/\%}.$$

- Par lecture sur l'abaque, on trouve $\Delta\theta = - 9.5 \text{ °C}$.

$$t_{\text{mav}} = 248.5 - 9.5 = 239 \text{ °C}.$$

Les résultants obtenus sont regroupés dans le tableau ci-après :

Tableau.3 : La t_{mav} des différents échantillons.

Coupe	T_{mav} (°C)			
	Brut A	Brut B	Brut C	Brut mélange
Kérosène 165 – 250 °C	211.0	210.5	211.5	210.0
Gasol léger 250 – 320 °C	284.0	284.25	284.3	285.0
Gasol lourd 320 – 380 °C	349.0	346.0	351.0	350.0
Gasol total 165 – 350 °C	235.25	236.75	234.75	239.0

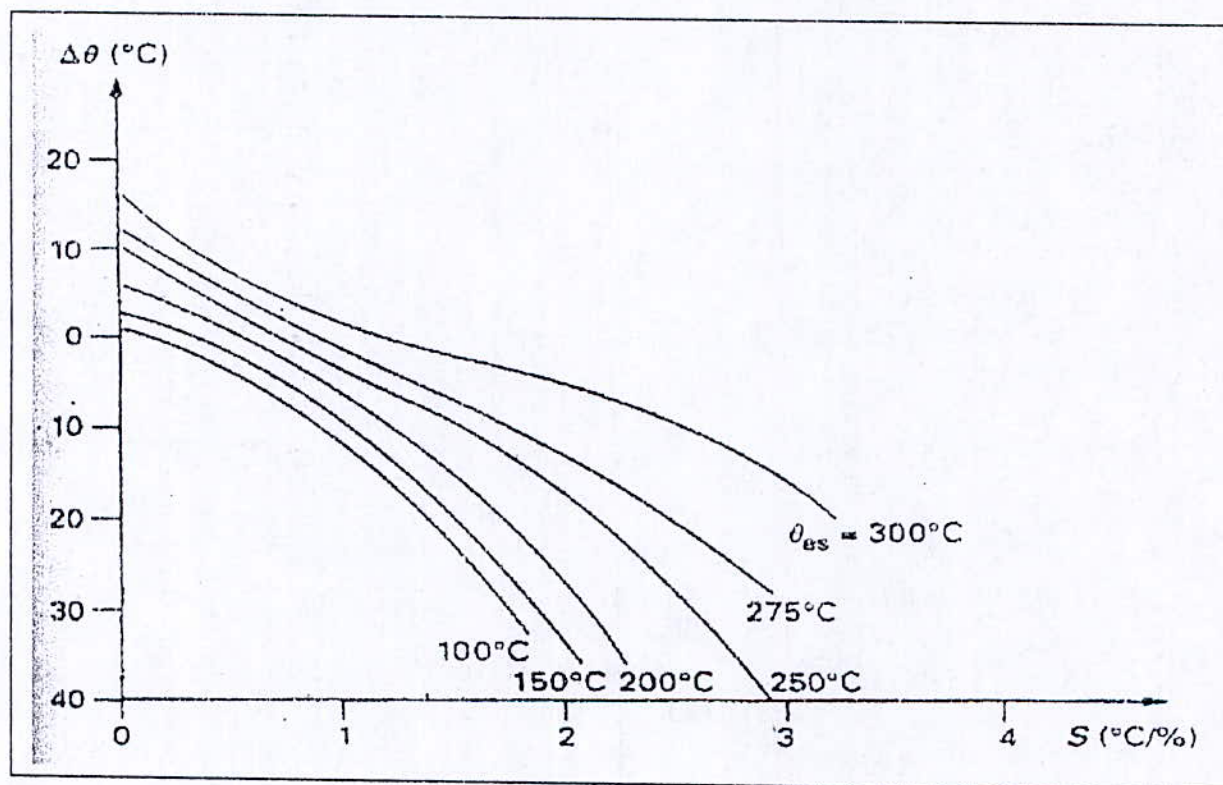


Fig.1 : Correction de la température moyenne pondérée (t_v) [5].

4. Facteur de caractérisation K_{uop} :

Le facteur de caractérisation K_{uop} peut être déterminé par plusieurs méthodes, soit par lecture sur abaques, soit à partir des corrélations.

