

**REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE**  
**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique**  
**Ecole Nationale Polytechnique**



**Département d'Hydraulique**  
**Laboratoire de Recherches Sciences de l'Eau**  
**Mémoire de projet de fin d'études**  
**Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Hydraulique**

**Simulation d'un écoulement multiphasique en  
régime transitoire. Cas d'étude : Trunkline  
d'hydrocarbures W1C – UTBS à Hassi Messaoud**

**SALHI Meriem Amina**

**BELAGUIDA Cerine**

Sous la direction de

**Pr Saâdia BENMAMAR**

**Mme Wassila BERRIANI**

Présenté et soutenu publiquement le 10/07/2021

**Composition du jury :**

Présidente	Pr Jazia ARRAR	Professeur	ENP, Alger
Promotrice	Pr Saâdia BENMAMAR	Professeur	ENP, Alger
Co-encadreur	Mr Toufik NECHEM	Chef de département	Sonatrach
	Mme Wassila BERRIANI	Ingénieur	Sonatrach
Examinatrice	Dr Meriem CHETIBI	MAB	ENP, Alger
Examineur	Mr Rabie MESSAHLI	MAA	ENP, Alger

**ENP 2021**



**REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE**  
**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique**  
**Ecole Nationale Polytechnique**



**Département d'Hydraulique**  
**Laboratoire de Recherches Sciences de l'Eau**  
**Mémoire de projet de fin d'études**  
**Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Hydraulique**

**Simulation d'un écoulement multiphasique en  
régime transitoire. Cas d'étude : Trunkline  
d'hydrocarbures W1C – UTBS à Hassi Messaoud**

**SALHI Meriem Amina**

**BELAGUIDA Cerine**

Sous la direction de

Pr Saâdia BENMAMAR

Mme Wassila BERRIANI

Présenté et soutenu publiquement le 10/07/2021

**Composition du jury :**

Présidente	Pr Jazia ARRAR	Professeur	ENP, Alger
Promotrice	Pr Saâdia BENMAMAR	Professeur	ENP, Alger
Co-encadreur	Mr Toufik NECHEM	Chef de département	Sonatrach
	Mme Wassila BERRIANI	Ingénieur	Sonatrach
Examinatrice	Dr Meriem CHETIBI	MAB	ENP, Alger
Examineur	Mr Rabie MESSAHLI	MAA	ENP, Alger

**ENP 2021**

## ملخص

يشير التدفق متعدد الأطوار إلى التدفق المتزامن لمرحلتين أو أكثر في تكوينات مختلفة، ويمكن ملاحظة هذه الظاهرة في مختلف المجالات بما في ذلك صناعة البترول. تعتبر الهيدروكربونات في الجزائر ذو أهمية كبيرة وتتطلب عملية كاملة من الاستغلال والنقل لمسافات طويلة، ولكن يمكن مواجهة العديد من المشاكل والاضطرابات خلال هذه العملية.

يهدف مشروع نهاية الدراسة هذا إلى حل مشكلة تتعلق بهذا، أثناء نقل الهيدروكربونات من محطة W1C إلى محطة معالجة UTBS، لوحظ وجود شذوذ، وهو زيادة معدل التدفق الكبير للسائل الموجود في خط الأنابيب. تم حل هذه المشكلة باستخدام محاكاة عددية عبر برنامج OLGA. تم اقتراح الحل الأمثل، وهو يتضمن في إدخال صمام داخل تركيبنا بمعامل فتح.

الكلمات الدالة: الهيدروكربونات، خطوط الأنابيب، الضغط، التدفق، سبيكة، تدفق متعدد الأطوار، محاكاة عددية، Olga.

## Abstract

Multiphase flow refers to the simultaneous flow of two or more phases under different configurations, this phenomenon can be observed in various fields including the oil field. In Algeria, Hydrocarbons represent a great importance and require a whole process of exploitation and transport over long distances, however several problems and disturbances can be encountered during this process. This project aims at solving a problem related to that, during the transport of hydrocarbons from the W1C station to the UTBS processing station an anomaly was noticed, it is a considerable increase in the flow of the fluid contained in the pipeline. The resolution of this problem was made with the help of a numerical simulation via the OLGA software, an optimal solution has been proposed, it is to insert a valve within our installation with an opening coefficient.

**Key words:** Hydrocarbons, pipeline, pressure, flow, Slug, multiphase flow, OLGA, numerical simulation.

## Résumé

L'écoulement multiphasique désigne l'écoulement simultané de deux phases ou plus sous différentes configurations, ce phénomène peut être observé dans divers domaines dont le domaine pétrolier. En Algérie les hydrocarbures représentent une grande importance et nécessitent tout un processus d'exploitation et de transport à travers de longues distances, cependant plusieurs problèmes et perturbations peuvent être rencontrés lors de ce procédé. Ce projet de fin d'étude a pour but de résoudre une problématique liée à cela, lors du transport d'hydrocarbures à partir de la station W1C vers la station de traitement UTBS une anomalie a été remarqué, il s'agit d'une augmentation considérable du débit du fluide contenu dans le pipeline. La résolution de cette problématique a été faite à l'aide d'une simulation numérique via le logiciel OLGA. Une solution optimale a été proposée, il s'agit d'insérer une vanne au sein de notre installation avec un coefficient d'ouverture.

**Mot clés :** Hydrocarbures, pipeline, pression, débit, bouchons, écoulement multiphasique, OLGA, simulation numérique.

## **Dédicaces**

### ***Je dédie ce modeste travail***

#### ***A ma chère Maman***

*Aucune dédicace ne saurait exprimer mon amour, ma gratitude et ma reconnaissance pour la force et le soutien que tu m'as apporté et les sacrifices que tu as fait pour nous chaque jour pour qu'on ne manque de rien et pour que je devienne la personne que je suis aujourd'hui. Que ce modeste travail soit l'expression des vœux que tu n'as cessé de formuler durant tes prières.*

#### ***A mon cher Papa***

*A qui je dois ma vie, ma réussite et tout mon respect. Tu as toujours été là pour m'encourager et me soutenir tout au long de mon parcours. Que ce travail soit l'expression de mon amour et de ma profonde reconnaissance.*

#### ***A ma chère sœur***

*Qui a partagé avec moi tous les moments d'émotions lors de la réalisation de ce travail. Aucun mot ne pourrait exprimer mon amour et ma profonde reconnaissance pour tout ce que tu fais pour moi au quotidien.*

#### ***A ma chère Tante Foufouya***

*Que j'aime. Je te considère comme ma deuxième maman, merci pour ton soutien et pour tes conseils judicieux que tu ne cesses de me donner.*

#### ***A mes chères grands-mères***

*Pour toutes leurs prières afin que je réussisse dans ma vie.*

#### ***A ma chère Binôme Meriem***

*Avec qui j'ai partagé cette expérience enrichissante, merci pour ta patience et pour ton engagement dans ce travail.*

*Enfin, je dédie ce travail à tous mes amis proches qui m'ont toujours soutenu et cru en moi et avec qui j'ai passé les meilleurs moments durant mon parcours.*

***Cerine Belaguida***

## **Dédicaces**

### **Je dédie ce modeste travail**

#### **A mes chers parents**

**Maman**, ma raison d'être qui sans elle je ne serai la femme d'aujourd'hui, toi qui m'as donné tant de choses et qui continues à le faire, toi le symbole du courage, générosité et patience, tu as tant sanctifié pour le bonheur de tes enfants, j'aimerais te rendre tout l'amour et la dévotion que tu nous as offerts, mais une vie entière ne suffirait pas.

**Papa**, l'homme qui m'a fait grandir, qui as toujours été là et qui n'a jamais dit non à mes demandes, merci de m'avoir accompagné et encouragé même pendant les moments les plus critiques, je te dois ma réussite rien au monde ne vaut tes efforts fournis jour et nuit pour mon bien être, ma protection et ton soutien inconditionnel que tu m'apportes.

Ce travail est le fruit des sacrifices que vous avez consentis pour mon éducation et ma formation. Je vous dédie ce travail Papa et Maman.

#### **A ma famille**

A mon frère Hakim et ma sœur Nadjet. A Mon cher oncle Chems Eddine qui m'a offert l'opportunité d'effectuer ce projet de fin au d'étude au sein de Sonatrach, à mes chers oncles et tantes Soumia, Fouzia, Zahia, Fatiha, Naïma et Sid Ahmed enfin à ma très chère grand-mère Mami merci pour tes prières et tes douaa.

#### **A ma très chère Binôme**

Cerine qui sans sa patience, encouragement et conseils ce travail n'aurait jamais vu le jour.

#### **A mes amis**

A Nina mon amis d'enfance, merci de m'avoir écouté et encouragé dans les moments difficiles, A Fouad mon meilleure ami merci pour tes conseils et tes encouragements, à ma très chère Fatiha merci pour ton soutien.

A mes amis de polytech Manel, Amira, Houda, Hasna, Ferial, Anis, Soheib, Issem, Ramzy avec qui j'ai passé mes meilleurs moments.

A mes amis du CAP Malek, Ramzi, Moh, Mehdi, Sara, Madina, Maïssa, Abla, Otba, Nacim, Chakib, Dalil, Ishak, Nesrine avec qui j'ai vécu une de mes meilleures expériences je n'oublierai jamais tous ce qu'on a vécu ensemble.

**Meriem Amina Salhi**

## ***Remerciements***

*Nous remercions "DIEU" le tout puissant pour nous avoir donné le courage, la patience, la volonté et la force nécessaire pour affronter toutes les difficultés et les obstacles qui se sont hissés au travers de notre chemin, durant toutes nos années d'études.*

*La réalisation de ce mémoire a été possible grâce aux efforts et à la contribution de plusieurs personnes à qui nous voudrions exprimer nos sincères remerciements.*

*Nous tenons à exprimer toute notre reconnaissance à notre chère professeure, directrice de laboratoire de recherche de science de l'eau (LRSE) de l'école nationale polytechnique et directrice de mémoire, Madame Saâdia Benmamar. Merci de nous avoir accompagnées, encadrées, orientées, aidées et conseillées tout au long de ce travail.*

*Nous voudrions remercier nos co-encadreurs Mme Wassila Berriani et Mr Toufik Nechem pour l'assistance technique et morale qu'ils nous ont prodiguées pour l'élaboration du présent travail, ainsi que les ingénieurs du département PED de Sonatrach qui ont tous contribué de près ou de loin à la réalisation de ce projet de fin d'étude Mr Maddi Mohamed, Mr Garami Mohamed Hichem, Mr Akrouf Islam, Mme Belkas Nabila, Mr Chibane Redouane, Mme Zaiter Zineb, Mr Mokrani Kamel, Mr Sanat Hocine et Mr Skender Chems Eddine.*

*Nous voudrions également remercier les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous ont accordé en acceptant d'évaluer notre travail ainsi que toutes les personnes qui ont contribué au succès et au bon déroulement de notre mémoire.*

*Finalement, nous présentons nos remerciements, notre respect et notre gratitude, à tous nos chers professeurs qui ont assuré notre formation à l'école nationale polytechnique d'Alger (ENP) ainsi qu'à notre famille polytechnicienne et nos chers amis qui nous ont toujours soutenus et encouragés.*

# SOMMAIRE

Liste des tableaux	
Liste des figures	
Nomenclature	
Principales abréviations	
Vocabulaire pétrolier	
Introduction générale .....	23
1. Généralités et notions de bases sur les écoulements multiphasiques.....	24
1.1 Introduction .....	24
1.2 Les systèmes de production dans l'industrie pétrolière .....	24
1.2.1 Qu'est-ce qu'un système de production ? .....	24
1.2.2 Optimisation de la production pétrolière.....	25
1.2.3 L'analyse PVT .....	25
1.3 Les écoulements multiphasiques .....	26
1.3.1 Définition.....	26
1.3.2 Les régimes d'écoulement.....	26
1.4 Cas d'apparition des écoulements multiphasiques dans le système de production...	30
1.4.1 Réservoir à huile .....	30
1.4.2 Réservoir de gaz à condensat .....	31
1.4.3 Le long du tubing .....	31
1.4.4 Dans les lignes de surface .....	31
1.5 Les différents paramètres qui gouvernent les écoulements multiphasiques .....	31
1.5.1 Les fractions de fluides .....	31
1.5.2 Les vitesses.....	32
1.5.3 Débit massique .....	32
1.5.4 Les densités .....	32
1.6 Conclusion.....	33
2. L'écoulement bouchon « Slug flow ».....	35
2.1 Introduction .....	35
2.2 La structure de l'écoulement bouchon .....	35
2.3 Les différents types de Slug .....	36
2.3.1 Slug hydrodynamique .....	36
2.3.2 Terrain slug.....	37

2.3.3	Pigging slug .....	37
2.3.4	Turn-up slugging .....	38
2.4	Pourquoi doit-on se soucier des slug ? .....	38
2.5	Solutions pour atténuer les slug .....	39
2.6	La séparation de l'effluent brut.....	39
2.6.1	Qu'est - ce qu'un séparateur ?.....	39
2.6.2	L'intérêt de la séparation.....	40
2.6.3	Les éléments d'un séparateur .....	40
2.6.4	Les types de séparateurs.....	40
2.7	Conclusion.....	41
3.	Présentation de la problématique, choix du code de calcul et mise en équation .....	43
3.1	Introduction .....	43
3.2	Présentation de la zone d'étude de Hassi Messaoud.....	43
3.3	Présentation de la problématique.....	44
3.4	Mise en équation .....	44
3.4.1	Les équations globales de l'écoulement gaz/liquide.....	45
3.4.1	Les équations locales de l'écoulement gaz/liquide.....	47
3.5	Présentation du logiciel de calcul OLGA.....	48
3.6	Les équations qui régissent l'écoulement dans OLGA.....	50
3.6.1	Equation de transport de masse .....	50
3.6.2	Equation d'équilibre de quantité de mouvement (Momentum) .....	51
3.6.3	Conservation du volume .....	53
3.6.4	Bilan énergétique .....	53
3.6.5	Equation d'état.....	53
3.7	Les régimes d'écoulement reconnu par OLGA .....	53
3.7.1	Ecoulement stratifié .....	54
3.7.2	Ecoulement à bulles dispersées .....	55
3.8	Conclusion.....	55
4.	Simulations et discussion des résultats .....	57
4.1	Introduction .....	57
4.2	Construction du système sur OLGA .....	57
4.2.1	Composantes du système .....	57
4.2.2	Propriétés des matériaux utilisées.....	58

4.2.3	Géométrie du pipeline .....	59
4.2.4	Enterrement du pipeline .....	62
4.3	Paramètres de la simulation .....	62
4.4	Simulation pour $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .....	63
4.4.1	Etapas de la simulation.....	63
4.4.2	Résultats des simulations .....	68
4.4.3	Discussion des résultats.....	70
4.5	Simulation pour $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .....	72
4.5.1	Résultats des simulations .....	73
4.5.2	Discussion des résultats.....	76
4.6	Simulation pour $T = 27^{\circ}\text{C}$ .....	77
4.6.1	Résultats des simulations .....	78
4.6.2	Discussion des résultats.....	80
4.7	Interprétation des résultats.....	84
4.7.1	Cas après séparation.....	84
4.7.2	Cas sans séparation .....	85
4.8	Conclusion.....	86
5.	Solutions proposées pour éviter l'écoulement multiphasique dans ce cas d'étude .....	88
5.1	Introduction .....	88
5.2	Réduire le diamètre du pipeline.....	88
5.2.1	Cas $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .....	88
5.2.2	Cas $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .....	91
5.2.3	Commentaires et interprétations .....	93
5.3	Réduire la pression de séparation .....	94
5.3.1	Cas : $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .....	94
5.3.2	Cas : $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .....	95
5.3.3	Commentaires et interprétations .....	96
5.4	Utilisation d'une vanne .....	96
5.4.1	Choix du diamètre nominal de la vanne.....	96
5.4.2	Détermination du diamètre nominal optimal de la vanne .....	103
5.4.3	Choix du pourcentage d'ouverture de la vanne .....	103
5.4.4	Détermination du pourcentage d'ouverture optimal de la vanne .....	106
5.5	Conclusion.....	108

Conclusion générale .....	110
Références bibliographiques.....	111
Annexe A.....	115
Annexe B.....	119

## LISTE DES TABLEAUX

**Tableau 4-1:** Mesures du débit d'entrée, de la pression d'arrivée et du GOR pour les trois températures.

**Tableau 4-2 :** Résultats de la pression d'entrée et de sortie à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

**Tableau 4-3:** Résultats du débit liquide total entrant et sortant à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

**Tableau 4-4:** Résultats du débit de gaz à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

**Tableau 4-5:** Résultats du débit total à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

**Tableau 4-6 :** Résultats de la pression d'entrée et de sortie à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^{\circ}C$ .

**Tableau 4-7:** Résultats du débit liquide total entrant et sortant à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^{\circ}C$ .

**Tableau 4-8:** Résultats du débit de gaz à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^{\circ}C$ .

**Tableau 4-9 :** Résultats du débit total à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^{\circ}C$ .

**Tableau 4-10 :** Résultats de la pression d'entrée et de sortie à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^{\circ}C$ .

**Tableau 4-11:** Résultats du débit liquide total  $Q_{LT}$  entrant et sortant à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 27^{\circ}C$ .

**Tableau 4-12:** Résultats du débit de gaz à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 27^{\circ}C$ .

**Tableau 4-13 :** Résultats du débit total à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 27^{\circ}C$ .

**Tableau 5-1 :** Débits d'entrée correspondants aux pressions de séparation 9 Barg et 10 Barg quand  $T = 40,1^{\circ}C$ .

**Tableau 5-2 :** Débits d'entrée correspondant aux pressions de séparation 9 Barg et 10 Barg quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

## LISTES DES FIGURES

**Figure 1.1:** Éléments du système de production pétrolière (Nechem, 2020).

**Figure 1.2:** Régimes d'écoulement dans un pipeline horizontal.

**Figure 1.3:** Régimes d'écoulement dans un pipeline vertical.

**Figure 2.1:** Schéma de l'écoulement bouchon (Belgacem et col., 2015).

**Figure 2.2 :** Slug hydrodynamique (Schlumberger Software, 2016).

**Figure 2.3:** Terrain slug (Schlumberger Software, 2016).

**Figure 2.4:** Pigging slug (Schlumberger Software, 2016).

**Figure 2.5:** Turn up slug (Schlumberger Software, 2016).

**Figure 2.6:** Schéma des éléments qui composent le séparateur.

**Figure 3.1:** Cartes de zones de forage de Hassi Messaoud (présentation du champ de Hassi Messaoud, Décembre 2002).

**Figure 3.2:** Le logiciel OLGA version 2017.2.0.

**Figure 3.3:** Étapes du processus de simulation par OLGA.

**Figure 3.4:** Interface d'OLGA.

**Figure 3.5 :** Illustration du paramètre géométrique de base pour l'écoulement stratifié dans un tuyau, utilisé dans OLGA (OLGA User manuel, 2017).

**Figure 4.1:** Les différentes composantes proposées par OLGA.

**Figure 4.2:** Construction du système sur OLGA.

**Figure 4.3:** Propriétés du matériau sur OLGA.

**Figure 4.4:** Propriétés du matériau acier.

**Figure 4.5:** Propriétés du matériau sable.

**Figure 4.6:** Ajouter une paroi sur OLGA.

**Figure 4.7:** Paramètres de la paroi sur OLGA.

**Figure 4.8:** Propriétés du Flowpath.

**Figure 4.9 :** Le profil d'élévation pour notre cas d'étude.

**Figure 4.10:** La barre d'outils OLGA.

**Figure 4.11:** Propriétés de l'enterrement.

**Figure 4.12 :** Insertion du fichier PVT de  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.13 :** Temps de simulation.

**Figure 4.14:** Choix des modèles de calcul.

**Figure 4.15:** Activation de l'option SLUGTRACKING.

**Figure 4.16:** Introduction des conditions initiales à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.17:** Introduction des conditions aux limites à  $T= 9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.18:** Régulation de la température ambiante à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.19:** Sélection des variables dans PROFILDATA.

**Figure 4.20:** Activation de l'animation 3D.

**Figure 4.21 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6,08398\text{h}$  à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.22:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 12,0842\text{h}$  à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.23:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 18,0842\text{h}$  à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.24:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 24,0841\text{h}$  à  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.25:** Plot 3D de la simulation à  $T= 9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.26 :** Zoom sur le plot 3D de la simulation à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.27:** Variation de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6\text{h}$ ,  $12\text{h}$ ,  $18\text{h}$ ,  $24\text{h}$  pour  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.28:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6,00067\text{h}$  pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.29:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 12,0006\text{h}$  pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.30:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 18,0005\text{h}$  pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.31 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 24,0004\text{h}$  pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.32 :** Plot 3D de la simulation pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.33 :** Zoom sur le plot 3D de la simulation pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.34 :** Variation de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6\text{h}$ ,  $12\text{h}$ ,  $18\text{h}$ ,  $24\text{h}$  pour  $T= 40,1^{\circ}\text{C}$ .

**Figure 4.35:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6,00006h$  pour  $27^\circ C$ .

**Figure 4.36:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 12,0834h$  pour  $27^\circ C$ .

**Figure 4.37:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 18h$  pour  $27^\circ C$ .

**Figure 4.38 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 24h$  pour  $27^\circ C$ .

**Figure 4.39 :** Plot 3D de la simulation pour  $27^\circ C$ .

**Figure 4.40:** Variation de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  pour  $T = 27^\circ C$

**Figure 4.41 :** Variation du débit liquide total  $Q_{LT}$  pour un intervalle de 6h tout au long du pipeline pour  $T = 27^\circ C$

**Figure 4.42:** Variation du débit de gaz  $Q_G$  pour un intervalle de 6h tout au long du pipeline pour  $T = 27^\circ C$ .

**Figure 4.43 :** Variation du débit total  $Q_T$  pour un intervalle de temps 6h tout au long du pipeline pour  $T = 27^\circ C$ .

**Figure 4.44 :** Zoom sur le plot 3D à  $T = 27^\circ C$  partie 1

**Figure 4.45 :** Zoom sur le plot 3D à  $T = 27^\circ C$  partie 2.

**Figure 5.1:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 18 pouces pour  $40,1^\circ C$ .

**Figure 5.2:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 16 pouces pour  $40,1^\circ C$ .

**Figure 5.3:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 14 pouces pour  $40,1^\circ C$ .

**Figure 5.4:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 12 pouces pour  $40,1^\circ C$ .

**Figure 5.5:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 10 pouces pour  $40,1^\circ C$ .

**Figure 5.6:** Arrêt de la simulation pour le diamètre 8 pouces à  $T = 40,1^\circ C$ .

**Figure 5.7:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 18 pouces à  $9,7^\circ C$ .

**Figure 5.8 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 16 pouces pour  $9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.9:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 14 pouces pour  $9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.10 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 12 pouces pour  $9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.11 :** Résultats de la variation de  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et  $P_T$  pour une pression de séparation de 7 Barg quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.12:** Résultats de la variation de  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et  $P_T$  pour une pression de séparation de 7 Barg quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.13 :** Ajout de la vanne dans notre système sur OLGA.

**Figure 5.14:** Insertion de la position de la vanne.

**Figure 5.15:** Insertion du paramètre à étudier.

**Figure 5.16:** Spécification des valeurs propres au diamètre nominale de la vanne.

**Figure 5.17:** Variation du débit liquide total ( $Q_{LT}$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.18:** Variation du débit de gaz ( $Q_G$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.19:** Variation du débit de total ( $Q_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.20:** Variation de la pression ( $P_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.21 :** Variation du débit liquide total ( $Q_{LT}$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.22:** Variation du débit de gaz ( $Q_G$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.23:** Variation du débit total ( $Q_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.24:** Variation de la pression ( $P_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.25 :** Comparaison des résultats de la variation du débit de gaz  $Q_G$  pour les ouvertures 20%, 30% et 40% à  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.26 :** Comparaison des résultats de la variation du débit de gaz  $Q_G$  pour les ouvertures 30%, 40% et 50% à  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.27:** Comparaison des résultats de la variation de la pression  $P_T$  pour les ouvertures 20%, 30% et 40% à  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

**Figure 5.28 :** Comparaison des résultats de la variation de la pression  $P_T$  pour les ouvertures 30%, 40% et 50% à  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

## NOMENCLATURE

	<b>Définition</b>	<b>Unité :</b>
$a$	L'accélération	(m <sup>2</sup> /s)
$A_g$	La surface qu'occupe le gaz	(m <sup>2</sup> )
$A_l$	La surface qu'occupe le liquide	(m <sup>2</sup> )
$c_k$	Fraction massique de la phase k	(-)
$D$	Diamètre du pipeline	(m)
$D_p$	Gradient de pression de l'écoulement	(-)
$E_j$	Energie du terrain	(J)
$F$	La force	(N)
$F_{ji}^l$	Les forces de friction entre l'i-ème et le j-ème champ de masse	(N)
$F_i^w$	Frottements des parois pour une couche i	(N)
$F_k$	La force externe par unité de masse	(N)
$F_s a_i$	La force de tension superficielle agissant sur un volume unitaire de milieu diphasique contenant l'interface	(N)
$G_g$	Débit massique du gaz	(kg/m <sup>3</sup> )
$G_L$	Débit massique du liquide	(kg/m <sup>3</sup> )
$G_i$	La source de masse pour une couche quelconque	(kg)
$G_G$	La source de masse gazeuse	(kg)
$G_{HL}$	La source de masse d'huile dans les couches liquides	(kg)
$G_{WL}$	La source de masse d'eau dans les couches liquides	(kg)
$G_{Hg}$	La source de masse de gouttelettes d'huile dans le gaz	(kg)
$G_{Wg}$	La source de masse de gouttelettes d'eau dans le gaz	(kg)
$h_l$	La profondeur de la couche du liquide	(m)
$H_i$	Enthalpie du terrain	(kJ/mol)
$J$	Vitesse du mélange	(m/s)
$j_k$	Flux volumétrique de la phase k	(m <sup>3</sup> /s)
$j_m$	Flux volumétrique de la mixture	(m <sup>3</sup> /s)
$J_g$	Vitesse apparente du gaz	(m/s)
$J_L$	Vitesse apparente du liquide	(m/s)
$m$	La masse	(kg)
$m_i$	Masse d'une couche i	(kg)
$m_g$	Masse de la couche gazeuse	(kg)
$m_{HL}$	Masse d'huile dans les couches liquides	(kg)
$m_{WL}$	Masse d'eau dans les couches liquides	(kg)
$m_{Hg}$	Masse d'eau dans les couches liquides	(kg)
$m_{Wg}$	Masse d'eau dans le gaz	(kg)
$m_{Hg}$	Masse d'huile dans le gaz	(kg)
$m_h$	La masse associée à l'huile	(kg)
$m_w$	La masse associée aux couches d'eau	(kg)
$m_L$	La masse d'une phase L	(kg)
$M_k$	Source moyenne du moment interfacial pour la phase k	(N.m.J/rad)
$M_m$	La somme des forces dues à la tension de surface	(N)
$P_b$	Pression de bulle	(Pa/Bar)
$P_i$	Pression des couches i	(kg)
$P_k$	Pression de la phase k	(Pa/Bar)

$P_m$	Pression du mélange	(Pa/Bar)
$P_r$	Pression du réservoir	(Pa/Bar)
$P_{wf}$	Pression du fond de puit	(Pa/Bar)
$Q$	Flux thermique à travers la paroi du pipeline	(J/s)
$Q_k$	Source de chaleur externe	(J)
$Q_{LT}$	Débit liquide total	(m <sup>3</sup> /j)
$Q_T$	Débit total	(m <sup>3</sup> /j)
$Q_G$	Débit de gaz	(m <sup>3</sup> /j)
$S$	Enthalpie de la source	(kJ /mol)
$S_D$	Glissement de distribution	(-)
$S_g$	Le périmètre mouillé pour la phase gazeuse	(m)
$S_{gl}$	Périmètre de l'interface gaz-liquide	(m)
$S_l$	Le périmètre mouillé pour la phase liquide	(m)
$T$	La température	(°C)
$T_{ij}$	Le transfert d'Energie entre les domaines	(J)
$u_k$	Composante fluctuante de la vitesse	(m/s)
$u_{sg}$	Vitesse superficielle du gaz	(m/s)
$u_{sL}$	Vitesse superficielle du liquide	(m/s)
$U_g$	La vitesse de bulles de gaz moyenne	(m/s)
$U_G$	La vitesse de gaz	(m/s)
$U_{Hg}$	La vitesse d'huile dans le gaz	(m/s)
$U_{Hl}$	La vitesse d'huile dans les couches liquides	(m/s)
$U_i$	La vitesse à un point i	(m/s)
$U_l$	La vitesse du liquide moyenne	(m/s)
$U_L$	La vitesse de la phase L	(m/s)
$u_{Mk}$	Vitesse de diffusion c'est-à-dire la vitesse de phase par rapport au centre de la masse du mélange	(m/s)
$U_r$	La vitesse relative	(m/s)
$U_{Wg}$	La vitesse d'eau dans le gaz	(m/s)
$U_{Wl}$	La vitesse d'eau dans les couches liquides	(m/s)
$V_i$	La vitesse de la couche i	(m/s)
$\alpha_h$	Fraction de volume de la couche de l'huile	(-)
$\alpha_k$	Fraction du volume de la phase k	(-)
$\alpha_L$	Liquide hold-up	(-)
$\alpha_g$	Taux du vide	(-)
$\alpha_w$	Fraction de volume de la couche de l'eau	(-)
$\lambda$ et $\psi$	Paramètres de la carte de Baker	(-)
$\rho_i$	Masse volumique pour la couche i	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_h$	Masse volumique de l'huile	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_k$	Masse volumique de la phase k	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_m$	Masse volumique du mélange	(kg/m <sup>3</sup> )
$\varphi$	L'inclinaison du pipeline	Degré °
$\rho_w$	Masse volumique de l'eau	(kg/m <sup>3</sup> )
$\delta_l$	La moitié de l'angle du liquide mouillé	(Degré °)
$\partial_t$	La différenciation dans le temps	(-)
$\partial_z$	La différenciation dans l'espace	(-)

$\Psi_{ji}$	Le taux de transfert de masse entre le jème et le ième champ de masse	(-)
$\Psi_{ji}^+$	Contribution nette du champ de masse i à j	(-)
$\Psi_{ji}^-$	Contribution nette du champ de masse j à i.	(-)
$\Psi_{Hg \rightarrow Hl}$	Le taux de transfert de masse entre la masse d'huile dans le gaz et la masse d'huile dans les couches liquides	(-)
$\Psi_{Wg \rightarrow Wl}$	Le taux de transfert de masse entre la masse d'eau dans le gaz et la masse d'eau dans les couches liquides	(-)
$\Gamma_k$	Taux de génération de masse par la phase k à l'interface, $\Gamma_k = 0$ lors de la conservation de la masse à l'interface	(-)
$\tau_k$	Tenseur de contrainte visqueuse moyenne	(Pa.N.m)
$\tau_{Tm}$	Tenseurs de contraintes turbulentes	(Pa.N.m)
$\tau_m$	Tenseurs de contraintes visqueuses	(Pa.N.m)
$\tau_{Dm}$	Tenseurs de contraintes de diffusion moyennes dues au glissement de phase	(Pa.N.m)
$\Phi_k$	Fonction caractéristique de la phase k	(-)
$v_k$	Vitesse de la phase k	(m/s)
$U_k$	Energie interne par unité de masse	(J/kg)

## Principales abréviations

CFD : Computational Fluid Dynamics

PVT : Pression, Volume, Température

GOR : Gas Oil Ratio

## Listes des conversions

1 Barg	1,01325 Bar
1 pouce	0,0254 m

## Vocabulaire pétrolier

**Duse** : Petit orifice calibré, limitant le débit d'un tuyau sous pression.

**Flow assurance** : garantir un débit efficace et économique du flux d'hydrocarbures du réservoir au point de vente.

**Gas Oil Ratio (GOR)** : Le rapport entre le volume de gaz qui sort de la solution et le volume d'huile dans des conditions standard.

**Hydrate** : Les hydrates sont des composés formés par l'union d'eau et d'une autre substance.

**Manifold** : Dispositif qui collecte les fluides provenant de plusieurs pipelines et les redistribue dans diverses directions.

**Offshore** : Une exploitation d'hydrocarbures, pétrole et/ou gaz, est donc dite « offshore » lorsqu'elle se trouve en pleine mer. Elle est opérée à partir de plateformes fixes ou flottantes ancrées au fond de la mer.

**Onshore** : Un terme anglais qui désigne l'exploration, la recherche, un forage, une production à terre ou un gisement de pétrole à terre.

**Pipeline** : Ouvrage destiné à transporter, sous pression et sur de grandes distances, des matières fluides.

**Plot** : Fonction utilisée pour créer une représentation graphique des variables.

**Riser** : Un riser ou tube prolongateur est un pipeline (tuyau) utilisée pour relier le fond de la mer avec une plate-forme pétrolière. Sa fonction est de faire remonter le pétrole ou le gaz exploité à la surface.

**Tubing** : Ce sont des tuyaux normalisés par American Petroleum Institute (API).

# **Introduction générale**

## **Introduction générale**

Les écoulements multiphasiques englobent un vaste domaine, une multitude de contextes technologiques différents, un large spectre d'échelles différentes, et un large éventail de domaines d'applications tels que les hydrocarbures, l'énergie, la chimie, l'alimentation, le biomédical, la métallurgie, le nucléaire, et l'ingénierie hydraulique.

Dans l'industrie du pétrole et du gaz, ils jouent un rôle clé en raison de leur présence dans de nombreuses phases de la production et du transport du pétrole et du gaz, De ce fait il y a une demande croissante pour modéliser et prédire le comportement dynamique de ce type d'écoulement. Ainsi, les études sur la distribution des phases sont fondamentales pour donner un aperçu du phénomène et des perspectives d'application.

Cependant, ce type d'écoulement est très complexe compte tenu de la nature infiniment déformable de l'interface et peut engendrer des problèmes néfastes, tel que l'apparition de l'écoulement bouchons (slug).

La dynamique des fluides multiphasique a suscité un grand intérêt ces dernières années, ce qui a conduit à de nombreuses avancées notables dans les études expérimentales, analytiques et numériques dans ce domaine.

Une interaction étroite entre les modélisateurs numériques et d'autres chercheurs est indispensable pour résoudre les nombreux problèmes liés à l'apparition de ce phénomène, La théorie et les expériences sont essentielles pour la validation et la vérification des méthodes numériques, ces dernières apportant de nouvelles idées sur l'interprétation des résultats expérimentaux et suggèrent de nouvelles directions de recherche théorique.

Notre projet de fin d'étude se résume en la résolution d'une problématique réelle dans le domaine pétrolier, à l'aide du logiciel de simulation OLGA, Ainsi ce travail rend compte des travaux de recherche expérimentale, théorique et numérique en mettant l'accent sur les contributions à l'étude de l'écoulement multiphasique afin de remédier à ce problème.

La problématique abordée lors de ce travail concerne un phénomène apparu lors d'un processus d'une expédition d'hydrocarbures à Hassi Messaoud qui est l'augmentation du débit d'un fluide transporté tout au long d'un pipeline supposé monophasique et en régime permanent.

Les points suivants ont été abordés :

### **Chapitre 1 :**

Ce premier chapitre introduit notre travail en énumérant les points théoriques essentiels concernant le système de production en premier lieu, et les écoulements multiphasiques en deuxième lieu, commençant par une définition générale ainsi que les différentes configurations qui peuvent apparaître ainsi que les principaux paramètres qui gouvernent les écoulements liquide-gaz.

### **Chapitre 2 :**

Dans ce chapitre, les écoulements bouchons (slug flow) ont été présentés ainsi que leurs mécanismes de formation, les différents types de slug qui peuvent apparaître selon le système et les solutions pour éviter ce type d'écoulement.

**Chapitre 3 :**

Ce chapitre est consacré tout d'abord à la problématique et à la présentation de la zone d'étude. Par la suite, les équations de base qui régissent notre type d'écoulement ont été introduites. Pour terminer, une présentation a été faite sur le logiciel de simulation OLGA ainsi que ses équations.

**Chapitre 4 :**

Ce chapitre est consacré à la simulation en elle-même. Les étapes de la simulation pour les différents cas d'étude ont été énumérées ainsi que les résultats accompagnés de discussions et d'interprétations.

**Chapitre 5 :**

Ce cinquième chapitre concerne les solutions pour atténuer, voire d'annuler, le phénomène multiphasique dans notre cas d'étude. Chaque solution a été simulée à l'aide du logiciel OLGA et interprétée afin de vérifier son efficacité et sa performance.

Enfin, une conclusion a été faite sur les points les plus importants de ce mémoire ainsi qu'une perspective pour diriger la continuité de ce travail.

# **Chapitre 1**

## **Généralités et notions de bases sur les écoulements multiphasiques**

# 1. Généralités et notions de bases sur les écoulements multiphasiques

## 1.1 Introduction

Contrairement aux écoulements monophasiques, les écoulements multiphasiques sont instables et plus complexes en termes de modélisation, c'est pourquoi il est important de comprendre les caractéristiques de ces phénomènes afin d'atténuer les problèmes qu'ils peuvent engendrer au niveau du système de production pétrolière et pouvoir faire, par la suite, l'optimisation des équipements de production et la prise de décisions opérationnelles telle que la fermeture du puit.

Afin d'identifier les caractéristiques de l'effluent, une analyse de Pression-Volume-Température (PVT) doit se faire dans un laboratoire sur un échantillon pour déterminer les composants de l'effluent et tracer les courbes PVT pour pouvoir situer le point de bulle qui est un paramètre important dans notre cas. Une fois cette analyse faite, l'effluent recueilli en surface est transporté vers un séparateur afin de séparer la phase liquide de la phase gazeuse, pour enfin expédier le fluide, résultant de la séparation, vers une station de traitement par un réseau de pipelines.

Dans les écoulements multiphasiques, le calcul et la description des phases se font pour une configuration donnée de l'écoulement que nous appellerons, dans ce chapitre, « les régimes d'écoulement ».

Afin de modéliser les écoulements multiphasiques et les mettre en équations, il est primordial de connaître les paramètres qui les gouvernent afin de pouvoir établir un modèle mathématique et comprendre leur comportement dans les pipelines.

Dans ce premier chapitre, nous allons présenter des généralités et notions de bases sur les écoulements multiphasiques que nous utiliserons comme support théorique dans la partie pratique.

## 1.2 Les systèmes de production dans l'industrie pétrolière

### 1.2.1 Qu'est-ce qu'un système de production ?

Un système de production pétrolière est composé de plusieurs éléments majeurs (Figure 1.1). Chaque élément de ce système est lié à tous les autres éléments, la performance de l'un influence celle de tous les autres et à son tour affecte la performance globale du puits. Comprendre ces relations et utiliser ces connaissances pour optimiser les performances constituent l'objectif de l'analyse des systèmes de production pétrolière (*Nechem, 2020*).

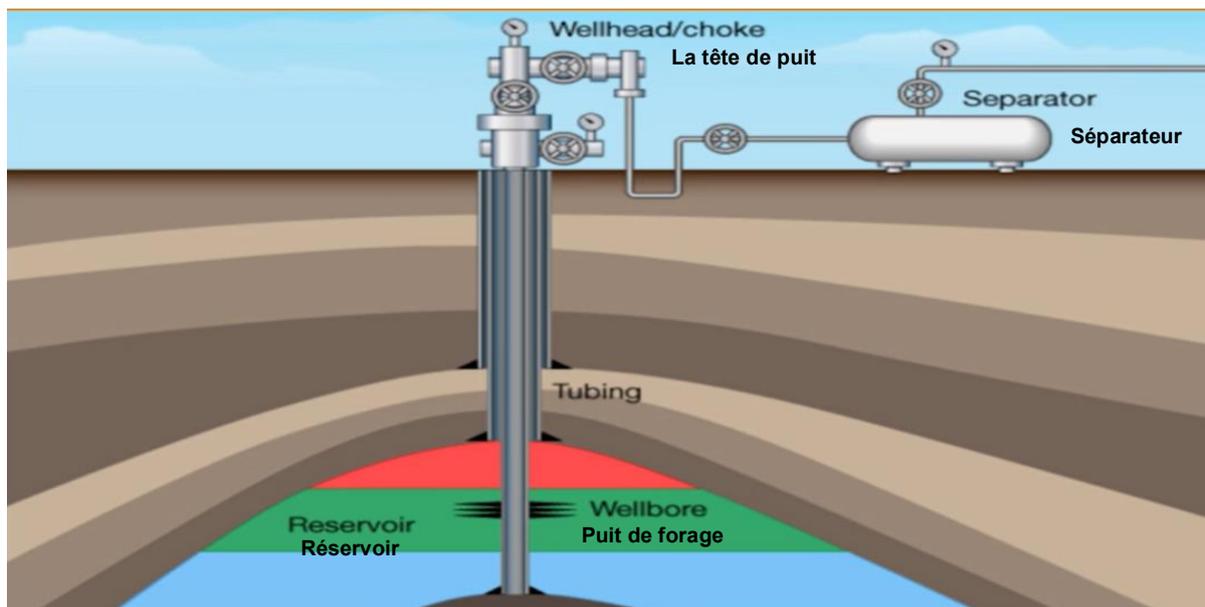


Figure 1.1: Éléments du système de production pétrolière (Nechem, 2020).

## 1.2.2 Optimisation de la production pétrolière

L'optimisation fait référence aux différentes activités de mesures, d'analyse de modélisation et de mise en œuvre d'action visant à améliorer la productivité d'un champ, réservoir, puits, surface.

L'optimisation de la production est une pratique fondamentale pour assurer la récupération des réserves développée tout en maximisant le rendement, un des volets les plus importants de l'optimisation est l'étude de la performance des puits (Nechem, 2020).

## 1.2.3 L'analyse PVT

L'objectif principal des systèmes de production est de maximiser la récupération des hydrocarbures en un minimum de temps et avec un minimum de dépenses. Afin de réaliser cette optimisation, il faut anticiper le comportement volumétrique et phasique des hydrocarbures produits lorsqu'ils quittent le réservoir, remontent dans les tubes, traversent les séparateurs de surface et s'acheminent dans les pipelines (Freys and al., 1978).

Les tests de pression-volume-température (PVT) sont faits, dans un laboratoire, sur un échantillon d'hydrocarbure pour déterminer son comportement et ses propriétés afin de simuler ce qui se passe dans le réservoir et à la surface pendant la production.

La première chose à faire lors d'une analyse PVT est de déterminer la pression de bulle, c'est la pression à partir de laquelle la première bulle de gaz se libère du fluide. Cet essai s'appelle essai de libération éclair, il se fait sur une petite quantité de fluide du réservoir prélevé en fond

du puits ou en surface dans le séparateur. Cet essai est important pour décrire la façon dont le gaz se forme à partir du pétrole lorsque la pression tombe au-dessous de la pression de bulle.

### 1.3 Les écoulements multiphasiques

#### 1.3.1 Définition

En mécanique des fluides lorsqu'on parle de multiphasique, on fait référence à un écoulement où il y a une coexistence de deux ou plusieurs phases distinctes de fluide s'écoulant simultanément dans un pipeline. La phase est généralement associée à une classe de matière (c'est-à-dire solide, liquide ou gaz) ayant une réponse dynamique particulière à l'écoulement.

Les écoulements multiphasiques peuvent apparaître au niveau du réservoir, du tubing et des lignes de surface sous différentes possibilités de flux simultanés, nous pouvons en citer :

- Mélange gaz-solide ;
- Mélange gaz-liquide ;
- Mélange liquide-solide ;
- Mélange liquides immiscibles.

##### 1.3.1.1 La phase liquide

Dans un écoulement multiphasique contenant une phase liquide, le liquide peut être considéré comme étant la phase continue du mélange contenant des éléments dispersés de solides (particules), de gaz (bulle) ou d'autres liquides (gouttes). Dans d'autres cas, comme la formation de gouttelettes en suspension dans une phase gazeuse, la phase liquide est considérée discontinue (*Sadrehaghghi, 2020*).

##### 1.3.1.2 La phase solide

La phase solide d'un écoulement multiphasique se présente sous la forme de grumeaux ou de particules qui sont entraînés dans l'écoulement. L'échelle des composants individuels et les mouvements des fluides associés ont un impact important sur les caractéristiques de mouvement du solide (*Sadrehaghghi, 2020*).

##### 1.3.1.3 La phase gazeuse

En termes de réaction de force, un gaz a les mêmes propriétés qu'un liquide en tant que fluide. Il possède toutefois la propriété essentielle d'être extrêmement compressible (contrairement aux liquides et aux solides) (*Sadrehaghghi, 2020*).

#### 1.3.2 Les régimes d'écoulement

Lorsque l'écoulement transitoire apparaît dans le pipeline, le principe de conservation de la masse n'est plus valable, car c'est un régime qui présente des instabilités au niveau du débit

massique. En général, le débit massique sortant n'est pas le même que le débit massique entrant, par conséquent l'estimation de la production à l'arrivée du pipeline dans la station de traitement ne peut être faite car la valeur du débit massique mesurée n'est pas représentative.

A cet effet, la propriété la plus importante d'un écoulement multiphasique est sa configuration l'interface entre les différentes phases peut être définissable, mais dans certains cas elle peut prendre des formes aléatoires. Ces configurations apparaissent suite à la manifestation de plusieurs paramètres tels que la vitesse et le débit de chaque phase ainsi que les propriétés du fluide, la pression, le flux de chaleur imposé au niveau de la paroi, la géométrie du pipeline et le sens de l'écoulement.

Il existe plusieurs régimes d'écoulement que nous allons classer en deux catégories selon la mise en place du pipeline (horizontal ou vertical).

### 1.3.2.1 Les écoulements dans un pipeline horizontal

On distingue, dans ce cas, les cinq configurations suivantes :

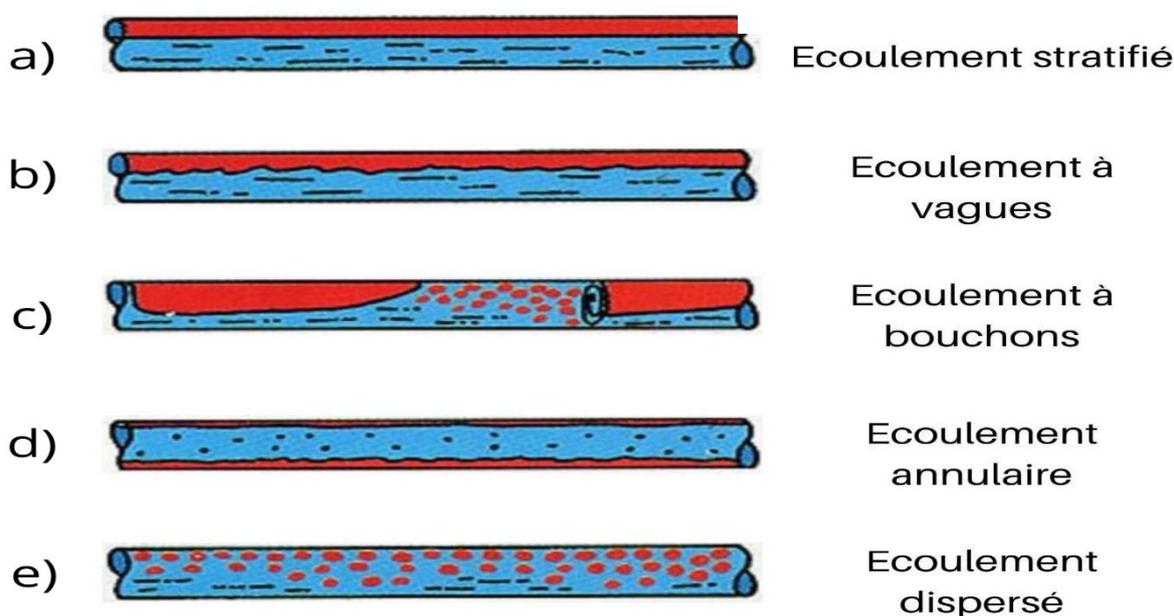


Figure 1.2: Régimes d'écoulement dans un pipeline horizontal.

