

REPUBLICQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministre de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université KASDI MERBAH-OUARGLA

Faculté des sciences et sciences de la matière

Département de génie des procédés

Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état

Spécialité : Génie des procédés

Option : Raffinage

Présenté par :

DACHER Abdelkader

SAIDI EL-nadir

Thème :

Etude et développement d'un outil de calcul PVT

Soutenu devant le jury:

✓ Mr :D.Zerrouki

Président

✓ Mr: M. Saidat

Examineur

✓ Mr. D. Mennouche

Examineur

✓ M^{lle} : S.Zighmi

Examinatrice

✓ Mr : K.Mourad

Promoteur

Année Universitaire 2009/2010

الخلاصة:

الهدف من هذه المذكرة هو دراسة وتطوير ما يسمى بالPVT (الضغط، الحجم والحرارة) من خلال معرفة جميع خصائص الأحواض البترولية وكذا معرفة خصائص خزانات السوائل أي البترول الخام بالبحث عن جميع العلاقات الرياضية والنظريات الخاصة بحساب بعض المعاملات والتي بواسطتها نتعرف على جميع العوامل التي تؤثر على النفط الخام من أجل تطوير الPVT). بالموازاة مع ذلك نتطرق إلى معادلات الحالة ذات معاملين والتي اشتقت بالدرجة الأولى فان در فالس وهي معادلة من الدرجة الثالثة ونحصل من خلالها على المعادلة العامة لمعامل الضغط وبهذا يمكن أن نحسب عدة خصائص ترموديناميكية ومعرفة حالة الاتزان سائل- بخار لتوظيفها في عملية الفصل. هذا العمل مزود ببرنامج كتب بلغة 90 FORTRAN يقوم بحل المعادلة الخاصة بمعامل الضغط .

RESUME :

Le but de ce mémoire est l'étude et développement de PVT (Pression, Volume et Température) à partir de connaissance de toutes les propriétés de pétrole et le réservoir de fluide aussi (le pétrole brut) à l'aide des relations et corrélations mathématiques pour calculer certains des coefficients qui permet de connaître toutes les paramètres qui influent le pétrole brut pour développer le PVT. En parallèle on va étudier les équations d'état à deux paramètres de forme cubiques et dérivées de celle de Van Der Waals c'est une équation de troisième degré qui conduit à l'obtention de l'équation générale de facteur de compressibilité. Grâce à l'équation d'état on peut prédire les propriétés thermodynamiques qui sont l'objectif de toute étude des équilibres pour construire l'opération de séparation, ce travail à été joint par un petit programme de langage FORTRAN 90 qui résout l'équation cubique de facteur de compressibilité.



REMERCIEMENTS

Nos remerciements vont tout premièrement à dieu tout puissant pour la volonté, la santé et la patience qu'il nous a donné durant tous ces années d'études

Nous tenons à présenter nos remerciements à notre promoteur, Mr : KORICHI Mourad et Co-promoteur Mr : SIDROHOU Djamel qui nous ont suivi et dirigé tout au long de la réalisation de ce travail, et qui ont été d'une aide très précieuse sur le plan scientifique et moral.

Nous tenons à remercier également, les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous font en acceptant de juger et d'évaluer notre travail.

Nous voudrions aussi que tous nos enseignants du Département de génie des procédés qu'ils trouvent ici notre reconnaissance et notre gratitude.

En fin, que tous ceux et toutes celles, de loin comme de près, ont contribué à l'élaboration de ce mémoire trouvent ici l'expression de notre profond respect et nos remerciements les plus sincères





Dédicace

*J'ai le grand honneur de dédier ce
travail à :*

Ma très chère mère

Mon très cher père

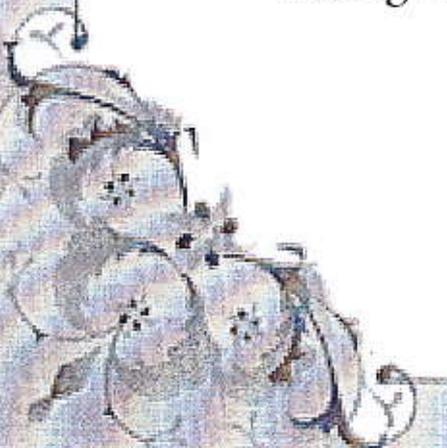
Mes très chers frères et sœurs.

Mes chers oncles.

*Toute ma famille, mes tantes, mes
cousins et mes cousines.*

*A tout mes amis que j'ai connus dans
ma vie*

*A tous les enseignants et toutes les
enseignantes de génie des procédés
chimiques*



INTRODUCTION GENERALE

Les propriétés thermodynamiques des corps purs et de leurs mélanges, en particulier les équilibres de phases, sont nécessaires dans des intervalles de température et de pression les plus larges possibles pour la synthèse et l'optimisation des procédés et des matériaux dans l'industrie chimique. Ces étapes s'appuient notamment sur les simulateurs de procédés pour lesquels des modèles thermodynamiques capables de reproduire des équilibres de phases avec précision sont requis. Donc on a présenté dans notre étude le développement des équations d'état pour le calcul des propriétés Thermodynamiques des fluides et des mélanges industriels, Van der Waals en 1873 a proposé sa très célèbre équation d'état cubique. Cette équation décrit correctement les gaz monoatomiques et relativement bien les gaz poly atomiques à basse densité, mais à haute densité, l'écart par rapport l'expérience devient important.

GIORGIO SOAVE modifie l'équation développée en 1949 par Redlich et Kwong et propose une équation d'état appelé équation RSK (Redlich-Kwong-soave), l'équation RSK donne des résultats très convenables pour le méthane.

L'équation de PENG et ROBINSON en(1976), ont proposé une autre amélioration dans le terme attractif pour mieux représenter les propriétés volumétriques à saturation des hydrocarbures, mais reste encore imprécise autour du point critique à cause de la surestimation du facteur de compressibilité critique par rapport aux valeurs observées.

Cette équation (PR) est très largement utilisée pour les hydrocarbures et les fluides pétroliers et donne généralement des résultats satisfaisants. Et dans ce qui suit on décrit cette équation d'état pour calculer la densité du fluide en fonction de la pression et de la température.

Généralement Les équations de Peng-Robinson (PR) et de Soave-Redlich-Kwong (SRK) sont largement utilisées dans l'industrie, particulièrement pour le raffinage et la simulation des réservoirs.

Leurs avantages résident dans le fait qu'elles nécessitent peu de données expérimentales (les coordonnées critiques et le facteur acentrique), un temps de simulation relativement court et surtout qu'elles conduisent à une bonne estimation des équilibres liquide – vapeur pour les hydrocarbures qui sont particulièrement importants pour la conception des procédés. Par ailleurs, ces équations présentent d'importantes limitations. Par exemple, les densités liquides ne sont pas correctement évaluées, les paramètres ne sont pas adéquats pour les autres fluides non hydrocarbures, notamment les fluides polaires.

L'étude des gisements (réservoir engineering) est une discipline du *XX^{ème}* siècle : les notions de saturation et de perméabilité relatives, par exemple, datent d'une cinquantaine d'années. C'est aussi une discipline très spécifique, nourrie des sciences de la terre, de thermodynamique et de mécanique des fluides dans les milieux poreux. et l'étude d'un gisement a pour but, à partir de la découverte d'un réservoir productif, d'établir un projet de développement qui cherchera à optimiser la récupération des hydrocarbures dans le cadre d'une politique économique donnée. Les spécialistes gisement continueront aussi à étudier le gisement pendant la durée de vie du champ afin d'en tirer les informations nécessaires à l'exploitation optimale du gisement.

Et donc doit être obtenir une connaissance sur le (P, V, T) pression/volume/température et les propriétés physiques et chimiques pour les gaz parce qu'elles sont très importants pour résoudre les problèmes dans le gaz naturel de gisement (reservoir engineering).

En l'absence des propriétés expérimentalement mesurées, donc l'ingénieur de pétrole détermine les propriétés des corrélations empiriquement dérivées. Et en présence des plusieurs corrélations bien établies de propriété physique pour les fluides de réservoir suivants:

- Systèmes de pétrole brut
- Systèmes de gaz naturels

Et on a étudié aussi la séparation de pétrole brut (huile, gaz, eau), description et types de séparateurs, principe de fonctionnement et tout ce que concerne aux séparateurs

Chapitre I

I-1 INTRODUCTION :

De par leur origine historique et par la prédominance historique de la pétrochimie .En Génie Chimique, les équations d'état jouent un rôle central dans la conception des Unités de Génie des Procédés

Les articles foisonnent dans la littérature et les revues sont nombreuses. Sans Intention d'exhaustivité, cette partie présente le développement d'équations d'état qui ont le plus marqué la discipline du Génie des Procédés.

L'utilisation d'une équation d'état pour reproduire les propriétés volumétriques et Thermodynamiques des corps purs et des mélanges de corps purs fait l'objet de Recherche par les thermodynamiciens depuis plus d'un siècle. En effet, depuis que Van der Waals en 1873 a proposé sa très célèbre équation d'état cubique, un nombre Très important de publications a vu le jour. Avec le développement de l'informatique, L'utilisation d'expressions analytiques de plus en plus performantes permet la Prédiction des propriétés thermodynamiques avec une grande précision permettant d'améliorer la conception des procédés de Génie Chimique tels que la distillation, l'absorption, etc.

Néanmoins, ce n'est que pour les gaz qu'on a mis ces relations sous une forme assez précise, non seulement en partant des données expérimentales concernant les paramètres P , V , T , mais aussi grâce à des considérations théoriques sur la constitution des atomes et des molécules et des interactions qui restent faibles dans le cas des gaz.

Toute équation d'état doit vérifier le critère suivant aux coordonnées critiques (c'est-à-dire pour $T = T_c, P = P_c$, et $V = V_c$)

I-2 Définition :

Une équation d'état est une relation algébrique entre la pression la température et le volume molaire. En général, une équation d'état est développée initialement pour les substances pures et elle s'écrit sous la forme : $f(P, V, X, T) = 0$. Où X représente le vecteur composition (fraction molaire) ; et $X= 1$ pour un corps pur.

Plusieurs formes ont été suggérées et toutes doivent (satisfaire le critère de stabilité au point critique) [1]

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_{T_c} = 0 \dots\dots\dots (I-1)$$

Chapitre I

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial V^2}\right)_{T_c} = 0 \dots\dots\dots (I-2)$$

La première équation d'état à fournir une description quantitative des deux phases vapeur et liquide et une prédiction de la transition entre phases est celle de Van der Waals en 1873 qui a établi théoriquement que la pression interne est inversement proportionnelle au carré du volume molaire, d'où son équation d'état :

$$\left(P + \frac{a}{V^2}\right)(V - b) = RT \dots\dots\dots (I-3)$$

Ou bien
$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a}{V^2} \dots\dots\dots (I-3)$$

(a/V^2) : Est un terme correctif de pression dû à l'attraction mutuelle des molécules appelé pression interne. Le terme b représente le volume réellement occupé par la matière, appelé covolume.

Dans la même sens des nombreuses équations d'état de formulation voisine ont été développées ; en particulier l'équation de Redlich-Kwong qui a donné q son tour lieu à des nombreuses équations dérivées dont celles de Soave et de Peng-Robinson pour les plus utilisée.

En fait, ces équations d'état (VW,R-K,S-R-K,P-R)ont une source commune qui peut être formulée sous la forme d'une équation d'état globale cubique par rapport au volume de la forme suivante .

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{\alpha(T)}{(V+K1b)(V+K2b)} \dots\dots\dots (I-4)$$

Les équations précédents correspondent l'une et l'autre à des cas particuliers de l'équation d'état généralisée EQ (I-3), comme le montre le tableau (I-1)

Tableau (I-1) paramètres des équations d'état :

Equation d'état	$\alpha(T)$	K1	K2
Van der Waals	A	0	0
Redlich-Kwong	$a/T^{1/2}$	0	1
Soave-Redlich-Kwong	a(T)	0	1
Peng-Robinson	a(T)	$1+\sqrt{2}$	$1-\sqrt{2}$

I-1-2 Cas particuliers des équations d'état :

I-1-2-1 EQUATION D'ETAT DE VAN DER WAALS(VW)

En 1873 Van der waals a établi théoriquement que la pression interne est inversement proportionnelle au carré du volume molaire. D'où l'équation d'état suivant :

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a}{V^2} \dots\dots\dots (I-5)$$

L'application du critère de stabilité au point critique EQ (I-1), EQ (I-2) donne les constantes spécifiques de l'EQ (I-4) :

$$a = \frac{0,42748(RT_c)^2}{P_c} \dots\dots\dots (I-6)$$

$$b = \frac{0,08664RT_c}{P_c} \dots\dots\dots (I-7)$$

On remplace P_c , V_c , T_c dans la relation suivante:

$$PV = ZRT \dots\dots\dots (I-8)$$

On obtient $Z_c=3/8$ au point critique, donc il est supérieur à la valeur réelle (0,27 ; 0,30) pour la plupart des corps). L'EQ de VW s'applique avec assez bonne précision à certains fluides réels [2]

I-1-2-2 EQUATION D'ETAT DE REDLICH-KWONG(RK) :

Après l'apparition de l'équation d'état de Van der waals, plusieurs ont proposés des variations semi empiriques. Permet les modifications les plus réussite, celle de Redlich-Kwong.

Redlich-Kwong ont formulé en 1949 une équation d'état, qui été généralement considérée la meilleur équation à deux paramètres [1,2]

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a}{\sqrt{TV}(V+b)} \dots\dots\dots (I-9)$$

Si L'EQ (I-9) est utilisée avec les EQ (I-1), (I-2) on trouve:

$$a = acTc^{\frac{1}{2}} = \frac{\Omega_a R^2 Tc^{2,5}}{Pc} \dots\dots\dots (I-10)$$

$$ac = \frac{\Omega_a R^2 Tc^2}{Pc} \dots (I-11) \quad \text{avec } \Omega_a = 1/[9(2^{\frac{1}{3}} - 1)] = 0,4278$$

$$b = \frac{\Omega_b RTc}{Pc} \dots\dots (I-12) \quad \text{avec } \Omega_b = (2^{\frac{1}{3}} - 1)/3 = 0,08664$$

Pour tous les fluides le facteur de compressibilité au point critique d'après Redlich-Kwong est de 1 / 3 cette valeur est loin de la réalité [3]

I-1-2-3EQUATION D'RTAT DE SOAVE-KWONG (S-R-K):

Des nombreuses modifications de l'équation d'état de Redlich-Kwong en étaient proposées :

-Certains d'eux ont introduit des fonctions de déviation, pour lier les données de pression, volume, et température d'une substance pure.

-Des autres ont amélioré la cappabilité des équations à la prédiction de l'équation liquide-vapeur.

L'une des modifications la plus récente est celle proposée par Soave en1972, qui à modifié l'équation d'état originale de Redlich-Kwong on introduisant une fonction a(T) différente ; l'équation de Redlich-kwong -Soave s'écrit donc : [6, 2,1]

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \dots\dots\dots (I-13)$$

Avec:

$$a(T) = a_c [1 + m [1 - (\frac{T}{T_c})^{\frac{1}{2}}]]^2 \dots\dots\dots (I-14)$$

$$(\frac{T}{T_c})^{\frac{1}{2}} = 1 + m [1 - (\frac{T}{T_c})^{\frac{1}{2}}] \dots\dots\dots (I-15)$$

Le paramètre m est calculé en connaissant le facteur acentrique ω :

Qui traduit la non sphéricité, et mesure la complexité de la molécule en respectant à la fois la géométrie et la polarité [1]

$$m = 0,480 + 1,574\omega - 0,176\omega^2 \dots\dots\dots (I-16) [2]$$

La valeur de ac et b sont celles données par R-K voir EQ (I-11), EQ (I-12), ainsi que Zc.

L'équation d'état de S-R-K a eu une acceptation rapide dans l'industrie du processing des hydrocarbures. A cause de la simplification relative de l'équation en lui-même, et aussi de sa capacité d'engendrer raisonnablement les rapports exacts du calcul des équilibres liquide-vapeur. L'équation d'état cubique la plus employée actuellement et sans doute l'équation de Soave-Redlich-Kwong elle sert également de référence à de nombreux auteurs et est assez aisée d'emploi. [2]

I-1-2-4 EQUATION D'ETAT DE PENG-ROBINSON (P-R) :

L'équation original de Redlich-Kwong et leur modification par Soave ont le même inconvénient, ils prédisent que le facteur de compressibilité critique (1/3) pour tous les fluides. Pour éviter cet inconvénient, Peng et Robinson ont proposé en 1976 une modification de l'EQ (I-9) comme suit : [1, 2, 3,7]

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \dots\dots\dots (I-17)$$

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{[V+(1+\sqrt{2})b][V+(1-\sqrt{2})b]} \dots\dots\dots (I-18)$$

Avec:

$$a(T) = ac\delta\left(\frac{T}{T_c}\right) \dots\dots\dots (I-19)$$

$$ac = 0,457235(RT_c)^2/P_c \dots\dots\dots (I-20)$$

L'expression de δ pour l'équation d'état de Peng-Robinson est obtenue par la même procédure pour celle de Soave.

$$\left[\delta\left(\frac{T}{T_c}\right)\right]^{1/2} = 1 + m\left[1 - \left(\frac{T}{T_c}\right)^{1/2}\right] \dots\dots\dots (I-21)$$

On calcule m à partir de la connaissance du facteur acentrique

$$m = 0,37646 + 1,54226\hat{\omega} - 0,26992\omega^2 \dots\dots\dots (I-22) \quad [3]$$

$$b = 0,077796RT_c/P_c \dots\dots\dots (I-23)$$

L'équation d'état de Peng-Robinson indique un facteur de compressibilité au point critique $Z_c=0,307$ mieux que la valeur indiquée par R-K et S-R-K ; malgré que cette valeur est loin des valeurs actuelles pour les fluides réelles à l'exception de l'Hydrogène et l'Hélium.

I-1-3 EQUATION D'ETAT DE VIRIEL :

L'équation d'état de VIRIEL est une forme spéciale des équations d'état analytique, qu'y est dérivée à partir de la mécanique statique, sa formule est donnée par : [1]

$$P = \frac{RT}{V} + \frac{RTB}{V^2} + \frac{RTC}{V^3} + \dots\dots\dots (I-24)$$

Chapitre I

Les paramètres B, C, ..., sont appelés deuxième, troisième, ..., coefficient de VIRIEL, et qui sont en fonction seulement de la température pour le fluide pur.

En fait, l'équation du VIRIEL est souvent tronquée au second coefficient, si l'équation EQ (I-8) est utilisée dans l'EQ (I-24) pour éliminer V, d'où

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} \dots\dots\dots (I-25)$$

Cette équation est applicable pour des masses volumiques inférieures à la moitié de la masse volumique critique ($\rho < \frac{\rho_c}{2}$)

Le terme B est estimé en utilisant les relations des états correspondants *, pour les molécules non polaires PITZER et CURL proposent les expressions suivantes :

$$\frac{BP_c}{RT_c} = f^o + \omega f' \dots\dots\dots (I-26)$$

$$f^o = 0,144 - \frac{0,330}{Tr} - \frac{0,1385}{Tr^2} - \frac{0,0121}{Tr^3} - \frac{0,000607}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-27)$$

$$f' = 0,0637 + \frac{0,331}{Tr^2} - \frac{0,423}{Tr^3} - \frac{0,008}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-28)$$

-les molécules polaires, VETERE recommande les expressions suivantes pour estimer les seconds coefficients du VIRIEL, c'est -à-dire.

$$\frac{BP_c}{RT_c} = g^o + \omega g^1 + \omega g^2 \dots\dots\dots (I-29)$$

$$g^o = 0,1445 - \frac{0,330}{Tr} - \frac{0,1385}{Tr^2} - \frac{0,0121}{Tr^3} \dots\dots\dots (I-30)$$

$$g^1 = 0,073 + \frac{0,46}{Tr} - \frac{0,50}{Tr^2} - \frac{0,097}{Tr^3} - \frac{0,0073}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-31)$$

$$g^2 = 0,1042 - \frac{0,2717}{Tr} + \frac{0,2388}{Tr^2} - \frac{0,0716}{Tr^3} + \frac{0,0001502}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-32)$$

Avec ω est le facteur acentrique et ωP est défini comme suit :

$$\omega P = \frac{T_{eb}^{1,72}}{M_w} - 2,63 \dots\dots\dots (I-33)$$

Teb : température d'ébullition normale en kelvin

Mw : la masse moléculaire

Si ωP est négatif, il considéré nul

I-2LES REGLES DE MILANGE APPLIQUEES AUX EQUATIONS D'ETAT :

Sous haute pression, les propriétés thermodynamiques et les équilibres de phases sont généralement évalués en appliquant la même équation d'état aux phases en présence. Les règles de mélange déterminent la variation des paramètres avec la composition.

Chapitre I

Les équations évaluées à partir de celle de VAN DER WAALS emploient les règles de mélange de VAN DER WAALS avec ou sans modification. Mathématiquement ces règles sont spécialement de forme du second coefficient de VIRIE [5,1]

$$B = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n X_i Y_j B_{ij} \dots\dots\dots (I-34)$$

Si B_{ij} prend la valeur de moyen arithmétique de B_i et B_j ; l'équation (I-34) dévient

$$B = \sum_{i=1}^n X_i B_i \dots\dots\dots (I-35)$$

Et si B_{ij} prend la valeur de moyen géométrique de B_i et de B_j ; l'équation (I-35) dévient

$$B = (\sum_{i=1}^n X_i B_i^{1/2})^2 \dots\dots\dots (I-36)$$

Dans les règles de mélange l'indice $\langle\langle i \rangle\rangle$ est retenu pour faire la distinction entre le paramètre du fluide pur et son contrepartie en mélange. D'où la règle de mélange pour b est

$$b = \sum_{i=1}^n i X_i b_i \dots\dots\dots (I-37)$$

Avec b_i est donné par EQ(I-7) pour VW, EQ (I-12) pour R-K et S-R-K, et EQ (I-19) pour P-R. ce qui suit sont les règles de mélange de a pour chaque une des quatre équations cubique.

I-2-1 Van der waals :

La règle de mélange de van der waals pour le paramètre a , est équivalente à l'équation EQ (I-36), d'où

$$a = (\sum_{i=1}^n X_i a_i^{1/2})^2 \dots\dots\dots (I-38)$$

Avec a_i est donné par EQ (I-16)

I-2-2-Redlich-kwong:

$$a = (\sum_{i=1}^n X_i a_i^{1/2})^2 \dots\dots\dots (I-38)$$

Avec a_i est donné par EQ (I-10)

I-2-3Soave-redlich-kwong:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n X_i X_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - K_{ij}) \dots\dots\dots (I-39)$$

Avec K_{ij} coefficient des interactions binaire selon S-R-K, et a_i est donné par EQ (I-14) combiner avec les équations (I-15), (I-16)

I-2-4 Peng-Robinson:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n X_i X_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - K_{ij}) \dots\dots\dots (I-40)$$

a_i Est calculé selon EQ 1-19 combiner avec les équations (I-20), (I-21) et (I-22), K_{ij} est toujours coefficient des interactions binaire mais selon P-R.

I-2-5 Second coefficient DE VIRIEL :

L'équation d'état de VIRIEL tronqué est la seule équation pour les gaz réels, dont laquelle une relation exacte est connue pour le coefficient de mélange [1]

$$B = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j B_{ij} \dots\dots\dots (I-34)$$

Les seconds coefficients de VIRIEL des corps purs sont calculés par les relations (I-26), ou (I-29). le terme B_{ij} des interaction de mélange du VIRIEL si est calculé selon EQ (I-26), ou (I-29) les règles de, mélange doivent être devisées pour obtenir $T_{cij}, P_{cij}, \omega_{ij}$.

Pour des calculs d'ingénierie les formules suivantes sont utilisables :

$$T_{cij} = (T_{ci} T_{cj})^{1/2} (1 - K_{ij}) \dots\dots\dots (I-41)$$

$$V_{cij} = [(V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3})/2]^3 \dots\dots\dots (I-42)$$

$$Z_{cij} = (Z_{ci} + Z_{cj})/2 \dots\dots\dots (I-43)$$

$$P_{cij} = Z_{cij} R T_{cij} / V_{cij} \dots\dots\dots (I-45)$$

I-3 PROPRIETES THERMODYNAMYQUES D'APRES LES EQUATIONS D'ETAT :

Le facteur de compressibilités Z , Fugacité (ϕ) Enthalpie (H), L'Entropie (S)...etc. sont des propriétés thermodynamiques utiles dans l'analyse ou le design des équipements du processus. La variation dans ces propriétés, peut être liée à des variables opératoires Exp : l'élévation de la température dans un échangeur.

I-3-1 LES EQUATIONS D'ETAT EN FONCTION DU FACTEUR DE COMPRESSIBILITE Z :

L'équation d'état généralisée EQ (I-4) peut être écrite sous la forme cubique en fonction du volume molaire, ou du facteur de compressibilité Z .

$$V^3 - [RT/P - (K1 + K2 - 1)b]V^2 + [(K1K2 - K1 - K2)b^2 - (K1 + K2)b R T/P + \alpha(T)/P]V - K1K2b^3 - K1K2b^2 R T/P - \alpha(T)b/P = 0 \dots\dots\dots (I-46)$$

À partir de l'équation (I-8) on a : $V = ZRT/P \dots\dots\dots (I-47)$

Remplaçant EQ (I-47) dans EQ (I-46) et après réarrangement on obtient

$$Z^3 - [1 - (K1 + K2 - 1)B]Z^2 + [(K1K2 - (K1 + K2)B^2 - (K1 + K2)B + A)]Z - [K1K2B^3 + K1K2B^2 + AB] = 0 \dots\dots\dots (I-48)$$

Avec A et B des paramètres adimensionnels

$$A = \alpha(T)P/(RT)^2 \dots\dots\dots (I-49)$$

$$B = bP/RT \dots\dots\dots (I-50)$$

Les paramètres $\alpha(T)$ K1 et K2 sont donnés dans le tableau (I-1) pour chaque équation d'état respectivement.

I-3-1-1 Van der Waals:

$$Z^3 - (1 + B)Z^2 + AZ - AB = 0 \dots\dots\dots (I-51)$$

I-3-1-2 Redlich-Kowng & Soave-Redlich-Kowng:

$$Z^3 - Z^2 - (B^2 + B - A)Z - AB = 0 \dots\dots\dots (I-52)$$

I-3-1-3 Peng-Robinson:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 - (3B^2 + 2B - A)Z + B^3 + B^2 - AB = 0 \dots\dots\dots (I-53)$$

I-3-1-4 Viriel:

$$Z = 1 + BP/RT \dots\dots\dots (I-25)$$

I-3-2 COEFFICIENT DE FUGACITE:

Parmi les grandeurs molaires partielles, les plus importantes sont les potentielles chimiques qui déterminent les conditions d'équilibres entre phases. Ils s'expriment par l'intermédiaire des coefficients de fugacité ϕ_i . L'expression utilisée pour déterminer le coefficient de fugacité à partir d'une équation d'état est la suivante :

$$\ln \phi = \frac{1}{RT} \int_{\infty}^V \left[\frac{RT}{Vt} - \left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T, Vt, n_j} \right] dV - \ln Z \dots\dots\dots (I-54) [3]$$

Le terme $\left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T, Vt, n_j}$ dans l'équation précédente est obtenu à partir de l'équation généralisée voir EQ (I-4), écrite en termes de volume total (Vt) comme suit :

$$P = \frac{RT}{Vt - nb} - \frac{n^2 \alpha(T)}{(Vt + nK1b)(Vt + nK2b)} \dots\dots\dots (I-55)$$

Avec: $Vt = nV \dots\dots\dots (I-56)$

posons $\beta = K1b, \gamma = K2b$ dans l'EQ (I-55), la dérivée de P par rapport à n_i , à Vt, T , et n_j devient

Chapitre I

$$\frac{\partial P}{\partial n_i}_{T,V,t,n_j} = \frac{RT}{(Vt-nb)} + \frac{(nb)'nRT}{(Vt-nb)^2} - \frac{(n^2\alpha(T)')}{(Vt+nB)(Vt+ny)} + \frac{(ny)'n^2\alpha(T)}{(Vt+n\beta)(Vt+ny)^2} + \frac{(n\beta)'n^2\alpha(T)}{(Vt+n\beta)(Vt+nB)^2} \dots\dots\dots (I-57)$$

Et comme β, γ sont de même grandeurs que b , on remplace l'EQ (I-57) dans l'EQ (I-54), après intégration on obtient :

$$\begin{aligned} \ln \phi_i = & -\ln \left(\frac{Vt-nb}{Vt} \right) + \frac{(nb)'n}{Vt-nb} + \ln \left(\frac{Vt+nK1b}{Vt+nK2b} \right) \left[\frac{(n^2\alpha(T)')}{(K1-K2)nbRT} + \frac{K1(nb)'n^2\alpha(T)}{(K1-K2)(nb)^2RT} - \right. \\ & \left. \frac{K2(nb)'n^2\alpha(T)}{(K1-K2)(nb)^2RT} \right] - \ln Z \dots\dots\dots (I-58) \end{aligned}$$

Après réarrangement de l'EQ (I-58) on aboutit à l'équation suivante :

$$\ln \phi = -\ln(Z - B) + (Z - 1)Bi' - \frac{A(Ai' - Bi')}{(K1 - K2)B} \ln \left(\frac{Z + K1B}{Z + K2B} \right) \dots\dots (I-59)$$

Avec A, B sont données par les EQ (I-49), EQ (I-50) respectivement, et Ai', Bi' sont des différentiels par rapport au nombre de moles, écrit comme suit :

$$Ai' = \frac{1}{n\alpha} \left[\frac{\partial(n^2\alpha)}{\partial n_i} \right]_{T,n_j} \dots\dots\dots (I-60)$$

$$Bi' = \frac{1}{b} \left[\frac{\partial(nb)}{\partial n_i} \right]_{n_j} \dots\dots\dots (I-61)$$

Remarque : l'EQ (I-59) satisfaisante pour les équations d'état de R-K, S-R-K, P-R, mais pour VW un cas d'indétermination est rencontré ($K1=K2=0$). Bi' , est obtenue d'après l'EQ (I-37) pour les quartes équations (VW, R-K, S-R-K, P-R) comme suit :

$$Bi' = bi/b \dots\dots\dots (I-62)$$

Ai' Varie d'une équation à l'autre.