La corrélation la plus utilisée pour déterminer le K_{uop} est donnée par la relation suivante :

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T_{max}(\text{°R})}}{Sp.G_{70/600F}} \quad (06)$$

$$\text{➤ GTA : } K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{920.4}}{0.8388} = 11.60.$$

$$\text{➤ GTB : } K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{918.15}}{0.8228} = 11.80.$$

$$\text{➤ GTC : } K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{914.65}}{0.8222} = 11.82.$$

$$\text{➤ GTM : } K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{922.2}}{0.8187} = 11.88.$$

Tableau.4 : Facteurs de caractérisation des différents gasoils.

Coupe	K_{uop}			
	Brut A	Brut B	Brut C	Brut mélange
Kérosène 165 – 250 °C	11.91	11.95	12.05	12.00
Gasoil léger 250 – 320 °C	11.86	12.03	12.04	11.94
Gasoil lourd 320 – 380 °C	11.93	12.02	12.14	12.06
Gasoil total 165 – 350 °C	11.60	11.80	11.82	11.88

5. Viscosité cinématique:

La viscosité cinématique peut être déterminée par corrélations et abaques, dans notre travail, nous avons utilisé la corrélation de Beg-Amin-Hussein pour les fractions pétrolières[6], elle est de la forme suivante :

$$v = A \times \text{Exp}(B/T) \quad (07).$$

Où, v : Viscosité cinématique en centistokes.

T : Température absolue, en K.

A, B : Deux constantes données par les relations suivantes :

$$A = -0.0339 \times (API)^{0.188} + 0.241 \times (T_{eb}/B).$$

$$B = \text{Exp}(5.471 + 0.00342 \times T_{eb}).$$

Où, T_{eb} : Température d'ébullition à 50 en vol, en K.

$^{\circ}\text{API}$: Densité de la substance.

➤ **GTM :**

$$A=0.0339 \times 41.33^{0.118} + 0.241 \times \frac{512}{1369.23} = 0.023.$$

$$B = \text{Exp}(5.471 + 0.00342 \times 512) = 1369.23.$$

$$\nu = 0.023 \times \text{Exp}\left(\frac{1369.23}{310.8}\right) = 2.14.$$

les résultants obtenus sont regroupés dans le tableau suivant:

Tableau.5 : La viscosité cinématique des différents gasoils

Coupe	Viscosité cinématique (cSt)			
	Brut A	Brut B	Brut C	Brut mélange
Kérosène 165 – 250 °C	1.33	1.32	1.31	1.30
Gasoil léger 250 – 320 °C	2.96	2.85	2.84	2.94
Gasoil lourd 320 – 380 °C	6.44	5.90	5.86	6.09
Gasoil total 165 – 350 °C	2.11	2.30	2.03	2.14

6. Indice de cétane :

L'indice de cétane peut être déterminé par différentes méthodes, soit par corrélations, soit par abaques, dans notre étude, nous avons utilisé deux corrélations pour calculer l'indice de cétane des différentes coupes du « brut mélange », afin de tracer la courbe iso indice de cétane.

La première corrélation qui est publiée par la société **Ethyl** est utilisée pour le calcul de l'indice de cétane des gasoils légers de point final de distillation inférieur à 260 °C, elle est définie par la relation suivante[6] :

$$IC = 3.728 \times \left(\frac{^{\circ}API}{10}\right)^{0.812} \times \left(\frac{t_{mav}}{100}\right)^{0.919} \quad (08).$$

Où, IC : indice de cétane.

$^{\circ}API$: densité en degré API.

t_{mav} : *temperature mean average*.

La deuxième corrélation utilisée pour le calcul de l'indice de cétane des gasoils lourds à point final de distillation supérieur à 260 °C, est la corrélation tirée de l'ouvrage de **GUIBET** [5] définie par la relation suivante :

$$IC = 454.74 - 1641.416 \times \rho + 774.74 \times \rho^2 - 0.554(T_{50}) + 97.803(\log T_{50})^2 \quad (09)$$

Où : ρ : densité à 15 °C.

T_{50} : Température en °C, correspondant à 50% distillés.

Les indices de cétane des différentes coupes calculés sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau.7 : Indice de cétane de différentes coupes.