#### 1.3.2.1.1 Écoulement stratifié (Stratified smooth flow)

A grande vitesse, la différence de masse volumique entre la phase gazeuse et la phase liquide engendre principalement ce type d'écoulement, provoquant ainsi leur séparation à travers une interface lisse et bien définie de telle sorte que le gaz circule dans la partie haute du pipeline au-dessus du liquide (Figure 1.2.a) (*Delhaye, 1984 ; Barderas & Maciel, 2020*).

#### **1.3.2.1.2 Écoulement à vagues (Stratified wavy flow)**

Quand la vitesse du gaz devient suffisamment grande, de petites formes de vagues apparaissent sur l'interface liquide-gaz, ces vagues peuvent former un léger brouillard qui va se déplacer avec le gaz, plus vite que le liquide (Figure 1.2.b) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

#### **1.3.2.1.3 Écoulement à bouchons (Slug /Plug flow)**

Lorsque le débit du gaz augmente, les bulles fusionnent pour donner lieu à des poches allongées et séparées par des bouchons de liquide de sections voisines de celle du pipeline. Ces poches allongées sont appelées bulles de Taylor.

L'écoulement se fait avec alternance de bouchons de gaz et de liquide. Par conséquent, l'interface entre les deux phases n'est pas très bien définie (Figure 1.2.c) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

#### **1.3.2.1.4 Écoulement annulaire (Annular flow)**

Le liquide s'écoule comme un film sur les parois internes du pipeline, formant ainsi un anneau. Quant au gaz, il s'écoule au centre du pipeline.

La gravité fait que le film est plus épais au fond du tuyau, mais lorsque la vitesse du gaz augmente, le liquide sera entraîné sous forme de gouttelettes et par conséquent, l'épaisseur du film liquide diminue (Figure 1.2.d) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

#### **1.3.2.1.5 Écoulement dispersé (Mist flow)**

L'écoulement dans ce cas est appelé "écoulement de brouillard". Quand la vitesse du gaz est très élevée, le film liquide disparaît car la phase gazeuse, qui est considérée dans ce cas comme étant la phase continue du mélange, entraîne la quantité de liquide sous forme de gouttelettes dispersées dans le gaz. Cette configuration existe pour des vitesses de gaz de surface de 20 m/s à 30 m/s (Figure 1.2.e) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

### **1.3.2.2 Les écoulements dans un pipeline vertical**

La pesanteur influence sur la séparation des phases dans les pipelines verticaux. Il existe quatre configurations pour ce type d'écoulement que nous allons présenter comme suit :

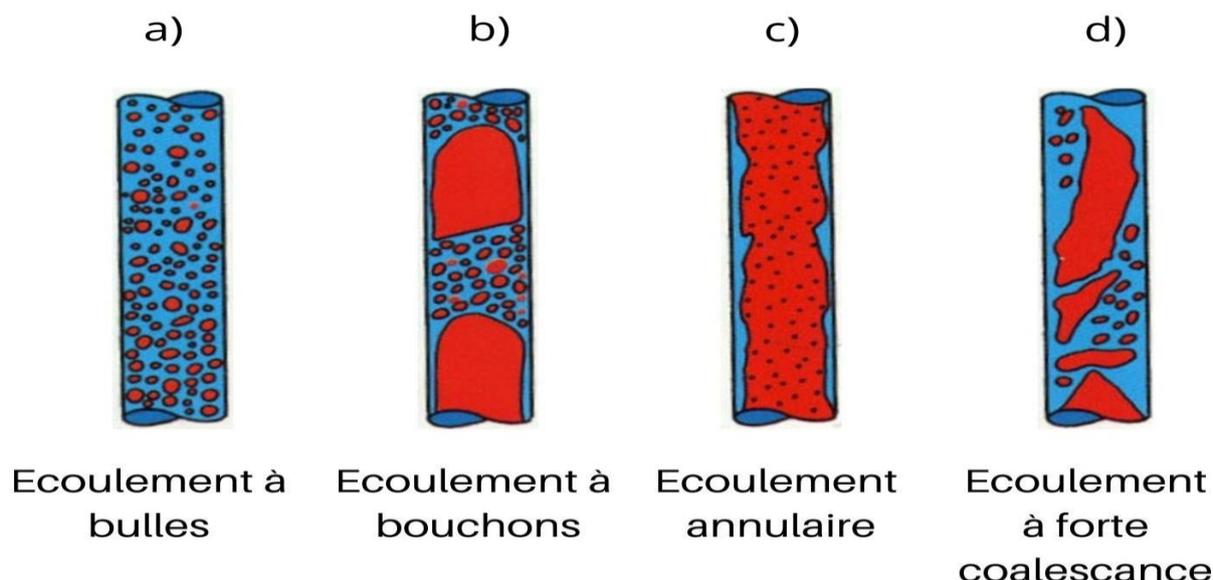


Figure 1.3: Régimes d'écoulement dans un pipeline vertical.

#### 1.3.2.2.1 Écoulement à bulles (Bubble flow)

Cet écoulement consiste en une phase liquide continue dans laquelle la phase gazeuse est dispersée sous forme de bulles. Ces dernières se déplacent selon un mouvement complexe dans l'écoulement. En général, elles peuvent fusionner et sont de taille non uniforme. Dans certains cas, elles se rassemblent principalement au centre du tuyau, dans d'autres, près des parois du tuyau (Figure 1.3.a) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

#### 1.3.2.2.2 Écoulement à bouchons (Slug flow)

Cet écoulement se produit lorsque la coalescence des bulles commence et que la taille de ces dernières tend vers celle de pipeline. Ces bulles en forme de balles, souvent appelées bulles de Taylor, s'écoulent dans le pipeline entouré d'un mince film de liquide. La pellicule de liquide entre les bulles de Taylor contient souvent une dispersion de bulles plus petites (Figure 1.3.b) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

#### 1.3.2.2.3 Écoulement annulaire (Annular flow)

L'écoulement annulaire est caractérisé par un liquide se déplaçant sous forme de film sur les parois du canal. Une partie du liquide peut également être transportée sous forme de gouttelettes dans le noyau gazeux central (Figure 1.3.c) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

#### 1.3.2.2.4 Écoulement à forte coalescence (Churn flow)

Ce régime d'écoulement est présent dans les pipelines verticaux, de telle sorte qu'en augmentant la vitesse du gaz, le liquide qui descend autour des bouchons de gaz s'arrête

pratiquement, ce qui provoque l'instabilité des bulles de Taylor et leur rupture. A cet effet, le mélange s'écoule de façon turbulente et ses éléments structurels continuent de s'effondrer et de se reformer. Ce type d'écoulement se présente dans une large gamme de vitesses de surface du gaz (Figure 1.3.d) (*Delhaye, 1984; Barderas & Maciel, 2020*).

### 1.3.3 Les pertes de charge

La variation de l'énergie potentielle et cinétique du fluide et les frottements sur les parois du pipeline créent des pertes de charge lors de l'écoulement du fluide. Les pertes de charge totales sont exprimées comme suit :

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{totale}} = \left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{gravitationnelle}} + \left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{frottement}} + \left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{accélération}}$$

Pour un pipeline vertical, les pertes de charge gravitationnelles peuvent atteindre jusqu'à 80% du gradient de pression totale.

Pour un pipeline horizontal, les pertes de charges dues par frottement varient de 80 à 100% du gradient de pression totale.

Quant aux pertes de charge dues par accélération, elles sont, en général, négligeables lorsqu'il n'y a pas de changement de section brusque du pipeline (*Ziouani, 2020*).

## 1.4 Cas d'apparition des écoulements multiphasiques dans le système de production

Les écoulements multiphasiques peuvent apparaître au niveau du réservoir, au niveau du tubing ainsi qu'en surface dans les cas suivants.

### 1.4.1 Réservoir à huile

Nous distinguons, à ce niveau, deux cas :

- Lorsque la pression du réservoir est inférieure à la pression de bulles ( $P_r < P_b$ ), des bulles de gaz commencent à se former, c'est de là que l'écoulement multiphasique fait son apparition et ce dès la mise en production du champ.
- Lorsque la pression du réservoir est supérieure à la pression de bulles et que celle-ci est supérieure à la pression du fond ( $P_r > P_b$  et  $P_{wf} < P_b$ ), l'écoulement demeure monophasique dans le réservoir mais devient diphasique au voisinage du puits (*Ziouani, 2020*).

### 1.4.2 Réservoir de gaz à condensat

Lorsque la pression du réservoir chute au-dessous de son point de rosée (dew line), une partie du liquide condensat apparaît dans le réservoir due à la formation de gouttelettes de liquide dans la phase gazeuse (*Ziouani, 2020*).

### 1.4.3 Le long du tubing

La chute de pression le long de la colonne de production favorise l'écoulement multiphasique. De plus, l'injection du gaz lift au niveau du tubing enrichit davantage la présence du gaz dans le mélange (*Ziouani, 2020*).

### 1.4.4 Dans les lignes de surface

Avec le changement de pression et de température en surface, le fluide change de composition et par conséquent, il peut passer d'une phase à une autre, donc l'écoulement multiphasique devient plus visible (*Ziouani, 2020*).

## 1.5 Les différents paramètres qui gouvernent les écoulements multiphasiques

Les écoulements multiphasiques sont caractérisés par plusieurs paramètres :

### 1.5.1 Les fractions de fluides

Pour distinguer et quantifier la présence des deux phases liquide et gazeuse dans les écoulements multiphasiques, on fait appel à des paramètres caractérisant l'écoulement (*Ravelet, 2014*).

#### 1.5.1.1 Liquide Hold-up

Ce phénomène apparaît lorsque le gaz circule à très grande vitesse laissant derrière lui un liquide, il est alors défini comme la fraction d'un élément du pipeline qui est occupée par du liquide au même instant. Il représente, mathématiquement, le rapport entre la section occupée par le liquide sur la section totale :

$$\alpha_L = \frac{A_L}{A} \quad (1.1)$$

La détermination du liquide holdup up est très critique, car ce dernier a une grande influence sur le débit et il contrôle le régime d'écoulement ainsi que la courbe de pression.

On en distingue deux types de liquide hold-up :

- **Liquide hold-up no slip** : le liquide et le gaz circulent à la même vitesse, la fraction du volume du pipeline est égale à la fraction du débit volumétrique.

- **Liquide hold-up slip** : le liquide circule plus lentement que le gaz et occupe une fraction plus large du pipeline (*Ravelet, 2014*).

### 1.5.1.2 Le taux du vide

Ce rapport est très utilisé dans les calculs de thermo hydraulique diphasique, il représente le rapport entre la surface occupée par le gaz et la surface totale de la section (*Ravelet, 2014*).

$$\alpha_g = \frac{A_g}{A} \quad (1.2)$$

### 1.5.1.3 Le water Cut

Représente le rapport du débit d'eau sur la somme du débit d'eau et du débit d'huile présents dans la section (*Ravelet, 2014*).

$$WC = \frac{Q_w}{Q_w + Q_{oil}} \quad (1.3)$$

## 1.5.2 Les vitesses

### 1.6.2.1 Vitesses superficielles

On en distingue deux, vitesse superficielle liquide  $J_l$  et vitesse superficielle gazeuse  $J_g$

$$J_i = \frac{Q_i}{A} \quad (1.4)$$

Tel que i représente le liquide ou bien le gaz (*Ravelet, 2014*).

### 1.6.2.2 Vitesse de mélange

Elle représente la somme des vitesses superficielles selon les phases (*Ravelet, 2014*) :

$$J = \sum_{phases}^i J_i \quad (1.5)$$

## 1.5.3 Débit massique

Le débit massique surfacique G par unité de section est :

$$G = \frac{m}{A} \quad (1.6)$$

Le débit massique G pour chaque phase est donné par (*Ravelet, 2014*) :

$$G = \frac{(1-x)m}{A} = (1-x)G \quad (1.7)$$

Tel que :

$$x = \frac{m_g}{m} \quad (1.8)$$

## 1.5.4 Les densités

On distingue la densité du liquide  $\rho_l$  et densité du gaz  $\rho_g$  (*Ravelet, 2014*).

## **1.6 Conclusion**

Les écoulements multiphasiques se produisent dans de nombreux domaines industriels. Ils sont classés en fonction de la distribution spatiale de l'interface des différentes phases (stratifié, bulle, bouchon, annulaire,) qui dépend de plusieurs critères que nous appelons paramètres d'écoulement, de telle manière que chaque configuration possède ses propres caractéristiques. L'identification des régimes d'écoulement demeure donc une étape très importante afin de mieux cerner le phénomène et d'éviter qu'il provoque une diminution de la production.

Plusieurs configurations se produisent dans les écoulements multiphasiques, notamment l'écoulement intermittent. Ce régime est fréquemment rencontré dans l'industrie pétrolière et est étudié depuis de nombreuses années. Cependant, la nature de ces écoulements n'a pas encore été pleinement comprise. Ceci est principalement dû à leur complexité, leur irrégularité et leur intermittence. Dans des situations extrêmes, les écoulements intermittents peuvent être à l'origine de l'endommagement des pipelines et de la mauvaise gestion de la production pétrolière.

## **Chapitre 2**

### **L'écoulement bouchon « Slug flow »**

## 2. L'écoulement bouchon « Slug flow »

### 2.1 Introduction

Dans les développements actuels et futurs des champs pétrolifères a lieu un intérêt croissant pour les systèmes de production dans lesquels circulent les fluides dans de longues distances par pipeline. Cependant plusieurs problèmes peuvent être rencontrés lors de ce processus, notamment l'apparition de bouchons de liquide et de gaz appelé Slug.

Ce phénomène se produit lorsqu'on a un écoulement multiphasique, il peut avoir une influence significative à la fois sur l'exploitabilité de l'installation de traitement et sur la construction mécanique du système de canalisation. Ce régime d'écoulement peut provoquer de grandes variations dans les débits de gaz et d'huile, ce qui peut entraîner des dommages mécaniques aux raccords et aux supports des pipelines.

Afin de remédier à ce problème, plusieurs techniques ont été proposées, la conception du séparateur ou récupérateur de bouchons est donc très dépendante des caractéristiques prévues de l'écoulement bouchon.

### 2.2 La structure de l'écoulement bouchon

Lorsque du gaz et du liquide s'écoulant dans un pipeline, on peut observer une configuration de bouchons de liquide et de poches de gaz qui couvrent toute la section transversale et se déplacent par intermittence vers l'aval (figure 2.1), ce qui entraîne un comportement hydrodynamique intrinsèquement instable.

La manière dont les bouchons se forment est très importante pour prédire les conditions d'initiation et de formation de ces bouchons (*Hill and al., 1999*).

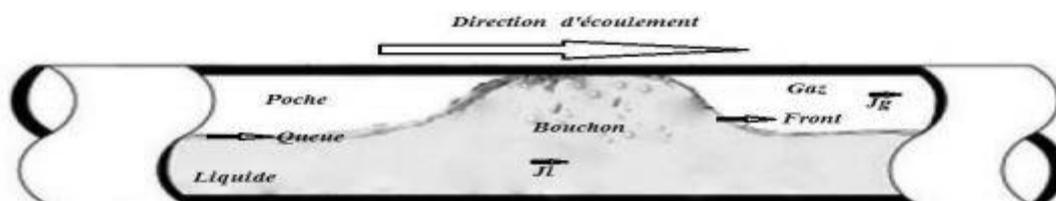


Figure 2.1: Schéma de l'écoulement bouchon (*Belgacem et col., 2015*).

L'écoulement intermittent est le régime dominant dans les pipelines horizontaux et quasi horizontaux, et c'est aussi le plus compliqué. Cette complexité est due à l'intermittence de l'écoulement et aux écarts de vitesse importants entre les différentes régions du slug. Les cartographies d'écoulement classiques montrent que l'écoulement bouchon existe pour une

large gamme de débits de gaz et de liquide. Toutes les variables de conception importantes telles que les profils de vitesse du gaz et du liquide et la chute de pression varient en présentant des fluctuations, même lorsque les débits d'entrée du liquide et du gaz sont constants. Cela rend la prédiction des caractéristiques de l'écoulement par bouchon (longueur du bouchon, fréquence et liquide holdup) difficile et délicate (*Belgacem et col., 2015*).

Dans l'industrie pétrolière, le phénomène du slug est un défi majeur pour l'assurance de l'écoulement. La fréquence du slug est considérée comme le paramètre le plus significatif associé à l'écoulement, elle est définie comme le nombre de slug passant devant un observateur stationnaire par unité de temps. Il est essentiel de déterminer ce paramètre pour assurer le dimensionnement correct des pipelines (*Belgacem et col., 2013*).

## 2.3 Les différents types de Slug

Il existe plusieurs types de slug qui peuvent apparaître dans un système de production, chaque type correspond à un cas particulier dont les conditions de pression et de débit sont différentes.

### 2.3.1 Slug hydrodynamique

Ce type de slug se produit dans un système normal de pipeline horizontal, lorsque ce dernier sera complètement rempli du liquide transporté, qui est généralement de l'huile (brut), puis complètement rempli de gaz. Un très grand slug liquide peut être formé par la suite dans l'installation. La pression en amont varie en fonction de l'apparition des slug c'est-à-dire lorsque le nombre de slug augmente, la pression en amont augmente systématiquement.

La variation du débit dans ce cas est très remarquable. Si le système de pipeline n'est pas conçu pour gérer un tel débit, nous devons arrêter le système, c'est pourquoi il est essentiel de simuler le phénomène afin de bien le visualiser et de prévoir les dégâts causés pour l'atténuer (*Trick, 2016*).

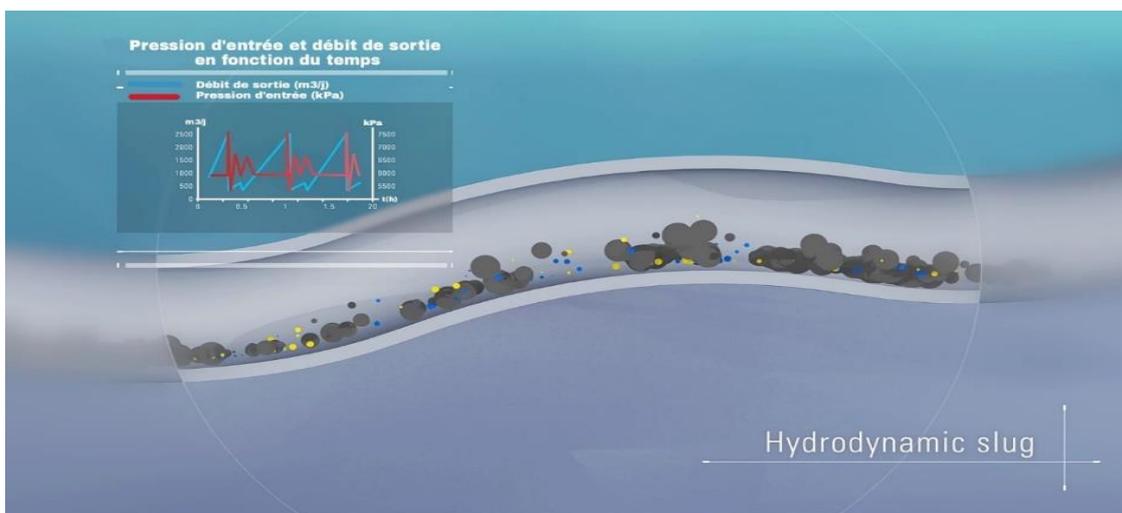


Figure 2.2 : Slug hydrodynamique (Schlumberger Software, 2016).

### 2.3.2 Terrain slug

Ce type de slug apparaît lorsqu'il y a une accumulation de fluide dans un point bas du pipeline à cause des différentes inclinaisons et singularités que peut avoir le profil du pipeline transportant le fluide de l'amont vers l'aval. Le liquide bloque l'écoulement et le gaz continue d'exercer une pression derrière le liquide bloqué, une pression assez importante pour libérer le liquide, par la suite il y aura une accumulation de plusieurs slug.

On retrouve ce phénomène lorsque le profil topographique du terrain sur lequel le pipeline est posé est caractérisé par des élévations importantes (présences de montagnes et collines), il est parfois difficile de contourner ces reliefs pour des raisons technico économique (Trick, 2016).

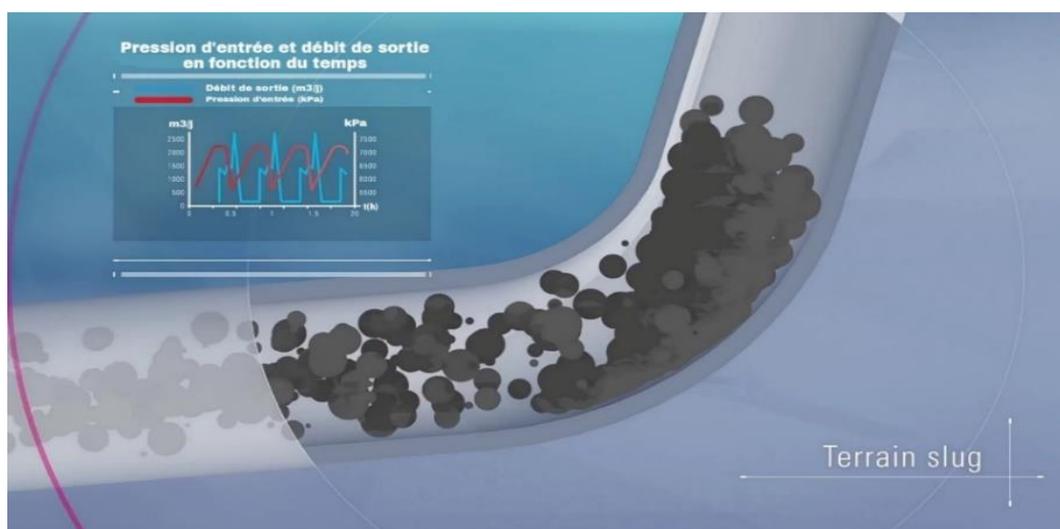


Figure 2.3: Terrain slug (Schlumberger Software, 2016).

### 2.3.3 Pigging slug

Le pigging est une pratique consistant à utiliser un racleur dont le diamètre est le même que celui du diamètre intérieur du pipeline afin d'assurer l'inspection et l'entretien des canalisations et cela sans stopper l'écoulement du fluide. Durant le début de l'opération, le racleur pousse tous les fluides et frotte les solides assez mous (comme la cire) se trouvant à l'intérieur du pipeline. Au fur et à mesure que le racleur se déplace tout au long du pipeline, un volume de liquide s'accumule et sera expulsé hors du système une fois arrivé à la sortie du pipeline. Ce type de slug est le plus grand slug que nous pouvons observer car il transporte tout le liquide contenu dans le pipeline (Trick, 2016).

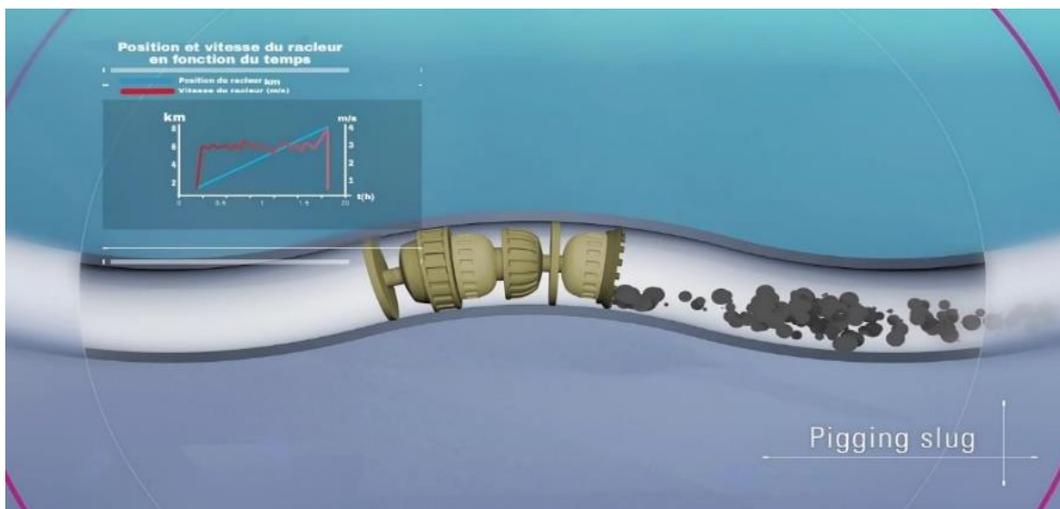


Figure 2.4: Pigging slug (Schlumberger Software, 2016).

### 2.3.4 Turn-up slugging

Ce phénomène est provoqué par un changement brusque du débit d'écoulement lorsque ce dernier diminue (*Trick, 2016*).

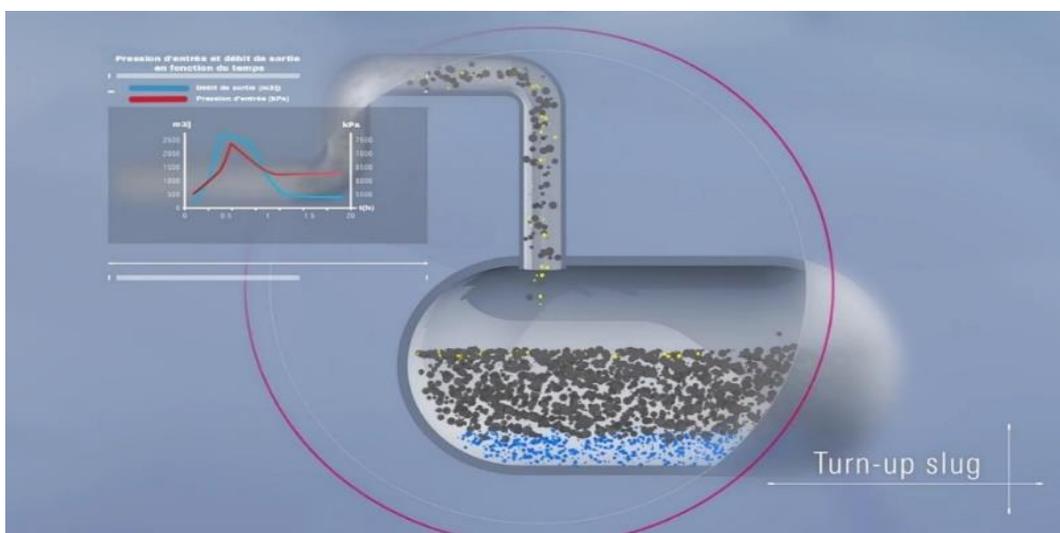


Figure 2.5: Turn up slug (Schlumberger Software, 2016).

## 2.4 Pourquoi doit-on se soucier des slug ?

Le régime intermittent peut poser des problèmes au niveau du système de production. En effet, il peut causer des goulots d'étranglements (bottlenecks), c'est-à-dire bloquer le système dans certaines positions de l'écoulement. Lorsqu'il y'a un changement de direction, comme par exemple dans le cas des coudes, des tés ou toutes autres singularités, la quantité de mouvement du liquide dans les bouchons génère une force de réaction très grande. De plus, lors d'un passage alternatif de poches et de bouchons, des fluctuations de pression de basse fréquence sont générées, par conséquent cela peut exciter la fréquence fondamentale des installations de

transport et provoquer des dommages importants. Parfois, les bouchons sont très turbulents, ce qui peut engendrer l'élimination de la protection contre la corrosion dans les pipelines.

## 2.5 Solutions pour atténuer les slug

Comme mentionné précédemment, l'apparition des slug dans un système donné engendre des problèmes et des détériorations, c'est pour cela que des solutions ont été proposées.

Ces solutions ne sont pas applicables dans tous les cas et dépendent de plusieurs paramètres, il est nécessaire de faire appel à des essais et simulations afin de déterminer la meilleure solution selon le cas d'étude. Parmi ces solutions nous avons :

- Injection du gaz dans le pipeline contenant le liquide transporté afin de faciliter la libération de ce dernier.
- Diminution du diamètre du pipeline.
- Optimisation de la séparation.
- Installation d'une duse ou d'une vanne en faisant varier le coefficient d'ouverture (Coker, 2007).

## 2.6 La séparation de l'effluent brut

Dans la production pétrolière l'effluent comporte trois (03) phases : gazeuse, liquide hydrocarbure et eau. Il peut également contenir des particules solides en suspension appelées sédiments, tels que le sable, les produits de corrosion ainsi que les précipitations de l'eau d'hydrocarbures.

Cet effluent brut ne peut être commercialisé dans son état naturel, c'est pour cela qu'on fait appel à un traitement pour le rendre conforme aux spécifications requises par le client. La première étape de ce traitement consiste à séparer les fractions liquides, gazeuse éventuellement contenu dans l'effluent provenant du puits et pour assurer ce processus nous utilisons un séparateur (Nechem, 2020).

### 2.6.1 Qu'est - ce qu'un séparateur ?

C'est une capacité sous pression incorporée à un circuit sur lequel elle provoque un ralentissement de la vitesse de l'écoulement de l'effluent. Le séparateur est utilisé pour séparer l'huile du gaz et de l'eau contenu dans l'effluent à sa sortie d'un milieu de production. Cet équipement peut assurer une ou plusieurs fonctions à la fois : séparation gaz- liquide et liquide-liquide simultanément (Belkadi, 2020).

## 2.6.2 L'intérêt de la séparation

La Séparation des principaux composants de l'effluent brut est faite afin de :

- Séparer la vapeur du liquide pour stabiliser un produit ou protéger un équipement ;
- Éviter l'entraînement par la vapeur des gouttelettes liquide ou particules solides afin de réduire les pertes de produit valorisé et améliorer la pureté du produit (*Belkadi, 2020*).

## 2.6.3 Les éléments d'un séparateur

Indépendamment de la forme, les séparateurs contiennent trois (03) sections principales en plus des commandes et contrôles nécessaires (Figure 2.6) :

- Une zone de séparation primaire (A) (gaz-liquide) avec introduction tangentielle afin de donner un mouvement centrifuge au fluide renforçant l'effet de gravité ;
- Une zone de décantation (B) avec un temps de séjour suffisant pour séparer les gouttelettes de la phase liquide ;
- Un dévésiculateur (C) à la sortie du gaz afin de piéger les plus petites gouttelettes ;
- Une zone de collecte liquide (D) (*Belkadi Mustapha, 2020*).

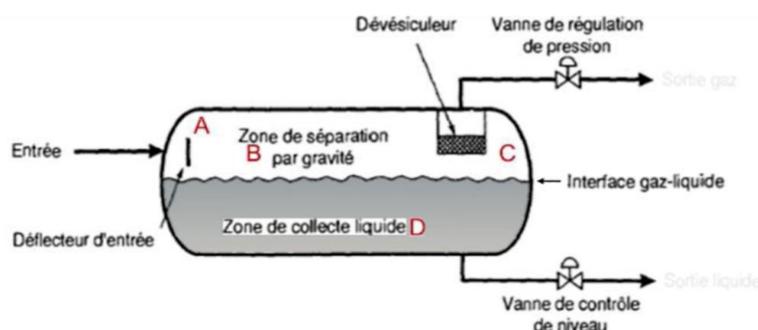


Figure 2.6: Schéma des éléments qui composent le séparateur.

## 2.6.4 Les types de séparateurs

Il existe plusieurs types de séparateurs selon plusieurs paramètres (utilisation, flux,..) :

- **Séparateurs verticaux gaz-liquide** : les plus souvent utilisés pour des flux contenant un volume de gaz plus élevé par rapport à celui du liquide et lorsque des arrivées de bouchons liquide peuvent se produire ;
- **Séparateurs horizontaux** : Ils sont très utilisés pour des flux contenant un volume liquide supérieur au volume du gaz ou en cas de risque de moussage ;

- **Séparateurs triphasiques** : Ils permettent de séparer simultanément gaz, hydrocarbures liquide et eau. Ils peuvent être verticaux, horizontaux sans appendice, horizontaux avec appendice ;
- **Séparateurs sphériques** : Ce type d'équipements présente l'avantage d'être compact et peu coûteux, par contre la zone de collecte liquide est relativement réduite, de ce fait le contrôle du niveau liquide peut être délicat.

D'autres types de séparateurs peuvent être rencontrés aussi dans l'industrie du pétrole et du gaz tels que les séparateurs horizontaux à haute pression avec capacité de rétention liquide, séparateurs à deux tubes permettent une meilleure séparation que les séparateurs à un tube, séparateurs verticaux à effet cyclonique sont surtout utilisés dans les systèmes de traitement de gaz pour éliminer les particules solides et liquide qui ont été entraînés avec le gaz en utilisant la force centrifuge comme force principale de séparation (*Belkadi, 2020*).

## 2.7 Conclusion

Les écoulements bouchons demeurent un phénomène délicat et très récurrent dans le domaine pétrolier en raison de la présence de plusieurs phases (eau, huile, gaz). La modélisation mécanique de ce type d'écoulement est toujours en cours de recherche et d'amélioration continue.

Dans le prochain chapitre, nous présentons la zone d'étude de Hassi Messaoud ainsi que la problématique et le logiciel qui nous a aidés à la résoudre.

## **Chapitre 3**

**Présentation de la problématique, choix  
du code de calcul et mise en équation**

## **3. Présentation de la problématique, choix du code de calcul et mise en équation**

### **3.1 Introduction**

La conception et l'exploitation réussies des systèmes de production exigent une compréhension détaillée du comportement de l'écoulement dans un système donné. La modélisation et la simulation de l'écoulement fournissent des informations précieuses sur le comportement de ce dernier, y compris la physique qui décrit l'écoulement dans l'ensemble des systèmes de production, du réservoir à l'installation de traitement (*flow assurance 3-Day, 2015*).

Les écoulements multiphasiques sont d'une extrême importance dans divers domaines scientifiques et technologiques. Pour analyser les phénomènes d'écoulement gaz/liquide, il faut un ensemble d'équations de base qui décrivent la conservation de la masse, la quantité de mouvement et l'énergie du milieu, et un ensemble de corrélations empiriques distinctes pour la fraction volumique du gaz, la chute de pression et les régimes d'écoulement, bien que ceux-ci soient physiquement liés.

L'obtention d'une solution pour un domaine d'écoulement se fait à l'aide de logiciels CFD commerciaux. Cette approche représente le calcul numérique qui consiste à la résolution des équations fondamentales de la mécanique des fluides.

La grande disponibilité des codes de calcul offre des avantages pour le non-spécialiste des techniques numériques, mais nécessite une appréciation de leurs limites et la connaissance d'une méthodologie d'application (*Wendt et Anderson, 2008*).

Dans ce chapitre, nous allons tout d'abord présenter la zone d'étude de Hassi Messaoud et la problématique. Par la suite, les équations classiques qui régissent les écoulements multiphasiques seront présentées ainsi que les fonctions du logiciel Olga et ses équations.

### **3.2 Présentation de la zone d'étude de Hassi Messaoud**

Le gisement fut découvert par deux compagnies différentes, la SN. Répal qui a commencé sa recherche en 1946 à travers le Sahara Algérien. En 1956 le premier forage MD1 ainsi que CFPA furent découverts. Les forages qui étaient alors de 10 par an, n'ont cessé de se multiplier depuis 1967 et surtout à partir des mesures de nationalisation des hydrocarbures. Aujourd'hui Hassi Messaoud comprend plusieurs zones de forage, dont les zones 23, 24, 1B, 1A et 1C (voir figure 3.1) ainsi que les hors zone HZP, HZN et HZS (voir tableau A-1 dans l'annexe).



Dans l'étude qui a été faite sur les écoulements gaz/liquide, les équations fondamentales reposent sur les équations de bilans. Ces bilans peuvent être écrits soit de façon globale (simplifiées) soit de façon locale.

### 3.4.1 Les équations globales de l'écoulement gaz/liquide

Il existe deux modèles approchés pour établir les équations fondamentales simplifiées : le modèle séparé et le modèle homogène.

#### 3.4.1.1 Le modèle séparé

Le modèle séparé considère que les deux phases ont des propriétés différentes et suppose que chaque phase s'écoule avec une vitesse uniforme moyennée dans la section. Ce qui fait qu'il existe une équation de continuité, de quantité de mouvement et d'énergie pour chaque phase. Néanmoins, Ces équations doivent être complétées par les corrélations qu'utilise le logiciel Olga afin d'avoir une représentation physique plus exacte du flux multiphasique.

- **Equation de continuité**

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k) = \Gamma_k \quad (3.1)$$

**Equation de quantité de mouvement**

$$\frac{\partial (\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k \mathbf{u}_k) = \alpha_k \nabla P_k + \nabla \cdot [\alpha_f (\tau_{Tk} + \tau_k)] + \alpha_k \rho_k \mathbf{g} + M_k \quad (3.2)$$

Avec, 
$$\tau_{Tk} = -\overline{\rho_{Ik} \mathbf{u}_{Fk} \mathbf{u}_{Fk}} \quad (3.3)$$

Où, 
$$\mathbf{u}_{Fk} = \mathbf{u}_{Ik} - \mathbf{u}_k \quad (3.4)$$

Où,  $\alpha_k$ : Fraction du volume de la phase k ;  $\rho_k$  : Masse volumique de la phase k ;  $\mathbf{u}_k$  : Composante fluctuante de la vitesse ;  $\Gamma_k$  : Taux de génération de masse par la phase k à l'interface,  $\Gamma_k = 0$  lors de la conservation de la masse à l'interface ;  $\tau_k$ : Tenseur de contrainte visqueuse moyenne ;  $\tau_{Tk}$ : Tenseur de contrainte turbulente ;  $M_k$ : Source moyenne du moment interfacial pour la phase k.

#### 3.4.1.2 Le modèle homogène

Ce modèle est considéré comme un cas particulier du modèle séparé, il traite le mélange gaz/liquide comme un pseudo fluide monophasique car il considère que les phases de l'écoulement sont assez liées pour prendre le mélange comme étant une seule phase ayant les propriétés moyennes du mélange qui obéit aux lois des écoulements monophasiques. Les

équations, dans ce cas, sont représentées en fonction de la densité et de la vitesse du mélange. Cependant, ce modèle ne prend pas en compte les échanges de quantité de mouvement, de chaleur et de masse entre les phases.

- **Equation de continuité du mélange**

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m) = 0 \quad (3.5)$$

Où,  $\rho_m$  : Masse volumique du mélange et  $\mathbf{u}_m$  : vitesse du mélange.

La masse volumique du mélange est définie ainsi :

$$\rho_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \quad (3.6)$$

La vitesse est donnée par :

$$\mathbf{u}_m = \frac{1}{\rho_m} \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k = \sum_{k=1}^n c_k \mathbf{u}_k \quad (3.7)$$

Où,  $c_k$  : Fraction massique de la phase k.

Cette fraction massique est définie pour la phase k comme suit :

$$c_k = \frac{\alpha_k \rho_k}{\rho_m} \quad (3.8)$$

Dans le cas où il n'y a pas de transfert de masse entre phases et la densité de chaque phase est constante, l'équation de continuité pour le mélange s'écrit comme suit :

$$\nabla \cdot \sum_{k=1}^n \alpha_k \mathbf{u}_k = \nabla \cdot \sum_{k=1}^n j_k = \nabla \cdot j_m = 0 \quad (3.9)$$

Où,  $j_k$  : Flux volumétrique de la phase k et  $j_m$  : Flux volumétrique de la mixture.

Ce flux volumétrique représente la vitesse du centre du volume.

- **Equation de quantité de mouvement de la mixture**

$$\frac{\partial(\rho_m \mathbf{u}_m)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m \mathbf{u}_m) = \nabla [(\tau_{Tm} + \tau_m + \tau_{Dm})] + \rho_m \mathbf{g} + M_m \quad (3.10)$$

Où,  $\tau_{Tm}$ ,  $\tau_m$ ,  $\tau_{Dm}$  sont, respectivement, les tenseurs de contraintes turbulentes, visqueuses et de diffusion moyennes dues au glissement de phase. Ils sont définis comme suit :

$$\tau_{Tm} = - \sum_{k=1}^n \alpha_k \overline{\rho_{Ik} u_{Fk} u_{Fk}} \quad (3.11)$$

$$\tau_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \tau_k \quad (3.12)$$

$$\tau_{Dm} = -\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k u_{Mk} u_{Mk} \quad (3.13)$$

Où,  $u_{Mk}$  : Vitesse de diffusion, i.e. c'est la vitesse de phase par rapport au centre de la masse du mélange.

$$u_{Mk} = u_k - u_m \quad (3.14)$$

La pression du mélange est définie comme suit :

$$\nabla P_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \nabla P_k \quad (3.15)$$

Les forces à l'interface sont représentées par le terme  $M_m$  qui est défini comme la somme des forces dues à la tension de surface.

$$M_m = \sum_{k=1}^n M_k \quad (3.16)$$

### 3.4.1 Les équations locales de l'écoulement gaz/liquide

Sur le plan local, les bilans traduisent les principes dits de conservation ou d'évolution, en se basant sur les paramètres de l'écoulement, nous pouvons formuler les équations de champ instantanées locales de la conservation de la masse, de la quantité de mouvement et de l'énergie de l'écoulement gaz/liquide (*Kataoka 1986*).

- **Equation de la conservation de la masse**

L'équation de champ instantanée de la conservation de la masse dans un mélange gaz/liquide est définie comme suit :

$$\frac{\partial}{\partial t} [\sum_{k=1}^2 (\Phi_k \rho_k)] + \text{div} [\sum_{k=1}^2 (\Phi_k \rho_k v_k)] = 0 \quad (3.17)$$

Où,  $\Phi_k$  : Fonction caractéristique de la phase k;  $\rho_k$  : Masse volumique de la phase k ;  $v_k$  : Vitesse de la phase k.

L'équation de champ (3.17) détermine le champ de densité de l'écoulement d'un mélange gaz/liquide. Elle décrit la conservation de la masse des milieux diphasiques à tout moment et en toute position, c'est-à-dire dans les phases 1 et 2 et aux interfaces (*Kataoka 1986*).

- **Equation de la conservation de la quantité de mouvement**

L'équation de champ instantanée de la conservation de la quantité de mouvement dans un mélange gaz/liquide est définie comme suit :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} [\sum_{k=1}^2 (\Phi_k \rho_k v_k)] + \text{div} [\sum_{k=1}^2 (\Phi_k \rho_k v_k v_k)] = -\text{grad} [\sum_{k=1}^2 (\Phi_k P_k)] + \\ \text{div} [\sum_{k=1}^2 (\Phi_k \tau_k)] + \sum_{k=1}^2 (\Phi_k \rho_k F_k) + F_s a_i \end{aligned} \quad (3.18)$$

Où,  $P_k$  : Pression de la phase k;  $F_k$  : La force externe par unité de masse ;  $F_s a_i$  : La force de tension superficielle agissant sur un volume unitaire de milieu diphasique contenant l'interface.

L'équation de champ (3.18) détermine le champ de vitesse de l'écoulement diphasique gaz/liquide. Elle satisfait la conservation de la quantité de mouvement des milieux diphasiques à tout moment et en tout lieu, c'est-à-dire à l'intérieur des deux phases et à l'interface (**Kataoka 1986**).

- **Equation de la conservation de l'énergie totale**

L'équation de champ instantanée de la conservation de l'énergie totale dans un mélange gaz/liquide est définie comme suit :

$$\frac{\partial}{\partial t} \left\{ \sum_{k=1}^2 \left[ \Phi_k P_k \left( U_k + \frac{1}{2} v_k^2 \right) \right] \right\} + \text{div} \left\{ \sum_{k=1}^2 \left[ \Phi_k P_k \left( U_k + \frac{1}{2} v_k^2 \right) v_k \right] \right\} + \frac{\partial}{\partial t} (U_s a_i) + \text{div}(U_s a_i v_i) = -\text{div}[\sum_{k=1}^2 (\Phi_k q_k)] - \text{div}[\sum_{k=1}^2 (\Phi_k P_k v_k)] + \text{div}[\sum_{k=1}^2 (\Phi_k \tau_k \cdot v_k)] + \sum_{k=1}^2 (\Phi_k \rho_k F_k \cdot v_k) + \sum_{k=1}^2 (\Phi_k Q_k) + (F_s \cdot v_i + \Gamma_s U_s) a_i \quad (3.19)$$

Où,  $U_k$  : Energie interne par unité de masse ;  $Q_k$  : Source de chaleur externe ;  $(F_s \cdot v_i + \Gamma_s U_s) a_i$  : Terme d'énergie interfacial.

L'équation de champ (3.19) détermine le champ d'énergie de l'écoulement diphasique gaz/liquide. Elle satisfait la conservation de l'énergie totale des milieux diphasiques à tout moment et à tout endroit considéré, c'est-à-dire à l'intérieur des deux phases et à l'interface (**Kataoka 1986**).

### 3.5 Présentation du logiciel de calcul OLGA

Le simulateur dynamique d'écoulement multiphasique OLGA modélise les écoulements permanents ou les écoulements transitoires afin de maximiser la qualité de l'écoulement et le potentiel de production.



**Figure 3.2:** Le logiciel OLGA version 2017.2.0.

Le logiciel OLGA utilise les données de production pour révéler le comportement d'écoulement multiphasique des puits, des pipelines et du réseau en temps réel ainsi que pour obtenir des informations essentielles sur les variables critiques de l'exploitation, telles que la distribution des liquides, les pressions et les températures des pipelines, les débits et les profils de rétention. OLGA possède des capacités très spécifiques permettant d'obtenir des résultats précis dans des conditions de production et de terrain changeantes, afin de faciliter la prise de décision opérationnelle et l'optimisation de la production et de déterminer les stratégies d'atténuation de risque.

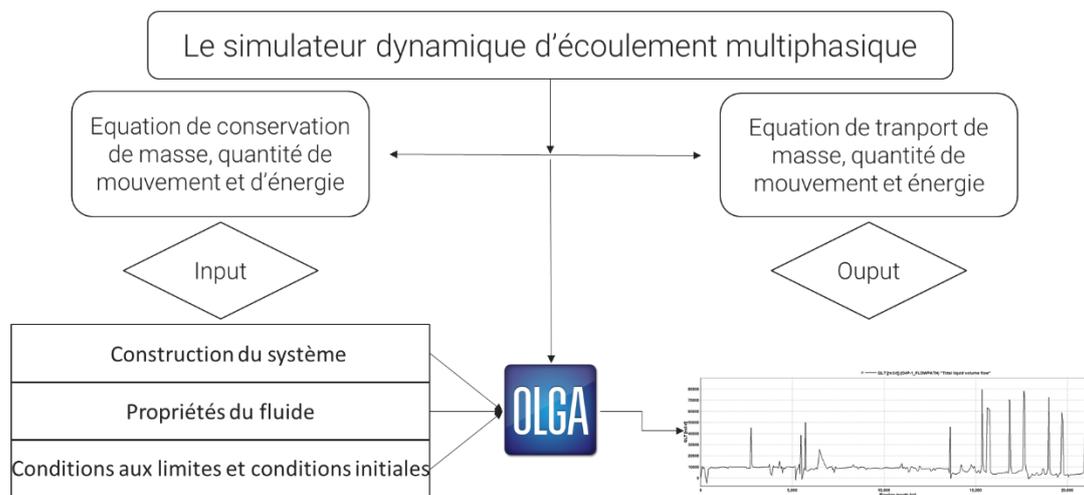


Figure 3.3: Étapes du processus de simulation par OLGA.

