

6/98

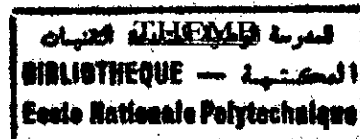
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la recherche Scientifique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Département de Génie Chimique

PROJET DE FIN D'ETUDE



**ETUDE CORRELATIVE
ET EXPERIMENTALE
DE PETROLES BRUTS
ET CONTRIBUTION A LA SIMULATION
DE DISTILLATIONS TBP**

Proposé et dirigé par :
Mme F. SOUABI
Pr. C.E. CHITOUR

Etudié par :
ICHALLAMENE Karim
IRMAL Malik

PROMOTION JUIN 1998

E.N.P. 10 AVENUE PASTEUR, HASSEN BADI, ALGER.

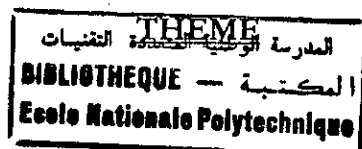
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la recherche Scientifique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Département de Génie Chimique

PROJET DE FIN D'ETUDE



**ETUDE CORRELATIVE
ET EXPERIMENTALE
DE PETROLES BRUTS
ET CONTRIBUTION A LA SIMULATION
DE DISTILLATIONS TBP**

Proposé et dirigé par :
Mme F. SOUABI
Pr. C.E. CHITOUR

Etudié par :
ICHALLAMENE Karim
IRMAL Malik

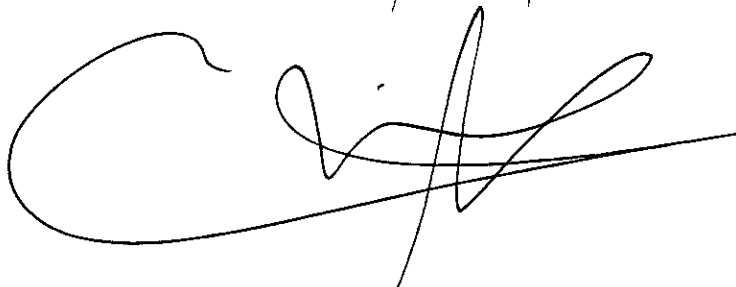
PROMOTION JUIN 1998

E.N.P. 10 AVENUE PASTEUR, HASSEN BADI, ALGER.

Ce travail a été réalisé dans le cadre des
activités du Laboratoire de Valorisation des
Energies Fossiles.

Equipe : Etude et valorisation des pétroles
algériens.

V. Dr. Chetoui
le 27/07/1978



ملخص

عملنا هذا يتمثل في دراسة تحليلية وحسابية لبتزول جزائري، و تمثيل لعملية تقطير TBP. في المرحلة الأولى قمنا بتحليل كمي وكيفي كامل لبتزول وأقسامه بإستعمال طرق حسابية مختلفة. في المرحلة الثانية قمنا بدراسة تجريبية لمكثف جزائري . وأخيراً مثلنا عملية تقطير TBP لمختلف أصناف البتزول، وقمنا بتقييم لمختلف الخصائص الفيزيوكيميائية لبتزول مشبه جزائري .

RESUME

Ce travail porte sur l'étude analytique et corrélatrice de pétroles algériens, ainsi que sur la simulation de distillation TBP.

Dans un premier temps, l'étude a consisté en une caractérisation complète d'un pétrole et de ses fractions.

Dans un deuxième temps nous avons effectué une analyse expérimentale d'un condensat algérien.

Enfin, nous avons simulé la distillation TBP de pétrole et évalué les propriétés d'un pétrole algérien.

SUMMARY

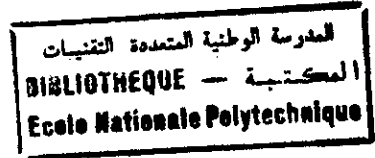
This work focuses on the analytic and correlativ study of algerians petrols, and on simulation of TBP distillation

In the first time, the study consisted on a complet characterization of the petrol and his fractions

On the second time, we processed to an experimental analysis of an algerian condensate

Finally, we have simulated the TBP distillations of some petrols and evaluated the proprieties of an algerian simulated petrol.

Remerciements



Notre gratitude et nos sincères remerciements vont tout d'abord, à monsieur le professeur C.E. CHITOUR qui a accepté de diriger ce travail, et dont les précieuses orientations nous ont constamment accompagnés et éclairés.

Nous exprimons notre sincères reconnaissance à Madame SOUAHI, maître assistante à l'ENP, pour avoir proposer ce sujet et pour ces conseils avertis, sa gentillesse et ses encouragements.

Nous remercions vivement Monsieur SLATNIA, Madame MOHELLEBI, et Monsieur BENYOUCEF, pour avoir accepter de participer à la critique de ce travail en siégeant dans ce jury.

Nos remerciements vont également à Monsieur R.N. ALLOUANI Directeur Général du Centre de Recherche et de Développement, pour les facilités qu'il nous a accordé.

Nous remercions Melles BOUFADEN, SKANDER et Mme KHOUDJAOUI pour l'aide qu'elles nous ont apporté durant notre stage.

Notre profonde sympathie va enfin à mesdames YAGOUB, DERRICHE et CHERCHARI pour leurs enseignements et leur gentillesse tout au long des années passées au sein du département du Génie Chimique.

DEDICACES

الجامعة الوطنية للتكنولوجيا
BIBLIOTHÈQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Je dedie ce modeste travail,

A mes parents qui m'ont soutenu le long de mon parcours.

A la mémoire de mon grand-père Tahar.

A la mémoire de Nadia.

A mes grands parents maternels.

A Karim, Salim, Aziz et Razik et à toute ma famille.

A Reda, Zaher, Kamel, Hakima et Karim et à tout mes

amis(es).

A ma meilleure amie.

A la personne chère qui se reconnaîtra.

Malik

Je dedie ce travail,

A ma mère et à mon père pour leur soutien et leurs

encouragements.

A mes sœurs et à mon frère.

A Tarik,

A Amine et Malik.

A toute ma famille d'Alger et de Béjaïa.

A tous mes amis et tout ceux qui me sont chers.

Karim.

Aux camarades de la promotion particulièrement Sofiane,

Zohair et Sid.

Sommaire

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION GENERALE	1
GENERALITES SUR LE PETROLE	2
CHAPITRE 1: ETUDE CORRELATIVE DU PETROLE BRUT RA1K	5
ANALYSES PRELIMINAIRES DES PETROLES BRUTS	
A) FONDEMENTS THEORIQUES	
I- Introduction	5
II- Détermination des caractéristiques physico-chimiques des pétroles bruts.....	5
III- Distillation des pétroles bruts	7
B)APPLICATION AU PETROLE BRUT RA1K	12
COMPOSITION DES PETROLES BRUTS ET DES FRACTIONS PETROLIERES	
I-INTRODUCTION	19
II-FAMILLES CHIMIQUES DES HYDROCARBURES	19
III-TECHNIQUES D'ANALYSE POUR LA DETERMINATION DE LA COMPOSITION	20
III-1-Introduction	20
III-2-Méthodes expérimentales	20
III-3-Méthodes empiriques	23
IV- Résultats	26
CALCUL DES PROPRIETES PHYSIQUES ET THERMODYNAMIQUES	
A)Propriétés classiques	
I- La densité	28
II- La masse molaire	34
III- La tension superficielle	43
IV- La viscosité	50
V- Le volume molaire	57
B)Les propriétés optiques	
I- Indice de réfraction.....	61
II- Indice de corrélation	66
C)Les propriétés critiques	
I- Température, pression et volume critique	
I-1-Définition	67
I-2-Mesure expérimentale	69
I-3-Corrélation	69
I-4-Résultats	
I-4-1-Température critique	72
I-4-2-Prssion critique	73
I-4-3-Volume critique	74
D)Propriétés thermiques	
I- La température d'ébullition	79
II- La chaleur spécifique	82
III- Le facteur acentrique	87
IV- Enthalpie des hydrocarbures et chaleur latente de vaporisation ...	89
V- Le point de congélation	96

Sommaire

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

D) Les propriétés spécifiques	
A/Propriétés spécifiques accessibles expérimentalement	
A-1-Le point d'aniline	103
B/Propriétés spécifiques calculées	
B-1-Facteur de caractérisation Kuop	109
B-2-Le rapport C/H	111
CHAPITRE 2: ETUDE EXPERIMENTALE D'UN CONDENSAT	
Introduction	115
I- Analyse préliminaire du condensat	115
II- Distillation TBP du condensat	116
III- Détermination des propriétés des fractions issues du condensat	117
CHAPITRE 3: SIMULATION DE DISTILLATIONS TBP	
I- Introduction	119
II- Principe de la méthode	119
III- Distillations TBP des pétroles simulés	
III-1-Pétrole algérien simulé	120
III-2-Pétrole léger simulé	122
III-3-Pétrole moyen simulé	122
III-4-Pétrole moyennement lourd simulé	125
III-5-Pétrole lourd simulé	126
IV- Evaluation des propriétés physico-chimiques du pétrole algérien simulé	
IV-1-Propriétés classiques	128
IV-2-Propriétés thermiques	134
IV-3-Propriétés critiques	137
IV-4-Propriétés spécifiques	139
CONCLUSION GENERALE	141

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXES

Notations

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

API : densité en degré API
C/H : rapport massique C/H
 C_p : capacité calorifique
d : densité
H : enthalpie
I : facteur de corrélation de HUANG
Kuop : facteur de corrélation de WATSON
MM : masse molaire
n : indice de réfraction
P : pression
PA : point d'aniline
SpGr : specific gravity 60°F/60°F
T : température
 T_{cong} : température de congélation
 T_{eb} : température d'ébullition
 T_{mav} : temperature mean average
V : volume
 V_m : volume molaire
 $\%C_p$: composition en paraffines
 $\%C_N$: composition en naphènes
 $\%C_A$: composition en aromatiques
 ω : facteur acentrique
 ν : viscosité cinématique
 η : viscosité dynamique
 ΔH_v : enthalpie de vaporisation
e : erreur

Indices :

A : aromatiques
C : paramètres critiques
N : naphènes
P : paraffines

L'une des rares certitudes sur lesquelles toutes les analyses des experts s'accordent, est que les besoins énergétiques mondiaux continueront de s'accroître à un rythme soutenu les prochaines années et que le pétrole restera la source d'énergie dominante. Aussi, sa mise en œuvre optimale dans l'industrie du raffinage, le dimensionnement des équipements dans les unités de fabrication et la simulation des procédés et leurs optimisation, reposent sur une *connaissance parfaite* des caractéristiques physico-chimiques et thermodynamiques de ce pétrole. L'expérience fournit la majorité de ces caractéristiques mais les limitations qu'elle présente telles que la complexité de la mise en œuvre, le coût et la perte de temps font que des méthodes de calcul ont été élaborées pour estimer de façon plus ou moins précise ces paramètres.

Dans le présent travail, nous nous sommes intéressés à l'étude de pétroles algériens par des méthodes expérimentales et corrélatives. Afin d'éviter le recours à l'expérience, nous avons simulé la distillation TBP de différents pétroles.

Dans une première partie, nous avons procédé à l'estimation de la composition et des propriétés physico-chimiques des fractions issues d'un pétrole brut algérien «RA1K» par différentes corrélations disponibles dans la littérature et les avons comparé aux résultats expérimentaux déjà trouvés. Nous avons proposé des équations donnant ces propriétés et les avons appliqués à ce pétrole.

Dans la deuxième partie, nous avons étudié expérimentalement un condensat algérien. Des analyses préliminaires ont été effectuées, et une distillation TBP a permis de recueillir une trentaine de fractions pour lesquelles différentes propriétés physico-chimiques sont déterminées par des méthodes expérimentales appropriées.

Enfin dans la troisième partie, nous avons simulé la distillation TBP de pétroles de natures différentes (légers, moyens et lourds) en élaborant des équations donnant la température d'ébullition en fonction du pourcentage volumique distillé. La simple connaissance de la densité d'un pétrole permettra ainsi de déterminer sa courbe de distillation TBP, et ses différentes propriétés. Nous nous sommes ensuite intéressés aux pétroles algériens pour lesquels en plus de la distillation TBP, avons calculé les propriétés physico-chimiques par les corrélations utilisées précédemment.

Généralités sur le pétrole

I- Introduction :

Le mot pétrole a pour origine latine *petra oleum*, qui veut dire huile de pierre. Il est connu depuis l'antiquité pour ses diverses utilisations : On en parle déjà dans des écrits chinois où il était utilisé comme remède à des maux divers. Les peuples de Mésopotamie eux l'utilisaient comme mortier dans la construction ou pour calfater les navires. L'exploitation réelle du pétrole en tant que source d'énergie n'a débuté qu'à la fin du XIX^e siècle, lorsqu'un certain colonel Drake en fit jaillir du premier puits, en Pennsylvanie. Cela donna naissance à une gigantesque ruée vers l'or noir. Depuis lors, L'utilisation du pétrole et de ses dérivés chimiques n'a cessé de croître, jusqu'à devenir aujourd'hui indispensable dans tout les domaines, non seulement sous ses formes les plus connues, comme carburant ou combustible, mais aussi dans l'agriculture où il sert à la fabrication d'engrais et de pesticides, en médecine et surtout dans l'élaboration des matières plastiques, des fibres et du caoutchouc synthétique.

Les pétroles bruts ont des caractéristiques physiques et chimiques très variables. Cela nécessite des conditions de production, de transport, de stockage et de raffinage adaptées à chaque pétrole et à ses produits dérivés.

II- Origines du pétrole :

Malgré l'existence de plusieurs théories sur l'origine du pétrole, seule l'hypothèse organique semble retenir l'attention des chercheurs à l'heure actuelle : Le pétrole serait le résultat d'une réduction de la matière organique qui se dépose au fond des mers, mêlée à des sédiments, boue et sable, provenant de l'écorce terrestre. Ce mélange transformé à l'abri de l'air en hydrocarbures liquides ou gazeux, sous l'action combinée de la pression et de la température et d'une multitude de bactéries aurait formé le pétrole.

III- Raffinage du pétrole :

Le pétrole tel qu'il est recueilli à la sortie des pipes-lines est pratiquement inutilisable, il faut donc le traiter pour obtenir la gamme de produits pétroliers utiles. C'est ce que l'on appelle le raffinage.

En Algérie, l'industrie du raffinage est née avec l'exploitation du pétrole de Hassi-Messaoud. La première unité construite sur les lieux mêmes, a été orientée vers la satisfaction des besoins exclusifs, des sociétés opérant dans le cadre de la recherche, telle que l'exploitation et l'exploration. C'est ainsi que diverses unités industrielles ont été réalisées en vue d'accroître les capacités de première transformation.

IV- Réserves, production et consommation :

Malgré l'exploitation frénétique des gisements pétroliers, les réserves n'ont cessé de croître durant ces dernières années. Cela est dû essentiellement à l'amélioration des techniques de forage et de prospection. Au cours de la période 1995-1997, une douzaine de gisements géants de pétrole ou de gaz a été découverte dans le monde, contre 7 en période 1992-1994. L'Algérie a réalisé, cette année, de formidables découvertes, grâce à l'introduction de nouvelles techniques apportées par des partenaires étrangers et qui ont permis d'augmenter considérablement les capacités de production.

La région de Hassi-Berkine Sud en Algérie renferme à elle seule une quantité prouvée de pétrole de 800 Mbp (Millions barils équivalents pétrole).

Généralités sur le pétrole

Le tableau 1 représente l'évolution des réserves prouvées en pétrole et la part de chacune d'elle dans le stock mondial.

Tableau 1 : Réserves prouvées du pétrole brut dans le monde [1].

	Réserves prouvées au 1 ^{er} Janvier 1998	
	Total (1000b)	%
Moyen- Orient	676 952 330	66.39
Arabie Saoudite	259 000 000	25.40
Amérique	153 025 752	15.00
Etats-Unis	22 017 000	2.15
Pays de l'Europe de l'Est	59 101 454	5.79
Russie	48 573 000	4.78
Algérie	9 200 000	1.00
Asie , Pacifique	42 275 444	4.14
Europe de l'Ouest	18 128 085	1.77
Total mondial	1 019 545 664	100.00

Tableau 2 : Production et consommation mondiale du pétrole au 1^{er}Décembre 1997[2].

	Production	Consommation	Différence	Population
USA	9.400	18.400	-9.000	270.7
Norvège	3.175	187	2.898	4.3
Grande- Bretagne	2.620	1.682	938	58.1
Canada	2.700	1.900	800	29.3
OCDE	20.600	42.700	-22.1	879.3
Russie	5.900	4.630	1.27	292.6
Chine	3.210	4.000	-790	1.208,8
Algérie	850	170	680	27.3
Libye	1.415	182	1.233	4.9
Nigeria	2.270	303	1.94	128
Iran	3.630	971	2.631	59.8
Irak	1.070	692	379	19.9
Arabie-Saoudite	8.080	1.156	6.92	17.5
OPEP	29.900	5.035	24.87	476.8
Egypte	875	450	425	57.9
Mexique	3.500	1.792	1.708	93.0
Total mondial	75.500	75.900	-400	5.565,9

Production, consommation, différence : 1000 barils/jour.

Population : Millions d'habitants.

Généralités sur le pétrole

La production pétrolière mondiale a connu elle aussi une augmentation, due essentiellement au retour de l'Irak sur le marché. Elle est passée d'un total de 63 289 600 barils/jour en 1996 à 65 107 100 barils/jour en 1997 soit une augmentation de 3%. Les Etats-Unis et l'Arabie Saoudite demeurent les deux premiers producteurs mondiaux avec respectivement 6 400 000 barils/jour et 8 080 000 barils/jours.

Le plus grand consommateur demeure les Etats-Unis, qui avec 20.9 millions de barils par jour engloutie plus du quart de la production mondiale (28%), suivi de l'Europe occidentale(19.5%) et des pays d'Asie- Pacifique (5%). Si L'on compare ces chiffres, à ceux de la même période de l'année dernière, on note un léger tassement, dû essentiellement à la crise asiatique, qui a ralenti considérablement la consommation de ces pays à forte croissance économique.

INTRODUCTION

La caractérisation des pétroles bruts et des fractions pétrolières vise à déterminer leurs compositions et leurs propriétés physico-chimiques, indispensables pour la mise en œuvre de ces produits et leurs valorisations.

Le but de ce chapitre est de proposer des corrélations permettant le calcul de ces propriétés, mais aussi de soumettre un pétrole brut algérien, le RA1K, aux différentes équations empiriques qu'offre la littérature.

Analyses préliminaires des pétroles bruts

A) Fondements théoriques :

I- Introduction :

Afin de vérifier rapidement que le réglage des unités de production est correcte, et afin de s'assurer que la qualité des produits finis correspond bien aux normes, des laboratoires de contrôle existent dans chaque raffinerie. Là, la détermination des caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut est le début de toute étude de valorisation. Pour cela des essais normalisés sont mis en œuvre afin d'évaluer au mieux la nature du brut et ses différentes propriétés. Ces derniers décrivent un protocole opératoire pour la mesure d'une propriété physique sur un appareil répondant à des spécifications bien précises (normes).

Il existe plusieurs types de normes, parmi elles on cite les normes ASTM : American Standard for Testing Materials (Etats-Unis), AFNOR : Association Française de Normalisation, INAPI : Institut National de la Propriété Industrielle (Algérie), élaborées dans le but d'avoir des résultats aisément reproductibles et comparables.

Les essais préliminaires réalisés sur le pétrole sont :

- La détermination des propriétés physico-chimiques les plus importantes telles que: la densité, la viscosité, le point d'écoulement, la teneur en soufre, etc...
- La détermination des courbes de distillation ASTM et TBP. [3]

II- Détermination des caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut :

II-1- La densité :

Cette propriété est fréquemment utilisée pour classer, d'une manière approximative les pétroles bruts :

- pétrole léger $0.76 \leq d \leq 0.82$
- pétrole moyen $0.82 \leq d \leq 0.86$
- pétrole moyennement lourd $0.86 \leq d \leq 0.90$
- pétrole lourd $d > 0.90$

Sa détermination expérimentale est régie par des normes différentes selon les pays. Pour les produits courants, la densité est mesurée selon la norme NF T 60-101, et suivant la norme

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

T66-007 pour les produits bitumineux. Le mode opératoire est explicité dans le paragraphe « détermination des propriétés physiques et thermodynamiques des fractions pétrolières » [3],[4].

II-2- Viscosité cinématique :

La viscosité est un critère important pour apprécier les qualités de pompabilité des produits et définir le type d'écoulement dans les canalisations est pour le calcul des débits dans les pipelines. La détermination de la viscosité d'un liquide fait l'objet de la norme Française NF T60-100 et de la norme ASTM D 445 [3],[4].

II-3-Tension de vapeur REID :

La tension de vapeur REID est la pression exprimée en millibars, développée par les vapeurs d'un produit pétrolier contenu dans une bombe normalisée dans des conditions définies, la température de l'essai étant de 37,8°C et le rapport entre le gaz et le liquide étant d'environ quatre.

Cet essai fait l'objet de la norme NF M07-007 et concerne uniquement les produits bruts et les produits pétroliers volatiles non visqueux pour lesquels cette caractéristique est inférieure à 2000. Cette mesure consiste en l'immersion d'une bombe de « REID » contenant le produit à 37,8°C et son agitation jusqu'à obtention d'un équilibre de pression [3],[4].

II-4-Point d'éclair :

Le point d'éclair d'un liquide est la température minimale à laquelle il faut porter la prise d'essai pour que les vapeurs émises s'allument momentanément en présence d'une flamme, dans des conditions normalisées.

Cet essai est régi par plusieurs normes spécifiques à chaque nature de produit, en effet :

- Pour les solvants et les kérosènes, on utilise les normes NF M07-011,ASTM D56 et IP 170.
- Pour les gasoils, huiles et fuels, on utilise les normes: NF T60-103, NF T60-118, NF M07-019,ASTM D92 ,ASTM D93 et IP 34 ;
- Pour les bitumes fluxés , on utilise les normes : NF T66-009 et ASTM D93.

Le principe de cet essai consiste à verser la prise d'essai dans l'appareil adéquat à la norme et chauffer lentement à une vitesse uniforme puis diriger la flamme d'une veilleuse dans le vase à des intervalles réguliers. On note par point d'éclair la température la plus basse pour laquelle l'application de cette flamme provoque l'inflammation de la vapeur au dessus de la prise d'essai [3],[4].

II-5-Point d'écoulement :

Le point d'écoulement est la plus basse température à laquelle coule encore le produit analysé lorsqu'il est refroidi, sans agitation , dans des conditions normalisées.

Cet essai s'applique à toutes les huiles de pétrole, et se fait selon les normes : AFNOR NF T60-105 et ASTM D97-47 .

Le point d'écoulement permet d'apprécier les limites de température à respecter dans la mise en œuvre des produits , en particulier pour le pompage en hiver [3],[4].

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

II-6-Teneur en cendres et résidu de carbone Conradson :

Le résidu de carbone CONRADSON est la quantité de dépôt charbonneux qu'un combustible provoquera lors d'une combustion imparfaite, il représente un pourcentage en poids.

L'essai de teneur en cendres fait l'objet des normes NF T60-111 et ASTM D482, alors que le résidu de carbone Conradson est spécifié dans les normes NF T60-116 et ASTM D 189 .

Le principe de cet essai consiste à introduire dans un creuset, une quantité connue de produit ; chauffer le creuset jusqu'à inflammation, poursuivre la combustion, puis d'effectuer une pyrolyse et peser le produit obtenu après refroidissement.

Le résidu de carbone Conradson donne une indication sur l'importance du résidu de coke laissé par le produit pétrolier lors de sa combustion en vase-clos . Alors que la teneur en cendres donne une indication sur la qualité de résidu qu'un gasoil abandonnerait dans les cylindres dans les meilleures conditions de combustion complète [3],[4] .

II-7-L'acidité :

L'indice d'acidité total d'un produit pétrolier est la quantité totale exprimée en milligrammes de potasse, nécessaire pour neutraliser les constituants acides présents dans un gramme de matière à analyser. L'indice d'acide fort, est la quantité exprimée en milligramme de potasse, nécessaire pour neutraliser les constituants à caractère acide fort.

La détermination de l'indice d'acide fort nous permet de prévoir les problèmes de corrosion qui peuvent être engendrés dans les pipes ou les réservoirs de stockage. Son évaluation expérimentale est basée sur les normes suivantes : AFNOR NF T60-112 , ASTM D 974 et IP 182-63 . Le principe de cette norme est de dissoudre la prise d'essai dans un mélange de toluène et d'alcool isopropylique, de titrer la solution homogène obtenue avec une solution normalisée alcoolique de base en présence d'un indicateur, traiter la prise d'essai par de l'eau distillée bouillante dans une ampoule à décantation et titrer la phase aqueuse séparée [3],[4].

III- Distillation du pétrole brut :

III-1- Introduction:

Exploitant la différence de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou, comme l'on dit généralement, le fractionnement de ses constituants en fonction de leurs températures d'ébullitions. La simplicité du procédé en font une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers; c'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines de pétrochimie, les colonnes de distillation sont largement représentées, soit au stade de la préparation de charge avant réaction, soit au stade du fractionnement après réaction.

On distingue les distillations préparatifs destinées à séparer des fractions pour des analyses ultérieures et les distillations analytiques non préparatifs destinées à caractériser la charge elle même .

On peut également simuler une distillation par chromatographie en phase gazeuse [3].

III-2-Distillation ASTM :

La distillation ASTM permet de prévoir le comportement global du brut lorsqu'il est soumis à une distillation fractionnée. Cet essai fait l'objet des normes suivantes :

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

- NF M07-002 pour les produits légers jusqu'au kérosène ;
- NF M07-009 pour les produits plus lourds (gasoil et fuel-oil).

Les normes anglo-saxonnes correspondantes sont :

D 86; D 216 et D 158 .et la norme ASTM D 2287 [3],[5].

La figure 1-1 présente l'appareillage qui comporte un ballon de distillation pouvant contenir 100 ou 200 cm³ de produit que l'on chauffe et distille à une vitesse déterminée. Les vapeurs formées sont condensées dans un tube en cuivre baignant dans une éprouvette graduée. La tâche de l'opérateur consiste à noter la température d'apparition de la première goutte de condensat à la sortie du tube, déterminant ainsi le point initial de distillation. Ensuite la température est relevée régulièrement à intervalle de 5% de produit distillé.

La courbe de distillation ASTM permet de nous renseigner sur la composition du pétrole brut. Ainsi, la comparaison des courbes ASTM permet de tirer des conclusions sur la répartition des hydrocarbures dans les échantillons analysés [3]

III-3-Distillation TBP des pétroles bruts :

La distillation TBP (True Boiling Point) est une distillation discontinue qui permet de séparer les constituants d'un mélange en tête de colonne en fonction de leur température d'ébullition .

La distillation TBP fait l'objet de la norme ASTM D2892 et correspond à une technique de laboratoire définie pour une colonne de 15 à 18 plateaux théoriques avec un taux de reflux de 5:1, une telle distillation est appelée TBP car la haute sélectivité de l'appareil permet d'obtenir en tête de colonne les constituants purs du pétrole brut ayant la même température d'ébullition et de les recueillir successivement dans les éprouvettes de recettes..

A partir d'un échantillon de 100l de pétrole brut, on recueillera en tête de colonne des fractions de 1l soit 1/100^e, et on notera les températures initiales et finales de passage de chacune des fractions; ces fractions sont recueillies régulièrement tous les 4 à 5 °C de température .

On arrive donc à tracer la courbe TBP du brut, en portant sur un graphique la température de fin de coupe en fonction du % distillé cumulé .

Cette distillation est d'abord effectuée sous pression atmosphérique jusqu'à ce que la température dans le ballon atteigne une limite correspondant au début de cracking du résidu, cette limite est voisine de 400 °C à pression atmosphérique. Il faut alors avoir recours à la distillation sous vide. On reprend le résidu atmosphérique sous une pression de 50 à 100 mm de mercure et on le distille à nouveau jusqu'à ce que la température dans le ballon atteigne 350 à 400°C. Si le résidu obtenu est encore relativement important (supérieur à 30 %), on tente alors une troisième étape de distillation sous un vide poussé de quelques millimètres de mercure dans un appareillage simplifié ne comportant qu'un ou deux plateaux théoriques .

Il reste finalement, dans le dernier bouilleur sous vide, un résidu épais et visqueux, plus ou moins important selon le brut .

L'appareil de distillation TBP est représenté sur la figure 1-2.

La figure 1-3 montre un exemple de découpage du pétrole brut. Les différentes fractions sont classées selon leurs intervalles de distillation et le nombre d'atome de carbone des hydrocarbures qui les constituent [3].

III-4-Distillation simulée par chromatographie gazeuse :

La chromatographie en phase gazeuse a un pouvoir de séparation très élevé. On définit par analogie avec la distillation, le nombre de plateaux théoriques d'une colonne, ce nombre varie de

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

100 pour les colonnes remplies, à 100.000 pour les colonnes capillaires de cent mètres de longueur.

La méthode de distillation simulée consiste à utiliser la chromatographie en phase gazeuse sur une colonne apolaire , c'est à dire une colonne sur laquelle l'élution des produits se fait en fonction de leur point d'ébullition .

La température de la colonne est augmentée à une vitesse reproductible (programmation de température) et la surface du chromatogramme est enregistrée en fonction du temps d'élution. Une correspondance entre ces temps de rétentions et les températures d'ébullitions est établie grâce à une calibration réalisée avec un mélange d'hydrocarbures, généralement des paraffines normales dont les points d'ébullitions sont connus.

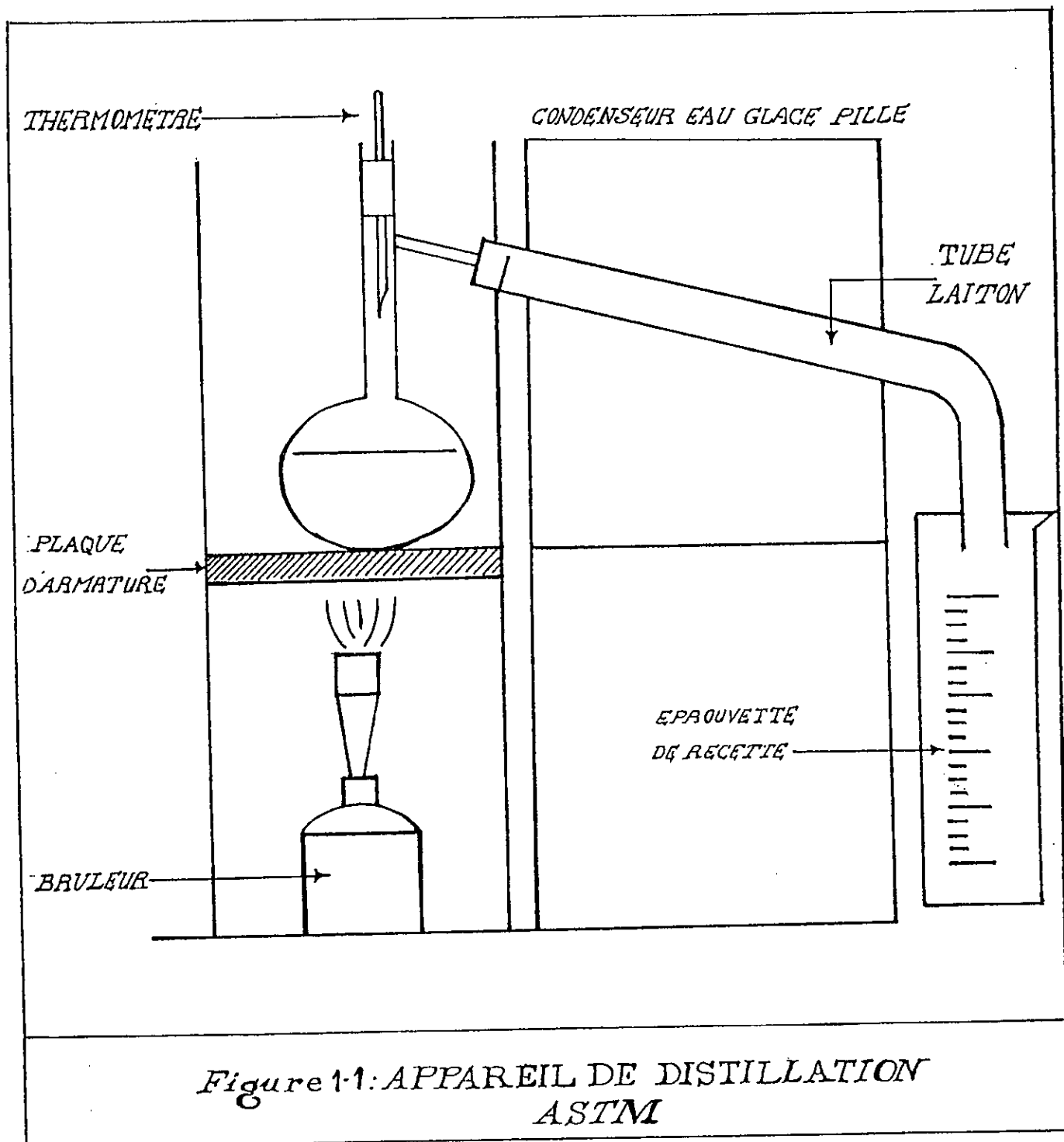
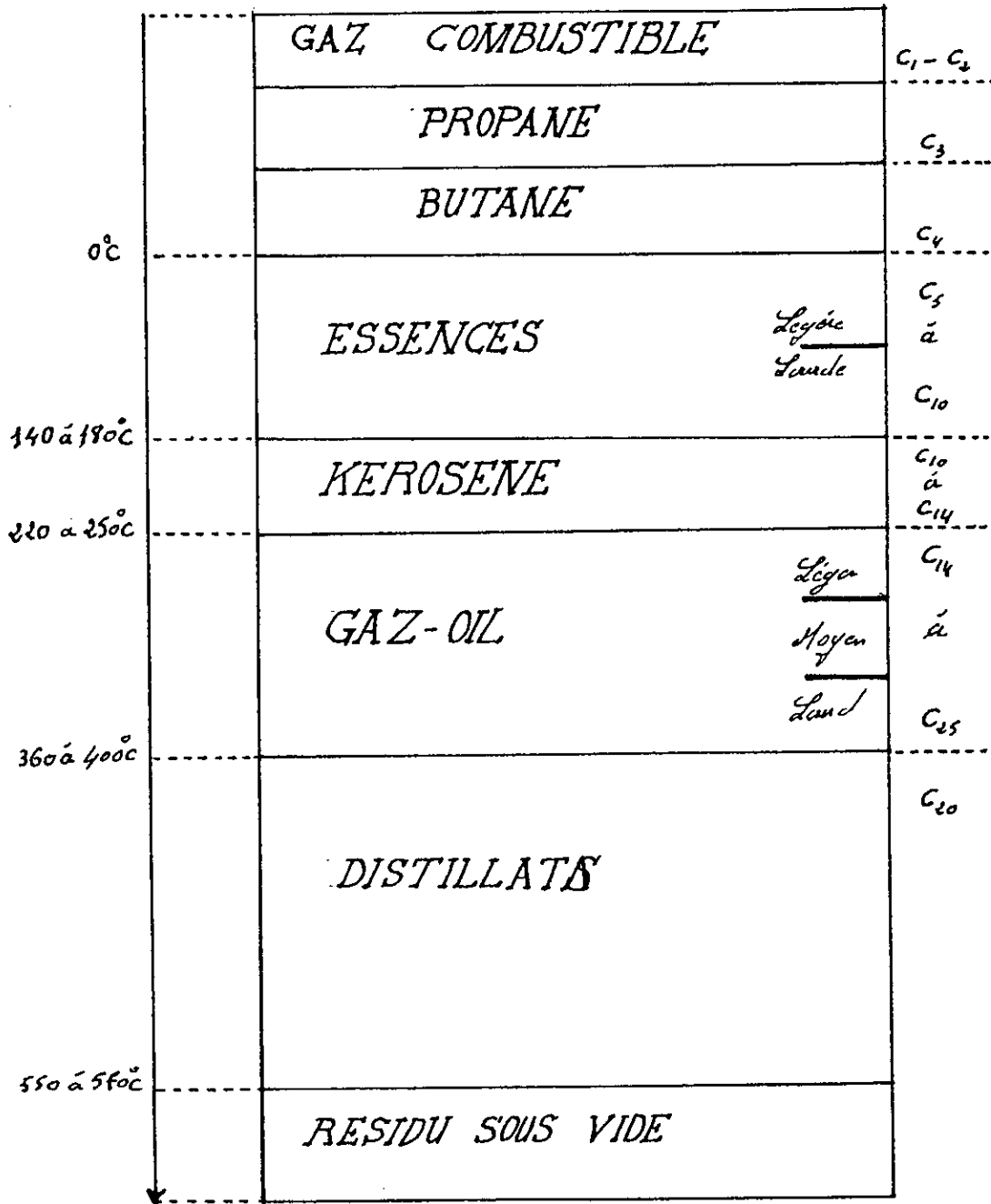


Figure 1-1: APPAREIL DE DISTILLATION
ASTM

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K



Températures
d'ébullition normales

Figure 1-3 : Fractionnement du pétrole brut : un exemple de découpage

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

Le détecteur utilisé étant un détecteur à ionisation de flamme, les pourcentages en surface correspondent à des pourcentages en poids .

deux méthodes ASTM sont basées sur cette technique :

- D 2887 , qui s'applique aux produits et fractions pétrolières dont le point final d'ébullition est de 538°C et ayant une gamme de points d'ébullitions supérieures à 38°C .

- D 3710, qui s'applique aux produits et fractions pétrolières dont le point d'ébullition final est de 260°C au moins [6],[7].

Les avantages d'une telle méthode résident dans sa rapidité (maximum 70 mn), la faible quantité d'échantillon requise (1µl) et son automatisation facile. Elle est utilisée soit pour guider le réglage d'une distillation TBP en évaluant le volume de chaque fraction recette ou encore pour estimer très rapidement le rendement en fractions légères des procédés de conversion [6].

III-5-Vaporisation progressive simple :

On réalise cette vaporisation dans un montage similaire à celui de la distillation ASTM, mais dans ce cas, le point initial de la courbe correspond à la température de bulle du mélange et le point final à la température d'ébullition du constituant le moins volatil [3] .

III-6-Distillation flash :

On peut définir la distillation flash comme étant une vaporisation simple menée en discontinue dont la charge, après être chauffée sous pression , et détendue dans une enceinte appelée "zone flash". En mesurant le pourcentage vaporisé à différentes températures de la vapeur et sous la même pression , on trace la courbe de flash qui nous permet de fixer les températures de soutirage et de prévoir la fraction de chaque coupe soutirée. Le point initial de la coupe représente alors la température de bulle du mélange et le point final , la température de rosée [8].

B)Application au pétrole brut RA1K :

I- Caractéristiques physico-chimiques :

Les analyses préliminaires effectuées sur le pétrole brut RA1K ont donné des résultats qui sont portés dans le tableau 1-1 .

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

TABLEAU 1-1 : Caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut RA1K [9]

Caractéristiques	Résultats	Méthodes
Densité à 15°C	0.7984	densimètre électronique DMA 601-PAAR
Densité en °API	45.7	
Viscosité cinématique en (cSt) à 20°C	2.85	Viscosimètre Cannon -Fenske (norme AFNOR NF T60-100)
à 37.8°C	2.06	
à 50°C	0.94	
Tension de vapeur REID en Psia	12.2	Norme AFNOR NF M07-007
Teneur en eau par extraction (en %Vol)	0	Norme AFNOR NF M07 - 045
Teneur en sédiment (%poids)	0	Norme AFNOR NF 407-020
Point d'éclair en vase clos(°C)	< 15°C	
Point d'écoulement en °C	-35°C	
Point de congélation en °C	-38°C	Norme AFNOR NF T60-105
Indice d'acidité	0.375mg KOH/g	Norme AFNOR NF T60- 112
Teneur en soufre (% poids)	0.0654	Sulfur-in-oil Analyzer norme 42-94 ASTM
Résidu Conradson (% en poids)	0.36	Norme AFNOR NF T60-116
Poids moléculaire (g/mole)	165	
Facteur de caractérisation Kuop	11.96	

Commentaires :

Le pétrole RA1K se classe dans la catégorie des bruts légers, sa densité étant égale à 0.7984 à 15°C soit 45.7 °API. Sa viscosité cinématique étant de 2.85 cSt à 20 °C et la faiblesse du point d'écoulement font penser à un brut de tendance paraffiniques ce qui est confirmé par la valeur du facteur de caractérisation (Kuop =11.96).

Le brut RA1K se caractérise par l'absence d'eau et de sédiments et par son bas point d'écoulement (-35 °C).

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Sa faible teneur en soufre avec un pourcentage de 0.0654 en poids, évitera des opérations de désulfuration ultérieures .

II- Distillation ASTM du pétrole brut :

La distillation ASTM s'est faite dans un appareil normalisé (Automatic standard distillation apparatus), en utilisant 100 cm³ de pétrole brut. Les résultats de cette distillation sont donnés dans le tableau 1-2.

TABLEAU 1-2 : Distillation ASTM du pétrole brut RA1K [9]

% distillé (volume)	0	10	20	30	40	50	60	70
Température d'ébullition (° C)	31	84	119	156	198	245	285	320

Commentaires :

La courbe de distillation ASTM est donnée sur la figure 1-4.

Le point initial de cette distillation est de 30°C. Le pourcentage volumique distillé à 200 °C est de 40 %, on peut donc considérer le brut RA1K comme étant riche en essence.

Le pourcentage total distillé à 320°C est de 70 % de la charge initiale, ce qui mène à dire que ce pétrole a une faible proportion en produits lourds .

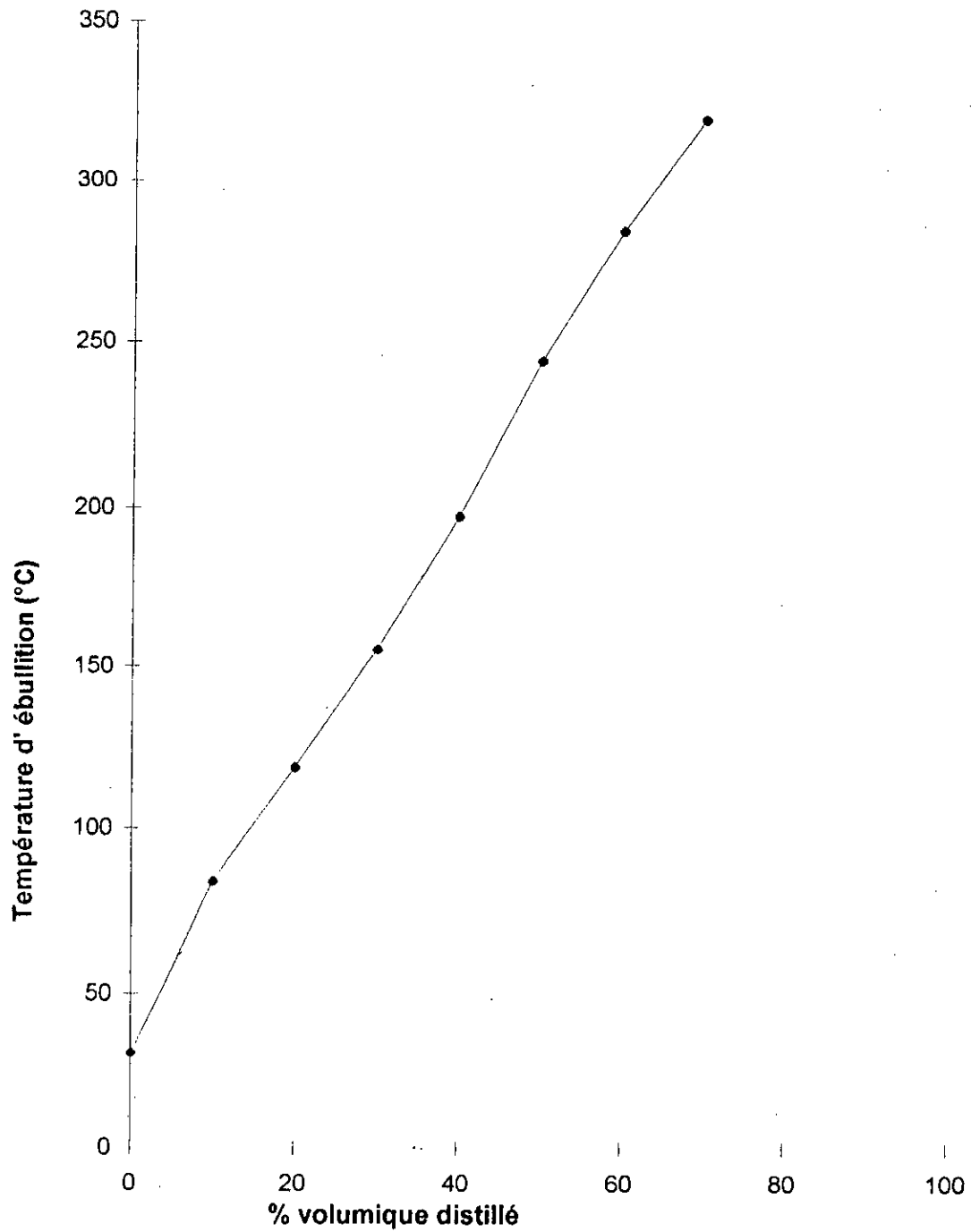


Figure 1-4: Courbe de la distillation ASTM

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

III- Distillation TBP du pétrole brut RA1K :

La distillation TBP du pétrole brut RA1K s'est effectuée en deux étapes :

- ◆ Sous pression atmosphérique
- ◆ Sous vide de 40 mmHg, puis à 10mmHg.

III-1-Distillation atmosphérique :

Les résultats de la distillation atmosphérique du pétrole brut RA1K sont donnés dans le tableau 1-3 .

Tableau 1-3 :Distillation atmosphérique du pétrole brut RA1K[9]

FP	T(°C) à 760 mmHg	%Poids	%Poids cumulé	d à 15°C	n 20 °C	% volume	% vol cumulé
PI	<15	4,56	4,56	-	-	4,93	4,93
1	65	3,43	7,99	0,6504	1,3689	4,21	9,14
2	70	1,33	9,32	0,6719	1,3796	1,58	10,72
3	75	1,23	10,55	0,6776	1,3827	1,45	12,17
4	80	1,61	12,16	0,6864	1,3867	1,87	14,04
5	85	0,68	12,84	0,6977	1,3914	1,78	15,82
6	90	1,49	14,33	0,7049	1,3978	1,69	17,51
7	95	0,95	15,28	0,7113	1,4009	1,07	18,58
8	100	1,05	16,33	0,7160	1,4033	1,18	19,76
9	105	1,23	17,56	0,7207	1,4063	1,36	21,12
10	110	1,27	18,83	0,7266	1,4102	1,40	22,52
11	115	1,36	20,19	0,7321	1,4131	1,48	24,00
12	120	2,14	22,33	0,7370	1,4152	2,32	26,32
13	125	1,26	23,59	0,7422	1,4184	1,36	27,68
14	130	1,48	25,07	0,7466	1,4205	1,58	29,26
15	135	0,72	25,79	0,7513	1,4231	0,77	30,03
16	140	2,11	27,90	0,7529	1,4244	2,24	32,27
17	145	0,29	28,19	0,7617	1,4293	0,30	32,57
18	150	0,32	28,51	0,7657	1,4317	0,33	32,90
19	155	0,54	29,05	0,7692	1,4334	0,56	33,46
20	160	1,02	30,07	0,7710	1,4344	1,06	34,52
21	165	2,11	32,18	0,7694	1,4354	2,18	36,70
22	170	1,59	33,77	0,7732	1,4377	1,63	38,33
23	175	1,29	35,06	0,7762	1,4392	1,32	39,65
24	180	1,99	37,05	0,7793	1,4406	2,03	41,68
25	185	0,12	38,22	0,7832	1,4425	1,19	42,87
26	190	0,72	38,94	0,7866	1,4439	0,73	43,60
27	195	0,89	39,83	0,7887	1,4450	0,90	44,50
28	200	1,02	40,85	0,7902	1,4454	1,03	45,53
29	205	1,28	42,13	0,7926	1,4468	1,28	46,81
30	210	1,30	43,43	0,7955	1,4480	1,30	48,11
31	215	0,90	44,33	0,7978	1,4492	0,90	49,01
32	220	1,24	45,57	0,8105	1,4551	1,22	50,23

Cette distillation est effectuée jusqu'à apparition de fumées; signe de début d'un cracking thermique du résidu.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

III-2-Distillation sous vide :

Afin d'éviter le cracking, il faut avoir recours à la distillation sous vide. Le résidu atmosphérique est distillé sous un vide de 40 mmHg jusqu'à une température de 320°C en tête de colonne, (420°C dans le ballon). Le bilan de cette distillation est donné dans le tableau 1-4.

A partir de ce point il y a à nouveau apparition de fumées signe du début du cracking des molécules lourdes. Il faut avoir recours à une distillation sous un vide poussé de 10 mmHg dont le bilan est donné dans le tableau 1-5.

Tableau 1-4 : Distillation sous vide à 40 mmHg du pétrole brut RA1K [9].

FP	T(°C) à 760 mmHg	%Poids	% Poids cumulé	d à 15°C	n 20 °C	% volume	% vol cumulé
33	230	1,72	47,29	0,8107	1,4555	1,69	51,92
34	240	2,45	49,74	0,8156	1,4590	2,39	54,31
35	250	2,43	52,17	0,8204	1,4621	2,36	56,67
36	260	2,15	54,32	0,8275	1,4658	2,07	58,74
37	270	1,47	55,79	0,8282	1,4667	1,41	60,15
38	280	2,29	58,08	0,8327	1,4689	2,19	62,34
39	290	1,62	59,70	0,8347	1,4692	1,54	63,88
40	300	2,31	62,01	0,8364	1,4700	2,20	66,08
41	310	0,99	63,00	0,8470	1,4721	0,93	67,01
42	320	2,41	65,41	0,8484	1,4763	2,26	69,27

Tableau 1-5 : Distillation sous vide à 10 mmHg du pétrole brut RA1K [9].

FP	T(°C) à 760 mmHg	%Poids	% Poids cumulé	d à 15°C	n 20 °C	% volume	% vol cumulé
43	330	2,16	67,57	0,8522	1,4789	2,02	71,29
44	340	2,27	69,84	0,8567	1,4811	2,11	73,40
45	350	1,14	70,98	0,8613	1,4841	1,05	74,45
46	360	0,74	71,72	0,8634	1,4843	0,68	75,13
47	370	1,31	73,03	0,8647	1,4852	1,20	76,33
48	375	1,59	74,62	0,8667	1,4882	1,46	77,79
49	380	0,70	75,32	0,8689	1,4885	0,64	78,43
residu	380+	24,68	100	0,9104		21,57	100

La courbe de distillation TBP du pétrole brut RA1K est représenté sur la figure 1-5.

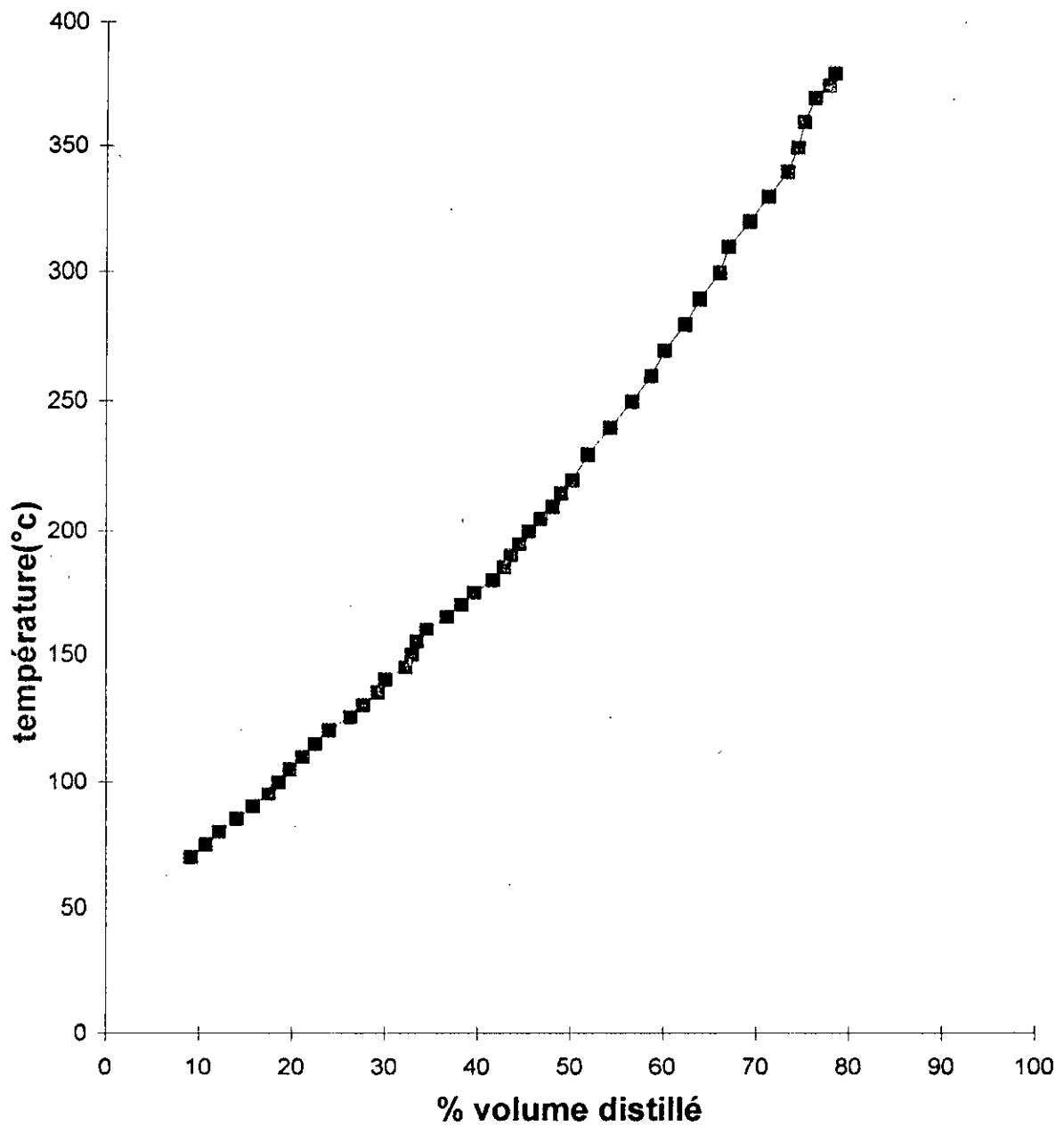


Figure 1-5: Température=f(%volume distillé)

COMPOSITION DES PETROLES BRUTS ET DES FRACTIONS PETROLIERES

I- Introduction :

Le pétrole brut et les fractions pétrolières qui en sont issues sont essentiellement composés d'hydrocarbures, mais aussi d'hétérocomposés en faibles quantités considérés comme impuretés, tel que le soufre, l'azote, l'oxygène et des composés organo-métalliques à base de fer, de nickel et de vanadium. Compte tenu de son origine, le pétrole brut contient toujours (même en faible quantité) de l'eau salée et des sédiments provenant du gisement ou du transport maritime.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent à trois principaux groupes : les paraffines, les naphènes et les aromatiques.

II- Familles chimiques d'hydrocarbures [3],[10] :

II-1- Les paraffines :

On appelle paraffines le produit obtenu à partir de distillats constitués essentiellement par un mélange d'hydrocarbures saturés, solides à la température ambiante et ayant une faible teneur en huile et en structure cristalline.

Les paraffines ont une formule générale de la forme C_nH_{2n+2} (les alcanes), que l'on subdivise en deux groupes:

a- Les normales paraffines qui sont des hydrocarbures à chaînes droites unique de formule générale $CH_3-(CH_2)_n-CH_3$.

b- Les iso-paraffines qui sont des hydrocarbures saturés à chaînes ramifiées présentent un groupe méthyle ($-CH_3$) sur le deuxième atome de carbone de la chaîne principale. Le nombre d'isomères possibles des paraffines croît avec leurs masses moléculaires .

II-2- Les naphènes :

On appelle naphènes tout hydrocarbure saturé de formule générale C_nH_{2n} qui inclus un cycle dans sa formule développée. Ils sont obtenus chimiquement par déshydrocyclisation des alcanes ou par hydrogénation des aromatique. Ils ont des températures d'ébullition et des densités supérieures à celles des alcanes à même nombre d'atome de carbone.

II-3- Les aromatiques :

On appelle aromatique tout hydrocarbure ayant au moins un noyau benzénique. Ce sont des hydrocarbures cycliques poly-insaturés, ils sont classés en deux types:

Les aromatiques qui ne contiennent que des cycles aromatiques et des chaînes latérales, et des hydrocarbures naphéniques qui comportent en plus, des aromatiques et sont appelés hydrocarbures naphéno- aromatiques.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Il faut noter également la présence dans les pétroles bruts d'autres composés tel que :

- ◆ Les oléfines : qui ne se rencontrent pas ou très peu dans les produits de distillation directe, mais peuvent être présentes dans les recettes des procédés de raffinage, particulièrement dans les fractions lourdes issues des procédés de transformation moléculaire.
- ◆ Les composés hétéroatomiques: le pétrole contient en faible quantité des produits sulfurés, oxygénés et nitrés. Ce sont des produits gênants et qui jouent un rôle important dans la détermination des conditions opératoires de raffinage et de mise en œuvre du pétrole.

III- Les techniques d'analyse pour la détermination de la composition des fractions pétrolières.

III-1-Introduction :

Connaître individuellement les constituants d'une fraction pétrolière s'avère être une tâche très difficile si ce n'est certaines fois par des méthodes élaborées comme le couplage chromatographie- spectrométrie de masse .

Plusieurs méthodes ont été développées pour la détermination de la composition, parmi ces dernières, nous distinguons les méthodes expérimentales et les méthodes utilisant des corrélations empiriques .

III-2- Méthodes expérimentales :

III-2-1 : Les méthodes spectroscopiques :

a- Spectroscopie Infra - rouge (I R):

Le principe de cette méthode consiste en l'identification du spectre d'émission infrarouge par rapport à un étalon de la substance que l'on désire identifier. Dans ce sens, seules les molécules parfaitement identiques peuvent avoir exactement le même spectre.

Cette méthode offre un grand intérêt dans le domaine des substances naturelles, pour l'analyse des produits industriels. Cette technique appliquée au pétrole brut et ses fractions, permet de déterminer leurs natures en donnant la répartition des hydrocarbures paraffiniques et aromatiques [6] .

b- Spectroscopie ultraviolette (UV) :

Cette méthode est basée sur le même principe que la spectroscopie IR. Toutefois elle ne permet d'identifier et doser que les hydrocarbures polyéniques et aromatiques qui sont les seuls à donner des spectres d'absorption dans l'UV moyen (200-400 nm) [12].

c- Spectrométrie de rayons X:

Les applications de cette méthode dans l'analyse des produits pétroliers se résument à la détermination de la longueur des chaînes paraffiniques normales et le dosage du soufre total. Les paraffines normales se présentent sous forme de batonnets d'environ 6.93 \AA^2 de section et dont la longueur est proportionnelle au nombre d'atomes de carbone [11],[12].

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

d- La polarographie :

Appliquée aux produits pétroliers, Cette méthode permet de déterminer en milieu organique, le naphthalène, le styrène , le soufre élémentaire, les mercaptants et certains autres produits sulfurés avec une bonne précision [11].

f- La résonance magnétique nucléaire (RMN) :

Cette méthode met en jeu le changement d'orientation du spin nucléaire par action d'un champ magnétique.

L'enregistrement du spectre d'un brut permet d'obtenir très rapidement le rapport aliphatique sur aromatique de ce brut et présente l'avantage de distinguer entre les atomes de carbone dans les ramifications saturées aromatiques [11].

III-2-2-Méthodes chromatographiques :

Toutes les méthodes chromatographiques sont des méthodes physico-chimiques de séparation basées sur la séparation des constituants d'un mélange entre deux phases. Cette séparation résulte du cheminement des composés le long d'une phase fixe, par entraînement au moyen d'une phase mobile.

Le principe de cette méthode consiste à introduire à l'entrée d'une colonne, l'échantillon du brut à analyser. Chaque type de molécule, poussée par la phase mobile, sera freinée différemment, selon son affinité pour la phase stationnaire.

