

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

**Université M'Hamed Bougara-Boumerdes**  
**Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie**



**Département Transport et Equipements des**

**Hydrocarbures Mémoire de fin d'études**  
**En vue de l'obtention du diplôme de**

## **Master**

**Domaine** : Sciences et Technologies

**Filière** : Hydrocarbures

**Option** : Transport et distribution des hydrocarbures

par : **BEZZIOU Mohamed Elamine**  
Et  
**ABROUS Azzeddine**

THEME

**Dimensionnement optimal et simulation hydraulique du réseau de  
collecte dévonien du champ gazier de Tinrhert sous OLGA**

Devant le jury :

	Nom et Prénom	Grade	Université/Affiliation
Examineur	BOUHAFS Smail	MAA	UMBB
Examineur	TIKOBAINI Mourad	MAA	UMBB
Encadreur:	YOUNSI Karim	MCB	UMBB

## **Remerciement**

*Tout d'abord, nous remercions ALLAH pour ses bénédictions sur nous, dont le plus important est la santé. Nous le remercions également pour l'effort et le courage de terminer ce modeste travail.*

*Nous adressons également nos plus vifs remerciements à notre encadreur Mr. **Karim YOUNSI** pour ce qu'il nous a apporté, pour ses conseils, ses efforts et sa disponibilité. Ainsi qu'à tous les enseignants de département de transport et équipement des hydrocarbures pour les efforts qu'ils fournis durant notre cursus afin de nous amener jusqu'au bout de notre étude universitaire.*

*Nous remercions aux membres de jury Qui ont accepté de lire et d'évaluer ce modeste travail.*

*A ceux qui ont contribué de loin ou de près à la réalisation de ce mémoire*

*Enfin, à nos familles et en particulier à nos parents qui nous ont toujours soutenu et donné les moyens d'en arriver jusque-là aujourd'hui*

*Mohamed elamine et Azzedine*

## **dédicaces**

*Avec toute mon estime et mon amour, je dédie ce modeste travail*

*Aux deux personnes plus chères de ma vie, celles qui m'ont donné la vie, mes parents*

*A mon très cher père qui m'a tout donné pour ma réussite.*

*A ma très chère mère qui se sacrifie toujours pour mon succès.*

*A mes très chers frères : Abdallah - رحمه الله -, Houssam (Oussama), Saifeddine, Wail.*

*A mes très chères sœurs : **Halima, Khadidja, Habiba.***

*A mes oncles surtout **Boubeker « Ahmed »** et mes oncles maternels surtout **Kaddour.***

*A ma chère grand-mère **Fatima** qui m'encourage toujours.*

*A tous mes amis surtout : **Yahia, Abdelatif, Nor el islame, Raouf, Tarek, Abderrazak, Abdelhak, Omar, Azzeddine, Chihab, Riyadh, Youcef, Mohammed, Mohamed amine, Aymen, Ishak, Aymen.***

*A mes collègues dans les groupes **STH09 et Transport des hydrocarbures TDH16***

*Mohamed elamine*

---

*Je dédie ce modeste travail :*

*À mon père.*

*À l'être le plus cher de ma vie, ma mère.*

*À mes frères : **Saleh et Abderrahmane***

*À toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux.*

*À tous mes amis et surtout : **Imad, Mejdaji, Nasser Eddine, Abdelhadi, Ayoub, Moussa Abdelkader, Azzeddine, Mohamed.***

*À tous ceux qui ont semés le bonheur dans mon chemin.*

***Azzeddine***

---

## Résumé

Dans un contexte marqué, par une consommation du gaz sans cesse croissante que ce soit sur le marché national ou international, Sonatrach pour subvenir à cette demande a fourni ces dernières années des efforts considérables dans la prospection, d'où la découverte de nouveaux gisements de gaz dans la région d'Ohanet. Dans la perspective de l'exploitation et de la valorisation de cette riche, Sonatrach prévoit dans un futur proche la réalisation de plusieurs centaines de kilomètres de réseaux de collecte. Cependant, la réalisation de ce type d'ouvrage nécessitant des investissements importants accroît la nécessité de l'usage d'outils d'optimisation de manière à concevoir des réseaux optimisés que ce soit d'un point de vue dimensionnement ou exploitation. Cette présente étude se focalisera sur le dimensionnement optimal du réseau de collecte de Tinhert avec choix des matériaux utilisés en tenant compte du phénomène de corrosion en présence CO<sub>2</sub> souvent présent dans la composition chimique des gaz. Enfin le réseau dimensionné fera l'objet d'une analyse hydraulique sous simulateur OLGA de manière à mettre en évidence les spécificités des écoulements susceptibles de s'établir dans le réseau avec évaluation des risques potentiels de formation d'hydrate.

## Abstract

In a marked context, by an ever-increasing gas consumption on both national and international markets, Sonatrach, to meet this demand has provided in recent years considerable efforts in prospecting, hence the discovery of new sources of gas in the region of Ohanet. In view of the exploitation and development of this rich, Sonatrach plans in the near future the realization of several hundred kilometres of gathering systems. However, the realization of this type of work requiring significant investment increases the need for the use of optimization tools to design optimized systems whether from a sizing or an operating point of view. This study will focus on the optimum design of the region of Tinhert gathering systems including the choice of used materials, taking into account the CO<sub>2</sub> corrosion phenomenon often present in the chemical composition of gases. Finally, the dimensioned gathering system will be a subject of a hydraulic analysis using OLGA simulator, in order to highlight the specificities of the flows likely to be established in the network with evaluation of the potential risk of hydrate formation

## ملخص

في سياق ملحوظ خلال زيادة استهلاك الغاز باستقرار سواء في السوق الوطنية أو الدولية، قدمت سوناطراك في السنوات الأخيرة جهوداً كبيرة في التنقيب لتلبية هذا الطلب، وبالتالي اكتشاف مصادر جديدة للغاز من بينها آبار الغاز في منطقة أوهانات في ضوء استغلال وتطوير هذا الثراء تخطط سوناطراك في المستقبل القريب لتحقيق عدة مئات من الكيلومترات من شبكات الجمع. ومع ذلك فإن تحقيق هذا النوع من العمل الذي يتطلب استثمارات كبيرة يزيد من الحاجة إلى استخدام نماذج مدروسة من أجل تصميم شبكات مثالية سواء من جهة تحديد الأبعاد أو الاستغلال. سوف تركز هذه الدراسة على التصميم الأمثل لشبكة جمع تينهرت مع اختيار المادة المستخدمة في صنع الأنابيب، مع الأخذ بعين الاعتبار ظاهرة التآكل في وجود مادة ثاني أكسيد الكربون التي غالباً ما تكون موجودة في التركيب الكيميائي للغازات. وأخيراً، ستكون الشبكة ذات الأبعاد موضوعاً لتحليل هيدروليكي تحت محاكاة برنامج خاص لإبراز خصوصيات التدفقات التي من المحتمل أن تنشأ في الشبكة مع تقييم المخاطر المحتملة لتكوين الهيدرات.

## liste des Figures

FIGURE I.1-1 POSITION DE CHAMP DE TINRHERT.....	2
FIGURE II.5-1 DIAGRAMME P-T TYPIQUE POUR UN SYSTEME PLUSIEURS COMPOSANT.....	12
FIGURE II.5-2 : (A) DIAGRAMME P-T (B) COURBE DE VARIATION DU LIQUIDE POUR UN GAZ CONDENSAT.....	15
FIGURE II.5-3 : (A) DIAGRAMME P-T (B) COURBE DE VARIATION DE VOLUME DU LIQUIDE POUR UN GAZ CONDENSAT QUASI-CRITIQUE. ....	15
FIGURE II.5-4 DIAGRAMME P-T DE GAZ HUMIDES.....	16
FIGURE II.9-1 : CHAINE GAZIERE.....	20
FIGURE III.1-1 : REPRESENTATION DE LA LIAISON INDIVIDUELLE.....	24
FIGURE III.1-2 : REPRESENTATION DE LA LIAISON PAR COLLECTEUR .....	25
FIGURE III.2-1 : LE PLAN DE CIRCUIT DE GAZ DANS LA REGION D'OHANET.....	27
FIGURE III.2-2 : SCHEMA SYNOPTIQUE DU RESEAU DE TINRHERT.....	28
FIGURE III.3-1 : SCHEMA BLOC.....	31
FIGURE III.3-2 : SCHEMA SYNOPTIQUE DU RESEAU DE TINRHERT (DEVONIEN).....	36
FIGURE III.4-1 : INTERFACE DU LOGICIEL ECE 5.4.....	46
FIGURE III.5-1 : L'ORGANIGRAMME DE LA METHODOLOGIE ADOPTEE PAR DURE DE VIE MINIMALE ....	47
FIGURE III.5-2 : ORGANIGRAMME DE CHOIX D'ACIER A BASE SUR LA TOLERANCE DE CORROSION .....	49
FIGURE IV.1-1 : LIQUIDE HOLD-UP .....	51
FIGURE IV.1-2 : ECOULEMENT DE LIQUIDE-GAZ DANS UNE CONDUITE VERTICALE .....	53
FIGURE IV.1-3 : ECOULEMENT VERTICALE AVEC CHANGEMENT DE PHASE .....	54
FIGURE IV.1-4 : ECOULEMENT DE LIQUIDE-GAZ DANS UNE CONDUITE HORIZONTALE.....	55
FIGURE IV.1-5 : ECOULEMENT HORIZONTALE AVEC CHANGEMENT DE PHASE. ....	56
FIGURE IV.1-6 : ECOULEMENT LIQUIDE-GAZ DANS UN PIPELINE INCLINE.....	56
FIGURE IV.2-1 : L'INTERFACE DE LOGICIEL OLGA 17.2.0.....	61
FIGURE V.3-1 : SCHEMA DE RESEAU DE COLLECTE DEVONIEN SOUS OLGA.....	81

## Liste des tableaux

TABLEAU III.2-1 : 1 LES CHAMPS ET LE NOMBRE DES PUITTS EXISTANT DANS LA REGION D'OHANET.	29
TABLEAU V.1-1 : LES CARACTERISTIQUE DES PUITTS.....	70
TABLEAU V.1-2 : LES COMPOSITION CHIMIQUES DES GAZ.....	71
TABLEAU V.1-3 : LA MASSE VOLUMIQUE DES GAZ.....	72
TABLEAU V.1-4 : RESULTATS D'OPTIMISATION DE LA POSITION.....	73
TABLEAU V.1-5 : RESULTATS D'OPTIMISATION DES DIAMETRES DE RESEAU DEVONIEN.....	75
TABLEAU V.2-1 : CALCUL D'EPaisseur.....	75
TABLEAU V.2-2 : LES PARAMETRE DU FLOWLINE QUI RELIE SEDE <sub>1</sub> AU M-SEDE <sub>1</sub> .....	75
TABLEAU V.2-3 : CALCUL DE SUREPaisseur.....	76
TABLEAU V.2-4 : CALCUL DE L'EPaisseur TOTAL.....	77
TABLEAU V.2-5 : LES PARAMETRES DU FLOWLINE SEDE <sub>1</sub> AVEC L'EPaisseur TOTAL.....	77
TABLEAU V.2-6 : LES RESULTATS D'ANALYSE DE RISQUE.....	78
TABLEAU V.2-7 : LES EPaisseurs DES LIGNES DE RESEAU ET LE CHOIX D'ACIER.....	80
TABLEAU V.3-1 : LES RESULTATS D'ANALYSE DE RISQUE DE FORMATION DES HYDRATES.....	94

## Sommaire

Introduction.....	1
Chapitre I : Présentation du champ de TINRHERT.....	2
Introduction.....	2
I.1 Position du champ :.....	2
I.2 Description du champ :.....	3
I.2.1 Région 1 :.....	3
I.2.2 Région 2 :.....	3
I.2.3 Région 3 :.....	3
I.2.4 Région 4.....	3
I.3 Description de projet d'Ohanet :.....	4
Chapitre II : Généralité sur le gaz naturel.....	5
Introduction :.....	5
II.1 Composition chimique :.....	5
II.2 Les propriétés physiques :.....	6
II.2.1 La masse volumique :.....	6
II.2.2 Le volume massique :.....	6
II.2.3 La densité :.....	6
II.2.4 La viscosité.....	7
II.2.5 Pouvoir calorifique.....	7
II.2.6 La fraction molaire ( $x_i$ ) :.....	8
II.2.7 Fraction massique ( $y_i$ ) :.....	8
II.2.8 Masse molaire de mélange ( $M$ ) :.....	9
II.2.9 Facteur de compressibilité ( $Z$ ) :.....	9
II.3 La composition des mélanges :.....	10
II.3.1 Concentration massique ( $g_i$ ).....	10
II.3.2 Fraction molaire d'un composant $i$ du gaz :.....	10
II.3.3 Masse du gaz ( $m$ ) :.....	10
II.4 Les coordonnées critiques d'un gaz réel :.....	10
II.4.1 La températures pseudo critique :.....	10
II.4.2 La pression pseudo critique :.....	10
II.4.3 La température pseudo réduite :.....	10

II.4.4	La pression pseudo réduite :	11
II.4.5	La constante des gaz réel ( r ) :	11
II.5	Classification des réservoirs des hydrocarbures :	11
II.5.1	diagramme pression-température.....	12
II.5.2	Les réservoirs de gaz :	14
II.6	Condensat :	17
II.6.1	Définition :	17
II.6.2	Propriétés du condensat.....	17
II.6.3	L'utilisation du condensat.....	18
II.7	Hydrate.....	18
II.7.1	Prévention des hydrates.....	18
II.8	Traitement de gaz.....	19
II.8.1	Les traitements consistent :	19
II.9	Transport du gaz.....	19
CHAPITRE III :	Dimensionnement optimal des réseaux de collecte.....	21
Introduction.....		21
III.1	Généralités sur les réseaux de collecte :	21
III.1.1	Définition :	21
III.1.2	Particularités des lignes de collecte .....	21
III.1.3	Le centre de traitement :	22
III.1.4	Les accessoires des collectes :	22
III.1.5	Plan du réseau de collecte :	23
III.2	Description du champ de TINRHERT :	26
III.2.1	Le CPF (centre processing facilities) :	26
III.2.2	Le réseau de collecte :	27
III.3	Optimisation des dimensions d'un réseau :	30
III.3.1	Définition de l'optimisation :	30
III.3.2	Objectif de l'optimisation :	30
III.3.3	Les procédures d'optimisation :	30
III.3.4	Le schéma-bloc :	30
III.3.5	Classification des problèmes d'optimisation:.....	32
III.3.6	Les algorithmes des résolutions des problèmes d'optimisation:.....	32

III.3.7	Les résultats d'optimisation :.....	36
III.3.8	Dimensionnement optimal du réseau de collecte de Tinrhert:.....	36
III.4	Choix d'acier à utiliser :.....	43
III.4.1	Calcul d'épaisseur:.....	43
III.4.2	Calcul de la surépaisseur de corrosion:.....	43
III.4.3	Description du logiciel:.....	44
III.4.4	La tolérance de corrosion.....	46
III.5	Le choix de matériau à utiliser :.....	47
CHAPITRE IV : Simulation hydraulique sur le réseau de collecte.....		50
IV.1	Les écoulements diphasiques :.....	50
IV.1.1	Paramètres descriptifs :.....	50
IV.1.2	Configuration des phases dans les conduites :.....	52
IV.1.3	Prédiction des pertes de charge en écoulement bi-phasique.....	57
IV.2	La simulation du réseau :.....	59
IV.2.1	Le simulateur OLGA :.....	59
IV.2.2	Le simulateur PVTsim.....	64
CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau.....		70
V.1	Dimensionnement optimal du réseau :.....	70
V.1.1	Le modèle d'optimisation :.....	72
V.2	Le choix d'acier :.....	75
V.2.1	Calcul d'épaisseur :.....	75
V.2.2	Le choix de type de métal :.....	77
V.3	Simulation et analyse hydraulique du réseau de collecte dévonien de TINRHRT sous OLGA81	
V.3.1	Description de réseau dévonien :.....	81
V.3.2	Résultat de simulation Selon OLGA.....	82
V.3.3	Les courbes d'hydrate.....	90
Conclusion.....		96
Bibliographie.....		97
Annexe.....		98

---

# *Introduction*

---

## Introduction

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux États-Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé. L'histoire de ce développement met en évidence une tendance constante à transporter sur des distances toujours plus grandes des quantités de plus en plus importantes et à des pressions de plus en plus élevées.

En effet, son état gazeux qui le rend plus difficilement transportable, donc exploitable a longtemps constitué un handicap.

Pour cela et pour concevoir des systèmes de transport de taille sans cesse croissante et donc de plus en plus coûteux, des méthodes de calcul ont été mises au point afin de déterminer la meilleure structure de transport répondant à un besoin donné. Ces méthodes exigent la connaissance et la maîtrise de données physiques, techniques et économiques.

Dans le même contexte, Pour répondre à la consommation du gaz sans cesse croissante du marché national et international, Sonatrach à fournir ces dernières années des efforts importants dans la prospection, d'où la découverte de nouveaux gisements de gaz dans la région d'Ohanet. Dans la perspective de l'exploitation de ces gisements, un réseau de collecte doit être installé.

L'objectif premier de notre travail va consister à procéder au dimensionnement du réseau de collecte permettant de relier les gisements de gaz de la région d'Ohanet au CPF, nous aurons donc pour tâche dans cette présente étude de :

- ✚ Déterminer la configuration optimale du réseau (dimensionnement des pipelines et position des manifolds) par logiciel Excel solveur.
- ✚ Choisir le type de matériaux à utiliser en se basant sur estimation de la vitesse de corrosion par logiciel Electronic Corrosion Engineer 'ECE'.
- ✚ Réaliser une simulation hydraulique du réseau sous OLGA associé à PVTsim.
- ✚ Et en fin définir les types d'écoulements qui pourraient s'établir dans le réseau.

---

***CHAPITRE I:***  
***Présentation du***  
***champ de***  
***TINRHERT***

---

## Chapitre I : Présentation du champ de TINRHERT

### Introduction

Sonatrach a conclu, le 16 décembre, cinq contrats avec les entreprises ENA, GTP, GCB, COSIDER et INFRATEL portant sur le raccordement de 50 puits producteurs de gaz sur le champ de Tinrhert à travers un réseau de collecte d'une longueur cumulé de 330 Km.

Ce raccordement permettra une augmentation de production de 10 millions de M<sup>3</sup>/j (3.5 milliards Mg/an) à la fin 2019. Ces quantités seront traitées au niveau des installations existantes d'Ohanet. En 2025, le plateau de production atteindra 27 millions M<sup>3</sup>/j, des volumes traités aussi bien au niveau des installation existantes d'Ohanet et d'Alrar [1].

### I.1 Position du champ :

Les champs de Tinrhert se trouve au sud d'Algérie, dans le périmètre de la wilaya d'Illizi, leurs position géophysique est indiquer dans la carte suivante :

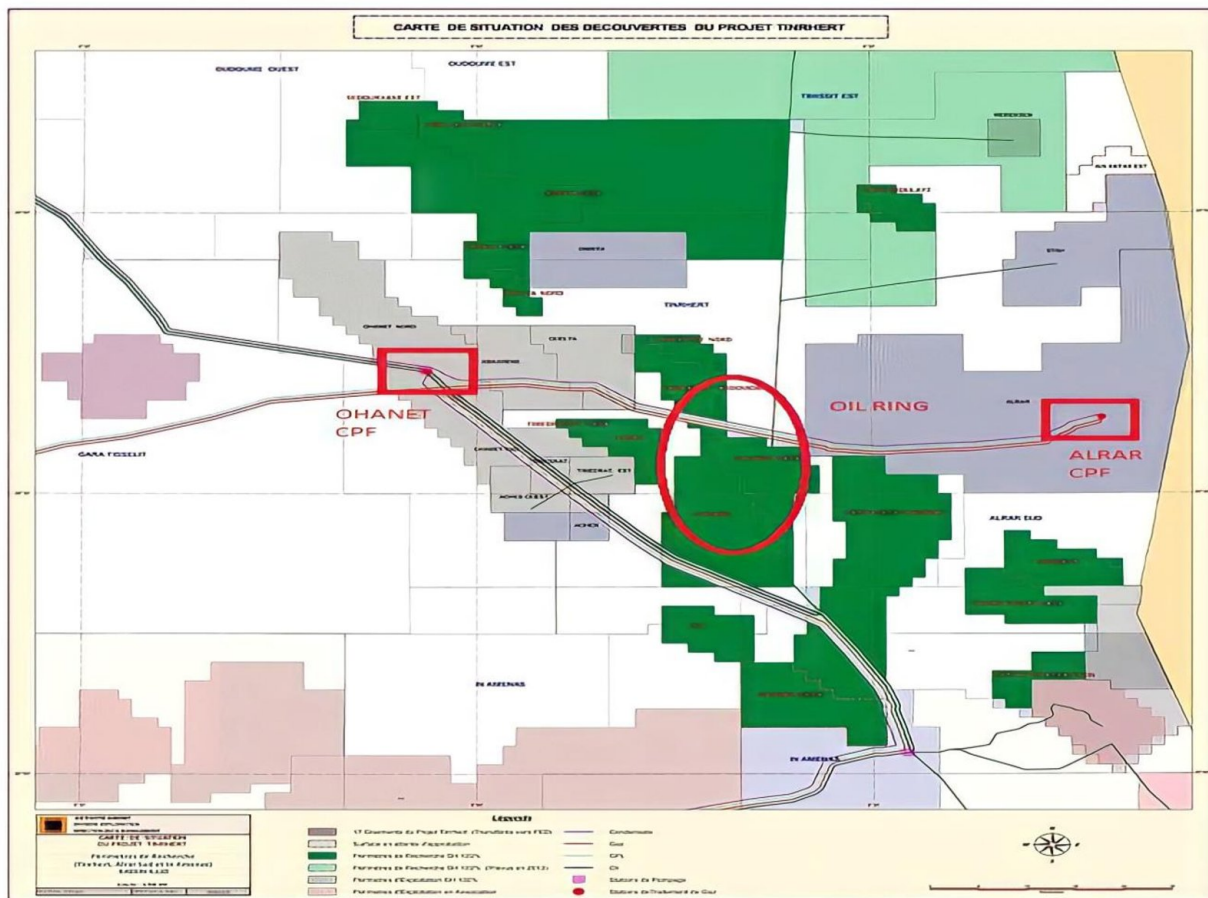


Figure I.1-1 position de champ de tinrhert.

### I.2 Description du champ :

Le champ de développement de TINRHERT est divisé en 4 régions principales comme suite :

#### I.2.1 Région 1 :

- ✚ Un réseau de collecte pour le champ du nord, au CPF d'OHANET.
- ✚ Un réseau de collecte pour le champ du sud, au CPF d'ALRAR
- ✚ Une installation de surface (têtes de puits), à court terme, afin de connecter les puits de gaz avec les CPF (26 puits au CPF d'OHANET et 20 puits au CPF d'ALRAR)

#### I.2.2 Région 2 :

- ✚ Une installation de surface pour connecter 23 puits à moyen terme, et une autre pour connecter 25 puits à long terme.
- ✚ Un complexe de process à côté de CPF d'OHANET.

#### I.2.3 Région 3 :

- ✚ Une installation de surface au niveau des têtes de 26 puits et leurs connections avec les manifolds.
- ✚ Un réseau de collecte et une station de pompage électrique multiphasique nécessaire pour les puits à anneau d'huile, au train de séparation de STAH.
- ✚ Une nouvelle unité de compression au CPF de STAH pour le gaz extraire de la production des anneaux d'huile.
- ✚ Un gazoduc de la station de compression de STAH au CPF d'ALRAR.
- ✚ Une ligne électrique aérienne pour les stations de pompage.

#### I.2.4 Région 4

- ✚ Une installation de surface pour connecter 62 puits à moyen terme, et une autre pour connecter 16 puits à long terme
- ✚ Un complexe de procès à côté de CPF d'ALRAR. Le développement d'Ohanet, Alrar et les champs d'huile doit être exécuté en trois (3) phases :
  - La phase de first gaz sortie (court terme).
  - La phase de développement (moyen terme).
  - La phase de gaz cap (long terme).

### I.3 Description de projet d'Ohanet :

Le projet d'Ohanet inclue le développement de treize (13) champs du nord et des constructions enterrées qui sert à connecter les puits, des manifolds et des pipelines de collecte pour soixante-douze (72) puits, ainsi les connections au CPF. Et comme partie de projet, un puits d'injection et son pipeline associé seront installés.

La phase de premier gaz comprise la connexion de vingt-six (26) puits et la construction complète de réseau de collecte qui va contribuer avec une quantité de gaz brute qui atteinte les 6 millions m<sup>3</sup> par jour au centre d'Ohanet.

Au cours de la phase de développement, vingt-trois (23) puits seront connectés au réseau de collecte avec une contribution d'environ 4 MMSm<sup>3</sup> par jour. La phase de gaz cap qui va probablement (ça dépend le niveau de pression dans les réservoirs) être exécuté en 2023, va englober la connexion de vingt-trois (23) puits, y inclue 13 qui existent déjà et qui seront exploités pour la production avec d'autres produits [1].

---

***CHAPITRE II :***

***Généralité sur le gaz  
naturel***

---

### Chapitre II : Généralité sur le gaz naturel

#### Introduction :

Ce chapitre passe en revue les propriétés physiques et les compositions chimiques des gaz naturels qui sont importantes pour résoudre les problèmes de performance des puits de gaz, de production de gaz et de transport de gaz. Les propriétés d'un gaz naturel peuvent être déterminées directement à partir de l'analyse au laboratoire ou de prédictions à partir de la composition chimique connue du gaz. Dans ce dernier cas, les calculs sont basés sur les propriétés physiques des composants individuels du gaz et sur des lois physiques, souvent appelées règles de mélange, reliant les propriétés des composants à celles du mélange.

#### II.1 Composition chimique :

Le gaz naturel est un mélange de gaz d'hydrocarbures et d'impuretés. Les hydrocarbures gazeux normalement présents dans le gaz naturel sont le méthane, l'éthane, le propane, les butanes, les pentanes et de petites quantités d'hexanes, d'heptanes, d'octanes et les gaz les plus lourds. Les impuretés présentes dans le gaz naturel comprennent le dioxyde de carbone, le sulfure d'hydrogène, l'azote, la vapeur d'eau et des hydrocarbures plus lourds. Habituellement, le propane et les fractions d'hydrocarbures plus lourds sont retirés pour un traitement supplémentaire en raison de leur valeur marchande élevée en tant que stock de mélange d'essence et matière première brute d'usine chimique. Ce qui atteint généralement la ligne de transmission pour être vendu sous forme de gaz naturel est principalement un mélange de méthane et d'éthane avec un faible pourcentage de propane.

La composition du gaz naturel peut varier fortement d'un gisement à l'autre et même d'un puits à l'autre (deux puits du même gisement peuvent avoir différentes compositions).

La composition de gaz naturel d'un gisement peut aussi varier avec le temps, c'est pour cela, des échantillons de surface doivent être analysés périodiquement afin d'effectuer les changements nécessaires sur les équipements de production d'une façon à satisfaire la nouvelle composition du gaz[2].

## II.2 Les propriétés physiques :

### II.2.1 La masse volumique :

Elle représente la masse d'unité de volume du gaz et s'exprime en  $\text{kg}/\text{m}^3$ . Elle est fonction de la température et de la pression. En dehors de conditions spécifiées, on se réfère à des conditions dites normales et standards.

✚ Conditions normales : Température :  $0\text{ }^\circ\text{C}$  ; Pression :  $1\text{atm} = 101325\text{ Pa}$ .

✚ Conditions standard : Température :  $15\text{ }^\circ\text{C}$  ; Pression :  $1\text{atm} = 101325\text{ Pa}$

Connaissant la masse volumique du gaz aux conditions normales ou standard, les quantités de gaz exprimées en  $\text{m}^3(\text{n})$  ou  $\text{m}^3(\text{st})$  peuvent être converties en quantités exprimées en kg.

### II.2.2 Le volume massique :

Appelé aussi volume spécifique, il représente le volume occupé par une quantité de masse du gaz. Il est donc égal à l'inverse de la masse volumique, et s'exprime en  $\text{m}^3/\text{kg}$ .

### II.2.3 La densité :

Elle est définie comme le rapport de la masse volumique du gaz dans les conditions de référence sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions, en se référant soit aux conditions normales, soit aux conditions standard.

En faisant l'hypothèse que dans les conditions de référence considérées, une mole du gaz étudié occupe le même volume qu'une mole d'air, la densité du gaz devient égale au rapport de la masse molaire du gaz  $M_g$  sur la masse molaire de l'air  $M_a$  :

$$d = \frac{M_g}{M_a} \quad (2.1)$$

$$d = \frac{M_g}{28.964} \quad \text{à } 15\text{ }^\circ\text{C} \quad (2.2)$$

### II.2.4 La viscosité

La connaissance de la viscosité des gaz et des condensats est nécessaire pour effectuer les calculs d'écoulement aux différents stades de la production et notamment pour connaître les pertes de charges.

Le gaz naturel et les condensats se comportent généralement comme des fluides newtoniens, dans ce cas, on distingue :

#### II.2.4.1 La viscosité dynamique

Elle est définie par la relation :  $\tau_c = \mu \frac{du}{dy}$  (2.3)

$\tau_c$  : Représentant la contrainte de cisaillement.

$du/dy$  : le gradient de vitesse selon une direction perpendiculaire au plan de cisaillement.

La viscosité dynamique  $\mu$  s'exprime dans le système SI en pascal-seconde. Le millipascal-seconde (mPa.s) est égale à un centpoise.

#### II.2.4.2 La viscosité cinématique

Elle est définie comme étant le rapport de la viscosité dynamique à la masse volumique.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.4)$$

L'unité SI de viscosité cinématique est le mètre carré par seconde ( $m^2.s^{-1}$ ). La viscosité cinématique s'exprime encore souvent en millimètre carré par seconde ( $mm^2.s^{-1}$ ), unité équivalente au centistoke (cSt).

### II.2.5 Pouvoir calorifique

#### II.2.5.1 Définition

Les transactions commerciales sur le gaz naturel sont généralement basées sur le contenu énergétique du gaz, obtenu en multipliant les volumes mesurés par le pouvoir calorifique supérieur.

Le pouvoir calorifique d'un combustible à T (°C) est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une quantité unitaire de ce combustible, la combustion étant effectuée à la pression atmosphérique, les éléments de combustions étant pris à T (°C) et les produits de combustions ramenés à cette température. Différentes températures de

référence sont considérées : 0°C, 15°C et 20°C. Ce choix affecte peu la valeur du pouvoir calorifique[3].

### II.2.5.2 Pouvoir calorifique supérieur (P.C.S)

C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'un liquide[4]

$$PCS = \sum_{i=1}^n PCS_i x_i \quad (2.5)$$

### II.2.5.3 Pouvoir calorifique inférieur (P.C.I)

C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'une vapeur.

$$PCI = \sum_{i=1}^n PCI_i x_i \quad (2.6)$$

$PCS_i$  : pouvoir calorifique supérieur d'un composant  $i$

$PCI_i$  : pouvoir calorifique inférieur d'un composant  $i$

$x_i$  : fraction molaire du composant  $i$

$n$  : nombre de composant de gaz

### II.2.6 La fraction molaire ( $x_i$ ) :

La fraction molaire du composant  $i$  dans le mélange est égal au rapport du nombre de mole  $n_i$  de ce composant sur le nombre total de mole du mélange :

$$x_i = \frac{n_i}{n} \quad (2.7)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1 \quad (2.8)$$

$n_i$  : nombre de moles du composant  $i$

$n$  : nombre de mole total du mélange

### II.2.7 Fraction massique ( $y_i$ ) :

La fraction massique du constituant  $i$  est défini par le rapport de la masse du constituant  $i$  présent dans le mélange sur la masse de mélange.

$$y_i = \frac{m_i}{m} \text{ et } \sum_{i=1}^n y_i = 1 \quad (2.9)$$

### II.2.8 Masse molaire de mélange (M) :

La masse molaire du mélange de gaz est calculé par la relation :

$$M_g = \sum_{i=1}^n x_i M_i \quad (2.10)$$

### II.2.9 Facteur de compressibilité (Z) :

Si on devait comparer entre le comportement des gaz réels et celui des gaz parfaits on constaterait qu'il diffère parfois de manière importantes cette différence de comportement caractérisée par l'écart existant entre[5]:

- le volume  $V_{gp}$  occupé par n moles de gaz parfait dans les conditions spécifiées de température et de pression (T et P)
- le volume V occupé par la même quantité (n kmoles) de gaz réel dans les mêmes conditions.
- Le rapport de ces deux volumes qu'on note Z et qu'on appelle facteur de compressibilité du gaz réel.
- il est donné comme suit:

$$Z = \frac{V}{V_{gp}} \quad (2.11)$$

- Si:  $Z=1$  le gaz réel occupe le même volume que le gaz parfait.
- Si:  $Z < 1$  ce qui souvent le cas, le volume de gaz réel est inférieur à celui du gaz parfait.

A partir de la loi des gaz parfaits, l'expression de définition du facteur de compressibilité peut être modifiée en expliquant la valeur du volume du gaz parfait à partir de la loi des gaz parfait.

Soit pour les gaz parfaits :

$$PV_{gp} = nRT \rightarrow V_{gp} = \frac{nRT}{P} \quad (2.12)$$

$$\text{Donc } Z = \frac{PV}{nRT} \quad (2.13)$$

Ce qui conduit à la loi des gaz réel :

$$PV_{gp} = ZnRT \quad (2.14)$$

La détermination du facteur de compressibilité du gaz réel est faite par :

- ✚ mesure expérimentale méthode graphique (abaque de Standing et Katz),
- ✚ méthode de corrélation empirique si la composition du gaz est connue (corrélation de Robertson, Papy...) ou par l'équation d'état des gaz réels.

### II.3 La composition des mélanges :

Les principaux critères qu'on peut citer dans le calcul des mélanges sont données par les formules suivantes :

#### II.3.1 Concentration massique ( $g_i$ )

$$y_i = \frac{m_i}{\sum_{i=1}^n m_i} \cdot 100\% \quad (2.15)$$

$m_i$  : masse d'un composant  $i$  du gaz

#### II.3.2 Fraction molaire d'un composant $i$ du gaz :

$$x_i = \frac{n_i}{\sum_{i=1}^n n_i} \cdot 100\% \quad (2.16)$$

#### II.3.3 Masse du gaz ( $m$ ) :

$$m = \sum_{i=1}^n m_i = \sum_{i=1}^n M_i x_i \quad (2.17)$$

### II.4 Les coordonnées critiques d'un gaz réel :

Les coordonnées critiques d'un gaz réel composé de  $n$  substances sont données par les relations suivantes:

#### II.4.1 La températures pseudo critique :

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^n x_i T_{ci} \quad (2.18)$$

$T_{ci}$  : Température critique du composant  $i$

#### II.4.2 La pression pseudo critique :

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^n x_i P_{ci} \quad (2.19)$$

$P_{ci}$  : pression critique du composant  $i$

#### II.4.3 La température pseudo réduite :

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (2.20)$$

#### II.4.4 La pression pseudo réduite :

$$P_{pr} = \frac{P}{p_{pc}} \quad (2.21)$$

#### II.4.5 La constante des gaz réel ( $r$ ) :

$$R_g = \frac{R}{M_g} = \frac{8314}{M_g} \quad (2.22)$$

$R_g$  : [j/Kg.°K ]

$R$  : constant des gaz parfaits est égal 8314

$M_g$  : masse molaire du gaz

### II.5 Classification des réservoirs des hydrocarbures :

Les réservoirs des hydrocarbures sont généralement classés comme des réservoirs de pétrole ou de gaz. Ces classifications sont subdivisées en fonction de :

- ✚ La composition du mélange d'hydrocarbures du réservoir
- ✚ Pression et température initiales du réservoir
- ✚ Pression et température de la production de surface

Les conditions dans lesquelles ces phases existent sont d'une importance pratique considérable. Les déterminations expérimentales ou mathématiques de ces conditions sont commodément exprimées dans différents types de diagrammes communément appelés diagrammes de phases. Un de ces diagrammes est appelé diagramme pression-température[6].

### II.5.1 diagramme pression-température.

La figure ci-dessous montre un diagramme pression-température typique d'un système à plusieurs composants avec une composition globale spécifique. Bien qu'un système d'hydrocarbures différent aurait un diagramme de phase différent, la configuration générale est similaire, Ces diagrammes pression-température multi-composants sont essentiellement utilisés pour :

- ✚ Classer les réservoirs.
- ✚ Classer les systèmes d'hydrocarbures naturels.
- ✚ Décrire le comportement de phase du fluide de réservoir.