La modélisation transitoire est un élément essentiel dans les études de faisabilité et de conception dans le domaine pétrolier et est utilisée dans les développements « offshore » et « onshore » pour étudier le comportement transitoire des pipelines et des puits de forage pour toute configuration de puits et systèmes de pipelines avec divers types d'équipements.

Le logiciel fournit également des applications clés de simulation d'écoulement pour :

- Manipuler des liquides ;
- Dimensionner les séparateurs et les récupérateurs de boues ;
- Gérer les solides (les hydrates et la cire) ;
- Simuler les procédures opérationnelles clés, y compris le démarrage, l'arrêt et le raclage ;
- Modéliser la planification d'urgence (densité et débit de la boue d'extinction Pour le contrôle des éruptions) ;
- Évaluer les risques environnementaux complexes de forage en eau profonde.

La version de base du simulateur dynamique d'écoulement multiphasique Olga fourni les modules optionnels suivants:

- Les fluides complexes ;
- Suivi des compositions du fluide (multiflash) ;
- Corrosion;
- FEM therm;
- Cinétique des Hydrates;
- Suivi des inhibiteurs ;
- Les pompes ;
- Interface du plugin ;
- Suivi des slug (slug tracking) ;
- Réglage ;
- Cire (wax) ;
- Puits.

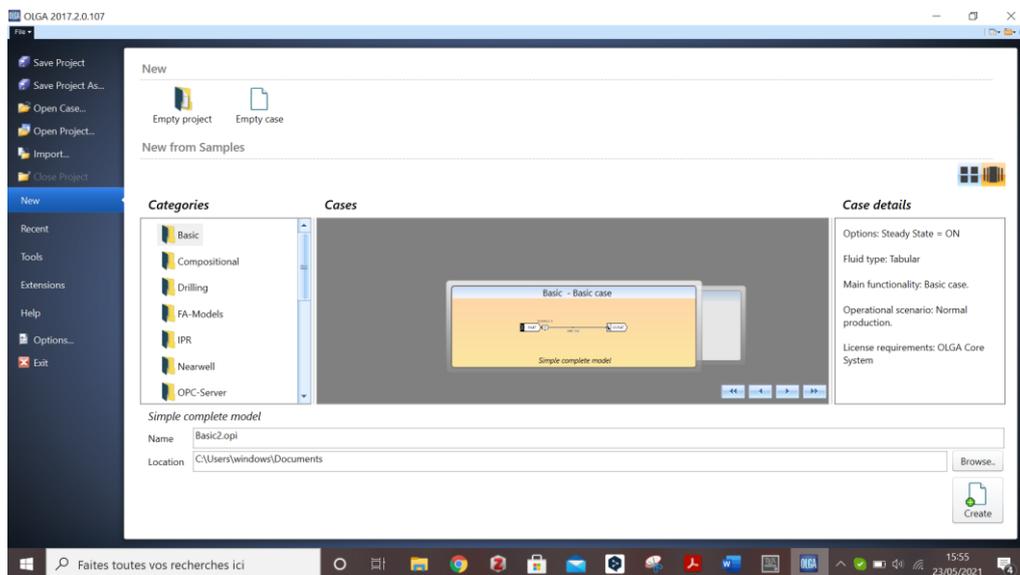


Figure 3.4: Interface d'OLGA.

### 3.6 Les équations qui régissent l'écoulement dans OLGA

Dans l'approche OLGA, les équations régissant l'écoulement décrites dans les équations de transport, contiennent un certain nombre de quantités indéterminées, par exemple, des coefficients de friction et des termes de transfert de masse. Le traitement de ces quantités est déterminé par l'écoulement, ou plus précisément par le régime d'écoulement (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

#### 3.6.1 Equation de transport de masse

Pour un champ de masse noté  $m_i$  se déplaçant à la vitesse  $U_i$ , l'équation de transport de masse est :

$$\partial_t m_i + \partial_z(m_i U_i) = \Sigma_j \Psi_{ji} + G_i \quad (3.20)$$

Pour un écoulement triphasique standard, basé sur des tableaux, les seuls termes de transfert de masse pris en compte sont ceux qui régissent l'entraînement et le dépôt des gouttelettes, ce qui donne les cinq équations de transport de masse ci-dessous. Les autres dispersions et la répartition de la masse entre les phases sont données instantanément en fonction des conditions actuelles (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

- **Equation de transport de masse de la phase gazeuse**

$$\partial_t m_G + \partial_z(m_G U_G) = G_G \quad (3.21)$$

- **Equation de transport de masse d'huile dans les couches liquides**

$$\partial_t m_{Hl} + \partial_z(m_{Hl} U_{Hl}) = \Psi_{Hg \rightarrow Hl} + G_{Hl} \quad (3.22)$$

- **Equation de transport de masse d'eau dans les couches liquides**

$$\partial_t m_{Wl} + \partial_z(m_{Wl} U_{Wl}) = \Psi_{Wg \rightarrow Wl} + G_{Wl} \quad (3.23)$$

- **Equation de transport de masse de gouttelettes d'huile dans le gaz**

$$\partial_t m_{Hg} + \partial_z(m_{Hg} U_{Hg}) = -\Psi_{Hg \rightarrow Hl} + G_{Hg} \quad (3.24)$$

- **Equation de transport de masse de gouttelettes d'eau dans le gaz.**

$$\partial_t m_{Wg} + \partial_z(m_{Wg} U_{Wg}) = -\Psi_{Wg \rightarrow Wl} + G_{Wg} \quad (3.25)$$

### 3.6.2 Equation d'équilibre de quantité de mouvement (Momentum)

$$\partial_t(m_i U_i) + \partial_z(m_i U_i^2) = m_i g \cos(\varphi) + P_i + G_i U_i + \Sigma_j (\Psi_{ij}^+ U_j - \Psi_{ij}^- U_j) + \Sigma_j F_{ij}^l (U_j - U_i) - F_i^w U_i \quad (3.26)$$

Pour un écoulement triphasique standard, basé sur des tableaux, trois équations de bilan de quantité de mouvement sont considérées, mais avant de les énoncer, quelques considérations doivent être faites (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

En premier, introduire les définitions suivantes :

- **Equation pour la couche de gaz**

$$U_g = \frac{1}{m_g} (m_{Gg} U_{Gg} + m_{Hg} U_{Hg} + m_{Wg} U_{Wg}) \quad (3.27)$$

- **Equation pour la couche d'huile**

$$U_h = \frac{1}{m_h} (m_{Gh} U_{Gh} + m_{Hh} U_{Hh} + m_{Wh} U_{Wh}) \quad (3.28)$$

- **Equation pour la couche d'eau**

$$U_w = \frac{1}{m_w} (m_{Gw}U_{Gw} + m_{Hw}U_{Hw} + m_{Ww}U_{Ww}) \quad (3.29)$$

Puis, définir les coefficients de friction selon :

$$\Sigma_i \epsilon l [\Sigma_j F_{ij}^l (U_j - U_i) - F_i^w U_i] = \Sigma_k F_{lk} u_k + F_l^c \quad (3.30)$$

Où, l et k représentent les couches, et la somme sur i dans l'indique la somme sur tous les champs de masse associés avec la couche l.

Enfin, en utilisant les informations sur la géométrie et les propriétés des couches,  $P_i$  peuvent être réécrites en termes de la pression P au sommet du pipeline selon :

$$P_g = -\alpha_g \partial_z P \quad (3.31)$$

$$P_h = -\alpha_h \partial_z P - \alpha_h g \sin(\varphi) (\rho_h - \rho_g) \partial_z (h_h D) \quad (3.32)$$

$$P_w = -\alpha_w \partial_z P - \alpha_w g \sin(\varphi) [(\rho_h - \rho_g) \partial_z (h_h D) - (\rho_w - \rho_h) \partial_z (h_w D)] \quad (3.33)$$

Les termes supplémentaires dans les équations pour les pressions des couches d'huile et d'eau sont appelés gradients de niveau.

Avec ces définitions en main, les équations de quantité de mouvement (Momentum) peuvent être écrites comme suit (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

- **Equation pour la couche de gaz**

$$\begin{aligned} \partial_t (m_g u_g) + \partial_z (m_g u_g^2) + \alpha_g \partial_z P &= m_g g \cos(\varphi) + G_{Gg} U_{Gg} + G_{Hg} U_{Hg} + G_{Wg} U_{Wg} + \\ \partial_z (m_g u_g^2 - m_{Gg} U_{Gg}^2 - m_{Hg} U_{Hg}^2 - m_{Wg} U_{Wg}^2) &+ F_{gg} u_g + F_{gh} u_h + F_{gw} u_w + F_g^c + \\ \Psi_{Hh,Hg}^+ U_{Hh} - \Psi_{Hh,Hg}^- U_{Hg} + \Psi_{Hw,Hg}^+ U_{Hw} - \Psi_{Hw,Hg}^- U_{Hg} &+ \Psi_{Ww,Wg}^+ U_{Ww} - \Psi_{Ww,Wg}^- U_{Wg} + \\ \Psi_{Wh,Wg}^+ U_{Wh} - \Psi_{Wh,Wg}^- U_{Wg} \end{aligned} \quad (3.34)$$

- **Equation pour la couche d'huile**

$$\begin{aligned} \partial_t (m_h u_h) + \partial_z (m_h u_h^2) + \alpha_h \partial_z P &= m_h g \cos(\varphi) + G_{Gh} U_{Gh} + G_{Hh} U_{Hh} + G_{Wh} U_{Wh} + \\ \partial_z (m_h u_h^2 - m_{Gh} U_{Gh}^2 - m_{Hh} U_{Hh}^2 - m_{Wh} U_{Wh}^2) &+ F_{hg} u_g + F_{hh} u_h + F_{hw} u_w + F_h^c + \\ \Psi_{Hg,Hh}^+ U_{Hg} - \Psi_{Hg,Hh}^- U_{Hh} + \Psi_{Wg,Wh}^+ U_{Wg} - \Psi_{Wg,Wh}^- U_{Wh} &- \alpha_h g \sin(\varphi) (\rho_h - \rho_g) \partial_z (h_h D) \end{aligned} \quad (3.35)$$

- **Equation pour la couche d'eau**

$$\begin{aligned} \partial_t (m_w u_w) + \partial_z (m_w u_w^2) + \alpha_w \partial_z P &= m_w g \cos(\varphi) + G_{Gw} U_{Gw} + G_{Hw} U_{Hw} + G_{Ww} U_{Ww} + \\ \partial_z (m_w u_w^2 - m_{Gw} U_{Gw}^2 - m_{Hw} U_{Hw}^2 - m_{Ww} U_{Ww}^2) &+ F_{wg} u_g + F_{wh} u_h + F_{ww} u_w + F_w^c + \\ \Psi_{Hg,Hw}^+ U_{Hg} - \Psi_{Hg,Hw}^- U_{Hw} + \Psi_{Wg,Ww}^+ U_{Wg} - \Psi_{Wg,Ww}^- U_{Ww} &- \alpha_w g \sin(\varphi) [(\rho_h - \rho_g) \partial_z (h_h D) - (\rho_w - \rho_h) \partial_z (h_w D)] \end{aligned} \quad (3.36)$$

### 3.6.3 Conservation du volume

Compte tenu de la pression  $P$ , et des fractions volumiques  $\alpha_i$ , les équations de transport de masse et les équations de bilan de quantité de mouvement ci-dessus peuvent être utilisées pour déterminer les masses  $m_i$  et les vitesses  $U_i$  (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

En utilisant la contrainte triviale que le volume du fluide est égal au volume du pipeline dans lequel il réside, ainsi que l'équation d'état, l'équation de volume est donnée par :

$$\sum_L \left( \frac{m_L}{\rho_L^2} \frac{d\rho_L}{dP} \right) \partial_t P + \sum_L \left( \frac{m_L}{\rho_L^2} \frac{d\rho_L}{dT} \right) \partial_t T + \sum_L \frac{1}{\rho_L} (\partial_z(m_L U_L) + G_L) = 0 \quad (3.37)$$

Où,  $L$  désigne les phases existantes ;  $m_L$  : La masse correspondante à la phase  $L$  ;  $\rho_L$  : La masse volumique de la phase  $L$  ;  $U_L$  : La vitesse de la phase  $L$  et  $G_L$  : La source de masse de la phase  $L$ .

Maintenant, étant donné une température,  $T$ , la pression,  $P$ , peut être obtenue, et donc tout ce qui reste à faire est de déterminer la température pour résoudre l'ensemble des équations présentées (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

### 3.6.4 Bilan énergétique

L'équation de bilan énergétique pour un domaine de masse donné  $m_i$  peut s'écrire :

$$\partial_t(m_i E_i) + \partial_z(m_i U_i H_i) = S_i + Q_i + \sum_j T_{ij} E_j \quad (3.38)$$

Puisque OLGA fonctionne avec une seule température, l'équation d'énergie se réduit à :

$$\sum_j [\partial_t(m_i H_i) + \partial_z(m_i U_i H_i)] = S + Q + \partial_t P \quad (3.39)$$

Avec,  $m_i$  : La masse de la couche  $i$  ;  $E_i$  : Énergie du terrain  $i$  ;  $H_i$  : Enthalpie du terrain  $i$  ;  $S$  : Enthalpie de la source ;  $Q$  : Flux thermique à travers la paroi du pipeline et  $U_i$  : La vitesse de la couche  $i$ .

### 3.6.5 Equation d'état

Ce type d'équations présente une relation entre les propriétés du fluide telles que la pression, la densité, et la température qui peut être exprimée sous la forme suivante

$$\rho = f(P, T) \quad (3.40)$$

L'équation d'état dépend généralement des variations en temps réel des propriétés du fluide et peut être très complexe.

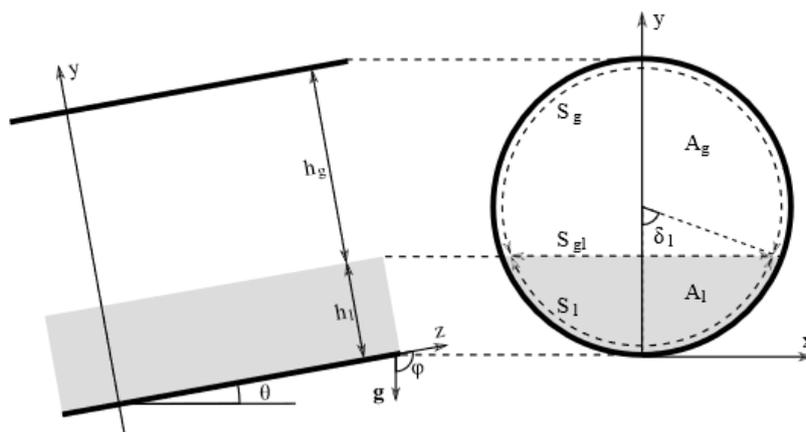
## 3.7 Les régimes d'écoulement reconnu par OLGA

OLGA reconnaît deux classes de base de régimes d'écoulement, l'écoulement séparé et l'écoulement distribué, le premier étant subdivisé en écoulement stratifié et annulaire et le

second étant subdiviser en écoulement à bulles dispersées et en écoulement de bouchon (slug) (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

### 3.7.1 Ecoulement stratifié

La figure 3.5 illustre les propriétés et paramètres géométriques de base pour l'écoulement stratifié en tuyau utilisé dans OLGA. Pour plus de clarté, seul l'écoulement diphasique gaz-liquide est représenté, mais l'extension à l'écoulement tri-phasique est simple et ne fait qu'ajouter une deuxième couche liquide avec les paramètres associés. Le système de coordonnées est défini de telle sorte que  $z$  désigne la coordonnée le long du tuyau tandis que  $y$  désigne l'élévation à l'intérieur du tuyau (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).



**Figure 3.5 :** Illustration du paramètre géométrique de base pour l'écoulement stratifié dans un tuyau, utilisé dans OLGA (*OLGA User manuel, 2017*).

En prenant un peu de recul, en considérant les équations de la quantité de mouvement comme dérivées de l'équation de conservation générique pour une propriété étendue, l'équation de quantité de mouvement dans les équations de transport peut être écrite comme suit :

$$\partial_t(m_i U_i) + \partial_z(\rho_i V_i^2) dV = m_i g \cos \varphi + P_i + G_i U_i + \sum_j (\Psi_{ji}^+ U_j - \Psi_{ji}^- U_i) + \sum_j F_{ij}^l \quad (3.41)$$

$$(U_j - U_i) - F_i^w U_i \quad (3.42)$$

Où,  $m_i$  : Masse d'une couche  $i$  ;  $U_i$  : Vitesse de la couche  $i$  ;  $U_j$  : Vitesse de la couche  $j$  ;  $\rho_i$  : Masse volumique de la couche  $i$  ;  $\Psi_{ji}^+$  : Contribution nette du champ de masse  $i$  à  $j$  ;  $\Psi_{ji}^-$  : Contribution nette du champ de masse  $j$  à  $i$  ;  $F_{ij}^l$  : Les forces de friction entre l' $i$ -ème et le  $j$ -ème champ de masse et  $F_i^w$  : Frottements des parois pour une couche  $i$ .

En principe, cette équation rend compte de l'effet 3D complet d'un écoulement stratifié triphasé évoluant lentement, où le frottement et le flux de masse dépendent de la dimension de la section transversale bidimensionnelle.

OLGA dispose de deux modèles fluidomécaniques différents pour l'écoulement stratifié : le modèle d'écoulement OLGA et le modèle d'écoulement OLGA HD. La principale différence entre les deux est la façon dont la dimension de la section transversale est prise en compte. Les paramètres illustrés dans la figure 3.3, ainsi que, par exemple, les propriétés du fluide et les propriétés physiques du pipeline lui-même, sont introduites dans ces modèles. Les deux modèles incluent les gouttelettes de liquide dans les dispersions de gaz et d'huile et d'eau (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

### 3.7.2 Écoulement à bulles dispersées

L'écoulement à bulles dispersées est caractérisé par un liquide contenant des bulles de gaz, l'écoulement à bulles se produit lorsque la vitesse superficielle du liquide est importante par rapport à la vitesse superficielle du gaz.

Le modèle d'écoulement OLGA définit :

$$U_g = S_D(U_l + U_r) \quad (3.43)$$

Pour l'écoulement à bulles, le glissement de distribution et la vitesse relative sont déterminés par le modèle à partir de corrélations semi-empiriques.

Les facteurs de friction et les fractions volumiques de gaz et de liquide sont calculés à partir de corrélations semi-empiriques prenant en compte l'inclinaison du tuyau et les propriétés du fluide (*Schlumberger, OLGA user manuel, 2017*).

## 3.8 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons rigoureusement présenté les équations globales et locales classiques qui régissent les écoulements gaz/liquide. Cependant, nous avons précisé que, pour faire une représentation physique plus détaillée des interfaces du flux multiphasique, il faut compléter les équations classiques par des corrélations. Dans notre cas, nous avons utilisé les corrélations du logiciel Olga afin de pouvoir modéliser notre écoulement en régime transitoire et résoudre les équations qui le régissent.

En se basant sur l'approche mathématique et physique du logiciel Olga, nous allons pouvoir dans le prochain chapitre suivre notre écoulement, en chaque point et à chaque instant, afin de détecter l'apparition des slug et comprendre leur source de provenance pour pouvoir, par la suite, proposer des solutions pour atténuer les conséquences qu'engendre ce phénomène dans notre système.

## **Chapitre 4**

### **Simulations et discussion des résultats**

## 4. Simulations et discussion des résultats

### 4.1 Introduction

Avant de lancer les simulations, plusieurs paramètres doivent être définis. Le simulateur dynamique multiphasique OLGA fait appel aux équations de conservation et de transport de masse comme mentionnée dans le chapitre précédent.

Dans ce chapitre, les étapes principales sont présentées pour faire rentrer les données nécessaires avant de lancer les simulations de l'écoulement dans le pipeline pour enfin afficher et visualiser les résultats, repérer les problèmes puis remédier à cela à travers des solutions que nous proposerons dans le dernier chapitre.

### 4.2 Construction du système sur OLGA

Afin de commencer la simulation sur OLGA, nous devons tout d'abord construire le système sur OLGA, pour cela il est primordial de passer par les étapes suivantes :

#### 4.2.1 Composantes du système

Chaque système se caractérise par ses composantes, sur le simulateur OLGA nous avons un large choix de composantes que nous pouvons trouver sur la fenêtre « Components » (figure 4.1).

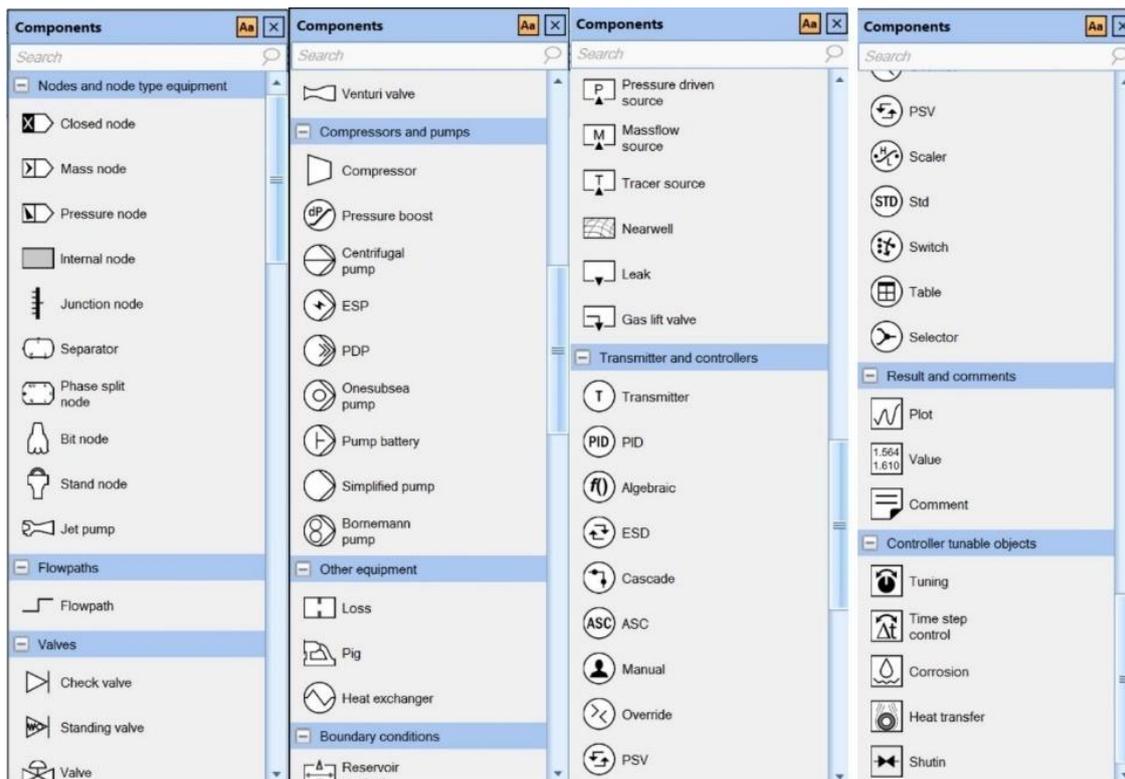


Figure 4.1: Les différentes composantes proposées par OLGA.

Pour notre cas d'étude, nous avons besoin de deux nœuds INPUT et OUTPUT. Pour cela, nous sélectionnons « Closed node » à l'amont ainsi qu'une source de débit « Mass flow source » et « Pressure node » à l'aval reliés par un pipeline « Flowpath » en spécifiant l'emplacement de chacun. Le système est présenté dans la figure 4.2.

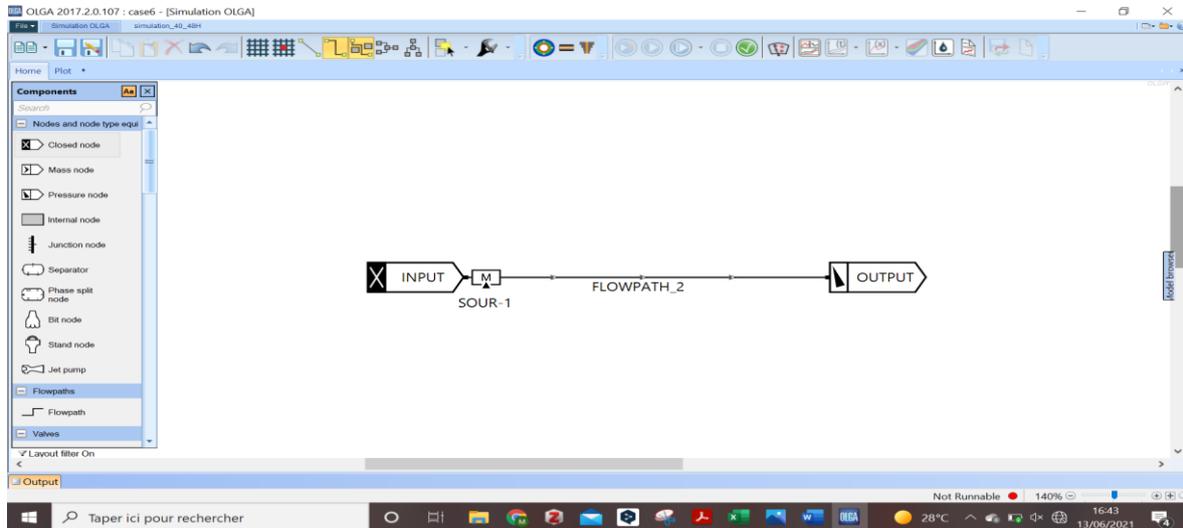


Figure 4.2: Construction du système sur OLGA.

#### 4.2.2 Propriétés des matériaux utilisés

Les matériaux utilisés sont spécifiés sur OLGA ainsi que leurs propriétés respectives, pour cela il suffit d'ajouter d'abord dans le « model browser » les matériaux dans la partie « Library ». En cliquant sur « Material », la liste des propriétés du matériau est affichée dans la fenêtre comme suit :

General	
LABEL	MAT-1
CAPACITY	[J/kg-C]
CONDUCTIVITY	[W/m-C]
DENSITY	[kg/m3]
TYPE	SOLID
Not used	
CONDMULT	
EMOD	[bar]
EXPANSION	[1/C]
FUSIONMULT	
HCAPMULT	
INNEREMISSIVITY	0
LABEL	
Material label.	

Figure 4.3: Propriétés du matériau sur OLGA.

Pour notre cas d'étude, nous avons deux matériaux, le matériau du pipeline qui est l'acier « Steel » ainsi que le sable « Sand » qui l'entoure car nous avons un système enterré. Les paramètres sont fixés comme suit pour la simulation :

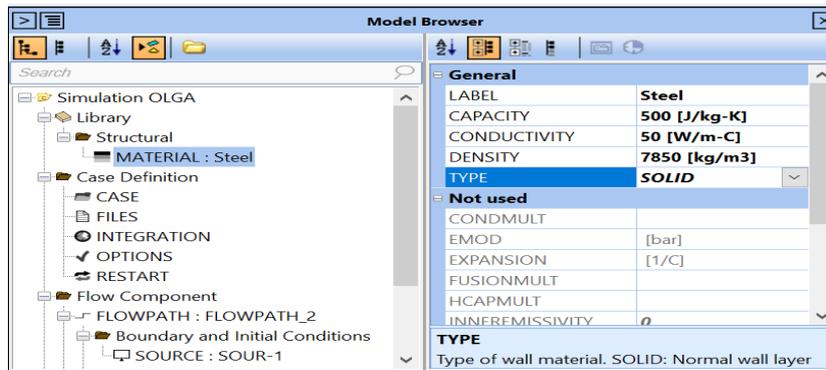


Figure 4.4: Propriétés du matériau acier.

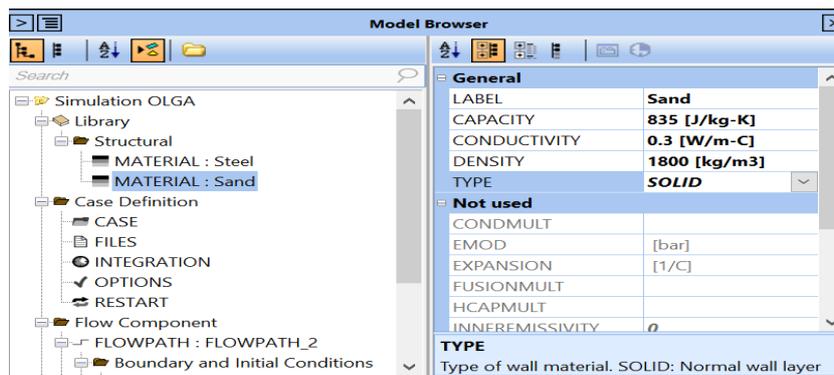


Figure 4.5: Propriétés du matériau sable.

### 4.2.3 Géométrie du pipeline

La géométrie considérée pour notre cas étude est un système composé d'un pipeline circulaire enterré, d'une rugosité de 0,05 mm, d'une longueur de 21580 Km et de 20 pouces de diamètre avec une épaisseur de 7,9 mm. Pour intégrer le paramètre de l'épaisseur, on ajoute une paroi « Wall » sur le model browser d'OLGA en suivant les étapes comme mentionné sur la figure 4.6.

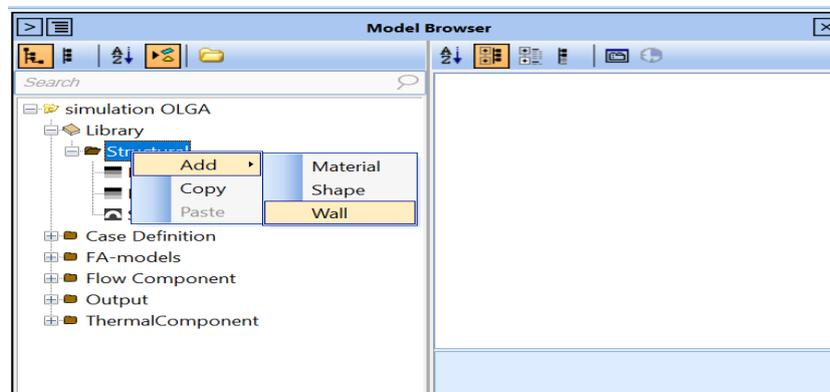


Figure 4.6: Ajouter une paroi sur OLGA.

Puis en sélectionnant « Wall » les paramètres sont établis comme suit :

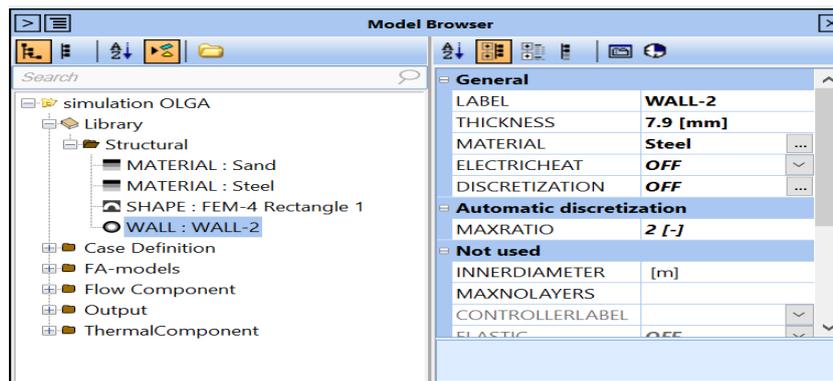


Figure 4.7: Paramètres de la paroi sur OLGA.

Une fois que ce paramètre est établi, le simulateur OLGA permet de spécifier la géométrie de notre pipeline en faisant un clic droit sur « Flowpath » et en cliquant sur propriétés comme dans la figure 4.8.

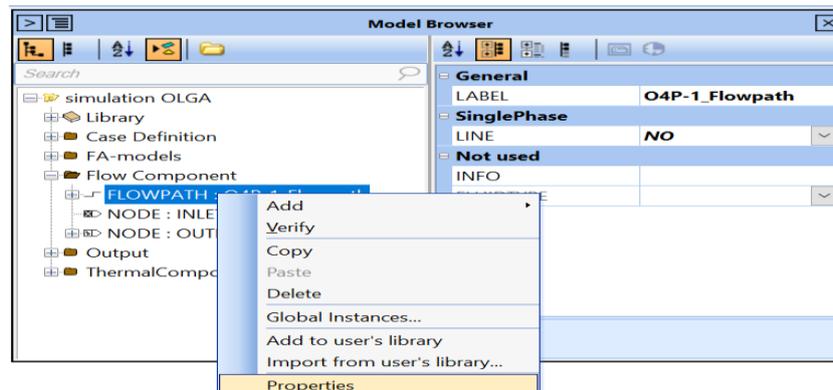


Figure 4.8: Propriétés du Flowpath.

En suivant cette étape, une fenêtre « flowpath geometry data » apparaît nous permettant de caractériser notre pipeline en spécifiant sa géométrie et ceci en important le profil directement ou en faisant rentrer les paramètres manuellement tels que les coordonnées, le diamètre, la rugosité, etc.

Le modèle physique pour notre cas d'étude numérique est présenté sur la figure 4.10. Le pipeline a été divisé en 228 pipes de longueurs différentes.

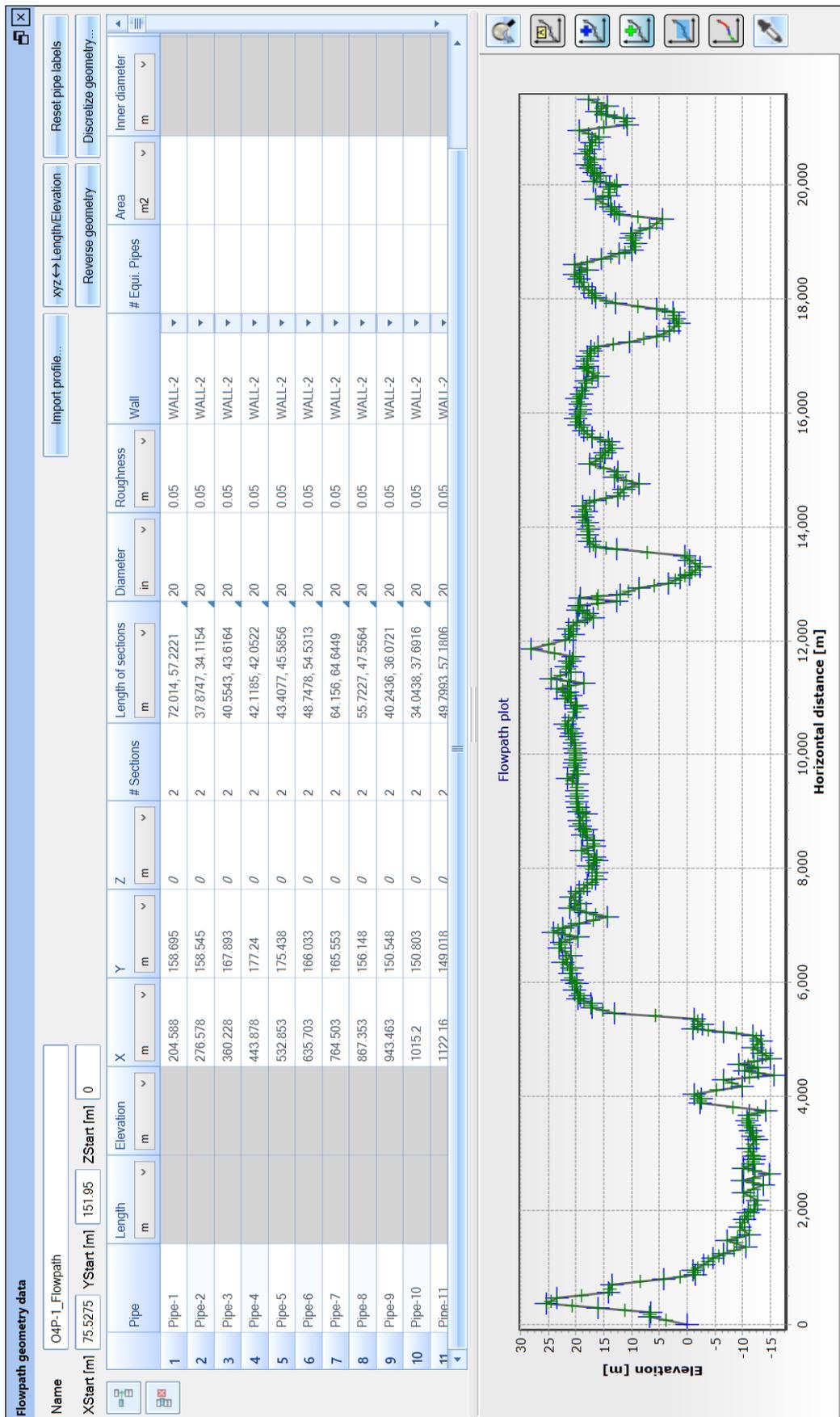


Figure 4.9 : Le profil d'élévation pour notre cas d'étude.

#### 4.2.4 Enterrement du pipeline

Le pipeline étudié est enterré, ce paramètre doit être spécifié sur OLGA afin que la simulation puisse prendre en compte les facteurs extérieurs qui peuvent influencer sur les résultats. Pour cela il suffit de cliquer sur la barre d'outils sur « FEM Therm editor » (figure 4.10).

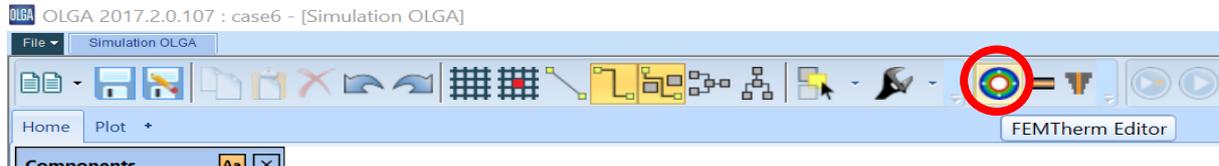


Figure 4.10: La barre d'outils OLGA.

Les coordonnées X et Y du centre du pipeline par rapport au sol ainsi que la position sont introduites (figure 4.11).

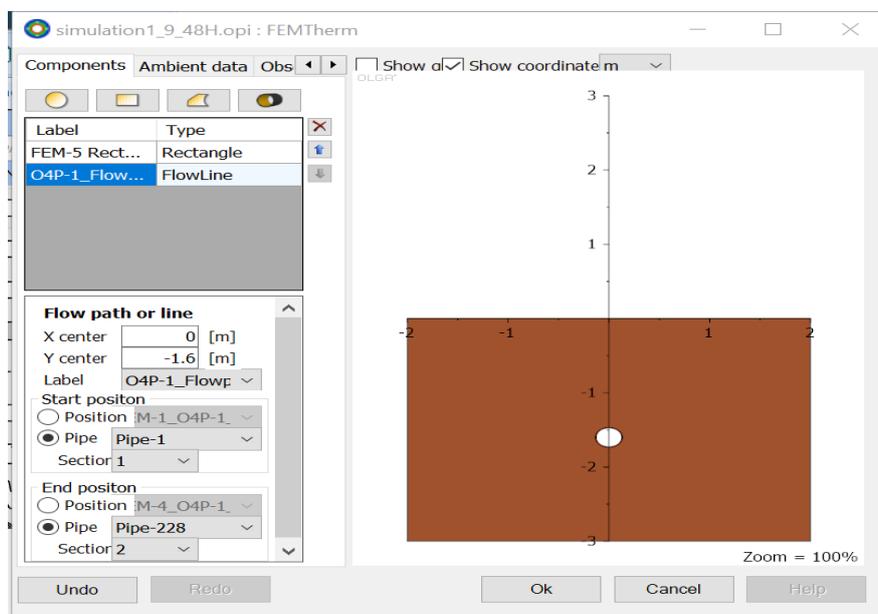


Figure 4.11: Propriétés de l'enterrement.

### 4.3 Paramètres de la simulation

Une fois que les paramètres standards de la simulation ont été définis, nous allons présenter en détails trois simulations dans des conditions de températures, débit et pression différentes en fonction de la saison.

Deux types de simulations : une simulation après séparation pour le scénario de la température 9,7°C et 40,1°C (cas normal) et une simulation sans séparation pour le scénario de la température 27°C (cas inhabituel).

L'analyse PVT qui a été faite dans le laboratoire sur un échantillon de notre fluide a donné une pression de bulles de 11,2 Bar.

Dans le tableau sont présentés la pression de sortie, le débit d'entrée, la température et le GOR pour les trois scénarios.

Les résultats de la pression sont affichés en Bar, le logiciel Olga effectue automatiquement la conversion de Barg à Bar.

**Tableau 4-1:** Mesures du débit d'entrée, de la pression d'arrivée et du GOR pour les trois températures.

Scénario	Date	Température (°C)	Pression de sortie (Barg)	Débit d'entrée (m3/h)	GOR
1	29/04/16	27,0	8,4	265	659,8125510
2	21/08/16	40,1	8,0	258	20,6868879
3	31/12/16	9,7	7,7	265	51,3179951

#### 4.4 Simulation pour T = 9,7°C

Les mesures de ce scénario ont été faite le 31 Décembre 2016 où la température était de 9,7°C. Le débit sortant de la station W1C et la pression d'arrivée à la station UTBS ont été mesurés grâce à un compteur monophasique qui est situé à l'amont et à l'aval du pipeline.

Les mesures sont données dans le tableau 4-1.

Quant à la composition du fluide, elle a été établie en détail après l'analyse PVT.

L'objectif de ces simulations est de suivre l'écoulement, en chaque point et à chaque instant, afin de déterminer le régime d'écoulement dominant, l'existence des slug et par conséquent analyser l'évolution du débit et de la pression du fluide tout au long du pipeline pendant une durée de 48h.

Avant de passer aux résultats des simulations, nous avons présenté les principales étapes pour introduire les conditions aux limites et les conditions initiales de notre système.

##### 4.4.1 Etapes de la simulation

La première étape à faire est d'insérer le fichier PVT qui est sous le nom de « test9.7 » dans la partie « FILES » de « Case Definition ». En cliquant sur les trois points dans « PVTFILE », puis « Browse », on fait entrer le fichier (figure 4.12). Ce fichier d'extension (.tab) contient toutes les informations sur la composition du fluide à T=9,7°C,

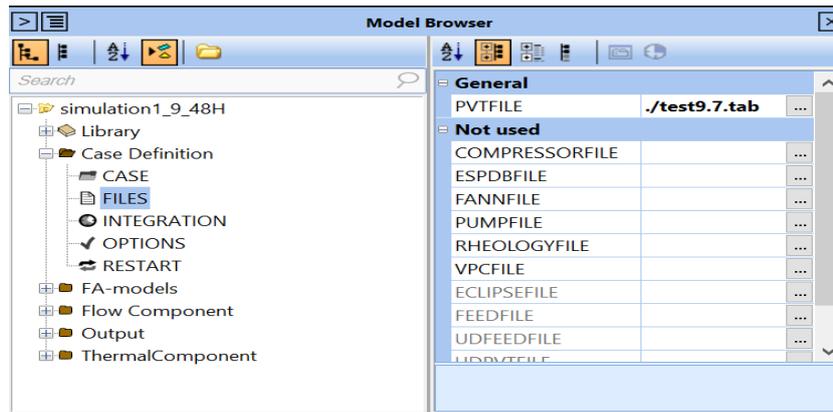


Figure 4.12 : Insertion du fichier PVT de T = 9,7°C.

Puis, nous devons fixer la durée pour laquelle nous souhaitons visualiser l'évolution de notre écoulement (ENDTIME) dans la partie **INTEGRATION** (figure 4.13). Dans notre cas ENDTIME = 48h.

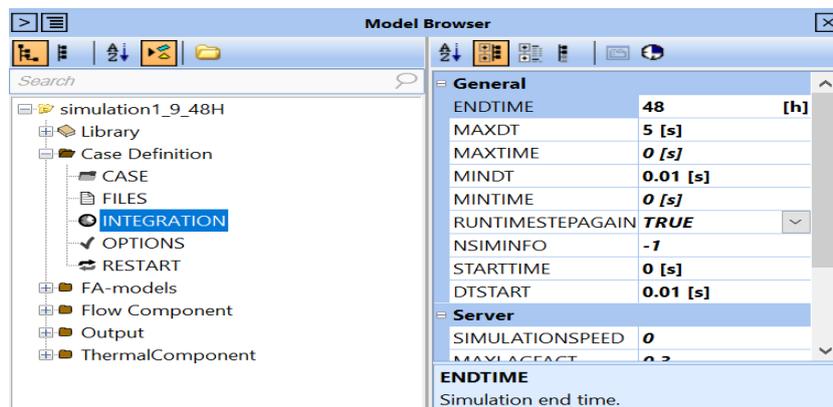


Figure 4.13 : Temps de simulation.

Afin de spécifier la méthode de calcul et les modèles de fluide, nous devons fixer les différentes options et modules à appliquer dans les simulations. Pour ce faire, nous allons dans la partie **OPTIONS** et nous sélectionnons :

- Le mode **STEADYSTATE** : étant donné que notre écoulement est supposé en régime permanent ;
- le modèle **OLGAHD** dans **FLOWMODE** : car il assure une prédiction considérable de la chute de pression à des taux de gaz élevés pour une faible charge de liquide.

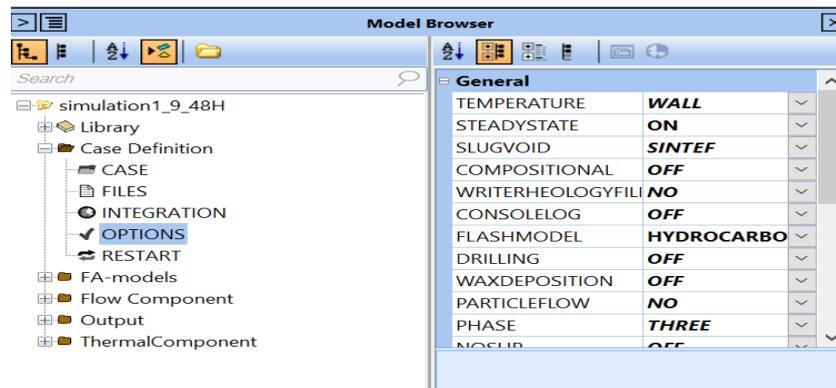


Figure 4.14: Choix des modèles de calcul.

