

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Mémoire de Magister

Présenté par

BEHNOUS DOUNIA

Filière : Génie Pétrolier et Gazier

Option : Production des Hydrocarbures et Forage des Puits

Nouvelle approche pour l'homogénéisation des pipelines et étude de faisabilité du transport de l'éthane

Soutenue le 02/07/2014, devant le jury:

M ^f MELLAK Abderrahmane	Prof	UMBB	Président
M ^f KESSAL Mohand	Prof	UMBB	Examineur
M ^{me} AMOURA Meriem	MCA	USTHB	Examinatrice
M ^f GARECHE Mourad	MCB	UMBB	Examineur
M ^f ZERAIBI Noureddine	Prof	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2013/2014

REMERCIEMENTS

Je commence à remercier en premier lieu ALLAH le tout puissant de m'avoir donné la foi et de m'avoir permise d'en arriver la.

Mon encadreur le PR. Zeraibi Nouredine dont la responsabilité, le savoir faire et le soutien n'ont jamais fait défaut.

Je tiens aussi à remercier tout particulièrement le PR Mellak qui m'a fait l'honneur de présider ce jury,

Mes remerciements s'adresse également au PR KESSAL.M d'avoir accepté d'examiner ce mémoire et fait partie du jury de soutenance,

Mes remerciements les plus sincères s'adressent aussi à Mr Gareche.M maitre de conférence à l'UMBB qui m'a apporté son aide, son orientation et ses conseils durant mon magister et d'avoir accepté d'examiner ce mémoire et fait partie du jury de soutenance.

Je remercie également Mme Amoura.M, maitre de conférence à l'USTHB d'avoir accepté d'examiner ce mémoire et fait partie du jury de soutenance

A tous mes collègues en post-graduation

Je tiens à exprimer mes plus vifs remerciements à mes parents qui m'ont encouragés et soutenu durant tout mon cursus universitaire. Et enfin je tiens à remercier toutes les personnes qui m'ont apportés leurs aides et soutiens de prés ou de loin.

DEDICACE

A ce que j'aime le plus au monde, et qui se sont sacrifiés pour me voir atteindre cet objectif :

✚ *A mes très chers parents à qui je souhaite une longue vie*

✚ *A mes très chères sœurs et frères*

✚ *A mes meilleurs amis*

Je dédie ce modeste travail

Dounia

Résumé

La simulation des écoulements des hydrocarbures dans les pipelines apporte de nombreux défis aux pétroliers, particulièrement sur la meilleure façon de créer un profil du pipeline en se basant sur les données disponibles. Très peu de travaux concernant la modélisation des profils des pipelines ont été présentés dans la littérature [8].

Pour réaliser un modèle simplifié et performant qui conserve d'une part, la géométrie globale de la conduite et d'autre part, les paramètres dynamiques, nous proposons dans ce travail une nouvelle approche pour l'homogénéisation du profil par une technique de l'upscaling.

L'objectif de ce travail est d'étudier les éléments essentiels pour la modélisation du profil, la sensibilité de ce modèle sur le design et sur le fonctionnement d'un nouveau pipeline.

L'application de notre approche est effectuée sur l'étude de faisabilité du transport de l'éthane. L'objectif est de déterminer une configuration optimale pour le design d'un pipeline transportant l'éthane de la région Hassi Messaoud (HMD) vers la région Arzew sous la forme liquide ou gazeuse.

La difficulté de traitement de ce problème réside dans la forte dépendance de l'état du fluide à transporter aux variations de pression, de la température et au changement du relief. Pour cela, un modèle mécanistique permettant de représenter l'écoulement de notre effluent sous forme liquide, gazeuse ou leur présence simultanément.

Mots clé : Simulation, Pipeline, Homogénéisation, Ethane

Abstract

The simulation of hydrocarbon flow in pipelines brings numerous challenges to petroleum engineer. Among the main elements during the initial phases of the design of a new project of pipeline is how to create the best profile of pipeline based of the available data. Very few works concerning the modeling profile of pipelines were presented in the literature [8].

To realize a successful model which preserves on one hand the global geometry of the canalization (length, diameter, profile) and on the other hand the dynamic parameters of the real profile, we proceed in this work a new approach for the homogenization of the profile by a technique of the upscaling.

The objective of this work is to study the essential elements for the modelling of the profile and the effect of the model to be realized for objectives of design and the functioning of a new pipeline.

The application of our approach is demonstrated by the feasibility study of the transport of the ethane. The objective then is to determine an optimal configuration for the design of a pipeline transporting the ethane of Hassi messaoud towards Arzew under the liquid or gaseous shape.

The difficulty of treatment of this problem lies in the strong dependence of the state phasique of the fluid to be transported to the variation of the pressure and the temperature as well as the change of the relief. For it a mécanistique model we shall allow to represent the flow of our effluent in liquid form or gaseous or their presence simultaneously.

Key words: Simulation, Pipeline, Homogenization, Ethane

محاكاة تدفق السوائل الهيدروكربونية في أنابيب النفط تجلب تحديات عديدة للمهندسين . من بين العناصر الرئيسية خلال المراحل الأولى من تصميم مشروع انبوب جديد للنفط هو انشاء نموذج لملف التعريف (profile) للأنبوب اعتمادا على البيانات المتاحة . أعمال قليلة فيما يتعلق بوضع نماذج لخطوط الأنابيب قد تم ذكرها [8].

لتحقيق نموذج جديد يحافظ على هندسة الانبوب (الطول ، قطر ، بروفيل) من جهة وعلى العوامل الديناميكية(تغير الضغط و الحرارة, holdup) من جهة اخرى للبر وفيل الحقيقي, نقترح في عملنا هذا نهج جديد لتمثيل البر وفيل بتقنية تغيير السلم (upscalig).

لهدف من هذا العمل هو دراسة العناصر الأساسية في وضع نموذج توصيف البروفيل وتأثيره في تحقيق اهداف تصميم خط انبوب جديد و تحديد عمله.

تم تطبيق هذه المنهجية من خلال دراسة امكانية نقل غاز الايثان من حاسي مسعود الى ارزيو ومنه يتمركز هدفنا على التصميم الامثل للأنبوب نقل غاز الايثان في حالة غاز او سائل.

هذه الدراسة تمثل عدد كبير من الوضعيات صعب السيطرة عليها على عكس النقل التقليدي للنفط و الغاز ، تكمن صعوبة معالجة هذه المشكلة في تغير الحالة الفيزيائية لغاز الايثان وذلك بسبب تأثره بالتغير في درجة الحرارة و الضغط و التغير في تموجات البر وفيل ولهذا يتوجب علينا استعمال نموذج ميكانيستيكي يسمح لنا بتمثيل تدفق الغاز في حالة غاز أو سائل أو وجودهما معا.

الكلمات الرئيسية : محاكاة, الانبوب, , تجانس, ايثان

Sommaire

Remerciements	
Dédicace	
Résumé	
Sommaire	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Nomenclature	
Introduction générale.....	1
CHAPITRE I: Etude Bibliographique.....	4
CHAPITRE II: Etude Thermodynamique des Systèmes hydrocarbures.....	9
Introduction.....	9
II.1 Etude thermodynamique des systèmes hydrocarbures.....	9
II.1.1 Changement de phase des systèmes à un seul composant.....	9
II.1.2 Comportement de phase d'un système à plusieurs composants.....	11
II.2 Classifications des réservoirs et fluides réservoirs.....	13
II.2.1 Gaz sec.....	13
II.2.2 Gaz humide.....	14
II.2.3 Gaz à condensat.....	15
II.3 Problème des hydrates.....	18
II.4 Propriétés du gaz naturel et équations d'état (EOS).....	21
II.4.1 Propriétés du gaz.....	21
II.4.2 Les équations d'états et équilibre de phase (VLE)	27
II.5 Etude du comportement thermodynamique du produit à transporter.....	35
II.5.1 Enveloppe phase du système à transporter.....	36
II.5.2 Etude de sensibilité à la variation de pression et température.....	37
II.5.3 Etude de sensibilité à la variation de C1 et C3.....	38
CHAPITRE III : Modélisation thermo-hydraulique.....	41
Introduction	41
III.1 Equations de base.....	41
III.2 Méthodes de calcul des pertes de charge.....	42

III.2.1	Configuration d'écoulement multiphasique.....	42
III.2.2	Les différents modèles de l'écoulement multiphasique.....	45
III.2.3	Les principales corrélations pour le calcul des pertes de charge.....	45
III.2.4	Procédures de calcul des pertes de charges pour certaines corrélations..	51
III.4	Transfer de chaleur et l'isolation thermique dans les conduites.....	60
III.4.1	Modèle de transfert de chaleur.....	61
CHAPITRE IV : Homogénéisation du profil par l'Upscaling.....		66
IV.1	Objectif de l'homogénéisation.....	66
IV.2	Comment maintenir la géométrie du pipeline.....	67
IV.3	L'importance de l'angle de l'inclinaison.....	68
IV.4	Le modèle d'écoulement.....	68
IV.5	Algorithme de l'homogénéisation.....	70
IV.6	Choix de la température ambiante.....	75
CHAPITRE V : Modélisation et optimisation du transport du gaz.....		77
Introduction.....		77
V.1	Problème d'optimisation dans le réseau de transport.....	79
V.1.1	configuration optimale des réseaux de transport de gaz.....	80
V.1.2	détermination de la configuration optimale des régimes de fonctionnement	80
V.2	Transport de l'éthane sous forme gazeuse.....	81
V.2.1	Philosophie générale d'opération et configuration de l'exploitation.....	82
V.4	Transport de l'éthane sous forme liquide.....	101
Conclusion générale.....		116
Référence.....		118
Annexe		

Liste des figures

Figure II.1	Comportement de phase d'un seul composant hydrocarbure
Figure II.2	Diagramme de phase tridimensionnel pour un système à seul composant
Figure II.3	Courbe de pression de vapeur pour deux composants (50/50).
Figure II.4	Diagramme pression-température typique pour un système à plusieurs composants
Figure II.5	Diagramme PT pour un gaz sec
Figure II.6	Diagramme PT pour un gaz humide
Figure II.7	Diagramme de phase d'un gaz à condensat
Figure II.8	Zone rétrograde
Figure II.9	Diagramme de phase d'un système eau/hydrocarbure
Figure II.10	Comportement de phase d'un système eau/hydrocarbure (segment Q1Q2)
Figure II.11	l'enveloppe phasique de l'éthane mélangé avec le méthane et le propane.
Figure II.12	L'enveloppe phasique pour les trois compositions
Figure II.13	La masse volumique de l'éthane en fonction de la pression à différentes températures
Figure III.1	Configuration de l'écoulement multiphasique horizontal
Figure III.2	flow pattern dans les pipelines et les puits vertical et incliné
Figure III.3	Carte d'écoulement de Mandhane (1974)
Figure III.4	Classification des corrélations par catégorie
Figure III.5	Carte d'écoulement d'après Aziz et al (1972)
Figure III.8	Section transversal d'une conduite isolé et distribution de la température
Figure VI.1	Profil de la ligne OZ2
Figure VI.2	Profil réel et homogène (segment)
Figure VI.3	Profil de pression réel et homogène (segment)
Figure VI.4	Profil de température réel et homogène (segment)
Figure VI.5	Profil de Holdup réel et homogène (segment)
Figure VI.6	Profil de la ligne OZ2 réel et homogénéisé
Figure V.1	Types d'optimisation en termes de variables
Figure V.2	Enveloppe de phase pour la variante G16''
Figure V.3	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G16''
Figure V.4	Enveloppe utility pour la variante G18''
Figure V.5	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G18''
Figure V.6	Enveloppe de phase pour la variante G20''
Figure V.7	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G20''

Figure V.8	Enveloppe de phase pour la variante G22''
Figure V.9	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G22''
Figure V.10	Enveloppe de phase pour la variante G24''
Figure V.11	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G24''
Figure V.12	Enveloppe de phase pour la variante G26''
Figure V.13	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G26''
Figure V.14	Enveloppe de phase pour la variante L14''
Figure V.15	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc L14''
Figure V.16	Enveloppe de phase pour la variante L16''
Figure V.17	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc L16''
Figure V.18	Enveloppe de phase pour la variante L18''
Figure V.19	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc L18''
Figure V.20	Enveloppe de phase pour la variante L20''
Figure V.21	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc L20''
Figure V.22	Enveloppe de phase pour la variante L22''
Figure V.23	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc L22''
Figure V.24	Enveloppe de phase pour la variante L24''
Figure V.25	Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc L 24''

Liste des tableaux

Tableau II.1	Composition chimique du design
Tableau II.2	Sensibilité de l'effluent à la température et la pression
Tableau II.3	Composition des différents produits/ sensibilité à la variation de C1 et C2
Tableau II.4	Paramètres critiques des différentes compositions
Tableau II.5	Comparaison du point critique de l'éthane par divers équations d'état
Tableau III.1	Distribution de chaque composant par rapport à la perte de charge totale
Tableau VI.1	Subdivision de la ligne OZ2 en plusieurs tronçons
Tableau VI.2	Caractéristiques techniques du tronçon réel et homogénéisé
Tableau VI.3	Caractéristiques techniques des deux tronçons (réel et homogène)
Tableau VI.4	Résultat de l'Upscaling sur toute la ligne
Tableau V.1	Composition, Débit et paramètres de la ligne du design
Tableau V.2	coefficient de sécurité dépendant des zones traversées
Tableau V.3	paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G16''
Tableau V.4	Bardage des épaisseurs
Tableau V.5	paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G18''
Tableau V.6	paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G20''
Tableau V.7	paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G22''
Tableau V.8	paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G24''
Tableau V.9	paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G26''
Tableau V.10	paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L14''
Tableau V.11	paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L16''
Tableau V.12	paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L18''
Tableau V.13	paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L20''
Tableau V.14	paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L22''
Tableau V.15	paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L24''

Nomenclature

C	Le point critique
C_{CT}	Le point cricondenterm
C_{CB}	Le point cricondenbar
T_c	Température critique
P_c	Pression critique
T_{cc}	Température cricondenterme
P_{cc}	Pression cricondenbar
ρ	la masse volumique du fluide
P_{pc}	Pression pseudo critique
T_{pc}	Température pseudo critique
P_{pr}	Pression pseudo réduite
T_{pr}	Température pseudo réduite
ν	Viscosité cinématique
μ	Viscosité dynamique
C_g	Compressibilité du gaz
Z	Facteur de compressibilité
a, b	Constante de l'équation d'état
t	Le temps
v	Vitesse d'écoulement
D	Diamètre de la conduite
g	Accélération de la pesanteur
α, θ	Angle d'inclinaison
α_k	Fraction volumique de la phase k
ρ_k	La masse volumique de la phase k
v_k	La vitesse d'écoulement de la phase k
q_{ki}	Transfer de chaleur d'une phase à une autre
q_{kw}	Transfer de chaleur de la paroi à une phase k
w_{ki}	Travail effectué d'une phase à une autre phase k
Γ_{ki}, Γ_{kw}	Transfer de masse d'une phase à une autre k, de la paroi à une phase k

h_{ki}, h_{kw}	Enthalpie spécifique
h	L'enthalpie
u	L'énergie interne
R	Constante du gaz
ρ_n	La masse volumique dans les conditions normales
Q_n	Le débit volumétrique dans les conditions normales
f	Facteur de frottement
A	Section transversal de la conduite
p	La pression du fluide
T	La température d'écoulement du fluide
C_v	La chaleur spécifique à volume constant
V_{SL}	Vitesse superficiel du liquide
V_{SG}	Vitesse superficiel du gaz
g_c	Facteur de conversion
ρ_m	La masse volumique moyenne du mélange
V_m	La vitesse moyenne du mélange
ρ_L	Masse volumique du mélange (liquide, eau)
ρ_o	La masse volumique de l'huile
ρ_w	La masse volumique de l'eau
ρ_{ns}	La masse volumique du mélange (sans glissement)
ρ_s	La masse volumique du mélange (avec glissement)
q_g	Débit de gaz
q_l	Débit du liquide
H_g	Holdup gaz
H_l	Holdup liquide
V_s	Vitesse de glissement
V_g	Vitesse de la phase gaz
V_l	Vitesse de la phase liquide

N_{Re}	Nombre de Reynolds
μ_m	Viscosité du mélange
P_1	pression en amont
P_2	pression en aval
L	la longueur de la conduite
γ_g	Poids spécifique du gaz
Q_i	Quantité de chaleur transférée
h_i	Coefficient de convection interne
r_i	Rayon interne de la conduite
L	Longueur de la conduite
A_i	surface latérale interne
T_{in}	température interne du fluide
T_1	Température de la paroi interne de la conduite
Q_0	Quantité de chaleur transférée à la surface externe
h_0	coefficient de convection extérieur
r_0	Le rayon extérieur de la conduite
A_0	La surface latérale extérieure dans la direction du transfert de chaleur
T_4	La température de la surface externe de la conduite
Q_r	Transfert de chaleur par conduction dans la direction radial
r	rayon du cylindre
k	La conductivité thermique du cylindre
$\frac{dT}{dr}$	Le gradient de température
U	Le coefficient de transfert de chaleur global
T_0	La température ambiante au voisinage du pipe
r_{no}	Rayon externe de la couche de revêtement
r_{ni}	Rayon interne de la couche de revêtement
K_n	La conductivité thermique de la couche de revêtement n
dA	Élément de la surface latérale
m	Débit massique du gaz
C_p	Chaleur spécifique à pression constante

T_m	Température moyenne du gaz
$T(x)$	Température à une distance x de la conduite
μ_{jt}	Coefficient de Joule Thomson
T_1	température du gaz à l'entrée du tronçon de la conduite
T_2	température du gaz à la sortie du tronçon
E_{min}	Epaisseur minimale de la conduite
D_{est}	Diamètre extérieur de la conduite
P	Pression du design
σ_{ad}	contrainte admissible de l'acier
σ_e	la contrainte élastique de l'acier
σ_r	la contrainte de rupture de l'acier
k_e, k_r	coefficients de sécurité

ABBREVIATIONS

EOS	Equation d'état
CP	Composition
G	Phase gazeuse
L	Phase liquide
OZ ₂	Profil de la ligne HMD ARZEW
HMD	Hassi messaoud
OHTC	Coefficient de transfert de chaleur global
OD	Diamètre extérieur
ID	Diamètre intérieur
SP, SC	Station de pompage, station de compression
PK, PKSC	Point kilométrique de la ligne, de la station
$T_{ref}, T_{refmax}, T_{refmin}$	Température de refoulement, maximale, minimale
$P_{ref}, P_{refmax}, P_{refmin}$	Pression de refoulement, maximale, minimale
T_{asp}, P_{asp}	Température d'aspiration, pression d'aspiration
P_{wi}	Puissance de la station
$P_{réel}, P_{hom}$	Pression du tronçon réel, homogène
$T_{réel}, T_{hom}$	Température du tronçon réel, homogène

Introduction générale

Le Pétrole et le gaz naturel ont été des ressources majeures d'énergie du passé jusqu'au présent, étant donné que le pétrole brut fournit 33,6% et le gaz naturel 24,2% de la consommation énergétique mondiale [1]. Selon la plupart des estimations, la consommation globale du gaz naturel doit doubler d'ici 2030 [2]. Pour répondre à cette augmentation de la demande de gaz naturel, plusieurs centaines de milliers de kilomètres de canalisation de transport et de distribution ont été construites au cours des 30 dernières années à travers de le monde. En effet la tendance semble même s'accélérer par les nombreux projets de gazoduc en cours de construction.

La construction d'un pipeline de longue distance est un défi important dans toutes les régions du monde, La raison de la construction de tout projet de gazoduc est due à la distance entre les réserves du gaz et le consommateur. Le développement d'un nouveau pipeline de gaz comprend plusieurs étapes qui doivent être menés avec succès citons parmi elles : l'analyse du marché, l'étude de faisabilité technico-économique, l'accord réglementaire, le financement, la construction physique, l'opération du pipeline et le management [3].

Deux axes principaux sont généralement mis en évidence lorsqu'on s'intéresse aux réseaux de transmission, à savoir leur conception et leur exploitation. Ils entraînent des intérêts technico-économiques souvent basés sur la minimisation du coût d'investissement et la maximisation de la capacité de réseaux ou en gestion sur la minimisation du gaz consommé au niveau des stations de compression [4].

Problématique

La simulation des écoulements des hydrocarbures dans les pipelines apporte de nombreux défis aux pétroliers. Parmi les éléments principaux au cours des phases initiales du design d'un nouveau projet d'un pipeline, est la meilleure façon de créer un profil de pipeline sur la base des données disponibles.

Les données détaillées ne donneraient pas une description correcte de la canalisation. Dans le cas des canalisations de longueur importante, la discrétisation du profil du pipeline nécessite la compression d'un grand nombre de points de données, typiquement de plusieurs dizaines de milliers de coordonnées à seulement quelques milliers de points. Pour obtenir un

Introduction générale

profil plus correct des techniques performantes compte tenu de la courbure de la conduite en question doivent être utilisés [5, 6, 7, 8].

Afin de réaliser un modèle de pipeline performant qui conserve d'une part la géométrie globale de la conduite (longueur totale, ondulations grande et petite échelle, distribution de l'angle d'inclinaison), et d'autre part les paramètres dynamiques (perte de pression, évolution de la température, Holdup). Une nouvelle approche pour l'homogénéisation du profil par une technique de l'upscaling sera menée.

L'objectif de ce travail est d'étudier les éléments essentiels pour la modélisation du profil et la sensibilité du modèle à réaliser pour des objectifs de design et le fonctionnement d'un nouveau pipeline.

Ce processus est démontré par des exemples de simulations du transport de l'éthane, Une étude de faisabilité du transport de l'éthane sera réalisée, L'objectif est de déterminer une configuration optimale pour le design d'un pipeline transportant l'éthane de Hassi messaoud vers Arzew sous la forme liquide ou gazeuse.

L'étude de ce problème présente un grand nombre de situations physiques difficiles à contrôler contrairement au transport classique des fluides par les oléoducs et les gazoducs. La difficulté de traitement de ce problème réside dans la forte dépendance de l'état physique du fluide à transporter à la variation de pression et de température ainsi qu'au changement du relief. Pour cela un modèle mécanistique permettant de représenter l'écoulement de notre effluent sous forme liquide ou gazeuse ou leur présence simultanément.

Afin de bien cerner notre problématique, nous avons structuré notre mémoire en cinq chapitres : **le premier chapitre** dédié à une synthèse bibliographique, dans laquelle nous tenterons de présenter une synthèse des travaux consacrés sur les études des écoulements diphasique dans les pipelines ainsi que sur le développement des modèles pour la prédiction de la perte de charge, le Holdup et les régimes d'écoulement et ceci pour des objectifs de design des systèmes de transport gaz et liquide ainsi que sur la simulation et l'optimisation des réseaux de transmission. **Le deuxième chapitre** est consacré d'une part à l'étude du comportement thermodynamique de l'effluent et d'autre part, à l'étude de sensibilité de ce comportement vis-à-vis la composition chimique des éléments autres que l'éthane, de la température et de la pression. **Le chapitre trois** porte sur la modélisation thermo hydraulique de l'effluent dans l'éthanoduc en tenant compte de la possibilité de changement de phase étant

Introduction générale

donné que lors du transport de l'effluent par pipeline, on assiste à l'interaction entre la pression, la température et l'état phasique, faisant appel à un modèle mécanistique qui nous permet de prédire l'évolution de la pression, la température, et l'état phasique de notre effluent en tout point de la ligne. Dans **Le quatrième chapitre**, nous abordons la description en détail du relief du tracé prévu de la ligne, les relevé altimétrique des différents points sur l'ensemble des PK vu la complexité de l'itinéraire le grand nombre de pk, le comportement particulier de l'effluent, ce qui nous à mené une approche d'homogénéisation du tracé par une technique de l'upscaling de l'itinéraire. **Le chapitre cinq** nous mènera sur l'optimisation des paramètres d'exploitation de la nouvelle ligne afin de déterminer le diamètre et le régime de fonctionnement optimaux de cette ligne tout en tenant compte des contraintes imposés et ceci pour les deux modes de transport de notre effluent (liquide ou gazeux). Nous résumons notre travail dans une conclusion englobant les chapitres précédents.

1) Etude de l'écoulement diphasique dans les conduites

La prédiction de la chute de pression et le holdup liquide en cours d'écoulement diphasique est un intérêt particulier pour les pétroliers. En effet, cet écoulement se manifeste dans les pipelines et les puits de gaz et d'huile. Pour le design des équipements de process, la connaissance de la perte de charge et le holdup liquide sont nécessaires. Malgré les recherches considérables sur les écoulements diphasiques, la plupart ont été concentrées sur l'écoulement vertical et horizontal. Plusieurs corrélations existent pour la prédiction du holdup et la chute de pression mais ces corrélations n'ont pas donnés de bons résultats.

Plusieurs travaux sur l'écoulement diphasique dans les pipelines et les puits ont été réalisés tels que, Poettman (1952) [9], Baker 1957 [10], Flanigan1958 [11], Mamayev [12], Eaton 1966 [13], Odishariya [14], Guzhov 1967 [15].

Peu de travaux ont été publiés sur l'effet d'inclinaison sur l'écoulement diphasique dans les pipelines [16,17] et pratiquement aucune sur les écoulements à travers les conduite curvilignes [18]. Le gradient de pression dans les puits directionnels est généralement calculé en utilisant une corrélation d'écoulement vertical comme Hagedorn et Brown ou Orkiszewski [19]. Malheureusement, il a été conclu qu'aucune corrélation ne pouvait exister pour la prédiction du holdup liquide et la chute de pression relative à un écoulement diphasique dans les conduites à tous les angles.

En 1973, Begg et Brill ont trouvé une corrélation applicable dans le design des pipelines accidentés et les tubings des puits inclinés. Ils ont conclus que l'angle d'inclinaison affecte le holdup liquide et la chute de pression (le facteur de frottement et le nombre de Froude) [20].

En résumé, il peut être raisonnable de dire que tous les travaux précédents dans l'écoulement diphasique entre la période de 1937 à 1972 peuvent être classés en trois groupes :

- ✚ Un modèle sans glissement.
- ✚ Un modèle qui considère le concept de glissement.
- ✚ Un modèle qui prend en considération les deux concepts précité (lié au holdup) et le régime d'écoulement.

En 1983, Brill et Hemanta ont proposé un modèle empirique pour l'écoulement diphasique incliné, permettant la détermination du holdup liquide quelque soit l'angle d'inclinaison et la direction de l'écoulement, l'ensemble de ces corrélations sont dépendant des paramètres adimensionnels contrôlant la transition du régime d'écoulement [21].

2) Développement et évaluation des modèles pour l'écoulement diphasique

Suite à la nature complexe des systèmes et le besoin des méthodes pour le design des systèmes industriels, les moyens prédictifs précédents, pour les écoulements diphasiques, sont basés sur des approches empiriques. Parmi les corrélations les plus utilisés, on peut citer celle de Dukler et al (1964) [22], corrélation de Begg et Brill (1973) [21] pour l'écoulement dans les pipelines et les corrélations de Hagedorn et Brown (1965) [19], Duns and Ros (1963) aux abords du puits [23].

Au début des années 80, une nouvelle approche basée sur la modélisation mécanistique émerge. Cette approche est formulée par un couplage des pipelines et les abords du puits. Une brève littérature est présentée ci-dessous :

Modèle de pipeline

Ces modèle sont applicables pour les conditions d'écoulement horizontal et presque horizontal (+/-10), le modèle le plus cité en littérature pour la prédiction de régime d'écoulement dans les pipelines a été présenté par Taitel and Dukler (1976) [22], des modèles séparés ont été développés pour l'écoulement stratifié par (Taitel and Dukler (1976), Cheremisinoff et Davis 1979 [24], Shoham et Taitel, 1984 et Isaa, 1988 [25].

Le modèle d'écoulement poche bouchon a été présenté par (Dukler et Hubbard, 1975 [22]), Nicholson et al (1978) et Kokal et Stanislan 1989), pour l'écoulement annulaire (Laurinat et al (1985) [26], et James et al (1987)[27]), L'écoulement dispersé à bulle à été présenté par le modèle homogène non glissement, Wallis, 1969 [28].

En 1990, Xiao et al [29] présente un modèle mécanistique séparé pour le design des pipelines incorporant un modèle pour la prédiction du régime d'écoulement et les modèles séparés pour différents régimes d'écoulement.

En 1991, un modèle dynamique OLGA à deux fluides a été développé par Bendiksen et al [30]. Ce modèle a trouvé une marge d'application large dans la simulation des systèmes diphasiques, les régimes d'écoulements (stratifié, dispersé, annulaire, bulle et slug) ont été incorporés.

Plusieurs travaux ont été effectués pour l'objectif d'étudier le profil du Holdup et le régime d'écoulement dans les pipelines, néanmoins peu de travaux ou presque aucun des modèles cités n'a intégré l'écoulement monophasique et diphasique en un seul modèle. En pratique l'écoulement monophasique change souvent en diphasique et il peut encore redevenir monophasique durant son écoulement dans le pipeline et c'est le cas du comportement de notre effluent qui sera étudié dans ce mémoire. Il est impératif alors qu'un modèle hydrodynamique mono-biphasique décrive l'aptitude du changement de phase de notre fluide dans la canalisation. En effet, un modèle mono-diphasique a été développé par Niels H et Micheal Adewumi [31] ou ce dernier couple le modèle du comportement de phase basé sur l'équation d'état Peng Robinson et le modèle hydrodynamique à deux fluides.

3) Modélisation, optimisation et simulation des pipelines de transmission

Comme les besoins de l'industrie du gaz ont augmenté, les réseaux de distribution de gaz ont évolué au fil des décennies en des systèmes très vastes et complexes. Un réseau typique d'aujourd'hui pourrait consister des milliers de pipes, des dizaines de stations, et de nombreux autres appareils, tels que les vannes et les régulateurs. La conception d'un tel réseau de distribution de conduites de gaz, implique de nombreuses variables, le diamètre du pipeline, la pression, la température, la longueur de la ligne, l'espacement entre les stations de pompage ou de compression, les pressions d'entrée et de livraison nécessaires. Chacun de ces paramètres influe sur la construction globale et le coût d'exploitation.

Le parcours de la littérature a révélé que plusieurs contributions significatives ont été apportées pour la résolution du problème de la minimisation de la consommation de gaz combustible d'un gazoduc. Dans ce contexte, plusieurs chercheurs ont étudié l'écoulement compressible de fluide dans les pipelines et les compresseurs. Parmi ces travaux, on peut citer, les stations de compressions et les solutions stationnaires par Stoner [32,33].

I. Etude bibliographique

En 1978, Benard et Elison développent un code de calcul pour la simulation stationnaire des réseaux de gaz de transmission en utilisant la méthode de Newton Raphson pour la résolution des équations non-linéaires [34].

En 1992, Hoveen décrit certains aspects mathématiques sur la simulation des réseaux en utilisant une technique de linéarisation.

En 1983, Rhoads [35], Ouyang and Aziz (1996) [36] et Schoeder (2001) [37], donnèrent une nouvelle description des équations gouvernant l'écoulement compressible du fluide dans les pipelines.

En 1994, Tian et Adewumi utilisent une équation du fluide compressible unidimensionnelle en négligeant le terme d'énergie cinétique afin de déterminer l'écoulement de gaz naturel dans les pipelines [38].

En 1998, Costa et al ont fourni une simulation stationnaire du gaz dans le pipeline. Les compresseurs ont été modélisés par l'utilisation d'une relation entre l'augmentation de la pression et le débit de gaz à travers le compresseur [39].

En 1996, Glenn et al ont utilisé un modèle basé sur la solution numérique des équations unidimensionnel stationnaire ; la discrétisation a été réalisée avec un schéma de différence finie hautement précis [40]. Dans la même année, Mohitpour et al ont utilisé la simulation transitoire pour la conception et l'optimisation des systèmes de transport de gaz [41].

En 1999, Sun et al ont utilisé un logiciel appelé "Gas Pipeline Operation Advisor (GPOA)", ce dernier était capable de minimiser les frais d'exploitation globaux sous différentes contraintes. Le GPOA aide les opérateurs en charge de la ligne à optimiser les régimes de fonctionnement du gazoduc tout en assurant la demande des clients avec le minimum d'exploitation [42].

En 2001, Mercado et al ont utilisé une technique de réduction des problèmes d'optimisation dans les réseaux de transport de gaz [43].

En 2003, Chebouba et Smati ont proposé un modèle basé sur une formulation de la programmation dynamique pour la détermination des compresseurs à mettre en service [44].

I. Etude bibliographique

En 2005, Abbaspour et al ont appliqué une méthode implicite aux différences finies à un écoulement transitoire non isotherme de gaz pour minimiser la consommation en gaz carburant des stations de compression [45].

Cette partie de la revue bibliographique montre qu'il ya un effort significatif sur ce thème et notamment aux écoulements stationnaires. Les techniques d'optimisation ont été aussi appliquées pour les modèles transitoires (dépendant du temps), [46]. Il est important de mentionner que les approches d'optimisation qui ont été développées étaient soumises à certaines hypothèses.

Introduction

Le Comportement de phase (données PVT) est un élément crucial pour tous les design d'engineering. Une prédiction précise de toutes les propriétés PVT du gaz naturel est particulièrement critique lorsqu'il s'agit du design d'un pipeline, du stockage du gaz, de la prédiction de la production etc... . Lors du design d'un pipeline, il est nécessaire de distinguer deux cas: la conception des pipelines pour le transport du gaz sec réguliers (pas de phase liquide, le transport en monophasique) et la conception des pipelines pour le transport de gaz humides où les conditions multiphasiques qui sont due à la condensation peuvent apparaître.

Dans ce chapitre, nous étudierons principalement le comportement phasique et volumétrique des systèmes en incluant les propriétés thermo physique ainsi, et nous traiterons les relations entre la pression, la température et le volume des fluides pétroliers, étant donnée que les propriétés de l'effluent influent sur l'écoulement, nous verrons l'impact de ces propriétés avec la pression et la température tandis que l'écoulement diphasique ne peut être réalisé sans l'utilisation d'une équation d'état, nous feront une description générale de ces équations et ses applications.

II.1 Etude thermodynamique des systèmes hydrocarbures

Les mélanges d'hydrocarbures sont constitués d'un grand nombre de composants appartenant à de différentes familles chimiques. Ces mélanges d'hydrocarbure se trouvent naturellement selon les conditions de l'exploitation et de leurs transport sous trois formes, liquide ou gazeuse et très rarement, la forme solide. Cependant, l'état du système change en fonction des variables d'état tels que la pression, le volume et la température (PVT).

II.1.1 Changement de phase des systèmes à un seul composant

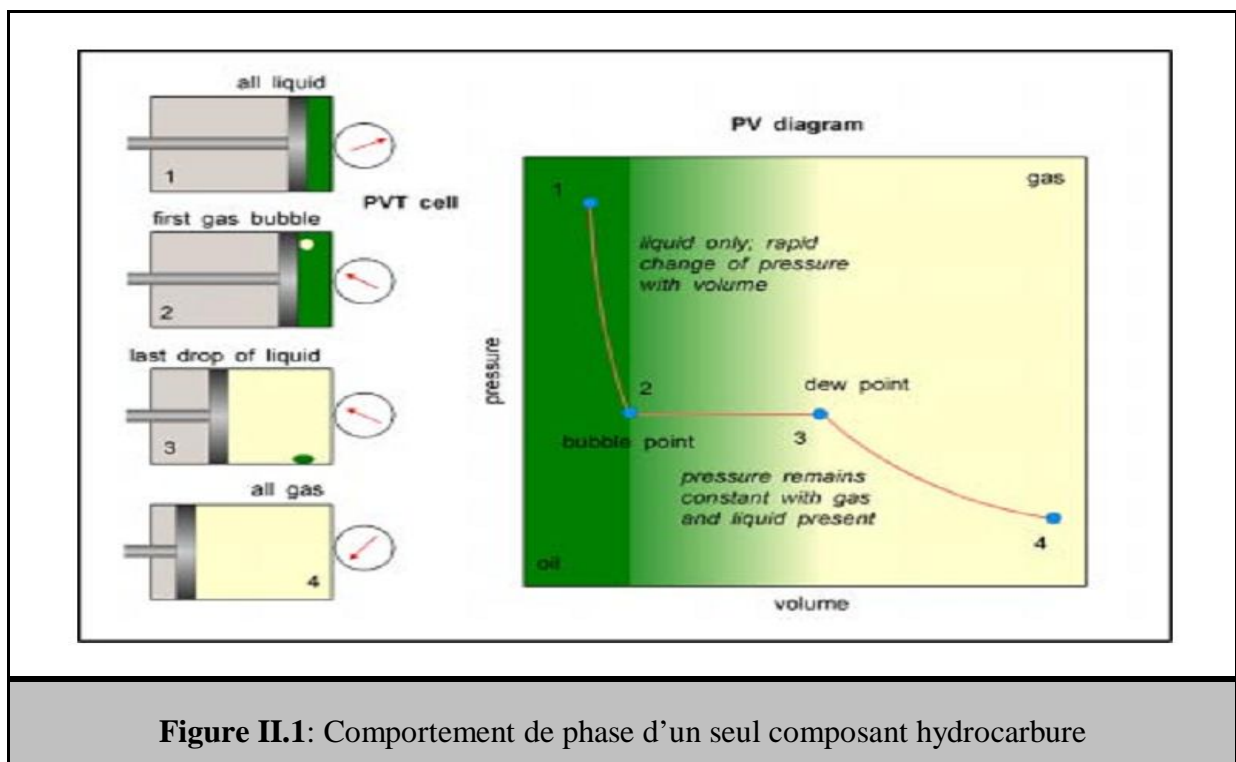
Les hydrocarbures à un seul composant qui n'existe pas dans la nature néanmoins il est bénéfique d'observer le comportement d'un hydrocarbure pur sous la variation de la pression et de la température pour avoir un aperçu sur les systèmes complexes.

Un état de phase est complètement définie par la composition à savoir , la pression et la température. Une phase composé de N (composants) est complètement définie par ses nombre de moles plus deux fonctions thermodynamique généralement pression et température.

Prenons comme exemple, la cellule PVT montrée par la figure (1) est chargée avec l'éthane à 15°C et 70 bars, sous ces conditions, l'éthane est à son état liquide. Si le volume de

II. Etude thermodynamique des fluides

la cellule augmente en maintenant la température constante, la pression va chuter rapidement jusqu'à l'apparition de la première bulle de gaz, c'est le point de bulle, en augmentant encore le volume de ce cylindre à ce stade, la réduction de pression ne varie pas. Le volume continu a augmente à cette pression constante jusqu'à la disparition de la dernière goutte de liquide. Ceci est appelé le point de rosée, à ce stade d'augmentation ultérieure du volume de cylindre à température constante résulte dans une réduction hyperbolique et le gaz éthane se dilate.



Une série similaire à températures différentes produit une carte tridimensionnelle, le lieu des points de bulle obtenus à des températures différentes projeté sur le plan P-T est une ligne appelé la courbe de pression de vapeur. À une pression supérieur à la courbe de pression vapeur, l'éthane existe en phase liquide et au dessous la phase gazeuse.

La courbe de pression de vapeur pour les systèmes à seul composant se termine par le point critique, on s'approchant du point critique, les propriétés des deux phases liquides et gaz s'approche l'une de l'autre et elles deviennent identiques au point critique.

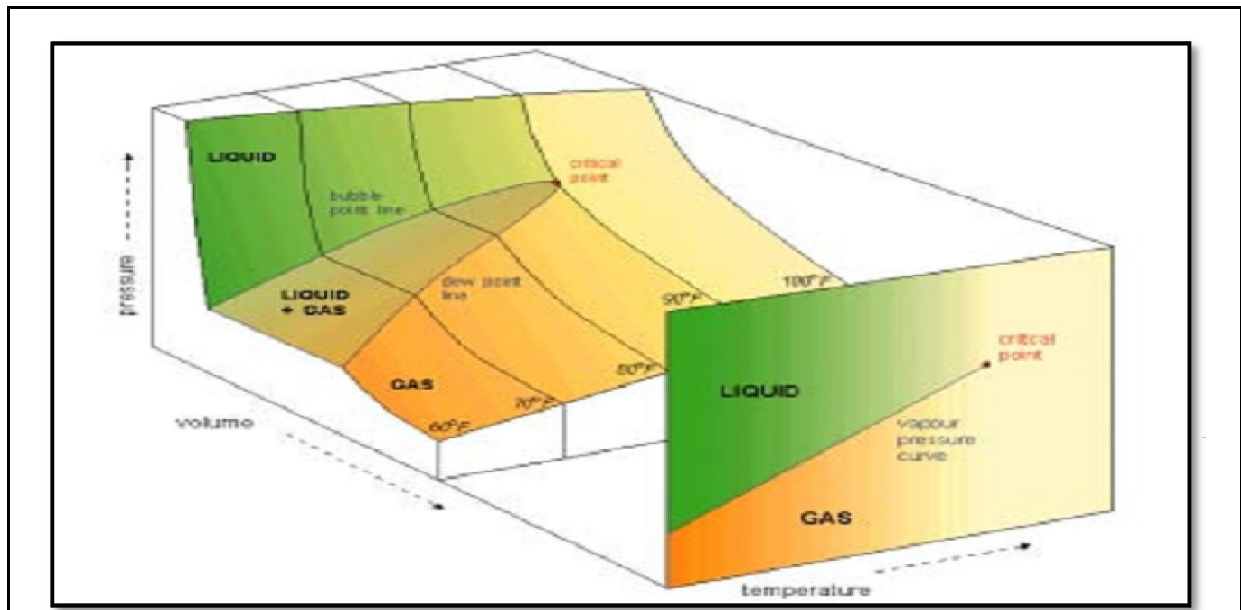


Figure II.2 : Diagramme de phase tridimensionnel pour un système à seul composant

II.1.2 Comportement de phase d'un système à plusieurs composants

Le comportement de phase d'un système à plusieurs composants est plus élaboré que celle d'un composé pur. Les fluides réservoirs sont principalement composés des hydrocarbures avec des structures similaires, leur comportement de phases n'est pas alors fortement complexe.

Considérons le comportement de phase d'un mélange 50/50 d'un hydrocarbure à deux composants sur le plan P-T montré dans la figure 3. Les lignes de pression de vapeur et les points de bulle ne se coïncident pas mais forment une enveloppe délimitée par ces courbes pour une large marge de pression et température dans laquelle les deux phases liquides et gaz existent en équilibre.

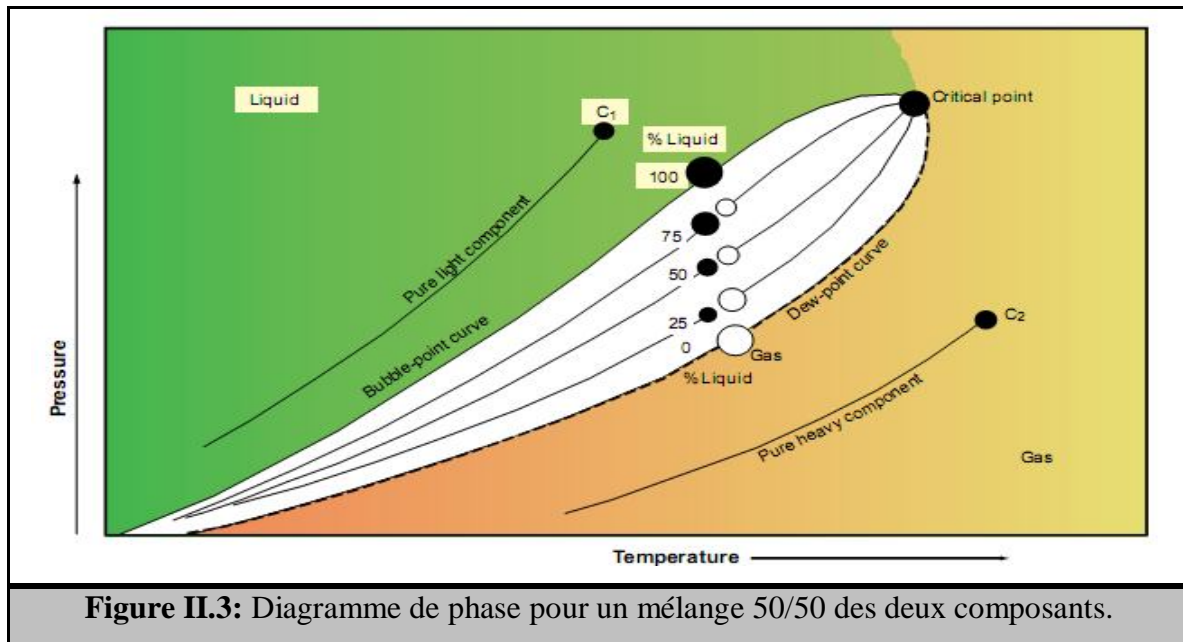
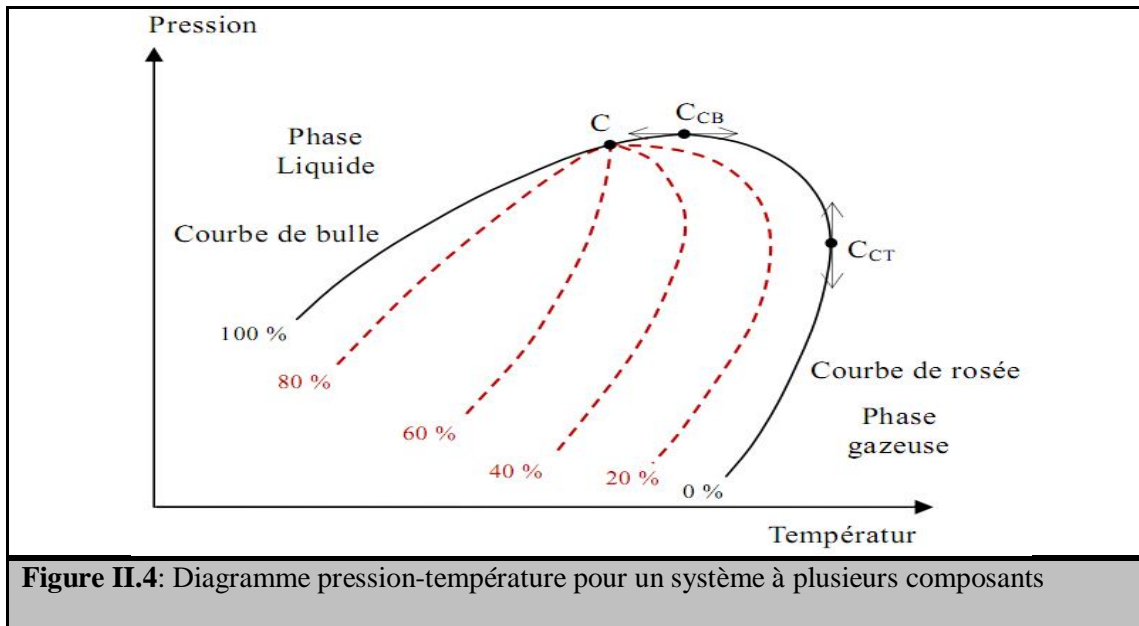


Figure II.3: Diagramme de phase pour un mélange 50/50 des deux composants.