I-3-2-1 Van der Waals :

De la même manière le coefficient de fugacité d'après Van der Waals est obtenu on combinant l'EQ (I-55) avec l'EQ (I-54), et après intégration on obtient :

$$\ln \phi = -\ln(Z - B) - \frac{Bi'B}{Z-B} + \frac{Ai'A}{Z} \dots\dots\dots (I-63)$$

$$\text{Avec } Ai' = 2 \left(\frac{a_i}{a} \right)^{0,5} \dots\dots\dots (I-64)$$

ai d'après l'EQ(I-6), a tirer l'EQ(I-38)

I-3-2-2 Redlich Kwong :

$$\ln \phi = -\ln(Z - B) + (Z - 1)Bi' - \frac{A(Ai' - Bi')}{B} \ln\left(1 + \frac{B}{Z}\right) \dots \dots \dots (I-65)$$

$$\text{Avec } Ai' = 2\left(\frac{ai}{a}\right)^{0,5} \dots \dots \dots (I-64)$$

ai, a sont calculées à partir de l'EQ (I-10), (I-38)

I-3-2-3 Soave Redlich kwong :

$$\ln \phi = -\ln(Z - B) + (Z - 1)Bi' - \frac{A(Ai' - Bi')}{B} \ln\left(1 + \frac{B}{Z}\right) \dots \dots \dots (I-65)$$

$$Ai' = \frac{1}{a} [2ai^{0,5} \sum_{j=1}^n x_j a_j^{0,5} (1 - K_{ij})] \dots \dots \dots (I-66)$$

ai, aj de l'EQ(I-14), et a de l'EQ(I-39)

I-3-2-4 Peng Robinson:

$$\ln \phi_i = -\ln(Z - B) + (Z - 1)Bi' - \frac{A(Ai' - Bi')}{2^{1,5} B} \ln\left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z + (1 - \sqrt{2})B}\right) \dots \dots \dots (I-67)$$

ai, aj de l'EQ(I-19), et a de l'EQ(I-40)

I-3-2-5 Viriel :

Le coefficient de fugacité selon Viriel est donné par la relation suivante

$$\ln \phi_i = (2 \sum_{i=1}^n y_i B_{ij} - B) \frac{P}{RT} \dots \dots \dots (I-68)$$

Bi j est calculé d'après l'EQ (I-6) ou (I-29) selon le corps, B selon l'EQ (I-34)

I-5-ENTHALPIE RESIDUELLE (DEPARATURE) :

Les expressions de l'enthalpie résiduelle (deparature) isotherme pour les équations d'état de R-K, S-R-K, et P-R sont dérivées de l'EQ(I-4) combiner à l'équation suivant :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^v [T \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_v - P] dv \dots \dots \dots (I-69) [3]$$

Après l'intégration de l'EQ (I-69) est faire le réarrangement nécessaire on aboutit :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{B(K_2 - K_1)} \left[1 - \frac{T}{\alpha(T)} \left(\frac{d\alpha(T)}{dT} \right) \right] \ln\left(\frac{Z + K_1 B}{Z + K_2 B}\right) \dots \dots \dots (I-70)$$

Le terme dérivable $\frac{T}{\alpha(T)} \left(\frac{d\alpha(T)}{dT} \right)$ est obtenu pour chaque équation citée ci-dessus on utilisant le tableau (I-1)

I-5-1- Redlich Kwong :

Pour l'équation d'état de R-K le terme dérivable est obtenu d'après L'EQ (I-38) et on a :

$$\frac{T}{\alpha(T)} \left(\frac{d\alpha(T)}{dT} \right) = -0,5 \dots \dots \dots (I-71)$$

D'où l'expression de l'enthalpie départeur suivant :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 - 15 \frac{A}{B} \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) \dots \dots \dots (I-72)$$

I-5-2-Soave Redlich kwong:

Cette fois ci pour S-R - k on a $\alpha(T)=a(T)$, avec a(T) donne par L'EQ (I -39)

$$\frac{T}{\alpha(T)} \left(\frac{d\alpha(T)}{dT} \right) = \frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right)$$

L'expression de L'enthalpie devient :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{B} \left[1 - \frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) \right] \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) \dots \dots \dots (I-73)$$

Après dérivation on obtient :

$$\frac{T}{\alpha(T)} \left(\frac{d\alpha(T)}{dT} \right) = \frac{1}{a} \left[- \sum_i^n \sum_j^n x_i x_j m_j (a_i a_j T r_j)^{0,5} (1 - K_{ij}) \right] \dots \dots \dots (I-74)$$

I-5-3-Peng Robinson :

De même pour P-R on a $\alpha(T)=a(T)$, avec a(T) donné par L'EQ (I-40) D'où l'expression de l'enthalpie départeur suivante :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{2^{1,5} B} \left[1 - \frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) \right] \ln \left(\frac{Z+(1+\sqrt{2})B}{Z+(1-\sqrt{2})B} \right) \dots \dots \dots (I-75)$$

Après dérivation on obtient :

$$\frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) = \frac{1}{a} \left[- \sum_i^n \sum_j^n x_i x_j m_j (a_i a_j T r_j)^{0,5} (1 - K_{ij}) \right] \dots \dots \dots (I-76)$$

I-5-4Van der Waals :

Comme dans le cas du coefficient de fugacité l'équation d'état de VW ne satisfait pas l'équation généralisée de l'enthalpie résiduelle (départeur).

Pour cela on combine L'EQ (I-5) avec L'EQ (I-69)

$$T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right) v - P = \frac{a}{v^2} \dots\dots\dots (I-77)$$

Après intégration et simplifications possible on a :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{Z} \dots\dots\dots (I-78)$$

I-5-5VIRIEL:

L'équation d'état de Viriel dévie aussi de la règle comme celle de Van der Waals .la combinaison de L'EQ (I-69) avec L'EQ (I-24) tronquée au second coefficient du Viriel nous donne :

$$\frac{H-H^*}{RT} = Z - 1 + T \left(\frac{dB}{dT} \right) \dots\dots\dots (I-79)$$

Le terme $T \left(\frac{dB}{dT} \right)$ est obtenu par dérivation des équations (I-26) ou (I-29) selon le critère de polarité :

$$T \left(\frac{dB}{dT} \right) = \frac{RTc}{Pc} \left[T \left(\frac{df^o}{dT} \right) + \omega T \left(\frac{df1}{dT} \right) \right] \dots\dots\dots (I-80)$$

$$T \left(\frac{df^o}{dT} \right) = \frac{0,33}{Tr} + \frac{0,277}{Tr^2} + \frac{0,363}{Tr^3} + \frac{0,004856}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-81)$$

$$T \left(\frac{df1}{dT} \right) = \frac{0,662}{Tr^2} + \frac{1,269}{Tr^3} + \frac{0,064}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-82)$$

Ou bien

$$T \left(\frac{dB}{dT} \right) = \frac{RTc}{Pc} \left[T \left(\frac{dg^o}{dT} \right) + \omega T \left(\frac{dg1}{dT} \right) + \omega PT \left(\frac{dg2}{dT} \right) \right] \dots\dots\dots (I-83)$$

Avec

$$T \left(\frac{df^o}{dT} \right) = \frac{0,33}{Tr} + \frac{0,277}{Tr^2} + \frac{0,363}{Tr^3} \dots\dots\dots (I-84)$$

$$T \left(\frac{dg^o}{dT} \right) = \frac{0,46}{Tr} + \frac{1}{Tr^2} + \frac{0,291}{Tr^3} + \frac{0,0584}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-85)$$

$$T \left(\frac{dg2}{dT} \right) = \frac{0,2717}{Tr} - \frac{0,4776}{Tr^2} - \frac{0,1248}{Tr^3} - \frac{0,012016}{Tr^8} \dots\dots\dots (I-86)$$

Chapitre I

Dans l'expression citées ci-dessus le terme H^* représente l'enthalpie de gaz parfait. Elle mesure l'effet isobarique de la température sur l'enthalpie calculer d'après l'équation suivante :

$$\Delta H = H_2^* - H_1^* = \int_{T_1}^{T_2} C_p^*(T) dT \dots\dots\dots (I-87)$$

Avec C_p^* une équation polynomiale en termes de la température pour le gaz parfait

$$C_p^*(T) = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots (I-88)$$

Et dans le cas de mélange $C_p^*(T)$ se calcule d'après

$$C_p^*(T) = \sum_i^n Y_i C_{pi}^*(T) \dots\dots\dots (I-89)$$

Le terme $(H - H^*/RT)$ représente l'effet isotherme de la pression.

I-6 ENTROPIE RESIDUELLE (DEPARTURE) :

L'expression de l'entropie réparateur est dérivée de la forme suivante :

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln Z + \int_{\infty}^V \left[\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - \frac{1}{V} \right] dV - \ln \frac{P}{P^0} \dots\dots\dots (I-90)$$

P^0 : est une pression de référence.

Le même état de calcul sont épuisées par combinaison l'EQ (I-4) avec l'EQ (I-90); finalement l'entropie résiduelle pour l'équation d'état généraliser est donnée par :

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln(Z - B) + \frac{A}{(K_1 - K_2)B} \left[\frac{T}{\alpha(T)} \left(\frac{d\alpha(T)}{dT} \right) \right] \ln \frac{Z + K_1 B}{Z + K_2 B} - \ln \frac{P}{P^0} \dots\dots\dots (I-91)$$

Le terme dérivable dans l'équation précédant est le même donné dans les expressions de l'enthalpie R-K, S-R-K, P-R.

I-6-1 Redlich Kwong :

L'EQ (I-91) est combinée avec l'EQ (I-71), et les valeurs de K_1 , K_2 d'après le tableau (I-1) pour donner l'effet isotherme de la pression selon l'équation d'état de Redlich kwong comme suit

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln(Z - B) + \frac{A}{2B} \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) - \ln \frac{P}{P^0} \dots\dots\dots (I-92)$$

I-6-2 Soave Redlich Kwong :

D'après L'EQ (I-91) et L'EQ (I-74) l'expression de L'entropie départeur est donnée selon L'EQ (I-93)

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln(Z - B) + \frac{A}{B} \left(\frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) \right) \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) - \ln \frac{P}{P_0} \dots\dots\dots (I-93)$$

$$\frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) = \frac{1}{a} \left[- \sum_i^n \sum_j^n x_i x_j m_j (a_i a_j T r_j)^{0,5} (1 - K_{ij}) \right] \dots\dots\dots (I-74)$$

I-6-3 Peng Robinson :

De même pour l'équation de P-R, selon L'EQ (I-91) et L'EQ (I-76) on obtient

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln(Z - B) + \frac{A}{2^{1,5} B} \left[\frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) \right] \ln \left(\frac{Z+(1+\sqrt{2})B}{Z+(1-\sqrt{2})B} \right) - \ln \frac{P}{P_0} \dots\dots\dots (I-94)$$

$$\frac{T}{a(T)} \left(\frac{da(T)}{dT} \right) = \frac{1}{a} \left[- \sum_i^n \sum_j^n x_i x_j m_j (a_i a_j T r_j)^{0,5} (1 - K_{ij}) \right] \dots\dots\dots (I-76)$$

I-6-4 Van der waals :

Comme pour l'enthalpie l'équation de VW ne satisfait pas l'équation généralisée pour l'entropie. Pour cela cette dernière sera développée d'après l'équation d'état de VW voir EQ (I-5) combiner a L'EQ (I-91)

Après dérivation on a :

$$\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right) = \frac{1}{V-b} \dots\dots\dots (I-95)$$

On remplaçant dans L'EQ (I-90), après intégration et réarrangement on obtient l'expression finale suivante :

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P_0} \dots\dots\dots (I-96)$$

I-6-5 Viriel :

L'entropie résiduelle selon Viriel est donnée aussi par dérivation de l'équation tronquée au second coefficient du Viriel (voir L'EQ (I-24)) comme suit :

$$\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right) - \frac{1}{V} = \frac{B}{V^2} + \frac{T}{V^2} \dots\dots\dots (I-97)$$

Après L'intégration de L' EQ (I-90), et simplification possible on a la formule suivant :

$$\frac{S-S^*}{R} = \ln - \frac{P}{ZRT} \left[B + T \left(\frac{dB}{dT} \right) \right] \dots\dots\dots (I-98)$$

Avec le terme B est calculé selon L'EQ (I-34), et le terme $T \left(\frac{dB}{dT} \right)$ est calculé selon les équations (I-80, I-80, I-83) si les constituants de mélange sont apolaires, ou bien a partir des

Chapitre I

équations (I-83, I-84, I-85, I-86) si ces derniers sont polaires. L'effet isobarique de la température dans l'entropie est calculé par :

$$\Delta S = S_2^* - S_1^* = \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{C_p^*(T)}{T} \right) dT \dots\dots\dots (I-99)$$

Avec l'expression de C_p^* donnée par l'EQ (I-88)

Par contre l'effet isotherme de la pression dans l'entropie est donné par le terme $\frac{S-S^*}{R}$. un quatrième terme doit être pris en considération c'est l'entropie de mixation (entropie of mixing)

$$S_{mix}^0 = - \sum_i y_i \ln y_i \dots\dots\dots (I-100) [8]$$

Chapitre II

II.1 INTRODUCTION :

C'est une opinion encore assez répandue dans le public peu au fait des réalités pétrolières que les hydrocarbures se trouvent stockés sous terre dans de vastes cavités naturelles. Ainsi parle-t-on couramment de "poches de gaz" et imagine-t-on les "nappes de pétrole" à la manière des lacs ou des mers souterraines que décrit Jules Verne dans le "Voyage au centre de la terre".

La réalité est toute autre et un "réservoir" imprégné d'hydrocarbures ressemble déjà plus à un énorme pain de sucre imbibé de café par exemple, et piégé dans le sous-sol.

En fait un gisement est constitué d'une (ou plusieurs) roche(s) réservoir(s) contenant des hydrocarbures à l'état monophasique (huile ou gaz) ou diphasique (huile et gaz), de l'eau, et pouvant être en communication avec une formation aquifère parfois très étendue, le tout surmonté d'une roche couverture étanche faisant piège (figure II-1).

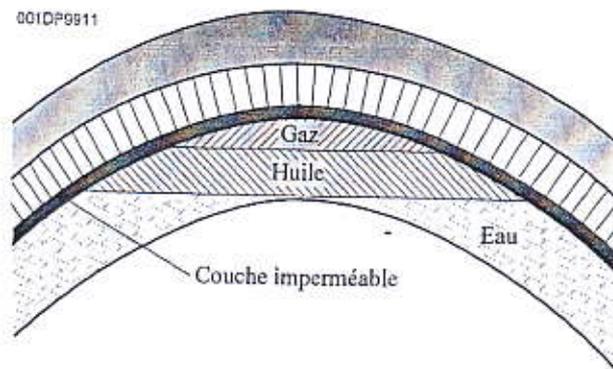


Fig. (II-1) Coupe verticale d'un gisement

II-1.2 Consistent les études de gisement : [10]

Leur but essentiel est de développer un gisement (nombre de puits, emplacement) et de faire des prévisions de production. Ceci nécessite un minimum de connaissances, sur le (ou les) réservoir(s), obtenues essentiellement à partir de plusieurs forages dit de reconnaissance, avec des données fondamentales obtenues par les carottages, les diagraphies et les essais de puits, comme nous le verrons.

D'autres informations peuvent être obtenues à partir d'études géologiques et géophysiques fines. Un certain nombre de mécanismes naturels concourent à la production, tels que, par exemple, l'expansion des fluides eux-mêmes ou l'invasion du gisement par l'eau de la formation aquifère. La récupération des

Chapitre II

hydrocarbures en place est en outre souvent améliorée par une intervention dans la roche telle que, par exemple, une injection d'eau ou de gaz.

On verra que, suivant le mode d'exploitation choisi (nombre et disposition des puits, rythme de production, fluide et débit d'injection ainsi que moment du début de celle-ci), la récupération obtenue lors de l'abandon économique est plus ou moins importante. Il est donc nécessaire, afin de faire un choix, de pouvoir prévoir l'évolution du gisement dans différentes hypothèses. Ceci nécessite, outre la connaissance de la forme structurale, la connaissance :

- des volumes de fluides en place, de leur répartition et des possibilités d'écoulement dans la roche ;
- du comportement de ces fluides lors de la décompression du gisement ;
- des lois qui régissent les écoulements dans la roche soit d'un fluide seul, soit de plusieurs fluides simultanément ;
- des différents facteurs provoquant le déplacement des fluides vers le puits et leur importance dans différentes hypothèses de soutirage.

Le développement choisi sera fonction des conditions technologiques et économiques, et parfois politiques.

II-2 ETUDE DES ROCHES RESERVOIRES ET DE LEUR CONTENU :

Au cours du forage d'un puits, il est très important de connaître les caractéristiques des couches traversées susceptibles d'être productrices. Dans cette intention, on procède généralement à un carottage mécanique qui permet d'extraire des échantillons de roches qu'on analyse en laboratoire. Les mesures effectuées ont pour but de déterminer la porosité, la perméabilité et les saturations en fluides de la roche ainsi que les limites des zones intéressantes. Les diagraphies différées donnant des informations en continu représentent l'autre outil fondamental à cet égard. Les roches réservoirs sont essentiellement des grès (ou sables) et des carbonates: calcaires et dolomies.

II-2.1 Porosité (\emptyset)

Une roche sédimentaire est constituée de particules solides agglomérées ou cimentées entre lesquelles existent des espaces, appelés "pores" ou parfois "vides", constituant des canaux microscopiques (diamètre de l'ordre de quelques dixièmes de micron par exemple).

Chapitre II

Soit un échantillon de roche de volume total V_T comprenant un volume solide V_S ; $(V_T - V_S)$ représente le volume occupé par les fluides, c'est-à-dire le volume de pore V_p . Sa porosité s'exprime par le rapport : $\emptyset = V_p / V_T = (V_T - V_S) / V_T$ (II-1)

On s'intéresse particulièrement à la porosité utile (figure 3), c'est-à-dire celle qui ne tient compte que des pores qui communiquent entre eux et avec l'extérieur. Les roches réservoirs ont des porosités très variables, généralement comprises entre 10 et 30 %.

Les valeurs de porosité sont obtenues par des mesures sur carottes, et par les diagraphies.

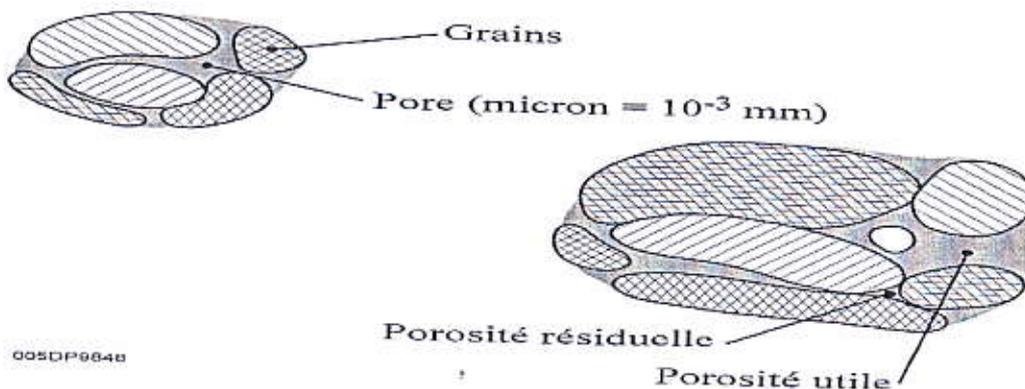


FIG.II 2-Milieu poreux

II-2.2 Perméabilité (k) :

C'est le paramètre clé pour le producteur. La perméabilité caractérise l'aptitude qu'à une roche à laisser s'écouler des fluides à travers ses pores. La perméabilité (k) est le coefficient de proportionnalité qui relie le débit (Q) d'un fluide de viscosité (μ) qui passe à travers un échantillon de roche de section (S) et de longueur (dl), à la chute de pression (dP) nécessaire à son passage :

$$Q = k \times \frac{S \cdot dP}{\mu \cdot dl} \quad (\text{II-2})$$

(Loi de Darcy pour un liquide en écoulement linéaire et en régime permanent)

Avec Q mesuré dans les conditions de l'écoulement.

On utilise en pratique le milli Darcy (md) comme unité de mesure, les gisements exploités ayant généralement une perméabilité de 20 à 300 md.

Chapitre II

Le Darcy est la perméabilité d'un milieu qui laisse passer 1 cm^3 par seconde d'un fluide dont la viscosité est de 1 centipoise (viscosité de l'eau à $20 \text{ }^\circ\text{C}$) sous l'effet d'un gradient de pression d'une atmosphère par centimètre à travers une surface de 1 cm^2 .

$$1 \text{ Darcy} \approx 10^{-12} \text{ m}^2 \quad 1 \text{ milli Darcy} = 10^{-3} \text{ Darcy}$$

A noter que la perméabilité a les dimensions d'une surface.

La perméabilité d'une roche varie avec la direction considérée et l'on peut distinguer les perméabilités horizontales, verticale, parallèle au pendage et perpendiculaire à celui-ci.

Les valeurs des perméabilités sont obtenues par mesures sur carottes, et aussi à partir des essais de puits.

II-2.3 Saturations (S) :

Il est essentiel de connaître la nature des fluides qui occupent les pores de la roche. La saturation d'un échantillon de roche en un fluide est le rapport du volume de ce fluide dans l'échantillon au volume de pore V_p de l'échantillon.

On définit ainsi :

- la saturation en eau $S_e = \frac{V_e}{V_p}$ (= S_w (water)) (II-3)

- la saturation en huile $S_h = \frac{V_h}{V_p}$ (= S_o (oil)) (II-4)

- la saturation en gaz $S_g = \frac{V_g}{V_p}$ (= S_g (gas)) (II-5)

$$\text{Avec } S_e + S_h + S_g = 1$$

Lors de la migration des hydrocarbures le déplacement de l'eau sus-jacente n'a jamais été complète. En effet, la perméabilité à un fluide devient nulle quand la saturation en ce fluide devient trop faible : ce seuil est appelé la saturation irréductible (pour le fluide considéré). En conséquence, il y aura toujours de l'eau dans un gisement. Appelée eau interstitielle. Ceci est la conséquence des phénomènes capillaires liés à l'exiguïté des pores : l'eau est un fluide "mouillant" qui s'étale sur les surfaces solides et va rester piégée dans les pores les plus petits. Les valeurs courantes de la saturation en eau interstitielle sont de : $10\% < S_{wi} < 35\%$. Les mesures des saturations proviennent essentiellement des diagraphies.

II-2.4 Diagraphies différées:

II-2.4.1 Généralités :

Une diagraphie est l'enregistrement continu d'une caractéristique des formations traversées par un sondage en fonction de la profondeur.

Les diagraphies différées sont enregistrées pendant l'arrêt du forage et sont l'objet de ce chapitre (les diagraphies instantanées sont celles qui sont enregistrées pendant le forage proprement dit).

Les diagraphies sont des instruments essentiels dans l'évaluation des gisements.

II-2.4.2 Buts des diagraphies différées :

Les buts principaux des diagraphies différées sont les suivants :

- La reconnaissance des réservoirs : lithologie, porosité, saturation (eau-huile-gaz). On n'obtient pas de valeurs de perméabilité.
- La connaissance du puits : diamètre, inclinaison, cimentation des cuvelages, liaison couche-trou (perforation).

II-2.4.3 Moyens utilisés :

Pour réaliser cet enregistrement, on utilise en particulier un camion d'enregistrement (ou cabine en offshore), un treuil motorisé, un câble électrique et une sonde :

- La sonde : ensemble électronique avec émetteurs (électriques ou nucléaires), récepteurs et amplificateurs. Le rayon d'investigation est de l'ordre du mètre en général.
- L'enregistrement : le signal du récepteur est contrôlé, étalonné et enregistré. L'enregistrement s'appelle un log. Souvent les outils sont combinés (enregistrement simultané) et de toute façon les enregistrements des différents outils utilisés sont recalés les uns par rapport aux autres.
- L'interprétation : un micro-ordinateur permet une première interprétation rapide, sur camion, ce qui peut orienter le géologue dans ses prises de décision (autres diagraphies, carottage, essais).

II-3 Étude des fluides : [10]

II-3-1 Généralités – Diagrammes PV et PT :

Le nom de pétrole provient du latin "petrae oléum" : huile de pierre. Il est constitué, ainsi que le gaz, d'un mélange complexe d'hydrocarbures : paraffines, naphthènes, aromatiques ou mixtes. Les pétroliers (gisement-production) appellent huiles les hydrocarbures liquides.

Dans un gisement, l'huile est généralement associée à une quantité plus ou moins importante de gaz constitué pour l'essentiel d'un mélange des hydrocarbures les plus légers. Ce gaz ne forme point de bulles dans l'huile, mais y est dissous, l'huile et le gaz ne constituant qu'un seul liquide du moins jusqu'à saturation (stade auquel le liquide ne dissout plus le gaz). L'huile peut dissoudre jusqu'à 200 fois, et plus son volume de gaz.

Lorsque la pression s'abaisse, et c'est justement le cas lorsque l'on produit, une partie du gaz dissous se regazéifie et les bulles de gaz qui se précipitent, si l'on peut dire, vers la sortie, entraînent avec elles l'huile. Le phénomène est analogue à celui du gaz carbonique qui entraîne le champagne hors de la bouteille. Quand le gaz s'est échappé à peu près complètement, ou si le pétrole n'en contient guère à l'état naturel, le puits cesse d'être ou n'est pas éruptif.

Il arrive aussi, nous l'avons vu au début de cette étude, qu'un chapeau de gaz (gas cap) libre surmonte la couche imprégnée d'huile, en ce cas elle-même saturée de gaz dissous.

Ainsi il est fondamental d'analyser l'évolution de l'huile et/ou du gaz entre les conditions d'origine dans le réservoir et les conditions de surface.

On peut représenter sur un diagramme "Pression-Volume spécifique" le comportement d'un mélange à différentes températures (figure 5).

Considérons une pression et une température telles que le mélange soit à l'état liquide. Abaissons la pression en gardant la température constante ; nous observons les faits suivants :

- En phase liquide, le volume augmente, mais peu ; les liquides sont très peu compressibles. Pour une pression P_b , pression du point de bulle, une bulle de gaz apparaît. A partir de ce moment, la quantité de vapeur augmente et celle du liquide diminue. La dernière goutte de liquide disparaît au point de rosée ; la pression P_r du point de rosée est inférieure à P_b .

En phase vapeur, une faible variation de pression provoque une importante variation de volume ; les vapeurs sont très compressibles.

Chapitre II

Le lieu des points de bulle s'appelle courbe de bulle, le lieu des points de rosée courbe de rosée. Ces deux courbes se raccordent au point critique $P_c - T_c$; l'ensemble s'appelle courbe de saturation. Entre la température critique T_c et une température T_{cc} , dite température critique de condensation, on peut liquéfier partiellement le mélange. Au-dessus de la température critique de condensation, il ne peut y avoir de phase liquide.

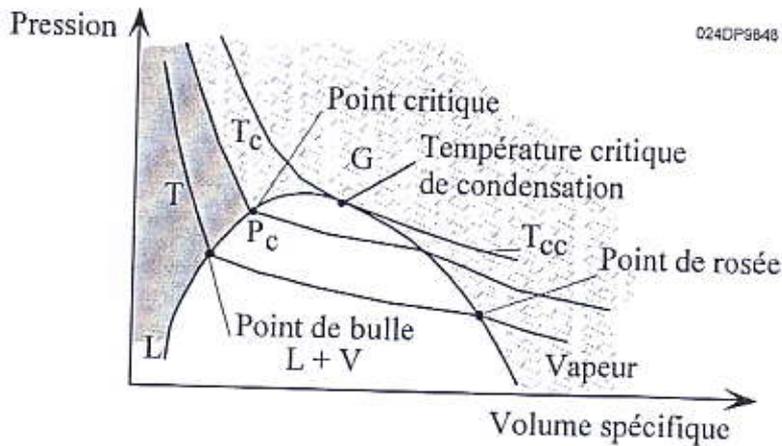


Fig. (II-3) Diagramme Pression - Volume

Le comportement des mélanges se représente clairement en coordonnées pression-température (figure 6). Outre les courbes de bulle et de rosée, on a figuré les courbes d'égal pourcentage de liquide.

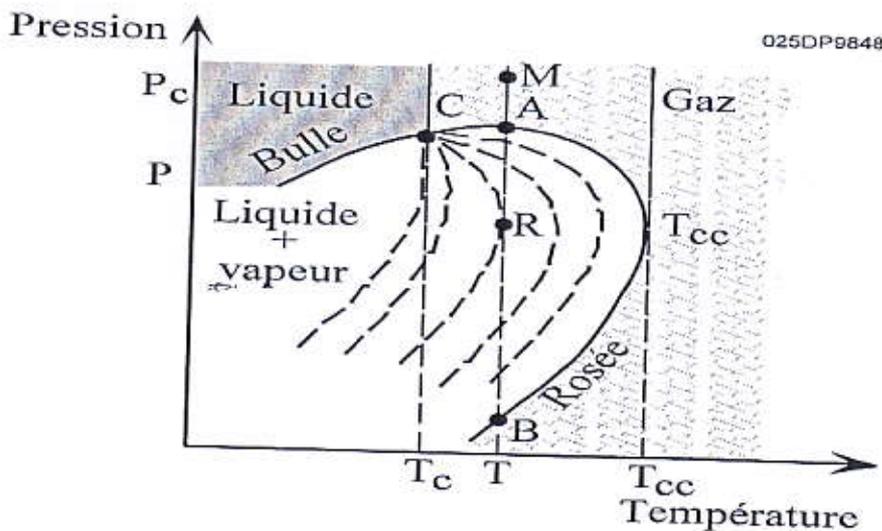


Fig. (II -4) Diagramme Pression - Température

Analysons ce qui se passe dans l'intervalle des températures T_c et T_{cc} . Partons d'un mélange représenté par le point M (gaz) et faisons décroître sa pression à température constante. En A apparaît une goutte de liquide ; la pression est alors la pression de rosée rétrograde correspondant à T. Si l'on continue à abaisser la pression, la quantité de liquide augmente jusqu'à R, où l'isotherme est tangente à une courbe d'égal

Chapitre II

pourcentage de liquide, puis diminue et la dernière goutte de liquide disparaît en B ; la pression est alors la pression de rosée pour T. Le mélange redevient ensuite gazeux.