L'option « SLUG TRACKING » permet de Modéliser la formation des bouchons, leur fusion, leur croissance et leur désintégration. Elle permet aussi de quantifier le volume et la composition des bouchons. L'activation de cette option se fait dans la partie « SLUGTRACKING » qui se trouve dans « FA-models », puis nous basculons l'option « HYDRODYNAMIC » vers « ON », comme le montre la figure 4.15.

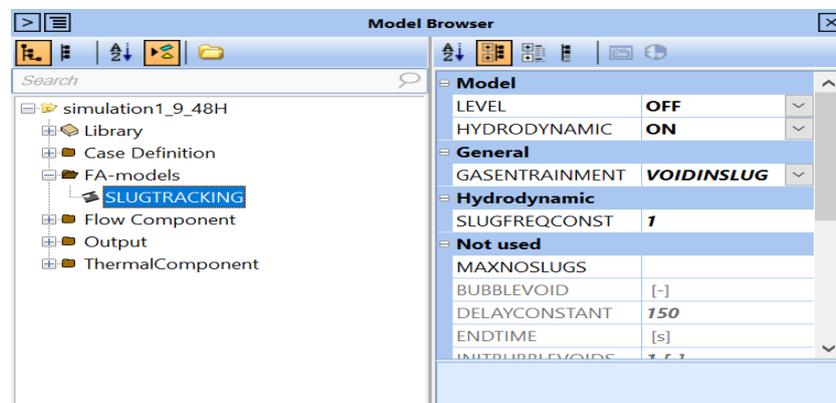


Figure 4.15: Activation de l'option SLUGTRACKING.

Les conditions aux limites et les conditions initiales sont fixées dans la sous-section « SOURCE : SOURCE 1 » qui se trouve dans la partie Flow Component.

Dans le pipe 1, les paramètres suivants sont fixés (voir figure 4.18) :

- SOURCETYPE : MASS ;
- TEMPERATURE = 9,7°C ;
- STDFLOWRATE = 265 m<sup>3</sup>/h ;
- PHASE : Liquid ;
- GOR = 51,317995 ;
- WATERCUT = 0,088618816.

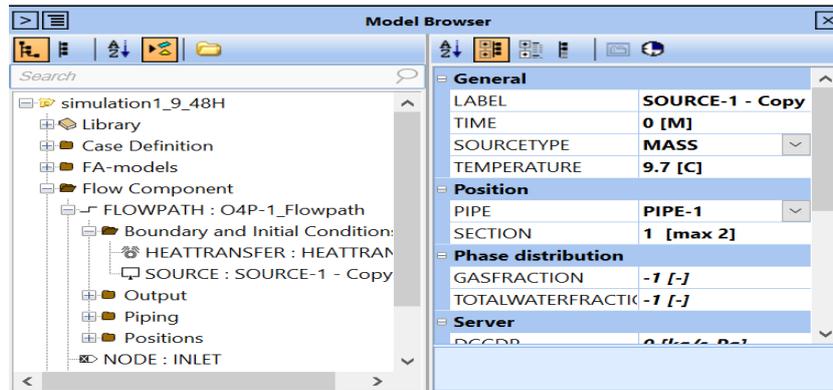


Figure 4.16: Introduction des conditions initiales à T=9,7°C.

Ainsi que les conditions aux limites spécifiées dans la partie « OUTLET » (sortie) comme suit :

- TEMPERATURE : 9,7°C ;
- PRESSURE : 7,7 Barg.

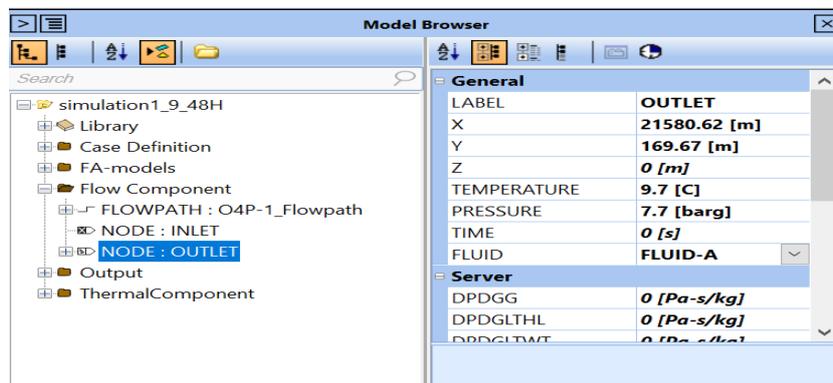


Figure 4.17: Introduction des conditions aux limites à T= 9,7°C.

Nous considérons que la température ambiante du milieu est à 9,7°C, nous réglons ce paramètre dans la sous-section « HEATTRANSFER » dans la partie Flow Component puis nous réglons « TAMBIENT » à 9,7°C (figure 4.18).

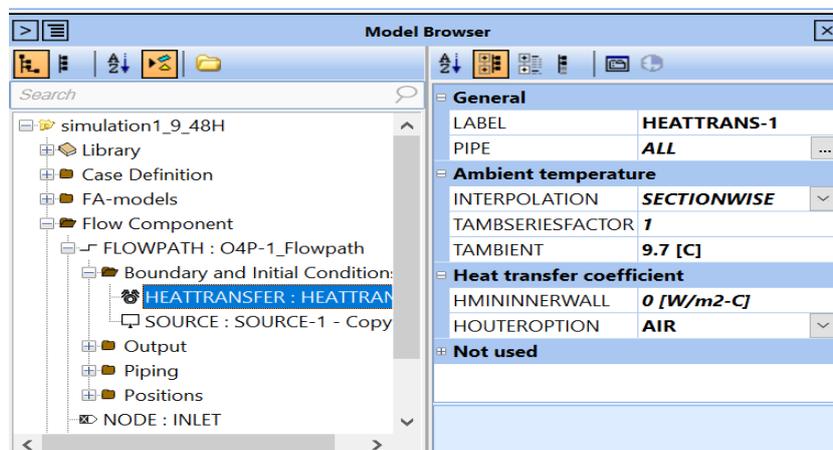


Figure 4.18: Régulation de la température ambiante à T=9,7°C.

Avant de lancer les simulations, nous devons fixer les variables que nous souhaitons visualiser et analyser sous forme de graphe en fonction de la longueur du pipeline pendant une durée de temps de 48h. Dans notre cas, nous souhaitons voir l'évolution du débit total du liquide  $Q_{LT}$ , débit de gaz  $Q_G$ , débit total  $Q_T$  et de la pression  $P_T$ .

Pour ce faire, nous devons rajouter les fonctions « TRENDDATA » et « PROFILDATA » dans la sous-section « Output » qui se trouve dans la partie « Flow Component » (figure 4.19).

La différence entre les deux plots est :

- TRENDDATA : Cette fonction est utilisée pour créer une représentation graphique de certaines variables en fonction du temps à des points souhaités.
- PROFILDATA : Cette fonction est utilisée pour créer une représentation graphique de certaines variables en fonction de la distance pour une durée souhaitée.

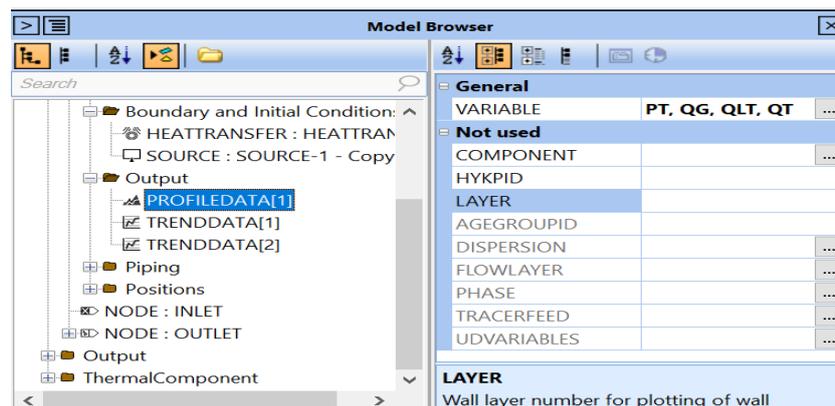


Figure 4.19: Sélection des variables dans PROFILDATA.

Pour voir l'animation de l'écoulement en 3D, nous devons rajouter l'option « ANIMATE » qui se trouve dans la partie « Output » (production), et définir le « DTPLOT » qui est l'intervalle de temps entre les impressions de données successives. Dans notre cas, on prend  $DTPLOT = 10s$ .

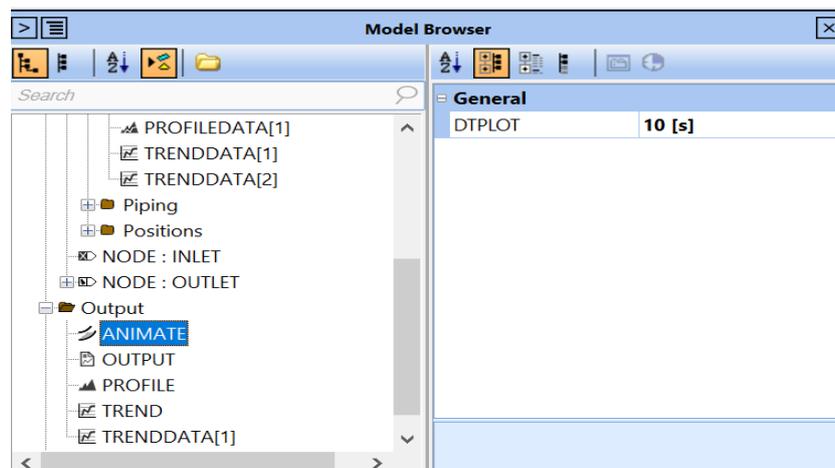
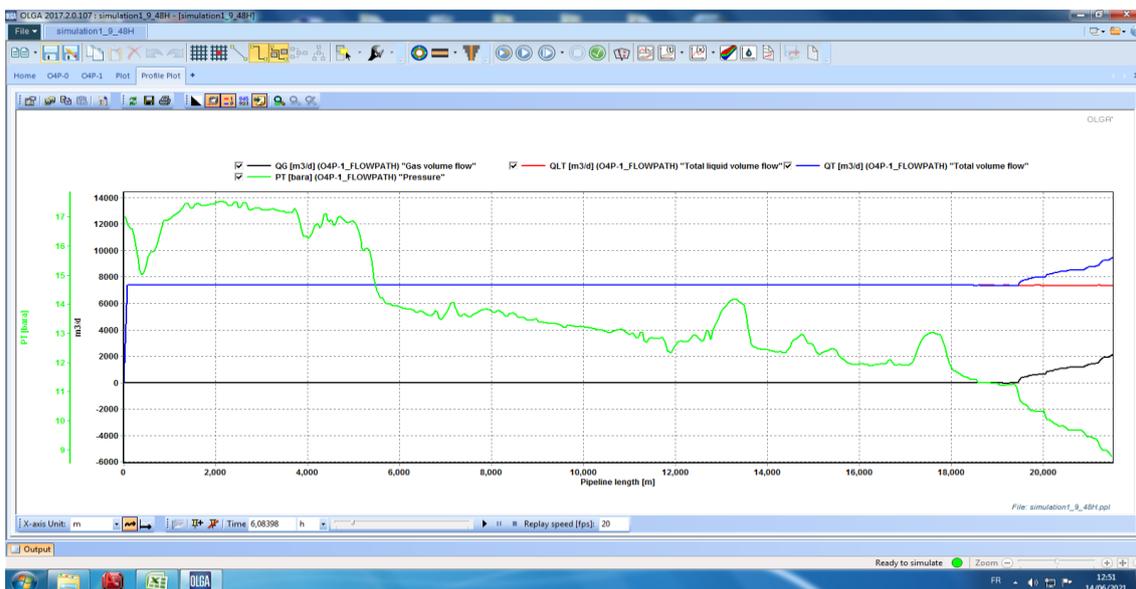


Figure 4.20: Activation de l'animation 3D.

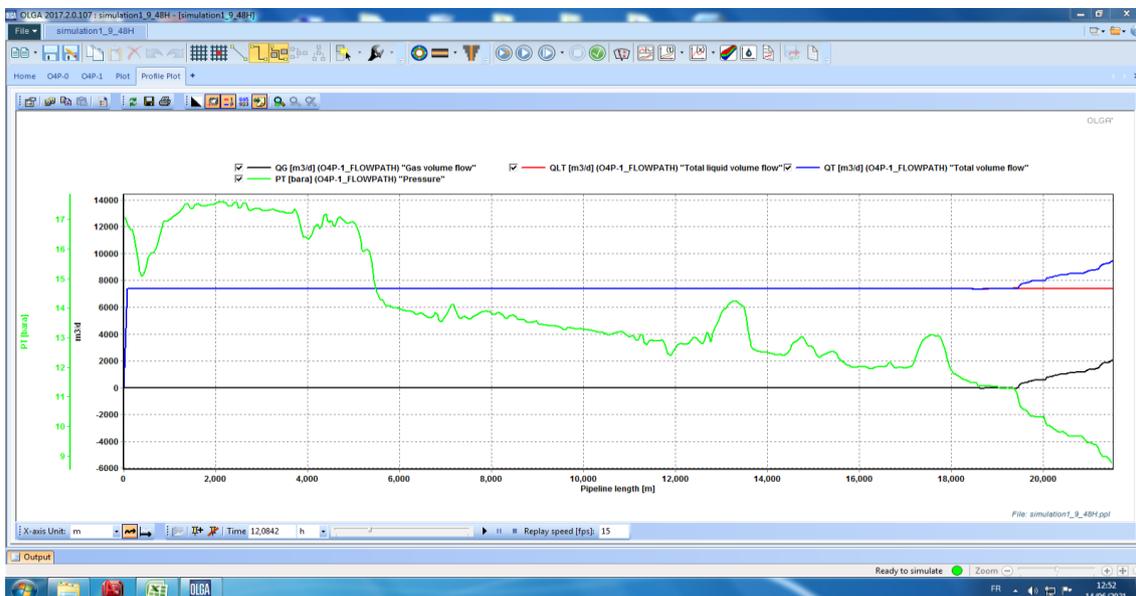
## 4.4.2 Résultats des simulations

Les simulations ont donné des résultats sur ce qui se passe dans le système pendant une durée de 48h. Cependant, ces résultats seront présentés par pas de temps de 6h afin de mieux visualiser et analyser l'évolution du débit liquide total  $Q_{LT}$ , du débit de gaz  $Q_G$ , du débit total  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  afin de comprendre, sur une échelle précise, d'où vient l'augmentation du débit au niveau de la station UTBS.

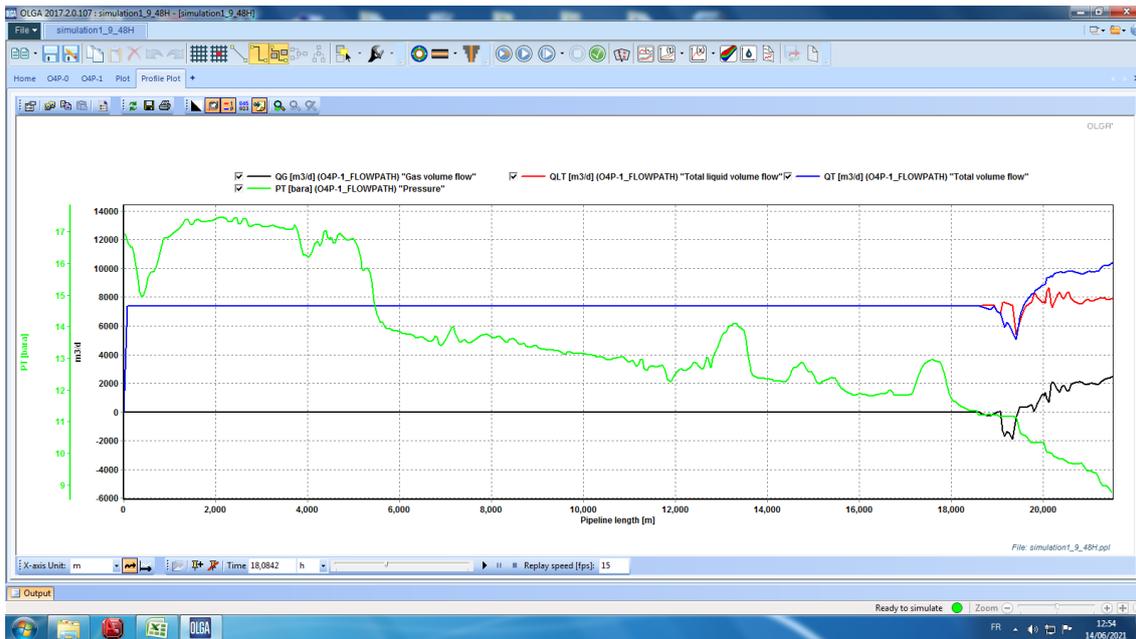
La variation des paramètres que nous souhaitons voir est présentée ci-dessous sous forme de graphes en fonction de la longueur du pipeline :



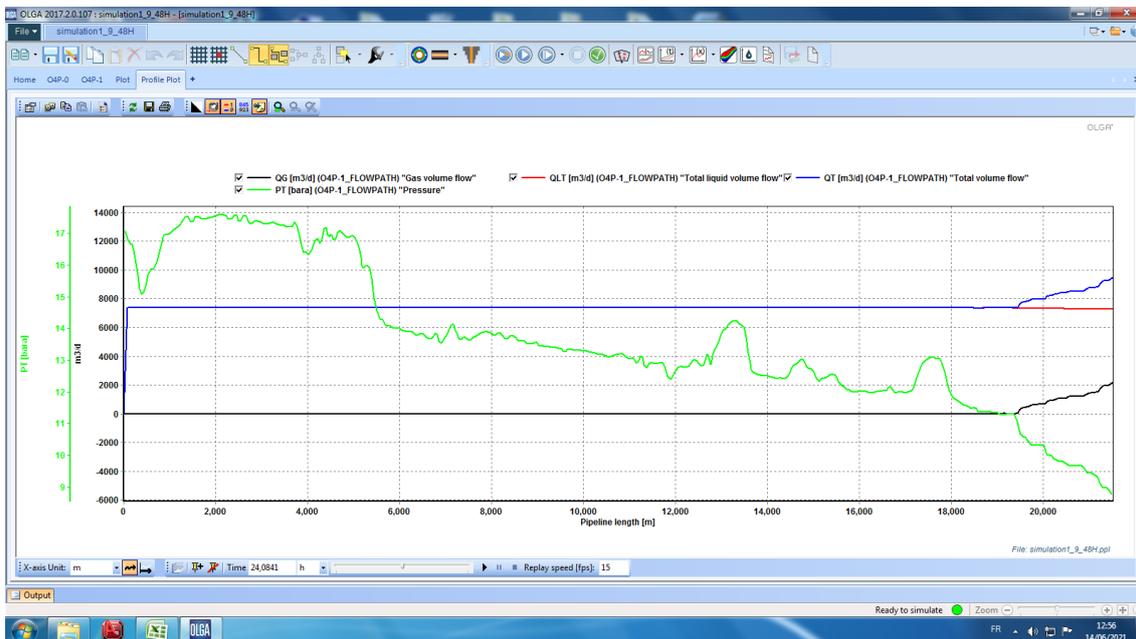
**Figure 4.21 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6,08398h$  à  $T=9,7^{\circ}C$ .



**Figure 4.22:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 12,0842h$  à  $T=9,7^{\circ}C$ .



**Figure 4.23:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 18,0842h$  à  $T=9,7^{\circ}C$ .



**Figure 4.24:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 24,0841h$  à  $T = 9,7^{\circ}C$ .

En lançant l'animation 3D, nous avons observé l'apparition de trois phases (eau, huile et gaz) accompagné de quelques slug à la fin du pipeline (figure 4.25).

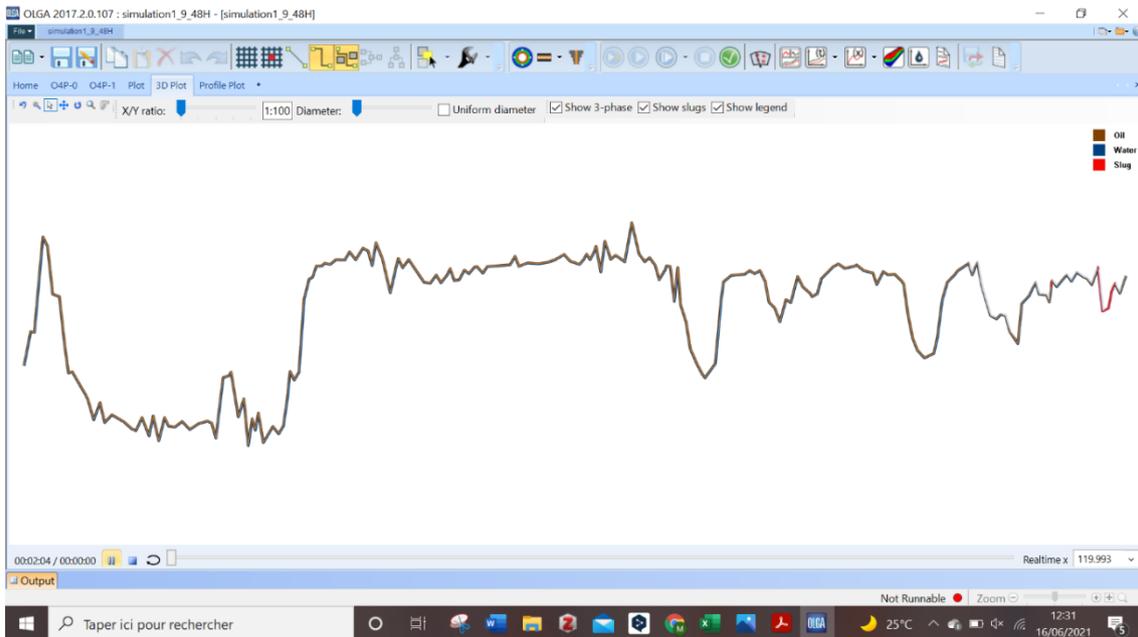


Figure 4.25: Plot 3D de la simulation à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

Afin de visualiser les slug de façon plus claire, voici un zoom sur les derniers tronçons du pipeline (figure 4.26):

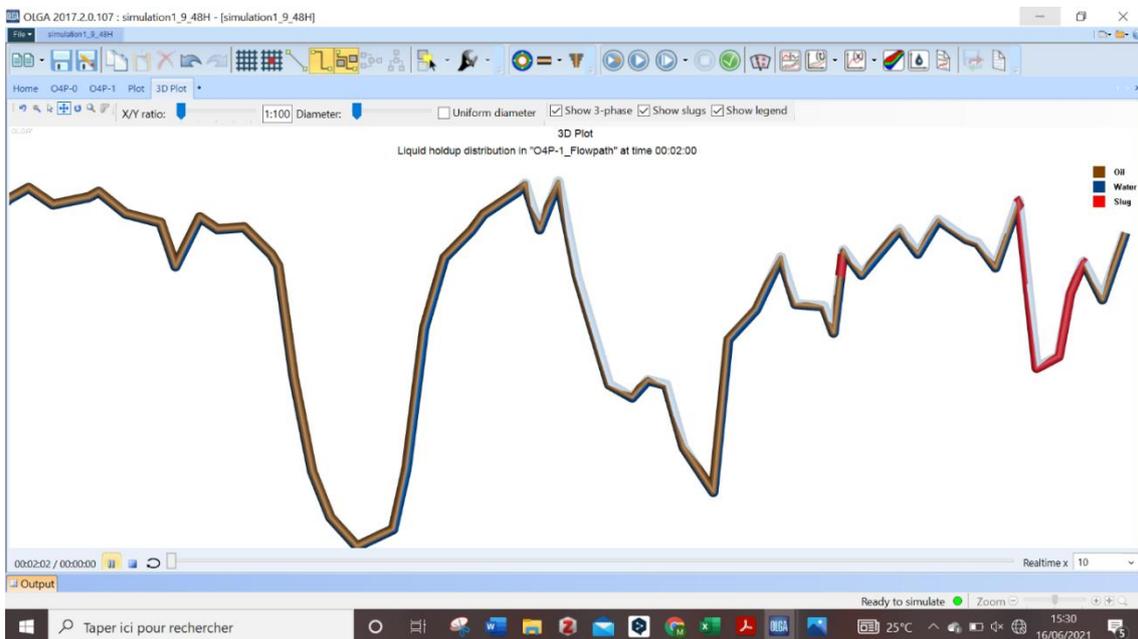


Figure 4.26 : Zoom sur le plot 3D de la simulation à  $T=9,7^{\circ}\text{C}$ .

#### 4.4.3 Discussion des résultats

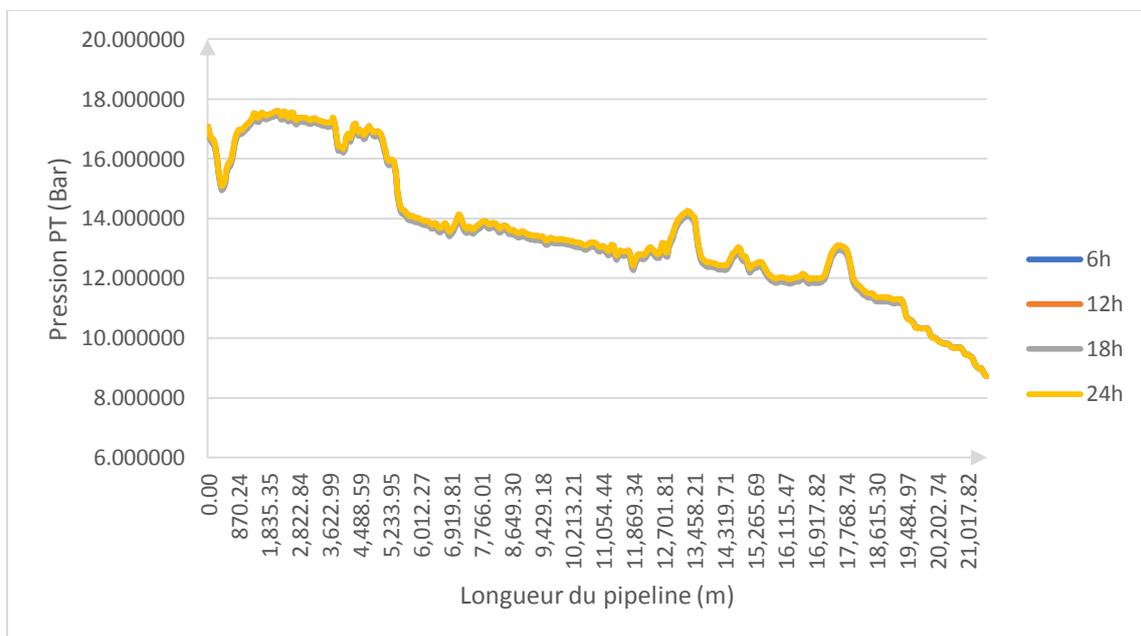
Les résultats obtenus des simulations sur le débit liquide total ( $Q_{LT}$ ), le débit de gaz ( $Q_G$ ), le débit total ( $Q_T$ ) et la pression ( $P_T$ ) qui sont présentés sous forme de courbes en fonction de la longueur du pipeline.

#### 4.4.3.1 Pression ( $P_T$ )

Nous remarquons que la pression  $P_T$  subit une chute considérable durant les 24 premières heures de l'écoulement. Commenant par une valeur d'environ 17 Bar au niveau de la station W1C, la variation de la pression reste pratiquement la même (figure 4.27), les courbes sont superposées pour les quatre pas de temps (6h, 12h, 18h et 24h). Quant à la pression d'arrivée à la station UTBS, elle a été introduite comme condition aux limites, elle est de 7,7 Barg ce qui vaut à 8,713250 Bar (tableau 4-2).

**Tableau 4-2** : Résultats de la pression d'entrée et de sortie à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^\circ C$ .

Temps (h)	Pression d'entrée (Bar)	Pression de sortie (Bar)
6	17,0041	8,7133
12	17,0712	8,7133
18	16,9359	8,7133
24	17,0723	8,7133



**Figure 4.27:** Variation de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  pour  $T = 9,7^\circ C$ .

#### 4.4.3.2 Débit liquide total ( $Q_{LT}$ )

Le débit liquide total  $Q_{LT}$  se stabilise au bout d'une seconde du démarrage, ce qui vaut à une distance de 72,01m, arrivant jusqu'à la valeur d'environ  $7359 \text{ m}^3/\text{j}$ . En comparant les quatre pas de temps 6h, 12h, 18h et 24h au cours de l'écoulement, nous constatons que le débit liquide subi une légère perturbation de l'ordre de plus ou moins  $2 \text{ m}^3/\text{j}$ .

A partir de 18170m, le débit liquide continue à chuter légèrement jusqu'à atteindre les valeurs mentionnées sur le tableau 4-3. À  $t = 18h$ , des fluctuations soudaines ont apparu menant à une augmentation du débit liquide à la sortie du pipeline.

**Tableau 4-3:** Résultats du débit liquide total entrant et sortant à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

Temps (h)	Débit liquide total entrant ( $m^3/j$ )	Débit liquide total sortant ( $m^3/j$ )
6	7359,6314	7301,2197
12	7359,5625	7357,5078
18	7359,8252	<b>7943,0576</b>
24	7359,5830	7260,8096

#### 4.4.3.3 Débit de gaz ( $Q_G$ )

Le débit de gaz  $Q_G$  est nul pour les quatre pas de temps, cependant nous remarquons à 18170m, le débit commence à augmenter progressivement atteignant les valeurs mentionnées sur le tableau 4-4. À  $t = 18h$ , le débit de gaz subit des fluctuations remarquables atteignant, à une certaine distance, des valeurs négatives.

**Tableau 4-4:** Résultats du débit de gaz à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

Temps (h)	Débit de gaz entrant ( $m^3/j$ )	Débit de gaz sortant ( $m^3/j$ )
6	0	2137,7087
12	0	2129,3884
<b>18</b>	0	<b>2507,0542</b>
24	0	2234,7031

#### 4.4.3.4 Débit total ( $Q_T$ )

Le débit total  $Q_T$  est la somme du débit liquide total  $Q_{LT}$  et du débit de gaz  $Q_G$ .

**Tableau 4-5:** Résultats du débit total à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 9,7^{\circ}C$ .

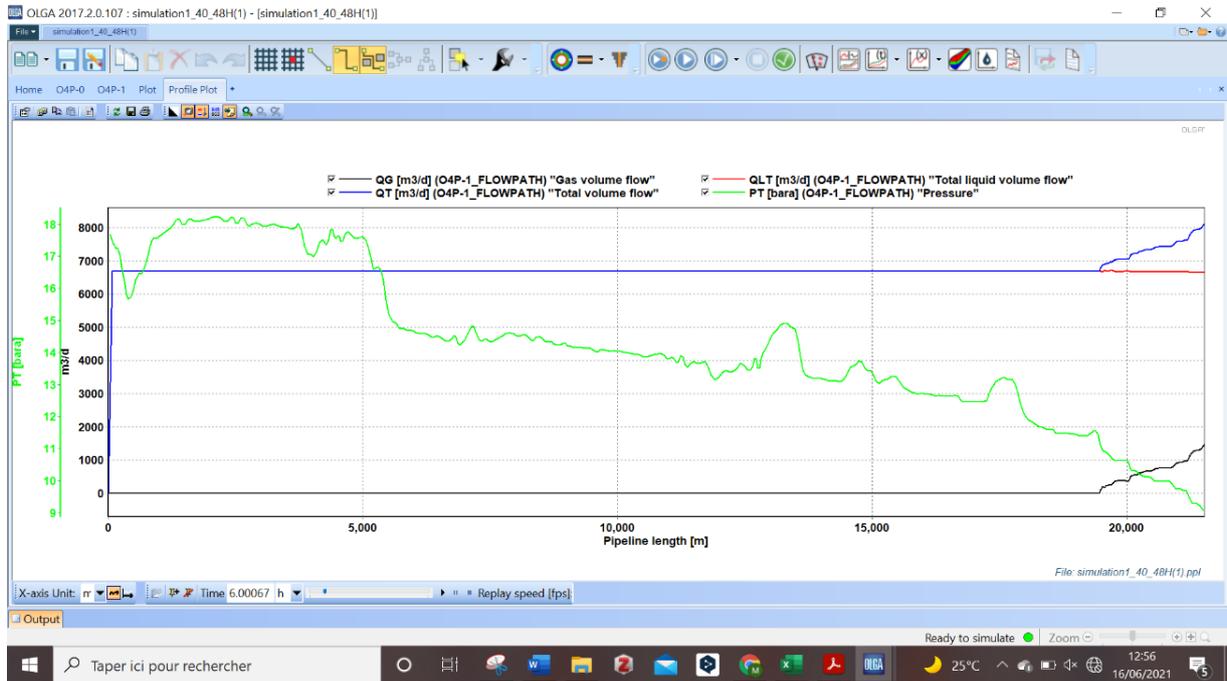
Temps (h)	Débit total entrant ( $m^3/j$ )	Débit total sortant ( $m^3/j$ )
6	7359,6314	9 438,9285
12	7359,5625	9 486,8962
18	7359,5449	10450,1118
24	7359,5830	9495,5127

### 4.5 Simulation pour $T = 40,1^{\circ}C$

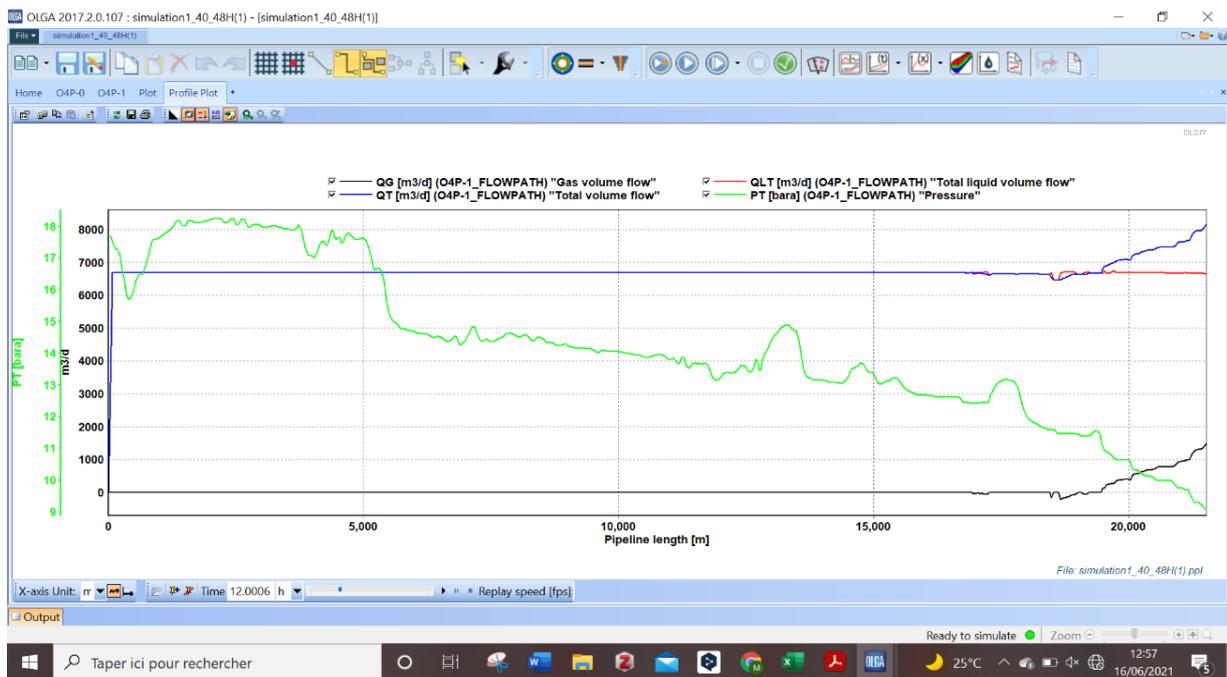
Le prélèvement des paramètres de cette simulation (pression, débit et GOR) ainsi que la composition du fluide ont été faites le 21 Août 2016 où la température était de  $40,1^{\circ}C$ . L'insertion de ces derniers se fait de la même manière que pour  $T = 9,7^{\circ}C$ .

### 4.5.1 Résultats des simulations

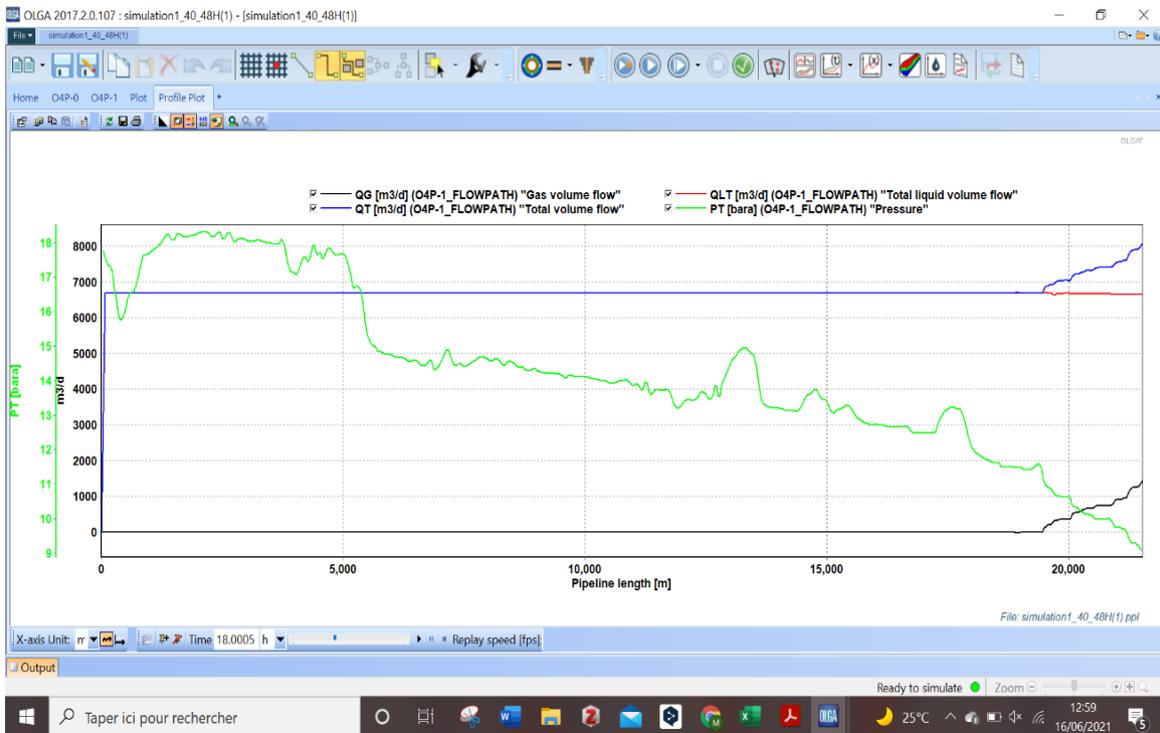
Comme pour le cas  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ , les graphes représentent le débit  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  avec un intervalle de temps 6h :



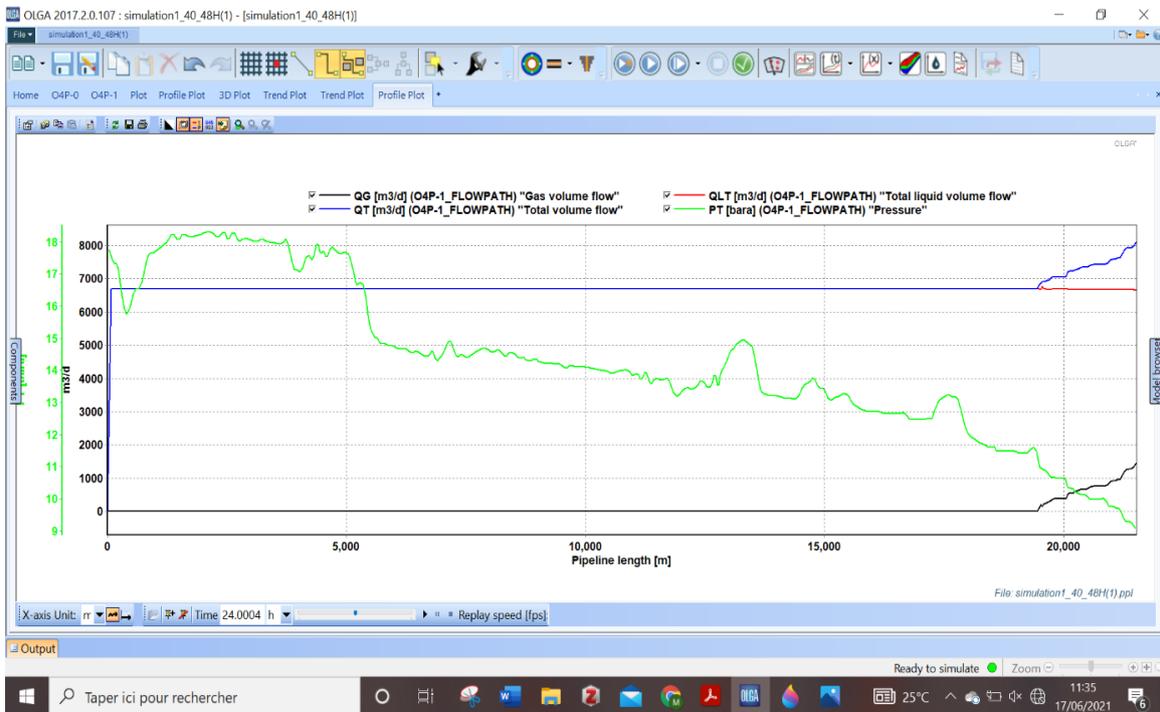
**Figure 4.28:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6,00067\text{h}$  pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .



**Figure 4.29:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 12,0006\text{h}$  pour  $40,1^{\circ}\text{C}$ .



**Figure 4.30:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 18,0005h$  pour  $40,1^\circ C$ .



**Figure 4.31 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 24,0004h$  pour  $40,1^\circ C$ .

Un plot 3D a également été effectué afin de visualiser une animation détaillée du phénomène à l'intérieur du pipeline. Nous observons l'apparition de trois phases (eau, huile et gaz) ainsi que l'apparition des slug comme dans le cas précédent.

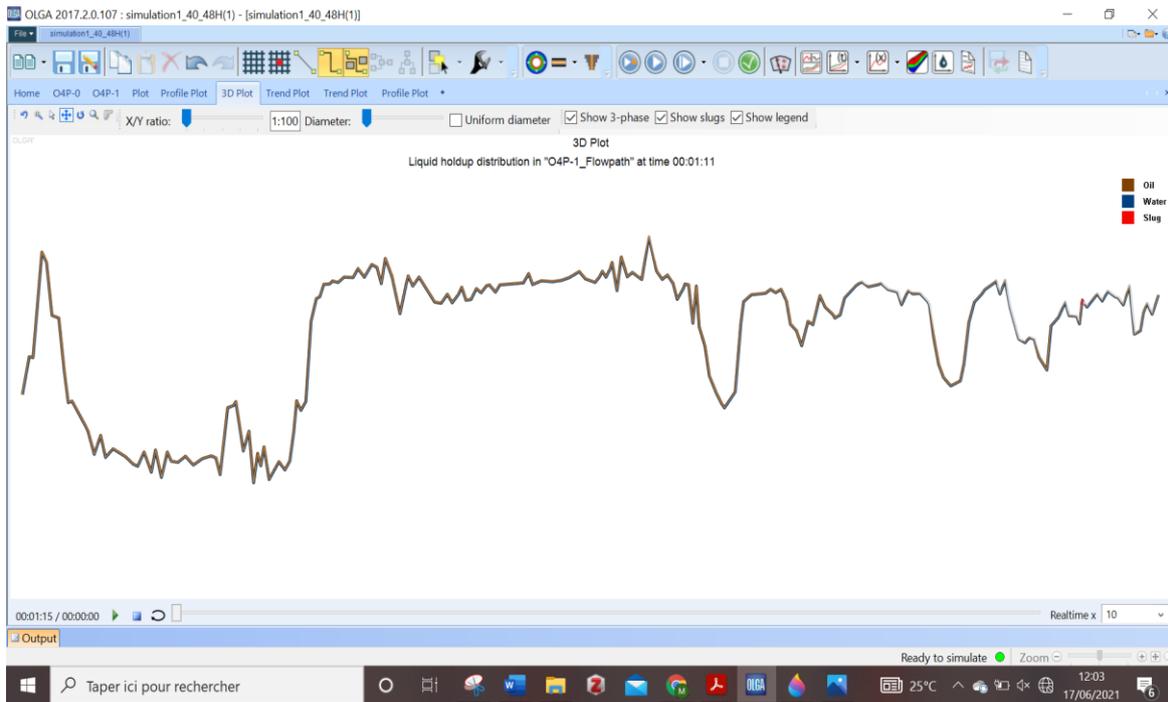


Figure 4.32 : Plot 3D de la simulation pour 40,1°C.

Afin de mieux observer les slug apparu, nous avons effectué un zoom sur le plot 3D comme suit :

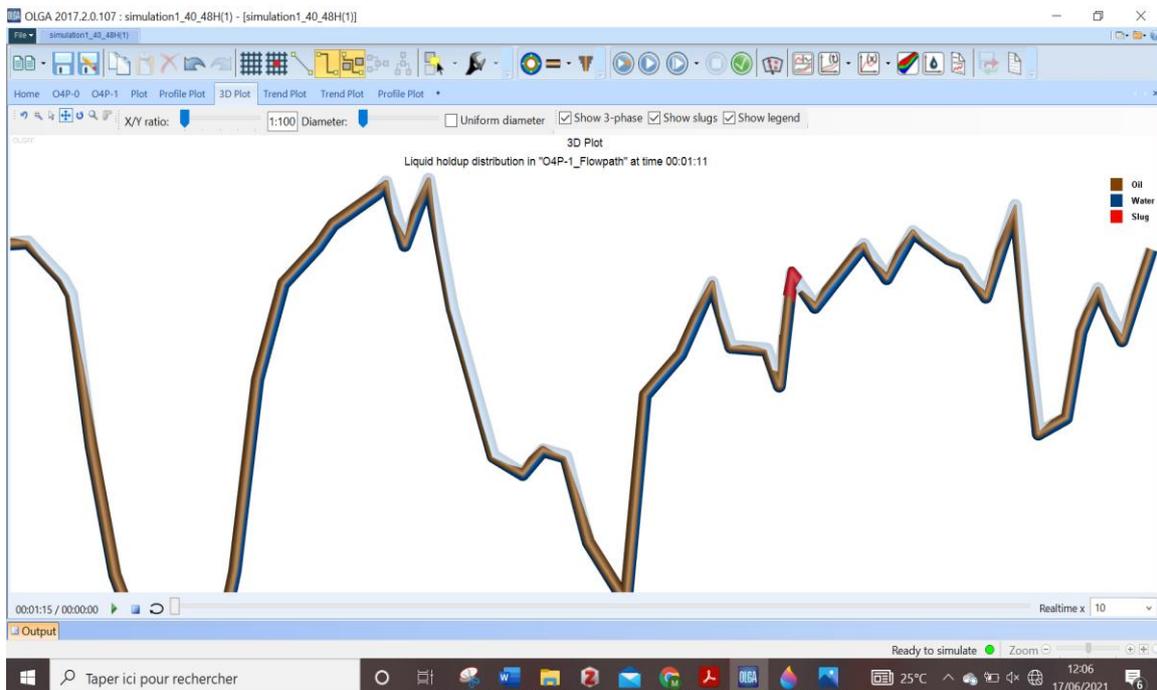


Figure 4.33 : Zoom sur le plot 3D de la simulation pour 40,1°C.