Un diagramme de phase typique d'un système à plusieurs composants à une composition constante est démontré dans la figure 4, les phases liquides et vapeur coexistent à n'importe quelle condition de pression et de température dans l'enveloppe phasique.

Le point critique ne représente pas la pression et la température maximale comme dans le cas d'un corps pur, les valeurs maximales correspondent aux points cricondenbar P_{cc} et criconsentermn T_{cc} .

- Le point cricondenbar : désigne le point de l'enveloppe phasique pour lequel la pression est maximale.
- Le point cricondenthme : désigne le point de l'enveloppe du domaine phasique qui correspond à la température maximale d'existence d'un équilibre diphasique.



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

II.2 Classifications des réservoirs et fluides réservoirs

La classification des hydrocarbures est le plus souvent liée intimement à leurs origines et aussi du réservoir producteur. Les réservoirs d'hydrocarbures sont classés largement comme réservoirs d'huile ou du gaz. Ces classifications sont subdivisées comme suit:

- La composition du mélange de l'hydrocarbure du réservoir.
- La pression et la température Initiales du réservoir.
- La pression et la température de la production de la surface.

Le diagramme de phase typique montré dans la figure (4) précédente peut être utilisé pour décrire les différents types des fluides du réservoirs, la forme de l'enveloppe du domaine diphasique dépend de la composition du gaz naturel, si le gaz est formé de méthane presque pur, le domaine diphasique est étroit et se réduit à une courbe unique pour le méthane pur (courbe d'équilibre liquide-vapeur du méthane), lorsque la proportion d'hydrocarbure plus lourds augmente, le domaine diphasique s'élargit et une phase liquide peut apparaître dans les conditions de production, l'apparition de cette phase liquide dépend des conditions de

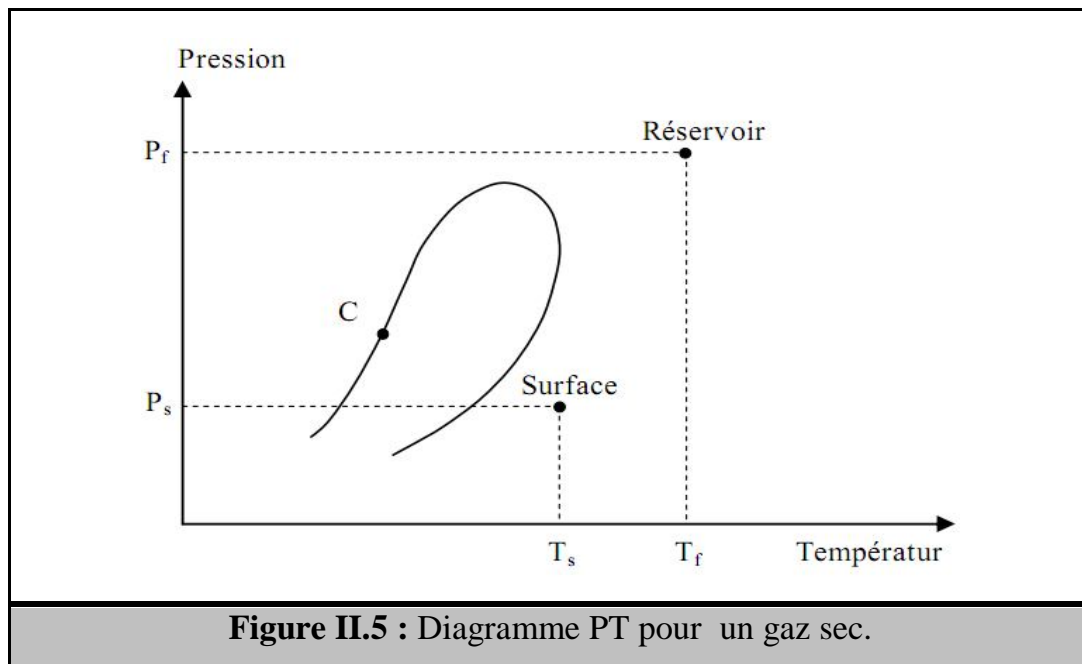
II. Etude thermodynamique des fluides

pression et de température dans le réservoir et en surface. Ceci conduit à distinguer : Le gaz sec, le gaz humide, le gaz à condensat, et le gaz associé.

II.2.1 Gaz sec

Un gaz sec ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production c'est-à-dire que les points représentant les conditions dans le réservoir et en surface se trouvent tous en dehors du domaine diphasique.

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai que lorsque la pression dans le réservoir décroît avec la température, pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine diphasique relativement étroit, le gaz doit être concentré en méthane et contenir très peu d'hydrocarbure plus lourd que l'éthane.



II.2.2 Gaz humide

Dans un gaz humide, la température du réservoir est supérieure à la température du cricondenbar et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone diphasique : il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse au cours de production (déplétion), par contre, il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées P_s T_s représentant les conditions de surface situés dans le domaine liquide-vapeur.

Un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec

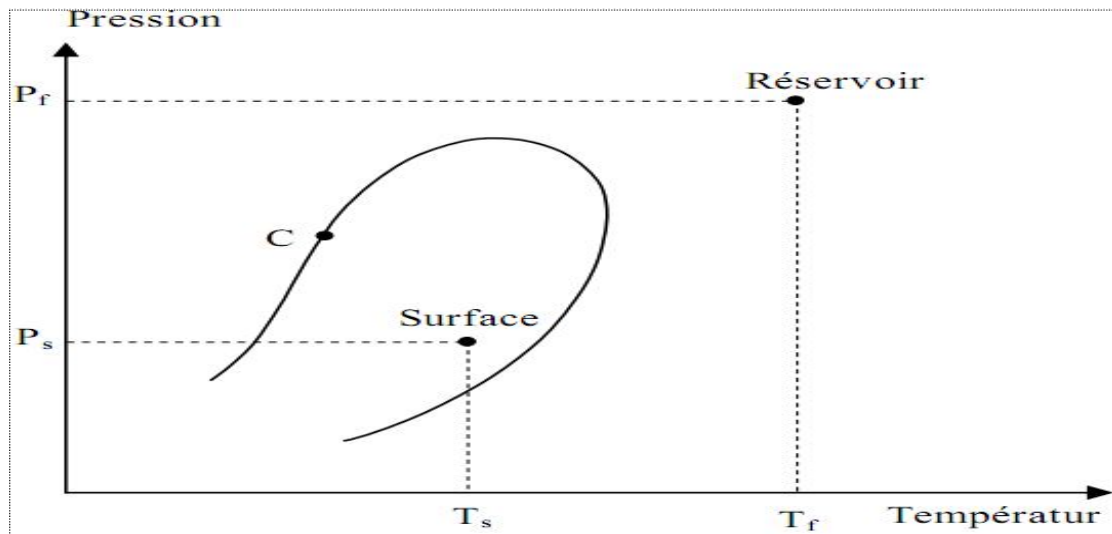


Figure II.6 : Diagramme PT pour un gaz humide.

II.2.3 Gaz à condensat :

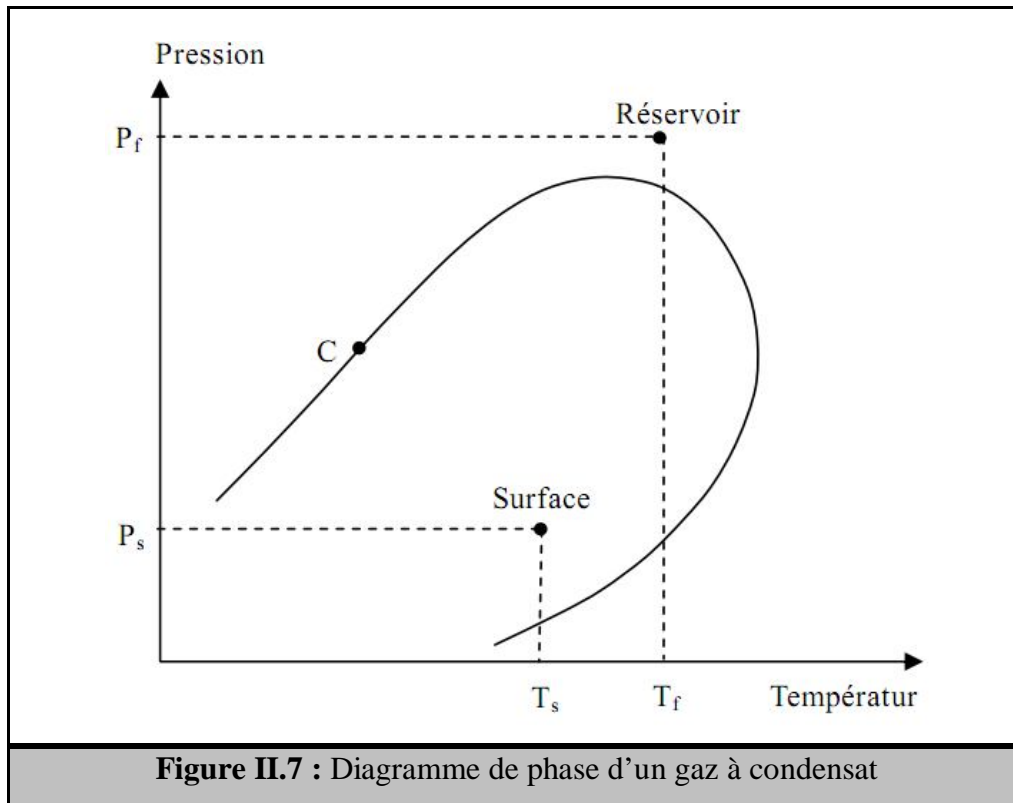
Dans le cas d'un gaz à condensat, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde, la température T_f du réservoir est comprise entre la température critique et la température cricondenterm, tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur, au dessous la zone de condensation rétrograde.

Lors de la production, la décompression du gaz à la température T_f conduit à la formation par condensation rétrograde d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir. Au cours de la remontée dans le puits, le gaz se refroidit avec la production du liquide en surface.

Dans la majorité des cas, la pression initiale est proche de la pression de rosée rétrograde et la mise en production amène très vite une condensation d'hydrocarbure dans la phase condensée et s'enrichi en constituant lourds, la composition du gaz produit évolue en fonction du temps.

II. Etude thermodynamique des fluides

Un diagramme de phase d'un gaz à condensat est montré dans la figure ci-dessous :



Notion de la zone rétrograde

Dans l'enveloppe phasique, il est possible de délimiter deux zones très particulières, dites les zones (ou régions) rétrogrades.

Cette appellation rétrograde vient du fait que dans ces zones, une baisse de pression augmente le pourcentage (%) de liquide, ce qui est l'inverse du comportement observé pour les corps purs, mais aussi l'inverse de ce qui se passe dès que l'on sort de la zone rétrograde.

Ces régions sont délimitées par des lignes qui relient le point critiques et les cricondentherme et cricondenbare en passant par les points tangents aux lignes iso-titre .

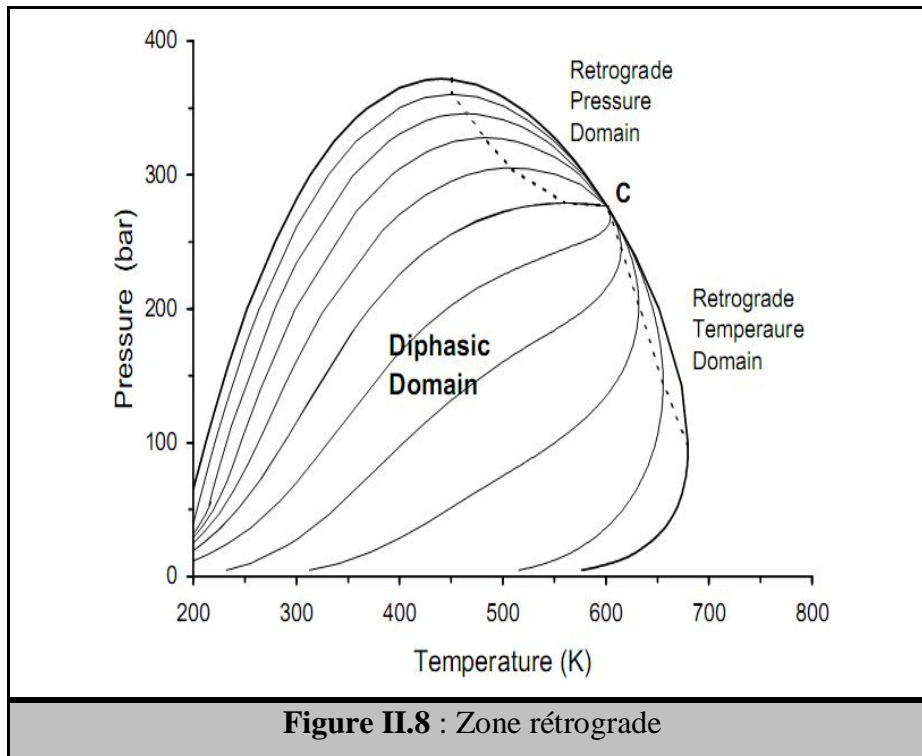


Figure II.8 : Zone rétrograde

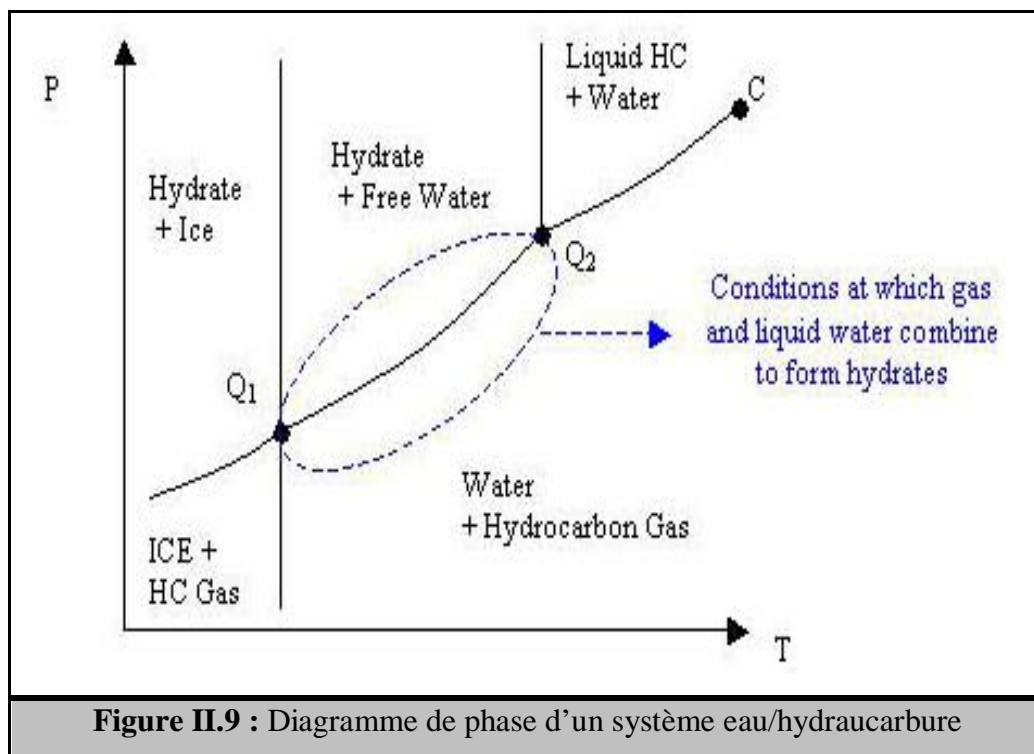
Ce phénomène a une importance particulière dans les réservoirs de gaz à condensats car dans ce cas, la baisse de pression produite par le soutirage du réservoir, à pour conséquence la liquéfaction des hydrocarbures dans le réservoir, et ainsi ne peuvent être produits, sauf si on maintient artificiellement la pression (par de l'injection).

Le même phénomène peut avoir lieu lors de l'écoulement du gaz dans les pipelines, le changement de pression et de température peut provoquer la formation d'une phase liquide en raison de la condensation (phénomène rétrograde), le même phénomène peut causer aussi, la vaporisation d'une phase liquide et dont une nouvelle phase apparaît. Ce phénomène est indésirable et évitable lors du transport en monophasique ainsi, un modèle propre pour le design d'un pipeline doit prendre en compte l'effet de la condensation ou de l'évaporation le long de la ligne.

II.3 Problème des hydrates

Les hydrates du gaz naturel sont des composants cristallins solides qui ont l'apparence de neige avec des densités plus petites que celle de la glace. Les hydrates de gaz naturel sont formés lorsque les composants du gaz naturel, à l' exemple du méthane, de l'éthane, du propane, de l'isobutane, du sulfure d'hydrogène, du dioxyde de carbone et de l'azote, occupent des positions dans le réseau vides dans la structure de l'eau, le réseau cristallin des hydrates est formé par des molécules d'eau liées entre elles par des liaisons hydrogènes, les cavités sont occupées par les molécules gazeuses.

Les hydrates de gaz sont formés de deux types de molécules qui n'ont aucune liaison chimique, de l'eau et du gaz. La figure (9) présente un diagramme d'équilibre de phase qui nous donne les possibilités d'existence des phases d'un système combiné d'un gaz et de l'eau.

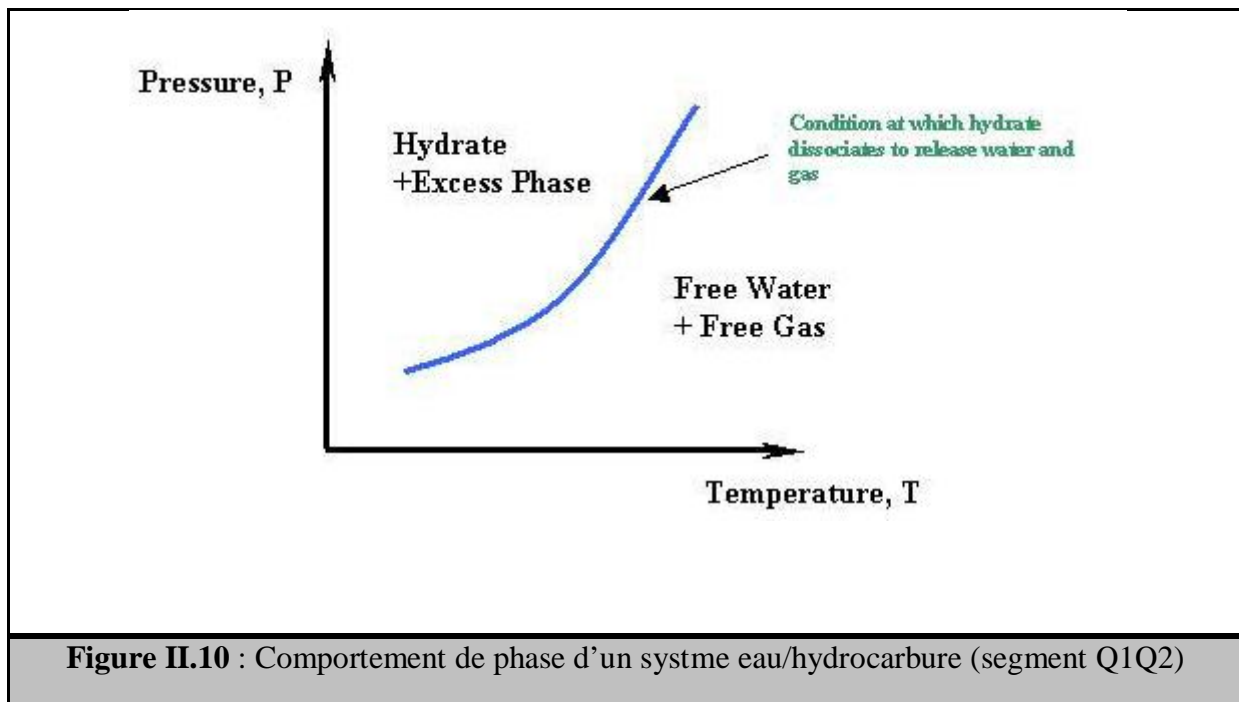


Dans la figure II.9, on remarque qu'il existe un certain nombre de points, d'après cette figure, nous pouvons conclure que la formation d'hydrate est favorisée à basse température et à haute pression, le point C sur le diagramme représente le point critique triple, ce point représente le fusionnement de l'hydrocarbure liquide et gaz en une seule phase avec l'eau liquide en équilibre, le point Q₂ est le point quadruple supérieur, les quatres phases (eau

II. Etude thermodynamique des fluides

liquide, hydrocarbure liquide, hydrocarbure gaz et hydrate solide) sont en équilibre. Le point Q_2 est le point quadruple inférieur, à une température typique de 32°F (0°C) (point de congélation), dans ce point les quatre phases (glace, hydrate, eau liquide, et gaz hydrocarbures) sont en équilibre.

Pour les applications pratiques, la ligne d'équilibre la plus importante est le segment $Q_1 Q_2$. Il représente les conditions pour la formation ou la dissociation de l'hydrate, un élément d'information essentiel pour la plupart des applications industrielles où les hydrates sont favorables à la formation. Lorsque nous nous concentrons sur cette zone, le comportement de phase de système eau/ hydrocarbure est simplifié pour le schéma présenté dans la figure (10).



Le Comportement de phase thermodynamique est généralement pris en considération pour la prédiction de la ligne (Q_1Q_2) de formation /dissociation des hydrates. Les deux premières méthodes de prévision ont été proposées par Katz et ses collègues, elles sont connus comme la méthode de gaz Gravity (Katz, 1945) et la méthode des valeurs K_i (Carson et Katz, 1942). Les deux méthodes permettent de calculer les courbes d'équilibre de PT pour les trois phases à savoir: l'eau liquide, l'hydrate et le gaz naturel. Ces méthodes donnent des estimations initiales pour le calcul et fournissent une appréciation qualitative de l'équilibre, la dernière méthode est la plus précise des deux. La troisième méthode est basée

II. Etude thermodynamique des fluides

sur la mécanique statistique pour la prédiction de l'équilibre. Elle est reconnue comme la plus précise pour tous les calculs triphasiques car elle est plus complète et détaillée.

Les conditions de formation des hydrates peuvent être résumées comme suit :

- La formation d'hydrate est conditionnée par la présence d'eau libre, donc nous déduisons de l'importance de l'élimination de l'eau dans le gaz naturel (déshydratation).
- Une basse température, égale ou inférieure à la température de formation des hydrates pour une pression et composition de gaz donnée.
- Une pression de fonctionnement élevée
- Des vitesses d'écoulement élevées, pulsations de pression et ou agitation, en d'autres termes la turbulence peut servir comme catalyseur.
- La présence du CO_2 ou H_2S favorise la formation des hydrates, car ces deux acides sont plus solubles dans l'eau que les hydrocarbures.

La solution la plus adaptée pour les problèmes de formation d'hydrates est la déshydratation du gaz. Parfois, il est possible que des hydrates se forment au niveau du puits, ou dans les canalisations du transport de gaz naturel allant vers les unités de déshydratation, pour cela, deux techniques sont appropriées :

- Le chauffage de gaz et le maintien des équipements et les lignes d'écoulement à une température supérieure la température de formation des hydrates.
- Dans les cas où l'eau liquide est présente dans et les conduites et les équipements ne peuvent pas être maintenue au-dessus de la température de formation de l'hydrate, l'inhibition de la formation d'hydrates par l'injection d'additifs anéantie leur formation.

Les additifs les plus courants sont le méthanol, l'éthylène glycol et le diéthylène glycol. L'injection du méthanol est très bénéfique dans les cas où un faible volume de gaz ne permet pas le traitement de déshydratation. Ils sont également très utiles dans les cas où les problèmes d'hydrates sont relativement légers, peu fréquents, ou périodique. Dans les cas où l'injection de l'inhibiteur doit être seulement une phase temporaire dans le programme du développement de champ, où l'inhibition est effectuée en conjonction avec un système de déshydratation primaire.

II.4 Propriétés du gaz naturel et équations d'état

II.4.1 Propriétés du gaz

La connaissance des relations PVT et d'autres propriétés physique et chimique des gaz est essentielle pour connaître le comportement thermodynamique de l'effluent, ces connaissances occupent une place primordiale pour le design des schémas de transport des produits des centres de production vers les centres de traitement ou d'exportation.

Parmi ces propriétés il existe:

- **Le poids spécifique**

Le poids spécifique est le rapport du poids moléculaire apparent du gaz naturel à celle de l'air. Le poids moléculaire est généralement pris égal à 28,97 (approximativement 79% nitrogen et 21% oxygen) ainsi la densité est donnée par :

$$\gamma_g = \frac{MW_a}{28,97} \dots\dots\dots (2.1)$$

Ou MW_a le poids moléculaire apparent peut être calculé sur la base de la composition du gaz. La composition du gaz naturel est généralement déterminée en laboratoire et reporté en fractions de mole des composants dans le gaz. Soit y_i la fraction molaire du composant i , le poids moléculaire apparent peut être formulé en utilisant la règle de mélange comme suit:

$$MW_a = \sum_{i=1}^{N_c} y_i MW_i \dots\dots (2.2)$$

Ou MW_i est le poids moléculaire du composant i , et N_c est le nombre des composants.

Un réservoir de gaz léger est un réservoir qui contient principalement le méthane avec peu d'éthane. Le méthane pure peut avoir une densité égale à $(16.04/28.97) = 0.55$. Un réservoir de gaz lourds ou riche peut avoir une densité égale à 0.75 ou dans certains cas rare plus élevé que 0.9.

- **la masse volumique :**

Puisque le gaz naturel est compressible, il dépend de la pression et de la température. La masse volumique peut être calculée d'après la loi suivante:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{MW_a p}{zRT} \dots\dots\dots (2.3)$$

- **Les propriétés pseudo critiques :**

Les propriétés critiques du gaz peuvent être déterminées sur la base des propriétés critiques des composants dans le gaz en utilisant la règle de mélange. Les propriétés critique du gaz sont appelé les propriétés pseudo critiques, la pression et la température pseudo critique du gaz sont exprimé respectivement comme suit :

$$p_{pc} = \sum_{i=1}^{N_c} y_i p_{ci} \dots\dots (2.4)$$

Et
$$T_{pc} = \sum_{i=1}^{N_c} y_i T_{ci} \dots\dots (2.6)$$

Ou p_{ci} et T_{ci} sont la pression et la température critique du composant i respectivement.

Si la composition du gaz est inconnue mais la densité est donnée, la température et la pression pseudo critique peuvent être déterminé à partir de plusieurs cartes ou corrélations développé basé sur des abaques. Une des corrélations la plus simple est :

$$p_{pc} = 709.604 - 58.718\gamma_g \dots\dots\dots (2.7)$$

$$T_{pc} = 170.491 + 307.344\gamma_g \dots\dots\dots (2.8)$$

Cette corrélation est valide seulement quand $H_2S < 3\%$, $N_2 < 5\%$ et la quantité totale des composants inorganique est inférieur à 7%.

Des corrections pour les impuretés est toujours nécessaire, les corrections peuvent être effectué en utilisant les abaques ou les corrélations comme la correction de Wichert-Aziz (1972) exprimé selon la formule suivante :

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2}$$

$$B = y_{H_2S}$$

$$\varepsilon_3 = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^{4.0})$$

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon_3 \quad (T_{pc} \text{ corrigé})$$

$$P'_{pc} = \frac{P_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + B(1 - B)\varepsilon_3} \quad (P_{pc} \text{ corrigé})$$

Les corrélations avec les corrections des impuretés pour un mélange pseudocritique sont aussi valable (Ahmed 1989)

$$P_{pc} = 678 - 50(\gamma_g - 0.5) - 206.7y_{N_2} + 440y_{CO_2} + 606.7y_{H_2S}$$

$$T_{pc} = 326 + 315.7(\gamma_g - 0.5) - 240y_{N_2} - 83.3y_{CO_2} + 133.3y_{H_2S}$$

L'application de température et pression pseudo critique sont utilisé à travers la pression et la température pseudo réduite définie comme :

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \dots\dots\dots (2.9)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \dots\dots\dots (2.10)$$

L'utilisation de p_c et T_c permet de calculer le coefficient Z à partir du diagramme de Katz montré à la fin de chapitre.

• **La viscosité :**

La viscosité d'un fluide traduit sa résistance à l'écoulement. Plus la viscosité sera élevée, plus le fluide aura du mal à s'écouler et vice versa. La viscosité des liquides est beaucoup plus élevée que celle des gaz, par exemple l'eau a une viscosité de 1.0 centiPoise (cP), par contre celle du gaz naturel, est approximativement de 0.0008 cP.

Même si la viscosité reste relativement faible pour les gaz, elle a une très grande importance pour la détermination du type d'écoulement à travers les gazoducs. Le nombre de Reynolds (détaillé au chapitre suivant) est un nombre adimensionnel qui est utilisé pour classifier les types d'écoulement, il dépend de la viscosité, du débit et du diamètre de la canalisation.

II. Etude thermodynamique des fluides

Dans le système international, la viscosité dynamique est exprimée en kg/m.s, les viscosités sont liées par la relation :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \dots (2.11)$$

La viscosité d'un mélange gazeux est donnée par la relation :

$$\mu = \frac{\sum_i (\mu_i \cdot y_i \cdot \sqrt{M_i})}{\sum_i (y_i \cdot \sqrt{M_i})} \dots (2.12)$$

μ est la viscosité dynamique du composant i .

Pour le gaz naturel, une corrélation généralisée a été développée par Lee, Starling, Dolan et Elington. Elle est donnée par :

$$\mu = K \cdot e^{x \cdot \rho^y} \dots (2.13)$$

Avec

$$K = \frac{(7,77 + 0,0063 \cdot M) \cdot T^{15}}{(122,4 + 12,9 \cdot MM + T)}$$

$$X = 2,57 + \frac{1914,5}{T} + 0,0095 \cdot M$$

$$Y = 1,11 + 0,004 \cdot X$$

Ou :

μ : viscosité dynamique en micro poise.

T : température en degré Rankine (1° Rankine = 9/5° Kelvin)

ρ : masse volumique en g.cm⁻³

M : masse molaire en g.mole⁻¹

- **le facteur de formation volumique et le facteur d'expansion :**

Le facteur de formation volumique est défini comme le rapport du volume de gaz aux conditions du réservoir au volume de gaz aux conditions standard, qui est :

$$B_g = \frac{V}{V_{sc}} = \frac{p_{sc}}{p} \frac{T}{T_{sc}} \frac{z}{z_{sc}} = 0.02827 \frac{zT}{p} \dots\dots (2.14)$$

- **La compressibilité du gaz naturel :**

La compressibilité du gaz est définie comme :

$$C_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{dV}{dp} \right)_t \dots\dots\dots (2.15)$$

Ou

$$C_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \frac{dz}{dp}$$

- **le facteur de compressibilité :**

Le facteur de compressibilité du gaz est appelé aussi le facteur de déviation, ou le facteur Z, sa valeur reflète combien le gaz réel dévie du gaz parfait à une pression et température donnée.

Ce facteur est en fonction de pression, de température, de la masse molaire moyenne du gaz et des constituants présents dans le gaz. Sa valeur est déterminée par calcul en utilisant soit des abaques, soit des corrélations. la majorité des méthodes nécessite la connaissance de la composition du gaz et ce pour le calcul des deux paramètres qui sont la pression pseudo-critique et la température pseudo-réduite.

- **calcul du coefficient de compressibilité Z par les abaques :**

Les abaques les plus utilisés sont ceux établis expérimentalement par Standing et Katz en (1941), ils ne sont valables que pour les gaz naturels riches en méthane, tels que ceux distribués dans les réseaux de consommation.

Très souvent, le facteur z est estimé avec le diagramme développé par Standing et Katz (1942). Brill et Beggs (1974) ont rapporté des valeurs suffisamment précises pour plusieurs calculs d'engineering. La corrélation pour le facteur z est exprimée comme suit :

$$A = 1.39(T_{pr} - 0.92)^{0.5} - 0.36T_{pr} - 0.10$$

$$B = (0.62 - 0.23T_{pr})P_{pr} + \left(\frac{0.066}{T_{pr} - 0.86} - 0.037 \right) P_{pr}^2 + \frac{0.32P_{pr}^6}{10^E}$$

$$c = 0.132 - 0.321 \log(T_{pr})$$

$$D = 10^F$$

$$E = 9(T_{pr} - 1)$$

$$F = 0.3106 - 0.49T_{pr} + 0.1824T_{pr}^2$$

Et

$$z = A + \frac{1 - A}{e^B} + CP_{pr}^D \dots (2.16)$$

II.4.2 Les équations d'états et équilibre de phase (VLE)

Une équation d'état est une expression analytique reliant la pression, p, la température, T, et le volume V. une description propre des relations PVT pour un fluide réel est essentiel, en général la plupart des équations d'état demande seulement les propriétés critiques et le facteur accentrique des composant individuels. L'avantage principal de l'utilisation d'une équation d'état peut être utilisé pour modéliser le comportement de toutes les phases ainsi la consistance pour les calculs de phase d'équilibre.

La plus connu et la plus simple des équations d'état est celle d'un gaz parfait exprimé mathématiquement par :

$$P = \frac{RT}{V} \dots (2.17)$$

L'équation des gaz parfait représente une approximation autant meilleurs que la pression est faible (proche de la pression atmosphérique). En effet, elle suppose que les molécules de gaz sont en moyenne suffisamment éloignées les unes des autres pour qu'il soit possible de négliger les forces d'interaction.

II. Etude thermodynamique des fluides

L'équation d'état d'un corps pur se réduit à une relation entre pression, volume et température dans le cas d'un mélange la composition qui est définie par les fractions molaire des constituants présents dans le mélange interviennent également.

Les limitations extrêmes de l'application de l'équation (1) ont incité plusieurs auteurs à développer une équation d'état convenable pour décrire le comportement du gaz réel à des marges prolongé de pression et de température.

Une revue des développements récent dans le domaine des équations cubique empirique sont présentés dans ce qui suit, parmi ces équations, on citera, Van der Waals, Redlich-kwong, Soave-Redlich-Kwong et Peng-Robinson.

II.4.2.1 Equation d'état de Vander Waals

Cette équation, dont dérivent de nombreuses équations, est de la forme :

$$\left(p + \frac{a}{V^2} \right) = \frac{RT}{(V - b)} \dots\dots\dots (2.18)$$

Elle comporte deux termes correctifs qui la différencient de l'équation d'état des gaz parfait :

- Le terme de pression de cohésion, $p_{in} = a/V^2$
- Le covolume b représente le volume occupé par une mole

Les expressions de a et b en fonction des coordonnées critiques :

$$a = \frac{27}{64} \frac{R^2 T_c^2}{p_c}$$

$$b = \frac{RT_c}{8p_c}$$

II.4.2.2 Equation de Redlich-Kwong

En 1949, l'équation de Redlich-Kwong visait à améliorer la représentation des fluides réels en modifiant l'expression du terme de pression interne de l'équation de van der Waals :

Elle est de la forme générale :

$$p = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(t)}{V(V + b)} \dots\dots\dots (2.19)$$

$$a(t) = \frac{a_c}{\sqrt{t_r}}$$

$$a_c = 0,42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = 0,08664 \frac{RT_c}{P_c}$$

A une température fixée, le calcul du volume V à une pression donnée conduit également à une équation cubique. Le calcul est généralement effectué en passant par l'intermédiaire du facteur de compressibilité adimensionnel $Z = PV/RT$

La plus petite des racines de l'équation correspond à la valeur de Z en phase liquide et la plus grande à celle en phase vapeur. la valeur intermédiaire n'a pas de sens physique

II.4.2.3 Equation d'état de Peng Robinson (1976)

L'équation de Peng-Robinson (Peng-Robinson, 1976) diffère de l'équation de Redlich-Kowng par l'expression par l'introduction d'une fonction $a(t)$ qui dépend du facteur acentrique. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de Soave, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(t)}{V(V+b) + b(V-b)} \dots\dots\dots (2.20)$$

Les termes $a(t)$ et b de la relation sont définie par les relations suivantes :

$$a(T) = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_R)$$

$$\alpha(T_R) = \left[1 + m \left(1 - \sqrt{T_R} \right) \right]^2$$

Le terme α présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de Soave(1972), mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique ω est différente :

II. Etude thermodynamique des fluides

$$m = 0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2$$

$$b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c}$$

Si on remplace l'expression de V dans l'équation ..., on aura l'équation cubique :

$$Z^3 + (B-1)Z^2 + (A-3B^2 - 2B)Z + (B^3 + B^2 - AB) = 0 \dots (2.21)$$

Avec :

$$A = \frac{(a\alpha)_m P}{(RT)^2}, \quad B = \frac{b_m P}{RT}$$

Les paramètres $(a\alpha)_m$ et b_m sont définis pour chaque phase :

- Pour la phase liquide :

$$(a\alpha)_m = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N [x_i x_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - K_{ij})]$$

$$b_m = \sum_{i=1}^N (x_i b_i)$$

- Pour la phase gazeuse :

$$(a\alpha)_m = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N [y_i y_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - K_{ij})]$$

$$b_m = \sum_{i=1}^N (y_i b_i)$$

$i = j = 1, 2, \dots, N$

N : le nombre de composant du mélange

X_i : la fraction molaire du composant i dans la phase liquide

Y_i : la fraction molaire du composant i dans la phase gazeuse

II. Etude thermodynamique des fluides

Le terme K_{ij} est un terme correctif appelé coefficient d'interaction, caractéristique du binaire considéré. L'introduction du terme k_{ij} est nécessaire lorsque les constituants i et j sont formés par des molécules très dissemblables (C_1 - C_2 , CO_2 -Paraffine)

- Pour chaque composant i :

$$a_i = \Omega_a \left(\frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}} \right) ,$$

$$b_i = \Omega_b \left(\frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \right) ,$$

$$\alpha_i = \left(1 + m(\omega_i) \left(1 - \sqrt{T_{ri}} \right) \right)^2$$

La connaissance thermodynamique de l'effluent occupe une place primordiale pour le design d'un schéma de transport de l'effluent du centre de traitement vers les lieux de traitement et d'exportation.

La plupart des applications en génie pétrolier se repose sur l'utilisation des équations d'état due à sa simplicité, consistance et sa précision. Les équations d'état cubique occupent une partie très importante étant donné qu'elles sont utilisées comme un outil qui permet le calcul pratique et flexible du comportement phasique complexe des fluides réservoirs. Ces équations sont très utilisées dans les modèles de simulation en production transport et traitement du gaz naturel. Il existe par ailleurs une grande variété d'équation d'état cubique.

Rapport d'équilibre

La compréhension qualitative des relations qui existe entre la température, pression et volume d'un composant pur peut fournir une base excellente pour la compréhension du comportement de phase d'un mélange hydrocarbure.

Pour un système à plusieurs composants, le rapport d'équilibre K_i à un composé donné est définie comme le rapport de la fraction molaire du composant dans la phase gaz Y_i à la fraction molaire du composant dans la phase liquide X_i

II. Etude thermodynamique des fluides

Mathématiquement les relations sont exprimées :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_{v_i}}{p} \dots(2.22)$$

K_i : Rapport d'équilibre du composant i.

Y_i : fraction molaire du composant i dans la phase gaz

X_i : fraction molaire du composant i dans la phase liquide

Il est nécessaire d'introduire et définir les termes suivants :

Z_i : la fraction molaire du composant i dans le mélange

n : nombre totale de la mole du mélange hydrocarbure

n_l : nombre totale du mélange dans la phase liquide

n_v : nombre totale du mélange dans la phase gaz

Par définition
$$n = n_l + n_v$$

Le bilan de masse pour le composant i résulte :

$$z_i n = x_{ii} n_l + y_i n_v$$

Ou :

$z_i n$: le nombre totale du mole du composant i dans le système

$x_i n_l$: le nombre total du composant i dans la phase liquide

$y_i n_v$: le nombre total du mole dans la phase vapeur

Aussi par définition de la fraction molaire totale dans le système ou on peut écrire :

$$\sum_i z_i = 1 \qquad \sum_i x_i = 1 \qquad \sum_i y_i = 1$$

Il est convenable de performer tous les calculs d'équilibre de phase sur la base d'une mole pour le mélange hydrocarbure, pour $n = 1$

$$n_v + n_l = 1$$

$$x_i n_l + y_i n_v = z_i \Rightarrow$$

$$x_i n_l + (x_i k_i) n_v = z_i \Rightarrow$$

$$x_i = \frac{z_i}{n_l + n_v k_i}$$

De la même manière

$$y_i = \frac{z_i k_i}{n_l + n_v k_i} = x_i k_i$$

$$\sum x_i = \sum \frac{z_i}{n_l + n_v k_i} = 1$$

$$\sum y_i = \sum \frac{z_i k_i}{n_l + n_v k_i} = 1$$

$$\sum y_i - \sum x_i = 0 \Rightarrow$$

$$\sum \frac{k_i z_i}{n_l + n_v k_i} - \sum \frac{z_i}{n_l + n_v k_i} = 0$$

$$\sum \frac{z_i (k_i - 1)}{n_l + n_v k_i} = 0$$

En remplaçant n_l par $(1-n_v)$, on trouve :

$$f(n_v) = \sum_i \frac{z_i (k_i - 1)}{n_v (k_i - 1) + 1} = 0 \dots (2.23)$$

L'ensemble de ces équations fournissent des relations nécessaires pour performer les calculs volumétrique et compositionnel sur le système hydrocarbure, ces calculs s'adressent aux calculs de flash.

Calcul de flash

Les calculs de flash sont une partie intégrale de tous les calculs du procès engineering et du réservoir, ils sont exigés chaque fois qu'on veut connaître les quantités d'hydrocarbure liquide et gaz coexistant dans le réservoir ou dans une conduite à une pression et température donnée, ces calculs sont aussi performé pour déterminer la composition des phases hydrocarbure existant.

Le calcul de flash est performé pour déterminer le nombre de mole de la phase vapeur n_v et la phase liquide n_l , la composition de la phase liquide x_i et de la phase vapeur y_i pour une composition connue à une pression et température spécifié.

Pour déterminer n_v, n_l, x_i, y_i d'un mélange hydrocarbure avec une composition connue, les étapes de calculs sont récapitulés dans ce qui suit :

Etape 1 : calculer n_v , l'équation peut être résolu pour le nombre de mole de la phase vapeur n_v en utilisant la technique d'itération newton-Raphson, en appliquant cette technique :

- On suppose une valeur arbitraire de n_v entre 0 et 1, comme $n_v = 0.5$ à titre d'exemple, une bonne valeur supposée peut être calculé à partir de la relation suivante :

$$n_v = A / (A+B)$$

Avec :

$$A = \sum [z_i (k_i - 1)]$$

$$B = \sum \left[z_i \left(\frac{1}{k_i} - 1 \right) \right]$$

Ces valeurs peuvent apporter une valeur de démarche pour n_v , et la valeur de n_v doit être entre 0 et 1.

- Evaluer la fonction $f(n_v)$ donnée par l'équation () en utilisant l'ancienne valeur de n_v

$$f(n_v) = \sum_i \frac{z_i (k_i - 1)}{n_v (k_i - 1) + 1}$$

Si la valeur absolue de la fonction $f(n_v)$ est inférieure à une tolérance présélectionnée, par exemple 10^{-6} , alors la valeur n_v supposé de n_v est la solution désiré.

