

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

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



Département Transport et Equipements des Hydrocarbures

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

Master

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Hydrocarbure

Option : Génie mécanique- Transport et distribution des hydrocarbures

Présenté par :

- Farah DJAFAR
- Hidaya MESSAOUDI

THEME

Dimensionnement optimal, choix de matériaux et flow assurance de l'extension du réseau de collète de Gassi Touil

Devant le jury :

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

Dédicace

À la femme que je ne pourrai jamais remercier assez pour ses sacrifices, son amour inconditionnel et ses encouragements constants qui ont fait de moi la personne que je suis aujourd'hui, ma mère.

À mon pilier inébranlable, source de soutien tout au long de mon parcours universitaire, et à la personne que j'admire chaque jour pour nourrir ma détermination et façonner mes rêves, mon père.

En mémoire de mes chers grands-parents, dont la foi inébranlable en mon potentiel continue de m'inspirer chaque jour.

À mes chers frères et sœurs, Amina, Zakaria et Anfel, votre présence constante et votre camaraderie ont apporté la joie, le rire et l'inspiration dans ma vie.

Hidaya, l'amie, la sœur et la partenaire qui m'a accompagnée dans les moments difficiles comme dans les bons moments.

À mes chers amies Chahenda, Chatila, Meriem, Joumana et tous ce qui sont devenus plus qu'une famille pour moi, votre compréhension, soutien et expériences partagées ont rendu ce chemin d'autant plus significatif et mémorable.

Enfin à la personne que je suis, à l'hommage de ma résilience, ma croissance et ma détermination inébranlable.

Cette thèse est dédiée à vous tous.

Farah DJAFAR

À ma mère, la personne la plus précieuse dans ma vie. Ta présence, tes efforts et tes immenses sacrifices ont été essentiels pour que j'atteigne ce stade de ma vie et que je réalise mes travaux avec confiance. Je suis consciente que mes succès sont également les tiens, car tu as été ma plus grande partenaire et ma plus fervente supportrice. Merci d'être toujours là pour moi, de croire en moi et de me soutenir tout au long de ma vie, pas seulement dans ma vie universitaire. Ce travail que j'ai accompli est le résultat de ta patience infinie à mon égard, de tes encouragements constants et de ton amour inconditionnel. Maman, tu es et seras toujours mon roc, ma confidente et mon modèle. Je t'aime plus que les mots ne peuvent l'exprimer, et je suis tellement reconnaissante de t'avoir à mes côtés.

À ma grand-mère, ma tante et mes oncles. Vous avez été, êtes et serez toujours ma famille et le plus soutien qu'une personne puisse avoir. Grâce à votre encouragement, je suis là où je suis aujourd'hui je suis fière d'être votre fille.

À Farah, avant d'être ma binôme, tu étais ma sœur et ma meilleure amie. Ta présence et ton soutien tout au long de notre parcours ont été inestimables. Je suis heureuse d'avoir eu la chance de travailler avec toi et de célébrer nos réussites ensemble. Merci d'avoir été une binôme formidable et d'avoir rendu cette expérience enrichissante et mémorable.

À Kaouther et sa chère famille : Depuis ma première année ici, vous avez été là pour moi. Merci pour vos efforts désintéressés, votre générosité et votre dévouement.

À mes amies : Asma, Meriem, Lila, Bouchera, Imane, Chahra, Rihab, et Mounira.

À tous les amis que j'ai rencontrés ici, chacun de vous a ajouté une couleur unique à ma vie, créant ainsi des souvenirs inoubliables et des éclats de rire contagieux. À travers les hauts et les bas, vous avez été présents, me soutenant, me motivant et partageant des moments précieux. Que nos liens d'amitié continuent de grandir et de s'épanouir, portés par une complicité sans faille. Je vous aime tous énormément et je suis honorée d'avoir chacun d'entre vous dans ma vie.

Je dédie ce travail à vous tous.

Hidaya MESSAOUDI

Remerciement

Nous débutons par exprimer notre profonde gratitude envers ALLAH, le Tout-Puissant et le Très Miséricordieux, pour avoir ouvert nos cœurs et nous avoir accordé le courage, la patience et la persévérance tout au long de notre parcours pour la réalisation de cette humble œuvre. Sans sa guidance et sa bienveillance, ce projet n'aurait pu voir le jour.

Nous souhaitons adresser nos sincères remerciements à notre superviseur, **Monsieur K. YOUNSI**, pour son soutien indéfectible, sa patience et ses conseils inestimables tout au long de ce projet. Ses commentaires constructifs et son expertise ont été d'une valeur inestimable pour nous, et nous sommes honorés de l'avoir comme encadreur.

Nous tenons également à exprimer notre profonde gratitude envers l'entreprise **ENGTP** de nous avoir offert l'opportunité de réaliser notre stage au sein de leurs locaux. Nous adressons nos plus sincères remerciements à Madame **MECIOURI Ikram** et Monsieur **BERAOUKEN Abdelkader** pour leurs idées, leurs commentaires et leur soutien essentiels à la réussite de ce projet

Nous souhaitons également exprimer notre gratitude envers nos enseignants pour leur orientation, leurs informations précieuses, leur assistance et leurs encouragements constants.

Nous tenons à remercier chaleureusement le **Petroleum Club** et le **CEC Club** pour leur soutien inconditionnel, les opportunités qu'ils nous ont offertes et les formations bénéfiques que nous avons pu suivre grâce à eux.

Nous exprimons notre profonde gratitude à **TAIBI Abderrahmane**. Votre mentorat et aide ont été précieux pour nous, et nous voulons vous remercier sincèrement pour le soutien, les conseils qui ont rendu ce travail réalisable.

Enfin, nous voulons exprimer notre profonde reconnaissance envers nos parents, nos familles et nos amis, dont le soutien et l'amour inconditionnels ont été notre pilier tout au long de ce parcours. Leur présence nous a permis de surmonter les moments les plus difficiles et de persévérer dans ce projet.

Nous sommes honorés et reconnaissants de les avoir dans nos vies.

Nous tenons à remercier du fond du cœur toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail. Votre soutien et votre présence ont été d'une valeur inestimable, et nous en sommes profondément reconnaissants.

Abstract

Natural gas, a crucial energy resource for Algeria, requires meticulous transportation to ensure the safe delivery of this product from extraction sites to the central processing facility (CPF), and this can only be achieved through the construction of an appropriate network infrastructure. The aim of this study is to design a gas collecting network for GASSI TOUIL, focusing on optimal pipeline diameters, calculation of wall thicknesses and selection of appropriate pipe materials based on API RP14E and optimisation results. To validate the dimensions, the entire network was simulated using PIPESIM and OLGAs softwares, examining the steady-state and transient regimes, all the while highlighting the challenges involved in ensuring flow, such as corrosion, erosion and hydrate formation, while minimising friction losses and material degradation. The simulations highlighted the main flow assurance problems and the impact of varying key parameters on network performance.

Keywords : Gassi Touil, gas collecting network, optimisation model, flow assurance, PIPESIM, OLGAs, steady state, transient regime.

Résumé

Le gaz naturel, une ressource énergétique cruciale pour l'Algérie, nécessite un transport méticuleux pour garantir la livraison sécurisée de ce produit depuis les sites d'extraction jusqu'à le centre de traitement (CPF), et cette opération ne peut être réalisée que par la construction d'une infrastructure de réseau appropriée. Cette étude vise à concevoir un réseau de collecte de gaz pour GASSI TOUIL, en se concentrant sur les diamètres optimaux des gazoducs, le calcul des épaisseurs des parois et la sélection des matériaux appropriés pour les tuyaux en se basant sur la norme API RP14E et les résultats de l'optimisation. Pour valider les dimensions, l'ensemble du réseau a été simulé à l'aide des logiciels PIPESIM et OLGAs, en examinant le régime permanent et transitoire, tous en soulignant les défis liés à l'assurance de l'écoulement, tels que la corrosion, l'érosion et la formation des hydrates, tout en minimisant les pertes de charge, et de matériaux. Les simulations ont mis en évidence les principaux problèmes d'assurance du débit et l'impact de la variation des paramètres essentiels sur les performances du réseau.

Mots Clés : Gassi Touil, réseau de collecte de gaz, modèle d'optimisation, assurance de l'écoulement, PIPESIM, OLGAs, régime permanent, régime transitoire.

ملخص

نظرا لكون الغاز الطبيعي موردا أساسيا للطاقة في جزائرفانه يتطلب عملية نقل دقيقة لضمان الأمن من مواقع الاستخراج إلى منشأة المعالجة المركزية (CPF) ، ولا يمكن تحقيق ذلك إلا من خلال إنشاء بنية تحتية مناسبة لشبكة التجميع.

الهدف من هذه الدراسة هو تصميم شبكة تجميع الغاز لـ موقع قاسي طويل ، مع التركيز على الاختيار الامثل لأقطار خطوط الأدايبب، و كذا حساب سماكة الجدار التي تسمح باختيار المواد المستعملة لتكوين الأدايبب بناءً على معيار API RP14E .

للتحقق من صحة الأبعاد ، تمت محاكاة الشبكة بالكامل باستخدام برامج PIPESIM و OLGAs ، مع مراقبة أنظمة الشبكة في الحالة المستقرة و غير المستقرة، مع إبراز التحديات التي ينطوي عليها ضمان التدفق ، مثل التآكل وتكوين الهيدرات ، كل هذا مع تقليل خسائر الاحتكاك و تدهور المواد. سلطت عمليات المحاكاة الضوء على مشاكل ضمان التدفق الرئيسية وتأثير المعطيات الرئيسية المتغيرة على أداء الشبكة.

الكلمات المفتاحية: قاسي طويل ، شبكة تجميع الغاز ، نموذج التحسين ، ضمان التدفق ، OLGAs ، PIPESIM ، حالة مستقرة ، غير مستقرة.

Table des matières

Table des figures	i
Liste des tableaux	iii
Introduction Générale	1
1 Présentation du l'ENGTP	2
1.1 Présentation de l'Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers ENGTP	3
1.1.1 L'ENGTP en chiffre	3
1.2 Mode d'organisation	3
1.2.1 Direction engineering	4
2 Généralités sur le gaz naturel	6
2.1 Définition du gaz naturel	7
2.2 Classification du gaz naturel	7
2.2.1 La classification selon le diagramme P/T :	7
2.2.2 Les types des réservoirs de gaz selon le diagramme P/T	8
2.2.3 Le condensat	10
2.3 Les propriétés physico-chimiques du gaz	11
2.3.1 La masse volumique	11
2.3.2 La densité	11
2.3.3 La viscosité	11
2.3.4 Le pouvoir calorifique	12
2.3.5 La masse moléculaire du mélange gazeux :	12
2.3.6 La constante du gaz R_g :	12
2.3.7 Le facteur de compressibilité :	12
2.4 Les hydrates et leur formation	14
2.4.1 Définition	14
2.4.2 La formation des hydrates	14
2.5 Les puits et les réservoirs de gaz	15
2.5.1 Les réservoirs de gaz	15
2.5.2 Les puits de gaz	16
2.6 Le transport gaz	18
2.7 Traitement de gaz	19
2.8 Classification des régimes d'écoulement	19
2.8.1 Caractéristiques générales des écoulements multiphasiques	19
2.9 Les paramètres d'écoulement	23
2.9.1 Facteurs de frottement et de rétention	23
2.9.2 Équation générale de l'écoulement steadystate	23

2.9.3	Le nombre de Reynolds	27
2.9.4	L'indice de GOR	28
2.9.5	L'indice du HOL	28
3	Présentation du projet d'extension du réseau de collecte GASSI TOUIL	29
3.1	Installation de surface liées au transport du gaz	30
3.1.1	Généralités sur les réseaux de collecte :	30
3.1.2	Plans du réseau de collecte :	31
3.1.3	Accessoires de collecte	34
3.2	Le projet d'extention du réseau de collecte GASSI TOUIL	37
3.2.1	Introduction	37
3.2.2	Localisation	37
3.2.3	Description du projet	37
3.2.4	Données des puits	38
3.2.5	La composition chimique des puits :	39
3.2.6	Propriétés thermiques :	39
3.2.7	Données environnementale :	40
3.2.8	Conditions opératoires limites du Slug Catcher	40
4	Dimensionnement optimal du réseau de collecte	41
4.1	La théorie d'optimisation	42
4.1.1	L'énoncé d'un problème d'optimisation	42
4.1.2	Les composantes d'un problème d'optimisation	43
4.1.3	Types des problèmes d'optimisation	44
4.2	Introduction au solver Excel	45
4.2.1	Définition du solver Excel	45
4.2.2	Les composantes du solver Excel	45
4.2.3	La méthode GRG non linéaire	47
4.3	L'optimisation des dimensions du réseau de collecte GT	48
4.3.1	Modèle d'optimisation	48
4.3.2	La résolution du modèle d'optimisation :	53
4.3.3	Les résultats d'optimisation	54
4.4	Calcul d'épaisseur et choix de matériaux	56
4.4.1	Calcul d'épaisseur des parois	56
4.4.2	Calcul de la surépaisseur de corrosion :	56
4.4.3	Le choix d'acier :	58
4.4.4	Les résultats du dimensionnement :	62
4.4.5	Les résultats finaux	66

5	Simulation hydraulique et flow assurance du réseau	68
5.1	Introduction	69
5.2	La modélisation et la simulation	69
5.2.1	L'utilité de la simulation	70
5.3	Le flow assurance	70
5.4	Méthodologie de la simulation	71
5.4.1	Description du logiciel PIPESIM	71
5.4.2	Description du logiciel OLGA	76
5.4.3	Description du logiciel PVTSim :	79
5.5	Modélisation du réseau de collecte de gaz GT	83
5.5.1	Modélisation et simulation par PIPESIM	83
5.5.2	Modélisation et simulation par OLGA	86
6	Résultats de la simulation et l'interprétation	90
6.1	Résultats PIPESIM	91
6.2	Analyse des résultats de simulation	94
6.2.1	Le problème de la formation des hydrates	94
6.2.2	Le problème de corrosion	94
6.2.3	Le problème d'érosion	95
6.3	Résultats de la simulation sous OLGA	95
6.3.1	Validation du modèle d'OLGA	95
6.3.2	Résultats du scénario fonctionnement de 100% de la capacité	98
6.3.3	Résultats du scénario de Turndown	104
6.3.4	Résultats du scénario du Pigging	107
6.3.5	Résultats de débit de drainage du slug catcher	110
A	Les données de projet de GT	B
A.1	La composition chimique des puits	C
A.2	Les profils en long des pipelines	F

Table des figures

1.1	Organigramme générale de l'ENGTP	4
1.2	Organigramme de la direction engineering	4
2.1	Classification selon le diagramme PT	8
2.2	Diagramme du Gaz à condensat	8
2.3	Gaz condensats quasi-critique	9
2.4	Gaz humide	10
2.5	Diagramme du gaz sec	10
2.6	Les hydrates dans la canalisation	14
2.7	Les composants du réservoir	16
2.8	Les composants de la tête de puit	17
2.9	La chaîne du transport gaz	18
2.10	Régimes d'écoulements verticaux	20
2.11	Régimes d'écoulements horizontaux	21
2.12	Écoulement horizontal simple	23
2.13	le déplacement d'une particule de gaz	24
2.14	écoulement dans une conduite incliné	26
3.1	Schéma représentatif d'une liaison individuelle	31
3.2	Schéma simplifié d'une liaison groupé	32
3.3	Manifold	34
3.4	Localisation du slug catcher	36
3.5	Exemple d'un slug catcher	36
3.6	Localisation du réseau de collecte GUASSI TOUIL	37
4.1	Le schéma bloc d'optimisation	43
4.2	Les composantes du solver Excel	45
4.3	Solver excel interface	53
4.4	Le modèle d'otimisation dans le solver	54
4.5	Organigramme de la méthodologie adoptée par critère de tolérance	60
5.1	Logiciel du PIPESIM 2020.1	72
5.2	L'interface du PIPESIM 2020.1	72
5.3	Le logiciel OLGA 2017 2.0	76
5.4	L'interface du OLGA 2017 2.0	77
5.5	Logiciel du PVTSim	79
5.6	Création d'un fluide dans PVTSim	81
5.7	Les propriétés du fluide dans PVTSim	81

5.8	Création d'un tableau PVT dans PVTSim	82
5.9	Creation d'un OLGA file	83
5.10	Plan du réseau sous PIPESIM	85
5.11	Plan du réseau sous OLGA	87
5.12	Opération du pigging dans le trunkline Nezla-CPF	89
5.13	Opération du pigging dans le flowline BDSN1-BRDMF1	89
6.1	hydrate sub-cooling temperature difference	91
6.2	Graphe de variation de la pression du flowline BDSN1-BRDMF1 en PIPESIM	96
6.3	Graphe de variation de la pression du flowline BDSN1-BRDMF1 sous OLGA	97
6.4	Graphe de variation de la pression du trunkline Nezla-CPF en PIPESIM	97
6.5	Graphe de variation de la pression du trunkline Nezla-CPF en OLGA	98
6.6	Pression au niveau des MFD en fonction du temps	99
6.7	Débit volumique accumulé dans le flowline BDSN1_BRDMF1	100
6.8	Débit liquide d'entrée au CPF	101
6.9	Débit liquide d'entrée au CPF	102
6.10	Volume slug au niveau du SC pour un débit de drainage de 164.46 m3/h	103
6.11	Volume slug condensat au niveau du SC pour un débit de drainage de 5 m3/h	103
6.12	Régime d'écoulement dans le trunkline Nezla-CPF	105
6.13	Volume du slug pour le fonctionnement 50% pour Q= 164.46 m3/h	106
6.14	Volume du slug lors le fonctionnement 50% pour Q= 4 m3/h	107
6.15	Opération de raclage pour le flowline BDSN1_BRDMF1	107
6.16	Opération de raclage pour le trunkline Nezla-CPF	108
6.17	Volume du slug drainé par le raclage pour Q=164.46 m3/h	109
6.18	Volume du slug accumulé par le raclage pour Q de drainage= 50 m3/h	110
A.1	Profil en long des flowlines	F
A.2	Profil en long des flowlines	G
A.3	Profil en long des trunklines	H
A.4	Diamètres et épaisseurs normalisés 1	I
A.5	Diamètres et épaisseurs normalisés 2	J
A.6	Diamètres et épaisseurs normalisés 3	K
A.7	Diamètres et épaisseurs normalisés 4	L

Liste des tableaux

3.1	Données du réseau de collecte GASSI-TOUIL	38
3.2	Données des puits	38
3.3	Référence des compositions chimiques	39
3.4	Propriété thermique	39
3.5	Données environnementales	40
3.6	Conditions opératoires limites du Slug Catcher	40
4.1	Calcul du M, Rg, Ppr, Pc, Tpr, Tc	49
4.2	Calcul de facteur de compressibilité	50
4.3	Condition d'entrée CPF	52
4.4	Les diamètres optimaux des flowlines	55
4.5	Les diamètres optimaux des trunklines	55
4.6	Les épaisseurs des flowlines	62
4.7	Les épaisseurs des trunklines	63
4.8	Les surépaisseurs des flowlines	64
4.9	Les surépaisseurs des trunklines	65
4.10	Dimensionnement final des Flowlines	66
4.11	Dimensionnement final des trunklines	67
5.1	Débit du Turndown des puits	88
6.1	Résultats de la simulation sous PIPESIM	92
6.2	Résultats de la simulation sous PIPESIM.	93
6.3	Déviation de pression des MF entre OLGA et PIPESIM	96
6.4	Comparaison entre les pressions des puits pour les deux scénarios	104
6.5	Comparaison entre les pressions des manifolds pour les deux scénarios	105
6.6	Résultats débit de drainage slug catcher	111
A.1	Composition chimique des puits part1	C
A.2	Composition chimique des puits part2	D
A.3	Composition chimique part3	E

Liste des abbreviations

Tr	Température réduite
Tc	Température critique
Pr	Pression réduite
Pc	Pression critique
Tct	Température maximale de condensation
PVT	Pression volume température
Z	Coefficient de compressibilité
n	Nombre de mole
M	Masse molaire
m	Débit massique
GOR	Gas oil ratio
CPF	Installation centrale de traitement (centrale processing facilities)
SC	Slug catcher
GRG	Generalized reduced gradient
EVR	Rapport de vitesse érosive (erosional Velocity ratio)
PMS	Pression maximale de service
FL	Flowline.
JC	Jonction.
BRMF	Manifold Brides.
GEAMF	Manifold Gassi El Adem.
NZMF	Manifold Nezla.
ETB	Manifold Ettaib.
TOUMF	Manifold Toual.
REKMF	Manifold Rhourde El Khlef.
GTMF	Manifold Gassi Touil.
HTMF	Manifold Hassi Touareg.
DT	Différence de température.
DP	Différence de pression.
HV	Vanne de dépressurisation.
TDC	Transfert de chaleur.
MDF	Mécanique des fluides.
MFD	Manifold.

Introduction générale

La demande mondiale en énergie connaît une augmentation constante, et l'industrie gazière joue un rôle essentiel en fournissant une quantité suffisante pour répondre à cette demande croissante. Le gaz naturel, en tant que source d'énergie propre et polyvalente utilisée dans divers secteurs tels que la production d'électricité, le chauffage, la production industrielle et le transport, revêt une importance particulière.

En Algérie, le gaz naturel est une ressource stratégique majeure, faisant du pays l'un des principaux producteurs et exportateurs de gaz en Afrique et dans le monde. L'exportation de ce gaz génère des revenus importants et stimule le développement économique national. Ainsi, Sonatrach, la compagnie nationale algérienne des hydrocarbures, est confrontée à des défis de grande envergure, nécessitant des initiatives diverses pour augmenter les ventes de gaz naturel. Ces initiatives comprennent le développement de nouveaux gisements de gaz, la construction de nouvelles infrastructures de transport, l'établissement de partenariats et l'exploration de certains marchés européens, notamment l'Italie, la France, et le Royaume-Uni.

Dans ce contexte, le ministère de l'Énergie et des Mines, représenté par M. ARKAB, souligne que les infrastructures doivent être conçues en suivant les principes de durabilité et de sécurité. Par conséquent, les entreprises et les ingénieurs du secteur accordent une priorité majeure à la collecte efficace et sécurisée de cette ressource vitale.

Dans le cadre de ce mémoire de fin d'études de niveau Master, l'objectif principal de cette étude est de dimensionner un réseau de collecte de gaz pour le site de GASSI TOUIL. Cela implique la détermination des diamètres optimaux des pipelines en utilisant un modèle d'optimisation compatible, en prenant en compte des facteurs tels que la pression, le débit et les caractéristiques du gaz. De plus, cette étude se concentrera sur le calcul de l'épaisseur des conduites pour assurer une protection adéquate contre la corrosion au fil du temps. Ces éléments permettront ensuite de sélectionner les matériaux en acier appropriés.

Enfin, pour valider les résultats obtenus, des simulations seront effectuées à l'aide de logiciels largement reconnus dans l'industrie des hydrocarbures, tels que Pipesim et Olga. Une attention particulière sera accordée aux problématiques de corrosion, d'érosion et d'hydrates, ainsi qu'aux scénarios opérationnels couramment rencontrés, tels que le fonctionnement à 100% du débit, à 50% du débit simulant une baisse de capacité et son impact sur le réseau ainsi que les scénarios de raclage opération nécessaire lors de l'exploitation de ce type d'installation, et les scénarios de raclage,

La conception de ce réseau de collecte de gaz sera réalisée avec rigueur et spécificité afin de garantir un transport efficace, sécurisé et rentable du gaz, tout en minimisant les pertes de charge, les pertes de matériaux et les coûts d'exploitation.

chapitre 1:
Présentation du
l'ENGTP



1.1 Présentation de l'Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers ENGTP

L'Entreprise Nationale de Grands Travaux Pétroliers, a été créée par le décret N °80/103 du 04 Avril 1980 en tant qu'Entreprise publique sous l'égide du ministère de l'Energie et des mines.

ENGTP, filiale du groupe Sonatrach, est une entreprise d'envergure spécialisée dans la construction, en tout corps de métier, de grands ensembles industriels et de canalisations dans différents domaines principalement les Hydrocarbures et l'Energie.

Sa présence sur le marché depuis cinquante ans lui a permis de développer un large portefeuille d'activités et de réunir un savoir-faire, une expertise et des capacités qui l'ont hissé au statut d'entreprise leader dans son domaine. L'ENGTP est implantée au niveau des principaux pôles industriels au nord du pays et au niveau de l'ensemble des champs pétroliers et gaziers au sud, par ses directions centrales et régionales ce qui lui procure une présence sur tout le territoire national.

Elle a également marqué sa présence à l'étranger à travers ses diverses réalisations, telles que réalisation d'une Centrale Électrique au Maroc, des Centres Enfuteurs en Mauritanie, des études technico-économiques au Mali et le montage d'infrastructures au Yémen.

Ainsi qu'elle est également présente à travers son Centre de soudure et d'expertise, situé au niveau de la zone industrielle d'Arzew à Oran, ce centre de formation et d'assistance technique spécialisé en soudage, contrôle soudage et tuyauterie industrielle sur tous types de métaux, met à notre disposition une main d'œuvre qualifiée.

1.1.1 L'ENGTP en chiffre

- Capacité de réalisation : 12.000.000 heures / an.
- Effectif moyen : 10.000 agents.
- Capacités de réalisation : 8000 équipements.
- Capacités de préfabrication tuyauterie 900 tonnes / mois.
- Capacités de préfabrication charpente 650 tonnes / mois.

1.2 Mode d'organisation

La structure organisationnelle de l'ENGTP est composée de quatorze directions centrales, et de cinq directions régionales : Les directions centrales nouvellement créées (la direction Juridique, Qualité, Communication, Audit et Contrôle de Gestion, et HSE), ainsi que les directions régionales (direction maintenance industrielle à Réghaia, direction régionale d'Arzew, de Skikda, de Hassi R'mel, et de Hassi Messaoud) sont sous responsabilité du premier responsable de l'entreprise (Président Directeur Général). Les autres directions centrales, à savoir : la direction Catering, Finances et Comptabilité, Organisation et Ressources Humaines, Informatique, Centre de Soudure et d'Expertise, Engineering, Marketing, Marketing, Technique, Centrale Logistique sont soumises respectivement à la délégation de deux directions générales adjointes.

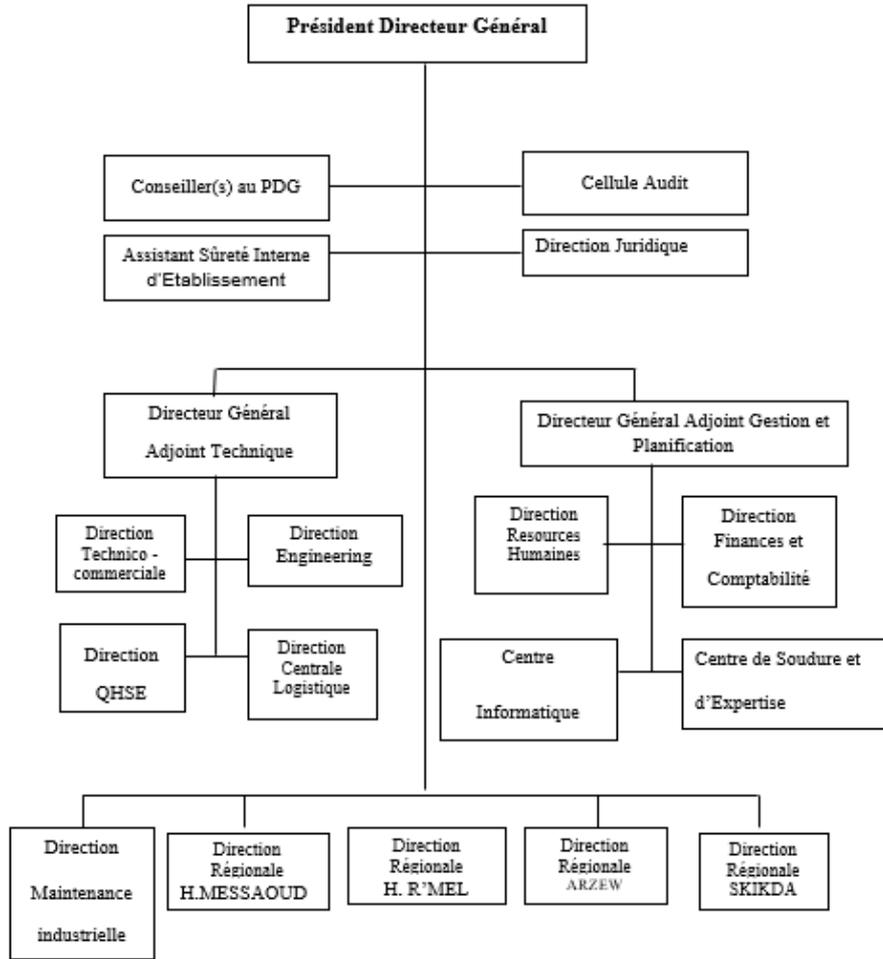


FIGURE 1.1 – Organigramme générale de l'ENGTP

1.2.1 Direction engineering

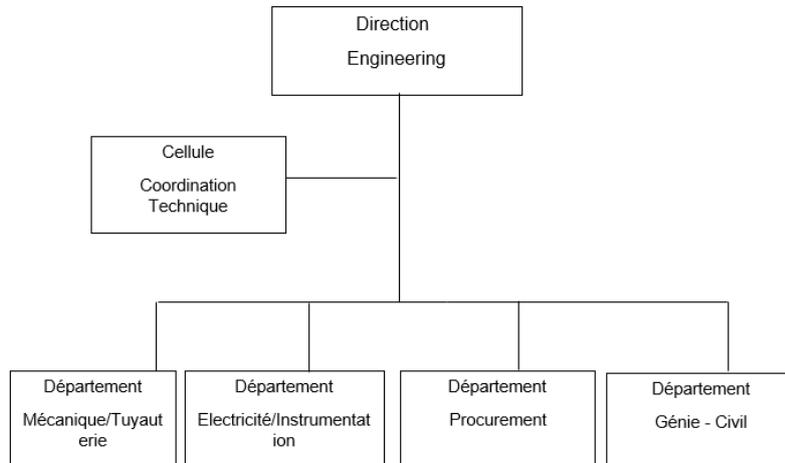


FIGURE 1.2 – Organigramme de la direction engineering

Cette direction comprend les départements suivants :

- **Département Mécanique et tuyauterie** Concerne les collectes et désertes, les pipes d'expédition, les ouvrages concentrés, les points spéciaux, ainsi que la canalisation de transport (tout type de nuances d'acier), il s'agit de la préfabrication des structures métalliques et des tuyauteries. Les ingénieurs de cette division font les notes de calcul (études d'installation mécanique), spécification des matériaux, PID (piping instrument diagramme), plan d'agencement, les isométriques et finalement plan as-built.
- **Département Génie civil et bâtiment**
Comprend les terrassements, les fondations des équipements et des structures, les locaux techniques et les bâtiments industriels et administratifs, les infrastructures d'urbanisme nécessaires à l'exploitation des unités industrielles, et enfin, le génie civil lié à la pose des canalisations.
- **Département électricité et instrumentation** Concerne l'installation d'équipements électriques, automatique et instrumentation, pose et raccordement des câbles, poste de contrôle et sous-station, spécification quantitative, comité étude offre technique, réception des rapports (vérification conformité), supervision des installations.
- **Cellule coordination technico-commerciale** Complète le service offert par ENGTP à ses clients. Celle-ci intervient soit, de façon régulière et continue Planification (Superviser le travaille des ouvrières, des mécaniciens, etc. Et leur donner des recommandations si besoin), avec une programmation (Collaborer avec les ingénieurs, les architectes, etc. pour déterminer les spécifications du projet), ou encore lors ainsi, Estimation (Négocier les contrats avec les prestataires externes pour obtenir des accords rentables), Assurer l'application des lois sur les marchés publics.
- **Département Procurement**
Concerne les achats et les approvisionnements, Choix des prestataires et négociation, Gestion des flux et réception des produits et enfin Suivi/Contrôle des opérations d'achats et d'approvisionnement, Acheter les équipements et le matériel, et surveiller les stocks pour gérer rapidement les ruptures.

chapitre 2: Généralité sur le gaz naturel



Introduction

Ce chapitre présente une introduction générale sur le gaz en tant qu'une ressource naturelle. On va discuter ses propriétés, sa composition, ainsi que ses types et ses paramètres essentiels de mesures. Aussi, on va explorer les différents processus impliqués dans le traitement, le transport et la distribution du gaz.

2.1 Définition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures gazeux principalement composé de méthane (CH_4) et présent dans les gisements souterrains. Il est souvent associé à des réserves de pétrole et est extrait par forage. Le gaz naturel est considéré comme une source d'énergie fossile et est utilisé dans de nombreuses applications, telles que la production d'électricité, le chauffage des bâtiments, la cuisson des aliments et la production de produits chimiques. Il est souvent considéré comme une alternative plus propre au pétrole et au charbon, car il produit moins d'émissions de gaz à effet de serre lorsqu'il est brûlé.