## 4.5.2 Discussion des résultats

### 4.5.2.1 Pression ( $P_T$ )

Comme dans le cas  $T = 9,7^\circ\text{C}$ , La pression  $P_T$  subit une chute considérable durant les 24 premières heures de l'écoulement. Commenant par une valeur de  $17,66589 \sim 17,74857$  Bar au niveau de la station W1C, la variation de la pression reste pratiquement la même comme le montre la figure 4.34, les courbes sont superposées pour les quatre pas de temps (6h, 12h, 18h et 24h). Quant à la pression d'arrivée à la station UTBS, nous l'avons introduit comme condition aux limites, elle est de 8 Barg ce qui vaut à  $9,01325$  Bar.

**Tableau 4-6** : Résultats de la pression d'entrée et de sortie à  $t = 6\text{h}, 12\text{h}, 18\text{h}, 24\text{h}$  quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

Temps (h)	Pression d'entrée (Bar)	Pression de sortie (Bar)
6	17,66589	9,077536
12	17,68781	9,077609
18	17,74857	9,078106
24	17,74419	9,078236



**Figure 4.34** : Variation de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6\text{h}, 12\text{h}, 18\text{h}, 24\text{h}$  pour  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

### 4.5.2.2 Débit liquide total $Q_{LT}$

Le débit liquide total  $Q_{LT}$  se stabilise une seconde après le démarrage, ce qui vaut à une distance de  $72,01\text{m}$ , arrivant avec une valeur d'environ  $6687 \text{ m}^3/\text{j}$ . En comparant les quatre pas de temps, nous constatons que le débit liquide subit en général une légère perturbation de l'ordre de plus ou moins  $10 \text{ m}^3/\text{j}$ .

A partir de 17259,80m jusqu'à 18444,41m, le débit liquide à  $t = 12h$  diminue subitement jusqu'à atteindre des valeurs d'environ  $6640 \text{ m}^3/\text{j}$ . Pour les autres cas le débit est constant ou varie d'une façon aléatoire de plus ou moins  $5 \text{ m}^3/\text{s}$ .

**Tableau 4-7:** Résultats du débit liquide total entrant et sortant à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

Temps (h)	Débit liquide total entrant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )	Débit liquide total sortant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )
6	6687,47	6644,29
12	6687,45	6652,17
18	6687,39	6647,69
24	6687,39	6658,91

#### 4.5.2.3 Débit de gaz $Q_G$

Le débit de gaz  $Q_G$  est nul pour les quatre pas de temps, Cependant nous remarquons qu'au bout de 15944,65625m, le débit subit des perturbations aléatoires et augmente progressivement jusqu'à atteindre à la sortie du pipeline les valeurs mentionnées sur le tableau 4-8.

**Tableau 4-8:** Résultats du débit de gaz à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

Temps (h)	Débit de gaz entrant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )	Débit de gaz sortant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )
6	0	1472,885
12	0	1495,794
18	0	1436,643
24	0	1446,065

#### 4.5.2.4 Débit total ( $Q_T$ )

Le débit total  $Q_T$  est égal au débit liquide au début car le débit de gaz est nul, puis commence à augmenter jusqu'à atteindre la valeur maximale (tableau 4-9).

**Tableau 4-9 :** Résultats du débit total à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

Temps (h)	Débit total entrant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )	Débit total sortant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )
6	6687,47	8117,18
12	6687,45	8147,96
18	6687,39	8084,34
24	6687,39	8104,98

## 4.6 Simulation pour $T = 27^\circ\text{C}$

Pour ce cas d'étude, nous avons simulé l'écoulement dans le pipeline sans la séparation que subit le fluide afin de bien visualiser le phénomène des slug tout au long du pipeline. Les mesures de ce scénario ont été faite le 29 Avril 2016 avec une température de  $27^\circ\text{C}$ . Les conditions aux limites et initiales de température, pression, débit, GOR ainsi que les données PVT diffèrent et sont déterminés comme pour les cas précédents.

### 4.6.1 Résultats des simulations

Les résultats sont représentés comme pour les deux cas précédents en graphes contenant les 4 paramètres,  $Q_T$ ,  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$  et  $P_T$  pour un intervalle de temps de 6h :

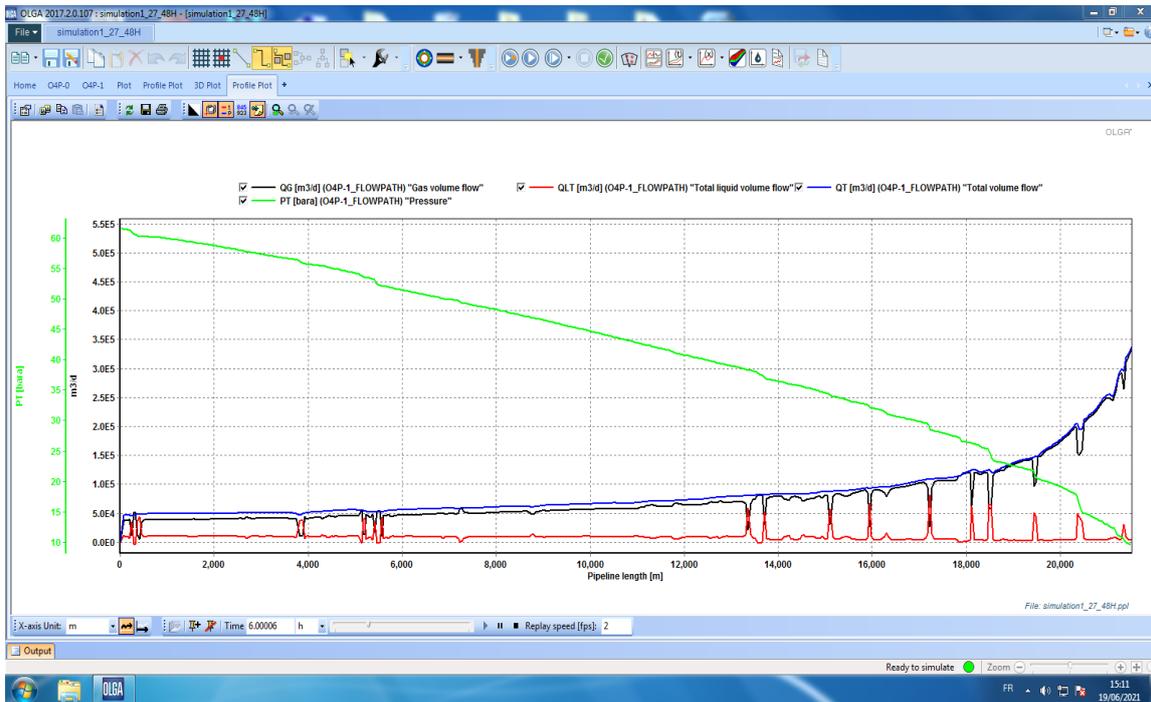


Figure 4.35: Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6,00006h$  pour  $27^\circ C$ .

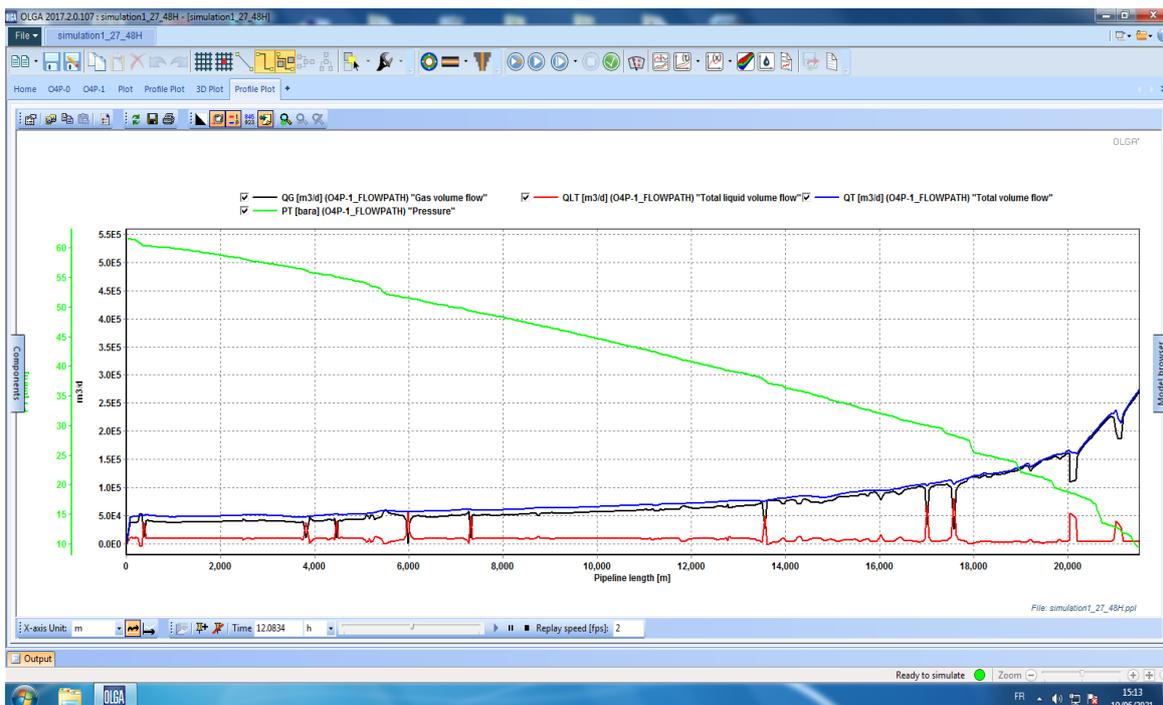


Figure 4.36: Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 12,0834h$  pour  $27^\circ C$ .

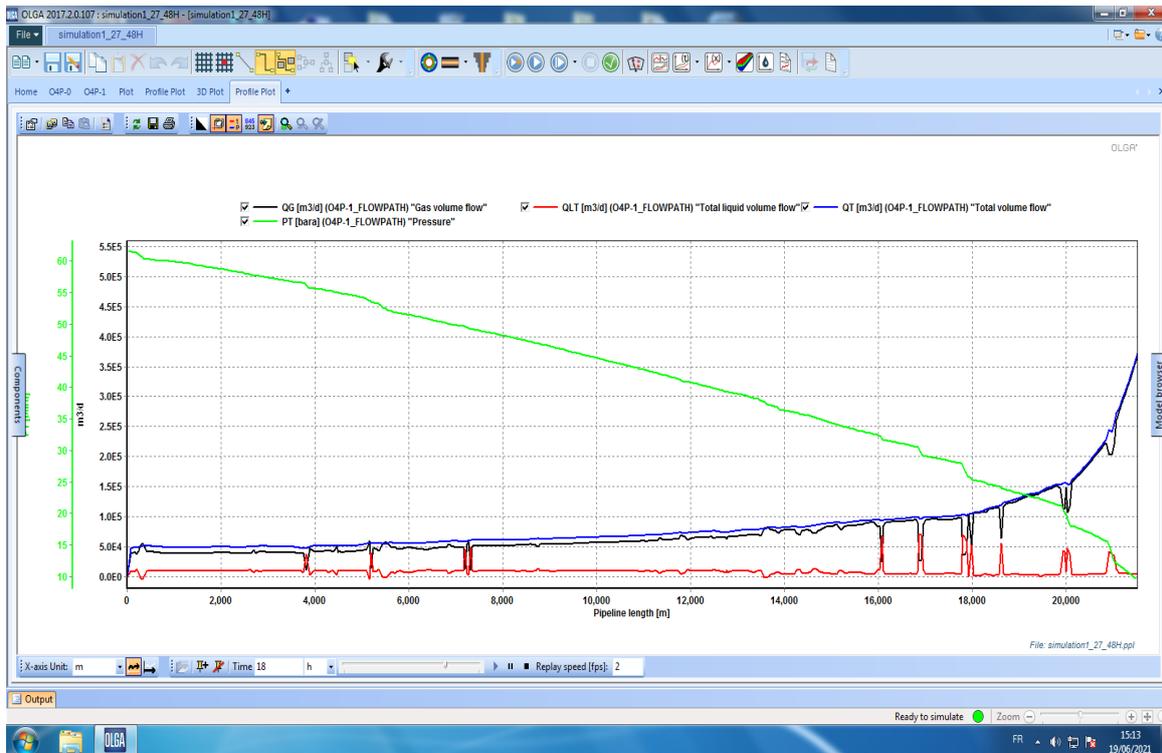


Figure 4.37: Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 18h$  pour  $27^\circ C$ .

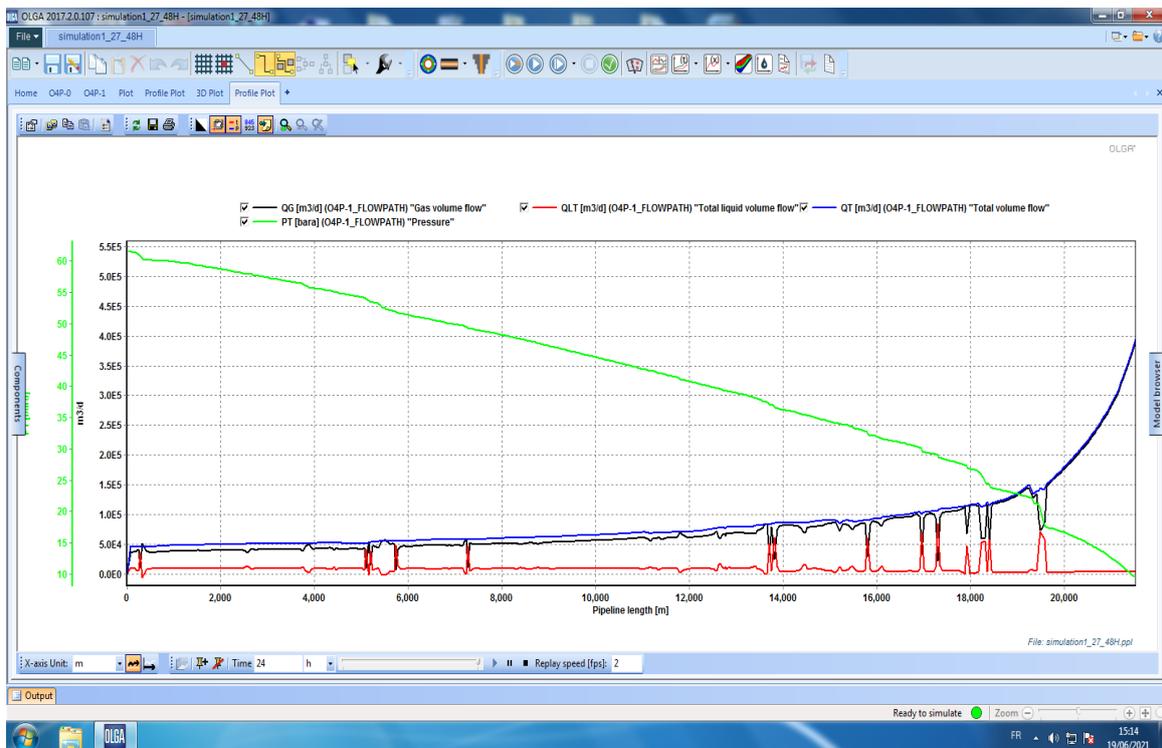


Figure 4.38 : Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 24h$  pour  $27^\circ C$ .

Une animation 3D a également été réalisée afin de visualiser les slug pour le cas sans séparation (figure 4.39).

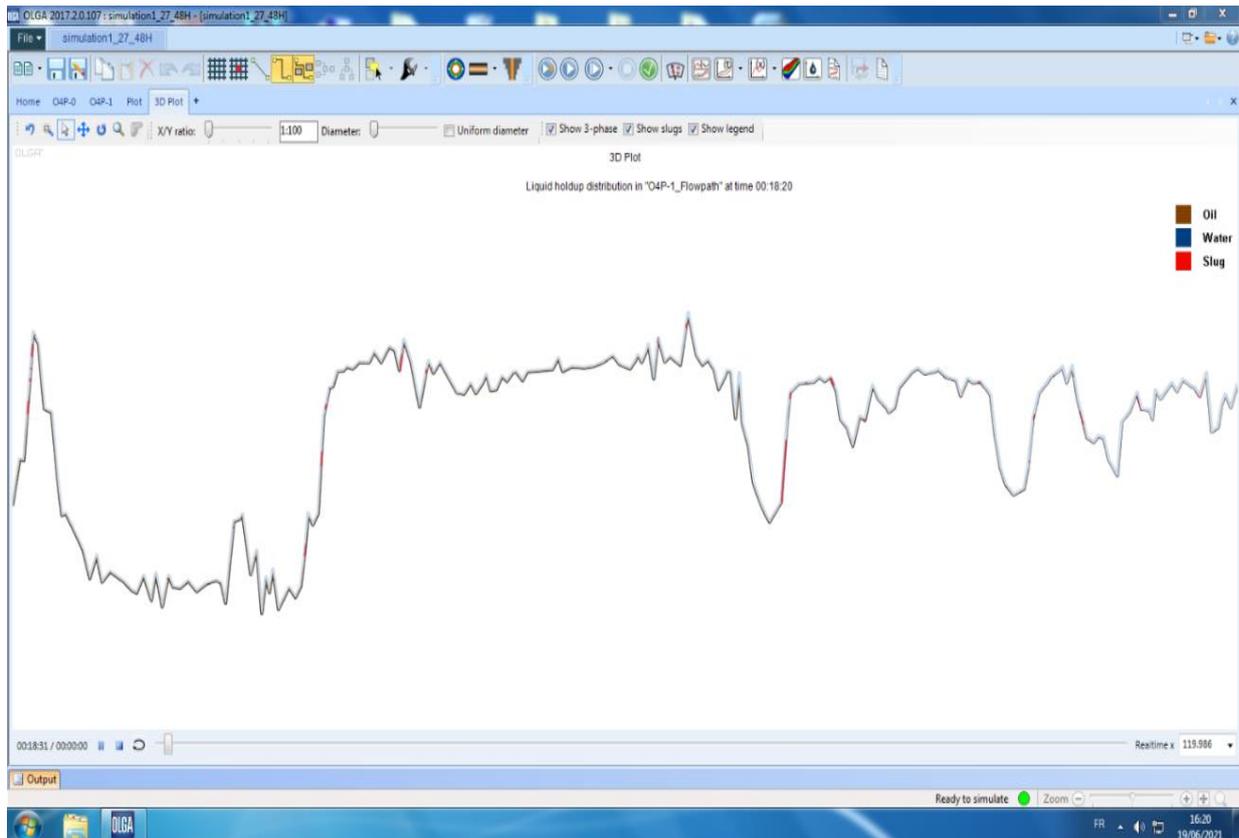


Figure 4.39 : Plot 3D de la simulation pour 27°C.

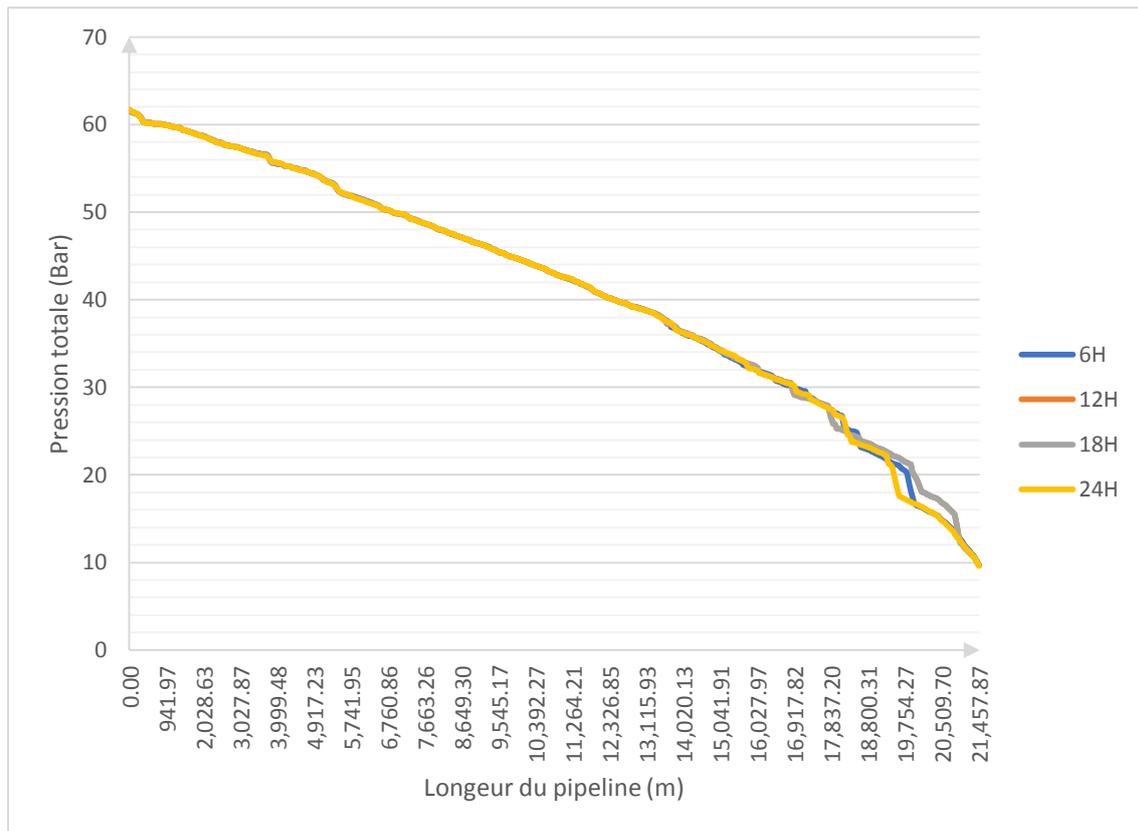
## 4.6.2 Discussion des résultats

### 4.6.2.1 Pression $P_T$

La pression  $P_T$  subit une chute importante durant les 24 premières heures de l'écoulement. Commenant avec une valeur de 61 Bar au niveau de la station W1C, la variation de la pression reste pratiquement la même au début du pipeline pour les quatre pas de temps et commence à varier très légèrement vers la fin du pipeline à environ 16027m (figure 4.40).

**Tableau 4-10** : Résultats de la pression d'entrée et de sortie à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  quand  $T = 40,1^\circ C$ .

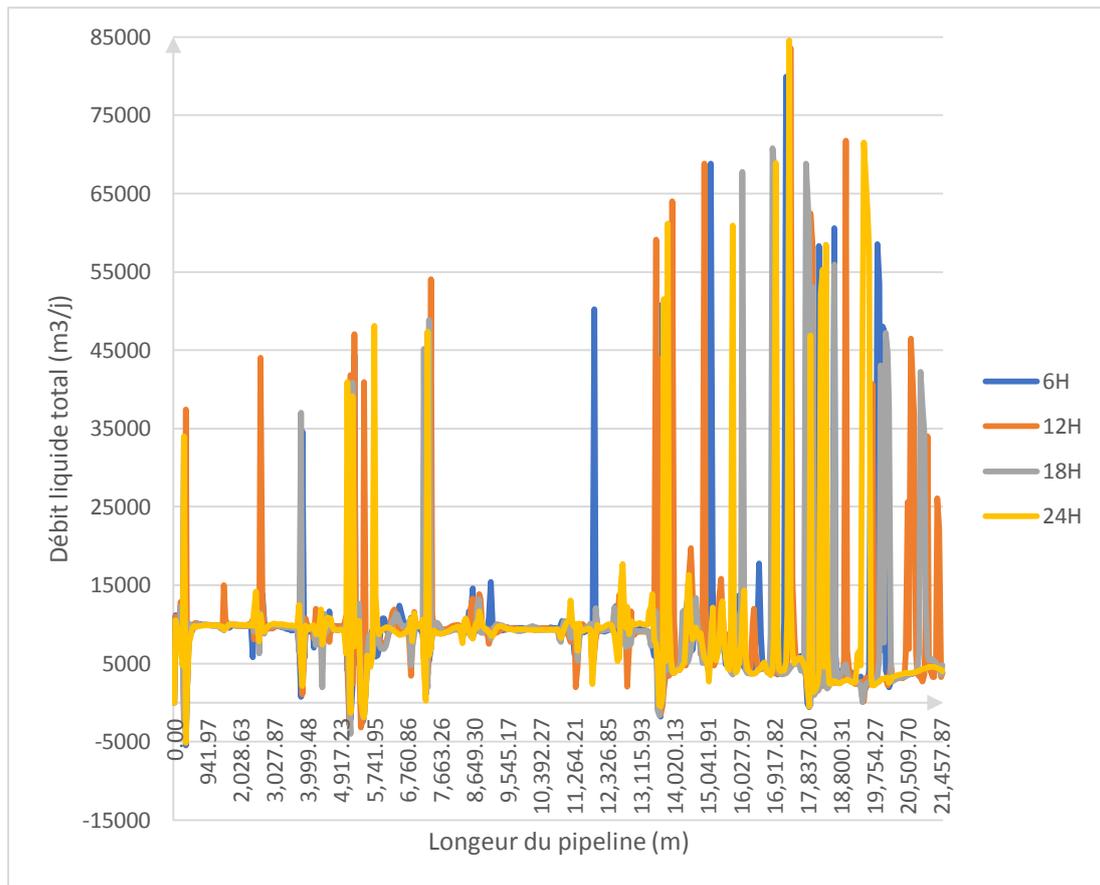
Temps (h)	Pression d'entrée (Bar)	Pression de sortie (Bar)
6	61,6300087	9,66688919
12	61,6799889	9,51256466
18	61,6598511	9,68816185
24	61,6702805	9,63063622



**Figure 4.40:** Variation de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline à  $t = 6h, 12h, 18h, 24h$  pour  $T = 27^\circ C$

#### 4.6.2.2 Débit liquide total $Q_{LT}$

Le débit liquide total  $Q_{LT}$  est instable et varie d'une façon aléatoire (valeurs négatives et valeurs positives) tout au long du pipeline. En comparant les quatre pas de temps, nous constatons que le débit liquide subi des perturbations considérables. Au cours des premiers tronçons du pipeline, c'est à dire avant 746m environ, le débit  $Q_{LT}$  des 4 intervalles de temps se superpose puis commencer à varier différemment jusqu'à la fin du pipeline (figure 4.41).



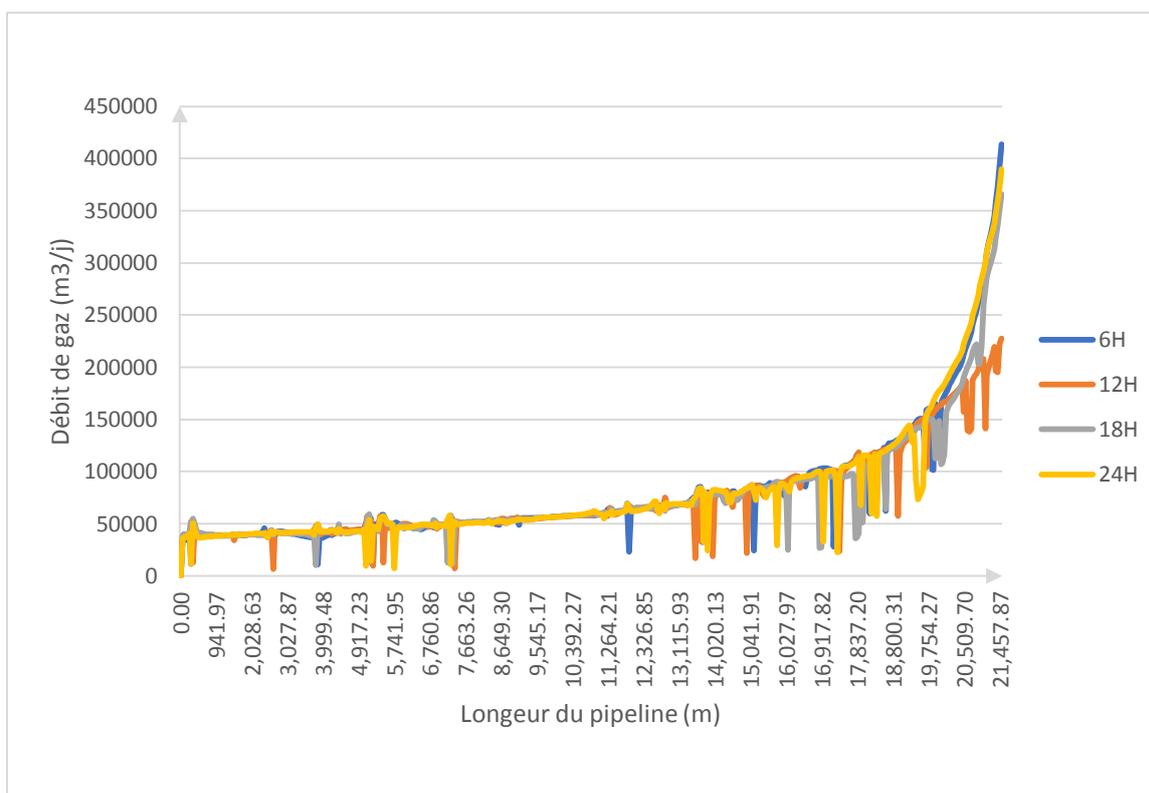
**Figure 4.41 :** Variation du débit liquide total  $Q_{LT}$  pour un intervalle de 6h tout au long du pipeline pour  $T = 27^{\circ}\text{C}$

**Tableau 4-11:** Résultats du débit liquide total  $Q_{LT}$  entrant et sortant à  $t = 6\text{h}, 12\text{h}, 18\text{h}, 24\text{h}$  quand  $T = 27^{\circ}\text{C}$ .

Temps (h)	Débit liquide total entrant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )	Débit liquide total sortant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )
6	11139,0508	3847,4214
12	10984,3779	3810,1682
18	8904,2285	4831,5122
24	10548,9736	4016,3645

#### 4.6.2.3 Débit de gaz $Q_G$

Contrairement aux deux cas précédent après séparation, nous remarquons que le débit de gaz  $Q_G$  ne s'annule pas et continue à augmenter tout au long du pipeline. En analysant les 4 intervalles de temps nous pouvons voir que les 4 courbes se superposent jusqu'à 13000 m environ de la longueur du pipeline puis commence à varier différemment jusqu'à la sortie du fluide (figure 4.42).



**Figure 4.42:** Variation du débit de gaz  $Q_G$  pour un intervalle de 6h tout au long du pipeline pour  $T = 27^\circ\text{C}$ .

**Tableau 4-12:** Résultats du débit de gaz à  $t = 6\text{h}, 12\text{h}, 18\text{h}, 24\text{h}$  quand  $T = 27^\circ\text{C}$ .

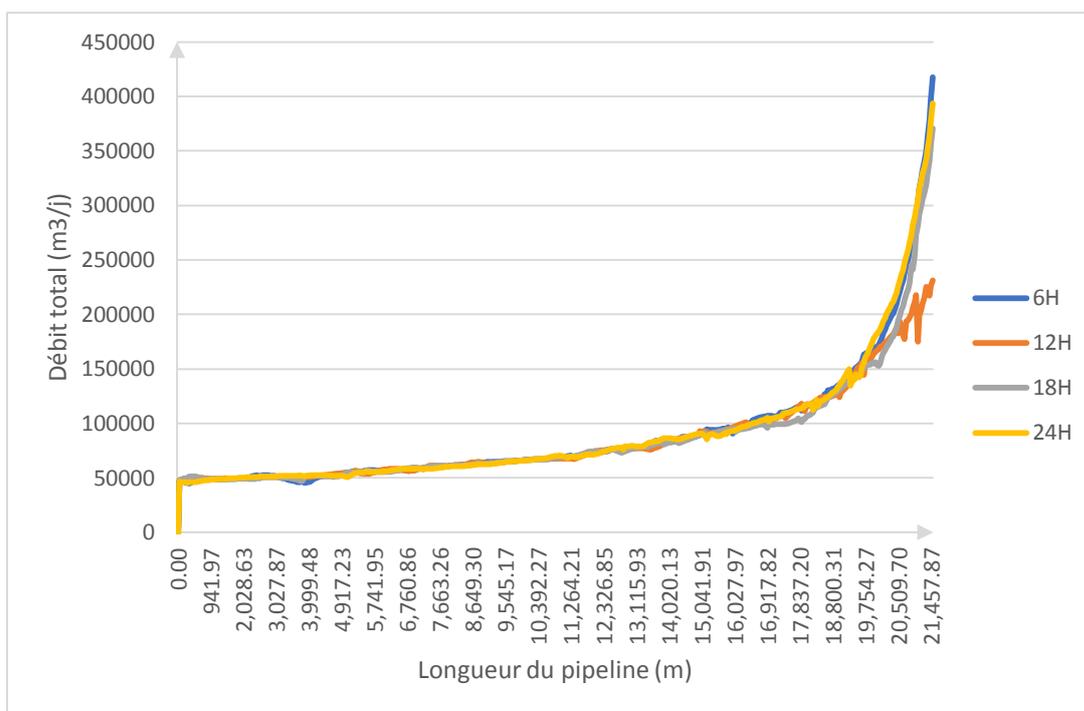
Temps (h)	Débit de gaz entrant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )	Débit de gaz sortant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )
6	35747,0391	413670,844
12	36868,4961	227495,172
18	38789,1406	366101,438
24	35942,1836	389646,281

#### 4.6.2.4 Débit total $Q_T$

La variation de  $Q_T$  dépend des deux autres débits. Nous avons constaté précédemment que le débit du gaz  $Q_G$  ne cesse d'augmenter ce qui justifie l'augmentation du débit total  $Q_T$  et en comparant les 4 variations en fonctions du temps, il y'a une variation à partir des derniers tronçons à environ 19000m (figure 4.43).

**Tableau 4-13 :** Résultats du débit total à  $t = 6\text{h}, 12\text{h}, 18\text{h}, 24\text{h}$  quand  $T = 27^\circ\text{C}$ .

Temps (h)	Débit total entrant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )	Débit total sortant ( $\text{m}^3/\text{j}$ )
6	46886,093	417518,313
12	47852,875	231305,328
18	47693,371	370932,906
24	46491,156	393662,688



**Figure 4.43 :** Variation du débit total  $Q_T$  pour un intervalle de temps 6h tout au long du pipeline pour  $T = 27^\circ\text{C}$ .

## 4.7 Interprétation des résultats

En s'appuyant sur les résultats obtenus après les simulations, nous avons pu analyser les courbes qui donnent la variation des différents débits et de la pression pendant les 24 premières heures. Nous avons même observé la présence de slug dans les derniers tronçons du pipeline.

L'interprétation se fait pour deux cas distincts : Cas après séparation (cas habituel) et cas sans séparation (cas inhabituel dans les systèmes de production pétrolière).

### 4.7.1 Cas après séparation

Nous avons regroupé le scénario de  $T = 9,7^\circ\text{C}$  et  $T = 40,1^\circ\text{C}$  en un seul cas car les résultats obtenus, pour les deux cas, tournent autour du même phénomène qui a généré l'augmentation du débit de gaz à la sortie du pipeline et l'apparition des slug.

Après la séparation de notre effluent à l'amont du système, l'huile qui sort du séparateur contient du gaz dissous, d'où la valeur imposée du GOR pour le scénario  $9,7^\circ\text{C}$  et  $40,1^\circ\text{C}$  qui est égale à 51,3179951 et 20,6868879 respectivement.

Après une analyse minutieuse des graphes et en s'appuyant sur les propos énoncés dans la partie théorique, nous sommes venues à la conclusion que lorsque la pression dynamique chute au-dessous du point de bulles, qui est égale à 11,2 Bar, il y a eu une libération de bulles de gaz à partir de l'huile, d'où l'augmentation du débit de gaz à partir du point qui correspond à une pression dynamique inférieure à la pression de bulles.

A cet effet, le débit liquide total commence à chuter légèrement au même moment où le débit de gaz augmente au fur et à mesure que la pression continue à chuter jusqu'à atteindre la pression d'arrivée. C'est ce qui explique l'augmentation du débit total à la sortie du pipeline.

Les fluctuations du débit de gaz et du débit liquide à  $t = 18h$  reviennent à la formation des bouchons de gaz. Une fois que les slug commencent à apparaître, le liquide a tendance à pousser ces bouchons de gaz, dès que ces derniers atteignent une singularité ils freinent voire bloquent l'écoulement, par conséquent le sens de l'écoulement devient dans le sens contraire. C'est ce qui explique les fluctuations et les valeurs négatives du débit de gaz.

#### 4.7.2 Cas sans séparation

Le scénario où la température était de  $27^{\circ}\text{C}$  est un cas inhabituel dans l'industrie pétrolière, car le fluide transporté tout au long du pipeline n'a pas subi de séparation, d'où un GOR élevé égale à 659,812551. L'effluent dans ce cas contient une quantité considérable de gaz qui ne cesse d'augmenter tout au long du pipeline d'où l'augmentation du débit totale causant par la suite la formation de bouchons de gaz (slug) plus particulièrement lors d'un changement brusque d'élévation (figures 4.44 et 4.45).

L'apparition des slug a causé des fluctuations remarquables du débit liquide lors de l'écoulement. En effet les slug bloquent l'écoulement de l'huile causant ainsi un écoulement dans le sens inverse d'où l'apparition des valeurs négatives.

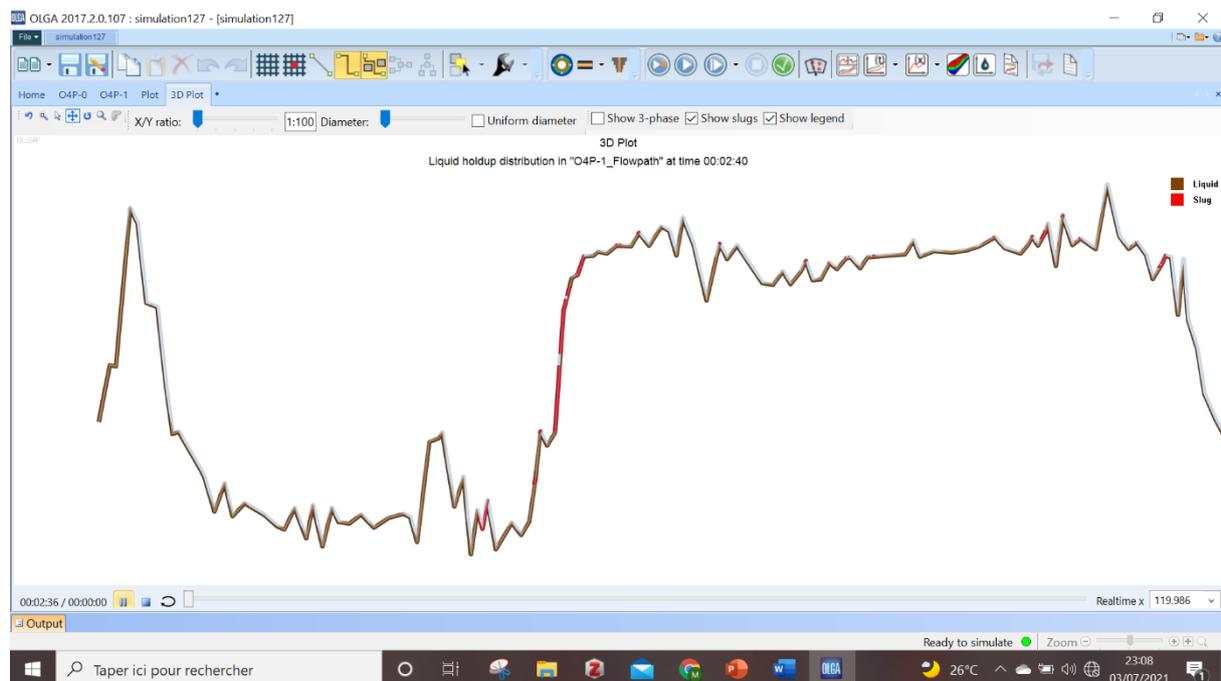


Figure 4.44 : Zoom sur le plot 3D à  $T = 27^{\circ}\text{C}$  partie 1

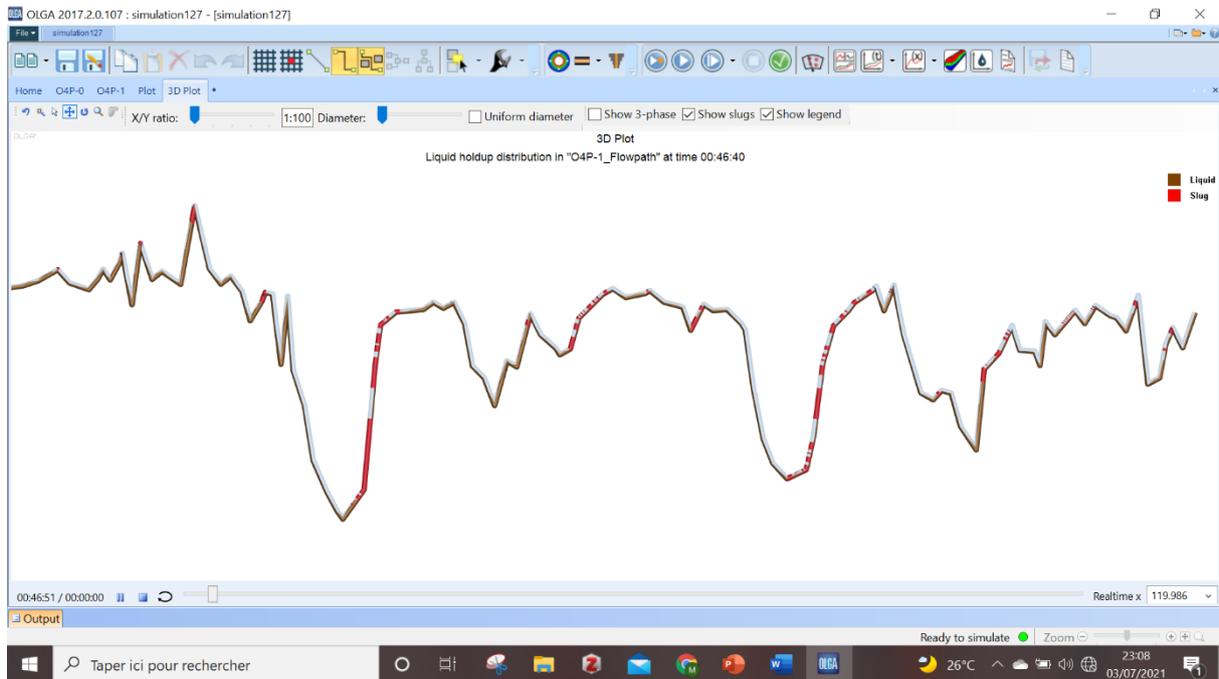


Figure 4.45 : Zoom sur le plot 3D à T = 27°C partie 2.

En s'appuyant sur cette interprétation, nous pouvons constater que les slug peuvent engendrer une mauvaise gestion de la production puisque les valeurs du débit à la sortie ne sont pas représentatives ainsi qu'un endommagement de l'équipement (corrosion...).

Dans ce cas, un séparateur doit être installé à l'amont du système afin d'éviter les problèmes cités précédemment.

## 4.8 Conclusion

Nous avons pu, lors de ce chapitre, expliquer les résultats que nous avons obtenus après la simulation des trois scénarios choisis et mettre au clair le phénomène qui a causé l'augmentation de la production à la sortie du pipeline dans la station UTBS.

Nous nous sommes appuyées sur les résultats des 24 premières heures seulement car nous avons remarqué qu'il n'y a pas de changements considérables des différents débits et de la pression au bout de 48h.

Le logiciel Olga a donné des résultats cohérents et l'interprétation des résultats est conforme aux propos que nous avons énoncés dans la partie théorique sur l'apparition des écoulements multiphasiques dans l'industrie pétrolière.

Dans le prochain chapitre, nous énumérons les éventuelles solutions que nous avons trouvées afin de remédier au problème de l'augmentation du débit dans la station d'arrivée.

**Chapitre 5**

**Solutions proposées pour éviter  
l'écoulement multiphasique dans ce cas  
d'étude**

## **5. Solutions proposées pour éviter l'écoulement multiphasique dans ce cas d'étude**

### **5.1 Introduction**

La problématique étant définie, modélisée et analysée à travers les différents résultats que nous avons obtenus, il est recommandé de proposer des solutions et de procéder à sa résolution. Il est important d'éviter l'apparition du gaz à l'intérieur du pipeline lorsque le fluide est transporté, cela peut paraître un phénomène naturel et sans conséquence mais le contraire a été prouvé. Comme mentionné auparavant dans la partie théorique, les écoulements multiphasiques peuvent affecter l'installation ainsi que la production.

De ce fait, nous allons proposer, dans ce chapitre, des solutions afin d'éviter (voire annuler) complètement l'existence du gaz à l'intérieur du pipeline c'est-à-dire l'élimination totale du phénomène multiphasique. Afin de prouver leurs efficacités ainsi que leurs faisabilités, une étude détaillée a été faite via logiciel de simulation OLGA.

### **5.2 Réduire le diamètre du pipeline**

Parmi les solutions les plus communes pour éviter le phénomène des bouchons de gaz (slug) est de réduire le diamètre du pipeline afin de réguler la pression de sorte que cette dernière ne chute pas au-dessous de la pression de séparation et reste assez élevée pour pousser les slug hors du système. Pour cela, des essais sur OLGA ont été réalisés avec différents diamètres de pipeline (18 pouces, 16 pouces, 14 pouces, 12 pouces, 10 pouces, 8 pouces) pour les deux cas  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$  et  $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .

#### **5.2.1 Cas $T = 40,1^{\circ}\text{C}$**

Les résultats suivants ont été obtenus pour les quatre paramètres, débit liquide total  $Q_{LT}$ , débit de gaz  $Q_G$ , débit total  $Q_T$ , pression pour les cinq (05) diamètres.