II. Etude thermodynamique des fluides

Si la valeur absolue de $f(n_v)$ est supérieure que la tolérance sélectionnée, alors une nouvelle valeur de (n_v) est calculé à partir de l'expression suivante :

$$(n_v)_{new} = n_v - \frac{f(n_v)}{f'(n_v)}$$

Avec :

$$f(n_v) = - \sum_i \left\{ \frac{z_i (k_i - 1)^2}{[n_v (k_i - 1) + 1]^2} \right\}$$

Avec (n_v) est la nouvelle de n_v à être utilisé par l'itération suivante :

Cette procédure est répété avec la nouvelle absolue de n_v jusqu'à la convergence est achevé et qui est :

Quand $|f(n_v)| \leq eps$

Or $|(n_v)_{new} - (n_v)| \leq \varepsilon$

Et ε est une tolérance choisit par exemple $\varepsilon = 10^{-6}$

Etape 2 : calcul n_v , le nombre de mole de la phase liquide peut être calculé en appliquant l'équation pour donner :

$$n_v + n_l = 1$$

Ou $n_l = 1 - n_v$

Etape 3 : calcul de x_i , calcul de la composition de la phase liquide en appliquant l'équation

$$x_i = \frac{z_i}{n_l + n_v k_i} \dots (2.24)$$

Etape 4 : calcul de y_i , calcul de la composition de la phase vapeur en appliquant l'équation

$$y_i = \frac{z_i k_i}{n_l + n_v k_i} = x_i k_i \dots (2.25)$$

II.5 Etude du comportement thermodynamique du produit à transporter

II.5.1 Enveloppe de phase du système à transporter

Cette partie est consacrée à l'étude thermodynamique de notre effluent, le travail effectué traite les défis impliqués sur le design et la modélisation prédictive d'un pipeline transportant l'éthane à un débit de 1.5 MTA et une composition du design données dans le tableau II.1

Tableau II.1: Composition chimique du design

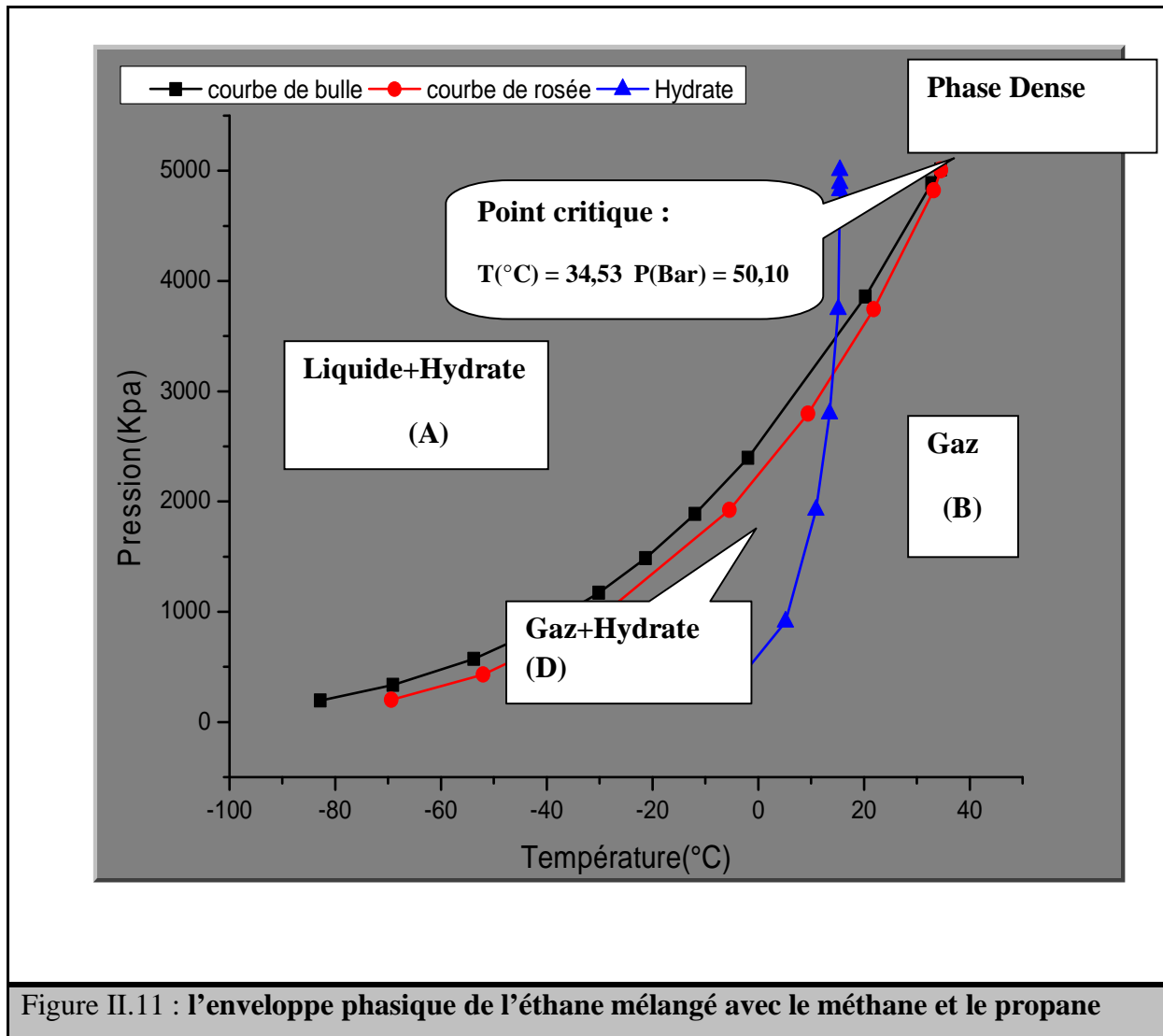
Composant	Fraction molaire
Méthane	0.034
Ethane	0.95
Propane	0.016

Avant de commencer la discussion sur les considérations de design, il est utile d'explorer certaines propriétés thermophysique de l'éthane et son comportement en présence d'autres composants hydrocarbures

les hydrocarbures tendent à se condenser de l'état vapeur à l'état liquide lorsque la pression et/ou la température diminue. Les conditions de pression et de température dans lesquels les liquides commencent à se condenser dans un mélange hydrocarbure gazeux, ils peuvent être calculés en utilisant une équation d'état. Une enveloppe de phase est un tracé des conditions limite dans lesquels les deux phases liquide et gaz seront présentés pour une composition particulière d'un mélange hydrocarbure.

L'équation d'état de Peng Robinson modifiée a été choisie pour simuler et décrire le comportement des fluides, ainsi que la détermination de l'enveloppe phasique de la substance et l'identification des limites de formation des hydrates.

L'enveloppe de phase de la composition du design est démontrée dans la figure (II.11)



Cette composition est caractérisée par une pression critique de 50.10 bar et une température critique de 34.53 °C , le point crocondenbar est de 50.10 bar et le point cricondentherm est 34.56 °C. La courbe bleu représente la courbe de formation des hydrates, en présence d'eau et au dessus de laquelle le système est vulnérable à la formation des hydrates tandis qu'au dessous de laquelle le risque de formation des hydrates est quasiment nul.

Ce diagramme nous permet de localiser les zones favorable et les zones à risque pour les opérations et le design des systèmes . Ainsi on peut constater que pour assurer le transport de notre effluent en phase liquide il faut travailler dans la zone C, tandis-que pour le transport en phase gaseuse il faut que les paramètres d'exploitation soient dans la la zone B, en dehors de ces zones, notre système peut exister sous forme de gaz mais avec un risque de formation

II. Etude thermodynamique des fluides

des hydrates avec la moindre présence d'une fraction d'eau (zone D), Liquide avec risque de formation des hydrates dans la zone (A).

II.5.2 Etude de sensibilité à la variation de pression et température :

Après une analyse de la sensibilité de notre composition à la variation de pression et la température, nous avons constatés que notre système est très sensible à la moindre variation de pression et de température, il peut changer son comportement d'une manière brusque, de 100% liquide à 100% gaz.

Tableau II.2: Sensibilité à la température et la pression

T(°C) P(bar)	0	10	22	24	25	30	34	35	36	45	46	52	55	60	65	70
40	L	L	L	BI	L	G	G	G	G	G	G	G	G	G	G	G
45	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G	G	G	G	G	G
50	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G	G	G
51	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G	G
55	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G	G
60	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G	G
65	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G
70	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G
75	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G	G
80	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G	G
85	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G
90	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G	G
95	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G	G
100	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G	G
110	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G	G
120	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G

II.5.3 Etude de sensibilité à la variation de C1 et C2

L'éthane transporté est mélangé avec d'autres composants d'une quantité infinitésimal de méthane et propane néanmoins ceci peut avoir un effet significatif sur le comportement de l'éthane pour cela une étude de sensibilité a été menée sur l'impact des éléments hydrocarbures autres que l'éthane sur l'enveloppe des phases tout en gardant le pourcentage de l'éthane qui est de 95%.

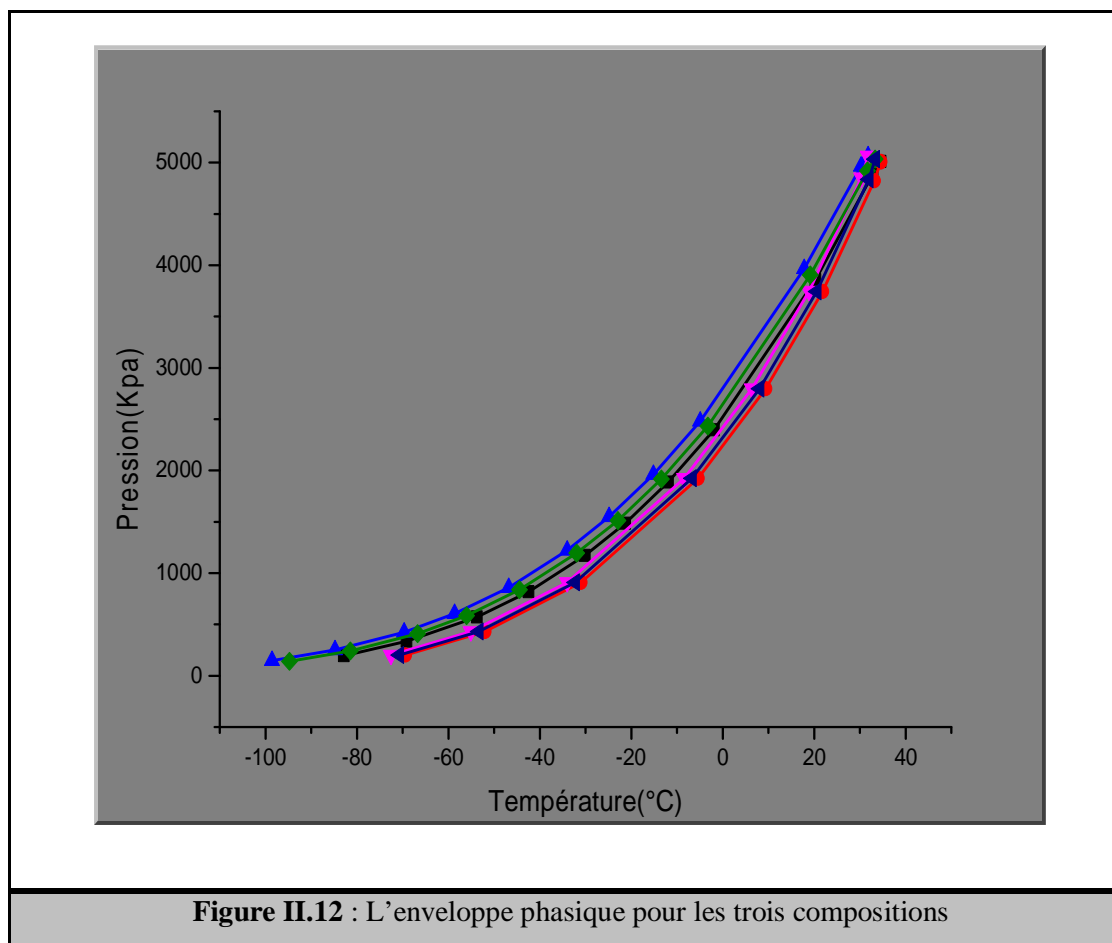
Deux autres compositions ont été testés en plus de la composition du design, les résultats de simulation sont regroupés dans le tableau suivant :

II. Etude thermodynamique des fluides

Tableau II.3 : la composition chimique des différents produits

COMPOSANT	Méthane	Ethane	Propane
Composition du design CP_1	1.6%	95%	3.4%
2ème composition CP_2	3.4%	95%	1.6%
3ème composition CP_3	2.9%	95%	2.1%

La figure ci-dessous montre l'enveloppe phasique pour les trois compositions :



II. Etude thermodynamique des fluides

D'après le graphe, nous avons observés que le changement dans la composition des éléments hydrocarbures autre que l'éthane n'ont presque aucun effet significatif sur l'enveloppe phasique de l'effluent et aussi sur les caractéristiques techniques du produit à transporter (voir tableau suivant)

- **Caractéristiques techniques de chaque composition**

Tableau II.4: paramètres critiques des différents produits

Composition	Pression critique(Bar)	pression cricondenbar(Bar)	Température critique(°C)	Température Cricenterm(°C)
ETHANE (100%)	48.84	48.84	32.34	32.34
CP-1	50.10	50.10	34.56	34.53
CP-2	50.64	50.64	31.81	31.84
CP-3	50.35	50.35	33.33	33.36

- **Comparaison des équation d'état pour l'éthane pour son transport**

Dans cette partie , en comparant les équations d'état pour la composition du design désiré pour le calcul Les propriétés critique nous avons optés pour les équations de Peng Robinson, SRK, et BWRS.

Tableau II.5 : Comparaison du point critique de l'éthane par divers équations d'état

EOS	Pression critique(Bar)	Température critique(°C)
Peng Robinson	50.10	34.56
SRK	50.65	31.88
BWR	49.54	31.81

Comme il est constaté , il n'y a pas une grande différence dans les propriétés critiques entre les trois équations. Il y a une légère variations dans la pression critique et une variation de température autour d'une légère différence de 2°C.

- **La masse volumique de l'éthane (density)**

Une des plusieurs considérations qui doit être prise en compte est la marge de la masse volumique qui doit être dans les conditions opératoires. La figure démontre les valeurs de la

II. Etude thermodynamique des fluides

masse volumique de l'éthane tracé en fonction de la pression et la température, l'évolution de cette dernière est calculé en utilisant l'équation d'état de Peng Robinson, et tracée pour une marge de température de -4°C et 60°C Et une pression de 7 Bar à 220 Bar, la densité est donné par kg/m^3

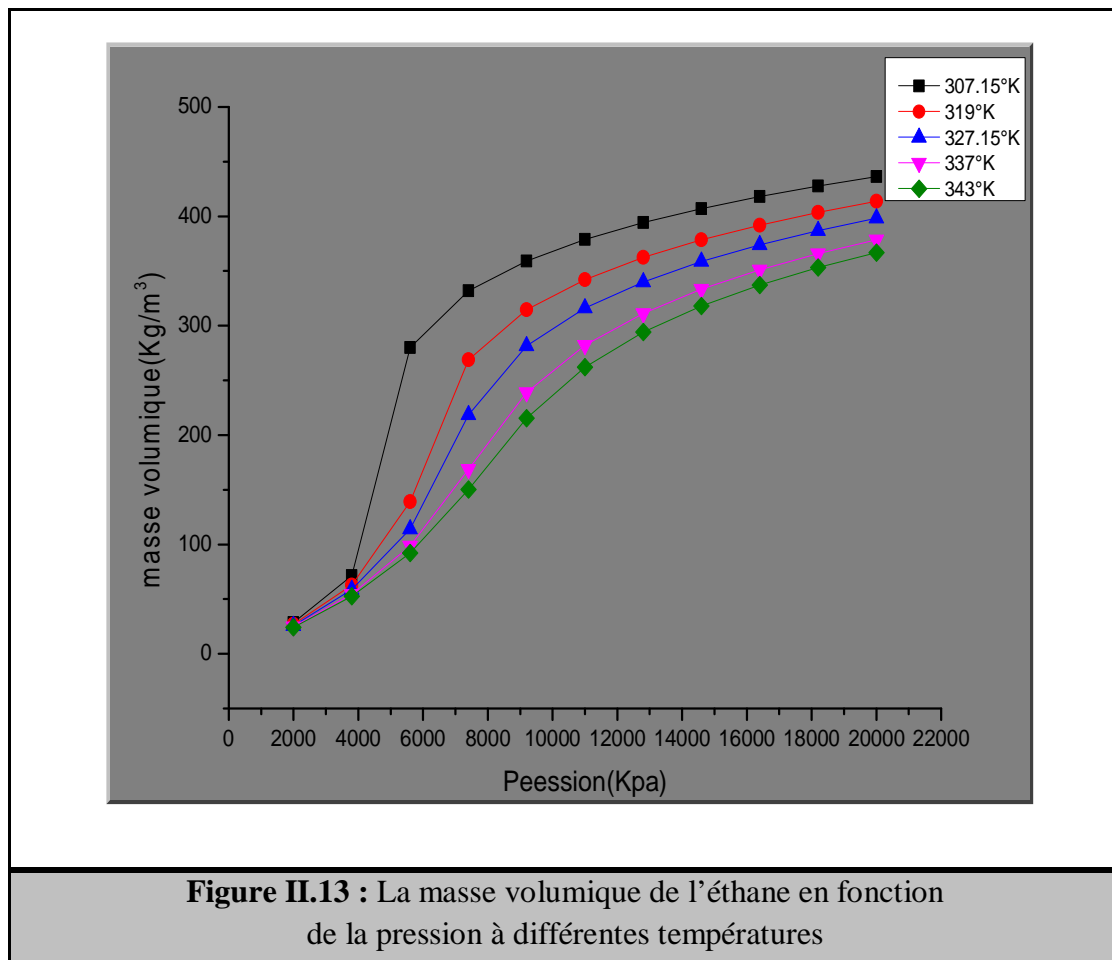


Figure II.13 : La masse volumique de l'éthane en fonction de la pression à différentes températures

D'autres propriétés de l'éthane en fonction de la pression et de la température seront présentés dans l'annexe (voir annexe).

Introduction

L'écoulement multiphasique est fréquemment rencontré dans les puits de gaz et d'huile et les conduites de surface transportant les fluides produits, aussi la production offshore nécessite le transport des deux phases liquide et gaz à de longues distance avant la séparation. L'écoulement peut être vertical, incliné ou horizontal, ainsi des méthodes de calculs doivent être disponible pour prédire la perte de charge dans les pipes à n'importe quelle inclinaison.

La prédiction de l'écoulement multiphasique dans les systèmes de production huile et gaz est compliqué davantage par le transfert de chaleur complexe qui aura lieu par l'écoulement du fluide à travers les systèmes de piping et le transfert de masse qui prend place par les fluides hydrocarbures lorsque la pression et la température change.

Ces phénomènes sont gouvernés par les équations de conservation de masse, mouvement et énergie couplés par le transfert de chaleur et les lois thermodynamique

L'objectif de ce chapitre est de définir les configurations d'écoulement diphasiques ainsi que les équations gouvernant ce type de comportement tout en citons les différentes corrélations les plus utilisées.

III.1 Equations de base

Les équations de base représentant les lois de conservation pour l'écoulement diphasique sont de même nature que les équations de conservation de l'écoulement monophasique, en pratique, des paramètres additionnels sont ajoutés afin de décrire l'interaction entre les phases et la paroi de la conduite. Des simplifications peuvent être élaborées en fonction de certaines conditions considérées.

1) Equation de conservation de masse :

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_k \rho_k v_k)}{\partial x} = 0 \dots\dots\dots (3.1)$$

2) Conservation de la quantité de mouvement :

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k v_k)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_k \rho_k v_k^2)}{\partial x} = -\alpha_k \frac{\partial p_k}{\partial x} - \alpha_k \rho_k g \sin \theta + \nu(\Gamma_{ki} + \Gamma_{kw}) \dots (3.2)$$

3) Conservation de l'énergie :

$$\frac{\partial(\alpha_k E_k)}{\partial t} = -\frac{\partial}{\partial x} [\alpha_k v_k (E_k + p_k)] + q_{ki} + q_{kW} + w_{ki} + w_{kW} + \Gamma_{ki} h_{ki} + \Gamma_{kW} h_{kW} (3.3)$$

$$\sum_{k=1}^N \alpha_k = 1 \dots \dots \dots (3.4)$$

avec
$$E = \rho \left(u + \frac{v^2}{2} + gz \right) \dots (3.5)$$

Et
$$h = u + \frac{p}{\rho} \dots \dots (3.6)$$

Pour un écoulement monophasique, l'équation (3.3) se réduit à :

$$\frac{\partial E}{\partial t} = -\frac{\partial}{\partial x} [\nu(E + p) + q + w] \dots \dots (3.7)$$

III.2 Méthodes de calcul des pertes de charge

III.2.1 Configuration d'écoulement multiphasique

Lorsque deux fluides avec des propriétés physiques différentes s'écoulent simultanément dans une conduite, il existe une marge large de régime d'écoulement. Avec la configuration d'écoulement (flow pattern) on s'adresse à la distribution de chaque phase relativement à l'autre phase. La distribution de chaque phase par rapport à l'autre dans la conduite est la référence pour laquelle on établit le modèle. Plusieurs auteurs avaient essayé de prédire la configuration d'écoulement qui peut exister pour différentes séries de conditions en introduisant certaines corrélations de pertes de charge.

III. Modélisation thermo-hydraulique

La figure (1) montre les régimes d'écoulements dans les conduites horizontales et presque horizontale, ces régimes sont : l'écoulement dispersé à bulle, l'écoulement stratifié (lisse et ondulé), l'écoulement annulaire –mist, l'écoulement à bulle élongé et l'écoulement poche bouchon. Le régime dispersé à bulle se manifeste à des débits de liquide très élevés ou la phase liquide présente la phase continue et la phase gaz est dispersée dans la phase liquide. L'écoulement stratifié se manifeste à des débits relativement faibles, la phase liquide s'écoule en bas de la conduite, et le gas occupe la partie haute de la conduite, à un certain débit de gas plus élevé l'écoulement reste stratifié mais l'interface devient ondulé (stratifié lisse ou ondulé). Dans l'écoulement annulaire mist, la phase gazeuse est continue au centre de la conduite avec des gouttelettes de liquide et le liquide forme un film avec les parois de la conduite. enfin, pour l'écoulement slug, ce type est constitué d'une séquence de poche de gaz entouré par un film liquide qui contient des bulles, on peut considérer qu'il s'agit d'une configuration mixte d'une succession d'écoulement à bulle et écoulement stratifié.

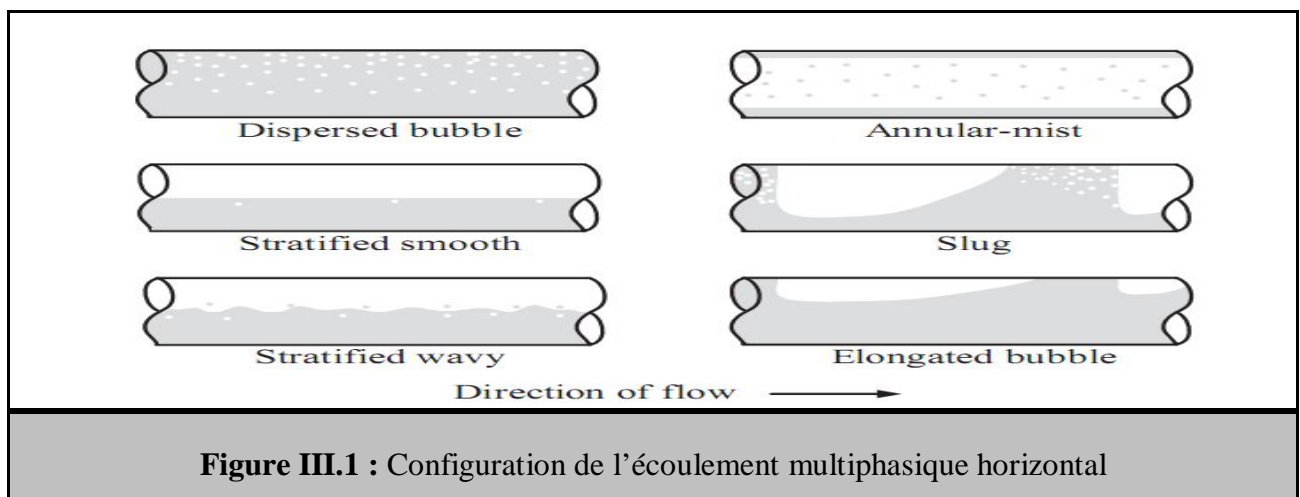
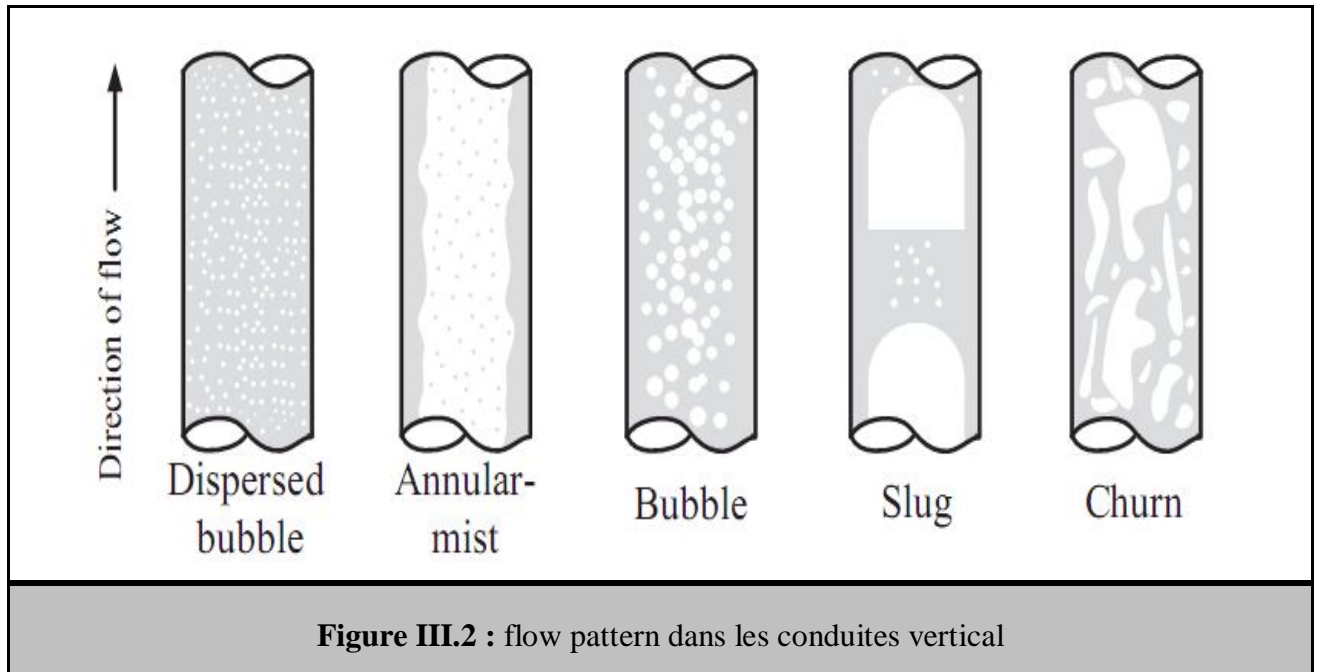


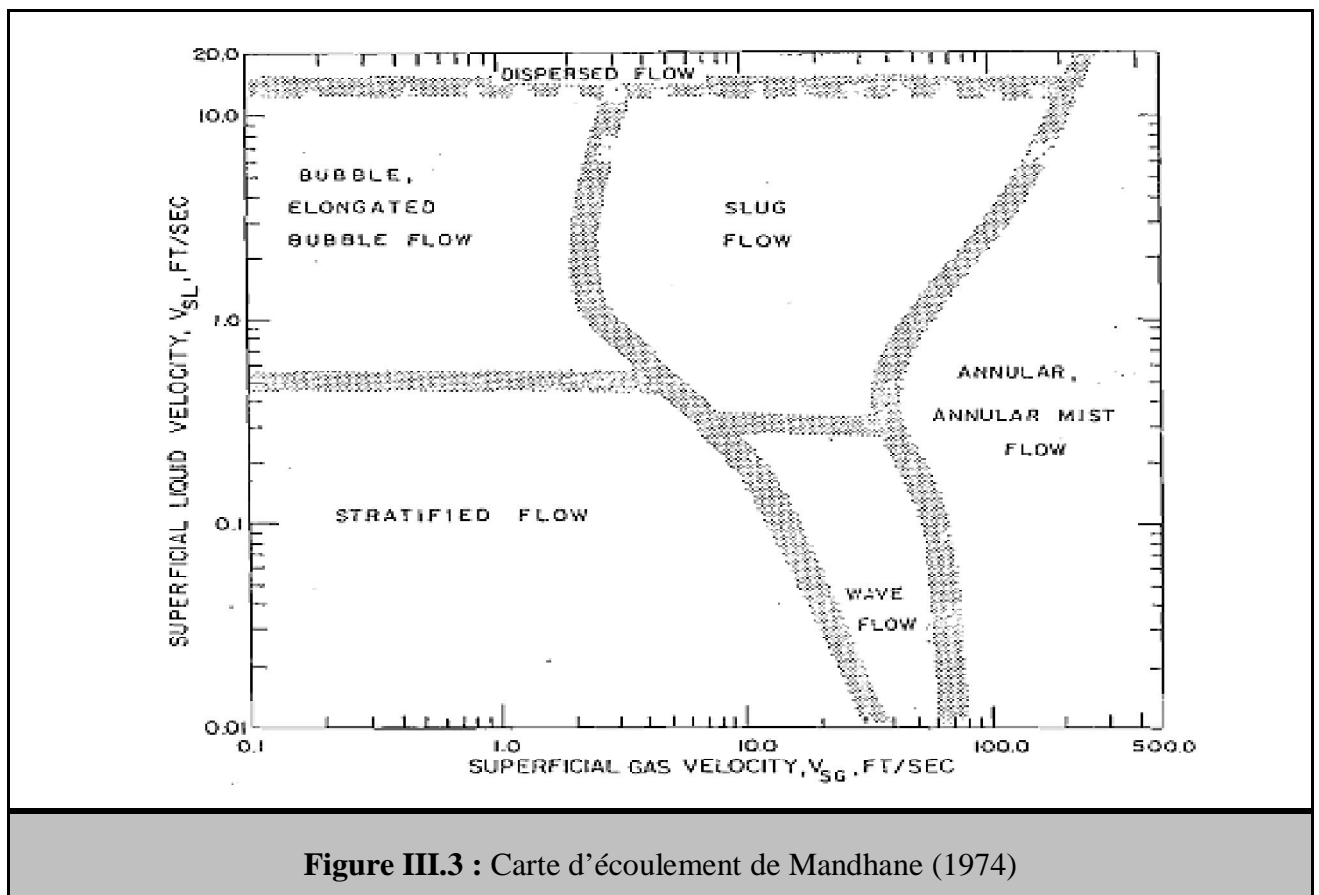
Figure III.1 : Configuration de l'écoulement multiphasique horizontal

La figure (2) montre les régimes d'écoulement pour les conduites horizontal et incliné, La configuration d'écoulement qui se produit dans le sens vertical est semblable à ceux dans une conduite horizontale sauf que l'écoulement stratifié n'est pas possible à une conduite verticale. Lorsque l'écoulement est dans une conduite incliné à certain angle, des configurations autre que l'horizontal et vertical prennent autres formes, pour un écoulement incliné ascendant la configuration est toujours presque slug ou mist, l'effet de gravité sur le liquide empêche la stratification tandis que pour un écoulement incliné descendant la configuration est généralement stratifiée ou annulaire. Les pipelines généralement suivent le terrain et ont le plus souvent d'autres inclinations, de sorte que la complexité est souvent supérieure à celle illustré ici.

III. Modélisation thermo-hydraulique



Une carte a été développée à travers des données expérimentales et publiée par Mandhane et al. en 1974, les coordonnées de cette carte sont les vitesses superficielles du gaz et liquide, c'est la carte la plus utilisée en écoulement diphasique horizontal, elle est illustrée dans la figure (III.3)



III.2.2 Les différents modèles de l'écoulement multiphasique

- **Modèle homogène**

Le modèle suppose que le mélange polyphasique se comporte comme un fluide homogène monophasique. Il ne tient pas compte de l'HL pour le calcul de la densité qui est évaluée par simple reconstitution des phases et considère une même vitesse d'écoulement pour le gaz et le liquide.

- **Modèle de glissement (DFM ; DRIFT FLUX MODEL)**

Il est considéré plus précis que le précédent, et admettent que le liquide et le gaz se déplacent à des vitesses différentes.

Ce modèle comprend ceux qui calculent la densité du mélange en fonction du H_L . Celui-ci peut être lié ou non au coefficient de pertes de charge et qui dépend lui-même des propriétés des fluides.

La configuration d'écoulement est prise en compte, la masse volumique est calculée en fonction de l'HL et le facteur de frottement dépend surtout de la phase continue. . Dans ce sens, Plusieurs théories ont vu le jour : DUNS et ROS (1962), ROS (1961), ORKISZEWSKI (1967), BEGGS et BRILL (1973,1974)

- **Modèle compositionnel**

Ils sont apparus pour combler les lacunes laissées par le modèle de glissement. Dans ces modèles chaque phase est considérée séparément ce qui conduit à deux systèmes d'équations, concernant la conservation de masse des quantités de mouvement et de l'énergie de chaque phase.

III.2.3 Les principales corrélations pour le calcul des pertes de charge

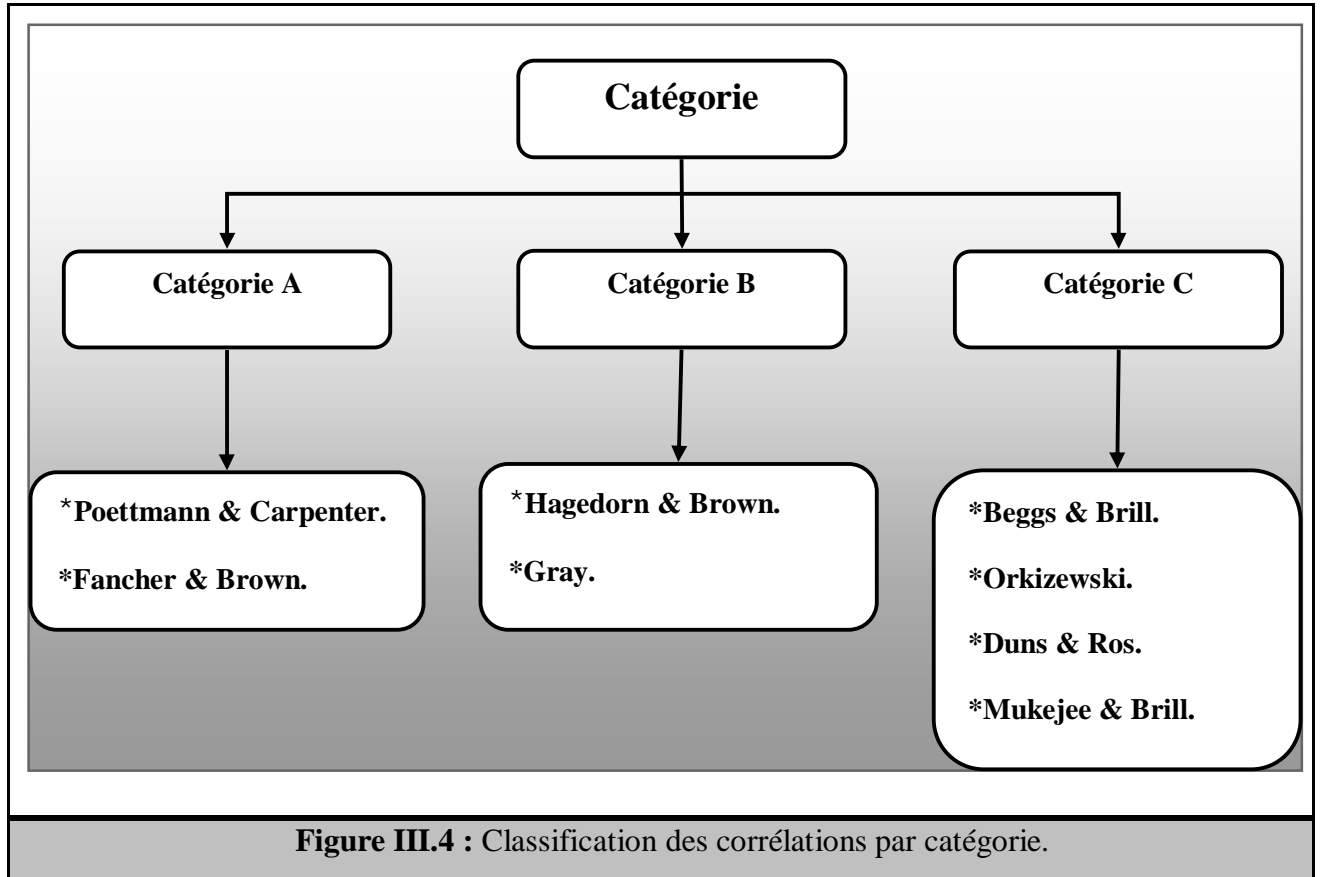
Plusieurs corrélations ont été développées au cours des années pour prévoir le gradient de pression dans un écoulement vertical, incliné et horizontal multiphasique. Beggs and Brill ont récapitulé ces dernières corrélations dans trois catégories principales.

Catégorie A : aucun effet de glissement ou de régime d'écoulement n'est considéré.

III. Modélisation thermo-hydraulique

Catégorie B : contrairement au régime d'écoulement l'effet de glissement est considéré.

Catégorie C : l'effet de glissement et le régime d'écoulement sont considérés



D'après l'équation générale d'énergie, on peut déduire aussi que les trois termes de la perte de charge sont définis comme suit :

- Le terme d'élévation ou le terme statique
- Le terme de frottement.
- Le terme d'accélération

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{tot} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_f + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{elev} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{accv} \dots\dots\dots (3.8)$$

$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{tot}$: Perte de charge totale.

III. Modélisation thermo-hydraulique

$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{elev}$: Composante due à l'énergie potentielle.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{elev} = \frac{g}{g_c} \rho \sin \theta \quad \dots\dots (3.9)$$

$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f$: Composante due au frottement.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f\rho V^2}{2g_c d} \quad \dots\dots (3.10)$$

$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{accv}$: Composante due à l'énergie cinétique.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{accv} = \frac{\rho V dV}{g_c dL} \quad \dots\dots (3.11)$$

Les gammes de contribution de chacune des composantes par rapport à la perte totale dans les conduites verticales, inclinées et horizontales pour les pipelines peuvent être représentées par le tableau suivant:

Tableau III.1 : Distribution de chaque composant par rapport à la perte de charge totale

Composantes	Type de conduite	
	Horizontal	Verticale ou inclinée
Friction	80% - 95%	5% - 20%
Élévation	0% - 25%	70% - 90%
Accélération	Moins importantes que celles d'élévation et de friction	

L'équation d'écoulement des fluides, qui est valable pour n'importe quel fluide (monophasique ou polyphasique) et pour n'importe quelle inclinaison de pipe s'écrit de la forme suivante :

✚ Cas d'un écoulement monophasique :

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{tot} = \frac{g}{g_c} \rho \sin \theta + \frac{f \rho V^2}{2 g_c d} + \frac{\rho V dV}{g_c dL} \dots\dots\dots(3.12)$$

✚ Cas d'un écoulement polyphasique :

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{tot} = \frac{g}{g_c} \rho_m \sin \theta + \frac{f_m \rho_m V_m^2}{2 g_c d} + \frac{\rho_m V_m dV_m}{g_c dL} \dots\dots\dots(3.13)$$

Où :

$\left(\frac{dp}{dL}\right)$: Le gradient de pression.

Dans l'équation d'écoulement les paramètres f, ρ et V doivent être définies. La définition de ces variables en écoulement diphasique est plus complexes que celles en monophasique ainsi à titre d'exemple, en écoulement diphasique f peut être une fonction d'autres variables à coté du nombre de Reynolds et la rugosité du pipeline.

✚ Définition des variables en écoulement diphasiques :

Le calcul des pertes de charge exige des valeurs de l'écoulement comme la vitesse et les propriétés du fluide comme la densité et la viscosité ainsi le calcul de ces variables en écoulement diphasique est nécessaire, les variables primordial seront cité dans ce qui suit :

- **Hold up liquide (HL)**

Il est défini comme étant la fraction d'une partie d'une conduite occupée par le liquide à un instant donné.

$$H_L = \frac{\text{le volume occupé par le liquide}}{\text{le volume de la conduite}} \dots\dots (3.14)$$

Le hold-up gaz est:

$$H_g = 1 - H_l \dots\dots\dots (3.15)$$

III. Modélisation thermo-hydraulique

- **Hold-up liquide de non glissement (λ_L)**

Il représente le volume du liquide qui occupe la partie de la conduite, si le gaz et le liquide s'écoulent avec la même vitesse (pas de glissement entre les deux phases) divisé par le volume de la conduite.

Il peut être calculé directement à partir du débit de liquide et de gaz :

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_G} \dots\dots\dots(3.16)$$

Le hold-up gaz de non glissement est : $\lambda_g = 1 - \lambda_L \dots\dots\dots (3.17)$

Il est évident que la différence entre le holdup liquide (HL) et le holdup liquide de non glissement (λ_L) est une mesure du degré de glissement entre les deux phases liquide et gaz, ils sont déterminés pour calculer les caractéristiques du mélange (Gaz/liquide) comme :

- **La masse volumique du mélange**

On suppose qu'il n'y a pas de glissement entre l'eau et l'huile donc :

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w \dots\dots\dots (3.18)$$

Avec : $f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w}$ et $f_w = 1 - f_o$ $\gamma_g = \frac{MW_a}{28,97}$

La masse volumique du mélange peut être déterminé par les équations suivantes :

- **Slip density :** $\rho_s = \rho_L f_L + \rho_g f_g \dots\dots\dots (3.19)$

- **No-slip density :** $\rho_{ns} = \rho_L \lambda_L + \rho_g \lambda_g \dots\dots\dots (3.20)$

- **Kinetic density:** $\rho_k = \frac{\rho_L \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_g \lambda_g^2}{H_g} \dots\dots\dots (3.21)$

- **La vitesse superficielle :**

Plusieurs corrélation en écoulement diphasique sont basés sur une variable appelé la vitesse superficiel.

III. Modélisation thermo-hydraulique

La vitesse superficielle d'une phase d'un fluide est la vitesse de cette phase comme si elle s'écoule toute seule à travers la section transversale de la conduite (A_p).

La vitesse superficielle du gaz est :

$$V_{sg} = \frac{q_g}{A_p} \dots\dots\dots (3.22)$$

La surface réelle traversée par le gaz est réduite par la présence de la deuxième phase liquide ($A_p \cdot H_g$), donc la vitesse réelle du gaz est :

$$V_g = \frac{q_g}{A_p \cdot H_g} \dots\dots\dots (3.23)$$

Avec :

A_p : Section de la conduite.

- **Cas d'un liquide :**

Pour la phase liquide V_{sl} et V_L sont :

$$V_{sl} = \frac{q_L}{A_p}$$

$$V_L = \frac{q_L}{A_p \cdot H_L}$$

- **Cas d'un mélange :**

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} = \frac{q_L + q_G}{A} \dots\dots\dots(3.24)$$

La vitesse de glissement est définie comme la différence de la vitesse réelle de gaz et du liquide

$$V_s = V_g - V_L = \frac{V_{sg}}{H_g} - \frac{V_{sL}}{H_L} \dots\dots\dots (3.25)$$

- **La viscosité :**

- **Slip density :** $\mu_s = \mu_L f_L + \mu_g f_g \dots\dots\dots(3.26)$

- **No-slip density :** $\mu_n = \mu_L \lambda_L + \mu_g \lambda_g \dots\dots\dots(3.27)$

- **Kinetic density :** $\mu_k = \mu_L^{H_L} + \mu_g^{H_g} \dots\dots\dots(3.28)$

La viscosité du mélange liquide (eau + liquide) est :

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \dots\dots(3.29)$$

Cette relation n'est pas valable s'il y a une émulsion entre l'huile et l'eau.

- **Le glissement :**

Il représente le rapport de vitesse moyenne des deux phases à travers la section.

$$\gamma = \frac{V_g}{V_L} \dots\dots\dots(3.30)$$

- **g-Le nombre de Reynolds :**

$$N_{Re} = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m} \dots\dots(3.31)$$

III.2.4 Procédures de calcul des pertes de charges pour certaines corrélations

Beggs & Brill

La procédure de calcul des pertes de charge par cette corrélation est comme suit :

1-Calculer la vitesse superficielle du mélange :

$$V_m = V_{sl} + V_{sg} \dots\dots\dots (3.32)$$

2-Calculer le Hold up liquide de non glissement λ_L :

$$HL_{ns} = \frac{V_{sl}}{V_{sl} + V_{sg}} \dots\dots\dots (3.33)$$

3-Calculer le nombre de Froude : N_{FR}

III. Modélisation thermo-hydraulique

$$N_{Fr} = \frac{V_m^2}{g.d} \dots\dots\dots (3.34)$$

4-Calculer le nombre de vitesse du liquide :

$$N_{LV} = V_{sL} \left(\frac{\rho_L}{g.\sigma_L} \right)^{0,25} \dots\dots\dots(3.35)$$

5-Détermination du régime d'écoulement en calculant les paramètres suivants :

$$L_1 = 316. \lambda_L^{0,302}$$

$$L_2 = 0,0009252. \lambda_L^{2,4684}$$

$$L_3 = 0,10. \lambda_L^{-1,4516}$$

$$L_4 = 0,5. \lambda_L^{-6,738}$$

Régime d'écoulement	Conditions à vérifier
Ségrégation	$\lambda_L < 0,01$ et $N_{FR} < L_1$ ou $\lambda_L > 0,02$ et $N_{FR} < L_2$
Transition	$\lambda_L > 0,01$ et $L_2 < N_{FR} < L_3$
Intermittent	$0,01 < \lambda_L < 0,4$ et $L_3 < N_{FR} < L_1$ ou $\lambda_L > 0,4$ et $L_3 < N_{FR} < L_4$
Distribué	$\lambda_L < 0,4$ et $N_{FR} > L_1$ ou $\lambda_L > 0,4$ et $N_{FR} > L_4$

6-Calcul du Hold-up horizontal H_{Lo} (inclinaison 0):

$$H_{Lo} = \frac{a.\lambda_L.s^b}{N_{Fr}^c} \dots\dots\dots(3.36)$$

Avec : a, b et c sont des constantes déterminées à partir du tableau suivant :

Régime d'écoulement	A	b	C
Ségrégation	0,98	0,4846	0,0868
Intermittent	0,845	0,5351	0,0173
Distribué	1,065	0,5824	0,0609

III. Modélisation thermo-hydraulique

7- Calcul du facteur de correction du Hold-up dû à l'effet de l'inclinaison du pipe :

$$\psi = 1 + C \left[\sin(1,8\varphi) - 0,33 \cdot \sin^3(1,8\varphi) \right] \dots\dots\dots(3.37)$$

Où :

φ : L'angle du pipe par rapport à l'horizontal

Et : $c = (1 - \lambda_{ns} \cdot s^e) \cdot \ln(d \cdot \lambda_{ns} \cdot s^e \cdot N_{LV}^F \cdot N_{Fr}^G)$

Où : d, e, f et g sont déterminés à partir du tableau suivant :

Régime d'écoulement	d	e	f	G
Ségrégation	0,011	-3,768	3,539	-1,614
Transition	2,96	0,305	-0,4473	0,0978
Intermittent	Pas de correction	C=0		
Distribué	4,7	-0,3692	0,1244	-0,5056

8-Calcul du hold-up liquide :

$$H_L = H_{L0} \cdot \psi \dots\dots\dots (3.38)$$

9-Introduire le facteur de correction :

$H_L = 0,918 \cdot H_L$ pour upfillflow.