2.2 Classification du gaz naturel

1. **Selon sa composition** : Le gaz naturel peut être classé en fonction de sa composition chimique. Le gaz naturel sec est composé principalement de méthane, tandis que le gaz naturel humide contient également des quantités variables d'autres hydrocarbures tels que l'éthane, le propane et le butane.
2. **Selon son origine** : Le gaz naturel peut également être classé selon son origine géologique. Le gaz conventionnel est extrait de formations géologiques plus anciennes et plus profondes, tandis que le gaz non conventionnel, comme le gaz de schiste, est extrait de formations plus récentes et moins profondes.
3. **Selon son mode de production** : Le gaz naturel peut également être classé selon le mode de production. Le gaz associé est extrait en même temps que le pétrole, tandis que le gaz non associé est extrait sans production de pétrole.
4. **Selon son traitement** : Le gaz naturel peut également être classé selon le niveau de traitement requis pour l'utiliser. Le gaz naturel brut doit subir un traitement pour éliminer les impuretés, tandis que le gaz naturel liquéfié (GNL) est traité pour être transporté sous forme liquide.
5. **Diagramme P.T** : Cette méthode de classification est basée sur le diagramme P.T. (Pression-Température), qui permet de déterminer les conditions de pression et de température dans lesquelles les différentes phases du fluide de réservoir (gaz, huile, eau) se forment et coexistent. Cette méthode permet de prédire le comportement du fluide du réservoir en fonction des conditions de production.

2.2.1 La classification selon le diagramme P/T :

On utilise généralement le diagramme de phase d'un mélange d'hydrocarbures, représenté dans la figure suivante, pour déterminer le type de réservoir. Si la température réduite du réservoir (TR) est supérieure à la température critique du fluide (TC), cela indique qu'il s'agit d'un réservoir de gaz naturel. En revanche, si la température du réservoir est inférieure à la température critique du fluide, alors le réservoir est un réservoir de pétrole ou d'huile.

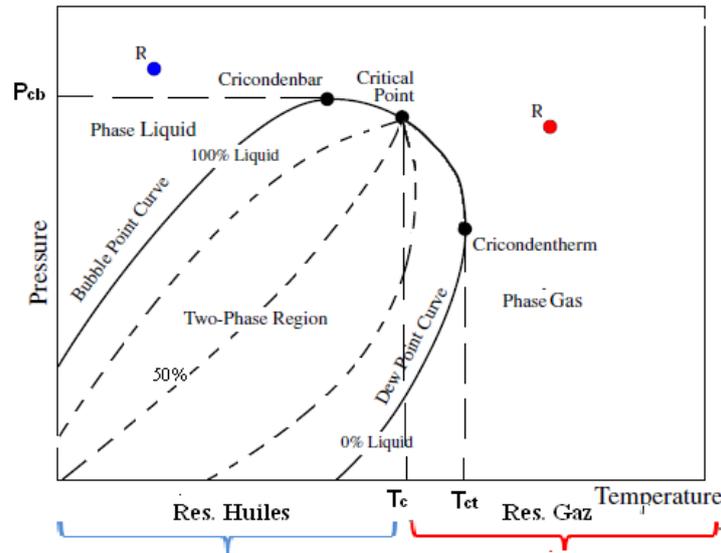


FIGURE 2.1 – Classification selon le diagramme PT

2.2.2 Les types des réservoirs de gaz selon le diagramme P/T

- Gaz à condensats (ou système rétrograde) :** La zone marquée dans la figure suivante indique la région où la condensation rétrograde se produit, c'est-à-dire la formation d'une phase liquide suite à une détente (réduction de la pression) du mélange de gaz. Si la pression réduite (P_R) est réduite (à une température constante T_R), la première goutte de liquide apparaît au point D (à l'intersection de la courbe de rosée), puis la proportion de liquide augmente (avec la baisse de pression) jusqu'à atteindre une valeur maximale de 30 % (pour l'exemple donné ici). Au-delà de cette valeur maximale, qui marque la fin de la condensation rétrograde, la baisse de pression entraîne une vaporisation progressive de la fraction liquide jusqu'à ce que la courbe de rosée soit à nouveau traversée et que le mélange redevienne entièrement gazeux.

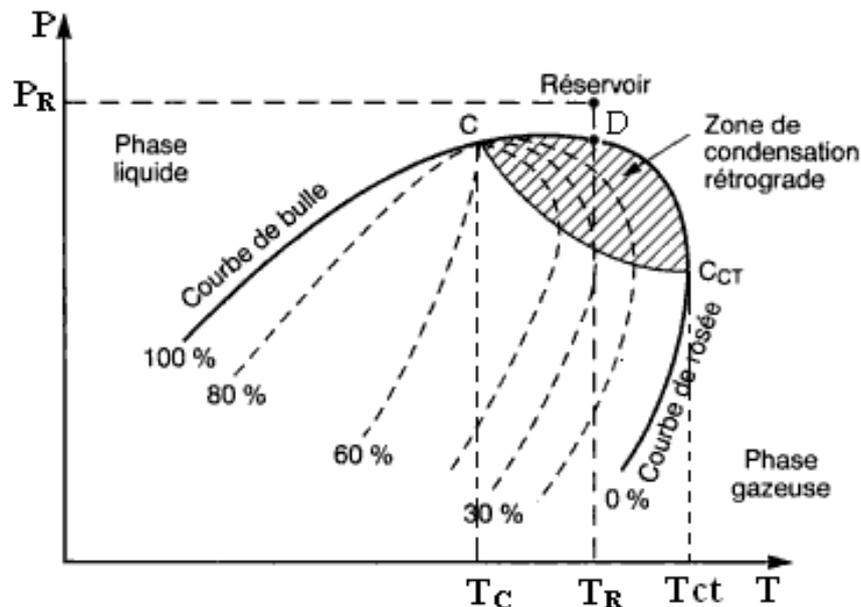


FIGURE 2.2 – Diagramme du Gaz à condensat

La condensation rétrograde se produit lorsque la température réduite du réservoir (TR) est comprise entre la température critique (Tc) et la température maximale de condensation (Tct) du mélange ($T_c < TR < T_{ct}$). La pression réduite du réservoir (PR), quant à elle, est souvent proche de la pression de rosée (point D), ce qui entraîne rapidement une condensation d'hydrocarbures dès que le réservoir est mis en production.

- **Gaz condensats quasi-critique** : Lorsque la température réduite du réservoir (TR) est très proche de la température critique (Tc) du mélange hydrocarbure, le mélange est classé comme un gaz condensat quasi-critique. Étant donné que tous les iso-volumes convergent au point critique, une augmentation rapide de la quantité de liquide se produit lorsque la pression diminue en dessous du point de rosée. Lorsque le liquide cesse d'augmenter de volume et commence à se rétracter, on quitte la zone de condensation rétrograde et entre dans la zone de vaporisation normale.

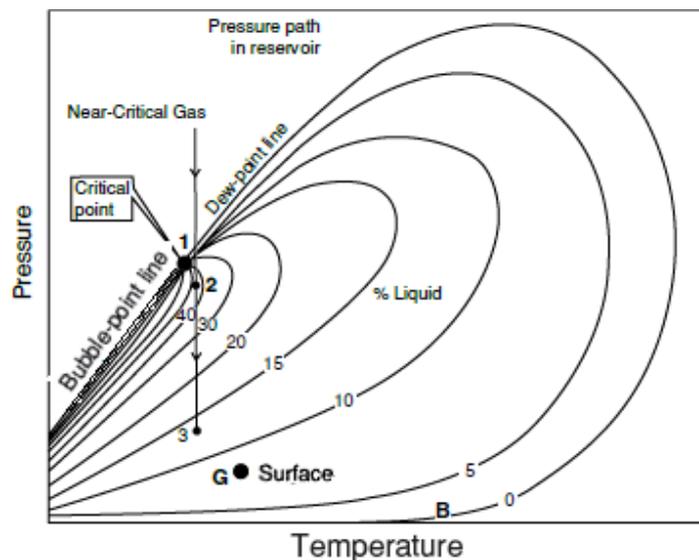


FIGURE 2.3 – Gaz condensats quasi-critique

- **Gaz humide** : Un gaz humide est un gaz qui produit une phase liquide en surface, mais sans qu'il y ait de condensation rétrograde dans le gisement. Dans ce cas, la température du réservoir (TR) est supérieure à la température maximale de condensation (Tct) : TR ne traverse pas la zone diphasique et donc il n'y a pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression diminue pendant la production (déplétion du gisement). Cependant, une phase liquide se forme en surface dont les conditions (TS, PS) se situent à l'intérieur du domaine liquide-vapeur.

Du point de vue de la composition, un gaz humide contient moins de constituants lourds qu'un gaz à condensat (donc sa Tc est plus faible et sa zone diphasique est moins développée). Il convient de souligner que la fraction liquide produite en surface demeure constante et que la composition de l'effluent reste inchangée pendant l'exploitation du gisement, à condition que les conditions en surface demeurent stables.

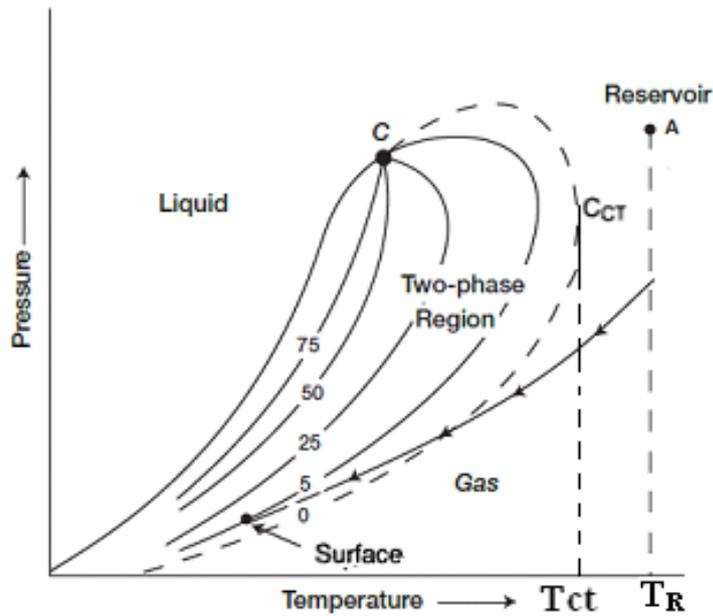


FIGURE 2.4 – Gaz humide

- **Gaz sec** : Un gaz considéré comme sec ne génère pas de phase liquide, ni en surface, ni dans le réservoir. En conséquence, l'isotherme correspondant à la température du réservoir (T_R) et le point représentatif des conditions de production en surface (T_S) se trouvent tous deux à l'extérieur de la courbe de saturation du gaz (mélange d'hydrocarbures).

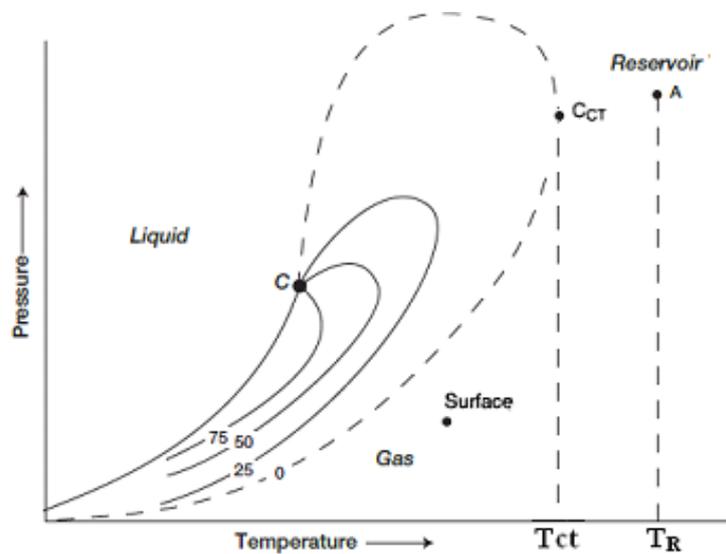


FIGURE 2.5 – Diagramme du gaz sec

2.2.3 Le condensat

Les condensats occupent une place intermédiaire dans le spectre des hydrocarbures non raffinés, qui s'étend du gaz naturel aux pétroles bruts. Associés aux gisements de gaz naturel et à la partie gazeuse des champs de pétrole, ils représentent la part des hydrocarbures qui, gazeux dans le gisement, se condensent sous forme liquide lors de leur détente à pression atmosphérique. Les condensats sont obtenus par séparation sur site, en tête de puits, ou

lors de processus plus complexes dans les usines de traitement de gaz naturel et raffineries. Généralement, ils sont constitués d'alcane contenant au moins 5 atomes de carbone à la différence des gaz de pétrole liquéfiés (propane, butane) qui en comportent moins. En plus des composés aliphatiques, les condensats contiennent également des composés aromatiques tels que du benzène, toluène, éthylbenzène et xylène (composés BTEX) et du naphthalène pour les plus abondants. Certains condensats peuvent également contenir de l'hydrogène sulfuré (H₂S). Ce sont des produits volatils, légers, instables et inflammables caractérisés par une densité API d'au moins 45 (masse volumique inférieure à 0,80 g/L à 15 °C).[1]

2.3 Les propriétés physico-chimiques du gaz

2.3.1 La masse volumique

Représente la masse de l'huile, du gaz ou de l'eau dans une unité de volume donnée, généralement exprimée en kg/m^3 ou en lb/ft^3 . C'est une propriété physique importante qui détermine la capacité de stockage et de transport des fluides dans les réservoirs pétroliers.

$$\rho = \text{masse de l'échantillon} / \text{volume de l'échantillon} \quad (2.1)$$

Pour les gaz, selon la loi des gaz réels en calculant la masse volumique du gaz aux conditions standard (1 bar et 15 °C) et aux conditions d'opération :

$$PV = ZnRT \quad (2.2)$$

$$\rho = \frac{PM}{ZRT} \quad (2.3)$$

2.3.2 La densité

Représente la masse d'un gaz par unité de volume à des conditions de pression et de température spécifiques. Elle dépend de la composition du gaz et de la pression et de la température auxquelles elle est mesurée. Plus la proportion de constituants lourds est élevée, plus la densité du gaz est élevée.

$$d_{gaz} = (\text{masse volumique du gaz}) / (\text{masse volumique de l'air}) \quad (2.4)$$

2.3.3 La viscosité

On peut définir la viscosité comme la mesure de la résistance d'un fluide à l'écoulement, ce qui a une incidence sur divers phénomènes impliquant les fluides, notamment :

- Les pertes de charge dans les canalisations.
- L'écoulement à travers des vannes, des soupapes et tout autre type de restriction.
- Le pompage.
- La filtration et la décantation.

La viscosité est d'autant plus grande que la résistance à l'écoulement est élevée et, en raison des différentes méthodes de mesure utilisées pour la déterminer, on distingue deux types de viscosité : la viscosité dynamique et la viscosité cinématique.

- **Viscosité dynamique** : La viscosité dynamique (ou viscosité absolue) d'un fluide en mouvement reflète les interactions entre ses molécules. Elle était traditionnellement mesurée en poises ou centipoises, mais est désormais exprimée en pascal*seconde dans le système international d'unités. Une centipoise équivaut à un millipascal par seconde.

$$\tau_c = \mu \cdot \frac{du}{dy} \quad (2.5)$$

En notation mathématique, la contrainte de cisaillement est représentée par τ_c , tandis que le gradient de vitesse dans une direction perpendiculaire au plan de cisaillement est noté $\mu \cdot \frac{du}{dy}$.

- **Viscosité cinématique** : La viscosité cinématique, notée ν (Nu), est définie comme le rapport entre la viscosité dynamique μ et la masse volumique ρ d'un fluide à la même température. Elle est mesurée en mètre carré par seconde (m².s⁻¹) dans le système international d'unités, mais est souvent exprimée en millimètre carré par seconde (mm².s⁻¹), également appelé centistoke.

2.3.4 Le pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique d'un combustible à une certaine température est la quantité de chaleur produite par la combustion totale d'une unité de ce combustible à la pression atmosphérique, avec les éléments de combustion à cette température et les produits de combustion ramenés à cette température.

2.3.5 La masse moléculaire du mélange gazeux :

Est calculée par la formule suivante :

$$M = \sum_{i=1}^n y_i \cdot M_i \quad (2.6)$$

Où :

- **M** est la masse molaire de mélange.
- **M_i** est la masse molaire du composant.
- **Y_i** est la fraction molaire.

2.3.6 La constante du gaz R_g :

Elle est calculé par :

$$R_g = \frac{R}{M} \quad (2.7)$$

Avec :

- **R** est la constante universelle des gaz est égale à 8314 j/kg.k .
- **M** est la molaire du mélange.

2.3.7 Le facteur de compressibilité :

On constate que le comportement des gaz réels diffère parfois de manière importante de celui des gaz parfaits. Il est courant de distinguer la variation de comportement qui existe entre un gaz parfait et un gaz réel dans des conditions déterminées de température et de pression (T et P). Ce phénomène se traduit notamment par un écart

entre le volume V_{gp} occupé par une quantité donnée de gaz parfait (n kmoles) et le volume V occupé par la même quantité (n kmoles) de gaz réel. Pour évaluer cette différence, on calcule généralement le rapport de ces deux volumes sous le nom de facteur de compressibilité du gaz réel, noté Z .

Sa formule générale est de :

$$z = \frac{V}{V_{gp}} = \frac{P \cdot V}{n \cdot R \cdot T} \quad (2.8)$$

Ou encore, il est calculé par la corrélation de S Robertson :

$$z = 1 + a(x - b)(1 - \exp -c) \quad (2.9)$$

$$x = \frac{P - p_r}{T_{pr}} \quad (2.10)$$

$$a = 0.1219T_{pr}^{0.683} \quad (2.11)$$

$$b = T_{pr} - 7.76 + \frac{14.75}{T_{pr}} \quad (2.12)$$

$$c = 0.3x + 0.441x^2 \quad (2.13)$$

Avec :

- **Ppr** : pression pseudo-réduite.
- **Tpr** : température pseudo-réduite.

Ces deux paramètres sont calculés par les formules suivantes :

$$P_{pr} = \frac{P_m}{P_{pc}} \quad (2.14)$$

$$T_{pr} = \frac{P_m}{P_{pc}} \quad (2.15)$$

- **Pci** : pression critique de la composante.
- **Tci** : température critique de la composante.
- **Yi** : fraction molaire de la composante.
- **Ppc** : pression pseudo critique.
- **Tpc** : température pseudo critique.

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

$$P_m = \frac{2}{3} \cdot \left(P_i + \frac{P_f^2}{P_i + P_f} \right) \quad (2.16)$$

2.4 Les hydrates et leur formation

2.4.1 Définition

De nombreux constituants normalement présents dans le gaz naturel se combinent avec l'eau pour former des hydrates. L'un des problèmes de la production, du traitement et du transport du gaz naturel et du gaz naturel liquide est la formation d'hydrates. L'industrie du gaz naturel coûte des millions de dollars chaque année en hydrates. En fait, selon le montant des dommages subis, les incidents individuels peuvent coûter jusqu'à 1 million de dollars. L'hydratation a aussi un coût humain. Malheureusement, les décès sont directement ou indirectement liés aux hydrates et à leur mauvaise manipulation. Cependant, l'importance des hydrates de gaz n'était pas évidente au tout début de l'exploitation du gaz naturel. A l'époque, le gaz naturel était produit et transporté à relativement basse pression. Par conséquent, les hydrates n'ont jamais été rencontrés. Au XXe siècle, avec le développement de l'industrie du gaz naturel, la production, le traitement et la distribution du gaz naturel sont devenus une opération à haute pression. Sous pression, les tuyaux et les équipements de traitement se sont avérés obstrués par ce qui semblait être de la glace, mais les conditions étaient tout simplement trop chaudes pour que de la glace se forme. Ce n'est que dans les années 1930 que Hammerschmidt (1934) a définitivement démontré que la "glace" était en fait des hydrates de gaz, qui sont des mélanges d'eau et de composants de gaz naturel.

Dans l'industrie pétrolière, le terme "hydrate" désigne exclusivement des substances qui sont normalement gazeuses à température ambiante. Ceux-ci comprennent le méthane, l'éthane, le dioxyde de carbone et le sulfure d'hydrogène. D'où le terme "hydrate de gaz" et l'une des idées fausses les plus courantes sur ces composés.



FIGURE 2.6 – Les hydrates dans la canalisation

2.4.2 La formation des hydrates

La formation d'un hydrate requiert les trois conditions suivantes :

1. Une combinaison adéquate de température et de pression. La formation d'hydrates est favorisée par une température basse et une pression élevée.
2. Un agent de formation d'hydrates doit être présent. Les agents de formation d'hydrates sont le méthane, l'éthane et le dioxyde de carbone.
3. Une quantité suffisante d'eau - pas trop, pas trop peu.

Ces trois conditions sont liées entre elles, si l'une d'entre elles est violée, il n'y a pas de formation d'hydrates. Ainsi, pour empêcher la formation d'hydrates, il suffit d'éliminer l'une des trois conditions mentionnées ci-dessus. En général, nous ne pouvons pas éliminer les formateurs d'hydrates du mélange. Dans le cas du gaz naturel, nous nous attaquons donc aux hydrates en tenant compte des deux autres considérations.

Les autres phénomènes qui favorisent la formation d'hydrates sont les suivants :

1. La turbulence :

- **Vitesse élevée :** la formation d'hydrates est favorisée dans les régions où la vitesse du fluide est élevée. Cela rend les vannes d'étranglement particulièrement sensibles à la formation d'hydrates.
- **Agitation :** le mélange dans un pipeline, une cuve de traitement, un échangeur de chaleur, etc. favorise la formation d'hydrates. Le mélange peut ne pas être dû à un véritable mélangeur mais peut-être à un cheminement tortueux de la conduite.

2. Sites de nucléation :

En termes généraux, un site de nucléation est un point où une transition de phase est favorisée, et dans ce cas, la formation d'un solide à partir d'une phase fluide.

3. Eau libre :

la présence d'eau libre favorise la formation d'hydrates et garantit la présence d'une grande quantité d'eau, qui est plus susceptible de former un bouchon.

2.5 Les puits et les réservoirs de gaz

2.5.1 Les réservoirs de gaz

Un réservoir de gaz naturel est une formation géologique souterraine qui contient des quantités commerciales de gaz naturel. Il peut être composé de différentes roches et associé à un piège géologique qui empêche le gaz de s'échapper vers la surface. La qualité du gaz naturel dépend de plusieurs facteurs, ce qui peut influencer les méthodes de production et de traitement utilisées. La production de gaz naturel implique l'utilisation de puits de production, dont les techniques varient en fonction des caractéristiques du réservoir et des contraintes économiques.

Les types de réservoir

- **Réservoirs de gaz en grès :** Ce type de réservoir est composé de roches poreuses et perméables, comme le grès. Les gaz naturels sont piégés dans ces roches grâce à des structures géologiques comme les anticlinaux, les failles et les plis.
- **Réservoirs de gaz en dolomie :** Les réservoirs de gaz en dolomie sont formés de roches carbonatées poreuses et perméables, comme la dolomie. Les gaz naturels sont piégés dans ces roches grâce à des structures géologiques comme les failles, les anticlinaux et les plis.
- **Réservoirs de gaz de schiste :** Les réservoirs de gaz de schiste sont des roches sédimentaires riches en matière organique, comme l'argile. Les gaz naturels sont piégés dans ces roches grâce à leur porosité et leur perméabilité naturelles, ainsi qu'à l'utilisation de techniques de fracturation hydraulique.

- **Réservoirs de gaz de charbon :** Les réservoirs de gaz de charbon sont des couches de charbon qui contiennent des gaz naturels. Les gaz sont piégés dans les pores du charbon grâce à la pression de confinement et à l'adsorption.

Les composants du réservoir

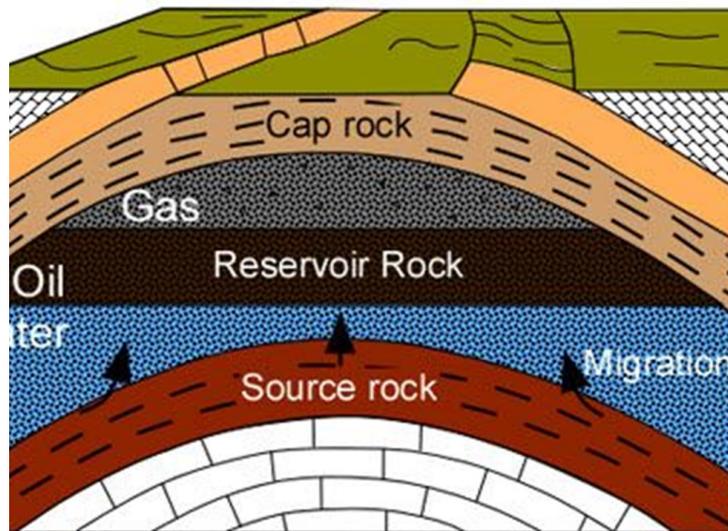


FIGURE 2.7 – Les composants du réservoir

- **La roche réservoir :** La roche réservoir est la couche géologique dans laquelle le gaz naturel est stocké. Il peut s'agir de différentes roches, telles que le grès, le calcaire, le dolomite, l'argile ou le charbon. La porosité et la perméabilité de la roche sont des facteurs clés pour permettre au gaz de se déplacer dans la roche.
- **La roche couverture :** La roche couverture est la couche géologique située au-dessus de la roche réservoir. Elle empêche le gaz de s'échapper vers la surface et crée une pression de confinement qui peut aider à pousser le gaz vers la surface.
- **Le piège :** Le piège est la structure géologique qui empêche le gaz de s'échapper de la roche réservoir. Il peut s'agir d'une faille, d'un anticlinal, d'une stratification ou d'une combinaison de ces éléments.

2.5.2 Les puits de gaz

Un puits de gaz est un trou de forage vertical ou horizontal dans le sol, qui est foré pour extraire du gaz naturel d'un réservoir souterrain. Le puits de gaz est équipé d'un système de production pour récupérer le gaz naturel de manière efficace. Le système de production comprend généralement des équipements tels que des têtes de puits, des vannes, des conduites de production, des équipements de séparation, des compresseurs et d'autres équipements de traitement pour traiter et transporter le gaz naturel produit.

Les composants d'un puit de gaz

1. **La tête de puits** : C'est l'ensemble des équipements situés en surface, qui se trouvent à l'extrémité supérieure du puits. La tête de puits est utilisée pour contrôler le flux de gaz naturel sortant du puits et peut comprendre des équipements tels que des vannes, des régulateurs de pression et des compteurs.
2. **La colonne de production** : C'est une colonne tubulaire qui s'étend du fond du puits jusqu'à la surface et qui est utilisée pour transporter le gaz naturel produit. La colonne de production est souvent en acier et peut être constituée de plusieurs segments de tuyaux assemblés.
3. **Le système de complétion** : Il s'agit des équipements situés à l'intérieur du puits, qui sont utilisés pour extraire le gaz naturel du réservoir souterrain. Le système de complétion comprend généralement des équipements tels que des tubes de production, des équipements de pompage, des vannes et des ciments.
4. **Le système de stimulation** : Il s'agit des équipements utilisés pour améliorer la production de gaz naturel du puits. Le système de stimulation peut inclure des techniques telles que la fracturation hydraulique ou le traitement chimique.
5. **Le système de surveillance et de contrôle** : Il s'agit des équipements utilisés pour surveiller et contrôler la production de gaz naturel. Le système de surveillance et de contrôle peut comprendre des équipements tels que des capteurs de pression, des débitmètres et des ordinateurs de contrôle.

Les composants de la tête de puit

La tête de puits est un assemblage de plusieurs vannes et tubes métalliques formant une unité appelée par les pétroliers (arbre de Noël). Comme son nom l'indique, elle est placée tout en haut du puits, au sommet de plusieurs tronçons de conduites appelés tubing reliant le réservoir à la surface du sol. Le rôle de la tête de puits est d'ouvrir ou de fermer un puits, de le rattacher à la ligne de production mais aussi, d'effectuer des opérations en son sein. [2]

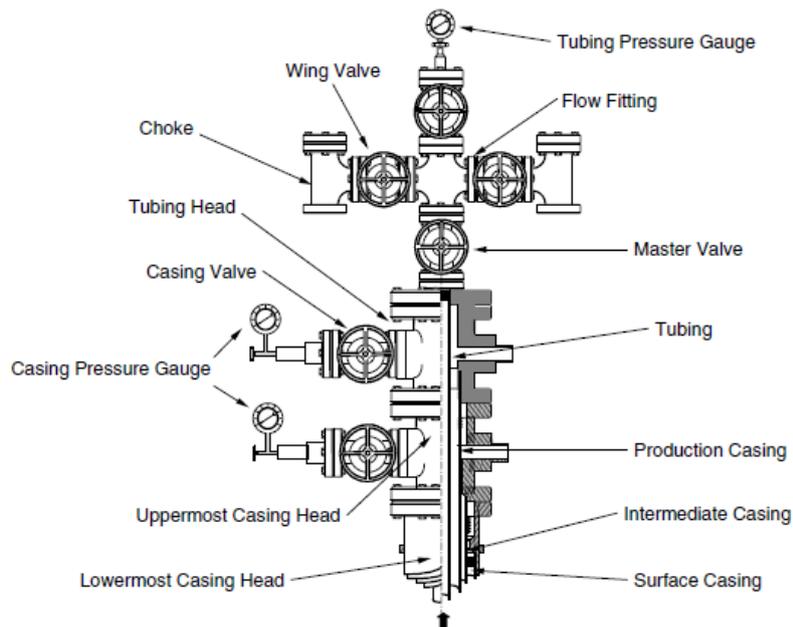


FIGURE 2.8 – Les composants de la tête de puit

1. Surface plug : un équipement utilisé pour sceller le puits lorsqu'il n'est pas en production.
2. Safety valves : des vannes installées dans la tête de puits pour contrôler le flux de gaz naturel sortant du puits.
3. Isolation valves : des vannes utilisées pour isoler le puits en cas de maintenance ou de réparation.
4. Chokes : des réducteurs de pression utilisés pour réguler le débit de gaz naturel sortant du puits.
5. Fittings : des équipements utilisés pour connecter les conduites de production et les équipements de traitement à la tête de puits.
6. Pressure gauges : des instruments de mesure utilisés pour mesurer la pression dans la tête de puits et dans les conduites de production.

2.6 Le transport gaz

Une chaîne de transport par gazoducs comprend les principales étapes suivantes :

1. Collecte des effluents provenant des différents puits : dans cette étape, le gaz est collecté à partir de plusieurs puits de production à travers des conduites de collecte. Le gaz peut contenir de l'eau, du soufre, du CO₂ et d'autres contaminants qui doivent être éliminés avant d'être transporté.
2. Traitement du gaz pour le mettre aux spécifications du transport : le gaz brut collecté contient souvent des impuretés, et doit être traité pour répondre aux spécifications de transport. Les processus de traitement incluent l'élimination de l'eau, du soufre, des CO₂, des hydrocarbures lourds et des autres contaminants.

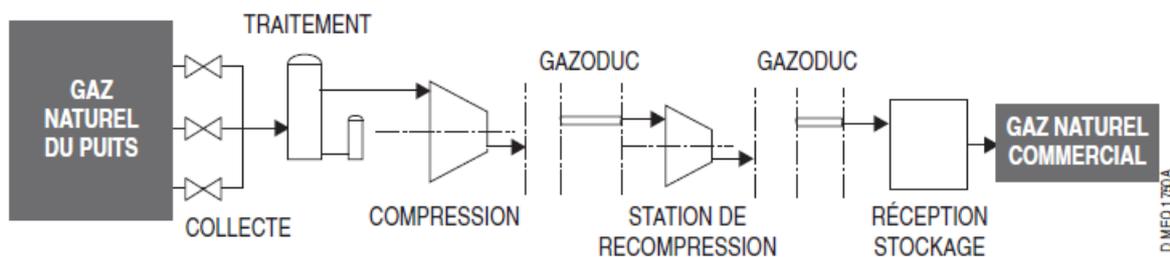


FIGURE 2.9 – La chaîne du transport gaz

3. Compression du gaz si la pression de la tête du puits est insuffisante : la pression du gaz dans les puits de production peut être insuffisante pour le transport à longue distance. Dans ce cas, le gaz est comprimé pour augmenter la pression et faciliter le transport.
4. Transport en conduite : Le gaz est transporté sur de longues distances à travers des conduites de gazoducs. Les pipelines peuvent avoir des diamètres différents selon les besoins de transport et sont souvent enterrés pour minimiser l'impact sur l'environnement.
5. Recompressions au cours du transport, si la distance est importante pour éviter une chute très significative de la pression : pendant le transport, la pression du gaz peut chuter en raison de la friction et des pertes de charge dans les conduites. Pour éviter une chute significative de pression, le gaz est recomprimé à intervalles réguliers.

6. Traitement complémentaire éventuel pour mettre le gaz aux spécifications de distribution : le gaz peut nécessiter un traitement supplémentaire pour répondre aux spécifications de distribution locales, telles que l'élimination des composés odorants ou l'ajout d'additifs pour protéger les conduites.
7. Stockage et transfert au réseau de distribution : le gaz est stocké dans des réservoirs ou des dépôts avant d'être transféré au réseau de distribution. Ce réseau est constitué de pipelines de distribution plus petits qui acheminent le gaz aux clients finaux.
8. Distribution du gaz : le gaz est distribué aux clients finaux tels que les maisons, les usines et les commerces. Le gaz peut être utilisé pour le chauffage, la production d'électricité ou d'autres usages industriels.

2.7 Traitement de gaz

Une fois que le gaz naturel brut est transporté via le réseau de canalisations de collecte et de transport sur site, il doit être traité puis transporté via le réseau de canalisations de gaz naturel longue distance pour être consommé par les consommateurs. Le but du traitement du gaz est de séparer le gaz naturel, les condensats, les gaz non condensables, les gaz acides et l'eau des puits de production et de conditionner ces fluides pour la vente ou l'élimination. Dans certains cas, peu de traitements sont nécessaires ; cependant, la plupart du gaz naturel nécessite un équipement de traitement de l'usine de traitement du gaz pour éliminer les impuretés, l'eau et les liquides d'hydrocarbures en excès et pour contrôler la pression de livraison. La sélection des unités à utiliser et l'agencement de ces unités sont déterminés au cours du processus de conception de chaque projet de développement de champ gazier.