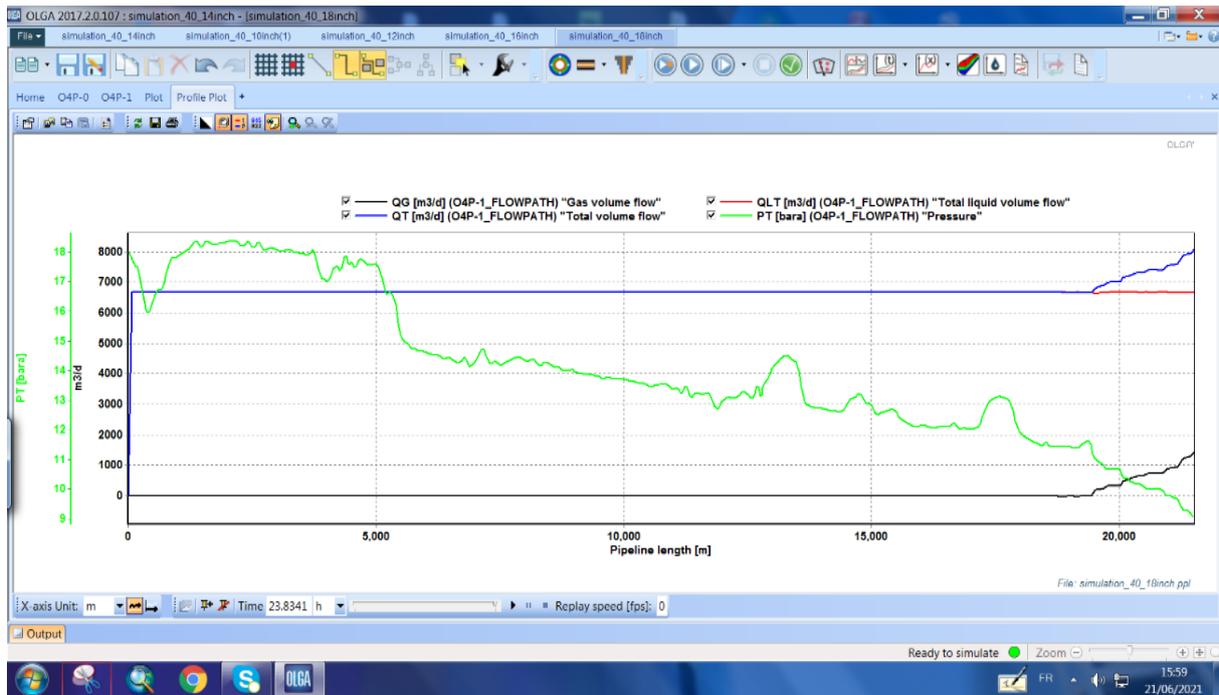


Figure 5.1: Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 18 pouces pour  $40,1^\circ\text{C}$ .

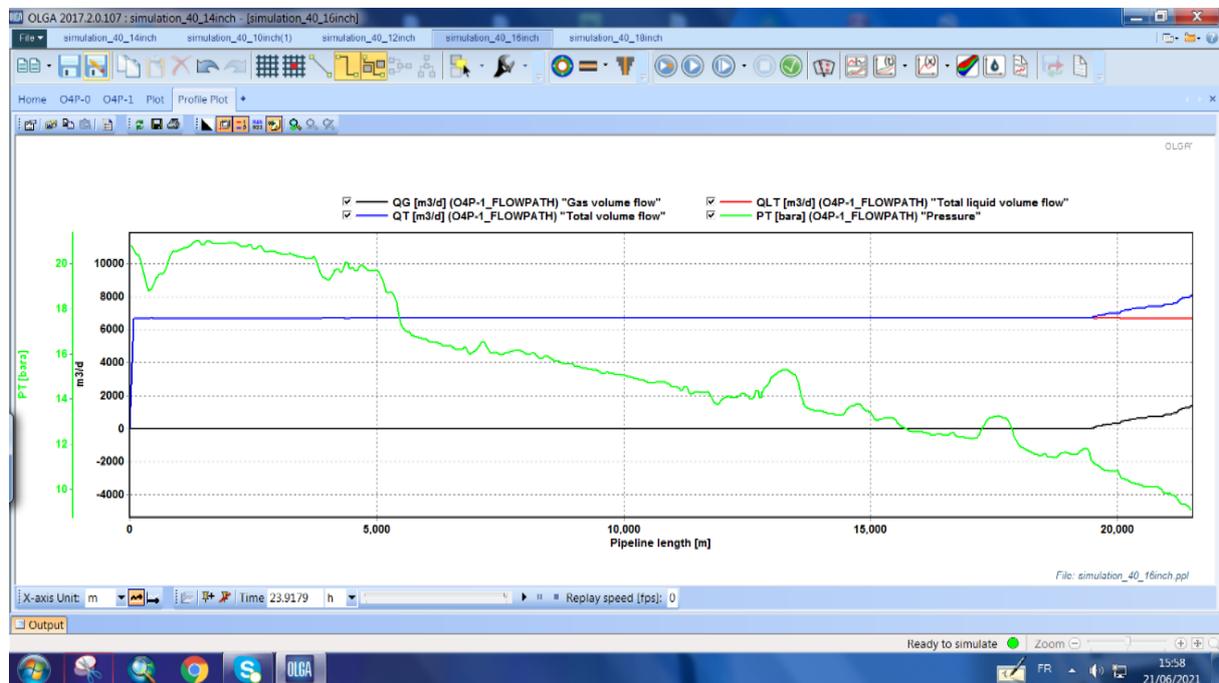
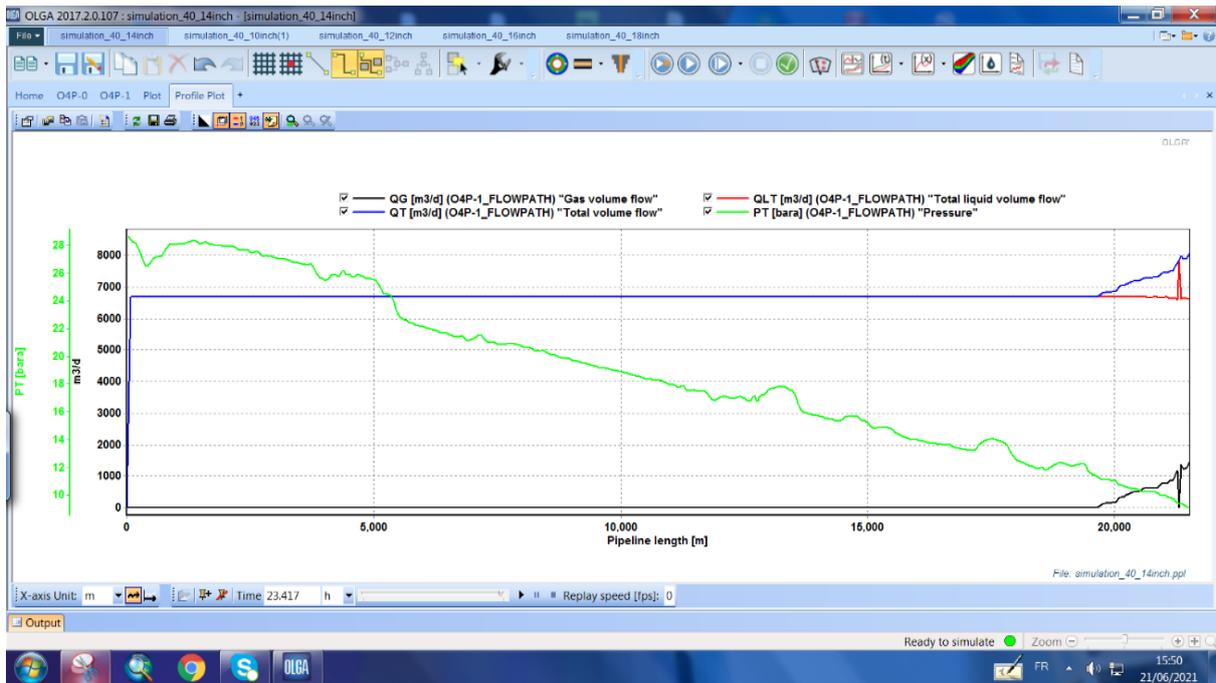
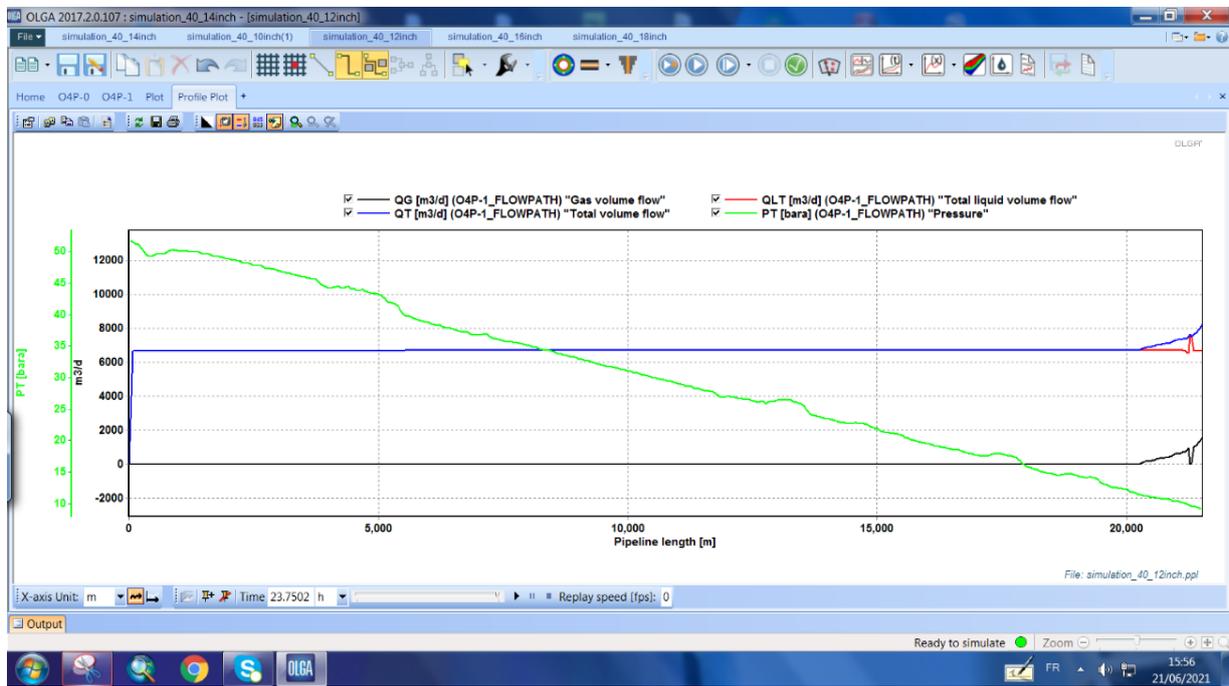


Figure 5.2: Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 16 pouces pour  $40,1^\circ\text{C}$ .



**Figure 5.3:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 14 pouces pour  $40,1^\circ\text{C}$ .



**Figure 5.4:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 12 pouces pour  $40,1^\circ\text{C}$ .

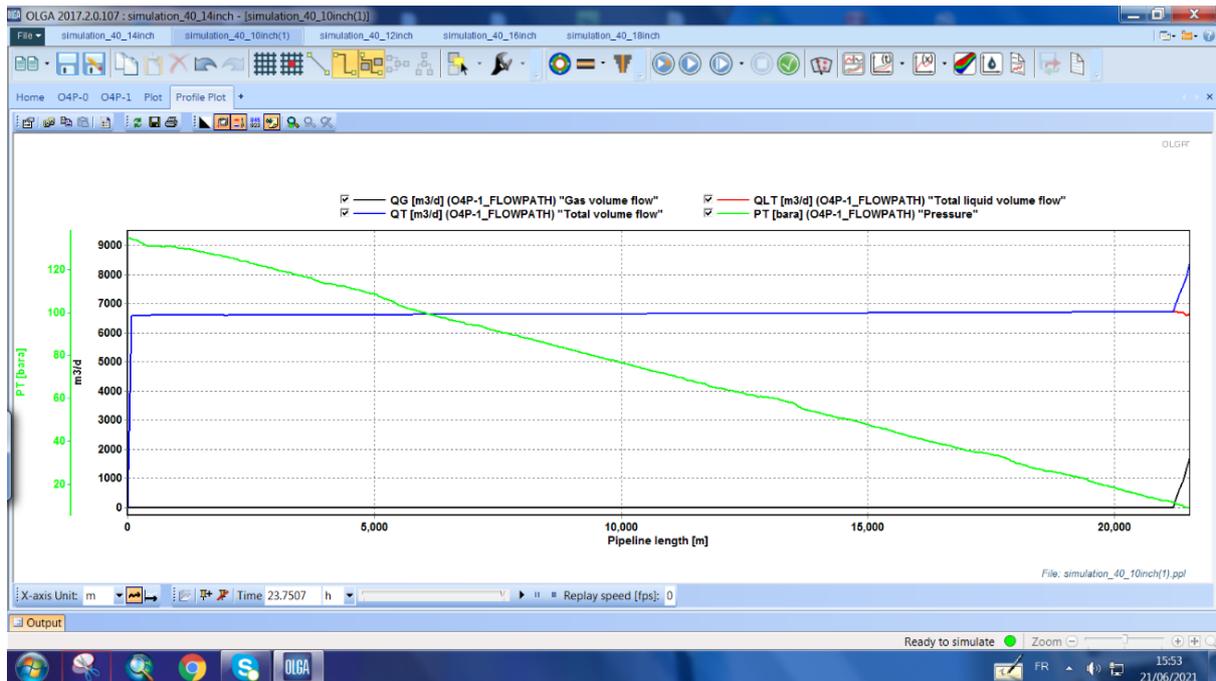


Figure 5.5: Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 10 pouces pour  $40,1^\circ\text{C}$ .

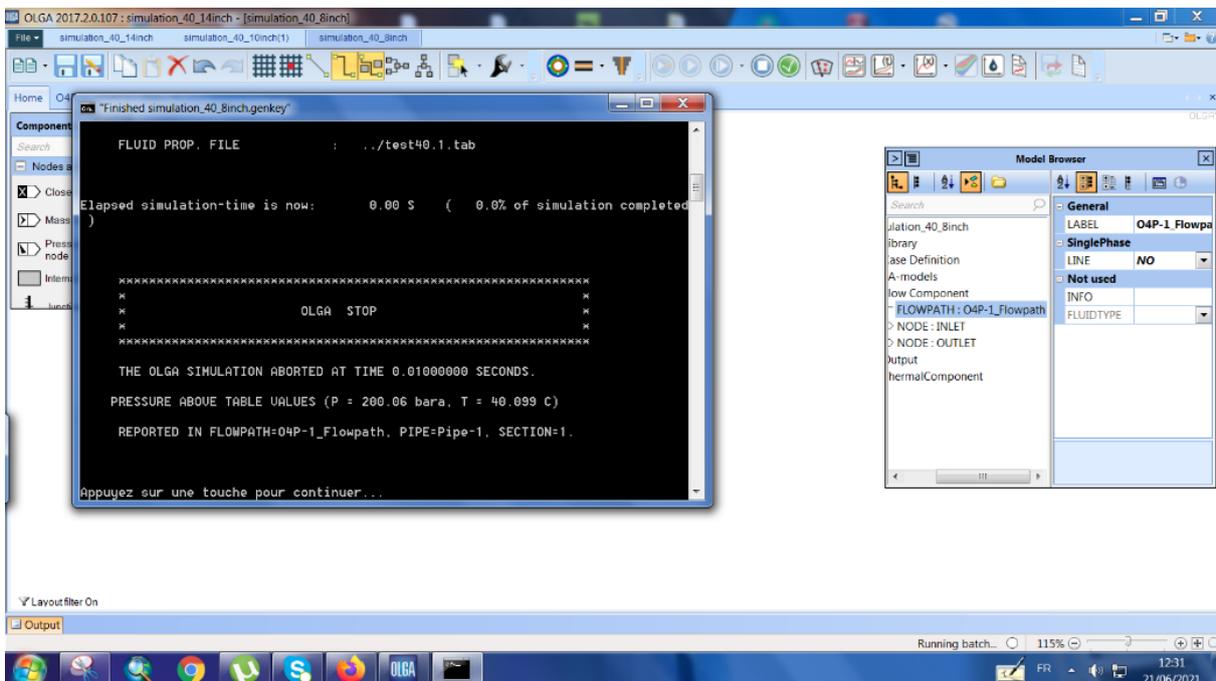
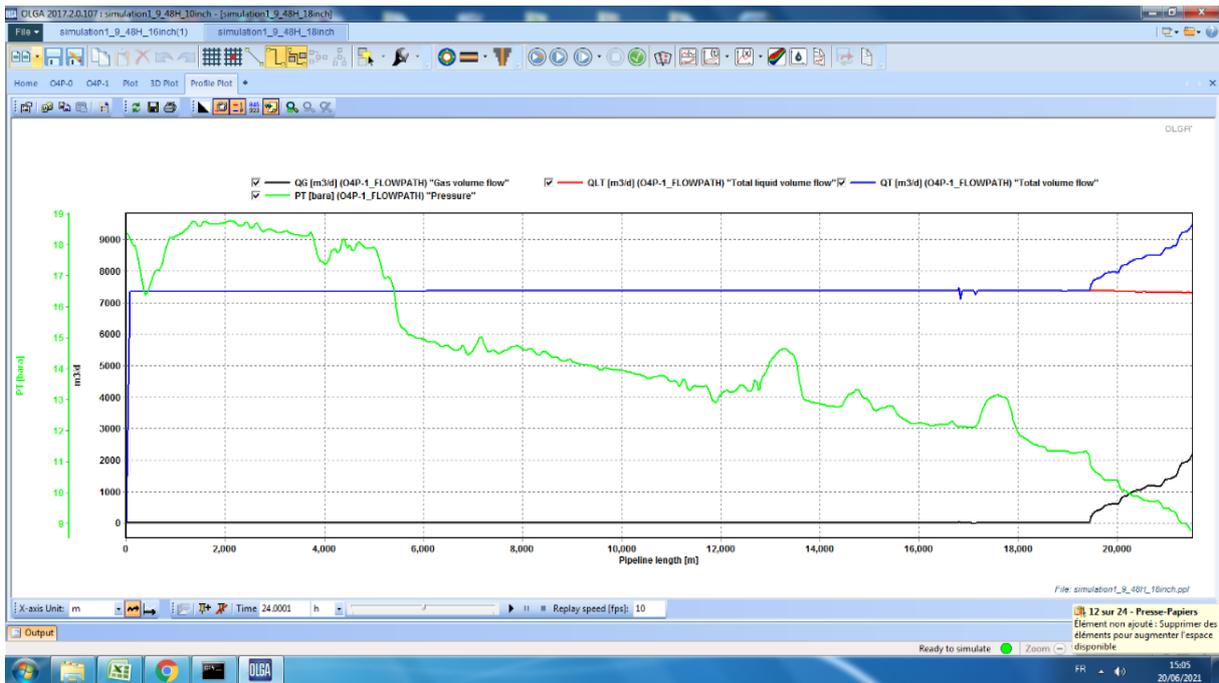


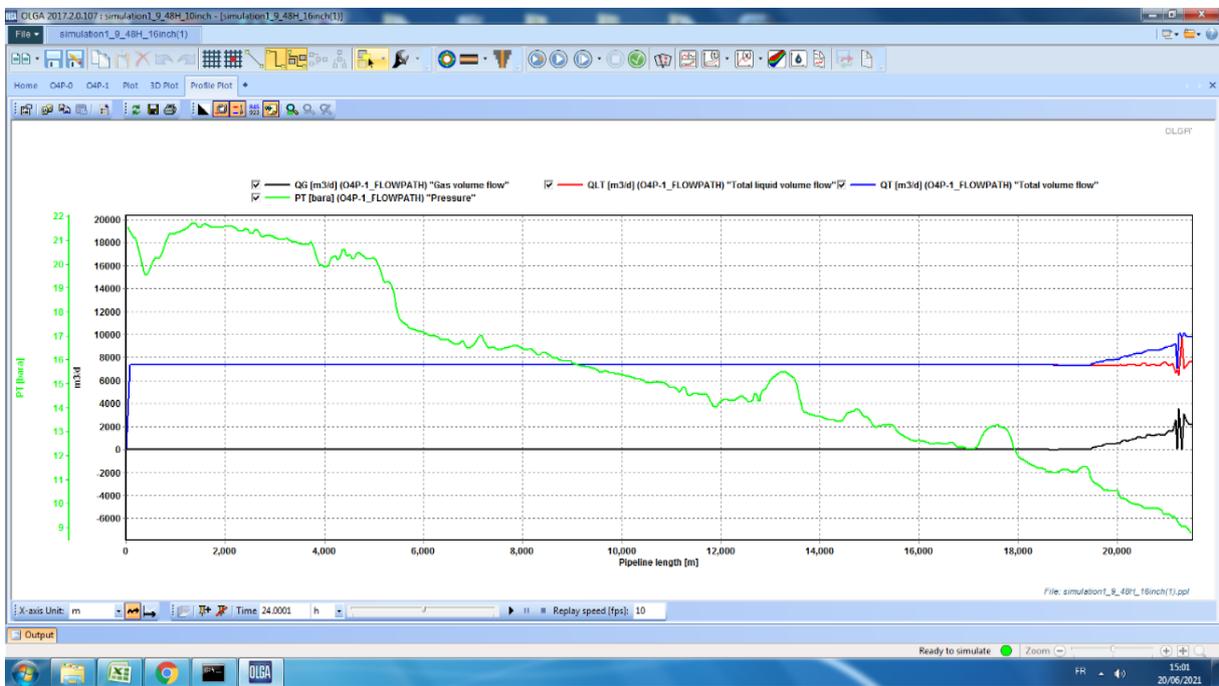
Figure 5.6: Arrêt de la simulation pour le diamètre 8 pouces à  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

## 5.2.2 Cas $T = 9,7^\circ\text{C}$

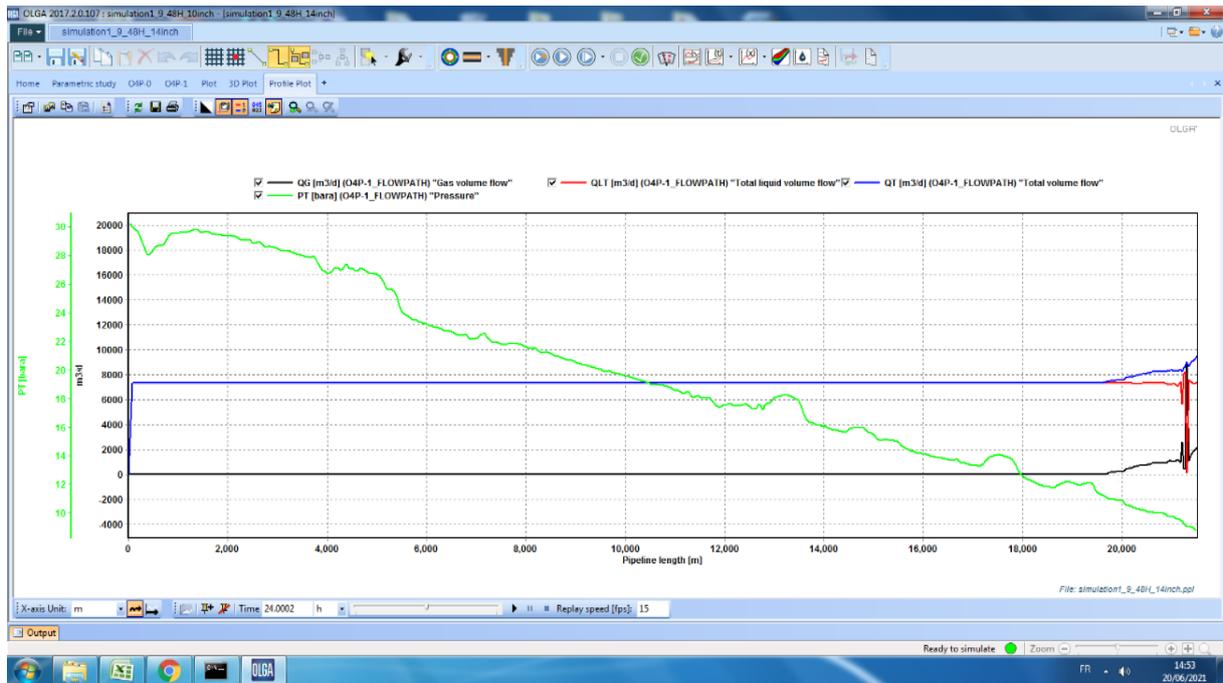
Comme pour le cas précédent, les résultats ont été obtenus pour les quatre paramètres : débit liquide total  $Q_{LT}$ , débit de gaz  $Q_G$ , débit total  $Q_T$ , pression  $P_T$  ainsi qu'un plot 3D afin de visualiser les slug pour les cinq (05) diamètres.



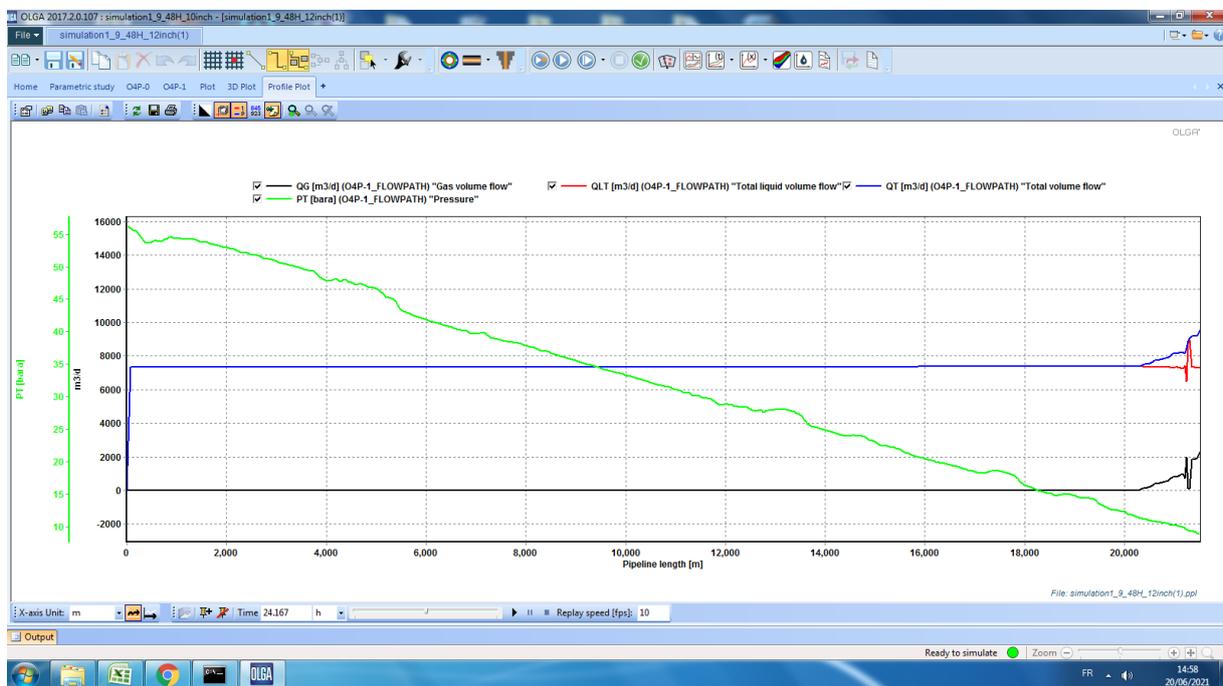
**Figure 5.7:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 18 pouces à  $9,7^\circ\text{C}$ .



**Figure 5.8 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 16 pouces pour  $9,7^\circ\text{C}$ .



**Figure 5.9:** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 14 pouces pour  $9,7^\circ\text{C}$ .



**Figure 5.10 :** Variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour un diamètre de 12 pouces pour  $9,7^\circ\text{C}$ .

### 5.2.3 Commentaires et interprétations

D'après les résultats obtenus précédemment, nous remarquons que le débit de gaz  $Q_G$  ne cesse d'augmenter vers la fin du pipeline et que la pression augmente considérablement au fur et à mesure que le diamètre diminue et plus particulièrement pour  $D = 8$  pouces, la simulation

s'est arrêtée au bout de quelques secondes pour les deux cas (figure 5.6). Nous constatons donc que le rétrécissement du diamètre du pipeline n'a pas réglé le problème de l'augmentation du débit bien au contraire cette proposition influence négativement au niveau des puits qui déversent vers la station W1C.

### 5.3 Réduire la pression de séparation

Le phénomène multiphasique apparaît lorsque la pression chute au-dessous de la pression de bulle qui est de 10,2 Barg, en réalité celle-ci correspond à la pression de séparation dans notre système.

Donc pour éviter l'apparition du gaz et l'augmentation du débit total, nous avons proposé de diminuer la pression de séparation à l'entrée du pipeline pour cela nous allons changer les conditions initiales et proposer un débit qui pourra correspondre à une pression de séparation de 7 Barg ce qui vaut à 8 Bar.

#### 5.3.1 Cas : T = 40,1°C

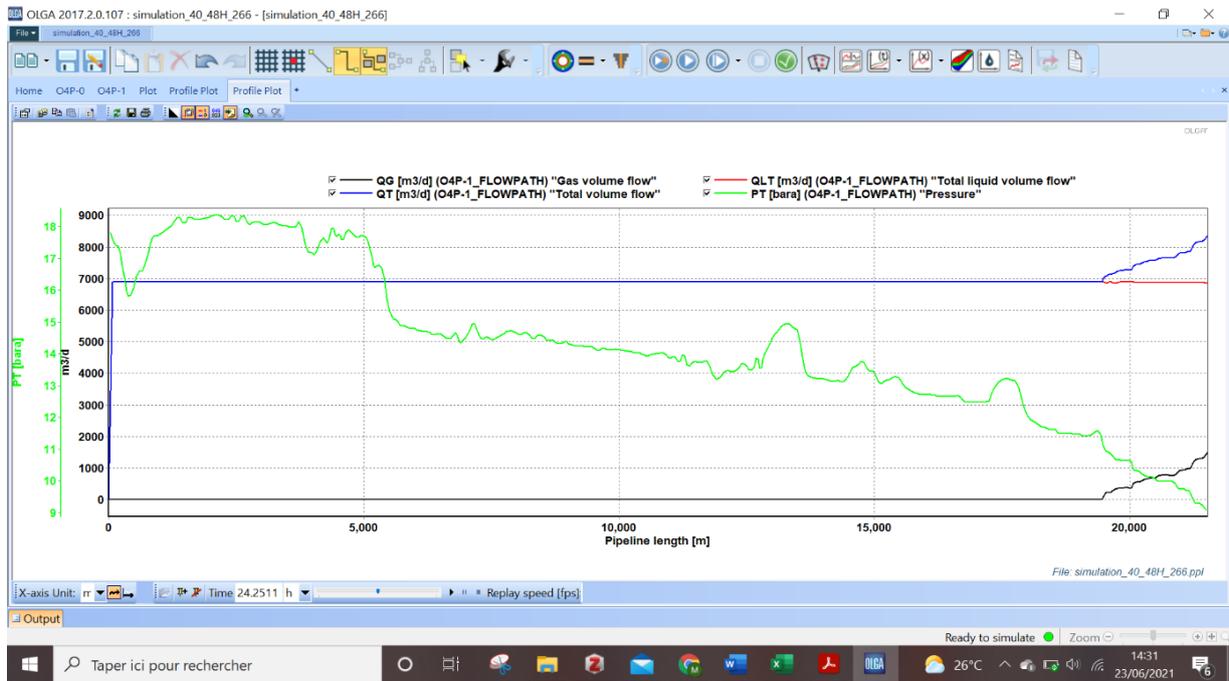
Pour ce cas d'étude, nous avons les données suivantes (tableau 5.1)

**Tableau 5-1 :** Débits d'entrée correspondants aux pressions de séparation 9 Barg et 10 Barg quand T = 40,1°C.

Pression de séparation (Barg)	Débit d'entrée (m <sup>3</sup> /h)
10	262,958
9	264,125

Cependant, nous avons une pression de sortie qui est égale à 8 Barg, donc pour éliminer le phénomène multiphasique et éviter que la pression chute au-dessous de la pression de séparation, nous avons déduit que pour une pression de séparation de 8 Barg, nous avons un débit d'environ 266 m<sup>3</sup>/s.

Pour confirmer la validité de cette proposition, nous avons fait appel au logiciel OLGA pour y exécuter une simulation avec un débit d'entrée de 266m<sup>3</sup>/h (figure 5.11).



**Figure 5.11** : Résultats de la variation de  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et  $P_T$  pour une pression de séparation de 7 Barg quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

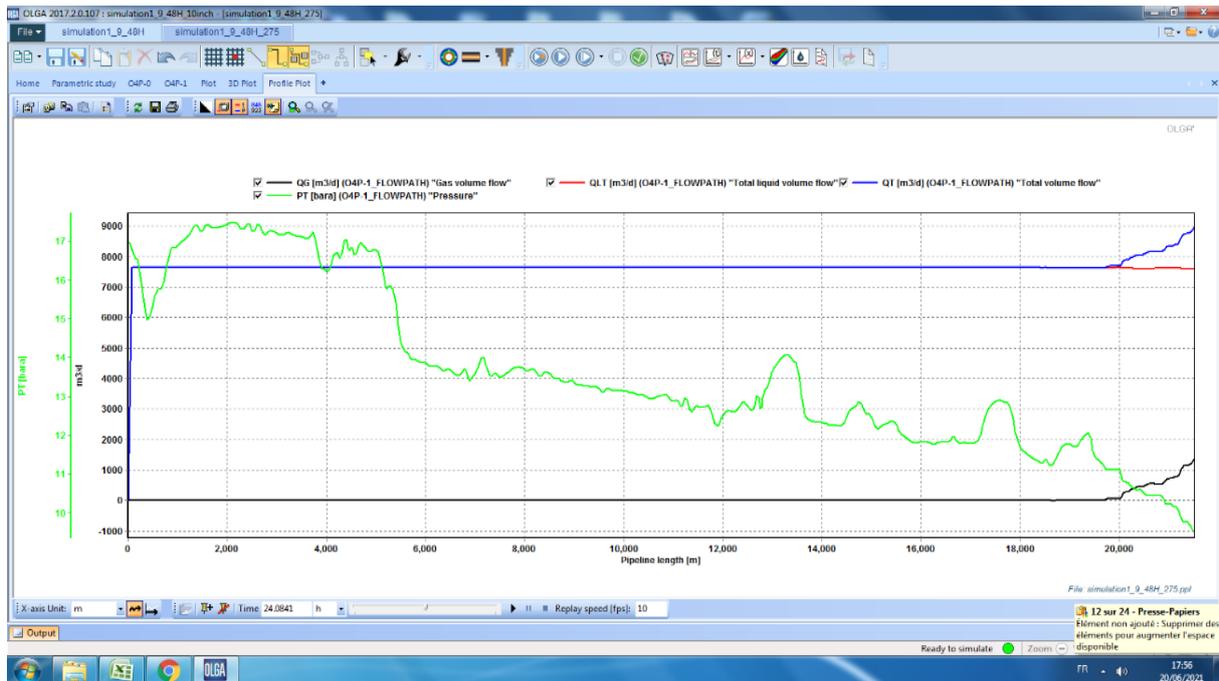
### 5.3.2 Cas : $T = 9,7^\circ\text{C}$

Pour ce cas d'étude, nous avons les données suivantes (tableau 5.2)

**Tableau 5-2** : Débits d'entrée correspondant aux pressions de séparation 9 Barg et 10 Barg quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

Pression de séparation (Barg)	Débit d'entrée ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
10	262,958
9	264,125

Pour une pression de séparation de 7 Barg (8 Bar), nous avons un débit d'environ  $275 \text{ m}^3/\text{h}$ .



**Figure 5.12:** Résultats de la variation de  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et  $P_T$  pour une pression de séparation de 7 Barg quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

### 5.3.3 Commentaires et interprétations

Nous remarquons que le débit du gaz a diminué par rapport à la simulation initiale des deux scénarios, mais néanmoins, il continue à augmenter à partir d'environ 20km.

De ce fait, cela ne résout pas notre problématique vu que la simulation a été exécuté avec des valeurs approximatives du débit.

## 5.4 Utilisation d'une vanne

Afin de réguler la pression nous avons proposé d'installer une vanne à la fin du pipeline, afin de vérifier la pertinence de la solution nous avons procéder comme suit :

### 5.4.1 Choix du diamètre nominal de la vanne

Le choix de la vanne se base sur le choix du diamètre nominal de celle-ci, pour cela nous avons choisi quatre diamètres nominaux 0,025 ; 0,05 ; 0,1 et 0,15m ce qui vaut à 0,98 ; 1,96 ; 3,93 et 5,9 pouces, afin de comparer les quatre cas et d'arriver à un résultat rapide et efficace, nous avons fait appel à l'option « Parametric Study » du logiciel Olga.

Cette étude paramétrique est un moyen de mettre en place et d'exécuter facilement jusqu'à 50 paramètres, pour notre cas nous aurons besoin de simuler un seul paramètre qui est le diamètre de la vanne afin de déterminer le diamètre optimal pour notre système.

#### 5.4.1.1 Cas : $T = 40,1^\circ\text{C}$

Afin d'établir l'étude paramétrique, nous avons suivi les étapes suivantes :

Tout d'abord, nous avons ajouté une vanne à notre système sur OLGA, la composante est disponible dans la partie composants de l'interface du logiciel sous le nom de « valve » (figure 5.13).

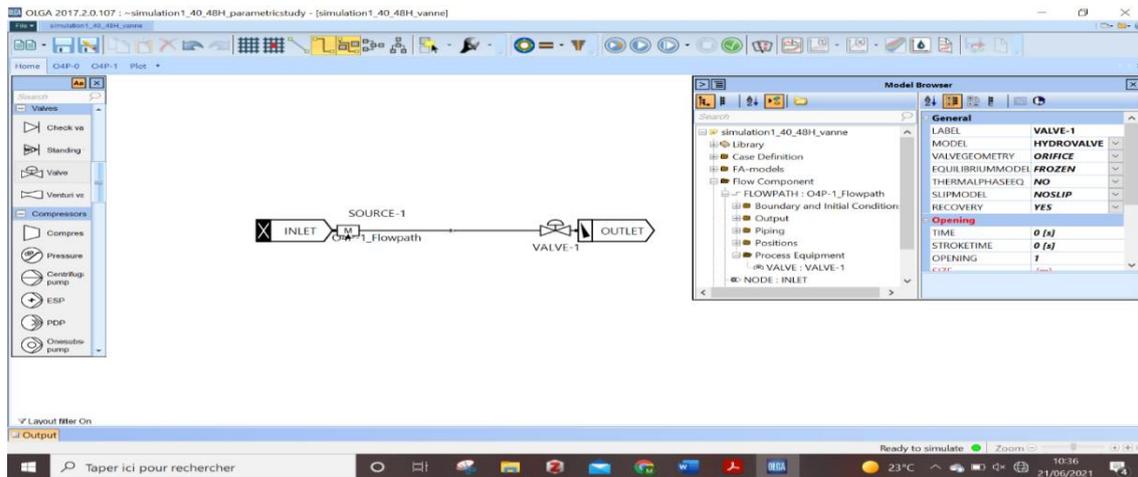


Figure 5.13 : Ajout de la vanne dans notre système sur OLGA.

Par la suite, nous avons fait rentrer les données concernant la position de la vanne. Pour l'instant, elle reste complètement ouverte, c'est-à-dire nous précisons une ouverture totale de 100% (opening = 1) afin de choisir le diamètre adéquat dans un premier lieu (figure 5.14).

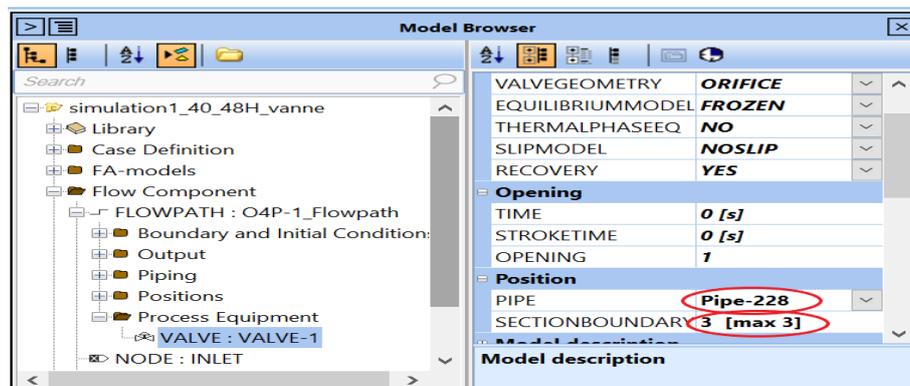


Figure 5.14: Insertion de la position de la vanne.

Par la suite, nous introduisons le paramètre en question qui est le diamètre nominal afin de commencer l'étude paramétrique :

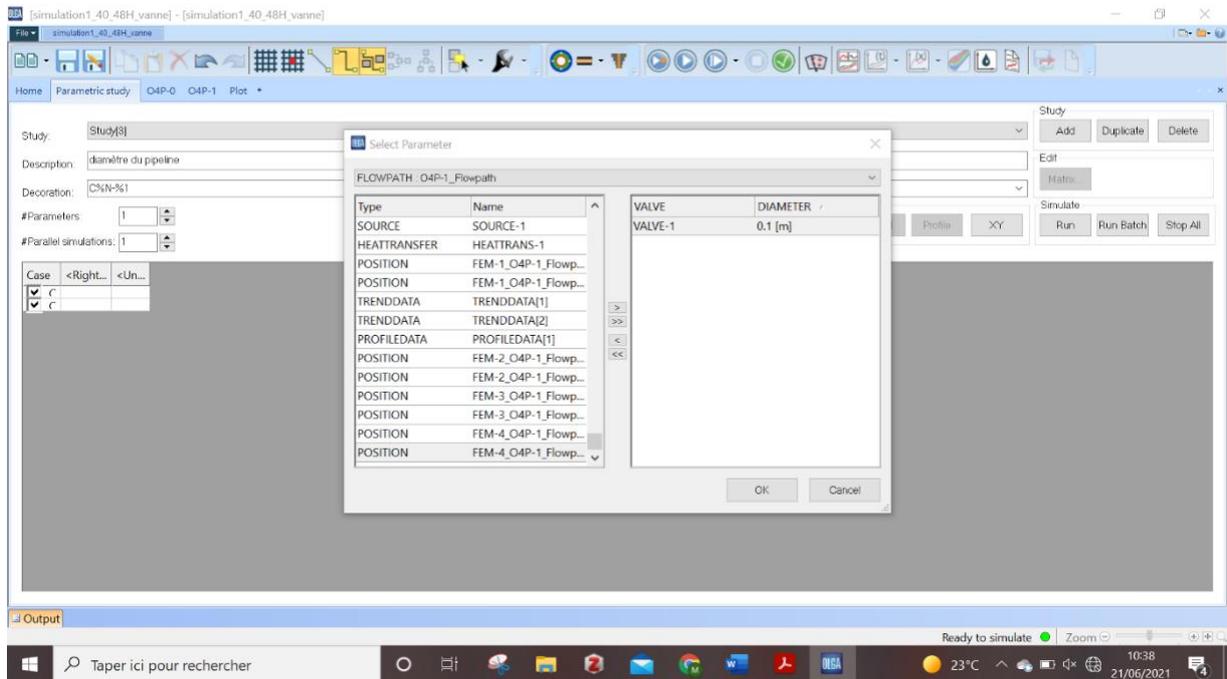


Figure 5.15: Insertion du paramètre à étudier.

Après avoir insérer le diamètre nominal de la vanne dans l'option du « parametric study », nous spécifions des valeurs propres à ce paramètre afin de déterminer le diamètre nominal du pipeline optimal. Pour notre cas, nous avons introduit les quatre valeurs citées auparavant (figure 5.16).

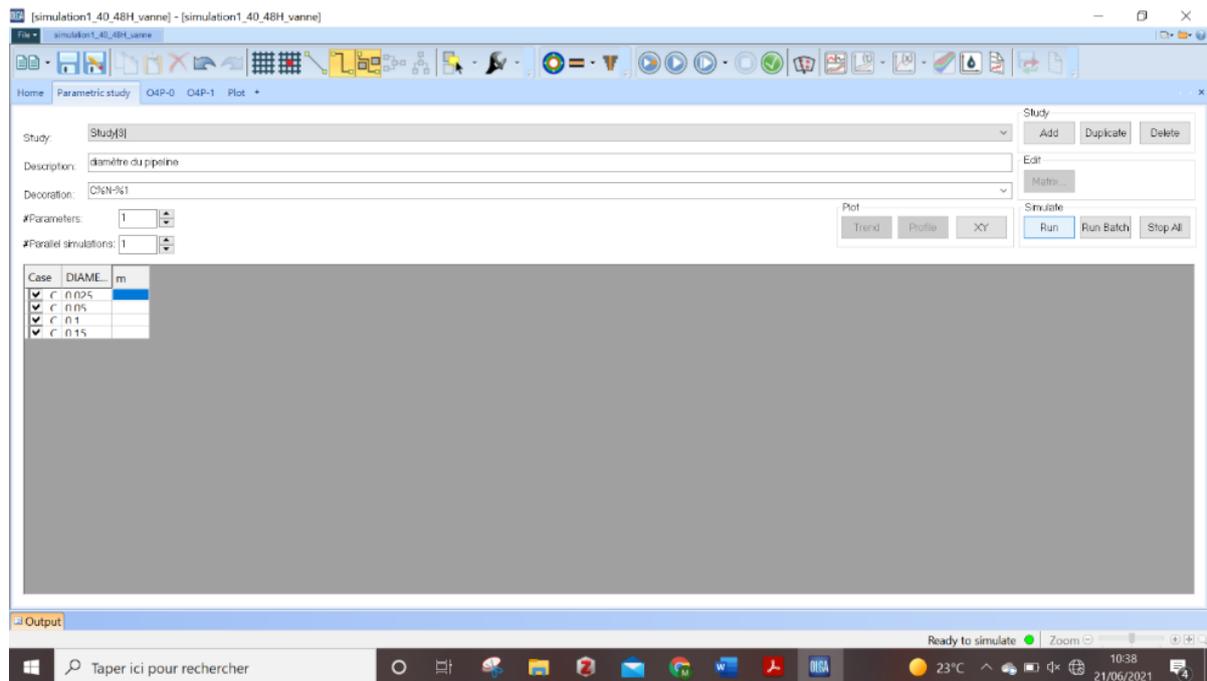
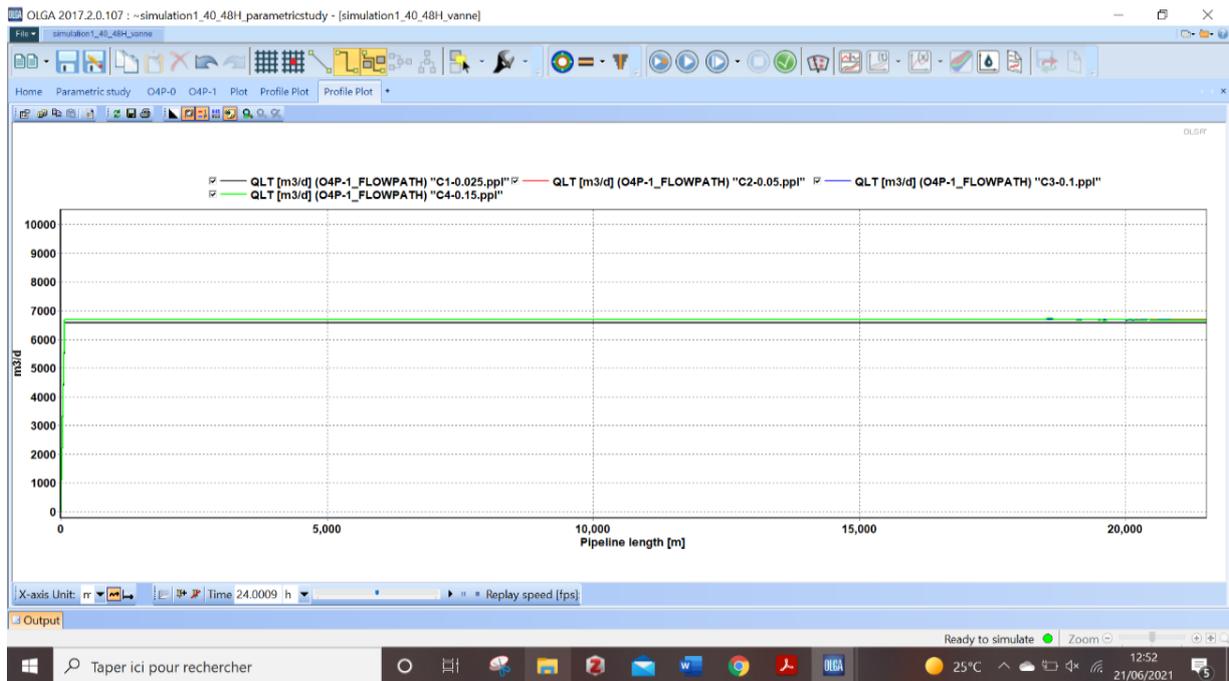


Figure 5.16: Spécification des valeurs propres au diamètre nominale de la vanne.