$H_L = 0,541 \cdot H_L$ pour downfill flow.

Dans le cas où le régime d'écoulement est transitoire, le Hold-up doit être calculé en utilisant à la fois les équations du régime intermittent et celui en ségrégation en introduisant deux facteurs A et B :

$$H_L = A \cdot H_L^{ség} + B \cdot H_L^{int} \dots\dots\dots (3.39)$$

Avec: $A = \frac{L_3 - N_{Fr}}{L_3 - L_2}$ et $B = 1 - A$

10-Calcul de rapport de friction (frictional ratio) :

III. Modélisation thermo-hydraulique

$$(N_{Re})_{ns} = \frac{\rho_{ns} \cdot V_m \cdot d}{\mu_{ns}} \dots\dots\dots (3.40)$$

$$S = \frac{\ln(y)}{-0,0523 + 3,182(Y) - 0,8725(\ln(Y))^2 + 0,0853[\ln(Y)]^4}$$

$$\text{Avec : } Y = \frac{\lambda_L}{H_L^2}$$

Pour des valeurs de $Y=1 \div 1,2$, la fonction S prend pour formule :

$$S = \ln(2,2Y - 1,2)$$

11-Calcul du nombre de Reynolds de non- glissement :

$$(N_{Re})_{ns} = \frac{\rho_{ns} \cdot V_m \cdot d}{\mu_{ns}} \dots\dots\dots (3.41)$$

$$\text{Avec } \mu_{ns} = \mu_L \cdot \lambda_L + \mu_g \cdot \lambda_g$$

12-Calculer le facteur de friction de non glissement f'_{ns} en utilisant le diagramme de Moody, et

puis le convertir en Fanning friction factor $f_{ns} = \frac{f'_{ns}}{4}$.

Le nouveau facteur de friction est donné par :

$$f_{tp} = f_{ns} \frac{f_{tp}}{f_{ns}} \dots\dots\dots(3.42)$$

13- Calculer de pertes de charge par friction :

$$\left(\frac{dp}{dx} \right)_f = \frac{2 \cdot f_{tp} \cdot \rho_{ns} V_m^2}{d_e} \dots\dots\dots (3.43)$$

Corrélation de Aziz et al

En 1972, Aziz a proposé de nouvelles corrélations dépendantes du régime d'écoulement, pour le régime à bulle et le régime bouchon (slug)

III. Modélisation thermo-hydraulique

La carte du régime d'écoulement d'Aziz est montrée dans la figure (5) :

Les régimes d'écoulement sont définis utilisant les variables suivantes :

$$N_x = V_{sg} \left(\frac{\rho_g}{0.0764} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{72\rho_L}{62.4\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \dots (3.44)$$

$$N_x = V_{SL} \left(\frac{72\rho_L}{62.4\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \dots (3.45)$$

Les équations ci-dessous représentent la transition du régime d'écoulement :

$$N_1 = 0.51(100N_y)^{0.172}$$

$$N_2 = 8.6 + 3.8N_y$$

Et

$$N_1 = 70(100N_y)^{0.152}$$

Régime d'écoulement	Conditions à vérifier
bulle	$N_x < N_1$
Slug	$N_1 < N_x < N_2$ pour $N_y < 4$ ou $N_1 < N_x < 26.5$ pour $N_y > 4$
Mist	$N_x > N_3$ pour $N_y > 4$ ou $N_x > 26.5$ pour $N_y > 4$
transition	$N_2 < N_x < N_3$ pour $N_y < 4$ pour $N_y > 4$ la transition n'existe pas

✚ Pour le régime à bulle :

1- Calcul du Holdup liquide:

$$H_L = 1 - \frac{V_{sg}}{V_{bf}} \dots (3.46)$$

La vitesse de bulle est donnée par

$$V_{bf} = 1.2V_m + V_{bs} \dots (3.47)$$

III. Modélisation thermo-hydraulique

$$V_{bs} = 1.41 \left[\frac{\sigma_L g (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} \dots\dots (3.48)$$

2- Calcul de la perte par frottement :

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_s V_m^2}{2d} \dots\dots (3.49)$$

ρ_s est déterminé d'après l'équation (19) et f est obtenus à partir du diagramme de Moody :

$$N_{Re} = \frac{\rho_L V_m d}{\mu_L} \dots\dots (3.50)$$

✚ Pour le régime slug :

1-calcul du Holdup liquide :

$$H_L = 1 - \frac{V_{sg}}{V_{bf}} \dots\dots (3.51)$$

$$V_{bs} = C \sqrt{\frac{gd(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L}} \dots\dots (3.52)$$

Avec

$$C = 0,345 \left[1 - e^{(-0.029N_V)} \right] \left[1 - e^{\left(\frac{3.37.N_E}{m} \right)} \right]$$

$$N_E = \frac{gd^2(\rho_L - \rho_g)}{\sigma_L}$$

$$N_V = \frac{\sqrt{d^3 \rho g_L (\rho_L - \rho_g)}}{\mu_L}$$

N_V et m sont déterminés d'après le tableau :

III. Modélisation thermo-hydraulique

N_v	m
$250 < N_v$	10
$18 < N_v < 250$	$69 N^{-0.35}_v$
$N_v < 18$	25

2-calcul de la perte de charge par frottement :

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_f = \frac{f\rho_L H_L V_m^2}{2d} \quad \dots\dots\dots (3.53)$$

Le facteur de frottement est déterminé d'après le diagramme de moody et le nombre de Reynolds :

$$N_{Re} = \frac{\rho_L V_m d}{\mu L} \quad \dots\dots\dots (3.54)$$

3-Le gradient de pression par accélération est considéré négligeable pour les deux régimes

✚ Régime mist :

Pour ce régime Aziz a recommandé que la méthode de Dus et Ros peut être utilisé pour le calcul de la perte de charge pour ce type d'écoulement

✚ La région transitoire :

Lorsque la région transitoire est prédite, le calcul de la perte de charge se fait avec la combinaison des deux équations slug et mist comme suit :

$$\frac{dp}{dz} = A \left(\frac{dp}{dz}\right)_{slug} + (1 - A) \left(\frac{dp}{dz}\right)_{mist} \quad \dots\dots\dots (3.55)$$

Avec

$$A = \frac{N_x - N_1}{N_3 - N_2}$$

Le terme d'accélération a été considéré négligeable dans le régime à bulle

III. Modélisation thermo-hydraulique

✚ Corrélation de Orkiszewski

La méthode de Orkiszewski est reconnue pour quatre types de régime d'écoulement, des corrélations séparées sont préparées pour établir la vitesse de glissement et le facteur de frottement pour chaque phase

Le régime d'écoulement est déterminé d'après le tableau suivant :

Régime	Conditions à vérifier
Bulle	$q_g/(q_g+q_l) < L_B$ ou $V_{sg}/V_m < L_B$
Slug	$q_g/(q_g+q_l) < L_B$, $N_{vg} > L_S$
Transitoire	$L_m > N_{vg} > L_S$
Mist	$N_{vg} > L_m$

Les nouvelles variables sont définies comme suit :

Régime à bulle :

$$L_b = 1.071 - (0.221V_m^2 / d)$$

La masse volumique du mélange est donnée par :

$$H_L = 1 - \frac{1}{2} \left[1 + \frac{V_m}{V_s} - \sqrt{(1 + V_m/V_s)^2 - 4V_{sg}/V_g} \right] \dots\dots\dots (3.56)$$

Le facteur de frottement :

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_f = \frac{f \rho_L (V_{sL} / H_L)^2}{2g_e d} \dots\dots (3.57)$$

Le nombre de Reynolds est donné par :

$$N_{Re} = \frac{\rho_L d V_{sL}}{H_L \mu_L} \dots\dots (3.58)$$

III. Modélisation thermo-hydraulique

Régime slug :

$$L_s = 50 + 36N_{vg} q_L / q_g \text{ Ou } (36N_{vg} V_{sL} / V_{sg})$$

Régime mist :

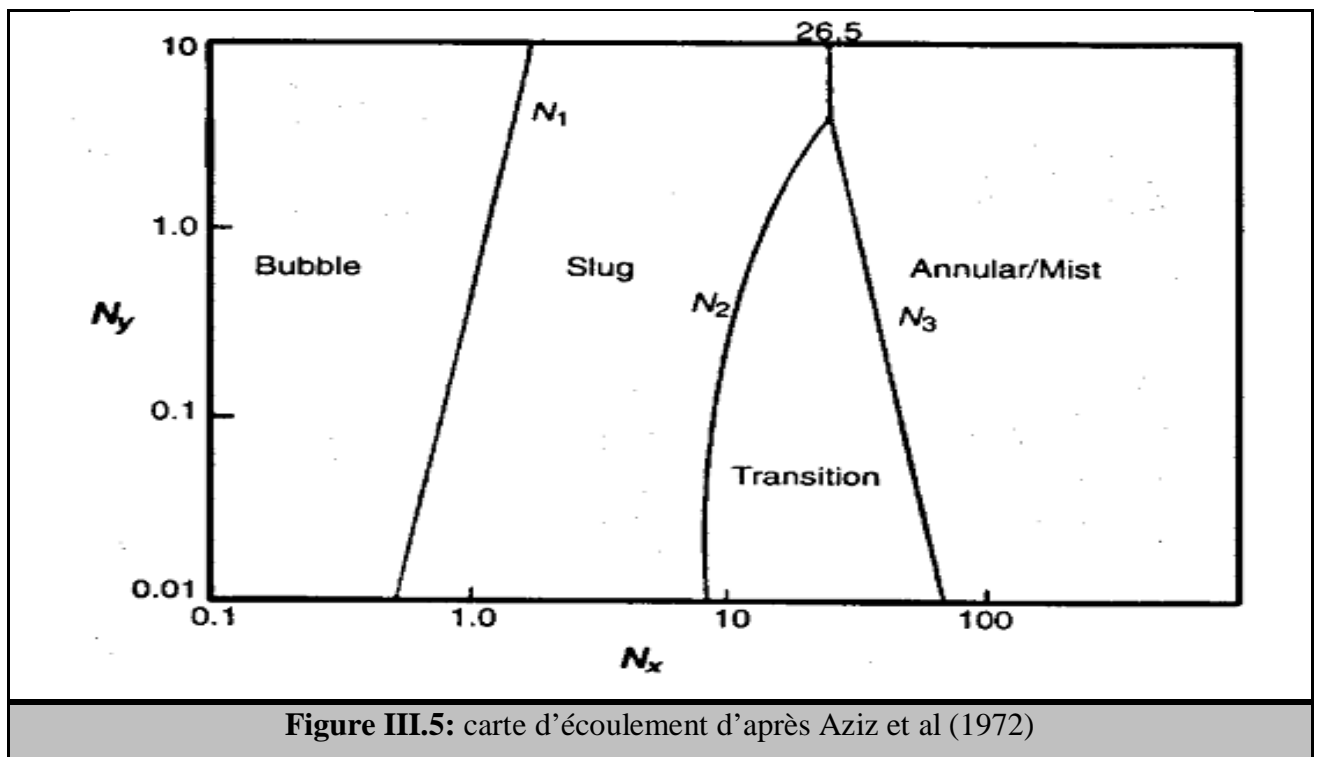
$$L_s = 75 + 84(N_{vg} q_L / q_g)^{0.75} \text{ Ou } (84N_{vg} V_{sL} / V_{sg})^{0.75} \text{ Avec}$$

V_t : vitesse totale du fluide ($V_{sL} + V_{sg} = V_m$)

q_t : débit volumétrique total ($q_{sl} + q_g$)

N_{vg} : nombre adimensionnel de la vitesse

$$N_{vg} = V_{sg} (\gamma / g \sigma)^{0.25}$$



III.4 Transfer de chaleur et l'isolation thermique dans les conduites

Les performances thermiques d'un système de production sont contrôlées par le comportement hydraulique du fluide dans le pipeline. Le modèle thermique qui prédit le profile

III. Modélisation thermo-hydraulique

de la température le long de la conduite est un des plus importante partie dans le design des pipelines car il influe indirectement sur le design hydraulique du fluide.

La température du fluide dans un pipeline n'est pas constante. Par exemple le gaz s'échauffe lorsqu'il est comprimé dans des unités de compression et sa température diminue le long de la canalisation. Il est alors nécessaire de déterminer ces températures. Le calcul qui nous permettra de connaître la variation de la température en fonction de la distance de la canalisation consiste à étudier les échanges de chaleur entre le gaz et son environnement ainsi que la détente de Joule Thompson, qui intervient dans le refroidissement du gaz. La connaissance de la variation de la température est aussi utile à la résolution du problème de formation des hydrates de gaz, qui dans certaines conditions de température et de pression, conduit à une obturation partielle ou totale des conduites et aussi à la détermination de l'état phasique du système.

III.4.1 Modèle de transfert de chaleur

Dans l'équation d'énergie (3.7), le terme q représente la quantité de chaleur échangé entre le gaz et l'environnant par unité et de temps et de masse dans une conduite, les transferts thermiques ayant lieu entre le gaz et son environnement sont la convection et la conduction :

Le transfert de chaleur par conduction et convection dans une conduite isolée est comme suit :

- Convection entre le fluide et la paroi interne
- Conduction entre paroi interne- paroi externe, paroi externe-revêtement, revêtement-sol
- Convection entre la surface externe et le fluide extérieur (conduite offshore)

Pour une convection interne par la surface interne de la conduite, le transfert de chaleur à travers la section est donné par l'équation de Newton :

$$Q_i = A_i h_i \Delta T = 2\pi r_i L h_i (T_i - T_1) \quad \dots\dots (3.59)$$

Pour une convection externe à la surface extérieure de la conduite, le transfert de chaleur à travers cette surface vers le milieu environnant est :

$$Q_0 = A_0 h_0 \Delta T_0 = 2\pi r_0 L h_0 (T_4 - T_1) \quad \dots\dots (3.60)$$

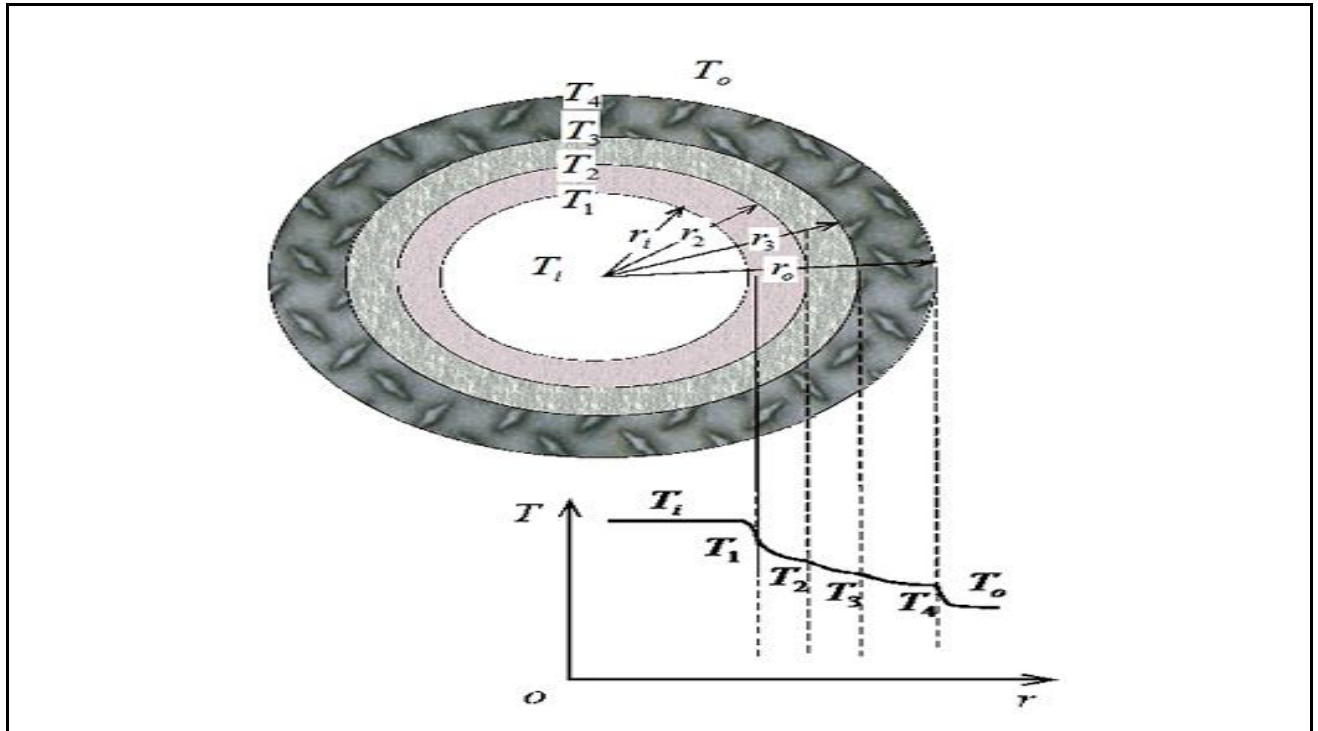


Figure III.8: Section transversal d'une conduite isolée et distribution de la température

La conduction dans la direction radiale d'un cylindre peut être décrite par l'équation de Fourier en coordonnées radial :

$$Q_r = -2\pi r L k \frac{\partial T}{\partial r} \quad \dots\dots (3.61)$$

En intégrant l'équation (3.61), ça donne :

$$Q_r = -2\pi L k \frac{(T_1 - T_2)}{\ln(r_2 / r_1)} \quad \dots\dots (3.62)$$

Le flux de chaleur par rapport à la surface externe avec une distribution radial de la température est obtenu par l'équation :

$$Q_r = - \frac{(T_i - T_0)}{\frac{1}{2\pi r_i L h_i} + \frac{\ln(r_1 / r_i)}{2\pi k_1 L} + \frac{\ln(r_2 / r_1)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_0 / r_2)}{2\pi k_3 L} + \frac{1}{2\pi r_0 L h_0}} \quad \dots\dots (3.63)$$

III. Modélisation thermo-hydraulique

Le transfert de chaleur stationnaire entre le fluide interne et le milieu environnant de la conduite est aussi exprimé par :

$$Q_r = UA(T_i - T_0) \quad \dots\dots (3.64)$$

Ainsi le OHTC coefficient de transfert de chaleur global basé sur la surface interne A_i est :

$$U_i = \frac{(T_i - T_0)}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_i \ln(r_1 / r_i)}{k_1} + \frac{r_i \ln(r_2 / r_1)}{k_2} + \frac{r_i \ln(r_0 / r_2)}{k_3} + \frac{r_i}{r_0 h_0}}$$

Et le OHTC basé sur la surface externe A_0 :

$$U_0 = \frac{(T_i - T_0)}{\frac{r_0}{r_i h_i} + \frac{r_0 \ln(r_1 / r_i)}{k_1} + \frac{r_0 \ln(r_2 / r_1)}{k_2} + \frac{r_0 \ln(r_0 / r_2)}{k_3} + \frac{1}{h_0}}$$

Le OHTC d'une conduite est fonction de plusieurs paramètres inclus les propriétés du fluide, le débit d'écoulement, la nature de convection du milieu environnant et l'épaisseur ainsi que les propriétés de la conduite et du revêtement ou l'isolation

Les fabricants des systèmes d'isolation utilisent une valeur de U typiquement basé sur le diamètre extérieur de la conduite, par contre les designer des pipelines utilisent une valeur de U basé sur le diamètre intérieur, la relation entre ces deux valeurs de U est :

$$U_0 \times OD = U_i \times ID$$

La valeur de U pour un système d'isolation multicouche est obtenue facilement par l'analogie électrique entre le transfert de chaleur et le courant direct :

$$Q = UA(T_i - T_0) = (T_i - T_0) / \sum R_i \quad \dots\dots (3.65)$$

Avec UA correspond avec l'inverse de la résistance thermique d'une section transversal, fil interne, film externe, et la conductance radial du matériau. La relation est écrite comme suit :

$$\frac{1}{UA} = \sum R_i = R_{filmin} + R_{pipe} + \sum R_{revet} + R_{filmext}$$

III. Modélisation thermo-hydraulique

Le terme à droite de l'équation ci-dessus représente la résistance du transfert de chaleur due à la convection interne, la conduction à travers l'acier du pipeline, la conduction à travers les couches d'isolation et la convection à la surface externe. Ils peuvent être exprimés comme suit :

$$R_{filmint} = \frac{1}{h_i A_i}$$

$$R_{pipe} = \frac{\ln(r_i / r_i)}{2\pi L k_{pipe}}$$

$$\sum R_{revet} = \frac{\ln(r_{no} / r_{ni})}{2\pi L k_n}$$

$$R_{filmext} = \frac{1}{h_o A_o}$$

Ou r_{no} et r_{ni} représente le rayon externe et interne de la couche de revêtement n respectivement, le terme K_n représente la conductivité thermique d'une couche de revêtement n, l'utilisation de la valeur de U est approprié pour les simulations stationnaire, par contre la valeur de U ne peut pas être utilisé pour évaluer les simulations thermique transitoire, le coefficient de diffusion thermique et d'autres propriétés du matériau de la paroi de la conduite et de l'isolation doivent être inclus.

- **L'effet de Joule-Thomson :**

L'effet de Joule-Thomson décrit la diminution de température due à la chute de pression dans une conduite de gaz, le coefficient de Joule Thomson est défini par :

$$\mu_{JT} = \frac{\Delta T}{\Delta P} \quad \text{or} \quad \frac{\Delta T_{\mu_{JT}}}{\Delta L} \quad \dots\dots (3.66)$$

Si on prend en compte l'effet de Joule-Thomson, la température le long de la conduite peut être exprimée comme suit :

$$-c_p m dT = U dA (T_m - T_0) + m c_p \mu_j dL$$

III. Modélisation thermo-hydraulique

Comme

$$dA = \pi D dL$$

$$c_p m dT = -U dA (T_m - T_0) - mc_p \mu_j dL$$

Divisant par mC_p

$$dT = -\frac{U\pi D}{mc_p} (T_m - T_0) - \mu_j dL$$

Assumons que U et C_p soient constants et posons $a = \frac{U\pi D}{mC_p}$

$$dT = -adL \left[(T_m - T_0) + \mu_j / a \right]$$

En intégrant l'équation entre deux points 1 et 2 :

$$\int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{\left[(T_m - T_0) + \mu_j / a \right]} = \int_{L_1}^{L_2} -adL \quad \dots\dots (3.67)$$

Ainsi après intégration, la température T_2 du gaz au point 2 est donnée par :

$$T_2 = \frac{(T_1 - T_0) + \mu_j / a}{e^{aL}} + T_0 - \mu_j / a \quad \dots\dots (3.68)$$

IV.1 Objectif de l'homogénéisation

Les données utilisées dans la simulation sont recherchées, dérivées, calculées, estimées et mesurées, ou tout simplement deviné pour la majorité des paramètres physiques du pipeline. Dans la simulation des pipelines, les utilisateurs trouvent souvent eux-mêmes dans un bourbier de collecte de données. Ils passent de nombreuses heures précieuses dans la recherche de la documentation, afin d'effectuer des calculs performants pour la construction d'un modèle de pipeline.

Ce qui n'est pas souvent clair au début, c'est combien de données recueillies et de données rassemblées qui sont nécessaire pour arriver à un niveau de précision. Par ailleurs, l'effet de la qualité des données sur la simulation n'est pas souvent reconnu au début du procès.

Au stade initial de la collecte de données, d'autres décisions importantes doivent être également prises en considération. A titre d'exemple, la sélection de l'équation d'état, le coefficient de frottement, ou les conditions aux limites.

Cette partie porte sur une approche qui permet la sensibilité du modèle à réaliser à un stade suffisamment tôt dans le procès de modélisation afin d'assurer que les paramètres clés sont bien choisis. Ce processus est démontré par des exemples de simulations de transport, de gaz et de liquides de l'éthane.

Les données requises pour la simulation des pipelines peuvent être classés dans un type général :

- La géométrie physique de la canalisation, tel que la longueur de la conduite, le diamètre et le profil d'élévation,
- Les propriétés du fluide, par exemple la composition du gaz ou les propriétés physiques, telles que la densité et la viscosité.
- Les propriétés du matériau du pipeline et son environnement, tels que les coefficients thermiques (coefficient de transfert de chaleur).

Dans certains cas, la filtration des données dans le but de simplifier les outputs (sorties) peut être appropriée néanmoins dans d'autres cas, de petites variations des données conduisent à de grands écarts.

Nous verrons aussi des éléments importants dans la modélisation des pipelines. Parmi les éléments discutés est la meilleure façon de créer un profil de pipeline sur la base des données disponibles, l'importance du modèle d'écoulement, la sensibilité à l'angle d'inclinaison de la conduite, le débit et le diamètre de la conduite et l'importance des conditions aux limites.

IV.2 Comment maintenir la géométrie du pipeline

Lors de la modélisation des pipelines, la géométrie du pipeline est généralement obtenue à partir des enquêtes du parcours du pipeline (survey data) ou des cartes photographiques (contour maps). Les enquêtes généralement mesurent la distance ou (la profondeur) pour chaque mètre avec une résolution de 1 cm d'élévation, tandis qu'une carte photographique est généralement équidistante de l'ordre de 10 ft. Ceci signifie que le niveau de détail est très différent, et des différentes méthodes pour faire de bons modèles de simulation de conduite sont requises.

Les données détaillées ne donneraient pas une description correcte de la canalisation. Pour obtenir un profil plus correct des techniques sophistiquées compte tenu de la courbure de la conduite en question peuvent être utilisés, mais une approche sera utilisée dans notre étude (voir détaillé dans ce chapitre), en simplifiant les données du profil tout en maintenant la géométrie globale de la conduite.

La discrétisation du profil du pipeline transportant un système polyphasique ou un système pouvant changer de phase au cours de son transport doit au moins remplir les conditions suivantes:

1. La longueur de la conduite totale doit être préservée.
2. La géométrie simplifiée doit avoir la même forme générale (grande et petite ondulations échelle) pour induire la même dynamique à savoir la perte de pression, l'évolution de la température et même l'accélération de la production par gravité, etc.
3. Les inclinaisons totales doivent être conservées pour prédire les mêmes contenus globaux d'accumulation de liquide, et ou la formation des poches de gaz dans les conditions d'écoulement permanent du système.
4. La distribution d'angle du profil discrétisé doit être aussi proche que possible de la distribution originale.

IV.3 L'importance de l'inclinaison du pipeline

Lors du transport des hydrocarbures, la teneur en liquide est généralement, le paramètre le plus important dans la conception d'un pipeline polyphasique car l'expérience nous a démontré deux effets principaux.

Pour un débit constant, la progression du hold-up avec l'inclinaison du pipeline est très sensible et ceci est valable pour les différents débits. Cette progression du hold-up à l'angle du pipe est très sensible pour les faibles débits, ce qui rend très important de saisir les détails de la distribution de l'inclinaison de pipeline pour les angles des régions à risque.

Dans le cas des canalisations d'importantes longueurs, cette discrétisation nécessite la compression d'un grand nombre de points de données, typiquement de plusieurs dizaines de milliers de coordonnées à seulement quelques milliers de points.

La transformation est donc importante et doit être conduite avec soin, à titre d'exemple la condensation du gaz (l'accumulation de liquide dans le gaz à condensat est connue pour être très sensible à l'inclinaison de la conduite). Cela est particulièrement vrai au stade de la conception du développement d'un nouveau champ. Si la discrétisation n'est pas correctement effectuée, le début de l'accumulation de liquide peut être sous-prédict relativement au débit de gaz d'exportation. Les conséquences d'une mauvaise transformation sont les suivantes:

- Une mauvaise définition de l'enveloppe de fonctionnement,
- La conception inappropriée des installations de réception,
- L'accumulation de la phase liquide au niveau bas de la conduite et ségrégation de la phase gazeuse aux parties hautes de la conduite ce qui entraîne un torchage de gaz plus important.

IV.4 Le modèle d'écoulement

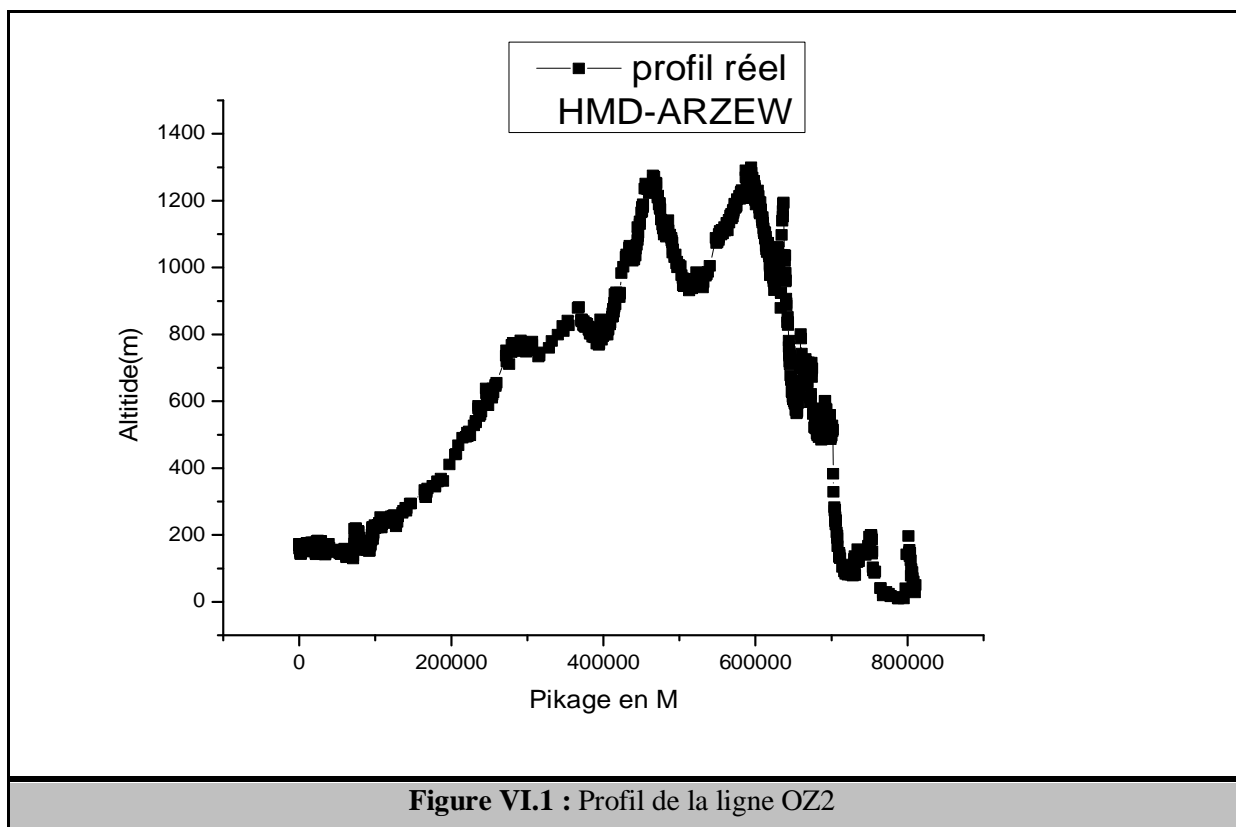
Le choix du modèle d'écoulement est devenu de plus en plus important pour les systèmes triphasiques, d'où le glissement entre l'eau et l'huile ajoute un niveau de complexité dans le travail de modélisation. Un grand nombre de modèles d'écoulement ont été développés pour l'écoulement multiphasique. Dans le but de modéliser ces systèmes un modèle mécanistique est nécessaire et les modèles basés sur les corrélations ne sont pas prévus pour donner de bons résultats sauf pour certaines conditions opératoires étroites.

IV. Homogénéisation du profil par l'Upscaling

Notre modèle est basé sur le modèle d'écoulement de Begg et Brill (cité dans le chapitre précédent) pour le calcul de l'évolution de la pression. L'équation d'état de Peng Robinson a été choisie pour simuler et décrire le comportement thermodynamique de notre effluent et ainsi pour l'évolution de la température, une équation de transfert de chaleur rigoureuse a été menée pour tenir compte de tous les paramètres impactant le comportement de notre effluent (conduction, convection, Joule-Thomson).

Le profil de la ligne à homogénéiser est de longueur 821 Km constitué de 1773 points réparties entre le terminal de départ HMD et le terminal d'arrivé d'Arzew illustré dans la figure1.

Dans cette partie, nous nous sommes intéressé à trouver une configuration simple de la ligne représentative du relief du tracé du pipeline. La technique proposée consiste à minimiser l'écart de la pression et de la température le long de la ligne réelle et le modèle tout en préservant la physique de l'écoulement (Holdup, température, pression etc..)



IV.5 Algorithme de l'homogénéisation

Dans le but d'avoir un profil optimal du pipeline avec un nombre de points réduits pour la simulation et tout en respectant la configuration d'écoulement (profil dynamique de pression et de température et le même holdup du profil réel), on procède de la manière suivante :

- Subdiviser la ligne en plusieurs tronçons figurés dans le tableau 1
- Après avoir analysé chaque tronçon et déterminer les points les plus favorables à la formation du condensat ou de l'évaporation, et afin de déterminer le profil optimal pour chaque tronçons nous avons procédé de la manière suivante :
- faire passer les données par un filtre de moyenne mobile avec un pas variable de 3 à 5 point, on décompose la ligne en tronçons élémentaires suivant les valeurs de leurs déclivité.
- pour chaque tronçon élémentaire, et dans le but de réduire le nombre de point de ce tronçon, le problème est résolu de la manière suivante:
- Déterminer la hauteur altimétrique équivalente des points de la ligne homogénéisée tout en minimisant la fonction suivant:

$$\min \left(\sum_{i=1}^n \alpha \left(\frac{P_{réel} - P_{hom}}{P_{réel}} \right)^2 + (1 - \alpha) \left(\frac{T_{réel} - T_{hom}}{T_{réel}} \right)^2 \right) \quad 0 < \alpha < 1 \dots (4.1)$$

Avec α : coefficient de majoration

La variable de décision est la hauteur de la conduite homogénéisée à ajuster.

La contrainte majeure pour cette opération de l'upsaling est le holdup en tout point de la conduite réelle et homogène soit le même.

$$H_L(x)_{conduite\ réel} = H_L(x)_{conduite\ homogénéisé} \dots\dots\dots (4.2)$$

Si la solution n'est pas satisfaisante, on procède au même calcul avec un autre nombre de points jusqu'à ce que toutes les conditions soient vérifiées. Nous avons adopté cette démarche à l'optimiser du HYSYS ASPEN ONE.

IV. Homogénéisation du profil par l'Upscaling

Tableau IV.1: Subdivision de la ligne OZ2 en tronçons élémentaires

Point de départ	Point d'arrivé	Nombre de point	Distance (Km)
HMD	OUARGLA	161	125,160
OUARGLA	GHARDAIA	90	97,67
GHARDAIA	H'RMEL	185	82,29
H'RMEL	LAGHOUAT	304	110,97
LAGHOUAT	TIARET	281	116,53
TIARET	PIK NADOR	145	51,96
PIK NADOR	PIK 640	130	49,34
PIK 640	PIK ZEMOURA	99	73,99
PIK ZEMOURA	ARZEW	378	113,09

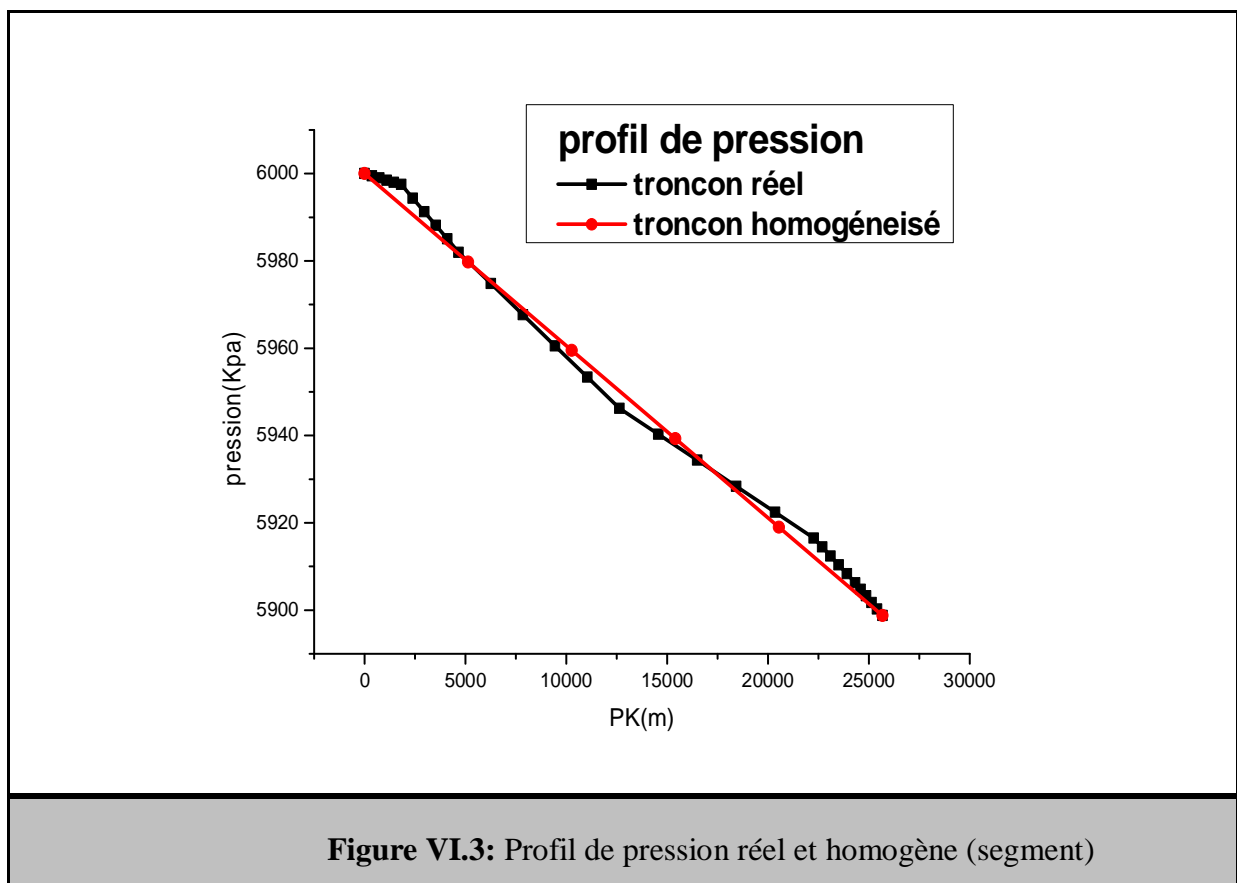
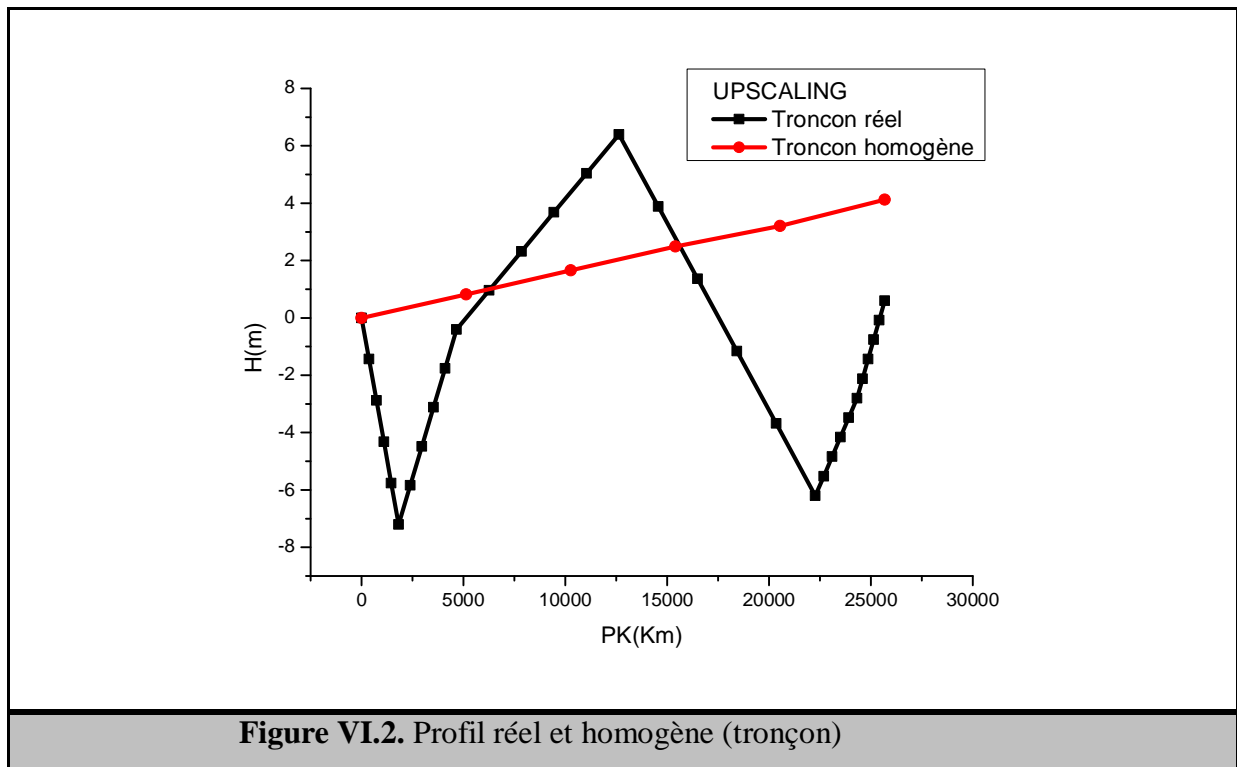
Prenons comme exemple explicatif, les résultats de l'upsaling entre un tronçon réel et un tronçon homogène :

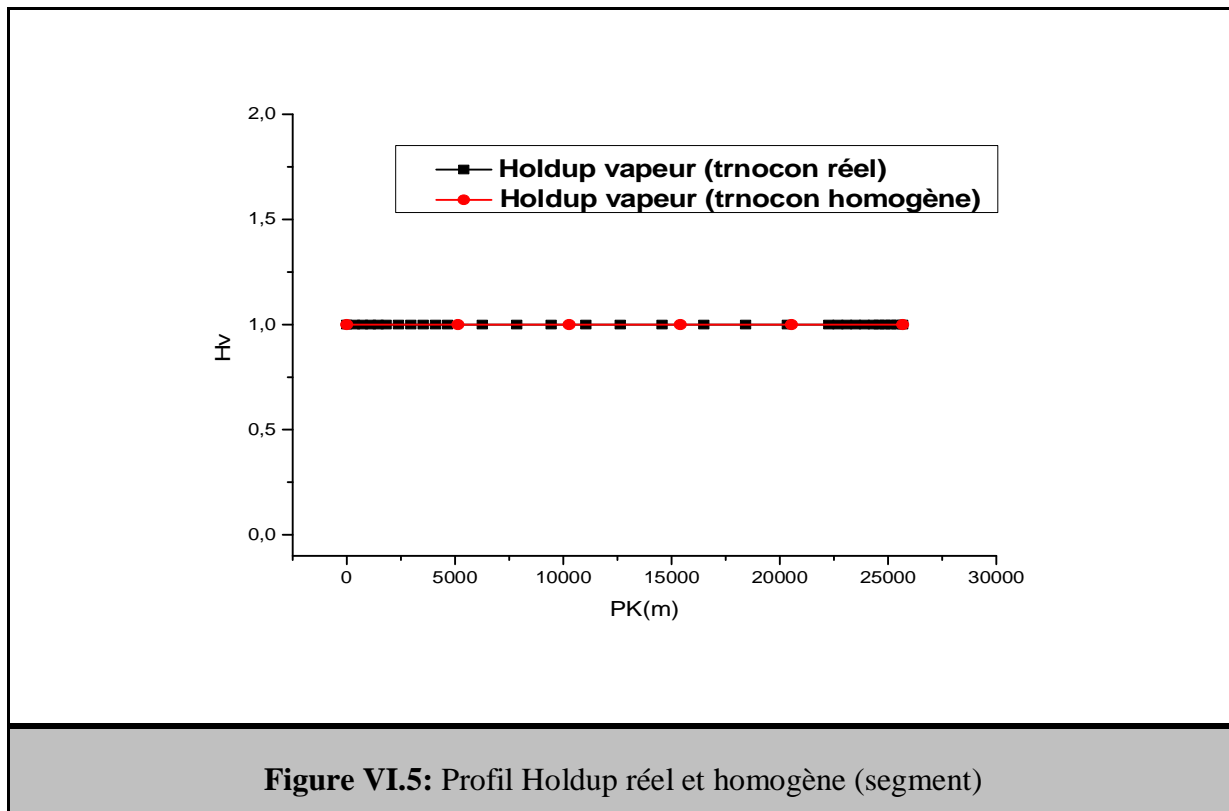
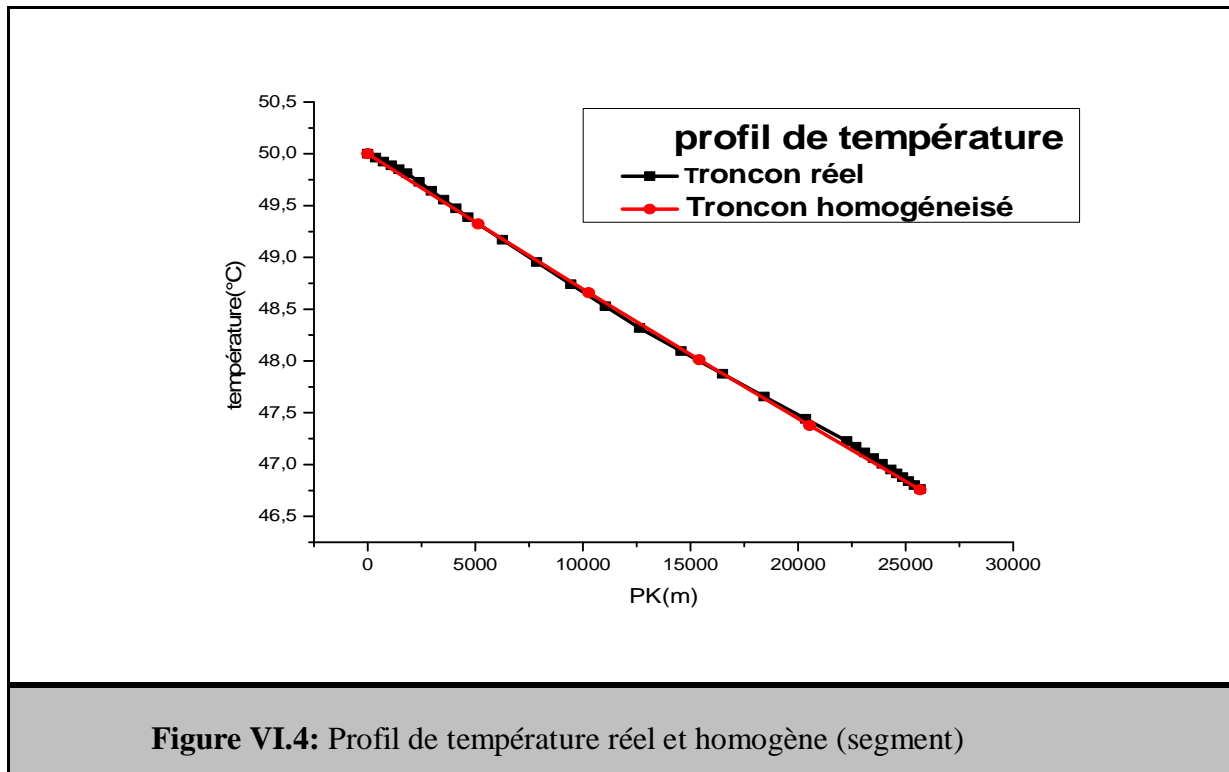
Les principales caractéristiques après l'opération de l'upsaling sur le tronçon réel en termes de pression, de température et de holdup comparé avec le tronçon modélisé (homogène) sont représentées dans le tableau ci-dessous.