Les opérations de traitements se résument en :

- Séparation des condensats
- Opération de fractionnement et de purification
- Déshydratation
- Fractionnement des hydrocarbures
- Désacidification
- Élimination d'azote et d'hélium
- Élimination du mercure

2.8 Classification des régimes d'écoulement

2.8.1 Caractéristiques générales des écoulements multiphasiques

Caractéristiques générales des écoulements multiphasiques Les solides, les liquides et les vapeurs sont les trois phases naturelles des matériaux. Les gaz et les gaz idéaux sont des parties de la phase vapeur où s'appliquent des équations constitutives spécifiques, par exemple l'équation des gaz idéaux. Un système multiphasique contient des matériaux de deux phases ou plus. L'écoulement multiphasique est l'écoulement d'un mélange de phases telles que des gaz (bulles) dans un liquide ou des liquides (gouttelettes) dans des gaz. Les liquides de densités différentes et les solides de systèmes cristallins différents sont souvent considérés comme des phases distinctes. Ainsi, l'écoulement de gouttelettes d'huile dans l'eau est considéré comme un écoulement multiphasique. Le problème général de la prévision de la perte de charge pour l'écoulement simultané d'un gaz et d'un liquide est complexe.[3]

1. Les écoulements verticaux diphasiques

Le problème consiste à pouvoir prédire la variation de la pression en fonction de la distance sur la longueur de la voie d'écoulement pour des conditions d'écoulement connues. Les écoulements verticaux multiphasiques peuvent être classés en quatre modèles ou régimes d'écoulement différents, à savoir l'écoulement à bulles, l'écoulement de boue, l'écoulement de transition boue-brouillard (barattage) et l'écoulement de brouillard. Un exemple typique d'écoulement à bulles est la libération d'une solution gazeuse à partir d'une huile sous-saturée au niveau et au-dessus du point du trajet d'écoulement où la pression du point de bulle est atteinte.[3]

Dans le cas d'un écoulement en bouchon, les phases gazeuse et liquide contribuent toutes deux de manière significative au gradient de pression. La phase gazeuse se présente sous la forme de grosses bulles remplissant presque la conduite et séparées par des bouchons de liquide. Dans l'écoulement de transition, les bouchons de liquide entre les bulles de gaz disparaissent essentiellement et, à un moment donné, la phase liquide devient discontinue.

Les pertes de pression dans un écoulement de transition (barattage) résultent en partie de la phase liquide, mais davantage de la phase gazeuse. L'écoulement de brouillard se caractérise par une phase gazeuse continue, le liquide se présentant sous la forme de gouttelettes entraînées dans le flux gazeux et d'un film liquide mouillant les parois de la conduite. Un exemple atypique d'écoulement de brouillard est l'écoulement de gaz et de condensat dans un puits de condensat de gaz. [3]



FIGURE 2.10 – Régimes d'écoulements verticaux

2. Les écoulements horizontaux diphasiques

Comme pour l'écoulement vertical, l'écoulement horizontal diphasique peut être divisé selon les régimes d'écoulement suivants : Écoulement stratifié (smooth, wavy), écoulement intermittent (plug et slug) et écoulement distribué (bubble and mist).

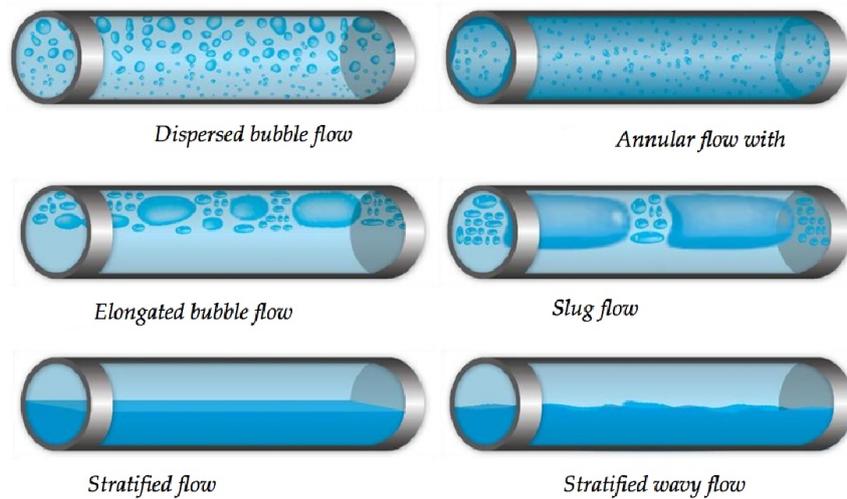


FIGURE 2.11 – Régimes d’écoulements horizontaux

Écoulement à bulles : Le régime d’écoulement à bulles est caractérisé par des bulles de gaz dispersées dans la phase liquide, souvent avec une forte concentration de bulles dans la moitié supérieure de la conduite en raison de leur flottabilité. Dans le cas où les forces de cisaillement sont dominantes, les bulles de gaz ont tendance à se répartir plus uniformément dans la conduite. Dans un écoulement horizontal, ce régime d’écoulement ne se produit généralement qu’à des débits massiques élevés.

Écoulement stratifié : Dans un écoulement horizontal, ce régime d’écoulement se produit généralement à de faibles vitesses de liquide et de gaz et une séparation complète des phases se produit dans la conduite. La phase gazeuse se déplace en haut de la conduite et la phase liquide en bas, et les phases sont séparées par une interface horizontale non perturbée.

Écoulement stratifié et ondulé : Si la vitesse de la phase gazeuse dans un état stratifié est augmentée, des ondes se forment à l’interface et se déplacent dans la même direction que le sens de l’écoulement. L’amplitude de ces ondes dépend de la vitesse relative des deux phases. Les crêtes de ces ondes ont tendance à ne pas atteindre le sommet de la conduite.

Écoulement en bouchon (Slug flow) : Dans un écoulement multiphasique dans une conduite horizontale ou inclinée vers le haut, le gaz se déplace généralement plus vite que le liquide en raison de sa plus faible densité et de sa faible viscosité.

En régime permanent, comme le gaz se déplace généralement plus vite que le liquide, il passe devant le liquide. Pour que le débit volumétrique reste constant, la surface de la conduite occupée par le gaz doit se réduire. Il en résulte une fraction de volume de liquide plus élevée que si le gaz se déplaçait à la même vitesse, ce qui entraîne une retenue de liquide (LIQUID HOLD UP).

Lorsque la vitesse du gaz augmente encore, les ondes interfaciales deviennent plus importantes et peuvent atteindre le haut de la conduite. L’écoulement en bouchon peut alors se produire et présenter des bouchons de liquideS séparés par des bulles de gaz allongées. Les bulles de gaz allongées sont plus petites que la conduite, de sorte que la phase liquide est continue le long du fond de la conduite sous ces bulles allongées.

Écoulement en nappe : À des vitesses de gaz plus élevées, le diamètre des bulles de gaz allongées devient similaire à la hauteur de la conduite. Les bouchons de liquide qui séparent les bulles allongées peuvent également être décrits comme des vagues de grande amplitude.

Écoulement annulaire : Lorsque le débit de gaz augmente encore, le liquide forme un film annulaire continu sur le périmètre de la conduite. Ce film a tendance à être plus épais en bas qu'en haut en raison des forces gravitationnelles. L'interface entre le noyau de vapeur et l'anneau de liquide est perturbée par des ondes de faible amplitude et des gouttelettes peuvent être dispersées dans le noyau de vapeur.

Écoulement de brouillard : À des vitesses de gaz très élevées, tout le liquide est arraché de la surface intérieure de la conduite et entraîné sous forme de petites gouttelettes dans la phase vapeur.

Écoulement en baratte : L'augmentation de la vitesse d'écoulement rend la structure de l'écoulement instable, le fluide se déplaçant de haut en bas en oscillations, mais avec un écoulement net dans une direction ascendante. Ce régime d'écoulement est un régime intermédiaire entre l'écoulement en bouchon et l'écoulement annulaire. Dans les conduites de plus petit diamètre, l'écoulement en barbotage peut ne pas se développer du tout et la structure de l'écoulement peut passer directement de l'écoulement en bouchon à l'écoulement annulaire. L'écoulement en barbotage est un régime qu'il convient généralement d'éviter dans les conduites de transfert diphasique telles que les réseaux de tuyauteries de réfrigérant ou d'un rebouilleur vers une colonne de distillation, car la masse des bouchons peut avoir des conséquences destructrices pour le système de tuyauterie.

Écoulement annulaire ondulé : Lorsque le débit augmente encore, les gouttelettes entraînées peuvent former des structures cohérentes transitoires sous forme d'ondulations ou de nuages de liquide dans le noyau central de vapeur.

La configuration de l'écoulement dans une conduite diphasique donnée dépend fortement des paramètres énumérés ci-dessous :

- Diamètre de la pipe.
- Angle d'inclinaison de la conduite.
- Débit du liquide et du gaz.
- Propriétés physiques du liquide et du gaz, y compris la densité, la viscosité et la tension superficielle.

2.9 Les paramètres d'écoulement

2.9.1 Facteurs de frottement et de rétention

Ces deux facteurs peuvent être utilisés pour ajuster la prédiction de frottement et de retenue d'une corrélation d'écoulement particulière. Par défaut, ces facteurs sont égaux à 1.

Une relation linéaire est utilisée pour la perte de charge due au frottement. En réglant le facteur de frottement à 0,5, par exemple, l'élément de frottement de la perte de charge calculée par la corrélation sera réduit de moitié.

Une relation non linéaire est utilisée pour calculer la rétention de liquide HL à partir de la valeur prédite par la corrélation H_{LC} .

$$H_l = f_H \cdot H_{lc} + (1 - f_H) \cdot H_{lc}^2 \quad (2.17)$$

Cela permet de s'assurer que la rétention de liquide est raisonnable $0 \leq H_l \leq 1$ lorsque $0 \leq f_H \leq 2$.

2.9.2 Équation générale de l'écoulement steadystate

L'équation générale de l'écoulement des fluides compressibles dans une canalisation en régime permanent est dérivée. Tout d'abord, l'équation générale de Bernoulli sera obtenue à l'aide d'un bilan des forces sur un segment de la canalisation. L'équation de Bernoulli est ensuite utilisée pour dériver l'équation générale d'écoulement des fluides compressibles (gaz naturel) dans un pipeline. Considérons un gazoduc qui transporte un fluide compressible (gaz naturel) entre les points 1 et 2 en régime permanent, comme le montre la figure suivante :



FIGURE 2.12 – Ecoulement horizontal simple

Où :

- ρ = densité du gaz
- P = pression du gaz
- A = surface de la section transversale du gazoduc
- u = vitesse du gaz

En régime permanent

$$\frac{dm}{dt} = 0 \quad (2.18)$$

Où m est la masse de gaz circulant dans le gazoduc et t le temps. Le débit massique du gaz au point 1 peut être défini comme suit :

$$\dot{m} = \rho_1 \cdot A_1 \cdot u_1 \quad (2.19)$$

De même, le débit massique au point 2 est de :

$$\dot{m} = \rho_2 \cdot A_2 \cdot u_2 \quad (2.20)$$

Il s'ensuit alors que :

$$\rho_1 \cdot A_1 \cdot u_1 = \rho_2 \cdot A_2 \cdot u_2 \quad (2.21)$$

Si le pipe a un diamètre constant, alors :

$$\rho_1 \cdot u_1 = \rho_2 \cdot u_2 \quad (2.22)$$

Alors en général :

$$\dot{m} = \rho \cdot A \cdot u \quad (2.23)$$

Ou

$$\frac{\dot{m}}{A} = \rho \cdot u \quad (2.24)$$

$$\rho \cdot u = C \quad (2.25)$$

Où C est une constante.

On sait également que : $\rho = \frac{1}{v}$

Où v est le volume spécifique du gaz

Donc $\frac{u}{v} = c$

D'après la loi du mouvement de Newton pour une particule de gaz se déplaçant dans une canalisation :

$$dF = a \cdot dm \quad (2.26)$$

Où $a = \frac{du}{dt}$ est l'accélération :

$$dF = \frac{du}{dt} \cdot dm = \frac{du}{dt} \cdot \rho \cdot A \cdot dy = \rho \cdot A \cdot du \cdot \frac{dy}{dt} \quad (2.27)$$

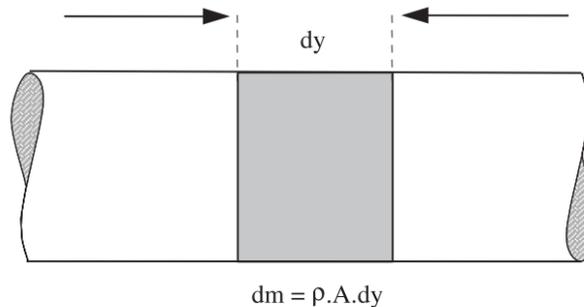


FIGURE 2.13 – le déplacement d'une particule de gaz

et

$$\frac{dy}{dt} = u \quad (2.28)$$

Par la suite :

$$dF = \rho \cdot A \cdot u \cdot du \quad (2.29)$$

L'impact de toutes les forces existantes (c'est-à-dire la pression, le poids, le frottement, etc.) exercées sur une particule de gaz dans une canalisation non horizontale peut être considéré comme suit : Les forces F1 et F2 agissant sur la particule de gaz en raison de la pression du gaz P1 et P2 peuvent être définies comme suit :

$$dF_1 = A \cdot dP_1 \quad (2.30)$$

Et

$$dF_2 = A \cdot dP_2 \quad (2.31)$$

La force F3 exercée sur le gaz en raison du poids W de la particule de gaz est la suivante :

$$F_3 = W \cdot \sin \alpha \quad (2.32)$$

Sous la forme différentielle :

$$dF_3 = dW \cdot \sin \alpha \quad (2.33)$$

Où le poids du gaz est :

$$dW = \frac{gl}{g_c} \cdot A \cdot dy \cdot \rho \quad (2.34)$$

Et

$$dF_2 = A \cdot dP_2 \quad (2.35)$$

La force F3 exercée sur le gaz en raison du poids W de la particule de gaz est la suivante :

$$F_3 = W \cdot \sin \alpha \quad (2.36)$$

Sous la forme différentielle

$$dF_3 = dW \cdot \sin \alpha \quad (2.37)$$

Où le poids du gaz est

$$dW = \frac{gl}{g_c} \cdot A \cdot dy \cdot \rho \quad (2.38)$$

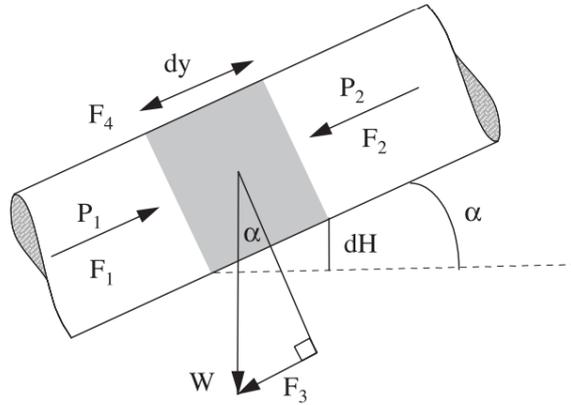


FIGURE 2.14 – écoulement dans une conduite inclinée

(g_l est l'accélération locale de la gravité)

En outre $\sin \alpha = \frac{dH}{dy}$

Où dH est le changement d'altitude. En remplaçant à la fois dW et $\sin \alpha$

$$dF_3 = \frac{g_l}{g_c} \cdot A \cdot \rho \cdot dH$$

Où

$$dF_3 = \frac{g_l}{g_c} \cdot A \cdot \frac{A}{v} \cdot dH \quad (2.39)$$

Enfin, la force de frottement est définie comme suit :

$$dF_4 = \pi \cdot D \cdot dy \cdot \tau \quad (2.40)$$

Où $D \cdot dy$ est la surface et τ la contrainte de cisaillement.

La somme de toutes les forces agissant sur l'élément du gaz doit être égale à zéro, donc :

$$\frac{A}{g_c} \cdot \frac{u}{v} \cdot du + AdP + \frac{g_l}{g_c} \cdot \frac{A}{v} dH + \pi \cdot Ddy \cdot \tau = 0 \quad (2.41)$$

C'est la forme générale de l'équation de Bernoulli. Dans la plupart des cas, on suppose que les valeurs numériques de g_l et g_c sont égales. Dans ce cas :

$$\frac{A}{g_c} \cdot \frac{u}{v} \cdot du + AdP + \frac{A}{v} dH + \pi \cdot Ddy \cdot \tau = 0 \quad (2.42)$$

Multipliez les deux côtés par u/A :

$$\frac{1}{g_c} \cdot u \cdot du + vdP + dH + \frac{\pi \cdot Ddy \cdot u}{A} \cdot \tau = 0 \quad (2.43)$$

Où

- **udu** : énergie cinétique
- **vdP** : énergie de pression

- **dH** : énergie potentielle
- **Ddy/A** : frottement ou pertes

Le terme de frottement ou les pertes créées par le déplacement d'un fluide dans une canalisation est défini par l'équation de Fanning suivante :

$$dF_{fanning} = \frac{2fu^2}{g_c \cdot D} \cdot dL \quad (2.44)$$

Où

- **u** : vitesse moyenne du gaz
- **f** : facteur de frottement
- **D** : diamètre de la canalisation
- **L** : longueur de la canalisation

En substituant l'équation de Fanning pour les pertes dans l'équation générale de l'énergie, on obtient se traduira par :

$$\frac{1}{g_c} \cdot udu + vdP + dH + \frac{2fu^2}{g_c \cdot D} \cdot dL = 0 \quad (2.45)$$

En divisant les deux côtés de l'équation par v^2 :

$$\frac{1}{g_c} \cdot \frac{u}{v^2} du + \frac{dP}{v} + \frac{dH}{v^2} + \frac{2f}{g_c \cdot D} \cdot \frac{u^2}{v^2} \cdot dL = 0 \quad (2.46)$$

[4]

2.9.3 Le nombre de Reynolds

Dans les conduites de transport de gaz à haute pression avec des débits modérés à élevés, deux types de régimes d'écoulement sont normalement observés.

- Un écoulement totalement turbulent (écoulement brutal)
- Écoulement partiellement turbulent (écoulement lisse)

Le régime d'écoulement est défini par le nombre de Reynolds, qui est une expression sans dimension.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot u}{\mu} \quad (2.47)$$

- ρ :densité du fluide
- **D** :diamètre interne de la canalisation
- **u** :vitesse moyenne du fluide
- μ :viscosité du fluide

Pour des nombres de Reynolds inférieurs à 2 000, l'écoulement est normalement laminaire ou stable. Lorsque le nombre de Reynolds dépasse 2 000, l'écoulement est turbulent ou instable. Dans les conduites de transport de gaz à haute pression, seuls deux types de régimes d'écoulement sont observés : l'écoulement totalement turbulent et l'écoulement partiellement turbulent.[5]

2.9.4 L'indice de GOR

L'indice de GOR (Gas-Oil Ratio), est le rapport du gaz-pétrole, il est une mesure utilisée dans l'industrie pétrolière et gazière pour quantifier la quantité de gaz associée produite avec le pétrole. Il représente le volume de gaz produit en mètres cubes pour chaque volume d'huile produit en mètres cubes.

Il est mesuré afin de suivre la performance d'un puits de gaz ou d'un champ de production au fil du temps. Les variations du GOR peuvent indiquer des changements dans la composition du fluide de production, la pression du réservoir, la saturation en gaz ou d'autres caractéristiques qui peuvent influencer la production. Les valeurs de l'indice de GOR dans la production de gaz peuvent varier considérablement d'un gisement à un autre en fonction des caractéristiques spécifiques du réservoir. Les valeurs de l'indice de GOR sont généralement exprimées en unités, et varient selon le type de réservoir :

1. **Gaz sec (dry gas) :** Le GOR est élevé car la production se concentre principalement sur le gaz naturel. Les valeurs varient de 1 000 à 10 000 scf/bbl (standard cubic feet per barrel).
2. **Gaz associé (associated gas) :** Dans les gisements de gaz associé où le pétrole est produit simultanément avec le gaz, il varie davantage en fonction de la quantité relative de gaz et de pétrole. Les valeurs typiques de l'indice de GOR dans les gisements de gaz associé peuvent aller de 100 à 1 000 scf/bbl.
3. **Gaz humide (wet gas) :** Les gisements de gaz humide contiennent à la fois du gaz naturel et des liquides hydrocarbonés, tels que le condensat et les liquides de gaz naturel (NGL). Les valeurs de l'indice de GOR dans les gisements de gaz humide peuvent varier de 10 à 100 scf/bbl.

2.9.5 L'indice du HOL

Le phénomène de "liquid hold-up" dans les pipelines fait référence à la quantité de liquide présente dans une section particulière d'une canalisation par rapport au volume total de cette section. En d'autres termes, c'est le pourcentage du volume de la section de canalisation qui est occupé par du liquide plutôt que par du gaz ou d'autres matériaux présents.

Le liquid hold-up est une mesure importante pour la conception et le fonctionnement efficace des pipelines, en particulier dans les systèmes de transport multiphasiques. Il influence la capacité de transport, la pression requise, les pertes de charge, les performances des pompes et d'autres aspects du fonctionnement du pipeline. Il est généralement exprimé en pourcentage ou en fraction, représentant la proportion de liquide par rapport au volume total de la section du pipeline.

Les facteurs les plus importants qui provoquent le liquid hold-up sont :

1. **Flux insuffisant :** Si le débit du liquide transporté est trop faible par rapport à la capacité du pipeline, le liquide peut s'accumuler et former un "liquid hold-up"
2. **Changements de section ou d'orientation :** Lorsque le pipeline présente des variations de section transversale (par exemple, une réduction de diamètre) ou des changements d'orientation brusques (coudes serrés), cela peut entraîner une accumulation de liquide. Ces changements perturbent le flux régulier du liquide, créant ainsi des zones où le liquide a du mal à s'écouler complètement.

chapitre 3:
Présentation du projet
d'extension du réseau de
collecte GASSI TOUIL



Introduction

Ce chapitre vise à fournir une compréhension globale des réseaux de collecte de gaz. On va s'intéresser sur les concepts fondamentaux, les composants et les considérations de design associés à ces réseaux. En outre, on va présenter une description détaillée du projet d'extension du GASSI TOUIL qu'on va étudier, y compris ses objectifs, sa portée et les données industrielles pertinentes.

3.1 Installation de surface liées au transport du gaz

3.1.1 Généralités sur les réseaux de collecte :

Le réseau de collecte de gaz est un élément essentiel de l'infrastructure énergétique de l'Algérie. L'Algérie est le deuxième producteur mondial de gaz naturel et le premier producteur africain. Le pays exporte plus de 65 milliards de m³ de gaz naturel par an, soit plus du double de ce qu'il exportait il y a dix ans. Le réseau national de gazoducs de l'Algérie facilite le transport du gaz et du pétrole. [6]

1. Définition

Le terme réseau de collecte désigne l'ensemble des conduites et des accessoires affectés au transport des effluents bruts entre les puits producteurs et un centre de traitement. Le terme ligne de collecte s'applique à l'une de ces conduites prise individuellement. [2]

2. Particularités des lignes de collectes :

Elles transportent presque toujours un effluent polyphasique et sont soumises de ce fait à des lois d'écoulement complexes. Ces phénomènes encore mal définis s'accompagnent toujours de perte de charge importante. Les pressions de travail des collectes peuvent être très élevées. C'est le cas des gisements de gaz ou des gisements d'huiles à fort GOR. La sécurité impose alors la mise en place de vannes automatiques, capables de fermer au niveau des têtes de puits, quand des conditions anormales apparaissent.[7]

3. Classification des conduites :

Elles peuvent être classées comme suite : Selon leur destination :

- Conduites d'huile
- Conduites de gaz
- Conduites d'eau

Selon leur pression de service :

- Basse pression : 0-6 bars.
- Moyenne pression : 6-16 bars.
- Haute pression : > 16 bars.

Selon le caractère du mouvement hydraulique :

- Conduites forcées (la section est remplie complètement).
- Conduites gravitaires (la section est remplie partiellement).

[7]

3.1.2 Plans du réseau de collecte :

1. Liaison individuelle

Dans ce cas chaque puits est relié individuellement à la vanne d'entrée du centre de traitement.

Avantages techniques :

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

Inconvénients :

- L'installation de plusieurs conduites dans le cas d'un grand gisement et des puits nombreux.

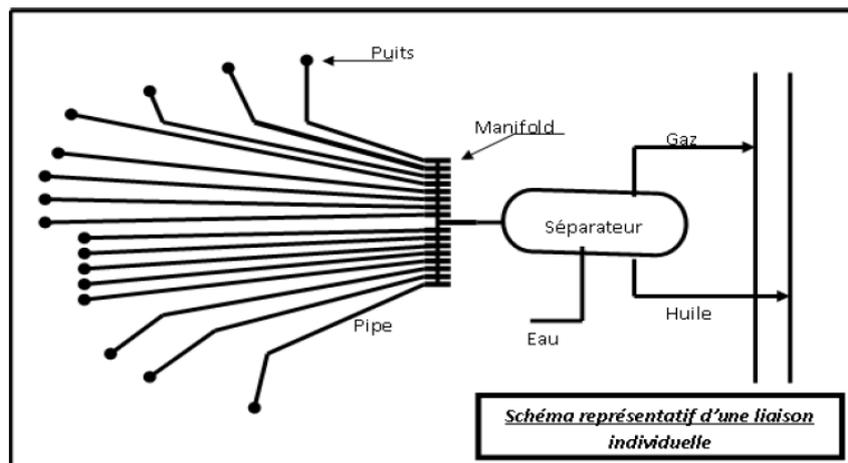


FIGURE 3.1 – Schéma représentatif d'une liaison individuelle

2. Liaisons par collecteur :

Pour mettre en place ce type de réseau, un ou plusieurs points de regroupement sont sélectionnés dans la zone du puits où aboutissent les différentes canalisations. Prenez ces points de manière à ce que les lignes individuelles soient aussi courtes que possible. L'effluent est acheminé par un collecteur unique de capacité adaptée, mélangé vers un centre de traitement. Au point de regroupement, un ensemble de vannes est installé qui isole la production de chaque puits et la dirige vers le séparateur d'essai, où les inspections périodiques nécessaires sont effectuées. Aussi, lorsque le séparateur de test est placé dans le centre d'usage, typiquement le collecteur doit être doublé par la ligne "test" qui y mène.

La construction des manifolds de vannes et des conduites d'essai coûte relativement cher mais, comme la capacité d'une conduite croît plus vite que son prix de revient quand on augmente sa section, le collecteur prend un avantage

incontesté sur les champs de grande étendue où les puits sont nombreux et sur ceux où le centre de traitement est éloigné. Ceci n'est plus vrai pour la plupart des petits champs où la collecte individuelle est bien souvent préférable. Il faut en outre savoir que la formule du collecteur comporte un certain nombre d'inconvénients tant financiers que techniques. [7]

Inconvénient financier :

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

Inconvénients techniques :

- La capacité des conduites doit être calculée sur des données prévisionnelles d'où risque d'erreurs d'estimation
- La production entière peut être polluée par celle d'un seul puits émettant de l'eau.
- L'huile emplissant la conduite de "test" doit être chassée avant chaque nouvel essai, d'où pertes de temps gênantes quand les puits sont nombreux et que le programme de contrôle est chargé.
- La conduite et la surveillance de l'exploitation imposent des navettes fréquentes du personnel entre les manifolds et le centre de traitement. Les frais d'exploitation augmentent.

Cet ensemble de considérations explique que, dans un cas litigieux, beaucoup de producteurs préfèrent opter pour la collecte à lignes individuelles, même si celle-ci revient un peu plus cher.

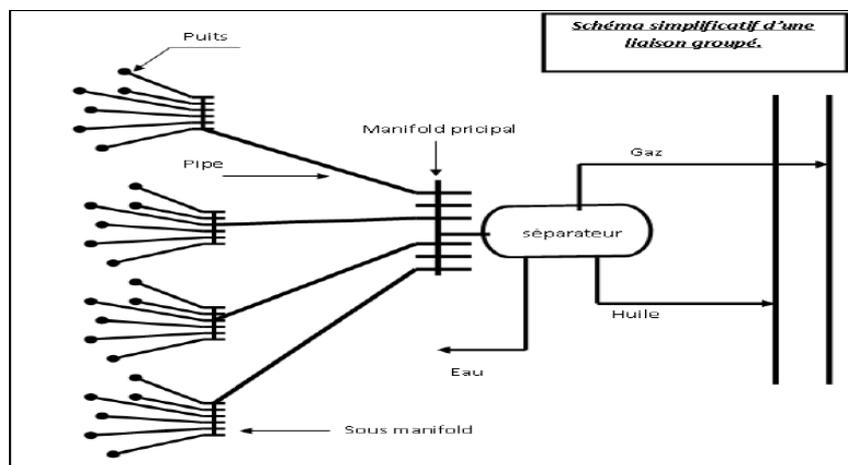


FIGURE 3.2 – Schéma simplifié d'une liaison groupé

3. Le CPF (central processinf facilitys)

Dans l'industrie du pétrole et du gaz, CPF fait partie de l'activité en amont et décrit l'unité de traitement qui effectue la première opération de transformation du pétrole brut ou du gaz naturel brut après les puits de production.

Dans les deux cas, pétrole et gaz, le pétrole brut et le gaz naturel brut extraits des puits peuvent contenir beaucoup d'autres matériaux que le pétrole brut ou le gaz naturel tels qu'ils sont attendus par les raffineries ou les unités de liquéfaction du gaz.

À la tête des puits de production, le pétrole brut est recueilli avec une partie de ce que l'on appelle le gaz associé, avec de l'eau et du sable, et avec tous les types de solvants et d'additifs utilisés pour améliorer la production de pétrole.

Le gaz associé lui-même est un gaz naturel brut qui peut également contenir, en tant que gaz non associé, un mélange de divers gaz et liquides tels que le méthane, l'éthane, le propane, le condensat et, moins intéressant, le H₂S. Le transport de ce mélange de pétrole brut ou de gaz naturel brut en l'état depuis la zone de production jusqu'à une raffinerie ou une usine de GNL peut s'avérer difficile onshore ou même impossible offshore, car ils nécessitent des processus de transport spécifiques.

En outre, les distances entre les plateformes de forage et les raffineries ou les unités de liquéfaction du gaz augmentent au fil des ans, car les compagnies explorent toujours plus loin.

Dans ce contexte et afin d'éviter d'expédier à travers le monde du pétrole brut ou du gaz naturel brut chargé de pourcentages élevés d'impuretés qui doivent être séparées après le transport, les compagnies pétrolières et gazières ont développé le concept d'installation centrale de traitement (Central Processing Facility ou CPF) qui sera installée aussi près que possible des puits de production, c'est-à-dire dans une position centrale de la plate-forme de forage ou de la plate-forme offshore.

Les hydrocarbures qui viennent d'être collectés à la tête des puits peuvent être acheminés par le chemin le plus court jusqu'à l'installation centrale de traitement. [2]

CPF du gaz

Pour le gaz CPF, il sépare le méthane des autres gaz, des condensats, du soufre, de l'hydrogène, du monoxyde de carbone, du CO₂, etc. Chaque composant extrait sera stocké dans des espaces dédiés avant d'être expédié avec des moyens de transport également dédiés.

Dans certains cas, le CO₂ peut être collecté pour être réinjecté afin d'améliorer la production ou simplement pour être stocké dans les champs vides disponibles dans les environs.[7]

4. Les manifolds

Par raison de commodité, on assemble les vannes sur des manifolds qui doivent permettre (d'aiguiller) la production dans toutes les directions utiles. Les manifolds sont le plus souvent construits en usine et livrés en éléments portables montés sur châssis.

Chaque élément peut recevoir de cinq à dix entrées ou même plus, l'encombrement n'étant limité que par les possibilités de transport. Sur les installations permanentes, on utilise des raccords à brides pour assembler les éléments entre eux et pour les relier aux lignes de collecte. Les sorties vers les divers postes desservis sont réalisées par intercalation, entre deux éléments successifs, de manchettes portant les piquages voulus.

L'intérêt de cette dernière disposition est qu'elle permet de standardiser les éléments tout en réservant la possibilité, sur le chantier, de placer les sorties au point le plus avantageux. Un manifold, pour être pratique, doit offrir des accès bien dégagés, porter tous les accessoires nécessaires à la conduite des opérations ainsi que des dispositifs de sécurité garantissant la protection du personnel et du matériel en cas de fausse manœuvre. Les vannes, par ailleurs, doivent être étanches, peu encombrantes, souples à manipuler et faciles à entretenir.[2]



FIGURE 3.3 – Manifold

3.1.3 Accessoires de collecte

1. Les joints isolants

Leur rôle est d'isoler électriquement les lignes de collecte des installations auxquelles elles se raccordent (têtes de puits et centres de traitement), car il est plus facile d'assurer la protection cathodique sur des ensembles séparés.