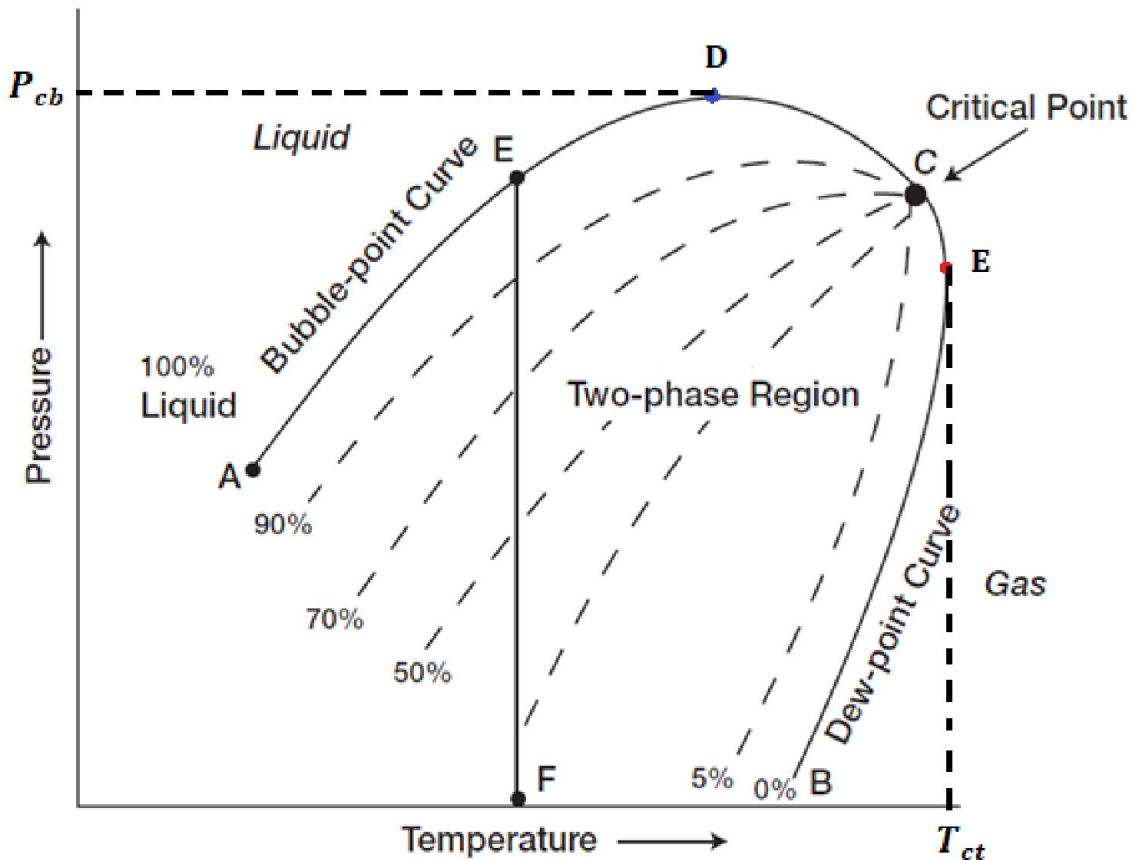


Figure II.5-1 diagramme P-T typique pour un système à plusieurs composants.

Pour bien comprendre la signification des diagrammes pression-température, il est nécessaire d'identifier et de définir les points clés suivants sur ces diagrammes :

- ✚ **Cricodentherm ( $T_{ct}$ )** : Le Cricodentherm est défini comme la température maximale au-dessus de laquelle aucun liquide ne peut se former quelle que soit la pression (point E). La pression correspondante est appelée la pression Cricodentherm  $P_{ct}$ .
- ✚ **Cricodenbar ( $P_{cb}$ )** : Le Cricodenbar est la pression maximale au-dessus de laquelle aucun gaz ne peut se former quelle que soit la température (point D). La température correspondante est appelée la température Cricodenbar  $T_{cb}$ .
- ✚ **Point critique** : Le point critique d'un mélange à plusieurs composants est désigné comme l'état de pression et de température auquel toutes les propriétés intensives des phases gazeuse et liquide sont égales (point C). Au point critique, la pression et la température correspondantes sont appelées pression critique  $P_c$  et température critique  $T_c$  du mélange.
- ✚ **Enveloppe de phase (région à deux phases)** : La région délimitée par la courbe du point de bulle et la courbe du point de rosée (ligne BCA), dans laquelle le gaz et le liquide coexistent en équilibre, est identifiée comme l'enveloppe de phase du système d'hydrocarbures.
- ✚ **Lignes de qualité** : Les lignes en pointillés dans le diagramme de phase sont appelées lignes de qualité. Ils décrivent les conditions de pression et de température pour des volumes égaux de liquides. Notez que les lignes de qualité convergent au point critique (point C).
- ✚ **Courbe de point de bulle** : La courbe de point de bulle (ligne BC) est définie comme la ligne séparant la région en phase liquide de la région en deux phases.
- ✚ **Courbe du point de rosée** : La courbe du point de rosée (ligne AC) est définie comme la ligne séparant la région en phase vapeur de la région à deux phases.

En général, les réservoirs sont commodément classés sur la base de l'emplacement du point représentant la pression initiale du réservoir  $p$  et la température  $T$  par rapport au diagramme pression-température du fluide du réservoir. En conséquence, les réservoirs peuvent être classés essentiellement en deux types. Ceux-ci sont:

- ✦ **Réservoirs d'huile ( $T_R < T_c$ )** : Si la température du réservoir  $T_R$  est inférieure à la température critique  $T_c$  du fluide du réservoir, le réservoir est classé comme réservoir d'huile.
- ✦ **Réservoirs de gaz ( $T_R > T_c$ )** : Si la température du réservoir est supérieure à la température critique du fluide d'hydrocarbures, le réservoir est considéré comme un réservoir de gaz[6].

### II.5.2 Les réservoirs de gaz :

En général, si la température du réservoir est supérieure à la température critique du système d'hydrocarbures, le réservoir est classé comme réservoir de gaz naturel. Sur la base de leurs diagrammes de phases et des conditions régnant dans les réservoirs, les gaz naturels peuvent être classés en quatre catégories[6] :

- ✦ Gaz-condensat rétrograde
- ✦ Condensat de gaz quasi critique
- ✦ Gaz humide
- ✦ Gaz sec

#### II.5.2.1 Réservoir de gaz-condensat rétrograde :

La région hachurée sur la Figure II.6 2 représente la zone de condensation rétrograde où la phase liquide est obtenue par détente (abaissement de P) du mélange gazeux : si  $P_R$  est réduite (à  $T_R = Cste$ ), la première goutte de liquide apparaît au point D (à la traversée de la courbe de rosée), puis la proportion de liquide augmente (avec la chute de pression) jusqu'à atteindre une valeur maximale de 30% (pour l'exemple ici donnée). Au-delà de cette valeur maximale, qui marque la fin de la condensation rétrograde, l'abaissement de P conduit alors à une vaporisation progressive de la fraction liquide jusqu'au moment où la courbe de rosée est à nouveau traversée et où le mélange redevient entièrement gazeux.

Pour qu'il y ait une condensation rétrograde, il faut que la température du réservoir ( $T_R$ ) soit comprise entre la température critique ( $T_c$ ) du mélange et sa température maximale de condensation ( $T_{ct}$ ) ( $T_c < T_R < T_{ct}$ ). Pour ce qui est de la pression du réservoir ( $P_R$ ), elle est souvent proche de la pression de rosée (point D), ce qui amène très vite une condensation d'hydrocarbures dès la mise en production du réservoir[7].

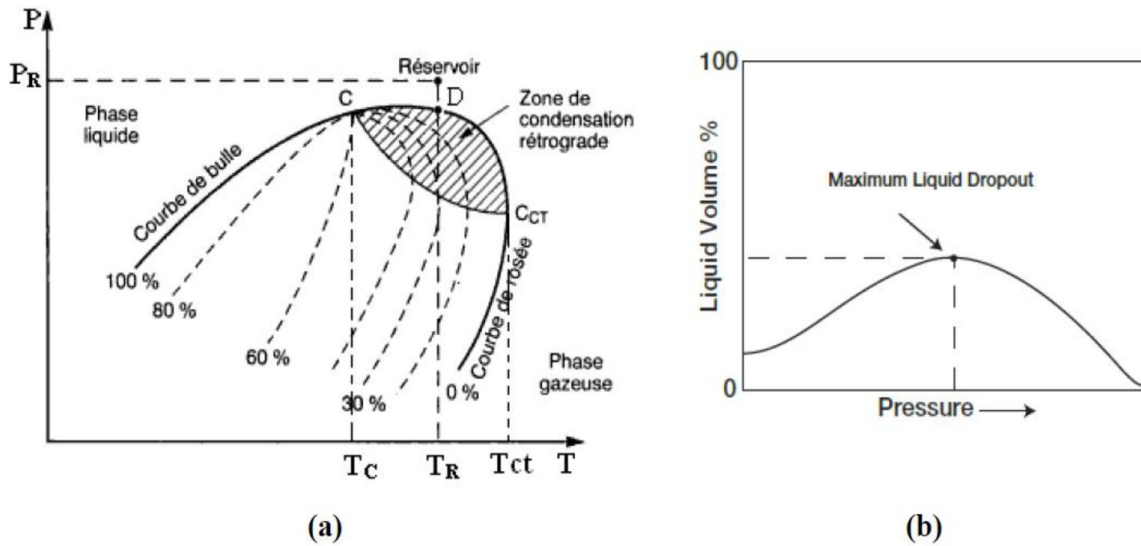


Figure II.5-2: (a) diagramme P-T (b) Courbe de variation du liquide pour un gaz condensat

### II.5.2.2 Gaz condensats quasi-critique :

Lorsque la température du réservoir  $T_R$  est très proche de la température critique  $T_c$  (Figure II.6 3 (a) ), le mélange hydrocarbure est classé gaz condensat quasi-critique. Comme toutes les iso-volume convergent au point critique, une augmentation rapide de la quantité de liquide a lieu dès que la pression baisse en dessous du point de rosée (Figure II.6 3 (b) ). Au point où le liquide cesse d'augmenter de volume et se rétracte de nouveau, on quitte la zone rétrograde vers la zone de vaporisation normale[7].

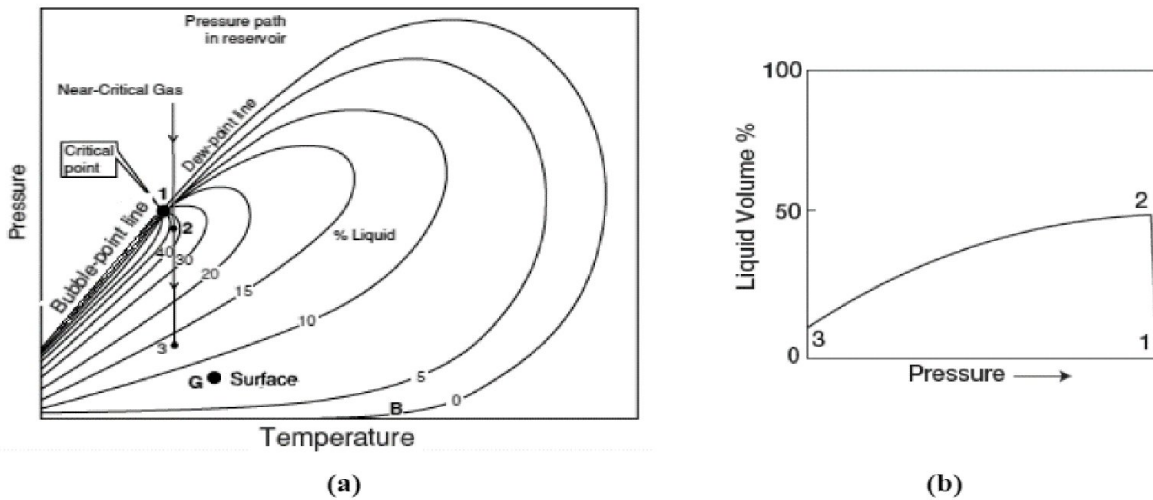


Figure II.5-3: (a) diagramme P-T (b) Courbe de variation de volume du liquide pour un gaz condensat quasi-critique.

### II.5.2.3 Gaz humides

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface, sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement (Figure II.6 4). Dans ce cas,  $T_R > T_{ct}$  :  $T_R$  ne traverse pas la zone diphasique et donc il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production (déplétion du gisement). Par contre il se forme une phase liquide en surface dont les conditions ( $T_S, P_S$ ) sont situées à l'intérieur du domaine liquide-vapeur.

Du point de vue compositionnel, un gaz humide contient moins de constituants lourds qu'un gaz à condensat (donc sa  $T_c$  est plus faible et sa zone diphasique est moins développée). Notons que si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps[7].

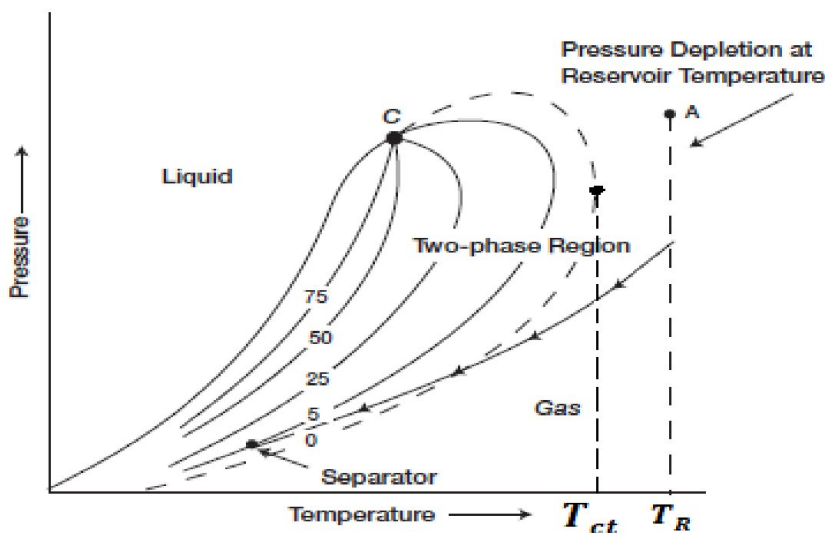


Figure II.5-4 diagramme P-T de gaz humides

### II.5.2.4 Gaz secs

Un gaz sec ne produit pas de liquide ni dans les conditions de surface ni dans le réservoir. L'isotherme correspondant à la température du réservoir ( $T_R$ ) et le point représentatif des conditions de production en surface ( $T_S$ ) sont, par conséquent, tous deux situés à l'extérieur de la courbe de saturation du gaz (mélange hydrocarbures).

Ce type de gaz contient un grand pourcentage de méthane ( $CH_4$ ) et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane ( $C_2H_6$ ) [7].

### II.6 Condensat:

#### II.6.1 Définition :

Le condensat, dit aussi "pentane plus" ou " $C_{5+}$ " ou encore "liquide de puits de gaz naturel", désigne la fraction légère allant de pentane ( $C_5H_{12}$ ) jusqu'au décane ou plus. A la différence de brut, le condensat n'est pas liquide dans les gisements, mais gazeux (du fait de la température), et se condense lorsqu'il est refroidi par la détente à la sortie du puits.

C'est une contribution importante aux approvisionnements mondiaux, et il s'agit de plus de liquides de très haute qualité[4].

#### II.6.2 Propriétés du condensat

##### II.6.2.1 Aspect :

C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence

##### II.6.2.2 Poids spécifique

Il est compris entre 0.7 à 0.8

##### II.6.2.3 Point d'éclair

Inférieur à  $-40^{\circ}C$

##### II.6.2.4 Limite d'inflammabilité

Il est très inflammable, puisqu'il possède un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement : 1.4 à 7.6 en volume dans l'air.

##### II.6.2.5 Densité de vapeur

Les vapeurs sont plus denses de 3 à 4 fois par rapport à l'air.

##### II.6.2.6 Explosivité et inflammabilité

Le condensat est un produit hautement inflammable et évaporable à température et pression normales, des précautions doivent être prises en compte car les vapeurs de ce produit constituent un mélange gazeux explosif qui est de plus toxique, et pour éviter cette dernière une ventilation est indispensable au niveau des locaux de travail avec une concentration maximum de vapeurs de condensat de 300ppm.

### II.6.3 L'utilisation du condensat

Il est utilisé dans deux domaines principaux :

#### II.6.3.1 Le raffinage

Le condensat est utilisé dans la production des carburant, notamment les essences, leur prix de revient est plus bas par rapport aux celles produites à partir de pétrole brut du fait que le cout de séparation et transformation du condensat est minimale.

#### II.6.3.2 La pétrochimie

La valorisation de condensat se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, où la demande est maximale, leur composition riche en hydrocarbures paraffinés ( $C_5$  à  $C_7$ ) lui rend un élément très important dans la production de dérivés des hydrocarbures.

### II.7 Hydrate

Les hydrates sont des composés solides dans lesquelles l'eau est associée aux hydrocarbures par des liaisons de type physique et chimique.

Les hydrates sont des cristaux qui ont l'aspect de la neige, ils flottent sur l'eau et leur masse volumique est comprise entre 800 et 900  $kg/m^3$ . La structure des hydrates est telle qu'on peut les considérer des solutions de gaz dans des solides cristallins. Elles peuvent se former lorsque certaines conditions thermodynamiques de pression et de température sont réunies. Parmi les principaux hydrocarbures qui constituent les gaz naturels et qui forment des hydrates en présence de l'eau, le méthane, l'éthane, le propane et l'isobutane.

La formation des hydrates est aussi favorisée par les facteurs qui contribuent à l'augmentation de la turbulence d'écoulement telle que la présence de particules fines qui jouent le rôle de germes de cristallisation (microcristaux, poussières, oxydes de corrosion, sable)[3].

#### II.7.1 Prévention des hydrates

Les hydrates ne pouvant se former sans que l'eau en état liquide soit en contact avec le gaz, toute action tendant à empêcher la production de ceux-ci passe par :

- ✚ Les traitements mécaniques afin extraire l'eau ou thermiques pour élever la température des effluents gazeux.
- ✚ L'emploi de substances solubles dans l'eau.

- ✚ Incorporation des substances telles que les alcools à l'eau qui sont susceptibles d'abaisser son point de congélation.
- ✚ L'ajout des constituants tels que l'ammoniaque, qui agissent sur sa structure des sels qui en solution, réduisent son activité.

### II.8 Traitement de gaz

Son traitement est également plus simple. Le gaz brut issu de gisement est traité pour en retirer les principales impuretés et les fractions lourdes. Comme indiqué précédemment, le gaz naturel est composé majoritairement de méthane mais il comporte également des proportions plus au moins importantes d'éthane, de propane, de butane. Le traitement consiste en particulier à récupérer d'une part, l'essentiel du propane et du butane, et d'autre part, des fractions plus lourdes[8].

#### II.8.1 Les traitements consistent :

- ✚ A éliminer les composés soufrés au moyen d'une solution d'amine : procédé d'adoucissement.
- ✚ A éliminer l'eau par lavage au glycol pour éviter la formation d'hydrates : procédé de déshydratation.
- ✚ A éliminer les condensats liquides : procédé de dégazolinage.
- ✚ A fractionner le gaz entre :
  - Le gaz naturel à proprement parler constitué pour l'essentiel de méthane et d'éthane (GNL)
  - Les gaz de pétrole liquéfiés constitués de propane et de butane (GPL).

Les produits ainsi obtenus peuvent être Transportés vers les lieux de consommation :

- Soit par pipe-line (gazoduc) sous forme de gaz comprimé
- Soit par navire après liquéfaction

### II.9 Transport du gaz

L'activité transport commence à la sortie de chaque puits par les collecteurs multiphasiques puis les gazoducs après traitement de gaz, les points suivants résument les principales étapes de transport du gaz[8] :

- ✚ Collecte des effluents provenant des différents puits.
- ✚ Traitement du gaz pour le mettre aux spécifications de transport.

## CHAPITRE II : Généralité sur le gaz naturel

- ✚ Compression du gaz si la pression en tête de puits est insuffisante (notamment en phase d'épuisement du gisement).
- ✚ Transport en conduite.
- ✚ Recompressions en cours de transport, si la distance est importante, pour éviter une chute très significative de pression.
- ✚ Stockage et transfert au réseau de distribution.
- ✚ Distribution de gaz.

La figure ci-dessous schématise les différents types de transformation et les principaux moyens de transport du gaz naturel et des produits associés :

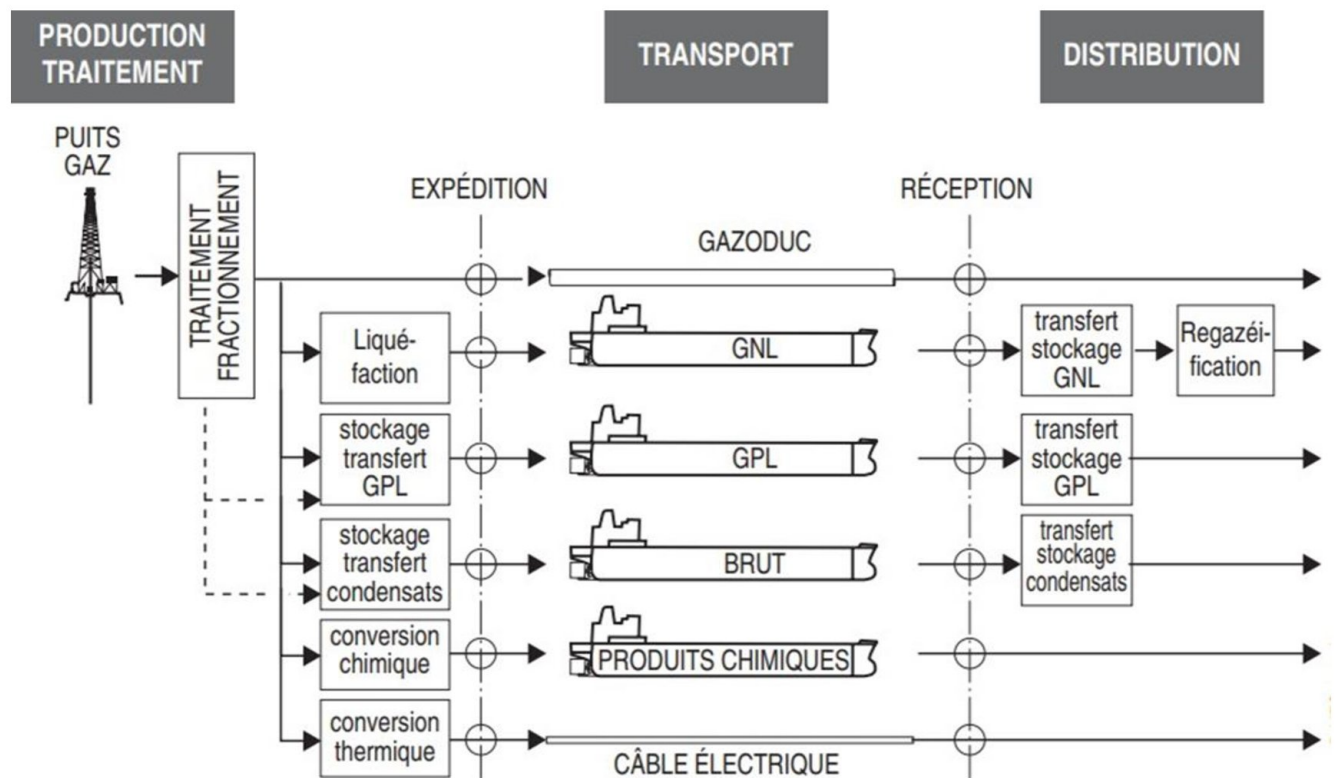


Figure II.9-1 : chaîne gazière

Les avantages de pipelines comme un mode de transport sont nombreux :

- ✚ faible coût d'utilisation
- ✚ faible sensibilité au relief et aux conditions géographiques et climatiques
- ✚ perte d'énergie minimale
- ✚ optimisation de tracé
- ✚ emprise au sol presque nulle et adaptation à l'automatisme

---

***CHAPITRE III :***  
***Dimensionnement***  
***optimal des réseaux***  
***de collecte***

---

## CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

### Introduction

L'effluents sortant de chaque puits d'un champ doivent être conduits jusqu'au point d'expédition. Au cours du trajet, un certain nombre de mesures sont faites, certaines conditions sont prises en considération et les hydrocarbures sont amenés à un état qui répond parfaitement aux exigences du client.

Les dispositions des équipements des champs varient en fonction de la nature de leur production, principalement liquide ou principalement gazeuse, de leur étendue, du relief de la région et de son climat. Ces équipements comportent un réseau de collecte et un centre de production.

### III.1 Généralités sur les réseaux de collecte :

#### III.1.1 Définition :

Le terme réseau de collecte désigne l'ensemble des conduites et des accessoires de ces conduites affectés au transport des effluents bruts entre les puits producteurs et un centre de traitement.

Le terme ligne de collecte s'applique à l'une de ces conduites prise individuellement[9].

#### III.1.2 Particularités des lignes de collecte

Elles transportent presque toujours un effluent polyphasique et sont soumises de ce fait à des lois d'écoulement complexes. Ces phénomènes encore mal définis s'accompagnent toujours de pertes de charge important.

Les pressions de travail des collectes peuvent être très élevées. C'est le cas des gisements de gaz ou des gisements d'huile à fort GOR. La sécurité impose alors la mise en place de vannes automatiques, capables de fermer au niveau des têtes de puits, quand apparaissent des conditions anormales[9].

### III.1.3 Le centre de traitement :

Le CPF (Central Processing Facilites) est un ensemble d'installations qui permettent de récupérer les hydrocarbures lourds (GPL et Condensât) des gaz bruts recueillis à partir de nombreux puits et de produire des gaz traité (gaz de vente).

### III.1.4 Les accessoires des collectes :

#### III.1.4.1 Les vannes utilisées sur les réseaux de collecte :

Selon leur position dans l'installation, il est possible de classer les vannes comme suite :

- ✚ **Les vannes montées en ligne** : elles sont placées aux extrémités des conduites, elles doivent permettre le passage direct qui ne provoque qu'un minimum de perte de charge, les types utilisées sont les vannes à opercule et les vannes à boisseau.
- ✓ **Les vannes des manifolds** : ces vannes sont de même type que les précédentes, certains manifolds sont équipés de vannes à trois voies.
- ✓ **Les vannes auxiliaires** : on classe dans cette catégorie les vannes de purge, de réglage de débit, et celles utilisées pour les mesures de pression.

#### III.1.4.2 les manifolds :

Afin de diriger l'effluent des puits dans des directions désirées et utiles, on regroupe des vannes sur des manifolds qui doivent permettent d'aiguiller la production dans toutes les directions utiles. Un manifold doit présenter un accès facile en tous ces endroits, présenter tous les accessoires nécessaires à la bonne conduite des opérations et accueillir plusieurs entrées des puits.

Chaque ligne qui relie un puit à un manifold comporte les éléments suivants :

##### III.1.4.2.1 Sortie puits :

A la sortie de chaque puits sur la ligne d'effluent, sont installés des prises de température et de pression, des vannes d'isolement et une gare racleur équipée d'une ligne de torche avec des vannes et un système de sécurité qui comporte un disque d'éclatement taré à une pression donnée (en cas d'augmentation de pression dans le pipe).

### III.1.4.2.2 arrivée au manifold :

Pour chaque ligne de puits, un dispositif uniforme de raccordement est prévu, sur chaque arrivée vanne d'isolement, clapet anti- retour, manomètre, thermomètre et vannes de raccordement.

Le système des vannes prévu à l'arrivée au manifold permet de relier chaque ligne à l'une ou l'autre des transversales suivantes :

- ✚ Le collecteur principal de production.
- ✚ Le collecteur principal de test
- ✚ Le collecteur de torche.

**NB :** les collecteurs principaux de production et de test peuvent être banalisés[10].

### III.1.5 Plan du réseau de collecte :

Lors de l'établissement d'un projet de réseau de collecte on doit choisir le tracé (chemin à suivre) des conduites le plus court et le type de réseau de collecte assurant le système le plus rationnel. On distingue les réseaux de collecte suivants :

#### III.1.5.1 Liaison individuelle :

Chaque puits est relié individuellement aux vannes d'entrée du centre de traitement.

Cette formule offre d'importants avantages techniques :

- ✚ identification immédiate sur le centre même des puits en service et à l'arrêt
- ✚ vérification du fonctionnement effectif des puits en service par simple examen des pressions et températures d'arrivée
- ✚ rapidité de passage en essai avec éventuelle possibilité de modification. du régime par intervention au niveau de manifold
- ✚ commodité d'isolement d'une production polluante sur une unité de traitement séparée
- ✚ possibilité de réaliser et de compléter progressivement le réseau de collecte en fonction du développement du champ et des résultats obtenus.

En revanche, cette disposition devient vite très onéreuse si la superficie du champ est grande ou si le nombre des puits est élevé, car elle exige d'importantes longueurs de conduite.

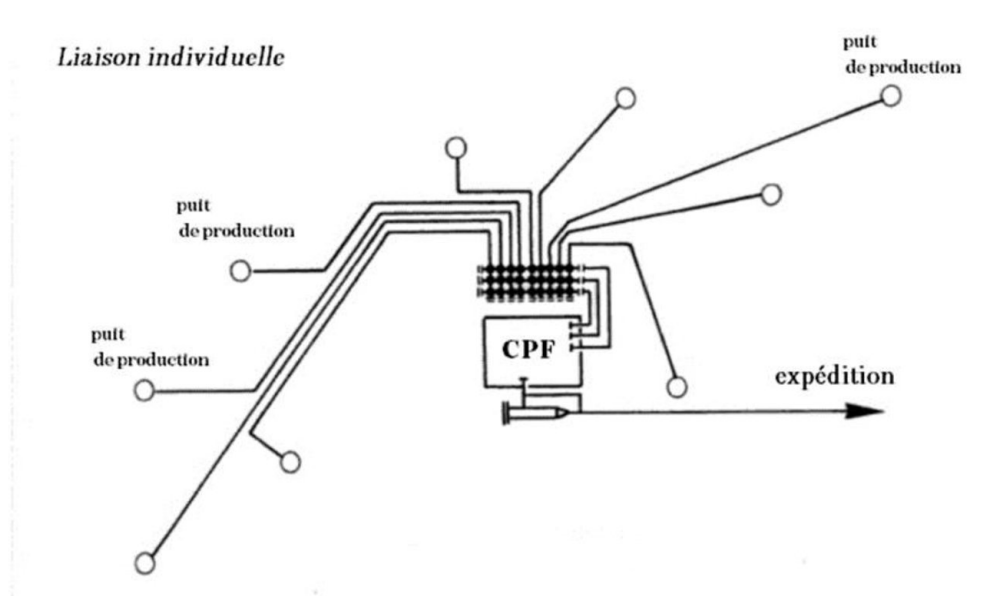


Figure III.1-1 : représentation de la liaison individuelle

### III.1.5.2 Liaison par collecteur :

Pour réaliser ce type de réseau, on choisit sur le terrain un ou plusieurs points de groupement où aboutissent les lignes individuelles des puits. Ces points sont pris tels que les lignes individuelles soient les plus courts possibles.

Le collecteur prend un avantage incontesté sur les champs de grande étendue où les puits sont nombreux et sur ceux le centre de traitement éloigne. Ceci n'est plus vrai pour la plupart des petits champs où la collecte individuelle est souvent préférable.

Il faut en outre savoir que la formule du collecteur comporte un certain nombre d'inconvénients tant financiers que technique :

#### ✚ Inconvénients financiers :

Le réseau à peu près complet doit être achevé avant le début de l'exploitation, ainsi l'investissement est engagé avant le champ n'ait rien produit.

#### ✚ Inconvénients techniques :

- La production entière peut être polluée par celle d'un émettant de l'eau.
- L'huile remplissant la conduite de test doit être chassée avant chaque nouvel essai, perte de temps gênantes quand les puits sont nombreux et le programme de contrôle est chargé.

- La conduite et la surveillance de l'exploitation impose des navettes fréquentes du personnel entre les Manifolds et le centre de traitement ce qui entraîne une augmentation des frais d'exploitation.

Cet ensemble de considérations explique que, dans un cas litigieux, beaucoup de Producteurs préfèrent opter pour la liaison individuelle, même si celle-ci revient un peu plus cher.

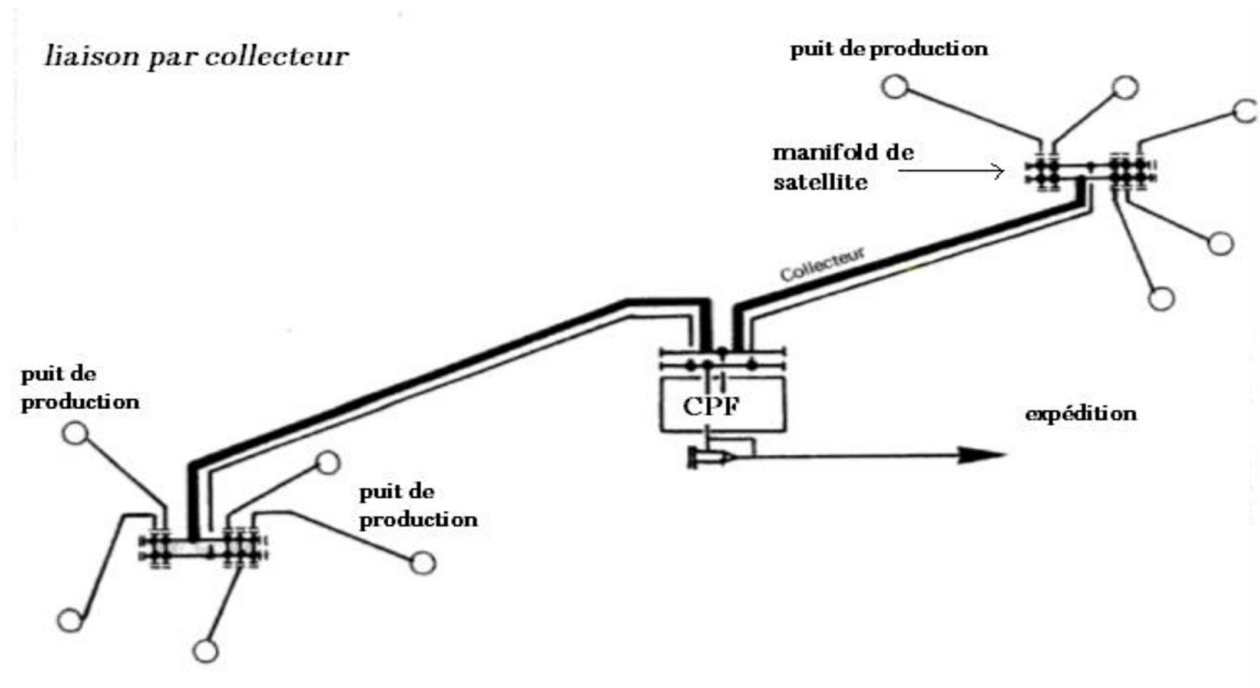


Figure III.1-2 : représentation de la liaison par collecteur

### III.1.5.3 Autres types de liaison :

Dérivés des systèmes précédents on rencontre assez souvent deux solutions intermédiaires. Dans la première, on installe au niveau de chaque manifold une batterie de séparateurs d'essai qui permet de supprimer la conduite de test. Sur les petits champs, on se contente même parfois d'un séparateur mobile que l'on déplace selon le besoin. Dans la seconde solution, on implante au niveau de chaque manifold une station de traitement ; on revient ainsi à la collecte par lignes individuelles, le produit traité est ensuite expédié par pipe dans un bac de stockage général. Cette solution exige un personnel relativement nombreux ou une automatisation poussée[10].

### III.2 Description du champ de TINRHERT :

Le développement du gisement de TINRHERT permettant la collecte de 44 puits produisant du gaz naturel à envoyer au CPF d'OHANET pour le traiter et le ramener aux spécifications commerciales[1].

#### III.2.1 Le CPF (centre processing facilities) :

Le nouveau CPF d'OHANET exige les installations de surfaces suivantes auprès du CPF d'OHANET déjà existant :

- ✚ Des nouveaux manifolds d'arrivée au CPF.
- ✚ Equipement de réception et de séparation de gaz brut (inlet separation).
- ✚ Nouvelle unité de compression boosting.
- ✚ Unité de démercurisation, désulfuration, et décarbonatation du gaz brut.
- ✚ Construction de nouvelles utilités.
- ✚ Un Central électrique.
- ✚ Unité de traitement d'eau de gisement.
- ✚ Unité d'injection d'eau traitée.

Deux sources de gaz vont alimenter le nouveau CPF, la première source est le gaz produit des puits de la région de TINRHERT LOT 1, qui va être envoyé vers la séparation primaire ensuite il va être dirigé vers l'une de ces unités ça dépend de sa pression :

- ✚ L'unité de démercurisation si la pression est supérieure à 73 bars.
- ✚ Deuxième étage d'unité de compression si elle est comprise entre 45 bar et 73 bars.
- ✚ Premier étage d'unité de compression si elle est inférieure à 45 bars.

La deuxième source de gaz est celle qui vient de CPF déjà existant et en fonction de la pression il est dirigé soit vers le premier ou le deuxième étage de l'unité de compression.

Le nouveau deuxième étage d'unité de compression va jouer le rôle d'une extension d'unité de compression boosting déjà existant dans le CPF d'OHANET où le gaz est comprimé de 15 jusqu'à 45 bars et recomprimé de 45 jusqu'à 73 bars dans le nouveau 2ème étage.

Les condensats séparés au niveau de inlet séparation vont être envoyés vers le CPF d'OHANET actuel.

## CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

L'eau produit des deux sources (TINRHERT LOT<sub>1</sub> et CPF d'OHANET en cours) va être acheminé vers la nouvelle unité de traitement d'eau, ensuite vers le système de réinjection ou on va la réinjecter dans le gisement[1].