Tableau IV.2: Caractéristiques du tronçon réel et homogénéisé

caractéristiques	Tronçon réel	Tronçon homogène
Longueur totale (Km)	25,67	25,67
Pression à l'amont du tronçon (bar)	60,00	60,00
Pression à l'aval du tronçon (bar)	58 ,99	58 ,99
Température à l'amont du tronçon (°C)	50 ,00	50,00
Température à l'aval du tronçon (°C)	46,76	46,76
Hv (fraction vapeur)	1	1

Le profil de pression, de température ainsi que le holdup des deux conduites sont représentés dans les figures suivantes :





IV. Homogénéisation du profil par l'Upscaling

D'autres caractéristiques techniques des deux tronçons (réel et homogène) sont résumées dans le tableau ci-dessous :

Tableau IV.3 : Caractéristiques techniques des deux tronçons (réel et homogène)

	Tronçon réel	Tronçon homogène
Coef de transfert de chaleur (Kj/h.m)	43,1320	43,7278
Régime d'écoulement	Monophasique (vapeur)	Monophasique
dp (frottement) (Kpa/m)	3,92 E-03	3,92 E-03
Re (vapeur)	7,38 E06	7,38 E06
Vitesse (m/s)	2,48084	2,48070

En respectant une même configuration de l'écoulement sans changer les caractéristiques principales le long du tracé qui se résume à la même valeur du Hold-up dans les points considérés.

Si la solution n'est pas satisfaisante, on reprend la même la procédure de calcul avec un autre nombre de points jusqu'à ce que toutes les conditions soient vérifiées.

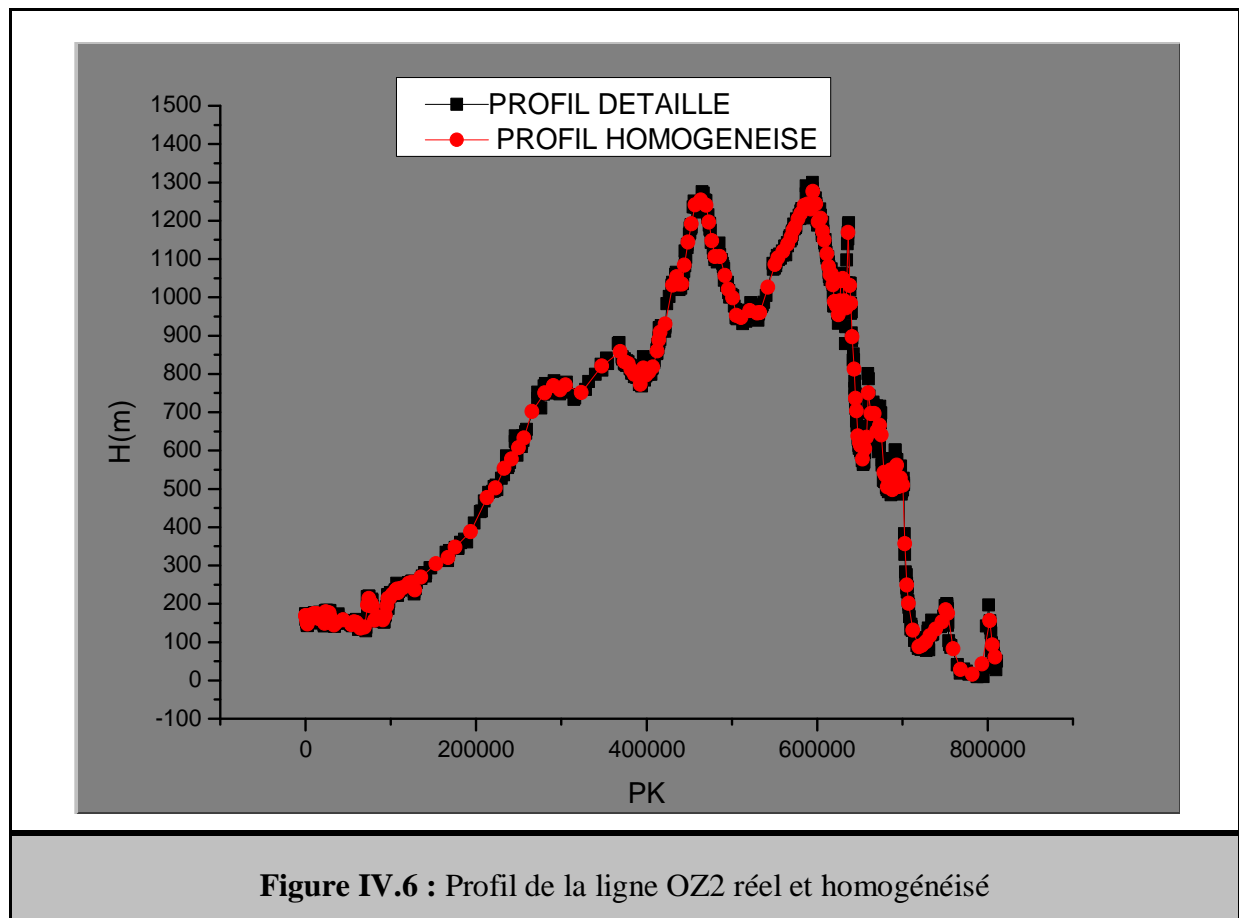
Les résultats de l'upscaling sur le profil total sont résumés dans le tableau ci-dessous :

Tableau IV.4 : Résultat de l'Upscaling sur toute la ligne

Point de départ	Point d'arrivé	Nombre de point réel	Nombre de point modélisé	Distance (Km)
HMD	OUARGLA	161	12	125,160
OUARGLA	GHARDAIA	90	7	97,67
GHARDAIA	H'RMEL	185	10	82,29
H'RMEL	LAGHOUAT	304	19	110,97
LAGHOUAT	TIARET	281	16	116,53
TIARET	PIK NADOR	145	6	51,96
PIK NADOR	PIK 640	130	17	49,34
PIK 640	PIK ZEMOURA	99	18	73,99
PIK ZEMOURA	ARZEW	378	13	113,09

IV. Homogénéisation du profil par l'Upscaling

Le modèle finale (homogénéisé par l'upsaling) est constitué de 107 points réparties entre le terminal du départ HMD et le terminal d'arrivé d'ARZEW voir la figure ci-dessous:



Cette approche nous a permis de compresser le nombre de point de 1773 à 107 point, donc le modèle choisi est constitué de 107 points qui représentent la même géométrie réel. Les caractéristiques essentielles du profil détaillé de l'éthanoduc sont exactement conservées: La longueur du pipe totale, des ondulations à grande échelle et petite échelle. et la distribution incliné du pipe. L'étude comparative a confirmé la capacité des méthodes de discrétisation pour préserver le comportement hydrodynamique du profil original, malgré la compression des données significatives.

IV.6 Choix de la température ambiante du design

La température du milieu ambiant est un autre paramètre qui à un impact très significatif dans la formation du condensation lors du transport de gaz et l'évaporation dans le

IV. Homogénéisation du profil par l'Upscaling

cas du transport de liquide. Nous avons analysé les relevés mensuels de la température du milieu ambiant de chaque région de passage de l'éthanoduc pour cerner le problème.

Pour le design de l'éthanoduc, nous avons pris comme valeur de la température ambiante des valeurs les plus contraignantes à savoir:

Dans le cas du transport de l'éthane sous forme de gaz, nous avons pris la température la plus basse et calculée comme valeurs moyenne des trois mois hivernale, à savoir, décembre, janvier et février pour chaque région et ces dernière sont d'une moyenne de 5°C. (Voir annexe pour l'analyse des relevés mensuels de la température)

Dans le cas du transport de l'éthane sous forme de liquide, nous avons procédé de la même manière mais avec la température la plus favorable à l'évaporation, qui est en l'occurrence la température la plus élevées à savoir le mois de juin, juillet et aout qui sont en moyenne de 38°C.

De ce fait les températures utilisées pour les simulations futures de l'éthanoduc est de 5°C pour le cas du transport de gaz et de 38° pour le transport de l'éthane en forme liquide. Le calcul se fait sur le profil homogénéisé par la technique de l'upsaling.

Introduction

Tous les domaines de l'engineering emploient les modèles mathématiques, un modèle mathématique est un système constitué d'un ensemble de relations mathématiques dans le but de représenter ou de produire les caractéristiques et le fonctionnement de ce système.

Un modèle mathématique est typiquement constitué des paramètres le caractérisant, des variables décrivant l'état du modèle (variable d'état), des variables influant sur les variables d'état du modèle (variable de commande, de contrôle ou de décision) et des relations mathématiques liant entre elles.

L'optimisation est devenue un domaine majeur dans le processus de l'ingénierie des systèmes, elle a évolué d'une méthodologie d'un intérêt académique à une technologie qui a un impact significatif dans l'industrie, avons de discuter de l'application de l'optimisation dans notre problématique, il est utile de présenter une classification des types de problèmes, cette classification est indépendante des méthodes de résolution. L'organigramme ci-dessous présente les problèmes d'optimisation en termes de variables discrètes et continue.

L'optimisation continue, comprend la programmation linéaire (LP) et non linéaire (PNL), une sous classe importante de la programmation linéaire est le problème complémentaire linéaire (LCP), tandis que la programmation non linéaire inclus la programmation quadratique et la programmation semi défini. Pour cette dernière une distinction importante est également si le problème (NLP) est convexe ou non convexe, puisque celle-ci peut donner lieu à des optimaux locaux multiples, une autre importante distinction est de savoir si le problème est supposé être différentiable ou non.

Quand aux problèmes discrets, ils sont les premiers classés en MILP (Mixed Integer Linear Programming) et MINLP (Mixed Integer Nonlinear Programming).

En ce qui concerne leur formulation, la représentation des problèmes d'optimisation discrète ou continue en forme algébrique correspond à des problèmes d'optimisation mixte intégré et qui ont la forme générale suivante :

$$\min Z = f(x, y) \quad \begin{cases} h(x, y) = 0 \\ g(x, y) \leq 0 \\ x \in X, y \in \{0,1\}^m \end{cases}$$

Ou $f(x)$ est la fonction objective (cout, énergie.)

h et g sont des vecteurs des fonctions de contrainte (bilan de mouvement et d'énergie, équations d'équilibres, spécifications de conception, contraintes physiques et restrictions logiques)

x : est une variable continue (débit, pression, température etc.)

y : est une variable discrète, ils sont généralement limité à des valeur (0-1), (stations de compression en marche ou en arrêt nombre d'unité en service...)

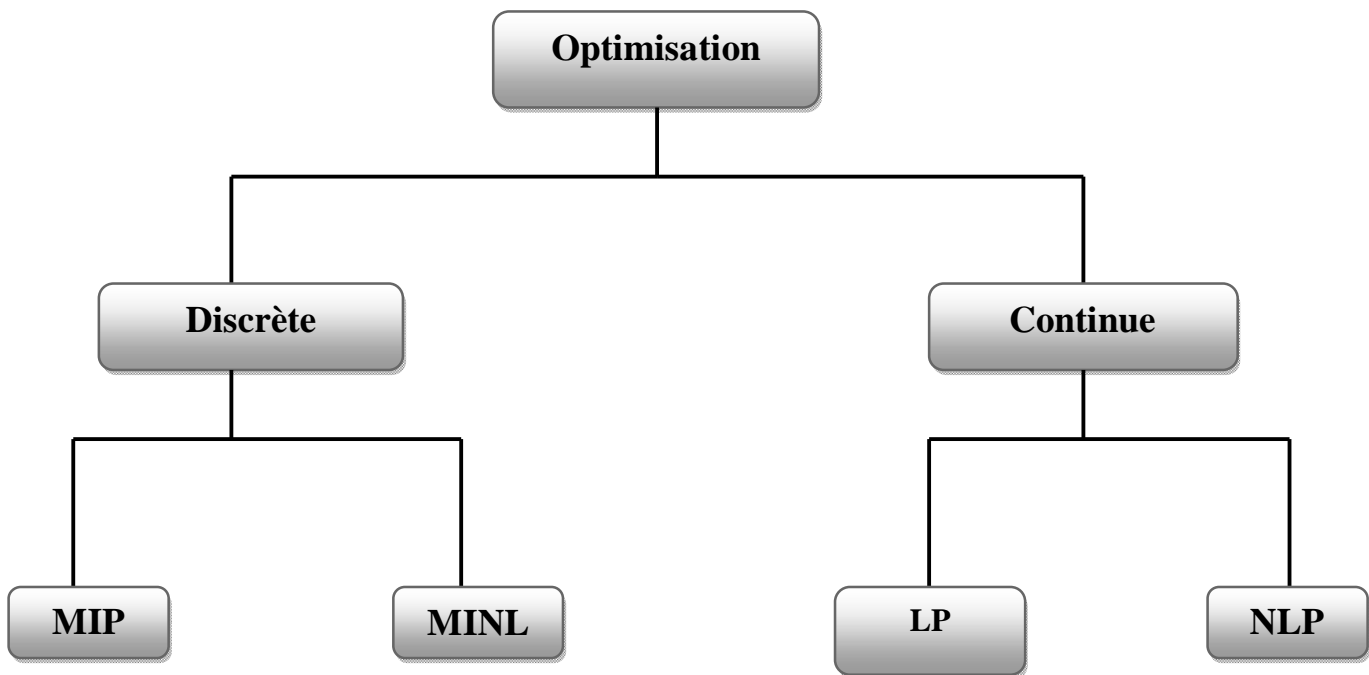


Figure V.1 : Types d'optimisation en termes de variables

Qu'est qu'un problème d'optimisation ?

Soit X est un sous-ensemble non vide de \mathbb{R}^n . Considérons un problème d'optimisation de la forme :

$$\begin{array}{l} \min f(x) \\ x \in X \end{array} \dots\dots\dots(*)$$

- La fonction $f : \mathbb{R}^n \rightarrow \mathbb{R}$ est appelé fonction cout, objectif ou critère.
- L'ensemble X est appelé ensemble ou domaines des contraintes.
- Tout point $x \in \mathbb{R}^n$ vérifiant : $x \in X$, est appelé point admissible du problème (*)

Chercher une solution du problème avec contraintes (*) revient à chercher un point d'un minimum local de f dans l'ensemble des points admissibles.

L'optimisation joue un rôle important, car tous les systèmes sont décrits par un modèle mathématique et sont optimisés. Les qualités des résultats et des prédictions dépendent de la pertinence du modèle, de l'efficacité de l'algorithme et des moyens pour le traitement numérique.

V.1 Problèmes d'optimisation dans le réseau de transport

Le réseau de transport par canalisation doit assurer l'évacuation du gaz et du brut de telle sorte à satisfaire la demande du client à moindre coût, ce réseau est compose de conduites, des stations de compression ou de pompage, comme ces conduites entrainent une chute de pression de l'effluent, ces stations permettent à leurs tours d'augmenter cette pression pour fournir les pressions requises pour la livraison.

Les deux types de problèmes d'optimisation qu'on rencontre le plus souvent sont surtout des problèmes d'optimisation, de conception et de fonctionnement des réseaux de gazoduc. Dans l'optimisation et de conception, le but recherché est d'optimiser le dimensionnement aussi bien de la canalisation que tous les équipements tels que les stations de compressions et autres. La configuration du réseau et de station est donnée dans le but d'actionner le réseau de canalisation d'une façon optimale. Par contre dans l'optimisation de fonctionnement, le but recherché est surtout d'obtenir la configuration optimale de fonctionnement.

V.1.1 Configuration optimale des réseaux de transport de gaz

L'objectif de la conception optimale du projet de réseaux de transport de gaz passe par le choix des dispositifs et les unités d'équipements appropriées selon un critère technico-économique. Cela implique la détermination du nombre optimal de stations de compression, de leur emplacement et de leur conception et aussi le choix du diamètre optimal de la canalisation et de la pression maximale de service. La détermination des variables de conception nécessaires sont les suivantes :

- Nombre de stations de compression (pompage) ;
- Emplacement de ces stations,
- Longueurs des tronçons entre les stations de compression ;
- Diamètre des tronçons de canalisation ;
- Pression d'aspiration/ refoulement à chaque station de compression ;

L'objectif, recherché généralement dans ce type de problèmes est la minimisation des coûts d'investissements, des stations de compression, des canalisations et les frais d'exploitation.

V.1.2 Détermination de la configuration optimale des régimes de fonctionnement des réseaux de transport de gaz

L'exploitation des réseaux de transport de gaz nécessite la connaissance de plusieurs variables de décisions ce qui rend le choix de la variante optimale beaucoup plus difficile à déterminer. Dans ce type de problème, de différents critères techniques ou économiques peuvent être pris en considération comme par exemple la minimisation de la consommation du carburant sur le réseau, la maximisation du débit transporté ou les pressions en des points particuliers comme la pression de livraison, minimisation de la température d'entrée ou de sortie du compresseur, *etc.* Ces critères peuvent être considérés aussi bien comme contraintes ou fonction objectif du problème d'optimisation. Le choix de la fonction objective ainsi que son évaluation a une influence très importante sur la qualité de la solution finale.

L'objectif principal dans cette partie est de trouver la configuration optimale du régime de fonctionnement du futur éthanoduc, et les conditions opératoires trouvées sont mentionnés comme des variables optimisées.

La fonction objective de notre problème est représentée par la somme des consommations en carburant de toutes les stations de compression (le cas du transport en phase gaz) et des stations de pompage (le cas du transport en phase liquide)

V.2 Transport de l'éthane sous forme gazeuse

La finalité de tout modèle d'optimisation de gazoduc est d'établir le profil de pression et de température le long de la canalisation ainsi que la configuration des stations de compression à mettre en fonctionnement pour atteindre les valeurs extrémales du critère choisi, de ce fait, en raison de la nature compressible du gaz naturel, le problème d'optimisation des régimes d'exploitation d'un gazoduc, revient quel que soit le critère retenu, par essence à un problème de programmation non linéaire en variables mixtes ou la fonction objective, elle est non linéaire et non convexe, et ou une grande partie des contraintes sont également non linéaire et non convexe.

La résolution du problème ainsi décrite est de complexité certaine. En raison de nombres importants de variables à considérer, l'optimum étant difficile à trouver, plusieurs options seront donc nécessaires.

La résolution des problèmes de transport de gaz naturel passe nécessairement par l'usage des techniques de simulations et d'optimisations. L'objectif principal de la simulation est de déterminer le comportement d'un réseau de gazoduc dans des conditions données. Elle répond fondamentalement à la question : Comment le système de transport réagit suivant un choix de variables de décisions données et de conditions aux limites de débits connus ? Des questions du type : Déterminer le régime de fonctionnement pour la réalisation d'un objectif défini exigent habituellement une série de simulations réalisées par des opérateurs avérés.

Malgré ces avantages, la simulation présente quand même deux inconvénients majeurs :

- Un régime de fonctionnement adéquat est déterminé après plusieurs essais.
- La solution trouvée ne garantit pas l'obtention de l'optimum.

Des travaux antérieurs dans ce domaine montrent qu'il ya un intérêt de plus en plus croissant sur les études de conception et de fonctionnement des réseaux de pipeline et de ses composants qui sont à la base de l'optimisation de la performance d'un système global.

L'optimisation de la conception d'une canalisation de transport de gaz naturel nécessite la définition de plusieurs variables en particulier :

- Le diamètre de la conduite ;
- La pression, la température et la longueur de la canalisation ;
- La distance entre les stations de compression ;
- Les pressions requises au départ et au point de livraison ;
- Les débits à livrer

Chacun de ces paramètres a une influence sur le coût global de la construction et sur les frais d'exploitations. La prise en compte d'un ou plusieurs de ces paramètres décideront de la solution économique à retenir.

L'optimisation des régimes de fonctionnement des réseaux de gazoduc revêt une importance capitale dans le domaine industriel, en permettant la réduction des coûts, en améliorant les capacités de transport et en accroissant la compétitivité. Dans notre objectif, on s'intéresse à la résolution du problème d'optimisation de la consommation de gaz combustible d'un pipeline de gazoduc et pipeline d'oléoduc.

V.2.1 Philosophie générale d'opération et de configuration de l'exploitation :

L'objectif de cette étude est de déterminer une configuration optimale pour le design d'un pipeline transportant l'éthane de HMD vers Arzew de la manière optimal de façon à minimiser la consommation totale du carburant consommé par les stations de compression, et de satisfaire la demande des clients. La prise de décision pour modéliser le problème d'optimisation afin d'obtenir des solutions optimales fait suite à l'application du logiciel de simulation Hysis Aspen One qui se repose sur la méthode d'optimisation SQP (voir annexe).

Calcul technique :

Le calcul technique a pour objet de définir les différentes alternatives possibles qui répondent au problème de transport de l'éthane par gazoduc (sous forme de gaz).

Chaque alternative correspond à une combinaison de diamètre, d'un nombre de stations de compression et d'une puissance requise.

L'étude technique doit tenir en compte plusieurs paramètres à savoir :

- Le tracé, les points kilométriques et les altitudes ;
- Le débit transporté ;
- Les paramètres d'exploitation (PMS, Pression à l'aspiration et au refoulement) ;

- La composition de l'effluent ;
- Les caractéristiques du pipeline (diamètre, rugosité, épaisseur).

Notre étude sera basée sur le débit ultime prévu, les diamètres considérés dans notre cas sont prévu entre le diamètre Ø16'' jusqu'au diamètre Ø26''

- **Etude de cas :**

La première variante envisagée pour le transport de l'effluent est de le transporter par pipeline de Hassi Messaoud et plus exactement du centre de Transit Est Haoud el Hamra à Arzew sur une distance de 821 Km parallèlement à la ligne existante qui est OZ2, pour cela on considère le transport de 170000 Kg/s équivalent à 1.5 MTA pour une composition de l'éthane présenté dans le tableau, le mélange est disponible à une pression et une température. Ci-joint le tableau de données :

Tableau V.1 : composition, débit et condition du design

composant	Fraction molaire
CH ₄	0.014
C ₂ H ₄	0.96
C ₃ H ₈	0.036
Débit massique kg/h (Lbm/h)	170000 (37480)
Pression, bar (psia)	50 (725,2)
Température, °C (°F)	40 (104)

L'objectif de ce travail est d'étudier la faisabilité de transporter 95% de l'éthane de HASSI MESSAOUD vers ARZEW sur un pipeline Parallèle à l'existant OZ2, c'est dans le but d'économiser en ce qui concerne des travaux supplémentaire due au relief géographique à l'éloignement des nouvelles stations aux existantes et éviter un sur effectif. Cette futur ligne appelé éthanoduc (dédiée spécialement au transport de l'éthane).

- **Détermination des épaisseurs :**

L'acier utilisé pour cette étude est un acier en carbone de nuance API 5L X70. Les épaisseurs des canalisations à réaliser ont été calculées selon « les Règles de sécurité pour les canalisations de transport de gaz combustibles » et varient le long du pipeline selon les zones traversées, Zone I, zone II, zone III. La répartition réelle des zones sur le tracé des

gazoducs et l'étude topographique seront pris en considération dans l'étude hydraulique finale.

Sur la base de ces données et hypothèses, le calcul des épaisseurs est comme suit :

- **Calcul des épaisseurs : (Voir 44 ème édition API 5L)**

La formule de Barlow ci-dessous, nous permet de calculer l'épaisseur minimale E_{min} , pour une pression donnée :

$$E_{min} = \frac{p \times D_{ext}}{2\sigma_{ad}}$$

- **Calcul des contraintes admissibles :**

$$\sigma_{ad} = \min(K_e \times \sigma_e, K_r \times \sigma_r)$$

σ_e : est la contrainte élastique de l'acier = 4830 bars pour la nuance API5L X70

σ_r : est la contrainte de rupture de l'acier = 5860 bars pour la nuance API5L X70

K_e K_r sont les coefficients de sécurité qui dépendent de l'emplacement des zones.

Selon le Règlement de Sécurité Algérien des Hydrocarbures Gazeux, ils sont donnés par :

Tableau V.2 : coefficient de sécurité dépendant des zones traversées

Zone	Ke	Kr
Zone I	0.60	0.36
Zone II	0.73	0.55
Zone III	0.80	0.60

Notre étude est basée sur les hypothèses suivantes :

- Itinéraire HMD Arzew avec une longueur 821 Km
- Le plateau de production est de 1.5 MTA
- Conditions stationnaire
- La température ambiante pour le transport en phase gazeuse est de 5°C (le cas le plus défavorable)

V. Modélisation et optimisation du transport du gaz

- Le transport de l'effluent se fait en monophasique
- Software de simulation : Hysis Aspen One, en utilisant l'équation Peng Robinson comme équation d'état.

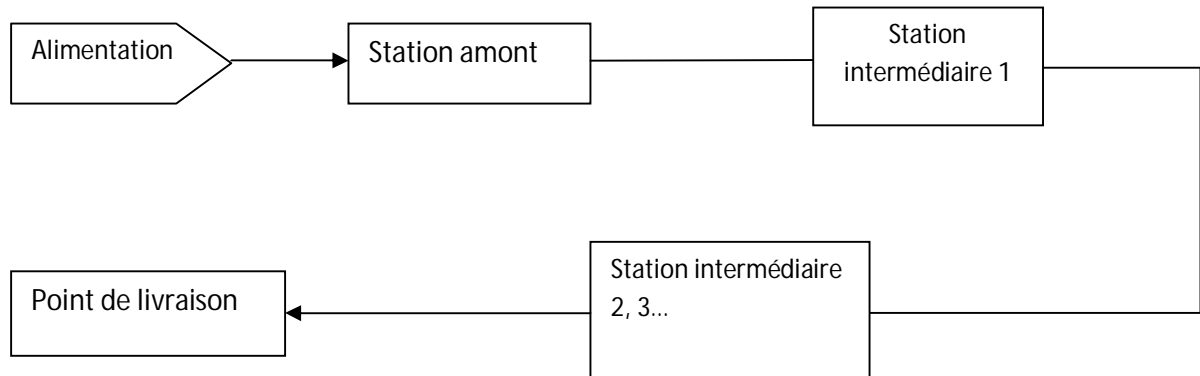


Figure V.1 : Schéma représentative de la ligne et les stations

L'opération de l'étude consiste à déterminer les paramètres optimaux d'exploitation de la nouvelle ligne pour une série de diamètre avec les hypothèses et les paramètres de départ cité dessus.

Ce problème comme il a été mentionné traite une série de diamètre, de 16'', 18'', 20'', 22'', 24'' et 26'' sur le relief modélisé par l'upsacling.

Pour solutionner ce problème il à été adapté, à l'optimiser de Hysis Aspen One avec la fonction objective et le système de contrainte:

Fonction objective:

$$\min(W) = \sum_i^N W_i$$

W_i : puissance absorbée par la station (i)

La puissance d'une station se calcule par :

$$W_i = 1.02 \frac{H_{poly} \cdot M \cdot g}{\eta_{poly} \cdot \eta_{mec}}$$

La hauteur polytropique du compresseur dépend du taux de compression ε

$$H_{poly} = T_{asp} \cdot Z_{asp} \cdot R_g \cdot \eta_{poly} \cdot \left(\frac{n}{n-1} \right) \cdot \left(\varepsilon^{\left(\frac{n-1}{n \cdot \eta_{poly}} \right)} - 1 \right)$$

$$n = \frac{1}{1 - \frac{k-1}{k \cdot \eta_{poly}}}$$

K : Rapport des chaleurs spécifiques à une pression et un volume constant

$$K = \frac{C_p}{C_v}$$

Système de Contrainte

- Les pertes de charges :

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{tot} = \left(\frac{dP}{dL} \right)_g + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{fr} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc}$$

Le modèle décrit la perte de charge dans chaque tronçon est le modèle de Beggs and Brill

- L'équation de la chaleur :

$$\frac{dT}{dx} = f \left(\frac{dP}{dx}, \frac{dP}{dT}, Q, T, D, T_{amb}, \dots \right)$$

- La contrainte sur le taux de compression est :

$$1 \leq \frac{P_{ri}}{P_{ai}} \leq \varepsilon^+$$

- Ainsi que d'autres contraintes comme la température maximale de refoulement, pour le choix d'installation des refroidisseurs :

$$T_{ref})_i \leq T_{max}$$

- Une contrainte sur la nature de la phase :

$$H_g = 1$$

Le holdup gaz doit être égal à un (01) en tout point critique, d'où dès les départ des simulations, on choisit un nombre de point critique et à chaque fois on doit vérifier la condition $H_g = 1$, ainsi qu'à l'entrée de chaque station de compression.

Variante G16 : Ethanoduc / Gazoduc

La variante G16 consiste à la réalisation de :

Une (01) ligne de Ø16'' x 821 Km entre le Terminal de Départ de HMD au terminal d'Arrivé d'Arzew . L'optimisation nous a permis de déterminer les paramètres d'exploitation optimaux résumés dans le tableau suivant :

Tableau V.3 : paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G16''

SC	PK SC	Tasp (C°)	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Tref (C°)	Puiss (KW)
TD	0/169,3	40	50	72	66,78	1303
SC1	125,8/257	2	25,6	74	82/54	4244,6
SC2	219,6/495	29 ,8	50,51	75	53 ,4	1024 ,8
SC3	306,7/775,6	31,9	52 ,61	75	52	889,9
SC4	418,5/882,7	30 ,7	52,03	78	51,9	959,7
SC5	538,2/1016	32 ,1	54,06	90	56,1	1187,5

Tableau V.4 : Bardage des épaisseurs

Diamètre	6.35	7.9	8.7	9.52	10.3
16''	538,5Km	283Km	-	-	-

Analyse des résultats

Cinq (05) stations de compression sont nécessaires pour l'acheminement de l'effluent avec des pressions de refoulement qui oscillent au tour de 70 à 80 bars sauf la dernière station où la déclivité est importante, le transport en monophasique n'est assuré qu'avec une pression de 90 bars. Les températures de refoulement des stations varient entre 50 à 66°C, mis à part la

V. Modélisation et optimisation du transport du gaz

station de OURGLA (SC1) ou la température de refoulement dépasse 82°C, ce qui nécessite une possibilité d'une mise d'un refroidisseur.

De même l'analyse de l'enveloppe de phases de l'éthanoduc, (voir diagramme ci-dessous) montre que sur la ligne HEH-OURGLA, notre produit est vulnérable à la formation des hydrates, ceci peut provoquer des perturbations majeures du fonctionnement de l'éthanoduc en hiver. De même, tous les points évoluent d'une manière avoisinante à la courbe de rosée. Le pipeline de diamètre 16'' est défavorisé dans les conditions prés citées, dans ce cas l'éthane arrive au terminal d'ARZEW avec une pression de 74 Bars. La puissance totale est de 8585 KW=8,6 MW

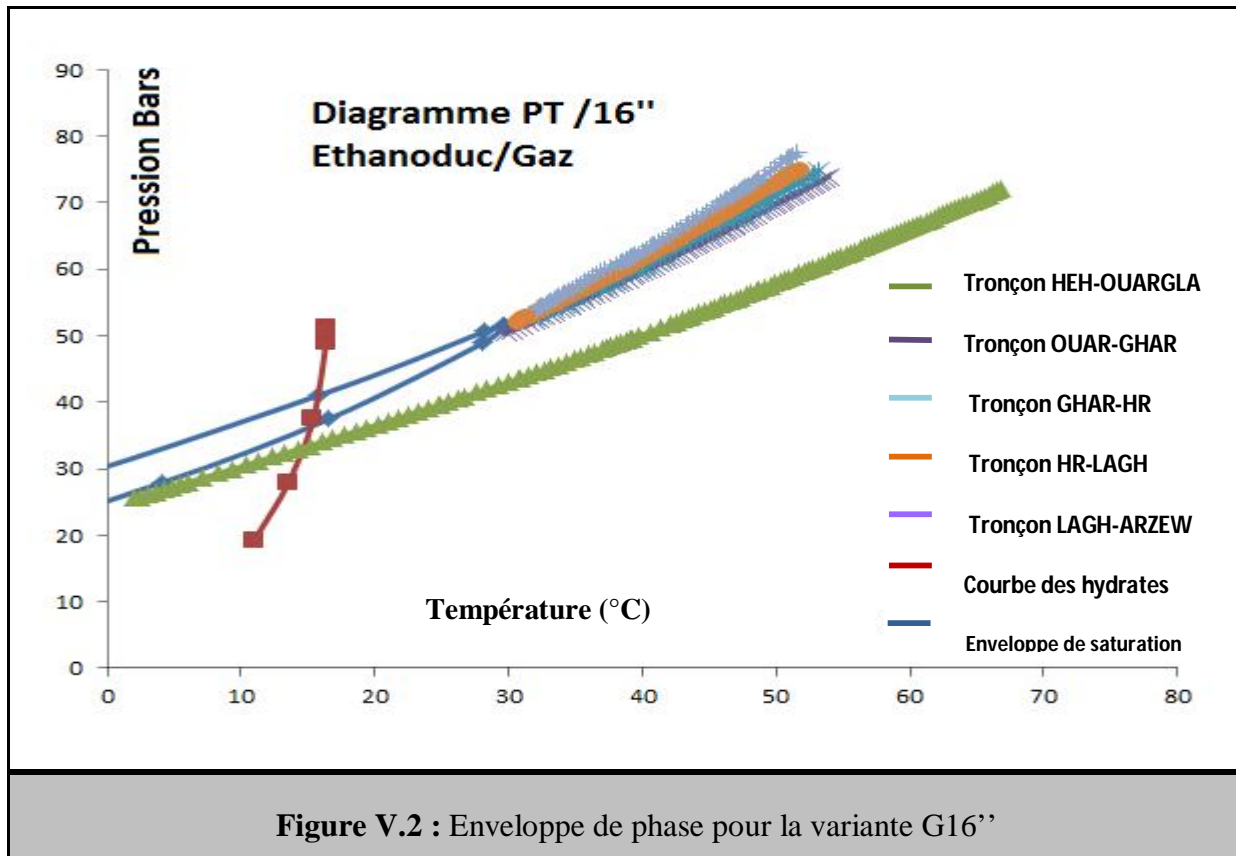


Figure V.2 : Enveloppe de phase pour la variante G16''

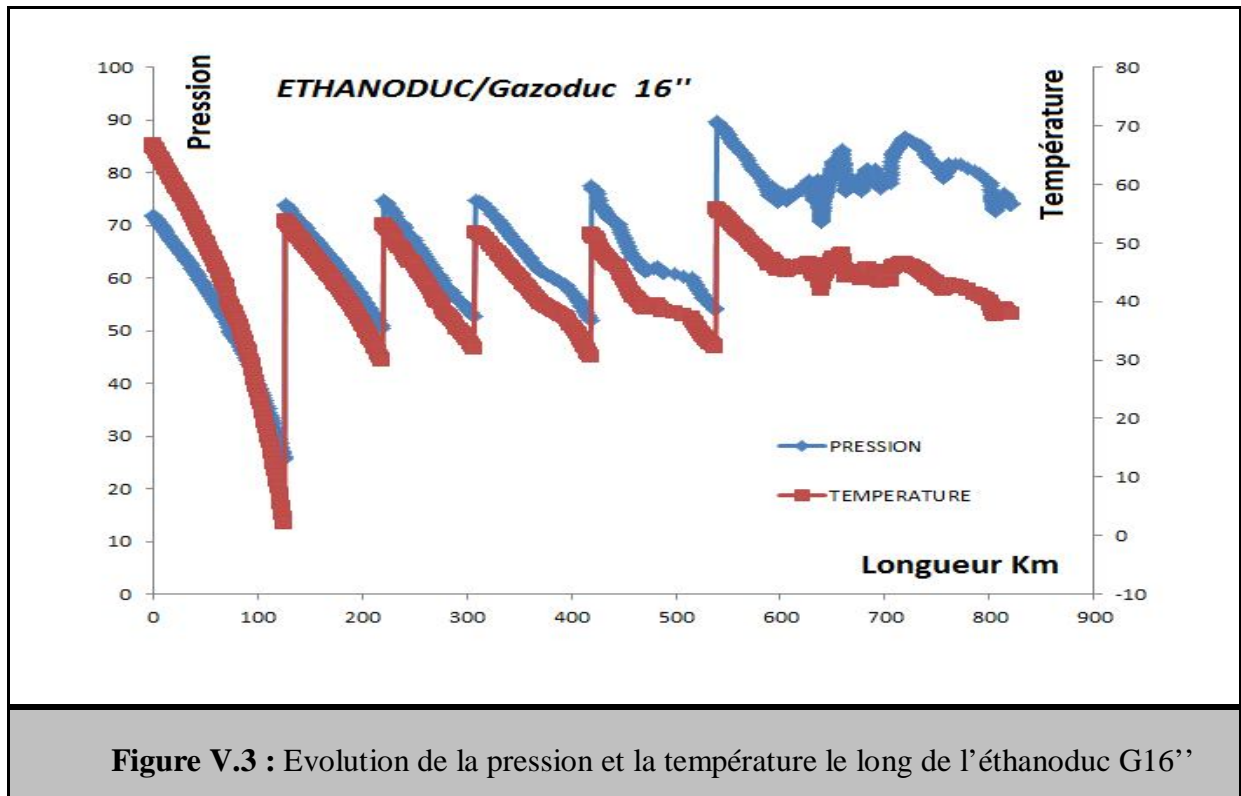


Figure V.3 : Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G16''

Variante N°2 G18: Ethanoduc/ Gazoduc G18''

La variante G18 consiste à la réalisation de :

Une (01) ligne de Ø18'' x 821 Km entre le Terminal de Départ de HMD au terminal d'arrivé d'Arzew. L'optimisation nous a permis de déterminer les paramètres d'exploitation optimaux résumés dans le tableau suivant :

Tableau V.5: paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G18''

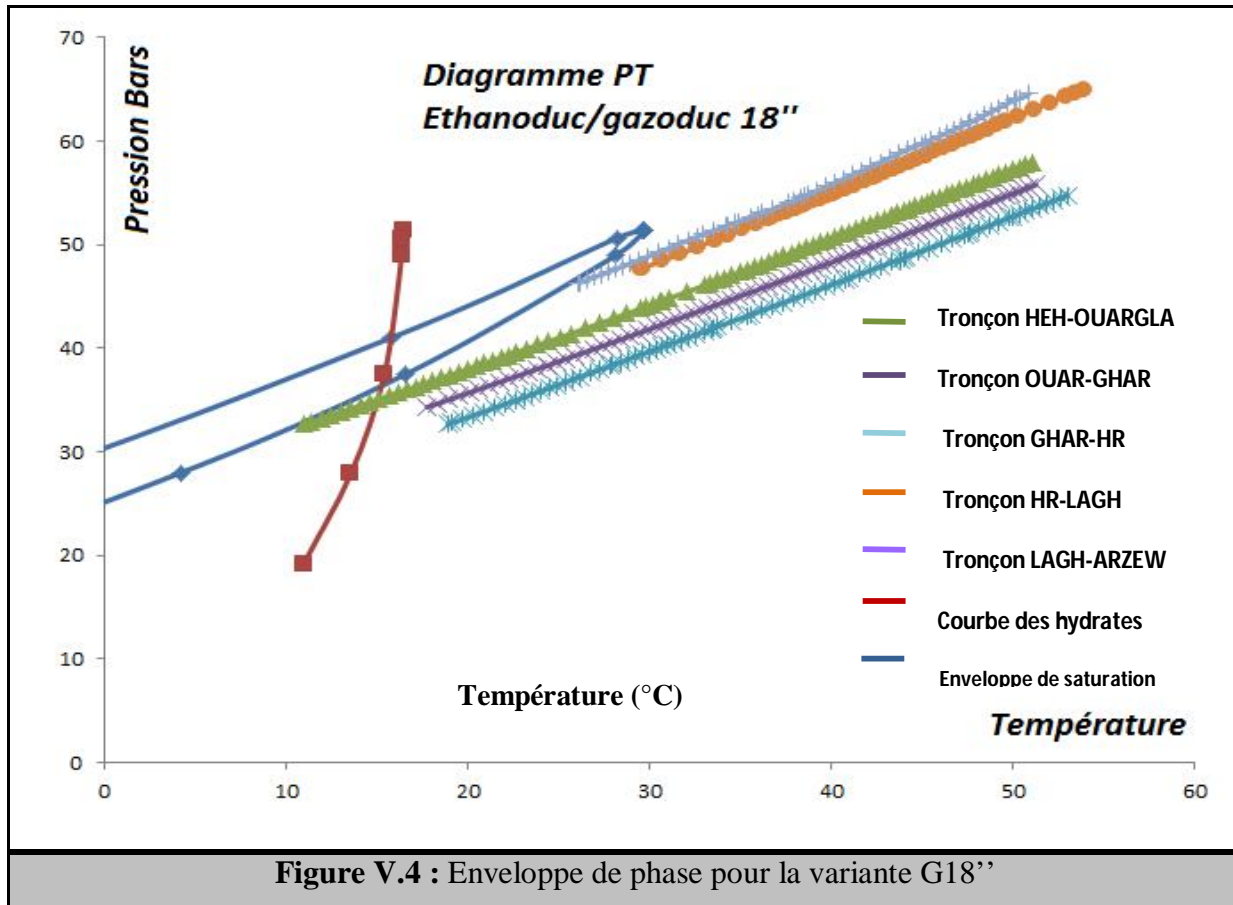
SC	PK SC	Tasp (C°)	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Tref (C°)	Puis(MW)
TD	0/169,3	40	50	72	66,78	1303
SC1	125,8/257	10,9	32,63	56	51,6	1953,3
SC2	219,6/495	17,8	34,34	55	53,4	1778,3
SC3	306,7/775,6	18,9	32,64	65	70,9/54,0	2779,5
SC4	418,5/882,7	29,5	47,68	65	51,4	944,8
SC5	538,2/1016	26,1	46,31	70	54,2	1199,0

Analyse des résultats :

De la même manière que le pipeline de 16'', l'éthanoduc/gazoduc 18'' nécessite cinq (5) stations de compression pour l'expédition de l'effluent avec des pressions de refoulement

V. Modélisation et optimisation du transport du gaz

qui varie entre 55 à 72 bars, mis à part la dernière station où la déclivité est importante la pression est de 70 bars. L'utilisation du 18'' a fait diminuer la pression de refoulement de Tiaret (538km) de 20 bars relativement au 16''. Les températures de refoulement restent des températures dans les normes, sauf celle de la station de Hassi Rmel où elle dépasse légèrement la valeur de 70°C.