2. Les racleurs

Ce sont des pistons que l'on fait circuler dans une conduite sous l'action d'une pression de gaz ou de liquide ; Les gares-racleurs sont des circuits composant des dispositifs permettant l'envoi ou la réception des racleurs dans une conduite en service sans interrompre son fonctionnement.[7]

Il existe de très nombreux modèles conçus pour répondre à tous les besoins spécifiques :

- Des pistons destinés à vérifier l'absence de corps étrangers dans la conduite ou à séparer des envois de deux produits différents. Ils peuvent être constitués par de simples balles en caoutchouc mousse ou par un ensemble de coupelles d'étanchéité montées sur un axe.
- Des racleurs de nettoyage ou de maintenance. Ils sont munis de brosses. On les utilise pour enlever les dépôts de rouille, de sels et de paraffine.
- Des racleurs avec lames en carbure de tungstène, ils sont envoyés avant la première mise en service d'une conduite pour rogner les gouttes de soudure formant saillie aux joints des tubes.
- Enfin, certains racleurs de grande dimension sont articulés pour franchir les courbes de faible rayon

3. Les gares de racleurs

Les gares de racleurs sont des dispositifs utilisés pour introduire et recevoir les racleurs dans une conduite en service, sans en interrompre le fonctionnement ou en ne l'interrompant que durant un minimum de temps.

Les gares de racleurs classiques sont constituées par un sas portant un système d'ouverture rapide. Un bypass permet d'isoler le sas et de dévier la production dans un circuit auxiliaire pendant les manœuvres. Les installations

sont semblables au départ et à l'arrivée ; le sas d'arrivée est seulement prévu plus grand que le sas de lancement pour permettre la réception simultanée de plusieurs racleurs.[7]

4. Vannes utilisées sur les réseaux de collecte

Selon l'usage auquel on les destine et, en fait, selon leur position dans l'installation, il est possible de distinguer trois sortes de vannes :

1. **Vannes montées en ligne** : Ce sont les vannes de sectionnement placées aux extrémités des conduites. Les qualités requises pour ces obturateurs sont : le passage direct qui ne provoque qu'un minimum de perte de charge et l'alésage "full bore", c'est-à-dire au diamètre de la conduite, qui laisse la totalité du passage libre pour les pistons racleurs. Les types qui répondent à ce besoin sont les vannes à opercule et les vannes à boisseau.
2. **Vannes des manifolds** : Ces vannes sont du même type que les précédentes, à la seule différence que l'alésage à passage intégral n'est pas toujours nécessaire. Certains manifolds sont équipés de robinets à boisseau à trois voies, ce qui simplifie l'architecture ; en revanche, la plupart des robinets à trois voies présentent les défauts d'une étanchéité imparfaite, d'une certaine fragilité et d'un prix élevé.
3. **Vannes auxiliaires** : Il faut classer dans cette catégorie les vannes de soutirage ou de purge, les vannes de réglage de débit que sont les duses à pointeau, les vannes de torche, les robinets utilisés pour les mesures de pression. Il est pratique de prévoir pour ces fonctions des robinets à pointeau conique car leur ouverture progressive permet de laminier la veine de fluide et, en réglant le débit, d'éviter les à-coups en aval.

5. Le slug Catcher :

Un slug catcher est un équipement statique qui se présente sous la forme d'une cuve ou d'un réseau de canalisations. Il contient un volume tampon suffisant pour traiter la plus grande quantité de slug attendue des systèmes de pipeline ou des conduites de pétrole et de gaz. Les conduites d'écoulement transportant des fluides multiphasiques (pétrole brut, gaz, eau, mélanges) forment souvent des boues dommageables par la suite les slug catcher protègent l'équipement et le support d'une rupture brutale due aux forces générées par l'écoulement des boues(slug). Ils sont généralement situés avant le transfert du fluide dans l'équipement de traitement.[8] Les récupérateurs de boues sont largement utilisés dans les conduites d'écoulement multiphasique pour remplir les fonctions suivantes :

1. Protéger le système et l'équipement en aval des effets dommageables de l'écoulement du slug.
2. Gérer efficacement les volumes importants de liquides (slugs) générés.
3. Séparer une partie du liquide des gaz dans les usines de traitement des gaz multiphasés (Séparation des produits). La séparation préliminaire des phases liquide et gazeuse se produit en raison de la différence de densité à l'intérieur du slug catcher.
4. Réduire la probabilité de formation d'autres boues (slug) dans les processus en aval.
5. Permettre au liquide de pénétrer dans les installations et équipements en aval à un taux plus faible qui peut être traité correctement.
6. Les slug catchers peuvent également servir de dispositifs de stockage temporaire.

En fonction du type et de la fréquence de production des slugs, les slug catcher peuvent être utilisés de manière permanente ou intermittente. Lorsque le comportement du slug est difficile à prévoir, ils sont utilisés en permanence. Toutefois, pour les slugs générés à dessein, comme lors des opérations de raclage des pipelines, les slug catchers sont utilisés uniquement en cas de besoin des pipelines.[8]

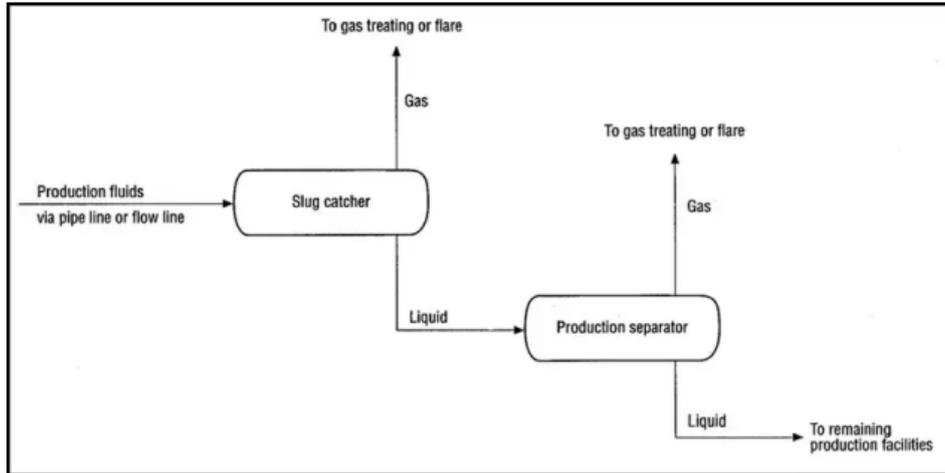


FIGURE 3.4 – Localisation du slug catcher

Types du slug catcher :

En fonction de leur design, quatre types de collecteurs de slug sont utilisés dans l'industrie. Il s'agit de :

1. Collecteur de slug de type cuve
2. Le récupérateur de slug à doigt
3. Collecteur de slug de type boucle stockée/ boucle de stationnement
4. Le collecteur de slug hybride

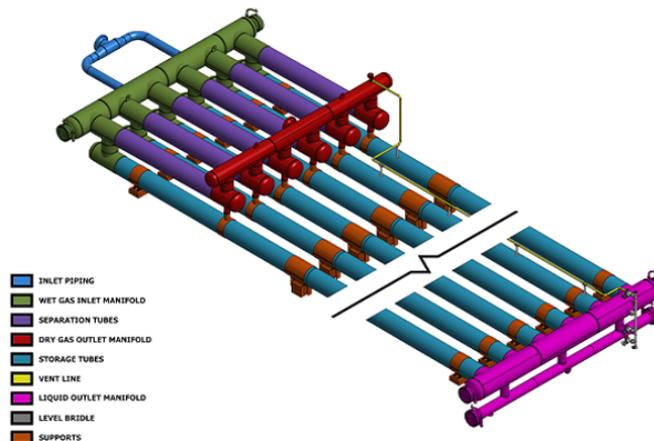


FIGURE 3.5 – Exemple d'un slug catcher

3.2 Le projet d'extention du réseau de collecte GASSI TOUIL

3.2.1 Introduction

La compagnie SONATRACH, en tant que Maître d'Ouvrage, a pris la décision de construire un réseau de collecte afin de connecter et de mettre en exploitation vingt-six (26) puits situés aux champs gaziers en périphérie de Gassi-Touil à l'usine de Gassi Touil (CPF) déjà en place.

3.2.2 Localisation

Le projet du champ de Gassi Touil Périphérie est montré dans la figure suivante :

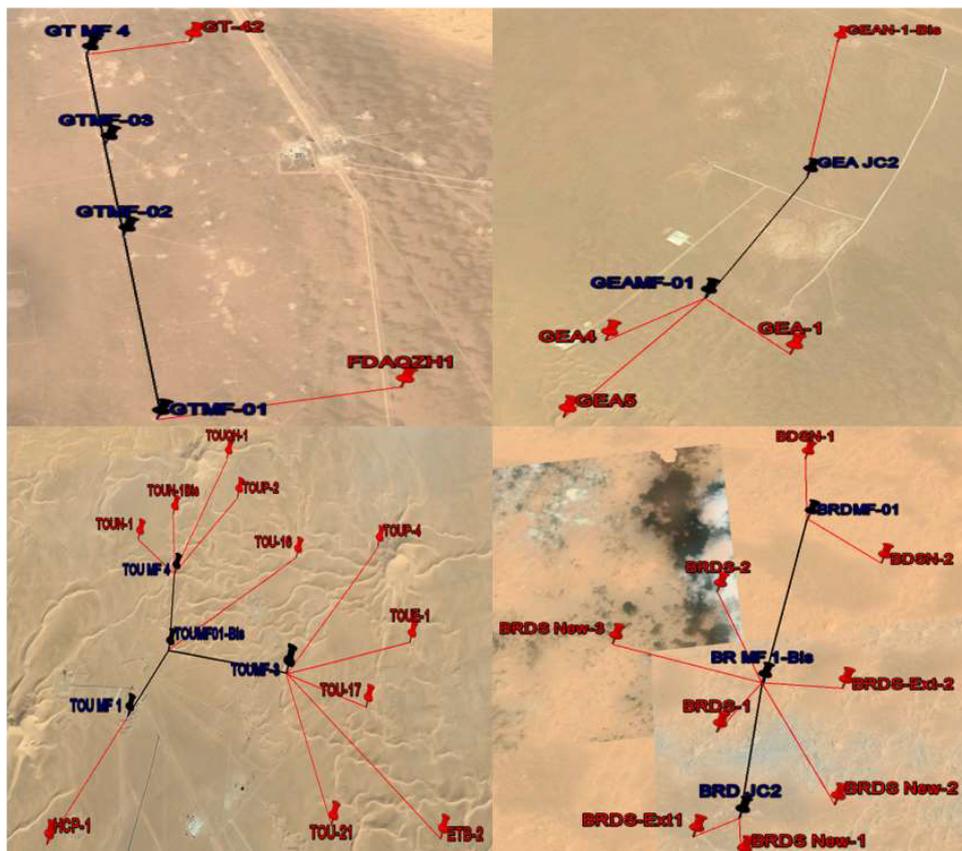


FIGURE 3.6 – Localisation du réseau de collecte GUASSI TOUIL

Les gisements de la périphérie de Gassi Touil se trouvent au sud-est de l'Algérie, dans le désert saharien de la wilaya de Ouargla, à environ 1 000 km au sud d'Alger et à 150 km au sud-est de Hassi Messaoud.

3.2.3 Description du projet

Le projet consiste à développer les champs gaziers de la périphérie de Gassi Touil par le raccordement de 26 nouveaux puits avec un apport en production de l'ordre de 6 MMsm³/j de gaz brut vers l'usine existante de Gassi-Touil par l'utilisation du réseau existant et la construction d'un nouveau réseau de collecte et ce, dans le but de maintenir le plateau de production dans le CPF.

Le tableau ci-dessous résume le principe de ce projet :

Nombre de puits	Nombre de Manifolds	Longueur Flowlines (km)	Longueur Trunklines (km)
26	04	81.5	34.7

TABLE 3.1 – Données du réseau de collecte GASSI-TOUIL

3.2.4 Données des puits

Ainsi que les données des puits sont données par :

Nombre	Puit	Type fluide	Température (C)	Pression (barg)	Débit gaz (m3/j)
1	BDSN-1	Gaz	80	150.98	170000
2	BDSN-2	Gaz	80	97.08	150000
3	BRDS-1	Gaz	80	391.28	300000
4	BRDS-2	Gaz	80	150.68	150000
5	BRDS-Ext-1	Gaz	80	205.78	150000
6	BRDS-Ext-2	Gaz	80	164.48	150000
7	GEA-1	Gaz	80	198.98	256498
8	GEA-4	Gaz	80	196.98	256498
9	GEA-5	Gaz	80	266.48	370000
10	ETB-2	Gaz	80	264.08	150000
11	TOU-16	Gaz	80	168.68	250000
12	TOU-17	Gaz	80	116.68	202365
13	TOUE-1	Gaz	80	224.78	410000
14	TOUN-1	Gaz	80	233.41	400000
15	TOUN-1-Bis	Gaz	80	238.88	350000
16	TOU-21	Gaz	80	190.18	250000
17	TOUP-2	Gaz	80	157.88	150000
18	TOUP-4	Gaz	80	97.08	126036
19	TOUQH-1	Gaz	80	136.88	200000
20	GEAN-1-Bis	Gaz	80	226.52	327042
21	FDAQZH-1	Gaz	80	28.38	68056
22	GT-42	Gaz	80	40.66	180000
23	HCP-1	Gaz	80	178.3	250000
24	BRDS-New-1	Gaz	80	95.51	150000
25	BRDS-New-2	Gaz	80	126.5	150000
26	BRDS-New-3	Gaz	80	112.8	150000

TABLE 3.2: Données des puits

3.2.5 La composition chimique des puits :

Pour la composition chimique (26 puits), se référer à l'annexe A.1

NB : Les puits dont la composition n'est pas disponible ont été traités par analogie comme suit :

Puits manquants	Puits de référence
BDSN-1	BDSN1
BDSN-2	
BRDS-1	BRDS-1
BRDS-2	
TOUE-1	TOUE-1
TOU-16	
TOU-17	
TOU-21	
TOUN1-Bis	TOUW-1
TOUP-2	
TOUQH-1	
TOUN-1	
FDAQZH-1	
GEA-1	GEA-1
GEA-4	
GEAN1-Bis	
GT-42	GT-5
BRDS-New-3	BRDS-ext-2

TABLE 3.3 – Référence des compositions chimiques

3.2.6 Propriétés thermiques :

Les propriétés thermiques des nouvelles lignes de production sont mentionnées dans ce tableau :

	Acier en Carbon	Sol
Densité (kgm³)	7830	1800
Chaleur spécifique (kjkg.°C)	0,5	1,8
Conductivité thermique (wm.°C)	45	0,865(hiver) 0,5(été)

TABLE 3.4 – Propriété thermique

3.2.7 Données environnementale :

		Entéré à 0,8m	En surface
Température ambiante	été	30	55
	hiver	10	-5

TABLE 3.5 – Données environnementales

3.2.8 Conditions opératoires limites du Slug Catcher

G01-VL-20-201 (production slug catcher)	
NOM	G01-VL-20-201
Nombre d'unités	1
Capacité à contenir le liquide du slug (m3)	640
Capacité à contenir le condensat du slug (m3)	565
Capacité à contenir l'eau du slug (m3)	75
Débit maximum de drainage de condensat(m3/h)	164.46
Débit maximum de drainage de l'eau (m3/h)	50.39

TABLE 3.6 – Conditions opératoires limites du Slug Catcher

Où :

Le débit de drainage maximum : Il fait référence à la capacité maximale d'un slug catcher à drainer les slugs accumulés. Il représente le débit maximal de liquide qui peut être retiré du slug catcher pendant une certaine période du temps.

chapitre 4:
Dimensionnement optimal
du réseau de collecte



Introduction

Ce chapitre porte sur la théorie d'optimisation de quoi s'agit elle, ainsi que l'utilisation d'optimisation pour le dimensionnement du réseau de collecte GT. On va examiner les facteurs qui influencent le processus de dimensionnement, tels que les débits, les exigences de pression et les contraintes opérationnelles. En explorant les techniques et méthodologies d'optimisation, on cherche à déterminer les dimensions les plus efficaces et les plus rentables pour le réseau qui se représente sous forme des diamètres et des épaisseurs des conduites, afin d'assurer une collecte et un transport optimal du gaz.

4.1 La théorie d'optimisation

L'optimisation est l'action d'obtenir le meilleur résultat dans des circonstances données. Lors de la conception, de la construction et de l'entretien de tout système d'ingénierie, les ingénieurs doivent prendre de nombreuses décisions technologiques et de gestion à différents points de vue. Le but final de toutes ces décisions est soit de minimiser l'effort requis, soit de maximiser le bénéfice désiré, étant donné que dans toute situation pratique elles peuvent être exprimées comme une fonction de certaines variables de décision. Donc l'optimisation peut être définie comme le processus consistant à trouver les conditions qui donnent la valeur maximale ou minimale d'une fonction.

Il n'existe pas de méthode unique pour résoudre efficacement tous les problèmes d'optimisation. C'est pourquoi un certain nombre de méthodes ont été développées pour résoudre ces derniers.

4.1.1 L'énoncé d'un problème d'optimisation

Un problème d'optimisation ou de programmation mathématique peut être formulé comme suit :

Trouvant $x = x_1, x_2, \dots, x_n$ qui minimise $f(x)$

Soumis aux contraintes

$$g_j(x) \leq 0 \text{ pour } : j = 1, 2, \dots, m$$

$$l_j(x) \leq 0 \text{ pour } : j = 1, 2, \dots, p$$

Où X est un vecteur à n dimensions appelé vecteur de conception, $f(X)$ est appelé fonction objective, et $g_j(X)$ et $l_j(X)$ sont appelés respectivement contraintes d'inégalité et d'égalité. Le nombre de variables n et le nombre de contraintes m et/ou p ne sont pas nécessairement liés. Le problème énoncé dans l'équation ci-dessus s'appelle un problème d'optimisation sous contrainte.

Certains problèmes d'optimisation n'impliquent aucune contrainte et peuvent être exprimés sous la forme

Trouvant $x = x_1, x_2, \dots, x_n$ qui minimise $f(x)$

Ces problèmes sont appelés problèmes d'optimisation sans contrainte.

4.1.2 Les composantes d'un problème d'optimisation

La figure qui suit représente le processus d'optimisation par le schéma-bloc suivant :

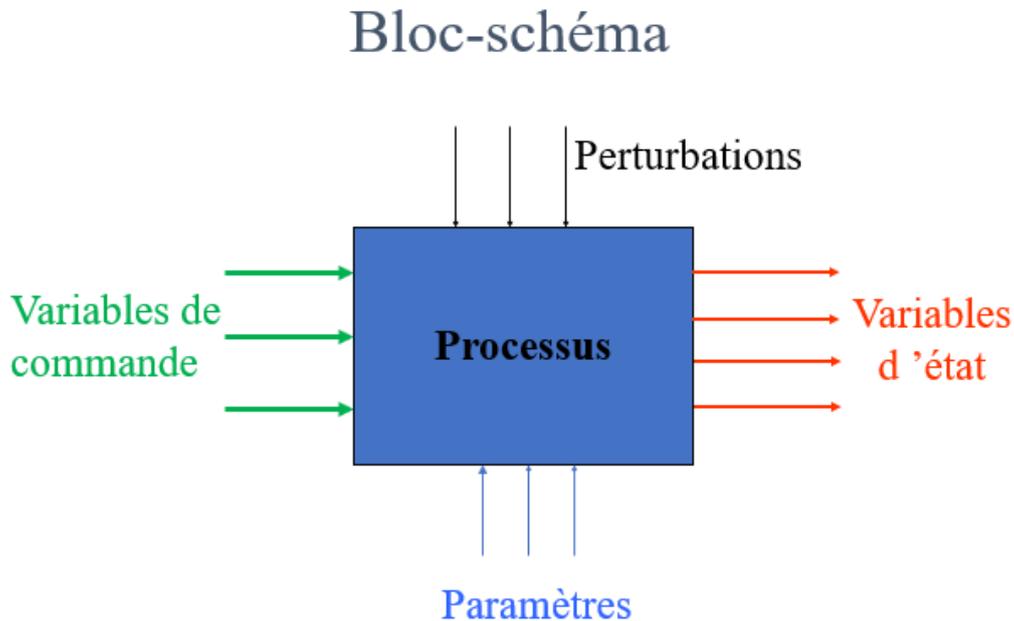


FIGURE 4.1 – Le schéma bloc d'optimisation

En général on a :

1. **Les variables de commande** : Variables ayant une influence directe sur le processus à optimiser et sur lesquelles l'opérateur peut exercer une décision.
2. **Les variables d'état** : Ce sont des variables mesurables (ou calculables) mais aucune action directe de l'opérateur ne peut changer leur valeur. Ainsi que les changements sur celles-ci ne peuvent être obtenus que d'une manière indirecte, par action sur les variables de commande.
Les variables d'état sont en quelque sorte le résultat des variables de commande.
3. **Les paramètres** : Ce sont les caractéristiques constantes du processus. Celles qui ne changent pas durant le déroulement du processus.
4. **Les perturbations** : Variables dont les fluctuations (changements en fonction du temps) sont imprévisibles.
5. **La fonction objective** : Pour le cas de dimensionnement, les procédures de conception conventionnelles visent à trouver un design acceptable ou adéquat qui satisfait simplement les exigences et les normes. En général, il existe plus d'un design ou d'un résultat acceptable, et l'objectif de l'optimisation est de choisir le meilleur parmi les nombreux résultats acceptables disponibles. Il faut donc choisir un critère pour comparer ces derniers et sélectionner le meilleur. Le critère par rapport auquel le design est optimisé, lorsqu'il est exprimé en fonction des variables du design, est connu sous le nom de critère, de mérite ou de fonction

objective. Le choix de la fonction objective dépend de la nature du problème, dont elle peut être la minimisation des coûts, la maximisation de l'efficacité du transport. Et donc le choix de la fonction objective sera une traduction du but qu'on veut réaliser.

6. **Les contraintes :** Les contraintes sont des conditions qui doivent être satisfaites dans un problème d'optimisation. Elles peuvent être linéaires ou non linéaires et peuvent limiter la région réalisable du problème.
7. **L'algorithme d'optimisation :** Un algorithme d'optimisation est une méthode utilisée pour trouver la solution optimale à un problème d'optimisation. Il existe de nombreux algorithmes différents, chacun ayant ses propres forces et faiblesses. Tel que : l'algorithme du simplexe, l'algorithme de descente du gradient, méthode de Newton, méthodes de Quasi-Newton, méthode du gradient conjugué, algorithmes génétiques : Algorithmes génétiques..ect
8. **L'estimation initiale :** Une estimation initiale est une estimation de la solution optimale d'un problème d'optimisation. Elle est utilisée comme point de départ de l'algorithme d'optimisation et peut affecter de manière significative la qualité de la solution finale.
9. **Le critère d'arrêt :** Les critères d'arrêt sont des conditions utilisées pour mettre fin à un algorithme d'optimisation lorsqu'il a convergé vers une solution acceptable. Ces critères peuvent être basés sur des facteurs tels que le nombre d'itérations, la variation de la fonction objective ou la taille du gradient. [9]

4.1.3 Types des problèmes d'optimisation

Les problèmes d'optimisation peuvent être classés en différentes catégories telles que l'optimisation linéaire, non linéaire, discrète, continue et fonctionnelle.

1. **Optimisation sans contraintes :** Ce type d'optimisation consiste à trouver la valeur minimale ou maximale d'une fonction sans aucune contrainte.
2. **Optimisation avec contraintes linéaires :** Ce type d'optimisation consiste à trouver la valeur minimale ou maximale d'une fonction soumise à des contraintes linéaires. Les méthodes de résolution sont la méthode du simplexe, méthode duale du simplexe, méthodes des potentiels, méthode lexicographique et des méthodes récentes appelées méthodes des points intérieurs.
3. **Optimisation avec contraintes non linéaires :** Ce type d'optimisation consiste à trouver la valeur minimale ou maximale d'une fonction soumise à des contraintes non linéaires
4. **Optimisation en dimension finie ou infinie :** Ce type d'optimisation est divisé en sous-disciplines qui se chevauchent, en fonction de la forme de la fonction objective et des contraintes. Elle peut être en dimension finie ou infinie (en référence à la dimension de l'espace vectoriel des variables à optimiser), continue ou combinatoire, linéaire ou non linéaire, convexe ou non convexe, etc.
5. **Optimisation sous contraintes de complémentarité :** Ce type d'optimisation consiste à trouver la valeur minimale ou maximale d'une fonction soumise à des contraintes de complémentarité.
6. **Optimisation avec contraintes de disjonction :** Ce type d'optimisation consiste à trouver la valeur minimale ou maximale d'une fonction soumise à des contraintes disjonctives (où l'ensemble réalisable est une union d'ensembles).

7. **Optimisation dans des espaces discrets et continus** : Ce type d'optimisation est divisé en méthodes d'optimisation discrète et continue, selon que les variables sont discrètes ou continues. [10]

4.2 Introduction au solver Excel

Solver in Excel est un outil important pour les entreprises, les chercheurs, les ingénieurs, les analystes et les professionnels qui doivent résoudre des problèmes d'optimisation, prendre des décisions basées sur des données et trouver les meilleures solutions possibles en fonction de contraintes et d'objectifs spécifiques.

4.2.1 Définition du solver Excel

Le Solveur est un complément Microsoft Excel qu'on peut utiliser pour des analyses de scénarios. Le Solveur nous permet de trouver une valeur optimale (maximale ou minimale) pour une formule dans une seule cellule, appelée cellule objective, en fonction de contraintes ou de limites appliquées aux valeurs d'autres cellules de la formule dans une feuille de calcul. Le Solveur utilise un groupe de cellules, appelées variables de décision ou simplement cellules variables, qui interviennent dans le calcul des formules des cellules objectives et de contraintes. Le Solveur affine les valeurs des cellules variables de décision pour satisfaire aux limites appliquées aux cellules de contraintes et produire le résultat souhaité pour la cellule objectif.

4.2.2 Les composants du solver Excel

La figure qui suit représente l'interface du solver excel.

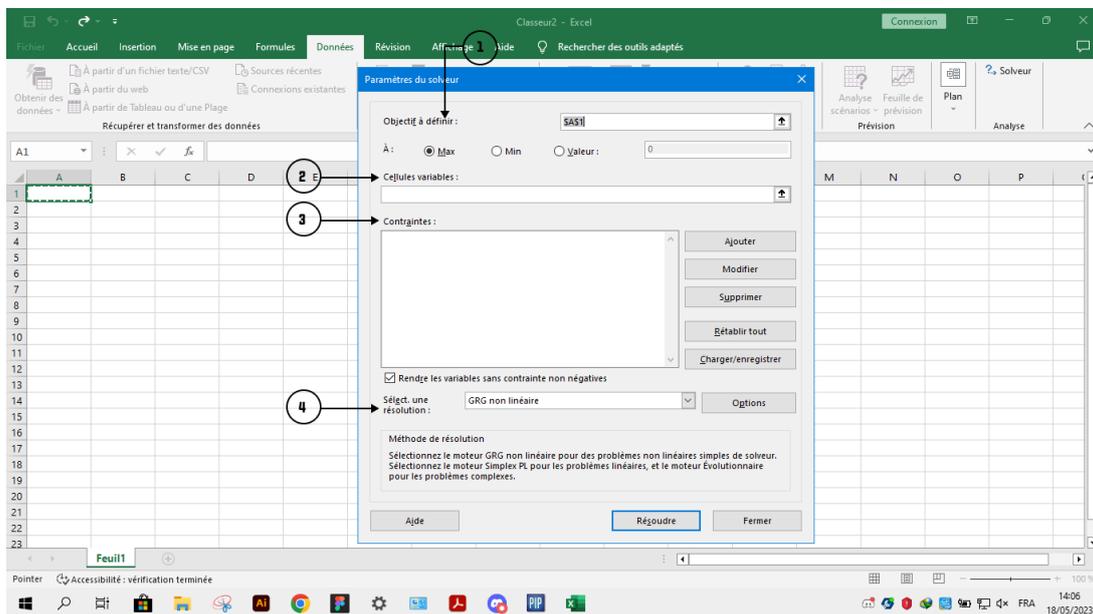


FIGURE 4.2 – Les composants du solver Excel

Elle est composée de :

1. **L'objectif à définir** : fait référence à la fonction qu'on souhaite optimiser. C'est la valeur qu'on souhaite maximiser ou minimiser en ajustant les variables du modèle. L'objectif peut être exprimé en termes de bénéfice, de coût, de rendement, de temps, ou tout autre critère qu'on souhaite optimiser.

2. **Cellules variables** : est de permettre à Solver de trouver les meilleures valeurs pour ces cellules en ajustant leur contenu de manière itérative. En modifiant les valeurs des cellules variables, Solver cherche à optimiser la valeur d'une cellule objectif spécifiée ou à satisfaire un ensemble de contraintes définies.
3. **Les contraintes** : jouent un rôle crucial dans la résolution des problèmes d'optimisation. Les contraintes permettent de définir les limites et les conditions spécifiques auxquelles la solution optimale doit se conformer. Elles restreignent les valeurs possibles des variables et guident le Solver pour trouver la meilleure solution qui satisfait toutes ces contraintes.

On a quelques points importants à mentionner concernant les contraintes dans Solver Excel :

- *Types de contraintes* : Solver prend en charge différents types de contraintes, tels que les contraintes d'égalité, d'inégalité et les contraintes de bornes. Les contraintes d'égalité définissent des équations exactes, les contraintes d'inégalité spécifient des relations telles que (plus grand que) ou (plus petit que), et les contraintes de bornes délimitent les plages de valeurs acceptables pour les variables.
 - *Définition des contraintes* : On peut définir les contraintes directement dans l'interface Solver en utilisant des cellules de référence ou des valeurs numériques. Par exemple, on peut spécifier que la somme des variables doit être égale à une certaine valeur, ou qu'une variable doit être supérieure à un seuil donné.
 - *Contraintes linéaires et non linéaires* : Solver peut traiter à la fois des contraintes linéaires (relations linéaires entre les variables) et des contraintes non linéaires (relations non linéaires entre les variables). Les contraintes non linéaires peuvent introduire une complexité supplémentaire dans la résolution du problème.
 - *Contraintes multiples* : On peut définir plusieurs contraintes dans Solver pour refléter les différentes conditions à respecter. Par exemple, on peut spécifier des contraintes de ressources limitées ou des contraintes de capacité maximale.
 - *Importance des contraintes* : Les contraintes jouent un rôle essentiel dans la recherche de la solution optimale. Elles permettent de restreindre l'espace des solutions possibles, ce qui guide le Solver pour trouver la meilleure combinaison de valeurs des variables qui respecte toutes les contraintes.
4. **Sélectionner la méthode de résolution** : C'est pour sélectionner une méthode de résolution tel que le Simplexe, GRG Non Linéaire et Evolutionary qui sont trois méthodes de résolution couramment utilisées par le Solveur d'Excel pour trouver des solutions à des problèmes d'optimisation :
 - *Méthode du Simplexe* : Cette méthode est principalement utilisée pour résoudre des problèmes d'optimisation linéaire. Elle explore un ensemble de solutions admissibles en se déplaçant de sommet en sommet à travers un espace multidimensionnel. À chaque itération, le Simplexe détermine le sommet voisin le plus prometteur et s'y déplace pour se rapprocher de la solution optimale. Il continue ce processus jusqu'à ce qu'il atteigne le sommet optimal qui satisfait toutes les contraintes.
 - *Méthode GRG Non Linéaire (Generalized Reduced Gradient)* Cette méthode est utilisée pour résoudre des problèmes d'optimisation non linéaires, où la fonction objective et les contraintes peuvent être non linéaires.

- *Méthode Evolutionary* : Cette méthode est basée sur des algorithmes génétiques et est utilisée pour résoudre des problèmes d'optimisation complexes, notamment ceux avec un grand nombre de variables et des contraintes non linéaires. Elle simule un processus évolutif dans lequel différentes solutions candidates (individus) sont générées et évaluées en fonction de leur adaptation à l'environnement (fonction objective et contraintes). Les solutions les mieux adaptées sont sélectionnées et combinées pour former de nouvelles solutions dans l'espoir d'améliorer les résultats. Ce processus est répété jusqu'à ce qu'une solution satisfaisante soit atteinte.

4.2.3 La méthode GRG non linéaire

La méthode GRG (Generalized Reduced Gradient) est un algorithme d'optimisation non linéaire qui a été développé pour résoudre des problèmes d'optimisation complexes non linéaires avec des contraintes.

L'algorithme GRG utilise une combinaison de méthodes de programmation mathématique et d'optimisation numérique pour trouver la solution optimale d'un problème. Il s'agit d'une méthode itérative qui ajuste progressivement les valeurs des variables du problème afin de trouver le minimum ou le maximum de la fonction objective, tout en satisfaisant les contraintes du problème, elle est particulièrement adaptée aux problèmes d'optimisation non linéaire où la fonction objectif et les contraintes sont relativement lisses et bien comportées. Elle peut être utilisée pour résoudre une grande variété de problèmes d'optimisation, tels que l'optimisation de la production, les ressources, l'ajustement de courbes, etc. [11]

Le principe de calcul de la méthode GRG

Le principe de calcul de la méthode GRG (Generalized Reduced Gradient) repose sur une combinaison de méthodes de programmation mathématique et d'optimisation numérique.