On aura ainsi réaliser la séparation du mélange en ses différents constituants. Un détecteur placé à la sortie de la colonne, transmet à un enregistreur un signal au passage de chaque constituant.

Il existe de nombreux procédés de chromatographie se différenciant par la nature de la phase fixe et de la phase mobile.

a- Chromatographie en phase gazeuse (CPG) :

Dans ce type de chromatographie, la phase mobile est un gaz, et le remplissage de la colonne caractérise deux types de chromatographie :

- ◆ La chromatographie gaz-liquide, dans lequel le matériau solide de remplissage est imprégné de la phase liquide stationnaire.
- ◆ La chromatographie gaz-solide, dans laquelle le granulé solide de remplissage sert d'absorbant.

L'analyse d'un mélange par chromatographie en phase gazeuse fournit un chromatogramme dans lequel chaque constituant est repéré par un pic dont la substance est proportionnelle à sa concentration dans le mélange. [13]

La figure 1-6 présente le schéma de principe d'un chromatographe .

La CPG présente l'avantage d'être rapide, souple, cependant elle présente des limites d'utilisation dans le cas des :

- Substances peu volatiles: masse moléculaire supérieur à 300g
- Substances sensibles à une élévation de température.
- Substances ionisées: car elles sont en général peu volatiles.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

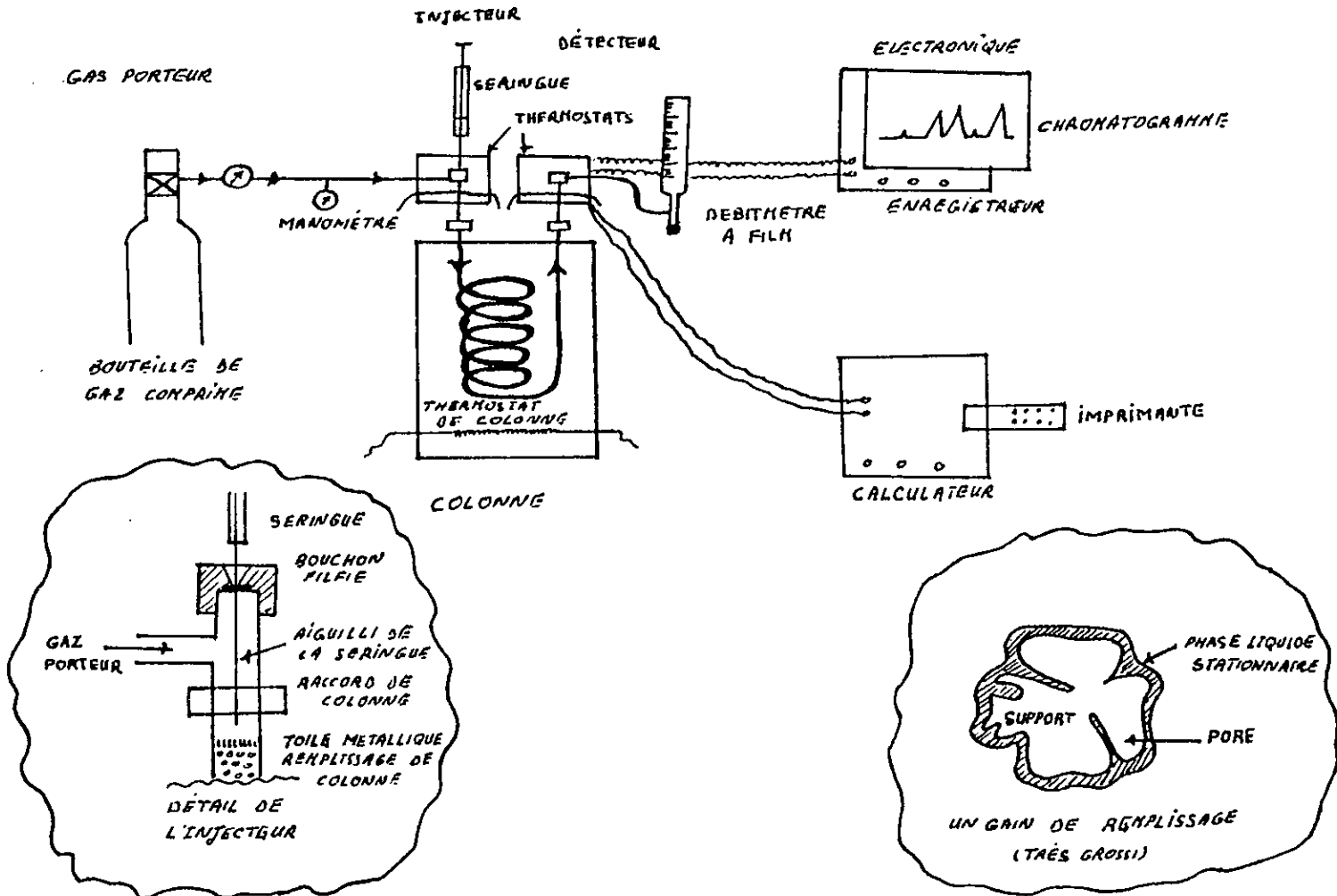


Figure 1-6 : Schéma de principe d'un chromatogramme en phase gazeuse à détecteur par ionisation de flamme (FID)

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

b- Chromatographie en phase liquide (HPLC) :

C'est une méthode qui utilise un liquide (solvant) comme phase mobile. Les possibilités de séparation sont relativement plus grandes que celles de la CPG car elle n'est pas affectée par la volatilité ou l'instabilité thermique mais en revanche la méthode est plus complexe. Des détecteurs réfractomètres différentielles et détecteurs ultraviolets visibles sont utilisés pour la détection des hydrocarbures [14].

c- Couplage de la chromatographie en phase gazeuse et de la spectrométrie de masse (CG /SM) :

Cette technique constitue un moyen d'identification et de détermination de structure très performant, dans laquelle la spectrométrie IR joue un rôle de détecteur [15].

Son principe consiste à bombarder une molécule à l'état gazeux par un faisceau d'électrons par un autre moyen d'ionisation, pour avoir une série de fragments sous forme d'ions positifs enregistrables, caractérisants la molécule. L'identification des composés est basée sur une bibliothèque de spectres mémorisée dans un ordinateur relié à l'appareillage.

Cette technique est intéressante dans le cas d'hydrocarbures lourds, recouvrant la gamme des masses moléculaires allant de 200 à 700 [15].

d- La chromatographie en couche mince : (TLC/FID)

La TLC/FID est une méthode rapide, simple et performante. Les résultats obtenus sont complets et reproductibles. Le but de cette technique est de déterminer la composition par famille d'hydrocarbures (saturés, aromatiques, résines et asphaltènes) des extraits de la matière organique[6].

III-3-Méthodes empiriques :

Face à la difficulté, voir l'impossibilité d'identifier chaque composé en utilisant les méthodes expérimentales on a recours à des méthodes de calculs permettant non pas de connaître les individualités nombreuses, mais la composition globale en chacune des principales familles d'hydrocarbures. Ces méthodes nécessitent uniquement la connaissance de quelques caractéristiques facilement accessibles expérimentalement. Parmi ces méthodes de calcul, nous citons :

III-3-1-Méthode n.d .PA [3] :

Cette méthode est basée sur la connaissance de l'indice de réfraction (n), la densité (d), et le point d'aniline (PA).

$$\% C_A = 1039.4 n - 470.4 d - 0.315 PA - 1094.3 \quad (1-1)$$

$$\% C_N = - 1573.3n + 840.15 d - 0.4619 PA + 1662.2 \quad (1-2)$$

$$\% C_p = 100 - (\% C_A + \% C_N) \quad (1-3)$$

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

où %C_p, %C_N et sont les pourcentages de paraffines, naphtènes, et aromatiques.

III-3-2-Corrélation de RIAZI-DAUBERT [16] :

Ces deux auteurs ont proposé deux types de corrélations.

- *Premier type :*

Dans le cas des fractions légères (M < 200), ils ont défini la viscosity gravity fonction (VGF) par :

$$\text{VGF} = -1.816 + 3.484 \text{ SpGr} - 0.1156 \text{ Ln} (v_1) \quad (1-4)$$

ou encore

$$\text{VGF} = -1.948 + 3.535 \text{ SpGr} - 0.1613 \text{ Ln} (v_2) \quad (1-5)$$

Où

v₁ et v₂ sont les viscosités cinématiques, respectivement à 100 et 210 °F, en cSt.
Et SpGr est la specific gravity

Le système d'équation est :

$$\%C_p = -1335.9 + 1445.9 \text{ Ri} - 141.344 \text{ VGF} \quad (1-6)$$

$$\%C_N = 2398.25 - 2333.304 \text{ Ri} + 81.517 \text{ VGF} \quad (1-7)$$

$$\%C_A = 100 - (\%C_p + \%C_N) \quad (1-8)$$

Dans le cas des fractions lourdes (M > 200), ces auteurs ont défini un autre facteur qui est la viscosity gravity constant (VGC) par :

$$\text{VGC} = \frac{10 \text{ SpGr} - 1.0752 \log (v_1 - 38)}{10 - \log (v_1 - 38)} \quad (1-9)$$

ou encore

$$\text{VGC} = \frac{\text{SpGr} - 0.24 - 0.022 \text{ Log} (v_2 - 35.5)}{0.755} \quad (1-10)$$

avec v₁ et v₂: viscosités cinématique à 100 et 210 °F en unités Saybolt (SSU).

Le système d'équation est donné par :

$$\%C_p = 257.37 + 101.33 \text{ Ri} - 357.3 \text{ VGC} \quad (1-11)$$

$$\%C_N = 246.4 - 367.01 \text{ Ri} + 196.312 \text{ VGC} \quad (1-12)$$

$$\%C_A = 100 - (\%C_N + \%C_p) \quad (1-13)$$

Ri : intercept de réfraction , défini par : n - d/2.

n: indice de réfraction .

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

SpGr : densité à 20 °C.

- 2^{ème} type : Méthode s, m, C/H [3] :

Dans la plus part des cas, les données de la viscosité ne sont pas disponibles, nous utilisons alors les équations suivantes :

- Pour les fractions légères : $M < 200$:

$$\%C_p = 257 - 287.7 s + 2.876 C/H \quad (1-14)$$

$$\%C_N = 52.641 - 0.7494 X_p - 2.1811 m \quad (1-15)$$

$$\%C_A = 100 - (\%C_p + \%C_N) \quad (1-16)$$

- Pour les fractions lourdes :

$$\%C_p = 198.42 - 27.722 Ri - 15.643 C/H \quad (1-17)$$

$$\%C_N = 59.77 - 76.1745 Ri + 6.8048 C/H \quad (1-18)$$

$$\%C_A = 100 - (\%C_p + \%C_N) \quad (1-19)$$

Avec

s : densité à 20°C .

$$n = 1.4750 + (m/M) \quad (1-20)$$

C/H : rapport massique carbone- hydrogène

I : le facteur de HUANG défini par :

$$I = 2.341 \cdot 10^2 \exp(6.464 \cdot 10^4 \text{Teb} + 5.144 \text{SpGr} - 3.29 \cdot 10^4 \text{SpGr} \text{Teb}) \text{Teb}^{0.407} \text{SpGr}^{3.333} \quad (1-21)$$

III-3-3- Corrélation d' EL HADI-CHITOUR [11] :

Les deux auteurs ont défini de nouveaux paramètres de caractérisation, à savoir :

$$M_{nf} = (10 \cdot M)^{1/3} / (n - 1)$$

et

$$T_{nf} = \text{Teb}^{1/3} / (n - 1)$$

$$C/H = 100 / (2.55312 \cdot \text{Kuop} - 0.0022248 \cdot \text{Teb} - 14.77732618) \quad (1-22)$$

ou Teb : température d'ébullition en degré Rankin (°R).

M : masse molaire .

n : indice de réfraction .

Les systèmes d'équations sont :

- Pour $\text{Teb} < 200$ °C :

$$\%C_A = -1851.93 + 27.21487 T_{nf} + 1265.791 Ri \quad (1-23)$$

$$\%C_N = 1887.669 - 15.51166 T_{nf} - 1458.581 Ri \quad (1-24)$$

$$\%C_p = -31.8938 - 11.23265 T_{nf} + 275.006 Ri \quad (1-25)$$

Pour $\text{Teb} > 200$ °C :

$$\%C_A = -659.505 + 208.7526 \text{SpGr} - 15.8272 T_{nf} + 72.87781 \text{Kuop} + 0.401365 C/H \quad (1-26)$$

$$\%C_N = 1171.583 + 154.2230 \text{SpGr} + 28.0887 T_{nf} - 131.1791 \text{Kuop} - 47.41448 C/H \quad (1-27)$$

$$\%C_p = -413.835 - 362.9269 \text{SpGr} - 12.3308 T_{nf} + 58.53928 \text{Kuop} + 47.06495 C/H \quad (1-28)$$

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

IV- Résultats :

La méthode expérimentale utilisée pour la détermination de la composition des fractions pétrolières issues du pétrole brut RA1K est la chromatographie en phase gazeuse [9].

IV-1- Analyse des gaz [9] :

Tableau 1-6 : Composition des gaz issus du RA1K [9].

Constituant	% poids P/R C5-	% poids P/R brut
Ethane	0.03	0.001
Propane	9.98	0.460
Iso butane	14.30	0.650
N butane	59.98	2.740
Iso pentane	10.06	0.460
N pentane	5.63	0.260
Iso Hexane	0.01	0.001
N Hexane	0.01	0.001
Total	100	4.570

Nous remarquons que pratiquement tout les hydrocarbures présents sont de type paraffinique.

IV-2- Analyse des fractions pétrolières :

Tableau 1-7 : Valeurs de la composition globale des fractions pétrolières issues du RA1K

FP	CPG (%)			El Hadi-Chitour						corr. Riazi Daubert 2						n.d.PA (%)					
	X _P	X _N	X _A	X _P	X _N	X _A	e _P	e _N	e _A	X _P	X _N	X _A	e _P	e _N	e _A	X _P	X _N	X _A	e _P	e _N	e _A
1	-	-	-	84,39	12,99	2,61	-	-	-	83,94	10,65	3,40	-	-	-	68,38	27,65	-	-	-	-
2	85,97	11,46	2,38	79,69	17,41	3,11	7,3	51,9	30,6	78,40	12,70	4,32	8,8	10,8	81,7	63,00	30,75	6,25	26,7	168,3	162,8
3	-	-	-	77,99	18,20	4,01	-	-	-	76,87	13,67	5,12	-	-	-	62,18	30,88	6,95	-	-	-
4	-	-	-	74,05	20,73	5,31	-	-	-	74,58	14,93	6,75	-	-	-	60,21	32,48	7,31	-	-	-
5	76,79	20,53	2,67	68,39	24,66	4,89	10,9	20,1	83,2	71,68	16,39	6,76	6,7	20,2	153,2	57,31	35,31	7,38	25,4	72,0	176,2
6	-	-	-	65,01	24,52	10,52	-	-	-	69,80	16,79	13,41	-	-	-	57,15	31,84	11,01	-	-	-
7	-	-	-	62,98	25,75	11,28	-	-	-	68,12	17,73	14,15	-	-	-	55,98	32,61	11,41	-	-	-
8	-	-	-	62,18	26,18	11,65	-	-	-	66,87	18,51	14,62	-	-	-	55,35	32,89	11,76	-	-	-
9	-	-	-	61,24	26,23	12,55	-	-	-	65,61	19,14	15,25	-	-	-	54,98	32,26	12,77	-	-	-
10	60,75	26,29	12,20	59,41	26,58	14,07	2,2	1,1	15,3	64,07	19,72	16,21	5,5	25,0	32,9	54,38	31,37	14,25	10,5	19,3	16,8
11	-	-	-	58,00	27,27	14,77	-	-	-	62,63	20,43	16,94	-	-	-	53,58	31,62	14,80	-	-	-
12	-	-	-	57,09	28,04	14,87	-	-	-	61,34	21,21	17,45	-	-	-	52,74	32,52	14,74	-	-	-
13	-	-	-	55,83	28,32	15,87	-	-	-	59,98	21,74	18,28	-	-	-	52,20	32,04	15,75	-	-	-
14	57,69	25,90	16,40	55,21	28,75	16,04	4,3	11,0	2,2	58,82	22,39	18,79	2,0	13,6	14,6	51,62	32,48	15,90	10,5	25,4	3,1
15	-	-	-	54,33	29,06	16,60	-	-	-	57,59	22,93	19,48	-	-	-	51,09	32,45	16,46	-	-	-
16	-	-	-	55,54	28,01	16,50	-	-	-	57,10	23,29	19,61	-	-	-	51,58	31,52	16,90	-	-	-
17	-	-	-	51,85	29,74	18,43	-	-	-	54,88	23,83	21,28	-	-	-	49,93	31,80	18,26	-	-	-
18	65,83	22,51	11,65	51,42	29,69	18,92	21,9	31,9	62,4	53,83	24,23	21,95	18,2	7,6	88,4	49,67	31,43	18,90	24,5	39,6	62,3
19	-	-	-	51,35	29,77	18,91	-	-	-	52,89	24,71	22,40	-	-	-	49,39	31,63	18,98	-	-	-
20	54,89	27,29	17,83	52,38	29,11	18,56	4,6	6,7	4,1	52,36	25,09	22,55	4,6	8,1	26,5	49,68	31,32	19,00	9,5	14,8	6,6
21	-	-	-	55,54	25,98	18,70	-	-	-	52,66	24,90	22,44	-	-	-	51,65	27,90	20,45	-	-	-
22	-	-	-	55,19	25,88	19,16	-	-	-	51,65	25,19	23,15	-	-	-	51,46	27,48	21,06	-	-	-
23	55,54	17,09	26,29	55,37	25,78	19,08	0,3	50,8	27,4	50,84	25,58	23,58	8,5	49,7	10,3	51,37	27,51	21,12	7,5	61,0	19,7
24	53,29	25,70	20,43	55,48	25,83	18,92	4,1	0,5	7,4	50,01	25,99	24,00	6,2	1,1	17,5	51,21	27,77	21,02	3,9	8,1	2,9
25	-	-	-	55,05	26,11	19,06	-	-	-	48,99	26,36	24,66	-	-	-	50,83	28,03	21,14	-	-	-
26	-	-	-	54,93	26,40	18,87	-	-	-	48,08	26,79	25,13	-	-	-	50,52	28,56	20,92	-	-	-
27	-	-	-	55,63	25,96	18,62	-	-	-	47,50	27,07	25,43	-	-	-	50,76	28,34	20,90	-	-	-
28	47,85	22,72	24,25	45,71	30,80	17,89	4,5	35,6	26,2	47,06	27,48	25,46	1,7	21,0	5,0	51,06	28,59	20,35	6,7	25,8	16,1
29	-	-	-	46,50	30,08	23,84	-	-	-	74,47	21,00	4,53	-	-	-	67,76	18,39	13,85	-	-	-
30	-	-	-	46,69	30,36	23,37	-	-	-	74,17	21,15	4,68	-	-	-	67,80	18,66	13,54	-	-	-

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	CPG (%)			El Hadi-Chitour						corr. Riazi Daubert 2						n.d.PA (%)					
	X _P	X _N	X _A	X _P	X _N	X _A	e _P	e _N	e _A	X _P	X _N	X _A	e _P	e _N	e _A	X _P	X _N	X _A	e _P	e _N	e _A
31	-	-	-	47,39	29,77	23,25	-	-	-	74,00	21,22	4,78	-	-	-	68,13	18,38	13,48	-	-	-
32	-	-	-	42,59	37,67	20,17	-	-	-	71,46	22,36	6,17	-	-	-	65,67	20,32	14,02	-	-	-
33	-	-	-	46,23	33,17	21,01	-	-	-	72,14	22,04	5,82	-	-	-	67,56	18,82	13,63	-	-	-
34	-	-	-	48,10	31,17	21,15	-	-	-	71,69	22,15	6,16	-	-	-	68,64	16,82	14,54	-	-	-
35	-	-	-	49,69	29,63	21,09	-	-	-	71,27	22,27	6,46	-	-	-	69,60	15,33	15,07	-	-	-
36	-	-	-	49,75	30,68	19,98	-	-	-	70,39	22,64	6,97	-	-	-	69,77	14,99	15,24	-	-	-
37	-	-	-	53,10	26,19	21,12	-	-	-	70,78	22,42	6,80	-	-	-	71,63	13,18	15,19	-	-	-
38	-	-	-	54,16	25,55	20,69	-	-	-	70,42	22,58	7,00	-	-	-	72,33	12,80	14,88	-	-	-
39	-	-	-	55,89	23,68	20,83	-	-	-	70,52	22,60	6,88	-	-	-	73,27	13,10	13,63	-	-	-
40	-	-	-	58,18	20,66	21,54	-	-	-	70,61	22,56	6,83	-	-	-	74,57	12,38	13,05	-	-	-
41	-	-	-	54,01	29,73	16,64	-	-	-	69,33	23,40	7,27	-	-	-	72,48	17,56	9,96	-	-	-
42	-	-	-	58,89	22,14	19,35	-	-	-	69,39	23,07	7,54	-	-	-	75,52	11,35	13,14	-	-	-
43	-	-	-	60,61	20,35	19,43	-	-	-	69,13	23,12	7,75	-	-	-	76,72	9,72	13,55	-	-	-
44	-	-	-	61,44	20,25	18,69	-	-	-	68,81	23,26	7,93	-	-	-	77,43	9,33	13,24	-	-	-
45	-	-	-	62,72	19,45	18,22	-	-	-	68,47	23,35	8,18	-	-	-	78,48	7,79	13,73	-	-	-
46	-	-	-	64,01	18,19	18,18	-	-	-	68,50	23,41	8,09	-	-	-	79,27	8,37	12,36	-	-	-
47	-	-	-	66,40	14,73	19,24	-	-	-	68,56	23,36	8,08	-	-	-	80,72	7,19	12,09	-	-	-
48	-	-	-	68,28	12,08	20,01	-	-	-	68,39	23,26	8,35	-	-	-	82,09	3,85	14,06	-	-	-
49	-	-	-	68,10	13,17	19,10	-	-	-	68,28	23,38	8,34	-	-	-	82,07	4,84	13,08	-	-	-
e _m							6,7	23,3	28,8				6,9	17,4	47,8				13,9	48,3	51,8

Tableau 1-8: Ecart des compositions par la corrélation de Riazi-Daubert par rapport à la corrélation d'El Hadi-Chitour.

FP	e _p	e _n	e _a	FP	e _p	e _n	e _a
1	0,5	18,0	30,3	27	14,6	4,3	36,6
2	1,6	27,0	39,2	28	2,9	10,8	42,3
3	1,4	24,9	27,8	29	60,2	30,2	81,0
4	0,7	28,0	27,1	30	58,9	30,3	80,0
5	4,8	33,5	38,2	31	56,1	28,7	79,4
6	7,4	31,5	27,4	32	67,8	40,6	69,4
7	8,2	31,2	25,5	33	56,0	33,5	72,3
8	7,5	29,3	25,5	34	49,1	28,9	70,9
9	7,1	27,0	21,4	35	43,4	24,8	69,4
10	7,9	25,8	15,2	36	41,5	26,2	65,1
11	8,0	25,1	14,7	37	33,3	14,4	67,8
12	7,5	24,4	17,4	38	30,0	11,6	66,2
13	7,4	23,2	15,2	39	26,2	4,6	67,0
14	6,5	22,1	17,1	40	21,4	9,2	68,3
15	6,0	21,1	17,3	41	28,4	21,3	56,3
16	2,8	16,8	18,8	42	17,8	4,2	61,0
17	5,9	19,9	15,5	43	14,1	13,6	60,1
18	4,7	18,4	16,0	44	12,0	14,9	57,6
19	3,0	17,0	18,5	45	9,2	20,1	55,1
20	0,0	13,8	21,4	46	7,0	28,7	55,5
21	5,2	4,2	20,0	47	3,3	58,6	58,0
22	6,4	2,7	20,8	48	0,2	92,5	58,3
23	8,2	0,8	23,6	49	0,3	77,5	56,3
24	9,9	0,6	26,8	e _{moy}		5,2	17,0
25	11,0	0,9	29,4				
26	12,5	1,5	33,2				

Commentaires :

La détermination expérimentale de la composition (effectuée par CPG) a été limitée aux fractions pétrolières dont les températures d'ébullition sont inférieures à 200°C, l'analyse des

fractions plus lourdes étant complexe. La composition a été également évaluée par différentes corrélations et a donné des écarts relativement importants par rapport à l'expérimentation.

Les résultats obtenus par les corrélations d'EL Hadi-Chitour et Riazi-Daubert² sont les plus proches de la chromatographie, ils présentent tout de même des écarts moyens respectifs de 19.6% et 24.03%. Seule l'estimation de la composition des fractions en paraffines donne de bons résultats, l'identification des naphènes et des aromatiques étant quand à elle très approximative. Afin d'obtenir des résultats plus précis, nous recommandons le couplage de la CPG à la spectroscopie de masse.

CALCUL DES PROPRIETES PHYSIQUES ET THERMODYNAMIQUES

A. PROPRIETES CLASSIQUES

I- La Densité

I-1- Définition :

La densité est définie comme étant le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température donnée sur le poids du même volume d'eau à une température standard dans le cas des liquides [10].

Pour les vapeurs nous utilisons soit la masse volumique en Kg/m³ ou la densité par rapport à l'air.

La densité légale se mesure à 20°C et a pour symbole :

$$d_4^{20} = \frac{\text{Poids d'un volume de produit à } 20^\circ\text{C}}{\text{Poids du même volume d'eau à } 4^\circ\text{C}} = \frac{\rho}{\rho_{\text{Eau}}} \quad (1-29)$$

ρ : est la masse volumique (Density en Anglais).

La terminologie anglo-saxon, propose la Specific-gravity, définie pour deux températures standards identiques, soit 60° F: (SpGr 60/ 60 °F).

Un autre concept est utilisé également, pour mesurer la densité : le degré API, défini par l' American Petroleum Institut, comme étant une fonction hyperbolique de la « specific-gravity » [3],[17].

$$| \text{API} = \frac{141,5}{\text{SpGr } 60/60 | \text{ F}} - 131,5 \quad (1-30)$$

Excepté pour les calculs nécessitant une très grande précision, nous pourrions toujours confondre la « specific gravity 60/60 °F » et la densité à 20 °C.

$$d_4^{20} = 0,99904 \cdot \text{SpGr } 60/60 | \text{ F} \quad (1-31)$$

$$d_4^{15} = 0,998475 \cdot \text{SpGr} + \frac{1,16128}{100} \quad (\text{pour } 0,5 \leq \text{SpGr} \leq 1,5) \quad (1-32)$$

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

I.2 Méthodes de mesure expérimentale

La densité des liquides et des corps purs est une caractéristique facilement accessible par l'expérience, soit par l'utilisation d'un pycnomètre, soit d'un aréomètre. Des densimètres électroniques sont également disponibles aujourd'hui et permettent des mesures d'une grande précision.

L'instrument qui a été utilisé pour la détermination de la densité des fractions pétrolières issues du pétrole brut RA1K[9] est le densimètre électronique DMA601 PAAR, cette mesure fait l'objet de normes, pour les produits courants et les produits bitumeux. C'est le cas des normes AFNOR NFT60-11 et des normes ASTM D1657 [4].

I.3 Méthodes de mesures corrélatives :

I.3.1 Les corps purs

De nombreuses corrélations sont proposées pour l'estimation des densités des liquides saturés

1-Corrélation de RACKETT [18]:

L'équation de RACKETT est la plus connue en ce qui concerne l'estimation de la densité du liquide saturé.

$$1/D_s = V_c Z_c (1-T_r)^{2/7} = (R T_c / P_c) Z_c [1 + (1-T_r)^{2/7}] \quad (1-33)$$

D_s : masse volumique du liquide saturé en (g/cm)

V_c : volume critique (cm³/g).

P_c : pression critique (Atm).

T_r : température réduite.

Z_c : facteur de compressibilité critique.

2- Corrélation de RIDEL [17]:

RIDEL a présenté une corrélation générale pour la densité réduite en fonction de la température réduite de la forme suivante:

$$D_r = 1 + A(1-T_r) + B(1-T_r)^2 + (0.93-B)(1-T_r)^3 \quad (1-34)$$

Cette équation est appliquée aux liquides non polaires et non associés avec des températures comprises entre leur point triple et leur point critique

3-Equation de Li et Al

Cette équation établie en 1986 par LI et collaborateurs[17] permet d'estimer la masse volumique des n-alcènes à 25°C.

$$\rho(25) = \frac{M}{V_0 + aN + \frac{b}{(N-1)} + \frac{c}{(N-1)^2}} \quad (1-35)$$

$\rho(25)$: masse volumique des n- alcènes à 25°C (g/cm³)

M : masse moléculaire (g/mole).

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

V_0 : 45.82233 cm³ / mole
 a : 16.4867 cm³ / mole
 b : 14.56239 cm³ / mole
 C : -4.56336 cm³ / mole
 N : nombre d'atomes de carbone par molécule

La masse volumique peut être estimée à une autre température t , d'après la relation :

$$\rho = \rho(25) (1 - \alpha (t - 25)) \quad (1-36)$$

$$\alpha = \alpha_0 \text{Exp}(\beta / N) \quad (1-37) \quad \alpha_0 = 6.7776 \cdot 10^{-4} \text{ K}^{-1} \text{ et } \beta = 4.2541$$

Ces équations sont valables pour $M \geq 200$, M étant la masse molaire

I-3-2 Mélanges des corps purs:

La densité est une propriété additive, il est donc possible d'avoir sa valeur pour n'importe quel mélange de corps purs en appliquant la loi donnée par:

$$d_{\text{mel}} = \sum d_i \cdot X_i \quad (1-38)$$

d_i : densité du constituant i .

X_i : fraction molaire du constituant i dans le mélange.

d_{mel} : densité du mélange.

I-3-3- Fraction pétrolières:

1- Corrélation de RIAZI-DAUBERT [16]:

Riazi et Daubert proposent une corrélation pour les fractions pétrolières contenant des constituants complexes.

* Pour $70 < M < 300$ et $80 < T_{\text{eb}} < 650^\circ\text{F}$

$$d = 0.982554 \cdot (T_{\text{eb}})^{0.002016} \cdot (\text{SpGr}) \quad (1-39)$$

d : densité à 20°C en g/cm

T_{eb} : température d'ébullition en °F

* Pour $300 < M < 600$ et $650 < T_{\text{eb}} < 1000^\circ\text{F}$

$$d = \rho(20^\circ\text{C}) = 2,83086 \cdot (M)^{0,03975} \cdot (I)^{1,13543} \quad (1-40)$$

M : masse molaire.

I : indice de corrélation $I = (n^2 - 1) / (n^2 + 2)$.

n : indice de réfraction.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

2- Corrélation de HOLDER [19] :

Gérald D. HOLDER propose une corrélation donnant la SpGr pour les fractions pétrolières à des températures comprises entre 320 et 810 K.

$$\text{SpGr} = A(T^*)^4 + B(T^*)^2 + CT^* + D/T^* + E/(T^*)^2 + F \quad (1-41)$$

Avec :

$$T^* = T / 555.6$$

T : Température en Kelvin.

A, B, C, D, E et F sont des constantes dépendant de la température.

3- Corrélation de KITOUS et al. [20]:

KITOUS et al. ont proposé une corrélation donnant la densité pour les hydrocarbures de nature paraffinique, naphénique, ou aromatique

**Paraffines:*

$$d = -3.04126742558 \cdot 10^{-13} \cdot T_{eb}^5 + 1.33774665293 \cdot 10^{-10} \cdot T_{eb}^4 - 1.39640539239 \cdot 10^{-8} \cdot T_{eb}^3 + 3.02601354228 \cdot 10^{-6} \cdot T_{eb}^2 + 0.0013880443156 \cdot T_{eb} + 0.575699040056 \quad (1-42)$$

**Naphènes:*

$$d = 1.01134253759 \cdot 10^{-10} \cdot T_{eb}^5 - 6.14444802977 \cdot 10^{-8} \cdot T_{eb}^4 + 1.4387912797 \cdot 10^{-5} \cdot T_{eb}^3 + 0.001612832461421 \cdot T_{eb}^2 + 0.0861601533177 \cdot T_{eb} - 0.977501191586 \quad (1-43)$$

**Aromatiques:*

$$d = 2.39125756319 \cdot 10^{-9} \cdot T_{eb}^4 - 1.30610674303 \cdot 10^{-6} \cdot T_{eb}^3 + 0.00023151847403 \cdot T_{eb}^2 + 0.0228169979695 \cdot T_{eb} + 1.59610601171 \quad (1-44)$$

T_{eb} : Température d'ébullition en degré celsius.

4- Corrélation de BOUAMRA-CHITOUR [21]:

Ces deux auteurs ont proposé une corrélation donnant la densité pour chaque famille d'hydrocarbures. Cette corrélation est valable pour les fractions pétrolières lourdes.

**Paraffines:*

$$d = -14.30 \cdot 10^{-11} \cdot T_{eb}^3 - 7.73 \cdot 10^{-8} \cdot T_{eb}^2 + 4944 \cdot 10^{-5} \cdot T_{eb} + 5466 \cdot 10^{-2} \quad (1-45)$$

**Naphènes:*

$$d = 29.86 \cdot 10^{-11} \cdot T_{eb}^3 - 7.73 \cdot 10^{-7} \cdot T_{eb}^2 + 72.65 \cdot 10^{-5} \cdot T_{eb} + 59.95 \cdot 10^{-2} \quad (1-46)$$

**Aromatiques*

$$d = -1.457 \cdot 10^{-8} \cdot T_{eb}^3 + 2.86 \cdot 10^{-5} \cdot T_{eb}^2 - 1.87 \cdot 10^{-2} \cdot T_{eb} + 4.90 \quad (1-47)$$

T_{eb} : température d'ébullition en Kelvin.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

5-Loi d'additivité:

Nous supposons que notre fraction pétrolière est un mélange des trois familles d'hydrocarbures de composition molaire %C_p, %C_n, %C_a déterminée par CPG. Nous calculons la densité de la paraffine, la naphène et l'aromatique en utilisant l'une des corrélations proposées.

D'après la loi d'additivité nous pouvons écrire

$$d = \%C_p \cdot d_p + \%C_n \cdot d_n + \%C_a \cdot d_a \quad (1-48)$$

6-Corrélations de SKANDER et al. [10]:

La corrélation proposée par ces auteurs, est basée sur la contribution des groupes. Son expression est :

$$d_4^{20} = a + \frac{b}{1 + (N/c)^d} \quad (1-49)$$

a, b, c et d sont des constantes

Tableau 1-9: valeurs des constantes a, b, c et d

Famille	a	b	c	d
Paraffine	0.069565408	0.77788982	2.1733177	-1.1293012
Naphtène	0.74856893	0.091408515	9.3554691	-2.2602122
Aromatique	0.85429415	1.290834	1.6227784	3.0424927

I-4-Résultats donnés par l'expérience et par les corrélations :

Tableau 1-10 : Valeurs des densités des fractions pétrolières issues du RA1K

FP	d exp	d1	e1	d2	e2	d3	e3	d4	e4	d5	e5
1	0,6504	0,7349	12,99	0,7844	20,61	0,6235	4,13	0,6904	6,16	0,6647	1,73
2	0,6719	0,7399	10,12	0,7859	16,97	0,6422	4,42	0,6998	4,15	0,6821	1,51
3	0,6776	0,7441	9,81	0,7870	16,15	0,6479	4,39	0,7049	4,02	0,6892	1,71
4	0,6864	0,7478	8,94	0,7882	14,84	0,6550	4,57	0,7105	3,51	0,6961	1,41
5	0,6977	0,7512	7,67	0,7895	13,16	0,6634	4,91	0,7165	2,69	0,7027	0,72
6	0,7049	0,7547	7,06	0,7907	12,17	0,6747	4,29	0,7219	2,41	0,7092	0,61
7	0,7113	0,7584	6,62	0,7919	11,33	0,6803	4,36	0,7265	2,13	0,7154	0,58
8	0,7160	0,7626	6,50	0,7931	10,77	0,6847	4,37	0,7305	2,02	0,7214	0,75
9	0,7207	0,7674	6,47	0,7943	10,21	0,6902	4,23	0,7345	1,92	0,7272	0,90
10	0,7266	0,7728	6,36	0,7955	9,48	0,6972	4,05	0,7387	1,67	0,7328	0,85
11	0,7321	0,7791	6,42	0,7967	8,83	0,7025	4,05	0,7426	1,44	0,7382	0,83
12	0,7370	0,7862	6,68	0,7979	8,27	0,7064	4,15	0,7462	1,24	0,7433	0,86
13	0,7422	0,7942	7,01	0,7992	7,68	0,7122	4,04	0,7498	1,03	0,7483	0,83
14	0,7466	0,8031	7,56	0,8004	7,21	0,7161	4,08	0,7531	0,87	0,7532	0,88
15	0,7513	0,8127	8,18	0,8017	6,71	0,7209	4,05	0,7564	0,68	0,7578	0,87
16	0,7529	0,8232	9,34	0,8029	6,65	0,7235	3,91	0,7589	0,80	0,7623	1,25
17	0,7617	0,8343	9,54	0,8043	5,60	0,7321	3,88	0,7630	0,18	0,7666	0,64
18	0,7657	0,8461	10,50	0,8057	5,22	0,7366	3,80	0,7660	0,03	0,7707	0,66
19	0,7692	0,8583	11,58	0,8070	4,91	0,7398	3,82	0,7686	0,08	0,7747	0,72
20	0,7710	0,8708	12,94	0,8083	4,83	0,7419	3,78	0,7708	0,03	0,7786	0,98
21	0,7694	0,8835	14,83	0,8095	5,21	0,7440	3,31	0,7725	0,40	0,7823	1,67

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	d exp	d1	e ₁	d2	e ₂	d3	e ₃	d4	e ₄	d5	e ₅
22	0,7732	0,8962	15,91	0,8109	4,87	0,7482	3,23	0,7751	0,24	0,7858	1,63
23	0,7762	0,9086	17,06	0,8123	4,65	0,7511	3,23	0,7774	0,15	0,7892	1,68
24	0,7793	0,9207	18,14	0,8137	4,41	0,7539	3,26	0,7796	0,03	0,7925	1,70
25	0,7832	0,9320	19,00	0,8151	4,08	0,7575	3,28	0,7819	0,16	0,7957	1,59
26	0,7866	0,9424	19,81	0,8166	3,81	0,7602	3,35	0,7840	0,32	0,7987	1,54
27	0,7887	0,9517	20,67	0,8180	3,72	0,7625	3,32	0,7859	0,35	0,8017	1,65
28	0,7902	0,9595	21,42	0,8195	3,71	0,7635	3,37	0,7875	0,34	0,8045	1,81
29	0,7926	0,9655	21,81	0,8210	3,58	0,7663	3,32	0,7607	4,02	0,8072	1,85
30	0,7955	0,9694	21,86	0,8226	3,40	0,7687	3,37	0,7626	4,13	0,8099	1,81
31	0,7978	0,9709	21,70	0,8241	3,30	0,7711	3,34	0,7645	4,17	0,8124	1,83
32	0,8105	0,9698	19,65	0,8260	1,91	0,7646	5,66	0,7673	5,33	0,8149	0,54
33	0,8107	1,2336	52,16	0,8291	2,27	0,7830	3,42	0,7702	4,99	0,8196	1,10
34	0,8156	1,1809	44,79	0,8325	2,07	0,7897	3,18	0,7736	5,15	0,8240	1,03
35	0,8204	1,0687	30,27	0,8359	1,89	0,7957	3,01	0,7767	5,33	0,8282	0,95
36	0,8275	1,0434	26,09	0,8396	1,46	0,8027	2,99	0,7798	5,77	0,8322	0,57
37	0,8282	1,0229	23,50	0,8431	1,80	0,8051	2,79	0,7823	5,54	0,8361	0,95
38	0,8327	0,9884	18,69	0,8469	1,71	0,8096	2,77	0,7849	5,74	0,8398	0,86
39	0,8347	0,9839	17,87	0,8507	1,92	0,8109	2,85	0,7872	5,69	0,8435	1,06
40	0,8364	0,9769	16,80	0,8546	2,18	0,8131	2,78	0,7895	5,61	0,8472	1,30
41	0,8470	0,9708	14,62	0,8591	1,43	0,8175	3,49	0,7918	6,52	0,8510	0,47
42	0,8484	0,9693	14,24	0,8632	1,75	0,8254	2,71	0,7939	6,42	0,8548	0,75
43	0,8522	0,9691	13,72	0,8676	1,81	0,8306	2,53	0,7959	6,60	0,8587	0,76
44	0,8567	0,9722	13,48	0,8721	1,80	0,8352	2,51	0,7978	6,87	0,8628	0,71
45	0,8613	0,9756	13,27	0,8768	1,80	0,8411	2,35	0,7996	7,16	0,8671	0,67
46	0,8634	0,9800	13,50	0,8813	2,07	0,8423	2,45	0,8013	7,20	0,8716	0,95
47	0,8647	0,9853	13,94	0,8856	2,42	0,8447	2,32	0,8029	7,15	0,8765	1,36
48	0,8667	0,9913	14,38	0,8880	2,46	0,8501	1,91	0,8037	7,27	0,8790	1,42
49	0,8689	0,9980	14,86	0,8903	2,47	0,8511	2,05	0,8044	7,42	0,8816	1,47
e_{mov}			15,52		5,75		3,50		3,33		1,16

d1 : corrélation de HOLDER

d2 : corrélation de Riazi .Daubert1

d3 : corrélation de Riazi-Daubert2

d4 : corrélation de Skander et al.

d5 : corrélation proposée

e_i : erreur par rapport à l'expérience.

Commentaires :

Nous constatons à travers la lecture des résultats que la corrélation de Skander et al. avec un écart moyen de 3.33%, donne des résultats proches de l'expérimentation, les écarts les plus faibles étant obtenus pour les fractions ayant des températures d'ébullition inférieures à 220°C. Par contre la corrélation de Riazi-Daubert2 donne des résultats plus précis pour les fractions lourdes, nous recommandons donc d'utiliser ces deux corrélations dans ces deux intervalles respectifs pour l'estimation de cette propriété.

Pour ce qui est de l'interprétation des résultats, nous constatons que les 20 premières fractions tendent vers un comportement paraffinique au moment où les fractions ayant des températures d'ébullition supérieures à 300°C ont une tendance naphénique.

La figure 1-7 donne les écarts par rapport à l'expérimentation obtenus en utilisant différentes corrélations, en fonction de la température d'ébullition.

La figure 1-8 donne les valeurs des densités obtenus en fonction de la température d'ébullition.

Les valeurs expérimentales suivent une équation de la forme :

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

$$\text{SpGr} = a.Teb^3 + b.Teb^2 + c.Teb + d \quad R^2 = 0.9985$$

avec :

a	7,2730E-09
b	-6,3840E-06
c	2,2374E-03
d	5,4522E-01

II- La Masse Molaire :

II-1- Définition :

La masse molaire d'une substance est définie comme étant la masse d'une mole de molécules de cette substance. C'est une importante caractéristique physico-chimique. Dans le cas des produits pétroliers, ce paramètre présente un intérêt tout particulier, car il fournit la valeur moyenne de la masse molaire des corps constituants telle ou telle fraction pétrolière [23].

II-2- Méthodes de détermination des masses molaires : [24]

Du point de vue analytique, nous disposons de différentes méthodes expérimentales, qui donnent de bons résultats avec certains produits et de moins bons avec d'autres.

Ces méthodes sont en général basées sur l'analyse des propriétés thermodynamiques des solutions binaires constituées par la substance à étudier en solution (à faible concentration) dans un solvant donné. Les méthodes dérivées de ces propriétés thermodynamiques sont connues sous le nom de: méthodes colligatives, ce sont « l'ébulliométrie » (fig.1-9), « la cryométrie » (fig.1-10), « la tonométrie » (abaissement de la tension de vapeur) (fig.1-11), « l'osmométrie » (pression osmométrique) (fig.1-12).

Notons tout de même la difficulté de mise en œuvre de ces méthodes limitées à un domaine de masse molaire restreint, sachant que pour la cryométrie et l'ébulliométrie, la masse molaire de la substance doit être inférieure ou égale à 5.10^3 (g/ mole), et pour la tonométrie, la masse molaire doit être inférieure à 2.10^4 g / mole.

Une autre méthode de détermination de la masse molaire est l'**ultracentrifugation** qui peut se réaliser suivant deux méthodes. La première méthode qui peut être considérée comme une mesure directe de M consiste en l'équilibre de sédimentation. La seconde dite méthode de la vitesse de sédimentation est indirecte [17].

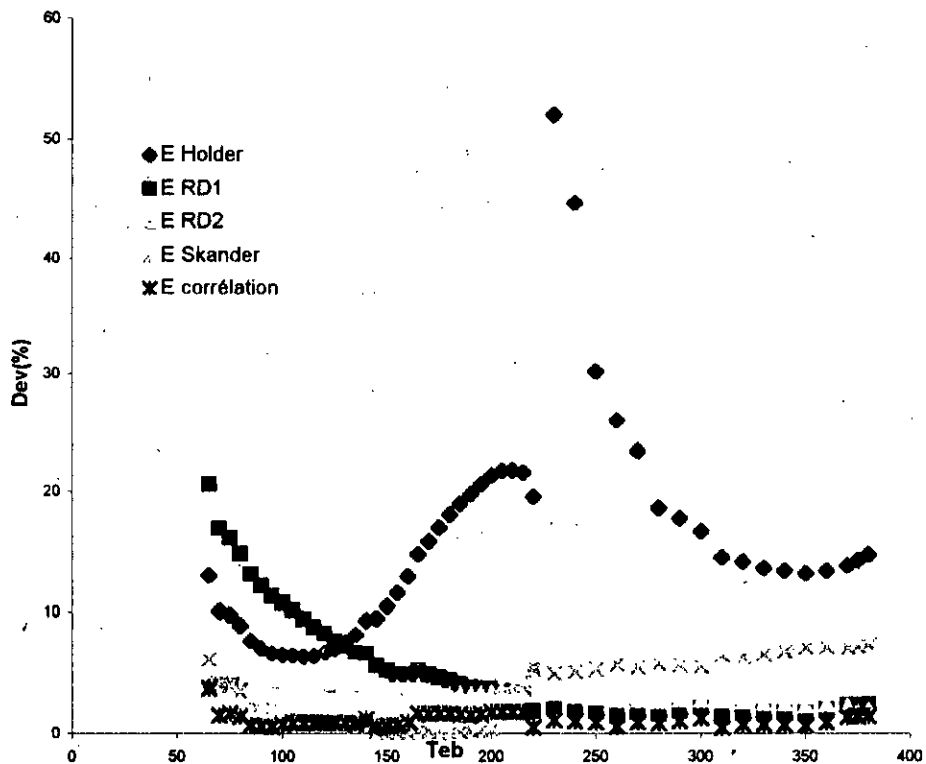


Figure 1-7: Ecart des densités.

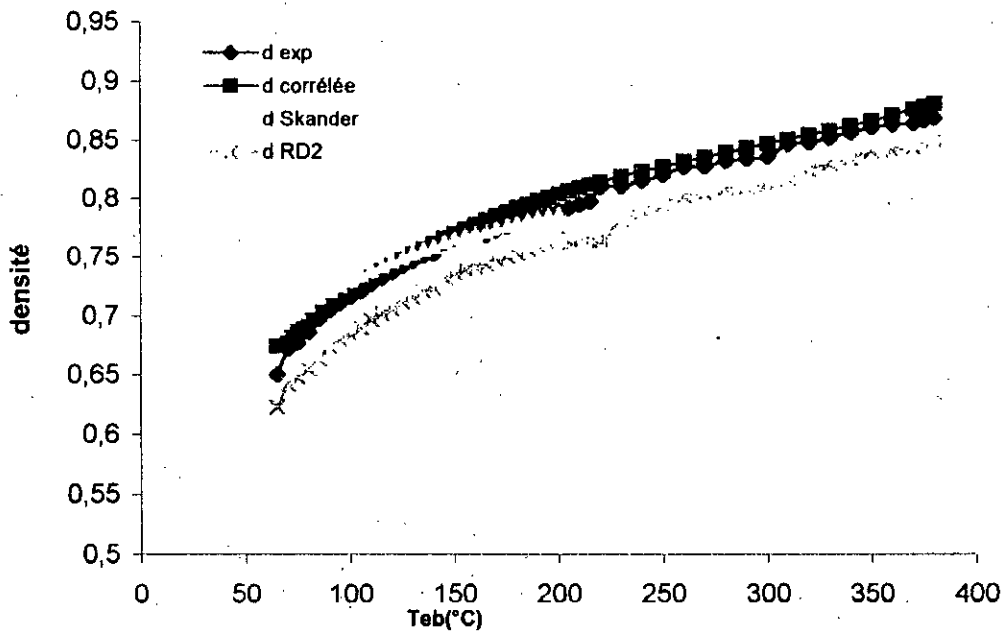


Figure 1-8: Densités des Fractions pétrolières.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

II- 3- Estimation de la masse molaire à partir des corrélations :

II-3-1- Corps purs :

Les masses molaires des hydrocarbures purs sont portées dans des tables de l'API et du DIPPR. De même il est possible de porter graphiquement la masse molaire en fonction d'autres propriétés physiques, il est donc possible connaissant la propriété physique et la formule de cet hydrocarbure, de retrouver la masse molaire par simple lecture.

1- Méthode graphique du Kuop [17] :

La masse molaire des hydrocarbures purs peut être estimée par des courbes isopropriétés, connaissant le Kuop, la densité et la température d'ébullition, une méthode est proposée par NELSON, WATSON MURPHY.

1- Méthode de HERSH [17] :

$$\text{Log}M = 0.0019764T_{eb} + 1.939436 + \text{Log}(2.1500 - n) \quad (1-50)$$

M : masse molaire.

T_{eb} : température d'ébullition en °C

n : indice de réfraction à 20 °C.

2-Equation de HUANG [17]:

$$M = 7.7776 \times 10^{-6} T_{eb}^{2.1197} (I)^{-2.089} (d) \quad (1-51)$$

I : indice de corrélation

d : densité

T_{eb} : température d'ébullition en degré Rankin .

I

II-3-2 : Mélanges des corps purs [3]:

1 - Relation d'additivité :

La détermination de la masse molaire ne pose pas de problème pour un mélange de corps purs, car c'est une propriété additive, il est donc possible d'écrire :

$$M = \frac{\sum x_i \cdot M_i}{\sum x_i} \quad (1-52)$$

avec x_i : fraction molaire du constituant i.

M_i : masse molaire du constituant i.

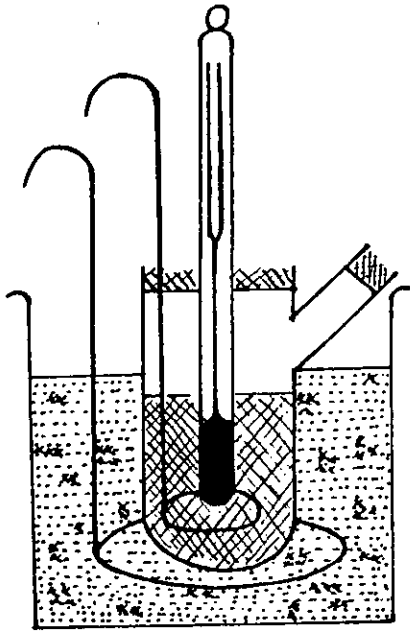


Figure 1-9 : Cryomètre

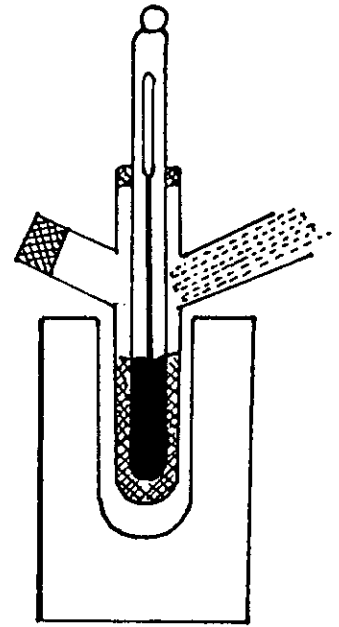


Figure 1-10 : Ébulliomètre

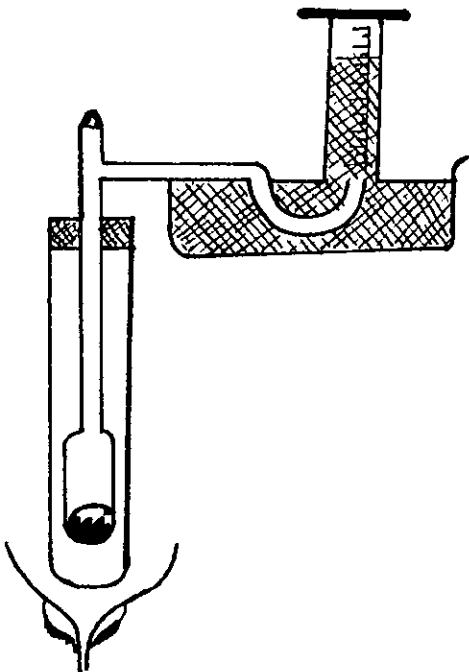


Figure 1-11 : Tonomètre

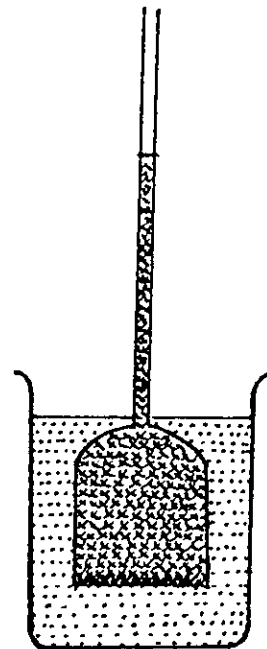


Figure 1-12 : Osmomètre

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

II-3-3 : FRACTIONS PETROLIERES :

La plupart des équations proposées font appel à des propriétés moyennes, il n'est plus nécessaire pour certaines de ces corrélations de connaître la composition de la fraction pétrolière. Dans le cas où la composition est connue, les règles d'additivité données pour les mélanges s'appliquent.

1- Corrélation de M .ROBERT [25]:

La formule fait intervenir le point d'aniline

$$M = 1705.45n + 792.93d + 4.553PA - 3287 \quad (1-53)$$

avec :

n Indice de réfraction à 20°C
 d densité à 20°C par rapport à l'eau à 4°C
 PA : point d'aniline

2 – Corrélation proposée par le projet ASPEN [17]:

Cette corrélation présente l'intérêt de ne fait intervenir que la température d'ébullition.

$$M = \exp(0.001423T_{eb} + 3.6444) \quad (1-54)$$

T_{eb} : Température d'ébullition en °R

3-Correlation de l'API [17]:

$$M = 204.38T_{eb}^{0.118} (SpGr)^{1.88} \exp(0.00218T_{eb}) \exp(-3.07SpGr) \quad (1-55)$$

avec :

T_{eb} : Température d'ébullition en °R
 $SpGr$: specific gravity 60/60 °F

3-Correlation de RIAZI-DAUBERT [7] :

Cette corrélation fait appel à la connaissance de la température d'ébullition et de la specific gravity.

$$M = 4.5673 \times 10^{-5} T_{eb}^{2.1962} SpGr^{-1.0164} \quad (1-56)$$

avec:

T_{eb} : température d'ébullition en °R

$SpGr$: specific gravity 60/60 °F

Cette équation est valable pour, $100 < T_{eb} < 850$ °F

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

4-Correlation de LEE-KESLER [7]:

Cette équation donne une erreur faible pour $T_{eb} < 800$ °F.

$$M = -1222726 + 94864 \cdot SpGr + (4.6523 - 3.3287 \cdot SpGr) T_{eb} + (1 - 0.77084 \cdot SpGr - 0.02058 \cdot SpGr^2) \left(1.3437 \frac{7208}{T_{eb}} \right) \times \frac{10^7}{T_{eb}} \\ + (1 - 0.80882 \cdot SpGr + 0.02226 \cdot SpGr^2) \cdot \left(1.8828 \frac{182 \cdot 10^{12}}{T_{eb}^3} \right) \quad (1-57)$$

5-Equation de PENN-STATE [7]:

$$M = (1,435 \cdot 10^{-5} \cdot (T_{eb})^{2,3776}) / SpGr^{0,9371} \quad (1-58)$$

T_{eb} : température en °R

$SpGr$: Specific-gravity

6-Equation de HERSH [7]:

$$\log M = 0,0019764 \times T_{eb} + 1,939436 + \log(2,1500 - n) \quad (1-59)$$

M : masse molaire

T_{eb} : température d'ébullition normale (°C)

n : indice de réfraction à 20°C

7 - Equation de HUANG [7]:

Huang a corrélé la masse molaire à la température T_{eb} , l'indice de réfraction ainsi que la densité.

$$M = 7,7776 \cdot 10^{-6} (T_{eb})^{2,1197} \cdot (I)^{-2,089} \cdot (d) \quad (1-60)$$

T_{eb} : température d'ébullition en °R

d : densité à 20°C par rapport à l'eau à 4°C

I : indice de corrélation, défini par:

$$* \text{ Pour } M \leq 200 : I = 3,583 \cdot 10^{-3} \cdot (T_{eb})^{1,0147} \cdot (M/d)^{-0,4787} \quad (1-61)$$

$$* \text{ Pour } M > 200 : I = 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot (T_{eb})^{1,09} \cdot (M/d)^{-0,3984} \quad (1-62)$$

8-Formule de GRAY WILSON [7]

Cette formule présente de bon résultats, pour les fractions pétrolières légères

$$\ln M = -8.7409 + 2.2022 \cdot \ln(T_{eb}) - 0.9800 \cdot \ln(Spgr) \quad (1-63)$$

avec :

T_{eb} : température d'ébullition en Kelvin.

$SpGr$: specific gravity 60/60 °F

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

9-Corrélation de GAOUER-CHITOUR [7] :

Cette méthode est basée sur la loi des états correspondants.

$$M = \frac{0.18434 \text{Ln}T_{mav} - 0.5004}{c \cdot \text{Ln}T_{mav} - d} \cdot M_p \quad (1-64)$$

$c=0.9324 - 0.0624 \cdot \text{Kuop}$

$d=4.188 - 0.308 \cdot \text{Kuop}$

M_p : Masse molaire de la paraffine ayant la même température d'ébullition que la fraction pétrolière.

T_{mav} : température mean average en degré Rankin.

II-4-Résultats donnés par l'expérience et par les corrélations :

Le tableau 1-11 donne les valeurs de la masse molaire des fractions pétrolières issues du pétrole brut RA1K obtenues par l'expérience (CPG et additivité)[9] et par calcul (corrélation).