Un complexe initialement monophasique dans un gisement (liquide ou gaz) peut donc, au cours de la baisse de pression isotherme due au soutirage, devenir diphasique. Il est important, pour exploiter correctement un gisement, de savoir quand cela se produira, ainsi que l'évolution des volumes des deux phases en place.

II-3.2 Les gaz :

II-3.2.1 Généralités :

Ce sont des mélanges complexes d'hydrocarbures, contenant essentiellement les premiers éléments de la série paraffinique, à savoir :

- le méthane CH_4 ou C_1
- l'éthane C_2H_6 ou C_2
- le propane C_3H_8 ou C_3
- le butane C_4H_{10} ou C_4

Tous quatre gazeux dans les conditions atmosphériques, ils peuvent contenir en outre d'autres hydrocarbures, de l'azote, de l'hydrogène, du gaz carbonique, de l'hydrogène sulfuré.

Le comportement des gaz naturels n'obéit pas à la loi des gaz parfaits. Il peut être représenté par :

$$PV = Z R T$$

P étant la pression absolue, V le volume moléculaire, R la constante universelle des gaz parfaits (8,32 en unités SI), T la température absolue et Z étant un facteur dépendant de la pression, de la température et de la composition : Z tend vers 1 quand P tend vers 0.

II-3.2.2 Gaz secs, gaz humides et gaz à condensat rétrograde :

Lors de leur arrivée en surface, certains gaz naturels restent à l'état gazeux. Ils sont alors principalement constitués de C_1 , C_2 , C_3 , N_2 , H_2 et sont dits gaz secs.

Les autres donnent lieu au dépôt d'une partie de leurs constituants, appelée gazoline. Ils sont dits humides ou à condensat rétrograde.

Parmi ces derniers, il faut distinguer deux classes :

- La première classe comprend les mélanges d'hydrocarbures qui sont toujours à l'état gazeux dans le réservoir ($T_g > T_{cc}$) : ce sont les gaz humides.
- La deuxième classe comprend des gaz qui, par détente à la température du gisement (détente isotherme), peuvent déposer dans le gisement un condensat. Ils sont dits gaz à condensat rétrograde. Quand on baisse la pression d'un tel gaz (à température constante), il arrive un moment où une goutte de liquide se dépose (pression de rosée rétrograde) ; puis la quantité de condensat augmente, passe un maximum et rediminue. Elle s'annulerait pour une deuxième valeur de la pression (pression de rosée). Pour ces gaz : $T_c < T_g < T_{cc}$.

Nous verrons plus tard les problèmes que posent ces gaz lors de leur exploitation.

Les gaz à condensat sont caractérisés par le poids de produits condensables récupérables par mètre cube standard de gaz produit.

La viscosité des gaz naturels est très faible $\approx 10^{-5}$ Pa.s (10^{-2} cP).

L'unité SI de viscosité est le Pascal – seconde ; $1 \text{ Pa.s} = 10 \text{ Poise}$. L'unité pratique est la centipoise cP.

II-3.2.3 Étude au laboratoire d'un gaz naturel :

Elle a lieu dans une cellule en acier où l'on peut faire varier le volume offert au gaz par l'injection ou le retrait de mercure grâce à une pompe volumétrique à mercure qui lui est reliée. La cellule est mise dans un bain thermostatique. On peut ainsi étudier l'évolution du facteur Z.

Pour les gaz à condensat rétrograde, la cellule est munie de hublots permettant de voir la première formation de brouillard (point de rosée), ainsi que les volumes déposés. L'étude peut alors être faite à masse constante ou bien à masse variable (par enlèvement d'une partie de la phase vapeur en équilibre avec le liquide), le comportement dans le gisement étant plus proche de ce dernier cas.

II-3.3. Les huiles :

II-3.3.1 Généralités :

Les pétroles bruts sont des mélanges d'hydrocarbures lourds. Ils sont principalement constitués de :

- Pentane C_5H_{12} ou C_5
- Hexane C_6H_{14} ou C_6

Chapitre II

- Heptane
 - Octane
 - ...
- } ou C_{7+}

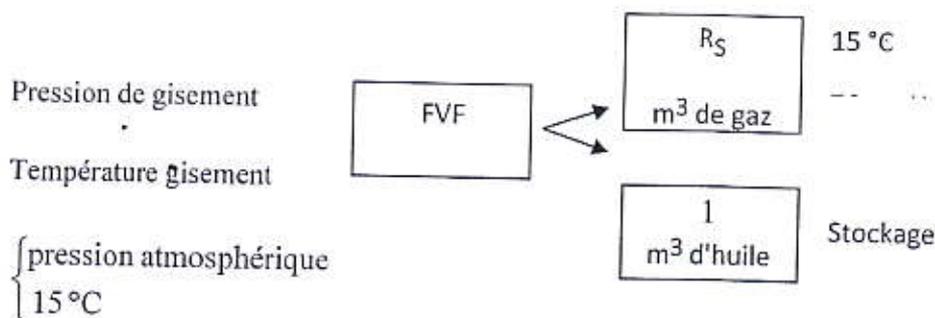
Sous pression, c'est-à-dire dans les conditions de gisement, ils contiennent aussi des éléments plus légers ($C_1, C_2, C_3, C_4, H_2S, CO_2, \dots$) qui commencent à se dégazer lorsqu'en abaissant la pression on atteint la pression de saturation ou pression de bulle.

C'est-à-dire qu'un brut peut abandonner une grande partie des éléments volatils, d'une part dans le réservoir lui-même au cours de sa vie, d'autre part en cours de production, entre le gisement et le stockage.

La conséquence de ce phénomène est la suivante (pour une huile monophasique dans le gisement, y compris lors de la production) :

- pour récupérer 1 m^3 d'huile au stockage, il faut extraire du gisement un volume supérieur d'hydrocarbures, appelé facteur volumétrique de fond (formation volume factor ou FVF) ;
- en même temps que ce mètre cube d'huile de stockage, un certain nombre volume de gaz a été soit récupéré, soit brûlé. Ce volume mesuré dans les conditions standard (15°C , 76 cm de mercure) s'appelle solubilité du gaz dans l'huile, R_S , ou GOR (Gas Oil Ratio) de dissolution.

On peut schématiser ceci de la manière suivante :



En pratique, les FVF s'écrivent B_o pour l'huile (et B_g pour les gaz). Les B_o et les R_S varient beaucoup suivant les types d'huiles : légère, moyenne et lourde.

En général : $1,05 < B_o < 2$

$10 < R_S < 200 \text{ m}^3/\text{m}^3$

Pour les huiles volatiles (très légères), les valeurs sont souvent plus élevées que ces chiffres.

II-3.3.2 Densité :

La densité des huiles brutes dans les conditions atmosphériques varie entre 0,73 et 1,02 suivant leur Composition. Leur prix varie avec leur densité. Dans les conditions de fond interviennent les influences de la pression, de la température et des gaz dissous.

Le premier de ces facteurs augmente la densité alors que les deux autres la diminuent et ont une influence Prépondérante.

II-3.3.3 Viscosité :

Cette caractéristique est importante pour l'écoulement des huiles dans la couche, comme le montre la loi de Darcy. La viscosité d'une huile augmente avec la pression et avec une diminution de température. D'autre part, la présence de gaz dissous diminue aussi la viscosité du brut et facilite donc son écoulement dans le milieu Poreux. On peut citer les ordres de grandeur suivants (dans les conditions gisement) :

- huile légère : $\mu_0 < 1 \text{ Pc}$
- huile moyenne : $\mu_0 \approx \alpha \cdot \text{Pc}$
- huile lourde : $\mu_0 \gg \text{Poises A2.1}$

II-4 Propriétés de fluide de réservoir :

La nature et la composition d'un fluide de réservoir dépend légèrement de l'environnement dépositionnel de la formation à partir de laquelle le fluide est produit. La maturation géologique influence également la composition en réservoir-fluide. Plusieurs théories offrent des explications pour l'origine et la formation du pétrole au-dessus du temps géologique; aucune théorie ne suffit pour expliquer comment le pétrole et le gaz ont été formés dans tous les réservoirs. Une théorie dépeint des réservoirs comme les réacteurs géants de High-temperature/High-pressure avec les surfaces catalytiques de roche qui convertissent lentement ont déposé la matière organique dans le pétrole et le gaz. D'autres théories présument que le pétrole et le gaz ont été formés de l'action bactérienne sur la matière organique déposée. D'autres investigateurs maintiennent que le pétrole et le gaz peuvent être formés dans la même formation géologique mais que chaque fluide émigre aux "tramps" à différentes altitudes en raison des différences de fluide-densité et des forces de pesanteur. Le pétrole brut et le gaz naturel se composent de beaucoup de composés chimiques avec un éventail de poids

Chapitre II

moléculaires. Quelques estimâtes suggèrent que peut-être 3.000 composés organiques puissent exister dans un simple fluide de réservoir. Les composés plus légers et plus simples sont produits en tant que gaz naturel après la séparation extérieure, tandis que les composés plus lourds et plus complexes forment le pétrole brut aux états de provision-réservoir. Le tableau 2,1 donne à gisement de pétrole typique les compositions molaires pour des mélanges de réservoir. Les composants plus lourds sont habituellement dans une fraction de "plus" au lieu de l'identification individuellement. [12]

Le tableau 2,1 donne à gisement de pétrole typique les compositions molaires pour des mélanges de réservoir

Composition (mol%) †						
Composé	Gaz Sec	Gaz Humide	Condensat De Gaz	Huile De Near-Critical	Huile Volatile D'Huile De Near-Critical	Noire Huile
CO_2	0,10	1,41	2,37	1,30	0,93	0,02
N_2	2,07	0,25	0,31	0,56	0,21	0,34
C_1	86,12	92,46	73,19	69,44	58,77	34,62
C_2	5,91	3,18	7,80	7,88	7,57	4,11
C_3	3,58	1,01	3,55	4,26	4,09	1,01
i - C_4	1,72	0,28	0,71	0,89	0,91	0,76
n - C_4		0,24	1,45	2,14	2,09	0,49
i - C_5	0,50	0,13	0,64	0,90	0,77	0,43
n - C_5		0,08	0,68	1,13	1,15	0,21
$C_{6(s)}$		0,14	1,09	1,46	1,75	1,61
C_{7+}		0,82	8,21	10,04	21,76	56,40
PROPRIETES						
$M_{C_{7+}}$		130	184	219	228	274
$Y_{C_{7+}}$		0,767	0,816	0,839	0,858	0,920
K_{WC_7}		12,00	11,95	11,98	11,83	11,47

Chapitre II

GOR, Scf/STB	∞	105,00	5,450	3,650	1,490	300
OGR, STB/MMScf	0	10	180	275		
γ_{API}		57	49	45	38	24
Y_g		0,61	0,70	0,71	0,70	0,63
$P_{sat}, psia$		3,430	6,560	7,015	5,420	2,810
$B_{sat}, ft^3/Sct$ ou bbf/STB		0,0051	0,0039	2,78	1,73	1,16
$\rho_{sat}, ibm/ft^3$		9,61	26,7	30,0	38,2	51,4

II-4-1. Les propriétés de système de pétrole brut :

Les propriétés physiques et chimiques de pétroles bruts changent considérablement et dépendent du congèle centration des divers types des hydrocarbures et de constituants mineurs présentent. Une description précise des propriétés physiques de pétroles bruts est d'importance considérable dans les domaines de la science appliquée et théorique et particulièrement dans la solution des problèmes de technologie de réservoir de pétrole. Les propriétés physiques de l'intérêt primaire pour des études de technologie de pétrole est:

- Densité de Liquide
- Densité du gaz de solution
- Solubilité de gaz
- Pression de point de Bulle
- Facteur de volume de formation de pétrole
- Le coefficient isotherme de compressibilité de sous saturation de bruts
- Densité d'huile
- Facteur total de volume de formation
- Viscosité de pétrole brute
- tension Superficielle

Des données sur la plupart de ces propriétés liquides sont habituellement déterminées par des expériences de laboratoire exécutées sur des échantillons de fluides réels de réservoir. En

l'absence des propriétés expérimentalement mesurées de pétroles bruts, l'ingénieur de pétrole détermine les propriétés des corrélations empiriquement dérivées. [12]

II-4-2. PROPRIÉTÉS DES GAZ NATURELS :

II-4-2-1. FACTEUR DE VOLUME DE FORMATION DE GAZ :

Le facteur de volume de formation de gaz est employé pour relier le volume de gaz, la mesure étant faite au réservoir conditionne, au volume du gaz la mesure étant faite aux états standard, c.-à-d., 60°F et 14,7 psia. Cette propriété de gaz est alors définie comme volume réel occupé par une certaine quantité de gaz à une pression et à une température indiquée, divisée par le volume occupé par la même quantité de gaz aux conditions standard. Sous une forme d'équation, le rapport est exprimé comme suite : [13]

$B_g = \text{volume de gaz de réservoir} / \text{volume de gaz extérieur du gaz de réservoir}$

$$B_g = \frac{V_{PT}}{V_{SC}} \quad (\text{II-6})$$

Avec :

B_g = facteur de volume de formation de gaz, (ft³/scf)

V_{PT} = volume de gaz à la pression p et température, T en t3

V_{SC} = volume de gaz aux conditions standard, scf

L'application de la vraie équation d'état de gaz, c.-à-d., l'équation ($PV=ZnRT$), et remplacer le volume V , donne:

$$B_g = \frac{\frac{ZnRT}{P}}{\frac{Z_{SC}nRT_{SC}}{P_{SC}}} = \frac{P_{SC} ZT}{T_{SC} P} \quad (\text{II-7})$$

Avec :

Z_{SC} = facteur aux conditions standard = 1

P_{SC}, T_{SC} = pression et température standard

Chapitre II

Supposant que les conditions standard sont représentées par le $P_{sc}=14.7$ psia. $T_{sc}= 520$, l'expression ci-dessus peut être réduite au rapport suivant :

$$B_g = 0,02827 \frac{ZT}{P} \quad (\text{II-8})$$

Avec :

B_g = facteur de volume de formation de gaz, (ft³/scf)

z = facteur de compressibilité de gaz

T = la température en °R

le facteur de volume de formation de gaz Peut être exprimé en bbl/scf, pour donner :

$$B_g = 0,005035 \frac{ZT}{P} \quad (\text{II-9})$$

Le réciproque du facteur de volume de formation de gaz s'appelle le facteur d'expansion de gaz et est indiqué par le symbole par exemple, ou:

$$E_g = 35,37 \frac{P}{ZT} \quad \text{sef/ft}^3 \quad (\text{II-10})$$

Dans d'autres unités:

$$E_g = 198,6 \frac{P}{ZT} \quad \text{sef/bbl} \quad (\text{II-11})$$

II-4-2-2. Viscosité de gaz :

viscosité d'un fluide est une mesure du frottement du fluide interne (résistance) à l'écoulement. Si le frottement entre les couches du fluide est petit, c.-à-d., basse viscosité, une force de cisaillement appliquée aura comme conséquence un grand gradient de vitesse.

Au mesure que la viscosité augmente, chaque couche liquide Exerce une plus grande drague de friction sur les couches adjacentes et le gradient de vitesse diminue. La viscosité d'un fluide est Généralement définie comme rapport de la force de cisaillement par l'unité de surface au gradient local de vitesse. Des viscosités sont exprimées en termes d'équilibres, centpoise, ou micro poises. Un équilibre égale une viscosité de 1 dyne-sec/cm² et peut être converti en d'autres unités de champ par les rapports suivants:[12,13]

Chapitre II

1 équilibre = 100 centpoises de

$$= \text{micro poises } 1 \cdot 10^6$$

$$= 6,72 \cdot 10^{-2} \text{ livres mass/ft-sec}$$

$$= 2,09 \cdot 10^{-3} \text{ lb-sec/ft}^2$$

La viscosité de gaz n'est pas généralement mesurée dans le laboratoire parce qu'il peut estimer avec précision à partir des corrélations empiriques. Comme toutes les propriétés intensives, la viscosité d'un gaz naturel est complètement décrite par la fonction suivante:

$$\mu_g = (p, T, y_i)$$

Où μ_g = la viscosité de la phase gazeuse.

Le rapport ci-dessus déclare simplement que la viscosité est une fonction de pression, de la température, et de composition.

II-4-2-3. Poids moléculaire apparent (M_a) :

Le poids moléculaire apparent est défini mathématiquement par l'équation suivante:

$$M_a = \sum_{n=1}^{\infty} y_i M_i \quad (\text{II-12})$$

II-4-2-4 Densité (ρ_g) :

La densité d'un mélange de gaz idéal est calculée en remplaçant simplement le poids moléculaire du composant pur par le poids moléculaire apparent du mélange de gaz :

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{PM}{RT}$$
$$\rho_g = \frac{PM_a}{RT} \quad (\text{II-13})$$

II-4-2-5 gravité Spécifique (γ_g) :

Est définie comme rapport de la densité de gaz à cela d'air. Les deux densités sont mesurées ou exprimées à la même pression et température. Généralement la pression standard P_{ST} et le centre technique de la température standard sont employés en définissant la densité de gaz :

$$Y_g = \frac{\rho_g}{\rho_{air}}$$

$$Y_g = \frac{\frac{P_{st} M_a}{RT_{st}}}{\frac{P_{st} M_{air}}{RT_{st}}}$$

$$Y_g = \frac{M_a}{M_{air}} = \frac{M_a}{28,96} \quad (II-14)$$

II-4-2-6 La solubilité R_s de gaz :

La solubilité R_s de gaz est définie comme le nombre de pieds cube Standard de gaz qui se dissoudront dans un baril de provision-réservoir de pétrole brut à certain Pression et la température. La solubilité d'un gaz naturel dans un pétrole brut est une fonction forte de la pression, de la température, de la pesanteur d'API, et de la densité de gaz. Pour qu'un gaz particulier et un pétrole brut existe à une température constante, les augmentations de solubilité avec de la pression jusqu' à la pression de saturation est atteintes a la pression de saturation (pression de point-bulle) tous les gaz disponibles sont dissous dans l'huile et la solubilité de gaz atteint sa valeur maximum. Plutôt que de mesurer la quantité de gaz qui dissoudra dans un provision-réservoir indiqué le pétrole brut à mesure que la pression est augmentée, il est usuel de déterminer la quantité de gaz qui sortira d'un échantillon de pétrole brut de réservoir ce pression diminue. [13]

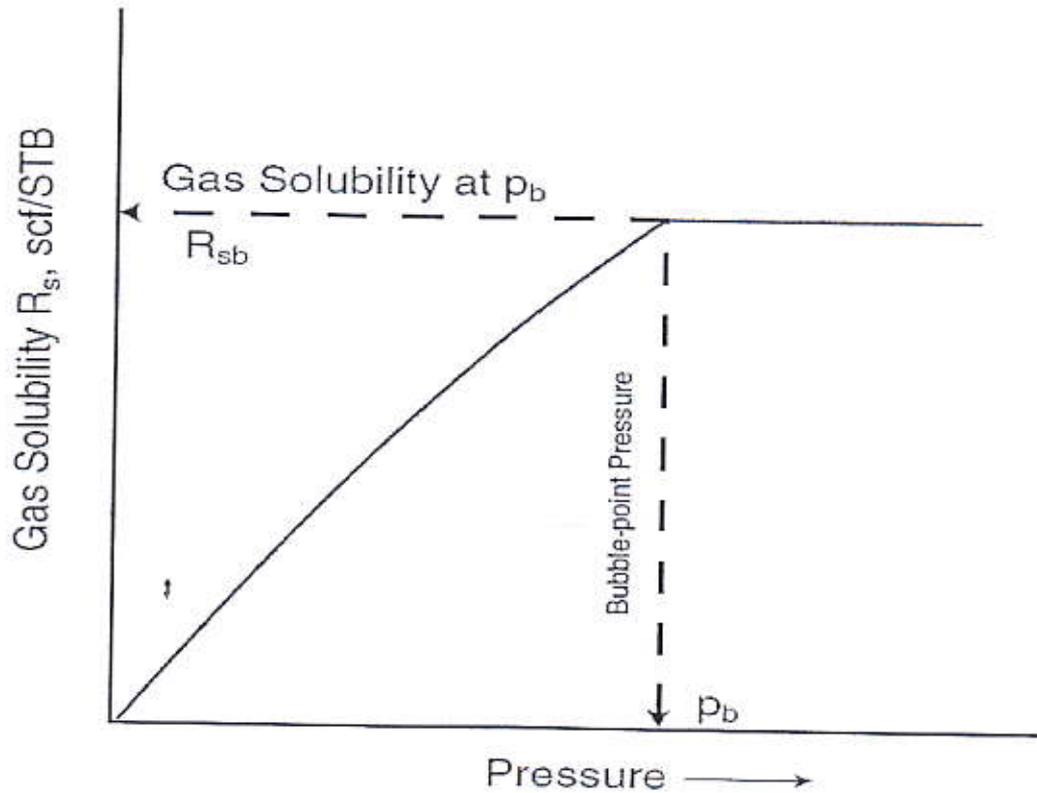


Fig. (II-7) -Diagramme de la solubilité de gaz –pression [13]

Une courbe typique de solubilité de gaz, en fonction de pression pour le pétrole brut sous saturé, est montrée sur le schéma (II-7). Pendant que la pression est réduite de la pression initiale p_i de réservoir, au P_b de pression de point- bulle, aucun gaz évolue de l'huile et par conséquent les restes de solubilité de gaz constants à sa valeur maximum de R_{sb} . Bellow la pression de point-bulle, le gaz de solution sont libérés et la valeur des diminutions de R_s avec de la pression. Les cinq corrélations empiriques suivantes pour estimer la solubilité de gaz sont données ci-dessous, sous saturation du pétrole brute, est montré sur le schéma (II-7)

- corrélation de Standing.
- corrélation de Marhoun.
- corrélation de Glaso.
- corrélation de Vasquez-Beggs .

- corrélation de Petrosky-Farshad.

Beaucoup de chercheurs ont employé des résultats d'essai en laboratoire de PVT, et des données de champ, pour se développer des corrélations généralisées pour estimer des propriétés des fluides de réservoir. Les propriétés principales qui sont déterminées des corrélations empiriques sont le point de bulle, la solubilité de gaz, les facteurs de volume, la densité, la compressibilité, et la viscosité. Les corrélations assortissent typiquement les données expérimentales utilisées avec une déviation moyenne de moins que quelques pour cent. Elle n'est pas peu commune cependant, pour observer des déviations avec un ordre de grandeur plus haut une fois appliquée à autre fluides.

Il y a beaucoup de corrélations des propriétés liquides. Un certain nombre de ces corrélations ont employé des données de certaines localités, par conséquent, leur application est limitée. Quelques corrélations ont reçu une attention plus élevée et une acceptabilité plus large que d'autres. Les corrélations ont été passées en revue et comparé par plusieurs chercheurs, ayant pour résultat aucun ordre clair de supériorité parmi corrélations. Certains d'entre elles, ont montré leur sérieux dans les diverses comparatives études. [13]

R_s = volume de gaz extérieur dissous en huile de réservoir / volume d'huile de provision-
réservoir d'huile de réservoir

II-4-2-6. a-Corrélation de Standing :

Standing (1947) a proposé une corrélation graphique pour déterminer la solubilité de gaz en fonction de la pression, spécifique gravité du gaz, degré API, et la température de système. La corrélation a été développée à partir d'un total de 105 points de repères expérimentalement déterminés sur 22 mélanges d'hydrocarbure des pétroles bruts de la Californie et des gaz naturels. Standing (1981) a exprimé sa corrélation graphique proposée sous la forme mathématique plus commode suivante :

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{P}{18,2} + 1,4 \right) 10^x \right]^{1,2048} \quad (\text{II-15})$$

$$X = 0,0125API - 0,00091(T - 460) \quad (II-16)$$

Avec :

T=Température en, R°

P : pression de Système psia

γ_g : Gravité spécifique de la solution gazeuse

Il convient noter que l'équation de Standing est valide pour des applications et au-dessous derrière la pression de bulle-point de pétrole brut.

⇒ Erreur absolue moyenne 4,8%.

II-4-2-6 .b-Corrélation de Vasquez et Beggs :

Vasquez et Beggs (1980) ont présenté une corrélation empirique améliorée pour estimer R_s . La corrélation a été obtenue par analyse de régression utilise 5008 points de repères mesurés de solubilité de gaz. Basé sur la densité d'huile, les données mesurées ont été divisées en deux groupes. Cette division a été faite à une valeur de la densité d'huile de 30°API. L'équation proposée a la forme suivante :

$$R_s = C_1 \gamma_{gs} P^{C_2} \exp \left[C_3 \left(\frac{API}{T} \right) \right] \quad (II-17)$$

$$Y_{gs} = Y_g \left[1 + 5,912(10^{-5})(API)(T_{scp} - 460) \text{Log} \left(\frac{P_{scp}}{114,7} \right) \right]$$

Avec :

Y_{gs} : Gravité de gaz de séparateur en pression de référence

Y_g : Gravité de gaz de séparateur aux conditions actuel de P_{scp} et T_{scp}

P_{scp} : Pression actuel de séparateur (psia)

T_{scp} : Température actuel de séparateur

Tableau-1 : pour équation (II-18) [13]

Coefficient	API ≤ 30	API > 30
C ₁	0.362	0.0178
C ₂	1.0937	1.1870
C ₃	25.7240	23.931

II-4-2-6. c-Corrélation de Glaso :

Glaso (1980) a proposé une corrélation pour estimer la solubilité de gaz en fonction de degré API, de la pression, de la température, et de la densité de gaz. La corrélation a été développée à partir d'étudier 45 échantillons de pétrole brut de la Mer du Nord. Le rapport proposé au suivant :

$$R_s = \gamma_g \left\{ \left[\frac{API^{0,989}}{(T-460)^{0,172}} \right] (A) \right\}^{1,2255} \quad (II-18)$$

Où $A = 10^X$

$$X = 2,8869 - [14,1811 - 3,39093 \text{Log}(P)]^{0,5} \quad (II-19)$$

⇨ Erreur absolue moyenne 1,28%

II-4-2-6 d-Corrélation de Marhoun :

Marhoun (1988) a développé une expression pour estimer la pression de saturation des systèmes du Moyen-Orient de pétrole brut. La corrélation provient de 160 données expérimentales de pression de saturation. La corrélation proposée peut être réarrangée et résolue pour que la solubilité de gaz donne :

$$R_s = [a \gamma_g^b \gamma_o^c T^d P]^e \quad (II-20)$$

Où

$$a = 185.843208 ; b = 1.877840 ; c = -3.1437 ; d = -1.32657 ; e = 1.398441$$

⇨ Erreur absolue moyenne 12,4%.

II-4-2-6 e-Corrélation de Petrosky et Farshad :

Petrosky et Farshad (1993) ont construit une base de données de PVT de 81 analyses de laboratoire du Golfe du système de pétrole brut de Mexique. Petrosky et Farshad ont proposé l'expression suivante :

$$R_s = \left[\left(\frac{P}{112,727} + 12,340 \right) \gamma_g^{0,8439} 10^X \right]^{1,73184} \quad (\text{II-21})$$

Avec :

$$X = 7,916(10^{-4})API^{1,5410} - 4,561(10^{-5})(T - 460)^{1,73184} \quad (\text{II-22})$$

Où P : pression en psia

T : Température en R°

⇔ Erreur absolue moyenne 7,84%.

II-4-3. Facteur de volume de formation de pétrole (B₀) :

Le facteur de volume de formation de pétrole, B₀, est défini comme rapport du volume d'huile (plus le gaz en solution) à la température et à la pression régnantes de réservoir au volume d'huile aux conditions standard. B₀ est toujours supérieure ou égal à unité. Le facteur de volume de formation de pétrole peut être exprimé mathématiquement comme: [13]

B₀ = volume d'huile de réservoir / volume d'huile de provision-réservoir d'huile de réservoir

$$B_0 = f(R_s, \gamma_g, \gamma_0, T)$$

$$B_0 = \frac{(V_0)_{P,T}}{(V_0)_{sc}} \quad (\text{II-23})$$

B₀ : Facteur de volume de formation de pétrole, (bbl/STB)

(V₀)_{P,T} : Volume d'huile sous la pression p de réservoir et la température T, baril

(V₀)_{sc} : Le volume d'huile est mesuré dans les états standards, STB

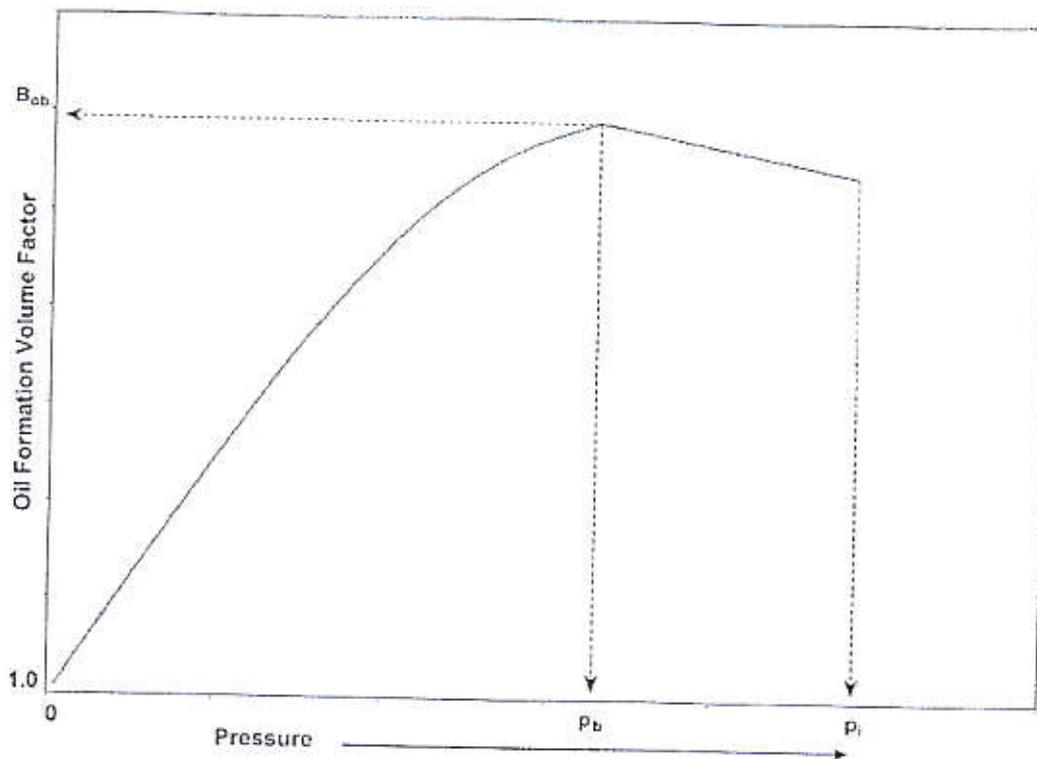


Fig. (II-6.) Facteur de volume de formation de pétrole contre la pression [12]

• Une courbe typique de facteur de formation de pétrole, en fonction de pression pour sous saturation le pétrole brut ($p_i > P_b$), est montrée sur le schéma (II-6.) Comme la pression est réduite au-dessous de la pression initiale p_i de réservoir, les augmentations de volume d'huile dues à l'expansion d'huile. Ce comportement a comme conséquence une augmentation du facteur de volume de formation de pétrole et continuera jusqu'à ce que la pression de point de bulle soit atteinte. Au P_b , l'huile atteint sa expansion maximum et atteint par conséquent une valeur maximum de B_{ob} pour le facteur de volume de formation de pétrole. Pendant que la pression est réduite au-dessous du P_b , le volume d'huile et le B_o sont diminués comme gaz de solution est libéré. Quand la pression est réduite à la pression atmosphérique et à la température à 60°F , la valeur de B_o est égale à une.