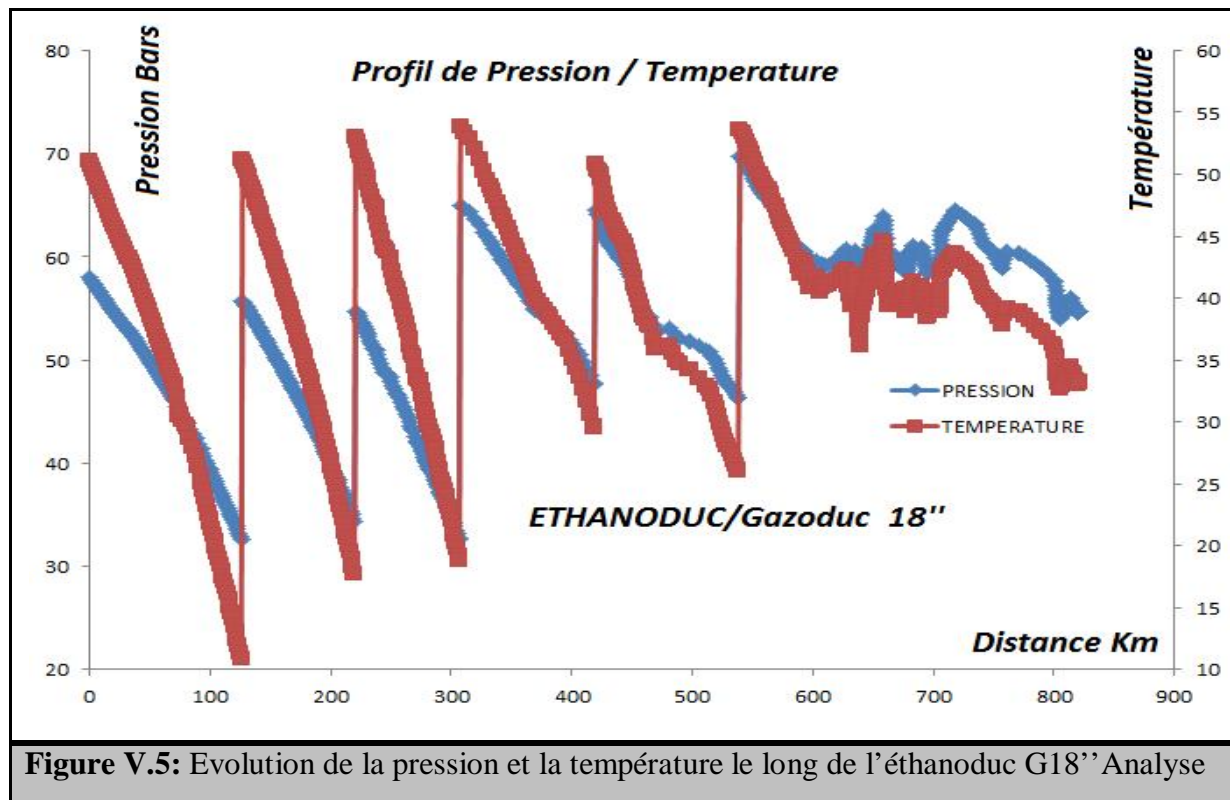


Figure V.5: Evolution de la pression et la température le long de l'éthanoduc G18'' Analyse

L'utilisation d'un pipeline de 18'' a fait diminuer sensiblement le risque de formation des hydrates sur la ligne HEH -OUARGLA puisque la température, descend au-dessus de 10°C sachant que la température ambiante du design est de 5°C. De même l'utilisation de ce diamètre a fait chuter la pression à l'arrivée d'ARZEW à 55 bars. Le système peut fonctionner en dehors de l'enveloppe biphasique, ce qui minimise d'une manière notable le risque de condensation, car le holdup gaz est quasiment égal à un (01) le long de la ligne. La puissance de l'ensemble des stations de compression est de 9958KW=10MW

Le design en 18'' pourrait ne pas nécessiter l'installation de refroidisseurs.

Variante G20: Ethanoduc/ Gazoduc G20

La variante G20 consiste à la réalisation de :

Une (01) ligne de Ø20'' x 821 Km entre le Terminal de Départ de HMD et le terminal d'arrivée d'Arzew. L'optimisation nous a permis de déterminer les paramètres d'exploitation optimaux résumés dans le tableau ci-dessous :

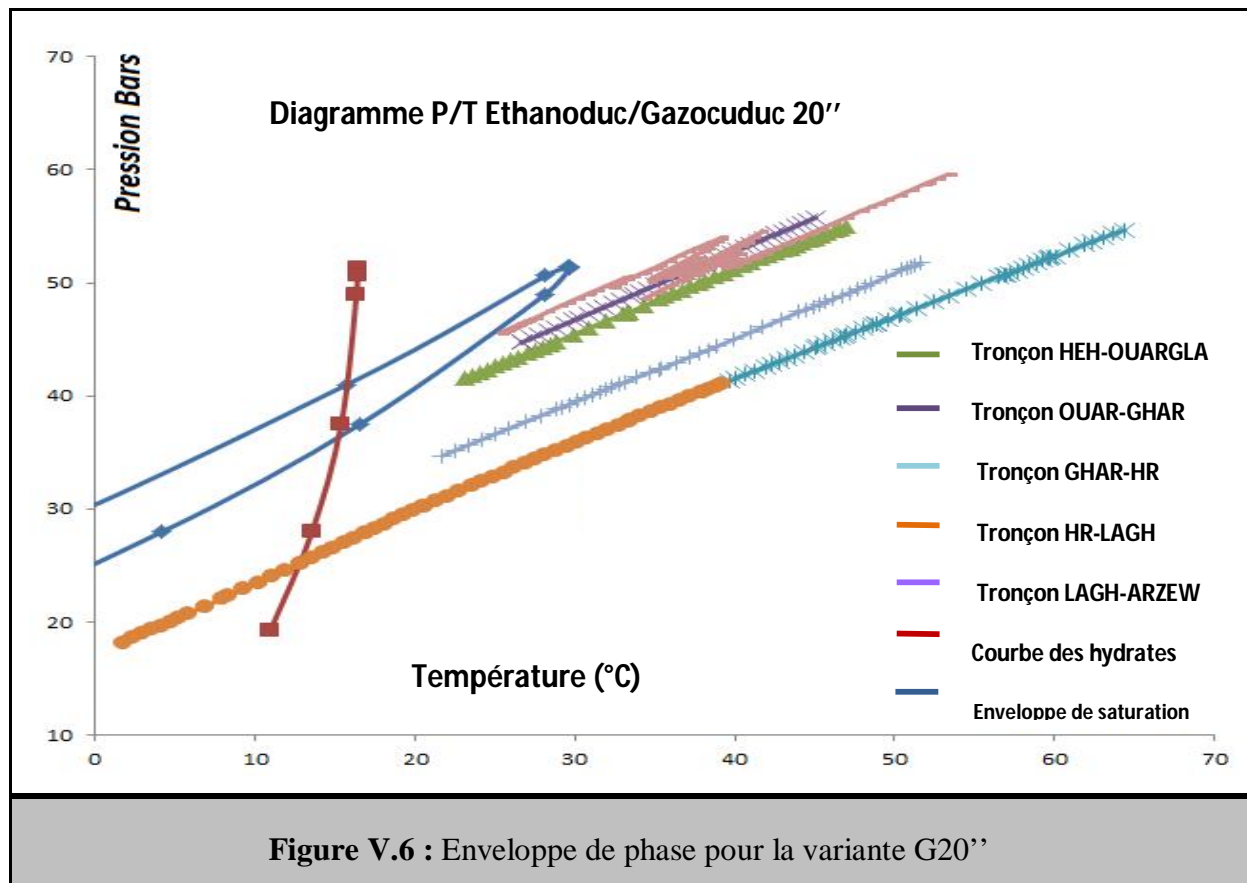
Tableau V.6 : paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G20''

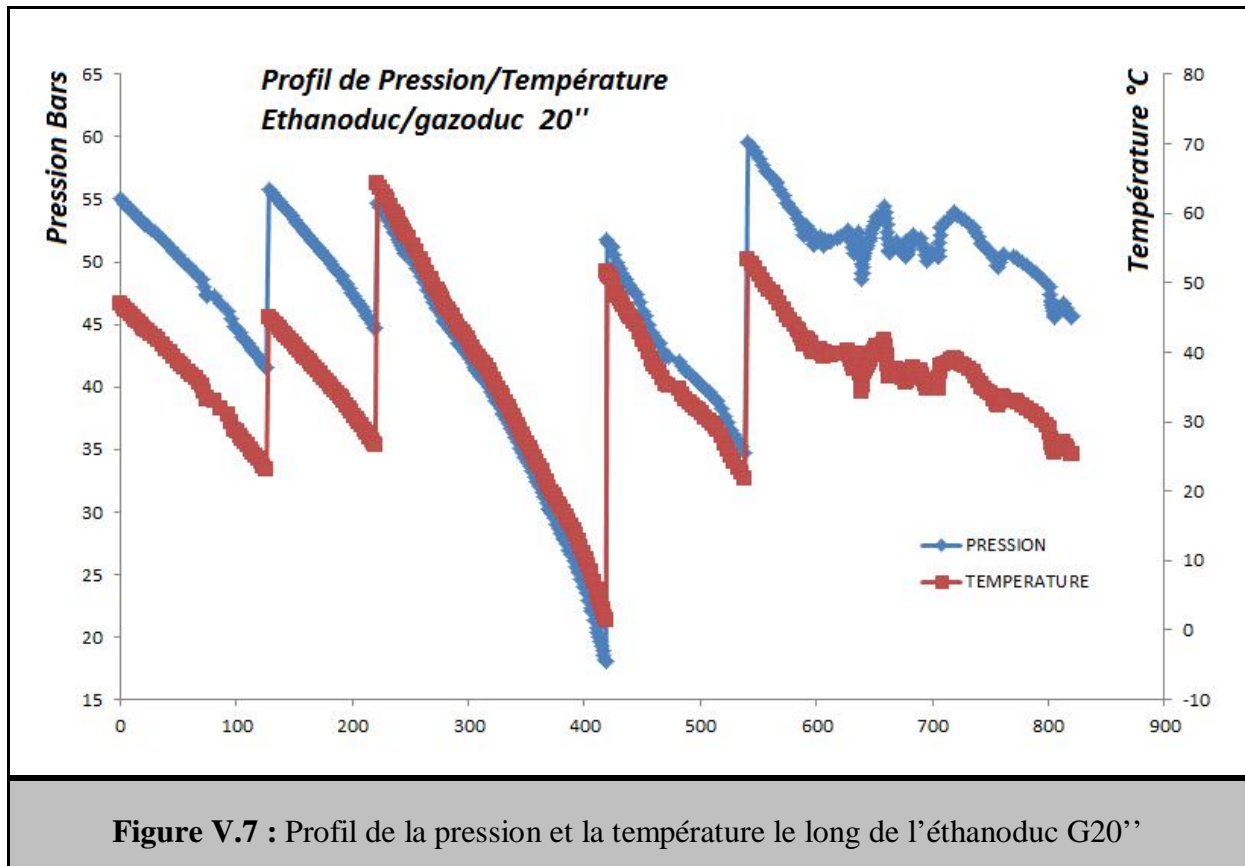
SC	PK SC	Tasp (C°)	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Tref (C°)	Puiss (MW)
TD	0/169,3	40	50	55	47 ,1	332 ,8
SC1	125,8/257	23,1	41,51	56	45,4	985,8
SC2	219,6/495	26,6	44 ,72	55	93 ,6 /65	889,5
SC3	306,7/775,6					
SC4	418,5/882,7	1 ,5	18	52	78 /52	4953,2
SC5	538,2/1016	21,7	34,72	60	63,1 /54	2166,4

Analyse des résultats

L'utilisation de 20'' nous a permis de diminuer le nombre de stations, ce qui entraîne la mise hors service de la station de HASSI RMEL, les taux des compressions ont diminué, les pressions de refoulement varient entre 55 à 60 bars, les températures de refoulement à la sortie de la station SC2 et SC4 sont excessivement élevées, ce qui nécessite à notre sens l'installation des refroidisseurs qui à leur tour vont nous permettre de faire chuter la température à 65°C au niveau de la SC2 et à 52°C à la SC4. La puissance totale est de 9MW.

L'analyse du diagramme Enveloppe phasique démontre qu'avec un diamètre de 20'', nous n'avons aucun risque de condensation de l'éthane le long du pipeline, néanmoins nous devrions prendre des précautions nécessaires au niveau de la station SC4 (LAGHOUAT) étant donné, qu'en hiver le produit transporter est prédisposé à la formation des hydrates.





Variante G22: Ethanoduc/ Gazoduc G22

La variante G22 consiste à la réalisation de :

Une (01) ligne de Ø22'' x 705 Km entre le Terminal du Départ de HEH et Le Pic de ZEMMOURA.

Une ligne de 18'' du Pic de ZEMMOURA A ARZEW.

L'optimisation nous a permis de déterminer les paramètres d'exploitation optimaux résumés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V.7 : paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G22''

SC	PK SC	Tasp (°C)	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Tref (°C)	Puiss(MW)
TD	0/169,3	40	50	55	47,1	332,8
SC1	125,8/257	27,5	47,91	58	40,3	512,8
SC2	219,6/495	29,9	50,60	60	65	674,9
SC3	306,7/775,6					
SC4	418,5/882,7	28,7	43,59	64	52	1341,9
SC5	538,2/1016					

Analyse des résultats

L'utilisation d'un pipeline de diamètre 22'' nous a permis d'éliminer la station SC3 de HASSI RMEL et la station de TIARET (SC5), tandis que la ligne est réalisée de 2 tronçons principaux : un tronçon de 22'' de HEH jusqu'au PIC de ZEMMOURA sur une distance de (705Km). Un deuxième tronçon de 18'' du PIC de ZEMMOURA à ARZEW.

Comme paramètre d'exploitation, les pressions aux niveaux des trois stations sont de l'ordre de 55 bars y compris pour le terminal de départ à la pression. Une pression de 65 bars au niveau de la station de LAGHOUAT. Les températures au niveau de la station SC2, n'ont à aucun moment dépassées les 65°C. La puissance totale des stations a diminué de presque de quatre (04) fois par rapport aux variantes précédentes, elle est de 2500 KW =2,5MW

Avec cette configuration nous n'avons aucun risque que ce soit de condensation ou de vulnérabilité à la formation des hydrates. La pression à l'arrivée au terminal d'ARZEW est égale à 55 bars.

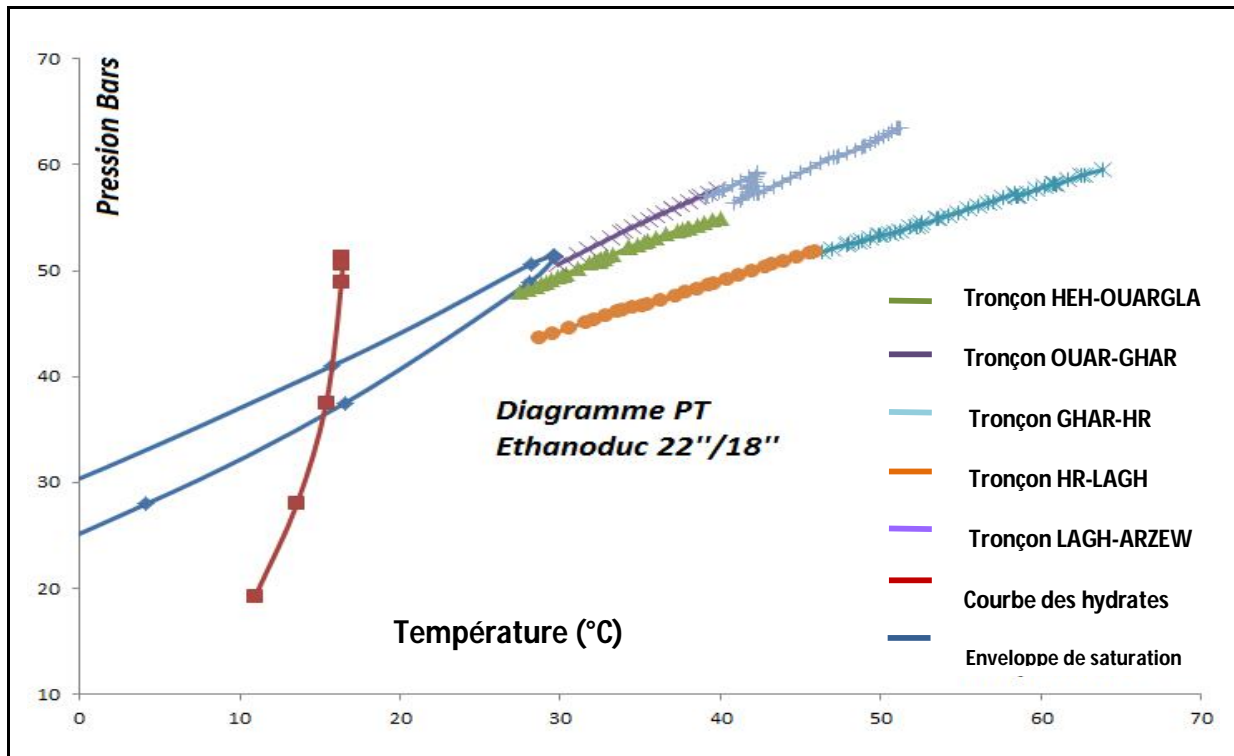


Figure V.8 : Enveloppe de phase pour la variante G22''

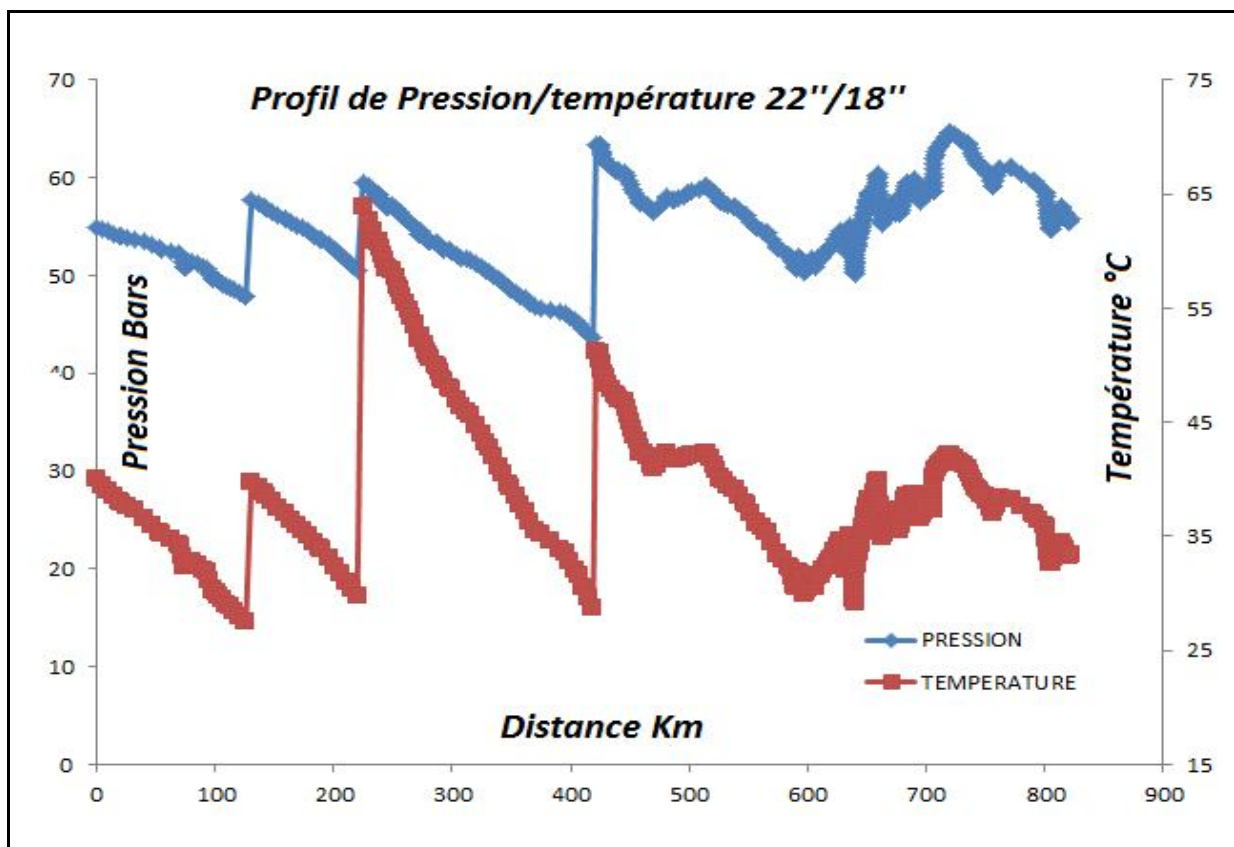


Figure V.9 : Profil de la pression et de la température le long de l'éthanoduc G22''

Variante G24: Ethanoduc / Gazoduc G24.

La variante G24 consiste à la réalisation de :

Une (01) ligne de Ø24'' x 705 Km entre le Terminal du Départ de HMD et le Pic de ZEMMOURA et un diamètre de 20'' entre ce dernier et le terminal d'arrivé d'Arzew.

L'optimisation nous a permis de déterminer les paramètres d'exploitation optimaux résumés dans le tableau ci-dessous:

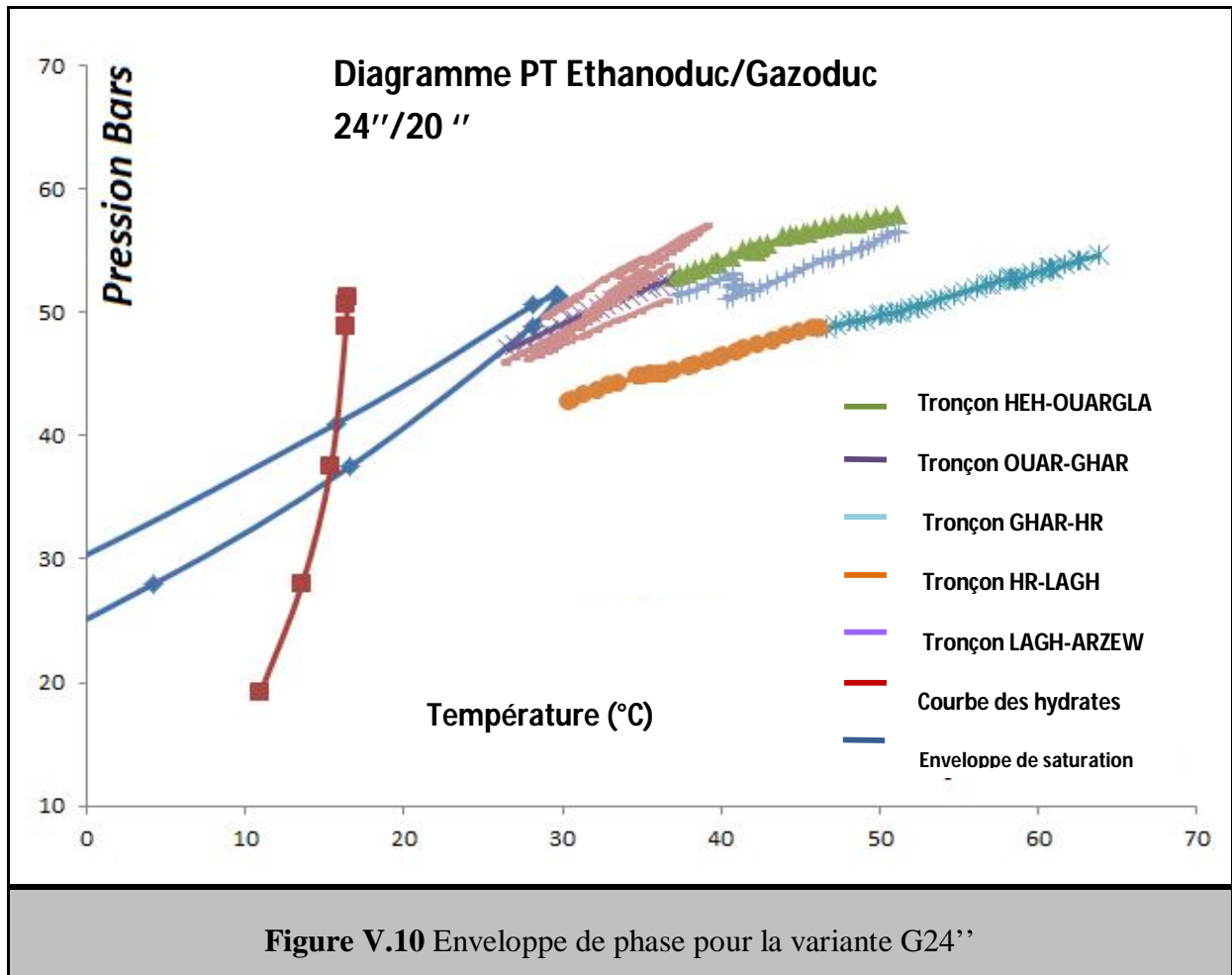
Tableau V.8: paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G24''

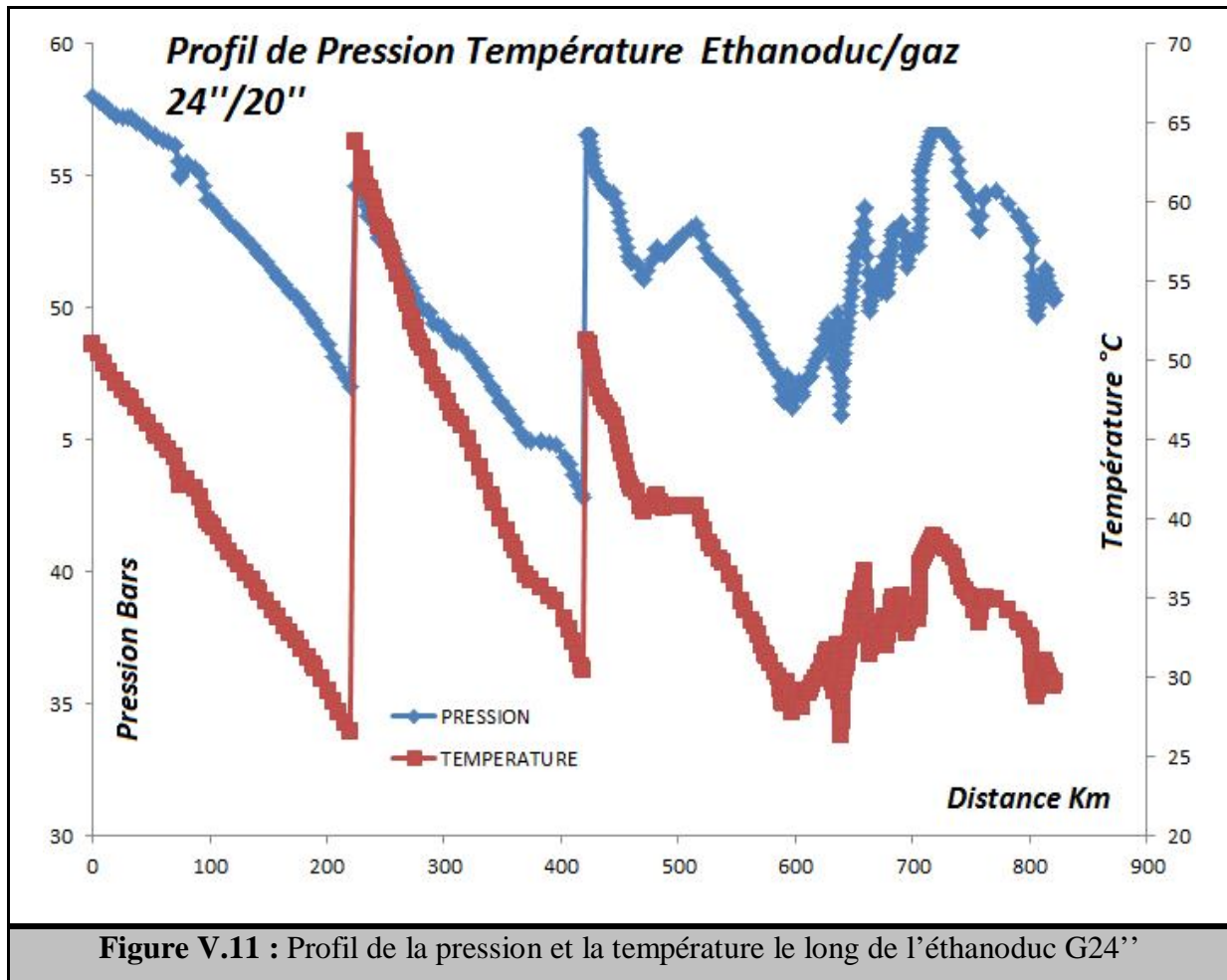
SC	PK SC	Tasp (°C)	Pasp(Bar)	Pref (Bar)	Tref (°C)	Puiss (MW)
TD	0/169,3	40	50	58	51 ,1	520,3
SC1	125,8/257					
SC2	219,6/495	26,6	47	55	86 /65	621,2
SC3	306,7/775,6					
SC4	418,5/882,7	30,4	42,81	57	52	1046,1
SC5	538,2/1016					

Analyse des résultats

Un pipeline de 24'' sur 705 Km de longueur, suivi par un pipelin de diamètre de diamètre de 20'', jusqu' au terminal d'arrivée d'ARZEW, ce qui nous permis l'élimination des stations SC1 de OUARGLA, La station de HASSI RMEL, et La station de TIARET. Les pressions de refoulement sont modérées et varient de 55bars à 58 Bars. Tandis que la température de refoulement de la SC2 s'élève à 86°C. La puissance est de 2200Kw=2,2 MW.

Le profil de pression et l'analyse de la courbe de l'enveloppe phasique démontre qu'avec ces diamètres, 24''/ 705Km et le diamètre de 20'' sur le reste de la ligne nous ne fait courir aucun risque de condensation ou de facilité de la formation des hydrates. La pression à l'entrée du terminal d'arrivée d'ARZEW ne dépassera pas les 30 bars.





Variante G26: Ethanoduc/ Gazoduc G26

La variante G26 consiste à la réalisation de :

Une (01) ligne de Ø26'' x 821 Km entre le Terminal du Départ de HMD et le terminal d'arrivé d'Arzew. L'optimisation nous a permis de déterminer les paramètres d'exploitation optimaux résumés dans le tableau ci-dessous:

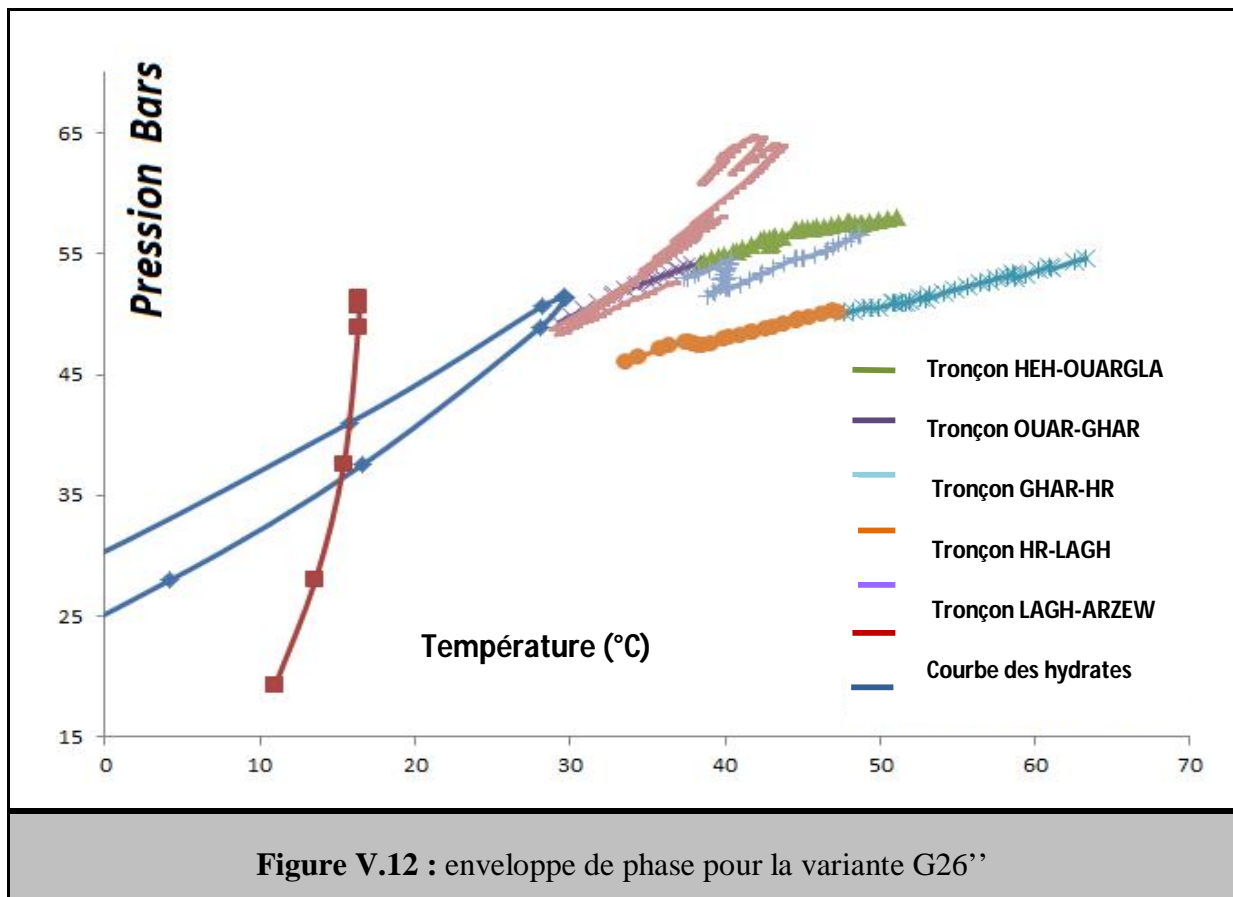
Tableau V.9: paramètres d'exploitation optimaux pour la variante G26''

SC	PK SC	Tasp (C°)	Pasp Bar	Pref Bar	Tref(C°)	Puiss(KW)
TD	0/169,3	40	50	58	51 ,1	520,3
SC1	125,8/257					
SC2	219,6/495	29,3	49,34	55	70,5 /65	396,2
SC3	306,7/775,6					
SC4	418,5/882,7	33,6	46,05	57	49 ,6	754,2
SC5	538,2/1016					

Analyse des résultats :

Pour cette variante, un diamètre de 26'' reliant le terminal du départ HEH au terminal d'arrivée d'ARZEW, nous assure de la même manière que le diamètre 24'' le transport de l'effluent en exploitant simplement les stations SC2 (OUARGLA) et la SC4 (de LAGHOUAT). Les températures de refoulement ne sont pas importantes et le taux de compression est légèrement supérieur à 1,3. La puissance totale des stations est de 1670 KW=1,7MW.

L'analyse des profils de pression, de température et l'enveloppe phase démontre que le système peut fonctionner sans aucun risque de formation de condensat. Tandis que les paramètres d'exploitation sont défavorables à la formation des hydrates.



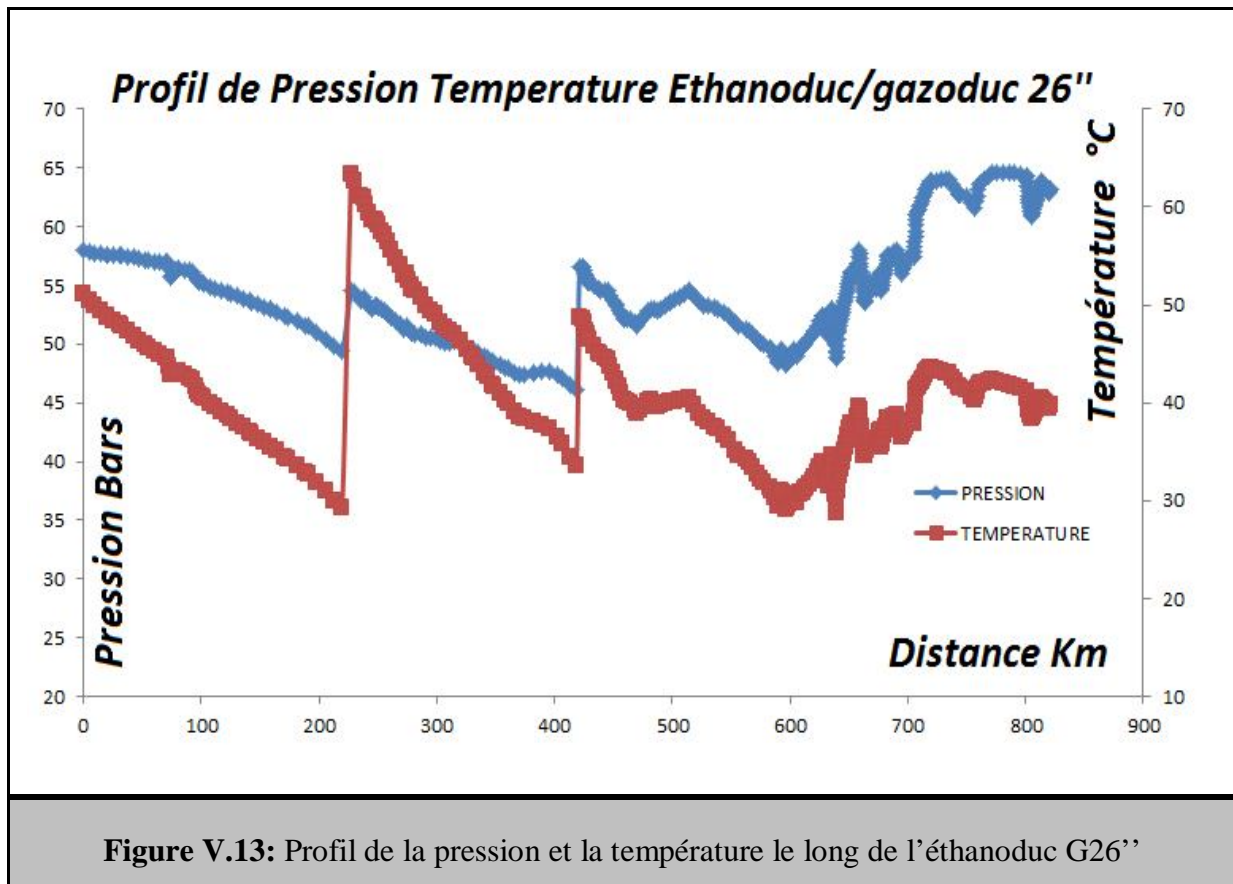


Figure V.13: Profil de la pression et la température le long de l'éthanoduc G26''

V.3 Modélisation du transport de l'éthane sous forme liquide :

L'objectif de cette partie est de déterminer la solution optimale pour le fonctionnement du futur éthanoduc en phase liquide et de trouver la configuration optimale de fonctionnement des différents éléments intervenants sur la ligne tout en respectant les conditions de livraison et les conditions d'exploitation qui sont :

- Station de pompage à faire fonctionner avec un nombre de turbopompes nécessaire,
- Pression de refoulement par station de pompage à ne pas dépasser la PMS de la ligne,
- Présence de la phase liquide tout le long de la ligne,
- Minimisation de la puissance des pompes.

La particularité du profil des conduites, démontre un dénivelé descendant important vers Arzew, ainsi que les caractéristiques du produit transporté, qui peut se vaporiser même aux pressions élevées, causeraient l'écoulement du fluide dans certaines parties de ce tronçon par gravité ou des formations de poches de gaz qui à leurs tours peuvent

freiner l'écoulement, un choix judicieux des paramètres d'exploitation et des diamètres des conduites sont donc nécessaire.

Ce problème prend la forme mathématique suivante avec les conditions de départ comme suit (15°C et 45 bars).

Fonction objective

Minimisation de la consommation d'énergie des stations.

$$\min(W) = \sum_i^N W_i$$

N : Nombre de station

Une station de pompage est caractérisée par une pression de refoulement, une pression d'aspiration, un rendement et un débit de ligne. La fonction qui lie les paramètres ci-dessus est la puissance, dont la forme est donnée comme suite.

$$W = \frac{(P_{ref} - P_{asp}) \cdot Q}{\eta}$$

Avec

W : Puissance développé par la station

P_{ref}, P_{asp} : Pression de refoulement et d'aspiration

η : Rendement de la station

Q : Débit de la ligne

$$W_{tot} = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{(P_{ref} - P_{asp})_i \cdot Q}{\eta_i} \Rightarrow \min$$

Système de contrainte d'optimisation de la ligne.

Le système de contrainte du transport de l'éthane en phase liquide est de même nature que celle en phase gaz sauf pour la contrainte du Holdup liquide et la contrainte d'aspiration minimale pour les stations de pompage :

- Contrainte sur le Holdup liquide

$$H_L(x)_i = 1$$

- Contraint sur les pressions d'aspiration (NPSH) :

$$P_{asp}_i - P_{asp}_{min} \geq 0$$

Le problème est traité pour une série de diamètre de 14'' jusqu'au 24''.

Variante L14 : Ethanoduc/ Oléoduc 14''

La variante L14 consiste à la réalisation de :

Un (01) Terminal de départ de HMD

Une (01) ligne de 821 Km en 14'' entre le Terminal de Départ HEH et le terminal d'ARZEW.

Les paramètres d'exploitation optimaux sont résumés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V.10: paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne 14''

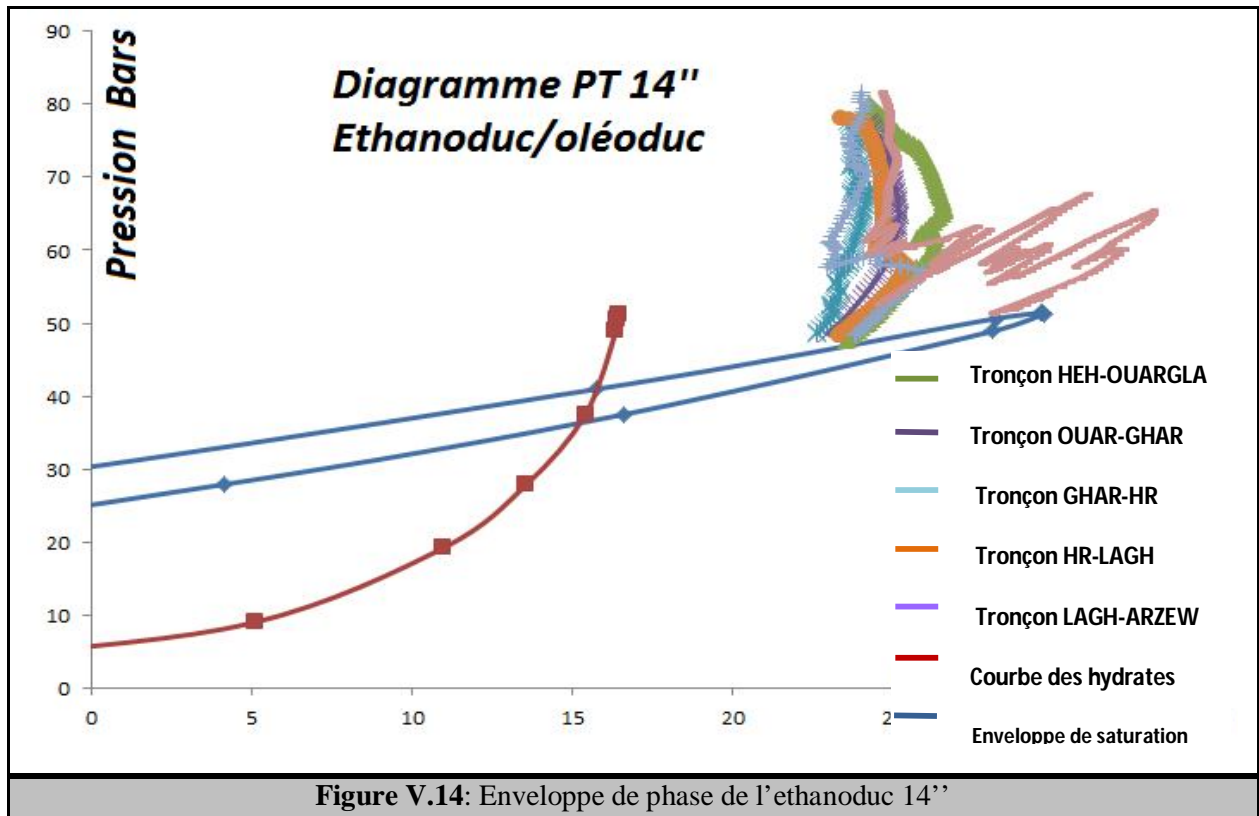
SC	PK/altitude	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Puiss (KW)
SP TD	0	45	80	729,7
SP1	125,8/257	47,65	78	719,2
SP2	219,6/495	48,60	78	671,3
SP3	306,7/775,6	48,54	78	665,0
SP4	418,5/882,7	48,39	82	779,3
SP5	538/1016	48,39	82	795,2

Analyse

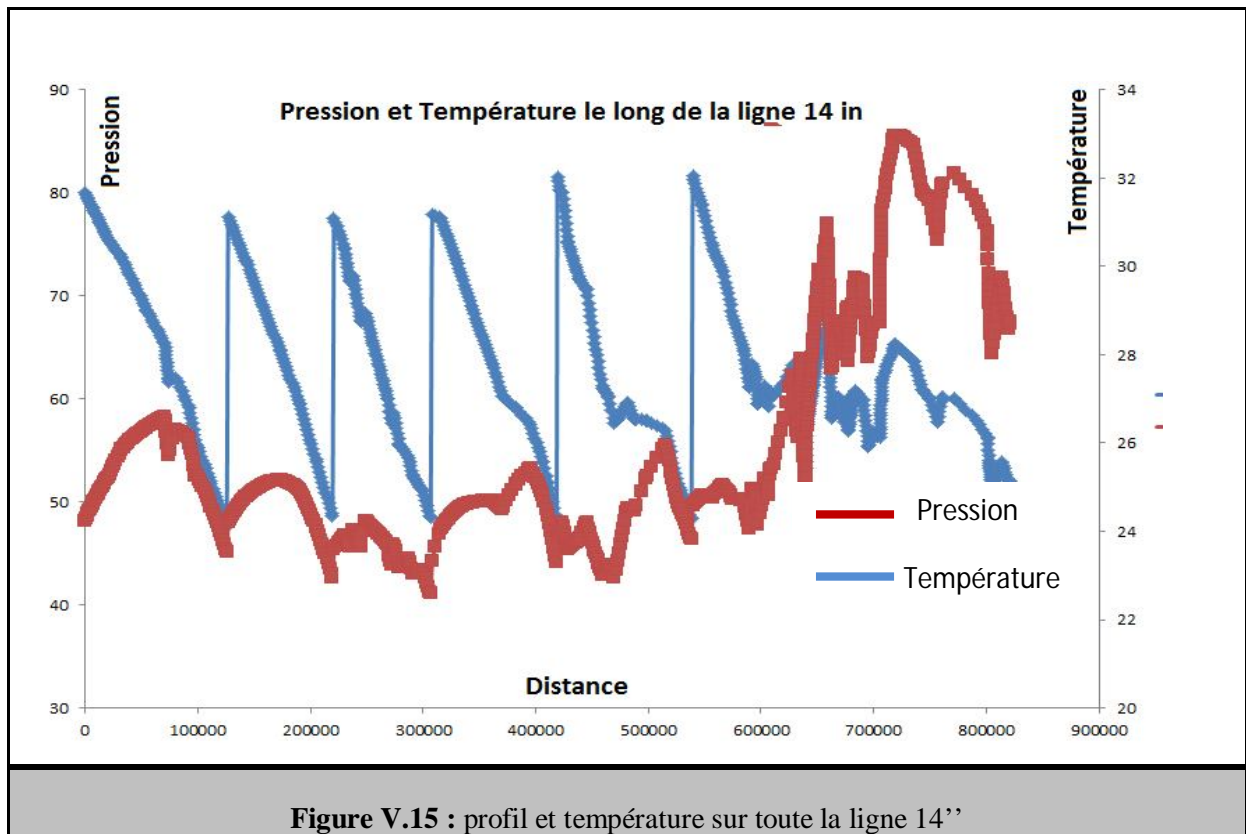
Le résultat de simulation tout en optimisant les paramètres d'exploitation démontre qu'avec un pipeline de 14'', toutes les stations (SP1, SP2, SP3, SP4, SP5) doivent être mise en marche avec une pression de refoulement qui tourne autour de 78 bars pour SP1, SP2, SP3 et 82 bars en SP4 et SP5. La puissance totale des pompes mise en marche sur la ligne est de 4360KW=4,36MW.