Tableau 1-11 :Masses molaires des fractions pétrolières issues du RA1K

FP	MMe	MM1	e ₁	MM2	e ₂	MM3	e ₃	MM4	e ₄	MM5	e ₅	MM6	e ₆
1		90,9746	0,3	99,2895	8,8	92,1827	1,0	90,9746	0,3	89,4588	2,0	90,3938	1,0
2		92,1472	0,2	100,9402	9,7	92,1070	0,1	92,1472	0,2	89,8567	2,3	90,4360	1,7
3		93,3349	0,6	102,9494	9,6	94,2672	0,4	93,3349	0,6	92,2690	1,8	92,5949	1,4
4		94,5379	2,1	104,8764	8,6	95,9986	0,6	94,5379	2,1	94,3050	2,4	94,3494	2,3
5	94,82	95,7565	2,4	106,7050	8,7	97,3791	0,8	95,7565	2,4	96,0312	2,2	95,7726	2,4
6		96,9907	2,9	108,6924	8,8	99,3475	0,5	96,9907	2,9	98,3005	1,6	97,7545	2,1
7		98,2408	3,4	110,7305	8,9	101,4400	0,2	98,2408	3,4	100,6939	0,9	99,8559	1,8
8		99,5071	4,1	112,8730	8,8	103,7931	0,1	99,5071	4,1	103,3375	0,4	102,2063	1,5
9		100,7897	4,8	115,0453	8,7	106,1635	0,3	100,7897	4,8	106,0095	0,2	104,5751	1,2
10	103,10	102,0888	5,5	117,1799	8,5	108,3689	0,3	102,0888	5,5	108,5415	0,5	106,7800	1,1
11		103,4047	5,9	119,3610	8,6	110,6475	0,7	103,4047	5,9	111,1526	1,1	109,0741	0,8
12		104,7375	6,6	121,6053	8,5	113,0328	0,8	104,7375	6,6	113,8744	1,6	111,4624	0,6
13		106,0875	7,0	123,8593	8,5	115,3862	1,1	106,0875	7,0	116,5787	2,2	113,8223	0,3
14	108,60	107,4549	7,7	126,1968	8,4	117,8821	1,3	107,4549	7,7	119,4276	2,6	116,3193	0,1
15		108,8399	8,3	128,5459	8,3	120,3466	1,4	108,8399	8,3	122,2596	3,0	118,7884	0,1
16		110,2428	9,2	131,1616	8,1	123,3410	1,6	110,2428	9,2	125,6014	3,5	121,7638	0,3
17		111,6637	9,6	133,2597	7,9	125,1559	1,3	111,6637	9,6	127,8472	3,5	123,6179	0,1
18	129,37	113,1030	10,2	135,7601	7,8	127,7839	1,5	113,1030	10,2	130,8693	3,9	126,2480	0,3
19		114,5608	10,5	138,3414	8,0	130,5169	1,9	114,5608	10,5	134,0033	4,6	128,9800	0,7
20		116,0375	11,3	141,1160	7,9	133,5699	2,1	116,0375	11,3	137,4539	5,1	132,0188	0,9
21		117,5331	12,9	144,2522	6,9	137,2689	1,8	117,5331	12,9	141,5330	4,9	135,6752	0,6
22		119,0480	13,4	146,9538	6,9	140,0296	1,8	119,0480	13,4	144,7350	5,3	138,4394	0,7
23	146,55	120,5825	14,4	149,7748	6,3	142,9590	1,5	120,5825	14,4	148,1107	5,1	141,3662	0,3
24		122,1367	14,9	152,6333	6,4	145,8929	1,7	122,1367	14,9	151,5043	5,6	144,2993	0,6
25		123,7110	15,2	155,4564	6,5	148,6951	1,9	123,7110	15,2	154,7847	6,0	147,1086	0,8
26		125,3055	15,6	158,3759	6,6	151,6132	2,1	125,3055	15,6	158,1891	6,5	150,0303	1,0
27		126,9207	16,2	161,4869	6,7	154,8108	2,2	126,9207	16,2	161,8761	6,9	153,2206	1,2
28	160,20	128,5566	16,6	164,7229	6,9	158,1595	2,6	128,5566	16,6	165,7230	7,5	156,5569	1,6
29		130,2136	17,3	167,9151	6,6	161,3550	2,5	130,2136	17,3	169,4363	7,6	159,7491	1,5
30		131,8920	17,9	171,1035	6,5	164,4720	2,3	131,8920	17,9	173,0872	7,7	162,8682	1,4
31		133,5920	18,5	174,4207	6,4	167,7402	2,3	133,5920	18,5	176,8986	7,9	166,1335	1,3
32		135,3139	18,5	176,4426	6,2	168,8050	1,6	135,3139	18,5	178,5758	7,5	167,2957	0,7
33		138,8246	19,7	183,9114	6,4	176,3694	2,1	138,8246	19,7	187,2653	8,4	174,8177	1,2
34		142,4264	20,5	191,0055	6,6	183,0346	2,2	142,4264	20,5	195,1336	8,9	181,4881	1,3
35		146,1216	21,1	198,3663	7,1	189,8238	2,5	146,1216	21,1	203,1788	9,7	188,2845	1,7

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	MMe	MM1	e ₁	MM2	e ₂	MM3	e ₃	MM4	e ₄	MMS	e ₅	MM6	e ₆
36		149,9127	21,9	205,6123	7,1	196,1580	2,2	149,9127	21,9	210,8281	9,9	194,6531	1,4
37		153,8022	22,8	214,1905	7,5	204,1533	2,4	153,8022	22,8	220,1800	10,5	202,6185	1,7
38		157,7925	23,4	222,4341	7,9	211,3318	2,6	157,7925	23,4	228,7787	11,0	209,8098	1,8
39		161,8864	24,1	231,4479	8,5	219,2776	2,8	161,8864	24,1	238,2017	11,6	217,7435	2,0
40		166,0866	25,0	240,8749	8,8	227,4490	2,8	166,0866	25,0	247,9114	12,0	225,9008	2,1
41		170,3957	25,3	248,8109	9,1	233,2503	2,3	170,3957	25,3	255,2914	11,9	231,7955	1,6
42		174,8165	25,8	258,9788	10,0	241,7186	2,6	174,8165	25,8	265,4150	12,7	240,2524	2,0
43		179,3521	26,3	268,9955	10,6	249,6221	2,6	179,3521	26,3	275,0263	13,0	248,1758	2,0
44		184,0054	26,8	279,2091	11,1	257,4197	2,5	184,0054	26,8	284,5866	13,3	256,0051	1,9
45		188,7794	27,2	289,7607	11,8	265,2820	2,3	188,7794	27,2	294,2685	13,5	263,9038	1,8
46		193,6772	27,7	301,3599	12,4	274,0419	2,2	193,6772	27,7	304,9266	13,8	272,6709	1,7
47		198,7022	28,1	313,6356	13,4	283,2038	2,4	198,7022	28,1	316,0589	14,3	281,8314	1,9
48		201,2633	28,4	319,5677	13,7	287,3859	2,2	201,2633	28,4	321,2374	14,3	286,0319	1,8
49		203,8575	28,8	325,5473	13,7	291,5250	1,9	203,8575	28,8	326,3858	14,0	290,1929	1,4
e _{mov}			14,8		8,5		1,7		14,8		6,7		1,0

Suite du tableau 1-11

FP	MM7	e ₇	MM8	e ₈	MM9	e ₉	MM10 _{ref}
1	89,5607	1,9	89,1243	2,4	89,5	1,9	91,2732
2	89,9575	2,2	90,2354	1,9	90,0	2,2	91,9808
3	92,3710	1,6	91,2123	2,9	92,9	1,1	93,9149
4	94,4078	2,3	101,1456	4,7	95,1	1,5	96,5843
5	96,1344	2,0	102,2431	4,2	97,5	0,7	98,1420
6	98,4046	1,5	103,1237	3,3	99,2	0,7	99,8672
7	100,7991	0,8	104,2474	2,6	100,6	1,0	101,6498
8	103,4439	0,3	105,3711	1,6	103,5	0,2	103,7266
9	106,1172	0,3	106,4948	0,6	106,4	0,5	105,8205
10	108,6502	0,6	109,1243	1,0	109,2	1,1	108,0035
11	111,2625	1,2	110,0424	0,1	111,0	1,0	109,9277
12	113,9855	1,7	111,0847	0,9	114,3	2,0	112,0911
13	116,6909	2,3	112,1271	1,7	116,4	2,0	114,1155
14	119,5411	2,7	114,2478	1,9	119,1	2,3	116,4027
15	122,3744	3,1	117,1236	1,3	121,4	2,3	118,7243
16	125,7178	3,6	119,1579	1,8	125,2	3,1	121,3810
17	127,9642	3,6	122,5456	0,8	127,8	3,5	123,5020
18	130,9876	4,0	124,6794	1,0	130,8	3,9	125,9260
19	134,1230	4,7	125,4789	2,0	132,0	3,1	128,0628
20	137,5752	5,2	127,6000	2,5	136,1	4,0	130,8343
21	141,6564	5,0	139,4560	3,4	139,0	3,1	134,8787
22	144,8596	5,4	142,2359	3,4	142,1	3,3	137,4944
23	148,2369	5,2	150,2433	6,6	146,3	3,8	140,9062
24	151,6318	5,7	151,0000	5,2	150,2	4,7	143,4928
25	154,9135	6,1	153,1590	4,9	152,1	4,2	145,9599
26	158,3193	6,6	156,2347	5,2	153,2	3,2	148,5082
27	162,0078	7,0	158,1267	4,4	157,3	3,9	151,4078
28	165,8563	7,6	159,2140	3,3	160,0	3,8	154,1495
29	169,5712	7,7	165,1235	4,9	163,6	3,9	157,4641
30	173,2235	7,8	171,2469	6,6	166,5	3,6	160,6984
31	177,0364	8,0	177,3704	8,2	169,1	3,1	163,9871
32	178,7134	7,6	183,4939	10,5	171,0	2,9	166,1060
33	187,4067	8,5	189,6174	9,7	178,2	3,1	172,8041
34	195,2778	9,0	195,7408	9,2	186,0	3,8	179,1703
35	203,3260	9,8	201,8643	9,0	189,3	2,2	185,1541
36	210,9778	9,9	207,9878	8,4	201,0	4,7	191,8936

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	MM7	e ₇	MM8	e ₈	MM9	e ₉	MM10 _{réf}
37	220,3334	10,6	214,1112	7,4	210,5	5,6	199,2990
38	228,9351	11,1	220,2347	6,9	217,5	5,5	206,0677
39	238,3615	11,7	226,3582	6,1	225,3	5,6	213,3848
40	248,0746	12,1	232,4816	5,0	237,0	7,1	221,3184
41	255,4565	12,0	238,6051	4,6	248,5	9,0	228,0557
42	265,5835	12,8	244,7286	3,9	253,0	7,4	235,4789
43	275,1979	13,1	250,8521	3,1	263,2	8,2	243,3082
44	284,7611	13,4	256,9755	2,3	274,0	9,1	251,2187
45	294,4459	13,6	263,0990	1,5	284,8	9,9	259,2354
46	305,1074	13,8	269,2225	0,4	297,5	11,0	268,0204
47	316,2432	14,4	275,3459	0,4	305,0	10,3	276,5248
48	321,4232	14,4	281,4694	0,1	310,0	10,3	281,0713
49	326,5730	14,1	287,5929	0,5	320,5	12,0	286,2258
e _{moy}		6,7		3,8		4,2	

MM1 : corrélation donnée par le projet ASPEN

MM2 : corrélation de l'API

MM3 : corrélation de Riazi-Daubert

MM4 : corrélation de ROBERT

MM5 : corrélation de Sim-D

MM6 : MM Gray-Wilson

MM7 : corrélation de Penn,

MM8 : corrélation de Gaouer

MM9 : diagramme Kuop

MM10 : corrélation proposée.

e_i : erreurs par rapport à la corrélation de référence (Proposée).

$$e_i = \frac{|M_i - M_{réf}|}{M_{réf}} \cdot 100$$

Corrélation proposée :

Ne disposant pas d'un nombre suffisant de points expérimentaux pour développer une équation précise, nous avons corrélé les résultats donnés par les différentes équations empiriques pour obtenir des données complètes pour les masses molaires des fractions pétrolières.

L'équation proposée a pour expression :

$$MM = a + b \cdot SpGr + c \cdot SpGr^2 + d \cdot SpGr^3 + e \cdot SpGr^4 \quad (1-65)$$

Avec :

a=22178

b=-122240

c=255076

d=-238445

e=84496

Commentaires :

Nous avons calculé les écarts des différentes corrélations par rapport à l'équation proposée qui sert ici de référence. Nous constatons que les résultats obtenus avec la corrélation de Gray-Wilson présente un écart moyen de 1% suivi de celle de Riazi-Daubert (1.7%).

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

L'équation proposée est donc en accord avec ces deux corrélations mais aussi avec la majorité des autres méthodes numériques.

Vu la simplicité de son utilisation et la faible valeur de son erreur, nous recommandons l'utilisation du diagramme Kuop, principalement pour les fractions ayant une température d'ébullition supérieure à 260°C.

La variation de la masse molaire en fonction de la densité est représentée sur la figure 1-14.

III- La tension superficielle :

III-1- Définition :

Les molécules situées à l'interface liquide-gaz sont constamment soumises à des forces de cohésion qui ont tendance à les attirer vers l'intérieur de la phase liquide. Ainsi, à la surface d'un liquide s'exerce en permanence une tension quantifiée au moyen d'une grandeur appelé tension superficielle.

La tension superficielle notée σ_s représente le travail à fournir pour obtenir un accroissement d'une unité de surface. cette tension superficielle caractérise la surface d'un liquide placé en contact d'une phase vapeur en équilibre ou d'un gaz inerte [10].

Cette grandeur est appelée « tension superficielle » notée σ_s et exprimée en erg/cm^2 [3].

III-2- Description de la méthode expérimentale :

La tension superficielle est une grandeur qui peut être déterminée au laboratoire, l'essai fait l'objet de la norme ASTM D971-50. De nombreuses méthodes expérimentales existent pour sa détermination; Parmi lesquelles nous pouvons citer les méthodes suivantes: méthode du tube capillaire, méthode de la bulle, méthode de la goutte pendante, basée sur la mesure du volume d'une goutte par comptage des gouttes, ou encore les méthodes de l'arrachement basées sur la mesure de la force nécessaire pour arracher un étrier ou un anneau placé à l'interface liquide-gaz[17].

La détermination de la tension superficielle des fractions pétrolières issues du pétrole RA1K a été faite avec un tensiomètre de NOUY dont le schéma est donné dans la figure 1-15[9].

La méthode consiste à mesurer la force nécessaire pour arracher un anneau rigide immergé dans le fluide. L'anneau est relié par l'intermédiaire d'un fil de torsion à une balance de mesure.

Il suffit de diviser la force mesurée au moment de l'arrachement par deux fois le périmètre de l'anneau pour obtenir la tension superficielle mesurée [17].

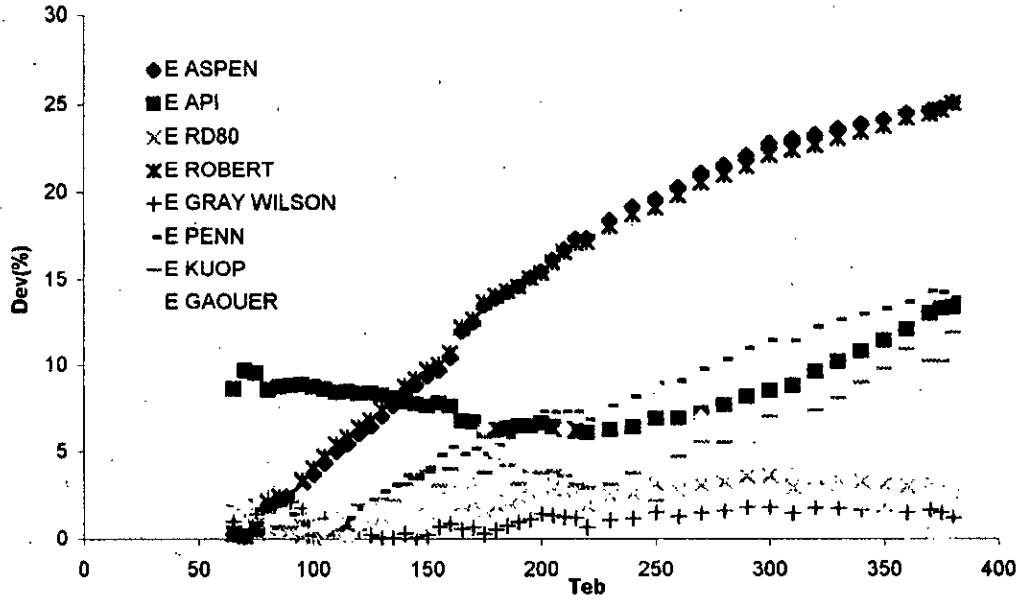


Figure 1-13: Ecart de la MM des fractions pétrolières

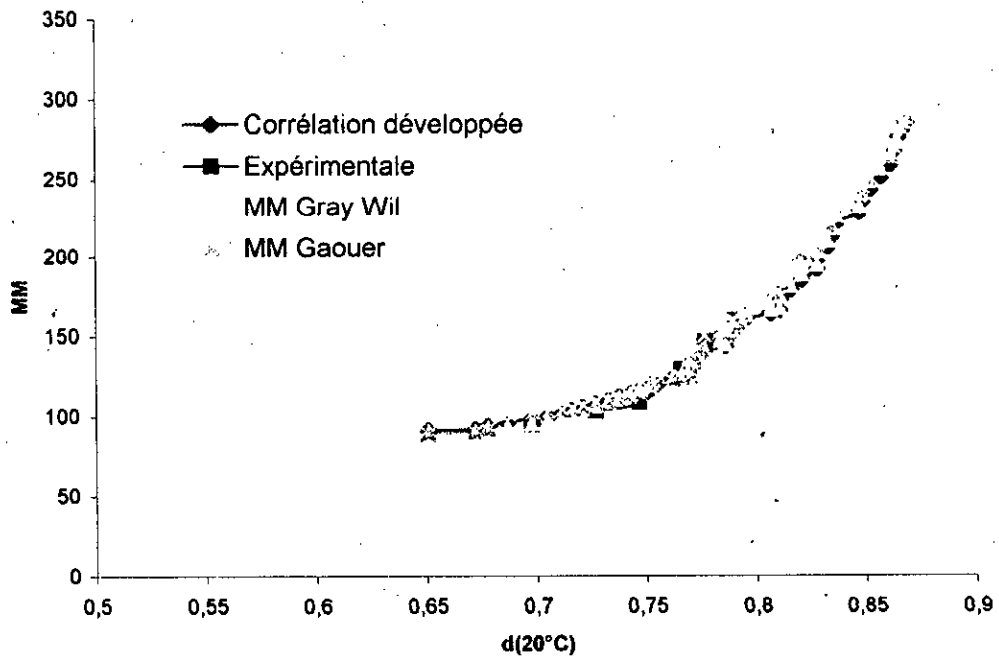


Figure 1-14: MM des fractions pétrolières

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

III-3- Corrélation :

III-3-1- Corps purs :

1- Corrélation de MACLEOD SUGDEN modifiée [17] :

MACLEOD et SUGDEN en 1923 ont suggéré une relation entre la tension superficielle et les masses volumiques du liquide et de la vapeur .

$$(T_s)^{1/4} = [p].(d_l - d_v) \quad (1-66)$$

où :

T_s : tension superficielle en dyne/cm à une température donnée.

d_l, d_v : masses volumiques en $g/mole.cm^3$ du liquide et de la vapeur à une température donnée.

[p] : parachor indépendant de la température, mais dépendant de la nature de la molécule.

BAKER et SWERDLOFF[7] donnent une relation entre le parachor et la masse molaire :

$$[p] = 40,23 \times M \quad (1-67)$$

et FIROOZABADI [7] propose la relation suivante :

$$[p] = -11,4 + 3,23 \times M - 0,0022 \times M^2 \quad (1-68)$$

2- Corrélation d' OTHMER [17] :

$$T_s = T_{s1} \cdot [(T_c - T) / (T_c - T_1)]^n \quad (1-69)$$

T_{s1} : tension superficielle à la température T_1

T, T_1 : température en Kelvin.

n : paramètre dépendant de la nature du liquide.

T_c : température critique en Kelvin.

3-Corrélation de KITOUS et al. [20] :

Ces auteurs ont proposé une corrélation pour chaque famille d'hydrocarbures : paraffine (P), naphène (N) et aromatique (A) pour des températures d'ébullition comprises entre 80 et 200°C .

**Paraffines :*

$$TS = -1.01140806099E-10.T_{eb}^5 + 5.49027792098E-8.T_{eb}^4 - 1.114274099E-5.T_{eb}^3 + 0.000882876953829.T_{eb}^2 + 13.1018242361 \quad (1-70)$$

**Naphènes :*

$$TS = 1.0612109838E-8.T_{eb}^5 - 6.46086053807E-6.T_{eb}^4 + 0.00151394928145.T_{eb}^3 + 0.169409955246.T_{eb}^2 + 8.99452427797.T_{eb} - 156.164069836 \quad (1-71)$$

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

**Aromatiques :*

$$TS = 1.83853424926E-7.T_{eb}^4 - 0.000102261127432.T_{eb}^3 + 0.0207284022166.T_{eb}^2 - 1.80231879416.T_{eb} + 84.5373031125 \quad (1-72)$$

où :

T_{eb} : température d'ébullition en °C.

4- Corrélation de BOUAMRA-CHITOUR [21] :

Ces auteurs ont proposé des corrélations pour chaque famille d'hydrocarbures pour des températures d'ébullition comprises entre 250 et 450 °C.

** Paraffines :*

$$T_S = -39,79.10^{-9}.T_{eb}^3 + 2,88.10^{-5}.T_{eb}^2 + 31,54.10^{-3}.T_{eb} + 73,66.10^{-1} \quad (1-73)$$

** Naphtènes :*

$$T_S = 68,05.10^{-10}.T_{eb}^3 - 3,57.10^{-5}.T_{eb}^2 + 53,27.10^{-3}.T_{eb} + 13,43 \quad (1-74)$$

** Aromatique :*

$$T_S = 1,7703.10^{-7}.T_{eb}^3 - 3,380197.10^{-7}.T_{eb}^2 + 0,232T_{eb} - 24,466 \quad (1-75)$$

T_{eb} : température d'ébullition en K.

III-3-2- Mélanges de Corps Purs :

La tension superficielle d'un mélange liquide n'est pas une propriété additive, car dans un mélange, la composition à la surface n'est pas identique à celle existante au sein du liquide.

1- Corrélation de MACLEOD-SUGDEN- modifiée [17] :

$$(T_S)^{1/4} = d_{ml} \times \sum \left(x_i \cdot T_{Si}^{1/4} \right) / d_{li} \quad (1-76)$$

T_{Si} : tension superficielle du constituant i .

d_{ml} : densité du mélange liquide.

d_{li} : densité du constituant i liquide.

x_i : fraction molaire du constituant i .

III-3-3- Fractions pétrolières :

Il existe plusieurs corrélations qui peuvent être appliquées aux mélanges complexes que sont les fractions pétrolières, les plus utilisées sont les suivantes :

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

1- Equation de SANBORN et EVANS [17] :

$$T_s = (673,3 / Kuop).(1-(T/T_c))^{1,232} \quad (1-77)$$

Kuop : facteur de caractérisation de WATSON

T_c : températures critique et d'ébullition.

T_s : tension superficielle en dyne / cm.

3- Corrélation de GOMEZ [9] :

$$T_s = \frac{681,3}{Kuop \left(1 - T / \left(13,488^{1,7654} \cdot d^{2,125} \right)^{1,2056} \right)} \quad (1-78)$$

4- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

$$T_s = a + \frac{b}{1 + \left(\frac{N}{c} \right)^d} \quad (1-79)$$

T_s : tension superficielle en dyne / cm

N : nombre d'atomes de carbone.

a, b, c et d sont des constantes

TABLEAU 1-12: valeurs des constantes a, b, c et d :

familles	a	b	c	d
paraffines	-15,489187	49,980704	3,1254045	-1,0720868
Naphtènes	22,298482	9,014923	10,633427	-2,1806274
aromatiques	27,694314	2,7062063	9,22385513	-3,75313335

III-4-Résultats donnés par l'expérience et par calcul :

Le tableau 1-13 donne les résultats de l'analyse expérimentale [9] ainsi que l'application de différentes corrélations sur les fractions issues du RA1K.

Tableau 1-13 : Tension superficielle des fractions issues du RA1K

FP	Ts exp	TS1	e ₁	Ts2	e ₂	Ts 3	e ₃	Ts4	e ₄	Ts5	e ₅
1		17,6000		19,2100		16,6326		19,6791		22,4230	
2		18,7225		19,7224		17,2952		20,1527		22,5541	
3		19,1455		20,2348		17,3796		20,4983		22,6327	
4		19,7025		20,7472		17,7025		20,8515		22,7864	
5		20,3686		21,2596		18,2001		21,2092		23,0369	
6		20,8474		21,7720		18,2307		21,5536		23,2250	
7	23,60	21,2860	9,8	22,2300	5,8	18,4361	21,8	21,8596	7,3	23,4096	0,8
8		21,6436		22,6500		18,5592		22,1447		23,5549	
9		21,9970		22,8900		18,6534		22,4261		23,7081	
10	23,90	22,4008	6,2	23,1000	3,3	18,7961	21,3	22,7109	4,9	23,9111	0,0
11		22,7828		23,5300		18,9747		22,9783		24,1105	
12		23,1334		23,6700		19,1552		23,2298		24,2959	
13	24,20	23,4943	2,9	23,7500	1,8	19,2855	20,3	23,4842	2,9	24,5004	

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	Ts exp	Ts1	e ₁	Ts2	e ₂	Ts3	e ₃	Ts4	e ₄	Ts5	e ₅
14		23,8147		24,1200		19,4140		23,7203		24,6793	
15	24,80	24,1452	2,6	24,4200	1,5	19,5277	21,2	23,9550	3,4	24,8761	
16		24,3293		24,7416		19,4490		24,1646		24,9444	
17		24,8425		25,0632		19,7509		24,4168		25,3312	
18		25,1308		25,3848		19,7911		24,6300		25,5130	
19		25,3927		25,7064		19,8240		24,8305		25,6749	
20	25,40	25,5723	0,6	25,2400	0,6	19,7470	22,2	25,0161	1,5	25,7593	1,4
21		25,5910		25,6600		19,3778		25,1904		25,6843	
22	25,70	25,8571	0,6	25,9300	0,8	19,3879	24,5	25,3818	1,2	25,8633	0,6
23		26,0833		26,0200		19,3764		25,5601		26,0067	
24	26,70	26,3113	1,4	26,6400	0,2	19,3816	27,4	25,7329	3,6	26,4567	0,9
25		26,5738		26,8200		19,4352		25,9068		26,5081	
26		26,8103		26,9400		19,4854		26,0709		26,5173	
27		26,9838		27,0600		19,4537		26,2262		26,6228	
28		27,1267		27,1800		13,2130		26,3705		26,6987	
29		27,3092		27,3000		14,7493		25,2176		26,8208	
30		27,5125		27,4200		15,0216		25,3758		26,9697	
31	27,50	27,6854	0,6	27,5400	0,1	15,3415	44,2	25,5313	7,1	27,0888	1,5
32		28,3416		27,3500		15,2260		25,6808		27,7608	
33		28,4714		27,7900		16,0249		25,9711		27,7716	
34	28,00	28,8123	2,9	27,8100	0,6	16,6662	40,4	26,2505	6,2	28,0372	0,1
35		29,1409		27,8445		17,2519		26,5154		28,3004	
36		29,5693		27,8790		17,7323		26,7629		28,6949	
37		29,6921		27,9135		18,3387		27,0082		28,7342	
38		29,9855		27,9480		18,8171		27,2352		28,9876	
39		30,1564		27,9825		19,2980		27,4556		29,1009	
40	29,00	30,3075	4,5	27,4500	5,3	19,7692	31,8	27,6691	4,5	29,1976	0,6
41		30,8671		28,0021		20,1040		27,8422		29,8069	
42		30,9933		28,5542		20,5736		28,0429		29,8882	
43		31,2261		29,1063		20,9739		28,2227		30,1096	
44		31,4866		29,6584		21,3556		28,3904		30,3735	
45		31,7473		30,2105		21,7236		28,5504		30,6448	
46		31,8876		30,7626		22,0850		28,7093		30,7692	
47		31,9870		31,3147		22,4174		28,8657		30,8464	
48		32,0976		31,8668		22,5597		28,9382		30,9654	
49		32,2167		32,4189		22,7369		29,0053		31,0966	
e moy			3,2		2,0		27,5		4,3		0,7

Ts1 : Corrélation de Sanborn-Evans

Ts3 : Corrélation de Gomez

Ts3 : Corrélation de Kitous-Bouamra-Chitour

Ts4 : Corrélation de Skander et al.

Ts5 : corrélation proposée .

$$e_i = 100 \cdot \frac{|T_{si} - T_{s\text{exp}}|}{T_{s\text{exp}}}$$

Commentaires :

En examinant les valeurs de la tension superficielle à 20°C obtenues par l'application des différentes corrélations sur les fractions du RA1K nous constatons que celles obtenues par les corrélations de Gomez et de Sanborn-Evans sont proches des valeurs expérimentales avec des erreurs respectives de 2.05% et 3.25%. Par conséquent nous recommandons l'utilisation de la corrélation de Gomez pour l'évaluation de cette propriété à 20°C.

La corrélation des données expérimentales a permis d'établir une équation de la forme :

$$T_s \text{ (dyne/cm)} = a + b / \text{SpGr} + c / \text{SpGr}^2 \quad (1-80) \quad R^2 = 0.998$$

$$a \quad 160,5794221$$

$$b \quad -179,93087$$

$$c \quad 58,58407564$$

Cette corrélation est également utilisée pour l'estimation des tensions superficielles du RA1K.

La figure 1-16-b donne la variation des tensions superficielles avec la specific gravity des fractions issues du RA1K.

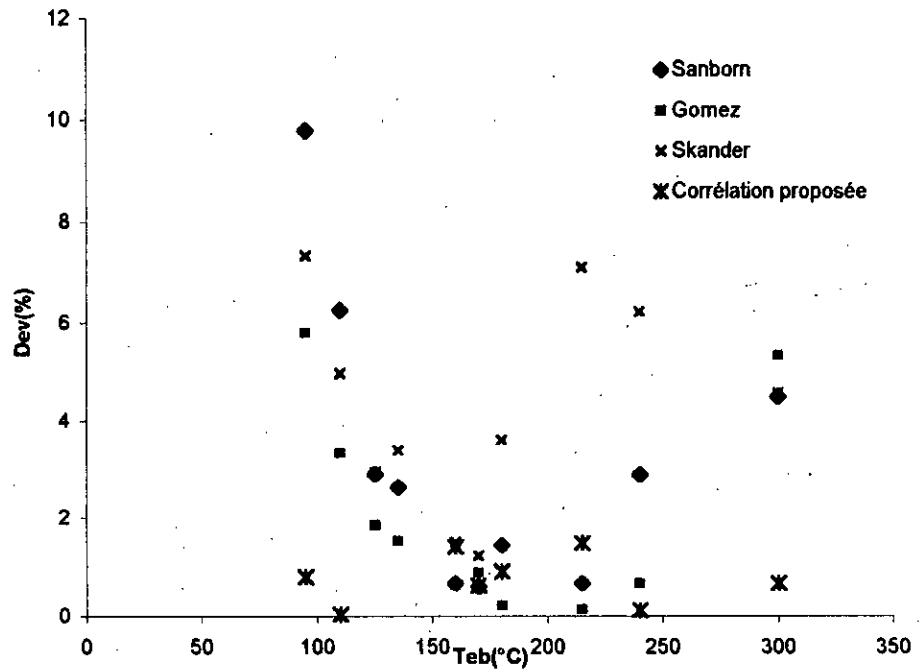


Figure 1-15: Ecart enregistrés pour la tensions superficielle

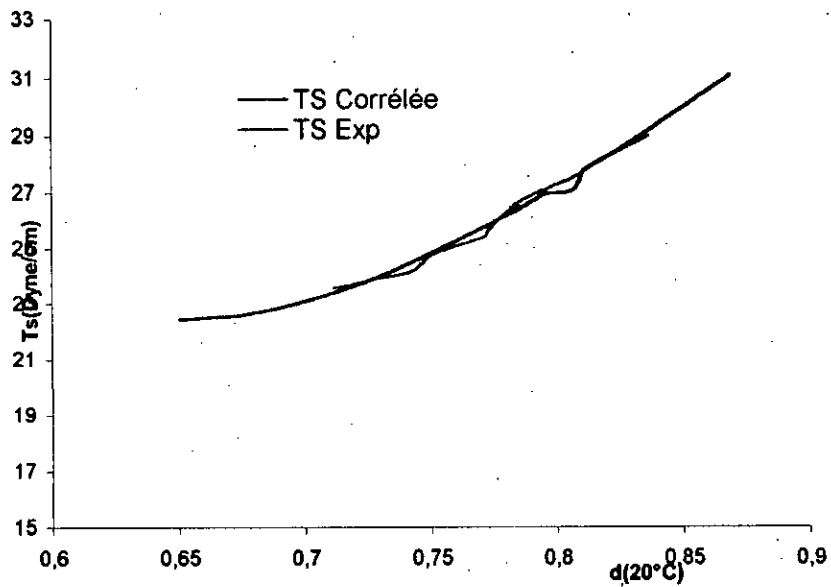


Figure 1-16: Tension superficielle des fractions pétrolières

IV- La viscosité :

IV-1- Définition :

La viscosité joue un rôle important dans de nombreux procédés industriels qui mettent en jeu des écoulements de fluides ou de transfert de quantité de mouvement.

Elle mesure la résistance interne à l'écoulement d'un fluide, résistance due aux frottements des molécules qui glissent les unes contre les autres [28].

Sa connaissance permet d'apprécier les qualités de pompabilité des produits et définir le type d'écoulement dans les canalisations [3].

Nous distinguons trois types de viscosité: la viscosité absolue ou dynamique, la viscosité relative et la viscosité cinématique.

* Viscosité Cinématique :

C'est le rapport de la viscosité absolue en centipoise à la masse volumique mesurée à la même température, l'unité couramment utilisée est le mm^2/s appelé centistokes (cSt).

*Viscosité dynamique (absolue) :

Elle est définie comme le rapport de la contrainte de cisaillement au gradient de vitesse de cisaillement. Ce rapport étant constant pour un fluide Newtonien. Elle s'exprime en Pa.s appelé centipoise (cP)

*Viscosité relative :

C'est le rapport de la viscosité du produit à celle de l'eau.

La viscosité est très sensible aux variations de la température. Pour cela, il est toujours nécessaire d'indiquer la température de l'essai. Les viscosités dynamiques des liquides à 100°F et 210°F servent à caractériser les fractions pétrolières, et notamment les fractions lourdes.

IV-2- Description de la méthode expérimentale [4] :

Le principe de cette méthode consiste à mesurer le temps mis par un volume déterminé de prise d'essais contenu dans le réservoir d'un viscosimètre en verre pour s'écouler par un capillaire sous une charge de liquide exactement reproductible et à une température contrôlée. L'essai fait l'objet de la norme NF T60-100, ASTM D445-65 et IP 71/66 .

La viscosité cinématique est déduite par la suite moyennant une relation du type :

$$v=C \cdot t - B/t$$

B et C étant des constantes caractéristiques du viscosimètre.

Le schéma du viscosimètre utilisé est donné par la figure 1-17.

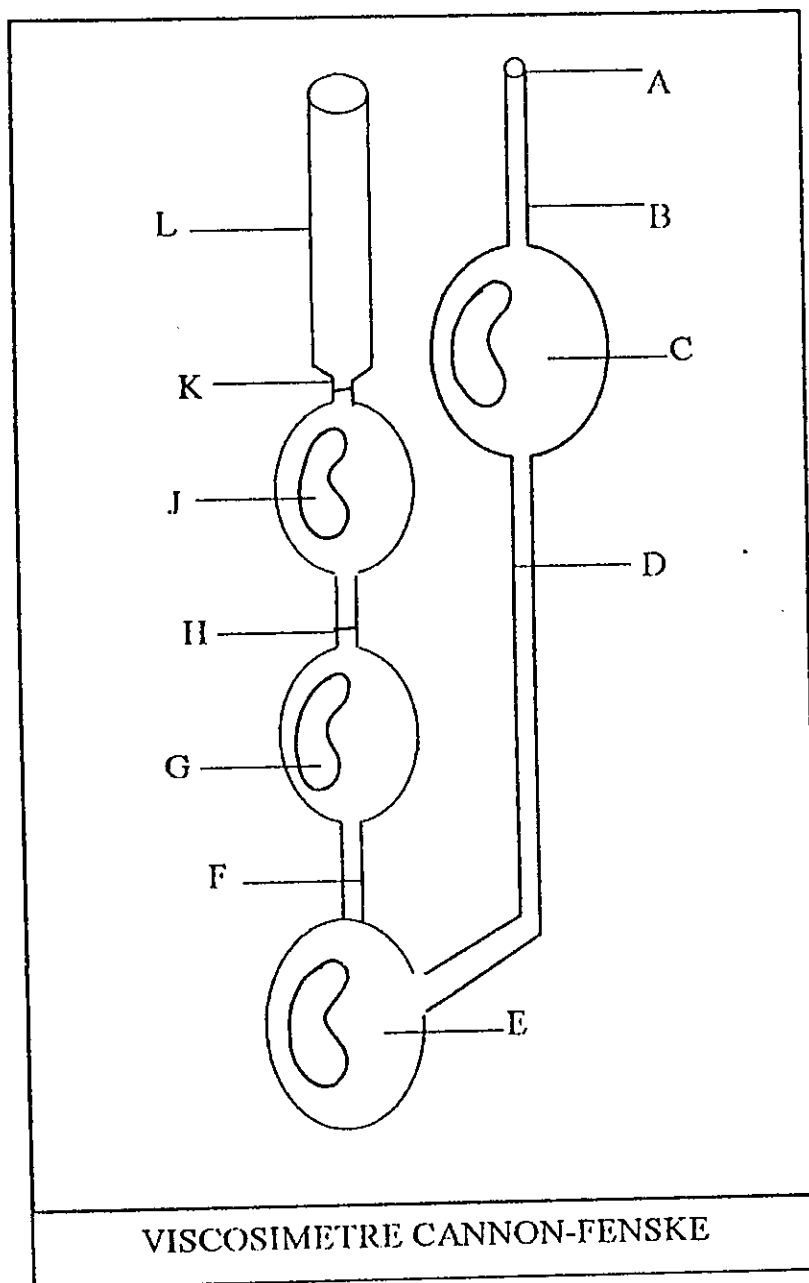


Figure N° 01 - 17

IV- 3- Corrélations :

IV-3-1- Corps Purs :

1- Corrélation de SONDERS [17] :

$$\log (\log _{10} (10 \eta)) = \frac{L \phi_i}{M} - 2,900 \quad (1-81)$$

η : viscosité absolue.

L : facteur de contribution.

d: densité du liquide.

M : masse molaire.

3- Corrélation de MEHROTRA [17] :

$$\log (\eta + 0.8) = 100.(0,01.T)^b \quad (1-82)$$

η : viscosité dynamique (mpa.s)

T: température absolue (K)

b : paramètre déterminé en fonction du nombre d'atomes de carbone effectif.

$$b = -5,745 + 0,616.Ln (ECN) - 40,468.(ECN)^{-1,5} \quad (1-83)$$

IV-3-2- Mélange de Corps Purs :

La viscosité est une propriété non additive; Cependant certains auteurs préconisent une pondération basée sur l'additivité du log de la viscosité des différents composés d'un mélange.

1- Corrélation de KENDALL-MONROE [17] :

$$\eta = \left(\sum x_i \cdot \log(\eta_i)^{(1/3)} \right)^3 \quad (1-84)$$

X_i : fraction molaire du constituant i.

η : viscosité absolue, en centipoise.

η_i : viscosité absolue du constituant i

l'erreur commise est de 8 %.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

IV-3-3-Fractions pétrolières :

1- Corrélation de BEG-AMIN-HUSSEIN [7] :

$$v = A \exp (B / T) \quad (1-85)$$

$$A = -0,0339.(API)^{0,188} + 0,241.(T_{eb} / B) \quad (1-86)$$

$$B = \exp (5,471 + 0,00342.T_{eb}) \quad (1-87)$$

v : viscosité cinématique en cSt.

T_{eb} : température moyenne d'ébullition en K

API : densité de la substance en ° API

2- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

$$\eta_{100^{\circ}\text{F}} = a + b.N + c.N^2 + d.N^3 \quad (1-88)$$

η : viscosité cinématique en cP

Pour $7 < N_c < 16$

Tableau 1-14-valeurs des constantes a, b, c et d

familles	a	b	c	d
paraffines	0,13248446	-0,0023764687	0,0016079468	0,00044763445
naphènes	1,7080095	-0,36948669	0,030080171	-4,0188134.10 ⁻⁵
aromatiques	0,82514028	-0,15148439	9,22385513	0,00021028015

Pour $16 < N_c < 30$

familles	a	b	c	d
paraffines	-6,9324419	-1,1957789	-0,060902763	0,0014056243
naphènes	-44,525051	6,7594952	-0,3343021	0,006151978
aromatiques	-27,85911	4,2979711	-0,21661561	0,0041620594

$$\eta_{210^{\circ}\text{F}} = a + b.N_c + c.N_c^2 + d.N_c^3$$

N : nombre d'atomes de carbone.

$\eta_{210^{\circ}\text{F}}$: viscosité cinématique en cP.

Pour N compris entre 7 et 16

familles	a	b	c	d
paraffines	0,10684525	0,23762788	-0,010375561	0,00027476417
naphènes	0,068811784	0,81269963	-0,039615657	7,7581303.10 ⁻⁴
aromatiques	0,478998389	0,62070449	-0,031125932	0,00064744169

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

3- Corrélation d'ABBOT-KAUFMAN [7] :

Ces deux auteurs ont développé des corrélations à deux températures d'étude 210°F et 100°F

$$\log(v_{100^\circ\text{F}}) = 4,39371 - 1,94733 \cdot \text{Kuop} + 0,127690 \cdot \text{Kuop}^2 + 3,2629 \cdot 10^{-4} \cdot \text{API}^2 - 1,18246 \cdot 10^{-2} \cdot \text{Kuop} \cdot \text{API} + 0,171617 \cdot \text{Kuop}^2 + 10,9943 \cdot \text{API} + 9,50663 \cdot 10^{-2} \cdot \text{API} - (0,860218 \cdot \text{Kuop} \cdot \text{API}) / (\text{API} + 50,3642 - 4,78231 \cdot \text{Kuop}) \quad (1-89)$$

$$\log(v_{210^\circ\text{F}}) = -0,463634 - 0,166532 \cdot \text{API} + 5,13447 \cdot 10^{-4} \cdot \text{API}^2 + (8,0325 \cdot 10^{-2} \cdot \text{Kuop} + 1,24899 \cdot \text{API} + 0,19768 \cdot \text{API}^2) / (\text{API} + 26,786 - 2,62 \cdot \text{Kuop}) \quad (1-90)$$

Kuop : facteur de caractérisation de WATSON.

v : viscosité cinématique en cSt.

4- Corrélation de l'API :

$$\log(v_{100^\circ\text{F}}) = -1,2926 + 9,461 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Kuop} + \frac{3,0522 \text{Kuop} + 9,9538 \cdot 10^{-2} \text{Kuop}^2}{\text{API} + 113,74 - 10,216 \text{Kuop}} \quad (1-91)$$

$$\log(v_{210^\circ\text{F}}) = -0,878 + \frac{3,0952 \text{Kuop} - 5,8946}{\text{API} + 121,12 - 10,725 \text{Kuop}} \quad (1-92)$$

IV-4-Résultats donnés par l'expérimentation [9] et par calcul :

Tableau 1-15 : viscosités cinématiques (Cst) des fractions pétrolières issues du RA1K

FP	Vis exp 100°F	Vis exp210 °F	Vis 1		e ₁	e' ₁	Vis2		e ₂	e' ₂	Vis3		e ₃	e' ₃	Vis4		e ₄	Vis	e' ₄
			100°F	210°F			100°F	210°F			100°F	210°F			100°F	210°F			
22	0,9280	0,5270	0,7922	0,4109	14,6	22,0	0,8954	0,5056	3,2	4,0	1,0314	0,6793	11,1	28,9	0,9393	1,2	0,5258	0,2	
23			0,8319	0,4262			0,9372	0,5240			1,0785	0,6971			0,9882		0,5320		
24	1,0030	0,5470	0,8737	0,4420	12,8	19,1	0,9817	0,5434	2,1	0,6	1,1286	0,7156	12,5	30,8	1,0219	1,8	0,5500	0,5	
25			0,9159	0,4578			1,0308	0,5648			1,1823	0,7350			1,0707		0,5743		
26			0,9614	0,4745			1,0818	0,5866			1,2396	0,7553			1,1203		0,5974		
27	1,1720	0,6180	1,0123	0,4926	13,6	20,2	1,1324	0,6076	3,3	1,6	1,3002	0,7764	10,9	25,6	1,1547	1,4	0,6126	0,8	
28			1,0677	0,5120			1,1841	0,6286			1,3647	0,7983			1,1814		0,6240		
29			1,0449	0,4973			1,2416	0,6520			1,4339	0,8214			1,2278		0,6430		
30	1,3904	0,6966	1,0973	0,5154	21,0	26,0	1,3043	0,6773	6,1	2,7	1,5085	0,8456	8,4	21,3	1,3908	0,0	0,6876	1,2	
31			1,1538	0,5345			1,3688	0,7028			1,5881	0,8710			1,4469		0,6884		
32			1,1831	0,5449			1,4787	0,7506			1,6828	0,8995			1,7845		0,8309		
33	1,7810	0,8250	1,3205	0,5898	25,8	28,5	1,6150	0,8006	9,3	2,9	1,8706	0,9560	5,0	15,8	1,7936	0,7	0,8336	1,0	
34			1,4561	0,6330			1,7908	0,8664			2,0941	1,0195			2,0423		0,9052		
35	2,2132	0,9611	1,6043	0,6791	27,5	29,3	1,9900	0,9388	10,0	2,3	2,3548	1,0898	6,4	13,3	2,2436	1,3	0,9772	1,6	
36			1,7554	0,7249			2,2341	1,0267			2,6673	1,1691			2,9226		1,1363		
37			1,9497	0,7823			2,4590	1,0999			3,0182	1,2549			2,9899		1,1531		
38			2,1419	0,8376			2,7475	1,1950			3,4475	1,3529			3,4748		1,2723		
39	3,8000	1,3402	2,3655	0,9005	37,7	32,8	3,0438	1,2861	19,9	4,0	3,9481	1,4615	3,9	9,0	3,7227	2,0	1,3320	0,6	
40			2,6109	0,9679			3,3676	1,3809			4,5456	1,5836			3,9503		1,3864		
41			2,8107	1,0214			3,8898	1,5463			5,3435	1,7304			5,8152		1,8132		
42			3,0942	1,0964			4,3031	1,6566			6,2363	1,8889			6,1310		1,8820		
43	7,1780	2,0650	3,3805	1,1704	52,9	43,3	4,8149	1,7930	32,9	13,1	7,3652	2,0732	2,6	0,4	7,0901	1,2	2,0832	0,8	
44	8,3323	2,3699	3,6812	1,2465	55,8	47,4	5,4051	1,9448	35,1	17,9	8,7872	2,2870	5,4	3,5	8,4479	1,3	2,3455	1,0	
45			4,0011	1,3259			6,0623	2,1051			10,5856	2,5354			10,1362		2,6306		
46			4,3736	1,4167			6,6380	2,2217			12,7991	2,8198			11,0258		2,7624		
47	11,6439	2,8364	4,7844	1,5150	58,9	46,5	7,1266	2,2961	38,8	19,0	15,5935	3,1506	33,9	11,0	11,6185	0,2	2,8435	0,2	
48			4,9812	1,5613			7,4383	2,3502			17,3521	3,3418			12,5984		2,9665		
49			5,1833	1,6085			7,7525	2,4013			19,3807	3,5509			13,7790		3,0981		
e _m					32,1	31,5				16,1	6,8			10,0	16,0		1,1		0,8

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Vis1 : corrélation de Skander et al.

Vis4 : corrélation proposée.

Vis2 : corrélation de Amine-Hussein.

Vis3 : corrélation de l'API

Corrélation proposée :

Les résultats expérimentaux obtenus pour les viscosités cinématiques du pétrole brut RA1K, pour des températures respectives de 100°F et 210°F peuvent être exprimés sous la forme :

$$v_{100}(\text{Cst}) = a + b / \ln(\text{SpGr}) + c / \ln(\text{SpGr})^2 + d / \ln(\text{SpGr})^3 + e / (\text{SpGr})^4 \quad (1-93)$$

avec :

$$a = -12,546$$

$$b = -11,209$$

$$c = -3,3149$$

$$d = -0,369$$

$$e = -0,0072$$

$$v_{210}(\text{Cst}) = 1 / (a + b \cdot \text{SpGr} + c \cdot \text{SpGr}^2 + d \cdot \text{SpGr}^3 + e \cdot \text{SpGr}^4 + f \cdot \text{SpGr}^5) \quad (1-94)$$

avec

$$a = 1716,53$$

$$b = -7071,1$$

$$c = 8177,1$$

$$d = 2203,96$$

$$e = -9497,3$$

$$f = 4486,28$$

Ces équations ont également été utilisées pour la détermination des viscosités des fractions pétrolières du RA1K à 100 et 210°F.

Commentaires :

Les valeurs basses et moyennes des viscosités des fractions pétrolières mènent à penser qu'il s'agit bien d'un pétrole brut léger. Nous constatons aussi que les écarts obtenus par l'évaluation à partir des différentes corrélations à 100°F et à 200°F sont en général élevés et atteignent même 32.10% de moyenne pour la corrélation de Skander et al. à 100°F.

Vu les résultats obtenus nous recommandons l'utilisation de la corrélation de l'API pour l'évaluation de la viscosité cinématique à 100°F, par contre la corrélation de Beg Amin-Hussein est plus appropriée pour l'évaluation de cette propriété à 210°F.

Les valeurs des viscosités en fonction de la densité ainsi que les écarts enregistrés sont portés respectivement sur la figure 1-19 et la figure 1-18.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

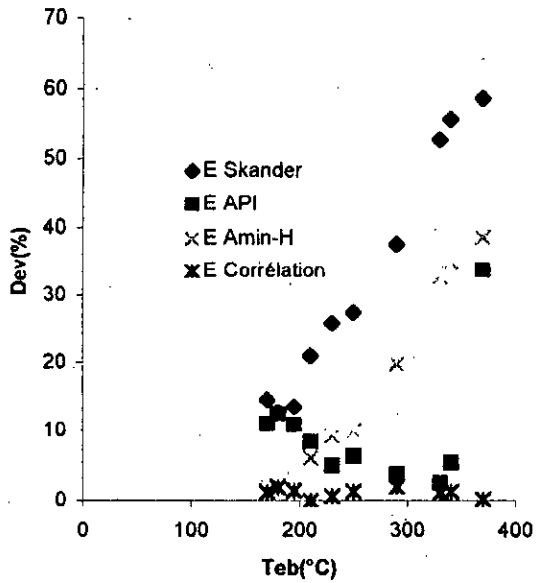


Figure 1-18: Écart v100°F

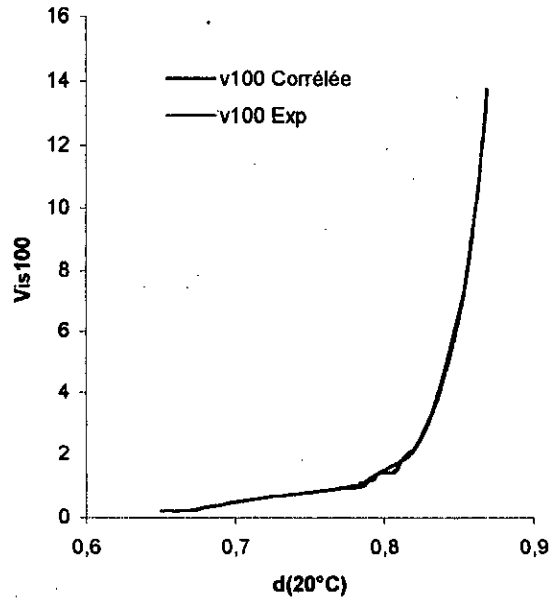


Figure 1-19: Viscosité 100F Fractions Pétrolières

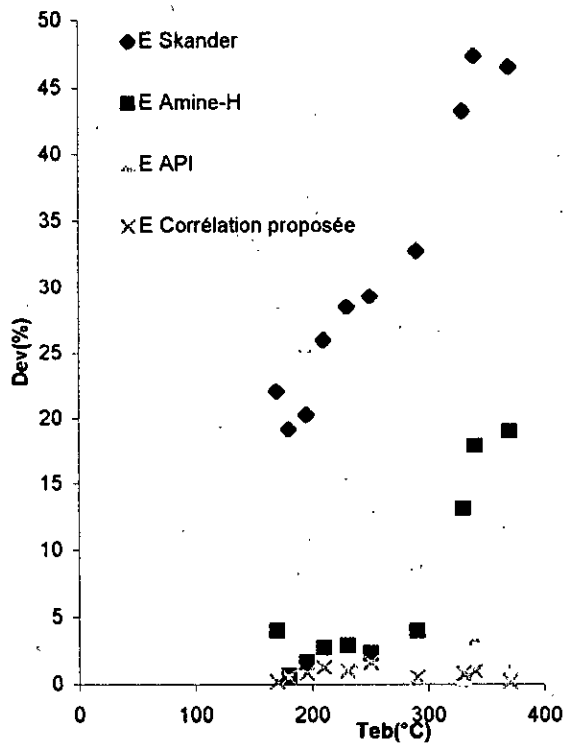


Figure 1-18': Ecarts v210°F

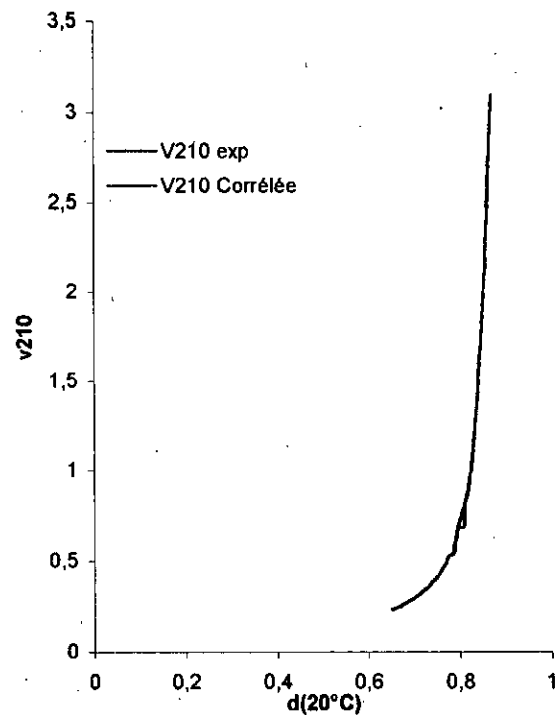


Figure 1-19': viscosité 210°F Fractions pétrolières

V- Le volume molaire :

V-1- Définition :

Le volume molaire d'un corps pur est le volume occupé par une mole de ce corps dans les conditions normales de température et de pression [25].

Il est généralement déterminé, en utilisant la formule suivante :

$$V_m = M / d \quad (1-95)$$

Avec :

V_M : volume molaire en (cm³ / mole)

M : masse molaire en (g / mole)

d : densité

Le détermination expérimentale du volume molaire est un peu délicate, elle se fait par la mesure de la densité, nous avons de même eu recours aux corrélations proposées par différents auteurs.

V-2-1- Corps Purs :

1- Corrélation de TYN et CALUS [29] :

TYN et CALBUS donnent une relation qui relie le volume critique V_c au volume molaire V_M .

$$V_M = 0,285 \cdot V_c^{1,048} \quad (1-96)$$

V_M et V_c sont donnés en cm³ / g. mole

Cette corrélation est recommandée pour estimer le volume molaire au point d'ébullition.

2- Corrélation de RACKETT [17] :

$$\log(V_r) = \log(Z_{RA}) \times (1 - Tr)^{2,7} \quad (1-97)$$

où :

$Z_{RA} = Z_c$ (facteur de compressibilité critique) et Tr : température réduite

V_r : le volume réduit.

V-2-2- Mélanges des Corps purs [17] :

Le volume molaire des liquides est une propriété additive en moles, donc il possible d'appliquer la règle d'additivité :

$$V_M = \sum x_i V_{M_i} \quad (1-98)$$

x_i : fraction molaire du constituant i .

V_{M_i} : Volume molaire du constituant i .

V_M : Volume molaire du mélange.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

V-2-3- Fractions pétrolières :

La connaissance de la composition globale des fractions pétrolières en paraffines, naphènes et aromatiques ou encore celle de la masse molaire et de la densité est suffisante pour estimer leurs volume molaire.

$$V_M = V_{MP} \cdot x_p + V_{MN} \cdot x_n + V_{MA} \cdot x_a \quad (1-99)$$

Avec :

x_i : fraction molaire du constituant i.

V_{Mi} : Volume molaire du constituant i.

V_M : Volume molaire du mélange.

1- Corrélation de RIAZI-DAUBERT [17] :

La corrélation proposée par ces deux auteurs est valable pour le domaine de température variant de 37.8 °C et 450 °C.

$$V_M = 7.6211 \cdot 10^{-5} \times (T_{eb})^{2.1262} \cdot (SpGr)^{-1.8688} \quad (1-100)$$

V_M = Volume molaire en cm³ /g .mole

T_{eb} : température moyenne d'ébullition en ° R

SpGr : specific-gravity.

2- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

Ces auteurs proposent des corrélations basées sur la méthode des contributions du groupement - CH₂ :

$$V_M = a + b \cdot N_c \quad (1-101)$$

V_M = volume molaire en (10⁻³ m³ / Kmole)

N_c : nombre d'atomes de carbone équivalent.

a et b sont des constantes.

TABLEAU 1-16 : valeurs des constantes a et b :

familles	a	b
paraffines	31,61095	16,34356
naphènes	11,105721	16,43677
aromatiques	-9,3967414	16,512202

V-3- Résultats donnés par calcul :

Le tableau 1-17 donne les valeurs du volume molaire des fractions pétrolières issues du pétrole brut RA1K obtenus par calcul (corrélations).

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Tableau 1-17: volume molaire des fractions issues du RA1K.

FP	Vm1	Vm2	Vm3	e ₁	e ₂	FP	Vm1	Vm2	Vm3	e ₁	e ₂
1	139,87	141,08	131,28	0,86	6,14	26	159,30	193,39	192,33	21,40	20,74
2	137,14	137,012	129,90	0,09	5,28	27	160,92	196,88	195,93	22,34	21,76
3	137,74	139,09	132,08	0,98	4,10	28	162,68	200,66	199,76	23,35	22,79
4	137,73	139,979	133,60	1,63	3,00	29	164,28	204,05	210,83	24,20	28,33
5	137,24	139,91	134,57	1,94	1,95	30	165,79	207,20	214,40	24,97	29,32
6	137,59	141,37	136,37	2,75	0,89	31	167,45	210,65	218,18	25,80	30,30
7	138,11	143,12	138,44	3,63	0,24	32	166,951	209,04	218,93	25,21	31,14
8	138,97	145,49	140,91	4,69	1,39	33	171,24	218,05	227,89	27,34	33,08
9	139,84	147,86	143,38	5,73	2,53	34	174,62	224,84	235,57	28,75	34,90
10	140,50	149,76	145,58	6,59	3,62	35	178,11	231,71	243,41	30,10	36,67
11	141,24	151,80	147,91	7,48	4,72	36	181,16	237,40	250,65	31,04	38,36
12	142,11	154,07	150,42	8,41	5,85	37	185,70	246,58	260,05	32,78	40,04
13	142,93	156,21	152,84	9,29	6,93	38	189,49	253,76	268,38	33,92	41,63
14	143,92	158,65	155,49	10,24	8,04	39	193,94	262,44	277,69	35,32	43,18
15	144,86	160,98	158,08	11,12	9,12	40	198,57	271,42	287,26	36,69	44,66
16	146,42	164,55	161,47	12,38	10,28	41	201,17	275,07	293,88	36,74	46,09
17	146,59	165,20	163,04	12,69	11,22	42	206,05	284,33	303,75	37,99	47,42
18	147,71	167,79	165,85	13,60	12,29	43	210,45	292,18	312,96	38,83	48,70
19	148,93	170,58	168,83	14,54	13,36	44	214,78	299,63	322,04	39,50	49,94
20	150,50	174,09	172,29	15,67	14,48	45	219,17	307,04	331,19	40,09	51,11
21	152,75	179,08	176,63	17,23	15,63	46	224,31	316,18	341,47	40,95	52,23
22	153,960	181,78	179,61	18,07	16,66	47	229,79	325,97	352,20	41,86	53,27
23	155,34	184,83	182,85	18,98	17,70	48	232,21	329,97	357,05	42,10	53,76
24	156,72	187,85	186,09	19,86	18,74	49	234,61	333,82	361,90	42,29	54,26
25	157,95	190,51	189,12	20,61	19,73	e _m				20,87	23,83

Vm1 : par définition en calculant MM par une corrélation (ASPEN)

Vm2 : corrélation de Riazi-Daubert

Vm3 : corrélation de Skander et al.

e_i : erreur par rapport à la définition

Commentaires :

Le volume molaire des fractions a été calculé en utilisant différentes méthodes. Les écarts relatifs ont été calculés par rapport aux résultats obtenus par la définition. Nous recommandons pour le calcul de cette propriété d'utiliser la corrélation de Riazi-Daubert pour les fractions légères et la définition, en utilisant les données expérimentales pour la masse molaire et la densité, pour les fractions plus lourdes.

Les variations des volumes molaires en fonction de la densité sont représentés sur la figure 1-21.