II-4-3-1 Corrélation de Standing :

Standing (1947) a présenté une corrélation graphique pour estimer le facteur de volume de formation de pétrole avec la solubilité de gaz, la densité du gaz, la densité d'huile, et la température de réservoir comme paramètres de corrélation. Cette corrélation graphique a provenu d'examiner un total de 105 points de repères expérimentaux sur 22 systèmes différents d'hydrocarbure de la Californie.

Chapitre II

Standing (1981) a prouvé que le facteur de volume de formation de pétrole peut être exprimé plus commodément sous une forme mathématique par l'équation suivante :

$$B_o = 0,9759 + 0,000120 \left[R_s \left(\frac{Y_g}{Y_o} \right)^{0,5} + 1,25(T - 460) \right]^{1,2} \quad (\text{II-24})$$

⇨ Une erreur moyenne de 1.2%.

II-4-3-2 Corrélation de Marhoun :

Marhoun (1988) a développé une corrélation pour déterminer le facteur de volume de formation de pétrole en fonction de la solubilité de gaz, de la densité de pétrole, de la densité du gaz, et de la température. L'équation empirique a été développée au moyen de l'analyse de régression multiple non linéaire sur 160 points de repères expérimentaux. Les données expérimentales ont été obtenues à partir de 69 réserves de pétrole du Moyen-Orient. L'auteur a proposé l'expression suivante :

$$B_o = 0.497069 + (0.862963 \times 10^{-3}) T + (0.182594 \times 10^{-2}) F + (0.318099 \times 10^{-5}) F^2 \quad (\text{II-28})$$

Avec le paramètre de corrélation F défini par l'équation suivante :

$$F = R_s^a \gamma_g^b \gamma_o^c \quad (\text{II-25})$$

$$a = 0.742390; b = 0.323294; c = -1.202040.$$

⇨ Erreur absolue moyenne 1,3%.

II-4-3-3 Corrélation de Vasquez et Beggs :

$$B_o = 1,0 + C_1 R_s + (T - 60) \left(\frac{API}{S_{gn}} \right) (C_2 + C_3 R_s) \quad (\text{II-26})$$

Où

$$S_{gn} = S_g \left[1 + 5,912(10^{-5})(API) T_s \text{Log} \left(\frac{P_s}{114,7} \right) \right] \quad (\text{II-27})$$

Tableau-3 : pour équation II-26 [13]

Coefficients	API ≤ 30	API > 30
C ₁	4.677×10^{-4}	4.670×10^{-4}
C ₂	1.751×10^{-5}	$1,100 \times 10^{-5}$
C ₃	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

⇨ Erreur absolue moyenne 4,7%.

II-4-3-4 Corrélation d'Arps :

Peut être employée pour estimer le facteur de volume de formation de pétrole quand les propriétés du gaz et du pétrole ne sont pas connues.

$$B_o = 1,05 + 0,0005R_s \quad (\text{II-28})$$

II-4-3-5 Corrélation de Glaso :

Glaso (1980) a proposé les expressions suivantes pour calculer le facteur de volume de formation de pétrole :

$$B_o = 1,0 + 10^A \quad (\text{II-29})$$

Où

$$A = -6,58511 + 2,91329 \text{Log} B_{ob}^* - 0,27683 (\text{Log} B_{ob}^*)^2 \quad (\text{II-33})$$

$$B_{ob}^* = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0,526} + 0,968(T - 460) \quad (\text{II-34})$$

⇨ Erreur absolue moyenne 2,8%.

II-4-3-6 Corrélation de Petrosky-Farshad :

Petrosky et Farshad (1993) ont proposé une nouvelle expression pour estimer la B_o . Le rapport proposé est semblable à l'équation développée par Standing ; cependant, l'équation présente trois paramètres convenables additionnels pour augmenter l'exactitude de la corrélation.

$$B_o = 1,0113 + 7,2046(10^{-5})A \quad (\text{II-35})$$

$$A = [R_s^{0,3738} \left(\frac{\gamma_g^{0,2914}}{\gamma_o^{0,6265}} \right) + 0,24626(T - 460)^{0,5371}]^{3,0936} \quad (\text{II-36})$$

⇔ Erreur absolue moyenne 1,8%.

II-4-4 Pression de bulle:

Le pression de point de bulle (P_b) d'un système d'hydrocarbure est défini pendant que la pression la plus élevée à laquelle une bulle du gaz est d'abord libérée de l'huile. Cette propriété importante peut être mesurée expérimentalement un système de pétrole brut en effectuant un essai d'expansion de constant-composition. En l'absence de la pression expérimentalement mesurée de point de bulle, il est que l'ingénieur fasse une évaluation de cette propriété de pétrole brute à partir des paramètres producteurs mesurés aisément disponibles. On a proposé plusieurs corrélations graphiques et mathématiques pour le P_b de détermination pendant les quatre dernières décennies. Ces corrélations sont essentiellement fondées sur l'hypothèse que la pression de bulle-point est une fonction forte de la solubilité R_s de gaz, du densité de gaz, de la degré API d'huile, et de la température T on a : [13]

$$P_b = f(R_s, \gamma_g, API, T)$$

De nombreux auteurs proposent plusieurs manières de combiner les paramètres ci-dessus dans une forme graphique ou une expression mathématique, incluant:

- Standing
- Vasquez et Beggs
- Glaso
- Marhoun
- Petrosky et Farshad

Les corrélations empiriques pour estimer la pression de point de bulle proposée par les auteurs au-dessus-énumérés sont données ci-dessous.

II-4-4-1 -Corrélation Standings :

Basé sur 105 pressions expérimentalement mesurées de bulle-point sur 22 systèmes d'hydrocarbure des gisements de pétrole de la Californie, se tenant (1947) a proposé une corrélation graphique pour déterminer la pression de bulle-point des systèmes de pétrole brut. Les paramètres de corrélation dans la corrélation proposée sont la solubilité R_s de gaz, γ_g de densité de gaz, pesanteur de l'huile API, et la température de système. L'erreur moyenne rapportée est 4,8%. Sous une forme mathématique, se tenir (1981) a exprimé la corrélation graphique par l'expression suivante:

$$P_b = 18,2[(R_s/\gamma_g)^{0,83} 10^a - 1,4] \quad (\text{II-37})$$

$$a = 0,00091(T - 460) - 0,0125(API) \quad (\text{II-38})$$

P_b : pression de bulle-point, lb

T : la température de système en °R

La corrélation de Standing devrait être employée avec prudence si des composants de non hydrocarboné sont connus pour être présents dans Le système.

L'erreur moyenne rapportée est 4.8%.

II-4-4-2Corrélation de Vasquez et Beggs :

La corrélation de solubilité du gaz de Vasquez-Beggs comme présentée par Equation (II-18) peut être résolue pour que le pression de point de bulle donne:

$$P_b = [(C_1 R_s / \gamma_{gs}) (10)^a]^{c_2} \quad (\text{II-39})$$

Avec :

$$a = -C_3 API/T \quad (\text{II-40})$$

Le gravité spécifique de gaz γ_g à la pression de séparateur de référence est définis par Equation (II-19). Les coefficients C_1 , C_2 , et C_3 ont les valeurs suivantes:

Tableau-2 : pour équation-(II-39) [13]

Coefficients	API ≤ 30	API > 30
C ₁	27.62	56.18
C ₂	0.914328	0.84246
C ₃	11.172	10.393

⇒ Erreur absolue moyenne 4,9%.

II-4-4-3 Corrélation de Glaso :

Glaso (1980) avait l'habitude 45 échantillons d'huile, la plupart du temps provenant du système d'hydrocarbure de la Mer du Nord, pour développer une corrélation précise pour la prévision de pression de point-bulle. Glaso a proposé l'expression suivante:

$$\text{Log}(P_b) = 1,7669 + 1,7447 \text{Log}(P^*_b) - 0,30218 [\text{Log}(P^*_b)]^2 \quad (\text{II-41})$$

là où le P^*_b est un nombre de corrélation et défini par l'équation suivante

$$P^*_b = (R_s / \gamma_g)^a (t)^b (\text{API})^c \quad (\text{II-42})$$

Avec :

R_s = solubilité de gaz, scf/STB

t = température de système, °F

γ_g = densité moyenne de la surface de total intoxicique

a, b, c = coefficients de l'équation ci-dessus ayant les valeurs suivantes :

$$a = 0,816$$

$$b = 0,172$$

$$c = -0,989$$

Chapitre II

Pour les huiles volatiles, Glaso recommande que l'exposant b de la température de l'équation II-42 soit légèrement changé, à la valeur de 0,130.

⇔ Erreur absolue moyenne 5,03%.

II-4-4-4 La corrélation de Marhoun :

Marhoun (1988) a employé 160 pressions expérimentalement déterminées de point- bulle de l'analyse de PVT de 69 mélanges orientaux moyens d'hydrocarbure de développer une corrélation pour le Pb d' estimer. L'auteur a corrélé la pression de point de bulle avec la solubilité R_s de gaz, la température T, et la densité de pétrole et de gaz. Marhoun a proposé l'expression suivante:

$$P_b = aR_s^b \gamma_g^c \gamma_0^d T^e \quad (\text{II-43})$$

Avec :

T = la température, °R

γ_0 = densité d'huile de provision-réservoir

γ_g = densité de gaz

a-e= coefficients de la corrélation ayant les valeurs suivantes:

$$a=5,38088 \cdot 10^{-3} ; b=0,715082 ; c=-1,87784 ; d=3,1437 ; e=1,32657$$

L'erreur relative absolue moyenne rapportée pour la corrélation est 3,66% en comparaison avec les données expérimentales employées pour développer la corrélation.

⇔ L'erreur relative absolue moyenne est 3.66%.

II-4-4-5 La Corrélation De Petrosky-Farshad :

Le Petrosky et le Farshad intoxiquent l'équation de solubilité, c.-à-d., l'équation (II-22), peuvent être résolus pour que la pression de point- bulle donne par :

$$P_b = \left[\frac{113,727R_s^{0,577421}}{\gamma_G^{0,8439}(10)^X} \right] - 1391,051 \quad (\text{II-44})$$

Chapitre II

là où le paramètre de corrélation X est précédemment défini par Equation (II-22). Les auteurs ont conclu que la corrélation prévoit des pressions mesurées de point de bulle avec une erreur absolue moyenne de 3,28%.

⇒ Erreur absolue moyenne 3,28%.

II-4-5 la densité de pétrole brut :

La densité de pétrole brut est définie comme la masse d'un volume unitaire du brut à une pression et à une température indiquée. Elle est habituellement exprimée en livres par pied cube. La densité de pétrole brut est définie comme rapport de la densité d'huile à cela de l'eau. Les deux densités sont mesurées à 60°F et à pression atmosphérique: [13]

$$\gamma_0 = \frac{\rho_o}{\rho_w} \quad (\text{II-45})$$

Avec :

Disparaissent = la densité d'huile

RO = densité de pétrole brut, le ρ_w lb/ft³ = la densité de l'eau, lb/ft³

Il devrait préciser que la densité liquide est sans dimensions, mais traditionnellement est donné les unités 60°/60° pour souligner le fait que les deux densités sont mesurées aux conditions standard.

La densité de l'eau est approximativement 62,4 lb/ft³, ou:

$$\gamma_0 = \frac{\rho_o}{62,4}, 60^\circ/60^\circ \quad (\text{II-46})$$

Bien que la densité et la densité soient employées intensivement dans l'industrie de pétrole, la valeur d'API est la balance préférée de pesanteur. Cette balance de pesanteur est avec précision liée à la densité par l'expression suivante:[11, 12,13]

$$API^\circ = \frac{141,5}{\gamma_0} - 131,5 \quad (\text{II-47})$$

Les pesanteurs d'API de pétroles bruts s'étendent habituellement de 47° API pour les pétroles bruts plus légers à 10° API pour les pétroles bruts asphaltée plus lourds.

II-4-6 Formulation traditionnelle de huile noire : [13]

Il était déjà clair dans le 1920 que la technologie des réservoirs d'huile a exigé la connaissance de combien gaz a été dissous dans l'huile aux états de réservoir et combien l'huile rétrécirait quand elle a été apportée à la surface. On l'a également identifié que le gaz libre aux états de réservoir augmenterait jusqu' à plusieurs centaines de fois une fois apporté aux états extérieurs. Les quantités de technologie étaient nécessaires pour se relier volumes extérieurs aux volumes de réservoir et vice versa. Trois propriétés évoluées pour atteindre cet objectif: rapport de la solution gas/oil GOR (R_s); huile FVF(B_o); et gaz FVF (B_g). Ces propriétés sont définies, respectivement, par :

La densité, ρ , est définie comme rapport de la masse au volume

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (\text{II-48})$$

en des unités telles que lbm/ft³, kg/m³, et fig. 3,1 de g/cm³. Montre les importances de densité pour des mélanges de réservoir.

La densité molaire, ρ_M , donne le volume par mole:

$$\rho = \frac{n}{V} \quad (\text{II-49})$$

Le volume spécifique, v^{\wedge} est défini comme le rapport du volume à la masse et est égal au réciproque de la densité.

$$\hat{v} = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} \quad (\text{II-50})$$

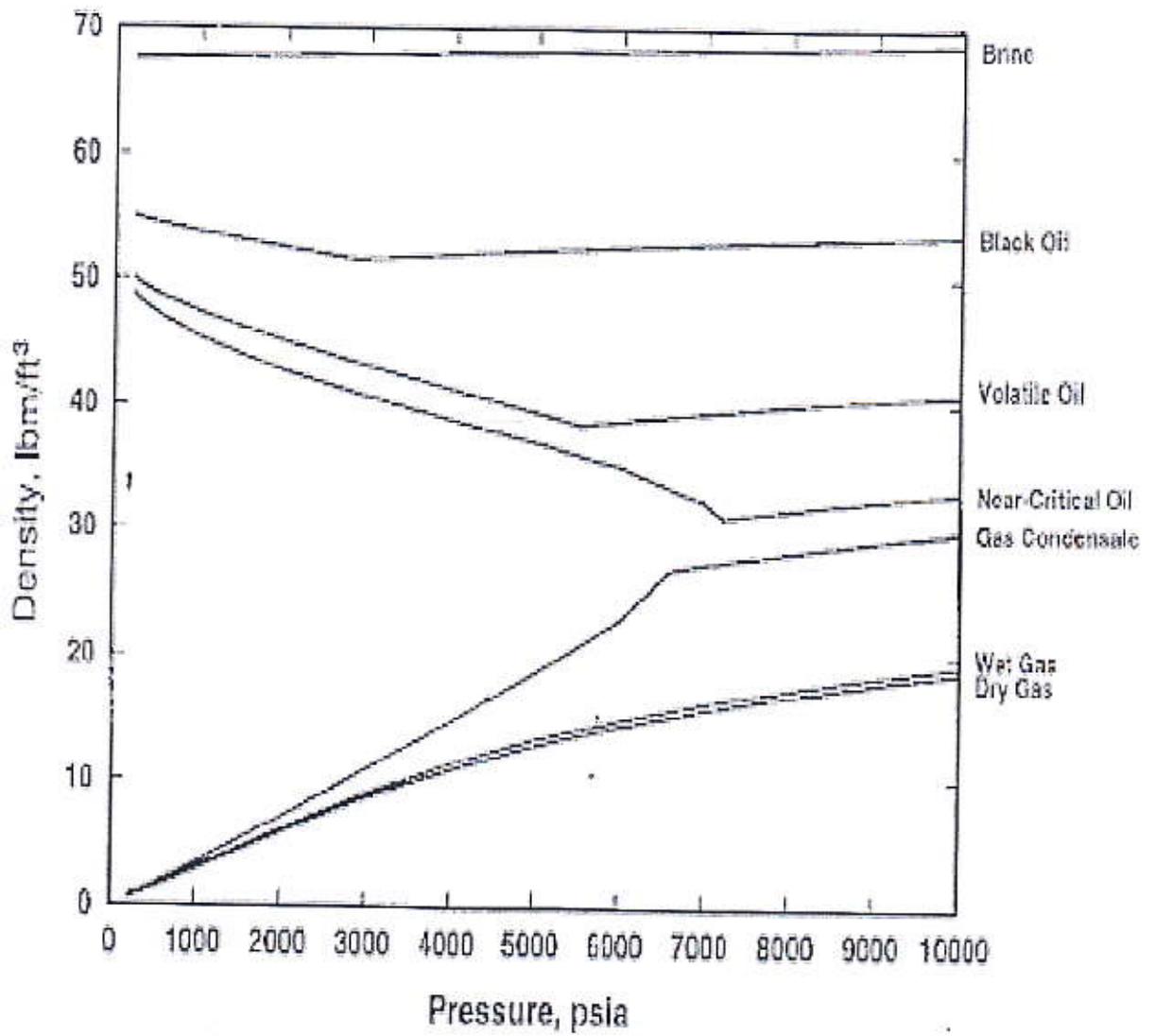
Le volume molaire, v , définit le rapport du volume par mole,

$$v = \frac{V}{n} = \frac{M}{\rho} = \frac{1}{\rho_M} \quad (\text{II-51})$$

et est typiquement employé dans EOS cubique.

La densité molaire, ρ_M , est indiquée par :

$$\rho_M = \frac{1}{v} = \frac{\rho}{M} \quad (\text{II-52})$$



Fig(II-8) densités de Réservoir en fonctions de pression et de la température

Chapitre III

III-1 INTRODUCTION :

Le calcul des équilibres liquide-vapeur est très souvent utilisé par les ingénieurs pour l'étude des séparations industrielle, parmi les processus de séparation souvent rencontrés sont mentionnés dans l'introduction générale.

Le but de ce chapitre est d'indiquer les méthodes permettant de calcul la quantité et la composition des phases liquide-vapeur qu'on peut recueillir sous une pression et à une température données à partir d'un mélange de composition connue.

III-2 CONDITIONS THERMODYNAMIQUES DE L'EQUILIBRE :

Les conditions nécessaires pour le calcul d'équilibre liquide-vapeur pour un mélange de n constituant, qu'il soit idéal ou non, sont

$$T^L = T^V \text{ (Équilibre thermique)}$$

$$P^L = P^V \text{ (Équilibre mécanique)}$$

$$\mu^L = \mu^V \text{ (Équilibre chimique)}$$

La variation de système en considération

$$V = C + 2 - \Phi = n$$

Avec :

Φ : Nombre de phases = 2

$C = n$ nombre de constituants

D'où $V = C = n$

Il suffit donc de déterminer n variables indépendants qui sont généralement obtenues par résolution des n relations d'équilibre (équivalente aux relations d'égalité des potentiels chimique)

III-3 DEFINITION DE COEFFICIENT D'EQUILIBRE :

Dans un mélange de liquide-vapeur à l'équilibre, la répartition d'un constituant (indice i) dans le liquide et la vapeur est définie par le coefficient d'équilibre ou coefficient de partage noté K_i tel que [10]

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{III-1})$$

Où y_i est la fraction moléculaire du constituant i dans la phase liquide.

-les coefficients d'équilibre des différents constituants d'un mélange d'hydrocarbures dépendent de la température et de la composition de ce mélange [10]

III-3-1 LOIS DE RAOULT ET DALTON :

Les lois de Raoult et Dalton ont constitué le premier support théorique à la détermination des coefficients d'équilibres. En effet, la loi de Dalton exprime que la pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est :

$$P = \sum_{i=1}^n P_i \quad (\text{III-2})$$

P_i : Pression partielle de constituant

n : nombre de constituant

D'après la loi de Raoult, la pression partielle d'un constituant i dans une solution supposée idéal est

$$P_i = P_i^{\circ} x_i \quad (\text{III-3})$$

Avec P_i° est la tension de vapeur.

Pour qu'un mélange de liquide et de vapeur soit en équilibre il faut que

$$y_i P = x_i P_i^{\circ} \Rightarrow \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^{\circ}}{P} = K_i \quad (\text{III-4})$$

III-4 MODE D'OBTENTION DES COEFFICIENTS D'EQUILIBRE :

Les lois de Dalton et de Raoult ne permettant pas d'obtenir des valeurs réalistes des coefficients d'équilibre deux approches sont utilisées pour déterminer ces derniers, l'une théorique, est basée sur les propriétés de fugacité qu'on définit à partir d'une équation d'état. L'autre repose sur la détermination expérimentale des coefficients K sur un nombre important de mélange d'origine variée

III-4-1 DEFINITION DES COEFFICIENTS D'EQUILIBRE AU MOYEN DE FUGACITE :

La fugacité est la propriété qui traduit la tendance pour un constituant donné au transfert d'une phase dans l'autre elle se définit à partir du potentiel chimique, la condition d'équilibre d'un système à pression et température constante, est fournie par l'égalité des potentiels chimiques dans la phase liquide et dans la phase vapeur pour tous les constituants du système :

$$\mu_i^L = \mu_i^V \quad (\text{III-5})$$

D'après la définition de la fonction G enthalpie libre on a pour une température constante,

$$\left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_T = V \quad (\text{III-6})$$

D'où:

$$G_2 - G_1 = \int_{P_1}^{P_2} V dP \quad (\text{III-7})$$

Pour le gaz parfait $V = \frac{RT}{P} \Rightarrow G_2 - G_1 = RT \ln \frac{P_2}{P_1}$ (III-8)

La fugacité d'un corps à l'état pur est la propriété notée f qui remplace la pression dans le cas d'un gaz réel, l'expression (III-8) devient :

$$G_2 - G_1 = RT \ln \frac{f_2}{f_1} \quad (\text{III-9})$$

La fugacité d'un constituant d'un mélange est définie de la même manière par

$$g_{i2} - g_{i1} = RT \ln \frac{f_{i2}}{f_{i1}} \quad (\text{III-10})$$

A l'équilibre les fugacités de chaque constituant dans les deux phases sont égales :

$$f_i^L = f_i^V \quad (\text{III-11})$$

Dans la pratique, plutôt que détruire les fugacités f_i , on emploie les coefficients de fugacité φ_i qui sont reliés à ces dernières par la pression et la concentration :

$$f_i^L = \varphi_i^L X_i P \quad (\text{III-12})$$

$$f_i^V = \varphi_i^V Y_i P \quad (\text{III-13})$$

Donc le coefficient d'équilibre écrit sous la forme

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{\varphi_i^L}{\varphi_i^V} \quad (\text{III-14})$$

Le calcul des coefficients de fugacité est présenté dans le chapitre précédent (voir Pr I-4-1)

La détermination des coefficients d'équilibre d'un mélange à l'aide d'une équation d'état s'effectue consertement de la manière suivante :

1-les constantes d'une équation d'état donnée a, b sont définies pour chaque constituant du mélange. cette opération esquivant à appliquer l'équation d'état pour décrire le comportement P, V et T à l'état pur de chaque individu i du mélange elle définit ainsi les constantes a_i, b_i (voir chap. I)

2-les constantes a, b de l'équation d'état correspondants au mélange ensuite déterminées par la notion des règles de mélange. cette pondération est pour les cinq équations d'état citées. on définit ainsi les constantes A, B.

4-dans chacune des deux phases et pour chaque on calcule au moyen des coefficients de fugacité φ_i^L et φ_i^V d'où l'on tire les valeurs de K_i à partir de la relation (III-14).

III-4-2 VALEUR EXPERIMENTALES DES COEFFICIENTS D'EQUILIBRE :

Elle résulte de la mesure directe de la concentration molaire d'un constituant donnée dans la phase liquide et dans la phase vapeur d'un mélange en équilibre à P et T. historiquement les ensembles des valeurs de K qui ont été utilisés pour les calculs d'équilibre ont d'abord été introduits par Katz et Hachmuth pour les huiles de faible contraction puis par Roland, Smith et

kaveler pour les gaz a condensat .par la suite, ces valeurs ont été abandonnées au profit des abaques de la G.P.S.A(GAZ Processor and Suppliers Association)

III-5 calcul d'équilibre :

Les calculs d'équilibre permettent de déterminer les quantités molaires et les compositions du liquide et de la vapeur en équilibre a une pression et une température donees.ces calculs requièrent la connaissance de la composition initiale du mélange et d'un ensemble des valeurs du coefficient de partage K_i pour les conditions considérées.

III-5-1. EQUATION DE BASE DES CALCULS D'EQUILIBRE :

! Tout calcul d'équilibre consiste à établir un bilan de matière autour d'un séparateur comme suit :

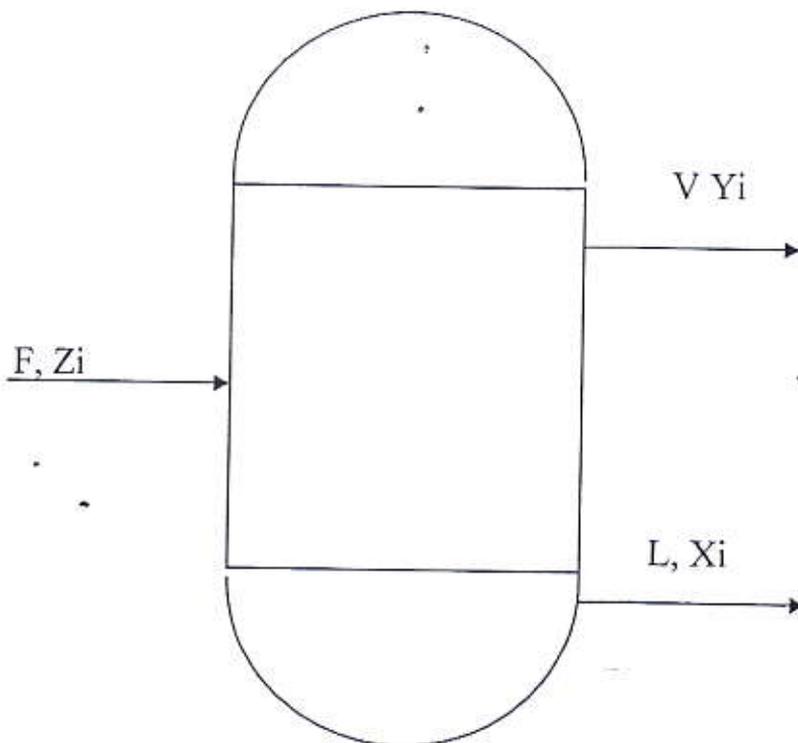


Fig. (III-1) Schéma d'un séparateur

Chapitre III

Z_i : Fraction molaire de constituant i dans le mélange

X_i : Fraction molaire de constituant i dans la phase liquide

Y_i : Fraction molaire de constituant i dans la phase vapeur

F : nombre de mole total (liq+vap) du mélange à P et T données

L : nombre de mole total de phase liquide à l'équilibre

V : nombre de mole total en phase vapeur à l'équilibre

$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$ Coefficient d'équilibre du constituant i à la pression et température indiquées.

$$\text{Bilan global : } F=V+L \quad (\text{III-15})$$

$$\text{Bilan partiel: } FZ_i = VY_i + LX_i \quad (\text{III-16})$$

Dans la pratique, on calcule pour P et T données la composition de feed Z_i donnée avec les coefficients K_i et en supposant que le nombre total de moles du système est égale à l'unité.

$$F=V+L=1 \quad (\text{III-17})$$

$$FZ_i = VY_i + LX_i \quad (\text{III-18})$$

$$\text{D'après Eq (III-1) } Y_i = K_i X_i \quad (\text{III-19})$$

$$Z_i = KX_iV + X_iL = X_i(k_iV + L) = X_iV\left(K + \frac{L}{V}\right)$$

$$X_iV = \frac{Z_i}{K_i + \left(\frac{L}{V}\right)} \quad Y_iV = \frac{Z_i}{1 + \frac{1}{K_i}\left(\frac{L}{V}\right)}$$

X_i, Y_i et Z_i étant les concentrations du constituant i exprimées en fraction molaire on a :

$$\sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n Z_i \quad (\text{III-20})$$

$$\sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{L+K_i V} = 1 \quad (\text{III-21})$$

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{V+(L/K_i)} \quad (\text{III-22})$$

III-5-2 APPLICATIONS DE CONSTANTE D'EQUILIBRE :

Les applications les plus rencontrées sont la détermination du point de bulle, point de rosée et calcul de flache

III-5-2-1. CALCUL DU POINT DE BULLE (BUBBLE POINT) :

Le point de bulle définie comme étant le point dans lequel la première bulle de vapeur est en équilibre avec un volume relativement important de liquide. la température et la pression correspondante et la température de bulle, ou pression de bulle. Dans le calcul de point de bulle, la composition de liquide est connue et la température ou bien la pression est fixée. La composition de la phase vapeur est inconnue.

Critère de point de bulle est donne par

En remplaçant $L=1$ et $V \rightarrow 0$ ($V=0$) dans les équations (III-21), (III-22) on obtient

$$\sum_{i=1}^n Z_i K_i = 1 \Rightarrow \sum_{i=1}^n X_i K_i = \sum_{i=1}^n Y_i = 1 \quad (\text{III-23})$$

Avec :

$$X_i = Z_i, \text{ et } Y_i = X_i K_i$$

L'équation précédente est utilisable pour le calcul de pression de bulle à une température donnée, ou inversement.

III-5-2-2. CALCUL DU POINT DE ROSEE (DEW POINT) :

De la même manière, la pression ou la température de rosée étant représentée par l'équilibre d'une très petite goutte de liquide et d'une grande masse de vapeur.