Coupe	Indice de cétane	Coupe	Indice de cétane
40-42	46.60	76-78	48.71
42-44	46.62	78-80	48.69
44-46	47.97	40-48	47.40
46-48	47.93	48-56	50.20
48-50	47.90	56-64	50.70
50-52	49.44	64-72	49.99
52-54	50.10	72-80	48.89
54-56	49.45	35-45	45.54
56-58	50.03	45-55	49.39
58-60	50.41	55-65	51.61
60-62	50.59	65-75	46.96
62-64	50.94	30-50	45.41
64-66	52.12	50-70	51.41
66-68	50.56	40-60	47.58
68-70	49.86	60-80	50.68
70-72	50.06	43-63	49.85
72-74	50.56	50-74	50.10
74-76	49.16	40-70	49.50

7. La masse moléculaire :

La masse moléculaire des fractions pétroliers peut être déterminée par plusieurs corrélations et abaques.

1. Par lecture sur l'abaque représentée dans la (Fig.2), on connaît la t_{nav} et la densité en °API, on peut avoir facilement la masse molaire de la fraction pétrolière.

2. La corrélation utilisée est celle de Riazi [6], défini par la relation suivante :

$$M = 42.965 \left[\exp(2.09710^{-4} T_b - 7.78712 SG + 2.0847610^{-3} T_b SG) \right] T_b^{1.26007} SG^{4.98308} \quad (10)$$

Avec la température d'ébullition moyenne est en Kelvin (K).