Voici le plan explicatif de centre de traitement d'Ohanet :

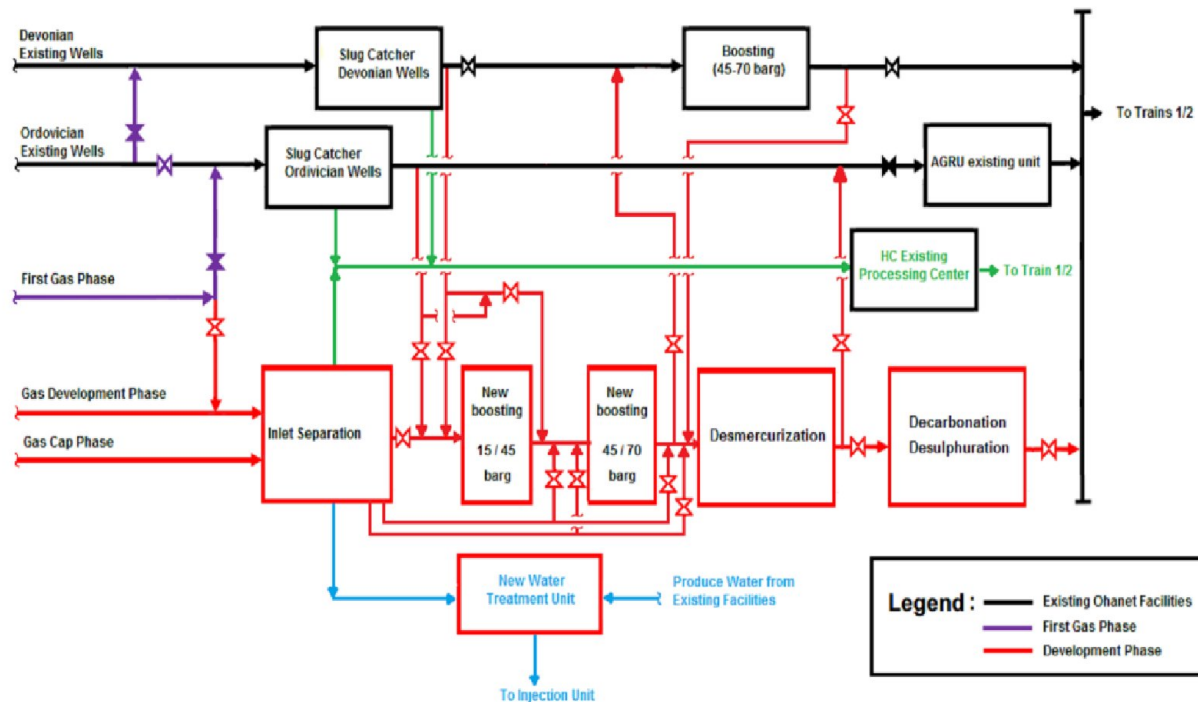


Figure III.2-1 : le plan de circuit de gaz dans la région d'OHANET.

### III.2.2 Le réseau de collecte :

Le réseau comporte 18 trunkline destiné à la collection de la production des différents puits. Les réservoirs sont reliés selon le développement géologique (ordovicien et dévonien) et la position géographique.

Le réseau de collecte des gisements ordoviciens comporte un système de collecte composé d'environ 130 km de pipelines et 6 manifolds, reliant 6 champs de production au CPF tandis que le dévonien relie 6 champs au CPF destinée au traitement de la production de 19 puits, via 4 manifolds.

Dans une phase à court terme, le first gaz produit des puits d'OHANET va être envoyé via le trunkline MG-TMO<sub>1</sub> vers le CPF d'OHANET déjà existant.



### CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

---

Les champs et le nombre de puits existant sont représentés dans le tableau ci-dessous:

Numéro du champ	Le champ	Abréviation du champ	Nombre des puits	Couche
01	Tamadanet	TM	07	Ordovicien
02	Tamadanet Nord	TMNO	05	Ordovicien
03	In Akamil Nord	IKNO	07	Ordovicien
04	In Akamil	IAK	07	Ordovicien
05	Guelta Nord	GLN	04	dévonien(1)/ ordovicien(3)
06	Dimta Nord	DIMN	04	Dévonien
07	Timellouline Sud	TMLS	06	Dévonien
08	Sedoukhane Est	SEDE	06	Dévonien
09	Timadratine Nord	TMTNO	02	Ordovicien
10	Tinrhert West	TRHW	01	Dévonien
11	Tahala Nord	THLN	03	Dévonien

*Tableau III.2-1: 1 Les champs et le nombre des puits existant dans la région d'OHANET*

### III.3 Optimisation des dimensions d'un réseau :

#### III.3.1 Définition de l'optimisation :

Elle peut être définie comme étant une opération permettant de trouver la meilleure solution à un problème donné suivant un critère défini à l'avance[11].

#### III.3.2 Objectif de l'optimisation :

L'objectif de l'optimisation d'un procédé industriel, est de trouver les valeurs des fonctions d'un modèle mathématique permettant par exemple de minimiser les coûts et maximiser les bénéfices.

- ✚ Maximiser la production.
- ✚ Minimiser le coût d'énergie.
- ✚ Maximiser le rendement.
- ✚ Minimiser le coût de maintenance.
- ✚ Maximiser la fiabilité.

#### III.3.3 Les procédures d'optimisation :

Pour optimiser un système, on doit définir :

##### III.3.3.1 Le critère d'optimisation :

C'est-à-dire trouver ce que l'on cherche à optimiser.

##### III.3.3.2 Le modèle d'optimisation :

C'est l'ensemble des relations mathématiques qui décrit le problème à optimiser. La modélisation, est l'étape la plus importante de la procédure d'optimisation.

##### III.3.3.3 La résolution :

Résoudre le problème par la méthode (l'algorithme) qui lui convient.

#### III.3.4 Le schéma-bloc :

On peut schématiser le processus d'optimisation par un schéma-bloc comme suit :

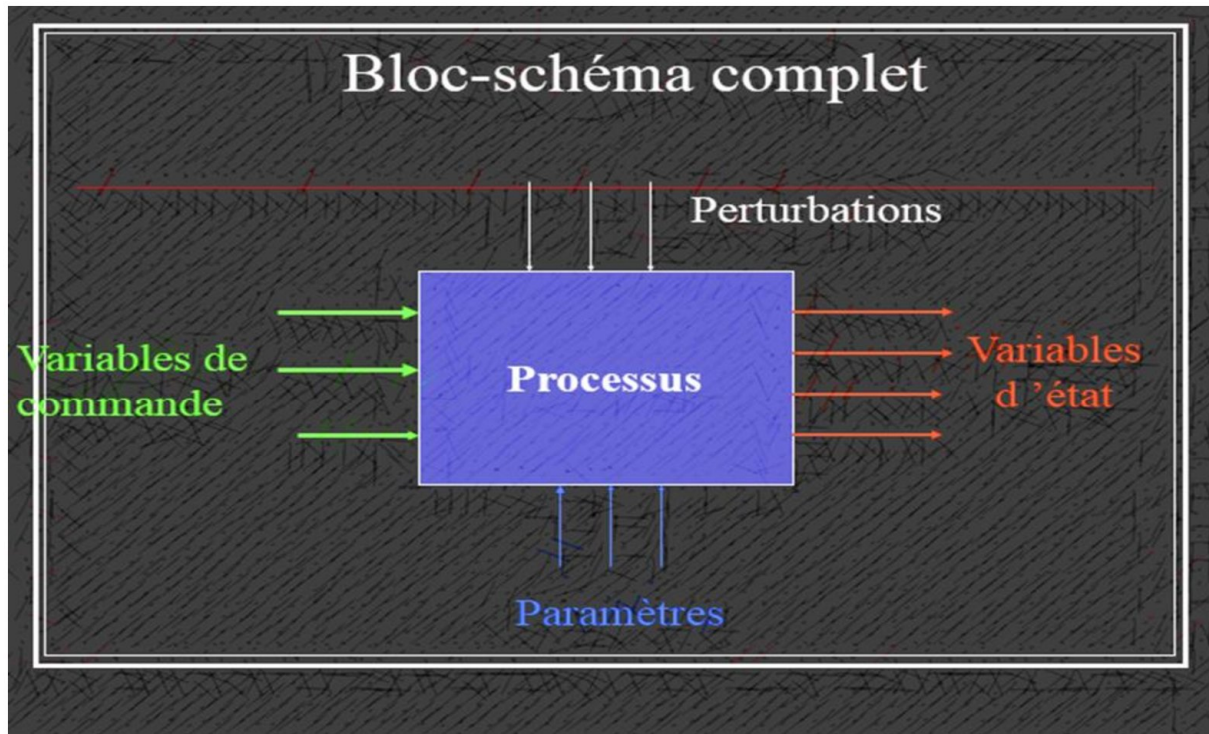


Figure III.3-1 : schéma bloc

- ✚ **Les variables de commandes :** Ceux sont des variables ayant une influence directe sur le procédé à optimiser et sur lesquels on peut exercer une décision. Autrement dit variables dont la valeur peut être changée par l'opérateur.
- ✚ **Les variables d'états :** Variables mesurables ou calculable mais non commandables. Elles sont les résultats d'un choix donné de variables de commandes, ont une action directe ou l'opérateur ne peut changer leur valeur.
- ✚ **Perturbation :** Variables dont les fluctuations (changement en fonction du temps) sont imprévisibles.
- ✚ **Paramètre :** Ce sont les caractéristiques constantes du procédé.

L'objectif de toute modélisation est de trouver la relation entre les variables d'états en fonction des variables de commandes.

$$Y = (X1, X2, X3 \dots)$$

Un modèle d'optimisation est composé de :

### III.3.4.1 Fonction objective :

Également appelée fonction de but ou fonctionnel, c'est la représentation mathématique des critères de qualité choisis (critère d'optimisation).  $Y = f(\vec{X}, \vec{P}, \vec{R}) \rightarrow \text{Extrême}$

### III.3.4.2 Contraintes :

Les variables de commandes et les variables d'états sont les plus souvent soumis à des limitations dans l'ordre technologiques définissant le domaine d'évolution possible de ces variables.

### III.3.5 Classification des problèmes d'optimisation:

- ✚ Si le système est absent (ne possède pas des contraintes) le problème imposé appelé **problème d'optimisation en variables libre**.
- ✚ Si le système est présent le problème devient **un problème d'optimisation en variables liées**.
- ✚ Dans le cas où le fonctionnel et les contraintes sont linéaire le modèle se ramène à **un problème de programmation linéaire(PPL)**.
- ✚ Si le fonctionnel est non linéaire le problème est assimilé à **un problème de programmation non linéaire (PPNL)**.
- ✚ Dans le cas où la fonction de but s'exprime comme suit :

$$(X) = \sum f(xi) \rightarrow \text{Extrême}$$

Le problème est appelé problème à fonction séparable.

### III.3.6 Les algorithmes des résolutions des problèmes d'optimisation:

On s'intéresse dans cette partie au problème d'optimisation en variables liées

#### III.3.6.1 Les problèmes de programmation linéaire:

Sa forme standard est :

$$\left\{ \begin{array}{l} F(X) = Z = C_1X_1 + C_2X_2 + \dots + C_nX_n \rightarrow \text{Extrême} \\ a_{11}X_1 + a_{12}X_2 + \dots + a_{1n}X_n \leq b_1 \\ a_{21}X_1 + a_{22}X_2 + \dots + a_{2n}X_n \leq b_2 \\ \vdots \\ a_{m1}X_1 + a_{m2}X_2 + \dots + a_{mn}X_n \leq b_m \\ X_i \geq 0 \quad i = 1 \dots n \end{array} \right.$$

On peut les résoudre par la méthode graphique ou la méthode de simplexe.

**III.3.6.2 Les problèmes de programmation non linéaire:**

Lorsque les contraintes sont données sous forme d'égalité et que le nombre des variables n'est pas très grand :

$$F(X_i) = F(X_1, X_2, \dots, X_n) \rightarrow \text{Extrême}$$

$$g_i(X_i) = g_i(X_1, X_2, \dots, X_n)$$

Un PPNL peut être résolu par :

**III.3.6.2.1 La méthode de gradient réduit généralisé GRG (méthode de JACCOBI):**

$\nabla F = 0$  ( $n - m$  équations). Avec : n est le nombre de variable.

$g_i(X) = 0$  (m équations)

Ou : 
$$\nabla F = \frac{\partial F(Y,Z)}{\partial Z} = \nabla_Z F - \nabla_Y F \cdot J^{-1} \cdot C$$

Et : 
$$J = \nabla_Y g_i = \begin{bmatrix} \nabla_{Y_1} g_1 \\ \nabla_{Y_2} g_2 \\ \vdots \\ \nabla_{Y_n} g_m \end{bmatrix} C = \nabla_Z g_i = \begin{bmatrix} \nabla_{z_1} g_1 \\ \nabla_{z_2} g_2 \\ \vdots \\ \nabla_{z_n} g_m \end{bmatrix} C$$

J : matrice de JACCOBI non singulière.

C : matrice de commande.

**✚ L'algorithme de la méthode de gradient réduit généralisé GRG**

Nous décrivons ici les phases essentielles de l'algorithme du gradient réduit généralisé.

Pour simplifier la notation, nous prendrons :

$f(x^k) = f^k$  et  $g(x^k) = g^k$

**étape 1 :** Déterminer les composants de la direction de recherche pour les variables indépendantes. A l'étape k linéariser les contraintes en au point faisable  $x^k$  et calculer le gradient réduit

$$(g_R^k)^T = \left[ \frac{\partial f^k}{\partial x_i^k} \right]^T - \left[ \frac{\partial f^k}{\partial x_i^k} \right]^T \left[ \frac{\partial f^k}{\partial x_D^k} \right]^{-1} \left[ \frac{\partial f^k}{\partial x_i^k} \right]$$

Habituellement les variables indépendantes sont choisies parmi les variables contrôlables dans un processus.

## CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

---

Les composantes de la direction de recherche dans l'espace des variables indépendantes sont établies comme suit :

- Si  $x_i$  est à une de ses limites, le composant de direction de recherche est  $\Delta_i^k = 0$  si l'étape dépasserait la limite, c-à-d :

$$\Delta_i^k = 0 \quad \text{si } x_i^k = U_i \quad g_{Ri} < 0$$

$$x_i^k = L_i \quad g_{Ri} > 0$$

- Si  $L_i \leq x_i \leq U_i$ , la direction de recherche est le négatif de l'élément correspondant du gradient réduit,  $\Delta_i^k = -g_{Ri}$

Note : Dans l'algorithme d'Abadie les directions de recherche sont données par la formule du gradient conjugué Fletcher-Reeves la formule conjuguée de gradient comme suit :

$$\Delta_i^{k+1} = -g_R^{k+1} + \Delta_i^k \frac{(g_R^{k+1})^T (g_R^{k+1})}{(g_R^k)^T (g_R^k)}$$

**Etape 2 :** Déterminer les composants de la direction recherche pour les variables dépendantes. Pour maintenir la praticabilité en ce qui concerne les contraintes linéarisées, calculer les composants de la direction de recherche dans l'espace des variables dépendantes comme suit :

$$\Delta_D^k = - \left[ \frac{\partial g^k}{\partial x_D} \right]^{-1} \left[ \frac{\partial g^k}{\partial x_I} \right] \Delta_I^k$$

**Etape 3 :** Amélioration de la valeur de la fonction objective

$x^{k+1}$  est donné par :

$$x_I^{k+1} = x_I^k + \lambda^k \Delta_I^k$$

$$\tilde{x}_D^{k+1} = x_D^k + \lambda^k \Delta_D^k$$

$\tilde{x}_D$  : a une valeur approchée

**Etape 4 :** La méthode de Newton utilisée dans la phase 4 a pour objectif de corriger la valeur de  $\tilde{x}_D^{k+1}$  si cette dernière ne vérifie pas  $h(x_I^{k+1}, \tilde{x}_D^{k+1}) \neq 0$ ,  $\tilde{x}_D^{k+1}$  est modifié par la méthode de Newton

$$g(x_I^{k+1}, x_D^{k+1}) \approx g(x_I^{k+1}, \check{x}_D^{k+1}) + \frac{\partial h(x_I^{k+1}, \check{x}_D^{k+1})}{\partial x_D^k} (x_D^{k+1} - \check{x}_D^{k+1}) = 0$$

Ce qui nous donne :

$$x_D^{k+1} = \check{x}_D^{k+1} - \left[ \frac{\partial h(x_I^{k+1}, \check{x}_D^{k+1})}{\partial x_D^k} \right]^{-1} h(x_I^{k+1}, \check{x}_D^{k+1})$$

Note: Plusieurs itérations de la méthode de Newton peuvent être exigées pour vérifier les contraintes.

**Etape 5 :**

- (a) Si  $x^{k+1}$  est un point faisable et  $f(x_I^{k+1}, \check{x}_D^{k+1}) < f(x_I^k, x_D^k)$  on accepte  $x^{k+1}$  et retourne à la phase 1.
- (b) Si  $x^{k+1}$  est un point faisable mais si et  $f(x_I^{k+1}, \check{x}_D^{k+1}) > f(x_I^k, x_D^k)$  réduire la valeur de  $f$  et retourner à la phase 4
- (c) Si la méthode de Newton ne converge pas après plusieurs itérations, réduire la valeur de  $\lambda$  et retourner à la phase 4.
- (d) Si (a), (b) et (c) ne se produisent pas, changer une variable dépendante par une autre indépendante. Ce processus se nomme un changement de base.

### III.3.6.2.2 Méthode de multiplicateurs de Lagrange:

Fonction de Lagrange :  $(X, \alpha) = F(X) + \sum \alpha_i g_i(X)$

Où  $\alpha$  est un paramètre qui relie les dérivées partielles de  $f(x)$  et  $g(x)$ , appelé le multiplicateur de Lagrange.

✚ Résolution du système d'équations :

$$\frac{\partial L}{\partial v} = 0 \quad n \text{ équations.}$$

$$\frac{\partial L}{\partial \alpha} = 0 \quad m \text{ équations.}$$

### III.3.6.2.3 Méthode de Frank Wolf:

Dans le cas où les contraintes sont linéaires, l'idée générale de cette méthode consiste à linéariser le fonctionnel en un point donné du domaine, ceci permet de ramener le problème à un PPL.

### III.3.7 Les résultats d'optimisation :

Le résultat de toute procédure d'optimisation doit être : une définition claire de toutes les décisions à prendre pour réaliser l'objectif désiré.

### III.3.8 Dimensionnement optimal du réseau de collecte de Tinrhert:

Comme il a été mentionné dans la partie description du champ, Le réseau de TINRHERT relie 50 puits divisé en deux grands réseaux le dévonien et l'ordovicien au centre du traitement OHANET CPF.

Notre étude consiste à optimiser le dimensionnement du réseau dévonien en excluant le puit THLN-1 pour manque de données.

le schéma ci-dessous illustre cela :

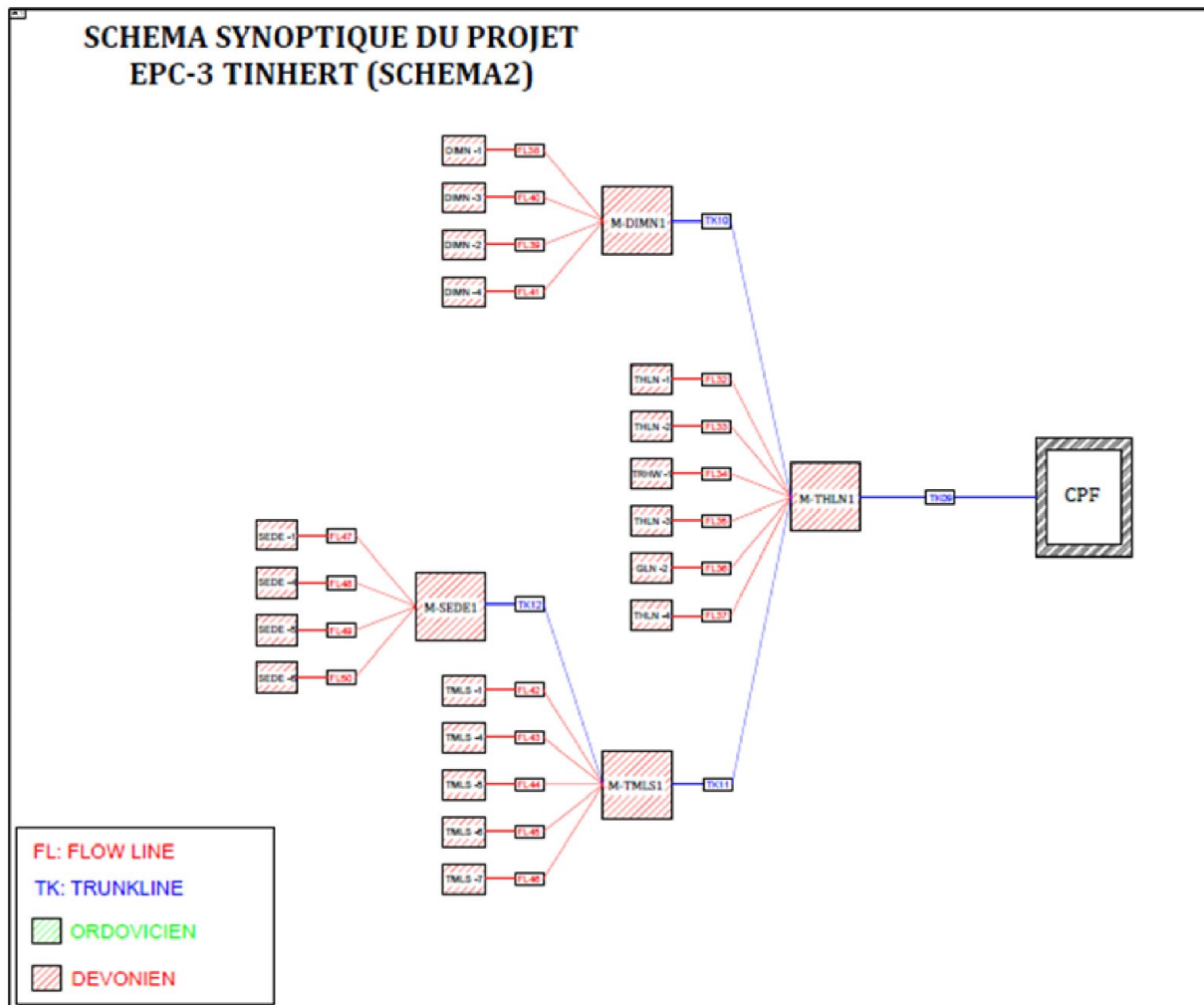


Figure III.3-2 :schéma synoptique du réseau de Tinrhert (dévonien)

**III.3.8.1 Le critère d'optimisation:**

L'optimisation du champ de TINRHERT est basée sur le critère de minimisation du coût d'investissement dans le projet en minimisant la quantité d'acier a utilisé, ce qui implique la détermination des diamètres et les longueurs minimales permettant de répondre au critère d'optimisation tout en respectant les normes de la construction, en jouant sur la position optimale des manifolds entre les puits et le CPF, en évitant le problème de freinage et le phénomène d'érosion.

**III.3.8.2 Modèle d'optimisation:**

Pour crée le modèle d'optimisation il faut d'abord définir le schéma bloc du problème :

**✚ Les paramètres de commandes :**

Ce sont les caractéristiques des puits tels que (les coordonnées, les débits, la pressions...etc.), et les caractéristiques du gaz qui sont calculés par les formules et les corrélations suivantes :

- ✓ La masse moléculaire du mélange Est calculée par la formule (2.10)
- ✓ La constante du gaz  $R_g$  est calculée par la formule (2.22)
- ✓ Le facteur de compressibilité moyen :

Le facteur de compressibilité moyen est calculé par la suivante corrélation approchée:

$$Z = 1 - \frac{P_m}{500} \quad (3.1)$$

Avec :

$P_m$  est la pression moyenne entre les puis et le CPF (en bar) :

$$P_m = \frac{2}{3} \left( P_i + \frac{P_f^2}{P_i + P_f} \right) \quad (3.2)$$

- ✓ La masse volumique du gaz :

Selon la loi des gaz réels en calcul la masse volumique du gaz aux conditions standard (1 bar et 15 C°) et aux conditions d'opération :

$$PV = ZnRT \quad \rho = \frac{PM}{ZRT} \quad (3.3)$$

✚ Les variables de commande :

Les diamètres à utiliser pour les flowlines et les trunklines, la position du manifold, le cout d'investissement...etc.

✚ Les perturbations :

Température ambiante, la pression atmosphérique, dégradation de débit d'un puits, etc.

✚ La fonction objective :

Selon notre critère d'optimisation le fonctionnel s'exprime comme suite :

$$Cmin = \sum_{i=1}^n (A * L_{im} * D_{im}) + \sum_{i=1}^t (A * L_{ms} * D_{ms}) \quad (3.4)$$

Tels que :

A : le prix d'unité d'acier

$L_{im}$  : la longueur du flowline, reliant le puits (i) au manifold (m).

$D_{im}$  : le diamètre du flowline reliant le puits (i) au manifold (m).

$L_{ms}$  : la longueur du trunkline, reliant le manifold (m) à l'entrée de CPF.

$D_{ms}$  : le diamètre du trunkline, reliant le manifold (m) à l'entrée de CPF.

En remplaçant les longueurs par leur expression et le diamètre par le rayon ( $D=2*R$ ) on aura :

$$Cmin = \sum_{p=1}^{18} \sqrt{(X_p - X_m)^2 + (Y_p - Y_m)^2} * R_i + \sum_{n=1}^4 \sqrt{(X_{m+1} - X_m)^2 + (Y_{m+1} - Y_m)^2} * R_i$$

Où :

$X_p, Y_p$  : les coordonnées des puits.

$X_m, Y_m$  : les coordonnées des manifolds.

$X_s, Y_s$  : les coordonnées de CPF.

### ✚ Les contraintes :

#### ✓ Contraintes de pression :

Elles sont introduites pour s'assurer que les pressions minimales d'arriver aux manifolds sont égaux afin d'éviter le phénomène de freinage et que la pression d'arriver au séparateur est de 73 bars, elles sont représentées par les expressions exprimant la perte de charge en considérant que le régime d'écoulement est supposé turbulent.

La formule principale utilisée pour le calcul hydraulique est la formule universelle dans le système international.

$$P_2^2 - P_1^2 = - \frac{16 \lambda_m Z_m T_m R_g M^2}{\pi^2 D_{int}^5} L \quad (3-5)$$

Tel que :

P : la pression en N/m<sup>2</sup>.

M : le débit massique en kg/s.

$\lambda_m$  : le coefficient de friction qui dépend du régime d'écoulement (autour de 0.012 pour le régime turbulent).

T<sub>m</sub> : la température moyenne de la conduite en K.

Z<sub>m</sub> : facteur de compressibilité moyen.

R<sub>g</sub> : constante de gaz en j/kg.k

L : longueur de la conduite en m.

D<sub>int</sub> : diamètre intérieur de la conduite en m.

L'établissement de cette formule décrivant l'écoulement de gaz dans la conduite repose sur les hypothèses et les équations de base suivante :

#### ✓ Hypothèses :

- Ecoulement monophasique permanent isotherme.
- Conduites horizontales.
- Le terme de variation de vitesse est négligeable devant les autres termes.

✓ Les équations de bases :

- L'équation de mouvement sous la forme de BERNOULLI :

$$\frac{dP}{\rho} + \frac{d\omega^2}{2} + g dz + g dh = 0 \quad (3.6)$$

$$\frac{dP}{\rho g} + dh = 0 \quad (3.7)$$

- L'équation de DARCY :

$$dh = \frac{\lambda \omega^2}{2gD^2} dx \quad (3.8)$$

- L'équation d'état d'un gaz réel :

$$\rho = \frac{P}{ZR_gT} \quad (3.9)$$

- L'équation de continuité :

$$M = \rho S \omega. \quad (3.10)$$

✓ Contraintes sur les variables :

- La position des manifolds doit être comprise entre les puits et le séparateur (ou un autre manifold selon le cas)
- Les diamètres des flowlines et les trunklines ont des limites inférieurs et supérieurs définis par le constructeur.

✓ Contrainte sur la vitesse critique d'écoulement :

Sous certaines conditions d'écoulement et d'exploitation, la surface interne du pipe peut être déduite en certains points par abrasion du métal due au mouvement du fluide ou bien à celui des particules solides qu'il contient, ce qu'on appelle le phénomène d'érosion dans ce cas la vitesse d'écoulement dans le pipeline dépasse la vitesse d'érosion par effet d'augmentation du débit.

Par conséquent :

$$\mathbf{V_{écoulement} \leq V_{érosion}}$$

### ✚ La vitesse d'écoulement :

Calculé à partir d'équation de continuité :

$$V = \frac{Q_i}{S} = \frac{4Q_i}{\pi D_i^2} \quad (3.11)$$

- $Q_i$ : le débit volumique injecté dans le pipe (i) dans les conditions d'exploitation [ $m^3/s$ ].
- $D_i$ : le diamètre du pipe (i) [ $m$ ].

### ✚ La vitesse d'érosion :

Selon la norme API RP14 :

Avec :  $C = \frac{V_{er}}{\sqrt{\rho}} \quad (3.12)$

- $V_{er}$ : la vitesse d'érosion du fluide (ft/sec)
- C: constante empirique égale à 100 pour un service continu.
- $\rho$ : la masse volumique du mélange dans les conditions d'exploitation (lb/ft<sup>3</sup>).

En multipliant par 1.22 on convertit la vitesse d'unité Anglo-Saxon (lb/ft) vers l'unité SI (m/s).

Pour le calcul de la vitesse d'érosion on prend le cas le plus défavorable c'est-à-dire les conditions d'arriver au CPF.

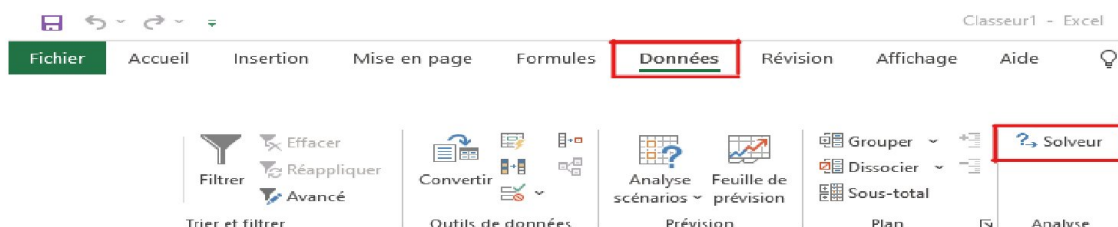
### La résolution du modèle d'optimisation :

La résolution de ce modèle d'optimisation non linéaire (PPNL) se fera en utilisant le complément solveur d'Excel (outil d'optimisation sous Excel).

### ✚ Utilisation du solveur :

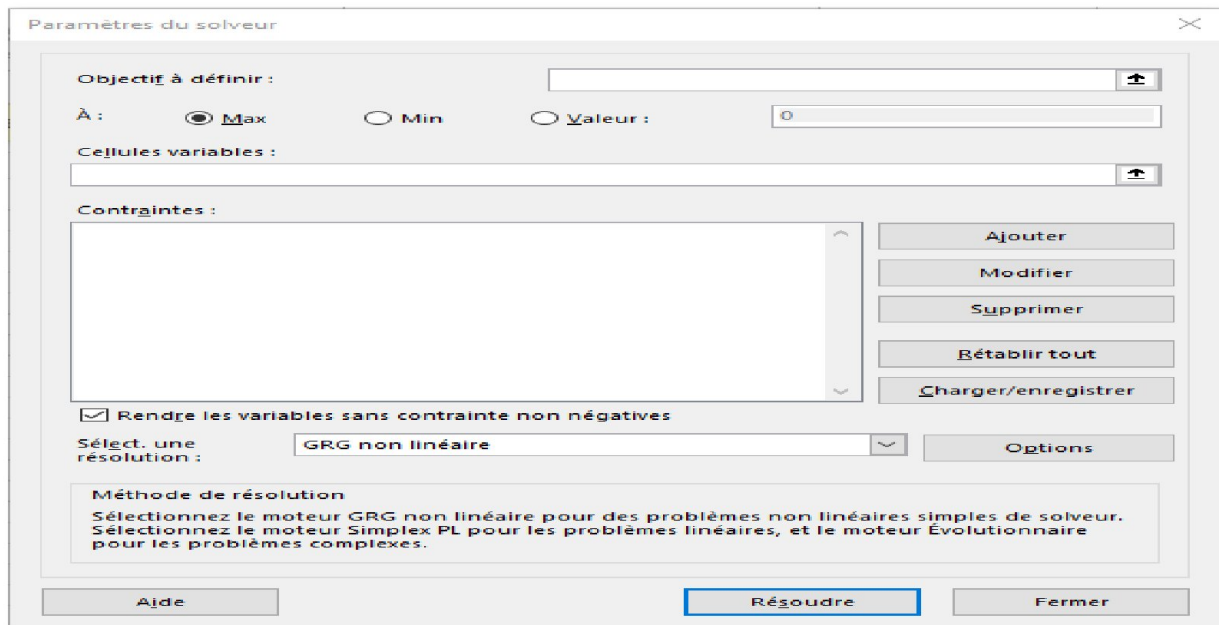
Les étapes d'introduction du modèle dans le solveur sont les suivantes :

- ✓ L' Ouverture du complément Solveur :

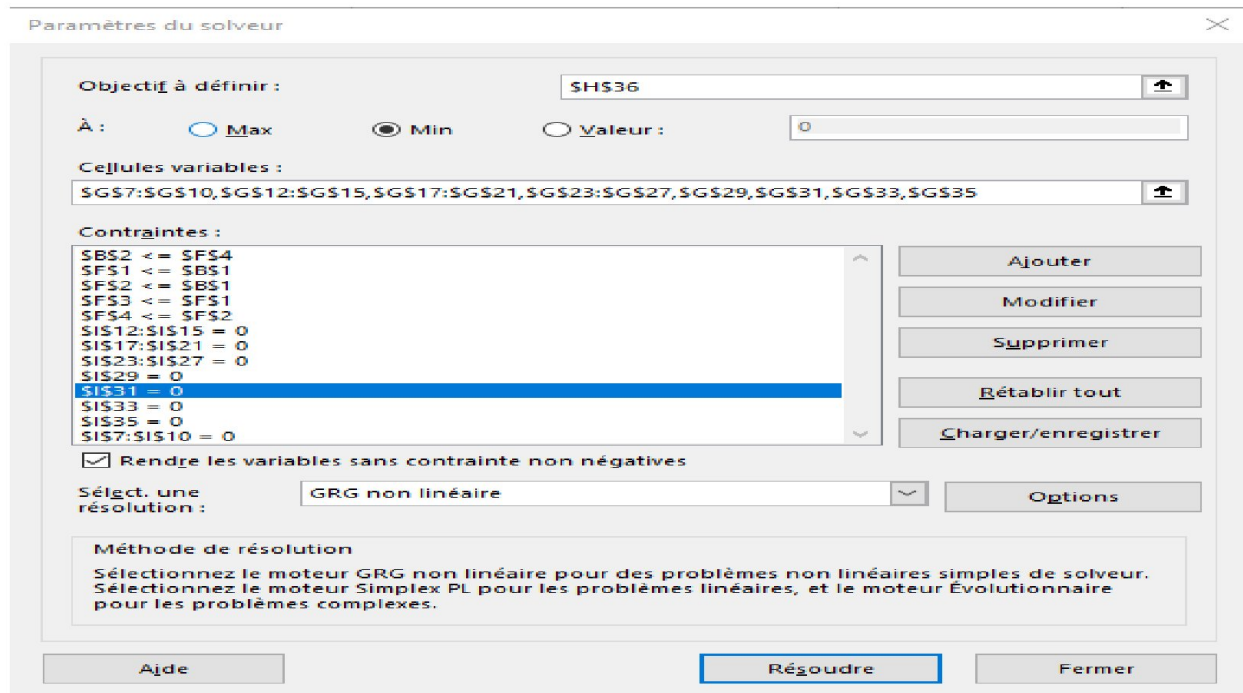


## CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

- ✓ Comme première étape on ouvre la boîte de dialogue solveur en cliquant sur l'instruction « solveur » :



- ✓ On introduit le fonctionnel, les variables ainsi que les contraintes en cliquant sur les cellules les contenant :



- ✓ Pour obtenir les résultats on choisit d'abord la méthode de résolution « GRG » et on clique sur résoudre.

### III.4 Choix d'acier à utiliser :

Après avoir optimisé les diamètres extérieurs et les longueurs des trunklines et flowlines par le solveur Excel, l'étape suivante est consacrée pour le calcul d'épaisseur, la détermination de la surépaisseur de corrosion et enfin le choix d'acier à utiliser.

#### III.4.1 Calcul d'épaisseur:

Cette dimension est calculée à travers la relation suivante :

$$\delta = \frac{P_{ms} D_{ext}}{2R_s \sigma_e} \quad (3.13)$$

L'épaisseur à adopter sera l'épaisseur normalisée immédiatement supérieure à celle calculée au moyen de la formule de Barlow si cette épaisseur est suffisante pour résister aux contraintes développées par la pression de service et les températures.

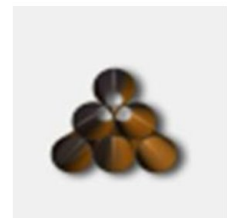
Malheureusement elle n'est pas suffisante si nous devons prendre d'autres facteurs tels que la corrosion. Dans ce cas-là, pour tenir compte de ce phénomène, une surépaisseur de corrosion est exigée.

#### III.4.2 Calcul de la surépaisseur de corrosion:

La composition de produit transporté, notamment la teneur en  $CO_2$ , et/ou l'environnement dans lequel les conduites se trouvent (canalisation enterrées), favorisent le phénomène de corrosion qui peut engendrer des dangers très sérieux, Plus particulièrement la corrosion par piqûres, qui correspond à une attaque limitée à des zones de très petite surface (environ  $1 \text{ mm}^2$ ), mais pouvant être assez profonde.

Ce type de corrosion devient catastrophique si la profondeur des piqûres devient égale à l'épaisseur du tube. Cependant, très souvent, les conditions de l'attaque se modifiant en fond de piqûre, la corrosion ralentit et même parfois cesse complètement. Une surépaisseur prévue à l'origine peut alors être une solution valable.

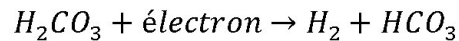
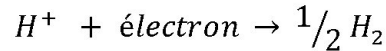
Pour calculer cette dernière on a fait appel à **Electronic-Corrosion-Engineer v.5.4.0**, un logiciel qui nous a permis de calculer la vitesse de corrosion en tenant compte de la teneur en  $CO_2$ , le débit, les dimensions de pipe et l'efficacité d'inhibiteur de corrosion [12].