1. **Initialisation** : La méthode GRG débute par l'initialisation des variables du problème d'optimisation. Les valeurs initiales des variables sont généralement fournies par l'utilisateur ou peuvent être déterminées automatiquement.
2. **Calcul des dérivées** : La méthode GRG calcule les dérivées partielles de la fonction objectif et des contraintes par rapport aux variables. Ces dérivées sont nécessaires pour évaluer les gradients et les hessiennes, qui sont utilisés pour déterminer les directions de recherche lors des itérations.
3. **Étape de recherche** : À chaque itération, la méthode GRG effectue une étape de recherche pour déterminer la prochaine valeur des variables. Cela implique de résoudre un problème de recherche linéaire pour trouver une direction de recherche optimale. Cette direction de recherche est obtenue en utilisant les gradients et les hessiennes calculés précédemment.
4. **Mise à jour des variables** : Une fois la direction de recherche est déterminée, les variables sont mises à jour en utilisant une méthode d'optimisation numérique appropriée, telle que la méthode de Newton ou la méthode du gradient réduit.
5. **Vérification des contraintes** : Après la mise à jour des variables, la méthode GRG vérifie si les contraintes du problème sont satisfaites. Si une contrainte n'est pas satisfaite, des ajustements supplémentaires sont effectués pour se rapprocher de la solution faisable.

6. **Critère d'arrêt** : La méthode GRG vérifie si un critère d'arrêt prédéfini est satisfait. Ce critère peut être basé sur la convergence des variables, la valeur de la fonction objective, la satisfaction des contraintes, le nombre d'itérations, etc. Si le critère d'arrêt n'est pas satisfait, les étapes 2 à 5 sont répétées jusqu'à ce que la solution optimale soit atteinte ou que le critère d'arrêt soit satisfait.

Ces étapes sont itérées jusqu'à ce que la solution optimale soit atteinte ou que le critère d'arrêt soit satisfait. La méthode GRG est un processus itératif qui ajuste progressivement les valeurs des variables pour se rapprocher de la solution optimale tout en respectant les contraintes du problème.

En résumé, la méthode GRG est une méthode d'optimisation non linéaire utilisée pour résoudre des problèmes d'optimisation avec des fonctions objectives et des contraintes non linéaires. Elle est utile dans de nombreux domaines où des problèmes d'optimisation complexes se posent. [11]

4.3 L'optimisation des dimensions du réseau de collecte GT

Afin d'assurer une production efficace, sécurisée, de gaz naturel, il est nécessaire de mettre en place un réseau de collecte optimisé, capable de relier les différents puits de gaz à un centre de traitement, CPF du GASSI TOUIL. Dans cette étude, on va se baser sur l'optimisation pour choisir les dimensions du réseau de collecte reliant 22 puits de gaz à un CPF; ce dimensionnement est traduit par le choix des diamètres optimaux, afin de maximiser l'efficacité du système et pour minimiser les coûts de transport du gaz, en réduisant les distances parcourues, et la quantité d'acier utilisée dans la conception.

Donc notre objectif principal sera d'optimiser les diamètres des pipelines reliant ces puits au CPF, en prenant en compte des critères tels que la distance, les débits des puits, les pressions initiales, les compositions chimiques, les pertes de charges, la vitesse maximale du gaz, ainsi que les coûts associés tous en assurant une pression d'arrivée au CPF acceptable, et en évitant le phénomène d'érosion.

4.3.1 Modèle d'optimisation

Dans cette partie on va optimiser le dimensionnement du réseau de collecte. Pour atteindre cet objectif, nous utiliserons une technique d'optimisation avancée, qui est le solveur d'Excel pour garantir une conception efficace et durable.

1. Les paramètres de calcul :

Ce sont les caractéristiques des puits telles que (la température, les débits, les pressions. . .etc.).

Calcul du M, Rg, Ppr, Pc, Tpr, Tc :

À partir de la composition chimique donnée dans l'annexe pour chaque puit, et les lois de calcul, mentionnées en chapitre deux pour chaque paramètre, on a calculé la masse moléculaire M, la constante du gaz Rg, les pressions, et températures critiques et réduites Pc, Tc, Ppr, Tpr pour chaque puits, et les résultats sont présentés comme suit :

<i>Les puits</i>	M (g/mol)	Rg(j/g.k)	Ppc	Ppr	Tpc	Tpr
BDSN1	24.34179	202.3776	48.47713	2.513935	227.1968	1.46635
BDSN2	24.34179	202.3776	48.47713	1.900739	227.1968	1.484616
BRDS1	30.70853	255.3107	44.20672	6.191283	253.7648	1.306919
BRDS2	30.70853	255.3107	44.20672	2.847403	253.7648	1.330366
BRDS EXT1	31.20544	259.442	48.43211	3.262037	253.6227	1.315931
BRDS EXT2	29.56855	245.8329	48.0704	2.782056	247.2927	1.35649
GEA1	21.32263	177.2763	45.13	3.282254	215.3468	1.513837
GEA4	21.32263	177.2763	45.13	3.255188	215.3468	1.514534
GEA5	25.5342	212.2913	46.31905	4.104324	237.1496	1.383093
ETB2	20.04104	166.6212	48.23012	3.968447	210.459	1.535453
TOU16	23.42191	194.7298	47.594	2.508405	224.2465	1.473379
TOU17	23.42191	194.7298	47.594	1.826502	224.2465	1.492331
TOUE1	23.42191	194.7298	47.594	3.26534	224.2465	1.45398
TOUN1	23.58695	196.1019	47.78816	3.369337	221.8587	1.500505
TOUN1 BIS	23.58695	196.1019	47.78816	3.443891	221.8587	1.478418
TOU 21	23.42191	194.7298	47.594	2.797633	224.2465	1.464014
TOUP2	23.58695	196.1019	47.78816	2.717391	221.8587	1.502533
TOUP4	23.08408	191.921	74.60219	1.302241	224.5026	1.501319
TOUQH1	23.58695	196.1019	47.78816	2.471914	221.8587	1.511097
GEAN1 BIS	21.32263	177.2763	45.13	3.597233	215.3468	1.509426
FDAQZH1	23.58695	196.1019	47.78816	0.611183	221.8587	1.50073
GT42	16.9	140.5066	45.41967	0.774496	210.8501	1.56865

TABLE 4.1 – Calcul du M, Rg, Ppr, Pc, Tpr, Tc

NB : les pressions sont exprimées en bargs, et les températures en Kelvin.

Calcul de facteur de compressibilité

On a calculé le facteur de compressibilité par la formule (2.9) :

Puit	Pf (barg)	Tm (k)	x	a	b	c	Z
BDSN1	87	333.15	1.169173	0.155619	3.765341	0.953584	0.805062
BDSN2	87	337.3	0.862371	0.156853	3.659845	0.586676	0.814635
BRDS1	97.2	331.65	3.624795	0.144601	4.833006	6.881798	0.65508
BRDS2	97.2	337.6	1.608817	0.14625	4.657542	1.624083	0.674728
BRDS EXT1	97.2	333.75	1.883747	0.145236	4.764725	2.130014	0.680874
BRDS EXT2	97.2	335.45	1.511934	0.148076	4.470144	1.461682	0.711576
GEA1	80.7	326	1.432233	0.158816	3.497289	1.33429	0.829542
GEA4	80.7	326.15	1.419117	0.158863	3.493504	1.313862	0.829869
GEA5	80.7	328	2.14555	0.149923	4.287595	2.673759	0.760941
ETB2	97.2	323.15	1.683245	0.160259	3.381736	1.754464	0.822073
TOU16	96.4	330.4	1.155497	0.156095	3.724383	0.935461	0.788626
TOU17	97.2	334.65	0.820144	0.157373	3.616197	0.542675	0.797873
TOUE1	97.2	326.05	1.544583	0.15478	3.838547	1.515485	0.775875
TOUN1	97.1	332.9	1.496476	0.157922	3.570531	1.436536	0.803082
TOUN1 BIS	97.1	328	1.575631	0.156435	3.695296	1.567522	0.790968
TOU 21	97.2	328.3	1.30527	0.155461	3.779055	1.142926	0.781839
TOUP2	97.1	333.35	1.203661	0.158058	3.55929	1.000019	0.80416
TOUP4	97.2	337.05	0.577757	0.157977	3.566014	0.320534	0.870469
TOUQH1	97.1	335.25	1.082552	0.158633	3.512218	0.841582	0.808652
GEAN1 BIS	80.7	325.05	1.578865	0.158521	3.521354	1.572991	0.827454
FDAQZH1	30	332.95	0.271373	0.157937	3.56928	0.113888	0.942209
GT42	29	330.75	0.314751	0.162461	3.21164	0.138114	0.951101

TABLE 4.2 – Calcul de facteur de compressibilité

2. Les variables d'état :

Principalement l'optimisation concerne les diamètres des flowlines et des trunklines.

3. Les perturbations :

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

4. La fonction objective

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

$$C_{min} = \sum_{i=1}^{22} (L_{fm} \cdot D_{fm}) + \sum_{i=1}^{15} (L_{mc} \cdot D_{mc}) \quad (4.1)$$

Tels que :

- **L_{fm}** : la longueur du flowline, reliant le puits (i) au manifold (m).

- **D_{fm}** : le diamètre du flowline reliant le puits (i) au manifold (m).
- **L_{mc}** : la longueur du trunkline, reliant le manifold (m) à l'entrée de CPF.
- **D_{mc}** : le diamètre du trunkline, reliant le manifold (m) à l'entrée de CPF.

5. Les contraintes :

Pour calculer on va fixer les hypothèses suivantes :

- Ecoulement monophasique permanent isotherme.
- Conduites horizontales

En tenant compte de la faible élévation des pipes (max $\Delta Z=260$ m), on a constaté que celle-ci peut être négligée dans le calcul. Par conséquent, on a concentré sur d'autres facteurs clés pour optimiser les diamètres des pipelines de gaz et garantir une efficacité maximale de notre système.

- Le terme de variation de vitesse est négligeable devant les autres termes.

Les contraintes du problème d'optimisation sont les suivantes :

1. Contraintes de pression :

Elles sont introduites pour s'assurer que les pressions minimales d'arriver aux manifolds sont égales afin d'éviter le phénomène de freinage et que la pression d'arriver au séparateur est de 70 bar, elles sont représentées par les expressions exprimant la perte de charge en considérant que le régime d'écoulement est supposé turbulent.

$$\frac{dP}{\rho g} + dh_f = 0 \quad (4.2)$$

En utilisant l'équation de darcy $dh_f = \frac{\lambda v^2}{2gD_{int}} \cdot dx$,

L'équation du gaz réel : $\rho = \frac{P}{zR_gT}$,

Et celle de la continuité : $M = \rho \cdot A \cdot v = cst$ On trouve :

$$P_2^2 - P_1^2 = -\frac{16\lambda_m Z_m T_m R_g M^2}{\pi^2 D_{int}^5} \cdot L \quad (4.3)$$

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

Tel que :

- **P** : la pression en N/m².
- **M** : le débit massique en kg/s.
- λ_m : le coefficient de friction qui dépend du régime d'écoulement (autour de 0.012 pour le régime turbulent).
- **T_m** : la température moyenne de la conduite en K.
- **Z_m** : facteur de compressibilité moyen.
- **R_g** : constante de gaz en j/kg.k

- **L** : longueur de la conduite en m.
- **Dint** : diamètre intérieur de la conduite en m.

2. **Contrainte sur le débit :**

Le débit calculé doit être égale à celui donné

$$\frac{(P_2^2 - P_1^2)D_{int}^5}{16\lambda_m Z_m T_m R g L} - M^2 = 0 \quad (4.4)$$

3. **Contraintes sur les variables :** Les diamètres des flowlines et les trunklines ont des limites inférieurs et supérieurs définis par le constructeur. Ils sont compris entre 6 et 24 pouces.

4. **Contrainte sur la vitesse critique d'écoulement :**

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

Par conséquent : $V_{ecoulement} \leq V_{erosion}$

La vitesse d'écoulement du gaz :

$$V = \frac{Q_i}{S} = \frac{4Q_i}{\pi D_i^2} \quad (4.5)$$

- **Qi (m3/s)** : le débit volumique injecté dans le pipe (i) dans les conditions d'exploitation.
- **Di(m)** : le diamètre du pipe (i).

La vitesse d'érosion :

Selon la norme API RP14 :

$$V_{er} = \frac{C}{\sqrt{\rho}} \quad (4.6)$$

- **Ver** : la vitesse d'érosion du fluide (ft/sec)
- **C** : constante empirique égale à 175 pour un service continu.
- **ρ** : la masse volumique du mélange dans les conditions d'exploitation (lb/ft3).

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

Les conditions d'arriver au CPF :

Le gaz produit passe par le Slug Catcher triphasique de l'usine de Gassi Touil, où l'huile et l'eau sont collectées et drainées, la pression de gaz limite pour la section HP et BP est comme suite :

	Pression d'entrée CTG (barg)
Phase haute pression	70
Phase basse pression	28

TABLE 4.3 – Condition d'entrée CPF

4.3.2 La résolution du modèle d'optimisation :

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

La résolution se fait par les étapes suivantes :

1. Comme première étape on ouvre la boîte de dialogue solveur en cliquant sur l'instruction (solveur).

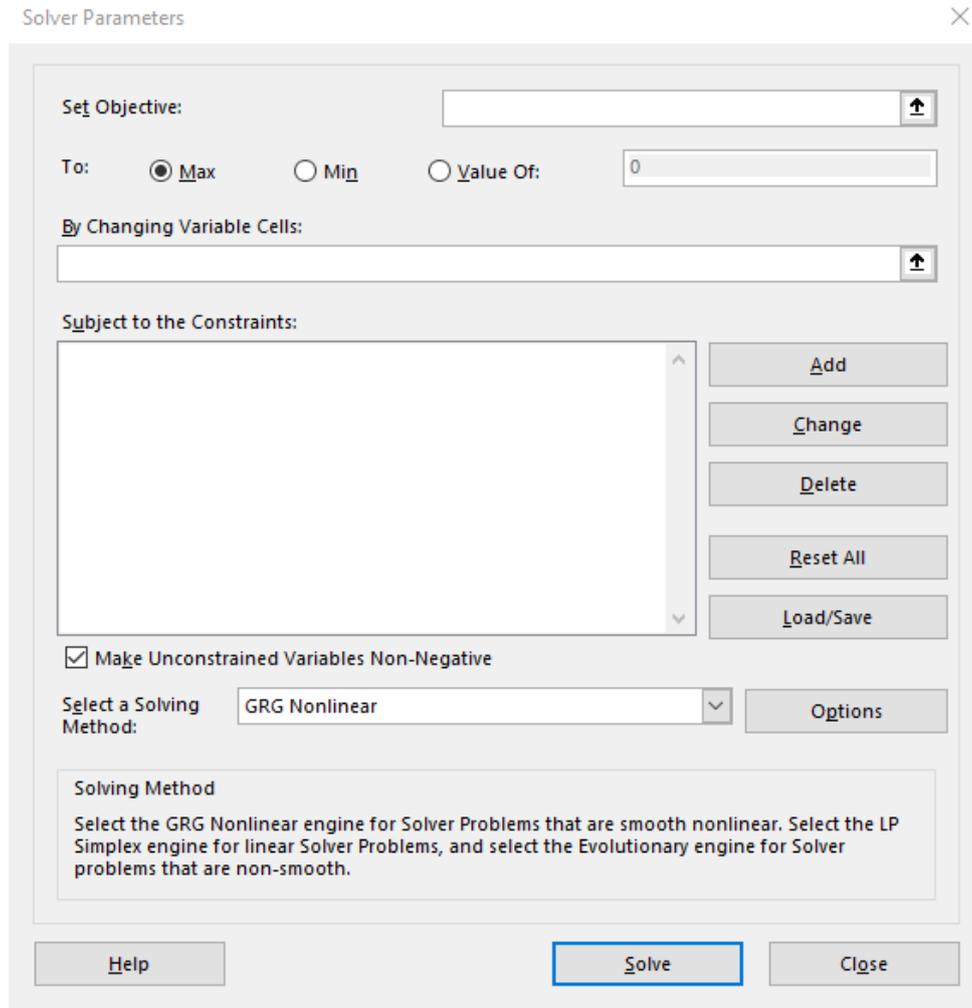


FIGURE 4.3 – Solver excel interface

2. On introduit la fonction objective, les variables ainsi que les contraintes en cliquant sur les cellules les contenant :

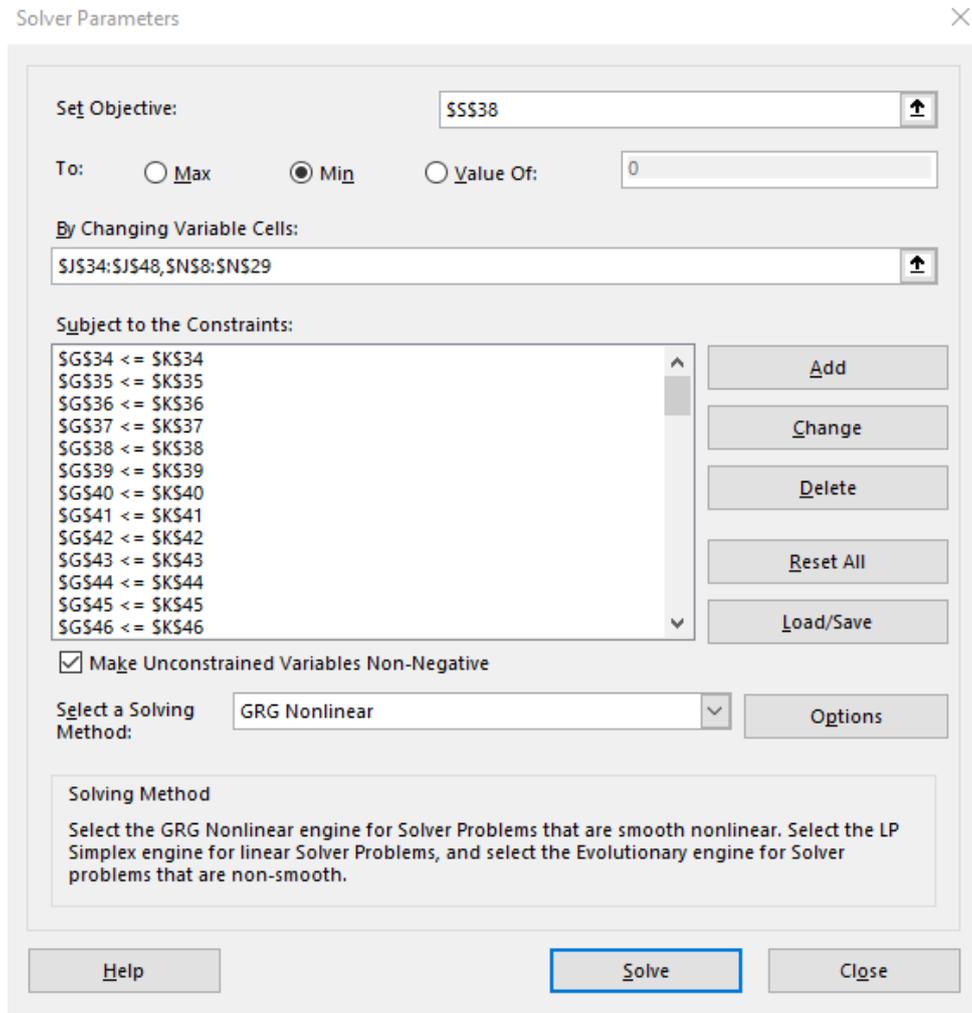


FIGURE 4.4 – Le modèle d’otimisation dans le solver

3. Pour obtenir les résultats on choisit d’abord la méthode de résolution (GRG), et on clique sur résoudre pour avoir les résultats.

4.3.3 Les résultats d’optimisation

Les flowlines :

Les flowlines	M(kg/s)	L (m)	D(inch)	D normalisé
BDSN1	0.126284	9300	5	6
BDSN2	0.200304	1600	4	6
BRDS1	0.526846	3300	4	6
BRDS2	0.251245	6000	4	6
BRDS EXT1	0.247839	400	4	6
BRDS EXT2	0.249005	2100	4	6
GEA1	0.357795	640	4	6
GEA4	0.368187	900	4	6

GEA5	0.322926	2400	4	6
ETB2	0.325938	6700	4	6
TOU16	0.374664	1550	4	6
TOU17	0.281849	700	4	6
TOUE1	0.780981	2460	6	6
TOUN1	0.641715	700	4	6
TOUN1 BIS	0.453447	560	4	6
TOU 21	0.384856	2000	4	6
TOUP2	0.274281	900	4	6
TOUP4	0.215285	3900	5	6
TOUQH1	0.271212	1850	4	6
GEAN1 BIS	0.503523	4000	5	6
FDAQZH1	0.010133	14500	4	6
GT42	0.08274	2500	5	6

TABLE 4.4: Les diamètres optimaux des flowlines

Les trunklines :

Les trunklines	M(kg/s)	L(m)	D(inch)	D normalisé
BRDSJC2_BRDMF1-Bis	0.447839	13000	10	10
BRDMF1-Bis_BRDMF1	0.52369	19800	9	10
BRDMF1_GAJC1	0.650277	26700	21	22
GEAJC2_GEAMF1	0.503523	16000	6	6
GEAJC1_Nezla	1.166121	27900	6	6
TOUMF3_TOUMF1-Bis	0.988909	1400	16	16
TOUMF4_TOUMF1-Bis	1.142853	1500	18	18
TOUMF1-Bis_TOUMF1	1.206426	1500	24	24
TOUMF1_TOUJC1	1.206426	3300	7	8
GTMF1_GTMF2	0.110133	6740	6	6
GTMF2_GTMF3	0.110133	3500	10	10
GTMF3_GTMF4	0.110133	3300	10	10
Nezla_CPF-HP	0.876121	38000	24	24
TOUJC1_CPF-HP	1.106426	38600	19	20
GTMF4_CPF-BP	0.192873	7800	15	16

TABLE 4.5 – Les diamètres optimaux des trunklines

4.4 Calcul d'épaisseur et choix de matériaux

Après avoir optimisé le diamètre extérieur des conduites d'écoulement par le solveur Excel, l'étape suivante consiste à calculer l'épaisseur, et à déterminer la tolérance de corrosion et enfin la sélection d'acier qu'on doit utiliser.

4.4.1 Calcul d'épaisseur des parois

L'épaisseur de paroi requise pour un service de tuyauterie particulier dépend principalement de la pression et de la température de fonctionnement internes. Les normes selon lesquelles les tuyaux sont fabriqués permettent une variation de l'épaisseur de paroi par rapport à l'épaisseur nominale.

L'épaisseur de conception requise pour la pression d'un système particulier peut être calculée à l'aide de l'équation suivante issue de la norme ANSI B31.3.

$$t = \frac{P_i \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P_i \cdot y)} \quad (4.7)$$

Avec :

- **t** : l'épaisseur de la pression de design (mm)(épaisseur de paroi minimale)
- **P_i** : pression de design intérieure
- **D₀** :diametre extérieure du pipe (mm)
- **E** :facteur de joint de soudure
 - =1.00 sans soudure.
 - =0.85 pour ERW.
- **Y** :facteur de température (0,4 pour les matériaux ferreux).
- **S** :contrainte admissible selon ANSI B31.3,(bar).

4.4.2 Calcul de la surépaisseur de corrosion :

Après une période de transport de gaz à partir des puits jusqu'au centre de traitement ou la terminale arrivée. Les canalisations du transport sont soumises au phénomène de corrosion, qui est l'attaque destructrice d'un matériau par réaction avec ses fluides de service contenant des corrodants tels que le soufre, le H₂S, le HCl, le CO₂, les acides organiques et inorganiques et les environnements externes.

Cela peut entraîner un risque potentiel associé aux installations de transport. Il est l'un des principaux facteurs affectant la longévité et la fiabilité des pipelines.

Pour assurer la sécurité du système on ajoute une surépaisseur de corrosion à la canalisation, ce qui permet d'économiser beaucoup de revenus et de protéger le réseau.

1. Vitesse de corrosion avec PIPESIM :

Afin de pouvoir déterminer la surépaisseur de corrosion pour les pipes étudiées, on doit d'abord avoir les vitesses de corrosion de chaque pipeline. Bien qu'il existe de nombreuses façons de déterminer la vitesse de corrosion de nos tuyaux de gaz, nous avons choisi d'utiliser le simulateur PIPESIM qui détermine la vitesse de

corrosion sur la base de la corrélation de Waard qu'on va expliquer plus loin.

L'utilisation de ce simulateur se fait par les étapes suivantes :

1. Réalisation du modèle du réseau de collecte définissant les conduites, les manifolds et les paramètres appropriés (Profil en long, composition chimique, pression, débit, température).
2. Définition des propriétés des conduites, telles que le matériau de construction, l'épaisseur de la paroi et le revêtement intérieur.
3. Choix de la corrélation de calcul pour simuler le comportement hydraulique et le transport du fluide dans le réseau de collecte.
4. Utilisation du modèle de corrosion compatible pour estimer la vitesse de corrosion en fonction des paramètres de fonctionnement et des caractéristiques des conduites.

2. Modèle de corrosion de Waard (1995)

Pour le calcul de la vitesse de corrosion, on a choisi la corrélation de Waard 1995.

Le modèle de Waard prédit la vitesse de corrosion de l'acier au carbone en présence d'eau et de CO₂. Le modèle a été développé principalement pour prédire les taux de corrosion dans les pipelines où le CO₂ est présent en phase vapeur. Le modèle n'a pas été validé à des pressions élevées où le CO₂ est entièrement en phase liquide. La vitesse de corrosion est calculée en fonction de :

- la température
- la pression
- Mol% CO₂
- Wt% Glycol (Multiflash et ScaleChem uniquement)
- Vitesse du fluide
- Diamètre du tube
- pH

Le modèle tient compte de la cinétique de la réaction de corrosion indépendante de l'écoulement ainsi que du transfert de masse du CO₂ dissous dépendant de l'écoulement en utilisant un modèle de résistance. En outre, les effets de l'écaille protectrice à haute température sont pris en compte en plus de l'inhibition par le glycol.

L'équation générale :

$$V_{cor} = \frac{C_c F_s F_g}{\left(\frac{1}{V_r} + \frac{1}{V_m}\right)} \quad (4.8)$$

Pression partielle/fugacité du CO₂ :

$$pCO_2 = \frac{(mol\%CO_2 \cdot P_{total})}{100} \quad (4.9)$$

Terme de vitesse de réaction (V_r) :

$$\log(f_{CO_2}) = \log(pCO_2) + \left(0.0031 - \frac{1.4}{t + 273}\right)P \quad (4.10)$$

PH :

$$\log(Vr) = 4.93 - \frac{1119}{T} + 0.58 \log(fCO_2) - 0.34(pH_{act} - pH_{CO_2}) \quad (4.11)$$

Par défaut, la corrélation suppose que le pH réel de l'eau est strictement affecté par la présence de CO2. Comme le pH dépend de la pression et de la température, il faut être prudent lors de la spécification de cette valeur.

pHact = supposé égal à pHco2

Taux de transfert de masse (Vm) :

$$V_m = 2.45 \frac{U_L^{0.8}}{d^{0.2}} fCO_2 \quad (4.12)$$

Effet de la température (échelle de protection) :

$$T_s = \frac{2400}{6.4 + 0.44 \log(fCO_2)} \quad (4.13)$$

(si T > Ts)

$$\log(F_s) = 2400 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_s} \right) \quad (4.14)$$

Sinon $F_s = 1$

3. La tolérance de corrosion :

Pour une conception des pipes qui se base sur une durée de vie minimale de 20 ans, la surépaisseur de corrosion est calculée en multipliant la vitesse de corrosion par cette durée de vie minimale.

$$\text{Tolérance de corrosion (mm)} = \text{Vitesse de corrosion (mm/an)} \cdot \text{la durée de vie minimale (ans)} \quad (4.15)$$

4.4.3 Le choix d'acier :

Le choix d'acier est basé sur les critères suivants :

- La durée de vie minimale.
- La température minimale de métal
- Les conditions d'opération et d'urgence

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

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

- Des critères généraux : Vue l'absence de H2S, aucune disposition requise de NACE MR175/ISO 15156 (les matériaux à utiliser en présence de H2S dans la production des hydrocarbures) n'est nécessaire.

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

- Si l'acier ne contient pas de CO2, une tolérance de 1.6 mm est prévue.
- Si l'acier est en contact avec un fluide sec, la tolérance à la corrosion prend 1.6 mm comme valeur.

- Une tolérance maximale de 6.4 mm pour les réseaux de collecte, comme les trunklines et les flowlines.
- Pour les produits contenant du CO₂ et de l'eau, on calcule la vitesse de corrosion supposant que le matériau à utiliser est bien l'acier en Carbone, la décision finale sera prise sur la base de la valeur de la tolérance de corrosion.
- Si $TC > 6.4$, un matériel résistant à la corrosion est nécessaire (duplex). Si non l'acier en Carbone sera approprié à utiliser.

Le diagramme suivant peut être utilisé comme un guide dans le procédés de choix d'acier :

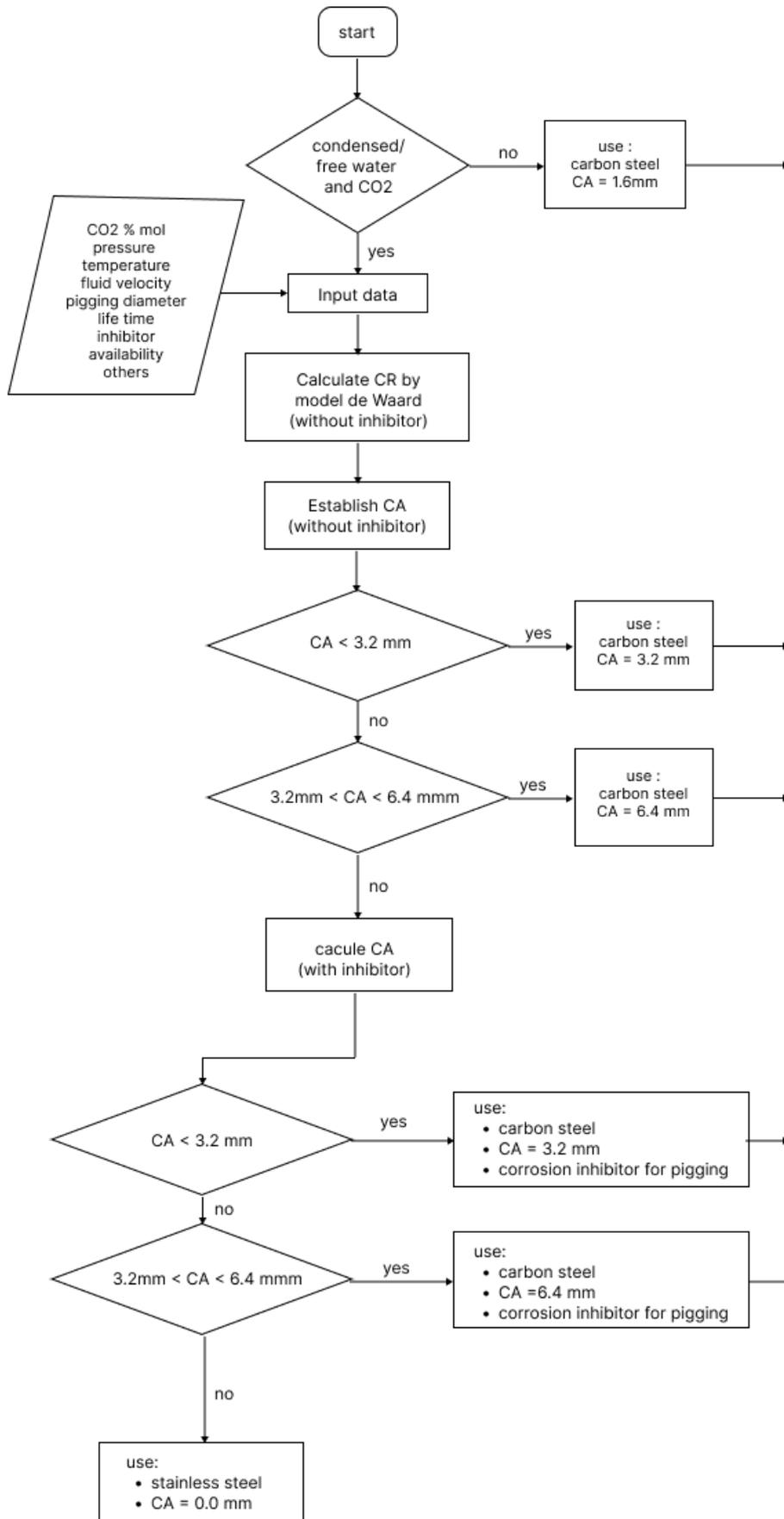


FIGURE 4.5 – Organigramme de la méthodologie adoptée par critère de tolérance

Pour :

- **CS** : Carbone Steel
- **CRA** : Duplex

Cet organigramme représente un processus de prise de décision pour sélectionner le matériau et l'épaisseur de paroi appropriés pour une application spécifique, en tenant compte de divers facteurs liés à la présence d'eau condensée ou libre et de CO₂ dans le système, ainsi que d'autres paramètres opérationnels. Voici une description de chaque étape :

1. Présence d'eau condensée ou libre et de CO₂ :

Cette étape évalue si de l'eau condensée ou libre et du CO₂ sont présents dans le système. Si ces éléments ne sont pas détectés, le processus passe à l'étape suivante.

2. Utilisation de l'acier au carbone avec une épaisseur de paroi de 1,6 mm :

Si aucune eau condensée ou libre et aucun CO₂ n'est présent, il est recommandé d'utiliser de l'acier au carbone avec une épaisseur de paroi de 1,6 mm. Cependant, d'autres paramètres tels que le pourcentage molaire de CO₂, la pression, la température, la vitesse du fluide, le diamètre de pigging, la durée de vie, la disponibilité d'inhibiteurs et d'autres facteurs non spécifiés doivent également être pris en compte.