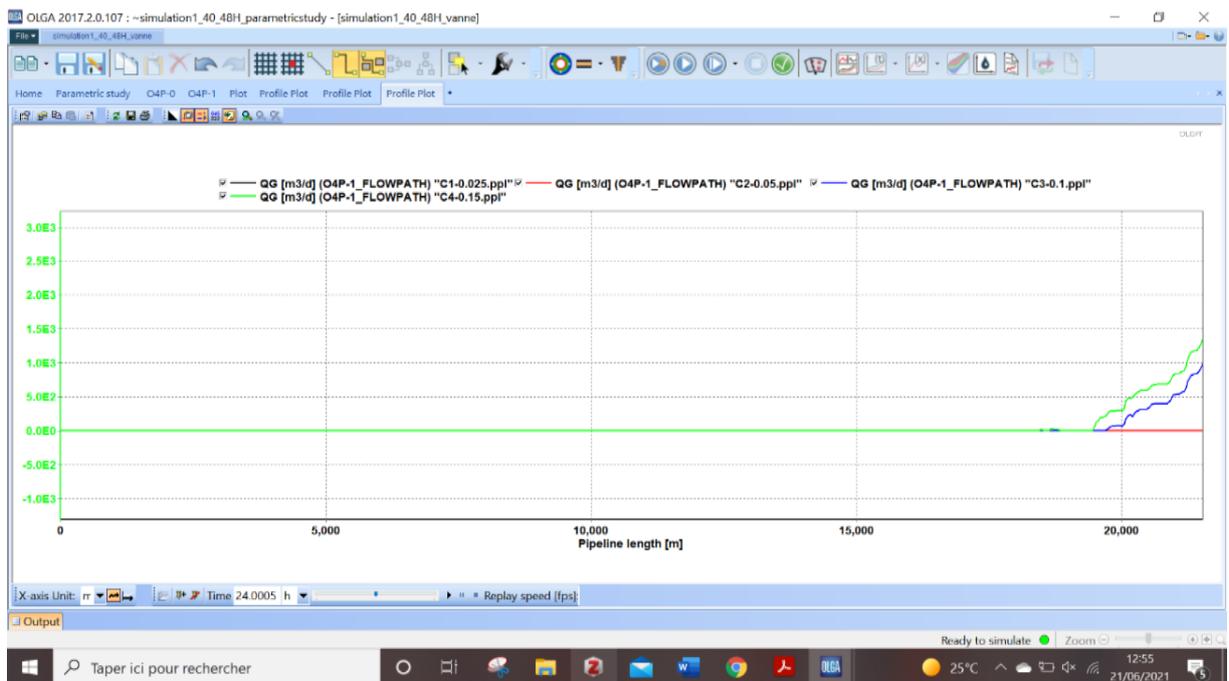
Après avoir exécuté l'étude en cliquant sur « Run », nous avons obtenu les résultats de la variation du débit liquide total ( $Q_{LT}$ ), du débit de gaz ( $Q_G$ ), du débit total ( $Q_T$ ) et de la

## Chapitre 5. Solutions proposées pour éviter l'écoulement multiphasique dans ce cas d'étude

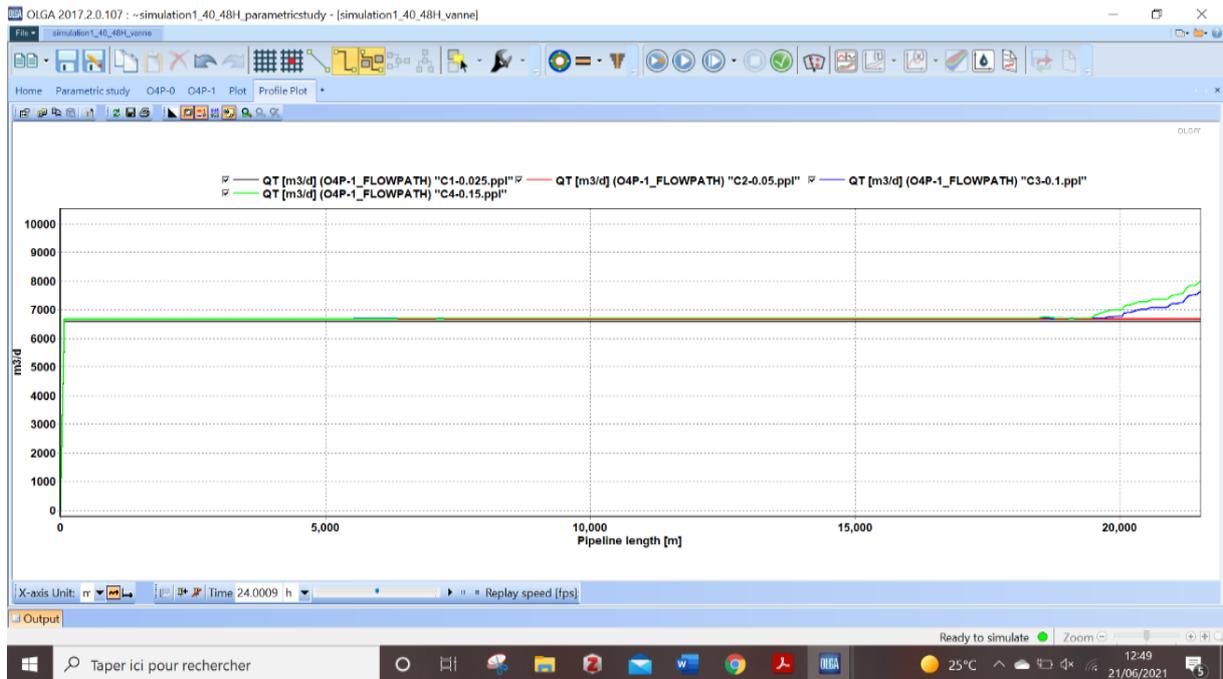
pression ( $P_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal choisi sur une durée de 24h, comme suit.



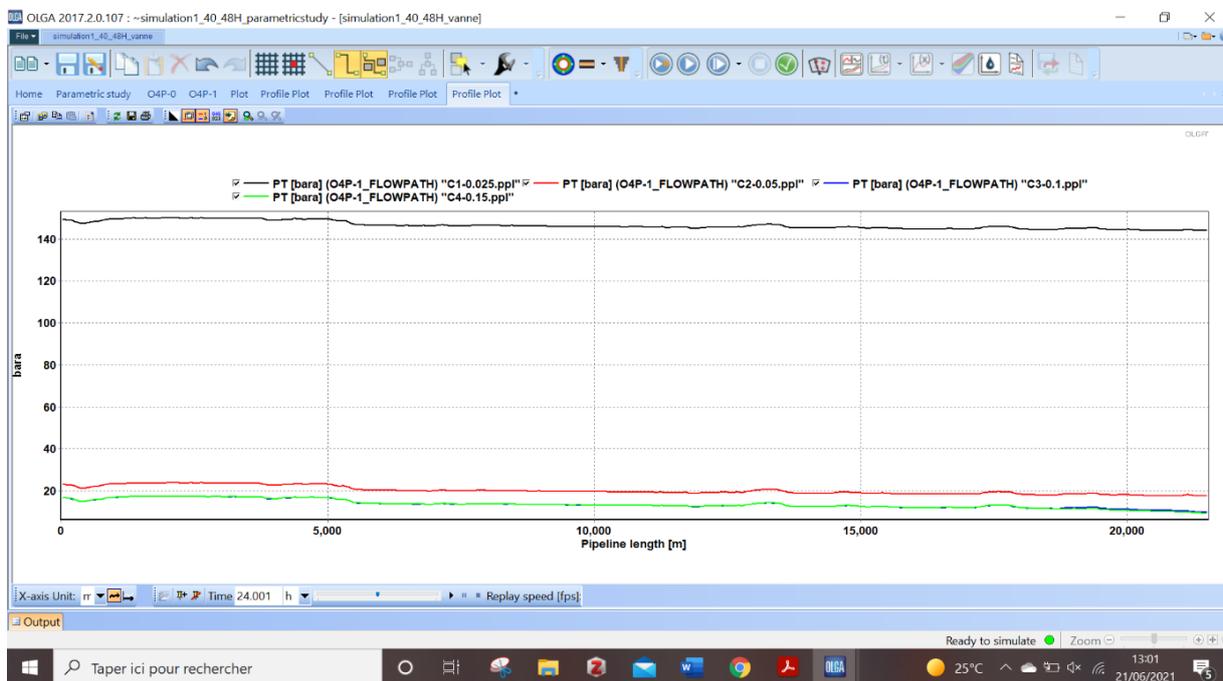
**Figure 5.17:** Variation du débit liquide total ( $Q_{LT}$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .



**Figure 5.18:** Variation du débit de gaz ( $Q_G$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .



**Figure 5.19:** Variation du débit de total ( $Q_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .



**Figure 5.20:** Variation de la pression (PT) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

#### 5.4.1.2 Cas $T = 9,7^\circ\text{C}$

Comme dans le cas précédent, nous avons simulé à travers l'option « Parametric Study » la même série de diamètres nominaux pour voir lequel est le plus optimal dans le cas où la température est de  $9,7^\circ\text{C}$ . Pour cela, nous avons refait les mêmes étapes que précédemment

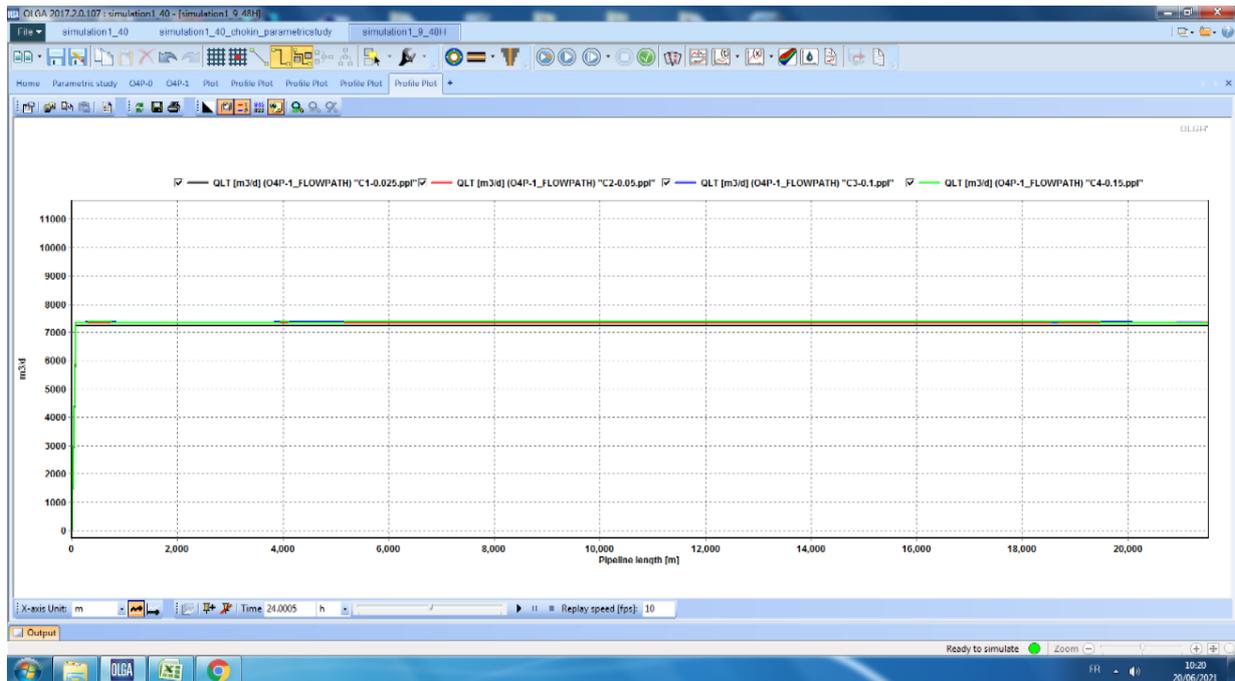


Figure 5.21 : Variation du débit liquide total ( $Q_{LT}$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .

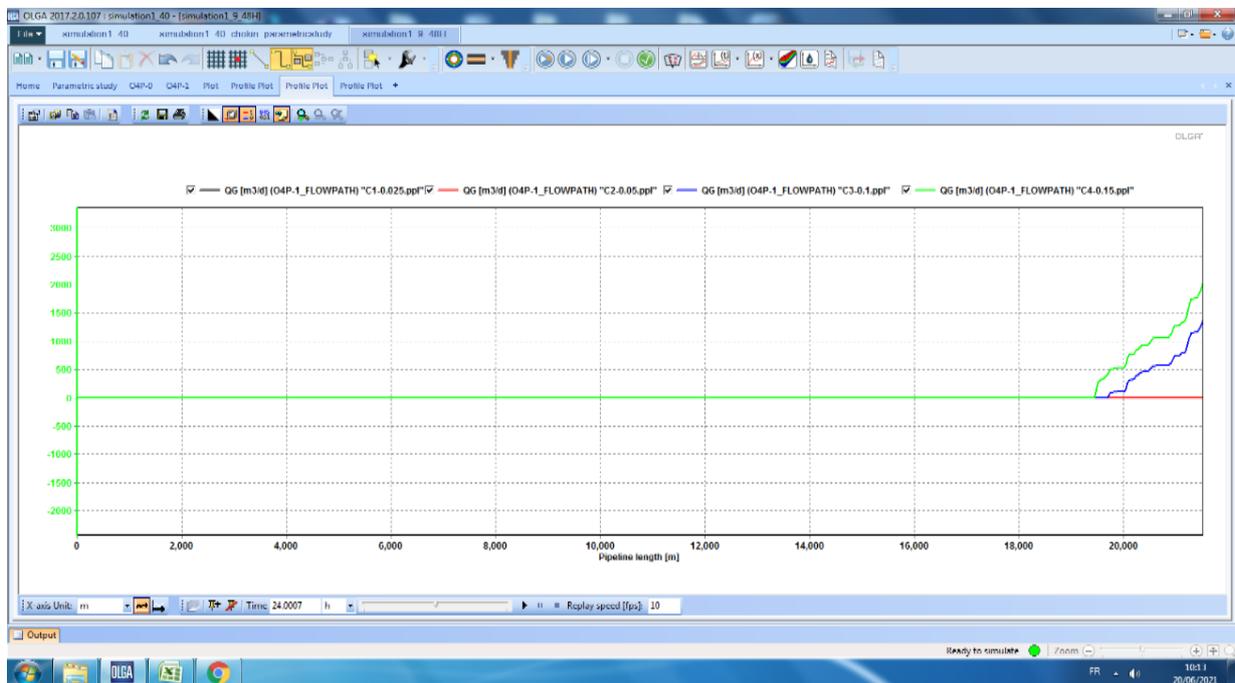


Figure 5.22: Variation du débit de gaz ( $Q_G$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .

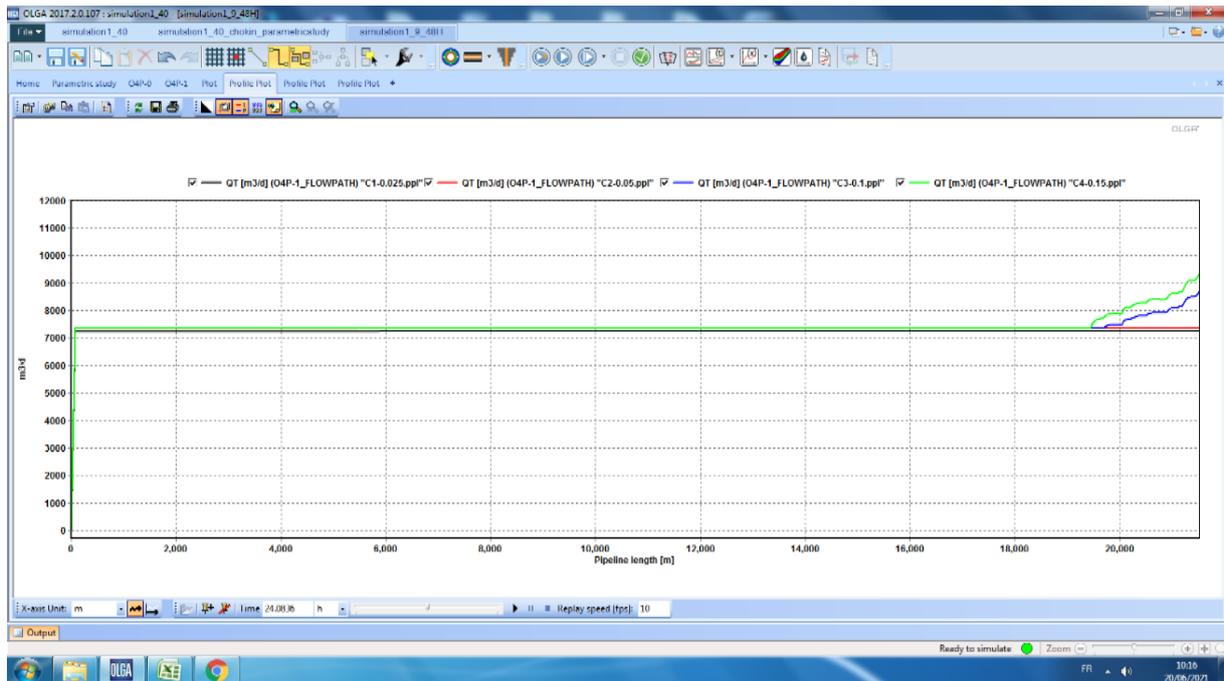


Figure 5.23: Variation du débit total ( $Q_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

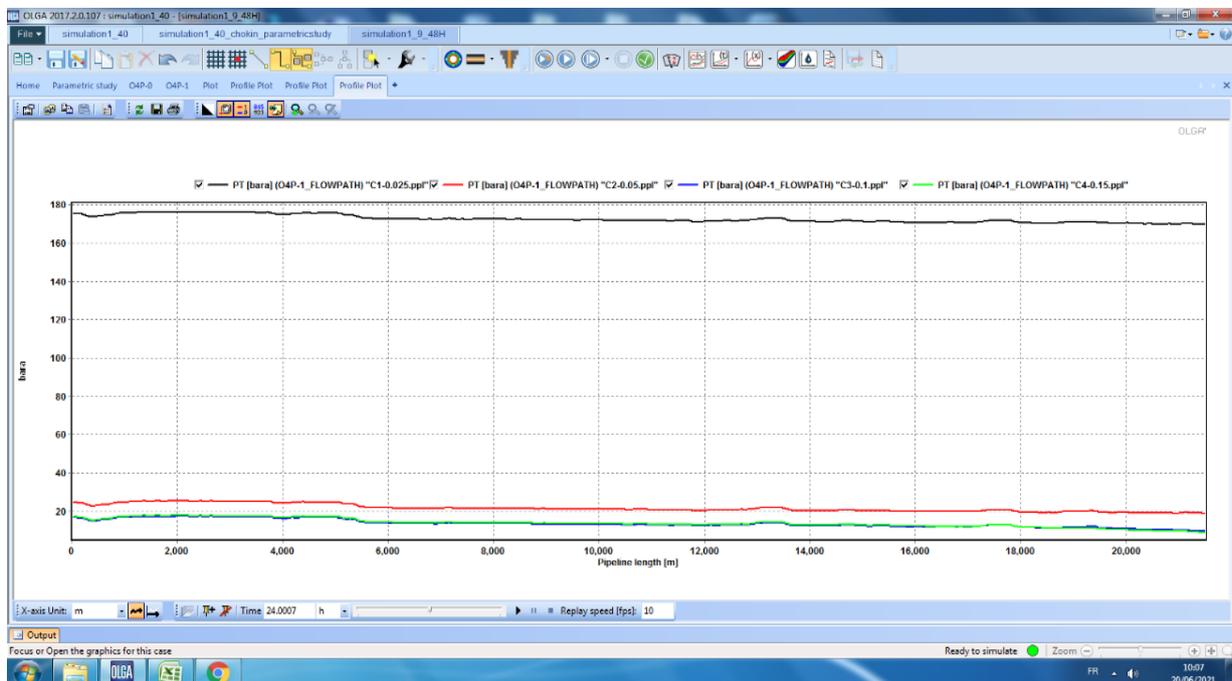


Figure 5.24: Variation de la pression ( $P_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline pour chaque diamètre nominal quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

- **Débit liquide total ( $Q_{LT}$ )**

En prenant en compte les résultats des deux cas, nous pouvons constater que le débit liquide total ( $Q_{LT}$ ) est resté dans un intervalle de valeur stable tout au long du pipeline pour les quatre diamètres.

- **Débit de gaz ( $Q_G$ )**

Pour les diamètres nominaux 0,025m et 0,05m, nous remarquons que le débit de gaz ( $Q_G$ ) est nul du début jusqu'à la fin du pipeline. Pour les diamètres nominaux 0,1m et 0,15m, nous remarquons qu'à partir de 19000m, il y a une augmentation continue du débit de gaz jusqu'à la fin du pipeline.

- **Pression ( $P_T$ )**

Pour le diamètre nominal 0,025m, nous observons une hausse de pression très considérable qui atteint environ 170 Bar pour  $T = 9,7^\circ\text{C}$  et 150 pour  $T = 40,1^\circ\text{C}$ , car c'est un diamètre très petit (0,98 pouces) par rapport au diamètre initial du pipeline qui est 20 pouces. Pour le diamètre 0,05m, la pression est aux environs de 20 Bar pour les deux cas jusqu'à la sortie du pipeline. Pour les diamètres restants 0,1m et 0,15m, la variation de la pression est pratiquement la même pour les deux cas.

#### 5.4.2 Détermination du diamètre nominal optimal de la vanne

En s'appuyant sur les résultats obtenus précédemment (figure 5.17 ; figure 5.24), nous sommes arrivées aux conclusions suivantes :

- **D = 0,025m** : bien que le débit reste constant tout au long du pipeline, le diamètre est très petit en le comparant au diamètre du pipeline ce qui fait que la pression augmente de façon remarquable (figures 5.20 et figure 5.24), par la suite cela peut affecter notre installation. Donc c'est un cas à rejeter.
- **D = 0,05m** : le débit total reste constant tout au long du pipeline et la pression reste acceptable pour les deux cas d'étude. Donc, nous pouvons accepter ce diamètre-là pour une ouverture de 100%.
- **D = 0,1m** : la pression reste acceptable et le débit de gaz augmente légèrement vers la fin du pipeline. Ce diamètre peut être accepté dans le cas où nous faisons varier l'ouverture jusqu'à trouver un pourcentage d'ouverture optimal qui annulera complètement le débit du gaz.
- **D = 0,15m** : le débit de gaz augmente considérablement à la fin du pipeline par rapport à  $D = 0,1\text{m}$ . En comparant entre les deux diamètres, celui-ci n'est clairement pas l'optimal et donc peut être rejeté.

#### 5.4.3 Choix du pourcentage d'ouverture de la vanne

Nous avons simulé, dans cette partie, les deux scénarios  $T = 9,7^\circ\text{C}$  et  $T = 40,1^\circ\text{C}$  en rajoutant une vanne de diamètre 0,1m au niveau de la dernière section du pipeline (pipe 228, section 3). Nous avons fait varier le pourcentage d'ouverture de la vanne de 10 % jusqu'à 90% du diamètre nominal afin de voir la variation du débit liquide total ( $Q_{LT}$ ), du débit de gaz ( $Q_G$ ), du débit total ( $Q_T$ ) et de la pression ( $P_T$ ) en fonction de la longueur du pipeline. Le but de ce travail est de trouver l'ouverture optimale pour laquelle le débit total ( $Q_T$ ) se stabilise tout au long du pipeline

et pour laquelle la pression d'arrivée reste au-dessus du point de bulle avec une pression d'entrée adéquate à notre système.

Les résultats de la variation des débits et de la pression en fonction de la longueur du pipeline pour chaque pourcentage d'ouverture sont présentés comme suit.

#### 5.4.3.1 Cas T = 40,1°C

Afin de mieux visualiser les résultats, le tableau 5-3 résume la variation des débits et de la pression à l'entrée et à la sortie du pipeline pour les différents pourcentages d'ouvertures.

**Tableau 5-3** : variation des débits  $Q_T$ ,  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$  et de la pression  $P_T$  à l'entrée et à la sortie du pipeline pour les différents pourcentages d'ouvertures T = 40,1°C.

Ouverture	Débit liquide total (m <sup>3</sup> /j)		Débit de gaz (m <sup>3</sup> /j)		Débit total (m <sup>3</sup> /j)		Pression (Bara)	
	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline
10%	6641,282	6647,342	$9,72 \cdot 10^{-6}$	$1,20 \cdot 10^{-5}$	6641,28	6647,34	67,083	61,9447
20%	6676,888	6689,409	$2,93 \cdot 10^{-5}$	$4,11 \cdot 10^{-5}$	6676,89	6689,41	27,895	22,3002
30%	6685,677	6690,495	$4,32 \cdot 10^{-5}$	$5,84 \cdot 10^{-5}$	6685,68	6690,5	19,7096	14,9362
40%	6682,534	6698,845	$4,77 \cdot 10^{-5}$	$7,84 \cdot 10^{-5}$	6682,53	6698,85	17,9841	12,3509
50%	6688,86	6772,04	$5,40 \cdot 10^{-5}$	81,74134	6688,86	6690,3	16,0745	11,1933
60%	6688,981	6683,192	$5,60 \cdot 10^{-5}$	380,4175	6688,98	7063,61	15,5274	10,6147
70%	6688,958	6677,343	$5,43 \cdot 10^{-5}$	598,0881	6688,96	7275,43	15,9755	10,2333
80%	6688,213	6709,478	$5,24 \cdot 10^{-5}$	755,9742	6688,21	7465,45	16,5235	9,99008
90%	6688,825	6670,378	$5,31 \cdot 10^{-5}$	883,2534	6688,83	7553,63	16,3071	9,79548

#### - Ouvertures 10%

Nous remarquons que pour ce pourcentage d'ouverture nous avons un débit de gaz négligeable de l'ordre de  $10^{-5}$  cependant nous avons constaté une augmentation de pression considérable et cela peut affecter notre installation, ce qui fait que le cas d'ouverture de 10% est à rejeter.

#### - Ouvertures 20%, 30% et 40%

Pour les trois cas d'ouvertures nous remarquons un débit de gaz très faible et négligeable donc un débit total stable tout au long du pipeline et une pression acceptable et qui reste supérieur à la pression de bulle qui est de 11,21325 Bar.

- **Ouvertures 50%, 60%, 70%, 80% et 90%**

À partir de ces pourcentages d'ouvertures, nous remarquons que la pression chute au-dessous du point de bulles vers la fin du pipeline par la suite le débit de gaz augmente de façon considérable à partir des derniers tronçons du pipeline. Donc ces pourcentages d'ouvertures sont à rejeter.

**5.4.3.2 Cas : T= 9,7°C**

Le tableau 5-3 résume la variation des débits et de la pression à l'entrée et à la sortie du pipeline pour les différents pourcentages d'ouvertures :

**Tableau 5-3** : variation des débits  $Q_T$ ,  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$  et de la pression  $P_T$  à l'entrée et à la sortie du pipeline pour les différents pourcentages d'ouvertures  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

Ouverture	Débit liquide total (m <sup>3</sup> /j)		Débit de gaz (m <sup>3</sup> /j)		Débit total (m <sup>3</sup> /j)		Pression (Bara)	
	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline	Entrée du pipeline	Sortie du pipeline
10%	7280,286	7325,457	0	0	7280,286	7325,475	118,606	71,587
20%	7347,902	7353,772	0	0	7347,902	7353,772	30,616	24,606
30%	7355,447	7361,799	0	0	7355,447	7361,799	21,791	15,771
40%	7358,158	7364,214	0	0	7358,158	7364,214	18,709	12,686
50%	7359,376	7357,769	0	0	7359,376	7357,786	17,293	11,263
60%	7359,014	7350,759	0	417,646	7359,014	7768,405	17,293	10,61
70%	7359,616	7371,219	0	719,921	7359,616	8091,141	17,021	10,179
80%	7359,799	7344,355	0	988,071	7359,799	8332,427	16,816	9,878
90%	7359,728	7337,778	0	1139,127	7359,728	8476,905	16,894	9,878

Les graphes de variations du débit liquide total  $Q_{LT}$ , débit de gaz  $Q_G$ , débit total  $Q_T$  ainsi que la pression totale  $P_T$  en fonction de la longueur du pipeline pour les différentes ouvertures sont présentés dans l'annexe B pour les deux cas d'étude.

- **Ouverture 10%**

La pression a augmenté de façon considérable, ce qui n'est pas acceptable car cela pourrait endommager l'équipement de l'installation. Donc ce pourcentage d'ouverture est à rejeter.

- **Ouvertures 20%, 30%, 40% et 50%**

En comparant les quatre pourcentages d'ouverture, nous constatons que l'ouverture 20% est acceptable mais n'est pas optimale, car les pressions d'entrée et de sortie dans ce cas sont élevées par rapport aux autres ouvertures.

Pour les ouvertures de 30%, 40% et 50%, le débit total est stable du début jusqu'à la fin du pipeline, quant à la pression, elle est comprise dans un intervalle presque parfait.

Pour le cas où l'ouverture est de 50%, il y a une légère augmentation du débit de gaz à partir de 20km d'une valeur de l'ordre de  $10^{-2}$  que nous pouvons négliger dans notre cas.

#### - Ouverture 60%, 70%, 80% et 90%

Pour ces pourcentages d'ouvertures, la pression à la sortie du pipeline chute au-dessous du point de bulles et le débit de gaz augmente de façon considérable à partir des derniers tronçons du pipeline. Donc ces pourcentages d'ouvertures sont à rejeter.

### 5.4.4 Détermination du pourcentage d'ouverture optimal de la vanne

En s'appuyant sur les résultats obtenus pour chaque cas d'ouverture, nous avons retenus trois ouvertures adéquates pour le cas  $T = 40,1^{\circ}\text{C}$  et trois ouvertures adéquates pour le cas  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ . Afin de choisir le pourcentage d'ouverture optimal, nous avons regroupé les courbes du débit de gaz pour les deux scénarios (figures 5.26 et 5.25), ainsi que les courbes de pression  $P_T$  (figures 5.27 et 5.28).

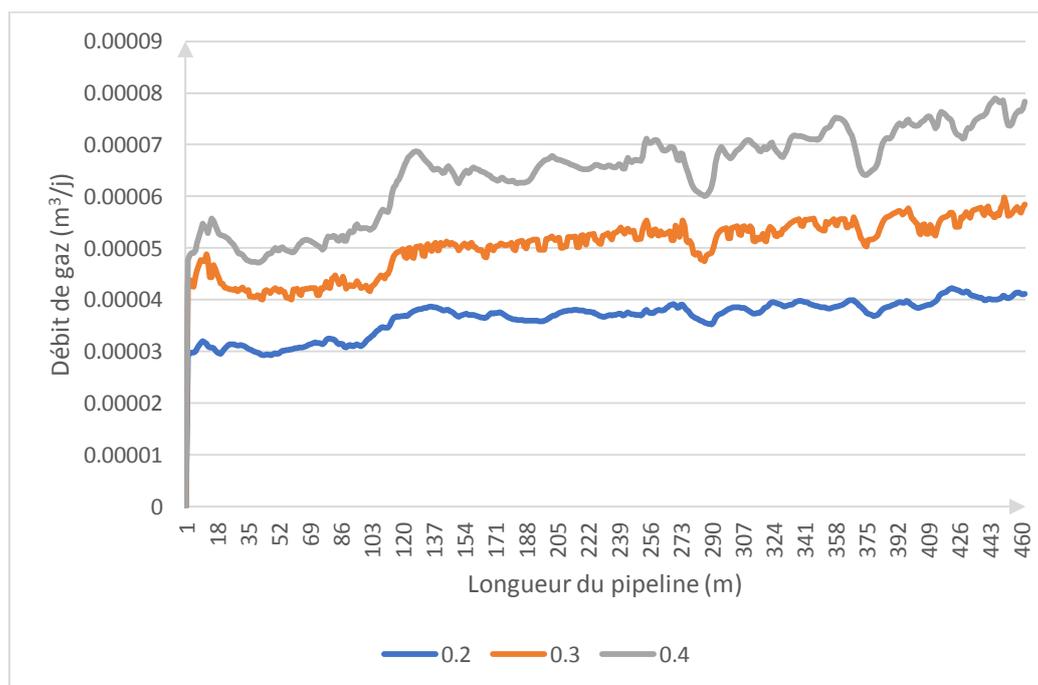


Figure 5.25 : Comparaison des résultats de la variation du débit de gaz  $Q_G$  pour les ouvertures 20%, 30% et 40% à  $T = 40,1^{\circ}\text{C}$ .

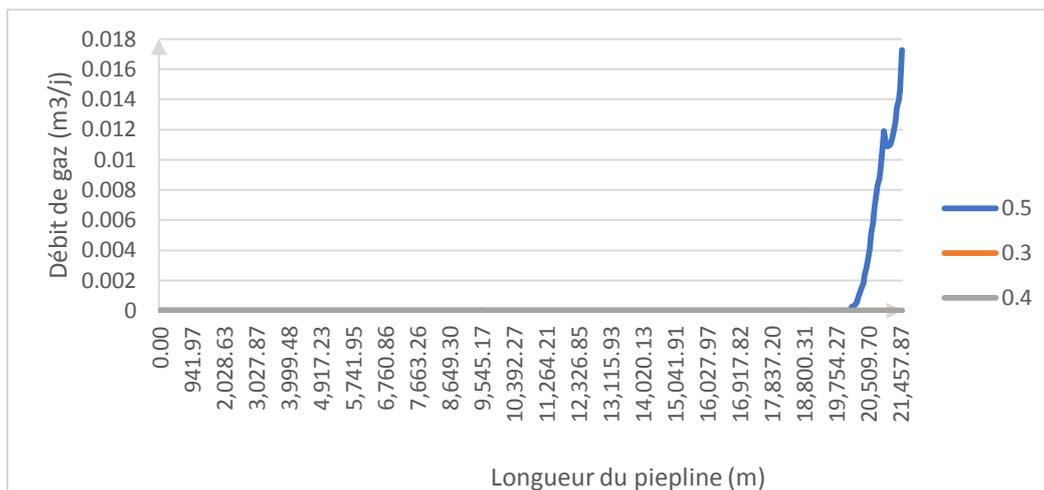


Figure 5.26 : Comparaison des résultats de la variation du débit de gaz  $Q_G$  pour les ouvertures 30%, 40% et 50% à  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

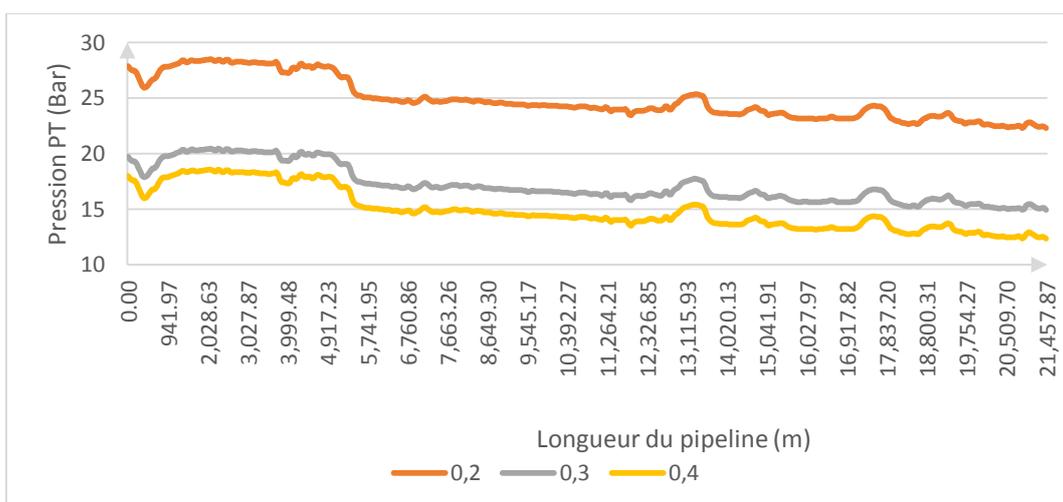


Figure 5.27: Comparaison des résultats de la variation de la pression  $P_T$  pour les ouvertures 20%, 30% et 40% à  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .

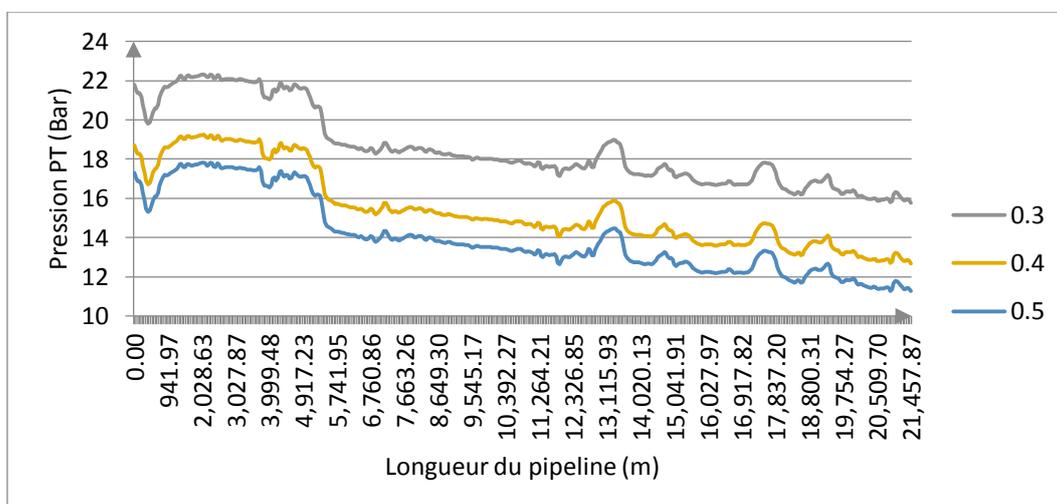


Figure 5.28 : Comparaison des résultats de la variation de la pression  $P_T$  pour les ouvertures 30%, 40% et 50% à  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

En se basant sur les résultats obtenus et la comparaison faite ci-dessus, nous pouvons conclure que pour un débit de gaz nul, un débit total stable et une pression adéquate à notre installation, le pourcentage d'ouverture optimale est de 40%.

## **5.5 Conclusion**

L'objectif du travail fait dans ce chapitre consiste à présenter les solutions les plus pertinentes au problème de l'augmentation du débit total de l'écoulement et de l'apparition des slug vers la fin du pipeline.

Après avoir effectué une étude détaillée des solutions proposées, nous sommes arrivées à la conclusion que la solution la plus optimale pour notre cas est l'utilisation d'une vanne au niveau du dernier tronçon du pipeline avec un pourcentage d'ouverture de 40% à longueur d'année.

Par ailleurs, il existe une autre recommandation pour remédier à ce problème, utiliser un compteur multiphasique à l'amont et à l'aval du pipeline afin d'obtenir avec précision les mesures du débit liquide et du débit de gaz, contrairement au compteur monophasique qui donne uniquement la valeur du débit liquide. Cependant, la location de ce type de compteur est très coûteuse.

# **Conclusion générale**

## **Conclusion générale**

Le sujet des écoulements multiphasiques est devenu de plus en plus important dans une grande variété de systèmes d'ingénierie qui sont régis essentiellement par les mêmes lois physiques de transport de la masse, de la quantité de mouvement et de l'énergie et qui nécessitent une meilleure compréhension des fluides qui se métamorphosent en changeant de phase, de propriétés et de structure.

Cependant, comme la taille de ces systèmes devient plus grande et que les conditions opérationnelles sont poussées vers de nouvelles limites, la compréhension précise de la physique qui régit ces systèmes d'écoulement multiphasique est indispensable pour des opérations sûres et économiquement saines.

Les écoulements multiphasiques apparaissent sous différentes configurations. Nous nous sommes intéressées aux écoulements bouchons (slug) car leur apparition est très fréquente dans l'industrie pétrolière, notamment dans notre cas d'étude.

L'objectif de notre travail était de résoudre la problématique de l'augmentation du débit de l'écoulement et ce en analysant le comportement de l'écoulement de notre fluide qui circule dans un pipeline d'expédition de plus de 20km pour pouvoir détecter la cause de l'augmentation continue du débit jusqu'à la station de traitement.

Les résultats obtenus des différentes simulations que nous avons réalisées montrent que la chute de pression au-dessus du point de bulle est la cause principale de l'apparition de l'écoulement multiphasique dans notre pipeline. Les résultats obtenus sont conformes avec les données expérimentales et avec les principes de base des cas d'apparition des écoulements multiphasiques.

Pour finaliser notre travail, nous avons pensé aux solutions les plus pertinentes et réalisables afin de régler le problème du multiphasique. Pour cela, nous avons proposé l'utilisation d'une vanne au niveau du dernier tronçon du pipeline afin de réguler la pression, l'empêchant ainsi de chuter au-dessous du point de bulles. Les résultats de cette simulation ont prouvé que c'est la solution la plus optimale.

Comme perspective, il serait intéressant de généraliser l'étude sur d'autres satellites dans la zone de Hassi Messaoud.

## Références bibliographiques

### A

Agrawal, S., Gregory G. A., et Govier G. W. « An Analysis of Horizontal Stratified Two-Phase Flow in Pipes » [en ligne]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1973 [consulté le 30 Avril 2021]. Vol.51, No.3, pp280- 286. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450510303>.

Arturo J. Ortega Malca, Angela O. Nieckele. « Simulation of Horizontal Pipe Two Phase Slug Flows Using Two-Fluid Model» [en ligne]. Rio Pipeline Conference & Exposition, 2005 [consulté le 25 Avril 2021]. pp.8.

Azzopardi, B.J. « Multiphase flow » [en ligne]. Chemical Engineering and Chemical Process Technology Encyclopedia of Life Support Systems (EOLSS), 1997 [consulté le 25 Avril 2021]. Vol. I pp.14.

Antonio Valiente Barderas & Carlos Álvarez Maciel. « Flow patterns in vertical pipes, two phases gas-liquid flow » [en ligne]. University of Mexico, Mexico City, Mexico, 2020 [consulté le 22 Avril 2021]. pp1-11.

### B

Belgacem, I., Y. Salhi, M. Hammoudi, E.K. Si-Ahmed, et J. Legrand, « Development and Statistical Characterization of Slug in Two-Phase Flow along Horizontal Pipeline » [en ligne]. 2015 [consulté le 22 Avril 2021] Vol.16, No.3, pp.307. <https://doi.org/10.1051/meca/2015007>

Belkadi Mustapha. « Les séparateurs dans l'industrie pétrolière et gazière » [en ligne]. Sonatrach elearning courses, 2020 [consulté le 22 Avril 2021]. Disponible sur : <https://elearning.sonatrach.dz/mod/page/view.php?id=1243>.

« BEI Energétique- THEORIE ». [Consulté le 8 juin 2021]. <http://hmf.enseeiht.fr/travaux/CD0708/beiep/1/html/theorie.html>.

### C

Coker, A. Kayode. « Fluid flow » [en ligne]. In Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, edition Elsevier, (2007) [Consulté le 8 juin 2021]. pp.133-302. <https://doi.org/10.1016/B978-075067766-0/50011-7>.

### D

Delhaye, J. M. « Les divers modèles d'écoulements diphasiques gaz-liquide » [en ligne]. La Houille Blanche. 1984 [Consulté le 8 juin 2021]. Vol. 70, No. 34, pp.179-192. <https://doi.org/10.1051/lhb/1984009>.

### F

Fitremann, Jean-Michel, « Écoulements diphasiques - Lois générales » [En ligne]. Techniques de l'ingénieur AFP. Sciences fondamentales, 1982 [consulté le 14 Mai 2021]. pp. 1-14.

Fletcher David Frederick et Xuereb Catherine. « Mécanique des fluides numérique » [en ligne]. Techniques de l'ingénieur Génie des procédés, 2004 [consulté le 20 Avril 2021]. Vol. 1, No. 1050, pp1-11.

Freyss Henri, Guieze Paul, Varotsis Nikos, Khakoo A., Lestelle Karen, Simper Dick. « PVT analysis for oil reservoirs » [en ligne]. 1978 [consulté le 22 Avril 2021]. pp15.

## **G**

Ghajar, A. J. « Non-Boiling Heat Transfer in Gas-Liquid Flow in Pipes: A Tutorial » [en ligne]. Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering, 2005 [consulté le 30 Mai 2021]. Vol. 27, No. 1, pp 46-73. <https://doi.org/10.1590/S1678-58782005000100004>

## **H**

Hill, T. J., Wood D. G. « A New Approach to the Prediction of Slug Frequency » [en ligne]. Paper presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Louisiana, 1990 [consulté le 17 Mai 2021]. pp9. <https://doi.org/10.2118/20629-MS>

Hutter, Kolumban, Yongqi Wang. « Fluid and Thermodynamics, Structured and Multiphase Fluids » [en ligne]. Advances in Geophysical and Environmental Mechanics and Mathematics. Springer International Publishing, 2018 [consulté le 12 Avril 2021]. Vol. 3, pp 644 <https://doi.org/10.1007/978-3-319-77745-0>.

## **I**

Ideen Sadreghighi. « Multiphase Flow » [en ligne]. CFD Open Series, Annapolis, MD, 2020 [consulté le 17 Avril 2021]. pp155.

Ishii, Mamoru, et Takashi Hibiki. « Thermo-Fluid Dynamics of Two-Phase Flow » [en ligne]. Springer New York, 2011 [consulté le 13 Juin 2021]. pp526. <https://doi.org/10.1007/978-1-4419-7985-8>.

## **K**

Kataoka, I. « Local Instant Formulation of Two-Phase Flow » [en ligne]. International Journal of Multiphase Flow 1986 [consulté le 12 Avril 2021]. Vol. 12, No. 5, pp745-758. [https://doi.org/10.1016/0301-9322\(86\)90049-2](https://doi.org/10.1016/0301-9322(86)90049-2).

## **N**

Nechem, Toufik. « Well performance » [en ligne]. Sonatrach elearning courses, 2020 [consulté le 12 Avril 2021]. Disponible sur: <https://elearning.sonatrach.dz/mod/page/view.php?id=2832>.

## **P**

Présentation du champ de Hassi Messaoud, SH-DP-HMD/DEP, Décembre 2002.