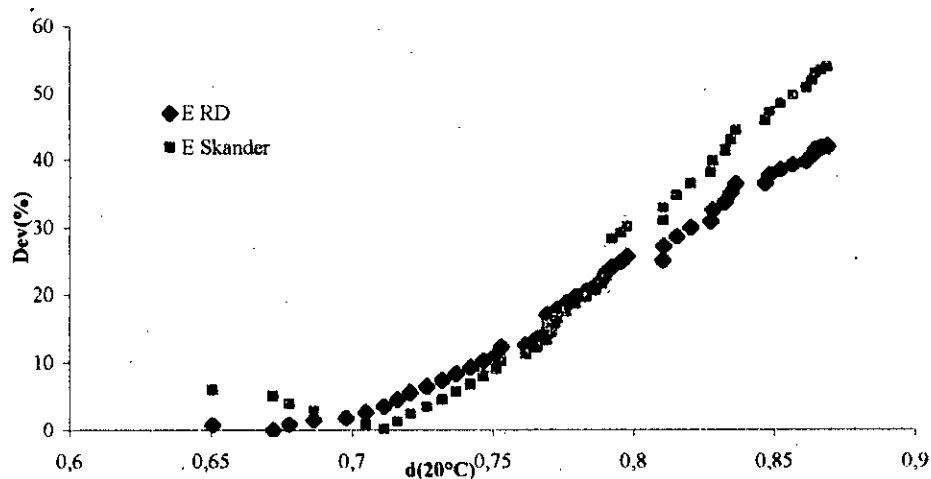


Figure 1-20: Ecart enregistrés pour le volume molaire

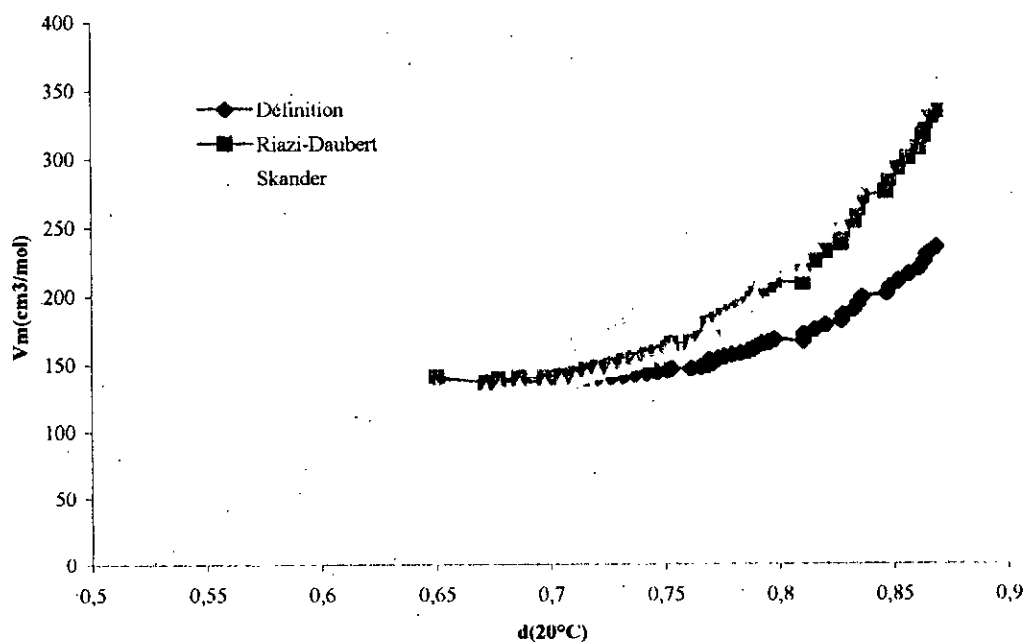


Figure 1-21: volumes molaires des fractions pétrolières

B-LES PROPRIETES OPTIQUES :

I-INDICE DE REFRACTION :

I-1- Définition : [10] :

Les rayons lumineux changent de vitesse et de direction en passant d'un milieu à un autre de nature différente. Ce phénomène est appelé « réfraction ».

On définit l'indice de réfraction n d'une substance par le rapport du sinus de l'angle de réfraction et du sinus de l'angle d'incidence, soit :

$$n = \frac{\sin r}{\sin i} \quad (1-102)$$

r : l'angle de réfraction.

i : l'angle de l'incidence.

Généralement, l'indice de réfraction est mesuré par rapport à la raie jaune du Sodium D de longueur d'onde 589.3 nm ; il est noté n_d^T , où T est la température de mesure.

I-2 Mesure expérimentale :

L'indice de réfraction est une propriété physique que l'on peut facilement déterminer au laboratoire à l'aide d'un réfractomètre. Le plus utilisé étant le réfractomètre d'ABBE [26] (Norme AFNOR ou ASTM D1218).

L'indice de réfraction est d'autant plus petit que la teneur relative en hydrogène est plus élevée[10].

I-3- Corrélation :

I-3-1- Corps purs :

L'indice de réfraction des corps purs est disponible dans les tables du DIPPR et de l'API, il varie avec la nature chimique et la masse molaire des hydrocarbures. Les arènes possèdent l'indice de réfraction maximal, les alcane ont l'indice minimal (Hexane : 1.3749; cyclohexane: 1.4262 et benzène : 1.5011).

Différentes formules empiriques ont été proposées pour estimer l'indice de réfraction des corps purs parmi elles nous avons :

1- Corrélation de LIPKIN et MARTIN [7] :

$$n = \frac{69.878 \cdot d - 0.4044 \cdot A \cdot d - 0.797 \cdot A + 136.566}{5.543 \cdot d - 0.746 \cdot A + 126.683} \quad (1-103)$$

d : densité de 20° C

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

$$A = 55,3 + \frac{3516}{M + 12} \quad (1-104)$$

M : masse molaire.

I-3-2- Mélanges de corps purs [10] :

L'indice de réfraction est également considéré comme une propriété additive.

$$n = \sum x_i n_i \quad (1-105)$$

n : indice de réfraction du mélange.

n_i : indice de réfraction du constituant i .

x_i : fraction molaire du constituant.

I-3-3- Fractions pétrolières :

La connaissance de la composition de la fraction pétrolière va nous permettre d'utiliser la règle d'additivité en écrivant :

$$n = (n)_p \cdot \%C_p + (n)_N \cdot \%C_N + (n)_A \cdot \%C_A \quad (1-106)$$

n : indice de réfraction de la fraction pétrolière.

$(n)_p, N, A$: indice de réfraction de la fraction pétrolière supposée respectivement une paraffine, naphène ou aromatique.

$\%C_p, \%C_A, \%C_N$ sont les compositions des fractions pétrolières en respectivement paraffines, naphènes et aromatiques.

1- Corrélations de KITOUS et al. [20] :

Le domaine de validité de ces corrélations est que la température doit être comprise entre 40 et 200°C

$$n_p = 4,062 \cdot 10^{-4} \cdot M + 2,001 \cdot 10^{-4} \cdot T_{eb} + 1,3235 \quad (1-107)$$

$$n_N = 1,336 \cdot 10^{-4} \cdot M + 0,739 \cdot 10^{-4} \cdot T_{eb} + 1,4063 \quad (1-108)$$

$$n_A = -9,993 \cdot 10^{-5} \cdot M - 5,313 \cdot 10^{-5} \cdot T_{eb} + 1,510 \quad (1-109)$$

2- Corrélation de BOUAMRA-CHITOUR [21] :

Ces corrélations ont été établies pour l'estimation de l'indice de réfraction des fractions pétrolières lourdes ($T_{eb} > 200^\circ\text{C}$)

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

$$n_p = 0,54 - 1,45 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Teb} + 1,26 \cdot d \quad (1-110)$$

$$n_N = 3,94 + 3,59 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Teb} - 3,28 \cdot d \quad (1-111)$$

$$n_0 = 3,91 + 7,47 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Teb} - 3,68 \cdot d \quad (1-112)$$

$$n_A = 2,35 - 2,18 \cdot 10^{-5} \cdot \text{Teb} - 0,99 \cdot d \quad (1-113)$$

3- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

$$n_D^{20} = a + \frac{b}{1 + \left(\frac{N}{c}\right)^d} \quad (1-114)$$

TABLEAU 1-18 : valeurs des constantes a, b, c et d :

famille	a	b	c	d
paraffines	1.0383849	0.43547681	1.9777596	-1.1058713
naphènes	1.4044036	0.0639938499	8.998799	-2.1008282
aromatiques	1.4795363	0.032544169	7.6142466	2.7867861

I-4- Résultats donnés par l'expérience et par les corrélations :

Le tableau 1-19 donne les valeurs de l'indice de réfraction n des fractions pétrolières issues du pétrole brut RA1K obtenues par l'expérience (réfractomètre d'ABBE) et par calcul (corrélations).

Tableau 1-19 : indice de réfraction des fractions issues du RA1K.

FP	n exp	n1	e ₁	n2	e ₂	n3	e ₃	n4	e ₄	n5	e ₅
1	1,3689	1,4458	5,62	1,3830	1,03	1,3770	0,59	1,3907	1,60	1,3690	0,01
2	1,3796	1,4590	5,75	1,3895	0,72	1,3771	0,18	1,3959	1,18	1,3793	0,02
3	1,3827	1,4625	5,77	1,3924	0,70	1,3789	0,28	1,3985	1,14	1,3822	0,04
4	1,3867	1,4679	5,85	1,3953	0,62	1,3803	0,46	1,4015	1,07	1,3868	0,01
5	1,3914	1,4748	6,00	1,3980	0,48	1,3814	0,72	1,4047	0,95	1,3930	0,11
6	1,3978	1,4793	5,83	1,4050	0,51	1,3829	1,06	1,4077	0,71	1,3970	0,05
7	1,4009	1,4832	5,88	1,4071	0,44	1,3845	1,17	1,4101	0,66	1,4007	0,01
8	1,4033	1,4861	5,90	1,4089	0,40	1,3863	1,21	1,4122	0,64	1,4034	0,01
9	1,4063	1,4890	5,88	1,4116	0,37	1,3880	1,30	1,4144	0,57	1,4062	0,01
10	1,4102	1,4927	5,85	1,4149	0,33	1,3895	1,47	1,4167	0,46	1,4096	0,04
11	1,4131	1,4961	5,87	1,4169	0,27	1,3911	1,56	1,4187	0,40	1,4128	0,02
12	1,4152	1,4991	5,93	1,4181	0,20	1,3927	1,59	1,4206	0,38	1,4157	0,03
13	1,4184	1,5023	5,91	1,4206	0,15	1,3942	1,71	1,4225	0,29	1,4187	0,02
14	1,4205	1,5050	5,95	1,4219	0,10	1,3957	1,74	1,4242	0,26	1,4212	0,05
15	1,4231	1,5079	5,96	1,4237	0,05	1,3972	1,82	1,4260	0,20	1,4239	0,06
16	1,4244	1,5089	5,93	1,4254	0,07	1,3990	1,78	1,4273	0,20	1,4248	0,03
17	1,4293	1,5144	5,95	1,4282	0,08	1,4001	2,05	1,4296	0,02	1,4298	0,03
18	1,4317	1,5168	5,95	1,4300	0,12	1,4015	2,11	1,4311	0,04	1,4320	0,02
19	1,4334	1,5190	5,97	1,4312	0,16	1,4030	2,12	1,4325	0,06	1,4340	0,04
20	1,4344	1,5201	5,98	1,4323	0,15	1,4046	2,08	1,4336	0,05	1,4349	0,04
21	1,4354	1,5191	5,83	1,4099	1,78	1,4064	2,02	1,4345	0,06	1,4341	0,09
22	1,4377	1,5215	5,83	1,4074	2,11	1,4077	2,09	1,4359	0,13	1,4361	0,11
23	1,4392	1,5234	5,85	1,4064	2,28	1,4091	2,09	1,4371	0,15	1,4378	0,10
24	1,4406	1,5253	5,88	1,4054	2,44	1,4104	2,10	1,4382	0,17	1,4394	0,08
25	1,4425	1,5277	5,91	1,4032	2,73	1,4116	2,14	1,4394	0,21	1,4415	0,07
26	1,4439	1,5298	5,95	1,4019	2,91	1,4128	2,16	1,4405	0,23	1,4433	0,04
27	1,445	1,5311	5,96	1,4021	2,97	1,4140	2,14	1,4415	0,24	1,4444	0,04
28	1,4454	1,5321	6,00	1,3164	8,92	1,4153	2,08	1,4423	0,21	1,4452	0,01
29	1,4468	1,5335	6,00	1,3857	4,22	1,4165	2,09	1,4269	1,38	1,4465	0,02
30	1,448	1,5353	6,03	1,4147	2,30	1,4176	2,10	1,4279	1,39	1,4480	0,00
31	1,4492	1,5368	6,04	1,4134	2,47	1,4187	2,11	1,4289	1,40	1,4492	0,00
32	1,4451	1,5447	6,89	1,4129	2,23	1,4191	1,80	1,4304	1,02	1,4557	0,73

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	n exp	n1	e ₁	n2	e ₂	n3	e ₃	n4	e ₄	n5	e ₅
33	1,4555	1,5448	6,14	1,4115	3,02	1,4214	2,34	1,4320	1,62	1,4558	0,02
34	1,459	1,5479	6,09	1,4083	3,48	1,4233	2,45	1,4338	1,73	1,4583	0,05
35	1,4621	1,5509	6,07	1,4063	3,82	1,4251	2,53	1,4354	1,82	1,4608	0,09
36	1,4658	1,5553	6,10	1,4053	4,12	1,4266	2,67	1,4371	1,96	1,4645	0,09
37	1,4667	1,5557	6,07	1,4044	4,25	1,4284	2,61	1,4384	1,93	1,4648	0,13
38	1,4689	1,5585	6,10	1,4046	4,38	1,4298	2,66	1,4398	1,98	1,4672	0,11
39	1,4692	1,5598	6,16	1,4050	4,37	1,4313	2,58	1,4410	1,92	1,4683	0,06
40	1,47	1,5608	6,18	1,4044	4,46	1,4327	2,54	1,4422	1,89	1,4692	0,05
41	1,4721	1,5674	6,48	1,4094	4,26	1,4336	2,61	1,4434	1,95	1,4751	0,20
42	1,4763	1,5683	6,23	1,4084	4,60	1,4349	2,81	1,4446	2,15	1,4759	0,03
43	1,4789	1,5707	6,21	1,4099	4,67	1,4360	2,90	1,4457	2,25	1,4781	0,05
44	1,4811	1,5735	6,24	1,4124	4,64	1,4370	2,98	1,4467	2,32	1,4808	0,02
45	1,4841	1,5764	6,22	1,4152	4,64	1,4380	3,11	1,4477	2,45	1,4837	0,02
46	1,4843	1,5777	6,29	1,4173	4,51	1,4390	3,05	1,4485	2,41	1,4851	0,05
47	1,4852	1,5785	6,28	1,4186	4,48	1,4401	3,04	1,4494	2,41	1,4859	0,05
48	1,4882	1,5798	6,15	1,4203	4,56	1,4405	3,20	1,4499	2,58	1,4873	0,06
49	1,4885	1,5812	6,22	1,4225	4,43	1,4410	3,19	1,4502	2,57	1,4888	0,02
e_{moy}			6,02		2,39		2,02		1,09		0,06

n1 : corrélation de Lipkin.Martin , n2 : corrélation de Kitous-Bouamra-Chitour
n3 : corrélation de Zidelkheir-Chitour, n4 : corrélation de Skander et al.
n5 : corrélation proposée. e_i : erreur par rapport à l'expérience.

Commentaires :

La plupart des résultats obtenus par les différentes corrélations à l'exception de celle de Lipkin-Martin donnent des écarts faibles permettant une bonne estimation de l'indice de réfraction.

Avec un écart moyen de 1.06% par rapport à l'expérimentation, la corrélation de Skander et al. est la plus appropriée pour la détermination des indices de réfractons des fractions issues du RA1K.

Les résultats ainsi obtenus montrent que la tendance des fractions pétrolières légères (65-180°C) est purement paraffinique, naphthénique dans l'intervalle (180-300°C) et de plus en plus aromatique au dessus de ces limites.

Les résultats expérimentaux suivent une équation de la forme :

$$n(20^{\circ}\text{C})=a+ b \cdot \text{Ln}(\text{SpGr})+c \cdot \text{Ln}(\text{SpGr})^2+d \cdot \text{Ln}(\text{SpGr})^3+e \cdot \text{Ln}(\text{SpGr})^4+f \cdot \text{Ln}(\text{SpGr})^5 \quad (1-115)$$

avec : $R^2=0.9987$

a=1,718096

b=3,528022

c=21,51195

d=71,89494

e=115,4934

f=70,86711

Tout ceci est bien élucidé sur le tableau 1-19 et les figures 1-22 et 1-23.

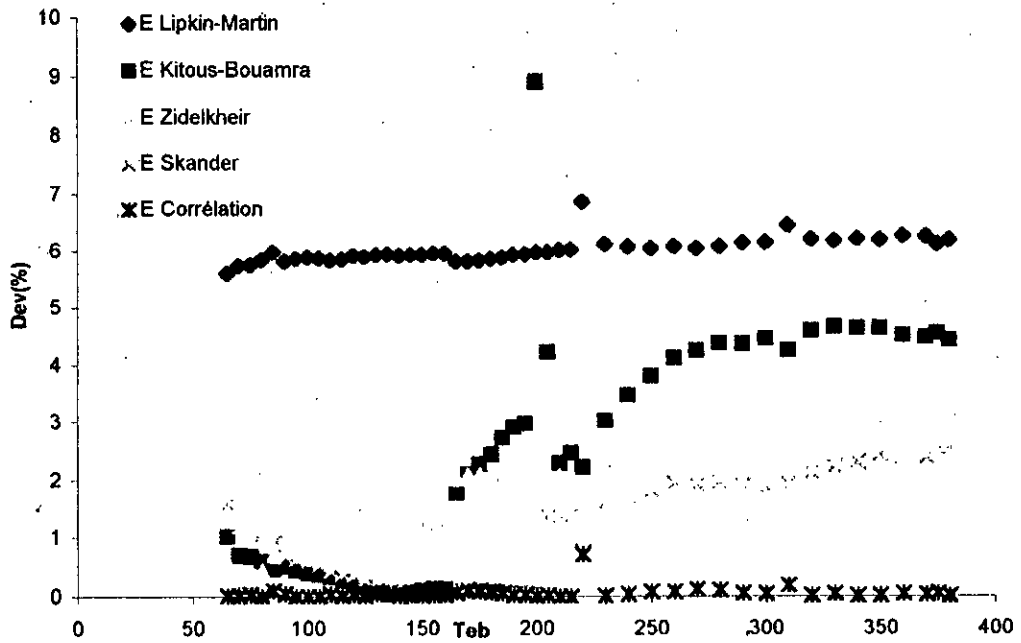


Figure 1-22: Ecarts $n(20^{\circ}\text{C})$ des fractions pétrolières

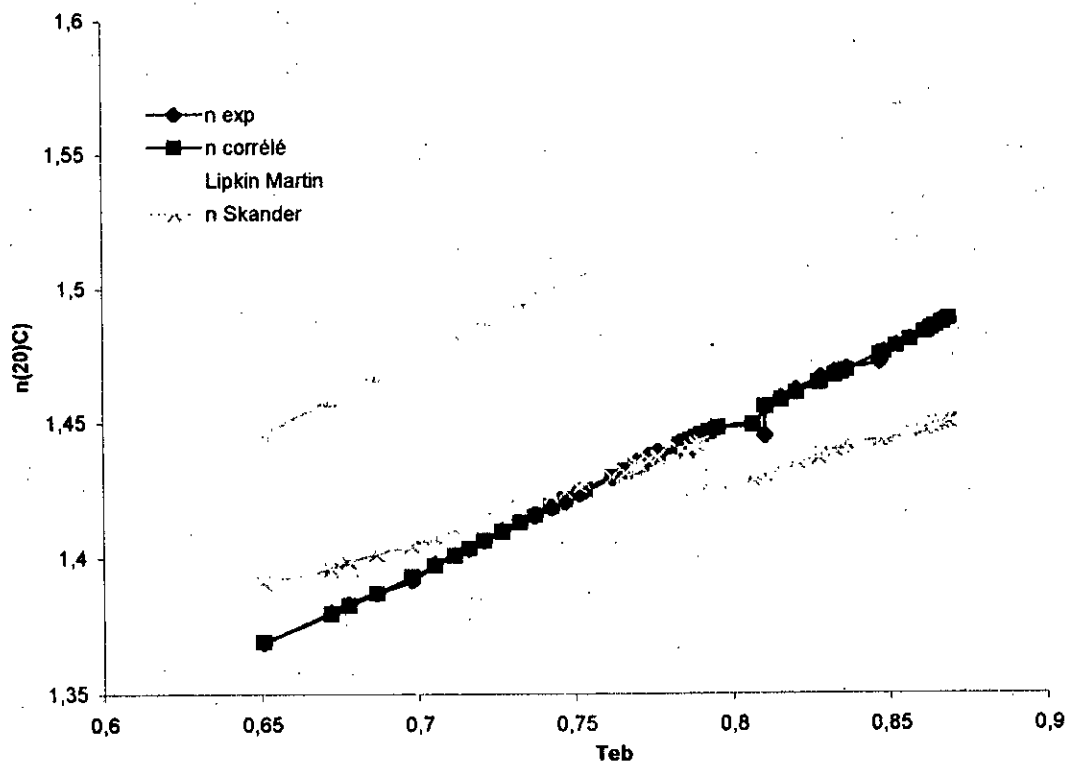


Figure 1-23: $n(20^{\circ}\text{C})$ Fractions pétrolières

II- Indice de corrélation I [7]:

L'indice de corrélation I, a été proposé comme critère d'identification de la nature chimique des mélanges d'hydrocarbures. Il est également utilisé comme grandeur dans l'établissement des corrélations pour les propriétés physiques des corps purs et des mélanges. Il est également appelé Facteur de caractérisation de HUANG et est défini par :

$$I = \left(\frac{n^2 - 1}{n^2 + 2} \right) \quad (1-116)$$

avec n : indice de réfraction à 20°C.

II-1- Corps purs :

Les indices de corrélation des corps purs sont obtenus en général à partir de l'équation(1-116) les indices de réfraction étant soit donnés, soit encore calculés par une équation empirique.

II-2- Mélange de corps purs :

Pour les mélanges d'hydrocarbures, il est possible d'estimer leurs indices de corrélation connaissant la valeur de l'indice de réfraction du mélange, ou encore d'appliquer en première approximation la règle d'additivité suivante :

$$I_{mel} = \sum I_i \cdot x_i \quad (1-117)$$

avec I_i et x_i représentant respectivement l'indice de corrélation et la fraction molaire du constituant i dans le mélange.

II-3-Fractions pétrolières :

1- RIAZI-DAUBERT [7] :

A partir de la température du point 50 %, distillé de la masse molaire et de la densité :

Pour $M \leq 200$:

$$I = 0,003583 (T_{ebf})^{1,0147} \cdot (M \cdot 103/d)^{-0,4787} \quad (1-118)$$

Pour $M > 200$:

$$I = 0,0014 (T_{ebf})^{1,09} \cdot (M \cdot 103/d)^{-0,3984} \quad (1-119)$$

où :

T_{ebf} : Température d'ébullition du point 50 % distillé

M : masse molaire

d : densité à 20°C

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

ou autrement

$$I = 1,896.10^{-3}.T_{eb}.1,0848.(M/d)^{-0.4439} \quad (1-120)$$

T_{eb} en ° R

2- Corrélation de KITOUS et al. [20] :

Ces corrélations sont proposées pour les fractions légères ($T_{eb} < 200^{\circ} C$)

$$I_p = 2,138.10^{-4}.M + 1,086.10^{-4}.T_{eb} + 0,197653 \quad (1-121)$$

$$I_N = 1,283.10^{-4}.M + 6,832.10^{-5}.T_{eb} + 0,2316 \quad (1-122)$$

$$I_A = -4,7528.10^{-4}.M - 2,751.10^{-5}.T_{eb} + 0,2984 \quad (1-123)$$

T_{eb} en °C

3-Corrélation de SKANDER et al.[10] :

$$I = a + \frac{b}{1 + \left(\frac{N}{c}\right)^d} \quad (1-124)$$

TABLEAU 1-20 : valeurs des constantes a, b, c et d

familles	a	b	c	d
paraffines	0.040818064	0.23987703	1.915053	-1.1293724
naphènes	0.24498191	0.033128033	8.9449987	-2.1176672
aromatiques	0.28384193	0.016287165	7.6408208	2.7840145

C- PROPRIETES CRITIQUES :

I- Pression, Température et volume critique :

I-1- Définition :

Les propriétés critiques, au même titre que les autres propriétés sont également des caractéristiques physiques des hydrocarbures. Dans le diagramme de coordonnées pression et température (fig.1-24), les équilibres de sublimation, fusion et vaporisation d'une substance pure sont représentés par trois courbes qui passent par le point triple où coexistent trois phases en équilibre. La courbe de vaporisation est limitée quant à elle au point critique « C », borne au delà de laquelle la coexistence des deux phases liquides et vapeur n'est plus possible. Ce point qui a pour coordonnées T_c , P_c et V_c correspond à l'identité des propriétés du liquide et de la vapeur . Plus particulièrement, la chaleur de vaporisation devient nulle en ce point[10].

Dans le cas d'un mélange, la courbe d'équilibre de vaporisation se décompose en deux courbes: courbe de bulle et courbe de rosée, qui se rejoignent au point critique (fig.1-25). Pour une pression et une température égale respectivement à la pression et à la température critique, les compositions des deux phases deviennent identiques[10],[31] .

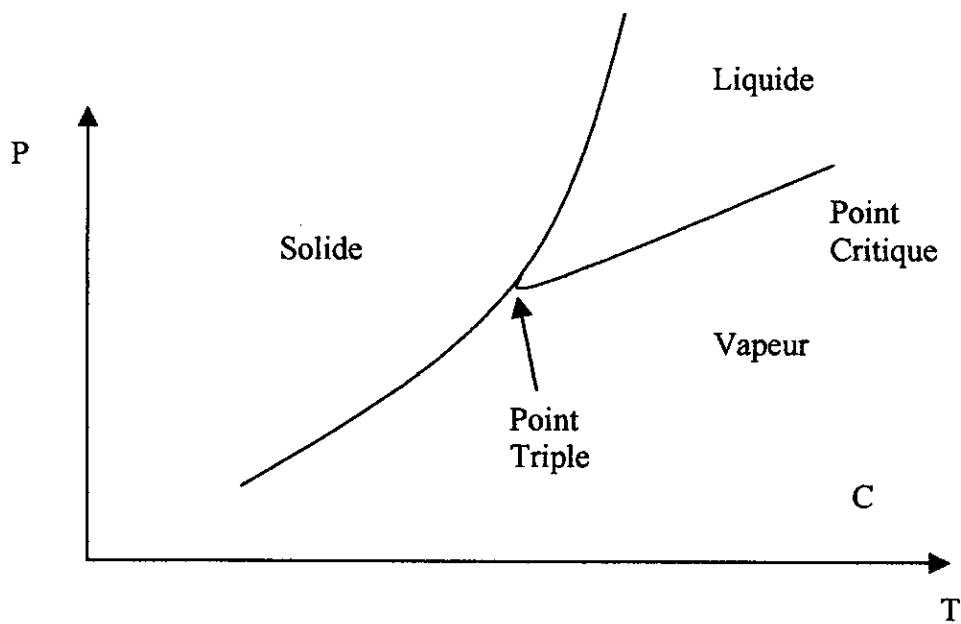


Figure 1-24 : Diagramme de phase d'un corps pur

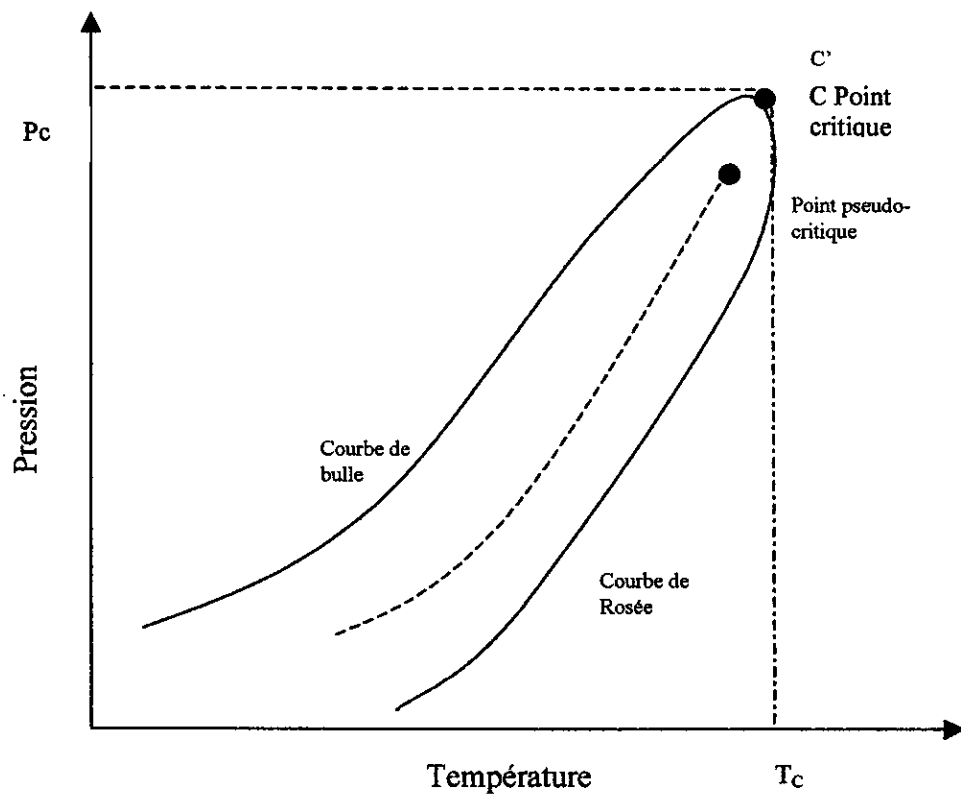


Figure 1-25 : Diagramme de phase d'un mélange de corps purs

I-2- Mesure expérimentale des paramètres critiques :

La détermination expérimentale des propriétés critiques nécessite un appareillage assez coûteux et sophistiqué. Le principe de mesure pour un fluide consiste à chauffer celui-ci jusqu'à la disparition du ménisque séparant la phase liquide de la phase vapeur et formation d'un brouillard opalescent. La température, la pression et le volume correspondant à cet état ne sont autre que les propriétés critiques [10],[38].

Deux méthodes sont citées dans la littérature : celle dite de l'ampoule (Smith et Teja, 1987) et la méthode de l'écoulement. Ces deux méthodes sont dotées d'un dispositif d'enregistrement et de visualisation par vidéo, l'ensemble relié à un ordinateur pour le contrôle de l'opération de mesure[10],[30].

I-3-Corrélations :

I-3-1- Corps purs :

Les propriétés critiques des corps purs sont définies et tabulées [42].

1-Corrélation de LYDERSEN [32] :

LYDERSEN propose une méthode de contribution de groupe permettant d'estimer la température critique des corps purs connaissant leur température d'ébullition et leur structure chimique.

$$T_c = T_{eb} \cdot (0.567 + \sum \delta T - (\sum \delta T)^2)^{-1} \quad (1-125)$$

$$P_c = M \left[0.34 + \sum \delta P \right]^2 \quad (1-126) \text{ et } (1-127)$$

$$V_c = 40 + \sum \delta V$$

avec :

T_c : température critique en Kelvin ;

P_c : Pression critique (atm) ;

V_c : Volume critique (cm³ / g.mole)

M : Masse molaire ;

T_{eb} : température d'ébullition en Kelvin.

$\delta T, \delta V$ et δP : contribution des groupes pour respectivement la température, le volume et la pression.

2-Corrélation de KLINCEWICZ-REID [27] :

Ces auteurs ont proposé une corrélation donnant la température critique pour les substances organiques.

$$T_c = 1.789 T_{eb} - 0.240 \cdot M - 19.95 \quad (1-128)$$

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

T_c : température critique en Kelvin
 T_{eb} : température d'ébullition en Kelvin
 M : Masse molaire

I-3-2-Mélange de corps purs :

Comme il est difficile de mesurer les propriétés critiques d'un mélange de corps purs expérimentalement, nous avons recours alors à des méthodes faisant appel à des corrélations pour la prédiction des propriétés.

1-Corrélation de SPENCER [7] :

SPENCER propose une expression basée sur la connaissance de la capacité calorifique. Si nous représentons par δ_i la composition du mélange, alors :

$$T_{cm} = \sum \delta_i T_{ci}$$
$$\text{avec } : \delta_i = \frac{y_i \cdot c_{vi}}{\sum y_i \cdot c_{vi}} \quad (1-129)$$

y_i : fraction molaire du constituant i
 c_{vi} : capacité calorifique du constituant i
 T_{ci} : température critique du constituant i
 T_{cm} : température critique du mélange

I-3-3-Fractions pétrolières :

1-Abaques du WUITHIER [3] :

Pour une fraction pétrolière complexe, nous pouvons utiliser des abaques faisant intervenir la température d'ébullition et la densité.

2-Corrélation de CAVETT [30] :

$$T_c = A_0 + A_1 T_{eb} + A_2 T_{eb}^2 + A_3 \text{API} T_{eb} + A_4 T_{eb} + A_5 \text{API} T_{eb}^2 + A_6 \text{API}^2 T_{eb}^2 \quad (1-130)$$

$A_0 = 768.0721$; $A_1 = 1.7133693$; $A_2 = -0.10834003 \cdot 10^{-2}$; $A_4 = 0.388890584 \cdot 10^{-6}$;
 $A_5 = 0.5309492 \cdot 10^{-5}$; $A_6 = 0.327116 \cdot 10^{-7}$

$$\text{Log}(P_c) = B_0 + B_1 T_{eb} + B_2 T_{eb}^2 + B_3 T_{eb} \text{API} + B_4 T_{eb}^3 + B_5 \text{API} T_{eb}^2 + B_6 \text{API}^2 T_{eb} + B_7 \text{API}^2 T_{eb}^2 \quad (1-131)$$

$B_0 = 2.8290406$; $B_1 = 0.94120109 \cdot 10^{-3}$; $B_2 = -0.30474749 \cdot 10^{-5}$; $B_3 = -0.2087611 \cdot 10^{-4}$;
 $B_4 = 0.15184103 \cdot 10^{-8}$; $B_5 = 0.11047899 \cdot 10^{-7}$; $B_6 = -0.48271599 \cdot 10^{-7}$; $B_7 = 0.13946129 \cdot 10^{-9}$

T_c : température critique ($^{\circ}\text{F}$) ;
 P_c : pression critique (psia) ;
 T_{eb} : point d'ébullition normale ($^{\circ}\text{F}$) ;
API : densité ($^{\circ}\text{API}$).

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

3-Corrélation de MATHUR [30] :

$$T_c = 87.5 M^{0.4406} \quad (1-132)$$

$$P_c = 4532.0 M^{-0.979} \quad (1-133)$$

T_c : température critique en Kelvin.

P_c : pression critique (atm) .

M : masse molaire.

4-Corrélation de PENN-STATE :

$$T_c = \exp(3.9935 T_{eb}^{0.8615} SpGr^{0.4614}) \quad (1-134)$$

$$P_c = 3.4824 \cdot 10^9 SpGr^{2.4853} / T_{eb}^{2.3177} \quad (1-135)$$

T_c : température critique (°F)

P_c : pression critique (psia) ;

T_{eb} : Point d'ébullition normale (°R) ;

$SpGr$: specific gravity.

5-Corrélation de LEE-KESLER [17] :

Lee-Kesler propose les équations suivantes :

$$T_c(^{\circ}R) = 341.7 + 811 \cdot SpGr + (0.4244 + 0.1174 SpGr) T_{eb} + (0.4669 - 3.2623 SpGr) 10^5 / T_{eb} \quad (1-136)$$

$$\ln(P_c) = 8.36340 \cdot 566 / SpGr (0.24244 + 2.2898 / SpGr + 0.11857 / SpGr^2) \cdot 10^3 \cdot T_{eb} + (1.4685 + 3.648 / SpGr + 1.6977 / SpGr^2) \cdot 10^{-10} \cdot T_{eb}^3 \quad (1-137)$$

avec :

P_c : Pression critique en Psia.

T_{eb} : Température d'ébullition en °R.

6-Corrélation de RIAZI-DAUBERT [7]:

$$T_{pc} = 24.2787 \cdot T_{mav}^{0.58848} \cdot SpGr^{0.3596} \quad (1-138)$$

$$P_{pc} = 3.12281 \cdot 10^9 \cdot T_{mav}^{-2.3125} \cdot SpGr^{2.3201} \quad (1-139)$$

$$V_c = 7.5214 \cdot 10^5 \cdot T_{mav}^{0.286} \cdot SpGr^{0.7666} \quad (1-140)$$

T_{pc} : température pseudo-critique en °R.

P_{pc} : pression pseudo-critique en psia.

V_c : volume critique en ft³/lb

T_{mav} : temperature mean average en °R.

7- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

Cette corrélation est basée sur la méthode de contribution des groupes .

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

(1-141)

$$\theta_c = a + \frac{b}{1 + \left(\frac{N}{c}\right)^d}$$

N : le nombre d'atomes de carbone

θ_c : paramètre critique.

a, b, c et d sont des constantes tabulées [10].

I-4 - Résultats obtenus par calcul :

L'application des différentes corrélations citées, aux fractions issues du RA1K, donne les résultats représentés dans les tableaux 1-21, 1-22 et 1-23.

I-4-1-température critique :

Les températures critiques des fractions pétrolières issues du RA1K sont représentées sur le tableau 1-21.

Tableau 1-21 : Températures critiques des fractions issues du RA1K.

FP	Tc1	Tc2	e ₁	Tc3	e ₂	Tc4	e ₃	Tc5	e ₄	Tc6	e ₅	Tc7	e ₆
1	502,56	531,89	5,84	501,01	0,31	555,72	10,58	638,42	27,03	503,0	0,09	518,84	3,24
2	512,89	535,23	4,36	509,95	0,57	562,76	9,72	642,03	25,18	508,0	0,95	525,77	2,51
3	518,85	540,41	4,15	515,85	0,58	569,72	9,80	645,66	24,44	515,0	0,74	531,97	2,53
4	525,66	545,15	3,71	522,38	0,62	576,60	9,69	649,32	23,52	521,0	0,89	538,16	2,38
5	533,15	549,55	3,08	529,45	0,69	583,40	9,43	652,99	22,48	528,0	0,97	544,71	2,17
6	539,50	554,53	2,79	535,69	0,71	590,13	9,38	656,69	21,72	538,0	0,28	551,57	2,24
7	545,64	559,44	2,53	541,75	0,71	596,77	9,37	660,40	21,03	541,3	0,80	556,98	2,08
8	551,29	564,50	2,40	547,42	0,70	603,34	9,44	664,14	20,47	545,0	1,14	562,31	2,00
9	556,94	569,54	2,26	553,08	0,69	609,84	9,50	667,90	19,92	553,4	0,64	568,56	2,09
10	562,91	574,41	2,04	559,01	0,69	616,26	9,48	671,68	19,32	558,0	0,87	574,12	1,99
11	568,76	579,25	1,84	564,84	0,69	622,61	9,47	675,48	18,76	575,4	1,17	582,17	2,36
12	574,44	584,10	1,68	570,51	0,68	628,88	9,48	679,30	18,25	581,0	1,14	587,79	2,32
13	580,19	588,91	1,50	576,24	0,68	635,08	9,46	683,14	17,74	582,1	0,33	592,51	2,12
14	585,72	593,74	1,37	581,77	0,67	641,220	9,48	687,01	17,29	583,0	0,46	597,09	1,94
15	591,31	598,50	1,22	587,36	0,67	647,28	9,46	690,90	16,84	591,0	0,05	603,10	1,99
16	596,02	603,60	1,27	592,15	0,65	653,27	9,61	694,81	16,57	595,0	0,17	608,01	2,01
17	602,77	607,81	0,84	598,77	0,66	659,209	9,36	698,74	15,92	601,1	0,28	613,94	1,85
18	608,15	612,54	0,72	604,15	0,66	665,06	9,36	702,69	15,55	604,0	0,68	618,78	1,75
19	613,37	617,27	0,64	609,38	0,65	670,866	9,37	706,67	15,21	612,1	0,21	624,60	1,83
20	618,10	622,16	0,66	614,14	0,64	676,592	9,46	710,67	14,98	618,0	0,02	629,80	1,89
21	621,82	627,50	0,91	617,94	0,62	682,25	9,72	714,69	14,93	622,0	0,03	634,31	2,01
22	627,10	632,09	0,80	623,18	0,62	687,85	9,69	718,73	14,61	626,0	0,18	639,25	1,94
23	632,14	636,73	0,73	628,19	0,62	693,39	9,69	722,80	14,34	631,1	0,16	644,31	1,93
24	637,19	641,31	0,65	633,21	0,62	698,87	9,68	726,89	14,08	633,0	0,66	648,72	1,81
25	642,47	645,75	0,51	638,44	0,63	704,29	9,62	731,00	13,78	639,2	0,51	654,04	1,80
26	647,60	650,21	0,40	643,52	0,63	709,65	9,58	735,14	13,52	644,0	0,56	659,00	1,76
27	652,33	654,80	0,38	648,21	0,63	714,96	9,60	739,30	13,33	651,1	0,19	664,28	1,83
28	656,87	659,42	0,39	652,70	0,63	720,20	9,64	743,48	13,19	654,0	0,44	668,64	1,79
29	661,67	650,05	1,76	657,44	0,64	725,39	9,63	747,69	13,00	659,1	0,39	670,73	1,37
30	666,61	654,35	1,84	662,31	0,65	730,52	9,59	751,92	12,80	663,5	0,47	675,46	1,33
31	671,36	658,73	1,88	666,98	0,65	735,60	9,57	756,18	12,63	670,1	0,19	680,56	1,37
32	679,25	661,41	2,63	674,81	0,65	740,63	9,04	760,46	11,96	675,0	0,63	686,22	1,03

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	Tc1	Tc2	e ₁	Tc3	e ₂	Tc4	e ₃	Tc5	e ₄	Tc6	e ₅	Tc7	e ₆
33	687,38	670,68	2,43	682,77	0,67	750,52	9,19	769,09	11,89	688,1	0,11	695,90	1,24
34	696,90	679,12	2,55	692,11	0,69	760,21	9,08	777,82	11,61	696,0	0,13	704,87	1,14
35	706,35	687,45	2,67	701,37	0,70	769,71	8,97	786,64	11,37	711,1	0,67	715,20	1,25
36	716,48	695,24	2,96	711,32	0,72	779,01	8,73	795,57	11,04	718,0	0,21	724,02	1,05
37	724,58	704,10	2,83	719,15	0,75	788,14	8,77	804,60	11,04	741,1	2,28	735,42	1,49
38	733,83	712,14	2,96	728,16	0,77	797,10	8,62	813,73	10,89	743,0	1,25	742,85	1,23
39	742,25	720,57	2,92	736,29	0,80	805,898	8,57	822,97	10,87	748,1	0,79	750,62	1,13
40	750,53	728,99	2,87	744,25	0,84	814,52	8,53	832,31	10,90	754,0	0,46	758,46	1,06
41	761,66	735,39	3,45	755,24	0,84	823,01	8,05	841,76	10,52	758,2	0,45	766,70	0,66
42	769,77	743,71	3,39	763,01	0,88	831,35	8,00	851,31	10,59	773,0	0,42	776,17	0,83
43	778,64	751,39	3,50	771,59	0,91	839,55	7,82	860,97	10,57	785,1	0,83	785,26	0,85
44	787,70	758,80	3,67	780,37	0,93	847,63	7,61	870,74	10,54	794,0	0,80	793,70	0,76
45	796,77	766,09	3,85	789,17	0,95	855,59	7,38	880,63	10,52	801,1	0,54	801,75	0,62
46	804,97	773,84	3,87	797,03	0,99	863,44	7,26	890,62	10,64	803,0	0,25	808,46	0,43
47	812,87	781,73	3,83	804,54	1,02	871,18	7,17	900,73	10,81	813,1	0,03	816,69	0,47
48	817,27	785,33	3,91	808,79	1,04	875,02	7,07	905,83	10,84	821,1	0,47	821,51	0,52
49	821,72	788,83	4,00	813,10	1,05	878,83	6,95	910,95	10,86	828,0	0,76	826,10	0,53
e _m			2,31		0,72		9,06		15,10		0,55		1,60

T_{c1} : corrélation de Riazi-Daubert

T_{c2} : corrélation de Skander

T_{c3} : corrélation de Lee-Kesler

T_{c4} : corrélation de Mathur

T_{c5} : abaques de Maxwell.

T_{c6} : corrélation proposée.

e_i : erreur par rapport à la corrélation de référence (Riazi-Daubert).

$$e_i = \frac{|T_{c_i} - T_{c_{ref}}|}{T_{c_{ref}}} \cdot 100$$

Les résultats présentant l'erreur la plus faible par rapport à la référence ont été corrélés, afin d'obtenir une équation moyenne, représentative du RA1K :

$$T_c (K) = -1.217E-8 \cdot T_{cb}^4 + 1.26E-5 \cdot T_{cb}^3 - 5.2112E-3 \cdot T_{cb}^2 + 1.96 \cdot T_{cb} + 4.13E2 \quad (1-142)$$

Tout ceci est représenté sur le tableau 1-21 et sur la figure 1-27.

I-4-2-Pression critique :

Les résultats obtenus pour la pression critique des fractions issues du RA1K, sont représentés sur le tableau 1-22.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Tableau 1-22 : Pressions critiques (bar) des fractions issues du RA1K

FP	Pc 1	Pc 2	e ₁	Pc3	e2	Pc4	e3	Pc5	e4	FP	Pc 1	Pc 2	e 2	Pc3	e2	Pc4	e3	Pc5	E5
1	28,92	28,4	1,8	30,72	6,2	29,1	0,5	29,24	1,0	26	21,72	22,7	4,4	22,58	3,95	22,8	4,9	22,46	3,3
2	30,15	29,8	1,1	31,35	3,9	29,9	0,8	30,33	0,5	27	21,32	22,3	4,5	22,16	3,94	22,6	5,9	22,09	3,6
3	29,73	29,5	0,8	31,01	4,2	29,9	0,3	30,03	0,9	28	20,89	21,9	4,7	21,72	3,96	21,9	4,7	21,61	3,4
4	29,64	29,5	0,5	30,83	4,0	29,8	0,5	29,97	1,0	29	20,54	21,5	4,6	20,13	2,00	21,5	4,6	20,99	2,1
5	29,80	29,8	0,0	30,79	3,3	29,4	1,3	30,02	0,7	30	20,22	21,2	4,8	19,79	2,14	20,9	3,3	20,62	1,9
6	29,56	29,6	0,1	30,54	3,3	29,1	1,5	29,78	0,7	31	19,88	20,8	4,6	19,43	2,22	20,8	4,3	20,30	2,1
7	29,25	29,4	0,5	30,22	3,3	28,8	1,5	29,50	0,8	32	20,14	21,2	5,2	19,40	3,67	20,7	2,5	20,47	1,6
8	28,78	29,1	1,0	29,81	3,5	28,0	2,7	29,01	0,7	33	19,24	20,2	4,9	18,59	3,36	20,5	6,5	19,71	2,4
9	28,34	28,7	1,2	29,40	3,7	27,9	1,5	28,66	1,1	34	18,64	19,5	4,6	17,94	3,72	20,0	7,2	19,10	2,4
10	28,02	28,5	1,7	29,07	3,7	27,9	0,6	28,42	1,4	35	18,07	18,9	4,5	17,32	4,14	19,0	5,1	18,42	1,9
11	27,67	28,2	1,9	28,71	3,7	27,8	0,5	28,15	1,7	36	17,64	18,5	4,8	16,77	4,93	18,5	4,8	17,97	1,8
12	27,28	27,9	2,2	28,31	3,7	27,8	1,8	27,85	2,0	37	16,93	17,6	3,9	16,09	5,00	18,0	6,2	17,26	1,8
13	26,93	27,6	2,4	27,95	3,7	27,7	2,8	27,56	2,3	38	16,44	17,1	3,9	15,52	5,60	17,4	5,8	16,73	1,7
14	26,53	27,2	2,5	27,54	3,8	27,5	3,6	27,20	2,5	39	15,86	16,4	3,3	14,91	5,99	16,5	4,0	16,05	1,1
15	26,16	26,9	2,8	27,15	3,8	27,0	3,2	26,82	2,5	40	15,30	15,7	2,58	14,32	6,40	15,8	3,2	15,42	0,77
16	25,56	26,4	3,2	26,63	4,1	26,8	4,8	26,34	3,0	41	15,14	15,5	2,3	13,93	7,94	15,4	1,7	15,16	0,1
17	25,54	26,4	3,3	26,45	3,5	26,8	4,7	26,29	2,9	42	14,61	14,9	1,9	13,38	8,41	14,9	1,9	14,62	0,0
18	25,15	26,1	3,7	26,04	3,5	26,5	5,3	25,95	3,1	43	14,20	14,4	1,3	12,89	9,24	14,4	1,3	14,16	0,3
19	24,73	25,7	3,8	25,62	3,5	26,1	5,5	25,54	3,2	44	13,84	14,0	1,1	12,42	10,21	13,9	0,4	13,74	0,7
20	24,21	25,2	4,0	25,13	3,8	25,8	6,5	25,07	3,5	45	13,50	13,5	0,1	11,98	11,24	13,6	0,7	13,35	1,1
21	23,46	24,4	3,9	24,51	4,4	24,8	5,6	24,28	3,4	46	13,08	13,0	0,6	11,50	12,08	13,1	0,0	12,89	1,5
22	23,12	24,1	4,2	24,13	4,4	23,4	1,2	23,73	2,6	47	12,66	12,5	1,3	11,03	12,89	12,2	3,6	12,34	2,5
23	22,73	23,7	4,2	23,72	4,3	23,3	2,2	23,38	2,8	48	12,50	12,3	1,6	10,82	13,03	12,0	4,0	12,15	2,8
24	22,36	23,3	4,1	23,32	4,3	23,1	3,3	23,04	3,0	49	12,36	12,1	2,1	10,62	14,03	11,8	4,5	11,97	3,1
25	22,05	23,0	4,2	22,96	4,1	22,9	3,8	22,75	3,1	e _{moy}		2,8	5,29	3,2	1,9				

P_{c1} : corrélation de Riazi-Daubert ; P_{c4} : abaques de Maxwell

P_{c2} : corrélation de Lee-Kesler ; P_{c5} : corrélation proposée.

P_{c3} : corrélation de Skander et al. ; e_i : erreur par rapport à la corrélation de référence(R-D)

La moyenne des résultats obtenus par les différentes corrélations suit une équation de la forme :

$$P_c(\text{bar}) = -5.52E-9.T_{eb}^4 + 5.4139E-6.T_{eb}^3 - 1.8015E-3.T_{eb}^2 + 1.7025E-1.T_{eb} + 25.199 \quad (1-143)$$

Les variations des pressions critiques des fractions pétrolières issues du RA1K en fonction de la densité sont représentés sur la figure 1-29.

I-4-3- Volume critique :

Les volumes critiques des fractions issues du RA1K ont été calculés en utilisant différentes corrélations. Les résultats sont représentés sur le tableau 1-23.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Tableau 1-23 : Volumes critiques (cm³/g.mol) des fraction issues du RA1K.

FP	Vc1	VC2	e1	Vc3	e2	Vc4	e3	FP	Vc1	VC2	e1	Vc3	e2	Vc4	e3
1	399,91	383,05	4,22	388,10	2,95	390,36	2,39	26	754,09	595,81	20,99	699,51	7,24	683,14	9,41
2	414,02	379,33	8,39	400,55	3,27	397,99	3,89	27	768,26	608,12	20,84	711,97	7,33	696,12	9,39
3	428,24	386,90	9,65	413,01	3,56	409,39	4,40	28	782,43	621,14	20,61	724,43	7,41	709,34	9,34
4	442,41	392,32	11,32	425,47	3,83	420,07	5,05	29	796,59	653,48	17,97	736,88	7,50	728,99	8,49
5	456,58	396,01	13,27	437,92	4,09	430,17	5,78	30	810,76	665,70	17,89	749,34	7,58	741,94	8,49
6	470,75	402,54	14,49	450,38	4,33	441,23	6,27	31	824,93	678,58	17,74	761,80	7,65	755,11	8,46
7	484,91	409,78	15,49	462,84	4,55	452,51	6,68	32	839,10	681,47	18,78	774,26	7,73	764,95	8,84
8	499,08	418,30	16,19	475,29	4,77	464,23	6,98	33	853,26	711,89	16,57	786,71	7,80	783,96	8,12
9	513,25	426,87	16,83	487,75	4,97	475,96	7,27	34	867,43	738,14	14,91	799,17	7,87	801,58	7,59
10	527,41	434,61	17,60	500,21	5,16	487,42	7,58	35	881,60	764,91	13,24	811,63	7,94	819,38	7,06
11	541,58	442,73	18,25	512,66	5,34	499,00	7,86	36	895,76	789,66	11,84	824,08	8,00	836,51	6,62
12	555,75	451,37	18,78	525,12	5,51	510,75	8,10	37	909,93	821,65	9,70	836,54	8,07	856,05	5,92
13	569,92	459,82	19,32	537,58	5,67	522,44	8,33	38	924,10	850,05	8,01	849,01	8,13	874,39	5,38
14	584,08	468,98	19,71	550,03	5,83	534,37	8,51	39	938,27	881,72	6,03	861,45	8,19	893,82	4,74
15	598,25	477,96	20,11	562,49	5,98	546,24	8,69	40	952,43	914,27	4,01	873,91	8,24	913,54	4,08
16	612,42	489,50	20,07	574,95	6,12	558,96	8,73	41	966,60	936,92	3,07	886,37	8,30	929,97	3,79
17	626,59	495,30	20,95	587,40	6,25	569,77	9,07	42	980,77	970,59	1,04	898,82	8,36	950,07	3,13
18	640,75	505,01	21,18	599,86	6,38	581,89	9,19	43	994,94	1001,90	0,71	911,28	8,41	969,40	2,57
19	654,92	515,28	21,32	612,32	6,50	594,18	9,28	44	1009,10	1032,9	2,36	923,74	8,46	988,60	2,03
20	669,09	527,04	21,23	624,77	6,62	606,97	9,28	45	1023,27	1064,1	4,00	998,48	2,42	1028,64	0,52
21	683,26	541,80	20,70	637,23	6,74	620,77	9,15	46	1037,44	1099,1	5,94	1010,93	2,55	1049,16	1,13
22	697,42	552,10	20,84	649,69	6,84	633,07	9,23	47	1051,61	1135,66	7,99	1023,39	2,68	1070,21	1,77
23	711,59	563,20	20,85	662,14	6,95	645,65	9,27	48	1065,77	1152,21	8,11	1035,85	2,81	1084,62	1,77
24	725,76	574,32	20,87	674,60	7,05	658,23	9,30	49	1079,94	1168,79	8,22	1048,30	2,93	1098,99	1,76
25	739,92	584,79	20,97	687,06	7,14	670,60	9,37	e _m			14,15		6,12		6,53

V_{c1} : corrélation de Riazi-Daubert

V_{c2} : corrélation de Skander et al.

V_{c3} : corrélation Riazi-El-Sahhaf.

V_{c4} : corrélation proposée.

e_i : erreur par rapport à la corrélation de référence (Riazi-Daubert).

Procédant de la même manière que pour la température et la pression critique, nous avons élaboré une équation moyenne donnant les volumes critiques des fractions issues du RA1K.

$$V_c(\text{cm}^3/\text{g.mol}) = 1.369E-4.T_{eb}^4 - 1.196E-4.T_{eb}^3 + 3.517E-2.T_{eb}^2 - 1.735.T_{eb} + 3.886E2 \quad (1-144)$$

Commentaires :

Les propriétés critiques des fractions issues du pétrole RA1K sont calculées en utilisant différentes corrélations. Pour la température critique, les résultats donnés par les corrélations de Lee-Kesler, Riazi-Daubert et par l'abaque de Maxwell, ont le même ordre de grandeur. La corrélation de Skander et al. est elle aussi adéquate pour l'estimation de cette propriété avec un écart moyen de 2.31% par rapport à la même référence.

Pour ce qui est de la pression critique son évaluation ne pose pas de gros problèmes car elle donne des écarts relatifs acceptables et les valeurs obtenues varient d'une façon cohérente, à l'exception de la corrélation de Skander et al. que l'on déconseille d'utiliser pour les fractions lourdes du RA1K.

Le volume critique lui peut être évalué d'une façon précise par les méthodes de Riazi-Daubert, de Skander et al. et par la corrélation proposée.