3. Calcul du taux de corrosion (CR) avec le modèle de Waard (sans inhibiteur) et l'établissement de CA (sans inhibiteur) :

Cette étape implique le calcul du taux de corrosion (CR) en utilisant le modèle de Waard, qui est un modèle couramment utilisé pour évaluer la corrosion. Ensuite, l'épaisseur de paroi initiale (CA) est établie en l'absence d'inhibiteur.

4. Vérification de $CA < 3,2$ mm :

Si l'épaisseur de paroi initiale CA est inférieure à 3,2 mm, il est recommandé d'utiliser de l'acier au carbone steel avec une épaisseur de paroi de 3,2 mm.

5. Vérification de $3,2$ mm $< CA < 6,4$ mm :

Si l'épaisseur de paroi initiale se situe entre 3,2 mm et 6,4 mm, il est recommandé d'utiliser de l'acier au carbone avec une épaisseur de paroi de 6,4 mm.

6. Calcul de CA avec inhibiteur :

Si un inhibiteur de corrosion est utilisé, une nouvelle épaisseur de paroi (CA) est calculée en fonction des conditions spécifiques avec l'inhibiteur.

7. Vérification de CA avec inhibiteur $< 3,2$ mm :

Si l'épaisseur de paroi (CA) calculée avec l'inhibiteur est inférieure à 3,2 mm, il est recommandé d'utiliser de l'acier au carbone avec une épaisseur de paroi de 3,2 mm et un inhibiteur de corrosion pour le pigging (nettoyage des conduites).

8. Vérification de $3,2$ mm $< CA$ avec inhibiteur $< 6,4$ mm :

Si l'épaisseur de paroi (CA) calculée avec l'inhibiteur se situe entre 3,2 mm et 6,4 mm, il est recommandé d'utiliser de l'acier au carbone avec une épaisseur de paroi de 6,4 mm et un inhibiteur de corrosion pour le pigging.

9. Utilisation de l'acier inoxydable avec une épaisseur de paroi de 0,0 mm :

Si aucune des conditions précédentes n'est satisfaite, il est recommandé d'utiliser de l'acier inoxydable avec une épaisseur de paroi de 0,0 mm, ce qui peut indiquer que l'acier inoxydable ne nécessite pas d'épaisseur supplémentaire en raison de sa résistance à la corrosion.

4.4.4 Les résultats du dimensionnement :

En admettant que la nuance d'acier est du 5XL, X65 (S = 4500) dans la zone D ($K_s=0.72$), on va obtenir les résultats suivants :

Les épaisseurs des flowlines :

Flowline	Dext (in)	Pms (bar)	e (mm)
BDSN1	6	166.1	3.90
BDSN2	6	106.81	2.51
BRDS1	6	430.32	10.12
BRDS2	6	165.77	3.89
BRDS EXT1	6	226.38	5.32
BRDS EXT2	6	180.95	4.25
GEA1	6	218.79	5.14
GEA4	6	216.59	5.09
GEA5	6	293.04	6.89
ETB2	6	286.77	6.74
TOU16	6	185.46	4.36
TOU17	6	128.26	3.01
TOUE1	6	247.28	5.81
TOUN1	6	256.74	6.03
TOUN1 BIS	6	262.79	6.18
TOU 21	6	209.22	4.92
TOUP2	6	173.58	4.08
TOUP4	6	110	2.58
TOUQH1	6	150.59	3.54
GEAN1 Bis	6	244.2	5.74
FDAQZH1	6	31.24	0.73
GT42	6	44.77	1.05

TABLE 4.6 – Les épaisseurs des flowlines

Les épaisseurs des trunklines :

Trunkline	Dext	Pms (bar)	e (mm)
BRDSJC2_BRDMF1-Bis	10	106.92	4.19
BRDMF1-Bis_BRDMF1	10	106.7	4.18
BRDMF1_GAJC1	22	95.7	8.25
GEAJC2_GEAMF1	6	88.77	2.08
GEAJC1_Nezla	6	88.77	2.08
TOUMF3_TOUMF1-Bis	16	106.92	6.70
TOUMF4_TOUMF1-Bis	18	106.81	7.53
TOUMF1-Bis_TOUMF1	24	106.04	9.97
TOUMF1_TOUJC1	8	105.93	3.32
GTMF1_GTMF2	6	33	0.77
GTMF2_GTMF3	10	32.45	1.27
GTMF3_GTMF4	10	32.12	1.25
Nezla_CPF-HP	24	82.72	7.78
TOUJC1_CPF-HP	20	90.2	7.07
GTMF4_CPF-BP	16	31.9	2.00

TABLE 4.7 – Les épaisseurs des trunklines

Les surépaisseurs de corrosion :

Afin d’analyser la corrosion des pipes du réseau, on a fait une simulation avec PIPESIM dans le cas de fonctionnement sans inhibiteur de corrosion, par la suite les résultats obtenus des vitesses de corrosion présentés dans le tableau ont montré des valeurs très élevées pour les flowlines ainsi que les trunklines, et donc les surépaisseurs de corrosion calculées ont dépassé la valeur de 6.4mm.

Cela nécessite d’ajouter un inhibiteur de corrosion dans les conduites, d’une concentration de 4%, et une efficacité de 95%.

Cette étape a permis de calculer les nouvelles vitesses de corrosion par la nouvelle simulation, les résultats sont présentés dans le tableau ci-dessous.

NB : Il est important de marquer que l’étape d’ajout d’inhibiteur de corrosion est basée sur le diagramme de choix d’acier préalablement établi.

Les flowlines : Les vitesses sont exprimés en mm/an et les épaisseurs en mm.

Flowline	Vc sans inhibiteur	surép sans inhibiteur	Vc avec inhibiteur	surép avec inhibiteur	tolérance
BDSN1	1.754	35.08	0.055	1.10	3.2
BDSN2	1.754	35.08	0.055	1.10	3.2
BRDS1	1.988	39.77	0.180	3.60	6.4
BRDS2	1.991	39.83	0.223	4.46768	6.4
BRDS EXT1	2.309	46.18	0.2861	5.72	6.4
BRDS EXT2	2.158	43.16	0.311	6.22	6.4
GEA1	1.598	31.97	0.299	5.99	6.4
GEA4	1.598	31.97	0.299	5.99	6.4
GEA5	2.893	57.86	0.317	6.35	6.4
ETB2		0	0	0	3.2
TOU16		0	0	0	3.2
TOU17		0	0	0	3.2
TOUE1		0	0	0	3.2
TOUN1		0	0	0	3.2
TOUN1 BIS		0	0	0	3.2
TOU 21		0	0	0	3.2
TOUP2		0	0	0	3.2
TOUP4		0	0	0	3.2
TOUQH1		0	0	0	3.2
GEAN1 BIS	1.598	31.97	0.299	5.99	6.4
FDAQZH1		0	0	0	3.2
GT42		0	0	0	3.2

TABLE 4.8 – Les surépaisseurs des flowlines

Remarque : Les pipelines où les vitesses de corrosion sont de valeur de 0 m/s , transportent du gaz qui n'est pas riche en CO₂, par la suite cela rend le pipe de très faibles taux de corrosion.

Les trunklines : Les vitesses sont exprimées en mm/an et les épaisseurs en mm.

Trunkline	Vc sans inhibiteur	surép sans inhibiteur	Vc avec inhibiteur	surép avec inhibiteur	tolérance
BRDSJC2_BRDMF1-Bis	2.309	46.18	0.286	5.72	6.4
BRDMF1-Bis_BRDMF1	3.566	71.32	0.271	5.42	6.4
BRDMF1_GAJC1	3.702	74.05	0.138	2.76	3.2
GEAJC2_GEAMF1	1.598	31.97	0.299	5.99	6.4
GEAJC1_Nezla	3.943	78.86	0.187	3.75	6.4
TOUMF3_TOUMF1-Bis		0	0	0	3.2
TOUMF4_TOUMF1-Bis		0	0	0	3.2
TOUMF1-Bis_TOUMF1		0	0	0	3.2
TOUMF1_TOUJC1		0	0	0	3.2
GTMF1_GTMF2		0	0	0	3.2
GTMF2_GTMF3		0	0	0	3.2
GTMF3_GTMF4		0	0	0	3.2
Nezla_CPF-HP	3.394	67.88	0.187	3.75	6.4
TOUJC1_CPF-HP		0	0	0	3.2
GTMF4_CPF-BP		0	0	0	3.2

TABLE 4.9 – Les surépaisseurs des trunklines

Pour les vitesses de corrosion qui sont nulles dans les trunklines, on explique ça par la composition chimique du fluide transporté qui ne contient pas de CO₂.

Sans le CO₂ et d'autres gaz corrosifs comme le H₂S, le fluide serait moins corrosif et pourrait vraisemblablement avoir un taux de corrosion proche de zéro dans les tuyaux.

4.4.5 Les résultats finaux

En ajoutant la surépaisseur de corrosion à l'épaisseur on obtient l'épaisseur totale. L'épaisseur à adopter sera l'épaisseur normalisée immédiatement supérieure à celles calculées, par la suite le choix de matériaux final sera traduit dans les tableaux suivants :

Flowline	Dext (in)	Dext (mm)	e (mm)	Tolérance	ep total	ep norm	Dint (mm)	Matériaux
BDSN1	6	152.4	3.90	3.2	5.00	14.27	123.86	CS
BDSN2	6	152.4	2.51	3.2	3.61	14.27	123.86	CS
BRDS1	6	152.4	10.12	6.4	13.72	14.27	123.86	CS
BRDS2	6	152.4	3.89	6.4	8.36	14.27	123.86	CS
BRDS EXT1	6	152.4	5.32	6.4	11.04	14.27	123.86	CS
BRDS EXT2	6	152.4	4.25	6.4	10.47	14.27	123.86	CS
GEA1	6	152.4	5.14	6.4	11.13	14.27	123.86	CS
GEA4	6	152.4	5.09	6.4	11.08	14.27	123.86	CS
GEA5	6	152.4	6.89	6.4	13.24	14.27	123.86	CS
ETB2	6	152.4	6.74	3.2	6.74	14.27	123.86	CS
TOU16	6	152.4	4.36	3.2	4.36	14.27	123.86	CS
TOU17	6	152.4	3.01	3.2	3.01	14.27	123.86	CS
TOUE1	6	152.4	5.81	3.2	5.81	14.27	123.86	CS
TOUN1	6	152.4	6.03	3.2	6.03	14.27	123.86	CS
TOUN1 BIS	6	152.4	6.18	3.2	6.18	14.27	123.86	CS
TOU 21	6	152.4	4.92	3.2	4.92	14.27	123.86	CS
TOUP2	6	152.4	4.08	3.2	4.08	14.27	123.86	CS
TOUP4	6	152.4	2.58	3.2	2.58	14.27	123.86	CS
TOUQH1	6	152.4	3.54	3.2	3.54	14.27	123.86	CS
GEAN1 BIS	6	152.4	5.74	6.4	11.73	14.27	123.86	CS
FDAQZH1	6	152.4	0.73	3.2	0.73	14.27	123.86	CS
GT42	6	152.4	1.05	3.2	1.05	14.27	123.86	CS

TABLE 4.10 – Dimensionnement final des Flowlines

Trunkline	Dext (in)	Dext(mm)	e (mm)	Tolérance	ep total	ep norm	Dint (mm)	Matériaux
BRDSJC2_BRDMF1-Bis	10	254	4.19	6.4	9.91	15.9	222.2	CS
BRDMF1-Bis_BRDMF1	10	254	4.18	6.4	9.60	15.9	222.2	CS
BRDMF1_GAJC1	22	558.8	8.25	3.2	11.01	12.7	533.4	CS
GEAJC2_GEAMF1	6	152.4	2.08	6.4	8.08	14.27	123.86	CS
GEAJC1_Nezla	6	152.4	2.08	6.4	5.84	14.27	123.86	CS
TOUMF3_TOUMF1-Bis	16	406.4	6.70	3.2	6.70	14.27	377.86	CS
TOUMF4_TOUMF1-Bis	18	457.2	7.53	3.2	7.53	12.7	431.8	CS
TOUMF1-Bis_TOUMF1	24	609.6	9.97	3.2	9.97	12.7	584.2	CS
TOUMF1_TOUJC1	8	203.2	3.32	3.2	3.32	14.27	174.66	CS
GTMF1_GTMF2	6	152.4	0.77	3.2	0.77	14.27	123.86	CS
GTMF2_GTMF3	10	254	1.27	3.2	1.27	15.9	222.2	CS
GTMF3_GTMF4	10	254	1.25	3.2	1.25	15.9	222.2	CS
Nezla_CPF-HP	24	609.6	7.78	6.4	11.53	12.7	584.2	CS
TOUJC1_CPF-HP	20	508	7.071	3.2	7.07	11.9	484.2	CS
GTMF4_CPF-BP	16	406.4	2.00	3.2	2.00	14.27	377.86	CS

TABLE 4.11 – Dimensionnement final des trunklines

chapitre 5:
Simulation hydraulique et
flow assurance du réseau



5.1 Introduction

Une large part des progrès effectués ces dernières années dans les méthodes de prédiction de l'ingénierie fluide s'est concentrée dans le vaste domaine des écoulements appelés multiphasiques ou polyphasiques, comme les écoulements de mélanges gaz liquide ou les écoulements de suspensions de particules ou de gouttelettes. En complément de nombreux résultats expérimentaux et face à l'insuffisance des modèles globaux développés antérieurement (pour certains depuis les années 1950), l'augmentation constante des efforts de recherche et des moyens numériques a permis d'envisager un traitement de plus en plus précis de ce type d'écoulements, que l'on rencontre dans la majorité des procédés industriels.[13]

L'étude des écoulements multiphasiques, où deux phases ou plus (gaz, liquide et solide) coexistent et interagissent, est un domaine complexe et stimulant.

- Les écoulements multiphasiques impliquent deux fluides ou plus, liquides ou gazeux, qui peuvent être miscibles ou non, avec des densités et des viscosités différentes.[14]
- La modélisation des écoulements multiphasiques reste un défi, malgré la disponibilité de modèles élémentaires et de méthodes d'approximation. [14]
- La complexité des phénomènes multiphasiques rend la modélisation difficile, et certains aspects ne peuvent être abordés que par des expériences de base.
- La principale difficulté dans la modélisation des écoulements multiphasiques est l'existence d'interfaces séparant chaque phase. [9]
- Des études expérimentales et numériques ont été menées pour caractériser les écoulements multiphasiques, y compris les écoulements internes turbulents.

Dans ce chapitre, on va présenter les techniques et les outils de simulation utilisés pour la modélisation et l'analyse de ces réseaux. Ensuite on va discuter des avantages de la simulation dans l'évaluation des paramètres du réseau, l'identification des risques et de l'efficacité de ce réseau.

5.2 La modélisation et la simulation

La modélisation :

Un modèle d'un système est tout ce qu'une expérience peut utiliser pour répondre à des questions sur ce système. Cela implique qu'un modèle peut être utilisé pour répondre à des questions ou résoudre des problèmes sur un système sans faire d'expériences en réalité. Au lieu de cela, nous réalisons des expériences simplifiées sur le modèle qui peuvent être considérées comme une sorte de système simplifié qui reflète les propriétés du système réel. Un modèle peut être simplement un élément d'information utilisé pour répondre à des questions dans le cas le plus simple.

Il peut s'agir d'un modèle verbal, physique, ou mathématique.

La simulation :

Une simulation consiste à utiliser un modèle pour améliorer ses performances.

Les simulations peuvent être réalisées par des expériences numériques ou, dans les situations non numériques, par des applications informatiques si le modèle mathématique est représenté sous forme exécutable dans un ordinateur.

Il s'agit d'une méthode facile et sûre pour créer des applications, avec l'avantage supplémentaire que presque toutes les variables du modèle sont observables et contrôlables. Cependant, la valeur des résultats de la simulation dépend entièrement de la manière dont le modèle représente le système réel en termes de questions auxquelles la simulation doit répondre.

Il est possible que la simulation soit :

- Une simulation d'un processus industriel pour connaître le comportement dans différentes conditions d'exploitation afin d'améliorer le processus.
- Une simulation d'un modèle simplifié d'un réseau informatique à commutation de paquets, pour connaître son comportement sous différentes conditions.

5.2.1 L'utilité de la simulation

Les expériences sont trop coûteuses, trop dangereuses, ou le système à étudier n'existe pas encore. Ce sont les principales difficultés de l'expérimentation avec des systèmes réels.

- L'échelle de temps de la dynamique du système n'est pas compatible avec celle de l'expérimentateur. Par exemple, il faut de nombreuses années pour observer de petits changements dans le développement des systèmes, alors que des changements similaires peuvent être rapidement observés dans une simulation informatique.
- Les variables peuvent être inaccessibles. Dans une simulation, toutes les variables peuvent être étudiées et contrôlées, même celles qui sont inaccessibles dans le système réel.
- Manipulation aisée des modèles. Grâce à la simulation, il est facile de manipuler les paramètres d'un modèle de système, même en dehors du domaine de faisabilité d'un système physique particulier. Par exemple, la masse d'un corps dans un modèle de simulation informatisé peut être augmentée de 40 à 500 kg en appuyant sur une touche, alors que ce changement pourrait être difficile à réaliser dans le système physique.
- Suppression des perturbations. Dans la simulation d'un modèle, il est possible de supprimer les perturbations qui pourraient être inévitables dans les mesures du système réel. Cela peut nous permettre d'isoler des effets particuliers et d'acquérir ainsi une meilleure compréhension de ces effets.
- Suppression des effets de second ordre. Souvent, les simulations sont effectuées parce qu'elles permettent de supprimer les effets de second ordre tels que les petites non-linéarités ou d'autres détails de certains composants du système, ce qui peut nous aider à mieux comprendre les effets primaires.

5.3 Le flow assurance

Le terme Flow Assurance est apparu tardivement dans l'industrie pétrolière. Il a été introduit dans les années 90 par Petrobas, et est devenu aujourd'hui l'un des axes majeurs de la recherche dans le domaine pétrolier. Il veut dire en Français la (Garantie de l'écoulement). Il recouvre de nombreuses thématiques hydrauliques, thermiques et chimiques, dont le but est d'assurer l'arrivée des hydrocarbures depuis le réservoir jusqu'au consommateur. Il comprend aussi bien les méthodes de détection efficaces des problèmes au niveau des installations avant qu'ils ne deviennent dramatiques ainsi que leur rémédiation. [15]

Ces dernières années, l'assurance de la sécurité et la rentabilité du transport des flux d'hydrocarbures depuis le réservoir, ou le puit jusqu'au point de traitement ou de vente, a été considérée comme la tâche la plus critique dans le domaine d'hydrocarbures, en raison des longues distances, des pressions élevées et parfois des basses températures qui entraînent des pertes financières dues à la suspension de la production et à l'endommagement des pipelines ou des installations de surface en raison de la présence de dépôts solides.

Les principaux problèmes d'assurance de flux qui doivent être pris en compte sont :

- Rupture du pipeline par corrosion.
- Blocage du pipeline par des hydrates ou de la cire.
- Séparateur inondé de liquides.
- Les pertes de pression importantes dans les pipelines font en sorte que les débits sont inférieurs à ce qui devrait être.

Pour cela, les scénarios suivants doivent être pris en compte lors de l'étude du flow assurance :

- Analyse hydraulique - perte de pression.
- Analyse thermique - perte de chaleur.
- Opérabilité - cooldown, slugging.
- Blocages - hydrates, cire, sable.
- Comportement et viscosité des phases.
- Intégrité mécanique - corrosion, érosion.
- Atténuation - injection de produits chimiques.

5.4 Méthodologie de la simulation

5.4.1 Description du logiciel PIPESIM

PipeSim est un logiciel de simulation de systèmes de pipelines développé par Schlumberger. Il permet de simuler le transport de fluides (liquides, gaz, vapeur, etc.) à travers des pipelines et des réseaux de pipelines. Pipesim est conçu pour aider les ingénieurs de l'industrie pétrolière et gazière à concevoir, optimiser et exploiter des systèmes de pipelines.

Le logiciel utilise des modèles mathématiques pour simuler les écoulements de fluides, la pression, la température et d'autres variables dans les pipelines. Il permet de modéliser des scénarios complexes tels que le pompage, la compression, la séparation, le chauffage et le refroidissement des fluides.

Les résultats de la simulation de Pipesim peuvent être utilisés pour prendre des décisions concernant la conception des pipelines, la sélection des équipements, la gestion des risques et l'optimisation de la production.[3]



FIGURE 5.1 – Logiciel du PIPESIM 2020.1

1. L'interface du logiciel PIPESIM 2020.1 :

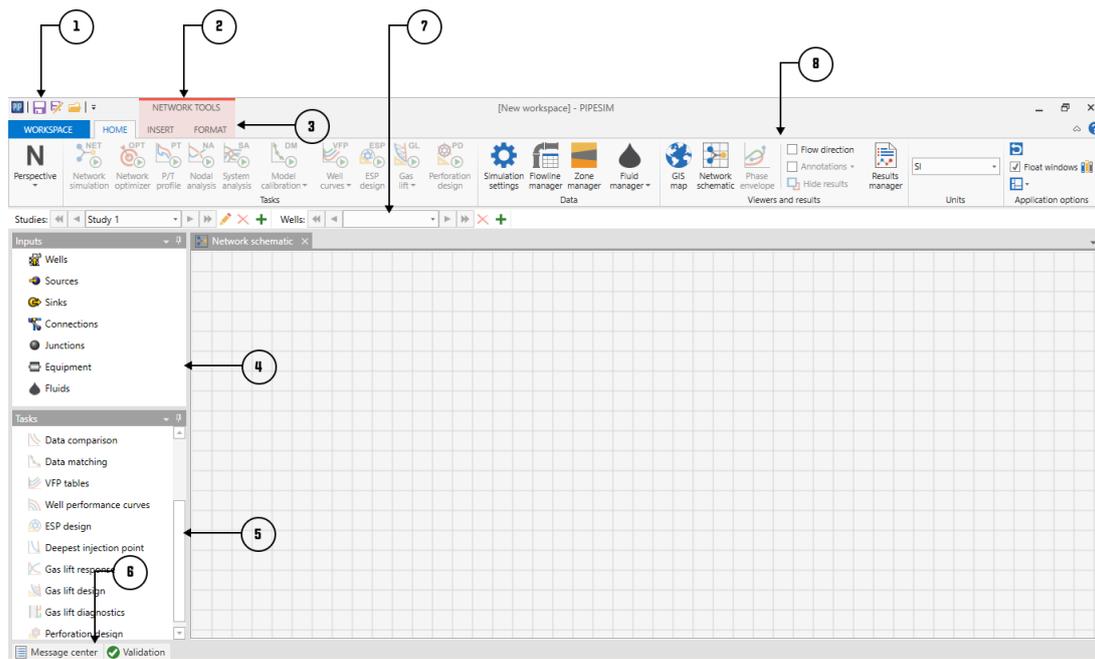


FIGURE 5.2 – L'interface du PIPESIM 2020.1

1. **Quick Access :** Il s'agit d'une barre d'outils personnalisable située en haut de l'écran. Elle permet aux utilisateurs d'accéder rapidement aux commandes et aux outils fréquemment utilisés. Les utilisateurs peuvent ajouter ou supprimer des commandes et des outils de la barre d'outils Quick Access selon leurs besoins.
2. **Barre d'outils contextuelle :** La barre d'outils contextuelle est une barre d'outils qui change en fonction de l'élément sélectionné dans l'espace de travail. Elle permet d'accéder rapidement aux commandes et aux outils les plus couramment utilisés pour cet élément spécifique. Par exemple, si un élément de tuyau est

sélectionné dans l'espace de travail, la barre d'outils contextuelle affichera les commandes et les outils liés à cet élément de tuyau.

3. **Onglets de base** : Les onglets de base sont un ensemble d'onglets situés en haut de l'écran. Ils permettent d'accéder aux principales fonctionnalités du programme Pipesim, tels que les onglets de conception de pipeline, d'analyse hydraulique et d'analyse de résultats.
4. **Volet d'entrée** : Le volet d'entrée est un panneau situé sur le côté gauche de l'écran. Il affiche les paramètres d'entrée pour l'élément sélectionné dans l'espace de travail. Par exemple, si un élément de pompe est sélectionné, le volet d'entrée affichera les spécifications et les réglages de la pompe.
5. **Volet de tâches** : Le volet de tâches est un panneau situé sur le côté droit de l'écran. Il affiche une liste de tâches qui peuvent être effectuées sur l'élément sélectionné dans l'espace de travail. Par exemple, si un élément de pipeline est sélectionné, le volet de tâches peut afficher des tâches telles que (Ajouter une vanne) ou (Changer le diamètre).
6. **Volet d'informations** : Le volet d'informations est un panneau situé en bas de l'écran. Il affiche des informations supplémentaires sur l'élément sélectionné dans l'espace de travail. Par exemple, si un élément de pipeline est sélectionné, le volet d'informations peut afficher des informations sur la perte de pression, le débit et la vitesse.
7. **Barre de contexte** : La barre de contexte est une barre située en haut de l'écran. Elle affiche des informations sur l'élément sélectionné dans l'espace de travail, telles que le type d'élément ou le mode actuel (par exemple, mode de conception, mode d'analyse).
8. **Groupe d'onglets** : Un groupe d'onglets est un ensemble d'onglets qui sont liés les uns aux autres. Par exemple, le groupe d'onglets de conception de pipeline comprend des onglets pour la création et l'édition d'éléments de pipeline, tandis que le groupe d'onglets d'analyse hydraulique comprend des onglets pour effectuer des calculs hydrauliques et analyser le comportement du pipeline.

2. Les corrélations d'écoulement dans PIPESIM

Les corrélations d'écoulements sont utilisées pour déterminer la perte de charge et le maintien dans le système. Pipesim peut modéliser les fluides suivants :

- Gaz
- Gaz condensé
- Liquide
- Liquide et gaz
- Vapeur

Le fluide peut être décrit par les méthodes suivantes :

- Entièrement de composition
- Corrélation de black oil
- Tables à vapeur

Un certain nombre de corrélations d'écoulement ont été proposées au cours des années. Ils sont divisés dans la section suivante :

1. *Monophasé*

- Moody
- AGA.
- Panhandle A
- Hazen-Williams.

2. *Multiphasique – vertical*

- Ansari.
- Baker Jardine Revised.
- Beggs et Brill Original.
- Beggs et Brill Original, TaitelDukler map.
- Duns et Ros.
- Duns et Ros, TaitelDuklermap.
- Govier et Aziz.
- Hagedorn et Brown, Duns et Ros map.
- Lockhart et Martinelli.
- OLGA-S 2000 Steady State.
- Shell SIEP Correlations.

3. *Multiphasique - horizontal*

- Baker Jardine Revised.
- Beggs et Brill Original, TaitelDukler map.
- Brill et Minami.
- Dukler , AGA + Flanagan (Eaton holdup).
- Duns et Ros, TaitelDuklermap.
- Lockhart et Martinelli, TaitelDuklermap.
- OLGA-S 2000 Steady State.
- Shell SIEP Correlations.
- Shell SRTCA Corrélation[3]

3. OLGAS 2017.1 2-phase / OLGAS 2000 3-phase

Les modèles mécaniques OLGAS sont applicables à tous les angles d'inclinaison, diamètres de conduites et propriétés des fluides. Le modèle de Bendiksen à deux phases prend en compte l'écoulement gaz-liquide, tandis que le modèle à trois phases prend en compte l'écoulement gaz-huile-eau.

Ce modèle utilise des équations de continuité distinctes pour le gaz, le liquide en vrac et les gouttelettes de liquide, qui sont couplées par un transfert de masse interphase. Deux équations de quantité de mouvement sont résolues : une appliquée au bilan combiné pour le gaz et les gouttelettes de liquide, le cas échéant, et une équation de quantité de mouvement séparé pour le film liquide. OLGAS prend en compte quatre régimes d'écoulement : stratifié, annulaire, en bouchon et à bulles dispersées, et utilise un critère unique de glissement minimum pour prédire les transitions de régime d'écoulement.

Le modèle OLGA à 2 phases utilise le modèle de viscosité liquide défini dans la définition des propriétés des fluides de PIPESIM. Le modèle à 3 phases utilise la corrélation des émulsions de Pal et Rhodes pour calculer la viscosité des liquides sur la base des viscosités de l'huile et de l'eau définies dans la définition du modèle de fluide PIPESIM ; les options de viscosité des liquides définies dans le modèle de fluide PIPESIM ne sont pas prises en compte.

OLGAS est basé en grande partie sur les données du laboratoire d'écoulement multiphasique de SINTEF près de Trondheim, en Norvège. Les installations d'essai ont été conçues pour fonctionner dans des conditions proches de celles du terrain. La boucle d'essai mesure 800 m de long et 8 pouces de diamètre. Des pressions de fonctionnement comprises entre 20 et 90 barg ont été étudiées. Des vitesses superficielles de gaz allant jusqu'à 13 m/s et des vitesses superficielles de liquide allant jusqu'à 4 m/s ont été obtenues. Afin de simuler la gamme de viscosités et de tensions superficielles rencontrées dans les applications sur le terrain, différents hydrocarbures liquides ont été utilisés (Naphtha, diesel et huile de graissage). L'azote a été utilisé comme gaz. Des angles d'inclinaison du pipeline compris entre 1° ont été étudiés, ainsi que l'écoulement vers le haut ou vers le bas d'une section de colline en amont d'une colonne montante verticale de 50 m de haut. Plus de 10 000 expériences ont été réalisées sur cette boucle d'essai au cours d'une période de huit ans. L'installation a fonctionné en régime permanent et en mode transitoire.

5.4.2 Description du logiciel OLGA



FIGURE 5.3 – Le logiciel OLGA 2017 2.0

Le simulateur d'écoulement multiphasique dynamique OLGA modélise les comportements dépendant du temps, ou écoulement transitoire, pour maximiser le potentiel de production. La modélisation transitoire est un élément essentiel pour les études de faisabilité et la conception du développement sur le terrain. La simulation dynamique est essentielle en eau profonde. Il est largement utilisé dans les développements offshore et onshore pour étudier le comportement transitoire dans les pipelines et les puits de forage. La conception et l'exploitation réussies d'un système de production nécessitent une compréhension détaillée du comportement de l'écoulement multiphasique. La modélisation et la simulation des flux fournissent des informations précieuses sur le comportement des flux, y compris la physique qui décrit le flux à travers l'ensemble des systèmes de production, du pore du réservoir à l'installation de traitement. De la dynamique de puits de forage pour toute complétion de puits aux systèmes de pipelines avec différents types d'équipements, le simulateur OLGA fournit une prédiction des conditions opérationnelles clés impliquant un écoulement transitoire.[16] Le simulateur OLGA fournit des applications clés de simulation de flux pour :

- Étudier les instabilités de flux.
- Les séparateurs et les slug catchers.
- La prédiction des solides (par exemple, les hydrates et la cire).
- Simuler la procédure opérationnelle clé, y compris le démarrage (start-up), l'arrêt (shutdown) et le raclage (pigging).
- Modèle pour la planification d'urgence (densité et débits de boue mortelle pour le contrôle des éruptions).
- Évaluer le risque environnemental dans les environnements complexes de forage en eau profonde.

1. L'interface du logiciel OLGA2017 2.0 :

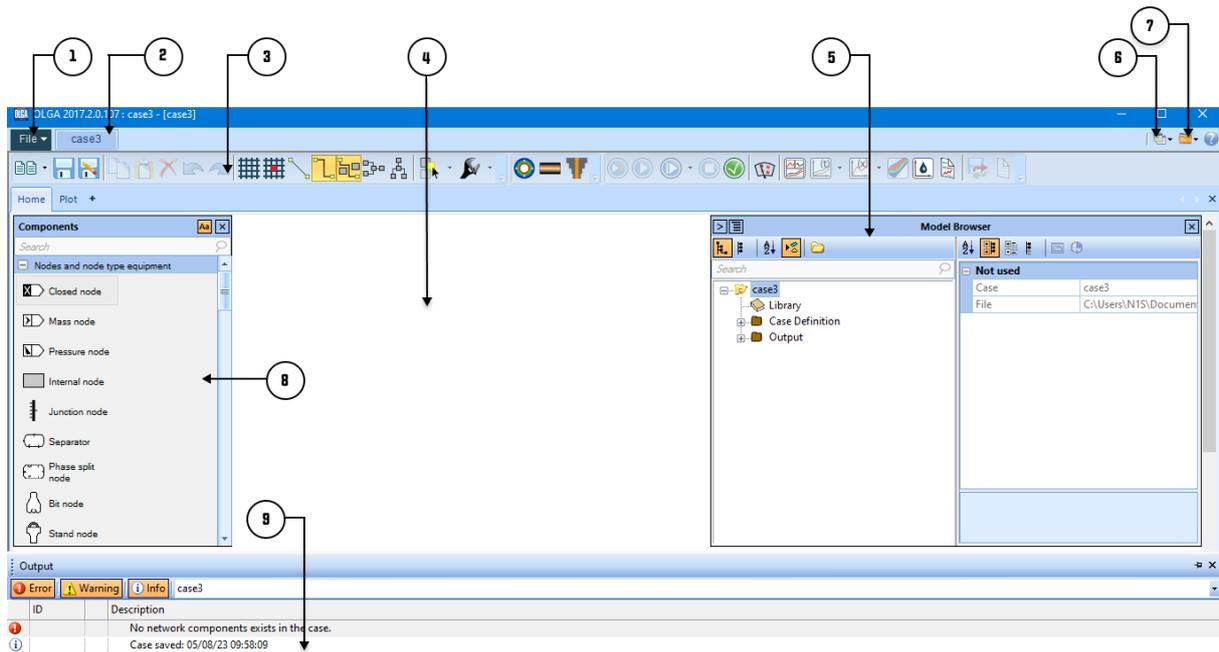


FIGURE 5.4 – L'interface du OLGA 2017 2.0

1. **File menu** : Le menu Fichier est un menu déroulant situé en haut à gauche de l'interface du logiciel Olga. Il contient des commandes pour ouvrir, enregistrer et fermer les fichiers de simulation, ainsi que des options pour créer de nouvelles simulations, importer et exporter des données et définir les préférences du logiciel.
2. **Case tabs** : Les onglets de cas sont les onglets individuels qui affichent les cas de simulation ouverts dans l'interface du logiciel Olga. Plusieurs cas de simulation peuvent être ouverts et affichés simultanément en sélectionnant les onglets de cas correspondants.
3. **Case toolbar** : La barre d'outils de cas est un menu horizontal situé au-dessus des onglets de cas dans l'interface du logiciel Olga. Elle contient des boutons pour les tâches de simulation courantes, telles que l'exécution des simulations, la configuration des conditions aux limites et l'ajustement des paramètres de simulation.
4. **Diagram view** : La vue diagramme est l'interface graphique principale pour la création et la modification de modèles de simulation dans Olga. Elle affiche une représentation visuelle du modèle de simulation et permet aux utilisateurs d'ajouter, de supprimer et de modifier des composants de simulation.
5. **Model browser** : Le navigateur de modèle est une fenêtre de navigation située sur le côté gauche de l'interface du logiciel Olga. Il affiche une liste hiérarchique de tous les composants de simulation du modèle de simulation en cours, organisés par type et fonction.
6. **View menu** : Le menu Affichage est un menu déroulant situé en haut de l'interface du logiciel Olga. Il contient des commandes pour ajuster les paramètres d'affichage de la vue diagramme, notamment le zoom, la mise en page et l'affichage ou le masquage des composants de simulation.