L'analyse de l'enveloppe d'équilibre démontre qu'avec ces paramètres d'exploitation et pour une température ambiante de 38°C, presque aucun risque d'évaporation de l'éthane n'a été constaté tout le long de la ligne.

De même la pression à l'entrée du terminal d'arrivée d'ARZEW est de l'ordre de 52 bars.



Le profil de pression et de température le long de ligne est représenté par le graphe :



V. Modélisation et optimisation du transport du gaz

La même procédure a été adaptée pour le transport de cette variante, une série de diamètres de 14'', 16'', 18'', 20'', 22'' et 24'' ont été analysés, les résultats de simulation seront présentés pour chaque variante :

Variante L16 : Ethanoduc/ Oléoduc

La variante L16 consiste à la réalisation de :

Un (01) Terminal de départ de HMD

Une (01) ligne de 821 Km en 16'' entre le Terminal de Départ de HMD et le Terminal d'arrivée d'Arzew.

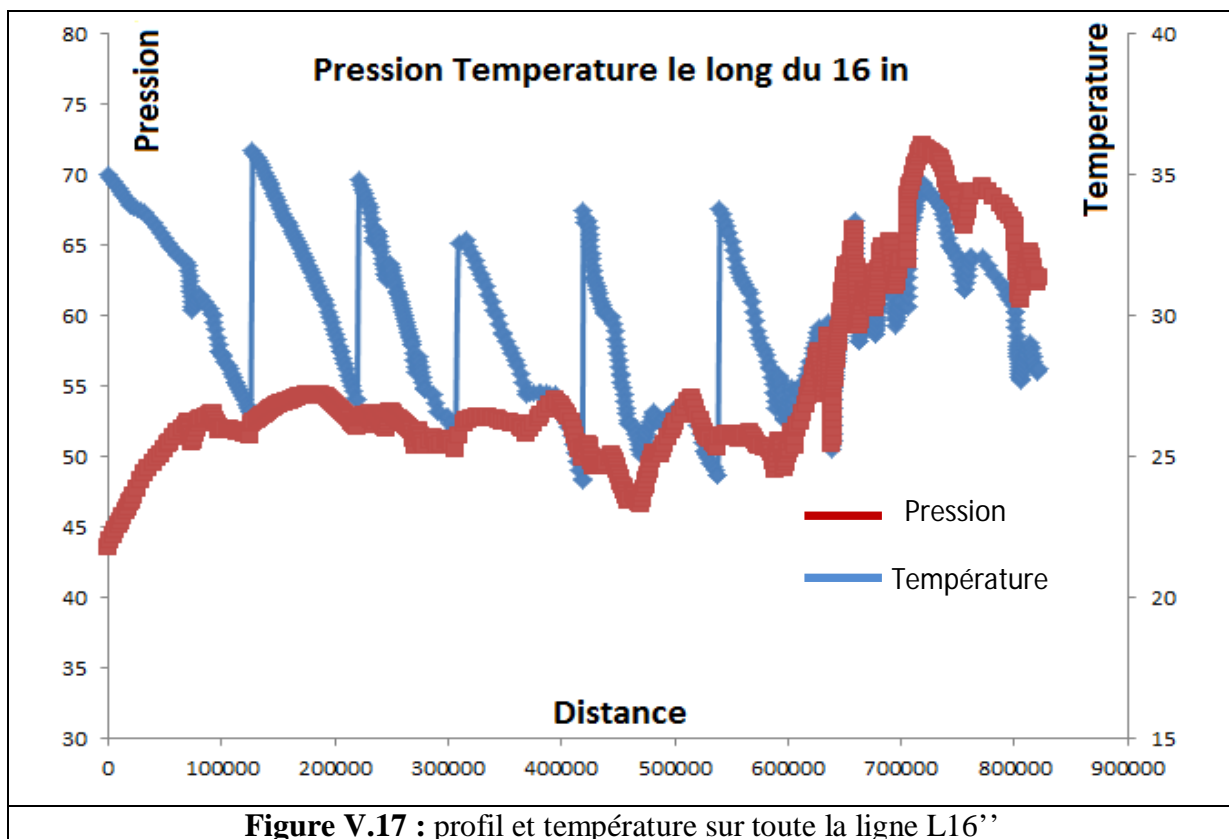
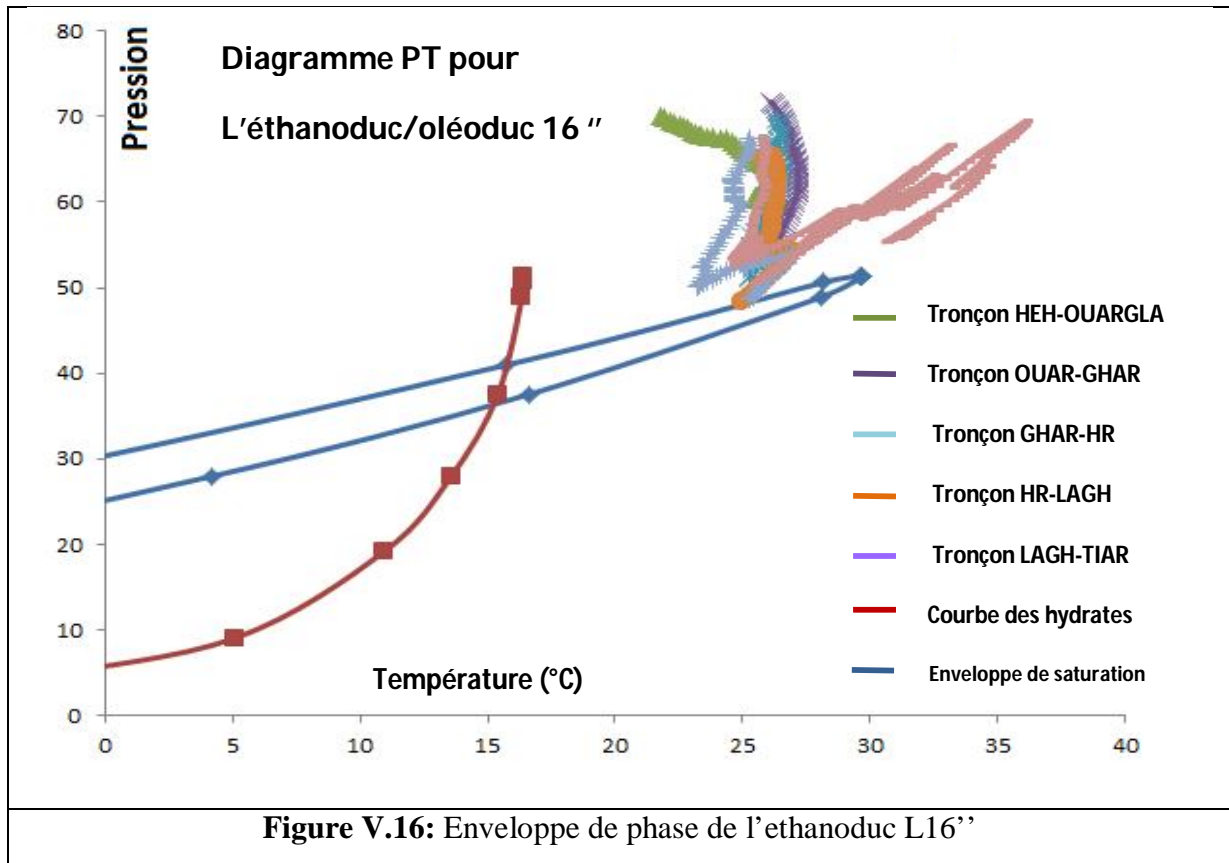
Tableau V.11: paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne L16''

SC	PK/altitude	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Puiss (KW)
SP TD	0	45	70	521,12
SP1	125,8/257	53,11	70	371,6
SP2	219,6/495	54,00	78	671,3
SP3	306,7/775,6	51,15	65	329,8
SP4	418,5/882,7	48,31	68	494,8
SP5	538/1016	48,59	68	493,4

Analyse :

L'utilisation d'un pipeline de 16'' n'a rien changé dans la configuration du système de transport, quoique les paramètres d'exploitation ont changé puisque la pression de refoulement moyenne est passée de 79,67 bars pour le 14'' à une pression de refoulement moyenne de 69,8 bars pour le 16'' et la puissance consommée, est de l'ordre de 2880 Kw = 2,9MW.

La courbe de l'enveloppe d'équilibre démontre que le risque d'évaporation est quasiment nul et que la pression à l'entrée du terminal d'arrivée d'Arzew est de 55bars.



Variante L18 :Ethanoduc/oléoduc

La variante L18 consiste à la réalisation de :

Un (01) Terminal de Départ de HMD

Une (01) ligne de 821 Km constituée de :

- 1- 18'' entre le Terminal de départ de HMD et la station de Tiaret sur une longueur de 538Km
- 2- 16'' entre la station de Tiaret et le Terminal d'Arrivée d'ARZEW sur une longueur de 283 Km
- 3- Cinq (05) stations de pompage avec les paramètres d'exploitation suivants :
 - Pression moyenne de refoulement : 64,65 Bars
 - Puissance totale consommée : 1975Kw=2 MW

Tableau V.12: paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne 18''

SC	PK/altitude	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Puiss (KW)
SP TD	0	45	60	312,7
SP1	125,8/257	49,82	65	366,2
SP2	219,6/495	51,19	65	306,9
SP3	306,7/775,6	51,15	60	215,9
SP4	418,5/882,7	49,63	70	532,3
SP5	538/1016	57,89	68	241,8

Analyse :

Tout au long de l'éthanoduc les paramètres d'exploitations sont situés sur une zone de fonctionnement appropriée. La pression à l'entrée du terminal d'arrivée d'ARZEW est de 52 Bars.

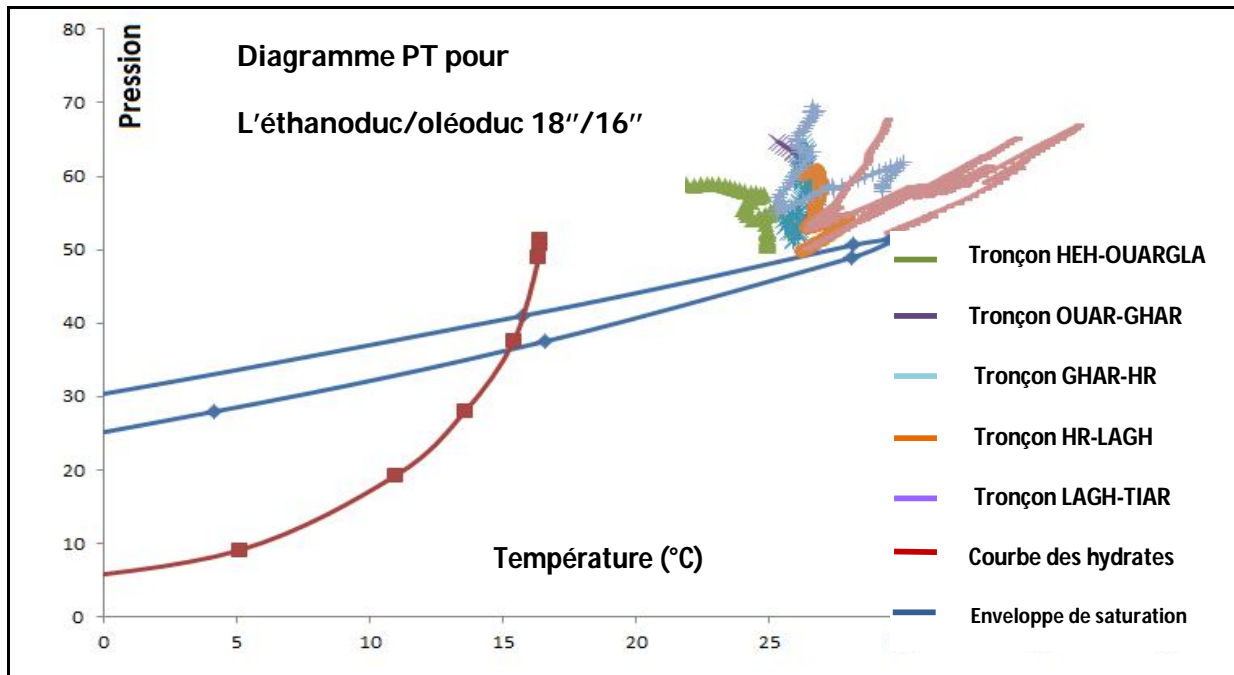


Figure V.18: Enveloppe de phase de l'éthanoduc L18''

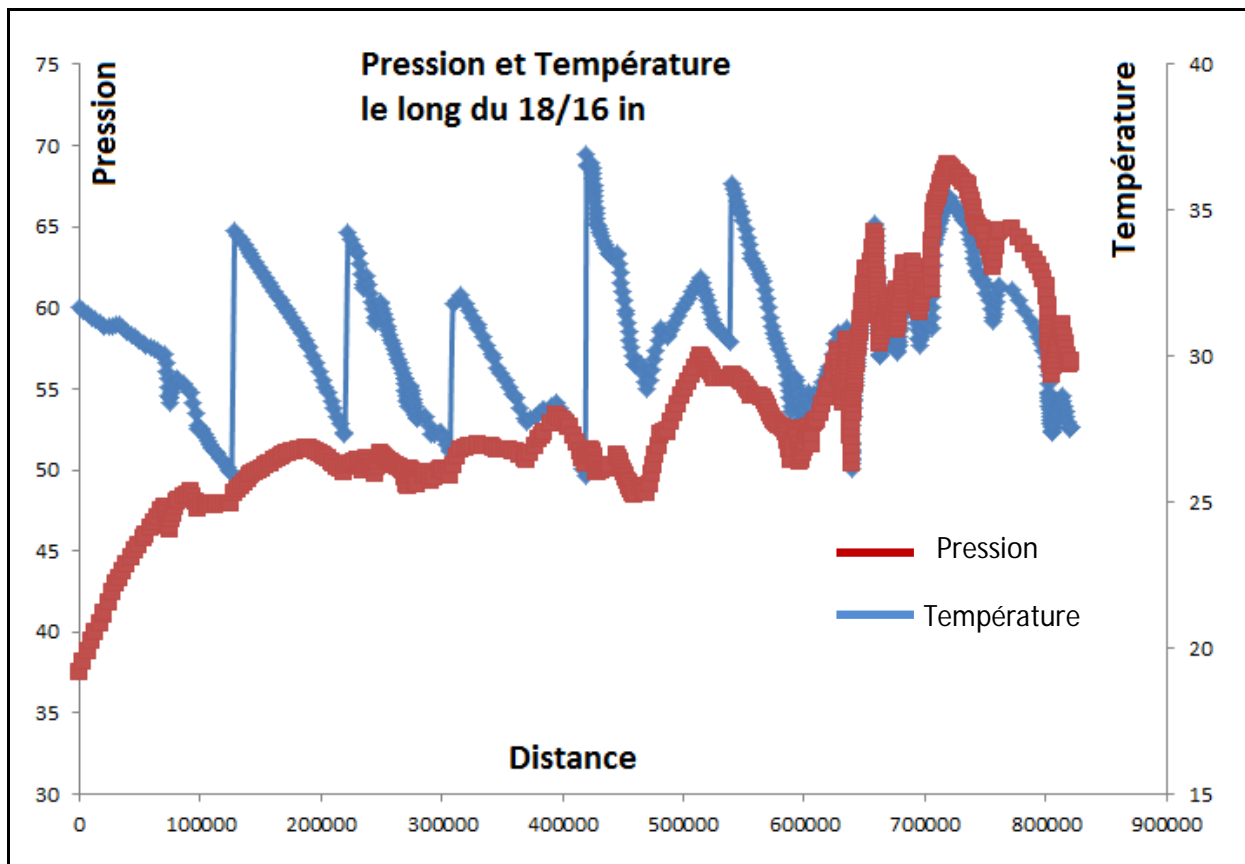


Figure V.19 : profil et température sur toute la ligne L18''

Variante L20 : Ethannoduc/oléoduc

La variante L20 consiste à la réalisation de :

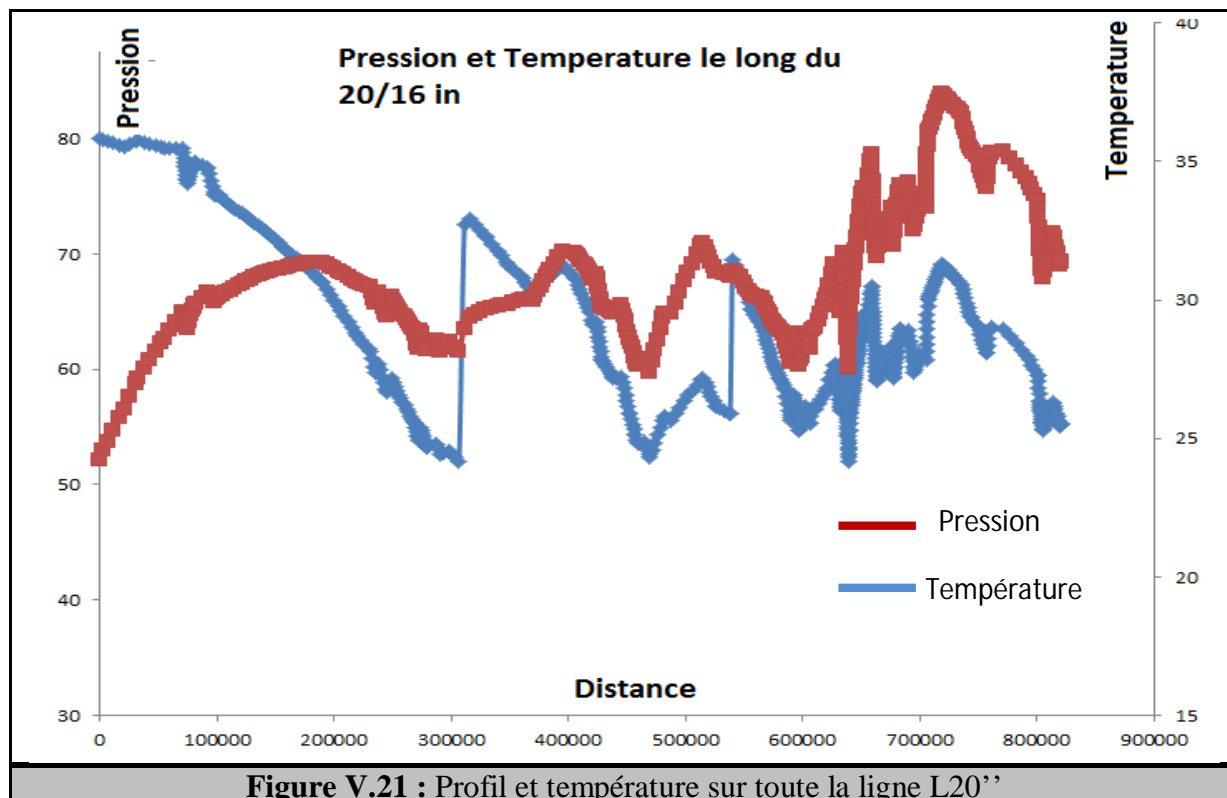
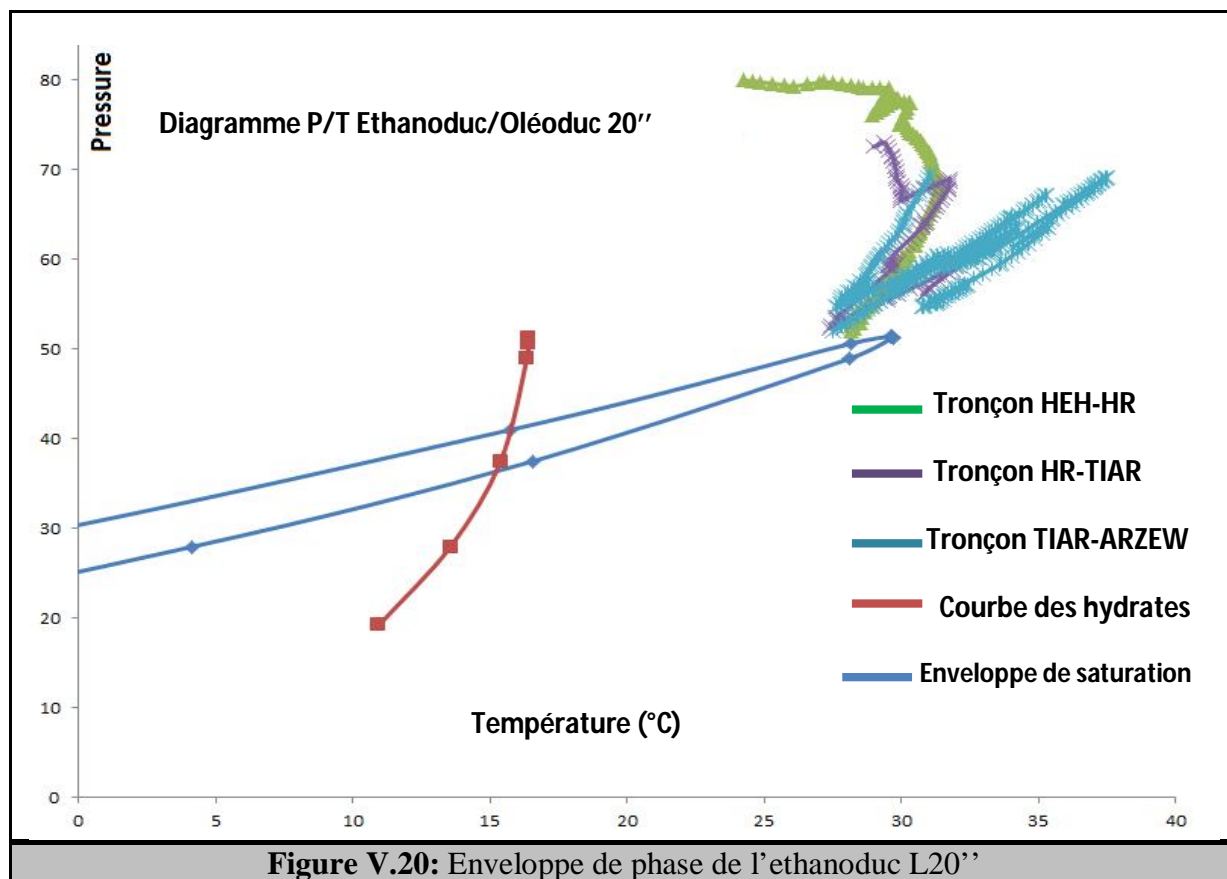
- 1- Un (01) Terminal de Départ de HMD
- 2- Une (01) ligne de 538 Km de 20'' reliant HEH à la station de SP5 de Tiaret.
- 3- Une (01) ligne de 283 Km de 16'' reliant SP5 de Tiaret et le Terminal d'Arrivée d'ARZEW
- 4- Terminal Arrivé d'ARZEW
- 5- 2 stations de Pompages SP3 (HASSI RMEL) et le SP5 (TIARET) fonctionnant avec :
 - Une pression de refoulement moyenne de 74 bars
 - La puissance totale est de 1634Kw=1,634Mw

Tableau V.13 : paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne 20''

SC	PK/altitude	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Puiss (KW)
SP TD	0	45	80	729,7
SP1	125,8/257	73,27	OFF	-
SP2	219,6/495	62,93	OFF	-
SP3	306,7/775,6	51,98	72	534,8
SP4	418,5/882,7	64,94	OFF	-
SP5	538/1016	56,11	70	370,2

Analyse :

La courbe de l'enveloppe de phase démontre que les paramètres d'exploitation de l'éthannoduc sont situés dans la zone sans risque. La pression à l'arrivée du terminal d'ARZEW est de 55 bars.



Variante L22 :

La variante L22 consiste à la réalisation de :

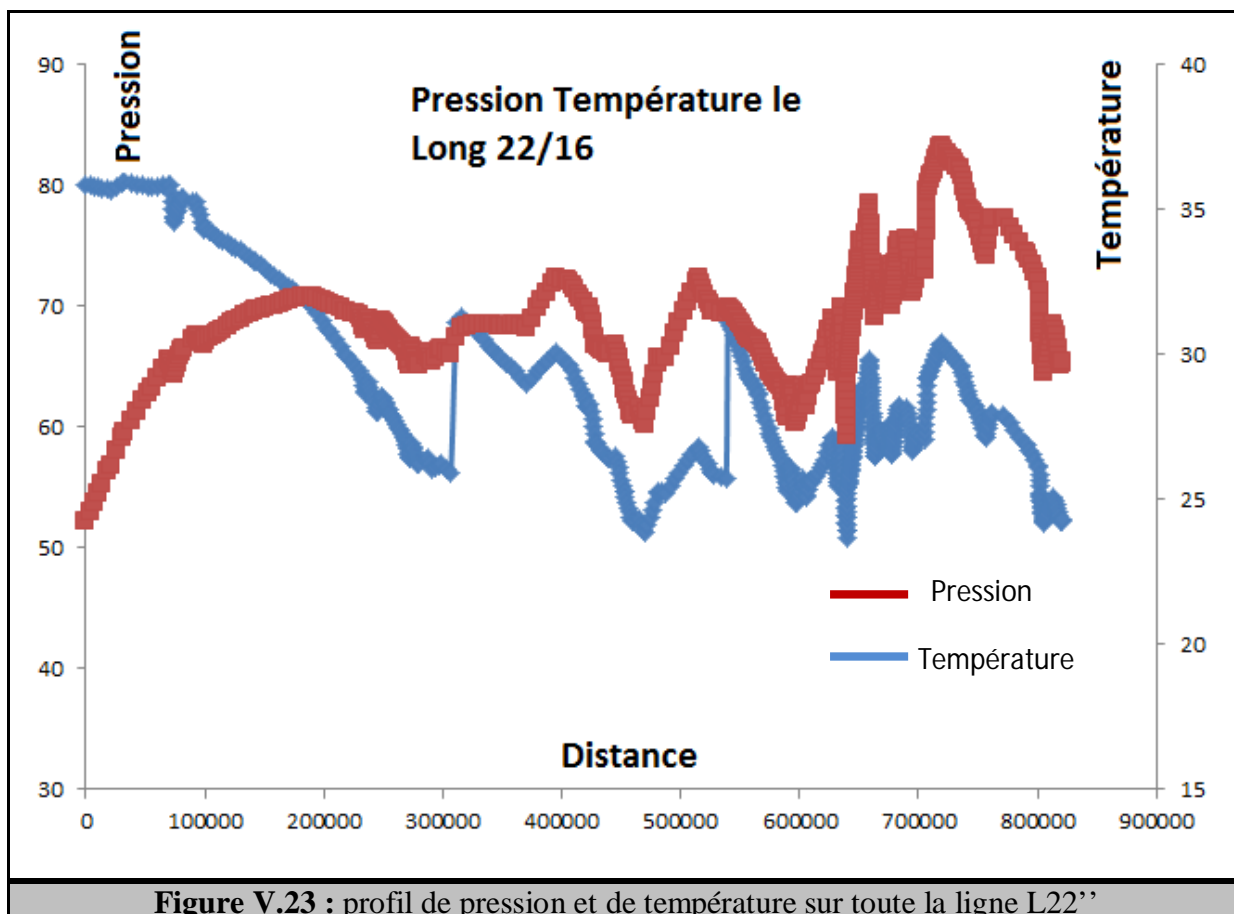
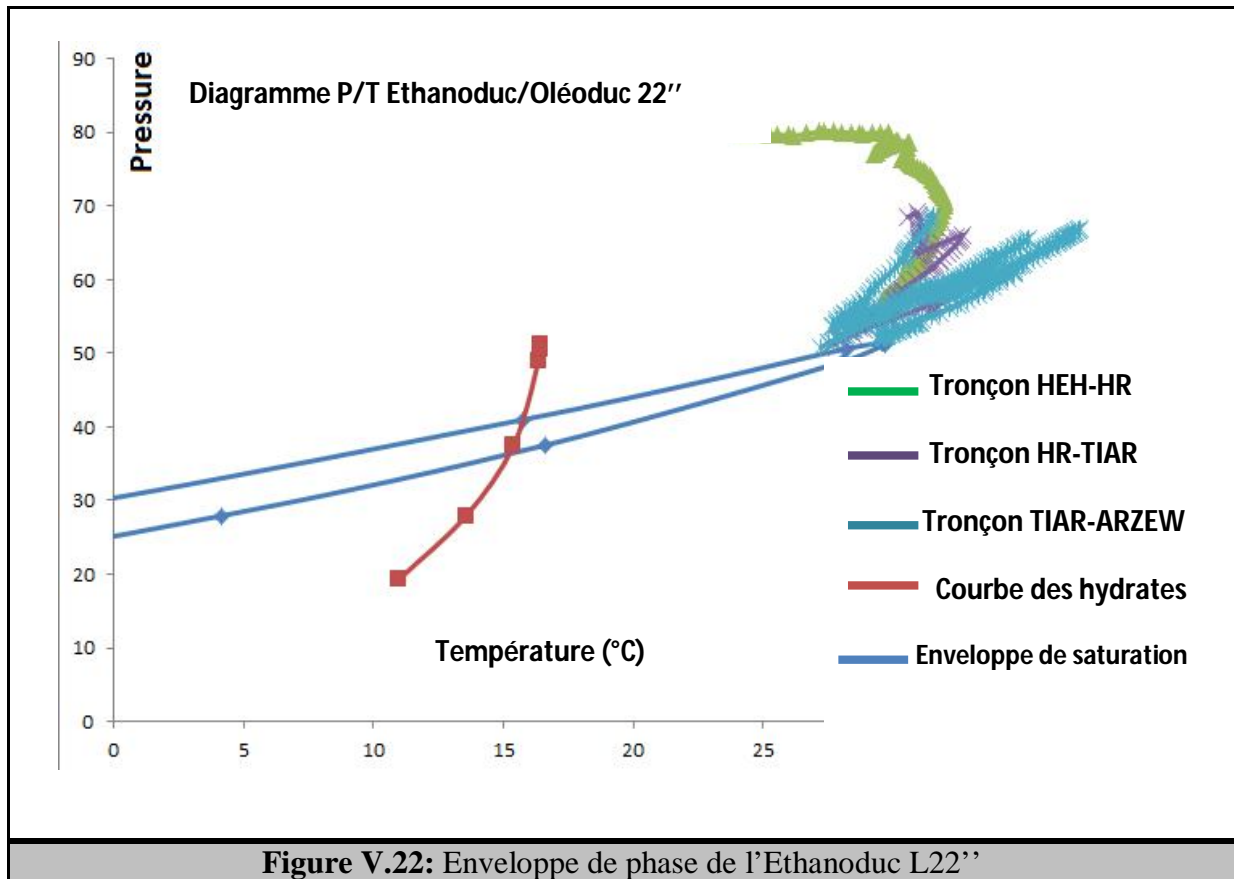
- 1- Un (01) Terminal Départ à HMD
- 2- Une (01) ligne de 538 Km de 22'' reliant HEH à la station de SP5 de Tiaret
- 3- Une (01) ligne de 283 Km de 16'' reliant SP5 de Tiaret au Terminal d'Arrivée d'ARZEW
- 4- Terminal d'Arrivé d'ARZEW
- 5- 2 stations de Pompages SP3 (HASSI RMEL) et le SP5(TIARET) fonctionnent avec :
 - Une pression de refoulement moyenne de 72,33 bars
 - La puissance totale est de 1405Kw=1,405Mw

Tableau V.14 : paramètres d'exploitation optimaux pour la ligne 22''

SC	PK/altitude	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Pui site (KW)
SP TD	0	45	80	729,7
SP1	125,8/257	74,83	OFF	-
SP2	219,6/495	65,82	OFF	-
SP3	306,7/775,6	56,14	68	303
SP4	418,5/882,7	62,54	OFF	-
SP5	538/1016	55,68	69	372,8

Analyse :

La courbe de l'enveloppe de phase démontre que les paramètres d'exploitations de l'éthanoduc sont situés dans la zone sans risque identique à la variante L20 tandis que nous avons constaté une légère diminution de la pression au niveau du terminal d'ARZEW car la pression est de 52 bars.



Variante L24 : Ethanoduc/oléoduc

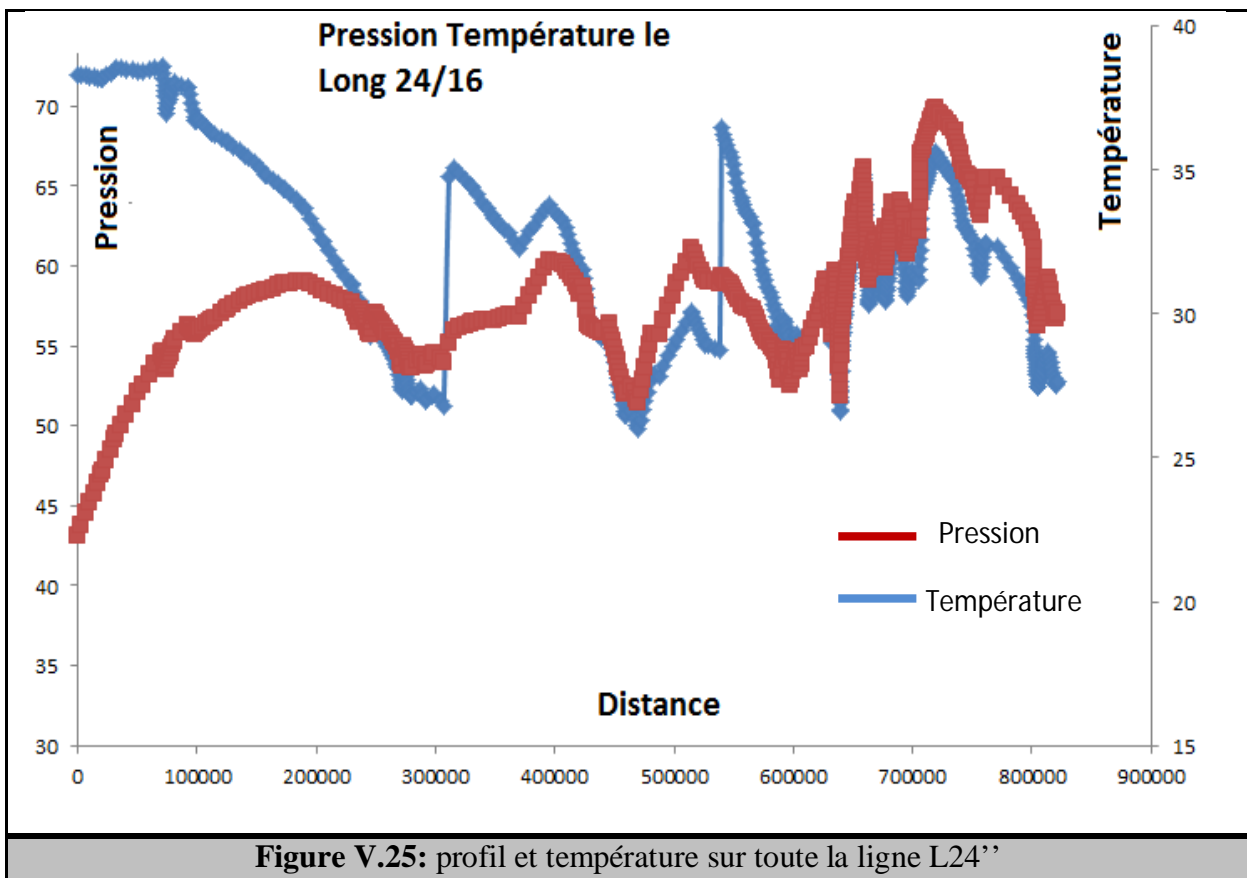
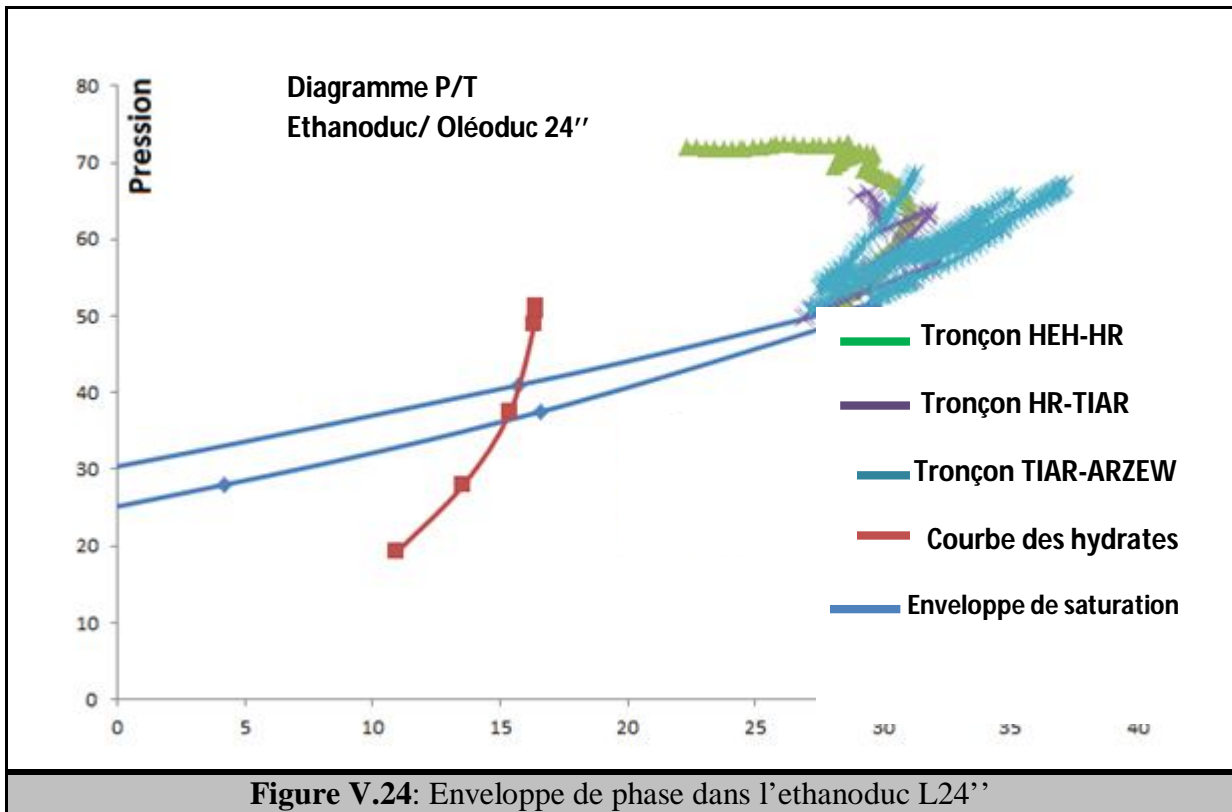
L'adoption d'une configuration en L24 (diamètre 24'') n'a rien apporté de nouveau par rapport à celle de 22'' et 20'' mis à part les paramètres d'exploitation.

Effectivement cette configuration est constituée de :

- 1- Un (01) Terminal de départ de HMD
- 2- Une (01) ligne de 538 Km de 24'' reliant HEH à la station de SP5 de Tiaret
- 3- Une (01) ligne de 283 Km de 16'' reliant SP5 de Tiaret au Terminal d'Arrivée d'ARZEW
- 4- Terminal d'arrivé d'ARZEW
- 5- 2 stations de Pompages SP3 (HASSI RMEL) et le SP5(TIARET) fonctionnent avec :
 - Une pression de refoulement moyenne de 68,67 Bars
 - La puissance totale est de 1359Kw=1,359Mw

Tableau V.15: Paramètres d'exploitation optimaux de la ligne L24

SC	PK/altitude	Pasp (Bar)	Pref (Bar)	Puiss (KW)
SP TD	0	45	72	562,9
SP1	125,8/257	74,83	OFF	-
SP2	219,6/495	65,82	OFF	-
SP3	306,7/775,6	51,82	65	385,5
SP4	418,5/882,7	62,54	OFF	-
SP5	538/1016	54,72	69	410,9



Conclusion

Dans cette partie, l'étude de faisabilité du transport de l'éthane sous forme de liquide et gazeuse a été abordée. Afin de mener notre travail à bout, un modèle mécanistique pour modéliser l'évolution des paramètres cinématiques et dynamiques tout en tenant compte des interactions entre les phases existantes a été mené. Après l'homogénéisation de la ligne et le développement des modèles globaux de Transfer, une technique d'optimisation a été utilisée pour déterminer les paramètres de fonctionnement optimaux sur les lignes pour les deux cas abordés (phase liquide et gaz) et ce en minimisant la puissance développée par les pompes et les compresseurs et en évitant la condensation du gaz dans les gazoducs et l'évaporation du liquide dans les oléoducs. Les études ont été menées pour des températures ambiantes les plus défavorables pour chacun des cas traités. Dans certaines situations, le transport en phase liquide ou dense est plus avantageux que le transport en phase gazeuse.

Conclusion générale

Le transport des hydrocarbures liquides et gazeux par canalisations dispose de nombreux atouts au plan économique et environnemental. L'évolution de l'économie mondiale du pétrole et des industries afférentes a conduit plusieurs recherches théoriques et pratiques à repenser et à enrichir ce sujet.

Durant les étapes primaires pour le design d'un nouveau pipeline, des emphases significatives sont souvent appuyées pour le choix optimal du tracé de la nouvelle ligne et la détermination de l'enveloppe opératoire du pipeline car ces deux points représentent une clé importante dans les opérations futures du système.

L'objectif de ce travail est d'étudier les éléments essentiels pour la modélisation du profil, la sensibilité de ce modèle sur le design et sur le fonctionnement d'un nouveau pipeline.

Dans cette étude, les différents aspects pour la construction d'un modèle de pipeline ont été traités tel que : Elaboration du modèle pipeline, étude de la sensibilité du modèle dynamique et l'impact des différents paramètres gouvernants le modèle sur le comportement du système (holdup, angle d'inclinaison, etc.)

Au vu des résultats numériques obtenus il s'avère qu'une représentation trop fine du pipeline peut engendrer des petites instabilités de calcul et tout particulièrement en régime dynamique et au niveau des raccordements des tronçons. Afin de remédier à ce problème c.à.d. élimination des instabilités numériques, une étude a été réalisée pour l'homogénéisation de la forme du pipeline et ce en se faisant appel à des techniques d'optimisation et dans un objectif de simplifier le profil du pipeline tout en préservant la configuration de l'écoulement et les principaux paramètres technologiques,

Cette étude nous permis de simplifier le profil du pipeline. La géométrie a donc été simplifiée de 1771 tronçons à 107 en conservant les principales tendances (holdup, régime dynamique et thermique, pentes et longueurs).

Les résultats de notre travail obtenus avec la nouvelle approche se résument en :

- Réalisation d'un design suite à une étude rigoureuse de la thermodynamique des fluides.
- Localisation des zones à risque favorisant la formulation des hydrates.