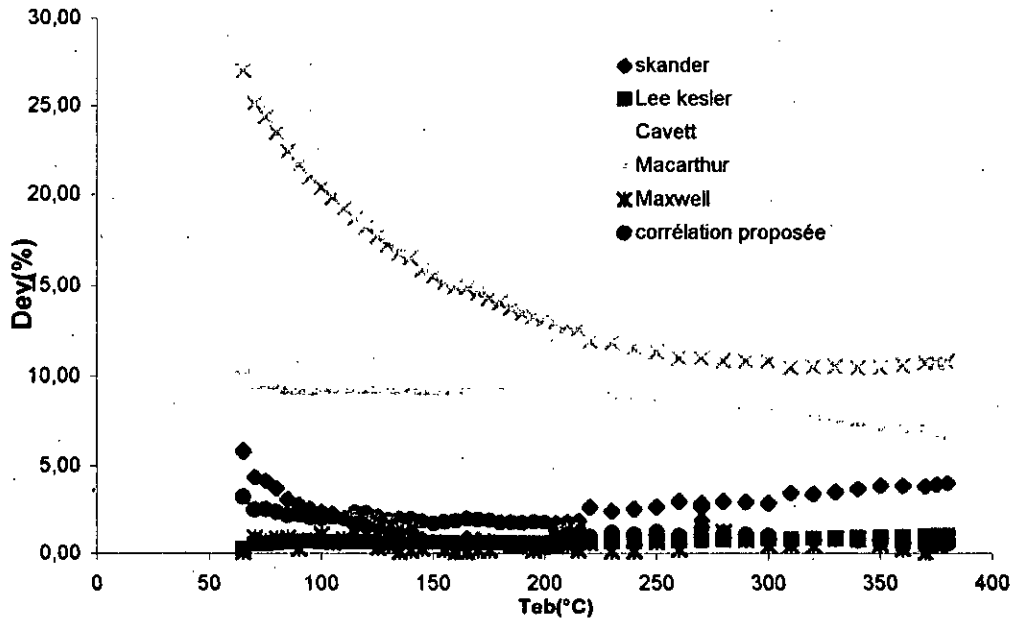


Figure 1-26: Ecarts Tc des fractions pétrolières

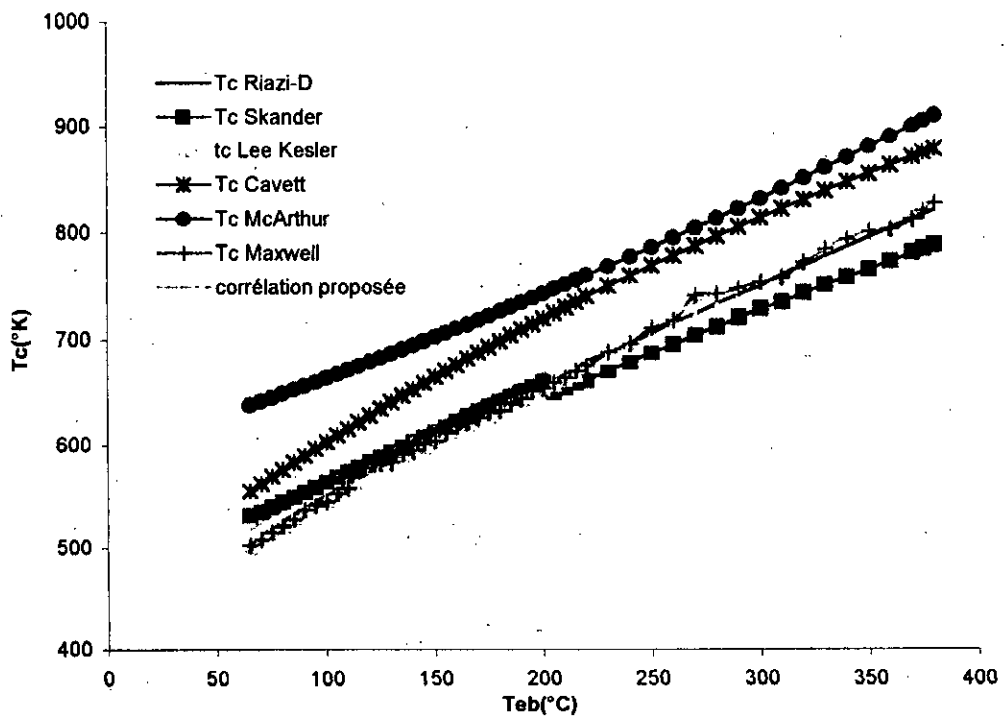


Figure 1-27: Températures critiques fractions pétrolières

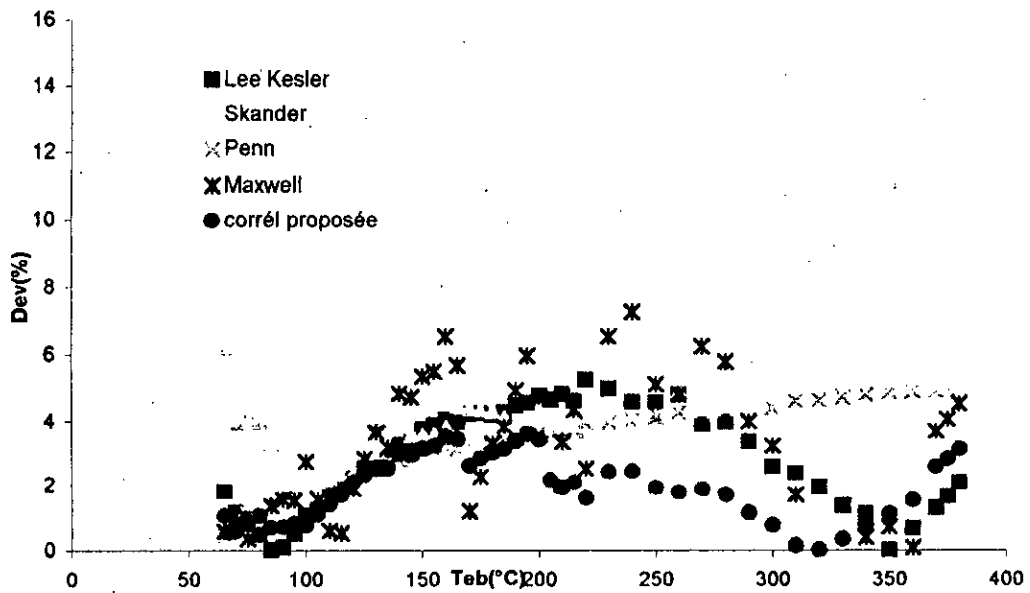


Figure 1-28: Ecart P_c des fractions pétrolières

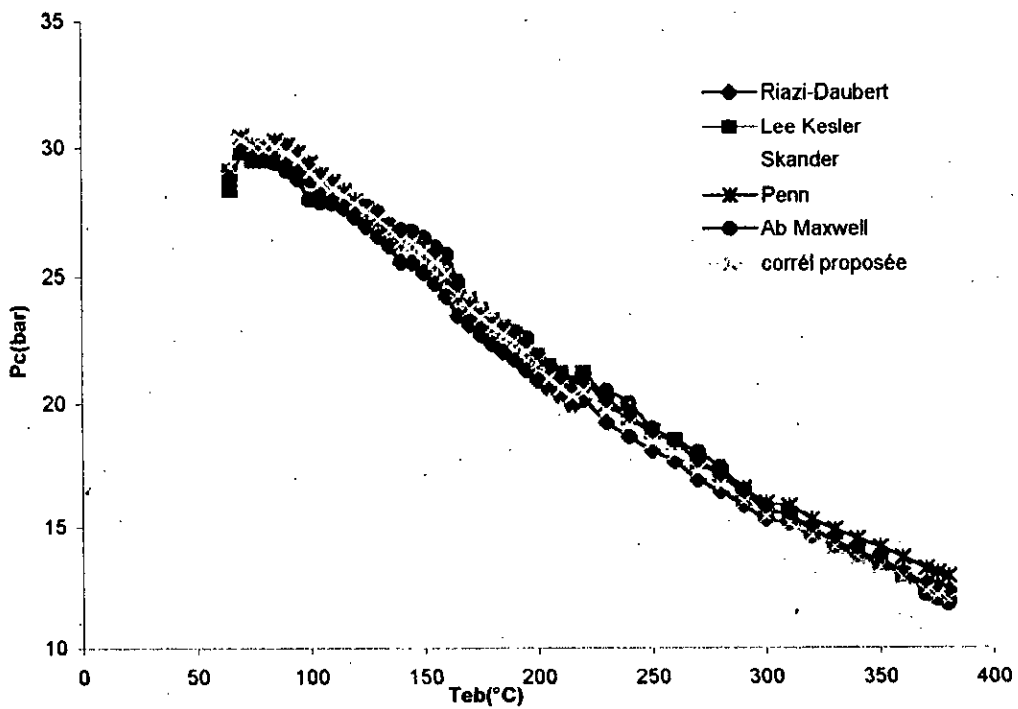


Figure 1-29: P_c Fractions pétrolières

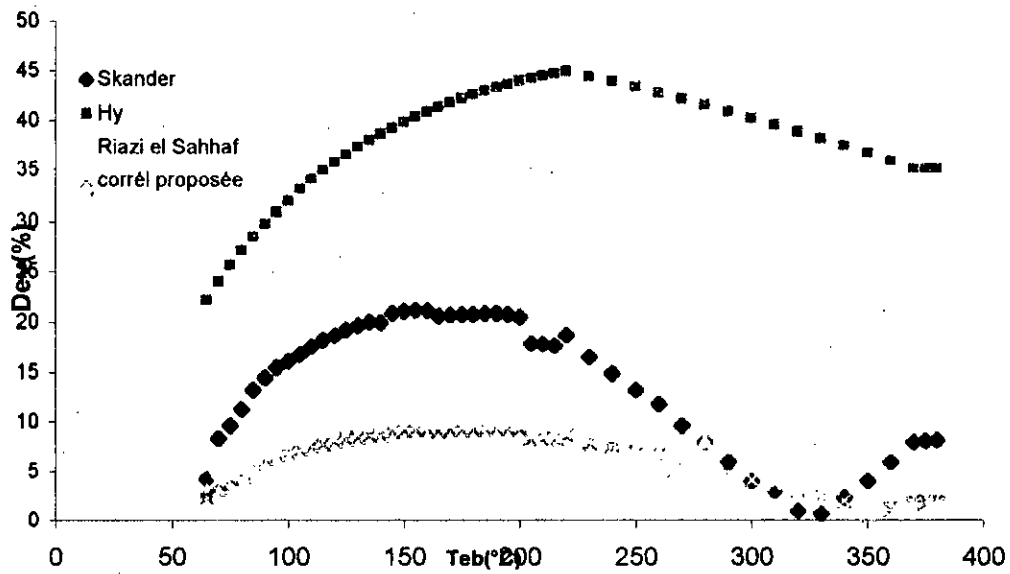


Figure 1-30: Ecart V_c des fractions pétrolières

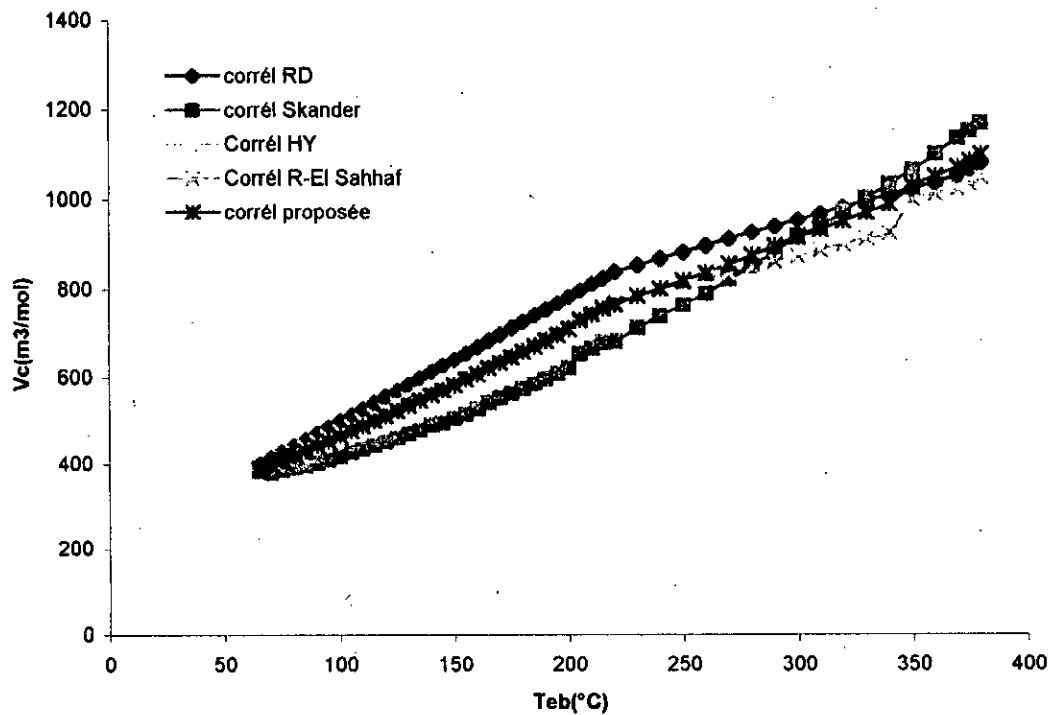


Figure 1-31: V_c des fractions pétrolières

D- LES PROPRIETES THERMIQUES

I- Température d'ébullition :

I-1- Définition :

La température d'ébullition est une caractéristique propre à chaque substance. L'ébullition est une vaporisation rapide réalisée en l'absence d'air d'un liquide sous l'effet d'une source thermique contrôlée qui fournit la chaleur nécessaire au changement de phase. Cette vaporisation se produit au sein du liquide à une température bien déterminée, c'est la température d'ébullition sous une pression bien déterminée [3].

Contrairement aux corps purs, la température d'ébullition d'un mélange n'a pas de signification, nous parlons plutôt de température moyenne d'ébullition qui correspond dans la cas des mélanges distillés dans un intervalle plus ou moins large à la température du point 50 % de la distillation[25].

En pondérant les températures d'ébullition des constituants contenus dans le mélange, trois températures moyennes sont définies selon que les fractions considérées sont molaires, volumiques ou massiques. La moyenne de ces trois températures est appelée température moyenne pondérée « T_{mav} » ou « mean average temperature ».

Lorsqu'il s'agit de fractions pétrolières étroites (intervalle de 5 à 10°C), nous prendrons comme température moyenne d'ébullition la moyenne arithmétique des températures initiale et finale.

$$T_{mav} = (T_i + T_f) / 2 \quad (1-145)$$

La T_{mav} des fractions pétrolières est déterminée en utilisant la TBP du brut, c'est la cas du pétrole RA1K.

I-2- Corrélations :

I-2-1- Corps purs :

Les températures normales d'ébullition des corps purs sont disponibles et données sur des tables selon la nature du corps. A l'intérieur d'une même famille, cette propriété varie avec le nombre d'atomes de carbone.

1- Corrélation d'AMBROSE et SPAKE [7] :

$$T_{eb} = 306.83 + 21.732.N - 0.159.N^2 - 0.00406.N^3 \quad (1-146)$$

T_{eb} : température d'ébullition (°K)

N : nombre d'atomes de carbone.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

2-Corrélation de STIEL et THODOS [33] :

Une équation empirique a été développée par STIEL et THODOS pour le calcul de la température d'ébullition normale des corps purs mais valable uniquement pour les hydrocarbures aliphatiques saturés .

$$T_{eb} = 1209.0 - \frac{1163.0}{1.0 + 0.0742.N^{0.85}} \quad (1-147)$$

N : nombre d'atomes de carbones dans le composé ;

T_{eb} : température d'ébullition normale en Kelvin.

I-2-2- Mélanges de corps purs [7] :

La température d'ébullition est une propriété additive pour un mélange connu

$$T_{ebm} = \frac{\sum_i T_{ebi} x_i}{\sum_i x_i} \quad (1-148)$$

T_{ebm} : température d'ébullition du mélange

T_{ebi} : température d'ébullition du constituant i

x_i : fraction molaire du constituant i

I-2-3 Fractions pétrolières :

1-Loi d'additivité :

Si nous connaissons la composition de la fraction pétrolière en paraffine, naphène et aromatique, nous pouvons écrire :

$$T_{eb} = \%C_p \cdot T_{ebP} + \%C_N \cdot T_{ebN} + \%C_A \cdot T_{ebA} \quad (1-149)$$

T_{eb} : température d'ébullition de la fraction pétrolière ;

T_{ebi} (i= p,n,a) : température d'ébullition de la fraction pétrolière considérée respectivement comme paraffine, naphène ou aromatique.

2-Corrélation de SKANDER et al. [10]:

$$T_{eb}(K) = a + \frac{b}{1 + (N/c)^d} \quad (1-150)$$

Les valeurs de a, b, c et d sont données sur le tableau 1-24

Tableau 1-24 : valeurs des constantes a, b, c et d

Famille	a	b	c	d
Paraffine	74.137768	1177.9756	23.881609	-0.88466631
Naphène	175.71826	846.82536	17.852488	-1.2337714
Aromatique	159.71347	890.85559	18.325426	-1.141329

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

I-3- Résultats expérimentaux et calculs :

Les températures d'ébullition des différentes fractions pétrolières sont données par la distillation TBP du RA1K[9]. Les résultats expérimentaux ainsi que ceux donnés par les corrélations figurent dans le tableau 1-25 .

Tableau 1-25 : Températures d'ébullition (°C) des fractions issues du RA1K.

FP	Texp	Teb1	e ₁	Teb 2	e ₂	Teb3	e ₃	Teb4	e ₄
1	65	81,4	25,30	80,2	23,54	77,9	19,87	64,7	0,31
2	70	82,7	18,20	81,6	16,71	78,0	11,44	70,8	1,27
3	75	87,4	16,66	86,5	15,44	82,6	10,19	73,9	1,35
4	80	91,5	14,41	90,5	13,20	86,3	7,95	79,1	1,08
5	85	94,9	11,74	93,7	10,33	89,3	5,11	86,2	1,44
6	90	99,4	10,45	99,1	10,22	93,4	3,84	91,0	1,21
7	95	103,8	9,35	103,6	9,11	97,7	2,91	95,7	0,79
8	100	108,7	8,70	108,4	8,47	102,3	2,50	99,4	0,58
9	105	113,5	8,12	113,4	8,08	107,2	2,11	103,3	1,58
10	110	118,0	7,34	118,3	7,58	111,5	1,41	108,6	1,24
11	115	122,6	6,65	122,9	6,90	115,9	0,84	113,9	0,87
12	120	127,3	6,10	127,4	6,19	120,5	0,44	119,1	0,73
13	125	131,9	5,55	132,1	5,75	124,9	0,04	124,9	0,04
14	130	136,6	5,15	136,8	5,25	129,5	0,32	130,1	0,15
15	135	141,3	4,71	141,5	4,82	134,0	0,68	136,0	0,81
16	140	146,7	4,80	146,9	4,94	139,4	0,41	138,1	1,30
17	145	150,4	3,75	150,7	3,95	142,7	1,57	145,6	0,47
18	150	155,1	3,46	155,5	3,68	147,3	1,79	150,0	0,06
19	155	160,0	3,25	160,2	3,36	152,0	1,92	156,3	0,87
20	160	165,2	3,28	165,3	3,33	157,1	1,76	160,1	0,07
21	165	171,2	3,82	171,8	4,13	163,2	1,05	166,6	1,01
22	170	176,0	3,54	176,5	3,85	167,7	1,30	169,5	0,27
23	175	180,9	3,37	181,2	3,59	172,5	1,42	172,3	1,54
24	180	185,7	3,18	185,8	3,28	177,1	1,57	177,3	1,48
25	185	190,3	2,89	190,3	2,89	181,5	1,86	183,8	0,65
26	190	195,0	2,65	194,7	2,51	186,0	2,07	189,5	0,23
27	195	200,0	2,58	199,6	2,37	190,9	2,10	193,1	0,93
28	200	205,1	2,57	177,7	11,11	195,8	2,06	198,7	0,60
29	205	204,5	0,20	212,0	3,45	200,5	2,16	204,0	0,48
30	210	209,2	0,36	216,5	3,12	205,0	2,34	209,1	0,39
31	215	214,0	0,45	221,1	2,86	209,7	2,45	214,3	0,31
32	220	216,1	1,76	223,0	1,39	211,3	3,92	221,1	0,54
33	230	226,6	1,45	233,2	1,41	221,7	3,59	232,5	1,12
34	240	235,9	1,71	242,1	0,88	230,6	3,90	243,2	1,35
35	250	245,0	1,98	250,8	0,35	239,4	4,22	252,9	1,20
36	260	253,4	2,51	258,9	0,40	247,4	4,83	261,0	0,39
37	270	263,4	2,43	268,5	0,53	257,1	4,76	269,5	0,17
38	280	272,2	2,75	277,0	1,04	265,6	5,13	279,5	0,17
39	290	281,6	2,87	286,1	1,33	274,6	5,28	284,0	2,03
40	300	291,0	2,99	295,1	1,61	283,7	5,43	298,0	0,65
41	310	297,8	3,93	301,9	2,61	290,0	6,44	314,2	1,37
42	320	307,0	4,05	310,6	2,93	298,85	6,60	317,9	0,64
43	330	315,4	4,42	318,7	3,41	306,9	7,00	328,2	0,52
44	340	323,5	4,85	326,5	3,94	314,6	7,47	341,2	0,36
45	350	331,40	5,31	334,2	4,49	322,1	7,96	355,2	1,51

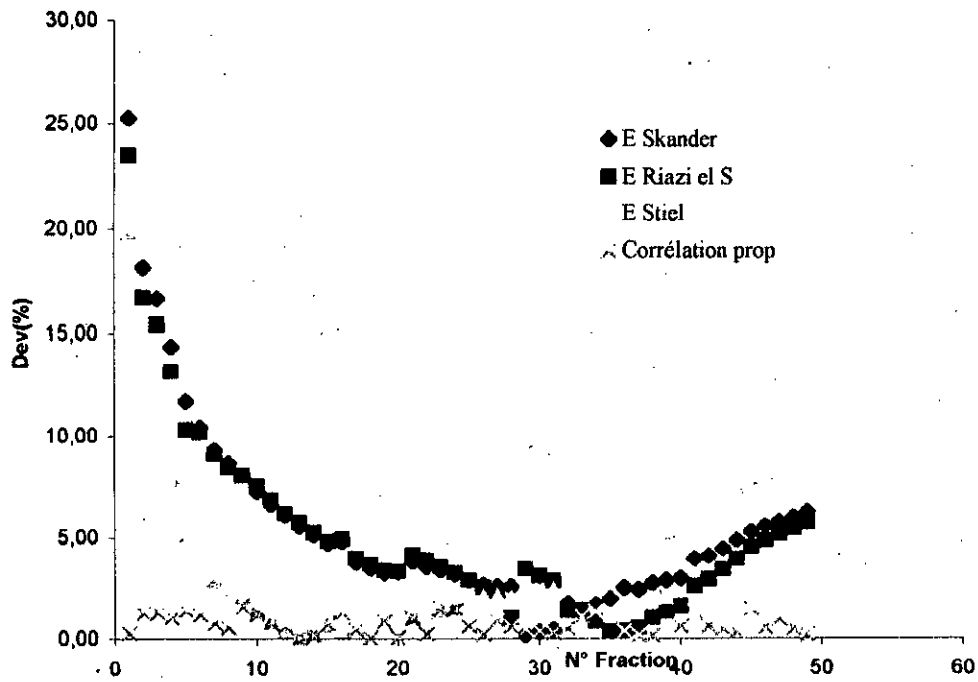


Figure 1-32: Ecarts enregistrés pour les températures d'ébullition

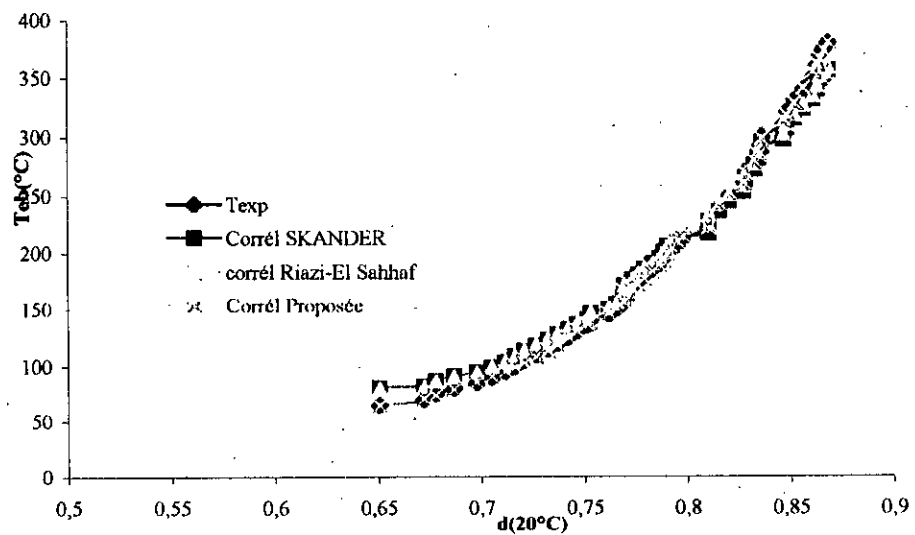


Figure 1-33: Températures d'ébullition des FP

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	T _{exp}	T _{eb1}	e ₁	T _{eb 2}	e ₂	T _{eb3}	e ₃	T _{eb4}	e ₄
46	360	339,8	5,59	342,5	4,85	330,2	8,26	362,0	0,56
47	370	348,4	5,83	350,7	5,20	338,4	8,52	366,3	1,00
48	375	352,3	6,05	354,4	5,48	342,1	8,76	373,0	0,52
49	380	356,0	6,30	358,1	5,74	345,7	9,01	380,7	0,19
e _m			5,50		5,34		4,26		0,78

T_{exp} : température d'ébullition donnée par la TBP.

T_{eb1} : corrélation de Skander et al.

T_{eb2} : corrélation de Riazi-El-Sahhaf.

T_{eb3} : corrélation de Stiel

T_{eb4} : corrélation proposée.

$$e_i = \frac{|T_{eb \text{ exp}} - T_{ebi}|}{T_{eb \text{ exp}}}$$

Les résultats expérimentaux ont été corrélés ce qui a permis d'obtenir une équation de la forme :

$$T_{eb}(^{\circ}\text{C}) = a + b \cdot D^* + c \cdot (D^*)^2 + d \cdot D^{*3} + e \cdot D^{*4} + f \cdot D^{*5} + g \cdot D^{*6} + h \cdot D^{*7} + i \cdot D^{*8} + j \cdot D^{*9} + k \cdot D^{*10}$$

$$R^2 = 0,9987$$

$$D^* = \text{Ln}(\text{SpGr})$$

$$a = 2,1504\text{E}+03$$

$$e = 1,4888\text{E}+04$$

$$b = 3,1598\text{E}+04$$

$$f = 4,6649\text{E}+05$$

$$c = 2,2823\text{E}+05$$

$$g = -1,1693\text{E}+06$$

$$d = 8,5842\text{E}+05$$

$$h = 2,7531\text{E}+05$$

$$i = 7,1686\text{E}+05$$

$$j = -1,1459\text{E}+06$$

$$k = 1,0980\text{E}+06$$

Commentaires :

Les valeurs de la température d'ébullition moyenne des fractions pétrolières issues du RA1K, déterminées à partir de la TBP, ont été comparées aux valeurs calculées par différentes corrélations. Les écarts obtenus nous amènent à conclure que l'estimation de la température d'ébullition des fractions légères reste imprécise pour toutes les corrélations, atteignant jusqu'à 25% d'écart par rapport à l'expérience. La corrélation de Stiel et Thodos reste la plus recommandée pour l'estimation de cette propriété sur tout l'intervalle d'étude (erreur moyenne de 4.26%).

Tout ceci est explicité sur le tableau 1-25 et sur les figures 1-32 et 1-33.

II- Chaleur spécifique, capacité calorifique :

II-1-Définition[3],[10] :

La chaleur spécifique d'une substance représente la quantité de chaleur qu'il faut fournir à l'unité de poids pour élever sa température de un degré. Dans le système S.I elle s'exprime en KJ/(Kg.K).

La capacité calorifique est la quantité de chaleur qu'il faut fournir à un corps pour élever sa température de un degré.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

On définit la chaleur spécifique à pression constante C_p et à volume constant C_v par :

$$C_p = \left(\frac{\Delta H}{\Delta T} \right)_p$$

$$C_v = \left(\frac{\Delta U}{\Delta T} \right)_v$$

où H est l'enthalpie et U l'énergie interne de la substance.

La chaleur spécifique à l'état standard est notée C_p° . Les valeurs des chaleurs spécifiques standards à 298K sont disponibles dans des tables pour un certain nombre de composés. On notera que plusieurs auteurs fournissent cette propriété en fonction de la température sous forme telle que :

$$C_p^\circ = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (1-151)$$

II-2- Corrélations:

Comme il n'existe pas de dispositif permettant de mesurer la chaleur spécifique d'une substance, nous avons recours aux corrélations élaborées par certains auteurs.

II-2-1 Corps purs:

1- Corrélation de SMITH et TEJA [7] :

Ces auteurs estiment la chaleur spécifique par l'équation empirique suivante:

$$C_p = a + bT + c/T^2 \quad (1-152)$$

T: température en K

a, b et c: sont des constantes données dans la littérature.

C_p : chaleur spécifique en cal / g.mole.K

2- Corrélation donnée par L'API [34] :

L'API propose une corrélation simple pour l'estimation des chaleurs spécifiques :

$$C_p = B + 2CT + 3DT^2 + 4ET^3 + 5FT^4 \quad (1-153)$$

C_p : en BTU / lb.°R

T: température en °R

B, C, D, E et F constantes données dans des tables.

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

II-2-2- Mélanges des corps purs [7] :

Pour des mélanges à nombre fini de constituants, la chaleur spécifique moyenne s'obtient en pondérant en poids les chaleurs spécifiques des composants.

$$C_{p_{mel}}^{\circ} = \sum x_i \cdot C_{p_i}^{\circ} \quad (1-154)$$

x_i : fraction massique du constituant i .

C_{p_i} : chaleur spécifique liquide à pression constante du composé.

II-2-3- Fractions pétrolières :

1- Equation empirique [25] :

$$C_p = (0.045.Kuop + 0.233) + (0.440 + 0.1777.Kuop) \cdot 10^{-3} \cdot T - 0.153 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (1-155)$$

C_p : en BTU / lb. °F

T : comprise entre 0 et 1400 °F

2- Corrélation donnée par l'API [17] :

$$C_p = [0.6811 - 0.308 \cdot SpGr + (0.000815 - 0.0003065 \cdot SpGr) \cdot T] \cdot [0.055 \cdot Kuop + 0.35] \quad (1-156)$$

C_p : en BTU / lb. °F

$SpGr$: specific-gravity.

T : température en °F.

3-Corrélation de SKANDER et al. [10] :

$$C_p^{\circ}_{298K} (J/ mol.K) = a + b \cdot N + c \cdot N^2 + d \cdot N^3 \quad (1-157)$$

a, b, c et d sont des constantes

Tableau 1-26 : valeurs des constantes a, b c et d

Famille	a	b	c	d
Paraffine	4.8325523	23.0895071	-0.012045986	$19.8196 \cdot 10^5$
Naphtène	-44.216611	26.658451	-0.1970655	$3.230304 \cdot 10^3$
aromatique	-60.807854	24.050279	$-6.025028 \cdot 10^{-2}$	$9.746174 \cdot 10^{-4}$

4-Corrélation de LEE-KESLER :

Cet auteur a proposé une corrélation donnant la chaleur spécifique standard à 298K.

Elle a pour expression :

$$C_p^{\circ} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \quad (1-158)$$

avec A, B et C : paramètre dépendant du $Kuop$ et du facteur acentrique.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

II-3- Résultats donnés par calculs :

Le tableau 1-27 donne les chaleurs spécifiques des fractions pétrolières issues du RA1K, par différentes méthodes empiriques. Les erreurs relatives à la corrélation de référence (donnée par l'API) figurent également sur ce tableau.

Tableau 1-27 :Chaleur spécifiques (btu/lb °F) des fractions issues du RA1K

FP	cp1	cp2	e ₁	cp3	e ₂	cp4	e ₃	FP	cp1	cp2	e ₁	cp3	e ₂	cp4	e ₃
1	0,5575	0,5373	3,66	0,5190	6,89	0,3911	29,84	26	0,4817	0,4587	4,77	0,4720	2,02	0,3549	26,32
2	0,5399	0,5185	3,96	0,5107	5,41	0,3866	28,39	27	0,4813	0,4583	4,77	0,4713	2,07	0,3541	26,42
3	0,5366	0,5148	4,06	0,5085	5,23	0,3851	28,24	28	0,4813	0,4583	4,78	0,4709	2,17	0,3535	26,57
4	0,5307	0,5085	4,18	0,5053	4,80	0,3829	27,84	29	0,4807	0,4577	4,78	0,4702	2,18	0,3526	26,64
5	0,5228	0,5003	4,31	0,5011	4,14	0,3804	27,24	30	0,4797	0,4568	4,77	0,4693	2,15	0,3517	26,68
6	0,5184	0,4957	4,38	0,4986	3,83	0,3786	26,97	31	0,4791	0,4562	4,77	0,4687	2,17	0,3509	26,76
7	0,5147	0,4919	4,44	0,4963	3,58	0,3770	26,77	32	0,4710	0,4491	4,66	0,4650	1,28	0,3483	26,06
8	0,5125	0,4894	4,49	0,4947	3,47	0,3756	26,70	33	0,4729	0,4507	4,69	0,4649	1,70	0,3474	26,54
9	0,5102	0,4870	4,53	0,4931	3,35	0,3743	26,63	34	0,4715	0,4494	4,67	0,4635	1,69	0,3457	26,67
10	0,5069	0,4837	4,58	0,4911	3,13	0,3728	26,47	35	0,4701	0,4482	4,65	0,4622	1,68	0,3441	26,80
11	0,5040	0,4808	4,61	0,4892	2,93	0,3713	26,33	36	0,4670	0,4456	4,59	0,4602	1,46	0,3421	26,75
12	0,5016	0,4783	4,64	0,4876	2,79	0,3700	26,24	37	0,4684	0,4468	4,62	0,4600	1,80	0,3412	27,17
13	0,4989	0,4757	4,66	0,4859	2,61	0,3686	26,13	38	0,4671	0,4457	4,59	0,4587	1,80	0,3396	27,30
14	0,4969	0,4736	4,68	0,4845	2,50	0,3673	26,07	39	0,4675	0,4461	4,59	0,4582	2,00	0,3385	27,61
15	0,4946	0,4714	4,70	0,4829	2,36	0,3660	26,00	40	0,4681	0,4466	4,60	0,4577	2,23	0,3374	27,93
16	0,4947	0,4714	4,72	0,4824	2,49	0,3653	26,16	41	0,4625	0,4419	4,46	0,4548	1,67	0,3348	27,61
17	0,4894	0,4663	4,72	0,4796	1,99	0,3633	25,76	42	0,4633	0,4426	4,47	0,4545	1,91	0,3338	27,94
18	0,4876	0,4646	4,72	0,4784	1,90	0,3621	25,73	43	0,4624	0,4418	4,44	0,4534	1,93	0,3324	28,10
19	0,4863	0,4633	4,73	0,4773	1,85	0,3611	25,74	44	0,4609	0,4407	4,39	0,4523	1,88	0,3309	28,20
20	0,4862	0,4631	4,74	0,4767	1,94	0,3603	25,89	45	0,4594	0,4395	4,33	0,4510	1,82	0,3294	28,29
21	0,4886	0,4653	4,77	0,4772	2,32	0,3601	26,29	46	0,4596	0,4397	4,32	0,4505	1,97	0,3283	28,56
22	0,4869	0,4637	4,77	0,4761	2,24	0,3590	26,27	47	0,4603	0,4403	4,33	0,4502	2,19	0,3274	28,87
23	0,4859	0,4627	4,78	0,4751	2,22	0,3581	26,31	48	0,4597	0,4399	4,30	0,4496	2,18	0,3267	28,93
24	0,4848	0,4616	4,78	0,4742	2,19	0,3571	26,34	49	0,4589	0,4393	4,28	0,4491	2,15	0,3260	28,97
25	0,4831	0,4600	4,77	0,4730	2,08	0,3560	26,31	e _m			4,55		2,54		27,03

Cp1 : corrélation donnée par l'API

Cp2 : corrélation de Fallen-Watson ; e₁ : erreur par rapport à la référence (API)

Cp3 : corrélation empirique

Cp4 : corrélation de Lee-Kesler.

Commentaires :

Les résultats obtenus par calcul pour la chaleur spécifique des fractions issues du RA1K en utilisant différentes corrélations montrent que cette propriété ne varie que légèrement en fonction de la température d'ébullition. Nous constatons également en examinant les écarts obtenus par rapport à la corrélation de référence(API), que la corrélation empirique et celle donnée par Lee-Kesler sont très proches. Il est donc recommandé d'évaluer la chaleur spécifique par l'une d'elle.

les variations de la chaleur spécifique en fonction de la densité est représentée sur la figure 1-35.

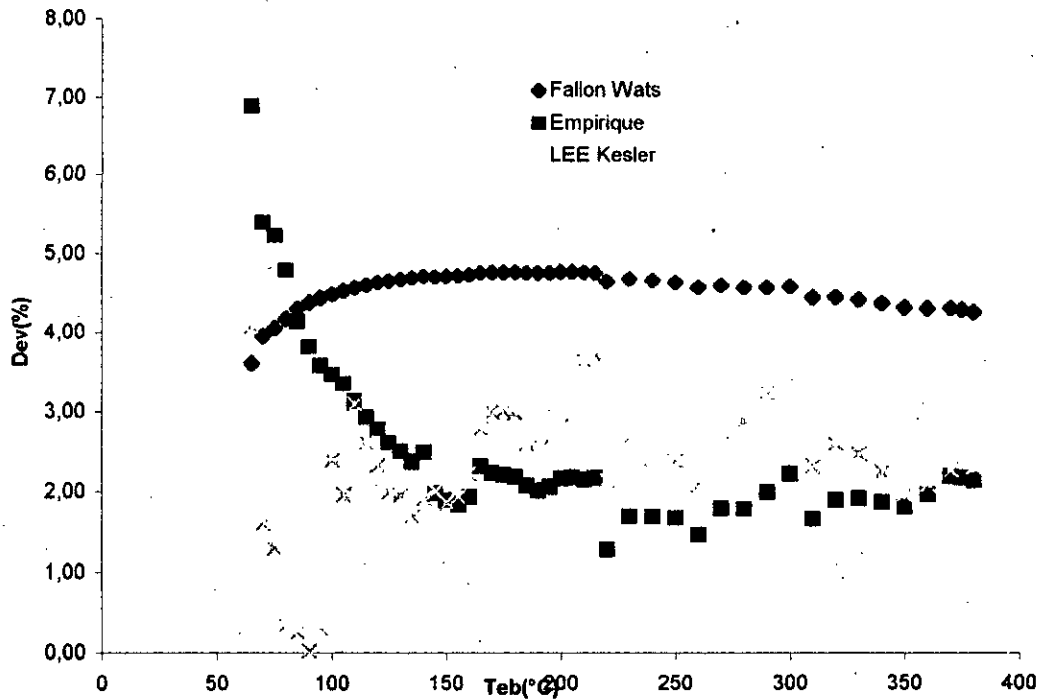


Figure 1-34: Ecart Cp Fractions Pétrolières

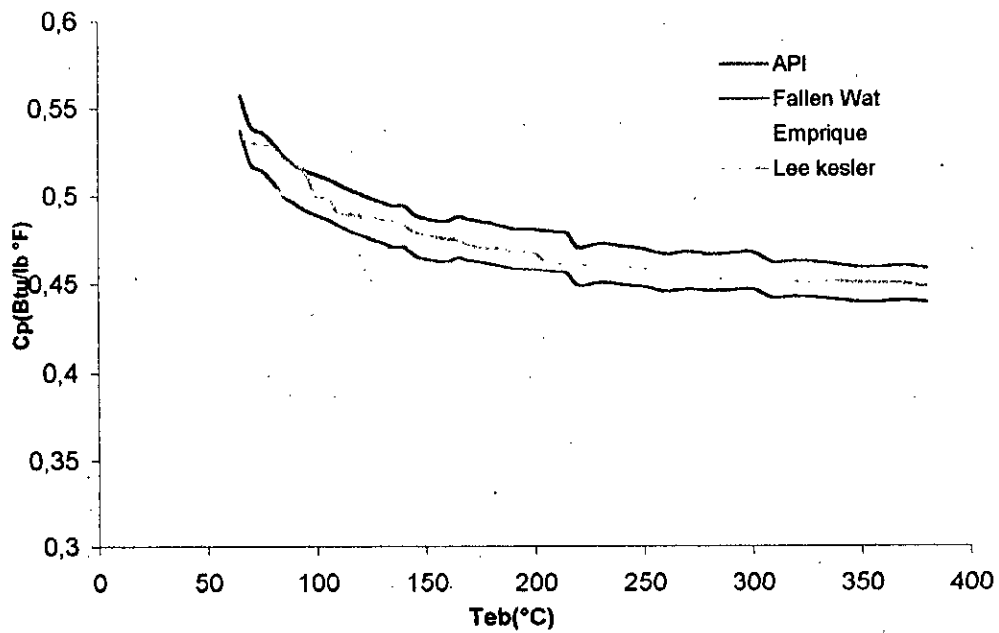


Figure 1-35: Cp des fractions pétrolières

III- Le facteur acentrique :

III-1- Définition :

Soit l'équation des états correspondants à deux paramètres suivants

$$PV=ZRT \quad Z = f(T_r, P_r)$$

Cette équation est valable pour les molécules sphériques. Dans le cas contraire, plusieurs paramètres ont été proposés pour représenter l'écart par rapport à la loi des états correspondants à deux paramètres, parmi lesquels nous avons le facteur de compressibilité critique, paramètre de RIEDEL et le facteur acentrique, ce dernier a connu le plus grand succès car il tient compte de la sphéricité des molécules [10].

III-2- Corrélations:

1- Corrélation de PITZER [25] :

$$\omega = -\log (P_{vR})_{T_r=0.7} - 1.000 \quad (1-158)$$

P_{vR} : pression de vapeur réduite prise à $T_r=0.7$.

2- Corrélation d' EDMISTER [7] :

$$\omega = 3/7 \cdot \frac{T_{eb}}{T_c - T_{eb}} \cdot \log P_c - 1 \quad (1-159)$$

P_c : pression critique en atm

T_{eb} : pression critique en Kelvin.

T_c : température critique en Kelvin.

3- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

$$\omega = a + b \cdot N + c \cdot N^2 + d \cdot N^3 + e \cdot N^4 \quad (1-160)$$

N : nombre d'atome de carbone.

TABLEAU 1-28 : valeurs des constantes a, b, c et d :

familles	a	b	c	d	e
paraffines	-0.079527582	0.079687325	-0.003414834	0.0127234	-1.7280608.10 ⁻⁶
naphènes	0.31242039	-0.058323423	0.0085567993	0.0003027334	3.7675247.10 ⁻⁶
aromatiques	-0.064026088	0.046877026	-0.000181745	2.7727473.10 ⁻⁶	-7.2277381.10 ⁻⁸

3- Corrélation de RIAZI - EL SAHHAF [35] :

$$\ln(\omega_{\infty} - \omega) = a - \exp(b \cdot M^c) \quad (1-161)$$

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

TABLEAU 1-29 : valeurs des constantes a, b, c et W :

familles	ω_∞	a	b	c
paraffines	33.2	5.59577	0.61653	0.32
naphtés	31	2.54826	0.00759	1
aromatiques	30.4	1.98292	-0.0142	1.0

4-Corrélation de LEE-KESLER :

$$\omega = \frac{-\ln P_c - 5.92714 + 6.09648.(T_c/T_{eb}) + 1.28862.\ln(T_{eb}/T_c) - 0.169347.(T_{eb}/T_c)^6}{15.2518 - 15.6875.(T_c/T_{eb}) - 13.4721.\ln(T_{eb}/T_c) + 0.43577.(T_{eb}/T_c)^6} \quad (1-162)$$

III-3- Résultats données par les calculs :

Les facteurs acentriques des fractions issues du RA1K, ont été calculés en utilisant différentes corrélations empiriques. Les résultats des calculs ainsi que l'erreur relative par rapport à la référence ont été portés sur le tableau. 1-30.

Tableau 1-30 : Facteurs acentriques des fraction issues du RA1K

FP	$\omega 1$	$\omega 2$	e_1	$\omega 3$	e_2	$\omega 4$	e_3	$\omega 5$	e_4	FP	$\omega 1$	$\omega 2$	e_1	$\omega 3$	e_2	$\omega 4$	e_3	$\omega 5$	e_4
1	0,28	0,29	6,2	0,30	7,5	0,24	12,8	0,29	4,6	26	0,49	0,4696	4,5	0,44	9,0	0,43	11,3	0,47	4,5
2	0,28	0,30	5,7	0,29	4,1	0,24	15,7	0,30	3,3	27	0,50	0,4790	4,5	0,45	9,0	0,44	11,3	0,48	4,6
3	0,29	0,30	4,7	0,30	2,8	0,25	15,2	0,30	2,6	28	0,51	0,4892	4,8	0,46	9,4	0,45	12,2	0,49	4,8
4	0,30	0,31	4,2	0,30	1,6	0,25	15,2	0,31	2,0	29	0,52	0,4985	4,8	0,49	4,6	0,46	11,8	0,51	3,2
5	0,30	0,31	3,6	0,30	0,3	0,26	15,5	0,31	1,3	30	0,53	0,5075	5,1	0,50	4,9	0,57	6,5	0,52	3,4
6	0,31	0,32	3,1	0,31	0,3	0,26	14,9	0,32	0,9	31	0,54	0,5172	5,2	0,51	5,1	0,47	12,4	0,53	3,5
7	0,32	0,33	2,4	0,31	1,3	0,27	14,5	0,32	0,4	32	0,54	0,5155	5,5	0,51	5,1	0,47	13,5	0,53	3,6
8	0,33	0,33	1,9	0,32	1,9	0,28	13,6	0,33	0,0	33	0,57	0,5399	5,7	0,54	5,5	0,49	13,6	0,55	3,8
9	0,33	0,34	1,4	0,33	2,4	0,29	12,9	0,34	0,3	34	0,59	0,5595	5,9	0,56	5,8	0,51	13,9	0,57	3,9
10	0,34	0,34	0,8	0,33	3,1	0,30	12,6	0,34	0,8	35	0,61	0,5796	6,0	0,58	6,0	0,53	14,1	0,59	4,0
11	0,35	0,35	0,5	0,34	3,5	0,31	12,1	0,35	1,0	36	0,63	0,5970	6,2	0,59	6,1	0,54	14,4	0,61	4,2
12	0,36	0,36	0,1	0,34	4,3	0,32	11,8	0,36	1,5	37	0,66	0,6235	6,1	0,62	6,4	0,57	13,8	0,64	4,2
13	0,37	0,36	0,3	0,35	4,6	0,32	11,3	0,36	1,7	38	0,68	0,6453	6,0	0,64	6,5	0,59	12,8	0,66	4,2
14	0,37	0,37	0,9	0,35	5,2	0,33	11,0	0,37	2,1	39	0,71	0,6715	5,9	0,66	6,8	0,62	12,7	0,68	4,3
15	0,38	0,38	1,2	0,36	5,6	0,34	10,5	0,38	2,3	40	0,74	0,6990	5,6	0,68	7,0	0,65	11,4	0,71	4,2
16	0,39	0,39	1,5	0,37	5,9	0,35	10,3	0,39	2,5	41	0,75	0,7120	5,9	0,70	6,9	0,67	10,7	0,72	4,3
17	0,40	0,39	2,1	0,37	6,4	0,35	10,2	0,39	2,9	42	0,78	0,7410	5,6	0,72	7,0	0,71	8,9	0,75	4,2
18	0,41	0,40	2,5	0,38	6,9	0,36	10,2	0,40	3,1	43	0,81	0,7666	5,4	0,75	7,2	0,75	7,0	0,78	4,2
19	0,42	0,40	2,8	0,39	7,2	0,37	10,9	0,41	3,4	44	0,83	0,7913	5,2	0,77	7,2	0,79	4,6	0,80	4,2
20	0,43	0,41	3,0	0,39	7,4	0,38	10,4	0,42	3,5	45	0,86	0,8163	5,0	0,79	7,3	0,84	1,9	0,82	4,1
21	0,44	0,42	3,2	0,41	7,6	0,39	10,4	0,43	3,6	46	0,88	0,8472	4,6	0,82	7,3	0,9	1,3	0,85	4,0
22	0,45	0,43	3,4	0,41	7,9	0,40	10,8	0,44	3,8	47	0,91	0,8809	4,0	0,84	7,5	0,96	5,1	0,88	3,9
23	0,46	0,44	3,7	0,42	8,2	0,41	10,8	0,44	4,0	48	0,93	0,8950	3,7	0,86	7,4	0,99	7,2	0,90	3,7
24	0,47	0,45	4,0	0,43	8,5	0,42	10,8	0,45	4,2	49	0,94	0,9088	3,5	0,87	7,3	1,03	9,3	0,91	3,6
25	0,48	0,46	4,2	0,44	8,7	0,42	11,0	0,46	4,3	e_m			3,9		5,8		11,2		3,2

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

$\omega 1$: corrélation de Lee-Kesler ; $\omega 4$: corrélation de Watanasari

$\omega 2$: corrélation de Edmister ; $\omega 5$: corrélation proposée

$\omega 3$: corrélation de Skander et al.;

e_i Erreur par rapport à la corrélation de référence(Lee-Kesler)

Les différents résultats obtenus ont été corrélés et peuvent être exprimés sous la forme de l'équation :

$$\omega = -3.0168E-9.Teb^3 + 4.5942E-6.Teb^2 + 4.2887E-4.Teb + 2.449E-1 \quad (1-163) \quad R^2=0.9995$$

Commentaires :

Ce paramètre a été calculé par différentes corrélations. Les résultats obtenus montrent que l'écart entre les valeurs du facteur acentrique est stable et assez faible pour toutes les corrélations à l'exception de celle de Watanasari.

Les écarts enregistrés sont représentés sur la figure 1-36.

IV- Enthalpie des hydrocarbures, chaleur latente de vaporisation

IV-1- Définition :

L'enthalpie d'un hydrocarbure pur ou d'une fraction pétrolière exprime la quantité totale de chaleur contenue dans cet hydrocarbure ou cette fraction dont l'état thermodynamique doit être définie par la température et la pression.

La variation d'enthalpie entre deux états différents permet d'estimer la quantité de chaleur à éliminer ou à fournir. Cette enthalpie s'écrit à pression constante [3].

$$H = \int C_p.dT + \lambda \quad (1-164)$$

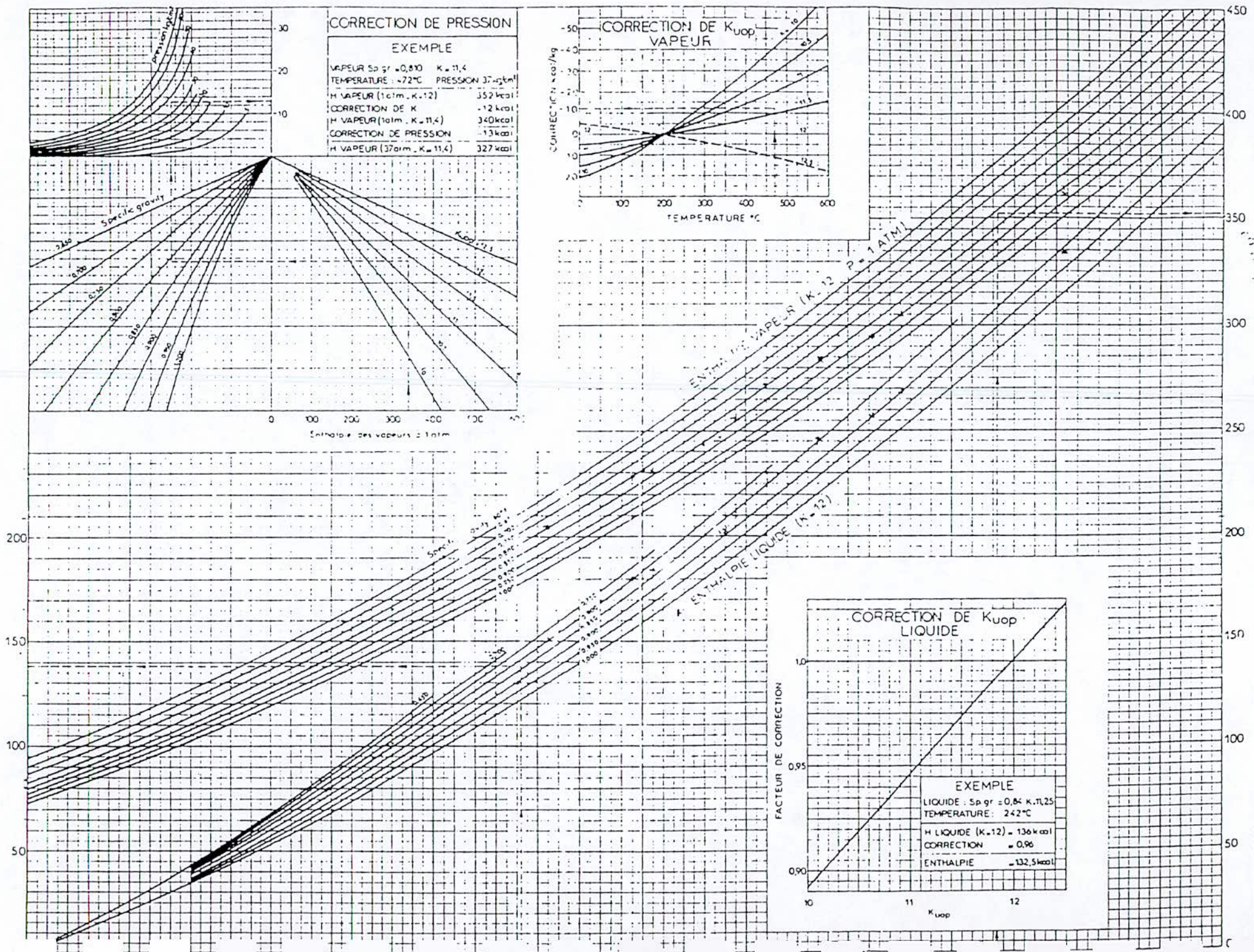
où λ est l'enthalpie de changement d'état. L'intégrale représente la chaleur spécifique à l'état liquide et vapeur.

La chaleur latente de vaporisation est définie comme étant la quantité de chaleur qu'il faut fournir à l'unité de poids ou à une molécule liquide pour les vaporiser à température constante. Elle s'exprime en cal / g ou J / g ou Btu / lb [10]

IV-2- Méthode de mesure :

La détermination expérimentale de la pression de vapeur P_v , permet d'estimer la chaleur latente de vaporisation et ce en mesurant la pression de vapeur en fonction de la température, la chaleur latente de vaporisation se déduit à partir de la pente de la droite représentant la variation de $\ln P_v$ en fonction de l'inverse de la température [36].

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K



Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

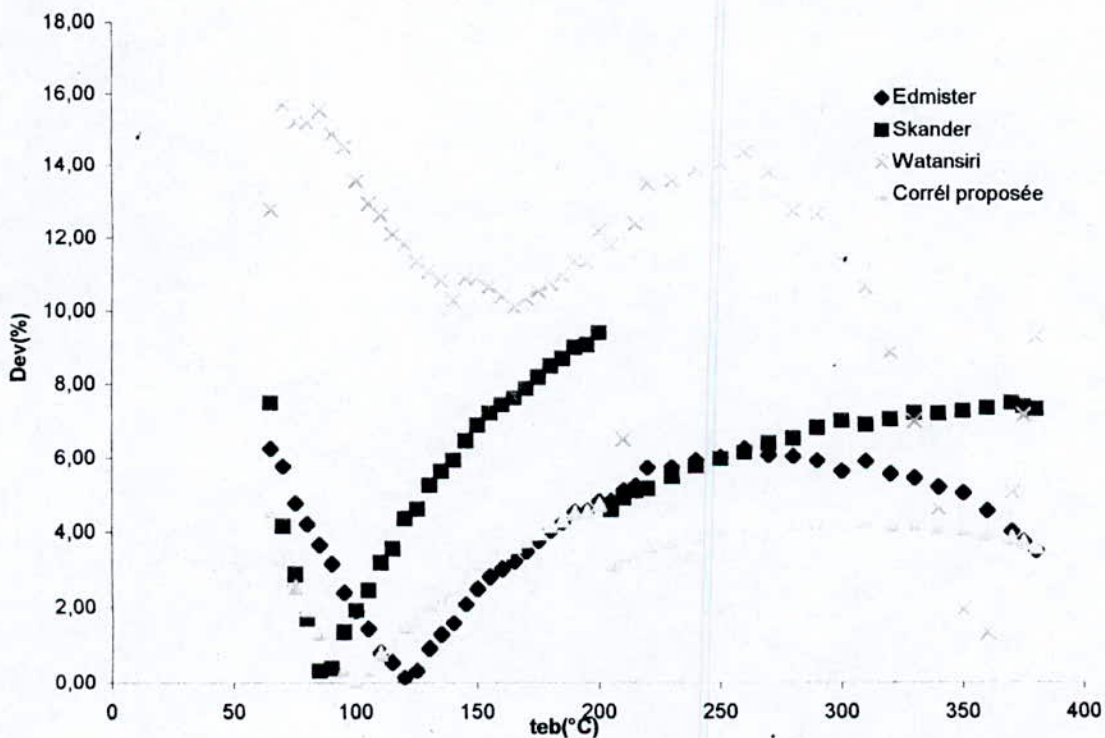


Figure 1-36: Ecarts enregistrés pour w des fractions pétrolières

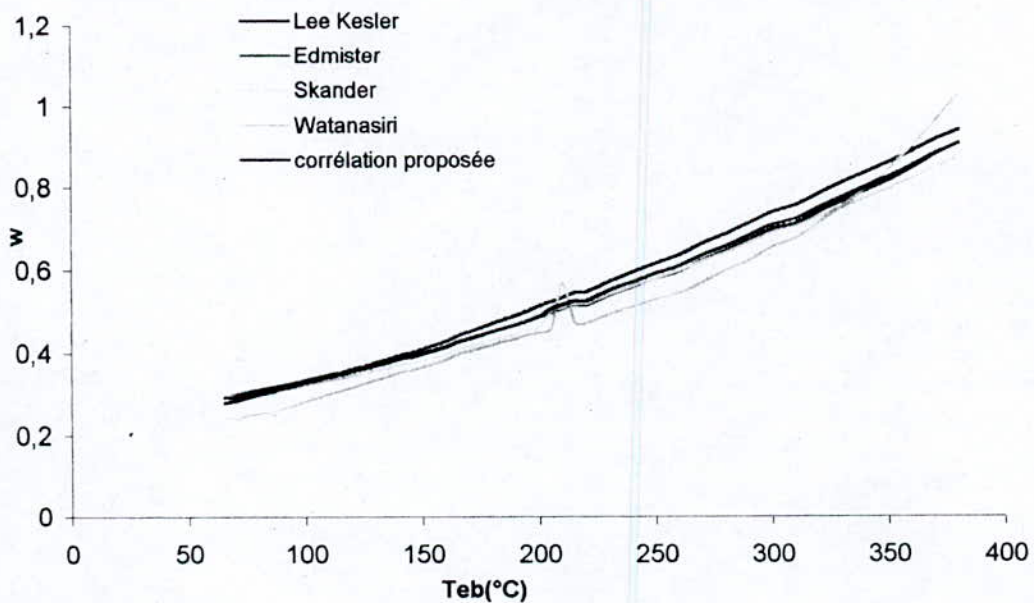


Figure 1-37: w des Fractions pétrolières

IV-3- Corrélation :

A- Enthalpie des hydrocarbures :

A-1- Corps purs :

L'enthalpie des hydrocarbures purs est donnée sur des abaques en fonction de la température et de la pression : abaques de MAXWELL [3].

Les diagrammes de Molier [3] sont aussi utilisés pour déterminer l'enthalpie des hydrocarbures purs en fonction de la pression, de la température et de l'entropie du corps [7].

A-2- Mélange de corps purs [7] :

En général, l'enthalpie peut être considérée comme une propriété additive et ceci pour des mélanges liquides jusqu'au voisinage du point critique et pour les mélanges gazeux à faible pression (0 - 1 atm.)

Pour ce type de mélange, on donne :

$$H_{\text{mel}} = \sum H_i \cdot x_i \quad (1-165)$$

H_i, x_i : Enthalpie et fraction molaire du composé i dans le mélange.

A-3- Fractions pétrolières :

Pour les fractions pétrolières, il existe un abaque donnant l'enthalpie liquide et vapeur des fractions en fonction de leur températures moyenne d'ébullition T_{mav} et le facteur de caractérisation Kuop.(cf.annexe)

B- Chaleur latente de vaporisation :

B-1- Corps purs:

1- Equation de CLAPEYRON [27] :

La chaleur latente de vaporisation d'un corps pur peut être obtenue à l'aide de la relation de CLAPEYRON.

$$\Delta H_v = R \cdot T \cdot (-\ln(P_v) + A) \quad (1-166)$$

ΔH_v : Chaleur latente de vaporisation (cal / g. mole)

R : Constante des gaz parfaits

T : température Kelvin.

P_v : pression de vapeur.

A : contante d'intégration.

2- Corrélation de PITZER [17] :

Cette corrélation fait intervenir le facteur acentrique ω et la température réduite T_r .

$$\frac{\Delta H_v}{RT_c} = 7.08(1 - T_r)^{0.354} + 10.95.\omega(1 - T_r)^{0.454} \quad (1-167)$$

B-2- Mélange de corps purs :

La chaleur latente de vaporisation est une propriété additive et la règle d'additivité est valable jusqu'au voisinage du point critique.

B-3- Fractions pétrolières :

1- La méthode de MAXWELL [39] :

Cette méthode citée précédemment peut être appliquée en assimilant la fraction pétrolière à une paraffine de température d'ébullition égale à la T_{mav} de cette fraction, et de même pression réduite. Cette dernière est calculée à partir de la pression pseudo-critique de la fraction.

2- Corrélation de RIAZI-DAUBERT 1 [30] :

Cette corrélation est proposée pour les fractions légères ($100 < T_{\text{eb}} < 850^\circ\text{F}$)

$$\Delta H_v = 8.20613 T_{\text{eb}}^{1.114086} \cdot d^{9.77089} \quad (1-168)$$

ΔH_v : en Btu / lb.mole

T_{eb} : en °R

3- Corrélation de RIAZI-DAUBERT 2 [30] :

Pour $M=70-300$ et $T_{\text{eb}} = 80-650^\circ\text{C}$

$$\Delta H_v = a \cdot \exp(b\theta_1 + c\theta_2 + d\theta_1\theta_2) \cdot \theta_1 \cdot \theta_2^f \quad (1-169)$$

4- Corrélation de SKANDER et al. [10] :

$$\Delta H_v (\text{Kj/mole}) = a + \frac{b}{1 + (N/c)^d} \quad (1-170)$$

Les constantes a, b, c et d sont données dans le tableau suivant :

TABLEAU 1-31 : valeurs des constantes a, b, c et d :

familles	a	b	c	d
paraffines	-53.05046862	264.5871548	66.381549	-0.33208997
naphtènes	-12.1958026	101.7782663	10.011688	-0.73368784
aromatiques	4.450224	83.741201	13.86956	-0.94505597

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

5-Corrélation de NERST-BINGHAM [7]:

$$\Delta H_v(\text{cal/g.mole}) = (1/M).(17+0.011T).T_{eb} \quad (1-171)$$

T_{eb} : température d'ébullition en Kelvin.

T : température d'évaluation en Kelvin.

6-Equation de BRADFORD :

$$\Delta H_v = ((800.M^{0.72})/M).(1-T_r)^{0.39} \quad (1-172)$$

T_r : température réduite.