Critère de point de rosée : il donné par

En remplaçant $V=1$ et $L \rightarrow 0$ ($L=0$) dans l'équation (III-21), (III-22) on obtient

$$\sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{K_i} \Rightarrow \sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{K_i} = \sum_{i=1}^n X_i = 1 \quad (\text{III-24})$$

Avec

$$X_i = Z_i, \text{ et } X_i = Y_i/K_i$$

III-5-2-3. CALCUL DE FLASH :

Permet les méthodes préférables pour le calcul de flash, et les applications sur ordinateur est celle donnée par Rachford-Rice (1952). L'équation de flash donnée par Rachford-Rice nécessite la connaissance du :

-Bilan de matière global $L+V=F$ (III-25)

-Bilan de matière partiel $X_i L + Y_i V = Z_i F$ (III-26)

D'après l'EQ (II-1) $Y_i = K_i X_i$ combiné à EQ (II-25), EQ (II-26) on a :

$$X_i \left(1 - \frac{V}{F}\right) + X_i K_i \frac{V}{F} = Z_i$$

$$\frac{V}{F} (K_i - 1) X_i + X_i = Z_i$$

$$X_i = \frac{Z_i}{\frac{V}{F} (K_i - 1) + 1}$$

$$Y_i = K_i X_i = \frac{K_i Z_i}{\frac{V}{F} (K_i - 1) + 1}$$

Pour éliminer X_i, Y_i , et donné une équation non linéaire à l'équilibre d'où :

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n X_i = 1 \Rightarrow \sum_{i=1}^n Y_i - \sum_{i=1}^n X_i = 0$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{(1-K_i)Z_i}{\frac{V}{F}(K_i-1)+1} = 0 \quad (\text{III-27})$$

L'EQ (II-27) représente l'équation de flash, la dérivée partielle par rapport à $\frac{V}{F}$ est toujours positive, c'est une importante caractéristique.

$$f'(\frac{V}{F}) = \sum_{i=1}^n \frac{(1-K_i)^2 Z_i}{[\frac{V}{F}(K_i-1)+1]^2} = 0 \quad (\text{III-28})$$

♦ $\frac{V}{F}$ Compris entre 0 et 1, la solution est insignifiante si $\frac{V}{F} < 0$ ou $\frac{V}{F} > 1$

♦ $\frac{V}{F} < 0$: Indication que le mélange est au dessous point de bulle.

♦ $\frac{V}{F} > 1$: Indication que le mélange est au dessous point de rosée

Chapitre IV

IV-1 Introduction:

Les fluides de réservoir produits par calculs de séparateur sont les mélanges complexes de différentes caractéristiques physiques. Pendant qu'un jet bon découle du réservoir à hautes températures et à haute pression de pétrole, il éprouve des réductions de pression et de la température. Les gaz évoluent des liquides et le jet bon change dans le caractère. La séparation physique de ces phases est de loin la plus commune de des toutes les opérations et champ-field-processing des plus critique. La façon progressivement laquelle l'hydrocarbure introduit sont séparées aux influences de surface le rétablissement d'huile de provision-réservoir. Le principal moyen de la séparation extérieure du gaz et du pétrole est la séparation conventionnelle d'étape.

IV-2. La séparation :

La séparation d'étape est un processus dans lequel des hydrocarbures gazeux et liquides sont clignotés (séparé) dans des phases de vapeur et de liquide par deux séparateurs ou plus. Ces séparateurs habituellement sont actionnés d'une série à des pressions consécutivement plus basses. Chaque état de pression et température auxquels l'hydrocarbure met sont clignotés s'appelle une étape de séparation. Des exemples d'un et les procédés en deux étapes de séparation sont montrés sur le schéma (IV-1). Traditionnellement, le réservoir courant est considéré une étape séparée de séparation.

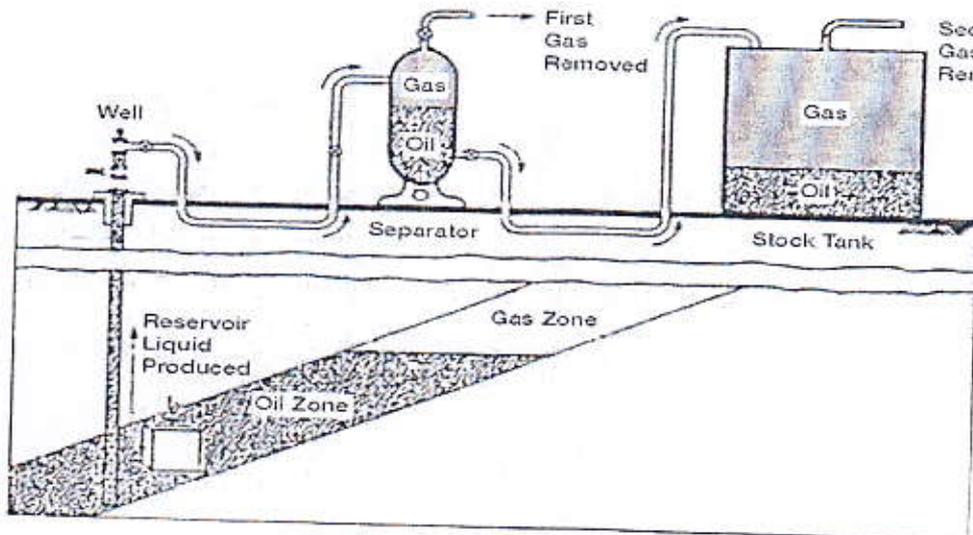
Mécaniquement, il y a deux types de séparation de gas/oil: différentiel et flash ou séparation d'équilibre. Pour expliquer les divers procédés de séparation, il est commode de définir la composition d'un mélange d'hydrocarbure par trois groupes de composants:

- ◆ les composants très volatils, les " lumières, " comme l'azote, le méthane, et l'éthane.
- ◆ les composants de la volatilité intermédiaire, c.-à-d., " intermédiaires, " comme le propane par l'hexane.
- ◆ les composants de moins de volatilité, les " heavies, " comme l'heptane et les composants plus lourds.

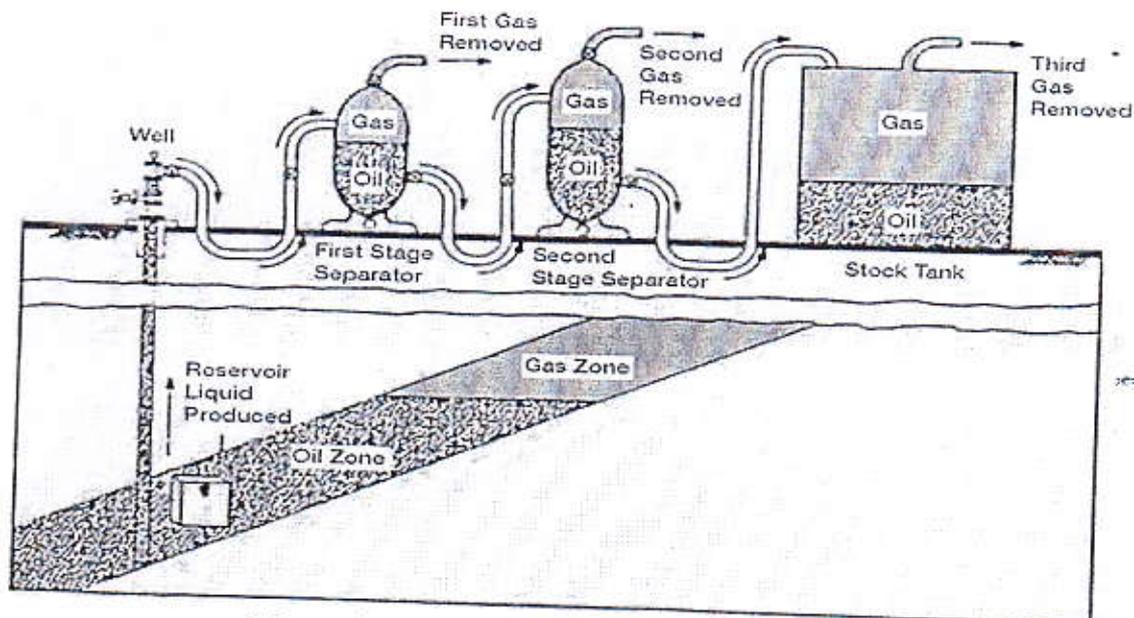
Dans la séparation différentielle, le gaz libéré (qui se compose principalement de composants plus légers) est enlevé du contact avec de l'huile pendant que la pression sur l'huile est réduite. Comme précisé par Clark (1960), quand le gaz est séparé de cette manière, la quantité maximum de composants lourds et intermédiaires demeure dans le liquide, et il y a

rétrécissement minimum d'huile, et donc, un plus grand rétablissement d'huile de provision-réservoir. [11]

C'est dû au fait que le gaz libéré plus tôt à des pressions plus élevées n'est pas présent à de plus basses pressions d'attirer l'intermédiaire et lourd



Séparation d'une étape



Séparation de deux étapes

Figure (IV-1) : Schéma de 1 et 2 étages de séparations

Chapitre IV

Dans la séparation instantanée (d'équilibre), le gaz libéré demeure en contact avec l'huile jusqu'à son déplacement instantané à la pression finale de séparation. Une proportion maximum de composants intermédiaires et lourds est attirée dans la phase gazeuse par ce processus, et ceci a comme conséquence le rétrécissement maximum d'huile et, en conséquence, le rétablissement inférieur d'huile. Dans la pratique, le processus différentiel est présenté d'abord dans la séparation de champ, quand le gaz ou le liquide est enlevé du séparateur primaire. À chaque étape suivante de séparation, le liquide subit au commencement une libération instantanée suivie d'un processus différentiel pendant que la séparation réelle se produit. À mesure que le nombre d'étapes augmente, l'aspect différentiel de la séparation globale devient plus grand. Le but de la séparation d'étape est alors de réduire la pression sur l'huile produite dans les étapes de sorte que plus de rétablissement d'huile de provision-réservoir résulte. Des calculs de séparateur sont fondamentalement exécutés pour déterminer

- ♦ des états optimum de séparation de pression et la température de séparateur
- ♦ Composition des phases séparées de gaz et de pétrole.
- ♦ Facteur de volume de formation de pétrole
- ♦ Produisant le rapport de gaz/oil (GOR)
- ♦ API Pesanteur d'huile de provision-réservoir.

Noter que, si la pression de séparateur est haute, les grandes quantités de composants légers demeurent dans la phase liquide au séparateur et sont perdues avec d'autres composants valables à la phase gazeuse au réservoir courant. D'autre part, si la pression est trop basse, de grandes quantités de composants légers sont séparées du liquide, et elles attirent des quantités substantielles de composants intermédiaires et plus lourds. Une pression intermédiaire, appelée la pression optimum de séparateur, devrait être choisie pour maximiser l'accumulation de volume d'huile dans le réservoir courant.

Cette pression optimum rapporte également

- ♦ Maximisé dans la pesanteur du provision-réservoir API.
- ♦ Minimisé dans le facteur de volume de formation de pétrole (c.-à-d., moins de rétrécissement d'huile).
- ♦ Minimisé dans le rapport producteur de gaz/huile (solubilité de gaz).

Chapitre IV

Le concept de déterminer la pression optimum de séparateur en calculant la pesanteur d'API, le B_0 , et le R_s est montré graphiquement sur le schéma (IV-2.)

Les étapes informatiques des " calculs de séparateur " sont décrits après en même temps que le schéma 5-8, qui montre schématiquement un réservoir de point de bulle- coulant dans une unité extérieure de séparation se composant " - des étapes fonctionnant à des pressions successivement plus basses.

IV-2-1 Étape 1 : [11]

Calculent le volume d'huile occupé par 1 Lb de pétrole brut à la pression et à la température de réservoir. Ce volume, V_0 dénotée, est calculé en rappelant et en appliquant L'équation qui définit le nombre de taupes, pour donner :

$$n = \frac{m}{M_a} = \frac{\rho_0 V_0}{M_a} = 1$$

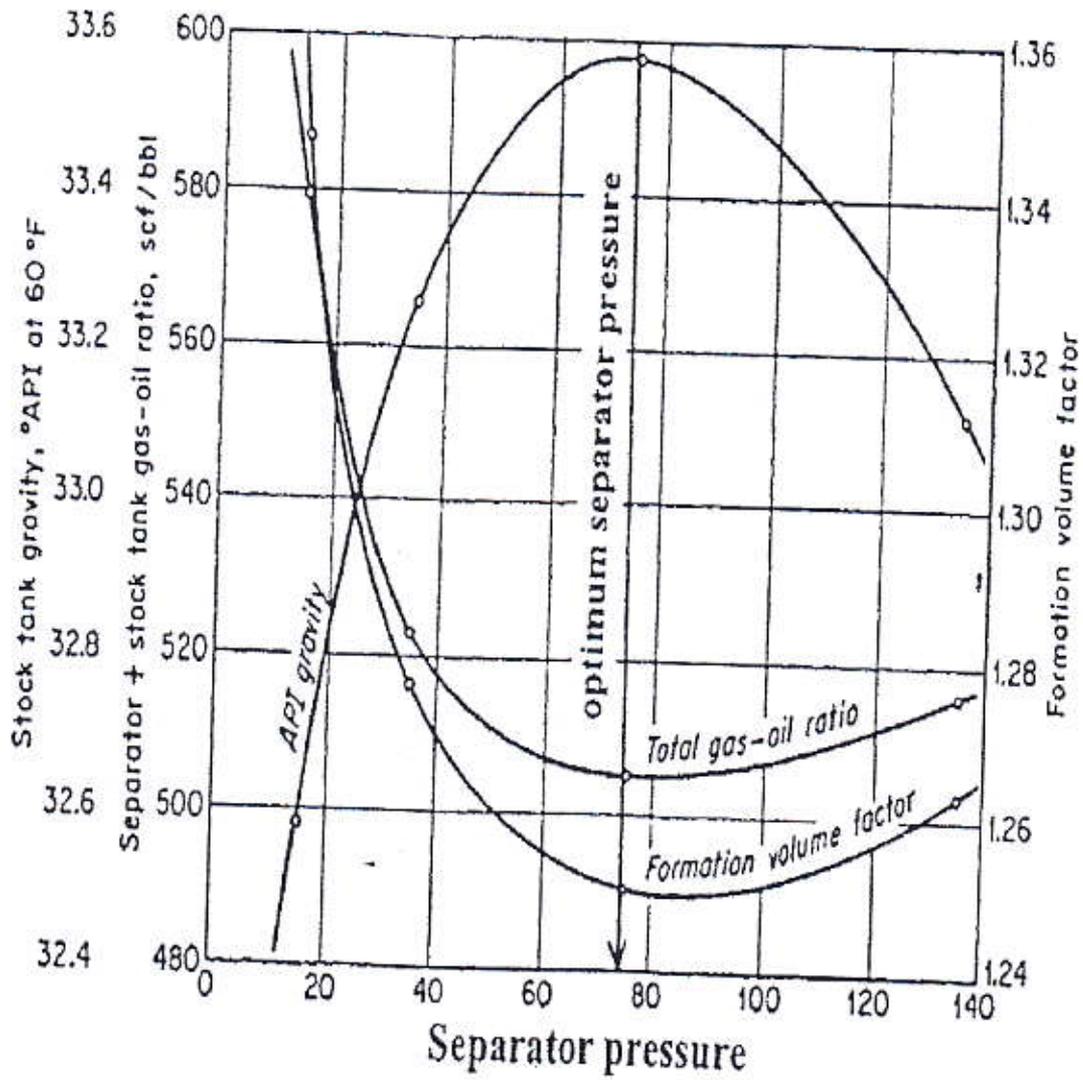


FIGURE : (IV-2) l'effet de la pression de séparateur sur l'API, le Bo, et Le GOR.

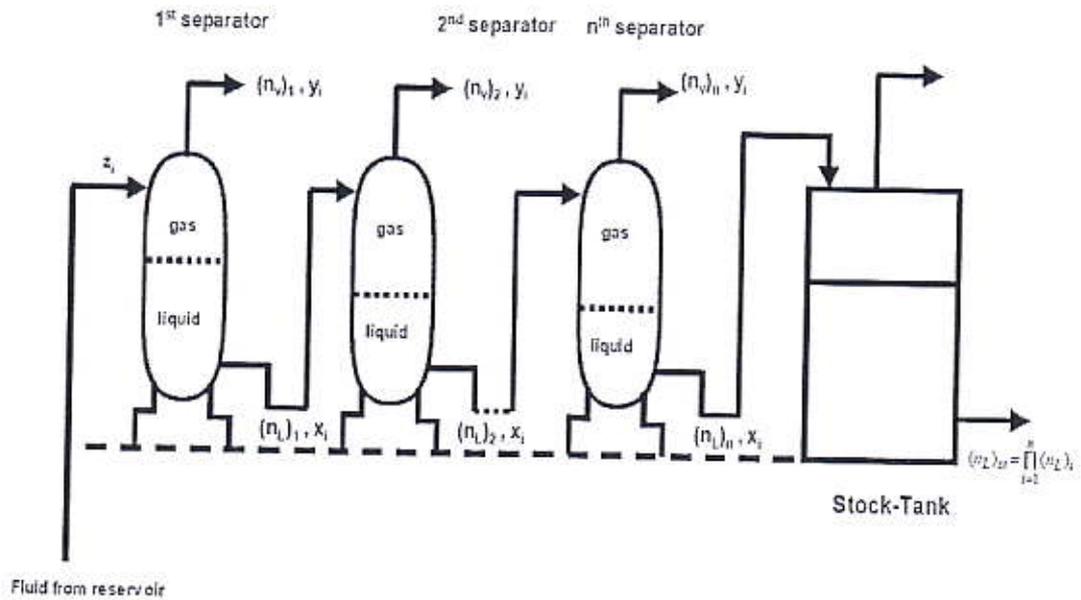


Schéma (IV- 3) : Illustration schématique des séparations

La solution pour le volume d'huile donne : [11]

$$V_0 = \frac{M_a}{\rho_0}$$

m = poids total de 1 Lb- mole de pétrole brut, lb/mole

V_0 = volume de 1 Lb de pétrole brut au réservoir conditionne, ft³/mole

M_a = poids moléculaire apparent

ρ_0 = densité d'huile de réservoir, lb/ft³

IV-2-2Étape 2 :

Etant donné la composition du jet d'alimentation, Z_i , au premier séparateur et aux conditions de fonctionnement du séparateur, c.-à-d., pression et température de séparateur, calculent les rapports d'équilibre du mélange d'hydrocarbure.

IV-2-3 Étape 3 :

Assumant un total de 1 mole de l'alimentation entrant dans le premier séparateur et employant précédemment calculés des rapports d'équilibre, exécute des calculs instantanés pour obtenir les compositions et des quantités, dans les taupes, du gaz et du liquide laissant le premier séparateur. Indiquant ces taupes comme $(n_L)_1$ et $(n_v)_1$, le nombre réel de taupes du gaz et le liquide partant de la première étape de séparation sont :

$$[n_{v1}]_a = (n)(n_v)_1 = (1)(n_v)_1$$

$$[n_{L1}]_a = (n)(n_L)_1 = (1)(n_L)_1$$

$[n_{v1}]_a$ = nombre réel des taupes de la vapeur laissant le premier séparateur et $[n_{L1}]_a$ = nombre réel des taupes du liquide laissant le premier séparateur.

IV-2-4 Étape 4 :

En utilisant la composition du liquide laissant le premier séparateur comme alimentation pour le deuxième séparateur, c.-à-d., $Z_i = X_i$ calculent les rapports d'équilibre du mélange d'hydrocarbure la pression et la température du séparateur.

IV-2-5 Étape 5 :

Basées sur 1 mole de l'alimentation, exécuter les calculs instantanés pour déterminer les compositions et des quantités de gaz et liquide partant de la deuxième étape de séparation. Le nombre réel de taupes des deux phases alors est calculé comme suite :

$$[n_{v2}]_a = [n_{L1}]_a (n_v)_2 = (1)(n_L)_1 (n_v)_2$$

$$[n_{L2}]_a = [n_{L1}]_a (n_L)_2 = (1)(n_L)_1 (n_L)_2$$

$[n_{v2}]_a, [n_{L2}]_a$ = taupes réelles du gaz et séparateur partant liquide 2

$(n_v)_2, (n_L)_2$ = taupes du gaz et du liquide comme déterminées à partir de calculs de procédé précédemment

IV-2-6 Étape 6 : [11]

Instantanée d'écrit est répétée pour chaque étape de séparation, y compris le stockage de provision-réservoir, et les taupes et les compositions calculées sont enregistrées. Tout le nombre de taupes du gaz dégagées dans toutes les étapes alors sont calculés comme :

$$(n_v)_t = \sum_{i=1}^n (n_{va})_i = (n_v)_1 + (n_L)_1(n_v)_2 + (n_L)_1(n_L)_2(n_v)_3 + \dots + (n_L)_1 \dots (n_L)_{n-1}(n_v)_n$$

Sous une forme plus compacte, cette expression peut être écrite comme

$$(n_v)_t = (n_v)_1 + \sum_{i=2}^n [(n_v)_i \prod_{j=1}^{i-1} (n_L)_j]$$

$(n_v)_t$ = taupes totales du gaz dégagées dans toutes les étapes, lb-mole/mole d'alimentation, et n = nombre d'étapes de séparation. Les taupes totales de restant liquide dans le réservoir courant peuvent également être calculées comme :

$$(n_L)_{st} = n_{L1} n_{L2} \dots \dots \dots n_{Ln}$$

$$(n_L)_{st} = \prod_{i=1}^n (n_L)_i$$

$(n_L)_{st}$ = nombre de taupes de restant liquide dans le réservoir courant.

IV-2-7 Étape 7 :

Calculent le volume, dans le scf, de tout le gaz libéré de solution de

$$V_g = 379,4(n_v)_t$$

Chapitre IV

V_g = volume total du gaz libéré scf/mole de solution de l'alimentation.

IV-2-8 Étape 8 :

Déterminent le volume d'huile de provision-réservoir occupé près (les taupes de $(n_L)_{st}$ du liquide de

$$(V_0)_{st} = \frac{(n_L)_{st}(M_a)_{st}}{(\rho_0)_{st}}$$

$(V_0)_{st}$ = Volume d'huile de provision-réservoir, ft³/mole d'alimentation

$(M_a)_{st}$ = poids moléculaire apparent d'huile de provision-réservoir

$(\rho_0)_{st}$ = la densité d'huile de provision-réservoir, lb/ft³

IV-2-9 Étape 9 :

Calculent la densité et la pesanteur d'AIP d'huile de provision-réservoir en appliquant l'expression

$$\gamma_0 = \frac{(\rho_0)_{st}}{62,4}$$

IV-2-10 Étape 10 :

Calcul de gaz/huile total Rs

$$GOR = \frac{V_g}{(V_0)_{st}/5,615} = \frac{(5,615)(379,4)(n_v)_t}{(n_L)_{st}(M)_{st}/(\rho_0)_{st}}$$

$$GOR = \frac{2,130,33(n_v)_t(\rho_0)_{st}}{(n_L)_{st}(M)_{st}}$$

Chapitre IV

IV-2-11 Etape11:

Calcul de facteur de volume formation d'huile (B_0)

$$B_0 = \frac{V_0}{(V_0)_{st}}$$

$$B_0 = \frac{M_a(\rho_0)_{st}}{\rho_0(n_L)_{st}(M_a)_{st}}$$

B_0 = facteur de volume de formation de pétrole, bbl/STB

M_a = poids moléculaire apparent de l'alimentation

$(M_a)_{st}$ = poids moléculaire apparent d'huile de provision-réservoir

ρ_0 = densité de pétrole brut aux états de réservoir, lb/ft³

La pression de séparateur peut être optimisée en calculant la pesanteur d'API, le GOR, et le B_0

De la façon juste décrite à différentes pressions assumées. La pression optimum correspond à un maximum dans la pesanteur d'API et à un minimum dans le rapport de gaz/huile et le facteur de volume de formation de pétrole.

Exemple : [11]

Donnes de départ :

Pétrole brut avec la composition comme suit, existe à sa pression de point -bulle de 1708,7 psia. Et d'une température de 131°F. Le pétrole brut est clignoté par les équipements à deux étages et de stock-tank de séparation. Les conditions de fonctionnement des trois séparateurs sont

séparateur	Pression (psia)	Température (°F)
1	400	72
2	350	72
Stock tank	14,17	60

Chapitre IV

♦ La composition de pétrole brut suit:

Composant	Z_i	M_i
CO_2	0,0008	44
N_2	0,0164	28
C_1	0,2840	164
C_2	0,0716	30
C_3	0,1048	44
$i - C_4$	0,0420	584
$n - C_4$	0,0420	58
$i - C_5$	0,0191	72
$n - C_5$	0,1912	72
C_6	0,0405	86
C_{7+}	0,3597	252

Le poids moléculaire et la densité de C_{7+} sont 252 et 0,8429. Calculer B_o , R_s , densité de provision-réservoir, et la pesanteur d'API du système d'hydrocarbure.

SOLUTION :

♦ Étape 1 :

Calculent le poids moléculaire apparent de pétrole brut est donnée :

$$M_a = \sum Z_i M_i = 113,5102$$

♦ Étape 2 :

Calculent la densité de pétrole brut de point-bulle en employant les corrélations de position et de Katz pour rapporter

Chapitre IV

$$\rho_0 = 44,794 \text{ Lb/ft}^3$$

◆Etape 3 :

Flash la composition originale par le premier séparateur en produisant des rapports d'équilibre en utilisant la corrélation de Debut pour donner les résultats dans le tableau suivante, avec $nL = 0,7209$ et $nv = 0,29791$.

Composant	Z_i	K_i	x_i	y_i	M_i
CO_2	0,0008	3,509	0,0005	0,0018	44
N_2	0,0164	39,90	0,0014	0,0552	28
C_1	0,2840	8,850	0,089	0,7877	164
C_2	0,0716	1,349	0,0652	0,0880	30
C_3	0,1048	0,373	0,1270	0,0474	44
$i - C_4$	0,0420	0,161	0,0548	0,0088	584
$n - C_4$	0,0420	0,120	0,0557	0,0067	58
$i - C_5$	0,0191	0,054	0,0259	0,0014	72
$n - C_5$	0,1912	0,043	0,0261	0,0011	72
C_6	0,0405	0,018	0,0558	0,0011	86
C_{7+}	0,3597	0,0021	0,4968	0,0009	252

◆Etape 4 :

L'utilisation de la composition liquide calculée comme alimentation pour le deuxième séparateur ou clignotent la composition à la condition de fonctionnement du séparateur. Les résultats sont montrés dans la table ci-dessous, avec $nL = 0,9851$ et $nv = 0,0149$

Composant	Z_i	K_i	x_i	y_i	M_i
CO_2	0,0005	3,944	0,0005	0,0018	44
N_2	0,0014	46,18	0,0008	0,0382	28
C_1	0,089	10,06	0,0768	0,7877	164

Chapitre IV

C_2	0,0652	1,499	0,0648	0,0971	30
C_3	0,1270	0,4082	0,1282	0,0523	44
$i - C_4$	0,0548	0,1744	0,0555	0,0097	584
$n - C_4$	0,0557	0,1291	0,0564	0,0072	58
$i - C_5$	0,0259	0,0581	0,0263	0,0015	72
$n - C_5$	0,0261	0,0456	0,0264	0,0012	72
C_6	0,0558	0,0149	0,0566	0,0011	86
C_{7+}	0,4986	0,00228	0,5061	0,0012	252

◆d'étape 5

Répétition de calcul pour l'étape de provision-réservoir, pour donner les résultats dans le tableau suivante, avec $nL = 0,6837$ et $nv = 0,3163$.

Composant	Z_i	K_i	x_i	y_i
CO_2	0,0005	81,14	0000	0,0014
N_2	0,0008	1159	0000	0,026
C_1	0,0784	229	0,0011	0,2455
C_2	0,0648	27,47	0,0069	0,1898
C_3	0,1282	6,411	0,0473	0,3030
$i - C_4$	0,0555	2,518	0,0375	0,0945
$n - C_4$	0,0564	1,805	0,0450	0,0812
$i - C_5$	0,0263	0,5704	0,0286	0,0214
$n - C_5$	0,0264	0,573	0,02306	0,0175
C_6	0,0566	0,2238	0,0750	0,0168
C_{7+}	0,5061	0,03613	0,7281	0,0263

◆Étape 6

Calculent le nombre réel de taupes de la phase liquide aux conditions de provision-réservoir de l'équation

Chapitre IV

$$(n_L)_{st} = \prod_{i=1}^n (n_L)_i$$

$$(n_L)_{st} = (1)(0,7209)(0,9851)(0,6837) = 0,48554$$

♦Étape 7

Calculent tout le nombre de taupes du gaz libéré du système extérieur entier de séparation:

$$n_v = 1 - (n_L)_{st} = 1 - 0,48554 = 0,51446$$

♦Étape 8

Calculent le poids moléculaire apparent d'huile de provision-réservoir de sa composition, pour donner

$$(M_a)_{st} = \sum M_i x_i = 200,6$$

♦Étape 9

En utilisant la composition d'huile de provision-réservoir, calculent la densité d'huile de provision-réservoir en employant la corrélation de Standing, pour donner

$$(\rho_0)_{st} = 50,920$$

♦Étape 10

Calculent la pesanteur d'api d'huile de provision-réservoir de la densité:

$$\gamma = \rho_0 / 62,4 = 50,920 / 62,4 = 0,816 \text{ } 60^\circ / 60^\circ$$

$$API = (141,5 / \gamma) - 131,5 = (141,5 / 0,816) - 131,5 = 41,9$$

♦Étape 11

Calculent la solubilité de gaz de l'équation (5-43) pour donner

$$R_s = \frac{2130,331(n_v)_t(\rho_0)_{st}}{(n_L)_{st}(M)_{st}}$$

$$R_s = \frac{2130,331(0,51446)(50,92)}{0,48554(200,6)} = 573.0 \text{ scf/STB}$$

◆Étape 12

Calculent B_0 de l'équation (5-44) pour donner :

$$B_0 = \frac{M_a(\rho_0)_{st}}{\rho_0(n_L)_{st}(M_a)_{st}}$$

$$B_0 = \frac{(113,5102)(50,92)}{(44,794)(0,48554)(200,6)} = 1,325 \text{ bbl/STB}$$

Pour optimiser la pression de fonctionnement du séparateur, ces étapes devraient être répétées plusieurs fois sous différentes pressions assumées et les résultats, en termes d'API, B_0 , et R_s devraient être exprimés graphiquement et employés pour déterminer la pression optimum.