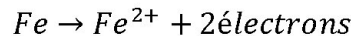
**III.4.3 Description du logiciel:**

- ✓ Modèle de vitesse de corrosion

Le modèle de taux de corrosion du CO<sub>2</sub> se base sur l'existence de deux processus cathodiques:



La première réaction est principalement contrôlée par les processus électrochimiques à l'interface liquide / métal, tandis que la seconde réaction est contrôlée par le transfert de masse de l'acide carbonique au métal. La somme des flux d'électrons issus de ces réactions est équilibrée par la réaction de dissolution anodique du métal, par exemple[13]:



- ✓ Vitesse de corrosion en présence du CO<sub>2</sub>:

La vitesse de corrosion en présence du CO<sub>2</sub> est la combinaison de ces deux processus:

$$V_{corr} = \frac{1}{\frac{1}{V_r} + \frac{1}{V_m}}$$

Pour les aciers normalisés, l'équation pour la partie contrôlée par réaction est:

$$\log(V_r) = 4,84 - \frac{1119}{t + 273} + 0,58 \log(f_{CO_2}) - 0,34(PH_{actuel} - PH_{CO_2})$$

et pour la partie contrôlée de transfert de masse:

$$V_m = 2,8 \frac{U^{0,8}}{d^{0,2}} f_{CO_2}$$

t:est la température ( C).

$f_{CO_2}$ :est la fugacité du CO<sub>2</sub> (barre).

- ✓ vitesse de corrosion en présence du CO<sub>2</sub>:

Les résultats des équations ci-dessus sont ajustés par la présence d'échelle protectrice, H<sub>2</sub>S, pétrole brut ou condensat, glycol et inhibiteur au moyen de facteurs multiplicateurs sur le taux de corrosion de base du CO<sub>2</sub>:

$$\text{Taux de corrosion} = V_{corr} F_{echelle} F_{H2S} F_{cond} F_{oil} F_{inhib} F_{glyc}$$

$$\text{Taux de corrosion} = V_{corr} F_{echelle} F_{H2S} F_{cond} F_{oil} F_{inhib} F_{glyc}$$

La vitesse de corrosion  $V_{cor}$  est ajusté en utilisant un certain nombre de facteurs multiplicateurs pour tenir compte des situations qui diffèrent du cas de base. Alors que dans les systèmes à gaz humide, la corrosion prend la forme d'une attaque de type « mesa » (fosses à fond plat), la corrosion normalement rencontrée dans les systèmes pétroliers est également localisée, mais avec des fosses arrondies. Le modèle prédit en fait le taux de pénétration des puits.

- ✓ **Fugacité:** La fugacité du CO<sub>2</sub> est similaire à sa pression partielle, mais corrigée pour la non-idéalité du CO<sub>2</sub> à haute pression et température.

La même correction de base de la fugacité du CO<sub>2</sub> est utilisée comme dans les versions précédentes de la CEE:

$$\log(f_{CO_2}) = \log(P_{CO_2}) + \left(0.0031 + \frac{1,4}{t + 273}\right)P$$

A travers l'application d'une simple relation mathématique (3.14), on obtient la surépaisseur de corrosion, l'ajout de cette dernière à la première épaisseur donne l'épaisseur totale (3.15), que nous devrons ensuite normalisée (voir annexe 1).

$$\text{Surépaisseur (mm)} = \text{vitesse de corrosion (mm/an)} * \text{la durée de vie (ans)} \quad (3.14)$$

$$\text{Epaisseur totale} = \text{épaisseur} + \text{surépaisseur} \quad (3.15)$$

### ✚ L'interface du logiciel **Electronic corrosion engineer 5.4**

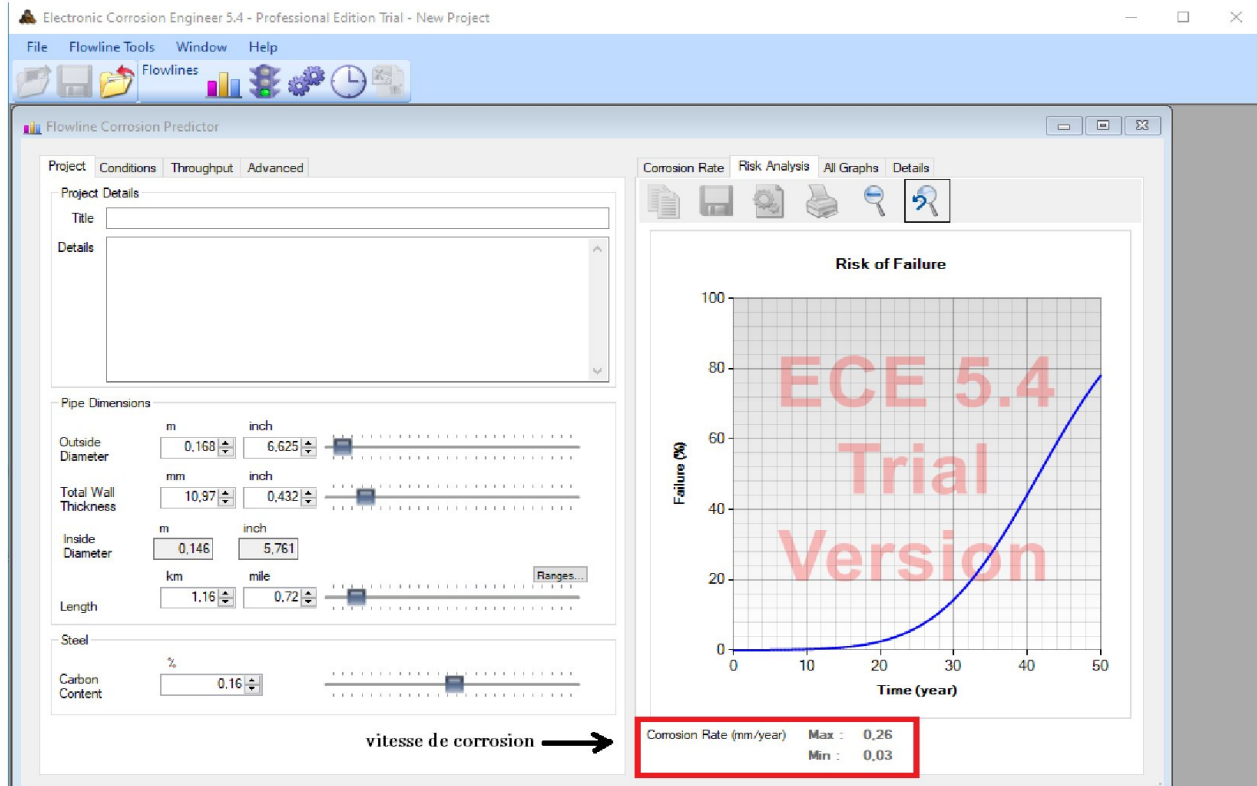


Figure III.4-1 : interface du logiciel ECE 5.4

Les questions qui se posent ensuite sont : Que faire si la valeur finale est trop élevée?

Pourrions-nous faire construire une conduite d'une telle épaisseur ?

Les réponses à ces questions laissent entrevoir une nouvelle notion qui est : la tolérance de corrosion[13].

#### III.4.4 La tolérance de corrosion

Elle est calculée en multipliant la vitesse de corrosion par la durée de vie minimale

***Tolérance de corrosion (mm)***

=

***Vitesse de corrosion (mm/an) \* la durée de vie minimale (ans) (3.16)***

Elle joue un rôle très important dans l'opération de choix d'acier.

### III.5 Le choix de matériau à utiliser :

Le choix du matériau est basé sur les critères suivants :

- ✚ Le durée de vie minimale

L'organigramme de la méthodologie mise en œuvre est représenté dans la Figure (III.5.1)

Le logiciel Electronic Corrosion Engineer version 5.4 a été utilisé.

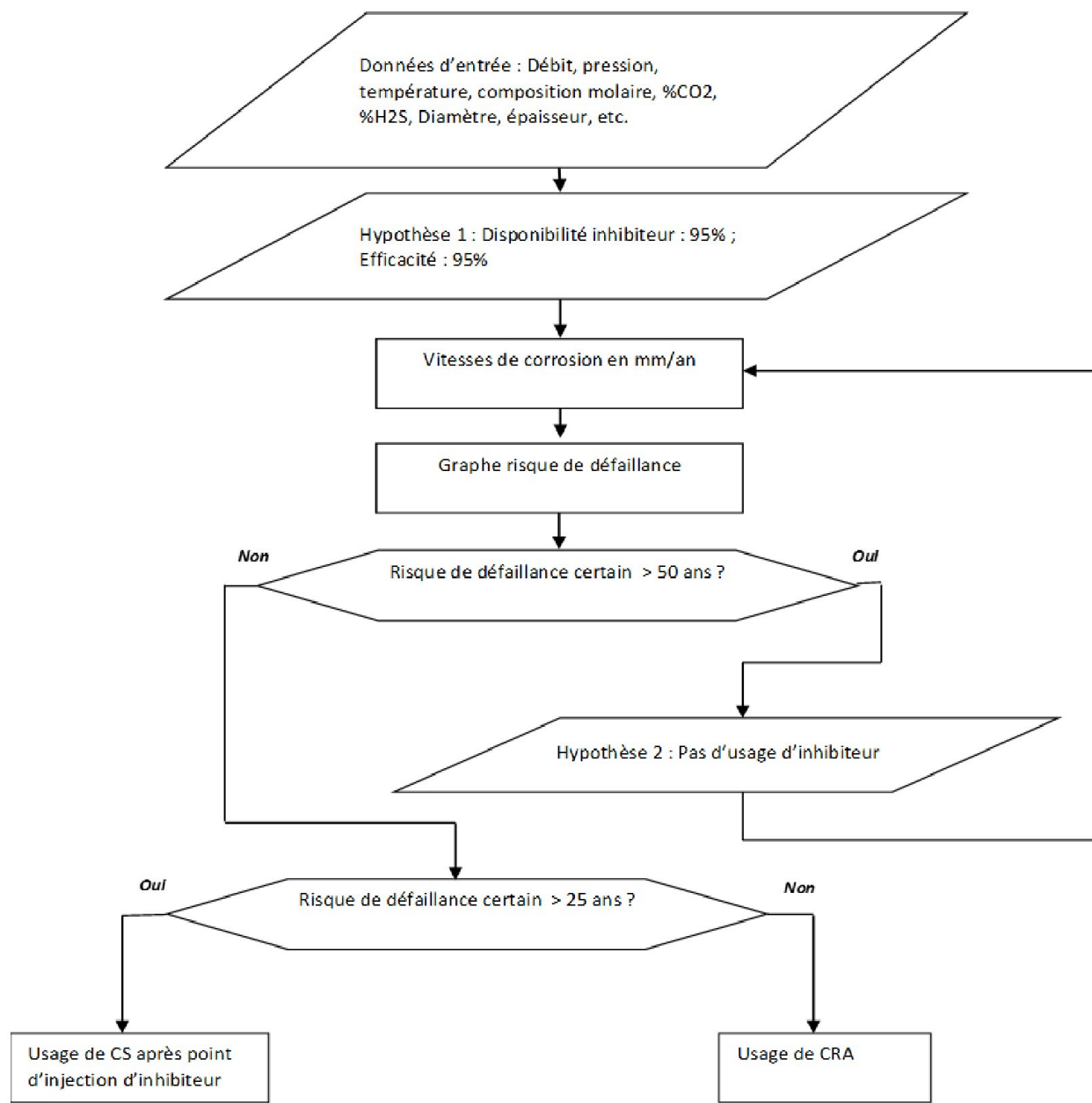


Figure III.5-1 : L'organigramme de la méthodologie adoptée par durée de vie minimale

## CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

---

- ✚ La température minimale de métal.
- ✚ Les conditions d'opération et d'urgence :

Le matériau en contact avec le fluide en écoulement doit être fiable tout au long des opérations, que ce soit dans les conditions normales ou dans les conditions d'urgence.

Le design mécanique des conduites doit prendre en considération le cas de dépressurisation au cas d'urgence puisque plusieurs hydrocarbures légers vont se refroidir, une attention particulière doit être portée au choix d'acier ainsi à la fragilité de matériau concerné[12].

- ✚ Des critères généraux

Vue l'absence de  $H_2S$ , aucune disposition pour le requis de NACE MR175/ISO 15156 " les matériaux à utilisés en présence de  $H_2S$  dans la production des hydrocarbures" est nécessaire.

Les critères suivants doivent être appliqués pour tous les unités et fluides :

- ✓ Si l'acier ne contient pas de  $CO_2$ , une tolérance de 1.6 mm est prévue.
- ✓ Si l'acier est en contact avec un fluide sec, la tolérance à la corrosion prend 1.6 mm comme valeur.
- ✓ Une tolérance maximale de 6.4 mm pour les réseaux de collecte, comme les trunklines et les flowlines.

Pour les produits contenant du  $CO_2$  et de l'eau, on calcule la vitesse de corrosion supposant que le matériau à utiliser est bien l'acier en Carbone, la décision finale sera prise sur la base de la valeur de la tolérance de corrosion.

- ✓ Si  $TC > 6.4$ , un matériel résistant à la corrosion est nécessaire (duplex).
- ✓ Si non l'acier en Carbone sera approprié à utiliser.

## CHAPITRE III : Dimensionnement optimal des réseaux de collecte

L'organigramme suivant peut être utilisé comme un guide dans le procès de choix d'acier :

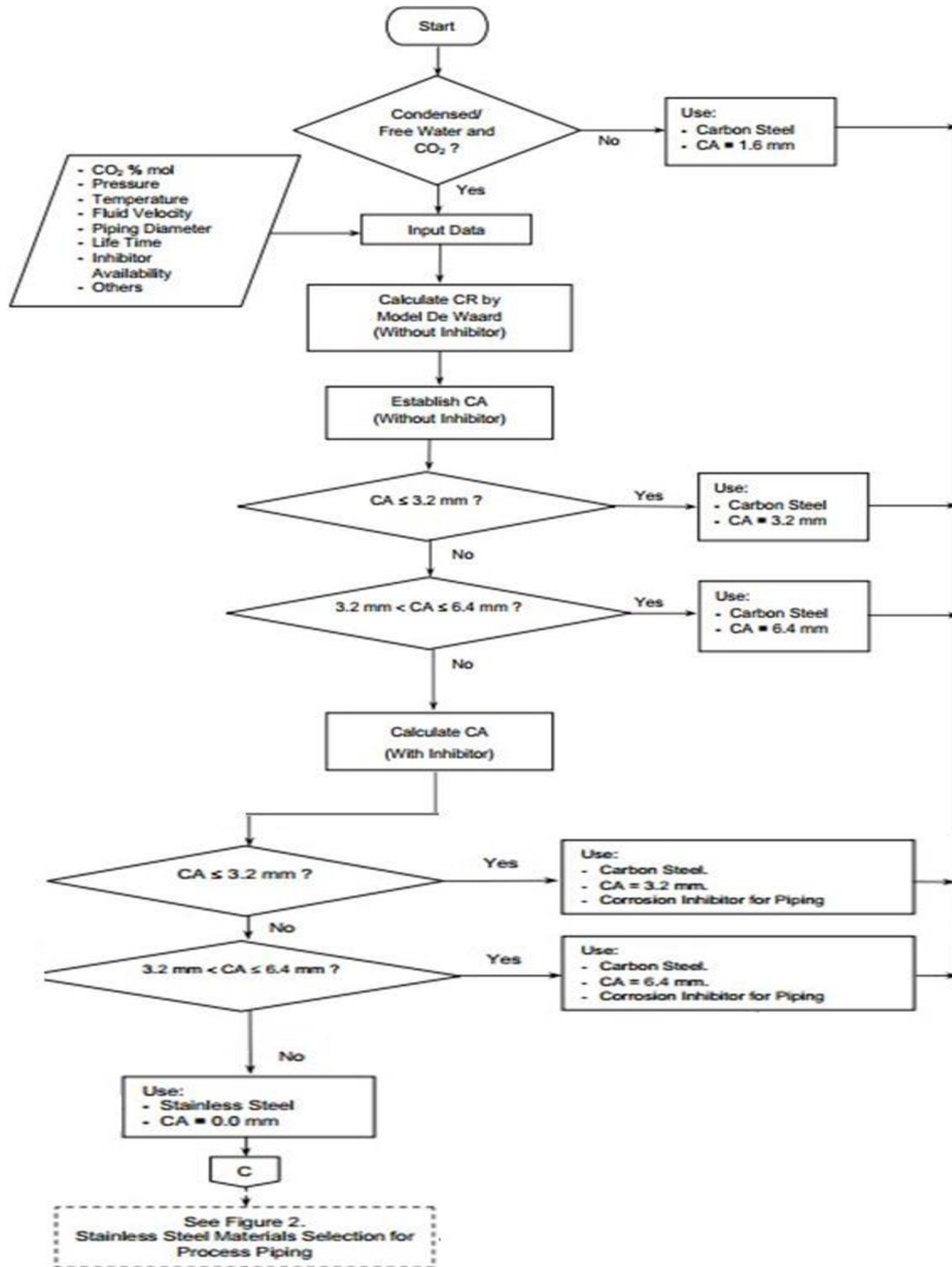


Figure III.5-2 : organigramme de choix d'acier à basé sur la tolérance de corrosion

---

***CHAPITRE IV :***  
***Simulation***  
***hydraulique sur le***  
***réseau de collecte***

---

## CHAPITRE IV : Simulation hydraulique sur le réseau de collecte

Ce chapitre contient une description sur les écoulements diphasiques, ses paramètres et les différents types de configurations d'écoulement dans les conduites. il présente ensuite les différentes étapes permettant de procéder à simulation hydraulique sous logiciel OLGA associé à PVTsim.

### IV.1 Les écoulements diphasiques :

Les mécanismes gouvernant les écoulements multiphasiques sont au carrefour de plusieurs disciplines. Il s'agit en effet de mécanique des fluides, éventuellement couplée à la thermique, de la thermodynamique, des changements de phases, des transferts de masse et des réactions chimiques.

En outre, les écoulements multiphasiques peuvent présenter plusieurs configurations telles que des cas où une phase est finement dispersée dans une autre (bulles, petits particules) où les phases présenter sous forme de strates (eau et huile dans une conduite horizontale).

L'un des paramètres clés pour la modélisation d'un écoulement multiphasique en conduite est la concentration locale ou fraction volumique occupée par chaque constituant. En effet, on peut se convaincre de manière intuitive que la masse volumique moyenne du mélange va jouer un grand rôle notamment pour les pertes de charges. Or, il existe divers régimes ou configurations d'écoulement.

Pour une même concentration délivrée à l'entrée de la tuyauterie, on peut ainsi avoir d'importantes variations de la concentration locale selon l'inclinaison de la conduite, On sent bien la difficulté de décrire précisément avec un seul modèle une telle variété de situation. On doit alors faire appel à de nombreuses approximations et à des modèles différents selon le degré de finesse de la description que l'on souhaite[14].

#### IV.1.1 Paramètres descriptifs :

Avant de mettre le problème d'un écoulement multiphasique sous la forme d'un modèle mathématique, on doit décider quelles sont les paramètres contrôlant l'écoulement multiphasique, comme des vitesses où bien des concentrations. La première question est donc de bien préciser ces différents paramètres.

### IV.1.1.1 Holdup Liquide (HL) (fraction volumique)

Appelée également taux de vide dans le cas particulier d'un écoulement liquide / vapeur, est le volume du liquide L dans un segment de la conduite divisé par le volume de ce segment à un instant (t)

$$H_l = \frac{\text{volume du segment de la conduite}}{\text{volume de liquide dans le segment}}$$

Le volume du segment est choisi grand devant les fluctuations que l'on veut lisser, mais petit devant les variations globales qu'on souhaite étudier.

La valeur de  $H_l$  ne peut pas être calculée analytiquement. Elle doit être déterminée à partir des corrélations empiriques, elle est en fonction des (propriétés de gaz et de liquide, configuration d'écoulement, diamètre de conduite et l'inclinaison de la conduite).

Le gaz Holdup est :  $H_g = 1 - H_l$

Dans le cas de non glissement, elle peut être calculée directement à partir de débit de liquide et du gaz :

$$\lambda_l = \frac{q_l}{q_l + q_v} \quad (4.1)$$

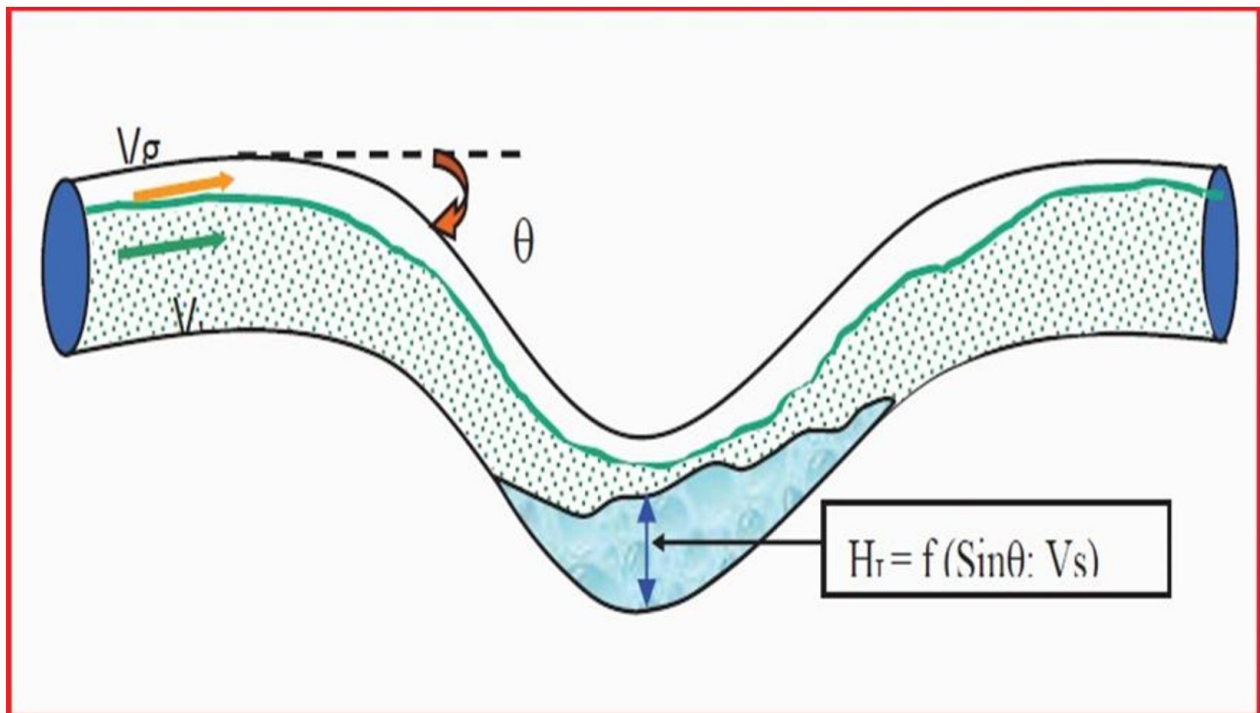


Figure IV.1-1 : liquide hold-up

**IV.1.1.2 Vitesse superficielle :**

Pour la phase i, on définit :

$$V_{is} = \frac{q_i}{A} \quad (4.2)$$

Son interprétation est la suivante : il s'agit de la vitesse qu'aurait la phase i si elle s'écoulait seule dans la conduite, on définit également la vitesse du mélange :

$$V_s = \frac{q}{A} = \sum V_{is} \quad (4.3)$$

**IV.1.1.3 Vitesse moyenne :**

Il s'agit de la vitesse moyenne débitante de la phase i à travers la portion de conduite occupée en moyenne par la phase i.

$$V_i = \frac{q_i}{AH_i} \quad (4.4)$$

**IV.1.1.4 Vitesse de glissement :**

$$V_s = V_g - V_l = \frac{V_{sg}}{H_g} - \frac{V_{sl}}{H_l} \quad (4.5)$$

**IV.1.1.5 Masse volumique :**

$\rho_k = \rho_l H_l + \rho_g H_g$  Est utilisée généralement pour calculer  $(\frac{dP}{dl})_{ele}$

$\rho_k = \frac{\rho_l \lambda^2}{H_l} - \frac{\rho_g \lambda^2}{H_l}$  Est utilisée généralement pour calculer  $(\frac{dP}{dL})_f$

**IV.1.1.6 Viscosité :**

$$\mu_s = \mu_l H_l + \mu_g H_g \quad (4.6)$$

$$\mu_k = \mu_l^{H_l} \cdot \mu_g^{H_g} \quad (4.7)$$

**IV.1.2 Configuration des phases dans les conduites :**

Comme nous l'avons mentionné dans l'introduction, un écoulement multiphasique en conduite peut présenter diverses organisations spatiales pour les phases [14]. On distingue ainsi :

- ✚ Régimes dispersés : homogènes en r et z, par exemple un écoulement à bulle.
- ✚ Régimes séparés : non homogènes en r, homogènes en z, par exemples un écoulement stratifié.

- ✦ Régimes intermittents : non homogènes en z et localement non stationnaires, par exemple le régime "slug flow".

La topologie de l'écoulement va dépendre des paramètres suivants :

- ✦ Les conditions d'opération (pression, température, apport de chaleur...).
- ✦ Les propriétés physiques des phases (densité, viscosité, ...).
- ✦ Les débits de chaque phase.
- ✦ La géométrie et l'orientation de la conduite.

### IV.1.2.1 Écoulements verticaux :

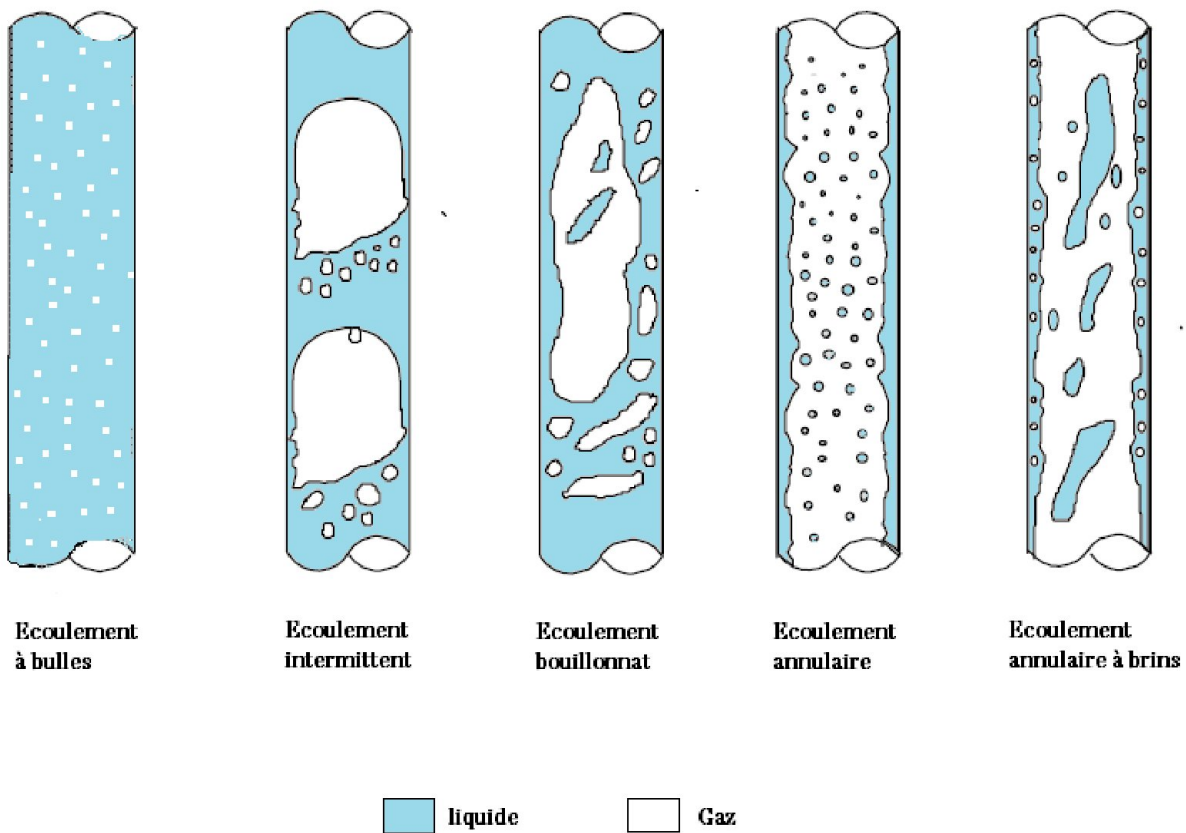


Figure IV.1-2 : Écoulement de liquide-gaz dans une conduite verticale

La figure ci-dessus présente les principales configurations rencontrées en conduite verticale pour des écoulements bi-phasique (liquide/vapeur). Dans le cas de l'écoulement de deux liquides immiscibles (eau/huile), on rencontre les mêmes régimes.

Pour des fortes vitesses de liquide et de faible vitesse de vapeur, on se retrouve en présence d'écoulement dispersés à bulle (Bubble flow). Plus l'écoulement est turbulent et plus ces bulles vont fragmenter.

Pour des faibles vitesses de liquide, on observe des écoulements intermittents. Tout d'abord, on obtient un écoulement à poche (slug flow). Il s'agit d'un écoulement intermittent constitué de poche de vapeur allongée, avec un avant arrondi et un arrière plat (bulles de Taylor). Lorsque la vitesse de vapeur augmente, les poches de vapeur vont se fractionner et l'écoulement va être de plus en plus désordonné. Il s'agit d'un écoulement qui tend à devenir annulaire mais où la vitesse de vapeur n'est pas assez importante et le film liquide en paroi retombe périodiquement. On a alors un écoulement pulsatile, où semi-annulaire (churn flow).

Pour des grandes vitesses de vapeur, le film liquide va être plaqué en paroi et on aura un écoulement annulaire (annular flow), avec des gouttelettes transportées au cœur de la conduite, où bien un écoulement à brouillard (mist flow) Dans le cas d'un écoulement avec transfert de chaleur et changement de phase, l'écoulement va rencontrer différents régimes au cours de sa montée dans la conduite.

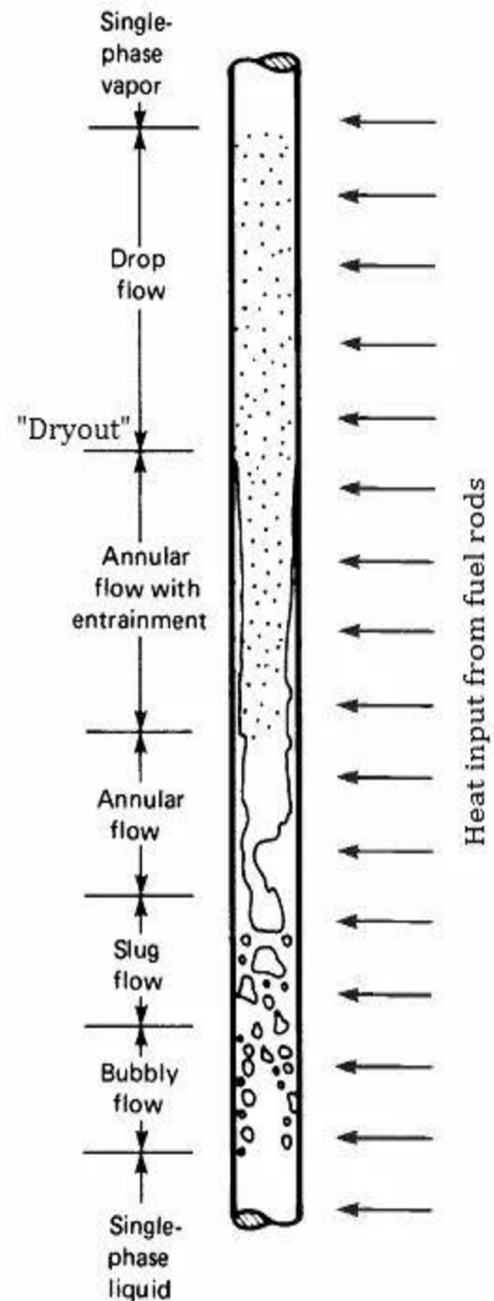


Figure IV.1-3 : écoulement verticale avec changement de phase

IV.1.2.2 Écoulement horizontal :

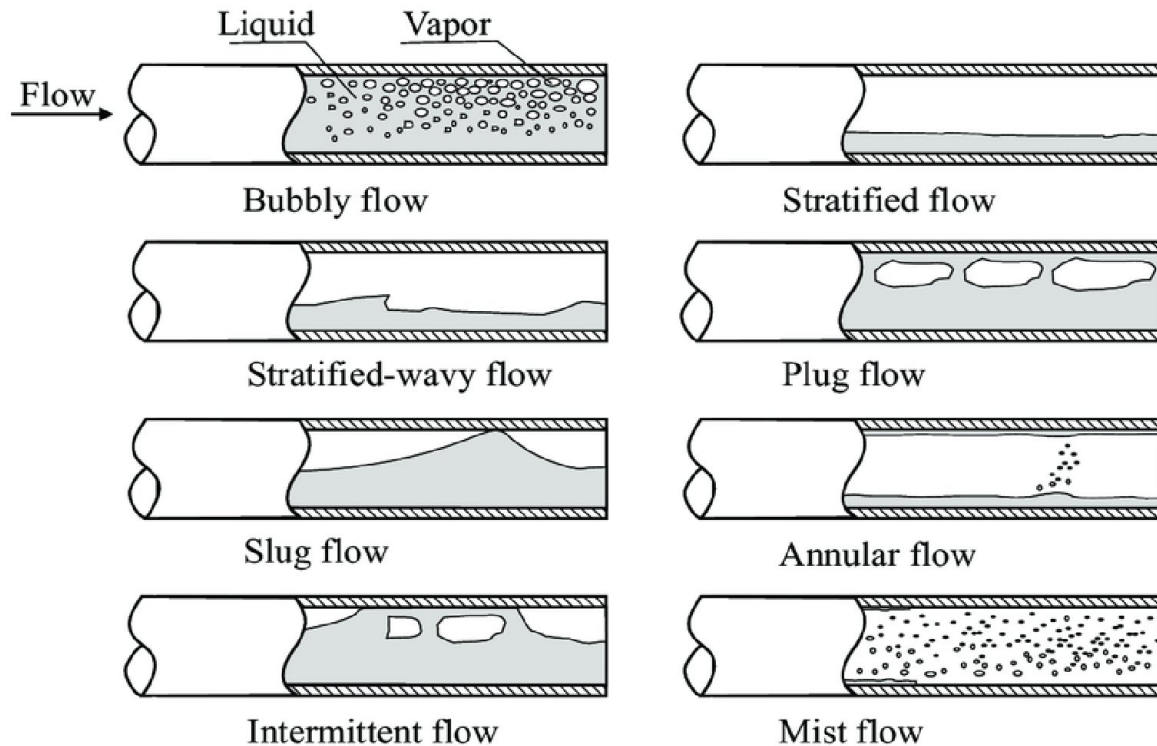


Figure IV.1-4: écoulement de liquide-gaz dans une conduite horizontale.

En conduite horizontale, la pesanteur va avoir tendance à créer une stratification si les phases ont des densités différentes. La figure ci-dessus présente les configurations schématisées rencontrées en écoulement vapeur/liquide en conduite horizontale.

- ✚ Pour des faibles vitesses de liquide et de vapeur, les écoulements sont laminaires et le régime est séparé stratifié lisse
- ✚ Si la vitesse de vapeur augmente, on obtient un régime séparé à vague (stratified flow)
- ✚ Si la vitesse de vapeur augmente encore, on obtient un régime annulaire (annular flow)
- ✚ Pour des vitesses de liquide moyenne, on observe des régimes intermittents de type bouchons (slug flow).
- ✚ Pour des vitesses de liquide importantes, on observe des régimes dispersés à bulles (Bubbleflow)

On peut avoir plusieurs configurations dans le cas d'un écoulement avec changement de phase.

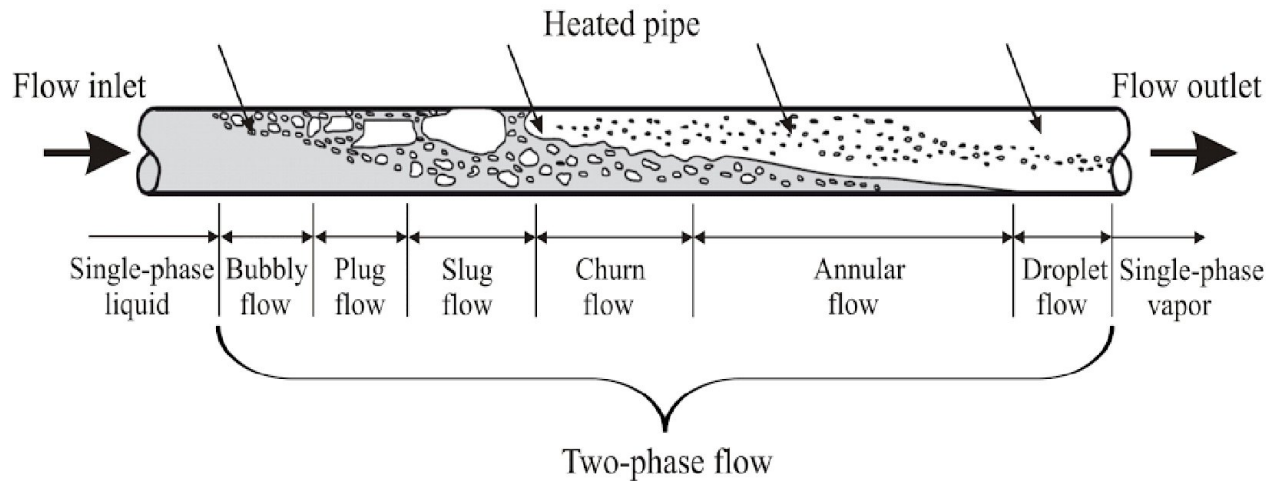


Figure IV.1-5 : écoulement horizontale avec changement de phase.