7. **Project menu** : Le menu Projet est un menu déroulant situé en haut de l'interface du logiciel Olga. Il contient des commandes pour gérer les projets de simulation, notamment la création, l'ouverture et la fermeture des fichiers de projet, ainsi que la définition des propriétés du projet et l'enregistrement des résultats de simulation.
8. **Components view** : La vue Composants est une fenêtre située sur le côté droit de l'interface du logiciel Olga. Elle affiche une liste de tous les composants de simulation disponibles dans Olga, organisés par type et catégorie. Les utilisateurs peuvent faire glisser et déposer des composants depuis la vue Composants sur la vue diagramme pour les ajouter au modèle de simulation.
9. **Output view** : La vue de sortie est une fenêtre située en bas de l'interface du logiciel Olga. Elle affiche les résultats de simulation, notamment les graphiques, les données numériques et les messages de diagnostic. Les utilisateurs peuvent personnaliser la vue de sortie pour afficher les résultats qui les intéressent et enregistrer ou exporter les données de sortie selon les besoins.

2. Le modèle de calcul hydraulique OLGA

Le modèle thermo hydraulique de OLGA est basé sur un ensemble d'équations :

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

Pour un écoulement triphasé standard, cinq champs de masse sont pris en compte : masse de la phase gazeuse, masse de l'huile dans les couches liquides, masse de l'eau dans les couches liquides, masse de gouttelettes d'huile dans le gaz et masse des gouttelettes d'eau dans le gaz - qui donne cinq équations de transport de la masse. Les seuls termes de transfert de masse pris en compte sont ceux qui régissent l'entraînement et le dépôt de gouttelettes, ce qui donne les cinq équations de transport de masse. Les autres dispersions et la distribution de masse entre les phases sont données instantanément en fonction des conditions actuelles.

$$\frac{\partial \rho u}{\partial x} = 0 \quad (5.1)$$

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

Dans un écoulement triphasique, 03 quantités de mouvement sont considérées : une pour le gaz, une pour l'huile et une pour l'eau.

$$\frac{\partial \rho u^2}{\partial x} = -\frac{\partial p}{\partial x} - \frac{\lambda}{Di} \frac{\rho u^2}{2} + \rho g \cos \alpha \quad (5.2)$$

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

$$\frac{\partial \rho u E}{\partial x} = \frac{4}{Di} U_0 (T - T_e) \quad (5.3)$$

3. Le modèle de calcul du volume du slug et débit de drainage

Le calcul du volume de slug (Surge) à l'entrée des SC a été effectué à partir de l'équation suivante :

$$V_{surge} = \int_{\Delta t}^0 (Q_l(t) - Q_D) dt \quad (5.4)$$

Où :

- **Vsurge** : volume du liquide accumulé dans l'entrée du séparateur
- **QL(t)** : débit de liquide à l'entrée du séparateur
- **T** : temps
- ΔT : durée du slug
- **QD** : taux de retrait au niveau du séparateur

5.4.3 Description du logiciel PVTSim :

PVTSim est un logiciel polyvalent de modélisation de l'équation d'état (EoS) qui permet à l'utilisateur de simuler les propriétés des fluides et les données PVT expérimentales. PVTSim est le principal logiciel commercial détenu, commercialisé et développé par Calsep, ce qui garantit des améliorations continues et à long terme du logiciel. PVTSim est divisé en un certain nombre de modules, d'interfaces et d'applications.[17]



FIGURE 5.5 – Logiciel du PVTSim

Pourquoi choisir PVTSim ? Lancé pour la première fois en 1988, PVTSim est utilisé par plus de 300 des plus grandes compagnies pétrolières et gazières du monde et par des spécialistes des laboratoires PVT. Plus de 30 ans de collecte de données et de projets industriels communs ont fait de PVTSim l'un des simulateurs de fluides pétroliers les plus polyvalents et les plus fiables. PVTSim est un outil unique qui peut être utilisé par des ingénieurs de différentes disciplines pour le cycle de vie d'un fluide de réservoir d'hydrocarbures, assurant ainsi la cohérence des calculs PVT dans différents domaines d'ingénierie.[17]

Aussi il existe quelques caractéristiques distinctives de PVTSim qui sont les suivantes :

- Caractérisation fiable et prédictive des fluides de réservoir grâce à la flexibilité des composants.
- Importation automatisée des rapports PVT.
- Equations d'état : Neuf variations d'EoS cubiques, PC-SAFT et GERG-2008.

- Modélisation des composants polaires à l'aide de SRK ou PR avec la règle de mélange Huron-Vidal, CPA ou classique.
- Constructeur automatisé d'EoS comprenant un suivi détaillé des paramètres de régression et des résultats pour une transparence totale.
- Caractérisation de plusieurs fluides à une EoS commune, avec et sans régression.
- Variation de la composition en fonction de la profondeur en tenant compte de l'impact d'un gradient de température vertical.
- Simulation entièrement compositionnelle du dépôt de cire le long des pipelines.
- Viscosités du gaz, du pétrole, de l'eau, du pétrole avec cire en suspension et des émulsions eau-huile.

1. Création des fluides en PVTsim :

PVTsim propose 3 options d'entrée de composition différentes. L'une d'entre elles est la composition classique des fluides, basée sur la masse molaire ou le poids, avec l'entrée des masses moléculaires et des densités pour chaque fraction C7+. Un autre mode d'entrée est destiné aux analyses de fluides GC étendues, qui peuvent compter plusieurs isomères C7+, mais qui manquent de données détaillées de poids moléculaire et de densité pour les fractions lourdes. Une analyse du point d'ébullition réel (TBP) pour une huile stable peut être convertie en composition molaire et utilisée dans les simulations, éventuellement après recombinaison avec une composition de gaz pour créer la composition complète du fluide du réservoir.

Neuf variantes des équations d'état (EoS) cubiques Peng-Robinson (PR) et Soave-Redlich-Kwong (SRK) sont prises en charge, avec la possibilité d'utiliser une translation de volume constante ou dépendante de la température. L'EoS PC SAFT est disponible pour les simulations générales de flash et de PVT ainsi que pour les simulations d'asphaltènes. Pour les prévisions de haute précision des propriétés des gaz, telles que les facteurs Z et les points de rosée, l'EoS GERG-2008 est disponible avec des calculs de flash non aqueux, une enveloppe de phase, un générateur de propriétés et une interface OLGA.

Les modèles EoS développés pour les fluides de réservoir utilisant une équation d'état cubique standard peuvent être facilement étendus pour prendre en compte l'eau, les inhibiteurs d'hydrates et d'autres composants polaires, et d'autres composants polaires.[17]

2. Etapes de la création d'un fluide dans PVTsim :

Pour entrer un fluide dans PVTsim on va suivre les étapes suivantes :

1. Création d'un nouveau projet ou ouvrir un projet existant dans lequel on souhaite entrer le nouveau fluide.
2. Dans l'interface de PVTsim, on recherche l'option permettant d'ajouter un fluide ou une composition, comme montré dans la figure ci-dessous :

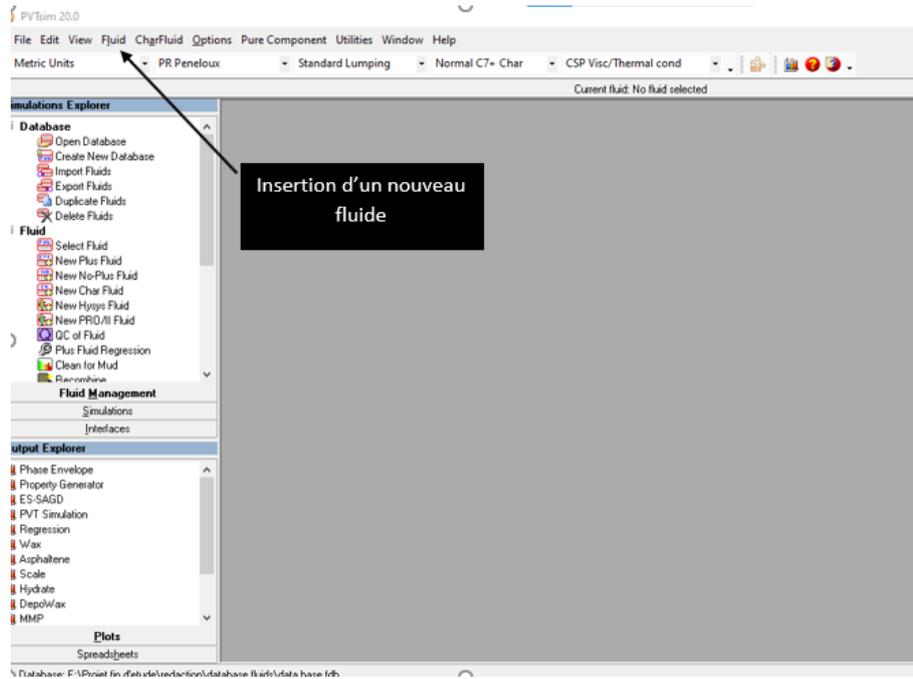


FIGURE 5.6 – Création d'un fluide dans PVTsim

3. Cliquer sur cette option pour ouvrir le formulaire de composition du fluide.
4. Entrer les propriétés du fluide, telles que les fractions molaires des composants, les températures critiques, les pressions critiques, etc. On peut entrer ces informations manuellement ou les importer à partir d'une base de données ou d'un fichier externe.

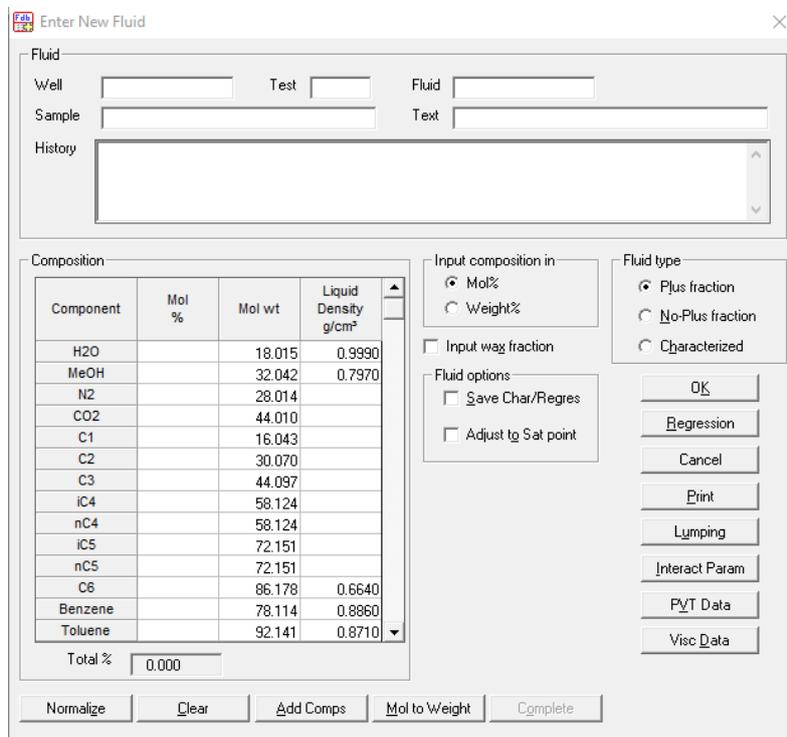


FIGURE 5.7 – Les propriétés du fluide dans PVTsim

5. Une fois que toutes les informations nécessaires sont entrées, on enregistre le fluide dans le projet créé.

3. Création d'un tableau PVT :

Afin d'effectuer des simulations dans PVTsim ou OLGA, ces logiciels ont besoin d'une table PVT qui doit être générée à l'aide de PVTsim.

Dans ce qui suit, on va présenter les étapes nécessaires à la création de cette table PVT.

1. On doit assurer d'avoir enter le fluide dans le projet PVTsim conformément aux étapes ci-dessus.
2. Dans l'interface de PVTsim, on recherche l'option permettant de créer un tableau PVT ou de générer des données PVT comme montré dans la figure suivante :

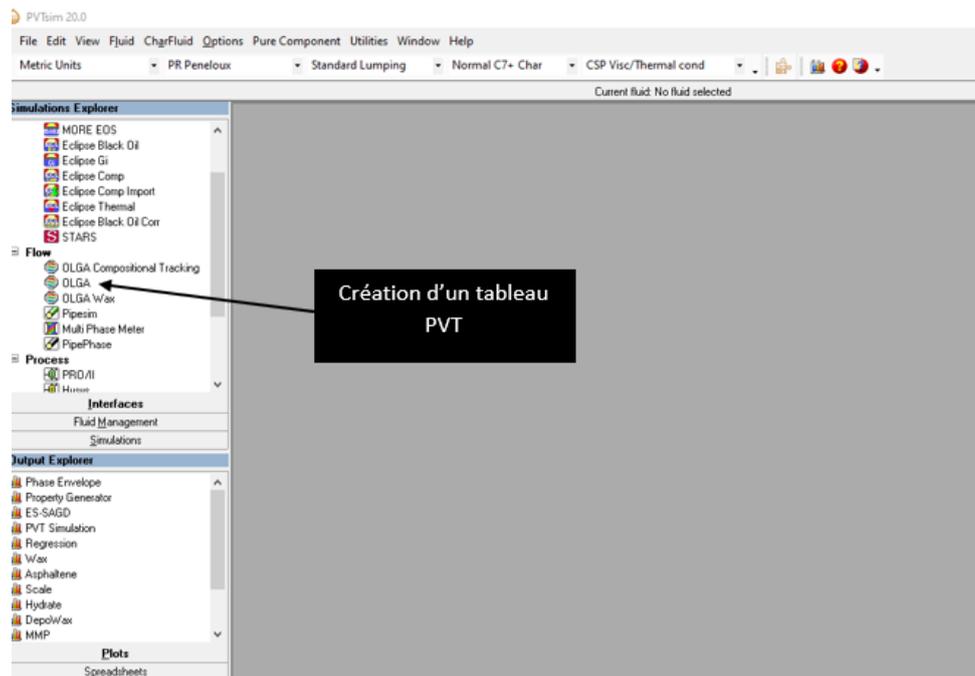


FIGURE 5.8 – Création d'un tableau PVT dans PVTsim

3. On clique sur cette option pour spécifier les conditions de simulation pour lesquelles on souhaite obtenir le tableau PVT. Cela comprend généralement la plage de températures, la plage de pressions et les incréments pour lesquels on souhaite générer les données.

FIGURE 5.9 – Creation d'un OLGA file

4. On lance la simulation en cliquant sur le bouton Ok.
5. Une fois la simulation terminée, on voit le tableau PVT affiché à l'écran. Comme on peut également l'exporter vers un fichier pour l'utiliser dans un autre logiciel.

5.5 Modélisation du réseau de collecte de gaz GT

5.5.1 Modélisation et simulation par PIPESIM

Afin de vérifier les résultats des diamètres et des épaisseurs de paroi obtenus dans le chapitre précédent, nous allons procéder à la modélisation du réseau de gaz de GUASSI TOUIL qui comporte 22 nouveaux puits et leurs collecteurs associés, cette étude est également réalisée à l'aide de Pipesim en régime permanent afin de réaliser le suivant :

- Dimensionner les conduites pour minimiser la chute de pression sévère tout en maintenant un débit stable dans les limites de la pression de service maximale admissible (Pms).
- Examiner les dimensions de conception du système et les paramètres d'exploitation pour une gamme de données d'entrée, comparer et valider le modèle choisi.
- Identifier le risque de formation de slug dans les colonnes montantes.
- Identifier les endroits sujets à la corrosion et prévoir les taux de corrosion du CO₂.
- Modéliser l'érosion à l'aide des normes, et vérifier que l'EVR reste en dessous de la limite critique (0.8).

- Gérer l'intégrité des pipelines grâce à la prédiction de l'érosion et de la corrosion.
- Identifier les risques de formation potentielle de solides, notamment de cires, d'hydrates, d'asphaltènes et d'écailles.
- Évaluer le risque de dépôt de cire le long des conduites d'écoulement.
- Analyser le réseau à l'état permanent pour détecter une éventuelle contrainte de débit.

1. Procédure de la simulation du réseau avec PPIESIM

Pour les étapes de la simulation, on procède comme suit :

1. Sélectionner le modèle PIPESIM (branche unique ou réseau).
2. Sélectionner les unités SI, field ou métrique.
3. Définir les données fluides, (la composition chimique).
4. Sélectionner et connecter le modèle du réseau.
5. Sélectionner la corrélation d'écoulement (simple/multiphasique).
6. Définir les conditions aux limites (pressions, débits).
7. Exécuter le modèle.
8. Analyser les résultats.

Pour les paramètres de pression, température et débit on va introduire ceux du tableau 3.2 et la composition chimique mentionnée dans l'annexe.

2. Le choix de corrélation :

Pour le choix d'une meilleure corrélation convenable à utiliser pour le calcul hydraulique des pipelines, nous choisissons la corrélation là où les conditions d'application sont proches de notre cas, après on va procéder aux manières suivantes pour déterminer la corrélation convenable :

1. Introduisons les données du pipeline.
2. Tracer la courbe de chute de pression dans le pipeline en fonction de la longueur du pipeline.
3. Tracer la courbe de chute de pression dans le pipeline en fonction de la longueur du pipeline pour chaque corrélation.
4. La corrélation la plus adéquate est celle qui donne le profil de pression dans le pipeline proche de celle mesurée.

Corrélations de la simulation du réseau :

Par la suite on va choisir les corrélations suivantes :

- **Corrélation d'écoulement horizontal** :OLGAS 2017.1 3-phase HD
- **Corrélation d'écoulement vertical** : OLGAS 2017.1 3-phase HD
- **Modèle du transfert de chaleur** :Kreith 2009 method
- **Modèle d'érosion** :API14e
- **Modèle de corrosion** :de Waard (1995)

5.5.2 Modélisation et simulation par OLGA

Les opérations en régime non stationnaire, telles que les démarrages, les arrêts, les pertes de charge, sont souvent trouvées dans les réseaux de collecte de gaz. En observant les perturbations de ces phénomènes on peut garantir un fonctionnement sûr et efficace de ce réseau. Cependant, l'analyse de ces scénarios dynamiques peut être extrêmement complexe en raison des interactions complexes entre les phases du fluide (gaz, liquide) et les équipements présents dans la ligne.

OLGA offre une solution pour simuler ces régimes non stationnaires en prenant en compte des divers facteurs tels que la pression, la température, la composition chimique des fluides, le profil en long des conduites, les phénomènes de transfert de chaleur et les caractéristiques des équipements.

Cette étude propose l'utilisation d'OLGA pour simuler un réseau de collecte de gaz dans le contexte de régime non stationnaire en plusieurs scénarios représentatifs.

1. Scénario du fonctionnement normal à 100% du débit :

Dans un système de production pétrolière et gazière, le fonctionnement normal correspond à la phase où la production est en cours et où le flux de gaz circule de manière régulière à travers les pipelines et les installations de traitement. Pendant cette phase, les opérations sont conformes aux paramètres de conception préétablis pour assurer un fonctionnement efficace et sécurisé du système.

- Pour le trunklines du système haute pression le débit est à : 8.5 MMSCMD
- Pour le trunklines du système basse pression le débit est à : 4 MMSCMD

Ce cas d'étude permet de vérifier les problèmes suivants :

- **Identification des slugs hydrodynamiques :** Un slug hydrodynamique se produit lorsqu'une grande quantité de liquide est entraînée par une petite quantité de gaz dans un pipeline. Cela peut entraîner des fluctuations de pression et de débit qui peuvent affecter la performance du système. L'analyse des profils de pression et de débit peut servir à identifier ces slugs hydrodynamiques et à évaluer leur impact sur le système.
- **Validation du modèle dynamique par rapport aux résultats du régime permanent :** Le modèle dynamique utilisé dans la simulation d'OLGA doit être validé en comparant les résultats obtenus lors du fonctionnement normal avec les résultats du régime permanent. Le régime permanent fait référence à l'état stable du système lorsque les conditions de fonctionnement sont constantes. On peut comparer les profils de pression, de débit et d'autres paramètres clés obtenus à partir de la simulation dynamique avec les résultats du régime permanent pour évaluer la précision du modèle.

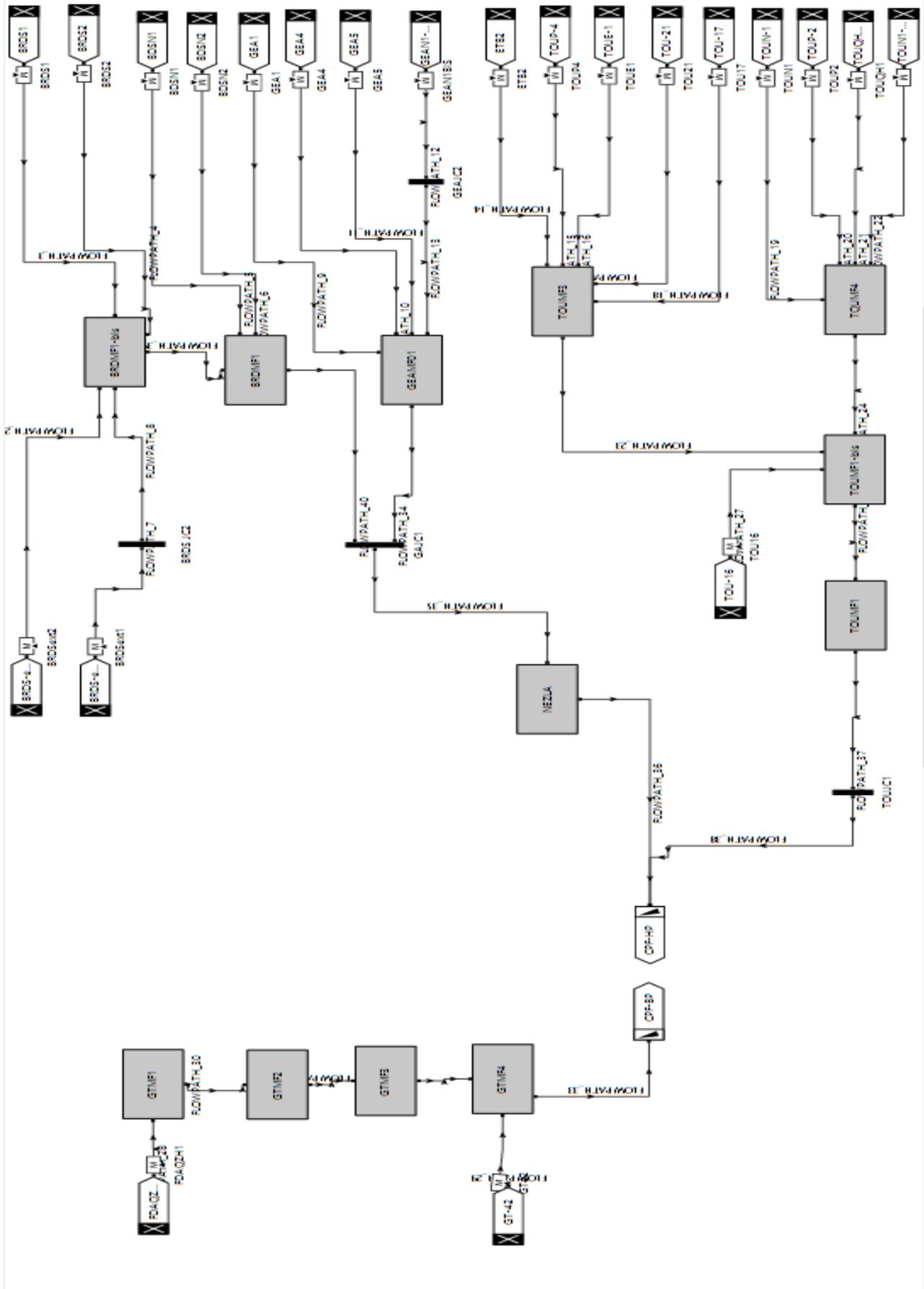


FIGURE 5.11 – Plan du réseau sous OLGA

2. Scénario de turndown à 50% du débit

Lors l'étude du flow assurance d'un réseau de collecte ou un système de transport, le scénario de turndown est souvent modélisé et simulé. Il s'agit d'analyser le comportement du réseau pour la réduction du débit à 50% du débit nominale pour les trois puits suivants BRDS-1, TOUE-1, GEA-5.

On réalise ce scénario pour :

1. **Évaluation des performances** : Simuler le scénario de turndown permet d'évaluer comment le système se comporte à des débits plus faibles, par la suite d'identifier les éventuels problèmes de performance, tels que des pertes de pression excessives, des déséquilibres de débit, des problèmes de stabilité.
2. **Optimisation du dimensionnement** : En comprenant les performances à faible débit, la réalisation du réseau peut s'ajuster à des nouvelles spécifications des équipements, tels que les diamètres de tuyaux, les capacités des compresseurs, y compris les débits de drainage du slug catcher pour garantir une efficacité et une fiabilité optimales.

Réalisation du scénario de turndown :

On réalise le scénario du turndown dans le simulateur d'OLGA en réduisant le débit de fonctionnement à 50% du débit nominal pour les puits mentionnées dans le tableau, après on exécute la simulation :

Puit	Débit (m3/j) à 50 %
BRDS-1	150000
GEA-5	185000
TOUE-1	205000

TABLE 5.1 – Débit du Turndown des puits

3. Scénario du pigging (raclage) :

Dans ce scénario le but est d'avoir une idée sur les changements qui vont se passer à l'entrée du racleur. Dans le cas d'un pipeline en activité, le nettoyage est un processus essentiel et un facteur critique. Il vient de garantir la sécurité de l'exploitation et l'intégrité de la conduite. Une canalisation propre assure un bon rendement de l'écoulement et l'efficacité des programmes d'inhibition chimique.

Le processus de pigging pour la Trunkline NZJC1-HP-SC se déroule comme suit :

1. Réduction de la production du MFD GEAJC1 à 50% : Avant de commencer l'opération de pigging, la production du MFD GEAJC1 est réduite de moitié.
2. Réduction du débit du MFD NZJC1 à 50% : Le débit du MFD NZJC1, qui alimente la Trunkline, est également réduit de moitié.
3. Lancement du pig : Au bout de 4 heures, le pig est introduit depuis l'entrée de la Trunkline 24" NZJC1 jusqu'au pig receiver situé au HP-SC (point de réception du pig). Le pig est propulsé par un fluide sous pression et traverse le système pour éliminer les débris et les dépôts accumulés.

4. Maintien du débit ajusté : Pendant que le pig se déplace à travers la Trunkline, le débit est maintenu à un niveau ajusté. Cela garantit que le pig peut progresser sans obstruction jusqu'à ce qu'il atteigne le pig receiver.
5. Augmentation progressive de la production de la Trunkline GEAJC1 : Au bout de 8 heures, la production de la Trunkline GEAJC1 est progressivement augmentée pour revenir à 100%. Cette augmentation est réalisée en étapes de 20% toutes les 0,5 heures, suivies d'un temps de maintien de 1,5 heures pour assurer une circulation régulière du fluide.

Cette séquence de pigging permet d'effectuer le nettoyage de la Trunkline NZJC1-HP-SC en réduisant la production des MFD GEAJC1 et NZJC1, puis en lançant le pig dans la Trunkline. Le débit est maintenu de manière ajustée pendant que le pig se déplace, et ensuite la production est progressivement rétablie pour revenir à son niveau normal.

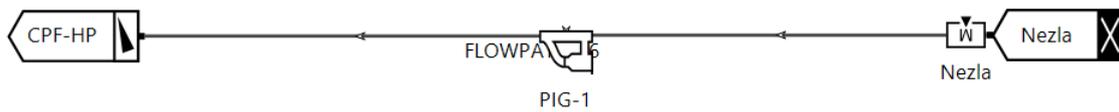


FIGURE 5.12 – Opération du pigging dans le trunkline Nezla-CPF

Pour l'opération de raclage au niveau du flowline BDSN1_ BRDMF1, les mêmes étapes préalablement établies pour le trunkline sont exécutées.



FIGURE 5.13 – Opération du pigging dans le flowline BDSN1-BRDMF1

chapitre 6:
Résultats de la simulation
et l'interprétation



Introduction

En se basant sur le chapitre précédent, cette partie présente les résultats obtenus à partir des études de simulation menées sur le réseau de GASSI TOUIL avec OLGA et PIPESIM. On analyse et on interprète les résultats de la simulation, en mettant en évidence les indicateurs de performance clés tels que la distribution de la pression, les débits et l'efficacité du réseau ainsi que le volume du slug accumulé à l'entrée du CPF. En outre, on examine les conclusions de ces résultats sur le design global et le fonctionnement du système de collecte de gaz.

6.1 Résultats PIPESIM

Le graphe de formation d'hydrate

Le graphe suivant représente l'hydrate sub-cooling temperature difference qui est la différence entre la température de formation des hydrates et la température du fluide qui s'écoule. Si cette différence est positive, le fluide se trouve dans la région de formation des hydrates à cet endroit du système.

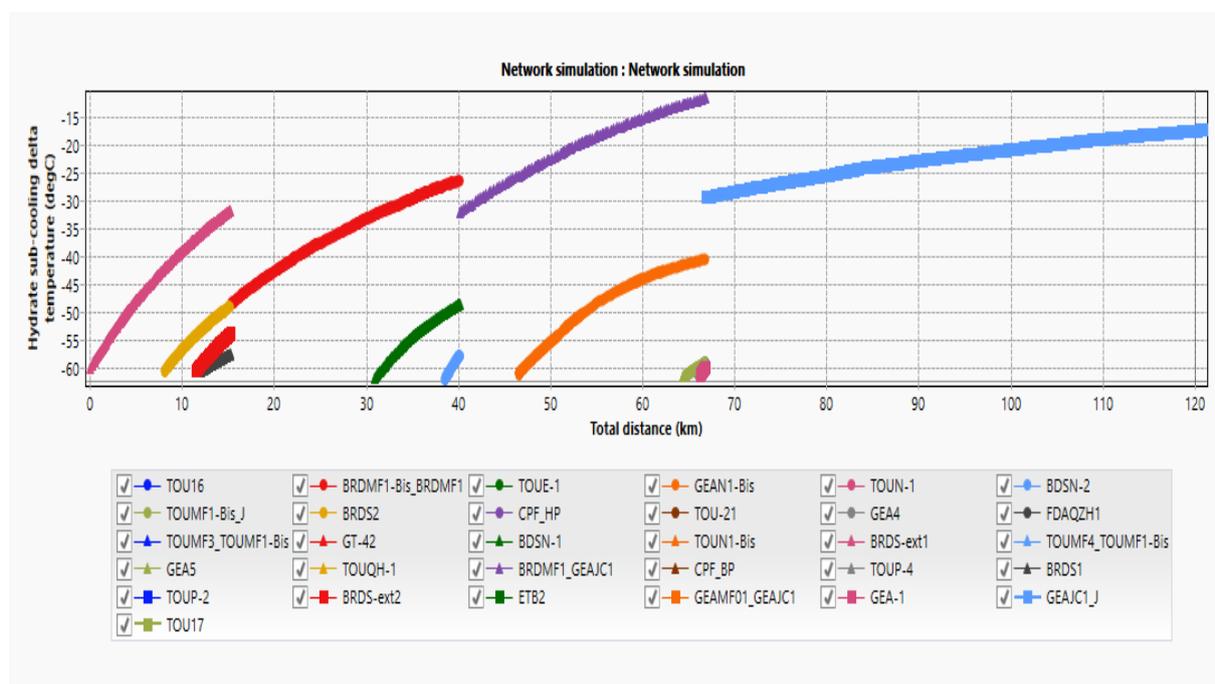


FIGURE 6.1 – hydrate sub-cooling temperature difference

Les résultats de la simulation sous PIPESIM sont présentés dans le tableau suivant :

	DP (bar)	DT (C)	ST gas at outlet (mmsm3/d)	ST GOR at outlet (sm3/sm3)
BDSN-1	1.747054	25.02608	0.199	3550.937
BDSN-2	0.070274	21.16468	0.152999	4085.568
BRDMF1_GEAJC1	3.332392	20.13669	1.38818	2796.854
BRDMF1-Bis_BRDMF1	12.28539	22.26138	1.035964	2563.985
BRDS1	2.622079	17.33115	0.425008	2713.089
BRDS2	4.563818	25.17344	0.186999	3384.381
BRDS-ext1	4.530663	50.15779	0.245	1987.877
BRDS-ext2	1.051947	23.77271	0.178999	2612.433
ETB2	0.34204	42.72233	0.231	20133.64
FDAQZH1	2.111648	64.4436	0.069	5240.207
GEA-1	0.155441	11.11284	0.246999	4548.65
GEA4	0.151863	14.2201	0.246999	2365.85
GEA5	1.6678	15.86033	0.371007	4034.53
GEAN1-Bis	2.760421	25.05199	0.327003	1123.47
GT-42	0.693326	48.81229	0.179999	335886.8
TOU16	1.19911	24.36266	0.422997	4472.759
TOU17	0.186243	26.23573	0.165999	6142.933
TOU-21	0.561588	38.71932	0.250001	4665.158
TOUE-1	3.726861	27.58577	0.58899	5277.39
TOUMF1-Bis_J	10.34929	19.10886	3.116551	3856.125
TOUMF3_TOUMF1-Bis	0.857094	6.503715	1.355984	6073.42
TOUMF4_TOUMF1-Bis	0.87163	9.668926	1.337427	2723.27
TOUN-1	1.249593	8.031959	0.552009	1606.98
TOUN1-Bis	0.287784	11.85116	0.384996	5240.207
TOUP-2	0.136837	28.12261	0.199999	5240.207
TOUP-4	0.581095	49.84872	0.120001	6210.927
TOUQH-1	0.337676	40.86744	0.199999	5240.207
CPF_BP	0.276705	-4.05062	0.249056	18710.84
Nezla_CPF HP	3.877547	5.569981	2.58337	4570.627

TABLE 6.1 – Résultats de la simulation sous PIPESIM

Les valeurs de l'indice de GOR varient de 1000 à 6000 m³/m³ ce qui indique que la production se concentre globalement sur le gaz sec.