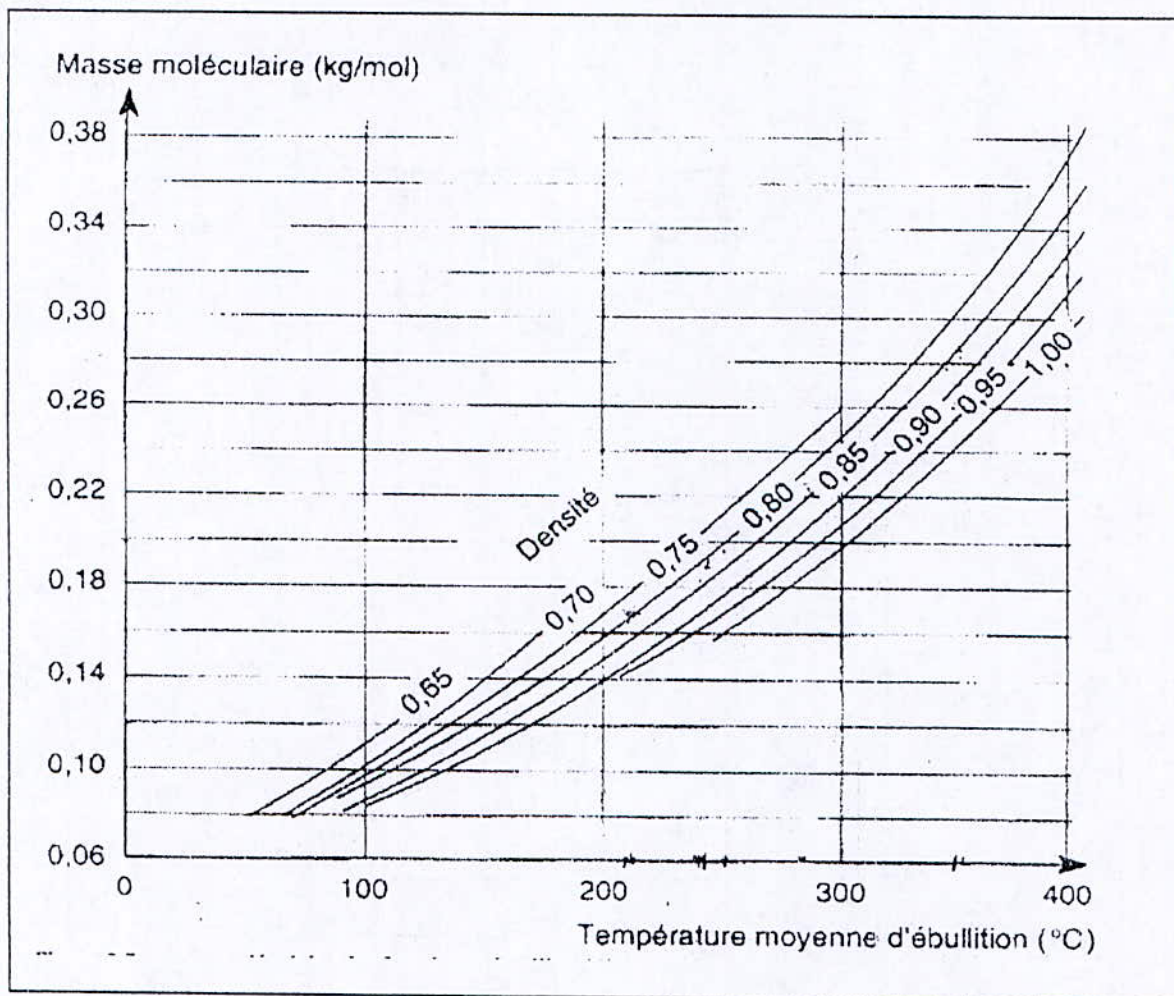


Fig.2 : Masse moléculaire des fractions pétrolières [5].

➤ **Brut A :**

Tableau.8 : Masse moléculaire des différents gasoils du brut A

Coupe	Masse moléculaire (g/mole)		
	Corrélation	Abaque	Moyenne
Kérosène 165-250 °C	167.14	167.14	167.00
Gasoil léger 250-320 °C	223.05	222.12	222.60
Gasoil lourd 320-380 °C	286.05	281.43	283.74
Gasoil total 165-350 °C	183.51	182.85	183.18

➤ **Brut B :**

Tableau.9 : Masse moléculaire des gasoils du brut B

Coupe	Masse moléculaire (g/mole)		
	Corrélation	Abaque	Moyenne
Kérosène 165-250 °C	166.69	168.67	167.63
Gasoil léger 250-320 °C	226.13	226.71	225.42
Gasoil lourd 320-380 °C	284.45	282.00	283.22
Gasoil total 165-350 °C	196.47	197.14	196.80

➤ **Brut C :**

Tableau10 : Masse moléculaire des gasoils du brut C

Coupe	Masse moléculaire (g/mole)		
	Corrélation	Abaque	Moyenne
Kérosène 165-250 °C	168.00	169.30	168.66
Gasoil léger 250-320 °C	225.25	226.00	225.63
Gasoil lourd 320-380 °C	291.48	290.14	290.81
Gasoil total 165-350 °C	186.54	188.57	187.56

➤ **Brut Mélange (M) :**

Tableau11 : Masse moléculaire des gasoils du brut M

Coupe	Masse moléculaire (g/mole)		
	Corrélation	Abaque	Moyenne
Kérosène 165-250 °C	166.63	168.85	167.85
Gasoils légers 250-320 °C	224.86	225.42	225.14
Gasoils lourds 320-380 °C	289.11	284.28	286.70
Gasoils total 165-350 °C	188.60	188.52	188.55

8. point de congélation et d'écoulement :

On peut utiliser des corrélations pour avoir une estimation sur le point d'écoulement et le point de congélation.

Pour les fractions pétrolières qui ont des masses molaires comprises entre 100 et 800 g/mole, Riazi-Daubert [6], proposent la relation suivante :

$$T_{cg} = 234.8 \times Sp.Gr^{2.970566} \times MM^{(0.61235 - 0.473575 Sp.Gr)} \times V_{100}^{(0.310331 - 0.32834 \times Sp.Gr)} \quad (11)$$

Avec, T_{cg} = Point d'écoulement de la fraction pétrolière en °R.

V_{100} = Viscosité cinématique à 100 °F en cSt.

Sp.Gr : Specific gravity 60°/60°F.

MM: Masse moléculaire en g/mole.