## **R**

Ravelet, F. «Ecoulements multiphasiques, partie B Ecoulements en pipeline : méthodes d'ingénierie classiques » [en ligne]. Formation Ingénieur 2000, filière Génie Energétique, Arts et Metiers ParisTech, DynFluid, 2014 [consulté le 18 Avril 2021]. pp50.

Rouhani, S.Z., M.S. Sohal. «Two-Phase Flow Patterns: A Review of Research Results» [en ligne]. Progress in Nuclear Energy, 1983 [consulté le 18 Avril 2021]. Vol. 11, No. 3, pp219- 259. [https://doi.org/10.1016/0149-1970\(83\)90012-4](https://doi.org/10.1016/0149-1970(83)90012-4).

## **S**

Schlumberger Software. «Slugging» [en ligne]. 2016 [consulté le 23 Mai 2021].

<https://www.youtube.com/watch?v=1rqsDc2GUTs&t=13s>.

Schlumberger, OLGA user manuel, 2017. Disponible sur :

<https://www.software.slb.com/software-news/software-top-news/olga/olga-2017-1>

## **T**

Taitel, Yemada, et A. E. Dukler. « A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and near Horizontal Gas-Liquid Flow » [en ligne]. AIChE Journal. 1976 [consulté le 28 Avril 2021]. Vol. 22, No. 1, pp47- 55. <https://doi.org/10.1002/aic.690220105>.

Trick, Mona. « Slugging in Pipelines: What You NEED to Know » [en ligne]. 2015 [consulté le 15 Mai 2021]. pp31.

## **W**

Wendt, John F., Anderson John D. & Von Karman. «Computational Fluid Dynamics: An Introduction » [en ligne]. 3rd ed. Berlin, London, Springer, 2008 [consulté le 20 Avril 2021]. pp 333.

## **Z**

Ziouani, Sara. «Ecoulement multiphasique dans le système de production » [en ligne]. Sonatrach elearning courses, 2020 [consulté le 20 Avril 2021]. Disponible sur: <https://elearning.sonatrach.dz/mod/page/view.php?id=2958>.

# **ANNEXE A**

## Annexe A : Tableau des puits

**Tableau A-1** : Les puits qui produisent vers W1C

<b>Zone</b>	<b>Date Forage</b>	<b>Statut</b>	<b>Manifold</b>
HZP	06/10/2016	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	26/07/1972	GAZ LIFT	W1C
1B	24/02/1973	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	08/06/1959	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	16/05/1974	PRODUCTEUR HUILE	W1CHP
23	15/05/1975	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	08/02/1976	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	26/05/1976	GAZ LIFT	W1C
1B	07/01/1977	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	22/07/1977	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	12/04/1978	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	14/11/1978	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	25/11/1978	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	23/09/1978	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	16/06/1979	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	02/11/1979	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	01/03/1980	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	18/04/1980	GAZ LIFT	W1C
1B	04/10/1980	GAZ LIFT	W1C
1B	24/02/1981	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	05/02/1981	GAZ LIFT	W1C
HZS	04/01/1982	GAZ LIFT	W1C
1B	02/11/1982	GAZ LIFT	W1C
1B	12/11/1984	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	10/06/1984	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	04/09/1985	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	11/03/1986	GAZ LIFT	W1C
1B	22/08/1986	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	28/08/1960	GAZ LIFT	W1C
1B	05/07/1987	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	28/10/1987	GAZ LIFT	W1C
23	24/12/1987	GAZ LIFT	W1C
1B	08/11/1988	GAZ LIFT	W1CHP
2EX	11/10/1960	GAZ LIFT	W1C
1B	01/10/1996	PRODUCTEUR HUILE	W1C

1B	25/06/1997	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	22/04/1998	GAZ LIFT	W1C
1B	08/02/1961	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	24/03/2000	GAZ LIFT	W1C
1B	28/02/1961	GAZ LIFT	W1C
1B	06/06/2000	GAZ LIFT	W1C
HZS	24/04/2008	GAZ LIFT	W1C
HZS	03/04/2009	GAZ LIFT	W1C
HZS	21/06/2010	GAZ LIFT	W1C
HZS	02/07/2010	GAZ LIFT	W1C
HZS	23/10/2011	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	30/09/2012	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	23/08/2016	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	06/04/2017	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	30/11/2016	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	27/07/2017	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	08/12/2017	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	11/01/2017	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	04/10/2019	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	28/03/2002	GAZ LIFT	W1C
HZS	21/08/2002	GAZ LIFT	W1C
1B	10/06/2003	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	27/03/2004	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	11/09/2004	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	24/08/2006	GAZ LIFT	W1C
HZS	12/04/2007	GAZ LIFT	W1C
1B	22/10/2008	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	28/11/2008	GAZ LIFT	W1C
1B	14/05/2009	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	28/05/2009	GAZ LIFT	W1C
HZS	23/02/2010	GAZ LIFT	W1C
1B	28/03/2010	PRODUCTEUR HUILE	W1CHP
23	24/12/2011	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	04/10/2012	PRODUCTEUR HUILE	W1C
23	05/04/2013	PRODUCTEUR HUILE	W1C
24	03/08/2015	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	22/03/2016	GAZ LIFT	W1C

1B	17/08/2016	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	28/07/2018	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	09/03/2019	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	20/05/2020	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1B	19/10/2020	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZS	11/04/2021	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1A	12/10/1981	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1A	23/07/1979	PRODUCTEUR HUILE	W1CHP
1A	26/01/1981	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1A	15/07/1997	PRODUCTEUR HUILE	W1CHP
1A	01/12/1978	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1A	17/03/1981	GAZ LIFT	W1CHP
1C	03/04/1983	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1C	04/09/1980	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1C	04/12/1984	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1C	18/09/1985	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZN	03/04/1988	GAZ LIFT	W1CHP
1C	23/02/1984	GAZ LIFT	W1C
HZN	10/03/2011	GAZ LIFT	W1CHP
1C	04/02/2001	PRODUCTEUR HUILE	W1C
1C	03/07/2011	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZN	09/11/2018	PRODUCTEUR HUILE	W1C
HZN	21/09/2004	GAZ LIFT	W1C
HZP	30/09/2017	PRODUCTEUR HUILE	W1C

# **ANNEXE B**

## Annexe B : Les graphes de la variation du pourcentage d'ouverture de la vanne

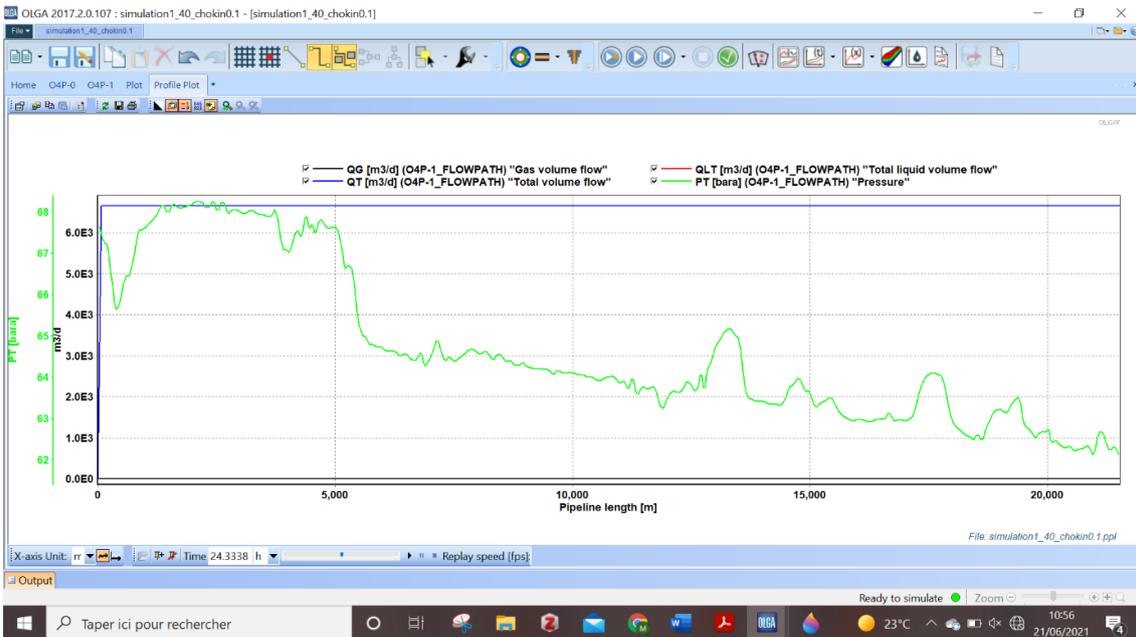


Figure B.1 : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 10% quand  $T=40,1^\circ\text{C}$ .

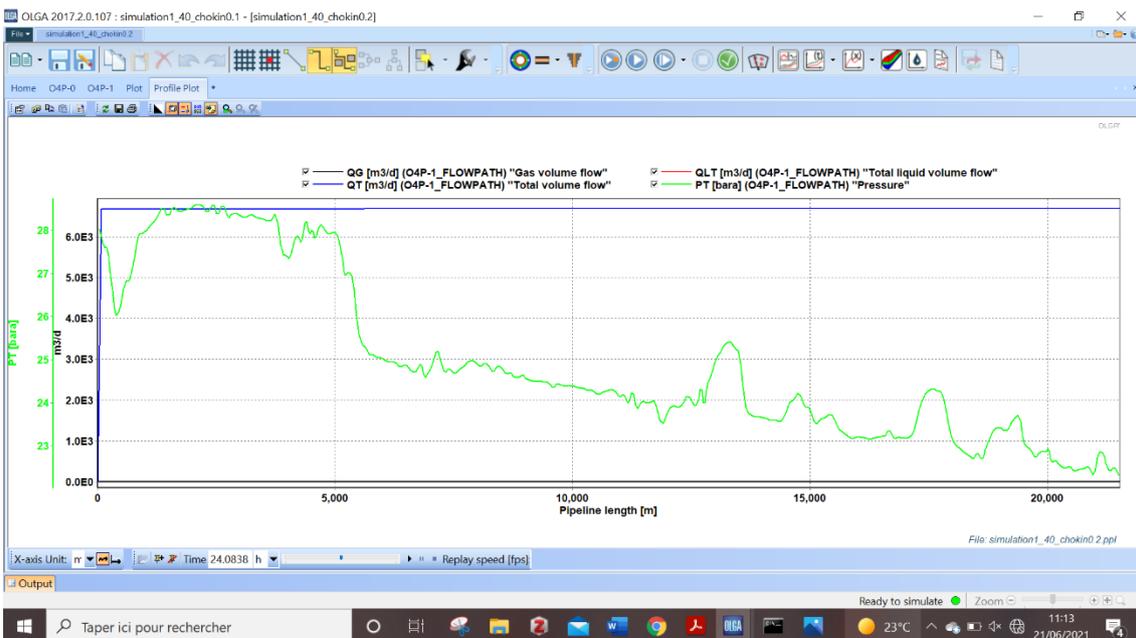


Figure B.2 : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 20% quand  $T=40,1^\circ\text{C}$ .

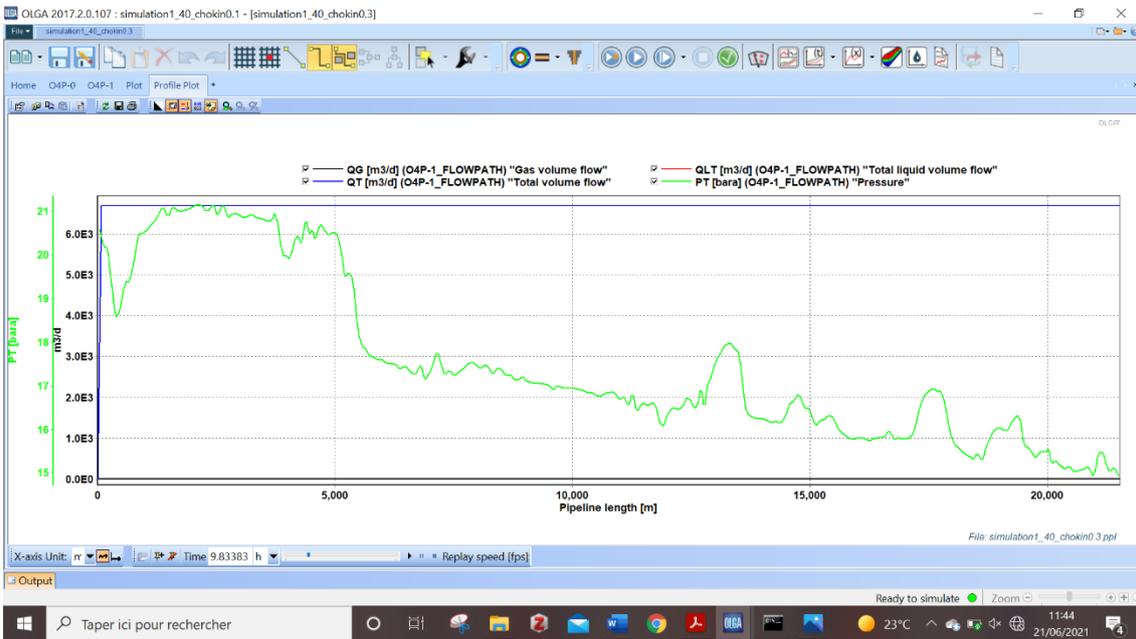


Figure B.3 : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 30% quand  $T=40,1^\circ\text{C}$ .

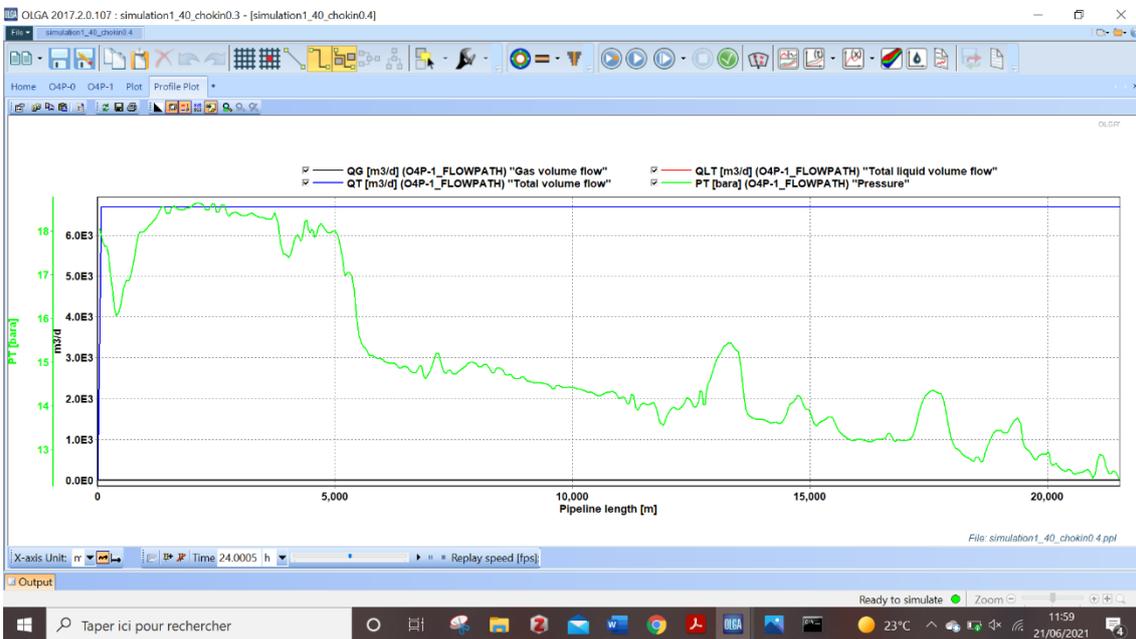
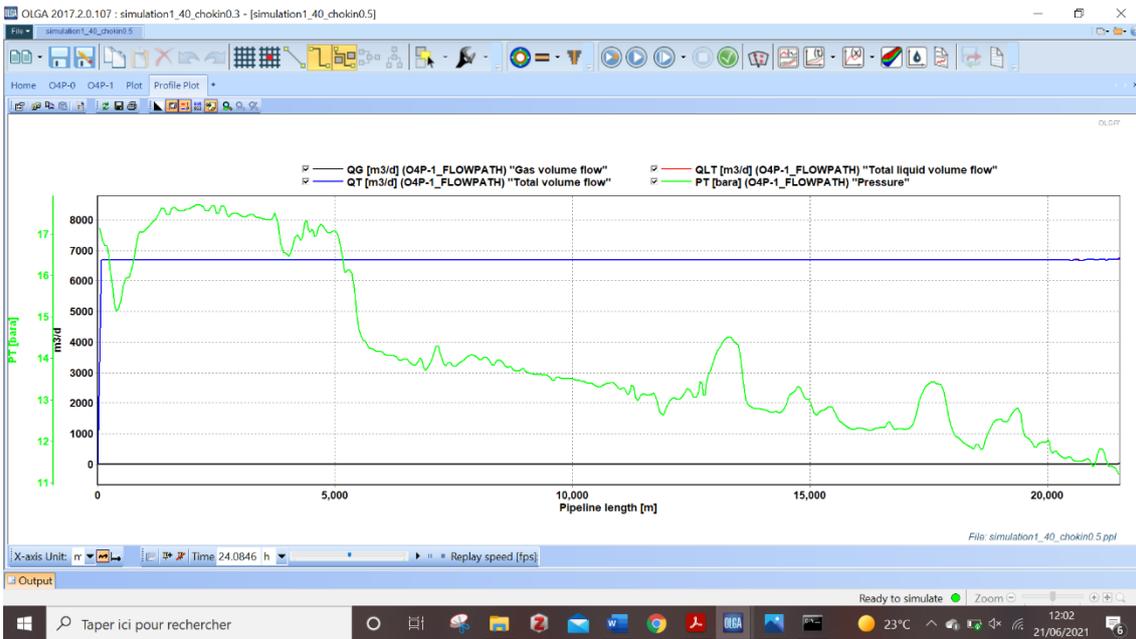
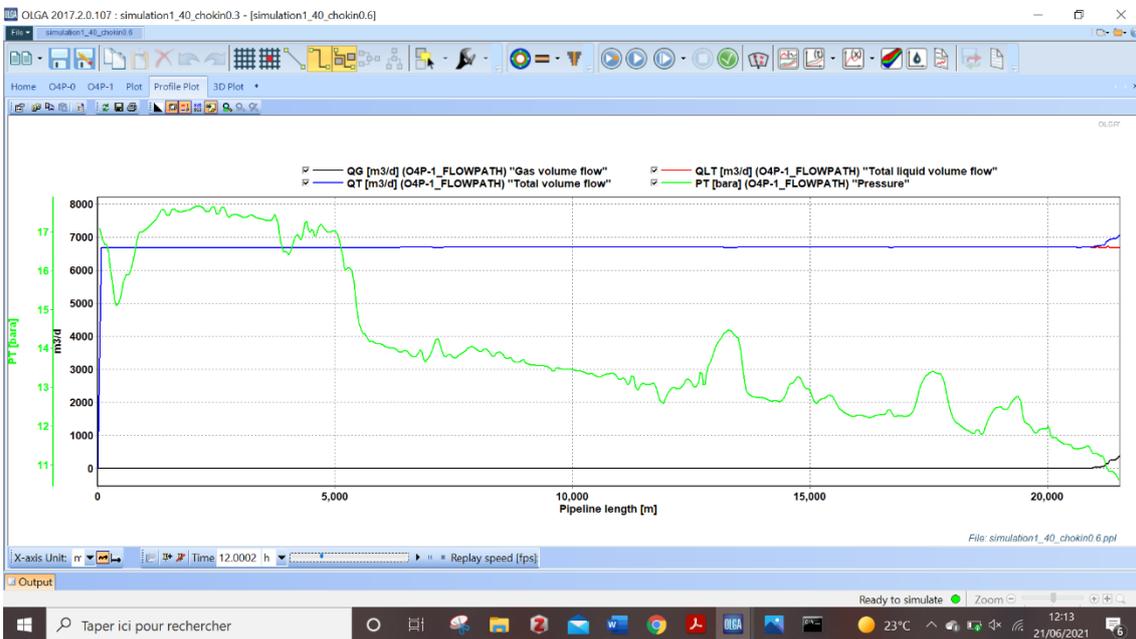


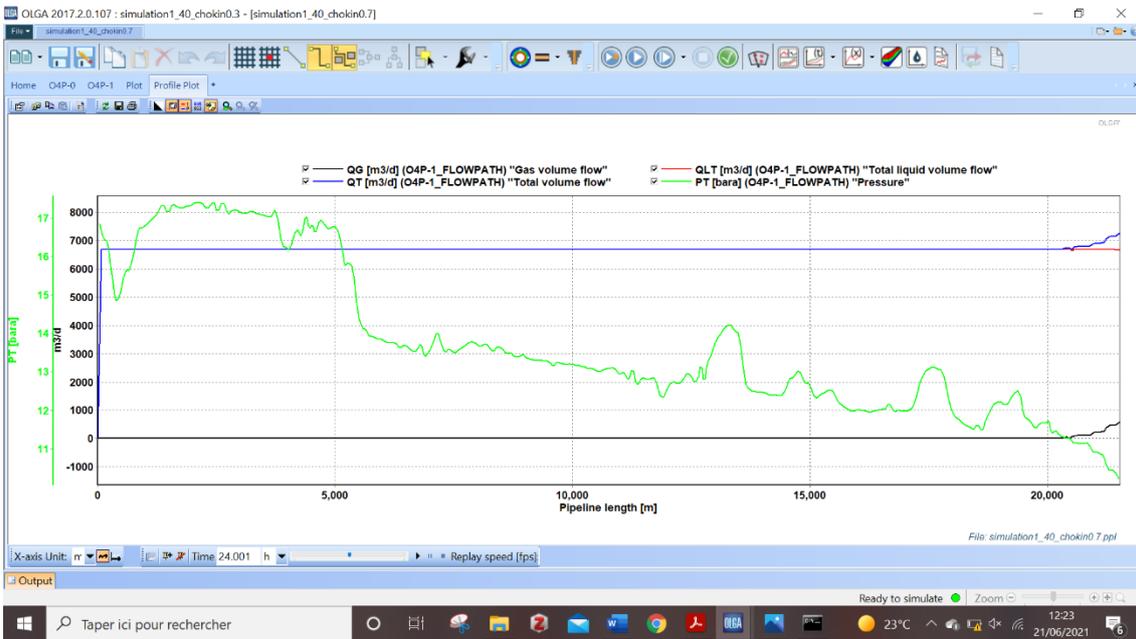
Figure B.4 : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 40% quand  $T=40,1^\circ\text{C}$ .



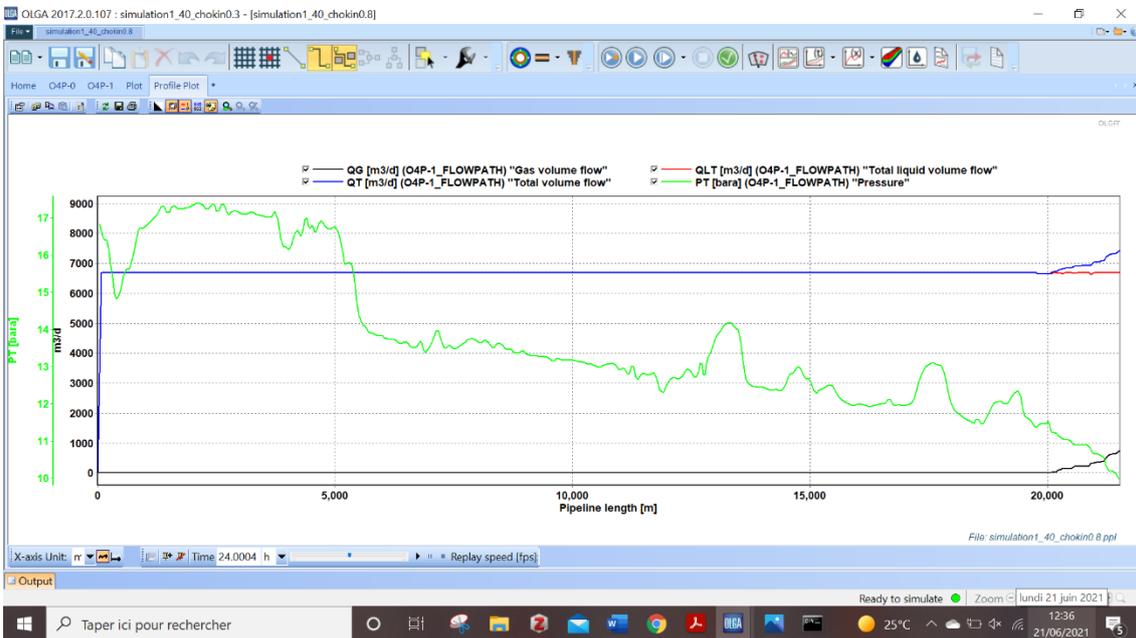
**Figure B.5** : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 50% quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .



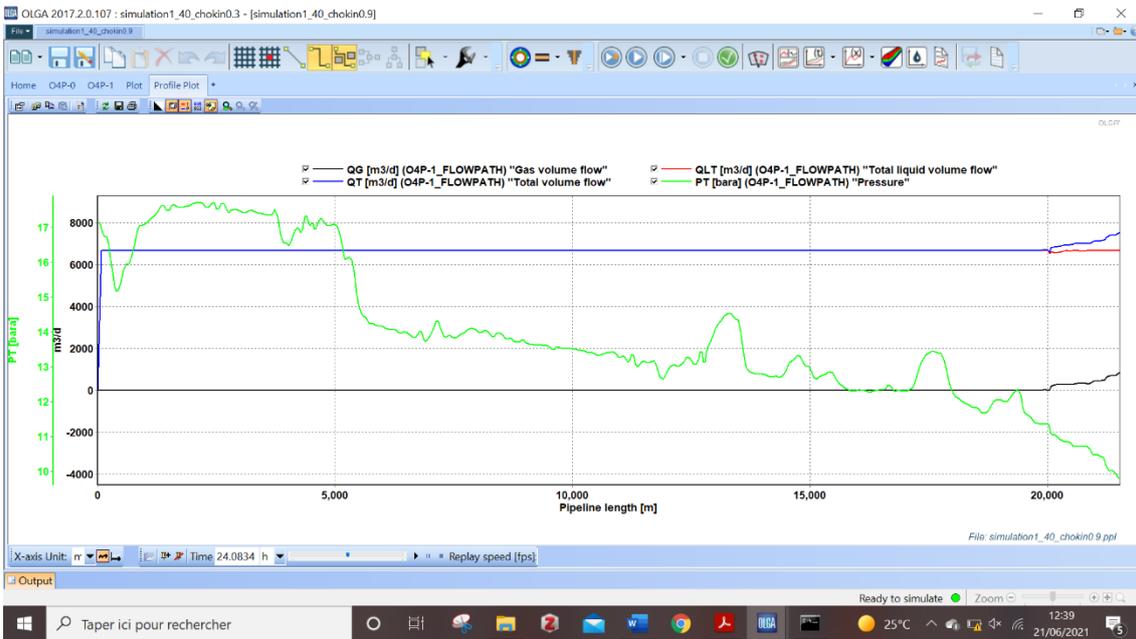
**Figure B.6** : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 60% quand  $T=40,1^\circ\text{C}$ .



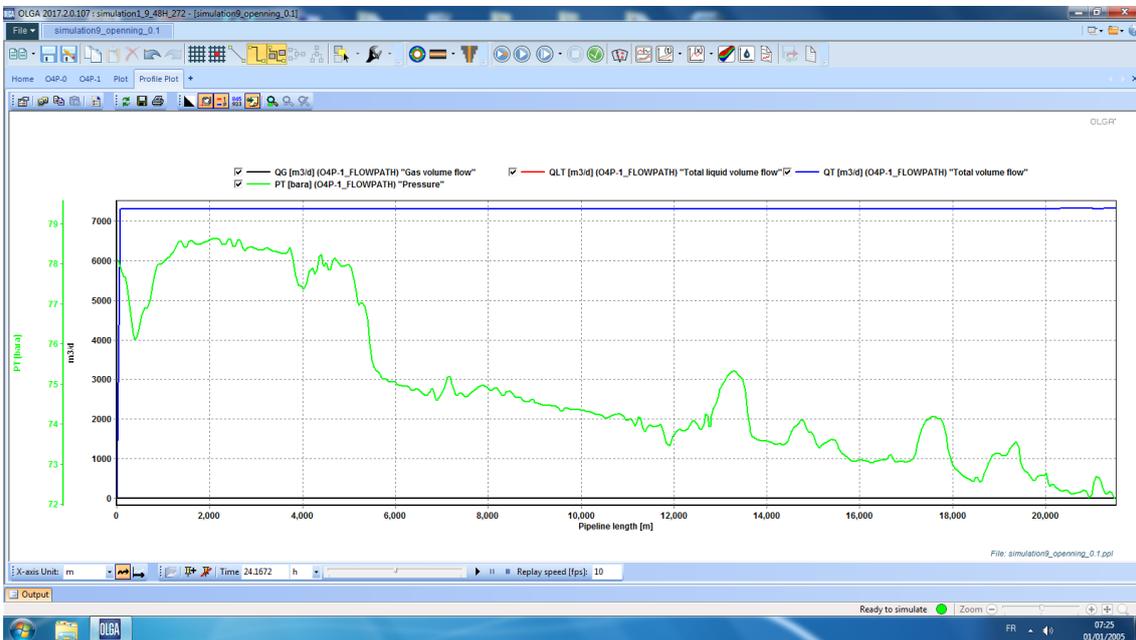
**Figure B.7 :** Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 70% quand  $T=40,1^\circ\text{C}$ .



**Figure B.8 :** Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 80% quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .



**Figure B.9** : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 90% quand  $T = 40,1^\circ\text{C}$ .



**Figure B.10** : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 10% quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

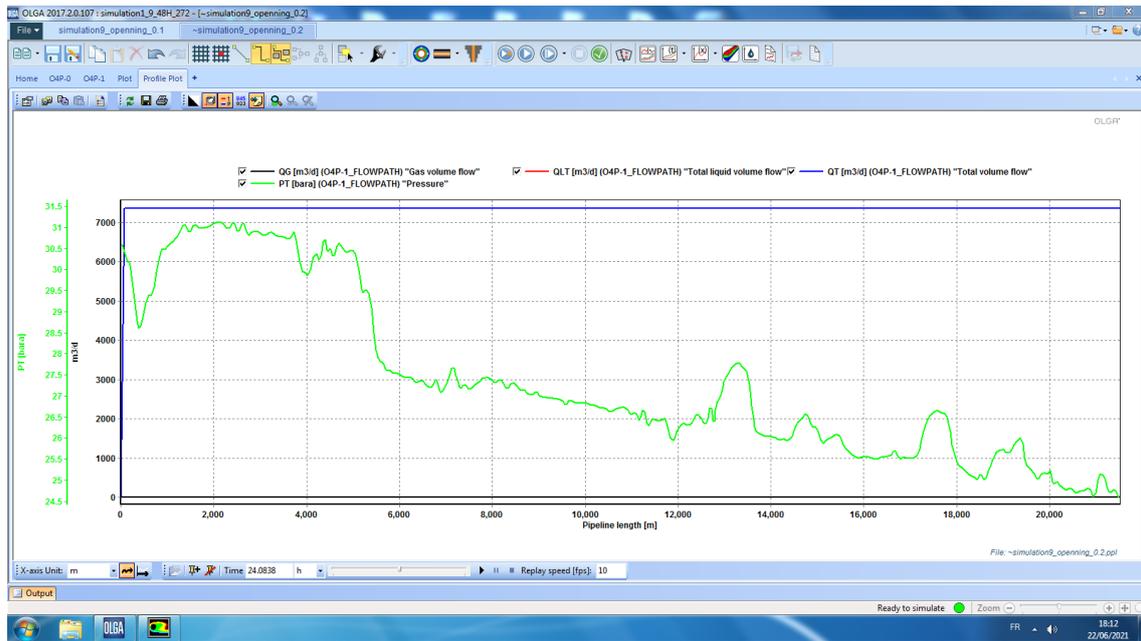


Figure B.11 : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 20% quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .

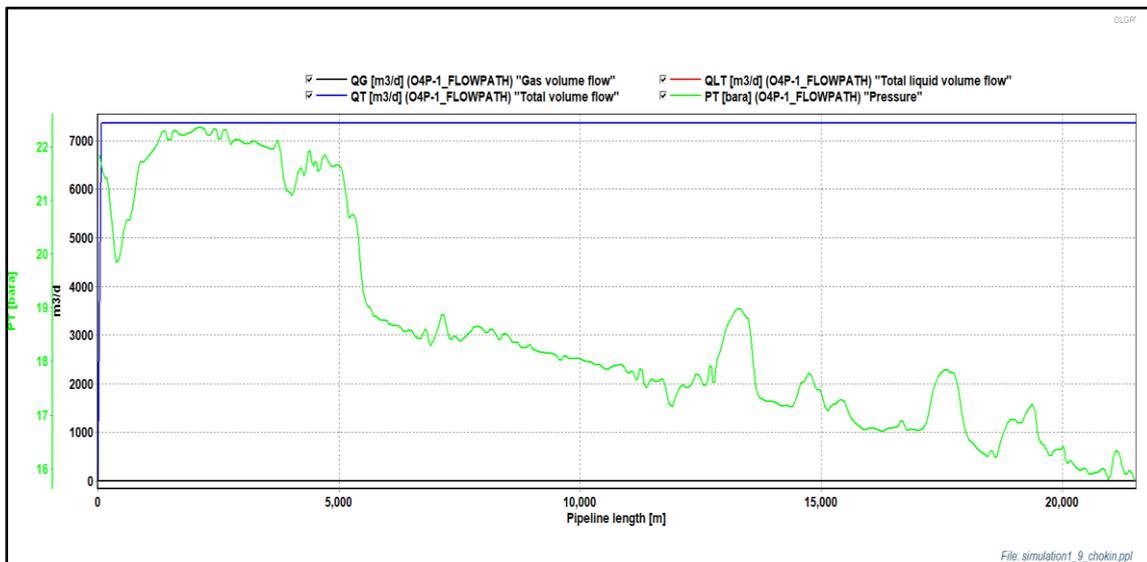
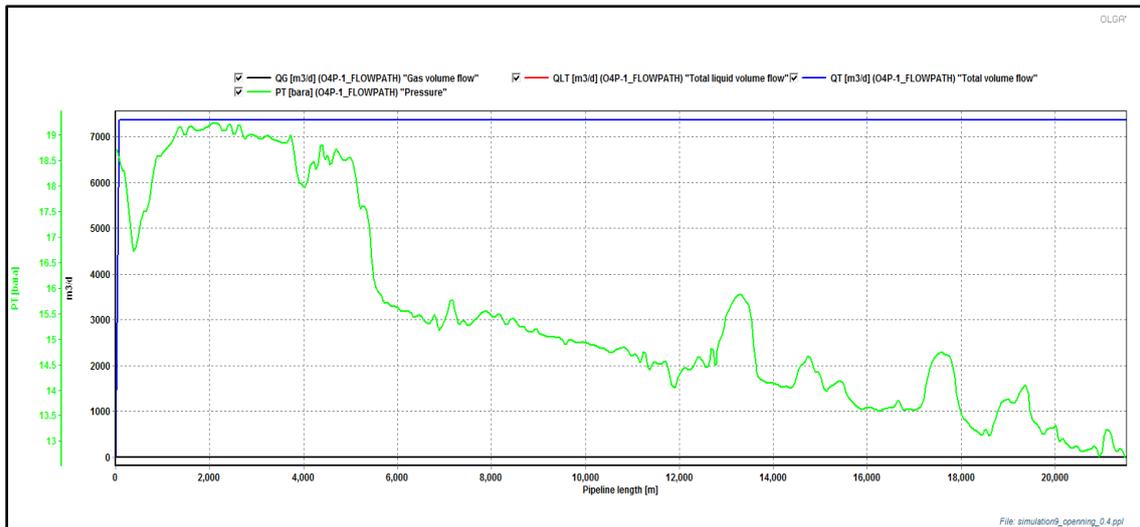
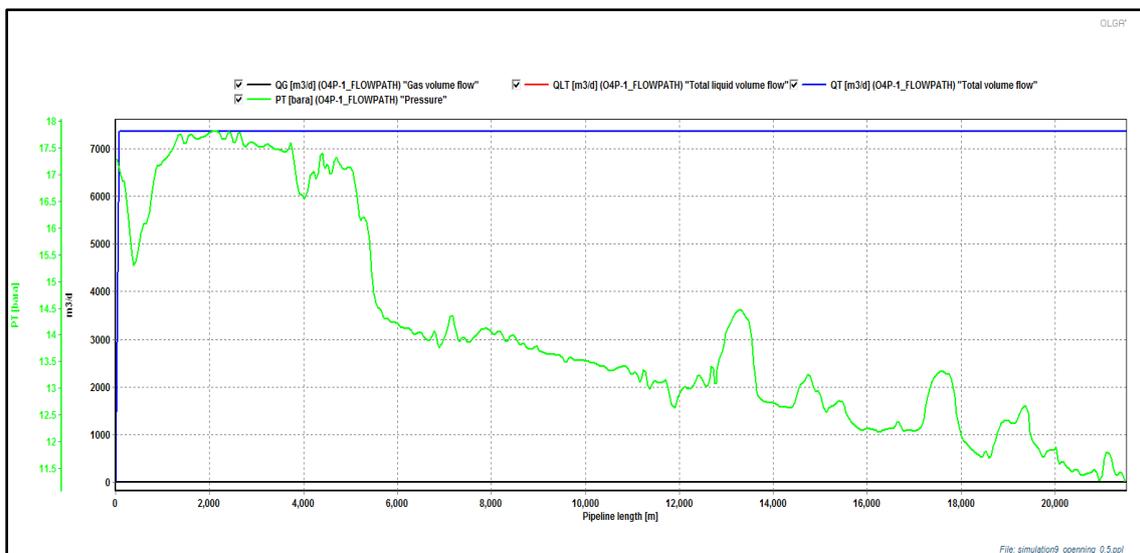


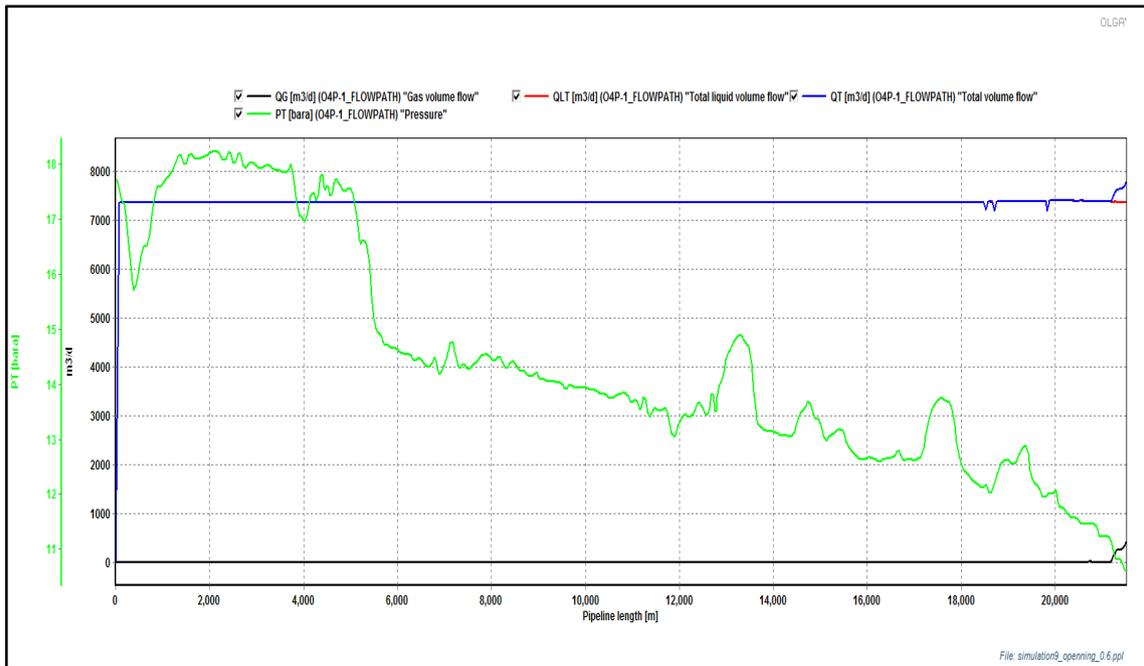
Figure B.12 : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 30% à  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .



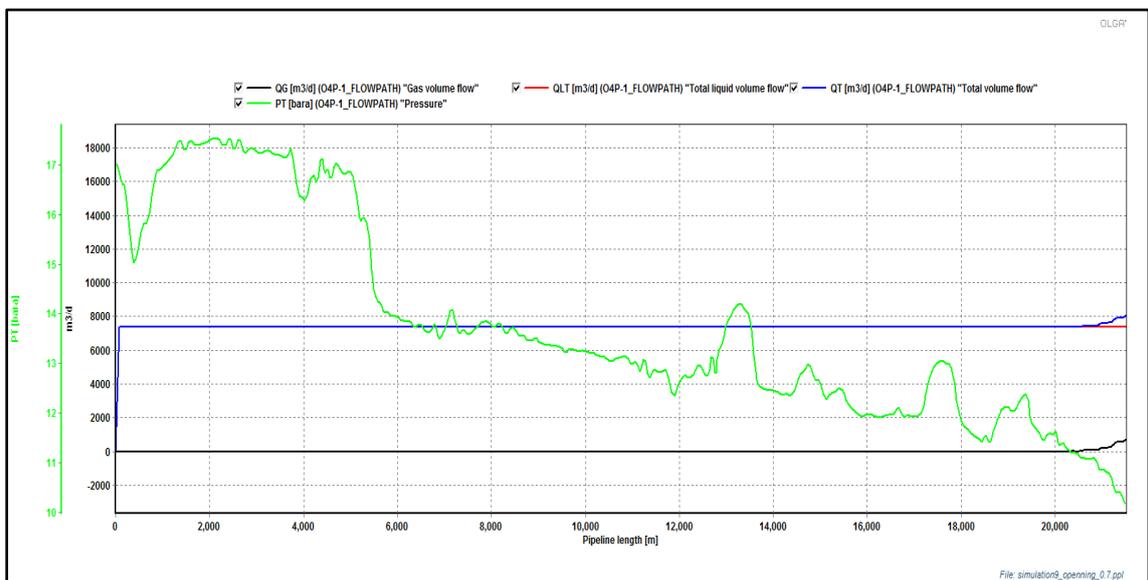
**Figure B.13** : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 40% quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$ .



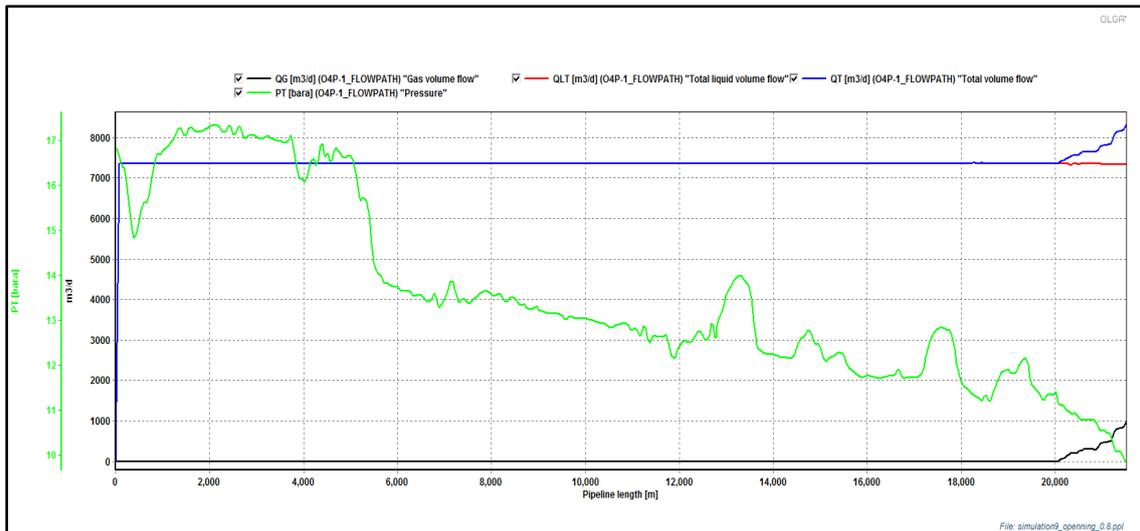
**Figure B.14** : Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 50% quand  $T = 9,7^\circ\text{C}$



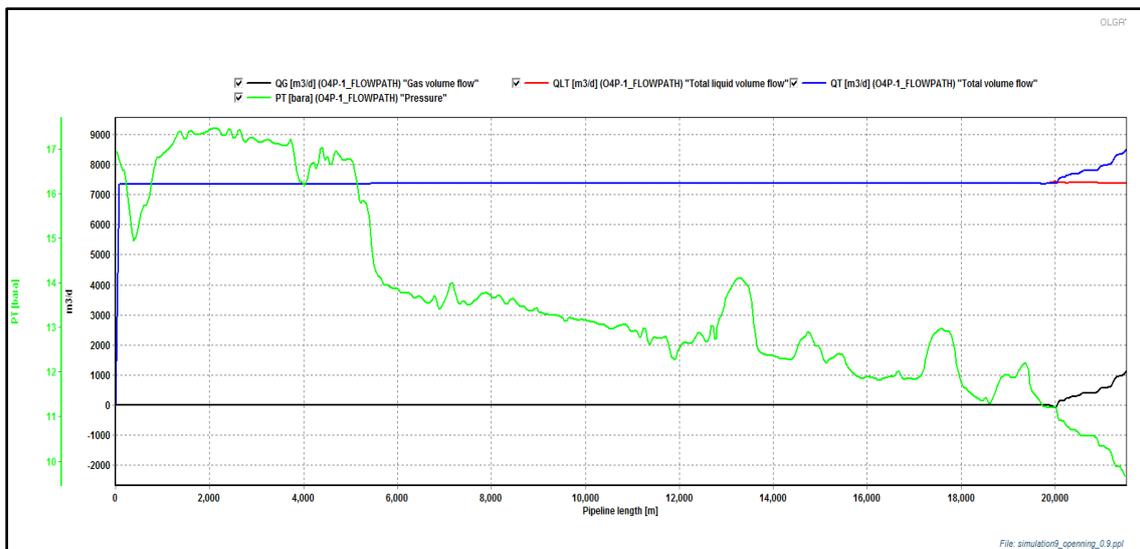
**Figure B.15 :** Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 60% quand  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .



**Figure B.16 :** Résultats de la variation des débits  $Q_{LT}$ ,  $Q_G$ ,  $Q_T$  et de la pression  $P_T$  pour une ouverture de 70% quand  $T = 9,7^{\circ}\text{C}$ .



**Figure B.17** : Résultats de la variation des débits Q<sub>LT</sub>, Q<sub>G</sub>, Q<sub>T</sub> et de la pression P<sub>T</sub> pour une ouverture de 80% à T = 9,7°C.



**Figure B.18** : Résultats de la variation des débits Q<sub>LT</sub>, Q<sub>G</sub>, Q<sub>T</sub> et de la pression P<sub>T</sub> pour une ouverture de 90% quand T = 9,7°C