- Une étude de sensibilité du comportement thermodynamique de notre système a été menée et à travers elle, on a montré qu'en gardant la fraction de C₂H₆ à hauteur de 95%, les différentes répartitions du méthane et du propane n'ont aucun impact sur l'évolution thermodynamique et principalement sur la pression critique.
- Une homogénéisation (Up Scaling) de ligne de l'oz2 à été réalisé en utilisant des techniques de l'upscaling. Cette technique nous a permis de réduire considérablement le nombre de point de (1771 d'un cas détaillé à 107 points pour un cas simplifié). Ceci nous a permis de mener un nombre de simulations très important.
- L'obtention des résultats de l'homogénéisation est satisfaisant de tout point de vue géométrie, paramètres dynamique, structure d'écoulement *etc...*
- Pour chaque variante de transport, un modèle logique a été développé, sur la base des schémas de flux produits (PFDs), afin de simuler les différents régimes opérationnels sur le futur éthanoduc.
- Adaptation de l'optimiser du logiciel HYSYS Aspen One à la détermination des paramètres d'exploitation optimaux :
- Des configurations optimales ont été déterminées pour chaque variante de transport.
Des stations de pompage dans les cas ethanoduc/ oléoduc
Des stations de compression dans le cas ethanoduc/gazoduc

Notre travail présente une contribution au développement d'une méthodologie de traitement des problèmes identiques. La technique d'homogénéisation proposée représente un outil efficace pour la simplification des lignes. Cette approche est plus rigoureuse que les méthodes stochastiques reposant sur des moyennes mobiles et autres techniques approximatives.

Références

Webographie

- [1] British Petroleum: <http://www.bp.com>, 11 Février 2014

Bibliographie

- [2] Annual Energy Outlook (EIA), with projections to 2030. 2009
- [3] International Energy Agency (IEA), OECD, 2002.
- [4] F. Tabkhi, "Optimisation de réseau de transport de gaz", Institut National Polytechnique de Toulouse, Thèse de doctorat, 2007.
- [5] P. Dickerson. "Pipeline Modeling: Getting the right data and getting the data right". PSIG 09A1, 2009.
- [6] P. Lagoni and J. Barley, 'On Simulation Accuracy', PSIG Annual Meeting, 2007.
- [7] J. Modisette and J. Modisette, "Physics of Pipeline Flow", PSIG, 2003.
- [8] H. Eidsmoen and I. Roberts, "Issues relating to proper modeling of the profile of long gas condensate pipelines", PSIG 0501, 2005.
- [9] F.H. Poettman and P.G. Carpenter, "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flow String with Application to the design of Gas-Lift Installations" Drill and Prod API, pp 257, 1952
- [10] O. Baker, "Discussion on How Uphill and Downhill Flow Affect Pressure Drop in Two Phase Pipelines through Hilly Country", Oil and Gas J. pp 50-153. Nov, 1957.
- [11] O. Flanigan, "Effect of Uphill flow on Pressure Drop in Design of Two-Phase Gathering Systems", Oil and Gas J, pp 56-132, March, 1958.
- [12] V. A. Mamayev, "Some Problems in the Hydrodynamics of Joint Transport of Gas and Liquid", Int.Chem;Eng, pp 318-322, April, 1965
- [13] B.A. Eaton, "The Prediction of Flow Pattern, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase in Horizontal Pipelines" PhD, Texas University, 1966.
- [14] G.E. Odishariya, "On Certain Problem in Gas Liquid Flow Through Pipelines" Neft Khoz, pp 54-59, Sep, 1966.
- [15] A.I. Guzhov, V.A. Mamayev et G.E. Odishariya, "A Study of Transportation in Gas Liquid Systems" Gas Conference, Hamburg, Germany, June, 1967.

- [16] R. Sevingny, "An investigation of Isothermal, Cocurrent, Two-Fluid Two-Phase Flow in an Inclined Tube" PhD, University of Rochester, 1962.
- [17] G. Singh, and P. Griffith, "Determination of the pressure Drop Optimum Pipe Size for a Two-Phase Slug Flow in an inclined pipe" J.Eng.Ind.Trans, ASME, pp 717-726, Nov 1970.
- [18] L. Thomas, M. Gauld, and L.K. Donald, "Two-Phase Flow through Vertical, Inclined or Curved Pipe", August 1974.
- [19] A.R. Hegedorn, and K.E. Brown, "Experimental Study of Pressure Gradient Occurring During Continuous Two-Phase in Small Diameter Vertical Conduits", J.Pet.Tech, pp 475-484, April 1965.
- [20] H.D. Beggs and J.P. Brill. A study of two phase flow in inclined pipes, pp 607-617, 1973.
- [21] M. Hemanta and J.P. Brill, "Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow", SPE, University of Tulsa, May, 1983.
- [22] A.E. Dukler and M.G. Hubbard, "A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes", Ind. Eng. Chem. Fundam, Vol N°14, pp. 337-345. 1975.
- [23] H. Duns and N.C.J. Ros, "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells" Proceeding of the 6th World Petroleum Congress, pp 451, 1963.
- [24] N.P. Cheremisinoff and E.J. Davis, "Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow", AIChE J, pp 48-56, 1979.
- [25] R.I. Issa, "Prediction of Turbulent Stratified Two-Phase Flow in Inclined Pipes and Channels", Int.J. Multiphase Flow, pp .141-154. 1988.
- [26] J.E. Laurinat, T.J Haratty and W.P.Jepson, "Film Thickness Distribution for Gas-Liquid Annular Flow in a Horizontal Pipe", Int.J. Multiphase Flow, pp 179-1956. 1985.
- [27] P.W. James and al "Developments in the Modeling of Horizontal Annular Two-Phase Flow", Int. J. Multiphase Flow, pp 173-198. 1987.
- [28] G.B. Wallis "One Dimensional Two Phase Flow" McGraw-Hill.1969.
- [29] J. Xiao and al "A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines", In The 65th SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, LA. Paper SPE 20631: pp 67-180, September, 1990.
- [30] K.H. Bendiksen, D. Malnes, R. Moes, And S. Nuland: "The Dynamic Two-Fluid Model OLGA Model: Theory and Application", SPE 19451, pp 171-180.1992.

- [31] N.H. Boriyantoro and M.A. Adewumi. The Pennsylvania State University. “An Integrated single-phase/two phase Hydrodynamic Model for Predicting the Fluid Flow Behavior of Gas Condensate in Pipeline”.1994.
- [32] M. Stoner, “Steady-State analysis of gas production, transmission and distribution systems”. In fall Meeting of the Society of Petroleum Engineers of AIME. 1969.
- [33] M. Stoner, “Sensitivity analysis applied to a steady-state model of natural gas transportation systems”. Old SPE Journal N°12, pp 115-125. 1972.
- [34] G. Benard, and B. Eliason. An improved gas transmission system simulator; Old SPE Journal N°18, pp 389-398.1978.
- [35] G. Rhoads, Wich flow equation does it matter? In PSIG Annual Meeting.1983.
- [36] L. Ouyang and K. Aziz, Steady-state gas flow in pipes. Journal of Petroleum Science and Engineering, pp 137-158, 1996.
- [37] A. Schroeder. A tutorial on pipe flow equations. In 33rd Annual Meeting Pipeline Simulation Interest Group (PSIG), pp 17-19, 1994.
- [38] S. Tian and M. Adewumi “Development of analytical design equation for gas pipelines”, Old Production and Facilities, pp 100-106, 1994.
- [39] A.M Costa and F. Pessoa “Steady-State modeling and simulation of pipeline networks for compressible fluids”. Brazilin Journal of chemical Engineering, pp 344-357, 1998.
- [40] R.P Glenn and al, “Evaluating the effective friction factor and overall heat transfer coefficient during unsteady pipeline operation”, International Pipeline Conference, ASME,, vol N° 2, pp.1175-1182, 1996.
- [41] M. Mohitpour, W. Thompson and B.A Sante “The importance of dynamic simulation on the design and optimisation of pipeline transmission systems”, Proceeding of ASME International Pipeline Conference, vol N°2, pp 1183-1188, Calgary, Canada 1996.
- [42] C.K.U. Sun,V. Christine W.Chan and Tontiwachwuthikul, “An integrated expert system/operations research aproch for optimiazation of natural gas pipeline operations”, Engineering Applications of Artificial Intelligence,Vol N°13, pp 465-475. 1999.
- [43] R.Z. Rios-Mercado, Natural gas, in Handbook of Applied Optimization (Edited by P.M. Padalos and M.G.C. Resende), Oxford University Press, 2001.
- [44] A.Chebouba, A,Smati. “ Optimisation d’un Pipeline de Transport de Gaz naturel par la Programmation Dynamique Avec Choix Automatique Des

Compresseurs” 1ères Journées Nationales Sur Le Traitement, Le Stockage, Le Transport Et La Distribution Des Hydrocarbures 2003.

- [45] M.K.S Abbaspour. Chapman and P.Krishnaswami, “Nonisothermal Compressor station Optimization”, Journal of energy resources technology, vol.127, N°2, pp. 131-141,2005
- [46] R.Z.Rios-Mercado, Natural gas, in Handbook of Applied Optimization (Edited by P.M. Padalos and M.G.C. Resende), Oxford University Press, pp 825, 2002.
- [47] G. Lind, S. Bachman, “Lessons, Issues, and Perils Experienced During the Conceptual Design and Predictive Modeling of an Ethane Pipeline”. PSIG1210, May 2012.
- [48] M. Adewumi and A.M Leksono “Compositional Multiphase Hydrodynamic Modeling of Gas/Gas-Condensate Dispersed Flow in Gas Pipelines”, SPE, Feb 1990.
- [49] N.H Boriyantoro, “An Integrated Single/Multi-Phase Flow Model for Gas Condensate Pipelines”, M.S. thesis, Pennsylvania State University, PA, August 1994.
- [50] L. Mucharam, “One-Dimensional Compositional Modeling of Gas and Condensate Flow in Pipelines”, Ph.D. thesis, Pennsylvania State University, PA, December 1989.
- [51] L. Mucharam and A. Michael, “A Study of Gas Condensation in Transmission Pipeline with a Hydrodynamic Model” SPE, August 1990.
- [52] S.Tian, and M.A Adewumi, “Development of Analytical Design Equation for Gas Pipelines”, Proceeding of SPE 67th Annual Technical Conference, Washington, pp 989-995.1992
- [53] P.A Vicent, “One-Dimensional Compositional Modeling of Gas and Condensate Flow in Pipelines” M.S. thesis, The Pennsylvania State University, PA, August 1988.
- [54] V. Patrick, A. Michael, “Engineering Design of Gas Condensate Pipelines With a Compositional Hydrodynamic Model” SPE, pp 381-386,November 1990.
- [55] L.T Biegler and I.E Grossmann, “Retrospective on optimization” Chem.Eng J,2004
- [56] F. Tabkhi , “Optimization of gas transmission networks”, PhD Thesis, France, 2007.
- [57] G. Hernandez “Multiobjective optimization of natural gas transportation networks. PhD Thesis, Toulouse. 2011.

- [58] D.C Zaleta and R.Z. Ríos-Mercado. “A MINLP Model for a Minimizing Fuel Consumption on Natural Gas Pipeline Networks”. October 2002
- [59] A. J. Osiadacz “Simulation and Analysis of Gas Networks”, Gulf Publishing, Houston. 1987.
- [60] P. B. Percell and M. J. Ryan. “Steady-state optimization of gas pipeline network operation”, In Proceedings of the 19th PSIG Annual Meeting, Tulsa, October 1987
- [61] A. Osiadacz and M. Chaczykowski. “Comparison of isothermal and non-isothermal pipeline gas flow models”. Chem.Eng J, Vol N°81,2001
- [62] API Specification 5L, American Petroleum Institute, Washington D.C, USA. 2000
- [63] ASME B36.19M, Stainless Steel Pipe, The American Society Of Mechanical Engineers 2004.
- [64] M. Mohitpour, H. Golshan, A. Murray, “Pipeline Design and Construction: A practical Approach”, 2nd Ed., New York, 2003.
- [65] T.F Edgar, D.M. Himmelblau and T.C. Bickel, “Optimal design of gas transmission networks”, Texas, SPE 6034, 1988.
- [66] P. Andreussi, M. Bonizzi, and A. DiLullo “Advanced Design Of Hydrocarbon Transportation Pipeline”, 10th Offshore Mediterranean Conference and Exhibition in Ravenna, Italy, March 23-25, 2011.
- [67] G.J Grelli and J.Gilmour, Western U.S. “Gas Pipeline Optimization Program”, Oil and Gas Journal, July 14, 1986.
- [68] E.S Menon, Gas Pipeline Hydraulic, CRC Press, Taylor and Francis Group, Boca Raton, Florida, CRC Press, 416 pages, 24 mai 2005.
- [69] L.L.Faulkner, Liquid Pipeline Hydraulic, Marcel Dekker, Inc, 169 pages, 2004.
- [70] Yong Bai, Pipeline and Risers, R. Bhattacharyya and M.E M. E. Mc Cormick, 526 pages, 2001.
- [71] M. Ishii, Thermo-fluid dynamic theory of two-phase flows, Editeur (Collection de la Direction des Etudes et Recherches d'Electricite de France, No. 22), pp 275, 1975.
- [72] A.F Christodoulos. Nonlinear and Mixed-Integer Optimization, Fundamentals and Applications. Oxford University Press, 480 pages, 26 sept, 1995.
- [73] O. Bratland, Pipe flow 1, Single-phase Flow Assurance 2009.
- [74] O. Bratland, Pipe flow 2, Multi-phase Flow Assurance, 372 pages, 2010.

- [75] J.P. Brill and H.D. Beggs, "Two phase flow in pipes", 6th edition, January, 640 pages, 1991.
- [76] A. Tarek, "Equations of states and PVT analysis", 562 pages, 2007.

Annexe1

Propriétés thermophysiques de la composition du design

- Chaleur spécifique :

La chaleur spécifique (C_p) représente la quantité d'énergie nécessaire pour élever la température d'une substance à °C à une pression constante. La figure II.14 montre la chaleur spécifique de la composition du design en utilisant l'équation d'état de Peng Robinson

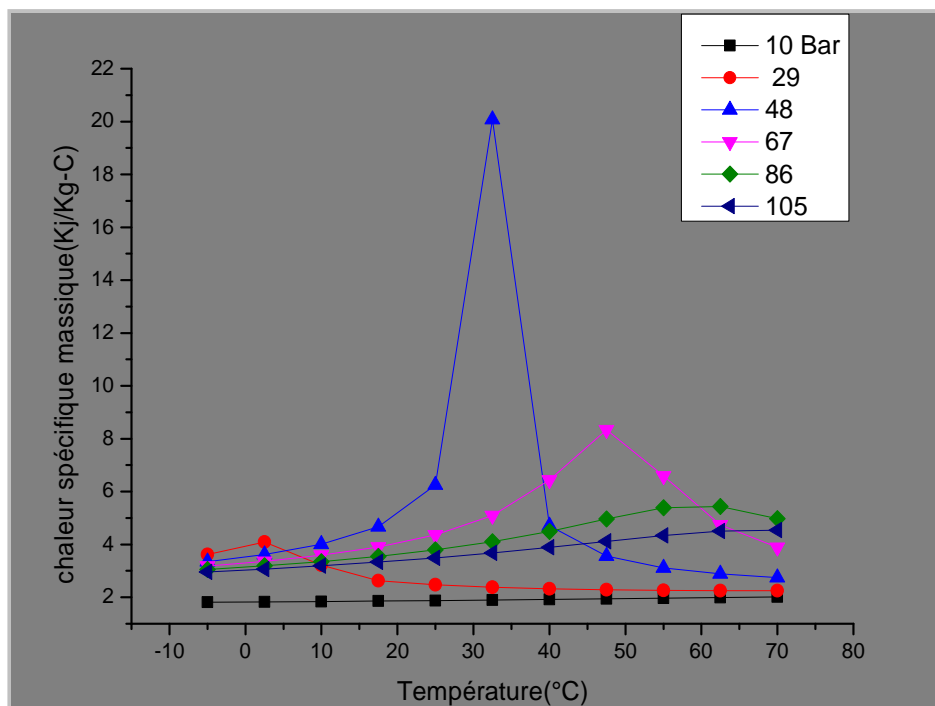


Figure II.14 : la chaleur spécifique de la composition du design en utilisant l'équation de Peng Robinson

On remarque d'après la figure que la chaleur spécifique est une courbe aplati relativement apart la région proche du point critique ou le changement de phase pourra avoir lieu.

Le facteur de compressibilité Z :

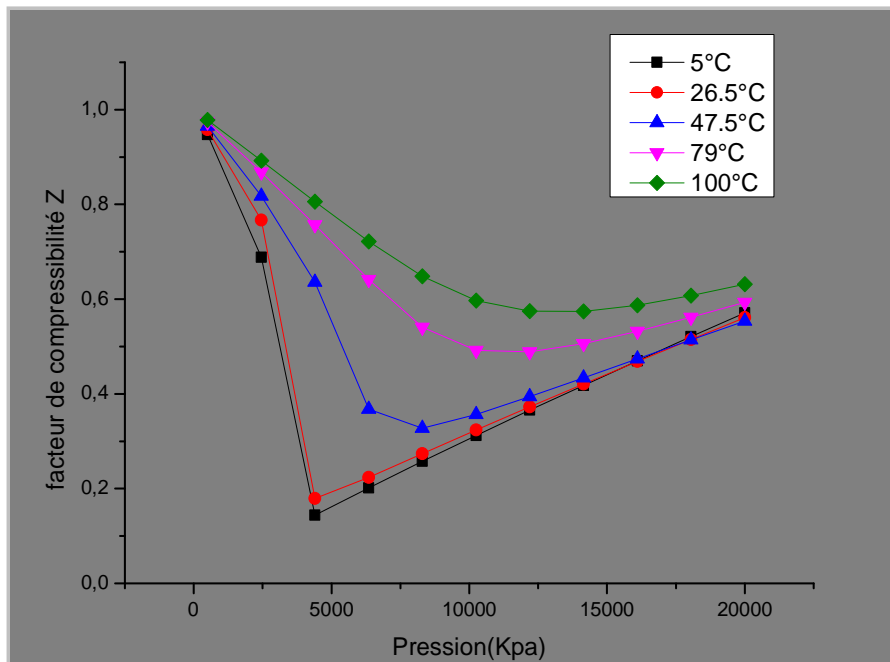


Figure II.15: Le facteur de compressibilité de l'éthane pour différentes pressions et températures

La viscosité :

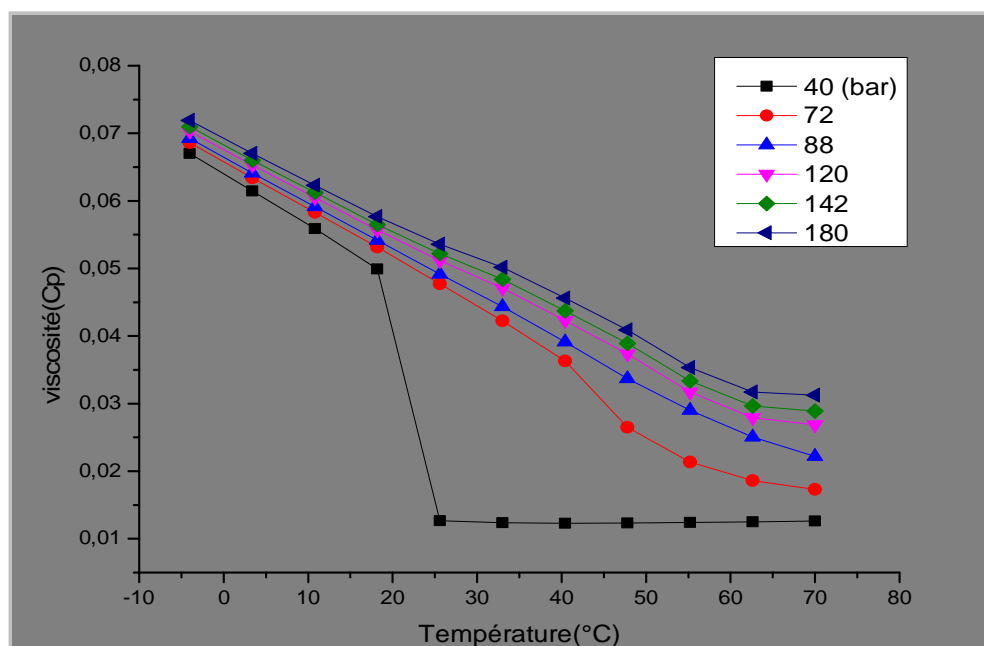
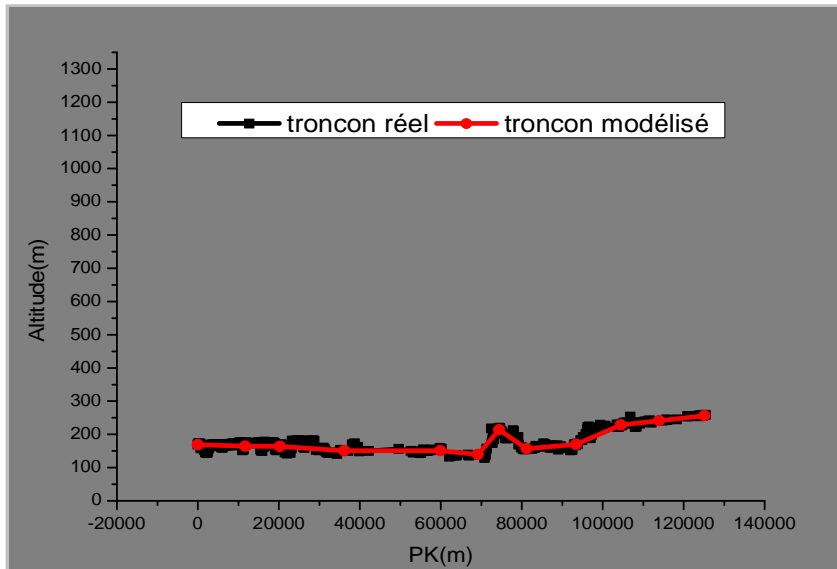


Figure II.16: Variation de la viscosité de l'éthane en fonction de la pression et la température

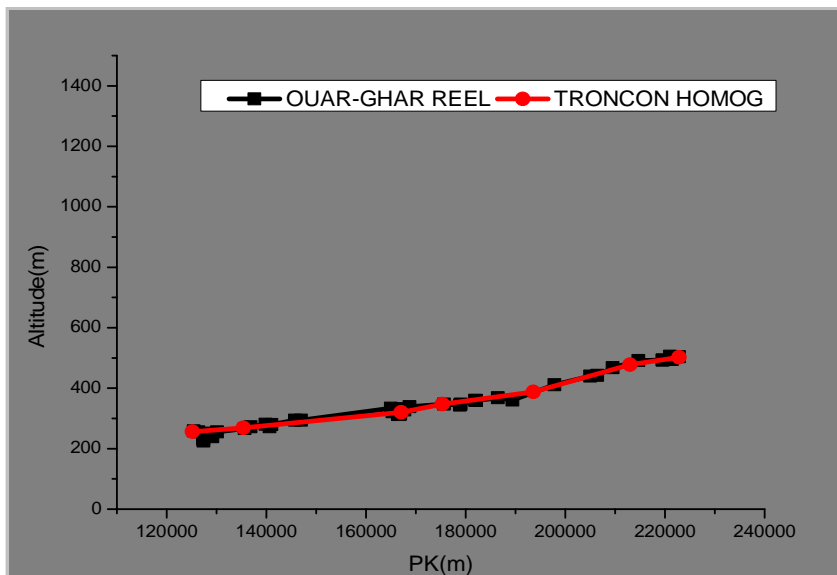
Annexe 2

Tronçons modélisés

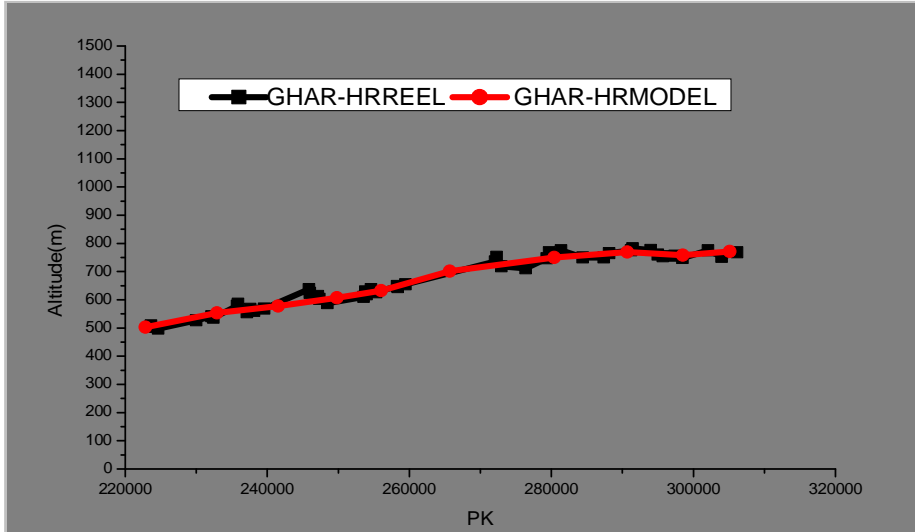
1^{er} tronçon :



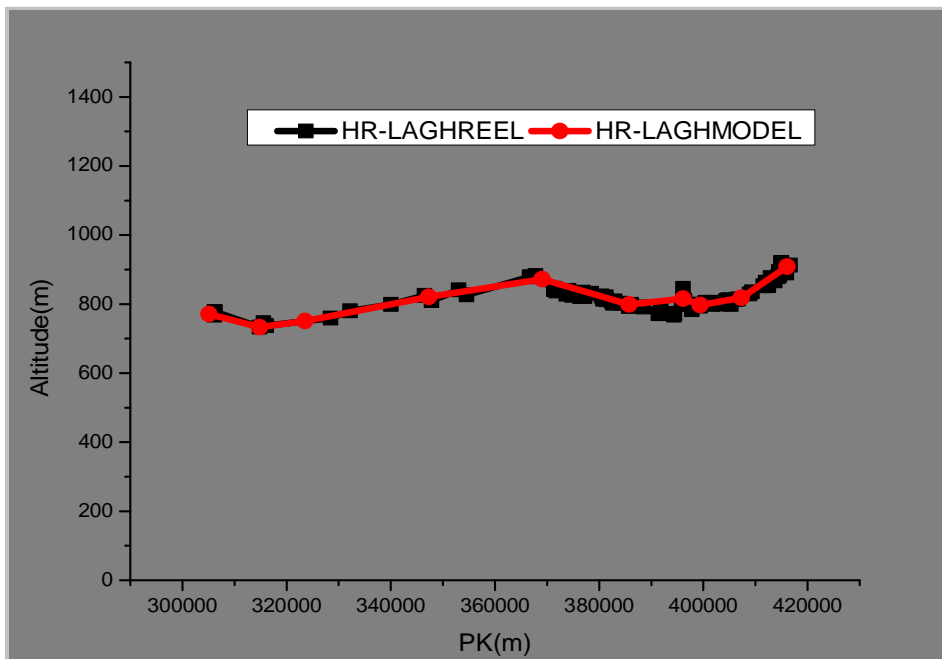
2^{ème} tronçon :



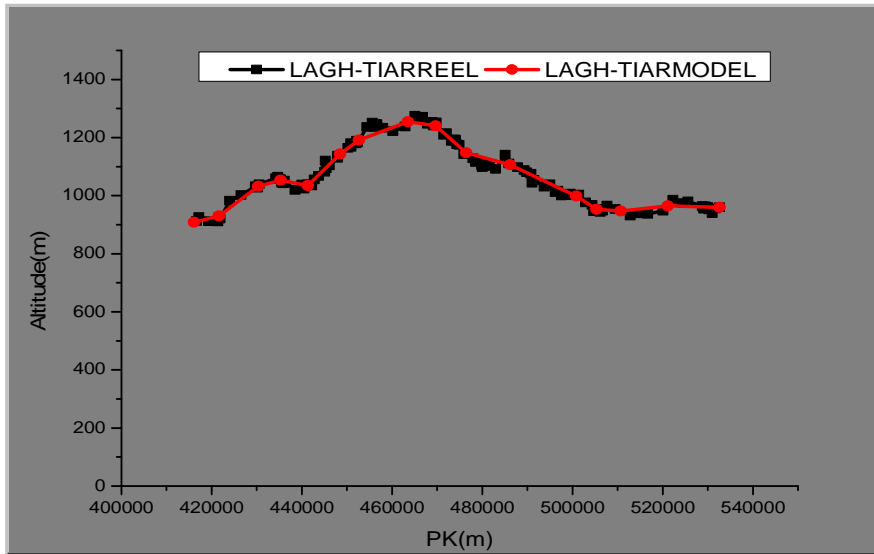
3^{ème} tronçon :



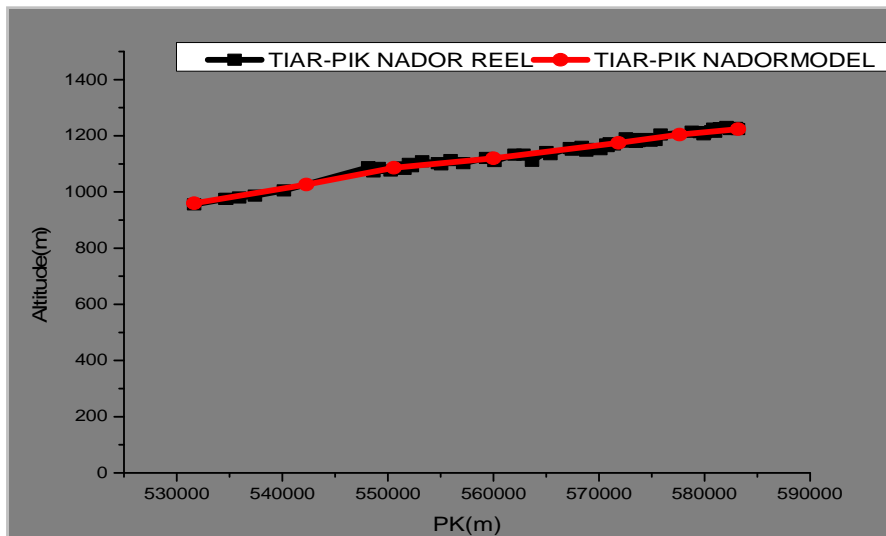
4^{ème} tronçon :



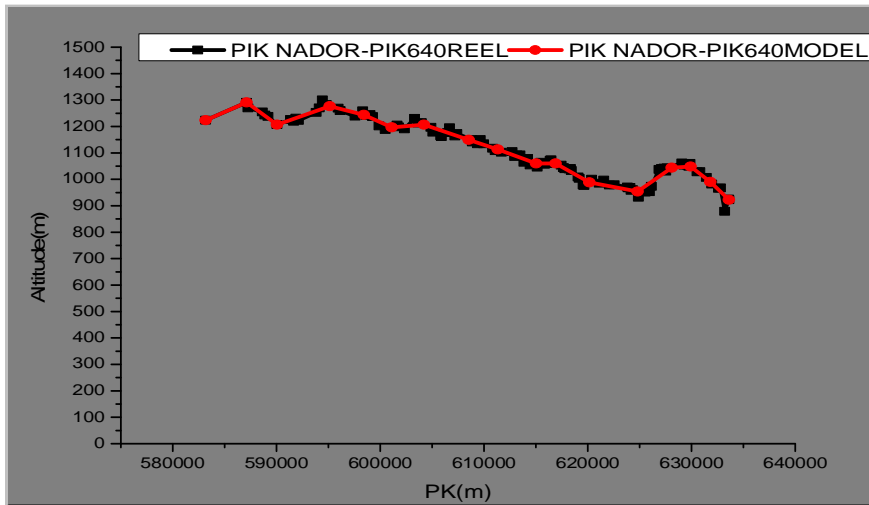
5^{ème} tronçon :



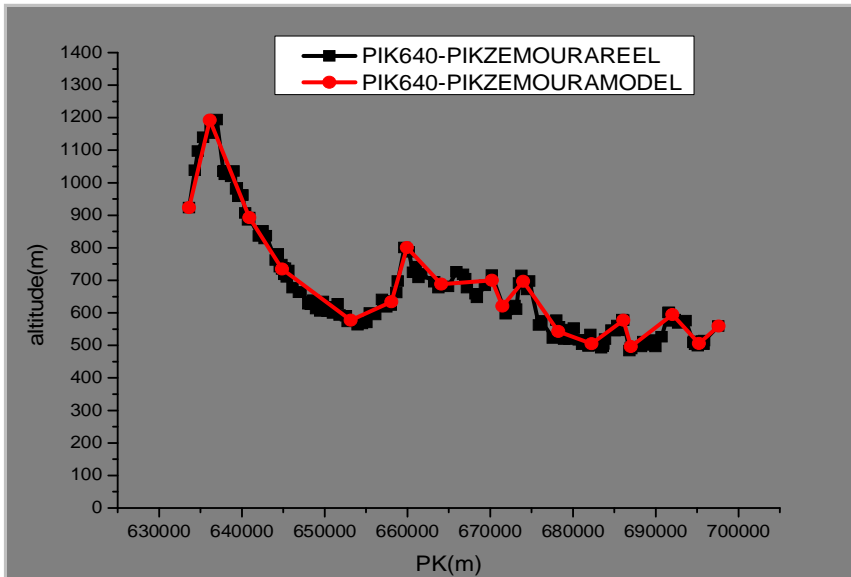
6^{ème} tronçon :



7^{ème} tronçon :



8^{ème} tronçon :



9^{ème} tronçon

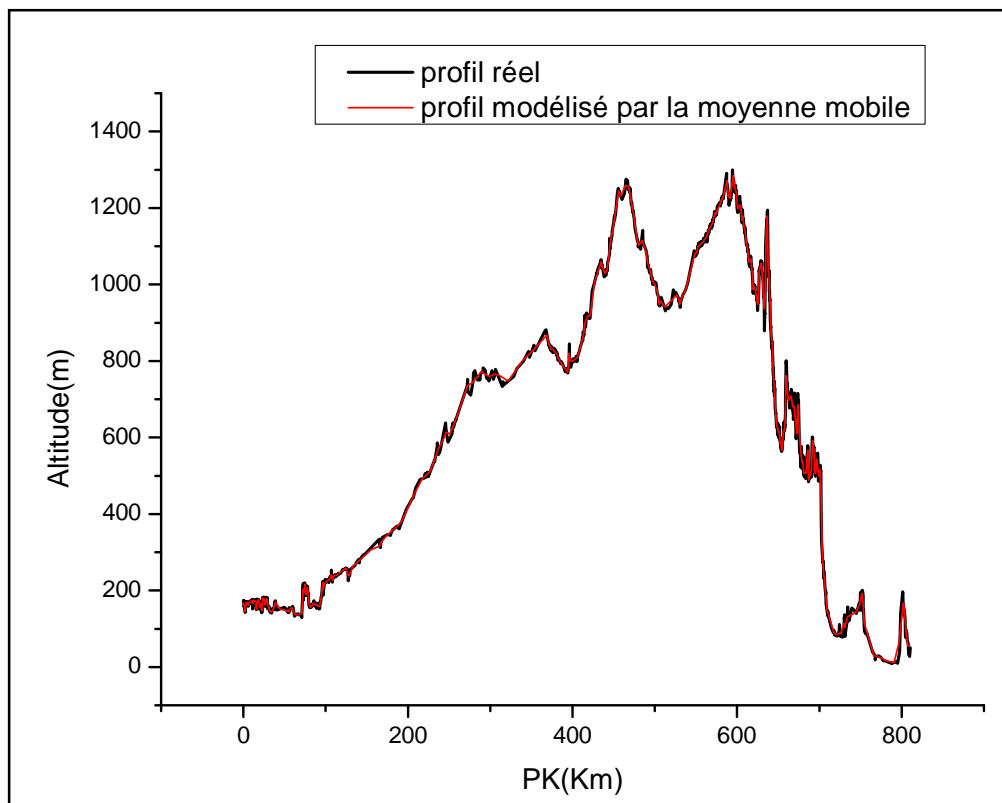
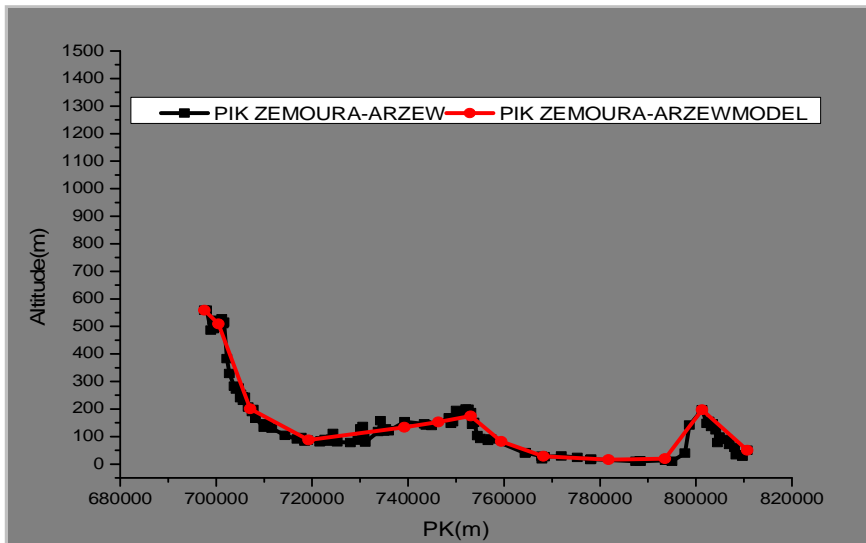


Figure : Profil simplifié par la moyenne mobile

Annexe 4 : Analyse thermométrique des différentes régions de passage de l'éthanoduc

	REGION 1		REGION 2		REGION 3		REGION 4		REGION 5	
	MIN	MAX	MIN	MAX	MIN	MAX	MIN	MAX	MIN	MAX
JAN	5	18	6	16	2	13	2	13	5.7	16.5
FEV	7	20	8	9	4	15	4	16	6.8	17.5
MARS	11	25	11	22	7	18	5	18	7.8	19
AVRIL	15	29	14	26	9	23	9	24	9	20
MAI	20	34	19	32	13	26	14	32	12	23
JUIN	25	45	24	37	18	23	18	37	12	23
JUILL	27	47	27	42	21	41	18	37	16	27
AOUT	27	49	27	45	20	40	18	34	19	30
SEP	24	37	22	35	17	17	14	28	19	31
OCT	18	31	17	28	12	12	10	22	16	29
NOV	11	24	11	22	6	6	6	11	9	20
DEC	6	186	7	17	3	3	3	12	6.3	17

REGION 1 : HMD/OUARGLA

REGION 2 : OUARGLA/GHARDIA

REGION 3 : GHARDIA/LAGHAOUT

REGION 4: LAGHOUAT/TIARET

REGION 5: TIARET/ARZEW

Annexe 5

La méthode d'optimisation SQP

La programmation quadratique SQP est l'une des méthodes la plus réussies dans la simulation numérique des problèmes d'optimisation non linéaire avec contrainte, elle se repose sur une base théorique profonde et fournit des outils algorithmiques puissants pour la résolution. Elle se base sur les algorithmes newtoniens qui sont basés sur la linéarisation d'équations caractérisant les solutions que l'on cherche, fournies par les algorithmes d'optimalité d'ordre 1. Ces algorithmes sont primaux-duaux dans le sens où ils génèrent à la fois une suite primale (x^k) convergeant vers une solution \bar{x} du problème considéré, et une suite duale (λ^k) de multiplicateurs convergeant vers un multiplicateur optimal $\bar{\lambda}$ associé à \bar{x} .

On considère l'application de la méthodologie de SQP à un problème d'optimisation non linéaire (NLP) avec des contraintes d'égalité et d'inégalité de la forme :

$$\min f(x)$$

$$x \in \mathbb{R}^n$$

$$g_j(x) \leq 0, j = 1, \dots, q$$

$$h_i(x) = 0, i = 1, \dots, q$$

Où f est la fonction objective, g et h sont les contraintes d'égalité et d'inégalité.

La méthode SQP est une procédure itérative qui modélise un problème non linéaire (NLP) pour une itération x^k donné par une programmation quadratique des sous problèmes, elle résout le sous problème quadratique puis elle utilise la solution pour construire une nouvelle itération x^{k+1} . Dans ce sens le problème NLP ressemble les méthodes de newton et quasi-newton pour la solution numérique d'un système d'équations algébriques non linéaire. Néanmoins la présence des contraintes rendent l'analyse et l'implémentation des méthodes SQP plus compliqué.

Principe :

Les contraintes sont linéarisées et une approximation quadratique du lagrangien est utilisée :

- La fonction Lagrange associé :

$$L(x, \lambda, \mu) = f(x) + \lambda^T g(x) + \mu^T h(x),$$

Avec :

$$\lambda_j \geq 0, j = 1, \dots, q$$

➤ **Algorithme SQP avec contrainte d'égalité et d'inégalité :**

Données : $f : \mathbb{R}^n \rightarrow \mathbb{R}, g : \mathbb{R}^n \rightarrow \mathbb{R}^q, h : \mathbb{R}^n \rightarrow \mathbb{R}^p$ différentiables, x_0 point initial, $\lambda_0 \in \mathbb{R}_+^q$ et $\mu_0 \in \mathbb{R}^p$ multiplicateurs initiaux, $\varepsilon > 0$ précision demandée.

Sortie : une approximation x^* de la solution :

1. $k := 0$
2. Tant que $\|\nabla L(x^k; \lambda^k)\| > \varepsilon$,
 - (a) Résoudre le sous problème quadratique :

$$(QP_k) \begin{cases} \min \nabla f(x_k)^T d + \frac{1}{2} d^T H_k d \\ d \in \mathbb{R}^n \\ g_j(x^k) + \nabla g_j(x^k)^T d = 0, \\ h_i(x^k) + \nabla h_i(x^k)^T d = 0, i = 1, \dots, p \end{cases}$$

Et obtenir la solution primale d_k et les multiplicateurs λ' et μ' associés aux contraintes d'inégalité et d'égalité respectivement :

$$(b) \ x^{k+1} = x_k + d_k; \lambda^{k+1} = \lambda'; \mu^{k+1} = \mu'; k = k + 1;$$

3. Retourner x_k

Afin que le sous-programme quadratique (QP) admette une unique solution, la plupart des implémentations actuelles de SQP utilisent une approximation du hessien H_k du Lagrangien qui soit définie positive.

Etant une méthode newtonienne, l'algorithme SQP converge localement quadratiquement pourvu que les points initiaux (x_0, λ_0) ou (x_0, λ_0, μ_0) soient dans un voisinage d'un point stationnaire \bar{x} et de ses multiplicateurs associés

Annexe 6

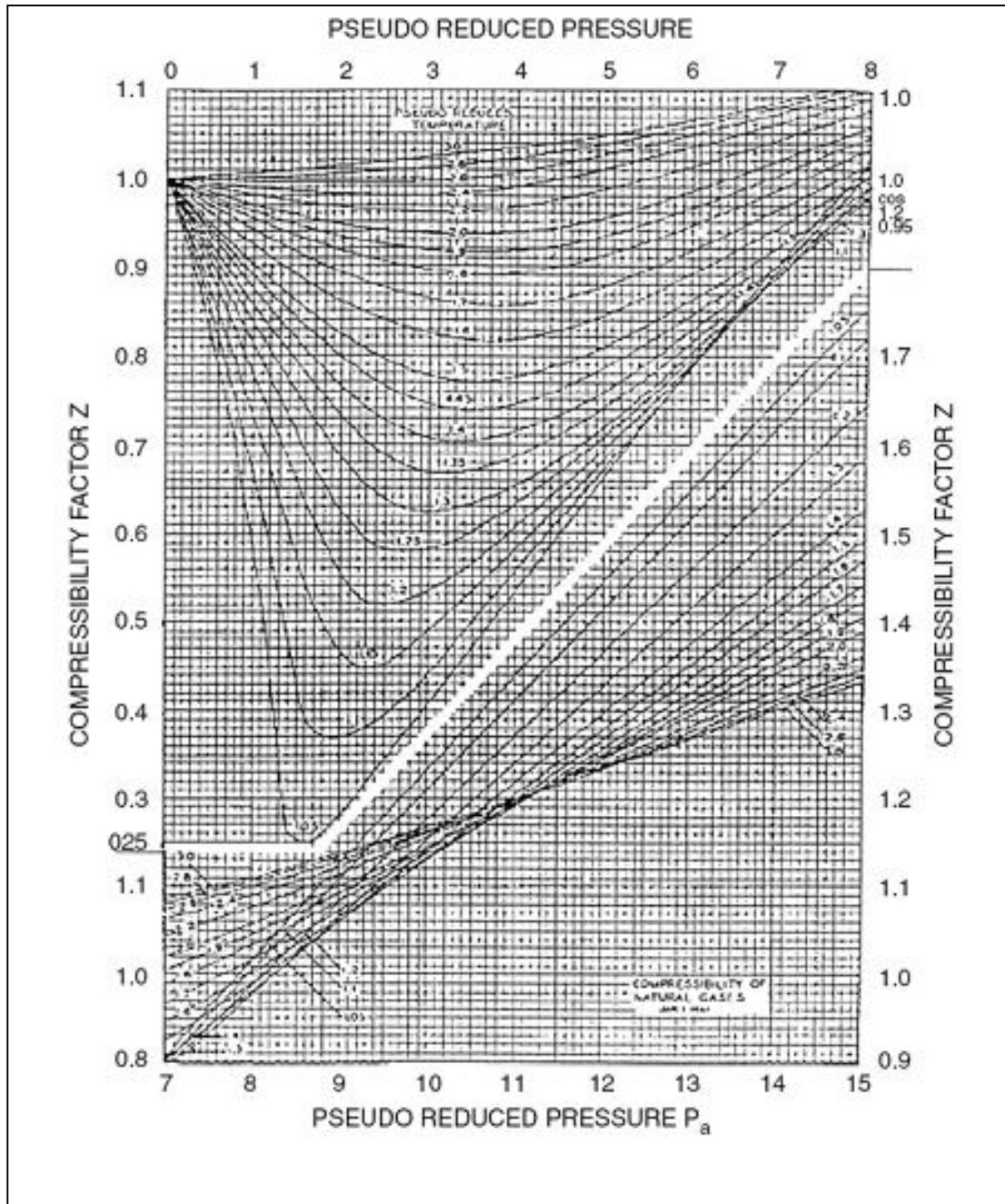


Figure : le facteur de compressibilité Z (d'après Standing et Katz)