Chapitre V

V-1.Introduction :

Le développement des ordinateurs rend leur utilisation de plus en plus large et de moins en moins coûteuse, si bien que leur usage est avantageux pour des nombreux calculs répétitifs de procédés et d'appareils.

Dans ce chapitre on doit étudier un exemple de calcul PVT (pression, volume, température) sur six systèmes différents de pétrole brute disponibles, les résultats expérimentale sont obtenus à partir de séparation extérieure à deux étages.

Premièrement on représente l'API en fonction de la densité et définies son demain de variation avec la représentation de tableau et de graphe suivent, les valeurs de ρ sont donnée à partir de livre « RESERVOIRE INGENIRING »

ρ	0,804	0,822	0,836	0,837	0,845	0,846	0,858	0,87	0,94	1
API	44,495	40,641	37,758	37,556	35,955	35,757	33,418	31,143	19,031	10

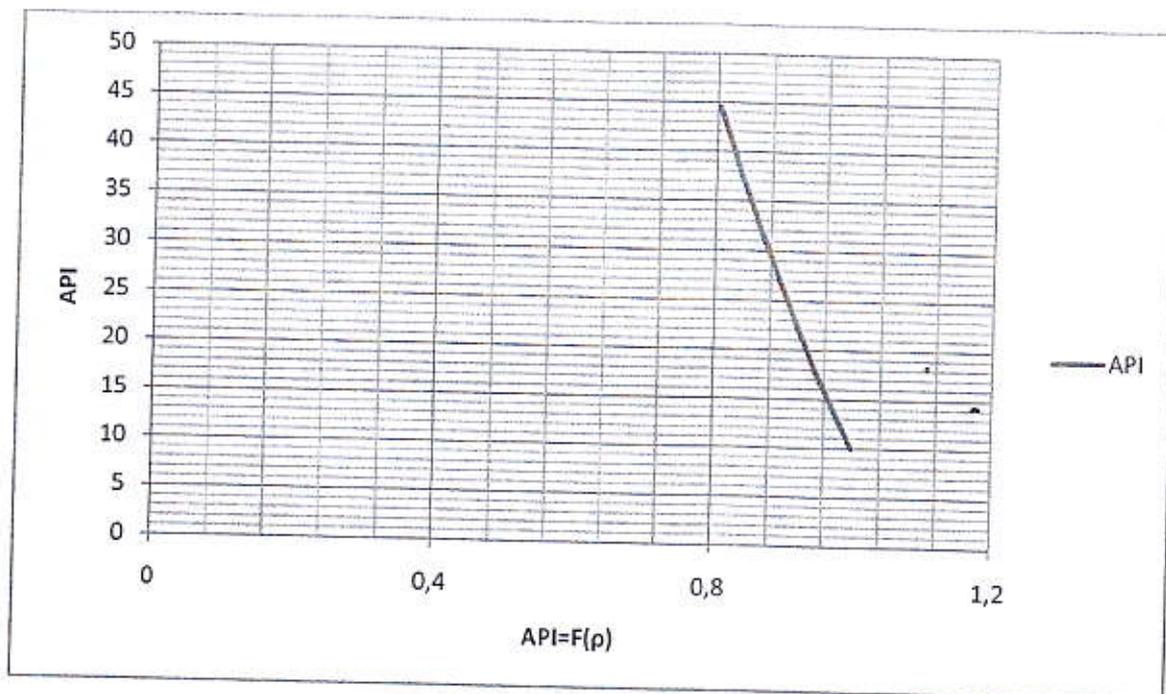


fig (V-1) : Diagramme de variation de degré API au cour de ρ de pétrole

❖ Interprétation de courbe API fig (V-1) :

Le degré API varie avec la variation de la densité de pétrole quand la densité augmente l'API diminue à la valeur 10°API de grande densité ; donc à partir de graphe $API=F(\rho)$ on peut dire que l'API varier entre 10°API et 47° API, qui permet de caractériser notre pétrole brut (lourde, légère) c-a-d 10°API pétrole lourde, 47° API pétrole légère

V-2 -Calcul de PVT :

-les données expérimentales de PVT et le calcul de R_s (GOR), B_o (FVF) et P_b (pression de bulle) suivent les différentes corrélations réalisées avec calcul en Excel et tous les valeurs expérimentales sont obtenus à partir de livre « RESERVOIRE INGENIERING »

Les résultats sont les suivantes :

Calcul de solubilité R_s de gaz :

Y_o	R_s (m1)	R_s (m2)	R_s (m3)	R_s (m4)	R_s (m5)	R_s (Expérimentale)
0,785	693	702	686	729	758	693
0,792	751	779	737	740	772	571
0,805	943	947	868	845	865	943
0,821	768	733	714	792	726	768
0,822	968	820	843	1041	875	968
0,891	807	841	842	1186	900	807

m1 : Corrélation de Standing

m2 : Corrélation de Vasquez –Beggs

m3: Corrélation de Glaso

m4 : Corrélation de Marhoun

m5 : Corrélation de Petrosky et Farshad

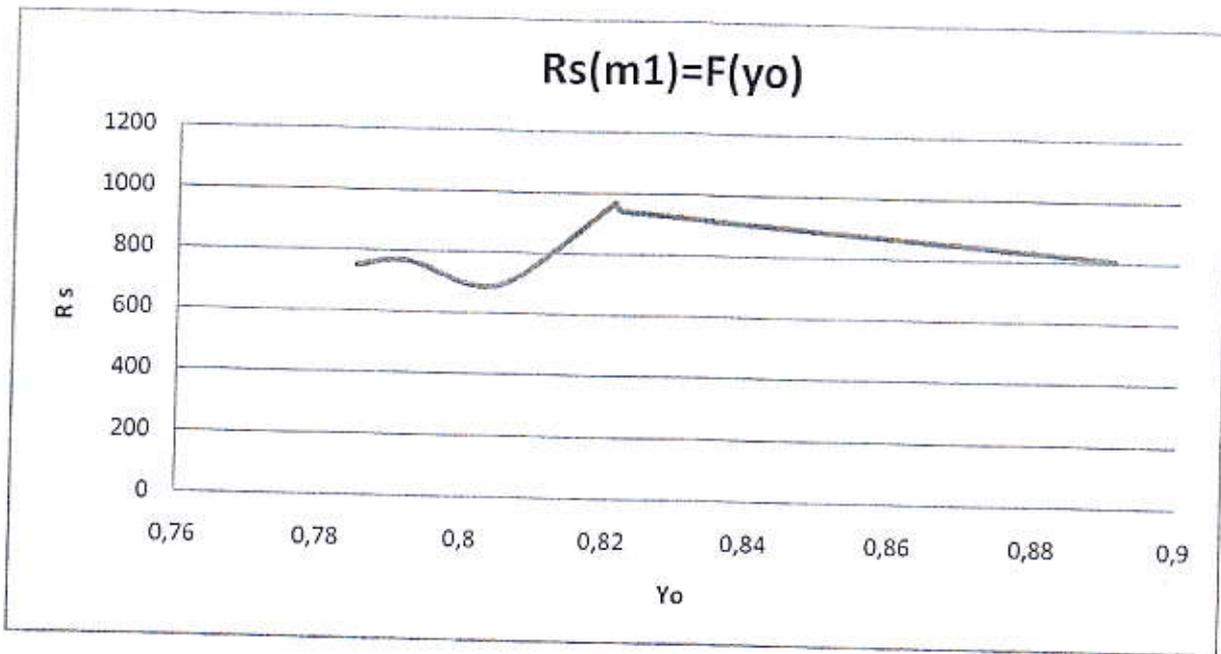


fig (V-2) : Courbe de Rs pour la corrélation de Standing en fonction de Yo

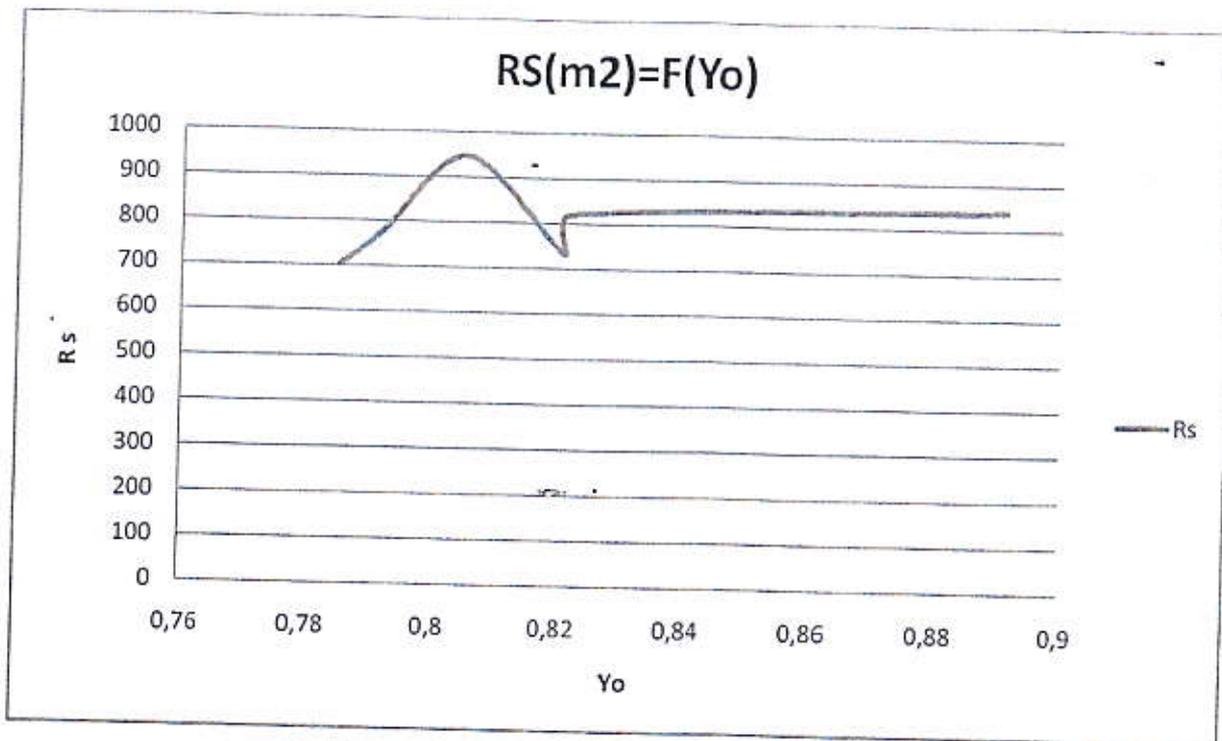


fig (V-3) : Courbe de corrélation de Vasquez –Beggs en fonction de Yo

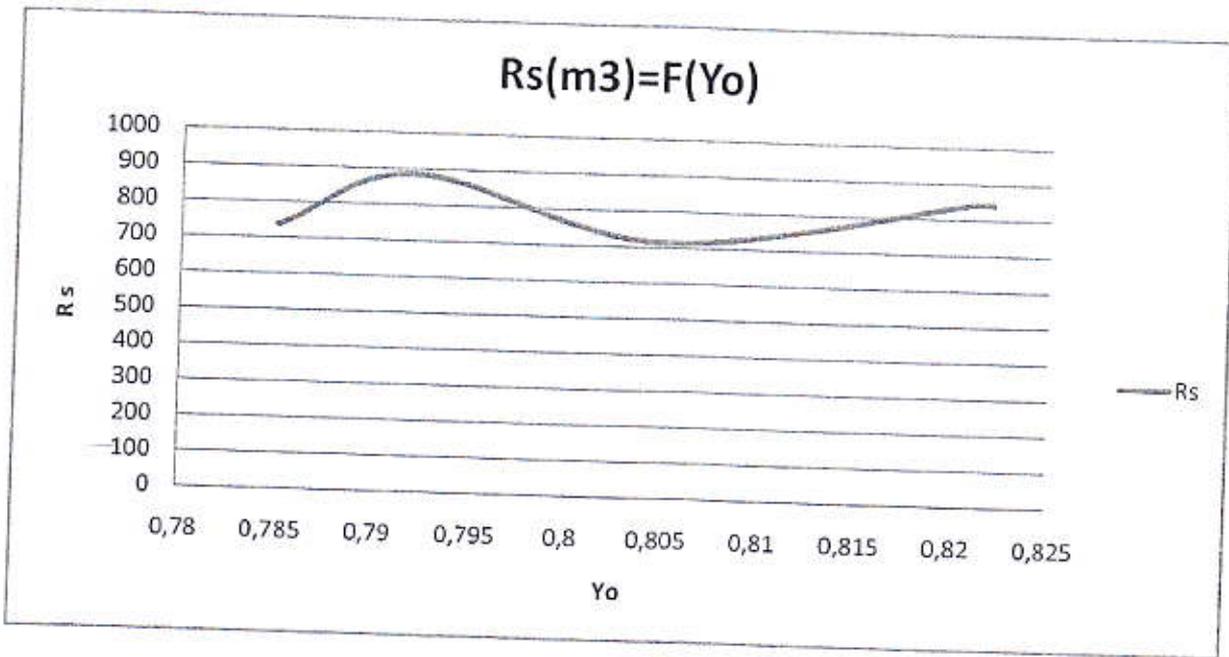


fig (V-4) : Courbe de R_s en fonction de Y_o pour la corrélation de Glaso

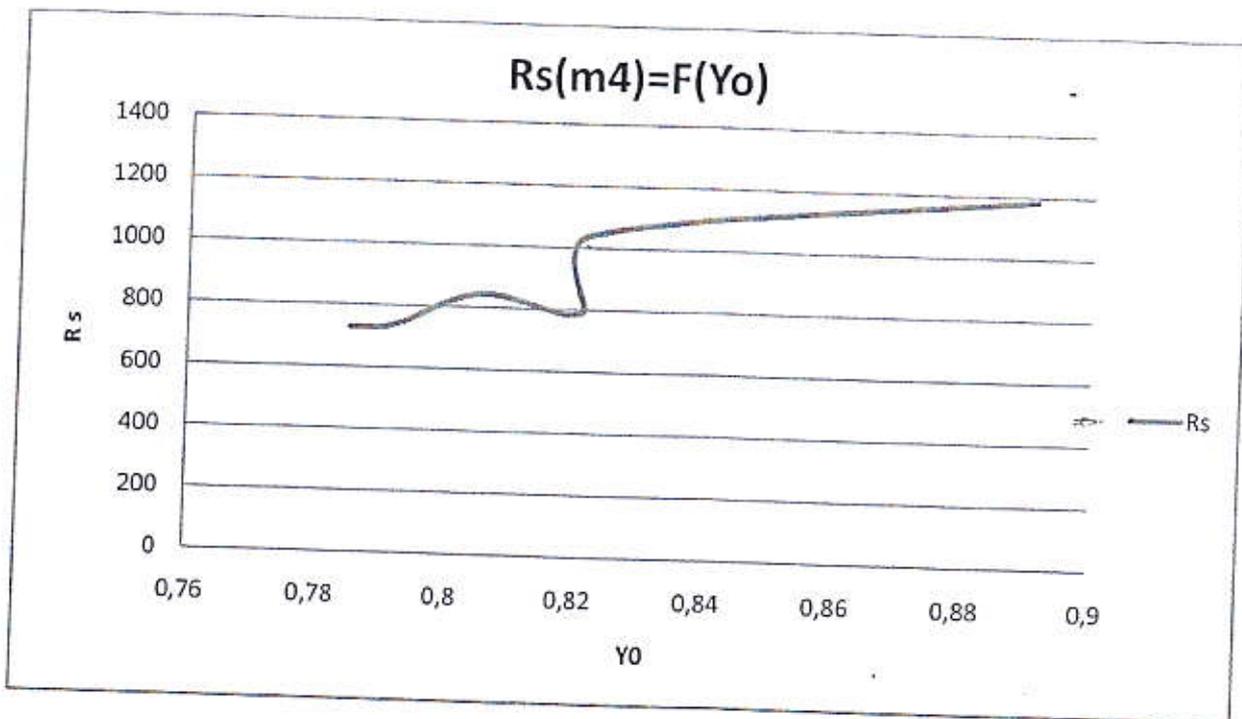


fig (V-5) : Courbe de R_s en fonction de Y_o pour la corrélation de Marhoun

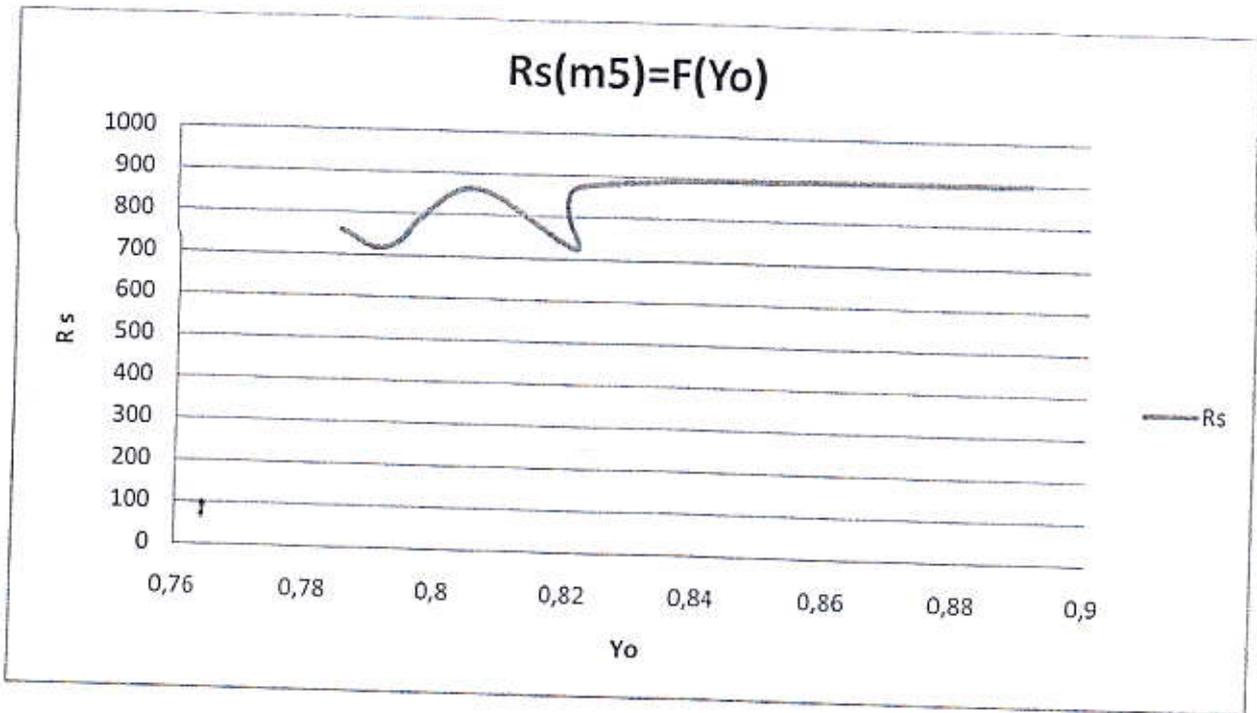


fig (V-6) : Courbe de Rs en fonction de Yo pour la corrélation de Petrosky et Farshad

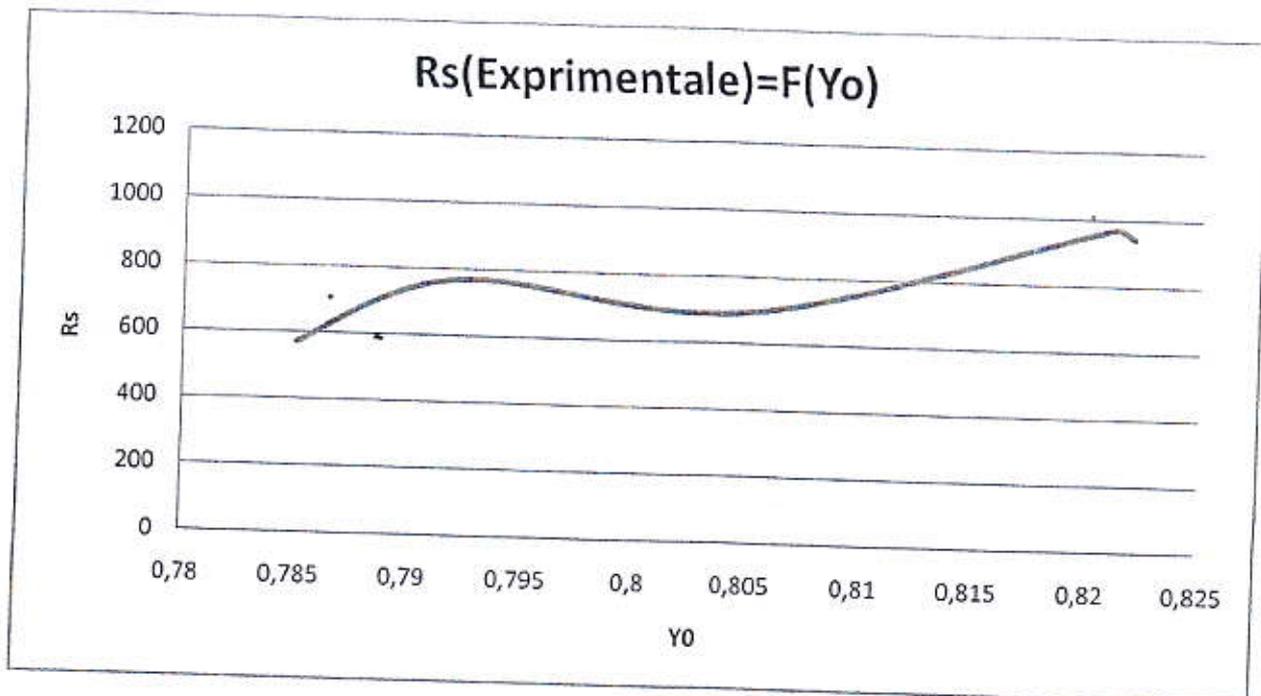


fig (V-7) : Courbe de représentation des valeurs expérimentales de Rs en fonction de Yo

❖ Interprétation des courbes Rs :

Toutes les courbes de Rs dans l'intervalle de densité spécifique de pétrole entre $Y_o=0,7$ et $Y_o=0,8$ prends des valeurs de fonction aléatoire donc impossible de définir la solubilité Rs de gaz dans cet intervalle par contre au dessus de valeur $Y_o=0,8$ on définit la solubilité Rs de gaz pour chaque corrélation comme suite :

- pour la corrélation de Standing c'est une fonction décroissante à partir de la valeur $R_s = 900$ donc elle dépende de la densité spécifique de pétrole, le même explication pour fig:(V-4) et fig:(V-5).

- pour la corrélation de Vasquez –Beggs on a une courbe constant entre $R_s=800-900$, donc absence d'influence de la densité spécifique de pétrole, on peut dis le même pour la Corrélation de Petrosky et Farshad de fig (V-6).

❖ Résultat de calcul Rs :

A partir des calculs théoriques et des calculs expérimentaux on peut dire que toutes les résultats est voisines et la corrélation la plus proche de calculs expérimentaux c'est la corrélation de Vasquer-Beggs avec une erreur de 4,9%.

V-3.Calcul de Facteur de volume de formation de pétrole (B_o) :

Y_o	B_o (m1)	B_o (m2)	B_o (m 3)	B_o (m4)	B_o (m5)	B_o (Expérimentale)
0,785	1,495	1,451	1,461	1,511	1,556	1,592
0,792	1,506	1,474	1,473	1,516	1,552772	1,528
0,805	1,571	1,546	1,541	1,554	1,584	1,570
0,821	1,487	1,450	1,459	1,477	1,508	1,474
0,822	1,618	1,542	1,589	1,575	1,632	1,619
0,891	1,461	1,389	1,438	1,414	1,433	1,385

m1 : Corrélation de standinge

m2 : Corrélation de Vasquez –Beggs

m3: Corrélation de Glaso

Chapitre V

m4 : Corrélation de Marhoun

m5 : Corrélation de Petrosky et Farshad

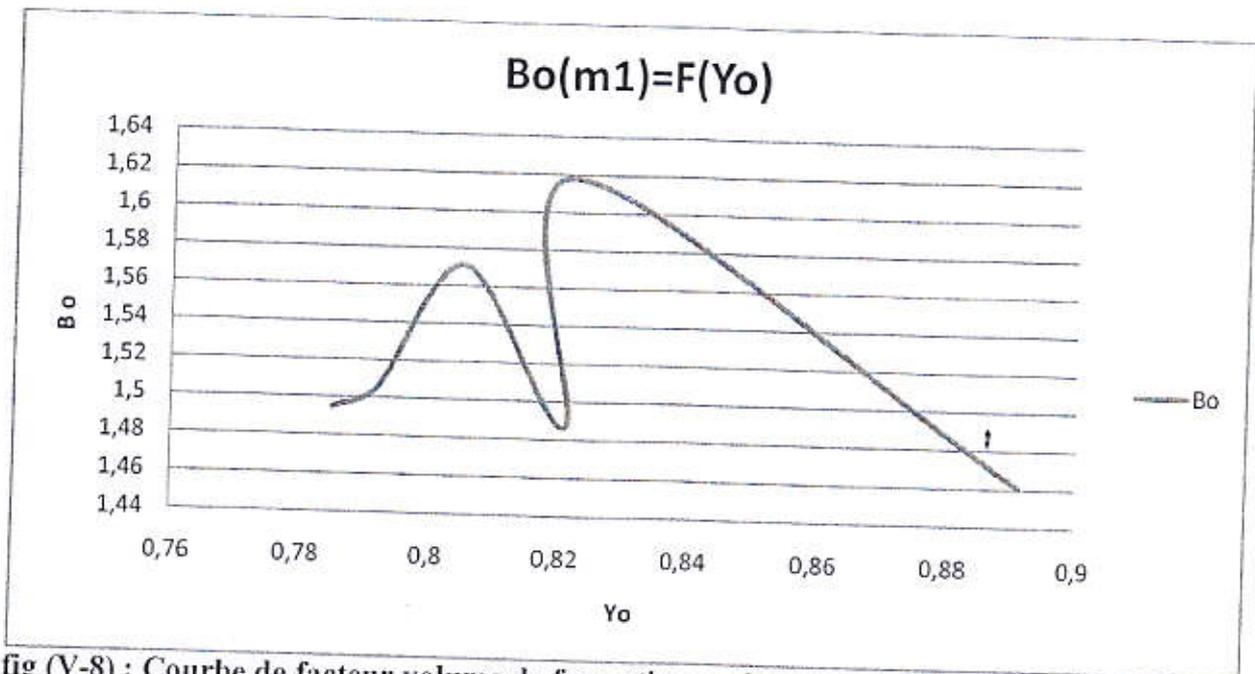


fig (V-8) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Yo pour la corrélation de Standing

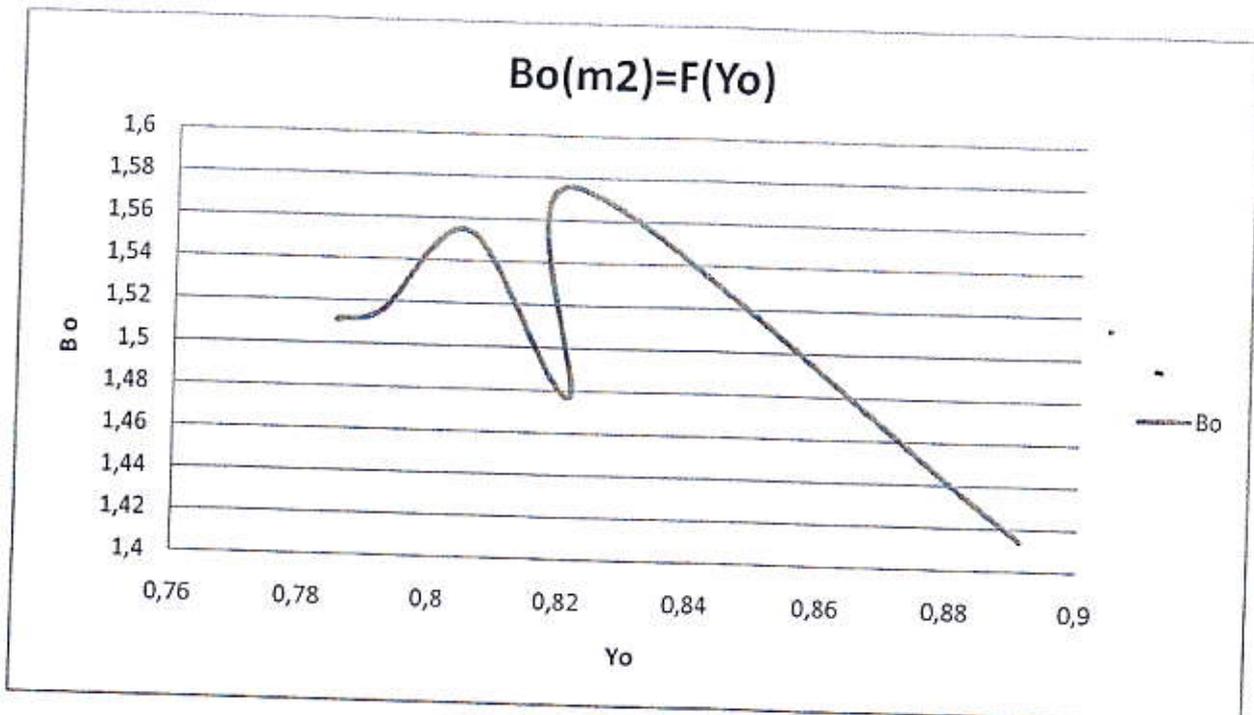


fig (V-9) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Yo pour la corrélation de Vasquez -Beggs