IV-3- Résultats donnés par les calculs :

Tableau 1-32 : Enthalpie de vaporisation des fractions issues du RA1K

FP	ΔH_{v1}	ΔH_{v2}	e1	ΔH_{v3}	e2	ΔH_{v4}	e3	FP	ΔH_{v1}	ΔH_{v2}	e1	ΔH_{v3}	e2	ΔH_{v4}	e3
1	6,7931	7,2379	6,5	7,1236	4,8	6,9871	2,8	26	9,7469	9,6988	0,4	11,0321	13,1	10,3546	6,2
2	6,9115	7,2670	5,1	7,2799	5,3	7,1218	3,0	27	9,8670	9,7983	0,7	11,1884	13,3	10,4893	6,3
3	7,0272	7,3792	5,0	7,4362	5,8	7,2565	3,2	28	9,9869	9,8988	0,8	11,3447	13,6	10,6240	6,3
4	7,1434	7,4730	4,6	7,5926	6,2	7,3912	3,4	29	10,1074	9,9058	2,0	11,5011	13,7	10,7587	6,4
5	7,2602	7,5523	4,0	7,7489	6,7	7,5259	3,6	30	10,2281	9,9988	2,2	11,6574	13,9	10,8934	6,5
6	7,3780	7,6554	3,7	7,9053	7,1	7,6606	3,8	31	110,3489	10,0942	2,4	11,8138	14,1	11,0281	6,5
7	7,4947	7,7578	3,5	8,0616	7,5	7,7953	4,0	32	10,4673	10,1325	3,2	11,9701	14,3	11,1628	6,6
8	7,6113	7,8675	3,3	8,2179	7,9	7,9300	4,1	33	10,7138	10,3419	3,4	12,1264	13,1	11,2975	5,4
9	7,7284	7,9764	3,2	8,3743	8,3	8,0647	4,3	34	10,9576	10,5228	3,9	12,2828	12,0	11,4322	4,3
10	7,8461	8,0784	2,9	8,5306	8,7	8,1994	4,5	35	11,2019	10,7005	4,4	12,4391	11,0	11,5669	3,2
11	7,9636	8,1801	2,7	8,6870	9,0	8,3341	4,6	36	11,4472	10,8618	5,1	12,5955	9,7	11,7016	2,2
12	8,0810	8,2828	2,5	8,8433	9,4	8,4688	4,8	37	11,6917	11,0546	5,4	12,7518	9,0	11,8363	1,2
13	8,1991	8,3840	2,2	8,9996	9,7	8,6035	4,9	38	11,9375	11,2231	5,9	12,9081	8,1	11,9710	0,2
14	8,3170	8,4870	2,0	9,1560	10,0	8,7382	5,0	39	12,1830	11,4018	6,4	13,0645	7,2	12,1057	0,6
15	8,4353	8,5876	1,8	9,3123	10,4	8,8729	5,1	40	12,4293	11,5793	6,8	13,2208	6,3	12,2404	1,5
16	8,5533	8,7025	1,7	9,4687	10,7	9,0076	5,3	41	12,6770	11,7029	7,5	13,3772	5,5	12,3751	2,3
17	8,6730	8,7813	1,2	9,6250	10,9	9,1423	5,4	42	12,9264	11,8777	8,1	13,5335	4,7	12,5098	3,2
18	8,7918	8,8821	1,0	9,7813	11,2	9,277	5,5	43	13,1756	12,0348	8,6	13,6898	3,9	12,6445	4,0
19	8,9106	8,9834	0,8	9,9377	11,5	9,4117	5,6	44	13,4251	12,1848	9,2	13,8462	3,1	12,7792	4,8
20	9,0293	9,0920	0,6	10,094	11,7	9,5464	5,5	45	13,6757	12,3319	9,8	14,0025	2,3	12,9139	5,5
21	9,1481	9,2181	0,7	10,250	12,0	9,6811	5,8	46	13,9253	12,4892	10,3	14,1589	1,6	13,0486	6,3
22	9,2678	9,3153	0,5	10,406	12,2	9,8158	5,9	47	14,1758	12,6489	10,7	14,31524	0,9	13,1833	7,0
23	9,3872	9,4147	0,2	10,563	12,5	9,9505	6,0	48	14,3027	12,7213	11,0	14,47158	1,1	13,3180	6,8
24	9,5069	9,5122	0,0	10,719	12,7	10,0852	6,0	49	14,4283	12,7905	11,3	14,62792	1,3	13,4527	6,7
25	9,6269	9,6050	0,2	10,875	12,9	10,2199	6,1	e _m			4,1		8,8		4,7

ΔH_{v1} : corrélation de Riazi-Daubert

ΔH_{v2} : corrélation de Skander et al.

ΔH_{v3} : corrélation de Nerst-Bingham

ΔH_{v4} : équation de Bradford.

e_i : erreur par rapport à la référence (Riazi-Daubert).

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

les différents résultats obtenus par les corrélations peuvent être exprimés sous la forme de l'équation :

$$\Delta H_v = 5.279E-9.Teb^3 - 2.584E-5.Teb^2 + 3.208E-2.Teb + 4.975(1-173) \quad R^2 = 0.999$$

Commentaires :

Généralement, les valeurs des chaleurs latentes de vaporisation calculées par différentes corrélations se rapprochent entre elles. Etant une propriété additive, les méthodes qui donnent les résultats les plus proches de la réalité sont celles faisant appel à la loi d'additivité telle que la corrélation de Skander et al..

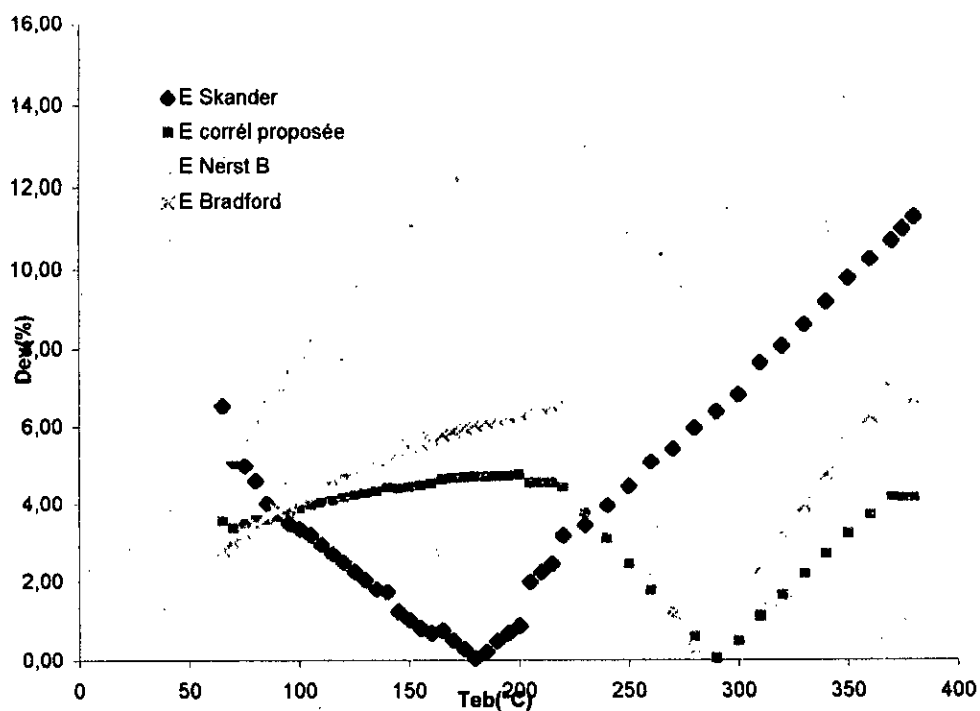


Figure 1-38: Ecart DHv frctions pétrolères

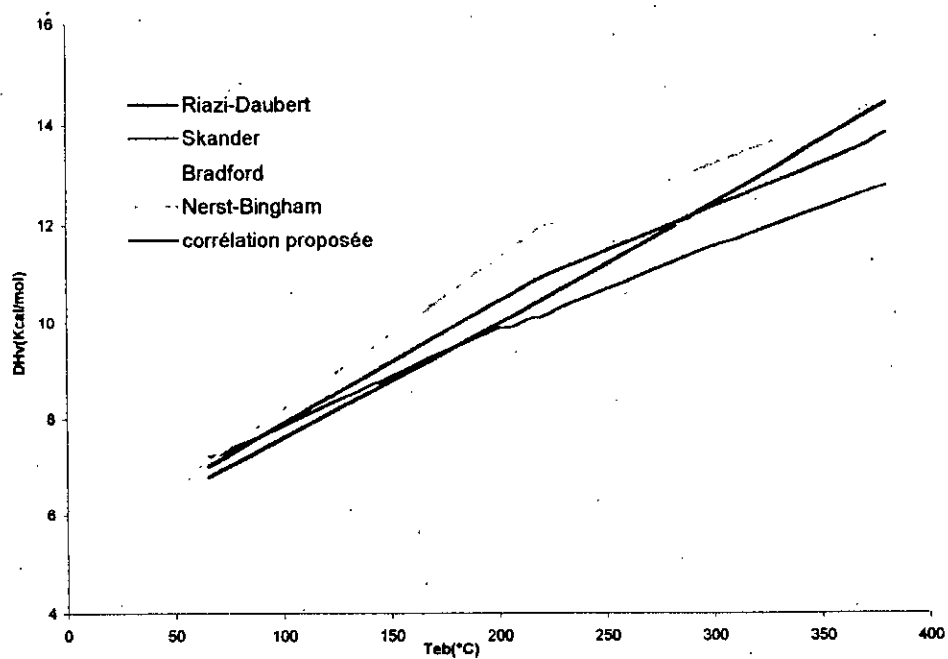


Figure 1-39: Chaleur latente de vap

V- Le point de congélation

V-1- Définition

Le point de congélation est la température à laquelle une fraction pétrolière soumise au refroidissement dans une éprouvette demeure immobile, lorsque l'éprouvette est inclinée de 45°C .

Cette propriété caractérise soit la teneur en fraction lourde du produit , soit sa teneur en composés indésirables à haut point de congélation (paraffines)[3]

Le point de congélation est un paramètre important pour les kérosènes TRO et TR4 dont le points doivent êtres très bas(utilisation à haute altitude dans l'aviation civile et militaire)[39].

En règle général, la température de congélation croît parallèlement avec la masse molaire et la température d'ébullition.

V-2-Méthode expérimentale [4] :

La détermination du point de congélation fait l'objet des normes suivantes:

- NF 1088 et ASTM D1477 pour les carburants.

-NF T60-116 pour les gas-oils et les fuels

-NF T60-105 pour les huiles lubrifiantes, on refroidit le produit lentement sans agitation et l'on note la température à laquelle le liquide finit par prendre en masse et ne s'écoule pas quand on maintient l'éprouvette horizontale .

Le dispositif expérimental utilisé est donné sur la figure 1-40.

V-3-corrélations

1- Corps purs

1-1-Corrélation de KITOUS et al.[20]:

Sur la base des données de l'API et du DIPPR, KITOUS et al. proposent des corrélations pour le calcul de la température de congélation d'un corps pur pour chaque famille d'hydrocarbures: les paraffines (P), les naphènes (N) et les aromatiques(A), à partir de la connaissance de la température d'ébullition de ce corps pur.

**Paraffines* $35 < T_{eb} < 175^{\circ}C$

$$T_{cong} = 1.24325772359 E-7 T_{eb}^5 - 6.7176192338 E-5 T_{eb}^4 + 0.013784265017 T_{eb}^3 - 1.32801564887 T_{eb}^2 + 59.8154375964 T_{eb} - 826.990282224 \quad (1-174)$$

**naphènes* $50 < T_{eb} < 185^{\circ}C$

$$T_{cong} = 5.42335360079 E-7 T_{eb}^5 - 0.000335273453169 T_{eb}^4 + 0.0800058889636 T_{eb}^3 - 9.1314287506 T_{eb}^2 + 492.144165066 T_{eb} - 9651.996291. \quad (1-175)$$

**Aromatiques* $80 < T_{eb} < 185^{\circ}C$

$$T_{cong} = 1.0131817942 E-5 T_{eb}^4 - 0.0057182953388 T_{eb}^3 + 1.1981994297 T_{eb}^2 - 110.525004762 T_{eb} + 3965.68569807. \quad (1-176)$$

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

T_{cong} : température de congélation en °C;

T_{eb} : température d'ébullition en °C.

1-2 - Corrélation de BOUAMRA-CHITOUR [21]:

Pour les hydrocarbures purs lourds BOUAMRA et CHITOUR proposent une corrélation pour calculer la température de congélation pour chaque famille d'hydrocarbures :paraffines(P), naphènes(N), oléfines (O) et aromatiques(A) ayant une température d'ébullition comprise entre 200 et 350°C, en se basant sur les données de l'API .

**Paraffines*

$$T_{\text{cong}} = 140.433 + 0.2755 T_{\text{eb}} - 1.3946 \cdot 10^{-3} d \quad (1-177)$$

**Naphènes*

$$T_{\text{cong}} = 3734.382 + 0.779 T_{\text{eb}} - 4775.7 d \quad (1-178)$$

**Oléfines*

$$T_{\text{cong}} = -1622.82 - 0.136 T_{\text{eb}} + 2525.63 d \quad (1-179)$$

**Aromatiques*

$$T_{\text{cong}} = 484.34 + 0.404 T_{\text{eb}} - 523.696 d \quad (1-180)$$

T_{cong} : point de congélation en K;

d : densité du corps pur;

T_{eb} : Température d'ébullition en K.

1-3- Corrélation de contribution de groupe de ZIDELKHEIR-CHITOUR [22]:

Sur la base des données de l'API , ces deux auteurs ont proposé une corrélation basée sur la valeur de l'incrément CH₂et qui donne le point de congélation en fonction du nombre d'atomes de carbone, et ce pour différentes familles d'hydrocarbures de C₆ à C₃₀.

**Paraffines*

$$T_{\text{cong}} = -6.27752 + 40.7518 N - 2.12405 N^2 + 0.0548536 N^3 - 0.0005517 N^4 \quad (1-181)$$

**Naphènes*

$$T_{\text{cong}} = 35.7197 + 11.5532 N + 0.840366 N^2 - 0.057836 N^3 + 0.000903194 N^4 \quad (1-182)$$

**Aromatiques*

$$T_{\text{cong}} = 803.747 - 168.923 N + 15.7131 N^2 - 0.573381 N^3 + 0.00733893 N^4 \quad (1-183)$$

**Oléfines*

$$T_{\text{cong}} = -50.0978 + 38.856 N - 1.4899 N^2 + 0.0252501 N^3 - 0.000130109 N^4 \quad (1-184)$$

T_{cong} : température de congélation en K

N : nombre d'atome de carbone.

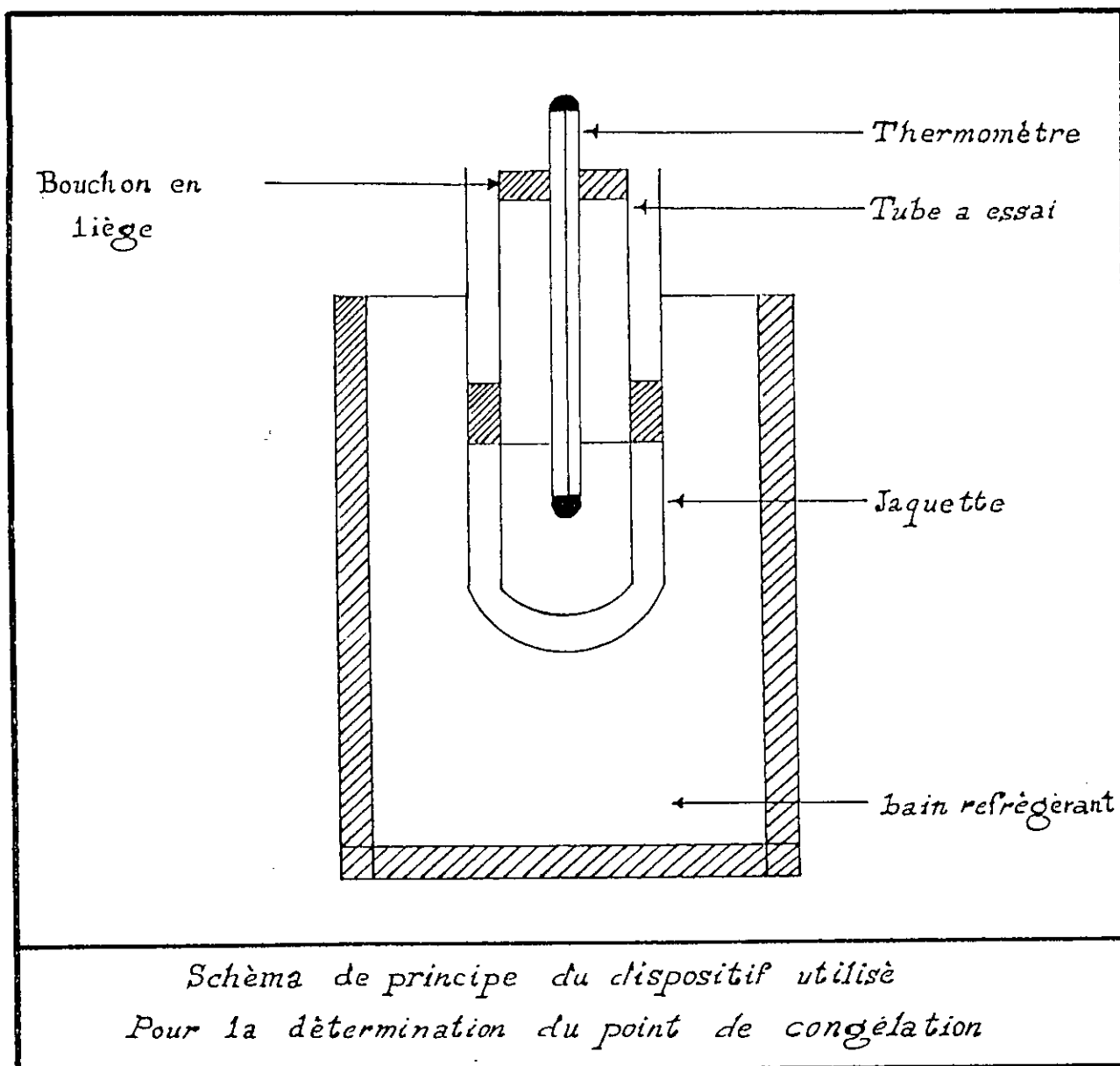


Figure N° 1-40

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

1-4 Corrélation de SKANDER et al .[10] :

Ces auteurs ont établi une corrélation donnant la température de congélation en fonction du nombre d'atome de carbone et ceci pour les n- paraffines, les n- alkylcyclohexanes et les n-alkylbenzènes .

$$(1-185) \quad T_{cong} = a + \frac{b}{1 + (N / c)^d}$$

Les constantes a, b, c, et d sont des paramètres qui dépendent de la propriété et de la famille chimique de l'hydrocarbure étudié. Leurs valeurs sont données dans le tableau 1-33.

Tableau 1-33: Valeur des constantes a, b, c et d .

Famille	a	b	c	d
n- paraffines	-770.53861	1180.7893	1.325327	-0.876837
Naphènes	42.738796	321.49759	10.277102	-2.0254526
Aromatiques	162.20484	177.82081	15.485925	-3.7735526

N est le nombre d'atome de carbone .

2-Mélange de corps purs

Pour les mélanges de corps purs, la règle d'additivité peut en première approximation être appliquée.

$$T_{cog} = (\sum X_i T_{cong}) / \sum X_i \quad (1-186)$$

T_{cong} : point de congélation du mélange ;
 T_{cong} : point de congélation du constituant i
 X_i : fraction molaire du constituant i.

3- Fractions pétrolières :

3-1- Corrélation de RIAZI-DAUBERT [16] :

Pour les fractions pétrolières ayant des masses molaires comprises entre 140et 800 g/mole, ces auteurs proposent la relation suivante:

$$T_{cong} = 234.8 \text{ SpGr}^{2.970566} M^{(0.61235-0.473575 \text{ Spgr})} \nu_{100}^{(0.310331-0.32834 \text{ Spgr})} \quad (1-187)$$

T_{cong} : point de congélation de la fraction pétrolière en °R ;
 ν_{100} : viscosité cinématique à 100 °F en cSt ;
M : masse molaire .

Chapitre 1 : Etude corrélatrice du pétrole brut RA1K

3-2 - Loi d'additivité :

Nous pouvons appliquer la règle d'additivité, en considérant que la fraction pétrolière est un mélange de paraffines, de naphènes, et d'aromatiques .

$$T_{\text{cong}} = x_p T_{\text{cong}p} + x_n T_{\text{cong}n} + x_a T_{\text{cong}a} \quad (1-188)$$

avec:

$x_p, T_{\text{cong}p}$: fraction molaire et le point de congélation de la paraffine;

$x_n, T_{\text{cong}n}$: fraction molaire et le point de congélation du naphène ;

$x_a, T_{\text{cong}a}$: fraction molaire et le point de congélation de l'aromatique;

T_{cong} : point de congélation de la fraction pétrolière .

Les points de congélation des différentes familles peuvent être calculés en utilisant les corrélations de BOUAMRA-CHITOUR, KITOUS-CHITOUR et al. selon l'intervalle de température . la composition de la fraction pétrolière peut être calculée par différentes corrélations .

V-4- Résultats donnés par les calculs :

Les principales corrélations citées précédemment ont été appliquées au RA1K. Les résultats sont donnés sur le tableau 1-34.

Tableau 1-34 : Températures de congélation (°K) des fractions issues du RA1K

FP	Tcong1	Tcong2	e1	Tcong3	e2	Tcong4	e3	Tcong5	e4	FP	Tcong1	Tcong2	e1	Tcong3	e2	Tcong4	e3	Tcong5	e4
1	128,6	179,2	39,3	166,6	29,5	159,4	23,9	151,5	17,8	26	213,36	245,0	14,8	225,2	5,5	222,6	4,3	220,4	3,3
2	137,3	179,3	30,6	165,9	20,8	160,2	16,7	154,5	12,5	27	215,56	247,7	14,1	227,8	5,6	225,3	4,5	222,8	3,4
3	140,8	182,3	29,4	169,1	20,0	162,1	15,0	157,3	11,7	28	217,60	250,3	15,0	230,5	5,9	227,1	4,4	225,1	3,4
4	145,4	184,8	27,0	171,4	17,8	168,1	15,5	161,6	11,2	29	219,85	252,8	14,9	244,5	11,2	230,2	4,7	231,5	5,3
5	150,8	186,7	23,8	172,9	14,6	169,21	12,1	164,3	9,0	30	222,21	255,1	14,8	246,9	11,1	233,8	5,2	234,3	5,5
6	154,8	189,4	22,3	175,5	13,3	175,2	11,1	168,5	8,8	31	224,40	257,5	14,7	249,3	11,1	236,7	5,4	236,8	5,5
7	158,6	192,2	21,1	178,1	12,2	176,2	11,0	170,9	7,8	32	228,91	258,3	12,8	249,3	8,1	251,8	10,0	243,3	6,3
8	161,8	195,2	20,6	180,9	11,1	173,9	7,4	172,2	6,4	33	232,17	263,4	13,4	255,1	9,8	252,0	8,5	246,4	6,2
9	165,0	198,2	20,1	183,7	11,3	172,7	4,6	173,8	5,3	34	236,43	267,7	13,2	259,5	9,8	257,4	8,9	251,1	6,2
10	168,6	201,0	19,1	186,2	10,4	172,3	2,2	175,7	4,2	35	240,51	271,8	13,02	263,9	9,72	262,3	9,0	255,5	6,3
11	172,1	203,8	18,4	188,6	9,6	173,2	0,6	178,0	3,4	36	244,93	275,4	12,4	267,6	9,2	268,8	9,7	260,4	6,3
12	175,3	206,6	17,8	191,1	8,9	174,9	0,2	180,4	2,9	37	248,16	279,6	12,7	272,4	9,7	269,4	8,5	263,3	6,1
13	178,6	209,4	17,2	193,6	8,2	177,5	0,6	183,2	2,6	38	251,95	283,2	12,4	276,3	9,6	272,8	8,3	267,0	6,0
14	181,7	212,2	16,8	195,9	7,8	180,4	0,7	186,0	2,4	39	255,32	286,9	12,3	280,5	9,8	274,2	7,4	270,0	5,8
15	184,8	215,0	16,3	198,2	7,2	183,9	0,4	189,0	2,3	40	258,54	290,4	12,3	284,6	10,0	275,3	6,4	272,8	5,5
16	187,0	218,2	16,7	201,3	7,6	185,2	0,9	191,2	2,2	41	262,73	292,8	11,4	287,0	9,27	280,1	6,6	276,6	5,3
17	191,3	220,2	15,1	202,5	5,8	193,5	1,1	195,8	2,3	42	265,75	296,1	11,4	290,8	9,4	280,4	5,5	279,0	5,0
18	194,2	223,0	14,8	204,8	5,5	197,7	1,8	198,9	2,4	43	268,91	299,0	11,20	294,1	9,3	281,1	4,5	281,3	4,6
19	196,8	225,8	14,6	207,3	5,3	201,6	2,4	201,9	2,6	44	271,98	301,7	10,9	297,1	9,2	281,1	3,3	283,4	4,2
20	199,0	228,8	14,9	210,1	5,5	203,7	2,3	204,3	2,6	45	274,89	304,2	10,6	300,0	9,1	280,4	2,0	285,1	3,7
21	200,3	232,3	15,9	213,8	6,7	201,8	0,7	205,3	2,5	46	277,53	306,9	10,6	303,1	9,2	279,7	0,8	286,8	3,3
22	203,0	234,9	15,6	216,1	6,4	206,2	1,5	208,4	2,7	47	279,98	309,6	10,6	306,2	9,7	279,2	0,2	288,4	3,0
23	205,5	237,6	15,5	218,5	6,3	209,8	2,0	211,3	2,8	48	281,19	310,8	10,5	307,4	9,3	278,3	1,0	289,0	2,8
24	208,1	240,2	15,4	220,8	6,1	213,5	2,6	214,2	2,9	49	282,35	311,9	10,4	308,7	9,3	277,1	1,8	289,4	2,5
25	210,8	242,6	15,1	223,0	5,7	218,4	3,6	217,4	3,1	e_m			16,2	9,9		5,6		5,1	

Tcong1 : corrélation de Riazi-Daubert

Tcong2 : corrélation de Zidelkheir-Chitour

Tcong3 : corrélation de Skander

Tcong4 : corrélation de Meghrache.

Tcong5 : corrélation proposée.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

e_i : erreur par rapport à la référence (Riazi-Daubert)

Les corrélations présentant des résultats proches ont été utilisées pour déterminer des valeurs moyennes pouvant être exprimées par l'équation :

$$T_{\text{cong}}(\text{K}) = -4.447 \times 10^{-6} \cdot T_{\text{eb}}^3 + 2.198 \times 10^{-3} \cdot T_{\text{eb}}^2 + 2.184 \times 10^{-1} \cdot T_{\text{eb}} + 1.313 \times 10^2 \quad (1-189)$$

Commentaires :

Pour calculer le point de congélation, nous avons utilisé différentes corrélations. La figure 1-42 représente la variation de ce paramètre en fonction de la température d'ébullition. De ces résultats nous avons constaté une bonne concordance des corrélations de Skander et al. et Meghrache avec celle de RiaziDaubert.

La figure 1-41 représente les écarts enregistrés en fonction de la température d'ébullition.

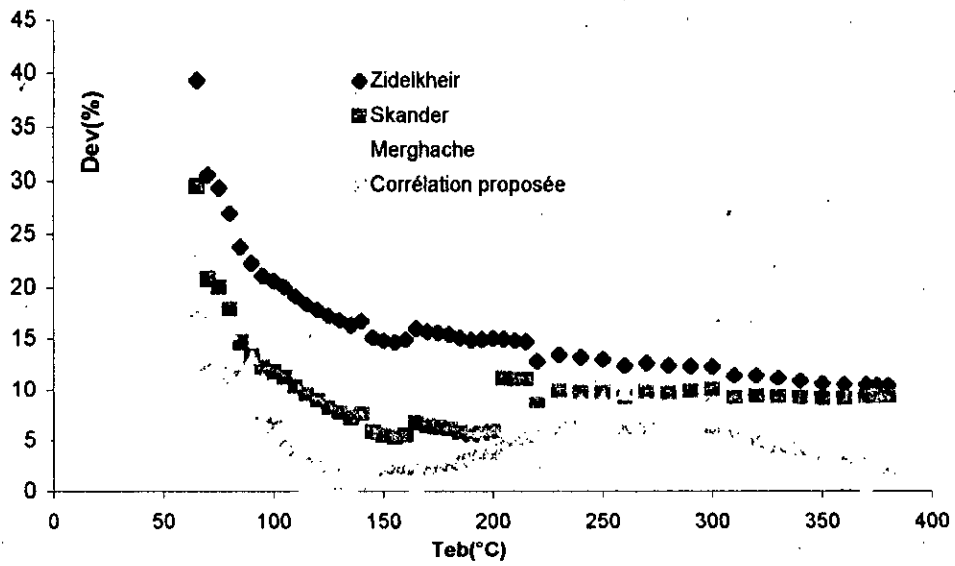


Figure 1-41: Ecarts températures de congélation

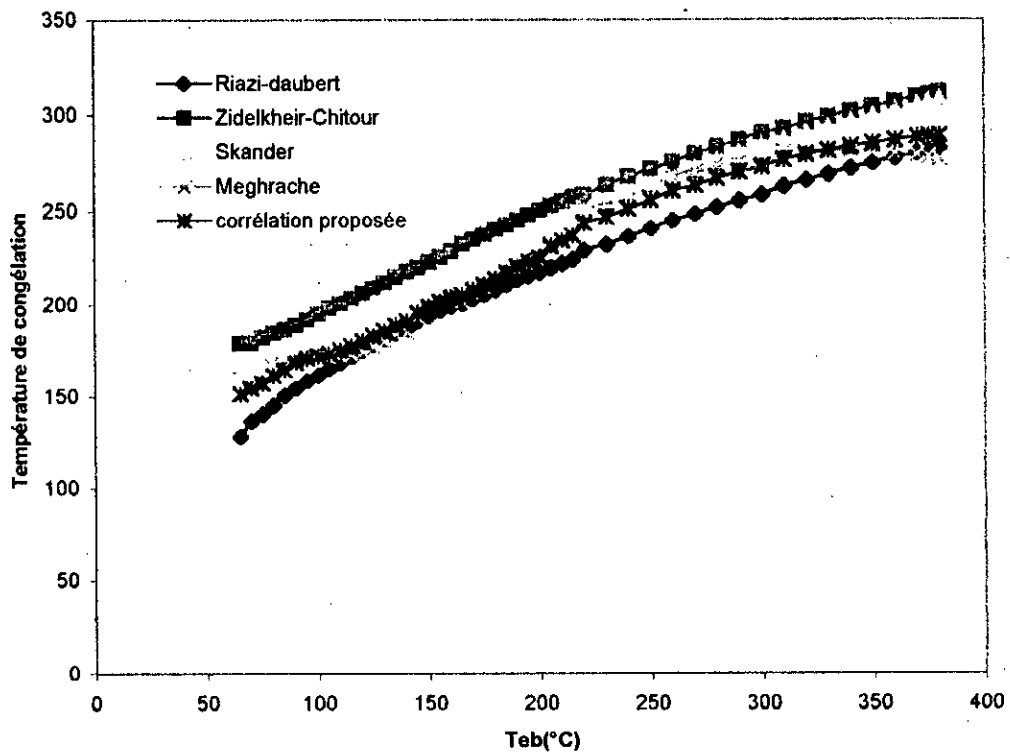


Figure 1-42: Température de congélation des fractions pétrolières

D. Les propriétés spécifiques

Introduction:

A côté des propriétés classiques, critiques et thermiques, le pétrole brut possède d'autres propriétés physiques dites "propriétés spécifiques".
On distingue deux types de propriétés spécifiques:

A/ Propriétés spécifiques accessibles expérimentalement:

Ce sont les propriétés mesurées au laboratoire selon les essais normalisés (ASTM, AFNOR).

A-1- Le point d'aniline :

A-1-1-Définition

Le point d'aniline (PA) est la température la plus basse à laquelle des volumes égaux d'aniline et de produits à analyser sont complètement miscibles. La rupture de miscibilité se manifeste par l'apparition d'un trouble net. Le point d'aniline est en relation avec l'aromaticité du produit [4].

A-1-2-Détermination expérimentale :

La détermination du point d'aniline est régi par la norme américaine ASTM D611-64 [4].
Pour déterminer le point d'aniline nous avons utilisé le dispositif représenté sur la figure 1-43.

A-1-3-Corrélations

1-Corps purs:

1-1- Corrélations de KITOUS et al. [20] :

KITOUR, CHITOUR et al. proposent une corrélation pour chaque famille d'hydrocarbures paraffines (P), naphthènes (N) et aromatiques (A). Les données sont prises de l'API Technical Data Book [41].

Ces corrélations sont valables pour les hydrocarbures dont les points d'ébullition n'excèdent pas en moyenne 185°C.

**Paraffines* $35 < T_{eb} < 175^{\circ}\text{C}$

$$PA = -5.29054623844E-9 T_{eb}^5 - 2.89268479613E-6 T_{eb}^4 - 0.000600789639554 T_{eb}^3 - 0.0594427801177 T_{eb}^2 - 2.77262583657 T_{eb} - 116.988367606 \cdot (1-190)$$

**Naphthènes* $50 < T_{eb} < 185^{\circ}\text{C}$

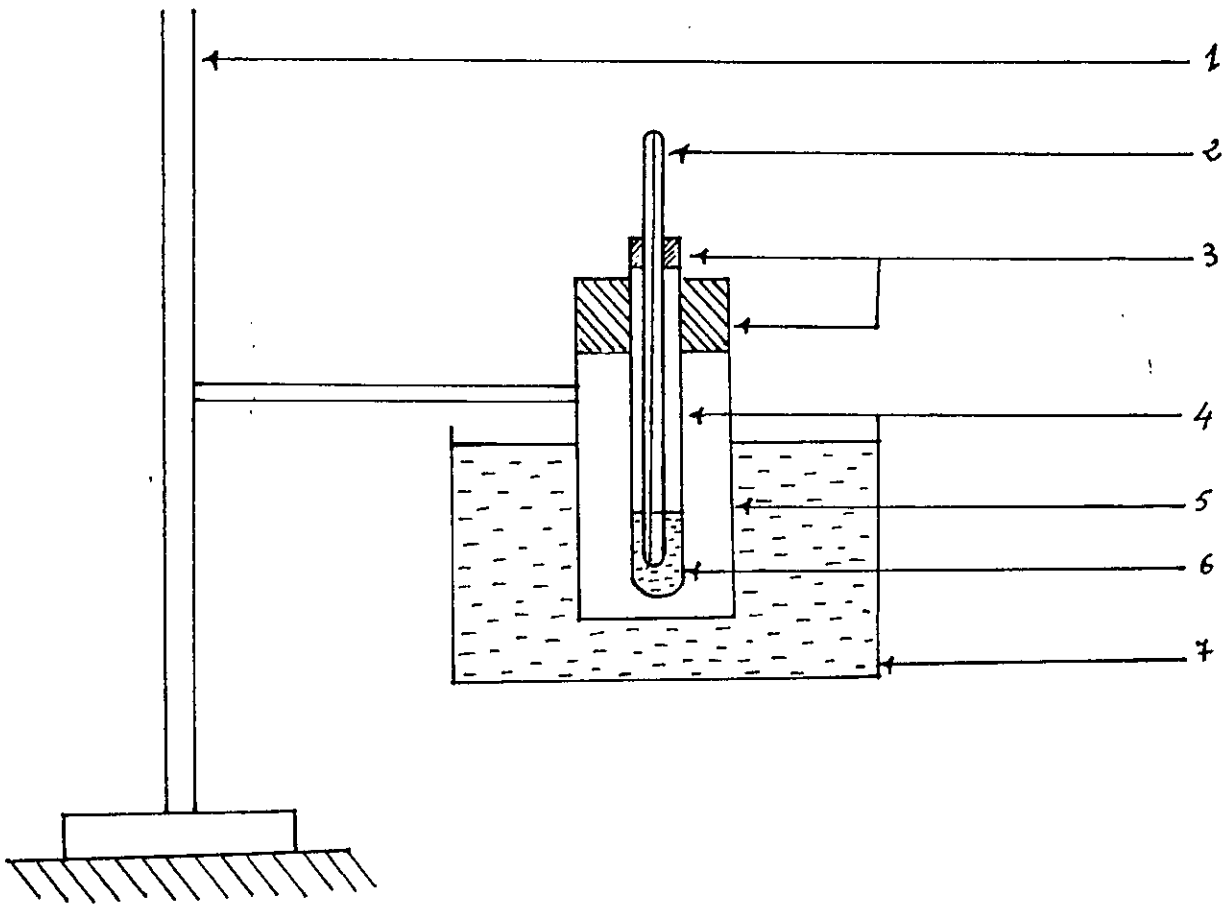
$$PA = -3.13913913596387 E-8 T_{eb}^5 + 1.85889852732 E-5 T_{eb}^4 - 0.00424060550941 T_{eb}^3 + 0.450993019136 T_{eb}^2 - 22.249927147 T_{eb} + 421.42192105 \cdot (1-191)$$

**Aromatiques* $80 < T_{eb} < 185^{\circ}\text{C}$

$$PA = -2.28248909658 E-7 T_{eb}^4 + 0.000132767370641 T_{eb}^3 - 0.0285984706283 T_{eb}^2 + 2.74435945329 T_{eb} - 112.168843723 \cdot (1-192)$$

PA : point d'aniline en °C

T_{eb} : Température d'ébullition en °C.



- 1 : support ;
- 2 : thermomètre ;
- 3 : bouchon en liège ;
- 4 : tube à essai ;
- 5 : jaquette ;
- 6 : substance ;
- 7 : bain thermostaté.

Figure 1.43: Schéma de l'appareil du point d'Amiline

1-2- Corrélation de BOUAMRA-CHITOUR [21]

Ces auteurs proposent une corrélation pour chaque famille d'hydrocarbures paraffine, naphène oléfine et aromatique ayant des températures d'ébullition comprises entre 200 et 340°C . Les données sont prises de l' API [41] .

$$\text{Paraffines} \quad \text{PA} = -14.60 + 0.191 T_{\text{eb}} + 1.218 E-3 d \quad (1-193)$$

$$\text{Naphènes} \quad \text{PA} = 3914.8 + 0.586 T_{\text{eb}} - 5068.5 d \quad (1-194)$$

$$\text{Aromatiques} \quad \text{PA} = -247.61 + 0.779 T_{\text{eb}} - 247.29 d \quad (1-195)$$

PA : en °C

T_{eb} : °C

d : densité à 20 °C

1-3- Corrélation de SKANDER et al.[10] :

Ces auteurs ont proposé une corrélation donnant le point d'aniline en fonction du nombre d'atomes de carbone pour les n- paraffines, les n- alkylcyclohexanes et les n -alkylbenzènes .

$$T_{\text{cong}} = a + \frac{b}{1 + (N / c)^d} \quad (1-196)$$

PA : point d'aniline

N : le nombre d'atome de carbone

Les constantes a, b, c, et d sont des paramètres qui dépendent de la propriété et de la famille chimique de l'hydrocarbure étudiée. Leurs valeurs sont données dans le tableau 1-35

TABLEAU 1-35 : Valeurs des constantes a, b, c et d .

PA (°C)	a	b	c	d
n- paraffines	333.64213	97.486266	22.396911	-2.0066929
Naphènes	296.00338	97.638592	12.98634	-2.7272983
Aromatiques	237.028	634.49156	50.006516	-2.3025448

2- Les fractions pétrolières :

2-1- Corrélation de R.P . WALSH et J.V . MORTIMER [34] :

Le point d'aniline d'une fraction pétrolière peut être estimé par la corrélation établie par R.P. WALSH et J.V.MORTIMER.

$$\text{PA} = -204.9 - 1.498 N_{\text{C50}} + 100.5(N_{\text{C50}}^{(1/3)})/d \quad (1-197)$$

N_{C50} : nombre d'atome de carbone de la normale paraffine ayant pour point d'ébullition la température correspondante à 50 % de l'intervalle de distillation de la fraction pétrolière;

PA : point d'aniline en °C de la fraction pétrolière;

d : densité de la fraction pétrolière à 20°C .

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

2-2- Corrélation de M. ROBERT [25] :

$$PA = (M - (1705.45 n + 792.93 d - 3287.0)) / 4.553 \quad (1-198)$$

PA: point d'aniline en °C;

M : masse molaire ;

d : densité ;

n : indice de réfraction .

2-3- Loi d'additivité :

On peut utiliser les corrélations de BOUAMRA-CHITOUR , KITOUS et collaborateurs, SKANDER et collaborateurs, connaissant la composition des fractions pétrolières en écrivant :

$$PA = PA_P \cdot X_P + PA_A \cdot X_A + PA_N \cdot X_N \quad (1-199)$$

où:

PA :point d'aniline de la fraction pétrolière ;

PA_P, PA_N, PA_A :point d'anilines de la fraction pétrolière considérée comme une paraffine, un naphène et un aromatique ;

X_P, X_N, X_A : composition molaire de la fraction en paraffine , naphène et aromatique .

A-1-4 : Résultats donnés par l'expérimentation et par calcul :

Tableau 1-36: Points d'anilines des fractions issues du RA1K

FP	PA _{exp}	PA1	e ₁	PA2	e ₂	PA3	e ₃	PA4	e ₄
1		115,89		71,23		59,08		58,53	
2	59,5	108,39	82,18	62,13	4,43	55,04	7,49	59,50	0,00
3		106,50		61,79		54,57		59,14	
4		103,73		59,81		53,47		58,30	
5		100,27		56,59		51,89		56,96	
6		96,89		55,48		50,71		56,07	
7		94,89		54,77		50,12		55,32	
8	54,8	93,45	70,54	54,88	0,15	49,90	8,94	54,82	0,04
9		91,79		54,96		49,59		54,38	
10		89,59		54,44		48,96		53,93	
11		87,83		54,11		48,54		53,64	
12	53,5	86,49	61,67	54,03	1,01	48,36	9,61	53,49	0,02
13		84,68		53,80		47,94		53,45	
14	53,6	83,43	55,65	53,93	0,62	47,84	10,73	53,52	0,13
15		81,94		53,89		47,61		53,72	
16	54,0	81,48	50,90	55,28	2,38	48,11	10,90	53,81	0,35
17		78,42		53,31		46,81		54,56	
18		77,15		53,55		46,72		55,04	
19		76,22		53,98		46,85		55,54	
20		75,86		55,17		47,40		55,82	
21	55,4	76,09	37,35	57,90	4,53	48,49	12,46	55,57	0,31
22		74,90		58,13		48,47		56,18	
23		74,15		58,71		48,76		56,72	
24	56,3	73,43	30,43	59,22	5,20	49,06	12,85	57,32	1,82
25		72,38		59,35		49,12		58,14	
26		71,62		59,68		49,38		58,92	
27		71,19		60,59		49,93		59,43	
28		71,14		61,75		50,76		59,80	

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

FP	PA _{exp}	PA1	e ₁	PA2	e ₂	PA3	e ₃	PA4	e ₄
29	61,7	70,56	14,37	62,48	1,28	72,4403	17,41	60,42	2,07
30	61,4	69,98	13,98	62,97	2,56	73,0470	18,97	61,20	0,33
31		69,50		63,71		73,7446		61,83	
32		69,20		59,76		72,5586		65,68	
33		66,04		63,10		74,8123		65,75	
34	66,8	64,67	3,18	64,29	3,75	76,1347	13,97	67,36	0,84
35		63,48		65,45		77,5205		68,98	
36		61,69		65,52		78,5785		71,46	
37		62,09		68,37		80,6854		71,71	
38	73,0	61,36	15,94	69,47	4,83	82,2117	12,62	73,33	0,45
39		61,80		71,63		84,1755		74,05	
40		62,12		73,87		86,1044		74,68	
41		60,44		72,05		87,0179		78,69	
42	80,0	59,59	25,51	74,30	7,12	88,7090	10,89	79,24	0,95
43	80,8	58,95	27,03	75,42	6,65	90,2830	11,74	80,77	0,03
44	82,4	58,37	29,16	76,17	7,55	91,8244	11,44	82,68	0,35
45		57,49		76,82		93,3030		84,78	
46	85,4	58,12	31,93	78,54	8,02	95,1793	11,45	85,81	0,48
47		58,66		80,57		97,0397		86,47	
48	87,8	57,75	34,21	80,96	7,78	97,6980	11,27	87,53	0,30
49	88,8	57,83	34,87	81,25	8,50	98,5158	10,94	88,77	0,03
em			36,41		4,49		11,98		0,50

PA1 : corrélation de Robert

PA2 : corrélation de Walsh et Mortimer.

PA3 : corrélation de Skander

PA4 : corrélation proposée.

Les résultats expérimentaux ont été corrélés et peuvent être exprimés par l'équation suivante :

$$PA(^{\circ}C) = 2537,40995 + 11260,6203 \cdot \ln SpGr + 258,611367 / \ln SpGr + 23801,3575 \cdot (\ln SpGr)^2 + 10,985013 / (\ln SpGr)^2 + 18811,5878 \cdot (\ln SpGr)^3 \quad (1-200)$$

$$R^2 = 0,998$$

Commentaires :

Nous recommandons l'utilisation de la corrélation de Walsh et Mortimer qui donne un écart moyen de 4.5%.

Etant donné que la plupart des fractions possèdent des points d'anilines élevés, on peut conclure que leurs teneurs en paraffines est élevée.

Les points d'anilines obtenus par l'expérience et par les différentes corrélations en fonction de la densité sont représentés sur la figure 1-45.

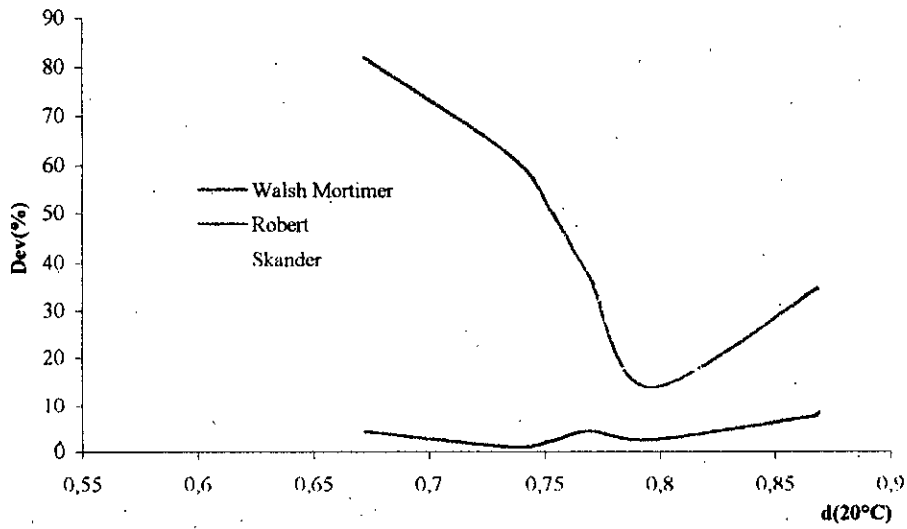


Figure 1-44: Ecart enregistrés pour les PA

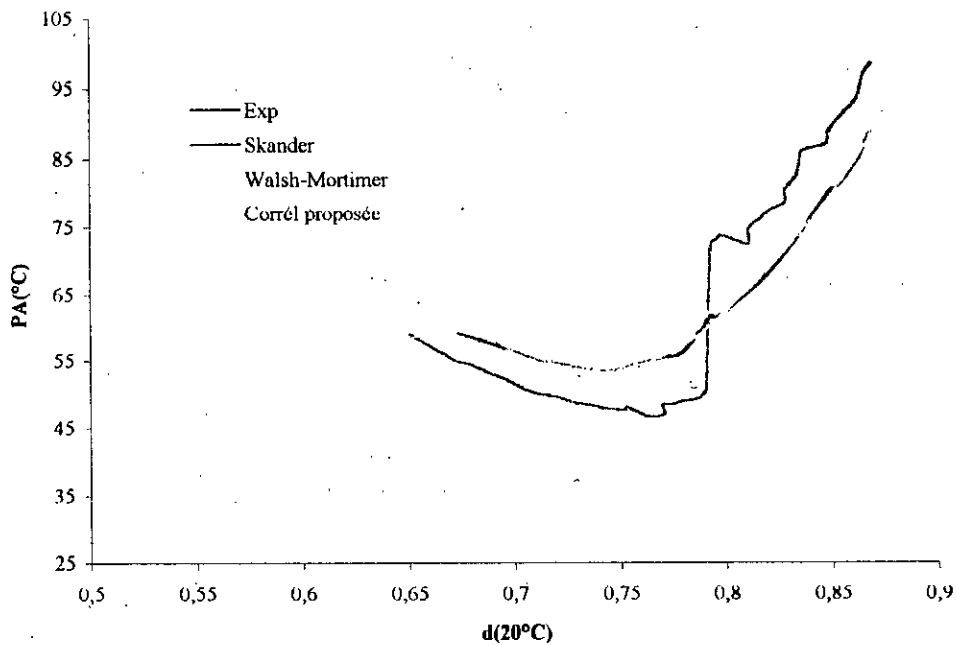


Figure 1-45: PA des fractions pétrolières

B - Propriétés spécifiques calculées

pour une fraction pétrolière, on utilise pour la détermination de ces propriétés des abaques et des corrélations empiriques.

B-1-Facteur de caractérisation Kuop :

B-1-1-Définition

NELSON, WATSON et MURPHY de la société U.O.P. (Universal Oil Products), ont proposé en 1937 la formule suivante qui définit le facteur de caractérisation Kuop [3].

$$\text{Kuop} = (\text{Teb en } ^\circ\text{R})^{(1/3)} / \text{SpGr } 60^\circ/60^\circ\text{F} \quad (1-201)$$

où :

SpGr :specific gravity;

Teb : température d'ébullition en $^\circ\text{R}$.

La connaissance du Kuop peut donner beaucoup d'informations sur la nature des pétroles bruts[3].

Kuop ~13 : paraffines normales et les isoparaffines .

Kuop~12 : hydrocarbures mixtes ou le cycle et la chaîne sont équivalents .

Kuop ~11 : naphènes purs ou aromatiques légèrement substitués .

Kuop ~10 : aromatiques purs .

B-1-2- Corrélations

1- corps purs :

Il existe plusieurs corrélations du Kuop en fonction de la masse molaire et de la température d'ébullition .

1-1- Corrélation de KITOUS et al. [20] :

Ces auteurs ont proposé une corrélation pour différentes familles d'hydrocarbures dont le point d'ébullition est inférieur à 200 $^\circ\text{C}$ et ceci à partir des données de l'API

*Paraffines

$$\text{Kuop} = 2.4260137175 \text{ E-11 } T_{\text{eb}}^5 - 1.21846890315 \text{ E-8 } T_{\text{eb}}^4 + 2.15019659343 \text{ E-6 } T_{\text{eb}}^3 - 0.000119912635601 T_{\text{eb}}^2 - 0.00646445552237 T_{\text{eb}} + 13.5373346842. \quad (1-202)$$

*Naphènes

$$\text{Kuop} = -1.46342390492 \text{ E-9 } T_{\text{eb}}^5 + 8.90359434991 \text{ E-7 } T_{\text{eb}}^4 - 0.000208788629793 T_{\text{eb}}^3 + 0.023427596214 T_{\text{eb}}^2 - 1.24158196238 T_{\text{eb}} + 35.7102193211 \quad (1-203)$$

*Aromatiques

$$\text{Kuop} = -2.7176475926 \text{ E-8 } T_{\text{eb}}^4 + 1.48816796841 \text{ E-5 } T_{\text{eb}}^3 - 0.00299324196403 T_{\text{eb}}^2 + 0.271527551837 T_{\text{eb}} + 0.766235472432. \quad (1-204)$$

où :

T_{eb} : en $^\circ\text{C}$.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

1-2- Corrélation de BOUAMRA-CHITOUR [21] :

Ces auteurs ont proposé une corrélation de type $Kuop=f(T_{eb},d)$ pour chaque famille d'hydrocarbures ayant des points d'ébullition compris entre 200 et 400°C. Les données de base sont de l'API [42].

**Paraffines*

$$Kuop = 11.07003 + 3.335759 E-3 T_{eb} + 2.159892 E-6 d \quad (1-205)$$

**Naphènes*

$$Kuop = 36.35006 + 0.0080817 T_{eb} - 34.95683 d \quad (1-206)$$

**Aromatiques*

$$Kuop = 13.54416 + 6.185766 E-3 T_{eb} - 6.127023 d \quad (1-207)$$

où d est la densité à 20°C et T_{eb} est la température d'ébullition en Kelvin .

1-3-Corrélation de SKANDER et al. [10] :

Ces auteurs ont proposé une corrélation donnant le point d'aniline en fonction du nombre d'atomes de carbone pour les n- paraffines, les n- alkylcyclohexanes et les n- alkylbenzènes .

$$Kuop = a + b \cdot N + c \cdot N^2 + d \cdot N^3 + e \cdot N^4 \quad (1-208)$$

N: le nombre d'atomes de carbone

Les constantes a, b, c, d et e sont des paramètres qui dépendent de la propriété et de la famille chimique de l'hydrocarbure étudié. Leurs valeurs sont données dans le tableau 1-37

TABLEAU 1-37 : valeurs des constantes a, b, c et d .

Famille	a	b	c	d	e
n- paraffines	13.909486	-0.33650895	0.030147353	-0.0010181378	$1.2308944 \cdot 10^{-5}$
Naphtènes	9.6887212	0.28659891	-0.011657066	0.00028317483	$-2.9508618 \cdot 10^{-6}$
Aromatiques	6.9049661	0.65480276	-0.03461062	0.00095134234	$-1.031009 \cdot 10^{-5}$

3-Fractions pétrolières :

2-1-Relation de WATSON [3] :

Nous pouvons utiliser la relation de WATSON pour déterminer le $Kuop$ d'une fraction pétrolière .

2-2- La règle d'additivité :

Si nous connaissons la composition X_P, X_N, X_A , nous pourrions appliquer la règle d'additivité en écrivant :

$$Kuop = X_P (Kuop)_P + X_N (Kuop)_N + X_A (Kuop)_A \quad (1-209)$$

Les valeurs des $Kuop$ des corps purs étant calculées à partir d'une des corrélations déjà citées.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

B-1-3-Résultats donnés par calcul :

Tableau 1-38 : Kuop des fractions pétrolières issues du RA1K

FP	Kuop1	Kuop2	e ₁	Kuop3	e ₂	FP	Kuop1	Kuop2	e ₁	Kuop3	e ₂
1	13,03	12,64	3,0	12,43	4,6	26	11,97	12,44	4,0	12,02	0,4
2	12,68	12,54	1,1	12,30	2,9	27	11,98	12,45	4,0	12,03	0,4
3	12,63	12,49	1,1	12,27	2,8	28	12,00	11,73	2,2	12,04	0,4
4	12,53	12,40	1,0	12,23	2,4	29	12,00	12,43	3,5	12,44	3,6
5	12,38	12,28	0,8	12,17	1,7	30	12,00	12,42	3,5	12,44	3,7
6	12,31	12,21	0,8	12,13	1,5	31	12,01	12,43	3,5	12,45	3,7
7	12,26	12,18	0,6	12,10	1,3	32	11,86	12,28	3,6	12,43	4,8
8	12,23	12,18	0,4	12,09	1,2	33	11,93	12,36	3,5	12,47	4,5
9	12,21	12,16	0,3	12,07	1,1	34	11,94	12,36	3,5	12,49	4,6
10	12,16	12,13	0,3	12,05	0,9	35	11,95	12,37	3,6	12,51	4,7
11	12,12	12,10	0,2	12,03	0,8	36	11,92	12,34	3,5	12,53	5,1
12	12,09	12,08	0,1	12,02	0,6	37	11,98	12,42	3,7	12,57	4,9
13	12,06	12,06	0,0	12,00	0,5	38	11,99	12,44	3,7	12,60	5,0
14	12,04	12,05	0,1	11,99	0,4	39	12,03	12,49	3,8	12,63	5,0
15	12,01	12,03	0,2	11,98	0,2	40	12,08	12,56	3,9	12,67	4,9
16	12,03	12,06	0,3	11,99	0,3	41	12,00	12,42	3,6	12,68	5,7
17	11,94	12,01	0,5	11,96	0,2	42	12,05	12,55	4,2	12,72	5,6
18	11,93	12,02	0,8	11,96	0,3	43	12,06	12,60	4,4	12,75	5,7
19	11,92	12,04	1,0	11,96	0,3	44	12,06	12,62	4,6	12,78	5,9
20	11,94	12,09	1,3	11,97	0,3	45	12,06	12,65	4,8	12,80	6,1
21	12,01	12,17	1,4	11,99	0,1	46	12,10	12,70	5,0	12,84	6,1
22	11,99	12,48	4,0	11,99	0,0	47	12,14	12,79	5,4	12,87	6,0
23	11,99	12,47	4,0	12,00	0,1	48	12,15	12,85	5,8	12,89	6,1
24	11,99	12,47	4,0	12,01	0,1	49	12,15	12,85	5,8	12,90	6,2
25	11,97	12,45	4,0	12,01	0,3	e _m			2,6		2,7

Kuop1 : Définition de Watson

Kuop2 : corrélation de Kitous-Bouamra-Chitour

Kuop3 : corrélation de Skander

e_i : erreur par rapport à Watson.

Commentaires :

Nous constatons que les corrélations de Kitous et al. et Bouamra-Chitour donnent des écarts moyens assez faibles de l'ordre de 3%. Les valeurs des Kuop sont généralement de l'ordre de 12, ce qui incite à affirmer que ces fractions sont à tendance naphthéno-paraffiniques.

B-2 - Le rapport C/H :

B-2-1- Définition :

La valeur du rapport C/H caractérise un hydrocarbure au même titre que la densité. Les molécules paraffiniques ont un rapport H/C élevé alors que dans les formes aromatiques, il est faible [7].

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

B-2-2- Corrélations :

1-Mélange de corps purs et fractions pétrolières :

1-1-Corrélation de RIAZI-DAUBERT:

RIAZI et DAUBERT ont proposé des corrélations donnant le rapport massique C/H en fonction de la température d'ébullition et la specific gravity .

- Pour $70 \leq M \leq 300$ et $26.7 \leq T_{eb} \leq 343^\circ\text{C}$

$$C/H = 17.220 \exp(8.25E-3 T_{eb} + 16.94 \text{ SpGr} - 6.94 E-3 T_{eb} \text{ SpGr}) T_{eb}^{-2.725} \text{ SpGr}^{-6.788} \quad (1-210)$$

- Pour $300 \leq M \leq 600$ et $343 \leq T_{eb} \leq 538^\circ\text{C}$

$$C/H = 3.408E-22 \exp(4.684E-3 T_{eb} + 103.12 I - 0.0152 T_{eb} \cdot I) T_{eb}^{-0.786} I^{21.567} \quad (1-211)$$

avec :

$$I = 2.341E-2 \exp(6.461E-4 T_{eb} + 5.144 \text{ SpGr} - 3.289 E-4 T_{eb} \cdot \text{SpGr}) T_{eb}^{-0.407} \text{ SpGr}^{-3.333} \quad (1-212).$$

1-2-Abaque du WUITHIER [3]:

L'abaque de WUITHIER [3] permet de calculer le pourcentage massique en hydrogène, connaissant le Kuop et la température moyenne d'ébullition de la fraction pétrolière. Si nous connaissons la masse molaire de la fraction pétrolière en plus de la teneur en hydrogène , nous pourrions déduire la formule approchée brute de l'hydrogène auquel nous assimilons notre fraction pétrolière

B-2-3 :Résultats donnés par les calculs :

Les différentes corrélations citées, appliquées au RA1K, donnent les résultats représentés dans le tableau 1-35.