> GTA :

$$T_{cg} = 234.8 \times 0.8388^{2.970566} \times 183.18^{(0.61235 - 0.47357 \times 0.8388)} \times 1.88^{(0.310331 - 0.32834 \times 0.8388)}$$

$$\Rightarrow T_{cg} = -30.67 \text{ °C.}$$

> GTB :

$$T_{cg} = 234.8 \times 0.8228^{2.970566} \times 196.80^{(0.61235 - 0.47357 \times 0.8228)} \times 2.03^{(0.310331 - 0.32834 \times 0.8228)}$$

$$\Rightarrow T_{cg} = -29.54 \text{ °C.}$$

> GTC:

$$T_{cg} = 234.8 \times 0.8222^{2.970566} \times 187.56^{(0.61235 - 0.47357 \times 0.8222)} \times 1.81^{(0.310331 - 0.32834 \times 0.8222)}$$

$$\Rightarrow T_{cg} = -33.38 \text{ °C.}$$

> GTM:

$$T_{cg} = 234.8 \times 0.8187^{2.970566} \times 188.55^{(0.61235 - 0.47357 \times 0.8187)} \times 2.19^{(0.310331 - 0.32834 \times 0.8187)}$$

$$\Rightarrow T_{cg} = -31.99 \text{ °C.}$$

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant:

Tableau 12 : Le point de congélation des différents gasoils.

Coupe	Le point de congélation (°C)			
	Brut A	Brut B	Brut C	Brut mélange
Kérosène 165 – 250 °C	-47.74	-48.30	-49.80	-49.35
Gasoil léger 250 – 320 °C	-15.44	-17.06	-17.13	-15.75
Gasoil lourd 320 – 380 °C	6.70	5.56	6.68	6.48
Gasoil total 165 – 350 °C	-30.67	-29.54	-33.38	-31.99

ANNEXE 3 :

Optimisation d'une fonction à deux variables.

Optimisation de la fonction rendement en fonction de la densité et la TVR :

Soit la fonction $\rho = F(d, TVR)$ suivante :

$$\rho = A_0 + A_1 \times d + A_2 \times TVR + A_3 \times d \times TVR + A_4 \times d^2 + A_5 \times TVR^2 \quad (3.1)$$

Les dérivées partielles du 1^{er} ordre existent en tout point.

1) Condition nécessaire :

$$\frac{\partial R}{\partial d} = A_1 + A_3 \times TVR + 2 \times A_4 \times d = 0 \quad (3.2)$$

$$\frac{\partial R}{\partial TVR} = A_2 + A_3 \times d + 2 \times A_5 \times TVR = 0 \quad (3.3)$$

La résolution du système, nous a donné la solution suivante :

$$d = -\left(\frac{A_3 \times TVR + A_1}{2 \times A_4}\right) \quad (3.4)$$

$$TVR = \left(\frac{2 \times A_2 \times A_4 - A_1 \times A_3}{A_3^2 - 4 \times A_5 \times A_4}\right) \quad (3.5)$$

Après avoir remplacé les coefficients A_i , $i=0..5$, trouvés par la méthode de Gauss (Annexe 4), nous trouvons le point stationnaire suivant : $(d^*, TVR^*) = (0.8036, 0.747)$

2) condition suffisante :

Pour vérifier que le point stationnaire trouvé est un maximum de la fonction rendement, on considère le développement de Taylor suivant :

$$F(x) - F(x^*) = \frac{1}{2!} \left[\frac{\partial^2 F(x)}{\partial x_1^2} \Big|_{x^*} (x_1 - x_1^*)^2 + \frac{\partial^2 F(x)}{\partial x_2^2} \Big|_{x^*} (x_2 - x_2^*)^2 + 2 \frac{\partial^2 F(x)}{\partial x_1 \partial x_2} \Big|_{x^*} (x_1 - x_1^*)(x_2 - x_2^*) \right] \quad (3.6)$$

$$\begin{aligned} \text{Si } F(x) - F(x^*) < 0 &\Rightarrow F(x) < F(x^*) \\ &\Rightarrow x^* \text{ est un maximum de } F(x). \end{aligned}$$

$$F(x) - F(x^*) = A_4 (x_1 - x_1^*)^2 + A_5 (x_2 - x_2^*)^2 + A_3 (x_1 - x_1^*)(x_2 - x_2^*) \quad (3.7)$$

$$\begin{aligned} &= -87246.935(d - 0.8036)^2 + 217.885(TVR - 0.747)^2 \\ &\quad - 3806.152(d - 0.8036)(TVR - 0.747). \end{aligned}$$