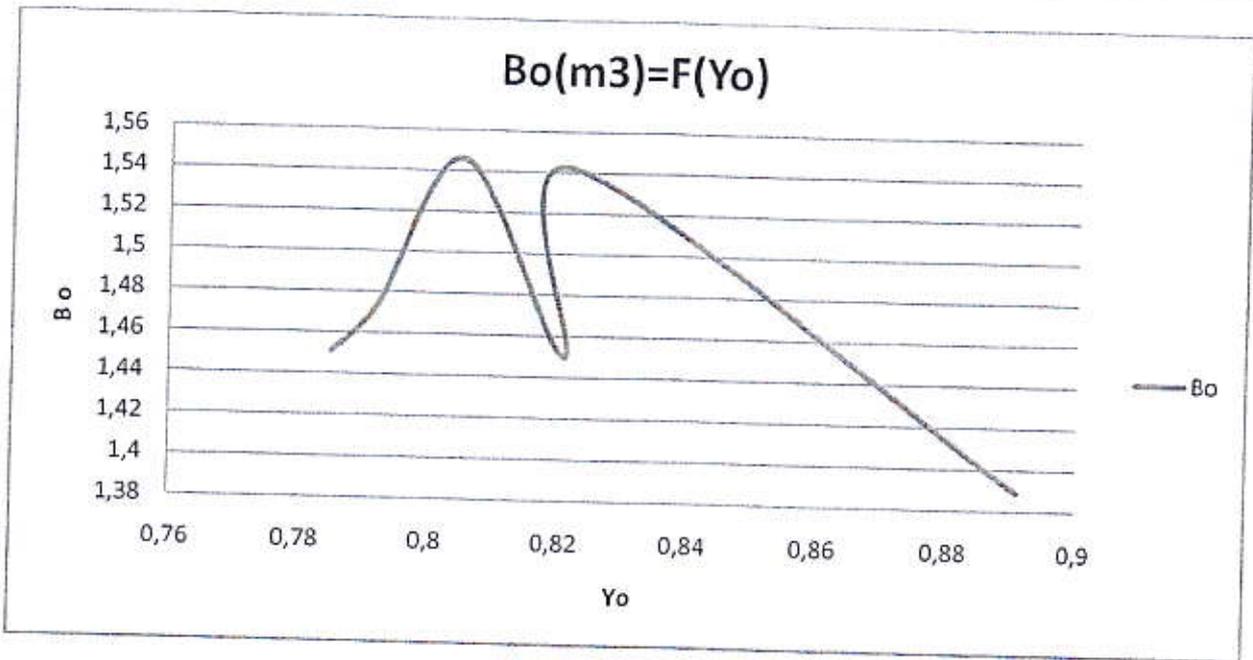


fig (V-10) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Glaso

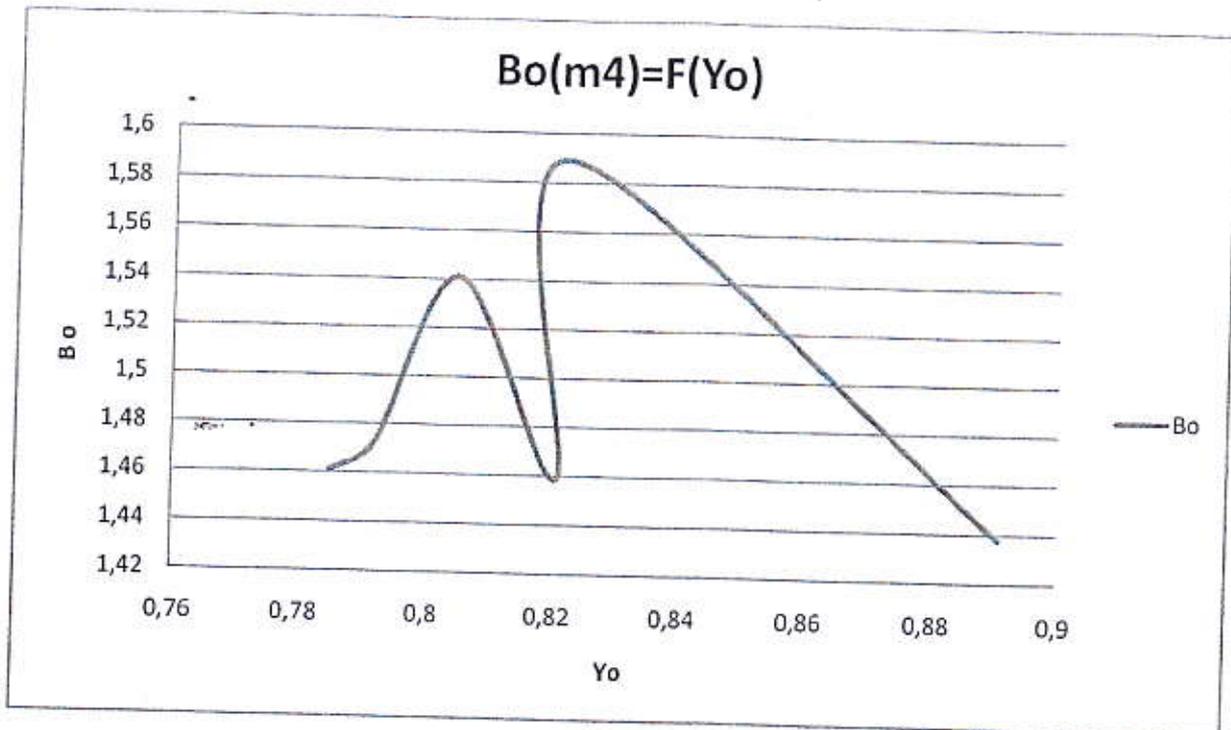


fig (V-11) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Marhoun

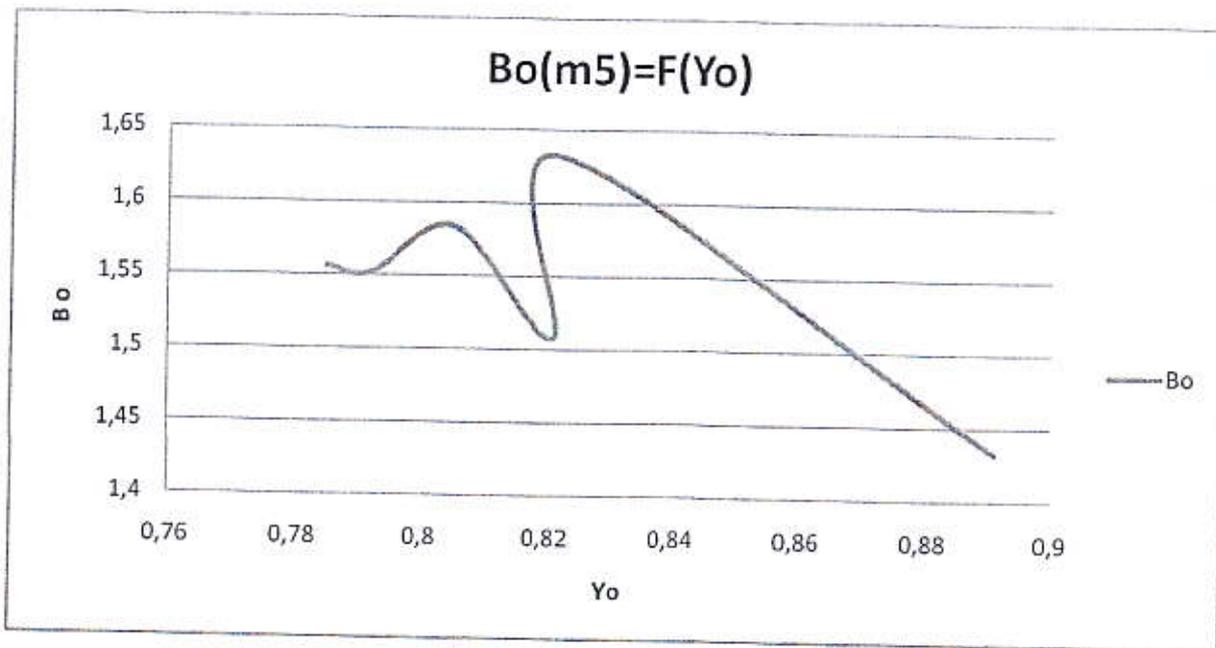


fig (V-12) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Yo pour la corrélation de Petrosky et Farshad

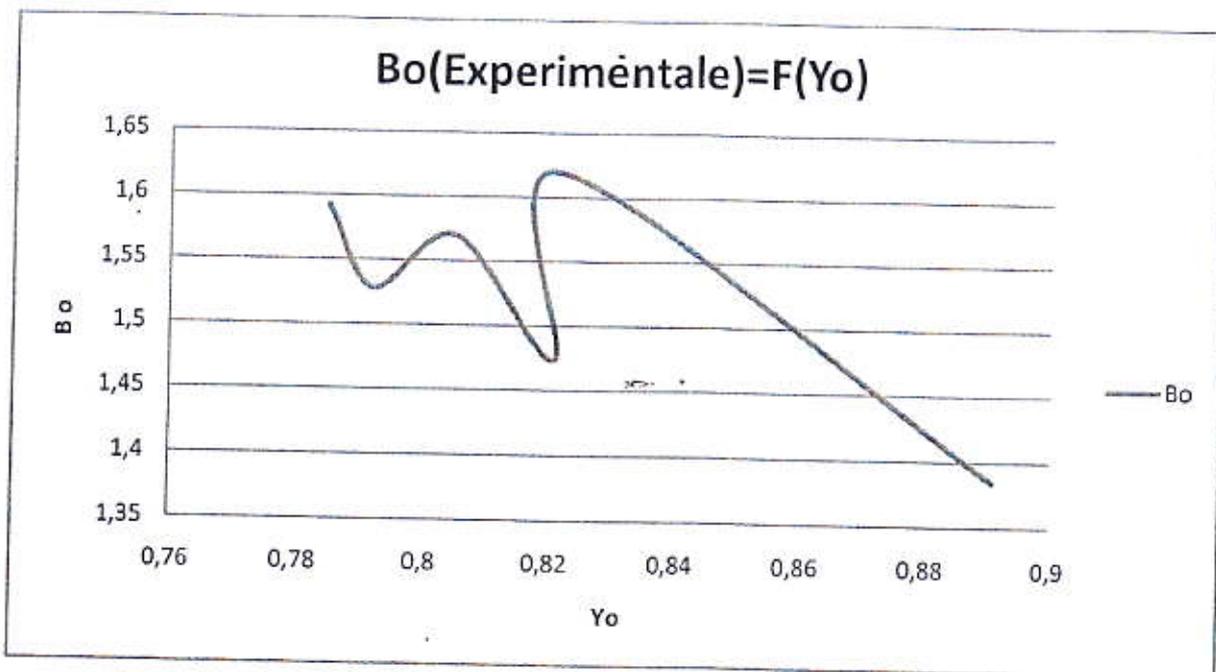


fig (V-13) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Yo pour les valeurs expérimentales

❖ Interprétation des courbes Bo:

Toutes les courbes de Bo dans l'intervalle de densité spécifique de pétrole entre $Y_o=0,7$ et $Y_o=0,8$ prennent des valeurs de fonction aléatoire donc impossible de définir la solubilité Rs de gaz dans cet intervalle.

Au dessus de la valeur $Y_o=0,8$ la courbe c'est une fonction décroissante pour toutes les corrélations parce que l'augmentation de Y_o change la cratère de pétrole brute et vas démenée la valeur de Bo (Facteur de volume de formation).

❖ Résultat de calcul Bo:

A partir des calculs théoriques et des calculs expérimentaux on peut dire que toutes les résultats est voisines et la corrélation la plus proche de calculs expérimentaux c'est la corrélation de Standing avec une erreur de 1,2%

V-4. Calcul de Pression de bulle(Pb) :

Yo	Pb(m1)	Pb(m2)	Pb(m3)	Pb(m4)	Pb(m5)	Pb(Expre)
0,785	1883	2043	2083	1992	1893	2066
0,792	2181	2319	2431	2417	2331	2392
0,805	2884	3049	3269	3309	3288	3060
0,821	2503	2741	2797	2578	2768	2635
0,822	2896	3313	3240	2752	3156	2899
0,891	3561	4093	4125	3229	3908	4254

m1 : Corrélation de standinge

m2 : Corrélation de Vasquez -Beggs

m3: Corrélation de Glaso

m4 : Corrélation de Marhoun

m5 : Corrélation de Petrosky et Farshad

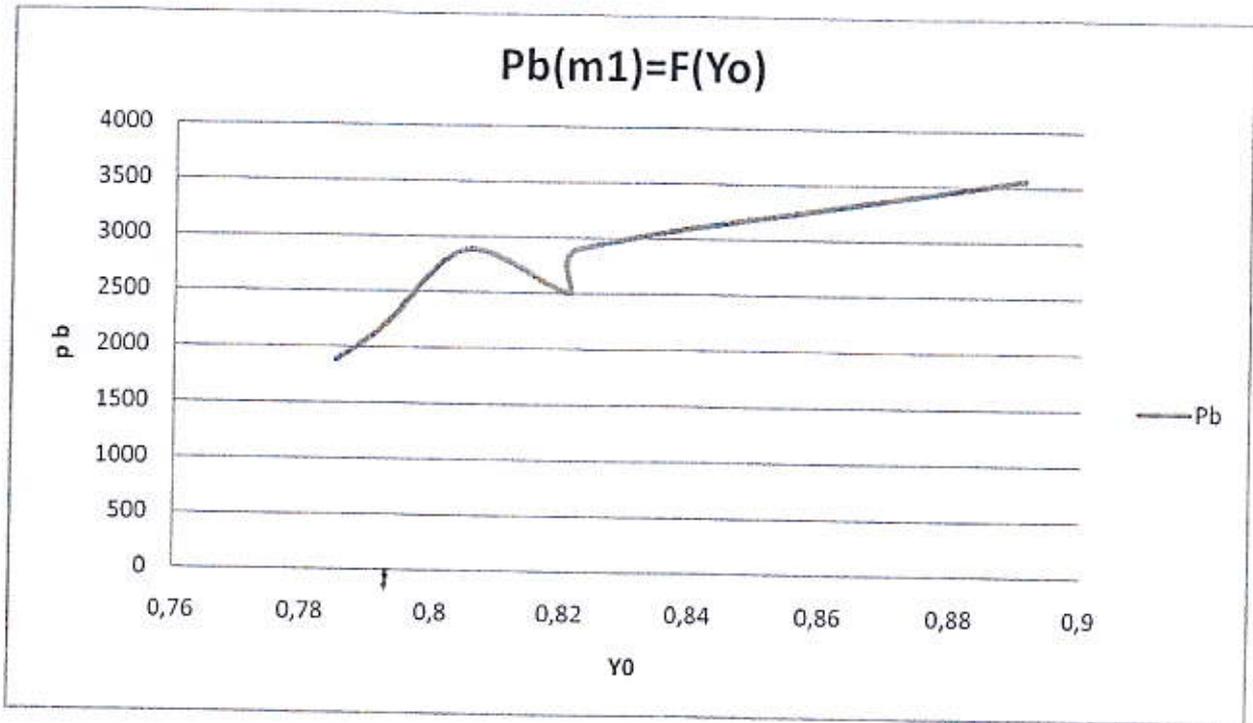


fig (V-14) : Courbe de Pression de bulle en fonction de Y_0 pour la corrélation de Standing

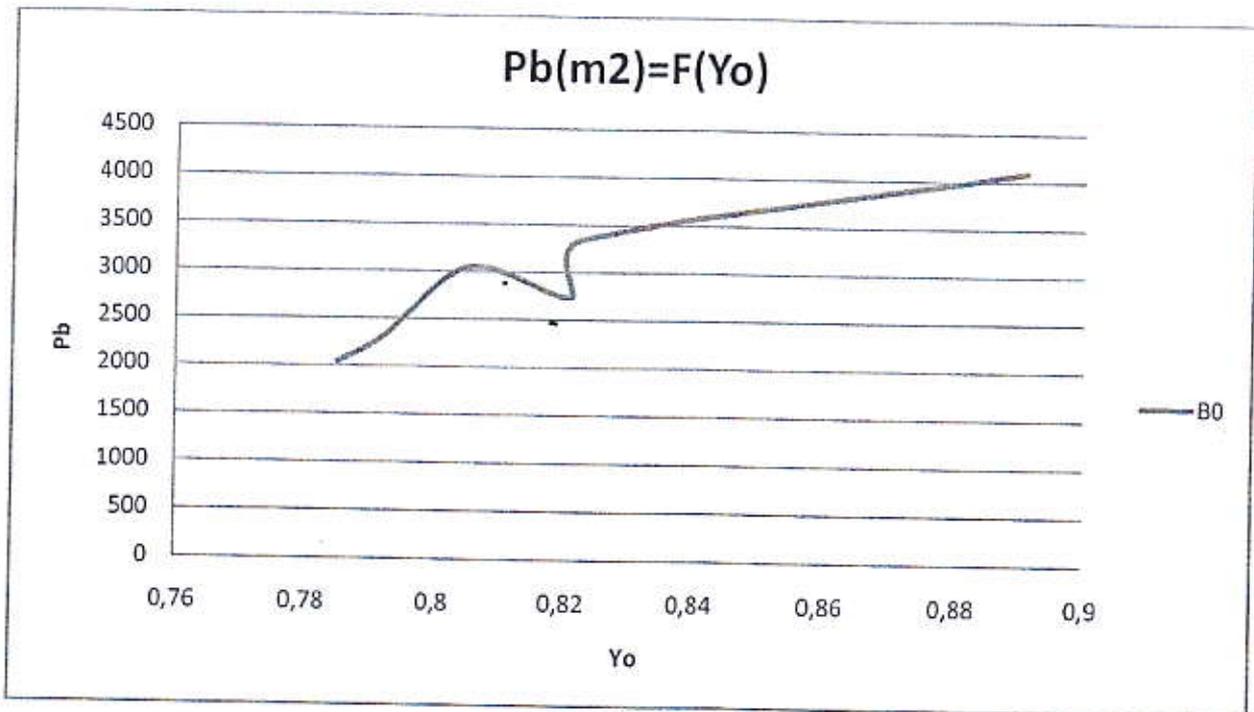


fig (V-15) : Courbe de Pression de bulle en fonction de Y_0 pour la corrélation de Vasquez-Beggs

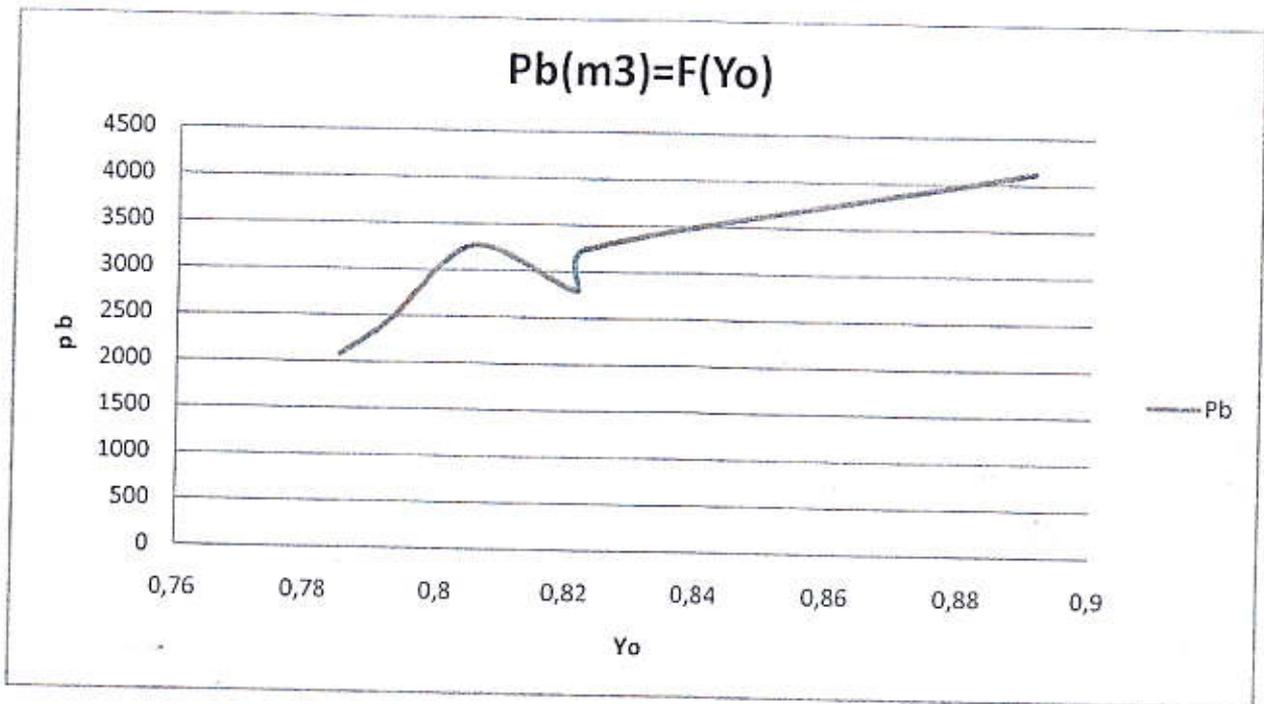


fig (V-16) : Courbe de Pression de bulle en fonction de Y₀ pour la corrélation de Glaso

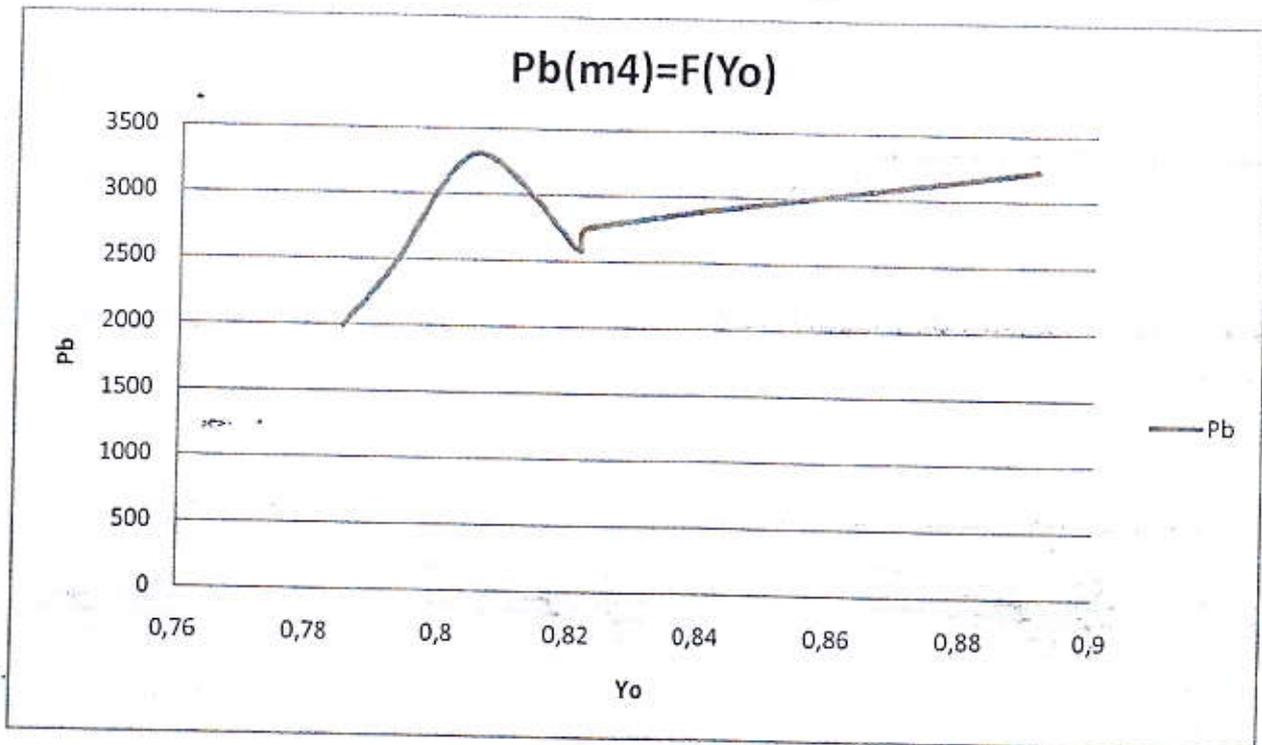


fig (V-17) : Courbe de Pression de bulle en fonction de Y₀ pour la corrélation de Marhoun

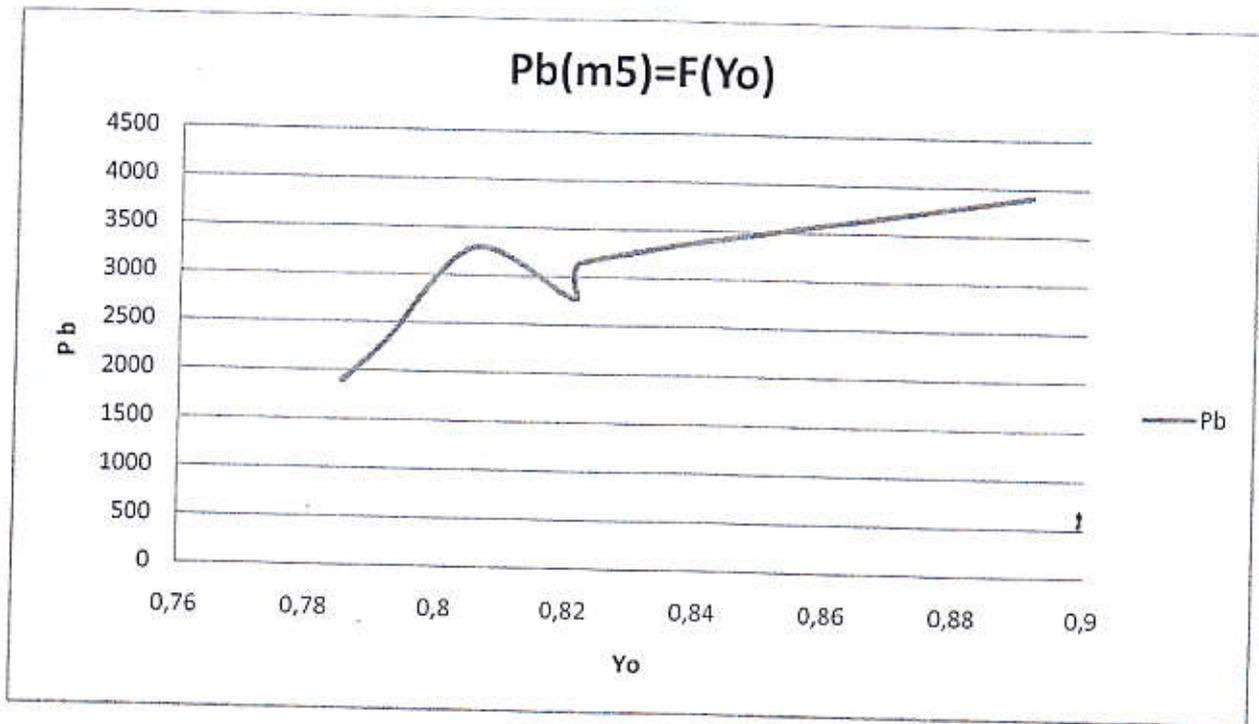


fig (V-18) : Courbe de Pression de bulle en fonction de Y_0 pour la corrélation de Petrosky et Farshad

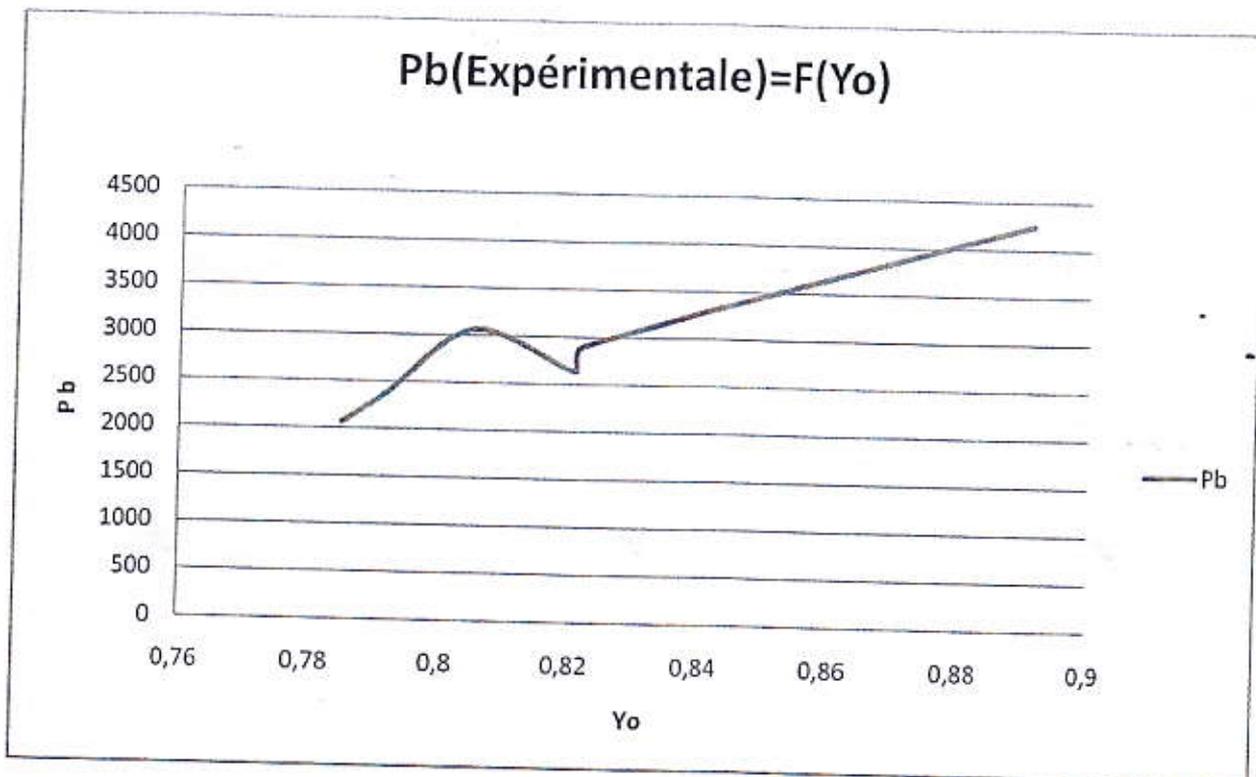


fig (V-19) : Courbe de Pression de bulle en fonction de Y_0 pour des valeurs expérimentales

❖ Interprétation des courbes P_b :

Dans l'intervalle de $Y_o=0,7-0,8$ pour toutes les corrélations de pression de point bulle la courbe représente des valeurs très proches des valeurs expérimentaux, et au dessus de $Y_o=0,8$ la courbe représente une fonction croissante de P_b car la gravité spécifique de pétrole influe sur L'API qui fait augmenter les valeurs de pression de point bulle.