#### IV.1.2.3 Écoulements dans un pipeline incliné :

Si l'inclinaison du pipe par rapport à l'horizontale est petite (de l'ordre de quelques degrés), les écoulements sont similaires à ceux d'écrits dans le cas horizontal. Pour des pipes proches de la verticale ou fortement inclinés, les configurations sont aussi similaires au cas vertical.

Néanmoins, le stratifiée n'existe pas pour des flots ascendants fortement inclinés. Il est par contre observable pour des flots descendants très inclinés, voire presque verticaux.[190s]

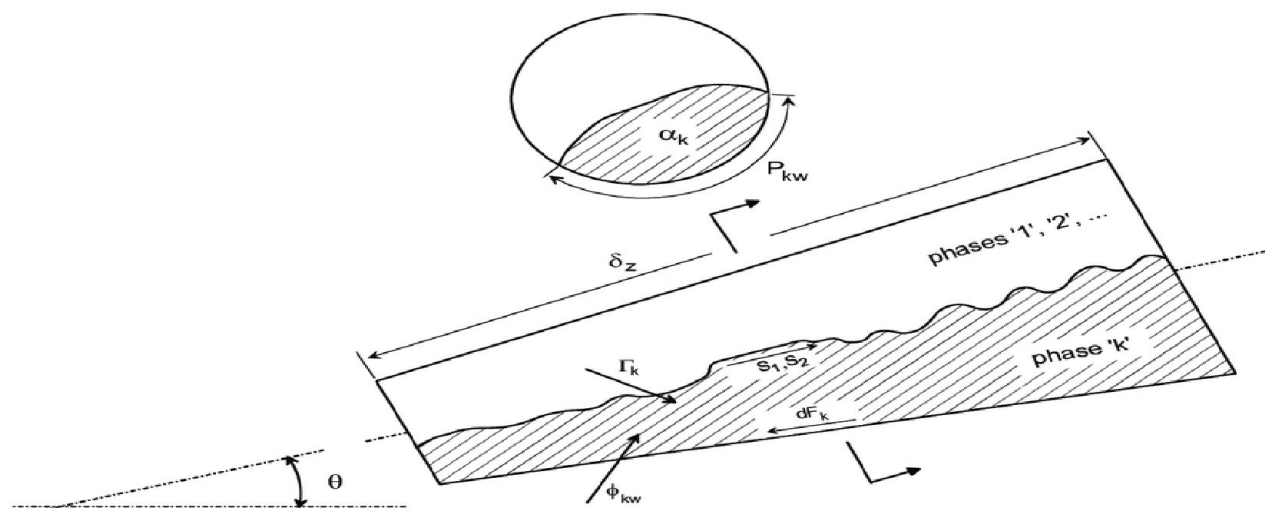


Figure IV.1-6 : écoulement liquide-gaz dans un pipeline incliné

### IV.1.3 Prédiction des pertes de charge en écoulement bi-phasique

Pour un écoulement vertical et incliné, le terme d'élévation est le plus important.

L'équation générale de gradient de pression en écoulement bi-phasique est :

$$\left(\frac{dP}{dL}\right) = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_f + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} \quad (4.8)$$

✚ Le terme d'élévation ou gravite :

Est indépendant du débit de fluide et dépend seulement des dénivellations de la conduite. Il est égal au poids de la colonne de fluide.

Il faut noter aussi que pour un même débit massique de fluide à l'entrée, la proportion de gaz et liquide va varier tout le long de la conduite en fonction de la chute de pression et de température. Pour déterminer ce terme, il est nécessaire de déterminer la densité du mélange dans les conditions statiques qui est en fonction du liquide hold-up.

$$\rho_s = \rho_l.HL + \rho_g.Hg \quad (4.9)$$

Ce terme est très souvent négligeable devant le terme de perte de charge pour un écoulement permanent de gaz. Par contre, il est important pour un écoulement permanent de liquide et prépondérant aux faibles débits.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{ele} = \frac{g}{g_c} \rho_f \sin \theta \quad (4.10)$$

$\rho_f$  : densité du mélange

$g_c$  est le facteur de conversion.

✚ Le terme de friction :

Due aux forces de frottement

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f_{tp} \cdot \rho_f \cdot v_m^2}{2 \cdot g_c \cdot d} \quad (4.11)$$

$f_{tp}$  est le facteur de frottement

$v_m$  est la vitesse moyenne du mélange.

### ✚ Le terme d'accélération :

Qui correspond à la variation de l'énergie cinétique de la masse fluide, est d'une façon générale négligeable dans les écoulements monophasique pétroliers. Il est basé sur le changement de la vitesse entre différentes positions dans le pipe, ce terme est proche de zéro. Mais on doit cependant en tenir compte dans certain écoulement à grande vitesse (cas de basse pression et GOR élevé).

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} = \frac{\rho_f v_m dv_m}{g_c dL} \quad (4.12)$$

On distingue trois catégories de corrélations pour estimer les pertes de charge

- Catégorie a : la configuration est non considérée et la vitesse de glissement est nulle.
- Catégorie b : la configuration est non considérée et la vitesse de glissement non nulle.
- Catégorie c : la configuration est considérée et la vitesse de glissement non nulle.

#### Catégorie A :

On remplace l'écoulement diphasique par un pseudo-fluide monophasique dont les propriétés (vitesse, masse volumique, viscosité) sont les moyennes du mélange obéissant aux lois d'un écoulement monophasique.

#### Catégorie B :

Dans le cas d'un écoulement avec glissement, il devient nécessaire d'utiliser des corrélations empiriques pour calculer la fraction volumique.

#### Catégorie C

Bien que le modèle homogène et le modèle de glissement puissent donner de bon résultat lorsque le rapport de glissement est proche de 1, il n'est en général pas applicable dans la majorité des situations car la perte de pression dépend fortement des régimes d'écoulement. Sa prédiction donc requiert l'emploi des corrélations pour déterminer d'abord les régimes d'écoulement dans la conduite[14].

### IV.2 La simulation du réseau :

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

La simulation connaît un vif intérêt depuis que cet outil informatique est à la portée des non informaticiens grâce à l'utilisation des interfaces graphiques et de techniques orientées. En effet, les pro-logiciels proposent aujourd'hui une visualisation dynamique des flux, ce qui permet de voir ce qui se passe dans le système de façon très réaliste.

Dans cette thèse on adoptera un logiciel de simulation dit : OLGA, ce dernier permettra d'étudier les écoulements dans le pipe spécifiquement dans les réseaux de collecte en donnant les caractéristiques du fluide qui s'écoule.

#### IV.2.1 Le simulateur OLGA :

##### Introduction

L'industrie pétrolière et gazière est en constante évolution et mise en œuvre dans différentes parties du monde, qui pour le transport du pétrole et du gaz est confronté à de nombreux obstacles et problèmes tels que les tuyaux avec des diamètres et des longueurs différents, différentes conditions environnementales et parfois très difficile d'enquêter sur ces cas et pour avoir le plus d'efficacité et le coût minimum du logiciel (OLGA 2017.2.0) a été développé. Ce logiciel est le plus ancien simulateur dynamique de pipelines de pétrole et de gaz [15].

Une conception et des opérations réussies du système de production nécessitent une compréhension détaillée du comportement des flux multiphases. La modélisation et la simulation de l'écoulement fournissent des informations précieuses sur le comportement de l'écoulement, y compris la physique décrivant l'écoulement à travers l'ensemble des systèmes de production, du réservoir à l'installation de traitement.

Le simulateur de flux multiphasique dynamique OLGA modélise les comportements dépendant du temps, ou flux transitoire, pour maximiser le potentiel de production. La modélisation transitoire est une composante essentielle des études de faisabilité et de la

conception du développement sur le terrain. La simulation dynamique est essentielle en eau profonde et est largement utilisée dans les développements offshore et onshore pour étudier le comportement transitoire dans les pipelines et les puits de forage.

La simulation des transitoires avec le simulateur OLGA apporte une dimension supplémentaire aux analyses en régime permanent en prédisant la dynamique du système, comme les changements dans le temps des débits, les compositions des fluides, la température, le dépôt de solides et les changements opérationnels.

De la dynamique des puits de forage pour toute complétion de puits aux systèmes de pipelines avec tous les types d'équipements de traitement, le simulateur OLGA fournit une prédiction précise des conditions opérationnelles clés impliquant un écoulement transitoire[16].

### IV.2.1.1 Avantages

Le logiciel peut prédire tous les modèles de débit dynamiquement, obtenir la transmission entre les modèles de débit et calculer tous les paramètres de débit tels que la baisse de pression, le débit de décharge de différentes phases à n'importe quel point du pipeline avec une bonne précision. Un logiciel unidimensionnel résout les équations de **Navier stokes** et utilise des équations auxiliaires pour modéliser la surface commune des phases.

Voici quelques-uns des avantages de ce simulateur dynamique :

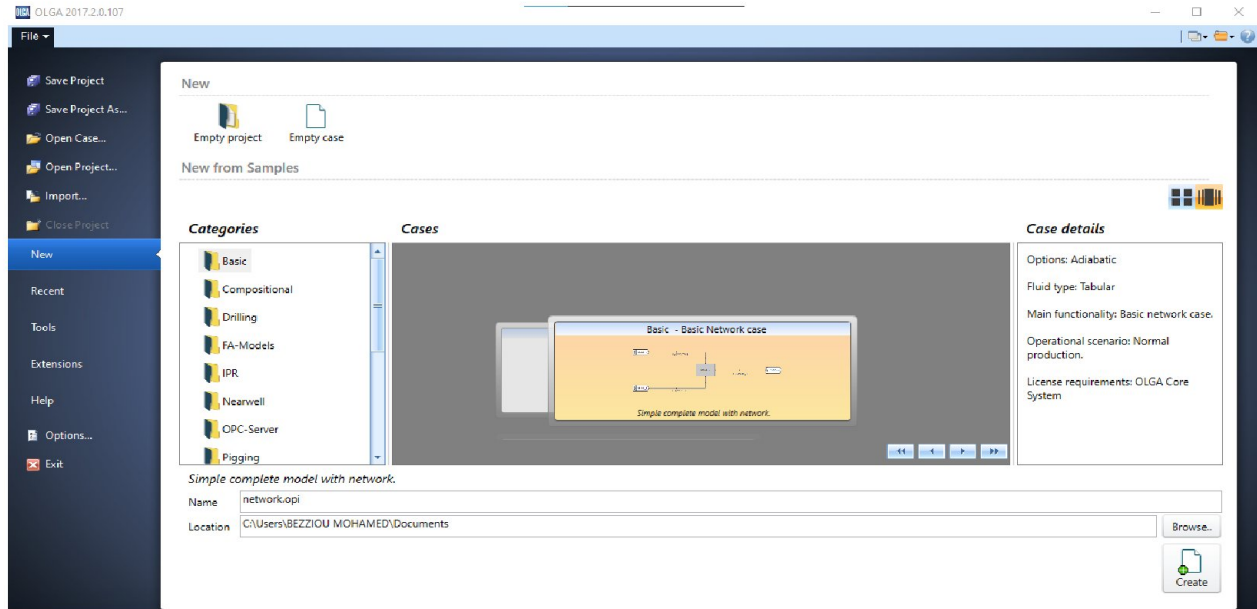
- ✚ Développement de la technologie de transfert de pétrole et de gaz d'un puits au consommateur avec la plus grande fiabilité et la plus grande efficacité
- ✚ Aider les compagnies pétrolières et gazières avec la plus grande efficacité
- ✚ Réduire le risque d'investissement
- ✚ Raccourcissement de période de mise en service
- ✚ Estimation des points de fuite de pipeline
- ✚ Prévenir la corrosion des pipelines [15].

### IV.2.1.2 File menu

Lorsque OLGA démarre, le menu Fichier apparaît avec Nouveau sélectionné. A partir de la page Nouveau, vous pouvez créer un cas en sélectionnant un étui vide ou un échantillon. Les échantillons sont des cas complets prêts à être simulés.

Vous pouvez accéder au menu Fichier en cliquant sur Fichier. Pour quitter le menu Fichier, cliquez à nouveau sur Fichier ou sur un onglet de cas[17].

# CHAPITRE IV : Simulation hydraulique sur le réseau de collecte



## IV.2.1.3 Interface de logiciel OLGA 2017.2.0

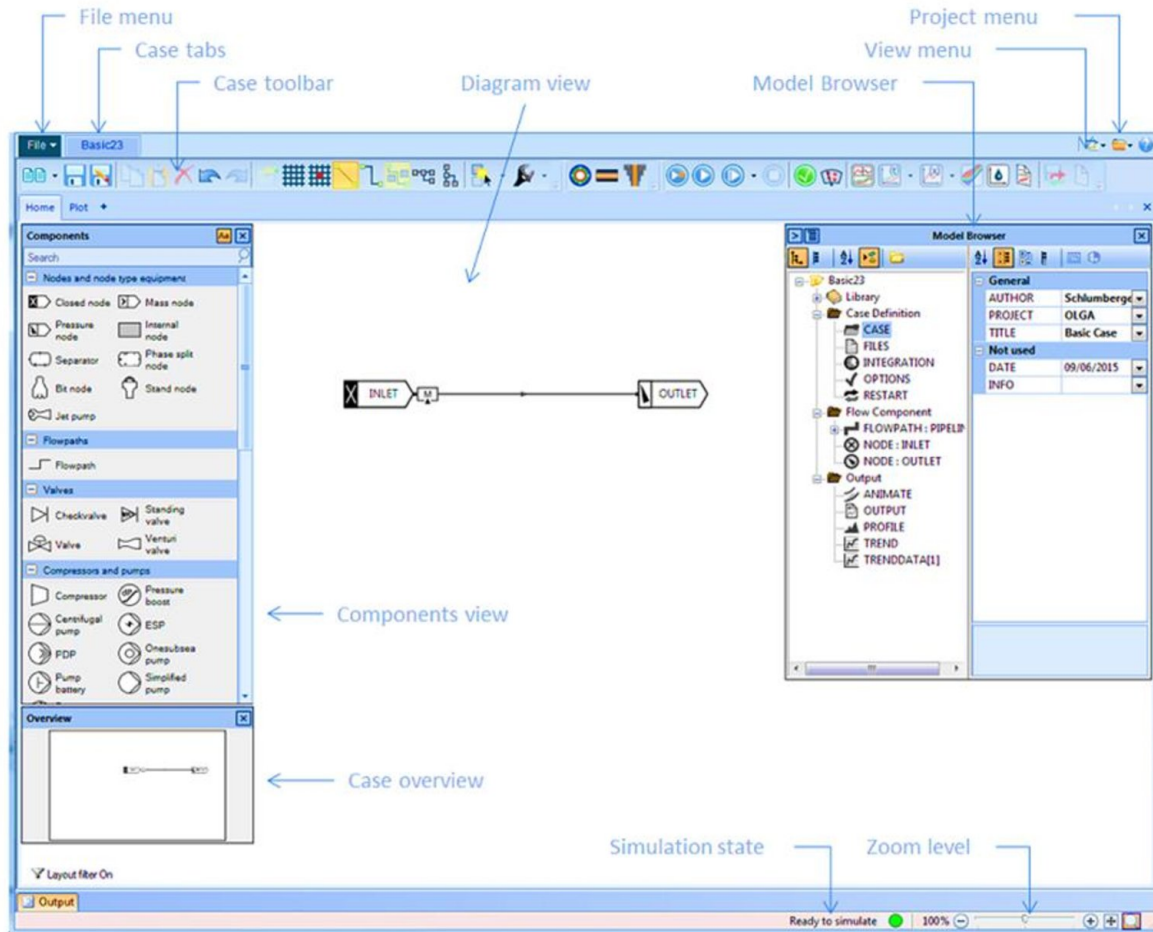


Figure IV.2-1: l'interface de logiciel OLGA 17.2.0

### IV.2.1.4 Composants view

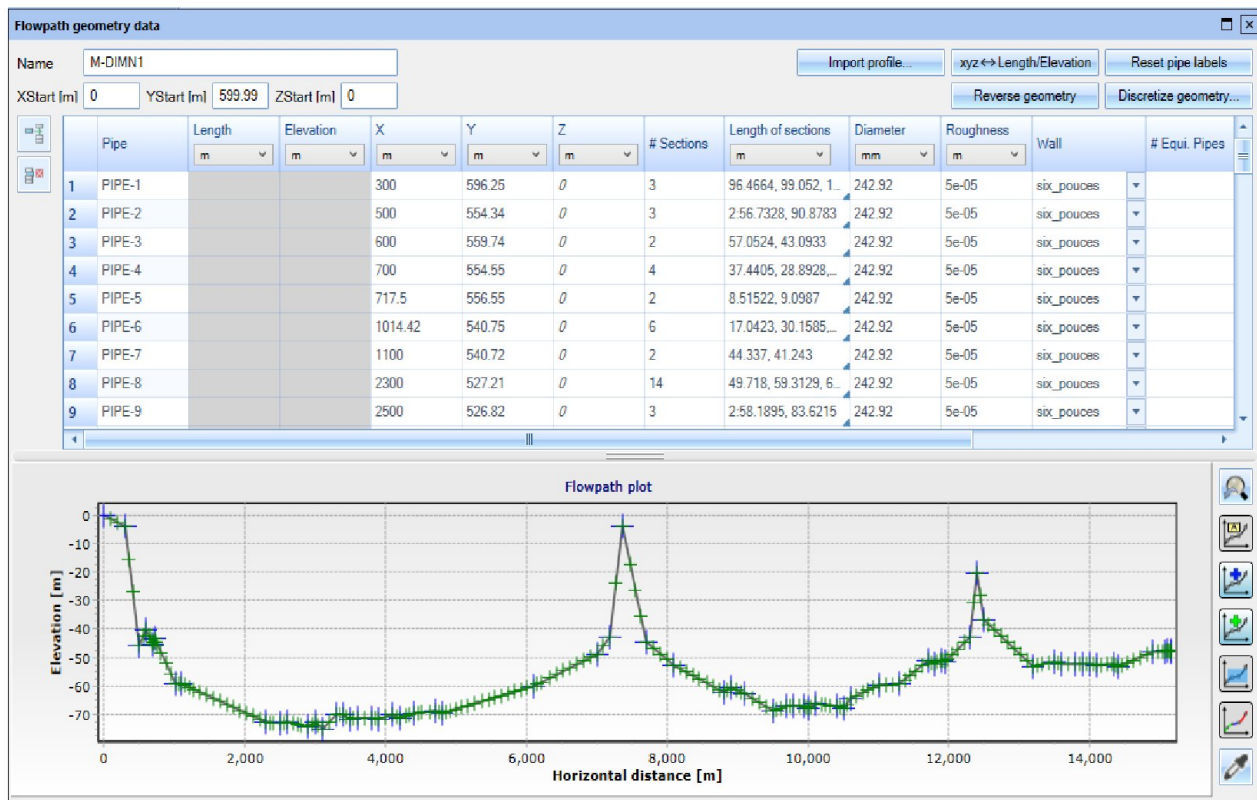
La vue Composants contient une bibliothèque d'objets qui peuvent être utilisés pour créer le cas. Vous pouvez faire glisser des objets de simulation de la vue Composants vers la vue Diagramme (« composants view » dans la figure IV.2 1)

### IV.2.1.5 Case over view

La fenêtre Vue d'ensemble du cas est utilisée pour aider à l'orientation dans la vue Diagramme pour les cas de réseau plus importants. Le cadre blanc montre ce qui est visible dans la vue Diagramme (« case overview » dans la figure IV.2 1).

### IV.2.1.6 Flowpath géométrie data view

Utilisez la vue des données de géométrie Flowpath pour visualiser, inspecter et modifier un flux. Pour ouvrir la vue des données de géométrie Flowpath, double-cliquez sur un flowpath dans la vue Diagramme ou sélectionnez Propriétés dans le menu contextuel. Vous pouvez également ouvrir cette vue via le bouton de la page Propriétés dans le navigateur de modèles (« model browser » dans la figure IV.2 1. Les données de géométrie Flowpath sont toujours mises à jour avec les données du flowpath dans OLGA[17].



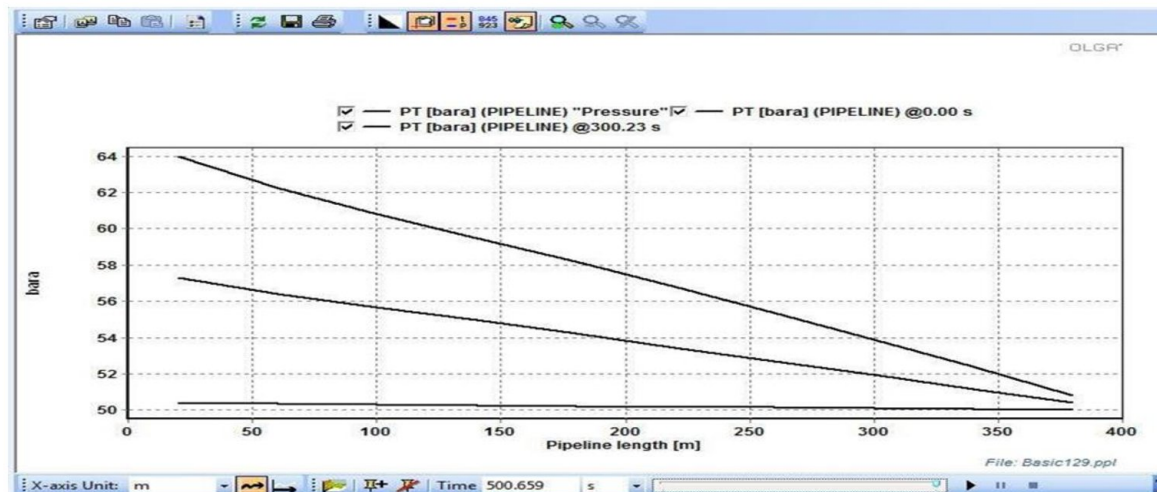
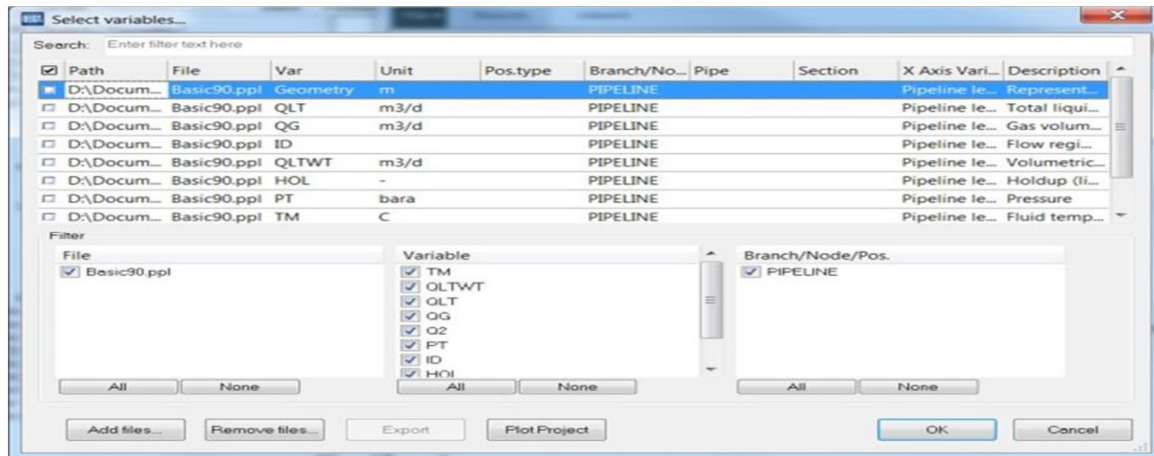
### IV.2.1.7 Profile plots

Les tracés de profil sont des variables tracées le long d'une distance (flowpath). Il existe de nombreuses variables de profil différentes. Une liste des différentes variables de profil est donnée dans la section des variables.

Une variable de profil doit être ajoutée au cas avant le début de la simulation pour pouvoir la tracer par la suite. Des variables de profil peuvent être ajoutées au niveau du cas et au niveau du composant de flux via le mot-clé PROFILEDATA. Dans l'instruction de données de profil, vous devez sélectionner une variable, par exemple, VARIABLE = PT (pression). Vous pouvez en savoir plus sur PROFILEDATA dans la section Mots clés.

La fréquence de traçage est donnée par le mot-clé PROFIL au niveau du cas. Toutes les variables de profil utilisent la même fréquence de traçage.

Pour afficher le tracé de profil, sélectionnez le bouton de profil dans la barre d'outils Cas, puis sélectionnez les variables à tracer [17].



### IV.2.2 Le simulateur PVTsim

#### Introduction

PVTsim est un programme de simulation PVT polyvalent développé pour les ingénieurs de réservoir, les spécialistes du flow assurance, les ingénieurs de laboratoire PVT et les ingénieurs de procédés. Sur la base de nombreuses données collectées sur une période de plus de 25 ans, PVTsim transporte les informations des études PVT expérimentales dans un logiciel de simulation de manière cohérente et sans perdre d'informations précieuses en cours de route. Pour les études de flow assurance de pipeline dans OLGA, PVTsim agit comme une entrée pour OLGA, c'est-à-dire qu'il crée une base de données pour les propriétés des matériaux sélectionnés avec des compositions, des plages de température et de pression, des densités et des viscosités. D'autres opérations telles que les courbes d'hydrate, le dosage d'inhibiteur d'hydrate, la formation de cire, etc., peuvent également être générées. PVTsim permet aux ingénieurs de réservoir, aux spécialistes du flow assurance et aux ingénieurs de process de combiner des procédures de caractérisation des fluides fiables avec des algorithmes de régression robustes et efficaces aux propriétés des fluides et aux données de correspondance expérimentales. Les paramètres de fluide peuvent être exportés pour produire des données d'entrée de haute qualité pour les simulateurs de réservoir, de pipeline et de processus [18].

#### IV.2.2.1 OPÉRATIONS TYPIQUES DANS PVTSIM

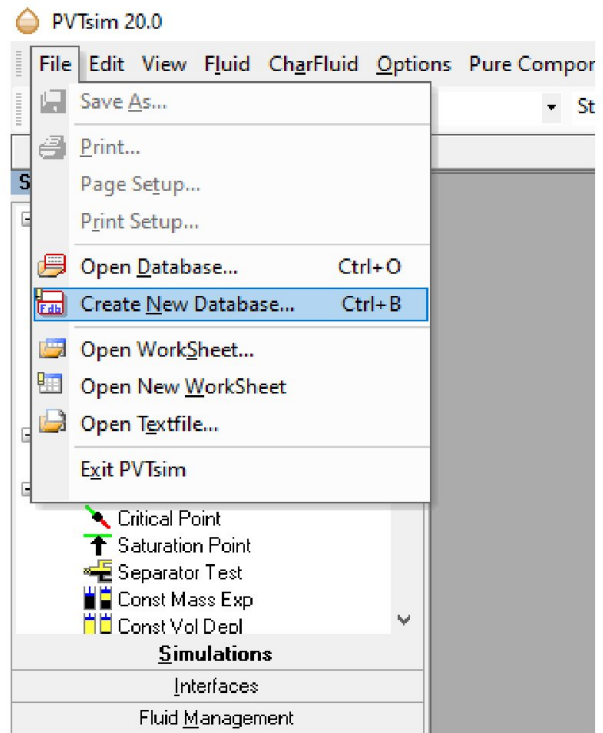
Les opérations typiques suivantes sont effectuées dans PVTsim 20.0 :

- ✚ Création d'une base de données fluide - basée sur la composition
- ✚ Caractérisation des fluides - Basé sur les fractions positives
- ✚ Fluides clignotants - Détermination des propriétés des fluides
- ✚ Mélange de fluides - par ex. mélange de divers fluides de réservoir pour leur composition résultante
- ✚ Saturation en eau des compositions de fluide de réservoir (base sèche) pour arriver à une composition humide
- ✚ Réglage de la viscosité des huiles sur la base des données de laboratoire (par exemple, ASTM D 341, viscosité en fonction de la température)
- ✚ Génération de courbes hydratées
- ✚ Étude de dosage des inhibiteurs et de changement de courbe d'hydrates
- ✚ Fichier de table (\*.tab) pour l'entrée dans OLGA

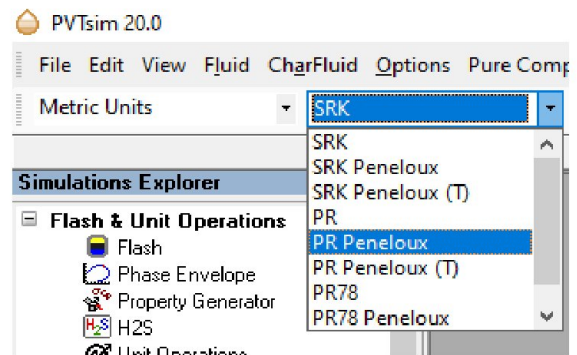
### IV.2.2.2 Création De Base De Données Fluide - Basée Sur La Composition

Pour effectuer diverses opérations dans PVTsim, une base de données fluide doit être créée qui accepte la composition fluide. L'exercice suivant est essentiel dans tous les cas dans PVTsim.

- ✚ Ouvrez l'icône PVTsim pour obtenir l'interface utilisateur PVTsim
- ✚ Allez dans «Fichier» et sélectionnez «Créer une nouvelle base de données»
- ✚ Tapez un nom de base de données et enregistrez-le à l'emplacement de votre choix sur l'ordinateur. Le fichier de base de données est enregistré avec l'extension «\*.fdb»
- ✚ Dès que la base de données est enregistrée, le chemin de la base de données s'affiche dans la barre d'informations de la base de données.
- ✚ Dans la barre «Options» qui se trouve sous les onglets, il y a cinq listes déroulantes dont les options sont cruciales pour démarrer un cas.
- ✚ Dans la première zone de liste déroulante, sélectionnez «Unités définies par l'utilisateur1».
- ✚ Dans la deuxième liste déroulante, le package de propriétés de fluide permettant de calculer les propriétés de fluide est sélectionné [18].

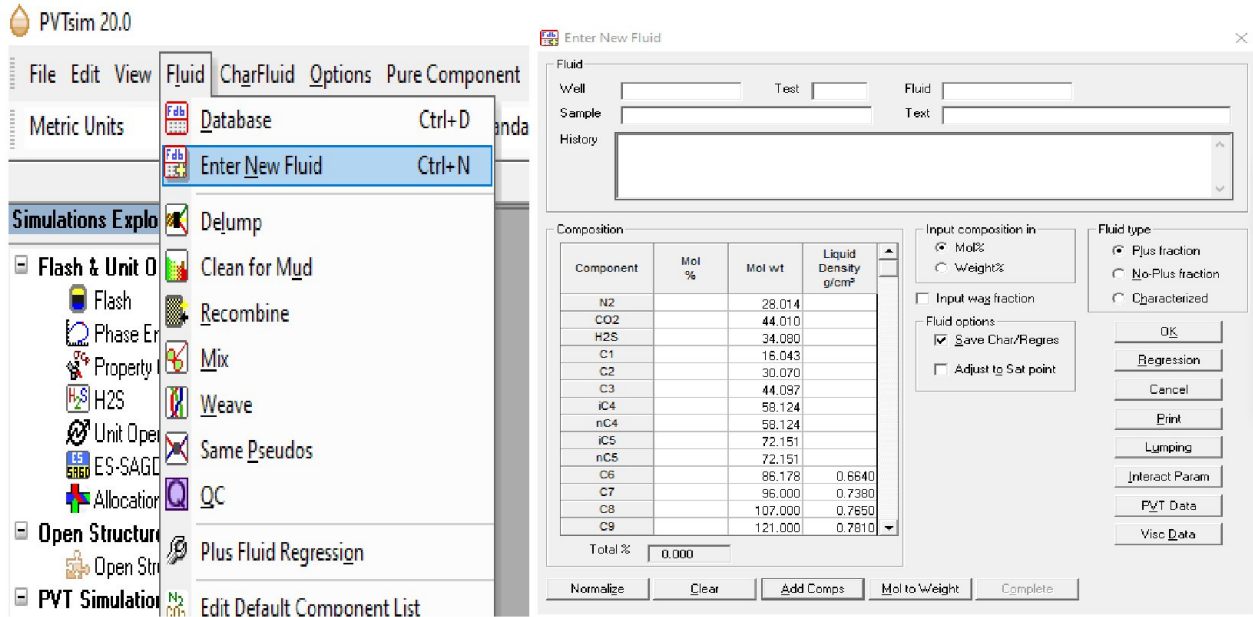


1. Une étude peut être menée pendant la phase de définition du fluide pour comprendre si le Peng-Robinson (PR) est suffisant pour estimer les propriétés H<sub>2</sub>S ou CO<sub>2</sub> (si présentes). Dans le cas où le modèle PR est capable de bien prédire, sélectionnez «PR Peneloux». (Remarque: l'option Peneloux effectue des calculs rigoureux pour estimer avec précision les densités des fluides hydrocarbonés.)

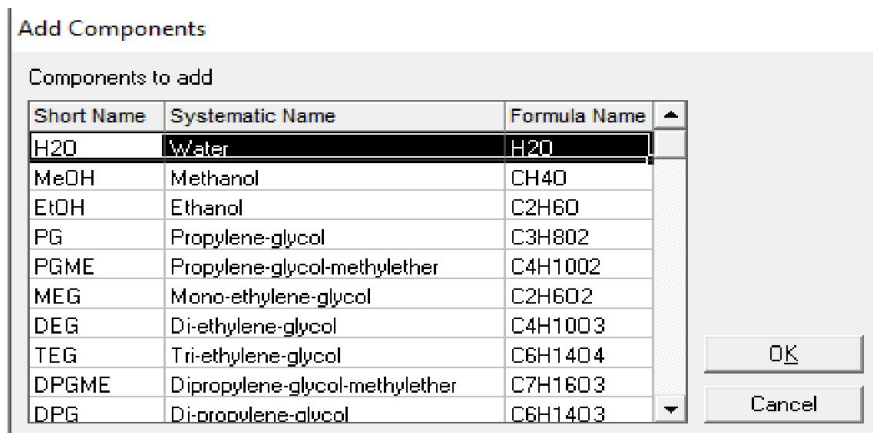


## CHAPITRE IV : Simulation hydraulique sur le réseau de collecte

- Après avoir établi la base de données, allez dans «Fluid» et sélectionnez l'option «Enter New Fluid». PVTsim affiche une fenêtre pour le fluide dont les propriétés, telles que la composition, le % molaire et la densité doivent être introduites. Le champ «Fluid» est essentiel qui désigne le nom du fluide dans la base de données; tapez donc un nom qui définit de manière appropriée le fluide. Si le flux contient des fractions au-delà de C20, sélectionnez le bouton «Ajouter des compositions» pour ajouter d'autres fractions.



- Assurez-vous que les poids moléculaires et les densités de PVTsim correspondent à ceux des données fournies par le client. Sinon, il devient essentiel de remplacer les propriétés de PVTsim pour correspondre aux données fournies par le client [18].



## CHAPITRE IV : Simulation hydraulique sur le réseau de collecte

4. Après avoir saisi toutes les compositions d'alimentation, assurez-vous que la case à cocher «Enregistrer le caractère / régresser» est cochée. En cochant cette option, PVTSIM crée un fichier caractérisé, qui serait utilisé pour des calculs ultérieurs, sinon PVTSIM ne peut pas faire d'autres calculs bien que les données saisies soient sauvegardées, il est impropre à d'autres calculs. Cliquez sur le bouton «OK». PVTSIM affiche maintenant un message de confirmation que le fluide a été caractérisé.
5. Cliquez à nouveau sur OK. Maintenant, allez dans l'onglet "Fluide" et sélectionnez "Base de données". Cette ouverture une petite fenêtre s'affiche dans laquelle le fluide ouvert et le fluide caractérisé sont répertoriés.

No	Well	Test	Fluid	Sample	Text	Type
1	CDEV3		GAS			Plus
2	CDEV2		GAS			Plus
3	CDEV2		GAS		EOS= SRK	Char
4	CDEV3		GAS		EOS= SRK	Char
5	CDEV1		GAS			Plus
6	CDEV1		GAS		EOS= SRK	Char
7	CDEV4		GAS		EOS= SRK	Char
8	M-SEDE		Gaz		EOS= SRK	Char
9	M-TMLS		Gaz		EOS= SRK	Char
10	M-DIMN		Gaz		EOS= SRK	Char
11	M-THLN		Gaz		EOS= SRK	Char

6. Le fluide caractérisé est le fluide de type «Char» et lorsqu'il est ouvert, le fichier est verrouillé à partir des éditions ultérieures, avec le bouton radio «Caractérisé» coché sans options[18].

Component	Mol %	Mol wt	Liquid Density g/cm³	Crit T °C	Crit P bara	Ac fa
N2	0.427	28.014		-146.950	33.94	
CO2	2.415	44.010		31.050	73.76	
C1	77.330	16.043		-82.550	46.00	
C2	9.972	30.070		32.250	48.84	9
C3	3.838	44.097		96.650	42.46	
iC4	1.249	58.124		134.950	36.48	
nC4	0.646	58.124		152.050	38.00	
iC5	0.458	72.151		187.250	33.84	
nC5	0.497	72.151		196.450	33.74	
C6	0.601	86.178	0.6640	234.250	29.69	
C7	0.611	96.000	0.7380	262.184	31.95	
C8	0.634	107.000	0.7650	282.716	29.76	
C9	0.398	121.000	0.7810	304.023	26.67	

### IV.2.2.3 GÉNÉRATION DE COURBE D'HYDRATES

Les hydrates sont un mélange de molécules d'eau et de gaz qui cristallisent pour former un «bouchon de glace» solide dans des conditions appropriées de température et de pression. Les têtes de puits contiennent presque toujours de l'eau et sont susceptibles de former des hydrates. Les hydrates restreignent le débit normal de gaz, provoquant une défaillance du flow assurance et doivent donc être évités. Les diverses méthodes de restriction de la formation d'hydrates dans les pipelines sont :

- ✚ Chauffage des fluides (par exemple, avant d'entrer dans le pipeline)
- ✚ Ajout d'inhibiteurs chimiques tels que MeOH, MEG, DEG ou TEG.
- ✚ Traçage thermique des pipelines
- ✚ Raclage périodique des pipelines pour racler les hydrates accumulés.