Après calcul et développement de la formule, nous obtenons :

$$\begin{aligned} F(x) - F(x^*) &= -87246.935 d^2 + 143066.469 d + 217.885 TVR^2 + 2733.103 TVR \\ &\quad - 3806.152 TVR \cdot d - 58504.921. \end{aligned}$$

Ensuite, nous mettons le développement de TAYLOR précédent sous la forme suivante:

$$F(x)-F(x^*) = -87246.9351(d-0.81989)^2 + 217.88544(TVR+6.277)^2 - 3806.15232 d*TVR - 8548,249.$$

Pour les caractéristiques des trois bruts :

$$0.7918 < d < 0.8099$$

$$0.627 < TVR < 0.783.$$

Nous avons : $F(x)-F(x^*) < 0 \Rightarrow F(x) < F(x^*) \Rightarrow$ Le point stationnaire (0.8036,0.747) représente un maximum de la fonction du rendement.

ANNEXE 4 :

Programmation sur Turbo pascal

Ce programme nous permet de résoudre les systèmes d'équations et calcule l'indice de cétane et la viscosité des fractions pétrolières avec plus de précision :

```
Program Camel (input,output);
uses crt;
type Mat=array[1..10,1..10] of real;
      vect=array[1..10] of real;
var i,p,j,nb:integer;
    ae:mat;choix:char;
    be,xs:vect;
```

```
(***** PROCEDURE GRESO *****)
```

```
procedure Greso(n:integer;a:mat;b:vect);
var i,j,k:integer;
    r:real;
    x:vect;
```

```
procedure impossible;
begin
writeln('cas impossible');
end;
```

```
procedure EDL;
label 4,5;
var j,m:integer;
begin
m:=k+1;
4: if abs(a[m,k])=0 then m:=m+1
    else goto 5;
if m=n+1 then impossible
    else goto 4;
5: for j:=k to n do
    begin
    r:=a[k,j];
    a[k,j]:=a[m,j];
    a[m,j]:=r;
    end;
r:=b[k];
b[k]:=b[m];
b[m]:=r;
end;
```

```
begin (**Greso**)
for k:=1 to n do
  begin
  if abs(a[k,k])=0 then EDL;
  for i:=k+1 to n do
    begin
    r:=(a[i,k])/(a[k,k]);
    for j:=k to n do
      begin
      a[i,j]:=a[i,j]-r*a[k,j];
      end;
    b[i]:=b[i]-r*b[k];
    end;
  end;

write('***** LA MATRICE TRIANGULAIRE *****');
for i:=1 to n do
  begin
  for j:=1 to n do
    begin
    gotoxy(j*10-9,i+n+6);
    write(a[i,j]:10:6);
    end;
  end;
writeln;

writeln('***** VECTEUR B *****');
for i:=1 to n do
  begin
  gotoxy(i*10-9,2*n+6);
  write(b[i]:10:6);
  end;
  x[n]:=b[n]/a[n,n];
  for i:=n-1 downto 1 do
    begin
    for j:=i+1 to n do
      begin
      b[i]:=b[i]-a[i,j]*x[j];
      end;
    if a[i,i]=0 then impossible
      else x[i]:=b[i]/a[i,i];
    end;
  writeln;
```



```

writeln('***** SOLUTION DU SYSTEME *****');
for i:=1 to n do
  begin
    gotoxy(1,i+2*n+7);
    write('X',i,'=',x[i]:9:6);
    end;
end;(**Greso**)

procedure cetane;
var k,i:integer;
    d,T,IC:vect;
begin
  clrscr;

  writeln('          CE PROGRAMME CALCULE L"INDICE DE CETANE
');
  writeln;
  write('Entrer le nombre de valeurs à calculer: ');
  readln(k);
  writeln('Entrer les valeurs de densités des ,chantillons: ');
  for i:=1 to k do readln(d[i]);
  writeln('Entrer les valeurs de températures d"ébullition des échantillons: ');
  for i:=1 to k do readln(T[i]);

  writeln('Les résultats d"indices de cétane sont:');
  for i:=1 to k do
    begin
      IC[i]:=454.74-1641.416*d[i]+774.74*sqr(d[i])-0.554*T[i]
        +97.083*sqr(ln(T[i])/ln(10));
      writeln('IC',i,'=',IC[i]:8:6);
    end;
end;

procedure viscosité;
var k,i:integer;
    d,T,VIS:vect;
begin
  clrscr;

  writeln('          CE PROGRAMME CALCULE LA VISCOSITE
');
  writeln;
  write('Entrer le nombre de valeur ... calculer: ');
  readln(k);
  writeln('Entrer les valeurs de densités des échantillons: ');
  for i:=1 to k do readln(d[i]);