❖ Résultat de calcul P_b :

A partir des calculs théoriques et des calculs expérimentaux on peut dire que toutes les résultats est voisines et la corrélation la plus proche de calculs expérimentaux c'est la corrélation de Petrosky-Farshad avec une erreur de 3,28%

V-5. Programmation :

V-6. Programme de calcul de facteur de compressibilité (Z) :

Ce programme a été fait par le langage FORTRAN-90 (Version six). La résolution de l'équation cubique en terme du facteur de compressibilité (Z) donné par l'équation (I-48) (voire chapitre I) valable pour les équations de Van der waals, Redlich-kwong, Soave-redlich-kwong et Peng-Robinson ce fait par la méthode de Newton-Raphsan .

◆ le principe de la méthode :

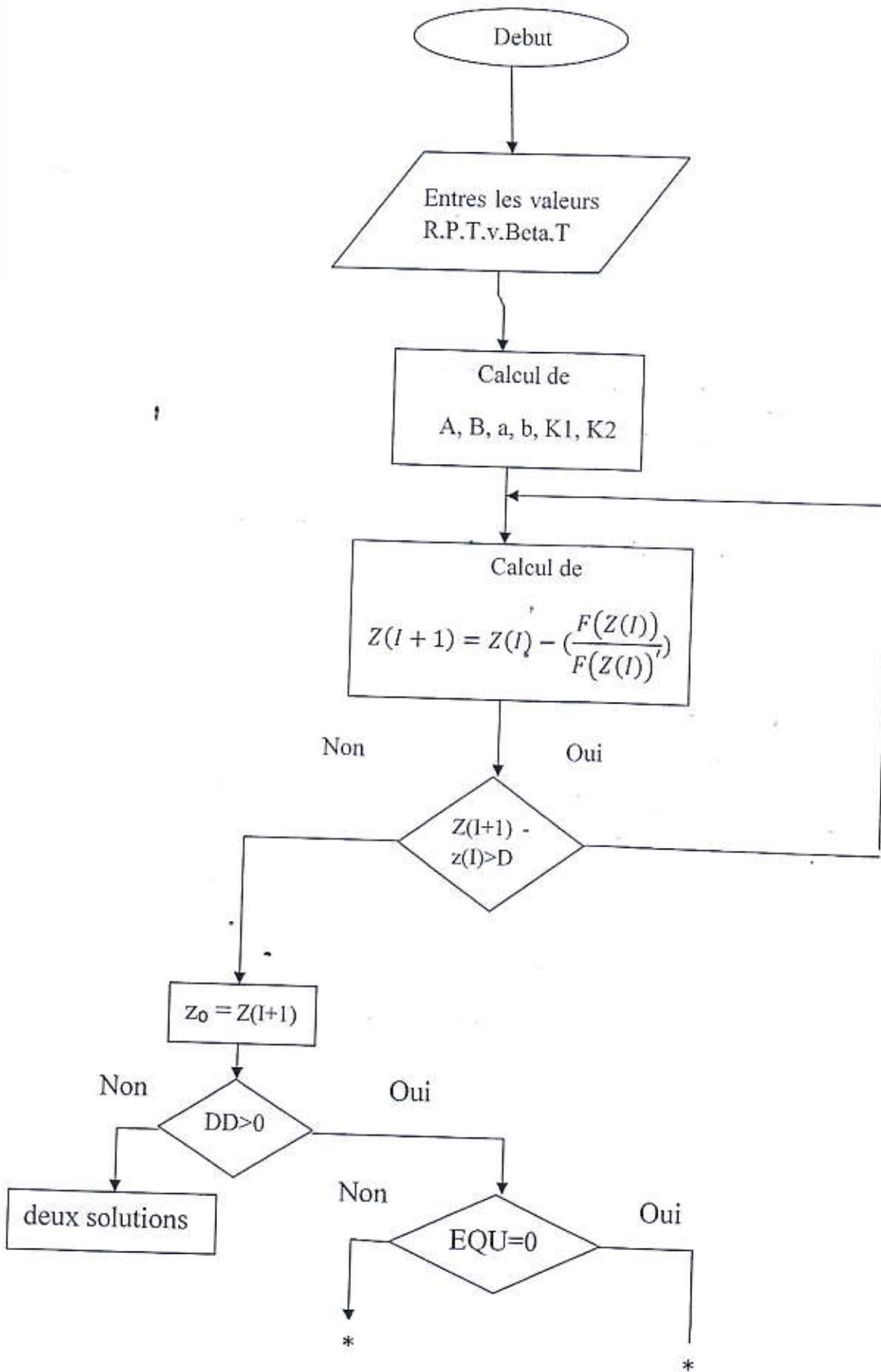
Généralement une équation cubique admet une ou trois racines réelle pour les déterminer on a l'algorithme suivant :

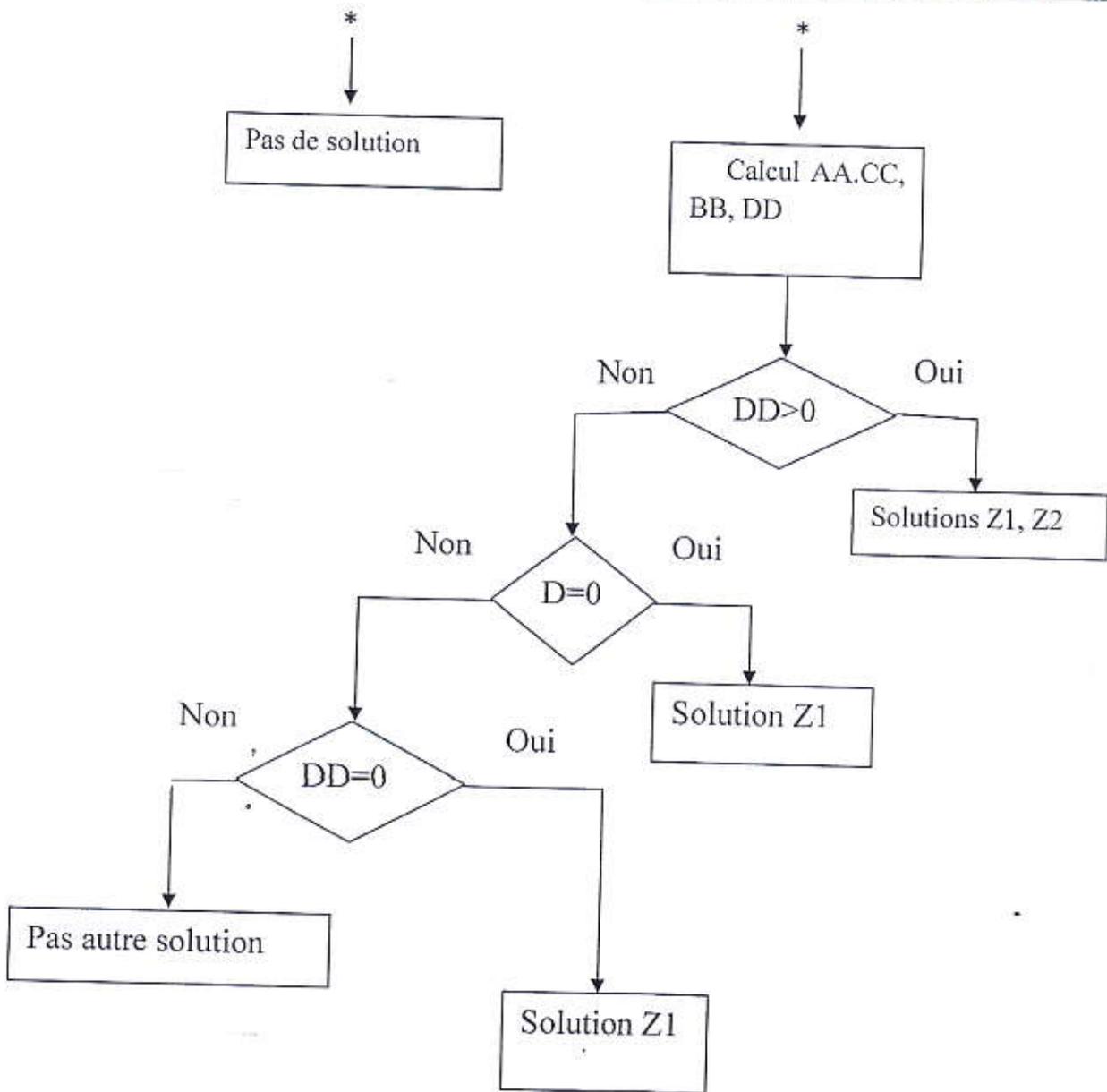
La méthode de Newton-Raphsan : $Z(I + 1) = Z(I) - \left(\frac{F(Z(I))}{F'(Z(I))} \right)$

❖ Nomenclature de programme :

T	: Température
R	: constante de gaz parfait
Tc, Pc	: propriétés critiques
Z	: facteur de compressibilité
a, b, Beta, Sigma,	: constants des équations d'états
K1, K2	: les valeurs numériques pour chaque équation d'état
A, B	: termes adimensionnel introduit dans l'équation cubique Z
D	: condition d'arrêt le calcul

- **Organigramme** : Résolution de l'équation cubique par la méthode de Newton-Raphsan pour Peng-Robinson





Chapitre V

♦ Cet organigramme est valable pour PR (Peng Robinson) pour ce la on peut le généralisé sur Soave-redlich-kwong (SRK) et Van der waals (VW) a condition de faire une changement au niveau des constantes A, B, β, a, b, K_1 et K_2 pour chaque savon .

La détermination de facteur de compressibilité permettre de déterminer d'autre paramètre comme la densité, la fugacité

CONCLUSION GENRRALE :

En fin de cette mémoire et à partir de notre étude avec le petit stage pratique qui nous avant fait on peut conclure le suivent :

- A partir des quartes équations d'état cubique on peut former une équation globale. Grâce à l'équation d'état donnant la pression en fonction de la température pour tous les fluides. Et de calculer les grandeurs thermodynamiques telles que le coefficient de fugacité ; le facteur de compressibilité ; l'enthalpie et l'entropie .On calcul la différence entre chacune de ces dernières grandeurs et la valeur qu'elle aurait dans le cas d'un gaz parfait dans le même conditions de température et de pression (quantité résiduelle) .
- l'usage des méthodes de calcul des équilibre liquide –vapeur base sur les équations d'état, et largement rependue dans industrie du pétrole et a conduit de a peu a peu les coefficients K obtenue par mesure directe.
- L'utilisation de l'analyse de PVT dans la prospection pétrolière d'une mode prédictive dépend en grande partie d'un ensemble de données expérimental très limité. Davantage de recherche dans le secteur de l'évolution d'enveloppe de phase pendant la maturation est exigée pour que cette technique devienne entièrement applicable.
- Pour des corrélations de FVF de l'huile à la pression de bulle, toutes les corrélations choisies ont montré l'exactitude très bonne pour les données utilisées. En raison de sa moindre erreur et de moindre écart type.
- Toutes les corrélations examinées pour la viscosité d'huile (Beal, Vasquez et Beggs, Labedi, Beggs et Robinson, Glaso) au-dessus de la pression de bulle, excepté la corrélation de Vasquez et de Beggs, ont montré la bonne exactitude.
- Dans ce domaine du travail l'analyse de PVT peut être employée comme écran chantent l'outil pour la caractérisation d'huile, l'évaluation relative de maturité, l'évaluation volumétrique des histoires remplissant de réservoir complexe et l'identification des effets de mélange.



Tableau (1-2) Quelques propriétés physique et les propriétés critique de corps purs :

W	Zcr(-)	Ver(ft ³ /lb.mol)	Per(psia)	Tcr(°R)	Teb(°F)	Tfus(°R)	MW	CORPS
0.008	0.288	1.584	667.1984	343.08	-258.6100	163.260	16.043	CH4
0.085	0.276	2.064	730.3912	508.32	-154.75	187.2	28.0540	C2H4
0.098	0.285	2.368	708.3472	549.72	-127.57	161.82	30.07	C2H6
0.1537	0.275	2.896	670.1376	657.00	-53.95	158.22	42.0810	C3H6
0.1743	0.281	3.248	615.7625	665.64	-43.69	153.9	44.097	C3H8
0.049	0.295	1.4896	507.018	239.22	-312.61	122.58	28.010	CO
0.3440	0.229	0.896	3197.8496	1165.14	212.09	491.76	18.015	H2O
0.1	0.284	1.576	1296.1871	671.76	-76.63	337.68	34.08	H2S
0.176	0.283	4.2080	529.056	734.58	10.67	204.48	58.124	I-C4 H10
0.227	0.271	4.896	490.8464	828.72	82.13	203.94	72.151	I-C5 H12
0.04	0.29	1.432	492.316	227.16	-320.35	113.94	28.013	N2
0.49	0.247	9.648	305.6768	1111.6799	345.47	438.3	142.286	NC10H22
0.535	0.24	10.56	285.1024	1149.84	384.71	445.68	156.313	N-C11 H24
0.562	0.24	11.408	264.528	1184.9329	421.43	474.48	170.34	N-C12 H26
0.632	0.24	12.48	249.832	1216.4399	455.81	482.04	184.367	N-C13 H28

Suite de tableau (1-2)

Corps	Mw	Tfus (°R)	Teb (°F)	Te (°R)	Pc (psia)	Vc(ft ³ /lb.mol)	Zc	W
N-C15H32	212.421	509.4	519.17	1272.6	220.44	14.08	0.23	0.706
N-C4H10	58.124	242.64	31.19	765.36	551.1	4.08	0.274	0.193
N-C5H12	72.151	258.12	96.89	845.28	489.3768	4.864	0.262	0.251
N-C6H14	86.178	320.04	155.75	913.32	430.5928	5.92	0.26	0.296
N-C7H16	100.205	328.68	209.21	972.36	396.792	6.912	0.63	0.351
N-C8H18	97.9	389.52	165.02	967.1041	549.0425	4.89	0.259	0.221
N-C9H20	128.259	395.46	303.53	1070.2799	335.0688	8.768	0.26	0.444

Tableau (1-3) capacité calorifique des corps purs Cp (B.T.U / Lb. mole °F) [17]. Cp = CpA + CpBT + CpCT² + CpDT³

Corps	CpA	CpB	CpC	CpD
CH4	4.598	2.241E-2	9.2664E-6	-1.57639E-9
C2H4	9.09E-1	6.732E-2	-6.46056E-5	2.44477E-8
C2H6	1.292	7.6572E-2	-5.36868E-5	1.21364E-8
C3H6	8.86E-1	1.00836E-1	-8978.04E-5	3.07113E-8
C3H8	-1.009	1.3167E-1	-1.22764E-4	4.47781E-8
CO	7.373	-5.526E-3	2.15849E-5	-1.77118E-8
H2O	7.701	8.271E-4	8.16804E-6	-5.00969E-9

H2S	7.629	6.1758E-4	1.88212E-5	-1.63879E-8
I-C4H10	-3.32E- \ddot{i}	1.65402E-1	-1.42852E-4	4.03283E-8
I-C5H12	-2.275	2.178E-1	-2.11216E-4	-7.97234E-8
N2	7.44	-5.832E-3	2.0736E-5	-1.62713E-8
N-C10H22	-1.89	4.131E-1	-4.09212E-4	1.57522E-7
N-C11H24	-2.005	4.5306E-1	-4.4874E-4	1.72277E-7
N-C12H26	-2.228	4.9392E-1	-4.91184E-4	1.89307E-7
N-C13H28	-2.499	5.3532E-1 "	-5.34924E-4	2.07503E-7
N-C14H30	-2.623	5.751E-1	-5.74452E-4	2.22607E-7
N-C15H32	-2.846	6.1596E-1	-6.6896E-4	2.39579E-7
N-C4H10	2.266	1.42434E-1	-8.57628E-5	-3.93077E-9
N-C5H12	-8.66E-1	2.0952E-1	-1.99681E-4	7.38914E-8
N-C6H14	-1.054	2.502E-1	-2.41348E-4	9.04543E-8
N-C7H16	-1.229	2.907E-1	-2.82528E-4	1.06667E-8
N-C8H18	-1.456	3.3156E-1	-3.24648E-4	1.23347E-7
N-C9H20	7.51E-1	2.9124E-1	-1.49234E-4	-4.15297E-8

SYMBOLES D'UNITE

Masse	Kg	◆Kilogramme
	Lb	◆Pound
Longeur	m	◆mètre
	in	◆ inch (pouce)
	ft	◆ foot(pied)
Energie	J	◆ Joule
	B.T.U	◆ British Thermal unit
	Cal	◆ Calorie
Pression	Pa	◆ Pascal
	atm	◆ atmosphère
	Psia	◆ pound per square inch (Livre par pouce carré)
Température	K	◆ Kelvin
	C°	◆ degré Celsius
	F°	◆degré Fahrenheit
	R°	◆ degré Rankine

TABLE DE CONVERSION

Masse	1Lb	=0,4536 Kg
Longeur	1in 1ft	=0,0254 m =0,3048 m
Energie	1B.T.U 1B.T.U	=1055J =252Cal
Pression	Psia Psia	=6897 Pa =0,06804 atm
Température	K F° R°	=(C°) +273,15 =1,8 (C°) +32 =(F °) +459,69

La liste des tableaux et des figures

Tableau (I-1) paramètres des équations d'état	P03
Fig. (II-1) Coupe verticale d'un gisement.....	P17
Fig. (II-2) Milieu poreux.....	P19
Fig. (II-3) Diagramme Pression – Volume.....	P23
Fig. (II -4) Diagramme Pression – Température.....	P23
Le tableau (2,1) donne à gisement de pétrole typique les compositions molaires Pour des mélanges de réservoir.....	P28
Fig. (II-7) -Diagramme de la solubilité de gaz –pression.....	P34
Tableau-1 : pour équation (II-18)	P37
Fig. (II-6.) Facteur de volume de formation de pétrole contre la pression	P39
Tableau-3 : pour équation II-26	P41
Tableau-2 : pour équation-(II-39).....	P44
Fig(II-8) densités de Reservoir en fonctions de pression et de la température.....	P48
Fig. (III-1) Schéma d'un séparateur.....	P53
Figure (IV-1) : Schéma de 1 et 2 étages de séparations.....	P59
FIGURE : (IV-2) l'effet de la pression de séparateur sur l'API, le Bo, et Le GOR.....	P62
Schéma (IV- 3) : Illustration schématique des séparations.....	P63
Fig (V-1) : Diagramme de variation de degré API au cour de p de pétrole.....	p73
Fig (V-2) : Courbe de Rs pour la corrélation de Standing en fonction de Yo.....	P75
Fig (V-3) : Courbe de corrélation de Vasquez –Beggsen fonction de Yo.....	P75
Fig (V-4) : Courbe de Rs en fonction de Yo pour la corrélation de Glaso	P76
Fig (V-5) : Courbe de Rs en fonction de Yo pour la corrélation de Marhoun.....	P76

Fig (V-6) : Courbe de R_s en fonction de Y_o pour la corrélation de Petrosky et Farshad	P77
Fig (V-7) : Courbe de représentation des valeurs expérimentales de R_s en fonction de Y_o	P77
Fig (V-8) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Standing.....	P79
Fig (V-9) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Vasquez –Beggs.....	P79
Fig (V-10) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Glaso	P80
Fig (V-11) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Marhoun.....	P80
Fig (V-12) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Petrosky et Farshad	P81
Fig (V-13) : Courbe de facteur volume de formation en fonction de Y_o pour la corrélation de Standing.....	P81



Bibliographie

BIBLIOGRAPHIE

- [1]-R.C.Reid, J.M.Prausnitz, T.K.Sherwood «The Properties of gases and Liquids », Mc.Grow.Hill,edition (1977),U.S.A
- [2]- J.P.Corriou thermodynamique chimique « Technique de l'ingénieur », J1027
Pp.1-18, J1028pp.3-8 (Chapitre I)
- [3]- «Applied hydrocarbon thermodynamics », chap.5, pp.47-61, chap. 9,pp.185-191
- [4]- A-Penloux, « utilisation des équations d'état pour le calcul des propriétés des fluides mono et polyphasique », Entropie, N°172/173, pp.73-82, (1992)
- [5]- Pratick G. Conrard, J.F. Gravier, «Peng Robinson Equation of State Checks Validity of P.V.T Experiments» Oil& gas journal ,pp. 77-85,25 Avr.(1980) (Chapitre I)
- [6]-G Soave «Equilibrium Constants From modified redlich Kwong Equation of State »che – Enge Sience , vol.27,pp.1197-1203,pergumon press , G.B ,(1971)
- [7]-D.Y Peng et D.B.Robinson , « A New Tow Constants» Ind .Eng.chem, Fundam vol 15N°1,(1976).
- [8]-R.N.Madox L.L.Lilley «Gaz Conditionning and Processing»chap.2,pp1-18, chmp 3,pp 1,33;vol 3,J.M.Campbell petroleum ,U.S.A.1990
- [9]-J.F.Counsel, R.A.S.Moorwood and R.Szgezepanski, «Calculating Multiphase Equilibrium »,Infochem .comp.serv .Ltd ,seminaire sur les eq.L-V , UK 1990.
- [10]- J.F .Gravier, « Propriétés des fluide de gisement », Edition Technip, France, 1986
- [11]-Tarek Ahmed, Ph.D., P.E « Equations of State and PVT Analysis» HOUSTON, TX: Gulf Publishing Company2 Greenway Plaza, Suite 1020 Houston, TX 77046

SOMMAIRE

Chapitre I : Les Equations d'Etat et Calculs Thermodynamiques

I-1 INTRODUCTION.....	1
I-2 Définition.....	1
I-1-2 Cas particuliers des équations d'état.....	3
I-1-2-1 EQUATION D'ETAT DE VAN DER WAALS(VW).....	3
I-1-2-2 EQUATION D'ETAT DE REDLICH-KWONG (RK).....	3
I-1-2-3 EQUATION D'ETAT DE SOAVE-KWONG (S-R-K).....	4
I-1-2-4 EQUATION D'ETAT DE PENG-ROBINSON (P-R)	5
I-1-3 EQUATION D'ETAT DE VIRIEL.....	5
I-2 LES REGLES DE MILANGE APPLIQUEES AUX EQUATIONS D'ETAT.....	6
I-2-1 Van der waals	7
I-2-2-Redlich-kwong.....	7
I-2-3 Soave-redlich-kwong.....	7
I-2-4 Peng-Robinson.....	8
I-2-5 Second coefficient DE VIRIE.....	8
I-3 PROPRIETES THERMODYNAMIQUES	
D'APRES LES EQUATIONS D'ETAT.....	8
I-3-1 LES EQUATIONS D'ETAT EN FONCTION DU	
FACTEUR DE COMPRESSIBILITE Z.....	8
I-3-1-1 Van der Waals.....	9
I-3-1-2 Redlich-Kowng & Soave-Redlich-Kowng	9
I-3-1-3 Peng-Robinson	
.....	9

I-3-1-4 Viriel	9
I-3-2COEFFICIENT DE FUGACITE	9
I-3-2-1Van der Waals	10
I-3-2-2Redlich Kwong.....	11
I-3-2-3 Soave Redlich kwong.....	11
I-3-2-4Peng Robinson	11
I-3-2-5Viriel.....	11
I-5ENTHALPIE RESIDUELLE (DEPARATURE).....	11
I-5-1- Redlich Kwong.....	12
I-5-2-Soave Redlich kwong.....	12
I-5-3-Peng Robinson.....	12
I-5-4Van der Waals	12
I-5-5VIRIEL.....	13
I-6ENTROPIE RESIDUELLE (DEPARATURE).....	14
I-6-1Redlich Kwong.....	14
I-6-2 Soave Redlich Kwong.....	14
I-6-3Peng Robinson.....	15
I-6-4Van der waals.....	15
I-6-5Virel	15
 Chapitre II : Propriétés de Fluide de Réservoir et Corrélations de PVT	
II.1 INTRODUCTION	17

II-1.2 En quoi consistent les études de gisement	17
II-2 ETUDE DES ROCHES RESERVOIRES ET DE LEUR CONTENU.....	18
II-2.1 Porosité (ϕ).....	18
II-2.2 Perméabilité (k)	19
II-2.3 Saturations (S)	20
II-2.4 Diagraphies différées.....	21
II-2.4.1 Généralités	21
II-2.4.2 Buts des diagraphies différées	21
II-2.4.3 Moyens utilisés	21
II-3 Étude des fluides	22
II-3-1 Généralités – Diagrammes PV et PT	22
II-3.2 Les gaz	24
II-3.2.1 Généralités	24
II-3.2.2 Gaz secs, gaz humides et gaz à condensat rétrograde	24
II-3.2.3 Étude au laboratoire d'un gaz naturel	25
II-3.3. Les huiles	25
II-3.3.1 Généralités	25
II-3.3.2 Densité	27
II-3.3.3 Viscosité	27
II-4 Propriétés de fluide de réservoir	27
II-4-1. Les propriétés de système de pétrole brut	29
II-4-2. PROPRIÉTÉS DES GAZ NATURELS	30
II-4-2-1. FACTEUR DE VOLUME DE FORMATION DE GAZ	30
II-4-2-2. Viscosité de gaz.....	31

II-4-2-3. Poids moléculaire apparent(M_a).....	32
II-4-2-4Densité (ρ_g).....	32
II-4-2-5 Spécifique gravité (γ_g)	32
II-4-2-6 La solubilité R_s de gaz	33
II-4-2-6. a-Corrélation de Standing	35
II-4-2-6 . b-Corrélation de Vasquez et Beggs	36
II-4-2-6. c-Corrélation de Glaso	37
II-4-2-6 d-Corrélation de Marhoun	37
II-4-2-6 e-Corrélation de Petrosky et Farshad	38
II-4-3. Facteur de volume de formation de pétrole (B_0)	38
II-4-3-1Corrélation de Standing	39
II-4-3-2Corrélation de Marhoun	40
II-4-3- 3Corrélation de Vasquez et Beggs	40
II-4-3-4Corrélation d'Arps	41
II-4-3-5Corrélation de Glaso	41
II-4-3-6Corrélation de Petrosky-Farshad	41
II-4-4Pression de bulle.....	42
II-4-4-1 -Corrélation Standings	43
II-4-4-2Corrélation de Vasquez et Beggs.....	43
II-4-4-3Corrélation de Glaso.....	44
II-4-4-4La corrélation de Marhoun	45
II-4-4-5La Corrélation De Petrosky-Farshad	45
II-4-5 la densité de pétrole brute	46

II-4-6 Formulation traditionnelle de huile noire	47
--	----

Chapitre III : Calcul des Equilibres Liquide-Vapeur

III-1 INTRODUCTION.....	49
III-2 CONDUCTIONS THERMODYNAMIQUES DE L'EQUILIBRE.....	49
III-3 DEFINITION DE COEFFICIENT D'EQUILIBRE	50
III-3-1 LOIS DE RAOULT ET DALTON	50
III-4 MODE D'OBTENTION DES COEFFICIENTS D'EQUILIBRE	51
III-4-1 DEFINITION DES COEFFICIENTS D'EQUILIBRE AU MOYEN DE FUGACITE	51
III-4-2 VALEUR EXPERIMENTALE DES COEFFICIENTS D'EQUILIBRE.....	52
III-5 calcul d'équilibre	53
III-5-1. EQUATION DE BASE DES CALCULS D'EQUILIBRE.....	53
III-5-2 APPLICATIONS DE CONSTANTE D'EQUILIBRE.....	55
III-5-2-1. CALCUL DU POINT DE BULLE (BUBBLE POINT)	55
III-5-2-2. CALCUL DU POINT DE ROSEE (DEW POINT)	55
III-5-2-3. CALCUL DE FLASH.....	56

Chapitre : IV Etude et Calculs de Séparateur

IV-1 Introduction.....	58
IV-2. La séparation	58
IV-2-1 Étape 1	61
IV-2-2 Étape 2	63
IV-2-3 Étape 3	63

IV-2-4Étape4	64
IV-2-5 Étape5	64
IV-2-6Etape 6	64
IV-2-7 Étape 7.....	65
IV-2-8 Étape 8	66
IV-2-9 Étape 9	66
IV-2-10Etape 10.....	66
IV-2-11 Etape11	67
Donnes de d'épart	67

Chapitre : V Application Numérique des Corrélations PVT et Programmation de facteur de compressibilité (Z)

V-1.Introduction	73
V-2. Calcul de PVT	74
V-3.Calcul de Facteur de volume de formation de pétrole (B_0).....	78
V-4. Calcul de Pression de bulle(P_b)	82
V-5. Programmation	86
V-6.Programme de calcul de facteur de compressibilité (Z)	86

الخلاصة:

الهدف من هذه المذكرة هو دراسة وتطوير ما يسمى بالPVT (الضغط, الحجم والحرارة) من خلال معرفة جميع خصائص الأحواض البترولية وكذا معرفة خصائص خزانات السوائل أي البترول الخام بالبحث عن جميع العلاقات الرياضية والنظريات الخاصة بحساب بعض المعاملات والتي بواسطتها نتعرف على جميع العوامل التي تؤثر على النفط الخام من أجل تطوير الPVT). بالموازاة مع ذلك نتطرق إلى معادلات الحالة ذات معاملين والتي اشتقت بالدرجة الأولى فان در فالس وهي معادلة من الدرجة الثالثة ونحصل من خلالها على المعادلة العامة لمعامل الضغط وبهذا يمكن أن نحسب عدة خصائص ترموديناميكية ومعرفة حالة الاتزان سائل- بخار لتوظيفها في عملية الفصل. هذا العمل مزود ببرنامج كتب بلغة FORTRAN 90 يقوم بحل المعادلة الخاصة بمعامل الضغط .

RESUME :

Le but de ce mémoire est l'étude et développement de PVT (Pression, Volume et Température) à partir de connaissance de toutes les propriétés de pétrole et le réservoir de fluide aussi (le pétrole brut) à l'aide des relations et corrélations mathématiques pour calculer certains des coefficients qui permet de connaître toutes les paramètres qui influent le pétrole brut pour développer le PVT. En parallèle on va étudier les équations d'état à deux paramètres de forme cubiques et dérivées de celle de Van Der Waals c'est une équation de troisième degré qui conduit à l'obtention de l'équation générale de facteur de compressibilité. Grâce à l'équation d'état on peut prédire les propriétés thermodynamiques qui sont l'objectif de toute étude des équilibres pour construire l'opération de séparation, ce travail à été joint par un petit programme de langage FORTRAN 90 qui résoudre l'équation cubique de facteur de compressibilité.