Chapitre 1 : Etude corrélative du pétrole brut RA1K

Tableau 1-35 : Valeurs de C/H des fractions issues du RA1K

FP	(C/H)1	(C/H)2	(C/H)3	e ₁	e ₂	FP	(C/H)1	(C/H)2	(C/H)3	e ₁	e ₂
1	4,89	5,13	5,84	4,9	19,3	26	6,05	5,72	7,19	5,5	18,9
2	5,11	5,15	6,17	0,8	20,6	27	6,05	5,74	7,18	5,2	18,7
3	5,15	5,18	6,22	0,5	20,8	28	6,05	5,79	7,17	4,3	18,5
4	5,23	5,20	6,33	0,6	21,0	29	6,06	5,79	7,17	4,6	18,3
5	5,36	5,22	6,49	2,5	21,2	30	6,08	5,81	7,18	4,5	18,1
6	5,42	5,25	6,58	3,3	21,3	31	6,09	5,83	7,18	4,3	17,9
7	5,48	5,27	6,65	3,8	21,3	32	6,26	5,86	7,40	6,4	18,2
8	5,51	5,29	6,69	4,0	21,2	33	6,21	5,86	7,31	5,7	17,7
9	5,55	5,32	6,72	4,2	21,2	34	6,24	5,90	7,32	5,4	17,4
10	5,60	5,34	6,79	4,7	21,1	35	6,26	5,93	7,34	5,4	17,1
11	5,65	5,36	6,84	5,1	21,0	36	6,32	5,95	7,40	5,9	17,0
12	5,70	5,39	6,89	5,4	20,9	37	6,29	5,97	7,33	5,1	16,4
13	5,74	5,41	6,94	5,8	20,8	38	6,32	5,99	7,34	5,2	16,2
14	5,78	5,43	6,97	5,9	20,7	39	6,31	5,99	7,30	5,1	15,7
15	5,82	5,46	7,02	6,2	20,6	40	6,31	6,04	7,26	4,2	15,1
16	5,81	5,48	7,00	5,7	20,4	41	6,39	6,07	7,40	5,1	15,7
17	5,92	5,50	7,12	7,0	20,3	42	6,38	6,09	7,35	4,6	15,1
18	5,95	5,53	7,15	7,1	20,2	43	6,40	6,11	7,35	4,5	14,9
19	5,98	5,55	7,17	7,1	20,0	44	6,42	6,14	7,37	4,4	14,8
20	5,97	5,57	7,16	6,7	19,9	45	6,44	6,16	7,39	4,4	14,8
21	5,92	5,60	7,08	5,4	19,6	46	6,44	6,15	7,37	4,5	14,4
22	5,95	5,62	7,11	5,5	19,5	47	6,44	6,15	7,33	4,4	13,8
23	5,97	5,64	7,12	5,4	19,3	48	6,44	6,23	7,33	3,3	13,8
24	5,99	5,67	7,13	5,3	19,2	49	6,45	6,25	7,34	3,1	13,8
25	6,02	5,69	7,16	5,4	19,0	e _m				4,8	18,4

(C/H)1 : corrélation de Riazi-Daubert

(C/H)3 : corrélation empirique.

(C/H)2 : abaque de Whuitier

Commentaires :

Les résultats obtenus confirment que le RA1K est à tendance paraffinique, les valeurs du C/H étant de l'ordre de 6 pour les fractions légères, sans pour autant négliger les aromatiques présents dans les fractions lourdes et responsables de l'élévation du rapport C/H, mais restant dominées par les paraffines (élévation du point d'aniline)

Introduction :

Cette partie expérimentale consiste en l'étude d'un condensat provenant d'un champ pétrolier algérien .

Le condensat est un hydrocarbure léger ayant une proportion élevée d'aromatiques. Une grande partie des condensats est extraite par des séparateurs. Ils ont pour limite d'ébullition des températures comprises entre 20°C et 320°C et sont connus pour donner un certain nombre de fractions appelées à être utilisées dans divers domaines, à savoir comme charge pour un procédé de reforming, de cracking, comme produits finis et autres.

Cette étude a consisté en :

- ◆ La détermination des principales caractéristiques du condensat, a travers des essais normalisés.
- ◆ Une distillation TBP, qui a permis de recueillir une trentaine de fractions.
- ◆ L'étude des fractions par différentes analyses expérimentales, a savoir l'indice de réfraction, la densité, la viscosité, le point de congélation et le point d'aniline.

Chapitre 2 : Etude expérimentale d'un condensat

I- Analyse préliminaire du condensat :

Les caractéristiques physico-chimiques du condensat sont obtenues en effectuant les essais normalisés déjà cités dans le chapitre 1.

Les résultats sont donnés dans le tableau 3-1.

Commentaires :

Le condensat analysé est de nature légère. Sur la base de son facteur de caractérisation Kuop, il peut être classé comme hydrocarbure mixte (naphténo-paraffinique). Sa teneur en eau et en sédiment étant nulle, il n'y a pas de risques éventuel d'empoisonnement d'un catalyseur. Sa faible teneur en soufre permet d'éviter des opérations de désulfuration ultérieure. L'examen des viscosités à 37.8 et 20°C font penser à une tendance paraffinique.

Tableau 3-1 : Caractéristiques physico-chimiques du condensat.

Caractéristique	Résultat
Densité à 15°C	0.7176
Densité en degré API	65.52
Viscosité cinématique (cSt)	0.73
à 20°C	0.60
à 37.8°C	1.4140
Indice de réfraction à 20°C	
Tension de vapeur à 37.8°C (Psia)	10
Teneur en eau (par extraction)	0
Teneur en sédiment	0
Point de congélation (°C)	<-50
Teneur en soufre (ppm)	20
Indice d'acidité (mg KOH/g)	0.093
Résidu Conradson (% poids)	<0.24
Poids moléculaire (g /mole)	107
Facteur de caractérisation Kuop	12.27

Chapitre 2 : Etude expérimentale d'un condensat

II- Distillation TBP du condensat :

La distillation TBP du condensat étudié à pression atmosphérique est donné sur le tableau 3-2.

Tableau 3-2 : Distillation atmosphérique TBP du condensat

N°FP	Intervalle	% poids	%volume	%volume cumulé
1	<20	4,53	5,78	-
2	20-40	9,25	10,62	16,40
3	40-60	4,02	4,45	20,85
4	60-70	6,95	7,36	28,21
5	70-80	3,70	3,84	32,05
6	80-90	4,4	4,51	36,56
7	90-100	4,97	5,01	41,57
8	100-110	4,83	4,84	46,42
9	110-120	4,33	4,32	50,74
10	120-130	2,61	2,58	53,32
11	130-140	4,12	4,01	57,34
12	140-150	4,36	4,22	61,56
13	150-160	4,00	3,84	65,39
14	160-170	3,04	2,90	68,29
15	170-180	3,18	3,00	71,29
16	180-190	2,78	2,61	73,95
17	190-200	2,60	2,43	76,38
18	200-210	2,50	2,31	78,69

Cette distillation a été poursuivie jusqu'à l'apparition de fumées signe du début du cracking. A cet instant la température en tête de colonne est de 210°C. Nous procédons alors à la distillation du résidu atmosphérique sous un vide de 40 mmHg puis 10 mmHg. Nous obtenons les résultats représentés ci-dessous :

Tableau 3-3: Distillation TBP sous vide

N°FP	Intervalle	% poids	%volume	%volume cumulé
19	210-220	2,13	1,97	80,66
20	220-235	3,97	3,64	84,30
21	235-250	3,43	3,12	87,41
22	250-260	1,44	1,30	88,71
23	260-270	1,74	1,56	90,27
24	270-280	1,67	1,49	91,76
25	280-290	1,42	1,26	93,02
26	290-300	1,26	1,11	94,14
27	300-310	1,27	1,12	95,26
28	310-320	1,1	0,96	96,22
29	320+	4,4	3,78	100,00

Commentaires :

Au début de la distillation TBP, nous avons eu recours à un dégazage, et avons récupéré les gaz dissous avec un pourcentage de 4.53 du poids de la charge.

Chapitre 2 : Etude expérimentale d'un condensat

Lors de la distillation atmosphérique, nous avons recueilli 18 fractions avec des écarts de 10°C. Ensuite nous avons poursuivi sous un vide de 40mmHg jusqu'à une température de 300°C en tête de colonne. On obtient aussi un nouveau résidu. On continue la distillation sous une pression encore plus réduite (10mmHg) jusqu'à ce que la température atteigne son maximum. La courbe de distillation TBP du condensat est représentée sur la figure 3-1.

III- Evaluation des propriétés physico-chimiques du condensat :

Tableau 3-4 : Mesure expérimentale des propriétés des fractions issues du condensat

N° Fraction	Densité	n(20°C)	v(20°C)	T _{cong} (°C)	PA(°C)
1	0,565	-	-	-	
2	0,628	1,3562	-	-	
3	0,651	1,3692	-	-	
4	0,681	1,3841	-	-	
5	0,695	1,3928	-	-	
6	0,703	1,3935	-	-	
7	0,715	1,4013	-	-	58,9
8	0,719	1,4033	-	-	-
9	0,722	1,4050	-	-	60,5
10	0,729	1,4080	-	-	62,2
11	0,740	1,4146	-	-	64,9
12	0,745	1,4170	-	-	-
13	0,752	1,4210	-	-	68,1
14	0,757	1,4232	-	-	-
15	0,763	1,4258	-	-	71,1
16	0,767	1,4280	-	-	72,2
17	0,771	1,4302	-	-	-
18	0,780	1,4344	1,03	-	76,0
19	0,781	1,4352	1,04	-	76,3
20	0,787	1,4381	1,12	-	-
21	0,793	1,4422	1,23	-42,3	80,0
22	0,800	1,4442	1,40	-33,6	82,2
23	0,805	1,4472	1,56	-27,5	-
24	0,809	1,4493	1,71	-22,8	85,2
25	0,812	1,4511	1,85	-19,5	-
26	0,816	1,4512	2,06	-15,1	87,6
27	0,819	1,4544	2,24	-12,0	88,6
28	0,823	1,4563	2,53	-08,2	90,0
29	0,840	-	4,49	-	96,2

Commentaires :

Les résultats obtenus permettent de tirer les conclusions suivantes :

- ◆ Les valeurs des indices de réfraction indique une tendance paraffinique pour les fractions de température d'ébullition inférieurs à 200°C, naphénique au delà de cette limite.
- ◆ Pour les viscosités à 37.8°C, on remarque une augmentation régulière en fonction de la température d'ébullition. Cette propriété n'ayant aucun intérêt pour les fractions plus légères, elle n'a été mesuré qu'à partir des fractions de densité supérieurs à 0.780.
- ◆ Les températures de congélation sont mesurées à partir de la vingtième fraction car avant ce point, cette propriété est difficilement mesurable.
- ◆ Les valeurs élevés du point d'aniline confirme la tendance paraffinique de ce condensat.

I- Introduction :

Les corrélations proposées en première partie et celles que nous offre la littérature, nous permettent d'évaluer individuellement les différentes propriétés physico-chimiques des fractions pétrolières sur la base de la connaissance de différents paramètres accessibles expérimentalement.

Dans cette partie, notre but est d'élaborer une méthode de calcul permettant l'estimation des propriétés d'un pétrole à partir de la connaissance de quelques caractéristiques, afin d'éviter des manipulations coûteuses et difficiles à mettre en œuvre. Nous nous sommes particulièrement intéressés aux pétroles algériens dont nous avons également corrélés une distillation TBP moyenne et estimés les propriétés des différentes fractions en utilisant les équations proposées dans la première partie ainsi que d'autres méthodes empiriques.

II- Principe de la méthode :

L'élaboration des corrélations donnant la courbe de distillation TBP et les propriétés des pétroles moyens s'est faite en plusieurs étapes :

- ◆ Constitution d'une banque de données (cf. annexe) de distillations TBP de 126 pétroles d'origines diverses. Ces données issues de diverses sources ont été homogénéisées afin d'être facilement exploitables.

Ils se répartissent comme suit :

1. 59 pétroles légers dont la densité varie entre 0.78 et 0.82.
2. 33 pétroles moyens dont la densité varie entre 0.82 et 0.86.
3. 5 pétroles moyennement lourds dont la densité varie entre 0.86 et 0.90.
4. 29 pétroles lourds dont la densité est supérieure à 0.90.

En particulier notre étude s'est intéressée aux pétroles algériens légers pour lesquels nous avons recueillis les caractéristiques de 32 pétroles issus de champs variés.

- ◆ Corrélation de ses différentes données afin d'obtenir une courbe de distillation TBP moyenne propre à chacune de ces catégories, appelée « Courbe de distillation du pétrole simulé ».
- ◆ Application des corrélations élaborées en première partie ainsi que des méthodes empiriques proposées dans la littérature, pour le pétrole algérien simulé.
- ◆ Calcul de l'erreur relative des résultats obtenus pour le pétrole algérien simulé par rapport à ceux obtenus pour le RAIK.

Les résultats obtenus permettent d'estimer les diverses propriétés des fractions d'un pétrole donné, évitant ainsi de recourir à l'expérimentation.

III-DISTILLATION TBP DES PETROLES SIMULES :

III-1 - Pétrole algérien simulé (P.A.S) :

L'application de la méthode décrite précédemment sur la banque de données des pétroles algériens a donné les résultats suivants :

Tableau 2-1 :Distillation TBP du pétrole algérien simulé

FP	T°(°C)	% V cumulé	d ²⁰ ₄	FP	T _{eb} (°C)	%V cumulé	d ²⁰ ₄
1	65	11,48	0,6548	27	195	44,65	0,7887
2	70	12,25	0,6696	28	200	45,81	0,7917
3	75	13,25	0,6810	29	205	46,96	0,7947
4	80	14,49	0,6901	30	210	48,09	0,7976
5	85	15,92	0,6977	31	220	50,30	0,8034
6	90	17,44	0,7043	32	230	52,45	0,8089
7	95	18,94	0,7102	33	240	54,54	0,8142
8	100	20,41	0,7156	34	250	56,56	0,8194
9	105	21,83	0,7206	35	260	58,52	0,8243
10	110	23,22	0,7254	36	270	60,42	0,8292
11	115	24,58	0,7300	38	290	64,06	0,8384
12	120	25,91	0,7344	39	300	65,79	0,8428
13	125	27,23	0,7387	40	310	67,48	0,8471
14	130	28,54	0,7428	37	280	62,27	0,8339
15	135	29,83	0,7468	38	290	64,06	0,8384
16	140	31,11	0,7507	39	300	65,79	0,8428
17	145	32,39	0,7546	40	310	67,48	0,8471
18	150	33,66	0,7583	41	320	69,12	0,8513
19	155	34,92	0,7620	42	330	70,72	0,8554
20	160	36,17	0,7655	43	340	72,28	0,8594
21	165	37,41	0,7691	44	350	73,79	0,8633
22	170	38,65	0,7725	45	360	75,27	0,8672
23	175	39,87	0,7759	46	365	76,00	0,8690
24	180	41,09	0,7792	47	370	76,72	0,8709
25	185	42,29	0,7824	48	375	77,43	0,8727
26	190	43,48	0,7856	49	380	78,13	0,8746

Ces résultats sont représentés sur les figure 2-1 et 2-2. La corrélation proposée, donnant la température d'ébullition moyenne en fonction du pourcentage volumique distillé a pour expression :

$$T_{eb}(°C) = a + b \cdot (\%V_c) + c \cdot (\%V_c) / \ln(\%V_c) + d \cdot (\%V_c)^{0.5} + e \cdot \ln(\%V_c) / (\%V_c) \quad \{2-1\}$$

a, b, c, d et e sont des constantes dont les valeurs sont données dans le tableau 2-2. Les valeurs des coefficients de corrélation sont également portés sur ce tableau.

Tableau 2-2 : Valeurs des constantes a, b, c d et e de l'équation 2-1.

Paramètre	valeur	R ²
a	-4688,22338	0.9999
b	679,271861	0.9999
c	-5638,81566	0.9998
d	5901,80442	0.9998
e	16378,9915	0.9999

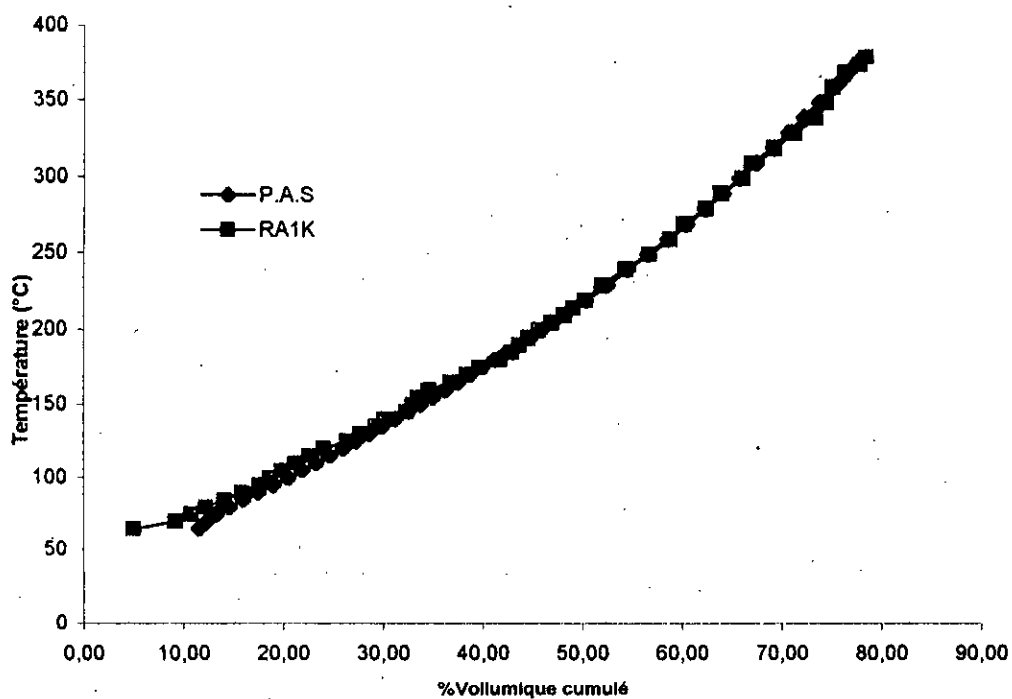


Figure 2-1: Courbe TBP du P.A.S

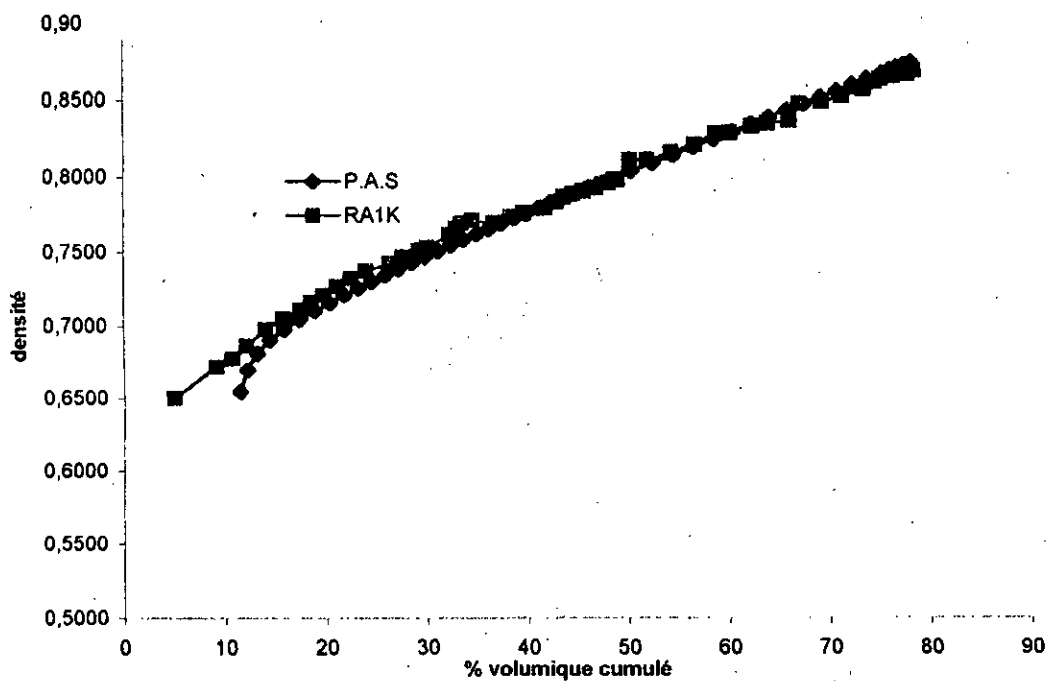


Figure 2-2: courbe de densité du P.A.S

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

III-2-Distillation TBP du pétrole léger simulé (P.L.S) :

L'application de la méthode décrite précédemment sur la banque de données des pétroles légers a donné les résultats suivants :

Tableau : 2-3 Distillation TBP du P.L.S

FP	T (°C)	%V cumulé	densité	FP	T (°C)	%V cumulé	densité
1	120	28,12	0,7181	20	215	51,88	0,8070
2	125	29,32	0,7263	21	220	53,08	0,8098
3	130	30,61	0,7338	22	230	55,40	0,8151
4	135	31,81	0,7406	23	240	57,62	0,8201
5	140	33,01	0,7469	24	250	59,75	0,8249
6	145	34,22	0,7528	25	260	61,77	0,8295
7	150	35,45	0,7582	26	270	63,71	0,834
8	155	36,70	0,7633	27	280	65,56	0,8383
9	160	37,95	0,7681	28	290	67,32	0,8424
10	165	39,22	0,7725	29	300	69,02	0,8465
11	170	40,50	0,7768	30	310	70,64	0,850
12	175	41,78	0,78080	31	320	72,19	0,8543
13	180	43,07	0,78460	32	330	73,69	0,8581
14	185	44,36	0,78822	33	340	75,13	0,8619
15	190	45,64	0,7916	34	350	76,52	0,865
16	195	46,92	0,79500	35	360	77,87	0,8693
17	200	48,18	0,79819	36	370	79,17	0,8729
18	205	49,43	0,8012	37	380	80,43	0,8764
19	210	50,67	0,8042				

Ces résultats sont représentés sur la figure 2-3.

La corrélation proposée donnant la température d'ébullition moyenne en fonction du pourcentage volumique distillé a pour expression :

$$T_{eb} (\text{°C}) = a + b.(\%V) + c.(\%V)^{(1.5)} + d.(\%V) / \ln(\%V) + e / (\%V)^{0.5} \quad \{2-2\}$$

a, b, c, d et e sont des constantes dont les valeurs sont données sur le tableau ci-dessous. Les valeurs des coefficients de corrélations R^2 sont également portées sur le tableau 2-4.

Tableau 2-4: Valeurs des constantes a, b, c d et e de l'équation 2-2.

a	-5830,73656	R²
b	-443,771654	0.9997
c	9,28380814	0.9998
d	1882,45484	0.99999
e	6253,63084	0.99996

III-3-Distillation TBP du pétrole moyen simulé (P.M.S) :

L'application de la méthode décrite précédemment sur la banque de données des pétroles moyens a donné les résultats suivants :

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

Tableau 2-5 : Distillation TBP du P.M.S

FP	T°(°C)	%V cumulé	Densité	FP	T°(°C)	%V cumulé	Densité
1	80	13,02	0,7076	27	236	36,76	0,8209
2	86	13,20	0,7135	28	242	37,93	0,8241
3	92	13,40	0,7193	29	248	39,12	0,8274
4	98	13,62	0,7248	30	254	40,32	0,8305
5	104	13,88	0,7301	31	260	41,52	0,8337
6	110	14,18	0,7353	32	266	42,73	0,8367
7	116	14,55	0,7404	33	272	43,93	0,8398
8	122	15,00	0,7453	34	278	45,14	0,8428
9	128	15,60	0,7501	35	284	46,34	0,8457
10	134	16,40	0,7548	36	290	47,54	0,8486
11	140	17,51	0,7594	37	296	48,73	0,8514
12	146	18,90	0,7638	38	302	49,91	0,8543
13	152	20,35	0,7682	39	308	51,08	0,8570
14	158	21,73	0,7725	40	314	52,24	0,8598
15	164	23,02	0,7766	41	320	53,38	0,8625
16	170	24,24	0,7807	42	326	54,51	0,8651
17	176	25,41	0,7847	43	332	55,63	0,8678
18	182	26,55	0,7886	44	338	56,73	0,8703
19	188	27,68	0,7925	45	344	57,81	0,8729
20	194	28,79	0,7963	46	350	58,88	0,8754
21	200	29,91	0,8000	47	356	59,93	0,8779
22	206	31,03	0,8036	48	362	60,97	0,8804
23	212	32,15	0,8072	49	368	61,99	0,8828
24	218	33,29	0,8107	50	374	62,99	0,8852
25	224	34,43	0,8141	51	380	63,98	0,8875
26	230	35,59	0,8175				

Ces résultats sont représentés sur la figure 2-4.

La corrélation proposée donnant la température moyenne d'ébullition en fonction du pourcentage volumique distillé a pour expression :

$$T_{eb}(°C) = a + b.(%V) + c. \ln (%V) + d / (%V)^{(1.5)} + e \ln(%V) / (%V)^2 \quad \{2-3\}$$

a, b, c, d et e sont des constantes dont les valeurs sont données dans le tableau. 2-6 Les valeurs des coefficients de corrélations R^2 sont également donnée dans ce tableau .

Tableau 2-6 : Valeurs des constantes a, b, c d et e de l'équation

constante	Valeur	R ²
a	11989,0466	0.999987
b	29,2936524	0.999999
c	-2906,4487	0.999976
d	-2039900	0.99997
e	2548840	0.999998

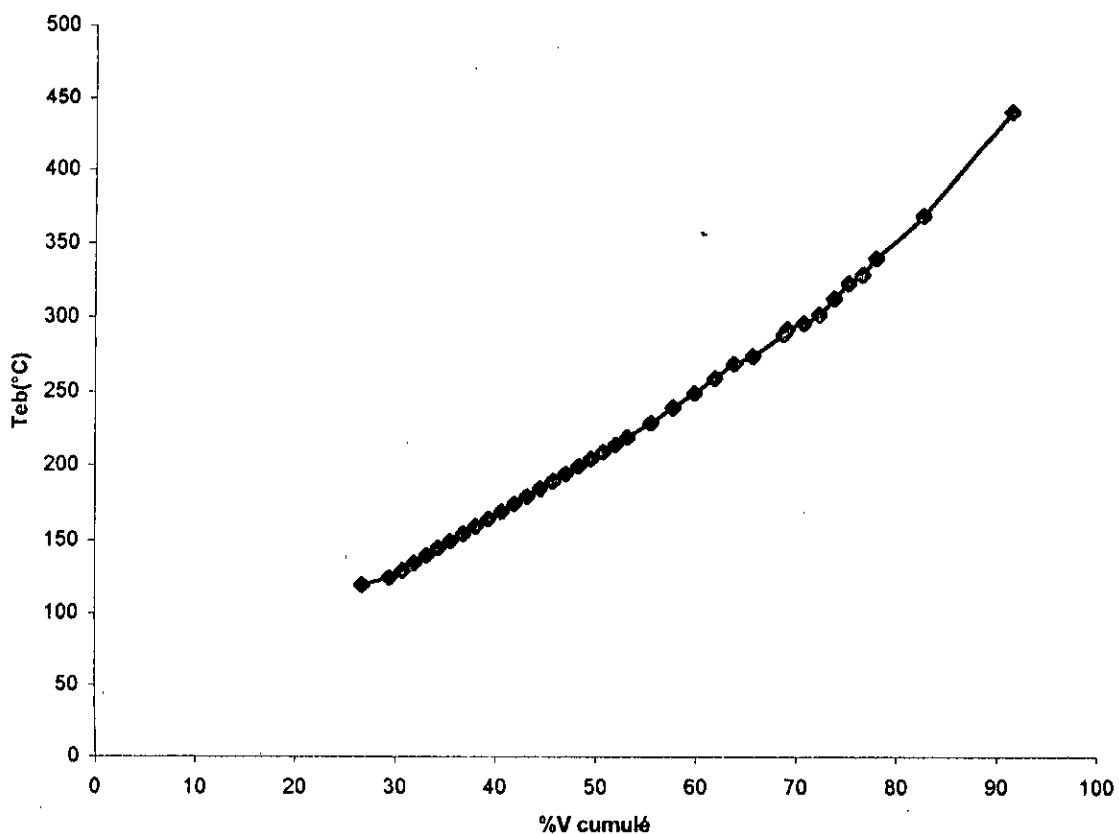


Figure 2-3: Distillation TBP du pétrole léger simulé

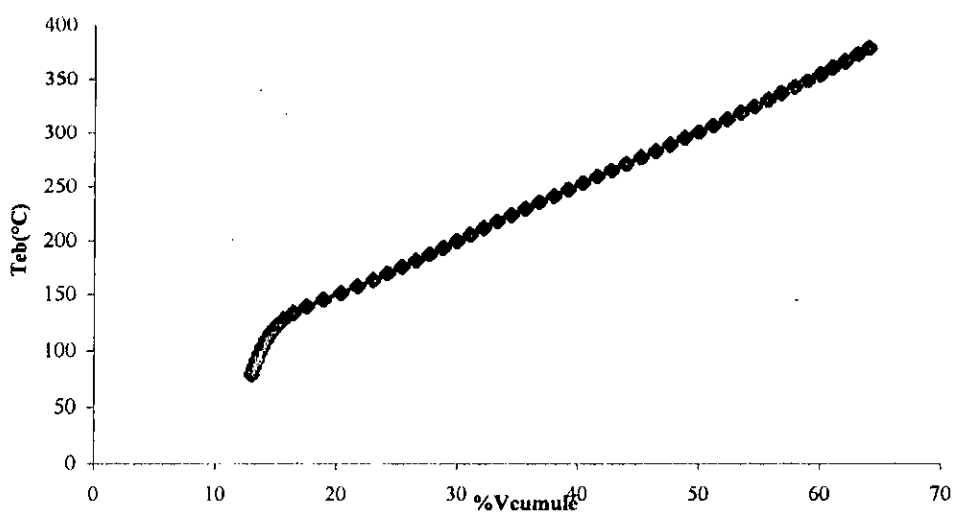


Figure 2-4: Distillation TBP du pétrole moyen simulé

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

III-4-Distillation TBP du pétrole moyennement lourd simulé (P.ML.S) :

L'application de la méthode décrite précédemment sur la banque de données des pétroles moyennement lourds a donné les résultats suivants :

Tableau 2-7: Distillation TBP du P.ML.S

FP	T _{eb} (°C)	%V cumulé	d ²⁰ ₄	FP	T _{eb} (°C)	%V cumulé	d ²⁰ ₄
1	118	10,14	0,7971	30	292	34,53	0,9314
2	124	10,68	0,7986	31	298	35,84	0,9330
3	130	11,23	0,8020	32	304	37,14	0,9388
4	136	11,78	0,8038	33	310	38,44	0,9416
5	142	12,36	0,8057	34	316	39,71	0,9456
6	148	12,94	0,8077	35	322	40,95	0,9481
7	154	13,54	0,8119	36	328	42,16	0,9539
8	160	14,16	0,8163	37	334	43,32	0,9571
9	166	14,79	0,8186	38	340	44,44	0,9581
10	172	15,44	0,8289	39	346	45,51	0,9619
11	178	16,11	0,8307	40	352	46,54	0,9628
12	184	16,80	0,8331	41	358	47,52	0,9662
13	190	17,51	0,8356	42	364	48,45	0,9677
14	196	18,24	0,8406	43	370	49,35	0,9698
15	202	19,00	0,8481	44	376	50,20	0,9711
16	208	19,78	0,8506	45	382	51,022	0,9729
17	214	20,60	0,8531	46	388	51,81	0,9734
18	220	21,44	0,8605	47	394	52,56	0,9740
19	226	22,32	0,8629	48	400	53,29	0,9754
20	232	23,23	0,8725	49	406	53,98	0,9759
21	238	24,18	0,8743	50	412	54,65	0,9763
22	244	25,17	0,8771	51	418	55,30	0,9774
23	250	26,20	0,8884	52	424	55,93	0,9778
24	256	27,27	0,8948	53	430	56,53	0,9781
25	262	28,38	0,8990	54	436	57,12	0,9789
26	268	29,54	0,9050	55	442	57,68	0,9792
27	274	30,74	0,9089	56	448	58,23	0,9794
28	280	31,98	0,9145	56	448	58,23	0,9794
29	286	33,24	0,9233				

Ces résultats sont représentés sur la figure 2-5.

La corrélation proposée donnant la température d'ébullition moyenne en fonction du pourcentage volumique distillé a pour expression :

$$T_{eb} (°C) = a + b \cdot (\%V) + c \cdot (\%V)^{2.5} + d \cdot (\%V)^3 + e \cdot e^{(\%V)} \quad \{2-4\}$$

a, b, c, d et e sont des constantes dont les valeurs sont données dans le tableau. Les valeurs des coefficients de corrélations R² sont également données dans le tableau 2-8.

Tableau 2-8 : Valeurs des constantes a, b, c d et e de l'équation

constante	Valeur	R ²
a	18,3605711	0.999987
b	15,1162488	0.999999
c	0,07778911	0.999976
d	0,0080975	0.99997
e	-2,2181 ^E -30	0.999998

III-5-DISTILLATION TBP DU PETROLE LOURD SIMULE (P.L.D.S)

L'application de la méthode décrite précédemment sur la banque de données des pétroles lourds a donné les résultats suivants :

Tableau 2-9 : Distillation TBP du P.L.D.S

FP	T°(°C)	%V cumulé	densité	FP	T°(°C)	%V cumulé	densité
1	100	0,97	0,7358	26	325	30,42	0,9075
2	110	1,76	0,7434	27	335	32,37	0,9135
3	120	2,56	0,7511	28	345	34,20	0,9190
4	125	2,96	0,7551	29	355	35,90	0,9243
5	130	3,38	0,7590	30	360	36,70	0,9268
6	135	3,80	0,7629	31	365	37,47	0,9292
7	140	4,22	0,7669	32	370	38,21	0,9315
8	145	4,66	0,7709	33	375	38,92	0,9336
9	150	5,10	0,774	34	380	39,60	0,9357
10	155	5,54	0,7790	35	385	40,26	0,9377
11	160	6,00	0,7830	36	390	40,89	0,9396
12	165	6,46	0,7870	37	395	41,49	0,9414
13	170	6,94	0,791	38	400	42,08	0,9430
14	175	7,42	0,7952	39	405	42,65	0,9445
15	180	7,91	0,7992	40	410	43,19	0,9460
16	195	9,47	0,8114	41	415	43,72	0,9473
17	200	10,01	0,8155	42	420	44,23	0,9484
18	205	10,53	0,8195	43	425	44,73	0,9495
19	210	11,16	0,8235	44	445	46,57	0,9524
20	230	13,67	0,8395	45	450	47,00	0,9528
21	240	14,96	0,8474	46	455	47,41	0,9531
22	270	19,63	0,8702	47	460	47,82	0,9533
23	280	21,42	0,8775	48	465	48,22	0,95333
24	290	23,32	0,8846				
25	300	25,32	0,8915				

Ces résultats sont représentés sur la figure 2-6.

La corrélation donnant la température moyenne d'ébullition en fonction du pourcentage volumique distillé a pour expression :

$$T_{cb}(^{\circ}\text{C}) = a + b. (\%V) + c. (\%V)^{2.5} + d. x^3 + e. e^{(\%V)} \quad \{2-5\}$$

a, b, c, d et e sont des constantes dont les valeurs sont portées dans le tableau.2-10. Les valeurs du coefficient de corrélation ont été également portées sur ce tableau.

Tableau 2-10: Valeurs des constantes a, b, c d et e de l'équation

a	87,3289394	R²
b	13,0588746	0.999999
c	-0,09174311	0.999998
d	0,01096354	0.999999
e	-4,4707E-24	0.999965

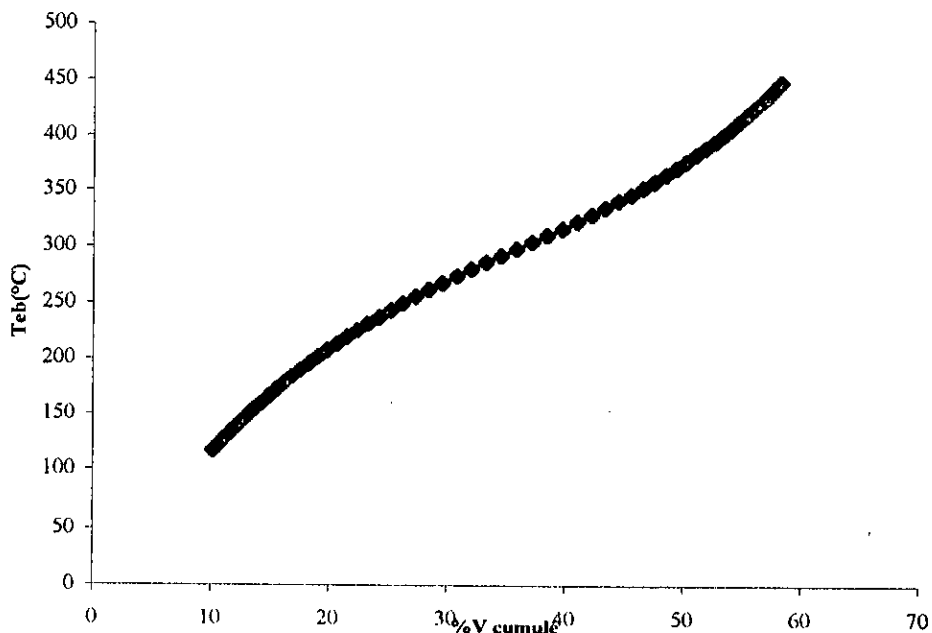


Figure 2-5: Distillation TBP du pétrole moyen lourd simulé

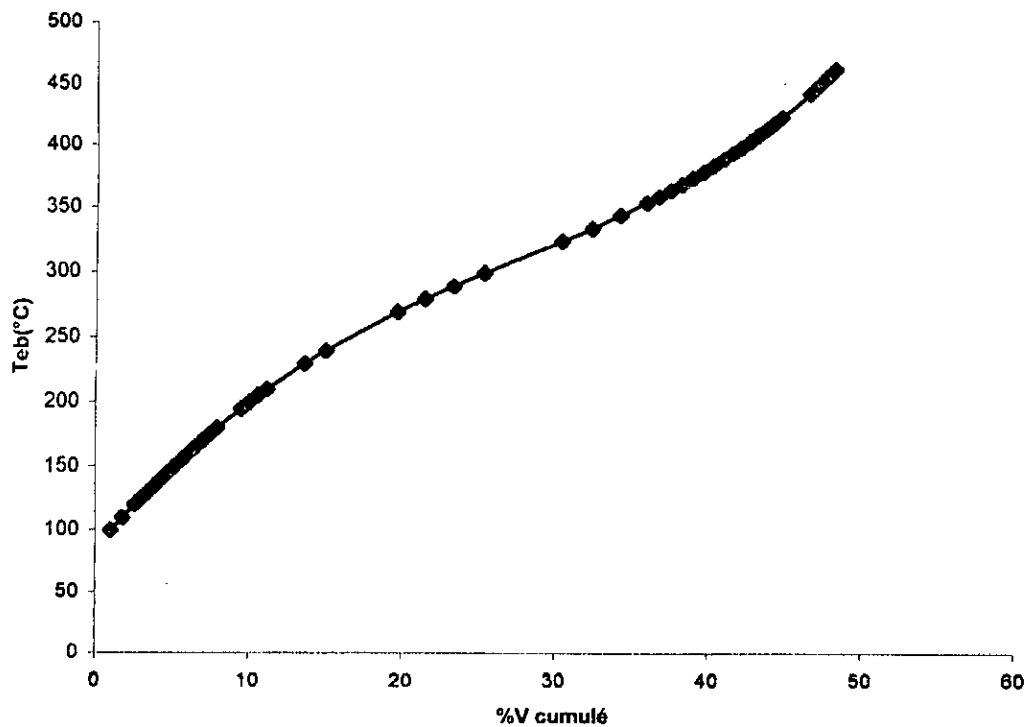


Figure 2-6: Distillation TBP lourd simulé

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

- MM1 : corrélation donnée par le projet ASPEN
 MM2 : corrélation de Hersh
 MM3 : corrélation de l'API
 MM4 : corrélation de Riazi-Daubert
 MM5 : corrélation de Sim-D
 MM6 : MM Gray-Wilson
 MM7 : corrélation de Penn,
 MM8 : corrélation proposée (corrélation de référence).
 e_{MM} : Erreur enregistrée pour la corrélation proposée (P.A.S/RA1K)

$$e_{MM} = \frac{|MM_{ref}(RA1K) - MM_{ref}(PAS)|}{MM_{ref}(RA1K)} \cdot 100$$

Commentaires :

Les résultats obtenus donnent des valeurs en accord avec celles obtenues pour le RA1K particulièrement la corrélation proposée en première partie pour cette propriétés qui donne une erreur moyenne de 1.47%.

IV-1-2-Densité :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la densité donne les résultats représentés dans le tableau 2-12.

Tableau 2-12 : Densités des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	d1	d2	d3	e ₁	e ₂	e ₃
1	0,7845	0,6314	0,6950	0,65	0,01	1,25
2	0,7858	0,6425	0,6947	0,72	0,01	0,03
3	0,7871	0,6512	0,7035	0,19	0,02	0,51
4	0,7883	0,6585	0,7104	0,01	0,01	0,52
5	0,7895	0,6648	0,7161	0,05	0,01	0,20
6	0,7907	0,6704	0,7209	0,13	0,01	0,63
7	0,7919	0,6755	0,7251	0,18	0,01	0,70
8	0,7931	0,6803	0,7289	0,21	0,01	0,64
9	0,7943	0,6849	0,7324	0,29	0,01	0,77
10	0,7955	0,6892	0,7355	0,43	0,01	1,14
11	0,7967	0,6934	0,7385	0,55	0,01	1,29
12	0,7979	0,6974	0,7413	0,65	0,01	1,26
13	0,7991	0,7014	0,7439	0,78	0,01	1,51
14	0,8004	0,7052	0,7464	0,88	0,01	1,52
15	0,8016	0,7090	0,7488	1,00	0,01	1,65
16	0,8029	0,7127	0,7511	1,03	0,01	1,49
17	0,8042	0,7162	0,7532	1,28	0,02	2,17
18	0,8055	0,7198	0,7553	1,39	0,02	2,28
19	0,8068	0,7232	0,7573	1,46	0,02	2,24
20	0,8081	0,7266	0,7592	1,50	0,01	2,06
21	0,8095	0,7299	0,7610	1,48	0,00	1,88
22	0,8109	0,7332	0,7628	1,58	0,00	2,01
23	0,8123	0,7364	0,7645	1,65	0,00	1,96
24	0,8137	0,7395	0,7661	1,72	0,00	1,90
25	0,8151	0,7426	0,7677	1,81	0,00	1,96
26	0,8166	0,7457	0,7692	1,88	0,00	1,91
27	0,8180	0,7486	0,7707	1,93	0,00	1,81
28	0,8195	0,7516	0,7725	6,98	0,00	1,56

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

FP	d1	d2	d3	e ₁	e ₂	e ₃
29	0,8211	0,7545	0,7929	4,23	0,00	1,54
30	0,8226	0,7573	0,7936	4,06	0,00	1,48
31	0,8258	0,7628	0,7951	4,00	0,20	1,07
32	0,8290	0,7682	0,7965	3,80	0,36	0,47
33	0,8324	0,7734	0,7978	3,57	0,39	1,21
34	0,8359	0,7785	0,7991	3,30	0,41	1,41
35	0,8395	0,7834	0,8003	3,04	0,42	1,54
36	0,8432	0,7882	0,8015	2,78	0,42	1,80
37	0,8470	0,7929	0,8026	2,60	0,45	1,51
38	0,8509	0,7975	0,8037	2,39	0,47	1,49
39	0,8550	0,8019	0,8047	2,22	0,49	1,11
40	0,8591	0,8063	0,8057	2,05	0,52	0,84
41	0,8634	0,8105	0,8067	1,88	0,50	0,84
42	0,8679	0,8147	0,8075	1,71	0,53	1,29
43	0,8724	0,8188	0,8084	1,56	0,54	1,42
44	0,8770	0,8228	0,8092	1,42	0,55	1,47
45	0,8817	0,8268	0,8100	1,29	0,55	1,70
46	0,8840	0,8287	0,8104	1,13	0,31	1,61
47	0,8864	0,8306	0,8107	0,98	0,088	1,65
48	0,8888	0,8326	0,8111	0,91	0,09	2,06
49	0,8911	0,8345	0,8114	0,87	0,09	1,95
e_m				1,68	0,15	1,39

d1 : corrélation de Riazi .Daubert1

d 2 : corrélation de Riazi-Daubert2

d 3 : corrélation de Skander

e_i : Erreur enregistrée (P.A.S/RA1K)

Commentaires :

Les erreurs obtenues lors de l'application des différentes corrélations au P.A.S sont en moyenne inférieures à 2%. Ces résultats sont donc en bon accord avec ceux du pétrole brut RA1K.

IV-1-3-Indice de réfraction :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de l'indice de réfraction donne les résultats représentés dans le tableau 2-13.

Tableau 2-13 : Indice de réfraction des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	n1	n 2	n3	n 4	n 5	n 6	e _n
1	1,3735	1,3929	1,3727	1,4230	1,4977	1,3711	0,14
2	1,3797	1,3954	1,3742	1,4235	1,4973	1,3781	0,08
3	1,3847	1,3983	1,3759	1,4241	1,4968	1,3839	0,13
4	1,3887	1,4009	1,3777	1,4248	1,4964	1,3888	0,14
5	1,3922	1,4031	1,3796	1,4254	1,4959	1,3930	0,00
6	1,3953	1,4051	1,3815	1,4261	1,4954	1,3967	0,03
7	1,3981	1,4069	1,3835	1,4268	1,4949	1,4001	0,05
8	1,4007	1,4086	1,3856	1,4275	1,4943	1,4032	0,02
9	1,4032	1,4102	1,3876	1,4282	1,4938	1,4061	0,00
10	1,4055	1,4117	1,3897	1,4290	1,4933	1,4089	0,05
11	1,4078	1,4131	1,3918	1,4297	1,4927	1,4116	0,09
12	1,4099	1,4144	1,3940	1,4304	1,4922	1,4142	0,11
13	1,4120	1,4157	1,3961	1,4312	1,4916	1,4166	0,14

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

FP	n1	n 2	n3	n 4	n 5	n 6	e _n
14	1,4141	1,4169	1,3983	1,4320	1,4911	1,4190	0,15
15	1,4161	1,4181	1,4005	1,4327	1,4905	1,4214	0,18
16	1,4180	1,4192	1,4027	1,4335	1,4900	1,4236	0,09
17	1,4199	1,4203	1,4050	1,4343	1,4894	1,4258	0,28
18	1,4218	1,4214	1,4072	1,4350	1,4888	1,4279	0,29
19	1,4236	1,4224	1,4095	1,4358	1,4882	1,4299	0,28
20	1,4254	1,4233	1,4118	1,4366	1,4877	1,4319	0,21
21	1,4271	1,4243	1,4432	1,4767	1,2025	1,4339	0,01
22	1,4288	1,4252	1,4469	1,4673	1,1973	1,4358	0,03
23	1,4305	1,4260	1,4504	1,4580	1,1923	1,4376	0,01
24	1,4321	1,4269	1,4538	1,4490	1,1873	1,4394	0,01
25	1,4337	1,4277	1,4572	1,4402	1,1824	1,4411	0,03
26	1,4353	1,4285	1,4604	1,4316	1,1776	1,4428	0,04
27	1,4368	1,4292	1,4636	1,4232	1,1729	1,4444	0,00
28	1,4383	1,3438	1,4667	1,4150	1,1683	1,4460	0,05
29	1,4398	1,4476	1,4698	1,4069	1,1638	1,4476	0,08
30	1,4412	1,4479	1,4728	1,4973	1,1594	1,4491	0,08
31	1,4441	1,4486	1,4785	1,4822	1,1507	1,4520	0,20
32	1,4468	1,4493	1,4840	1,4677	1,1423	1,4549	0,06
33	1,4494	1,4500	1,4893	1,4538	1,1343	1,4576	0,12
34	1,4519	1,4506	1,4943	1,4405	1,1265	1,4602	0,13
35	1,4544	1,4512	1,4992	1,4278	1,1189	1,4628	0,14
36	1,4567	1,4518	1,5038	1,4156	1,1115	1,4654	0,06
37	1,4590	1,4524	1,5083	1,4038	1,1044	1,4678	0,20
38	1,4612	1,4530	1,5125	1,3925	1,0975	1,4703	0,21
39	1,4634	1,4535	1,5167	1,3816	1,0907	1,4727	0,30
40	1,4655	1,4540	1,5207	1,3711	1,0842	1,4752	0,41
41	1,4675	1,4545	1,5245	1,3609	1,0777	1,4776	0,17
42	1,4695	1,4550	1,5282	1,3511	1,0715	1,4801	0,28
43	1,4714	1,4555	1,5318	1,3416	1,0654	1,4825	0,30
44	1,4733	1,4559	1,5353	1,3324	1,0594	1,4850	0,28
45	1,4751	1,4563	1,5386	1,3235	1,0536	1,4876	0,26
46	1,4760	1,4565	1,5403	1,3191	1,0507	1,4889	0,25
47	1,4769	1,4567	1,5419	1,3148	1,0478	1,4902	0,28
48	1,4778	1,4569	1,5435	1,3106	1,0450	1,4915	0,28
49	1,4787	1,4571	1,5451	1,3064	1,0422	1,4928	0,27
e moyen							0,14

n1 : Corrélation de Lipkin

n4 : corrélation de Zidelkheir-Chitour

n2 : Corrélation de Skander et al

n5 : corrélation empirique

n3 : Corrélation de Kitous-Bouamra-Chitour

n6 : corrélation proposée.

e_n : erreur enregistrée pour la corrélation proposée (P.A.S/RAIK)

Commentaires :

L'application de notre corrélation au pétrole algérien simulé donne des résultats très proches de ceux obtenus avec le RAIK, l'erreur moyenne obtenue étant de 0.14% avec une erreur maximale de 0.41%.

IV-1-4-Tension superficielle:

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la tension superficielle donne les résultats représentés dans le tableau 2-14.

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

Tableau 2-14 : Tension superficielle des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	Ts1	Ts2	Ts3	Ts4	ϵ_{TS}
1	18,3299	18,1659	19,9021	22,4269	0,02
2	18,6218	18,3280	19,8970	22,5276	0,12
3	19,2958	18,5459	20,4337	22,6872	0,24
4	19,8665	18,7968	20,8717	22,8614	0,33
5	20,3671	19,0670	21,2433	23,0360	0,00
6	20,8187	19,3479	21,5692	23,2076	0,08
7	21,2350	19,6342	21,8626	23,3759	0,14
8	21,6249	19,9226	22,1320	23,5419	0,06
9	21,9944	20,2105	22,3832	23,7063	0,01
10	22,3474	20,4966	22,6200	23,8699	0,17
11	22,6868	20,7797	22,8448	24,0332	0,32
12	23,0143	21,0591	23,0596	24,1967	0,41
13	23,3315	21,3341	23,2657	24,3602	0,57
14	23,6393	21,6045	23,4641	24,5241	0,63
15	23,9384	21,8699	23,6554	24,6880	0,76
16	24,2293	22,1300	23,8404	24,8521	0,37
17	24,5126	22,3848	24,0194	25,0160	1,24
18	24,7885	22,6340	24,1928	25,1798	1,31
19	25,0574	22,8775	24,3611	25,3432	1,29
20	25,3195	23,1154	24,5245	25,5061	0,98
21	25,5751	23,3474	24,6832	25,6683	0,06
22	25,8243	23,5736	24,8376	25,8297	0,13
23	26,0674	23,7939	24,9877	25,9902	0,06
24	26,3046	24,0083	25,1339	26,1497	1,16
25	26,5360	24,2169	25,2762	26,3081	0,75
26	26,7619	24,4197	25,4148	26,4653	0,20
27	26,9823	24,6166	25,5500	26,6212	0,01
28	27,1975	24,8079	24,4699	26,7758	0,29
29	27,4075	24,9934	26,6243	26,9291	0,40
30	27,6126	25,1734	26,7189	27,0809	0,41
31	28,0086	25,5171	26,9041	27,3803	1,08
32	28,3864	25,8398	27,0840	27,6738	0,31
33	28,7472	26,1429	27,2584	27,9613	0,68
34	29,0921	26,4278	27,4275	28,2429	0,73
35	29,4218	26,6960	27,5913	28,5187	0,77
36	29,7374	26,9494	27,7498	28,7888	0,33
37	30,0397	27,1899	27,9032	29,0534	1,11
38	30,3294	27,4194	28,0517	29,3126	1,12
39	30,6073	27,6400	28,1955	29,5665	1,60
40	30,8740	27,8536	28,3346	29,8155	2,12
41	31,1302	28,0623	28,4694	30,0597	0,85
42	31,3765	28,2677	28,6000	30,2993	1,38
43	31,6135	28,4715	28,7266	30,5345	1,41
44	31,8416	28,6749	28,8495	30,7656	1,29
45	32,0614	28,8787	28,9690	30,9925	1,13
46	32,1683	28,9808	29,0274	31,1046	1,09
47	32,2733	29,0832	29,0851	31,2157	1,20
48	32,3765	29,1856	29,1420	31,3259	1,16
49	32,4778	29,2881	29,1981	31,4352	1,09
ϵ_{moy}					0,67

TS1 : corrélation de SANBORN

TS4 : corrélation proposée

TS2 : corrélation Zidelkheir-Chitour
(P.A.S/RA1K)

ϵ_{TS} : erreur enregistrée pour la corrélation proposée

TS3 : corrélation de Skander et al.

Commentaires :

L'estimation de la tension superficielle par la méthode de Skander et al. donne des résultats satisfaisants sur tout l'intervalle d'application, ce qui n'est pas le cas de la corrélation de

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

SANBORN qui donne des écarts dépassant parfois les 7%. Cependant Les résultats obtenus par l'application de la corrélation proposée donne des écarts faibles n'excédant pas 2,12%.

IV-1-5-Viscosité cinématique :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la viscosité cinématique donne les résultats représentés dans le tableau 2-15.

Tableau 2-15: viscosité cinématique des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	V1(100)	V1(210)	V2(100)	V2(210)	V3(100)	V3(210)	V4(100)	e _v (100)	V4(210)	e _v (210)
1	0,3405	0,2012	0,3382	0,2269	0,4782	0,4292	0,2012	6,32	0,1890	19,30
2	0,3455	0,2034	0,3597	0,2397	0,4908	0,4372	0,2342	9,03	0,2275	11,80
3	0,3649	0,2124	0,3800	0,2514	0,5052	0,4456	0,3460	10,24	0,2582	2,59
4	0,3817	0,2209	0,3996	0,2626	0,5209	0,4542	0,4276	8,10	0,2831	2,16
5	0,3971	0,2292	0,4192	0,2734	0,5377	0,4632	0,4903	0,05	0,3037	3,17
6	0,4121	0,2375	0,4390	0,2842	0,5556	0,4726	0,5405	0,85	0,3213	4,80
7	0,4271	0,2459	0,4592	0,2951	0,5746	0,4822	0,5823	1,29	0,3368	5,79
8	0,4425	0,2544	0,4801	0,3061	0,5947	0,4922	0,6180	0,42	0,3510	7,08
9	0,4587	0,2632	0,5016	0,3174	0,6159	0,5026	0,6492	0,05	0,3641	7,81
10	0,4757	0,2722	0,5240	0,3290	0,6382	0,5133	0,6771	0,97	0,3765	7,22
11	0,4938	0,2815	0,5474	0,3409	0,6618	0,5244	0,7025	1,58	0,3884	6,51
12	0,5130	0,2911	0,5717	0,3532	0,6867	0,5360	0,7258	1,82	0,4001	5,91
13	0,5335	0,3011	0,5973	0,3659	0,7130	0,5479	0,7478	2,35	0,4116	4,81
14	0,5553	0,3114	0,6240	0,3791	0,7408	0,5603	0,7688	2,46	0,4231	4,13
15	0,5786	0,3221	0,6521	0,3927	0,7702	0,5733	0,7892	2,87	0,4348	3,01
16	0,6034	0,3332	0,6815	0,4069	0,8013	0,5867	0,8096	1,40	0,4466	4,42
17	0,6297	0,3447	0,7125	0,4216	0,8342	0,6006	0,8302	4,82	0,4588	0,64
18	0,6577	0,3566	0,7451	0,4369	0,8691	0,6151	0,8515	5,30	0,4714	1,62
19	0,6875	0,3689	0,7794	0,4529	0,9061	0,6302	0,8739	5,55	0,4845	2,23
20	0,7190	0,3817	0,8156	0,4695	0,9453	0,6459	0,8980	4,47	0,4982	1,24
21	0,7524	0,3949	0,8537	0,4868	0,9870	0,6622	0,9242	0,29	0,5126	3,23
22	0,7877	0,4086	0,8940	0,5048	1,0313	0,6793	0,9529	1,45	0,5277	0,38
23	0,8251	0,4228	0,9365	0,5236	1,0784	0,6971	0,9847	0,35	0,5437	2,20
24	0,8645	0,4374	0,9814	0,5432	1,1286	0,7156	1,0202	0,16	0,5607	1,94
25	0,9061	0,4526	1,0288	0,5637	1,1821	0,7350	1,0599	1,01	0,5786	0,75
26	0,9499	0,4683	1,0791	0,5852	1,2392	0,7552	1,1043	1,42	0,5977	0,05
27	0,9960	0,4845	1,1323	0,6076	1,3002	0,7764	1,1542	0,05	0,6180	0,89
28	1,0290	0,4905	1,1886	0,6310	1,3654	0,7985	1,2102	2,44	0,6397	2,53
29	1,1612	0,5462	1,2483	0,6555	1,4351	0,8217	1,2728	3,67	0,6629	3,09
30	1,2172	0,5644	1,3117	0,6811	1,5099	0,8460	1,3430	3,44	0,6876	0,00
31	1,3375	0,6025	1,4502	0,7361	1,6762	0,8981	1,5088	4,28	0,7424	7,84
32	1,4693	0,6432	1,6066	0,7965	1,8685	0,9556	1,7141	3,95	0,8054	3,08
33	1,6134	0,6864	1,7833	0,8628	2,0920	1,0191	1,9660	9,61	0,8779	5,31
34	1,7702	0,7324	1,9834	0,9356	2,3529	1,0895	2,2726	11,28	0,9616	6,24
35	1,9404	0,7813	2,2103	1,0157	2,6594	1,1679	2,6430	17,80	1,0586	8,33
36	2,1248	0,8331	2,4677	1,1038	3,0216	1,2554	3,0871	5,63	1,1709	3,05
37	2,3241	0,8880	2,7599	1,2004	3,4523	1,3535	3,6161	20,94	1,3009	12,82
38	2,5391	0,9462	3,0915	1,3063	3,9679	1,4640	4,2428	22,10	1,4511	14,05
39	2,7707	1,0077	3,4675	1,4218	4,5895	1,5888	4,9813	33,82	1,6235	21,88
40	3,0196	1,0728	3,8926	1,5474	5,3450	1,7305	5,8479	48,04	1,8195	31,24
41	3,2869	1,1416	4,3716	1,6829	6,2705	1,8922	6,8607	17,98	2,0382	12,41
42	3,5736	1,2142	4,9079	1,8277	7,4145	2,0777	8,0405	31,14	2,2756	20,92
43	3,8808	1,2909	5,5029	1,9800	8,8420	2,2916	9,4108	32,73	2,5220	21,07
44	4,2095	1,3717	6,1537	2,1368	10,6416	2,5397	10,9983	30,19	2,7608	17,71

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

FP	V1(100)	V1(210)	V2(100)	V2(210)	V3(100)	V3(210)	V4(100)	e _v (100)	V4(210)	e _v (210)
45	4,5611	1,4570	6,8504	2,2928	12,9352	2,8293	12,8336	26,61	2,9677	12,82
46	4,7458	1,5014	7,2097	2,3679	14,3180	2,9925	13,8549	25,66	3,0503	10,42
47	4,9367	1,5469	7,5709	2,4393	15,8933	3,1696	14,9516	28,69	3,1142	9,52
48	5,1340	1,5937	7,9280	2,5049	17,6935	3,3624	16,1289	28,02	3,1563	6,40
49	5,3379	1,6417	8,2733	2,5626	19,7578	3,5725	17,3922	26,22	3,1743	2,46
e _{moy}								10,39		7,12

v1 : corrélation de Skander et al., v2 : corrélation de Amin - Hussein

v3 : corrélation de l'API, v4 : corrélation proposée

e_v : erreur enregistrée pour la corrélation proposée (P.A.S/RA1K)

Commentaires :

Les résultats obtenus pour l'évaluation de la viscosité à 100°F des fractions légères du P.A.S donnent des erreurs relativement faibles ne dépassant pas en moyenne les 3%. L'écart par rapport aux résultats obtenus pour le RA1K devient important pour les fractions plus lourdes. Atteignant même les 28%. L'erreur moyenne reste toutefois égale à 10.39%.