```

```
writeln('Entrer les valeurs de températures d'ébullition des échantillons: ');
for i:=1 to k do readln(T[i]);
writeln('Les résultats de viscosité, sont:');
for i:=1 to k do
  begin
    VIS[i]:=-0.0339*Exp(0.118*Ln(141.5/d[i]-
131.5))+0.241*(T[i]/Exp(5.74+0.00342*T[i]))*Exp(Exp(5.74+0.00342*T[i])/310.
8);
    writeln('VIS',i,'=',VIS[i]:8:6);
  end;
end;
```

```
Begin (**program**)
repeat
clrscr;
writeln('***** QUE VOULEZ- VOUS FAIRE ? *****');
writeln;
writeln('*****');
writeln;
writeln('***** TAPER 1 POUR RESOUDRE UN SYSTEME D"EQUATION*** ');
writeln;
writeln('*****TAPER 2 POUR CALCULER L"INDICE DE CETANE *****');
writeln;
writeln('***** TAPER 3 POUR CALCULER LA VISCOSITE*****');
writeln;
writeln('*****');
readln(p);
case p of
  1:begin
    clrscr;
    writeln('Donner la dimension de la matrice:');
    readln(nb);

    writeln('***** ENTRER LA MATRICE *****');
    writeln;
    for i:=1 to nb do
      begin
        for j:=1 to nb do
          begin
            gotoxy(j*8-6,i+3);
            readln(ae[i,j]);
          end;
        end;
      end;
end;
```

```
writeln('***** LECTURE DU VECTEUR *****');
for j:=1 to nb do

  begin
  gotoxy(j*8-6,nb+5);
  read(be[j]);
  end;
  greso(nb,ae,be);
  end;

  2:cetane;
  3:viscosite;
  end;
write('Quitter Programme: O/N. ');
readln(choix);
until (choix='o') or (choix='O');
end.
```

Exemple d'exécution du Programme précédent :

```
***** QUE VOULEZ-VOUS FAIRE ? *****
```

```
*****
*****
```

```
***** TAPER 1 POUR RESOUDRE UN SYSTEME D'EQUATION
*****
```

```
***** TAPER 2 POUR CALCULER L'INDICE DE CETANE
*****
```

```
***** TAPER 3 POUR CALCULER LA VISCOSITE
*****
```

```
*****
*****
```

```
1
```

Donner la dimension de la matrice:

```
6
```

```
***** ENTRER LA MATRICE
*****
```

```
1 0.7981 0.640 0.5107840 0.63696361 0.409600
1 0.8099 0.783 0.6341517 0.65593801 0.613089
1 0.7962 0.600 0.4777200 0.63393444 0.360000
1 0.8250 0.490 0.4042500 0.68062500 0.240100
1 0.7870 0.930 0.7319100 0.61936900 0.864900
1 0.7918 0.782 0.6191876 0.62694724 0.611524
```

```
***** LECTURE DU VECTEUR
*****
```

```
41.66 40.05 39.83 39.61 38.74 38.67
```

```
***** LA MATRICE TRIANGULAIRE
*****
```

```
1 0.7981 0.640 0.5107840 0.6369361 0.4096000
0 0.0118 0.143 0.1233670 0.0189744 0.2034890
0 0.0000 0.10542 0.0819771 -0.0001616 0.1045531
0 0.0000 0.000 0.0039050 7.16984E-05 0.0357271
0 0.0000 0.000 0.0000000 0.00042869 0.0890398
0 0.0000 0.000 0.0000000 0.0000000 -0.0270212
```

***** VECTEUR B

41.66 -1.61 12.975263 -13.334111 -18.00152084 -5.8875251

***** SOLUTION DU SYSTEME

217.8854396 -87246.93514 -3806.152316 2732.924842 143072.7933 -
8465.80961

2

CE PROGRAMME CALCULE L' INDICE DE CETANE

Entrer le nombre de valeur à calculer:

2

Entrer les valeurs de densités des échantillons:

0.7895

0.820

Entrer les valeurs de température d'ébullition des échantillons:

193

203

Les résultats d'indice de cétane sont:

IC1=41.9629929

IC2=41.9027

3

CE PROGRAMME CALCULE LA VISCOSITE

Entrer le nombre de valeur à calculer:

2

Entrer les valeurs de densités des échantillons:

0.7895

0.820

Entrer les valeurs de température d'ébullition des échantillons:

193

203

Les résultats de viscosités, sont :

VIS1=0.482426

VIS2=0.530149

Quitter le programme : O/N

O

Références bibliographiques :

- [1] A.ARBAOUI, « Contribution à l'étude des différents gasoils », Projet fin d'étude, Génie chimique, ENP 2003.
- [2] Le raffinage du pétrole, disponible sur net, www.samir.ma/lexique/r.html.
- [3] K.MEZIOUD, « Détermination des propriétés des coupes pétrolières et des pétroles bruts sur la base de courbes TBP simulées », Projet Fin d'Etude, Génie Chimique, ENP 2000.
- [4] J-P.WAUQUIER, « Raffinage pétrole : Produits pétroliers, Schémas de fabrication », Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1994.
- [5] J-C. GUIBET, « Carburants et moteurs technologie-energie-environnement, tome1 », Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1997.
- [6] C-E.CHITOUR, « Raffinage, les propriétés physiques des hydrocarbures fractions pétrolières, tome1 », Editions de l'Office National des Publications Universitaires, 1999.
- [7] A.HARRATI, « Caractérisation expérimentale d'un nouveau pétrole brut Algérien », projet fin d'étude, Génie chimique, ENP, 2000.
- [8] P.WUITHIER, « Le pétrole, raffinage et génie chimique, tome1 », Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1972.
- [9] www.ufip.fr/produits/carburants.html.
- [10] S.KHIRANI, « Etude Analytique d'un Gasoil En Vue d'une Formulation de Boue de Fourage », Projet Fin d'Etude, Génie Chimique, sous la direction du Pr C.E.CHITOUR, ENP 2002
- [11] ENSPM (Ecole Nationale Supérieure du pétrole et des moteurs), formation industrie, «composition et propriétés des carburants d'automobile », 1990.
- [12] A-M.FETITA, « Contribution à l'Etude et la Modélisation de l'Extraction des Aromatiques du gazole de Hassi Messaoud », Thèse de Magister, Directeur de thèse : Pr C.E.CHITOUR, Génie Chimique, ENP 2003.
- [13] www.infomazout.be/subsites/index.php?action=detail&navld=2&pagld=82#
- [14] www.hc.sc.gc.ca/hecs-sesc/des/hydrocarbures-aromatiques-polycycliques.pdf
- [15] KLombaert « Etude des performances des moteurs diesels », thèse doctorat université ParisVI 2002, disponible sur net : www.lmp.jussieu.fr/lmp/pages/These_KLombaert.pdf

- [16] J-C. GUIBET, « Carburants et moteurs technologie-energie-environnement, tome2 », Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip,1997.
- [17] Les carburants routiers en Europe, l'explosion de la demande en gasoil :Etude de l'institut français du pétrole (IFP), disponible sur Internet :
www.IFP.fr/IFP/fr/fichiers/cinfos/IFP-panopama_05-10-carburantroutiersvf.pdf
- [18] « Norme Européenne (EN 590), produits pétroliers-gazole-spécifications », Association Française de Normalisation (AFNOR), 11 décembre 2000. Disponible sur Internet : http://www.club-transport.fr/fr.fr/document/998994959_0772.pdf
- [19] « Norme Algérienne (NA 8110), produits pétroliers gasoil-spécifications », Institut Algérien de Normalisation (IANOR), Avenue Mohamed V, Alger, (deuxième édition- 1999).
- [20] www.autovalley.com/entretenir/elf/carburants03.php3
- [21] www.petrole.fr/mediatheque/petrodico/petrodico.htm: « Observation régional de l'air du midi Pyrénées », www.oramip.org
- [22] I.BENSARI, « Contribution à l'étude du gasoil d'Arzew », Projet fin d'étude, Génie chimique, ENP 2004.