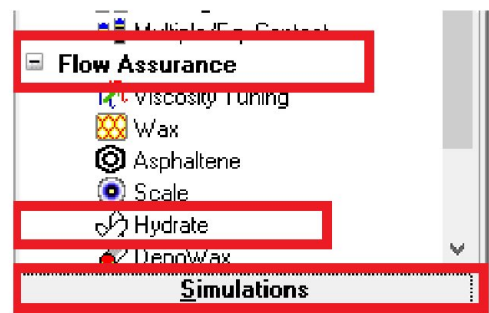
Hydrater les inhibiteurs de trois types à savoir :

1. Inhibiteurs thermodynamiques - Ces inhibiteurs empêchent la formation d'hydrates en modifiant les températures de formation d'hydrates. Des exemples sont des glycols tels que MEG, DEG et TEG.
2. Inhibiteurs cinétiques - Ces inhibiteurs modifient la cinétique du processus de formation des hydrates et retardent la formation nucléée des structures clathrate bien qu'ils ne puissent pas empêcher la formation nucléée.
3. Anti-agglomérants - Les anti-agglomérants sont des inhibiteurs qui empêchent les nucléées d'hydrate de s'agglomérer, ce qui permet d'éviter les bouchons d'hydrate. Ces types d'inhibiteurs sont utilisés à des concentrations plus faibles et sont connus comme des inhibiteurs à faible dose. [18]

#### IV.2.2.3.1 Exemple de cas: génération de courbes hydratées

1. Pour établir une courbe d'hydratation, cliquez sur l'onglet «Simulations», sous «Assurance débit», double-cliquez sur «Hydrater».

2. Il est à noter que pour établir une courbe d'hydrate, assurez-vous que les éléments suivants doivent être pris en compte, sinon l'établissement d'une courbe d'hydrate n'est pas possible.

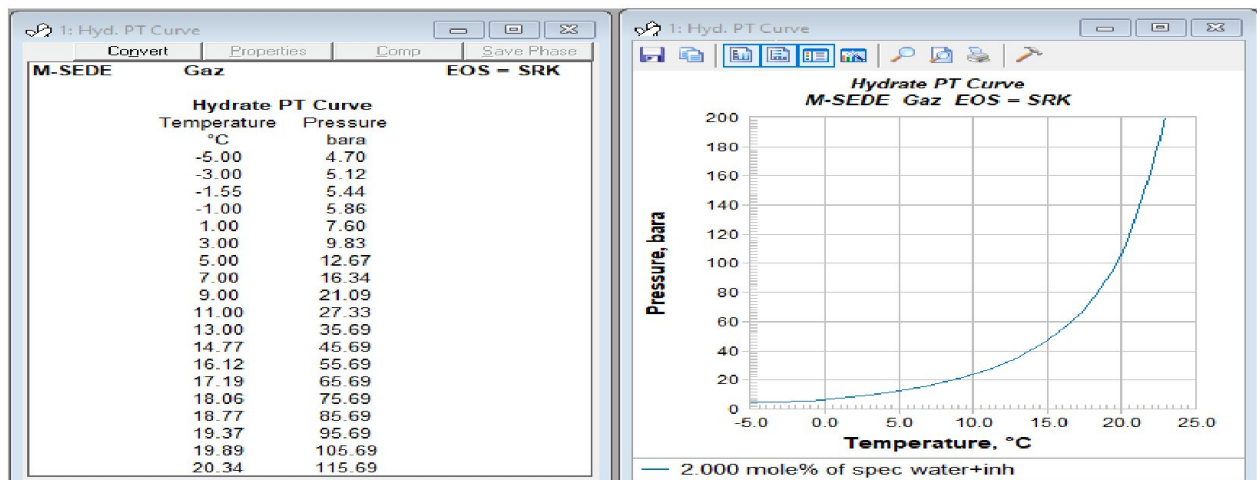
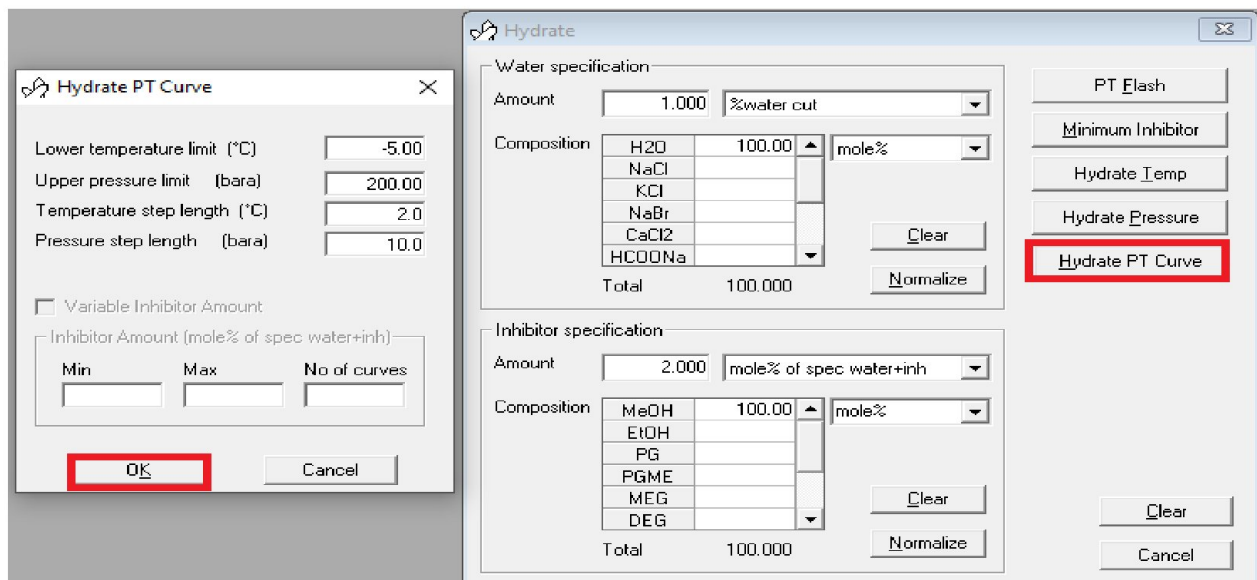


## CHAPITRE IV : Simulation hydraulique sur le réseau de collecte

- ✦ Le cours d'eau pour lequel la courbe d'hydrate doit être établie est déjà saturé d'eau.
- ✦ La composition du ruisseau du réservoir doit contenir une teneur en eau.
- ✦ Le pourcentage de réduction d'eau doit être mentionné dans la fenêtre «Hydrater».

3. Dans l'exemple actuel, le fluide étant déjà saturé d'eau, la fenêtre «Hydrater» montre la quantité d'eau générée par PVTsim, qui est mise à jour. Cliquez sur « Hydrate PT Curve».

4. Après avoir effectué l'étape ci-dessus, sélectionnez « Hydrate PT Curve » pour lequel s'ouvre une fenêtre qui demande la température minimale, la pression maximale, le pas de calcul de température et le pas de calcul de pression, Entrez une valeur bien au-delà des conditions de fonctionnement et cliquez sur « OK ».



---

***CHAPITRE V :***  
***Résultats***  
***d'optimisation et de***  
***simulation du***  
***réseau***

---

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

### V.1 Dimensionnement optimal du réseau :

Comme on l'avait déjà mentionné dans le chapitre optimisation, pour réaliser un modèle d'optimisation il faut d'abord définir :

- ✚ Les paramètres :
- ✓ Les caractéristiques des puits .

	Puit	X	Y	Q (MMS m3/J)		puit	X	Y	Q (MMS m3/J)
M-SEDE <sub>1</sub>	SEDE <sub>1</sub>	488879	3226275	0,25	M-DIMN <sub>1</sub>	DIMN <sub>1</sub>	512642	3209606	0,14
	SEDE <sub>4</sub>	489500	3225800	0,21		DIMN <sub>2</sub>	512400	3211000	0,12
	SEDE <sub>5</sub>	490450	3225250	0,21		DIMN <sub>3</sub>	512350	3209200	0,14
	SEDE <sub>6</sub>	487700	3226800	0,21		DIMN <sub>4</sub>	512550	3210100	0,12
M-TMLS <sub>1</sub>	TMLS <sub>1</sub>	495241	3223084	0,2	M-THLN <sub>1</sub>	THLN <sub>2</sub>	504100	3201150	0,17
	TMLS <sub>4</sub>	497700	3221500	0,27		TRHW <sub>1</sub>	494921	3193299	0,1
	TMLS <sub>5</sub>	495950	3222150	0,27		THLN <sub>3</sub>	503400	3200150	0,12
	TMLS <sub>6</sub>	498300	3222300	0,27		GLN <sub>2</sub>	504100	3192500	0,19
	TMLS <sub>7</sub>	495217	3223264	0,27		THLN <sub>4</sub>	503900	3199700	0,17

Tableau V.1-1: Les caractéristique des puits

On note que la pression au niveau de la tête des puits est de 95 bars et la pression au niveau du CPF est de 73 bars.

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

- ✓ Les caractéristiques du gaz :
- ❖ La composition chimique et la masse moléculaire de chaque mélange de gaz pour les différents puits est donnée dans le tableau ci-dessous :

		DEVONIEN			
composant	Mi (g/mole)	DIMN <sub>2,4</sub> TRHW <sub>1</sub> THLN <sub>2,4</sub>	SEDE <sub>4,5,6</sub> TMLS	SEDE <sub>1</sub>	THLN <sub>3</sub> GLN <sub>2</sub> DIMN <sub>1,3</sub>
N <sub>2</sub>	44.01	0,58	0,54	0,39	0,46
CO <sub>2</sub>	28.01	1,58	1,82	2,6	1,51
C <sub>1</sub>	16.043	77,97	73,42	78,46	75,36
C <sub>2</sub>	30.07	9,4	11,98	9,32	11,79
C <sub>3</sub>	44.097	4,23	4,98	3,47	4,97
i-C <sub>4</sub>	58.123	0,78	1,68	1,11	0,64
n-C <sub>4</sub>	58.123	1,37	0,66	0,64	1,51
i-C <sub>5</sub>	72.15	0,6	0,64	0,4	0,47
n-C <sub>5</sub>	72.15	0,49	0,55	0,48	0,55
C <sub>6</sub>	16.177	0,63	0,76	0,55	0,59
C <sub>7+</sub>	281	2,37	2,48	2,59	2,15
$M_g$ (g/mole)		23,75	23,72	25,15	23,82
$R_g$ (j/kg.k)		350,06	350,51	330,58	349,03

Tableau V.1-2 : Les composition chimiques des gaz

- ❖ Le facteur de compressibilité moyen :

$$Z = 1 - \frac{84.48}{500} = 0.831$$

$$P_m = \frac{2}{3} \left( 95 + \frac{73^2}{95 + 73} \right) = 84.48$$

❖ **La masse volumique du gaz :**

Le tableau ci-dessous représente la masse volumique du gaz dans les conditions standards (1 bar et 15 °C) et conditions d'opérations (73 bars et 30 °C) :

	DEVONIEN			
Masse Molaire (g/mol)	23,75	23,72	25,15	23,82
$\rho$ conditions standards (kg/m <sup>3</sup> )	1,21	1,2	1,28	1,21
$\rho$ conditions d'opérations (kg/m <sup>3</sup> )	83,85	83,75	88,82	84,1

Tableau V.1-3 : la masse volumique des gaz

❖ **Les conditions d'arriver au CPF :**

- Les coordonnées de CPF :

$$X=495387,3 \qquad Y=3175513,41$$

- La pression d'arriver est de 73 bars.

**V.1.1 Le modèle d'optimisation :**

Dans cette partie on va optimiser le dimensionnement du réseau de collecte du champ dévonien (diamètre et longueur) avec détermination des positions optimales des manifolds. Ce réseau permettant d'acheminer le gaz de 18 puits vers le CPF transitant par quatre (4) manifolds (M-SEDE<sub>1</sub>, M-DIMN<sub>1</sub>, M-TMLS<sub>1</sub>, M-THLN<sub>1</sub>) [figure V.1 1].

Le modèle d'optimisation est de type non linéaire sa fonction objectif et ses contraintes sont non-linéaires, sa résolution est obtenue par la méthode de gradient réduit GRG.

✚ **La fonction objective :**

$$Cmin = \sum_{p=1}^{18} \sqrt{(X_p - X_n)^2 + (Y_p - Y_n)^2} * R_i + \sum_{n=1}^4 \sqrt{(X_{n+1} - X_n)^2 + (Y_{n+1} - Y_n)^2} * R_i$$

**p** : nbr de puit                      **n** : nbr de manifold                      **i** : nbr de flowline ou trunkline

**L'optimisation passe par deux étapes :**

La première étape consiste à optimiser la position des manifolds à travers leurs coordonnées et d'en déduire ensuite la longueur optimale des flowline et trunkline.

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

✚ Fonction objective de la position :

$$\begin{aligned}
 C_{lmin} &= \sum_{p=1}^{18} \sqrt{(X_p - X_n)^2 + (Y_p - Y_n)^2} + \sum_{n=1}^3 \sqrt{(X_{n+1} - X_n)^2 + (Y_{n+1} - Y_n)^2} \\
 &\quad + \sqrt{(X_{cpf} - X_{n+1})^2 + (Y_{cpf} - Y_{n+1})^2} \\
 &= \sqrt{(488879 - X_{n1})^2 + (3226275 - Y_{n1})^2} + \sqrt{(489500 - X_{n1})^2 + (3225800 - Y_{n1})^2} \\
 &\quad + \dots + \sqrt{(X_{n4} - X_{cpf})^2 + (Y_{n4} - Y_{cpf})^2}
 \end{aligned}$$

✚ Les variables  $X_n, Y_n$

✚ Les Contraintes :

✓ La distance entre quel que soit puit et son manifold il faut supérieur à 200 m.

$$\sqrt{(X_p - X_n)^2 + (Y_p - Y_n)^2} \geq 200$$

**Les résultats d'optimisation de la position :**

Flowline	X	Y	$L_{optimal}$	Flowline	X	Y	$L_{optimal}$
SEDE1	488879	3226275	971.9	DIMN1	512642	3209606	200
SEDE4	489500	3225800	200	DIMN2	512400	3211000	1325.8
SEDE5	490450	3225250	903.9	DIMN3	512350	3209200	486.65
SEDE6	487700	3226800	2255.2	DIMN4	512550	3210100	435.31
M- SEDE1	489691.1	3225741	7123.3	M- DIMN1	512454.4	3209675.3	13160.6
TMLS1	495241	3223084	1024.35	THLN2	504100	3201150	1282
TMLS4	497700	3221500	1940.58	TRHW1	494921	3193299	10911.9
TMLS5	495950	3222150	200	THLN3	503400	3200150	200
TMLS6	498300	3222300	2345.09	GLN2	504100	3192500	7521.79
TMLS7	495217	3223264	1175.09	THLN4	503900	3199700	474.48
M- TMLS1	495955.4	3222350	23599.11	M- THLN1	503532.7	3200000.4	25772.42
<b><math>C_{lmin}</math></b>						<b>103509.4727</b>	

Tableau V.1-4: Résultats d'optimisation de la position

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

La deuxième étape consiste à optimiser des diamètres

✚ Fonction objective :

$$Cmin = \sum_{p=1}^{18} \sqrt{\overbrace{(X_p - X_n)^2 + (Y_p - Y_n)^2}^{L_{prevues}}} * R_i + \sum_{i=1}^6 \sqrt{\overbrace{(X_{n+1} - X_n)^2 + (Y_{n+1} - Y_n)^2}^{L_{prevues}}} * R_i$$

✚ Variable  $R_i$

✚ Les contraintes :

✓ les diamètres sont compris entre 6'' et 20''  $0.254 \leq R_i \leq 0.762$

✓ Contraintes de débit  $\frac{(P_2 - P_1)\pi^2 D_{int}^5}{16\lambda_m Z_m T_m R_g L} - M^2 = 0$

✓ Contraintes aux nœuds  $\{M_{sortie} - \sum M_{entree} = 0 \rightarrow$   
*pour les manifolds*

✓ Contraintes de pression  $P_{puit} > P_{manifolds} > P_{cpf}$

Les résultats d'optimisation des diamètres :

Puit	Débit (kg/s)	L (m)	$R_i$ (m)	$\emptyset$ ('' optimal	$\emptyset$ ('' normalisé
SEDE1	2.9079861	2750	0.0548195	4.32	6''
SEDE4	2.4427083	2220	0.0489836	3.86	6''
SEDE5	2.4427083	1160	0.0430201	3.39	6''
SEDE6	2.4427083	3690	0.0542232	4.27	6''
Tk M-SEDE1	10.236111	7094.98	0.1022093	8.048	10''
DIMN1	1.6284722	610	0.0348362	2.74	6''
DIMN2	1.3958333	960	0.0328624	2.82	6''
DIMN3	1.6284722	910	0.0377375	2.97	6''
DIMN4	1.3958333	260	0.0276172	2.17	6''
Tk M-DIMN1	6.0486111	15832.07	0.0694092	5.465	6''
TMLS1	2.3263889	2580	0.0414866	3.26	6''
TMLS4	3.140625	1620	0.0426207	3.35	6''
TMLS5	3.140625	1390	0.0413352	3.25	6''
TMLS6	3.140625	2660	0.0470645	3.7	6''
TMLS7	3.140625	2850	0.0477184	3.75	6''
Tk M-TMLS1	25.125	28984.5	0.1458253	11.482	12''

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

THLN <sub>2</sub>	1.9774306	3000	0.0312903	2.46	6''
TRHW <sub>1</sub>	1.1631944	10800	0.326957	2.57	6''
THLN <sub>3</sub>	1.3958333	2380	0.0259893	2.04	6''
GLN <sub>2</sub>	2.2100694	7290	0.0390709	3.07	6''
THLN <sub>4</sub>	1.9774306	1680	0.0278643	2.19	6''
Tk M-THLN <sub>1</sub>	39.897569	31627.9	0.1786951	14.07	16''
			<b><math>C_{min}</math></b>	<b>13644.376</b>	

Tableau V.1-5: Résultats d'optimisation des diamètres de réseau dévonien.

### V.2 Le choix d'acier :

#### V.2.1 Calcul d'épaisseur :

L'épaisseur est calculée par l'intermédiaire de la formule de BARLOW définie dans le chapitre de dimensionnement, en admettant que la nuance d'acier est du X60 dans la zone A1 ( $K_s=0.6$ ) et la pression maximale de service est de 120bar.

Flowline	PMS	$D_{ext}$ (m)	$[\sigma_e]$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	Epaisseur (mm)
SEDE <sub>1</sub>	120	0.1683	2460	4.1
SEDE <sub>4</sub>	120	0.1683	2460	4.1
SEDE <sub>5</sub>	120	0.1683	2460	4.1
SEDE <sub>6</sub>	120	0.1683	2460	4.1
Trunkline M-SEDE <sub>1</sub>	120	0.273	2460	6.66

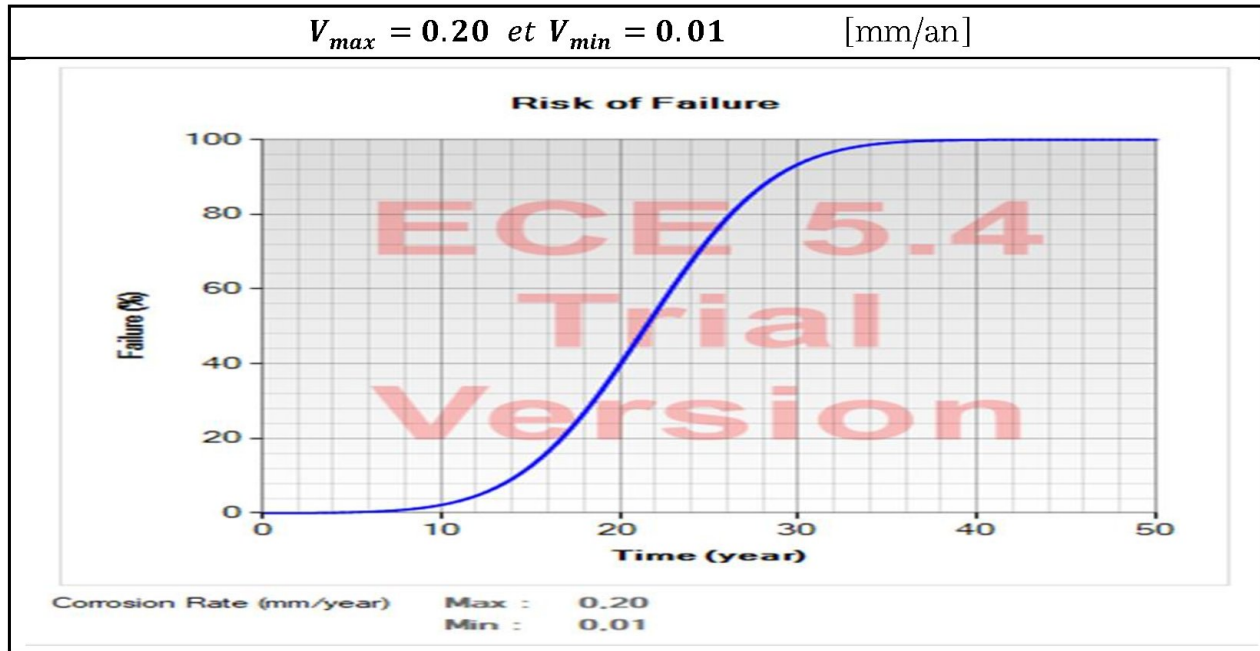
Tableau V.2-1: Calcul d'épaisseur

#### V.2.1.1 Estimation de la vitesse corrosion par ECE

Diamètre	168.3 mm	Teneur en CO <sub>2</sub>	2.75 %mol
Longueur	2750 m	Teneur C en Acier	0.16 %wt
Epaisseur	4.1 mm	Débit brut / condensat	51.4 Sm <sup>3</sup> /j
Débit de gaz	0.25 MMSm <sup>3</sup> /j	Débit d'eau	3.33 m <sup>3</sup> /j
Pression d'entrée	95 bars	Water cut	6.08 %
Pression de sortie	93.62 bars	Disponibilité de l'inhibiteur	95%
Température ambiante	30 °C	Efficacité de l'inhibiteur	95%

Tableau V.2-2: Les paramètre du flowline qui relie SEDE<sub>1</sub> au M-SEDE<sub>1</sub>

La vitesse de corrosion et l'analyse de risque du flowline SEDE<sub>1</sub> :



**V.2.1.2 Calcul de surépaisseur de corrosion :**

Cette dimension est calculée en multipliant la vitesse de corrosion par la durée de vie minimale du réseau.

La vitesse de corrosion moyenne est estimée à l'aide du logiciel E.C.E, en considérant le cas d'injection d'inhibiteur avec une efficacité de 95%. En principe cette vitesse étant la moyenne arithmétique des deux vitesses minimale et maximale évaluées par le logiciel.

$$V_{moy} = \frac{V_{min} + V_{max}}{2}$$

Donc la vitesse de corrosion pour les flowlines et trunkline qui sont dans le tableau précédent (tableau V.2 2), Pour une durée de vie minimale de 25 ans on obtient les résultats de surépaisseurs suivantes :

	SEDE <sub>1</sub>	SEDE <sub>4</sub>	SEDE <sub>5</sub>	SEDE <sub>6</sub>	Tk M-SEDE <sub>1</sub>
$V_{moy}$ de corrosion (mm/an)	0.105	0.12	0.13	0.135	0.205
Surépaisseur (mm)	2.625	3	3.25	3.375	5.125

Tableau V.2-3: Calcul de surépaisseur

### V.2.1.3 Le calcul d'épaisseur total :

En ajoutant la surépaisseur de corrosion à l'épaisseur on obtient l'épaisseur totale. L'épaisseur à adopter sera l'épaisseur normalisée immédiatement supérieure à celles calculées.

	SEDE <sub>1</sub>	SEDE <sub>4</sub>	SEDE <sub>5</sub>	SEDE <sub>6</sub>	Tk M-SEDE <sub>1</sub>
Epaisseur total (mm)	6.73	7.1	7.35	7.48	11.78
Epaisseur normalisé (mm)	7.11	7.92	7.92	7.92	12.7

Tableau V.2-4: Calcul de l'épaisseur total

### V.2.2 Le choix de type de métal :

Le choix du type de matériau est basé sur les critères suivants :

#### V.2.2.1 Le durée de vie minimale

On étudie le risque de défaillance pour la nouvelle épaisseur (épaisseur total normalisée) selon la méthode présentée dans la (Figure III.5 1).

Diamètre	168.3 mm		Teneur en CO <sub>2</sub>	2.75 %mol
Longueur	2750 m		Teneur C en Acier	0.16 %wt
Epaisseur	6.73 mm		Débit brut / condensat	51.4 Sm <sup>3</sup> /j
Débit de gaz	0.25 MMSm <sup>3</sup> /j		Débit d'eau	3.33 m <sup>3</sup> /j
Pression d'entrée	95 bars		Water cut	6.08 %
Pression de sortie	93.62 bars		Disponibilité de l'inhibiteur	95%
Température ambiante	30 °C		Efficacité de l'inhibiteur	95%

Tableau V.2-5: Les paramètres du flowline SEDE<sub>1</sub> avec l'épaisseur total

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

Analyse de risque des flowline et le trunkline précédents :

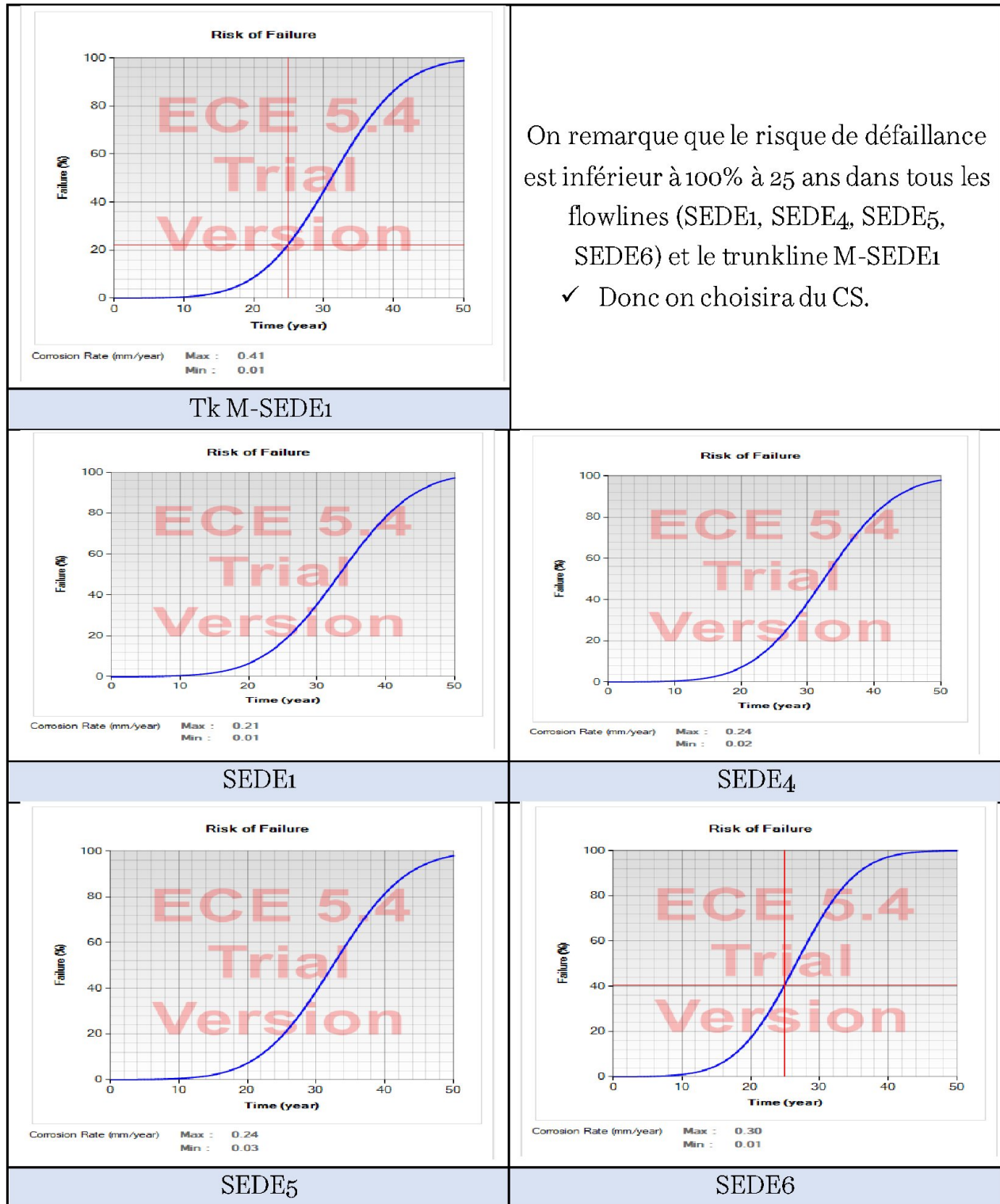


Tableau V.2-6: les résultats d'analyse de risque

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

### V.2.2.2 Critères de choix :

Le choix du type d'acier se fera selon la méthode qui représenté dans l'organigramme de la (Figure III.5 2).

Les résultats de calcul d'épaisseur et du choix d'acier sont mentionnés dans le tableau:

CS: Carbone Steel

CRA : Duplex (Voir l'annexe 2)

Flowline	L(km)	Dext (mm)	$\delta$ (mm)	$V_{cor}$ (mm/an)	Surep aisseu r (mm)	Epais seur total (mm)	Epaiss eur norm alisé	Dint (mm)	Type d' acier
SEDE1	2.75	168.3	4.105	0.105	2.62	7.3	7.92	152.46	CS
SEDE4	2.22	168.3	4.105	0.12	3	7.3	7.92	152.46	CS
SEDE5	1.16	168.3	4.105	0.13	3.25	10.5	10.97	146.36	CS
SEDE6	3.69	168.3	4.105	0.135	3.375	10.5	10.97	146.36	CS
Tk au M-TMLS1	7.095	273	6.66	0.205	5.125	13.06	14.27	244.46	CS
DIMN1	0.61	168.3	4.105	0.085	2.125	7.3	7.92	152.46	CS
DIMN2	0.96	168.3	4.105	0.085	2.125	7.3	7.92	152.46	CS
DIMN3	0.91	168.3	4.105	0.08	2	7.3	7.92	152.46	CS
DIMN4	0.26	168.3	4.105	0.11	2.75	7.3	7.92	152.46	CS
Tk au M-THLN1	15.83	168.3	4.105	0.26	6.5	4.105	4.37	159.56	CRA
TMLS1	2.58	168.3	4.105	0.135	3.375	10.5	10.97	146.36	CS
TMLS4	1.62	168.3	4.105	0.15	3.75	10.5	10.97	146.36	CS
TMLS5	1.39	168.3	4.105	0.15	3.75	10.5	10.97	146.36	CS
TMLS6	2.66	168.3	4.105	0.145	3.625	10.5	10.97	146.36	CS
TMLS7	2.85	168.3	4.105	0.14	3.5	10.5	10.97	146.36	CS
Tk au M-THLN1	28.98	323.8	7.9	0.25	6.25	14.29	15.88	292.04	CS
THLN2	3	168.3	4.105	0.075	1.875	7.3	7.92	152.46	CS
TRHW1	10.8	168.3	4.105	0.04	1	7.3	7.92	152.46	CS
THLN3	2.38	168.3	4.105	0.065	1.625	7.3	7.92	152.46	CS

## CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau

---

GLN <sub>2</sub>	7.29	168.3	4.105	0.085	2.125	7.3	7.92	152.46	CS
THLN <sub>4</sub>	1.68	168.3	4.105	0.065	1.625	7.3	7.92	152.46	CS
Tk au CPF	31.628	406.4	9.91	0.06	1.5	13.11	14.27	377.86	CS

Tableau V.2-7: Les épaisseurs des lignes de réseau et le choix d'acier

Tk : trunkline

- ✓ La valeur de surépaisseur en injectant des inhibiteurs de corrosion reste particulièrement élevée et dépasse la limite de tolérance sur le trunkline qui relie le manifold M-DIMN<sub>1</sub> au manifold M-THLN<sub>1</sub>.