Pour ce qui est des viscosités à 210°F, les erreurs les plus importantes sont constatées pour les fractions légères et lourdes du P.A.S, tandis qu'elles sont moindres pour les fractions moyennes. L'écart moyen est de 7.12%.

IV-2- Propriétés thermiques :

IV-2-1- Température d'ébullition :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la température d'ébullition donne les résultats représentés dans le tableau 2-16.

Tableau 2-16 : Température d'ébullition des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	Teb 1	Teb 2	Teb 3	Teb 4	e _{Teb}	FP	Teb 1	Teb 2	Teb 3	Teb 4	e _{Teb}
1	65	80,85	74,89	64,46	0,52	26	190	191,65	198,76	187,50	1,09
2	70	83,33	77,59	69,61	1,80	27	195	196,26	203,85	192,88	0,15
3	75	86,71	81,24	75,97	2,68	28	200	172,53	208,91	198,25	0,27
4	80	90,54	85,49	81,47	2,95	29	205	211,24	213,95	203,60	0,20
5	85	94,67	90,11	86,27	0,06	30	210	215,78	218,97	208,93	0,12
6	90	98,99	94,96	90,65	0,48	31	220	224,81	228,95	219,53	2,43
7	95	103,41	99,97	94,82	0,96	32	230	233,79	238,82	230,05	4,01
8	100	107,95	105,0	98,92	0,50	33	240	242,70	248,61	240,51	3,41
9	105	112,53	110,24	103,04	0,28	34	250	251,55	258,28	250,92	3,16
10	110	117,14	115,49	107,22	1,30	35	260	260,32	267,86	261,33	3,29
11	115	121,78	120,72	111,51	2,18	36	270	269,01	277,32	271,76	4,12
12	120	126,43	125,91	115,91	2,69	37	280	277,62	286,67	282,27	4,73
13	125	131,10	131,22	120,45	3,60	38	290	286,13	295,91	292,89	4,78
14	130	135,77	136,43	125,11	3,90	39	300	294,55	305,02	303,69	6,90
15	135	140,45	141,73	129,90	4,55	40	310	302,87	314,02	314,71	5,59
16	140	145,12	146,98	134,81	2,43	41	320	311,10	322,91	325,99	3,74
17	145	149,80	152,22	139,82	4,02	42	330	319,22	331,66	337,59	6,18
18	150	154,47	157,45	144,93	3,44	43	340	327,24	340,30	349,56	6,48
19	155	159,14	162,67	150,11	3,99	44	350	335,15	348,81	361,95	6,08
20	160	163,81	167,88	155,36	2,97	45	360	342,96	357,20	374,80	5,49
21	165	168,46	173,07	160,65	3,60	46	365	346,83	361,35	381,42	5,36
22	170	173,12	178,24	165,99	2,09	47	370	350,67	365,46	388,16	5,97
23	175	177,76	183,40	171,35	0,55	48	375	354,48	369,55	395,05	5,90
24	180	182,40	188,54	176,73	0,34	49	380	358,27	373,60	402,08	5,61
25	185	187,03	193,66	182,12	0,91	e _m					3,02

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

Teb1 : donnée par la TBP simulée

Teb2 : corrélation de Skander et al.

Teb3 : corrélation Stiel-Thodos

Teb4 : corrélation proposée.

e_{Teb} : erreur enregistrée pour corrélation proposée (P.A.S/RA1K)

Commentaires :

Les températures d'ébullition obtenues par les différentes corrélations qu'offre la littérature donnent des résultats assez éloignés de ceux donnés par la TBP du P.A.S. La corrélation proposée en première partie, donnant la température d'ébullition en fonction de la SpGr donne elle des résultats très proche. L'écart moyen par rapport aux températures d'ébullition calculés pour le RA1K est de 3.02%.

V-2-2-Chaleur spécifique :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la chaleur spécifique donne les résultats représentés dans le tableau 2-17.

Tableau 2-17: Chaleur spécifique des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	Cp1	Cp2	Cp3	e_{Cp}	FP	Cp1	Cp2	Cp3	e_{Cp}
1	0,53	0,55	0,86	0,80	26	0,45	0,48	0,81	0,15
2	0,52	0,54	0,85	0,40	27	0,45	0,48	0,81	0,00
3	0,51	0,53	0,84	0,58	28	0,45	0,48	0,81	0,22
4	0,50	0,52	0,83	0,62	29	0,45	0,47	0,81	0,30
5	0,50	0,52	0,83	0,01	30	0,45	0,47	0,81	0,30
6	0,49	0,51	0,83	0,10	31	0,45	0,47	0,81	0,58
7	0,49	0,51	0,83	0,18	32	0,45	0,47	0,81	0,62
8	0,48	0,51	0,82	0,07	33	0,45	0,47	0,81	0,10
9	0,48	0,51	0,82	0,01	34	0,44	0,47	0,81	0,13
10	0,48	0,51	0,82	0,19	35	0,44	0,46	0,81	0,16
11	0,48	0,50	0,82	0,33	36	0,44	0,46	0,81	0,14
12	0,48	0,50	0,82	0,41	37	0,44	0,46	0,81	0,40
13	0,47	0,50	0,82	0,55	38	0,44	0,46	0,81	0,41
14	0,47	0,49	0,82	0,59	39	0,44	0,46	0,81	0,73
15	0,47	0,49	0,82	0,69	40	0,44	0,46	0,81	1,08
16	0,47	0,49	0,82	0,33	41	0,44	0,46	0,81	0,23
17	0,47	0,49	0,82	1,08	42	0,44	0,46	0,81	0,59
18	0,46	0,49	0,81	1,11	43	0,43	0,45	0,81	0,61
19	0,46	0,49	0,81	1,08	45	0,43	0,45	0,81	0,53
20	0,46	0,49	0,81	0,81	46	0,43	0,45	0,81	0,43
21	0,46	0,48	0,81	0,05	47	0,43	0,45	0,81	0,56
22	0,46	0,48	0,81	0,10	48	0,43	0,45	0,82	0,79
23	0,46	0,48	0,81	0,05	49	0,43	0,45	0,82	0,77
24	0,46	0,48	0,81	0,02	e_m				0,43
25	0,46	0,48	0,81	0,12					

Cp1 : corrélation de Fallen Watson

Cp2 : corrélation donnée par l'API

Cp3 : corrélation empirique.

e_{Cp} : Erreur pour la corrélation Fallen Watson (P.A.S/RA1K)

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

Commentaires :

Les écarts ont été calculés en prenant comme référence la corrélation de Fallen-Watson. Les résultats obtenus donnent des valeurs pratiquement constantes tout au long de l'intervalle. L'erreur moyenne est de 0.43%, ne dépassant pas les 1.5%. Les chaleurs spécifique du P.A.S sont donc en très bon accord avec celles du RA1K.

IV-2-4-Température de congélation :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la température critique donnent les résultats représentés dans le tableau 2-19.

Tableau 2-19: Températures de congélation (°K) des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	T _{cong 1}	T _{cong 2}	T _{cong 3}	T _{cong 4}	e _{Tcong}	FP	T _{cong 1}	T _{cong 2}	T _{cong 3}	T _{cong 4}	e _{Tcong}
1	177,28	164,43	138,50	172,38	1,35	26	251,86	228,79	209,57	213,30	1,57
2	179,06	165,92	144,47	173,95	0,02	27	254,50	231,47	211,58	216,69	1,61
3	181,46	166,57	149,34	174,02	1,53	28	257,09	214,66	213,56	220,06	6,88
4	184,24	168,11	153,50	174,12	1,93	29	259,63	231,91	215,50	223,40	5,16
5	187,25	170,20	157,19	175,42	1,58	30	262,12	234,75	217,41	226,70	4,92
6	190,40	172,63	160,55	173,93	1,68	31	266,94	240,36	221,15	233,12	3,62
7	193,63	175,25	163,70	172,97	1,60	32	271,55	245,85	224,77	239,23	1,39
8	196,90	178,01	166,68	172,50	1,64	33	275,95	251,20	228,29	244,96	1,53
9	200,19	180,83	169,54	172,50	1,60	34	280,15	256,41	231,69	250,26	1,22
10	203,49	183,70	172,30	172,91	1,35	35	284,16	261,46	235,01	255,09	0,93
11	206,77	186,59	174,99	173,72	1,08	36	287,97	266,33	238,21	259,43	0,47
12	210,04	189,49	177,60	174,89	0,84	37	291,61	271,03	241,32	263,28	0,51
13	213,28	192,38	180,17	176,38	0,56	38	295,07	275,54	244,35	266,65	0,29
14	216,49	195,27	182,67	178,17	0,34	39	298,37	279,86	247,29	269,57	0,24
15	219,67	198,15	185,14	180,23	0,06	40	301,52	284,00	250,16	272,08	0,21
16	222,81	201,01	187,55	182,53	0,17	41	304,54	287,95	252,94	274,26	0,30
17	225,92	203,86	189,93	185,04	0,65	42	307,44	291,72	255,65	276,17	0,30
18	228,98	206,69	192,26	187,74	0,88	43	310,23	295,30	258,29	277,93	0,40
19	232,00	209,51	194,55	190,61	1,06	44	312,92	298,71	260,85	279,63	0,52
20	234,98	212,32	196,81	193,61	1,03	45	315,53	301,96	263,35	281,41	0,63
21	237,91	215,11	199,02	196,72	0,58	46	316,81	303,52	264,58	282,38	0,12
22	240,80	217,88	201,20	199,93	0,82	47	318,07	305,04	265,78	283,42	0,38
23	243,64	220,63	203,35	203,21	0,97	48	319,31	306,53	266,98	284,56	0,32
24	246,43	223,37	205,46	206,55	1,12	49	320,54	307,97	268,16	285,82	0,26
25	249,17	226,09	207,53	209,92	1,38	e_m					1,22

Tcong1 : corrélation de Zidelkheir- Chitour

Tcong2 : corrélation de Skander et al.

Tcong3 : corrélation de Riazi-Daubert

Tcong4 : corrélation de Meghrache

E Tcong : Erreur enregistrée pour la corrélation de Merghache (P.A.S/RA1K)

Commentaires :

La corrélation prise comme référence est ici, celle de Meghrache. Nous avons également soumis le P.A.S, au calcul par d'autres corrélations. Les écarts enregistrés par rapport au RA1K sont faibles, leur moyenne est de 1.22%. La corrélation de Meghrache peut donc être appliquée au P.A.S.

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

IV-3-Propriétés critiques :

IV-3-1-Température critique :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la température critique donne les résultats représentés dans le tableau 2-20.

Tableau 2-20: Températures critiques (°K) des fractions pétrolières issues du P.A.S

N°FP	Tc 1	Tc 2	Tc 3	e _{Tc}	N°FP	Tc 1	Tc 2	Tc 3	e _{Tc}
1	501,84	532,77	503,77	0,16	26	643,22	643,71	647,29	1,00
2	509,50	535,24	512,26	0,00	27	648,20	647,81	652,32	1,07
3	516,53	540,30	519,78	0,02	28	653,15	616,52	657,33	6,51
4	523,13	545,28	526,66	0,02	29	658,06	668,15	662,30	2,78
5	529,45	550,19	533,14	0,12	30	662,95	671,96	667,26	2,69
6	535,55	555,05	539,33	0,09	31	672,63	679,55	677,09	3,16
7	541,50	559,85	545,32	0,07	32	682,21	687,06	686,82	3,88
8	547,33	564,61	551,18	0,02	33	691,67	694,50	696,47	3,55
9	553,07	569,32	556,92	0,04	34	701,04	701,88	706,03	3,35
10	558,74	573,98	562,58	0,07	35	710,30	709,20	715,50	3,16
11	564,34	578,61	568,17	0,11	36	719,47	716,46	724,89	3,05
12	569,88	583,19	573,71	0,16	37	728,55	723,66	734,20	2,78
13	575,38	587,73	579,20	0,20	38	737,54	730,81	743,44	2,62
14	580,83	592,24	584,64	0,25	39	746,45	737,91	752,61	2,41
15	586,23	596,71	590,04	0,30	40	755,29	744,96	761,70	2,19
16	591,60	601,14	595,41	0,41	41	764,05	751,96	770,73	2,25
17	596,92	605,54	600,73	0,37	42	772,73	758,92	779,70	2,04
18	602,21	609,90	606,03	0,43	43	781,35	765,83	788,60	1,92
19	607,46	614,23	611,29	0,49	44	789,91	772,71	797,45	1,83
20	612,67	618,53	616,52	0,58	45	798,40	779,54	806,23	1,76
21	617,85	622,80	621,73	0,75	46	802,62	782,94	810,60	1,18
22	622,99	627,03	626,90	0,80	47	806,83	786,33	814,96	0,59
23	628,10	631,24	632,04	0,86	48	811,03	789,72	819,31	0,56
24	633,17	635,42	637,15	0,92	49	815,21	793,09	823,64	0,54
25	638,21	639,58	642,23	0,96	e_{mov}				1,33

Tc1 : corrélation de Lee Kesler

Tc2 : corrélation de Skander et al.

Tc3 : corrélation de Riazi-El Sahhaf

e_{Tc} : erreur pour la corrélation de Skander et al.(P.A.S/RA1K)

IV-3-2-Pression critique :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul de la pression critique donne les résultats représentés dans le tableau 2-21.

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

Tableau 2-21: Pression critiques (bar) des fractions pétrolières issues du P.A.S

N°FP	Pc 1	Pc 2	Pc 3	e _{pc}	N°FP	Pc 1	Pc 2	Pc 3	e _{pc}
1	13,87	31,26	25,72	1,75	26	14,75	21,94	13,88	2,82
2	14,47	30,92	24,15	1,37	27	14,72	21,55	13,92	2,77
3	14,85	31,12	23,47	0,37	28	14,70	20,24	15,44	6,83
4	15,08	31,07	22,16	0,78	29	14,67	21,53	11,59	6,96
5	15,22	30,87	21,11	0,26	30	14,65	21,11	11,53	6,68
6	15,30	30,58	19,26	0,11	31	14,61	20,30	11,58	4,43
7	15,34	30,22	18,54	0,02	32	14,59	19,52	10,42	0,60
8	15,35	29,82	18,17	0,03	33	14,57	18,77	11,02	0,96
9	15,35	29,39	17,77	0,03	34	14,57	18,05	11,21	0,58
10	15,33	28,95	18,62	0,40	35	14,58	17,36	11,33	0,23
11	15,30	28,50	16,61	0,71	36	14,61	16,70	11,13	0,45
12	15,27	28,05	16,23	0,94	37	14,65	16,06	11,59	0,17
13	15,23	27,59	15,76	1,28	38	14,70	15,45	11,57	0,45
14	15,20	27,13	18,09	1,48	39	14,77	14,86	11,67	0,35
15	15,16	26,67	15,11	1,76	40	14,86	14,29	11,87	0,20
16	15,12	26,22	15,30	1,53	41	14,97	13,75	10,87	1,35
17	15,08	25,77	14,23	2,56	42	15,092	13,22	11,52	1,20
18	15,04	25,32	16,74	2,76	43	15,24	12,71	11,58	1,37
19	15,00	24,88	13,86	2,88	44	15,40	12,22	11,48	1,64
20	14,96	24,45	17,07	2,72	45	15,59	11,75	11,45	1,93
21	14,92	24,01	14,66	2,04	46	15,70	11,52	11,41	0,13
22	14,88	23,59	14,44	2,25	47	15,80	11,29	11,55	2,38
23	14,85	23,17	20,98	2,33	48	15,92	11,07	11,71	2,27
24	14,81	22,75	14,26	2,42	49	16,04	10,85	11,56	2,15
25	14,78	22,35	14,03	2,66	e _{moy}				1,72

Pc1 : corrélation de Lee Kesler

Pc2 : corrélation de Skander et al.

Pc3 : corrélation de Riazi-El Sahhaf

e_{pc} : Erreur pour la corrélation de Skander et al. (P.A.S/RAIK)

IV-3-2-volume critique :

L'application des différentes corrélation ainsi que l'équation proposée pour le calcul du volume critique donne les résultats représentés dans le tableau 2-22.

Tableau 2-22 : Volume critique (cm³/g.mol) des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	Vc 1	Vc 2	Vc 3	Vc 4	E Vc	FP	Vc 1	Vc 2	Vc 3	Vc 4	E Vc
1	310,64	377,98	390,14	400,12	1,32	10	347,55	433,49	553,25	518,45	0,26
2	314,35	383,90	408,26	413,27	1,20	11	352,01	442,56	571,37	531,59	0,04
3	318,20	385,16	426,38	426,41	0,45	12	356,53	451,88	589,50	544,74	0,11
4	322,16	388,94	444,51	439,56	0,86	13	361,12	461,43	607,62	557,89	0,35
5	326,21	394,39	462,63	452,71	0,41	14	365,77	471,18	625,74	571,04	0,47
6	330,34	400,97	480,76	465,86	0,39	15	370,48	481,12	643,87	584,18	0,66
7	334,55	408,35	498,88	479,03	0,35	16	375,26	491,25	661,99	597,33	0,36
8	338,82	416,31	517,01	492,15	0,48	17	380,10	501,56	680,11	610,48	1,26
9	343,15	424,72	535,13	505,30	0,50	18	385,012	512,04	698,24	623,63	1,39

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

FP	Vc 1	Vc 2	Vc 3	Vc 4	E Vc	FP	Vc 1	Vc 2	Vc 3	Vc 4	E Vc
19	389,97	522,68	716,36	636,77	1,44	35	511,21	778,18	1006,34	847,14	1,74
20	395,01	533,49	734,48	649,92	1,22	36	524,61	806,82	1024,46	860,28	2,17
21	400,12	544,47	752,61	663,07	0,49	37	538,37	836,03	1042,58	873,43	1,75
22	405,30	555,61	770,73	676,22	0,64	38	552,49	865,79	1060,71	886,58	1,85
23	410,54	566,90	788,85	689,37	0,66	39	566,99	896,11	1078,83	899,73	1,63
24	415,86	578,36	806,98	702,51	0,70	40	581,87	926,98	1096,95	912,87	1,39
25	421,24	589,98	825,10	715,66	0,89	41	597,15	958,40	1115,08	926,02	2,29
26	426,70	601,75	843,22	728,81	1,00	42	612,84	990,36	1133,20	939,17	2,04
27	432,23	613,68	861,35	741,96	0,91	43	628,94	1022,88	1151,32	952,32	2,09
28	437,84	577,84	879,47	755,10	6,97	44	645,47	1055,94	1169,45	965,46	2,23
29	443,52	630,79	897,59	768,25	3,47	45	662,44	1089,54	1187,57	978,61	2,39
30	449,27	643,47	915,72	781,40	3,34	46	671,09	1106,54	1205,69	991,76	0,68
31	461,02	669,27	933,84	794,55	1,37	47	679,86	1123,68	1223,82	1004,91	1,05
32	473,07	695,64	951,97	807,69	2,08	48	688,74	1140,95	1241,94	1018,05	0,98
33	485,45	722,58	970,09	820,84	1,50	49	697,74	1158,36	1260,06	1031,20	0,89
34	498,16	750,10	988,21	833,99	1,62	e_m					1,31

Vc1 : corrélation de Skander et al.

Vc2 : corrélation de Riazi-Daubert

Vc3 : corrélation de Riazi-El Sahhaf

e_{vc} : Erreur pour la corrélation de Skander et al. (P.A.S/RA1K)

Commentaires :

La corrélation de Skander a été prise comme référence pour le calcul des propriétés critiques du P.A.S. Nous avons également utilisé différentes autres corrélations que nous offre la littérature. Les écarts obtenus pour les différentes propriétés sont tous inférieurs à 4%. La moyenne de ces écarts elle, est inférieure à 2%.

IV-4-Propriétés spécifiques :

IV-3-1-Facteur de caractérisation Kuop :

L'application des différentes corrélations ainsi que l'équation proposée pour le calcul du facteur de caractérisation donne les résultats représentés dans le tableau 2-25.

Commentaires :

La référence a été ici aussi la corrélation proposée en première partie. D'autres corrélations ont également été utilisées dont la définition du Kuop que propose Watson. Les écarts enregistrés sont très faibles, leurs moyennes étant de 0.12%. La corrélation proposée peut donc être appliquée au P.A.S.

Chapitre 3 : Simulation de distillations TBP

Tableau 2-25: facteur de caractérisation des fractions pétrolières issues du P.A.S

FP	Kuop 1	Kuop2	Kuop3	Kuop 4	e_{Kuop}	FP	Kuop 1	Kuop2	Kuop3	Kuop4	e_{Kuop}
1	11,83	12,35	12,94	13,02	0,60	26	12,46	12,14	11,98	11,96	0,01
2	11,95	12,43	12,71	12,78	0,26	27	12,45	12,16	11,97	11,96	0,00
3	11,87	12,30	12,56	12,62	0,35	28	11,63	11,28	11,97	11,96	0,01
4	11,83	12,22	12,46	12,51	0,34	29	12,42	12,08	11,96	11,95	0,02
5	11,82	12,15	12,38	12,43	0,00	30	12,57	12,10	11,96	11,95	0,01
6	11,83	12,11	12,32	12,37	0,05	31	12,64	12,15	11,96	11,95	0,02
7	11,84	12,08	12,27	12,31	0,08	32	12,59	12,20	11,96	11,95	0,00
8	11,85	12,06	12,23	12,272	0,03	33	12,55	12,25	11,96	11,95	0,01
9	11,86	12,05	12,20	12,23	0,00	34	12,52	12,30	11,96	11,95	0,02
10	11,87	12,04	12,17	12,20	0,06	35	12,49	12,34	11,96	11,96	0,04
11	11,87	12,03	12,15	12,17	0,11	36	12,47	12,39	11,96	11,97	0,02
12	11,87	12,03	12,13	12,14	0,12	37	12,45	12,44	11,97	11,97	0,08
13	11,87	12,03	12,11	12,12	0,15	38	12,44	12,48	11,98	11,98	0,10
14	11,88	12,03	12,09	12,10	0,15	39	12,43	12,53	11,98	11,99	0,15
15	11,89	12,03	12,08	12,08	0,16	40	12,42	12,58	11,99	12,01	0,22
16	11,90	12,04	12,06	12,06	0,07	41	12,41	12,62	12,00	12,02	0,11
17	11,92	12,04	12,05	12,04	0,21	42	12,41	12,66	12,01	12,03	0,19
18	11,94	12,05	12,04	12,03	0,20	43	12,41	12,71	12,02	12,05	0,21
19	11,97	12,06	12,03	12,02	0,18	44	12,41	12,75	12,03	12,06	0,21
20	12,00	12,07	12,02	12,01	0,12	45	12,41	12,79	12,04	12,08	0,20
21	12,03	12,08	12,01	12,00	0,01	46	12,40	12,81	12,05	12,09	0,20
22	12,51	12,09	12,00	11,99	0,01	47	12,40	12,83	12,05	12,10	0,23
23	12,50	12,10	11,99	11,98	0,01	48	12,40	12,85	12,06	12,10	0,23
24	12,48	12,12	11,99	11,97	0,00	49	12,40	12,87	12,06	12,11	0,22
25	12,47	12,13	11,98	11,97	0,01	e_m					0,12

Kuop1 : corrélation de Kitous Bouamra-Chitour

Kuop2 : corrélation de Skander et al.

Kuop3 : Définition de Watson

Kuop4 : corrélation proposée

e_{Kuop} : Erreur pour la corrélation proposée (P.A.S / RA1K)

Conclusion :

La majorité des résultats obtenus, pour les propriétés physico-chimiques du Pétrole Algérien Simulé sont très proches de ceux du RA1K, cela est dû à la concordance de ces deux pétroles qui présentent des courbes de distillation TBP et de densités pratiquement coïncidentes. (voir figures 2-1 et 2-2). Le RA1K avec une densité de près de 0.80 se situe à la moyenne des pétroles légers, il est de ce fait un bon représentant de cette catégorie.

Conclusion générale

Notre étude a comporté trois parties principales :

Dans la première partie, nous avons réalisé une étude corrélatrice complète du pétrole brut RA1K, qui a consisté en la détermination des ces principales propriétés physico-chimiques, en vue de son identification et de sa mise en œuvre optimale.

Nous avons exposé les différentes méthodes expérimentales utilisées pour la caractérisation des pétroles, de leurs distillations et de l'analyse des fractions pétrolière qui en sont issues.

Nous avons cité les différentes méthodes numériques déjà élaborées et les avons utilisé pour évaluer les propriétés physico-chimiques des 49 fractions issues de la distillation TBP du RA1K. Nous avons comparé les valeurs obtenues aux résultats des analyses expérimentales déjà effectués sur ce brut[9], ce qui nous a permis de retenir la corrélation donnant les plus faibles écarts pour une propriété donnée. Nous avons corrélé les différents résultats afin d'établir des équations spécifiques au RA1K, donnant les propriétés des fractions pétrolières.

Dans la deuxième partie nous avons appliqué les méthodes expérimentales exposées, pour l'étude d'un condensat algérien.

Dans un premier temps nous avons déterminé les principales caractéristiques de ce condensat, et nous avons réalisé sa distillation TBP, ce qui nous a permis de recueillir 29 fractions.

Dans un deuxième temps, nous avons analysé les fractions issues de cette distillation pour déterminer les propriétés suivantes: densité, indice de réfraction, viscosité, point de congélation et point d'aniline. Les résultats obtenus nous ont permis de conclure que ce condensat est un mélange d'hydrocarbures légers avec une prédominance de composés paraffiniques, et ayant une forte proportion en essences.

Dans la troisième partie, nous avons réalisé la simulation de distillations TBP dans le but d'estimer les propriétés physico-chimiques des fractions issues d'un pétrole brut, sans avoir recours aux méthodes expérimentales.

La base de ce travail a nécessité l'appel aux données de la littérature concernant la distillation TBP d'une centaine de pétroles d'origines diverses. Nous avons classé ces pétroles en cinq catégories: pétroles légers, moyens, moyennement lourds, lourds et pétroles algériens. La corrélation de ces différentes données a permis d'établir des équations de distillation TBP théoriques propres à chaque catégorie de pétroles (TBP moyenne).

Pour les pétroles algériens, nous avons exploité les résultats de la distillation simulée pour déterminer les différentes propriétés des ces fractions en utilisant le logiciel élaboré par SKANDER et collaborateurs. Nous avons comparé les résultats obtenus avec ceux du RA1K et calculé les écarts relatifs pour chaque propriété.

Nous avons constaté que la courbe de distillation TBP du pétrole algérien simulé coïncide bien avec celle du RA1K, ce qui explique les écarts faibles enregistrés. Nous avons donc pu conclure que le RA1K est représentatif des pétroles algériens.

Enfin pour terminer, nous pouvons dire que cette étude a permis de proposer une nouvelle technique d'approche, pour l'étude des pétrole, ne nécessitant que des données expérimentales minimales et utilisant la simulation comme outil de substitution.

Références bibliographiques

1. Pétrole et gaz arabe. paris. février 1998.
2. Opec Bulletin, Janvier 1998.
3. **P.Wuithier**. Raffinage et Génie Chimique, Tome 1, Edition Technip, Paris (1972).
4. Méthodes d'essai des produits pétroliers, Edition Technip (1964).
5. **C.E. CHITOUR**. Raffinage du pétrole, Tome 1, Edition OPU, Alger (1982).
6. **J-P WAUQUIER**. Pétrole brut, produits pétroliers, schéma de fabrication, Tome 1, Edition Technip (1994).
7. **S.MEGHRACHE**. Contribution à l'étude analytique complète de pétroles bruts à partir de corrélations. Application à un nouveau pétrole brut HRS 162, Thèse de Magister, Dpt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique (1995).
8. **R. SOUKHAL et S. BERRAHMOUN**. Contribution à l'étude des pétroles bruts et des opérations unitaires de raffinage. Projet de fin d'étude Dpt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique.
9. **N.BOUTABET et M.MEKHALDI**. Etude analytique complète d'un nouveau pétrole brut algérien « RA1K ».
10. **N.SKANDER**. Contribution à la détermination des propriétés physiques des mélanges d'hydrocarbures et des fractions pétrolières par des méthodes de contribution de groupes. Thèse de Magister, Dépt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique, (1997).
11. **D.EL HADI**. Contribution à la détermination de la composition des fractions pétrolières, Thèse de Magister, Dépt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique.
12. **D.R.BROWNING**. Méthodes spectroscopiques, Edition MASSON et Cie(1974).
13. **J.TRANCHANT**. Manuel pratique de chromatographie en phase gazeuse, Edition MASSON (1982).
14. **R.ROSSET.M.CAUDE,A.JARDY..** Manuel pratique de chromatographie en phase liquide, Edition MASSON (1982).
15. **F.BOUAMRA**. Contribution à la détermination des propriétés physiques des corps purs et des fractions pétrolières par des méthodes numériques, Projet de fin d'étude, Dpt Génie chimique, Ecole Nationale Polytechnique(1991).
16. **M.R. RIAZI et T.E. DAUBERT**, Ind. Eng. Chem Process, des dev 25-1009 (1986).
17. **C.E CHITOUR** . Thermodynamique du pétrole. Vol2, Edition DEHLEB, sous presse.
18. **H.C. RACKETT**, Equation of state for saturated liquids, Chem. Eng. Dat, Vol 15, N° 4 (1970).
19. **G.D. HOLDER et G.A. GRAY**, Thermophysical properties of coal liquids,Ind. Eng. Chemical. Process, vol 22, 424-429 (1983).
20. **O. KITOUS**. Détermination des propriétés thermodynamiques des fractions pétrolières, Thèse de magister, Dpt de Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique, (1990).
21. **F. BOUAMRA**. Contribution à la détermination des propriétés physiques et des fractions pétrolières lourdes, Thèse de Magister, Dpt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique (1990).
22. **B.ZIDELKHEIR, C.E. CHITOUR**. Approche à la détermination des propriétés physiques des corps purs et des fractions pétrolières par des méthodes numériques de contribution de groupe, Thèse de Magister, Dpt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique (1993).
23. **V.PROSKOURIAKOV et A. DRABKINE**. La chimie du pétrole et du gaz. Edition MIR Moscou, (1981).
24. **C.STRAUZIELLE**, Méthodes de caractérisation par la détermination des masses moléculaires, Technique de l'ingénieur P595 (1982).
25. **C.E. CHITOUR**, Corrélations sur le pétrole brut et les fractions pétrolières, Tome 2, Edition OPU (1983).
26. **A.CROZIER**, Contribution aux méthodes d'analyse des fractions supérieurs du pétrole. Vol 11, N° 7, IFP 1956.

Références bibliographiques

27. **R.C. REID, J.M PRAUSNITZ, T.K. SHERWOOD**, The proprerties of gazes and liquids, Edition MC GRAW (1977).
28. **C.WOLFF**. Viscosité, technique de l'ingénieur, R2351 (1982).
29. **S.S. KURTZ**, Calculation of molecular volumes of hydrocarbons, Ind. Eng. Chem, Vol46,N°10, (1954).
30. **F.ZEMMOURI**. Elaboration d'un logiciel permettant le calcul des propriétés physiques des fractions pétrolières. Thèse de Magister, Dpt Génie Chimique, Ecole Nationale Polytechnique (1995).
31. **J.VIDAL**, Thermodynamique : Méthodes appliquées au raffinage et au génie chimique. Tome 1.Edition Technip (1973).
32. **W.C.EDMISTER**, Applied hydrocarbon thermodynamics. VOL 1-2(1984).
33. **J.LYMAN**. Chemical property estimation methods.Environment behavior of organic compounds(1986).
34. American Petroleum Institute, (API) RP44 (1981).
35. **M.R.RIAZI et T.A. EL-SAHHAF**. Ind. Eng. Chem. Res, pp 4145-4148, 34 (1995).
36. **J.B.Maxwell** ; Data Book on Hydrocarbon, Ed Van Nostrand, (1961) .
37. **WATANASARI, V.H.OWENS STARLING**. Ind. Eng. Chem. Process. des .dev N°24 (1985).
38. **A.KLERK**. Estimation of the critical temperature of inorganic substance, the chemical engineering
39. **J.P. GUIBET**. Carburant et moteurs, Tome 1, Edition Technip (1987).
40. **J.PERRET et P. WUITHIER**. Pétrole brut et fractions pétrolières. Edition Technip.IFP(1958).
41. **American Petroleum Institute**, Projet 44. Selcted values of physical and themodynamic properties of hydrocarbon and related compounds.

ANNEXE

Base de données et TBP et Densités Pétroles algériens(suite)

Temp(°C)	21		22		23		24		25	
	PBI 15		PBI 17		PBI 18		PBI 19		PBI 34	
	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité
65	17,3199	0,6460	12,8335	0,6725	14,1978	0,6160	16,4313	0,6613	16,0820	0,6589
80	19,4805	0,6846	15,8529	0,7102	17,3061	0,6842	19,6452	0,6838	19,4136	0,6800
100	25,8588	0,7167	21,9881	0,7247	23,4963	0,7153	26,6023	0,7143	25,5569	0,7119
120	31,1206	0,7327	26,5947	0,7316	28,8830	0,7323	32,1023	0,7334	31,2171	0,7295
140	36,6303	0,7440	32,3620	0,7638	33,7166	0,7489	37,0534	0,7496	36,6647	0,7464
160	42,2895	0,7591	37,3008	0,7729	39,1047	0,7615	42,2906	0,7627	42,0525	0,7620
180	47,9878	0,7760	42,3667	0,7818	44,5686	0,7785	47,4774	0,7792	47,3092	0,7765
200	52,8797	0,7881	46,9149	0,7939	49,0637	0,7912	51,8728	0,7907	51,7784	0,7899
250	63,6485	0,8124	57,3633	0,8215	60,3055	0,8195	61,9405	0,8169	62,4185	0,8154
300	73,1179	0,8447	66,6839	0,8410	70,7565	0,8453	71,1346	0,8443	71,2605	0,8425
350	80,4719	0,8599	73,9800	0,8674	78,2641	0,8717	78,6000	0,8696	78,8729	0,8653
380	83,7615	0,8706	79,2339	0,8737	82,2596	0,8822	82,3528	0,8800	82,6784	0,8759

Temp(°C)	26		27		28		29		30	
	PBI 35		PBI 20		PBI 21		PBI 22		PBI 36	
	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité
65	11,4229	0,6601	8,6194	0,6738	16,9830	0,6736	13,2925	0,6774	12,8125	0,6678
80	14,0611	0,6821	10,8554	0,6892	20,8063	0,7139	17,0106	0,7035	16,2083	0,6810
100	19,1472	0,7140	16,8045	0,7123	26,8654	0,7207	23,3016	0,7265	22,5752	0,7152
120	23,8443	0,7300	22,9872	0,7354	31,6663	0,7310	28,7852	0,7354	28,2384	0,7311
140	28,5565	0,7479	28,0024	0,7511	37,8128	0,7584	34,0298	0,7677	34,0885	0,7485
160	33,6443	0,7622	33,4077	0,7688	42,4451	0,7734	39,6185	0,7743	39,5926	0,7638
180	38,4076	0,7777	37,7575	0,7826	47,9498	0,7826	45,3404	0,7867	45,1306	0,7792
200	42,8198	0,7900	42,2515	0,7954	52,3792	0,7960	50,0121	0,7992	49,6008	0,7911
250	53,6506	0,8196	50,6947	0,8171	61,2193	0,8144	60,3924	0,8250	59,8577	0,8190
300	63,4292	0,8463	61,4320	0,8413	69,7316	0,8421	69,4374	0,8455	69,4298	0,8455
350	72,1049	0,8716	67,2992	0,8550	76,1886	0,8658	76,1224	0,8750	75,7601	0,8703
380	76,5485	0,8829	72,8520	0,8708	80,8074	0,8756	81,7161	0,8831	79,6977	0,8860

Temp(°C)	31		32		33		34		35	
	PBI 37		PBI 38		PBI 23		PBI 24		PBI 39	
	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité	%V cumulé	Densité
65	14,9578	0,6642	5,2886	0,6602	10,0744	0,6716	12,5871	0,6759	8,1115	0,6692
80	18,0366	0,6833	7,7543	0,6784	13,5586	0,7091	16,6879	0,7181	10,4541	0,7066
100	24,5307	0,7111	12,6610	0,7136	19,0504	0,7273	22,9104	0,7262	15,4425	0,7287
120	29,8519	0,7284	17,3163	0,7310	23,1532	0,7315	27,4931	0,7315	19,0718	0,7310
140	35,4020	0,7453	22,2813	0,7465	28,3155	0,7647	33,2234	0,7621	23,5448	0,7643
160	40,9961	0,7606	27,0015	0,7609	32,8590	0,7657	38,9034	0,7749	27,9624	0,7737
180	46,3029	0,7750	32,1001	0,7768	37,1845	0,7834	44,1070	0,7836	32,6329	0,7819
200	50,9152	0,7890	36,6735	0,7907	41,4279	0,7955	48,6328	0,7989	36,8094	0,7932
250	61,8611	0,8165	48,0262	0,8203	50,6351	0,8154	57,6563	0,8170	46,9942	0,8185
300	71,8475	0,8455	59,1491	0,8509	59,7982	0,8398	66,8748	0,8459	56,4818	0,8338
350	79,1135	0,8681	68,6022	0,8785	67,7353	0,8614	74,5612	0,8601	65,2119	0,8578
380	83,1481	0,8785	72,9477	0,8869	73,1800	0,8704	79,8808	0,8791	71,2554	0,8642

ANNEXE

Tableau A2: Base de données TPB des Pétroles légers

Noms Pétroles		Cumareb	Chase	Luby	Barco	Coldwater	Caico	Pegasus	Caniri	El Roble
API		47,7	48,1	48,8	48,7	49,7	49,7	52,3	54,7	54,6
Densités		0,7896	0,7879	0,7848	0,7852	0,7809	0,7809	0,7699	0,7599	0,7603
		%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V
T(°F)	T(°C)	1	2	3	4	5	6	7	8	9
300	148,89	37,5	40,6	41,7	36	28,3	34,3	31,1	40,7	47
400	204,44	51,3	51,6	59,5	51	44,1	53,9	46,2	54,5	64,6
450	232,22	57,4	56,9	66,8	57	51,8	59,4	53,8	63,2	71
550	287,78	70	67,4	78,8	66,5	65,1	69,3	68,2	73,6	81
700	371,11	85,7	78,9	89,1	76,5	77,6	86,9	83,2	87,8	89,7
900	482,22	94,6	88,7	95,1	88	89,6	97,5	93,7	97,9	96

Noms Pétroles		Santa A	Grass-C	Djambi	Atlanta	Anaco	Santa-R	El Agreb	Cumareb	RA1K
API		57,000	45,800	46,000	44,500	43,700	44,200	48,069	47,614	45,419
Densités		0,751	0,798	0,797	0,804	0,808	0,805	0,788	0,790	0,800
		%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V
T(°F)	T(°C)	10	11	12	13	14	15	16	17	18
300	148,89	50,9	38,7	40,6	25,2	34,4	35,8	32,85	40	34,8303
400	204,44	69,6	52,1	61,2	39,2	48,5	46	49,28	53,57	48,7872
450	232,22	76,6	57,7	68,4	45,3	54	51,8	56,42	60,71	55,1788
550	287,78	87,5	68,4	79,9	56,3	64,5	63,4	67,65	72,14	66,6312
700	371,11	93,2	80,4	91,7	74,2	84	74,8	75	85,65	79,2258
900	482,22	96,1	90,9	97,1	90,6	92	87,4	89,28	100	91,3320
700	371,11	93,2	80,4	91,7	74,2	84	74,8	75	85,65	79,2258

Noms Pétroles		PBI 1	PBI 2	PBI 3	PBI 4	PBI 5	PBI 6	PBI 7	PBI 8	PBI 9
API		44,429	46,308	44,605	49,215	46,197	46,130	48,342	47,750	46,308
Densités		0,804	0,796	0,804	0,783	0,796	0,797	0,787	0,789	0,796
		%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V	%V
T(°F)	T(°C)	19,000	20,000	21,000	22,000	23,000	24,000	25,000	26,000	27,000
300	148,89	30,202	33,369	33,390	30,605	38,420	36,690	39,425	34,812	36,689
400	204,44	44,386	50,227	44,698	43,342	52,541	53,360	52,880	48,418	51,224
450	232,22	49,857	55,680	54,320	50,332	59,630	62,360	60,256	54,531	58,669
550	287,78	61,369	70,793	65,646	64,663	69,330	68,330	71,325	63,096	68,670
700	371,11	73,093	77,820	77,891	80,236	80,220	79,230	81,478	76,817	79,987
900	482,22	89,965	93,548	91,237	94,537	91,237	89,365	93,143	88,237	90,002

ANNEXE

Tableau A3 : Base de données densités pétroles légers

Cumarebo		Chase		Luby		Barco	
1		2		3		4	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
10	0,6646	10	0,6400	10	0,64000054	10	0,6400
20	0,6669	20	0,7039	20	0,70151789	20	0,6661
30	0,7182	30	0,7314	30	0,74358112	30	0,7022
40	0,7536	40	0,7592	40	0,77197728	40	0,7385
50	0,7883	50	0,7894	50	0,79254742	50	0,7726
60	0,8173	60	0,8214	60	0,81096035	60	0,8034
70	0,8359	70	0,8543	70	0,83267252	70	0,8301
80	0,8547	80	0,8878	80	0,86293123	80	0,8521
90	0,9200	90	0,9214	90	0,90678925	90	0,8692

ColdWater		Pegasus		Camiri		El Roble	
5		6		7		8	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
10	0,6402	10	0,6400	10	0,6400	10	0,6400
20	0,7076	20	0,6684	20	0,6684	20	0,6929
30	0,7286	30	0,6998	30	0,6998	30	0,7352
40	0,7481	40	0,7326	40	0,7326	40	0,7697
50	0,7725	50	0,7657	50	0,7657	50	0,7978
60	0,8039	60	0,7974	60	0,7974	60	0,8201
70	0,8435	70	0,8264	70	0,8264	70	0,8371
80	0,8921	80	0,8516	80	0,8516	80	0,8491
90	0,9200	90	0,8718	90	0,8718	90	0,8585

Santa Anita		GrassCreek		Djambi		Atlanta	
9		10		11		12	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
10	0,6600	10	0,6700	10	0,6593	10	0,6400
20	0,6876	20	0,7381	20	0,6990	23,3	0,7495
30	0,7072	30	0,7558	30	0,7371	30	0,7656
40	0,7328	40	0,7685	40	0,7708	40	0,7906
50	0,7560	50	0,7840	50	0,7991	50	0,8167
60	0,7920	60	0,8058	60	0,8210	60	0,8387
70	0,8080	70	0,8371	70	0,8362	70	0,8561
80	0,8300	80	0,8820	80	0,8443	80	0,8705
90	0,8496	90	0,9467	90	0,8457	90	0,8843

Anaco		SantaRoss		El Agreb		Hassi-Messa	
13		14		15		16	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
10	0,6800	10	0,6600	10	0,64016635	10	0,6841
20	0,7003	20	0,7067	20	0,68758488	20	0,6830
30	0,7473	30	0,7525	30	0,71518347	30	0,7060
40	0,7916	40	0,7939	40	0,74042383	40	0,7546
50	0,8272	50	0,8278	50	0,76828897	50	0,7949
60	0,8527	60	0,8519	60	0,80111896	60	0,8162
70	0,8683	70	0,8636	70	0,84034586	70	0,8340
80	0,8743	80	0,8605	80	0,856	80	0,8559
90	0,8713	90	0,8403	90	0,87	90	0,8845

Zarzaitine		PBI 25		RA1K		PBI 26	
17		18		19		20	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
10	0,6687	10	0,6993	10	0,6495	10	0,6278
20	0,7218	20	0,7443	20	0,7152	20	0,7178
30	0,7591	30	0,7632	30	0,7474	30	0,7580
40	0,7911	40	0,7915	40	0,7770	40	0,7888
50	0,8140	50	0,8133	50	0,8018	50	0,8174
60	0,8290	60	0,8314	60	0,8305	60	0,8369
70	0,8407	70	0,8542	70	0,8513	70	0,8563
80	0,8551	80		80	0,8808	80	
90	0,8786	90		90		90	

ANNEXE

suite tableau A3

PBI 1		PBI 33		PBI 27		PBI 4	
21		22		23		24	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
10	0,6981	10	0,6890	10	0,6416	10	0,7140
20	0,7285	20	0,7283	20	0,7156	20	0,7461
30	0,7631	34,4	0,7821	30	0,7480	30	0,7789
40	0,7898	41,1	0,8027	40	0,7804	40	0,7979
50	0,8254	50	0,8238	50	0,8027	50	0,8137
60	0,8382	60	0,8440	60	0,8311	60	0,8405
70	0,8607	70	0,8723	70	0,8519	70	0,8626

PBI 5		PBI 28		PBI 29		PBI 30	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
25		26		27		28	
10	0,6500	10	0,644	10	0,6903	10	0,6903
20	0,7259	20	0,722	20	0,7308	20	0,7343
30	0,7513	30	0,759	30	0,7595	30	0,7619
40	0,7700	40	0,793	40	0,7935	40	0,7935
50	0,7896	50	0,821	50	0,8217	50	0,8217
60	0,8083	60	0,841	60	0,8411	60	0,8411
70	0,8250	70	0,867	70	0,8668	70	0,8668

PBI 8		PBI10		PBI31		PBI 32	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
29		30		31		32	
10	0,6884	10	0,6416	10	0,6937	10	0,6863
20	0,7257	20	0,7156	20	0,7344	20	0,7247
30	0,7414	30	0,7480	30	0,7656	30	0,7636
40	0,7680	40	0,7804	40	0,7898	40	0,7939
50	0,7876	50	0,8027	50	0,8218	50	0,8198
60	0,8194	60	0,8311	60	0,8338	60	0,8389
70	0,8447	70	0,8519	70	0,8611	70	0,8664

PBI 11		PBI 40		24		27	
%V	densité	densité	%V	densité	densité	densité	%V
33		34		35		36	
10	0,6812	0,7065	10	0,6858	10	0,5786	10
20	0,7135	0,7440	20	0,7331	20	0,6975	20
30	0,7411	0,7739	30	0,7692	30	0,7331	30
40	0,7573	0,7869	40	0,7951	40	0,7670	40
50	0,7812	0,8230	50	0,8346	50	0,8066	50
60	0,7962	0,8349	60	0,8488	60	0,8344	60
70	0,8111	0,8539	70	0,8633	70	0,8541	70
37							
densité	%V						
0,6749	10						
0,7360	20						
0,7677	30						
0,7916	40						
0,8165	50						
0,8364	60						
0,8642	70						
	80						
	90						

ANNEXE

Noms Pétroles		New-Norway	W.Texas	Salt-Creek	Abquak	Talang
API		36,4	36,3	36,2	36,5	36,5
Densités		0,843	0,843	0,844	0,842	0,842
T(°F)	T(°C)	1	2	3	4	5
300	148,89	22,8	22,8	19,1	19,7	20,7
400	204,44	34	33,5	29,8	31,8	30,8
450	232,22	39,3	39,5	35,1	37,8	35,8
550	287,78	50,5	51,8	45,7	49,9	46
700	371,11	64,9	67,2	60,5	66,1	60,8
900	482,22	84	83	79,5	82	78,3

Noms Pétroles		Malmö	Heald	W.Texas	Red-Water	Hobbs
API		37,2	33,6	34,2	34,3	34,6
Densités		0,839	0,857	0,854	0,853	0,852
T(°F)	T(°C)	10	11	12	13	14
300	148,89	23,2	16,2	20,5	20,2	23,9
400	204,44	34,5	26,2	32,2	31,6	35,1
450	232,22	40,2	30,7	37,3	36,5	40,2
550	287,78	51,4	40,5	48,8	46,2	50,1
700	371,11	66,9	54,9	62,4	61,3	64
900	482,22	83	71,8	78,5	79,3	78,9

Noms Pétroles		Burbank	Goldea	Agha	paconsib	barco	
API		35,8	35,6	36	33,5	33,8	
Densités		0,8458	0,8468	0,8448	0,8576	0,8560	
T(°F)	T(°C)	19	20	21	22	23	
300	148,89	14,3	24,2	20	14,5	16,9	
400	204,44	26,9	35,1	30,4	25,5	27,8	
450	232,22	32,6	40,2	35	31	31,8	
550	287,78	44,3	50,2	44,3	43	40,8	
700	371,11	62,1	64,4	58,2	-	-	
900	482,22	82,3	79,1	74,6	-	-	
Oklahoma		Kerkik	Graham	Maxia	Cowden	Dammam	Fadhili
37,3	36,6	37	37,4	35	34,9	35,4	
0,838270142	0,841760857	0,839762611	0,837773831	0,84984985	0,850360577	0,847813062	
6	7	8	9	15	16	17	
17	24,2	23,4	20,5	24,1	18	15,4	
26,3	38,1	34	33,3	35,3	30,5	28	
31,3	42,3	39	39,1	40,1	37	34,7	
42,8	52,7	48,8	50,8	49,4	47,4	48,2	
59,3	67,4	63	67,8	63,3	64,8	64,2	
79,2	82,8	80	85,8	78,6	81,5	81,5	
mulata		ain dar	coastal	Essider	Duhamel		
34,0	34,1	33,7	37,4	35,5			
0,8550	0,8545	0,8565	0,8380	0,8473			
24	25	26	27	18			
17,2	19,5	10,9	20	21,1			
28,2	28,5	21,3	31,42	32,4			
33,8	33	28,8	36,42	38			
45,1	43,2	50,3	48,42	48,9			
-	-	-	64,28	64,4			
-	-	-	74,28	83			

ANNEXE

Tableau A-5: Base de données densités pétroles moyens

		W Texas		Salt creek		abquak	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
1		2		3		4	
19,57	0,7449	19,64	0,7525	19,71	0,7582	19,78	0,7250
39,53	0,8251	39,50	0,8168	35,14	0,8258	37,80	0,8066
50,41	0,8551	51,80	0,8464	45,69	0,8493	49,90	0,8421
69,53	0,8975	71,54	0,8967	65,08	0,8863	70,64	0,9028

Talang		Oklahoma		Kerkik		Graham	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
5		6		7		8	
19,85	0,7615	19,91	0,7400	19,98	0,7431	20,05	0,7443
35,80	0,8279	31,41	0,8093	42,30	0,8106	39,00	0,8154
46,00	0,8478	42,77	0,8344	52,70	0,8407	48,80	0,8443
65,43	0,8647	64,05	0,8718	71,61	0,9036	67,50	0,8878

Malmo		Heald		W Texas2		Red Water	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
9		10		11		12	
20,19	0,7481	20,26	0,7493	20,33	0,7456	20,40	0,7394
40,20	0,8265	34,00	0,8230	37,69	0,8265	36,50	0,8272
51,40	0,8443	40,44	0,8471	48,68	0,8573	46,20	0,8543
71,38	0,8878	59,43	0,8863	66,27	0,9028	66,56	0,9020

Hobbs		Cowden		Dammam		Duhamel	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
13		14		15		16	
20,47	0,7506	20,54	0,7544	20,61	0,7412	20,75	0,7493
40,20	0,8308	40,10	0,8258	36,58	0,8140	38,00	0,8279
50,10	0,8661	49,40	0,8565	47,56	0,8478	48,90	0,8565
68,17	0,9184	67,98	0,9105	71,61	0,8878	69,35	0,9036

Burbank		Agha		Paconsib		Barco	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
17		18		19		20	
20,82	0,7449	20,95	0,7544	20,12	0,7369	24,66	0,7506
32,60	0,8188	35,00	0,8168	31,22	0,8072	31,80	0,8140
44,30	0,8457	44,30	0,8486	42,93	0,8393	40,80	0,8358
67,67	0,8878	62,60	0,9066	61,45	0,8878	59,28	0,8855

Mulata		Ain Dar		Coastal		5	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	densité	%V
21		22		23		24	
11,88	0,7366	13,00	0,7279	19,60	0,7531	0,7398	14,8352
33,79	0,8229	33,01	0,8046	35,25	0,8279	0,8157	35,99
45,10	0,8573	43,19	0,8407	50,31	0,8573	0,8390	47,16
68,44	0,9005	62,97	0,8937	74,44	0,8960	0,9012	68,50

25		19		20	
densité	%V	densité	%V	%V	densité
0,7331	19,91	0,7349	15,90	18,17	0,7446
0,8060	41,50	0,8145	37,65	33,88	0,8188
0,8355	52,70	0,8464	48,90	43,74	0,8475
0,8964	70,38	0,8985	69,41	62,29	0,8948

ANNEXE

Tableau A-6 : Base de données TBP pétroles lourds

NOM PETROLE		Boscan	Kern	Quitman	Tia-Juana	Gato	Bacha-Quero
API		9,5	10,7	12,7	13,3	13,8	14
Densité		1,0035461	0,99507736	0,98127601	0,97720994	0,97384721	0,97250859
N°		1	2	3	4	5	6
300	148,89	1,6	0	6	0,4	6,3	2,4
400	204,44	3,8	1,2	9,4	1,4	11,3	5
450	232,22	5,2	2,2	11,4	2,9	14,2	7,5
550	287,78	10	6,1	17,9	8,7	20,7	15
700	371,11	19,8	20,9	30,4	22,7	31,3	27,5
900	482,22	32,6	43	48	45,9	46,1	46,5

NOM PETROLE		Lagunillas	baxter-ville	Lloyd	Quiriquire	Miss.Mixtur	Lost-Hills
API		16,5	16,2	16,2	17,2	17,8	18,4
Densité		0,95608108	0,95802302	0,95802302	0,95158036	0,9477562	0,94396264
N°		10	11	12	13	14	15
300	148,89	4	2,3	7	1	4,7	0,6
400	204,44	8,5	5,9	11,7	4,6	9,3	14,4
450	232,22	10	8,1	14,9	8,2	12,3	19,3
550	287,78	17,9	15,2	22,7	21,3	20	29,1
700	371,11	32,7	31,1	36,3	43,5	34,6	43
900	482,22	52,8	53,5	55	63,7	56	59,4

NOM PETROLE		Smak-Over	Casabe	LangsDale	Coaligna	Kuwait	Château-Renaud
API		20,5	20,8	20,8	20,7		
Densité		0,93092105	0,92908733	0,92908733	0,92969777	0,876	0,892
N°		19	20	21	22	23	24
300	148,89	6	3,3	9,1	1,2	17,140	3,57
400	204,44	11	7,4	16,3	9,6	25,710	10
450	232,22	14,4	10,5	20,8	15,6	30,710	13,57
550	287,78	24,1	20,3	29,8	29,3	38,570	24,28
700	371,11	40,2	39,3	43,1	48	52,580	44,28
900	482,22	59,2	62,8	57,3	69	67,850	67,85

NOM PETROLE		Vermillion	Santa-Maria	Tia-Juana2	Tarakan-Kali	Klamono
API		14	15,4	16,1	18	18
Densité		0,97250859	0,9632403	0,95867209	0,94648829	0,94648829
N°		7	8	9	16	17
300	148,89	0	7	1,1	0	1
400	204,44	1,8	13,2	4	2,1	8
450	232,22	4	17	7	8,1	13,3
550	287,78	14,2	25	13,4	32,7	27,6
700	371,11	31,7	37	29,5	65,7	50,2
900	482,22	54,8	53	47	89,8	73,5

NOM PETROLE		Tia -Juana	Bachaquero	Lagunillas	Placenta	Pointe Clairette
API					19,8	
Densité		0,948	0,923	0,906	0,93522802	0,88
N°		25	26	27	18	33
300	148,89	12,14	2,14	5	7,8	12,85
400	204,44	20,71	4,28	7,42	15,7	22,85
450	232,22	24,28	6,42	10,71	20,4	26,42
550	287,78	34,28	13,57	20	29,4	37,14
700	371,11	50,71	28,57	33,57	45,4	51,42
900	482,22	67,85	55	59,28	70,4	78,57

NOM PETROLE		Coulommès	Mandji	Mothes	Boscan	La Rosa
API						
Densité		0,862	0,89	0,928	0,997	0,904
N°		28	29	30	31	32
300	148,89	10,71	12,85	6,42	1,78	11,42
400	204,44	18,57	20	12,5	3,57	18,57
450	232,22	22,14	22,85	16,42	5,71	22,14
550	287,78	36,2	32,14	23,25	11,42	31,42
700	371,11	50	49,28	38,57	25	45,71
900	482,22	78,57	75,71	60	47,85	61,42

ANNEXE

Tableau A-7: Base de données densités pétroles lourds

Kem		Quitman		Tia Juana		Gato	
1		2		3		4	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
4,05	0,7355	4,24	0,7493	4,44	0,7548	4,16	0,7674
3,12	0,8029	7,84	0,7749	6,87	0,7944	9,18	0,8131
2,20	0,8703	11,43	0,8006	9,30	0,8340	14,20	0,8588
4,15	0,8849	14,70	0,8235	10,50	0,8475	17,45	0,8772
6,10	0,8995	17,97	0,8464	11,70	0,8610	20,70	0,8955
26,98	0,9554	34,43	0,9223	28,17	0,9428	34,88	0,9512

Bacha Quero		Vermillon		Santa Maria		Tia Juana2	
5		6		7		8	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
4,36	0,7589	4,56	0,7645	4,75	0,7493	4,95	0,7654
7,62	0,8043	7,38	0,8058	10,88	0,7988	9,07	0,8094
10,88	0,8497	10,20	0,8470	17,00	0,8482	13,18	0,8535
14,74	0,8746	12,65	0,8600	21,00	0,8683	15,48	0,8674
18,60	0,8995	15,10	0,8730	25,00	0,8884	17,77	0,8814
31,77	0,9428	37,21	0,9328	40,92	0,9589	35,03	0,9345

Baxter Ville		Lloyd		Quinkire		Miss Mixture	
9		10		11		12	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
5,35	0,7418	5,43	0,7822	5,45	0,7822	5,46	0,7297
8,26	0,7849	10,17	0,8197	8,57	0,8197	8,88	0,7771
11,18	0,8279	14,90	0,8573	11,70	0,8573	12,30	0,8244
13,19	0,8433	18,80	0,8724	16,50	0,8812	16,15	0,8416
15,20	0,8587	22,70	0,8876	21,30	0,9052	20,00	0,8587
37,02	0,9200	41,00	0,9353	49,37	0,9597	39,71	0,9184

Lost Hill		Klamono		Placerita		Smake Over	
13		14		15		16	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
5,48	0,7687	5,49	0,7894	5,51	0,7774	5,53	0,7674
12,39	0,8207	9,40	0,8233	12,95	0,8200	9,96	0,8056
19,30	0,8727	13,30	0,8573	20,38	0,8626	14,40	0,8438
24,20	0,8881	20,45	0,8764	24,86	0,8771	19,25	0,8591
29,10	0,9036	27,60	0,8955	29,34	0,8915	24,10	0,8744
47,33	0,9597	56,68	0,9597	51,63	0,9453	44,08	0,9223

Casabe		Langs Date		Coaligna		Coulommes	
17		18		19		20	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
5,54	0,7213	5,56	0,7134	5,57	0,7124	5,68	0,7561
8,02	0,7852	9,63	0,7637	10,59	0,7856	9,95	0,7958
10,50	0,8490	13,70	0,8140	15,60	0,8588	14,21	0,8355
15,40	0,8636	21,75	0,8508	22,45	0,8772	19,63	0,8606
20,30	0,8783	29,80	0,8876	29,30	0,8955	25,04	0,8858
45,47	0,9337	47,05	0,9386	53,54	0,9486	49,21	0,9231

Mandji		Mothes		boscan		Pétrole Moyen	
21		22		23		24	
%V	densité	%V	densité	%V	densité	%V	densité
6,00	0,7790	5,48	0,7023	5,12	0,7123	5,19	0,7521
9,71	0,7957	8,80	0,7523	9,85	0,7773	9,36	0,7967
13,43	0,8123	12,12	0,8023	14,58	0,8423	13,54	0,8413
19,00	0,8460	17,69	0,8489	19,85	0,8639	17,99	0,8622
24,58	0,8796	23,25	0,8954	25,13	0,8855	22,44	0,8831
50,21	0,9712	51,24	0,9652	49,21	0,9532	43,42	0,9427