Ceci est due à une composition du gaz riche en CO<sub>2</sub>, ce qui confirme la nécessité d'utiliser un matériau plus adapté que l'acier au carbone, ce qui rend l'utilisation d'un acier inoxydable indispensable. (Voir l'annexe 2)

### V.3 Simulation et analyse hydraulique du réseau de collecte dévonien de TINRHRT sous OLGA

#### V.3.1 Description de réseau dévonien :

Le réseau avec les puits, manifolds, flowline et trunkline est représenté dans le schéma ci-dessous :

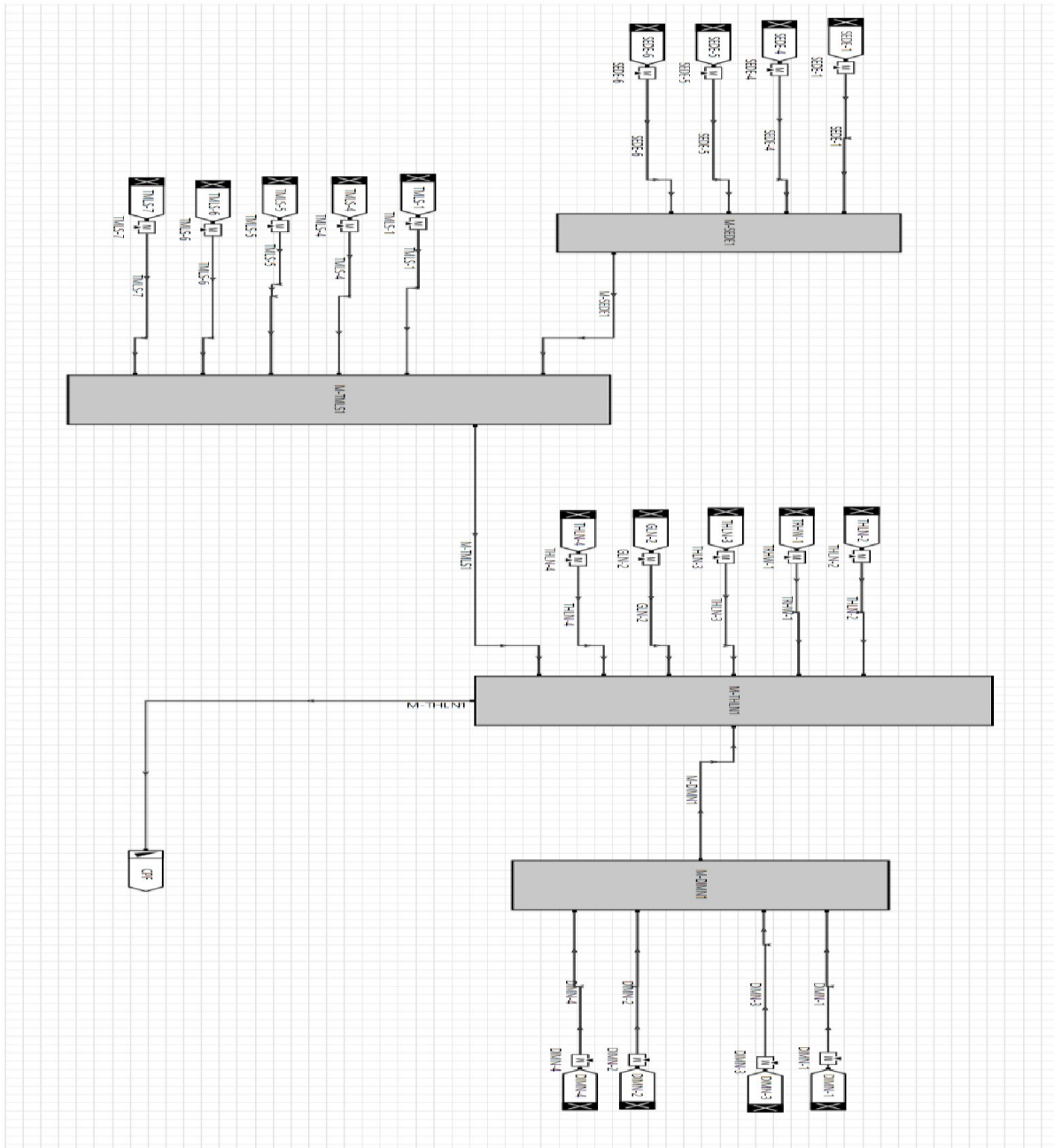
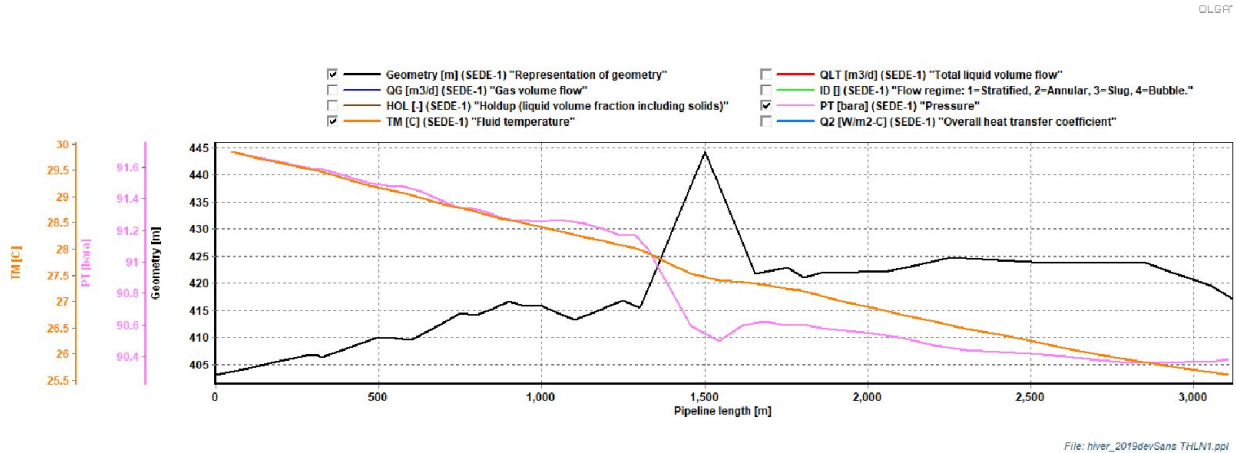


Figure V.3-1: schéma de réseau de collecte dévonien sous OLGA

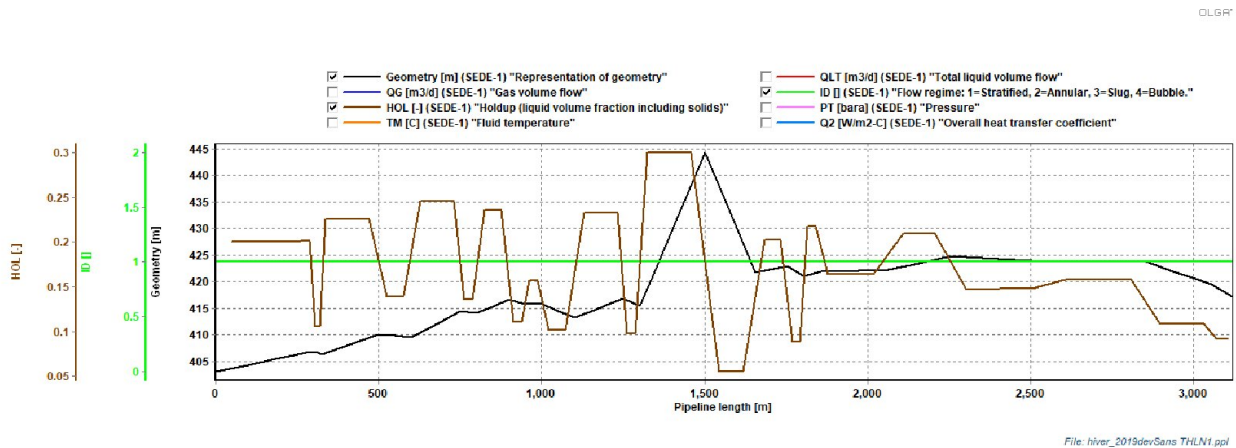
### V.3.2 Résultat de simulation Selon OLGA

#### V.3.2.1 Analyse hydraulique du Flowline FL47 (SEDE1 au M-SEDE1)

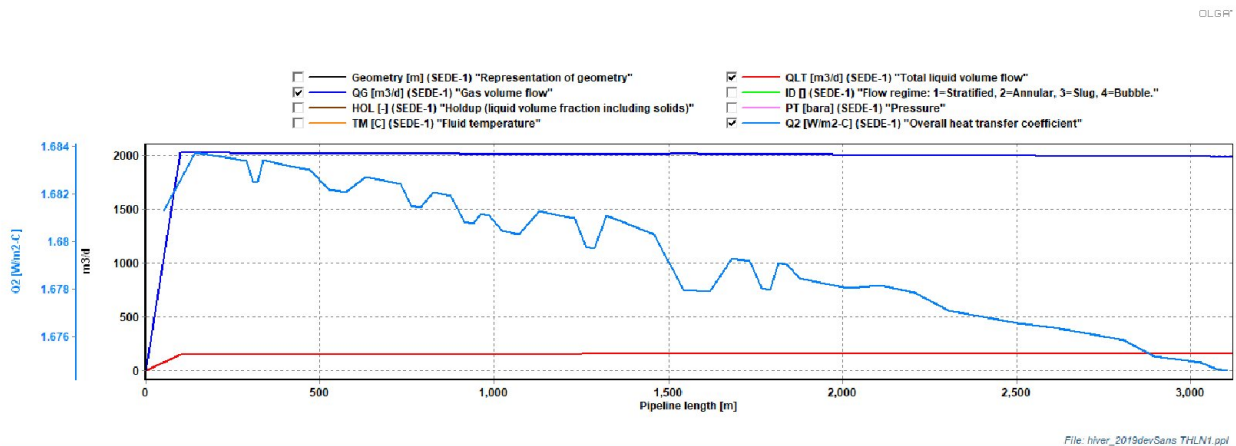
##### V.3.2.1.1 Profils température et pression



##### V.3.2.1.2 Profil holdup et configuration d'écoulement



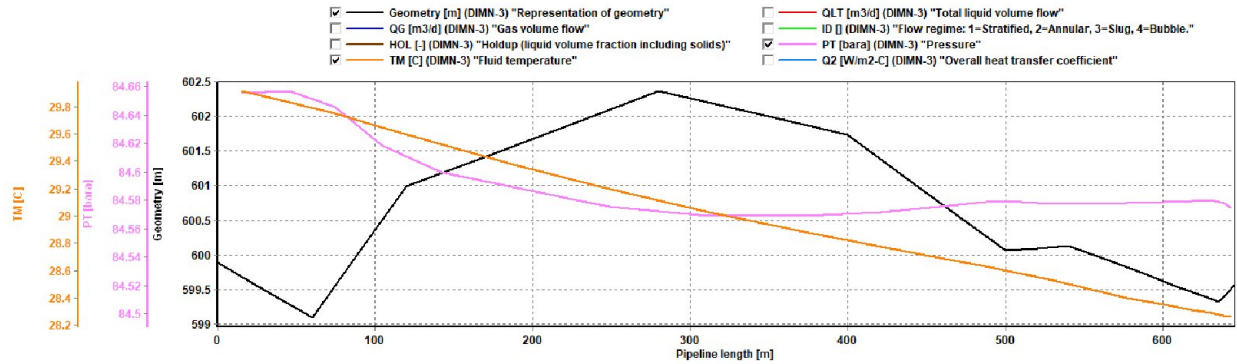
##### V.3.2.1.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur



## V.3.2 Analyse hydraulique du Flowline FL40 (DIMN3 au M-DIMN1)

### V.3.2.1 Profils température et pression

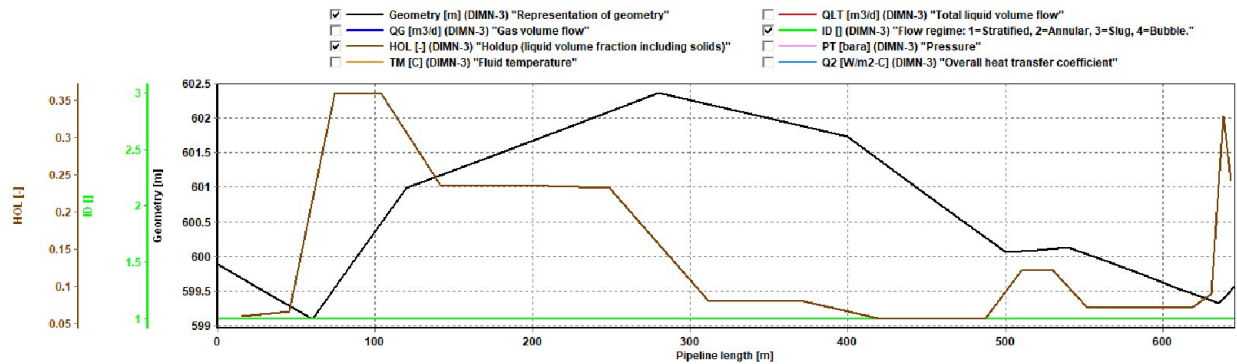
OLGF



File: hivr\_2019devSans TrLN1.ppt

### V.3.2.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

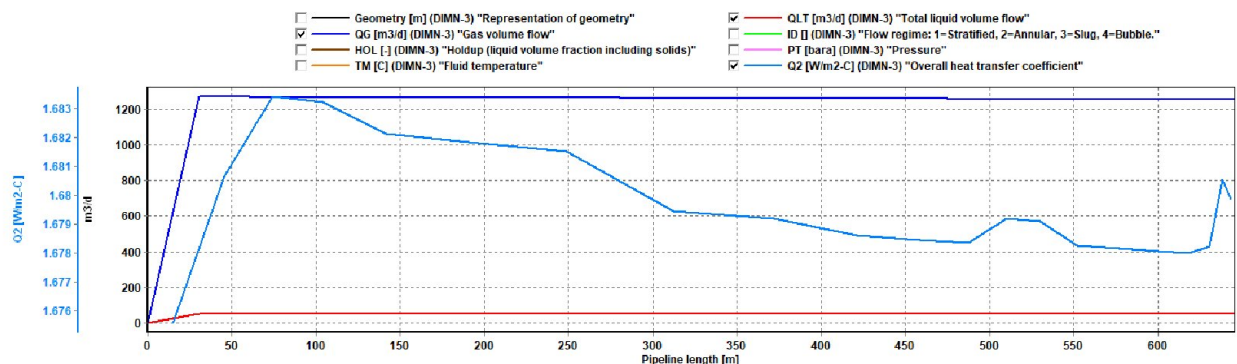
OLGF



File: hivr\_2019devSans TrLN1.ppt

### V.3.2.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

OLGF

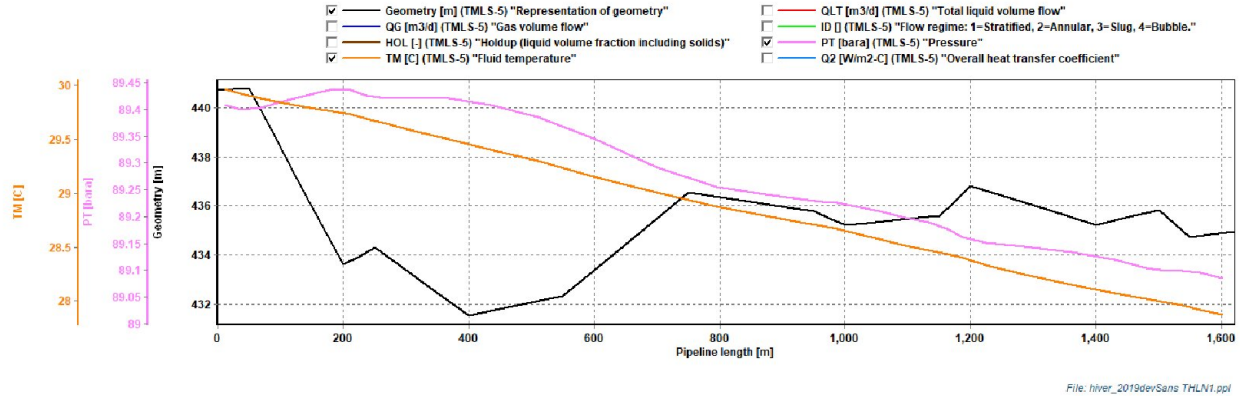


File: hivr\_2019devSans TrLN1.ppt

## V.3.2.3 Analyse hydraulique du Flowline FL44 (TMLS5 au M-TMLS1)

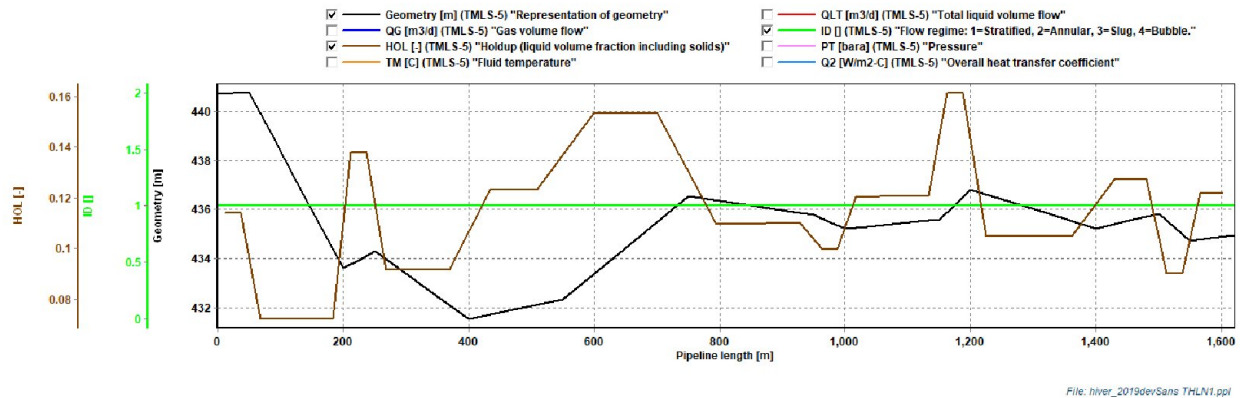
### V.3.2.3.1 Profils température et pression

OLGF



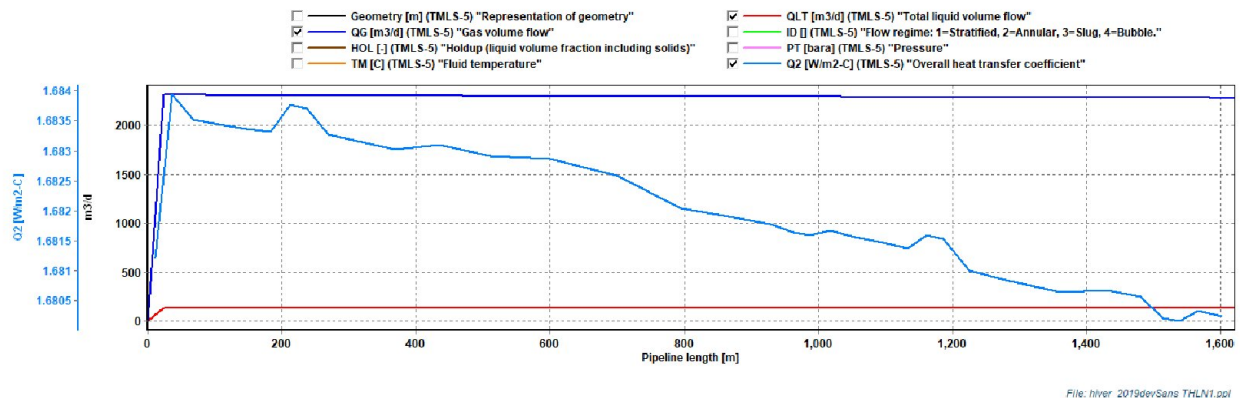
### V.3.2.3.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

OLGF



### V.3.2.3.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

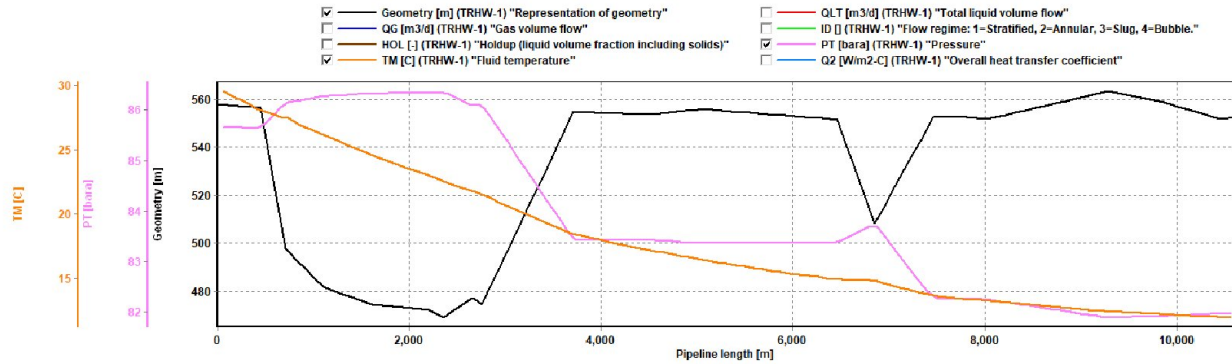
OLGF



## V.3.2.4 Analyse hydraulique du Flowline FL34 (TRHW1 au M-THLN1)

### V.3.2.4.1 Profils température et pression

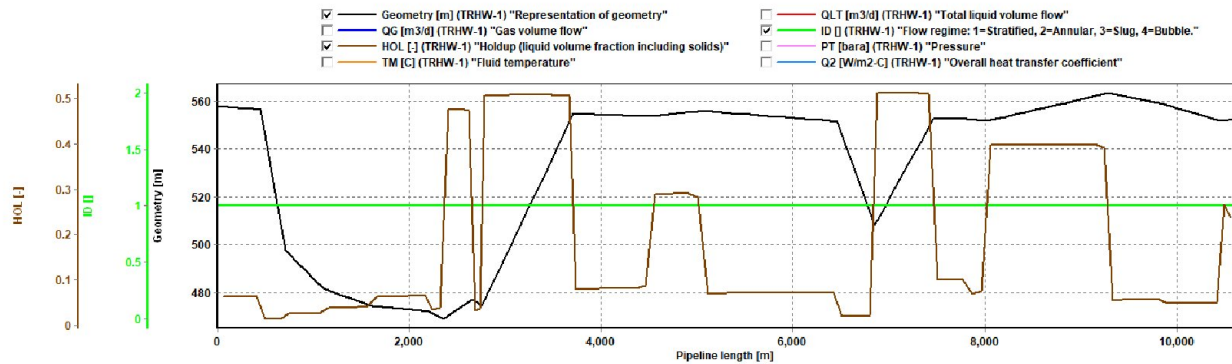
OLG&F



File: h\ver\_2019dev\Sans TRLN1.ppl

### V.3.2.4.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

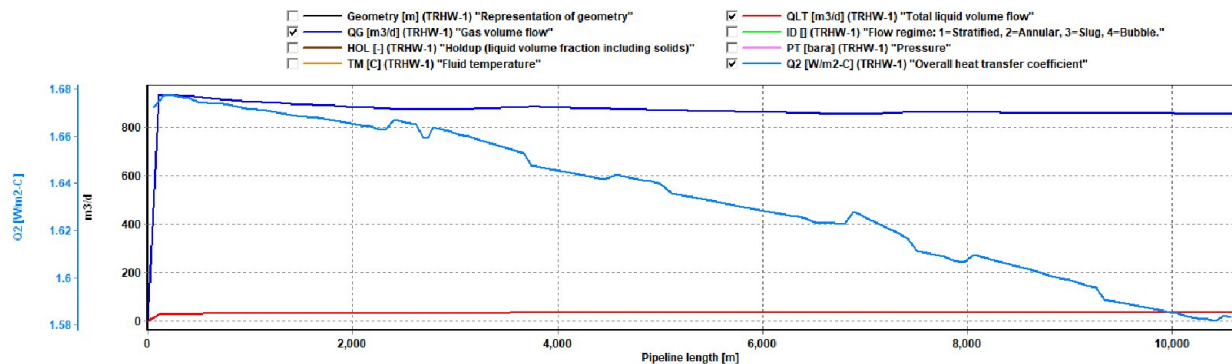
OLG&F



File: h\ver\_2019dev\Sans TRLN1.ppl

### V.3.2.4.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

OLG&F

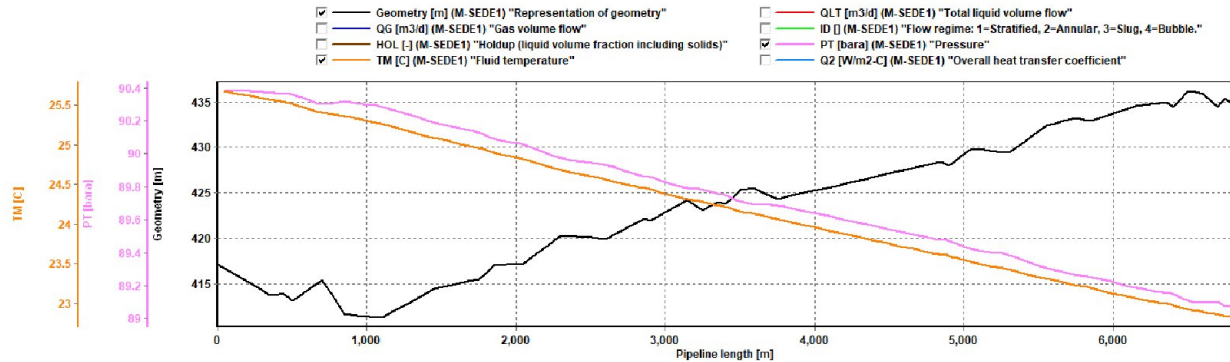


File: h\ver\_2019dev\Sans TRLN1.ppl

## V.3.2.5 Analyse hydraulique du Trunkline Tk12 (M-SEDE1 au M-TMLS1)

### V.3.2.5.1 Profils température et pression

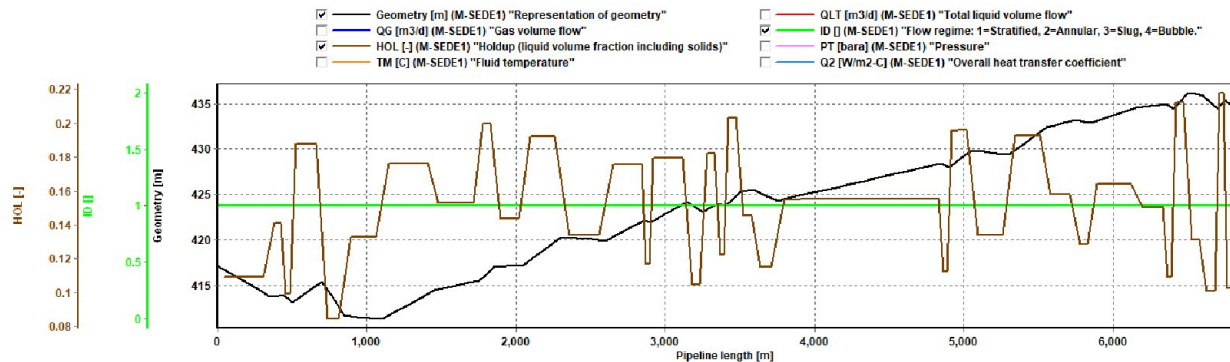
OLGF



File: hivr\_2019devSans TrLN1.ppt

### V.3.2.5.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

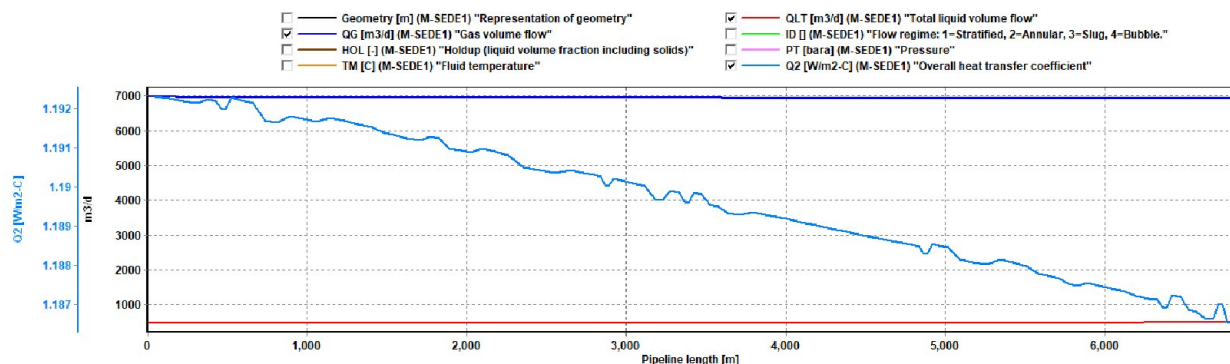
OLGF



File: hivr\_2019devSans TrLN1.ppt

### V.3.2.5.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

OLGF

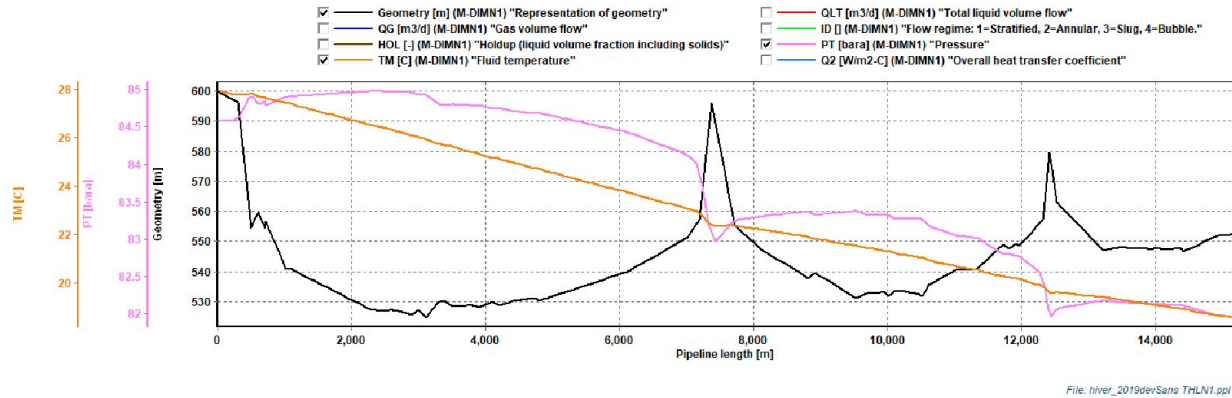


File: hivr\_2019devSans TrLN1.ppt

## V.3.2.6 Analyse hydraulique du Trunkline Tk10 (M-DIMN1 au M-THLN1)

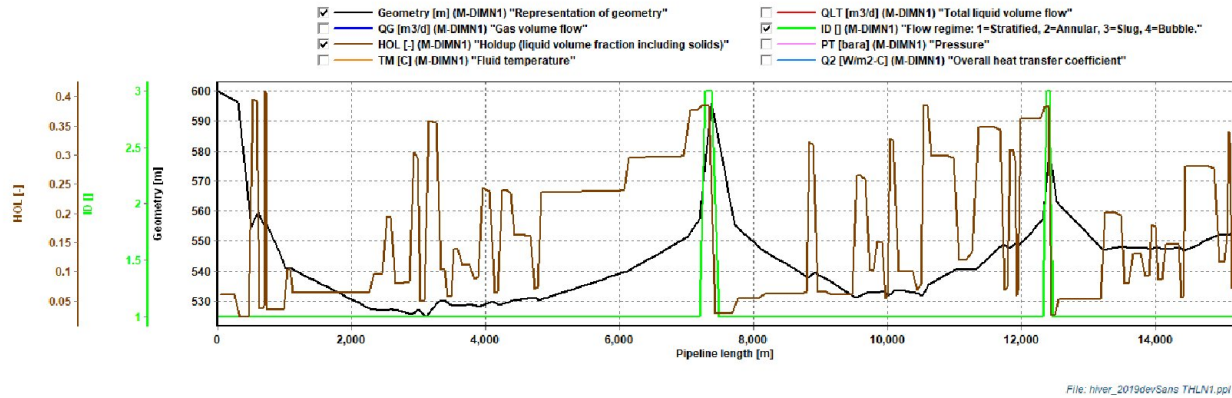
### V.3.2.6.1 Profils température et pression

OLG®



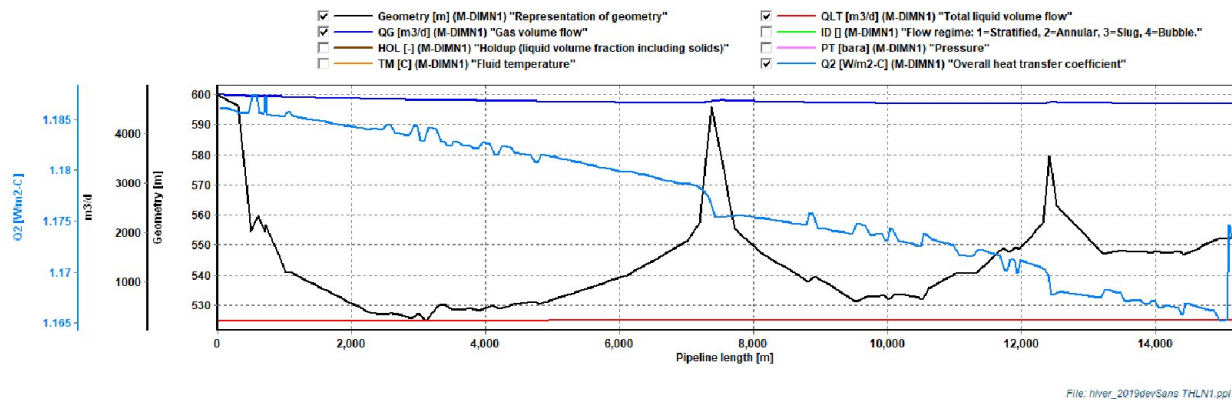
### V.3.2.6.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

OLG®



### V.3.2.6.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

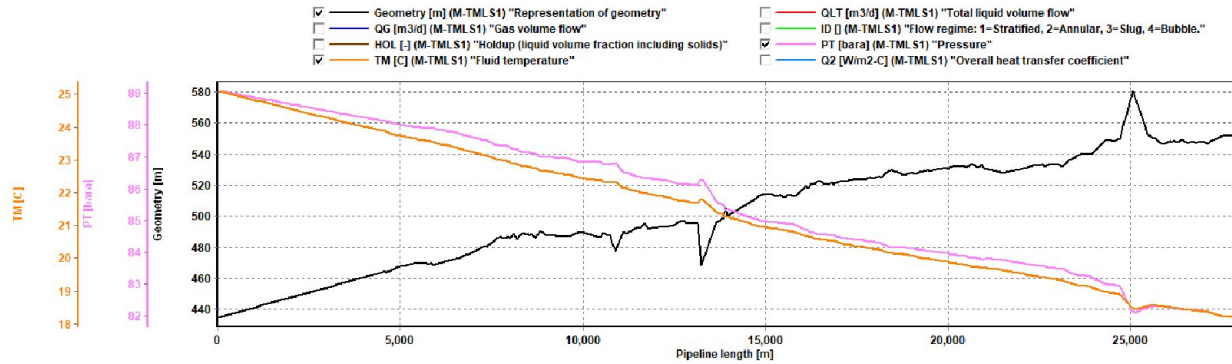
OLG®



## V.3.2.7 Analyse hydraulique du Trunkline Tk11 (M-TMLS1 au M-THLN1)

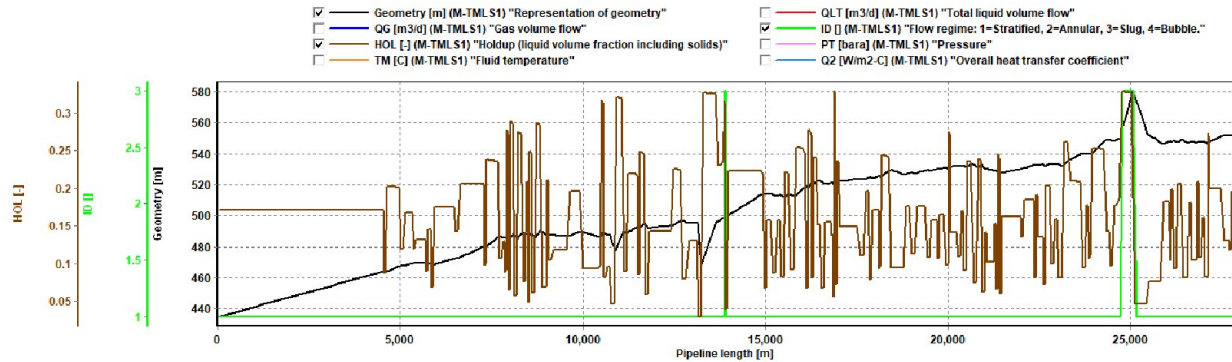
### V.3.2.7.1 Profils température et pression

OLGF



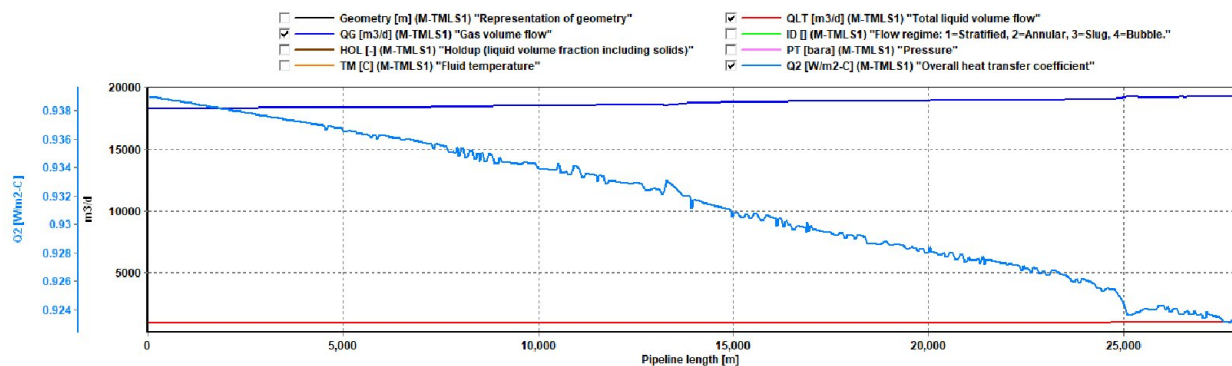
### V.3.2.7.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

OLGF



### V.3.2.7.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

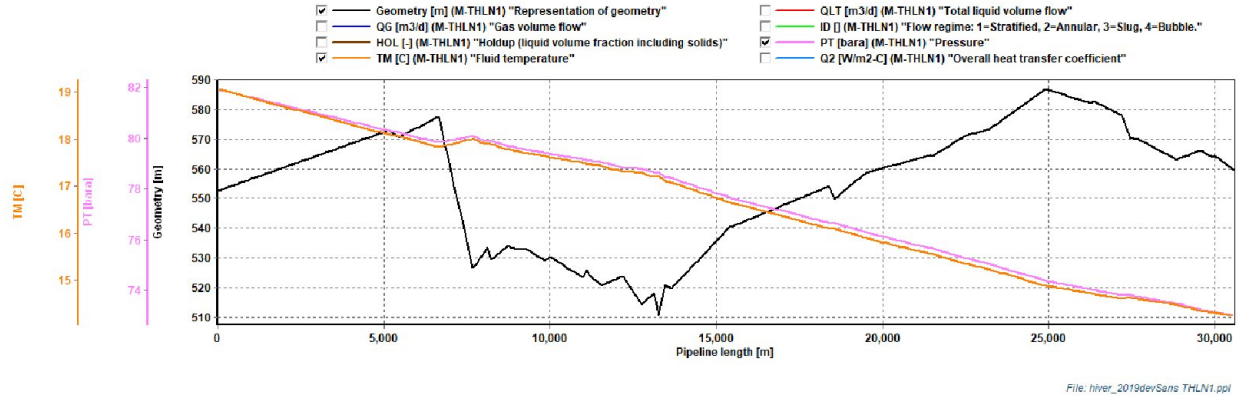
OLGF



## V.3.2.8 Analyse hydraulique du Trunkline Tk09 (M-THLN1 au CPF)

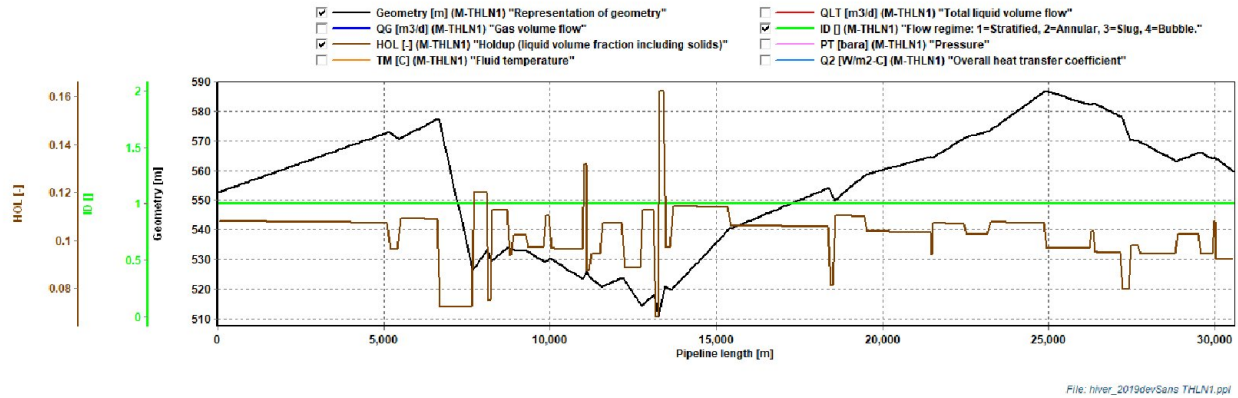
### V.3.2.8.1 Profils température et pression

OLGF



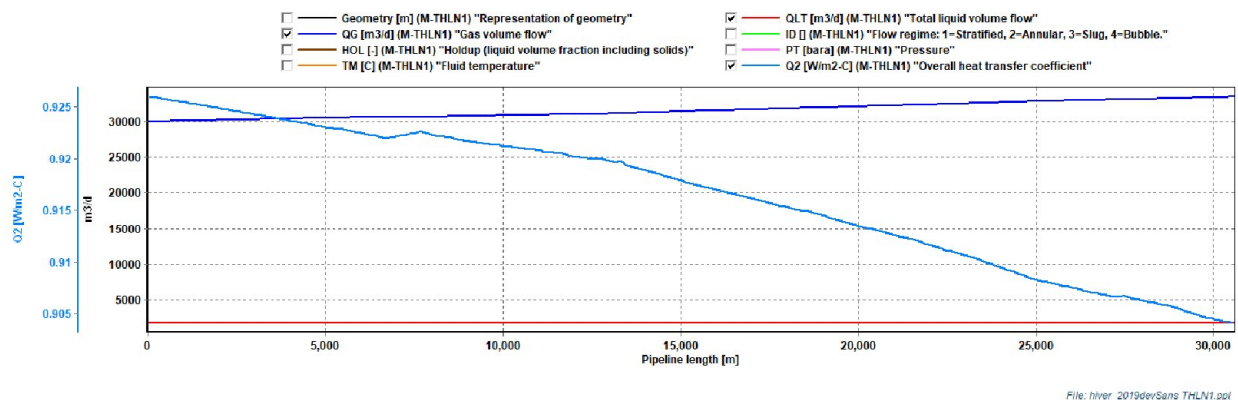
### V.3.2.8.2 Profil holdup et configuration d'écoulement

OLGF



### V.3.2.8.3 Quantité de gaz-liquide et coefficient de transfert de chaleur

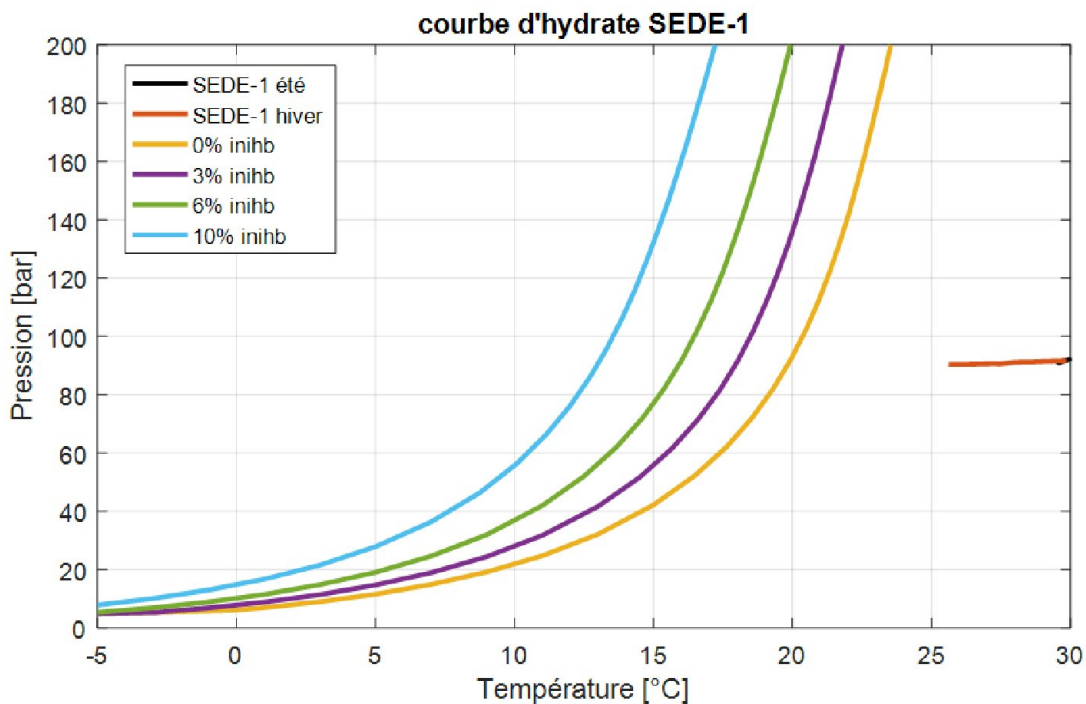
OLGF

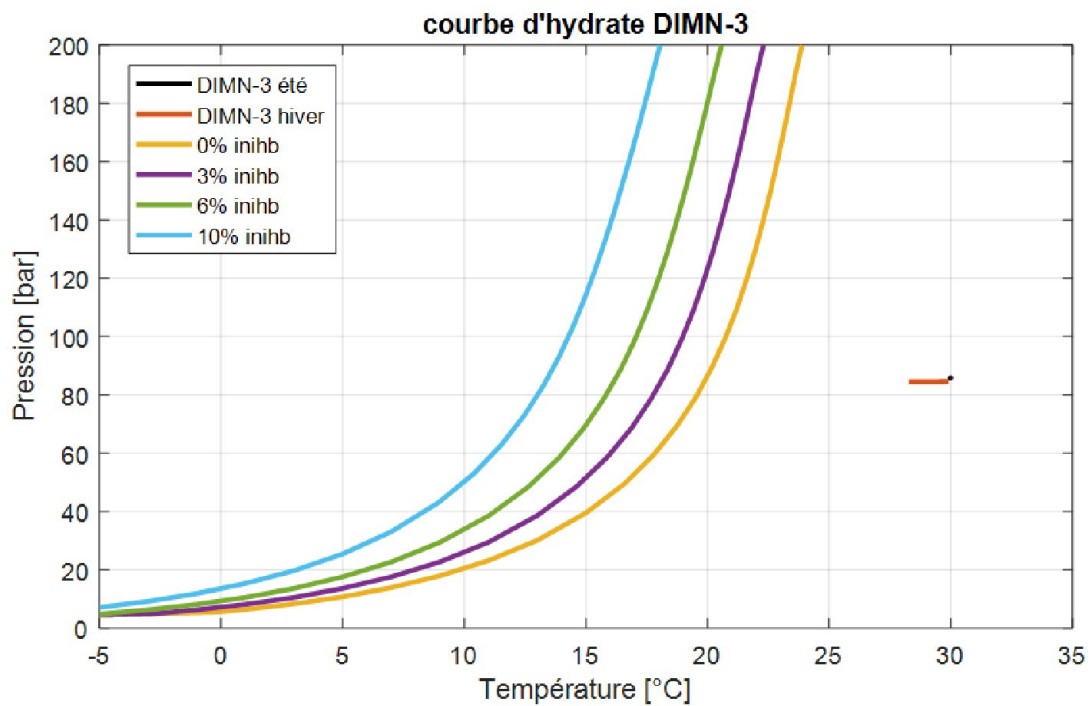
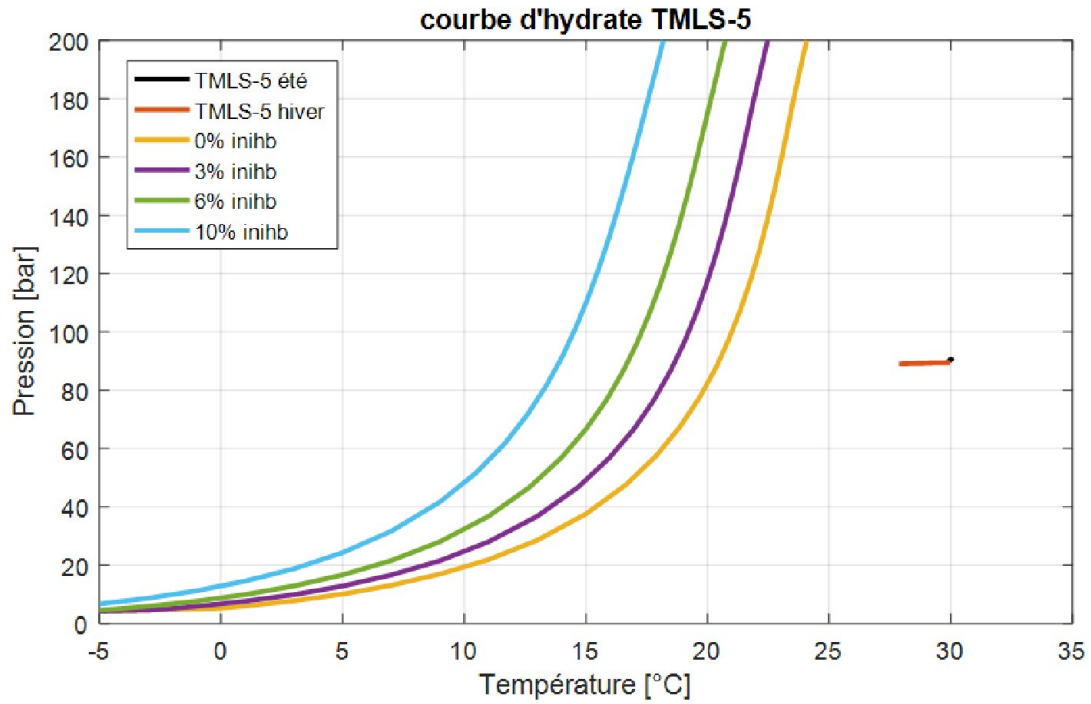


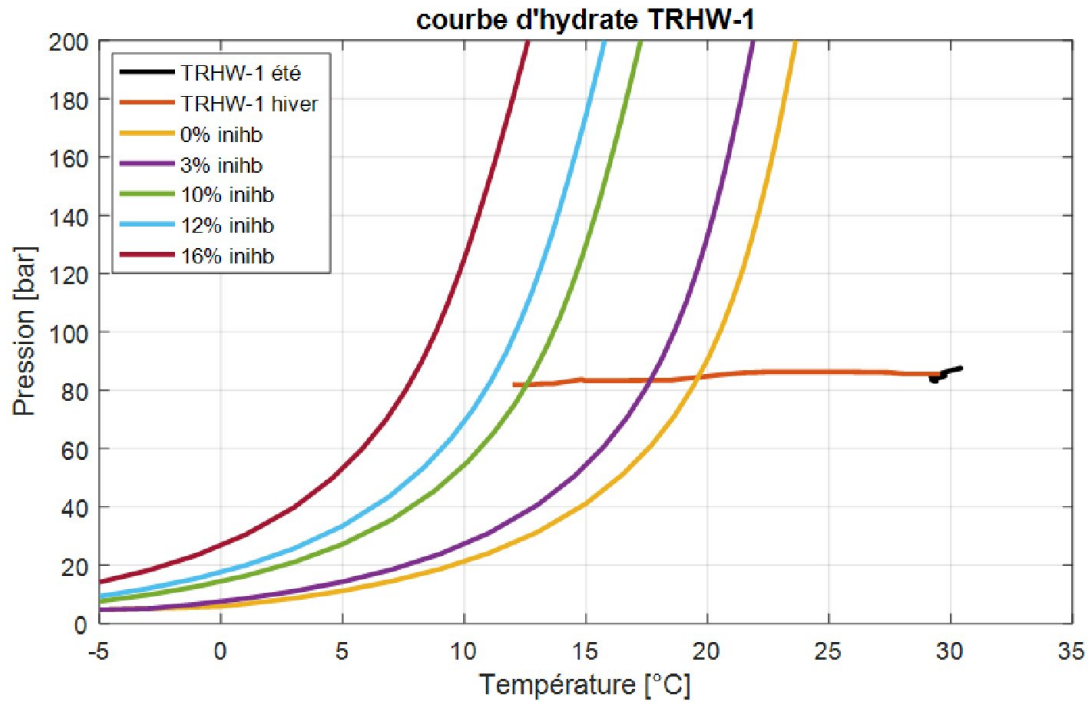
### V.3.3 Les courbes d'hydrate

Les courbes d'hydrates représentés dans les figures ci-dessous ont été obtenues par logiciel MATLAB à travers :

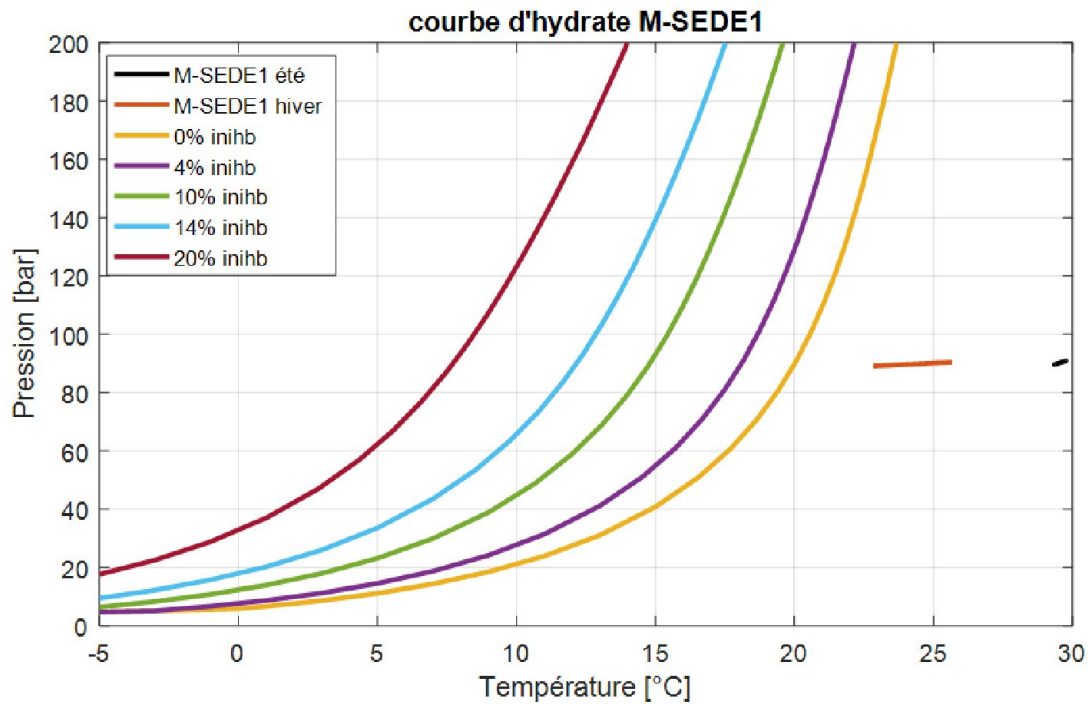
- ✓ les résultats obtenus par logiciel PVTsim pour différentes compositions chimiques correspondant aux différents puits et pour différentes concentrations en inhibiteur.
  - ✓ les résultats (P- T) des Flowline et trunkline sont issus de la simulation hydraulique sous OLGA.
- ✚ Courbes de formation des hydrates sans inhibiteur et pour différents teneurs en inhibiteur et profil (P,T) du fluide conditions hiver et été pour les Flowlines étudiés dans l'analyse hydraulique.

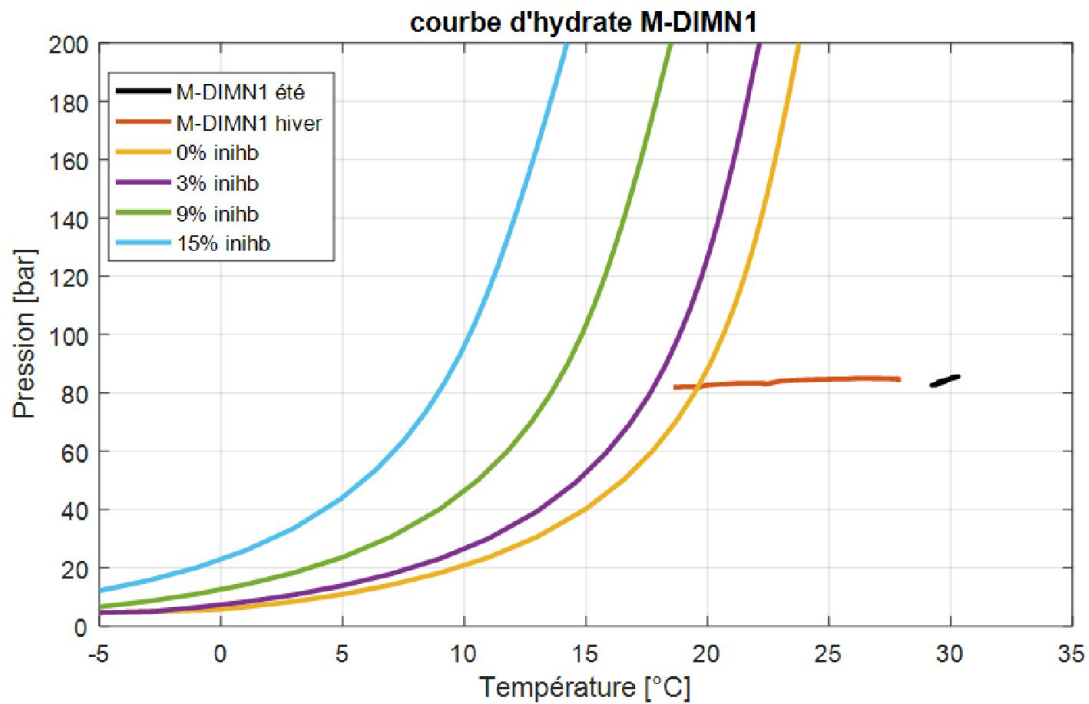
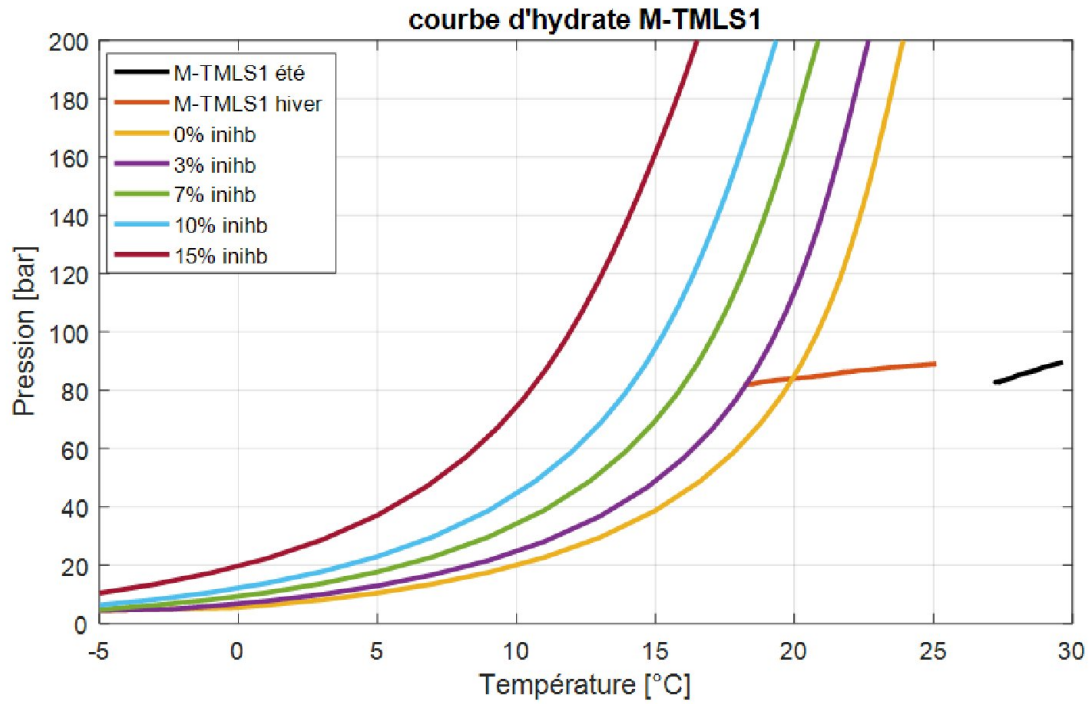


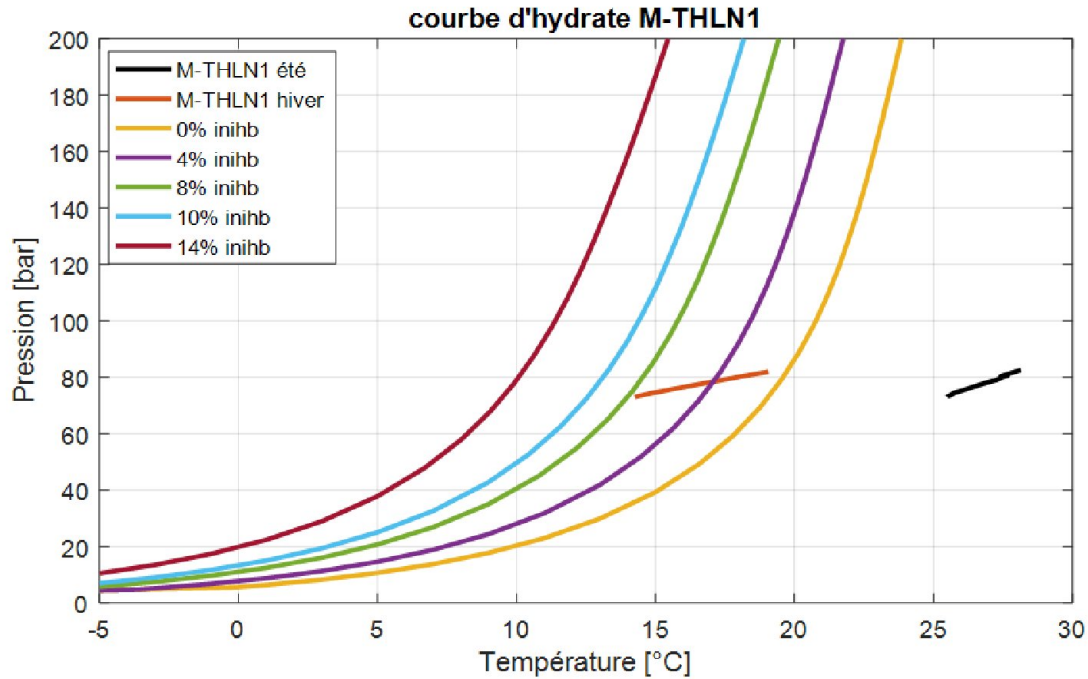




- ✚ Les courbe de formation des hydrates en hiver et en été des Trunkline qui sont étude dans l'analyse hydraulique.







📌 Récapitulatif des résultats :

	Départ	Arrivé		Départ	Arrivé	Inhibiteur
Absence du risque de la formation des hydrates pour condition hiver	SEDE <sub>1</sub>	M-SEDE <sub>1</sub>		DIMN <sub>1</sub>	M-DIMN <sub>1</sub>	0%
	SEDE <sub>4</sub>			DIMN <sub>2</sub>		
	SEDE <sub>5</sub>			DIMN <sub>3</sub>		
	SEDE <sub>6</sub>			DIMN <sub>4</sub>		
	TMLS <sub>1</sub>	M-TMLS <sub>1</sub>		THLN <sub>2</sub>	M-THLN <sub>1</sub>	
	TMLS <sub>4</sub>			THLN <sub>3</sub>		
	TMLS <sub>5</sub>			GLN <sub>2</sub>		
	TMLS <sub>6</sub>			THLN <sub>4</sub>		
	TMLS <sub>7</sub>			M-SEDE <sub>1</sub>	M-TMLS <sub>1</sub>	
	Présence de risque de la formation des hydrates pour condition hiver	Départ	Arrivé	Teneur en Inhibiteur	Départ	
TRHW <sub>1</sub>		M-THLN <sub>1</sub>	12%	M-DIMN <sub>1</sub>	M-THLN <sub>1</sub>	3%
M-TMLS <sub>1</sub>		M-THLN <sub>1</sub>	7%	M-THLN <sub>1</sub>	CPF	8%

Tableau V.3-1: les résultats d'analyse de risque de formation des hydrates

## **CHAPITRE V : Résultats d'optimisation et de simulation du réseau**

---

Les résultats obtenus laissent apparaître des risques de formation d'hydrate dans le Flowline TRHW<sub>1</sub> et les Trunklines M-DIMN<sub>1</sub>, M-TMLS<sub>1</sub> et M-THLN<sub>1</sub> vers CPF pour condition hiver.

L'injection d'inhibiteur aux concentrations indiquées dans le tableau précédent est nécessaire pour éliminer le problème de formation des hydrates.

---

# *Conclusion*

---

## Conclusion

Au terme de notre étude on peut conclure que le réseau de collecte censé relier les 18 puits dévoniens de la région de Tinhert au CPF constitué de 18 Flowlines et de 4 trunklines conçu pour un transport diphasique a été dimensionner d'une manière optimale par le critère du minimum du cout d'investissement

La résolution du modèle d'optimisation élaboré sur la base des données du problème a permis de déterminer toutes les dimensions optimales (longueurs, Diamètres, position des manifolds) répondant au critère d'optimisation choisi.

Une fois les dimensions du réseau obtenues l'étape suivante nous a permis de déterminer un paramètre important pour toutes installations fonctionnant sous pression à savoir l'épaisseur de manière à résister aux contraintes provoquées par la pression de service.

Cependant, l'épaisseur des conduites d'un réseau de collecte ne dépend pas uniquement de la pression de service. Le gaz naturel sortant des gisements contenant des agents corrosifs tels que  $H_2O$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  doit tenir compte de certain processus de dégradation tel que la corrosion pour déterminer soit une surépaisseur de corrosion adéquat ou un choix de matériaux approprié de manière a préserver l'intégrité de l'ouvrage sur sa durée de vie.

En tenant compte de composition chimique des gaz des différents gisements et de leur teneur en  $CO_2$ , et en prenant en considération la possibilité d'injection d'inhibiteur, différentes solutions ont été obtenues entre usage d'acier au carbone avec surépaisseur de corrosion et l'usage du duplex.

Enfin à la dernière étape de notre étude nous avons simulé le comportement du réseau sous le simulateur OLGA. Cette simulation nous a permis d'extraire un certain nombre informations sur le mode de fonctionnement du réseau tel que :

- ✚ Les quantités de hold-up
- ✚ Le régime et le type d'écoulement qui s'établissent dans le réseau qui est le plus souvent stratifié et parfois slug.

La prédiction de la formation d'hydrates aux conditions hiver étant les plus défavorables, nous a permis de constater qu'aucune formation d'hydrates n'est possible sur les flowlines sauf le Flowline qui relié le puit TRHW1 au le manifold M-THLN1 par contre le risque de formation existe sur les trunklines sauf le trunkline qui relié M-SEDE1 au le manifold M-TMLS1. D'où la nécessité de l'injection de glycol en hiver.

## Bibliographie

- [1] C. Sheet, I. Pipeline, S. State, and A. Report, "TINRHERT Fields Development Front End Engineering And Design ( Feed ) Flow Assurance Stady Report Ohanet And Alrar Fields."
- [2] Chi U. Ikoku, "Natural Gas Production Engineering".FLORIDA 1992
- [3] A.ROJEY, B. D. C.JAFFRET, and S. J. M.VALAIS, LE GAZ NATUREL, production traitement transport, TECHNIP. PARIS.
- [4] S. M. Hassen, "Procédés de traitement du gaz naturel Chapitre . I . Généralités sur le gaz brut," 2017.
- [5] C. Nedjar, S. Djeridi, "Dimensionnement optimal et analyse hydraulique de réseau de collecte du champ d'Oued zine Adrar, mémoire fin d'étude, université Boumerdes".2017.
- [6] Tarek Ahmed, "Reservoir engineering Handbook" Second Edition.2001
- [7] S. LAOUAR (eps MEFTAH ), " COURS : THERMODYNAMIQUE DES FLUIDES PETROLIERS (Pour Master 1), Université Boumerdes".2018
- [8] B. S. Speed, S. Rotor, R. Snap, R. From, A. Shaft, R. Rear, A. Shaft, F. Backing, and I. A. Shaft, "transformation, stockage et transport du gaz naturel," pp. 1979-1981, 2003.
- [9] HOUPEURT, Cours production, L. MAILHE, collecte - traitement - stockage, 1974.
- [10] "Mémoire: optimisation de production du champ Nord de Hassi Massoud par la mise en place d'un séparateur avec une unité de pomperie au niveau du manifold OMP153 " 2017.
- [11] "cours d'optimisation, université de Boumerdes" 2014.
- [12] P. Specification and G. T. Project, "Project specification," no. 346, 2009
- [13] Andrew Simm "Pipeline corrosion modelling using Electronic Corrosion Engineer (ECE™)"
- [14] Mr. Saïfi, "cours de performance de puits."
- [15] "simulator OLGA Languages Farisi"
- [16] Oussama, A. Mahmoud, 'Dimensionnement optimal et simulation hydraulique du réseau de collecte ordovicien du champ gazier de Tinhert sous OLGA, mémoire fin d'étude, université Boumerdes".2020.
- [17] "OLGA GUI manual" Version 2017.2 Schlumberger.
- [18] Mr Vijay Sarathy "PVTSIM FOR BEGINNERS, Chartered Chemical Engineer"

---

# *Annexe*

---

# Annexe

## Annexe 1 :

### dimensions and weights of steel pipe

ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification		
							Specif. API	Épaisseur W.T.	
	pouces inches	mm	pouces inches	mm	lb/ft	kg/m		STD XS XXS	
4	4.500	114,3	0.337	8,56	14,98	22,32	5L	XS	80
	4.500	114,3	0.438	11,13	19,00	28,32	5L		120
	4.500	114,3	0.531	13,49	22,51	33,54	5L		160
	4.500	114,3	0.674	17,12	27,54	41,03	5L	XXS	
5	5.563	141,3	0.083	2,11	4,86	7,24	5L		
	5.563	141,3	0.109	2,77	6,36	9,47	-		5
	5.563	141,3	0.125	3,18	7,26	10,83	5L		
	5.563	141,3	0.134	3,40	7,77	11,57	-		10
	5.563	141,3	0.156	3,96	9,01	13,41	5L		
	5.563	141,3	0.188	4,78	10,79	16,09	5L		
	5.563	141,3	0.219	5,56	12,50	18,61	5L		
	5.563	141,3	0.258	6,55	14,62	21,77	5L	STD	40
	5.563	141,3	0.281	7,14	15,85	23,62	5L		
	5.563	141,3	0.312	7,92	17,50	26,05	5L		
	5.563	141,3	0.344	8,74	19,17	28,57	5L		
	5.563	141,3	0.375	9,53	20,78	30,97	5L	XS	80
	5.563	141,3	0.500	12,70	27,04	40,28	5L		120
	5.563	141,3	0.625	15,88	32,96	49,11	5L		160
	5.563	141,3	0.750	19,05	38,55	57,43	5L	XXS	
	6	6.625	168,3	0.083	2,11	5,80	8,65	5L	
6.625		168,3	0.109	2,77	7,59	11,31	5L		5
6.625		168,3	0.125	3,18	8,68	12,95	5L		
6.625		168,3	0.134	3,40	9,29	13,84	-		10
6.625		168,3	0.141	3,58	9,76	14,54	5L		
6.625		168,3	0.156	3,96	10,78	16,05	5L		
6.625		168,3	0.172	4,37	11,85	17,67	5L		
6.625		168,3	0.188	4,78	12,92	19,27	5L		
6.625		168,3	0.203	5,16	13,92	20,76	5L		
6.625		168,3	0.219	5,56	14,98	22,31	5L		
6.625		168,3	0.250	6,35	17,02	25,36	5L		
6.625		168,3	0.280	7,11	18,97	28,26	5L	STD	40
6.625		168,3	0.312	7,92	21,04	31,32	5L		
6.625		168,3	0.344	8,74	23,08	34,39	5L		
6.625		168,3	0.375	9,53	25,03	37,31	5L		
6.625		168,3	0.432	10,97	28,57	42,56	5L	XS	80
6.625		168,3	0.500	12,70	32,71	48,73	5L		
6.625		168,3	0.562	14,27	36,39	54,20	5L		120
6.625	168,3	0.625	15,88	40,05	59,69	5L			

# dimensions and weights of steel pipe

ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification		
							Spécif. API	Épaisseur W.T. STD XS XXS	Schedule
	pouces inches	mm	pouces inches	mm	lb/ft	kg/m			
10	10.750	273,0	0.344	8,74	38,23	56,98	5L		
	10.750	273,0	0.365	9,27	40,48	60,31	5L	STD	40
	10.750	273,0	0.438	11,13	48,24	71,90	5L		
	10.750	273,0	0.500	12,70	54,74	81,55	5L	XS	60
	10.750	273,0	0.562	14,27	61,15	91,08	5L		
	10.750	273,0	0.594	15,09	64,43	96,01	-		80
	10.750	273,0	0.625	15,88	67,58	100,73	5L		
	10.750	273,0	0.719	18,26	77,03	114,75	5L		100
	10.750	273,0	0.812	20,62	86,18	128,38	5L		
	10.750	273,0	0.844	21,44	89,29	133,06	-		120
	10.750	273,0	0.875	22,23	92,28	137,52	5L		
	10.750	273,0	0.938	23,83	98,30	146,48	5L		
	10.750	273,0	1.000	25,40	104,13	155,15	5L	XXS	140
	10.750	273,0	1.125	28,58	115,64	172,33	-		160
10.750	273,0	1.250	31,75	126,83	188,97	5L			
12	12.750	323,8	0.156	3,96	20,98	31,25	-		5
	12.750	323,8	0.172	4,37	23,11	34,43	5L		
	12.750	323,8	0.180	4,57	24,17	36,00	-		10
	12.750	323,8	0.188	4,78	25,22	37,62	5L		
	12.750	323,8	0.203	5,16	27,20	40,56	5L		
	12.750	323,8	0.219	5,56	29,31	43,65	5L		
	12.750	323,8	0.250	6,35	33,38	49,73	5L		20
	12.750	323,8	0.281	7,14	37,42	55,77	5L		
	12.750	323,8	0.312	7,92	41,45	61,71	5L		
	12.750	323,8	0.330	8,38	43,77	65,20	5L		30
	12.750	323,8	0.344	8,74	45,58	67,93	5L		
	12.750	323,8	0.375	9,53	49,56	73,88	5L	STD	
	12.750	323,8	0.406	10,31	53,52	79,73	5L		40
	12.750	323,8	0.438	11,13	57,59	85,84	5L		
	12.750	323,8	0.500	12,70	65,42	97,46	5L	XS	
	12.750	323,8	0.562	14,27	73,15	108,96	5L		60
	12.750	323,8	0.625	15,88	80,93	120,62	5L		
	12.750	323,8	0.688	17,48	88,63	132,08	5L		80
	12.750	323,8	0.750	19,05	96,12	143,21	5L		
	12.750	323,8	0.812	20,62	103,53	154,21	5L		
	12.750	323,8	0.844	21,44	107,32	159,91	-		100
	12.750	323,8	0.875	22,23	110,97	165,37	5L		
	12.750	323,8	0.938	23,83	118,33	176,33	5L		

# dimensions and weights of steel pipe

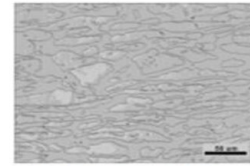
ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification		
							Specif. API	Épaisseur W.T.	Schedule
	pouces inches	mm	pouces inches	mm	lb/ft	kg/m		STD XS XXS	
16	16.000	406,4	0.165	4,19	27.90	41,56	-		5
	16.000	406,4	0.188	4,78	31.75	47,34	5L		
	16.000	406,4	0.203	5,16	34.25	51,06	5L		
	16.000	406,4	0.219	5,56	36.91	54,96	5L		
	16.000	406,4	0.250	6,35	42.05	62,64	5L		10
	16.000	406,4	0.281	7,14	47.17	70,30	5L		
	16.000	406,4	0.312	7,92	52.27	77,83	5L		20
	16.000	406,4	0.344	8,74	57.52	85,71	5L		
	16.000	406,4	0.375	9,53	62.58	93,27	5L	STD	30
	16.000	406,4	0.406	10,31	67.62	100,70	5L		
	16.000	406,4	0.438	11,13	72.80	108,49	5L		
	16.000	406,4	0.469	11,91	77.79	115,86	5L		
	16.000	406,4	0.500	12,70	82.77	123,30	5L	XS	40
	16.000	406,4	0.562	14,27	92.66	137,99	5L		
	16.000	406,4	0.625	15,88	102.63	152,93	5L		
	16.000	406,4	0.656	16,66	107.50	160,12	-		60
	16.000	406,4	0.688	17,48	112.51	167,65	5L		
	16.000	406,4	0.750	19,05	122.15	181,97	5L		
	16.000	406,4	0.812	20,62	131.71	196,16	5L		
	16.000	406,4	0.844	21,44	136.61	203,53	-		80
	16.000	406,4	0.875	22,23	141.34	210,60	5L		
	16.000	406,4	0.938	23,83	150.89	224,82	5L		
	16.000	406,4	1.000	25,40	160.20	238,64	5L		
	16.000	406,4	1.031	26,19	164.82	245,56	-		100
	16.000	406,4	1.062	26,97	169.43	252,35	5L		
	16.000	406,4	1.125	28,58	178.72	266,28	5L		
	16.000	406,4	1.188	30,18	187.93	280,00	5L		
	16.000	406,4	1.219	30,96	192.43	286,64	-		120
16.000	406,4	1.250	31,75	196.91	293,33	5L			
16.000	406,4	1.438	36,53	223.64	333,19	-		140	
16.000	406,4	1.594	40,49	245.25	365,35	-		160	
18	18.000	457,0	0.165	4,19	31.43	46,81	-		5
	18.000	457,0	0.188	4,78	35.76	53,31	5L		
	18.000	457,0	0.219	5,56	41.59	61,90	5L		
	18.000	457,0	0.250	6,35	47.39	70,57	5L		10
	18.000	457,0	0.281	7,14	53.18	79,21	5L		
	18.000	457,0	0.312	7,92	58.94	87,71	5L		20
	18.000	457,0	0.344	8,74	64.87	96,61	5L		

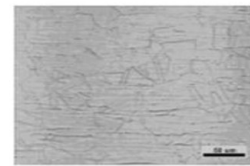
## Annexe 2 :

### Qu'est-ce qu'un acier inox Duplex?

- Un duplex a une structure austéno-ferritique
- La répartition est approximativement de 50% ferrite and 50% austenite
- Les Duplex combinent la plupart des avantages des inox ferritiques et austénitiques
- La microstructure duplex apporte de hautes résistances mécaniques et une bonne résistance à la corrosion fissurante



Duplex microstructure



Austenitic microstructure

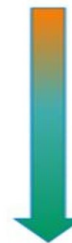
### Les différents types d'aciers inoxydables

**%Cr > 11,5%**

- Les aciers inox martensitiques
  - Haut carbone
- Les aciers inox ferritiques
  - Bas Carbone & Azote, (Mo)
- Les aciers inox austénitiques
  - Bas Carbone, Ni > %8, ( Mo & N)

**Les aciers inox austéno-ferritiques ou duplex**

Résistance à la corrosion



### Le Benefice des duplex est économique

- Plus faibles épaisseurs  
- **Avantage économique!**
- Maintenance minimale,  
Plus longue durée de vie  
- **Avantage global**
- teneur nickel plus faibles  
- **Stabilité des coûts!**