	EVR max (frac)	HSCDT (C)	Mean slug length(m)	mean slug frequency
BDSN-1	0.149997	-48.51306	0	0
BDSN-2	0.115012	-57.88285	0	0
BRDMF1_GEAJC1	0.084626	-11.43063	0	0
BRDMF1-Bis_BRDMF1	0.105095	-26.43286	0	0
BRDS1	0.309339	-57.54746	0	0
BRDS2	0.131246	-49.07977	0	0
BRDS-ext1	0.185556	-31.71292	0	0
BRDS-ext2	0.133168	-53.6917	0	0
ETB2	0.15393		0	0
FDAQZH1	0.083197		0	0
GEA-1	0.177028	-59.6254	0	0
GEA4	0.177033	-59.06698	0	0
GEA5	0.290913	-58.83901	0	0
GEAN1-Bis	0.231271	-40.58	0	0
GT-42	0.198385		0	0
TOU16	0.308519		0	0
TOU17	0.118289		0	0
TOU-21	0.181418		0	0
TOUE-1	0.414629		0	0
TOUMF1-Bis_J	0.317063		0	0
TOUMF3_TOUMF1-Bis	0.297105		0	0
TOUMF4_TOUMF1-Bis	0.333769		0	0
TOUN-1	0.460093		0	0
TOUN1-Bis	0.277231		0	0
TOUP-2	0.144157		0	0
TOUP-4	0.085165		0	0
TOUQH-1	0.143969		0	0
CPF_BP	0.015045		0	0
Nezla_CPF HP	0.155037	-17.1032	0	0

TABLE 6.2 – Résultats de la simulation sous PIPESIM.

6.2 Analyse des résultats de simulation

6.2.1 Le problème de la formation des hydrates

Après avoir inspecté les résultats de simulation avec PIPESIM, et le graphe de l'hydrate sub-cooling temperature difference du réseau de collecte GUASSI TOUIL, on observe que la valeur maximale de ce paramètre est inférieure à zéro. Ce qui indique qu'il n'y a pas de formation d'hydrates dans les canalisations. Autrement dit, les conditions thermodynamiques dans le réseau de collecte sont telles qu'elles empêchent la formation d'hydrates.

Par contre pour les valeurs qui sont proches de la valeur minimale 0, et afin d'assurer une opération fluide et sans incidents, on propose l'utilisation d'une méthode de prévention de la formation d'hydrates dans les flowlines suivants : BRDMF1_GEAJC1 et Nezla_CPF.

Cette méthode est l'injection d'inhibiteurs d'hydrates qui consiste à ajouter des produits chimiques dans le flux de gaz. Ces inhibiteurs agissent en modifiant les propriétés thermodynamiques de l'eau, empêchant ainsi la formation d'hydrates. Ils peuvent être injectés en continu ou à intervalles réguliers, en fonction des conditions spécifiques du système.

6.2.2 Le problème de corrosion

Les résultats de la simulation en Pipesim pour évaluer le système de pipelines sont préoccupants. Une analyse approfondie des vitesses de corrosion a montré une corrosion présente dans plusieurs tuyaux, due à la concentration de dioxyde de carbone (CO₂) présente dans la composition chimique du fluide s'écoulant dans ces derniers. Cette découverte souligne la nécessité d'agir pour prévenir davantage de dommages.

Dans cette optique, il est essentiel d'envisager l'injection d'un inhibiteur de corrosion de concentration de 4% et d'efficacité de 95% approprié afin de contrôler et de minimiser les effets de corrosion dans les pipelines suivants :

- BDSN-1
- BDSN-2
- BRDMF1_GEAJC1
- BRDMF1_Bis-BRDMF1
- BRDS1
- BRDS2
- BRDS-ext1
- BRDS-ext2
- GTMF4_CPF-BP
- Nezla_CPF-HP
- ETB2
- FDAQZH1
- GEA-1
- GEA4
- GEA5

- GEAMF01_GEAJC1
- GEAN1_Bis

Cette mesure proactive sera cruciale pour assurer le bon fonctionnement, la sécurité, et la durabilité à long terme dans les prochains 20 ans de ce réseau de collecte.

6.2.3 Le problème d'érosion

Afin de maintenir le système des pipelines dans un bon état, et prévenir les défaillances potentielles il est nécessaire de détecter tout signe d'érosion dans les conduites.

Les résultats de simulation Pipesim montrés dans le tableau au-dessus ont montré un rapport de vitesse d'érosion (erosional velocity ratio) bien inférieur à la valeur minimale (EVR moins de 0.8), ce qui indique qu'il n'y a pas de problème d'érosion significatif dans les pipes, ou le réseau de collecte en général.

Cependant, bien que les résultats soient rassurants, il est nécessaire de continuer à surveiller attentivement le problème d'érosion dans notre système de pipelines lors d'un changement significatif des paramètres d'exploitation tel que le débit d'écoulement et la pression aval des puits.

6.3 Résultats de la simulation sous OLGA

6.3.1 Validation du modèle d'OLGA

La simulation du réseau de collecte effectué sous PIPESIM a fait l'objet d'une simulation sous OLGA en considérant les mêmes conditions de fonctionnement en régime permanent de manière à comparer les résultats de calcul et de s'assurer par la même de leur qualité.

Cette méthode de validation permet de vérifier les résultats des calculs OLGA et PIPESIM et de valider le modèle dynamique avant de commencer la simulation de scénarios transitoires.

La comparaison sera pour :

- Les pression au niveau des manifolds et le CPF.
- Profil de pression de le flowline BDSN1_BRDMF1, et le tunkline Nezla_CPF.

	Type	PIPESIM	OLGA	deviation (%)
		P (barg)	P (barg)	
BRDMF1-Bis	Manifold	84.16272	82.42114258	2.113
BRDMF1	Manifold	74.02904	71.252639	3.8966
TOUMF3	Manifold	81.18634	79.63861	1.9434
TOUMF4	Manifold	81.20035	79.75122	1.8171
TOUMF1-Bis	Manifold	80.33073	78.768913	1.9828
GEAMF01	Manifold	73.91711	74.29016113	-0.5022
GEAJC1	Manifold	73.91711	71.14929962	3.8901
Nezla	Manifold	71.05524	71.21723175	-0.2275
GTMF4	Manifold	28.27659	28.27127075	0.0188
CPF_HP	Sink	70.00276	70.00141144	0.0019
CPF_BP	Sink	27.99989	27.99996948	-0.0003

TABLE 6.3 – Déviation de pression des MF entre OLGA et PIPESIM

Les résultats de simulations sous OLGA en régime permanent sont très proches de ceux obtenus avec PIPESIM, la légère différence est due essentiellement aux pertes de charges singulières (MFD et JCT) de +0.2 bars utilisés dans le calcul en régime permanent sous pipesim, ce qui permet de valider le modèle d'OLGA.

Analyse du profil de pression pour le flowline BDSN1-BRDMF1 :

1. Profil de pression avec PIPESIM

Le graphe suivant représente la variation de la pression en fonction de la distance pour le flowline BDSN1_BDRMF1 obtenue par la simulation en régime permanent avec le simulateur PIPESIM.

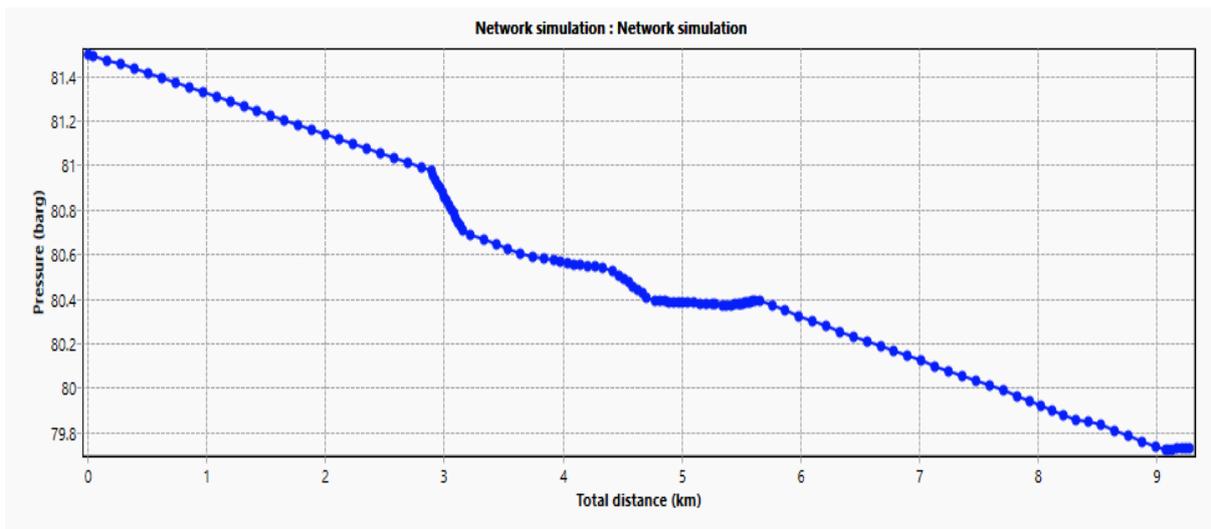


FIGURE 6.2 – Graphe de variation de la pression du flowline BDSN1-BRDMF1 en PIPESIM

2. Profil de pression sous OLGA

Le graphe suivant représente la variation de la pression en fonction de la distance pour le flowline BDSN1_BDRMF1 obtenue par la simulation en régime permanent avec le simulateur OLGA.

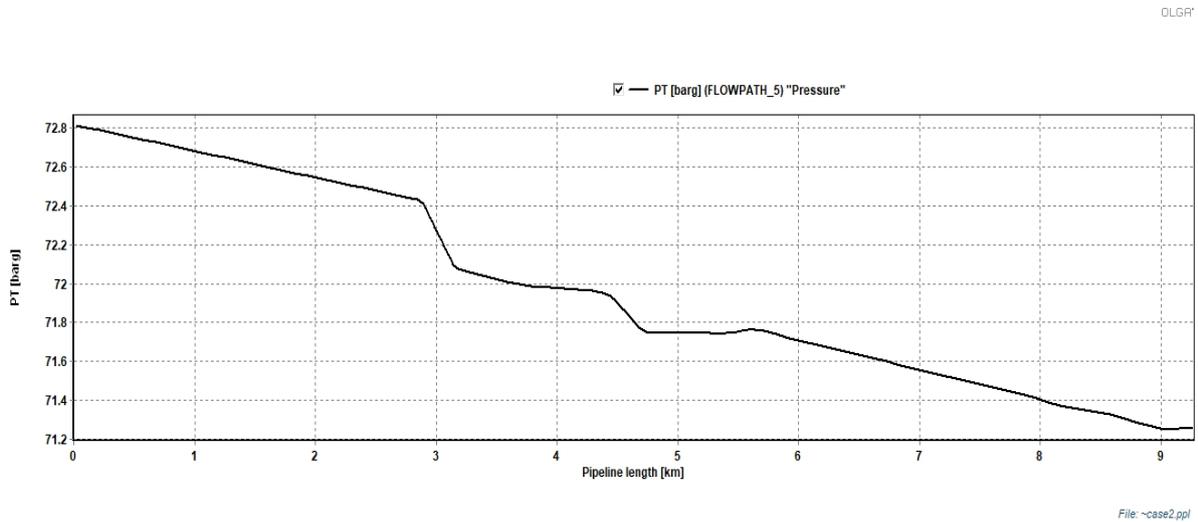


FIGURE 6.3 – Graphe de variation de la pression du flowline BDSN1-BRDMF1 sous OLGA

Analyse du profil de pression pour le trunkline Nezla-CPF :

1. Profil de pression sous PIPESIM

Le graphe suivant représente la variation de la pression en fonction de la distance pour le trunkline Nezla_CPF obtenue par la simulation en régime permanent avec le simulateur PIPESIM.

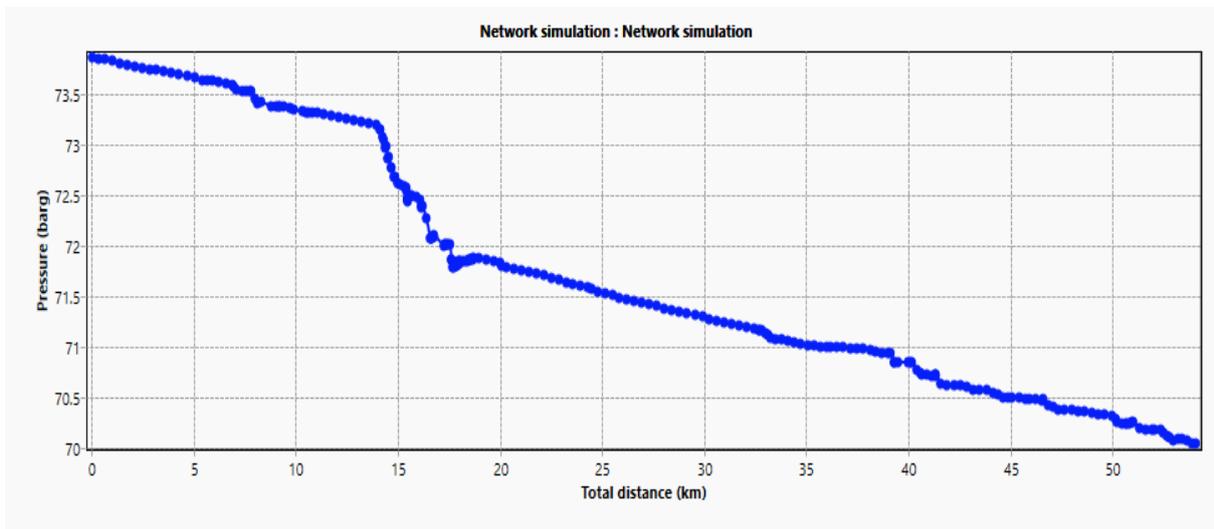


FIGURE 6.4 – Graphe de variation de la pression du trunkline Nezla-CPF en PIPESIM

2. Profil de pression sous OLGA

Le graphe suivant représente la variation de la pression en fonction de la distance pour le trunkline Nezla_CPF obtenue par la simulation en régime permanent avec le simulateur OLGA.

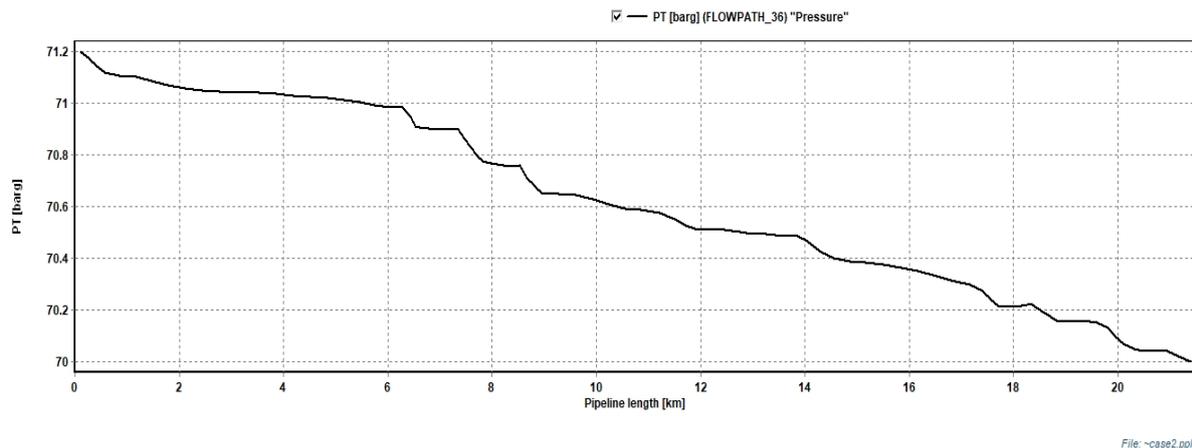


FIGURE 6.5 – Graphe de variation de la pression du trunkline Nezla-CPF en OLGA

On remarque une similarité entre les deux graphes de profil de pression obtenus par Olga et Pipesim du flowline BDSN1_BRDMF1, ainsi pour les deux graphes du trunkline Nezla_CPF ; ce qui suggère une bonne concordance entre les deux méthodes de simulation ainsi le renforcement la validité des résultats obtenus et le modèle d'OLGA. Ainsi on remarque que la pression d'arrivée au CPF pour la simulation en PIPESIM est de 70.002 barg, alors que celle de la simulation d'OLGA est de 70.001 barg.

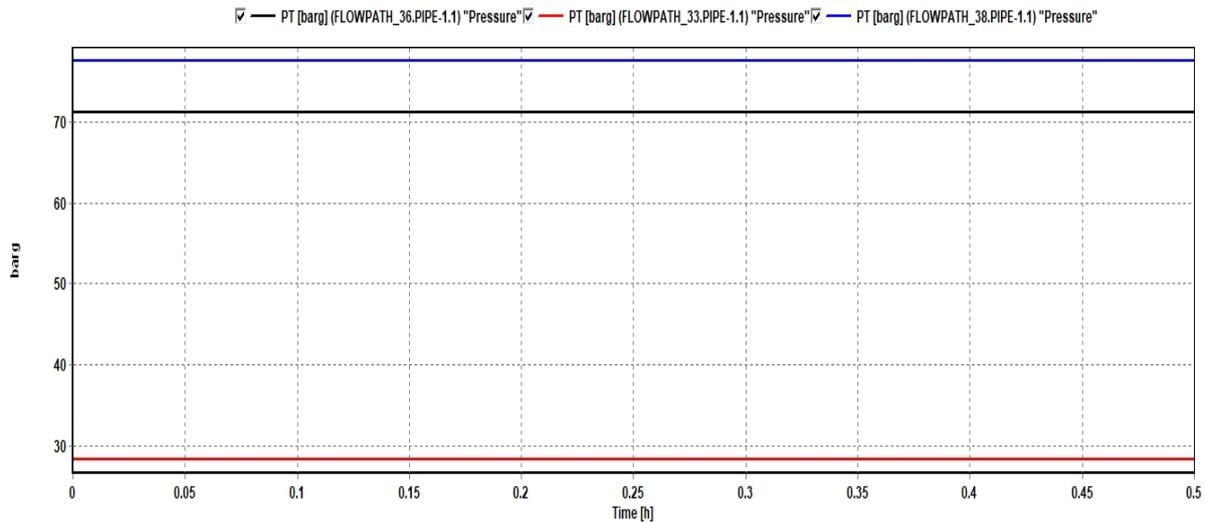
Ces résultats peuvent satisfaire la condition d'entrée au CPF qui est de 70 barg minimum. A la suite de l'analyse hydraulique en régime permanent réalisée sur le réseau nous allons passer maintenant à l'étude du système en régime non permanent.

6.3.2 Résultats du scénario fonctionnement de 100% de la capacité

L'analyse en fonctionnement normal permet de valider le modèle de simulation en régime non stationnaire et vérifier le comportement du fluide à l'entrée de l'unité de traitement.

1. Pression au niveau des manifolds :

Le graphe suivant représente les pressions obtenues aux niveaux des manifolds Nezla (flowpath 36), TOUMF1 (flowpath 38), et GTMF4 (flowpath 33) en fonction du temps avec OLGA.



File: case unsteadystate.tpl

FIGURE 6.6 – Pression au niveau des MFD en fonction du temps

On remarque qu'au fil du temps la pression est plus ou moins stable pour le fonctionnement normal de 100%, pour une pression environ 71.16 barg au niveau du manifold Nezla, 28.25 au niveau du manifold GTMF4, et 77.52 au niveau de TOUMF1.

Cette stabilité est essentielle en raison des caractéristiques de conception des manifolds, qui sont prévues pour fonctionner dans une plage de pression spécifique, et établies afin d'assurer un flux constant et régulier provenant des Flowlines.

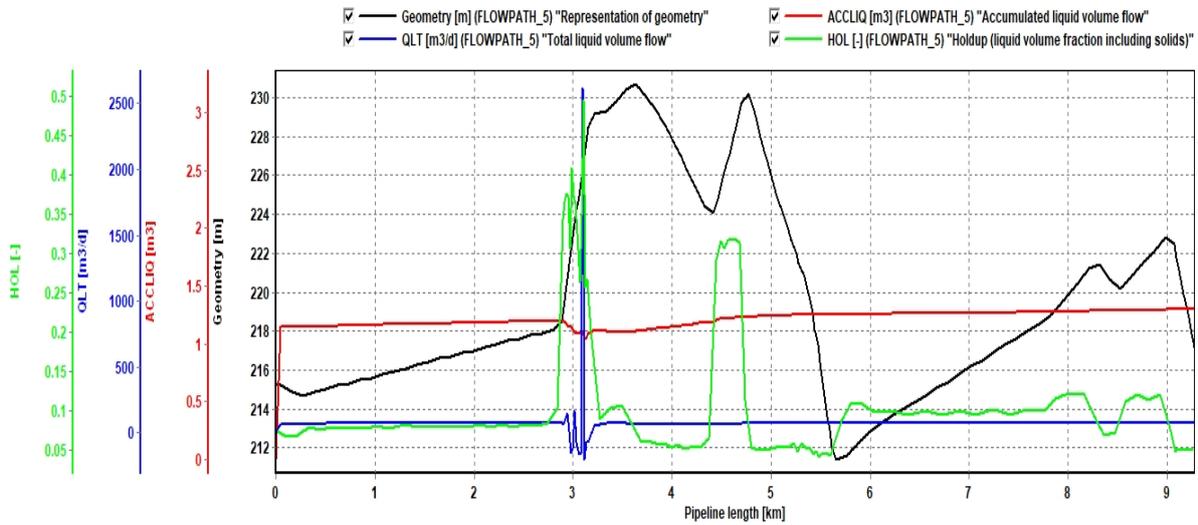
De plus cette stabilité est également cruciale pour assurer des conditions de départ optimales du fluide vers le centre de traitement (CPF) via les Trunklines. Par conséquent, il est impératif de contrôler et de maîtriser de manière adéquate la pression au niveau de ces installations.

Le modèle d'optimisation et les résultats montrés dans le graphe peuvent valider la stabilisation du système et assurer que les conditions de pression sont maintenues dans les limites spécifiées.

2. Étude pour le flowline BDSN1_BRDMF1

Le débit volumique accumulé de liquide dans un pipe de transport de gaz représente la quantité totale de liquide qui s'est accumulée dans le tuyau sur une certaine période de temps. Il peut être exprimé en unités de volume, telles que mètres cubes (m³) ou litres (L).

Le graphe suivant représente le débit volumique accumulé et total de liquide, ainsi que le profil en long du flowline BDSN1_BRDMF1 en fonction de la distance, dans le fonctionnement normal de 100%.



File: BDSN1 slug.ppl

FIGURE 6.7 – Débit volumique accumulé dans le flowline BDSN1_BRDMF1

D'après le graphe ci-dessus, on constate qu'il y a une augmentation notable du HOL à 0.37 pour les zones à forte dénivellée positive et le volume de liquide accumulé est de 1.1 m³ et le débit de liquide est de 1127.82 m³/j correspondant à une élévation de 227 m pour une distance parcourus de 3km, ensuite il reste pratiquement stable jusqu'à arriver au manifold.

Tout d'abord, ceci peut s'expliquer par la composition chimique du fluide s'écoulant dans ce pipe qui contient de l'eau, il est tout à fait normal d'avoir une accumulation de liquide.

D'un autre côté, il existe une relation entre l'augmentation de volume de liquide, l'élévation du pipe et la formation de slug (bouchon de liquide). Un slug se forme généralement lorsque le débit du liquide dépasse un certain seuil dans un pipeline de gaz. Cela peut se produire en raison de divers facteurs, dans notre cas cette élévation de 227 mètres crée une condition où le liquide s'accumule et atteint un niveau critique, provoquant ainsi la formation d'un slug. De plus, les changements brusques d'élévation entraînent des variations de la vitesse d'écoulement du fluide. Dans les zones de faible vitesse des poches de rétention peuvent se former, ce qui favorise l'accumulation de liquides.

3. Étude pour le trunkline Nezla-CPF

Le régime d'écoulement dans le trunkline :

Le graphe suivant représente la variation du régime d'écoulement dans la conduite de Nezla-CPF en fonction de la distance.

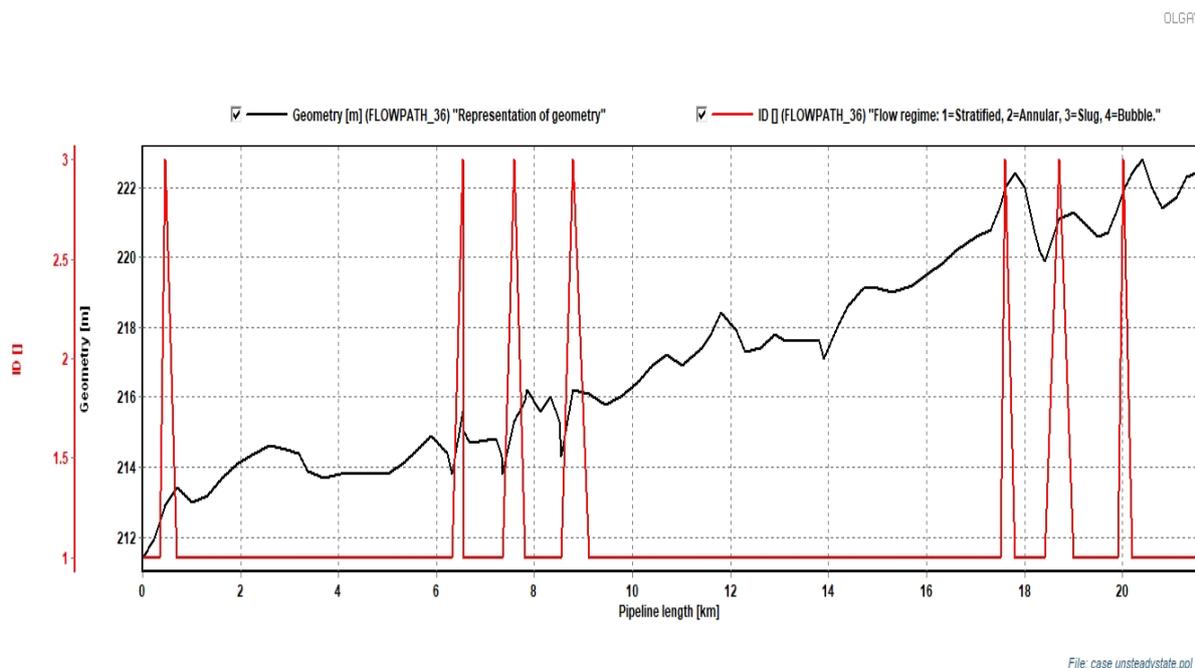


FIGURE 6.8 – Débit liquide d'entrée au CPF

On remarque dans ce graphe que le régime d'écoulement qui est globalement de type stratifié, et un passage vers un régime en bouchons dans les zones correspond aux élévations significatives.

Pour les faibles élévations, l'écoulement reste stratifié, composé principalement de gaz.

À des élévations importantes, on observe un écoulement slug provoqué par une accumulation de liquide. Dans ce régime, des poches de gaz et de liquide se déplacent de manière intermittente dans le pipeline. Cela peut se produire en raison de changements brusques de pression, de fluctuations de débit ou d'autres conditions opérationnelles spécifiques.

Débit liquide accumulé à l'entrée du CPF :

Le graphe suivant représente le débit liquide d'entrée au CPF.

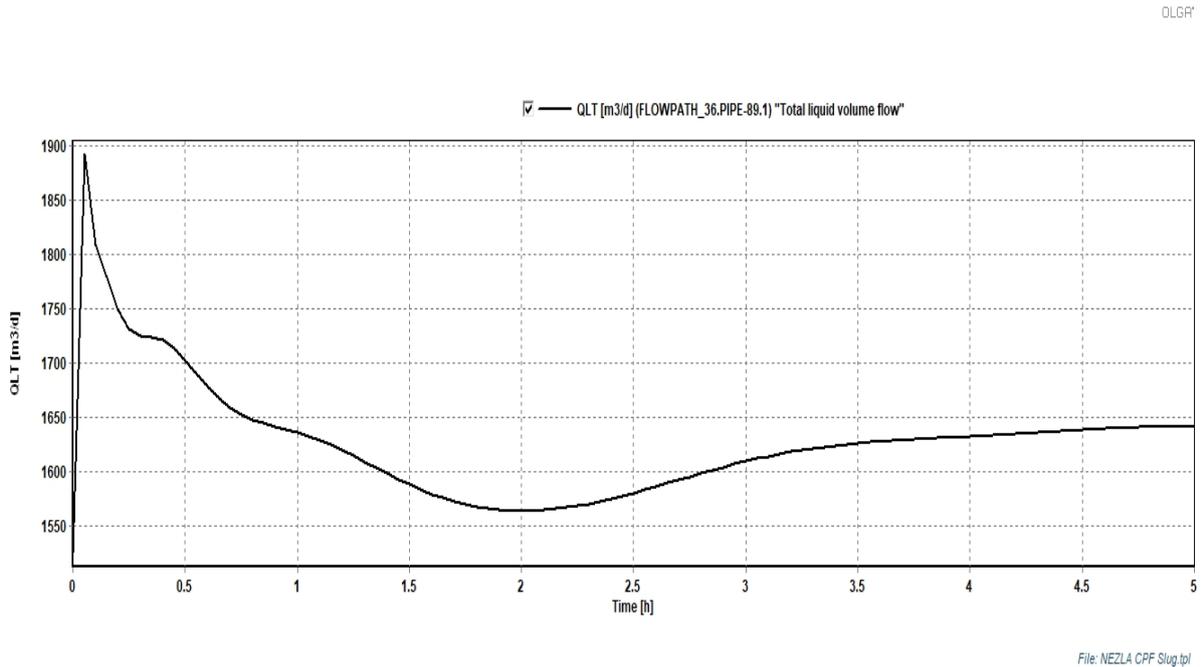


FIGURE 6.9 – Débit liquide d'entrée au CPF

On remarque dans le graphe ci -dessus qu'il y a une quantité de liquide notable qui arrive au CPF d'une moyenne de 1650 m3/j. Cela est dû au slug qui se forme dans la ligne.

Par conséquent, il devient nécessaire de vérifier la capacité de drainage du slug catcher existant dans l'entrée de l'unité de traitement.

Définition du débit de drainage :

Le débit de drainage Q_{max} dans un slug catcher est essentiel pour gérer les slugs de liquide, maintenir l'efficacité de la séparation, contrôler la pression et éviter les problèmes de capacité. Il est important de sélectionner un débit de drainage approprié en fonction des caractéristiques du système de pipelines et des conditions d'exploitation pour assurer un fonctionnement optimal du slug catcher, par la suite l'étude suivante va servir à tester le débit de drainage du slug catcher du CPF.

1. Pour $Q_{max}=164.64 \text{ m}^3/\text{h}$

La courbe qui suit représente le volume de slug condensat accumulé à l'entrée du Slug Catcher pour un débit de drainage maximal de 164.46 m³/h.

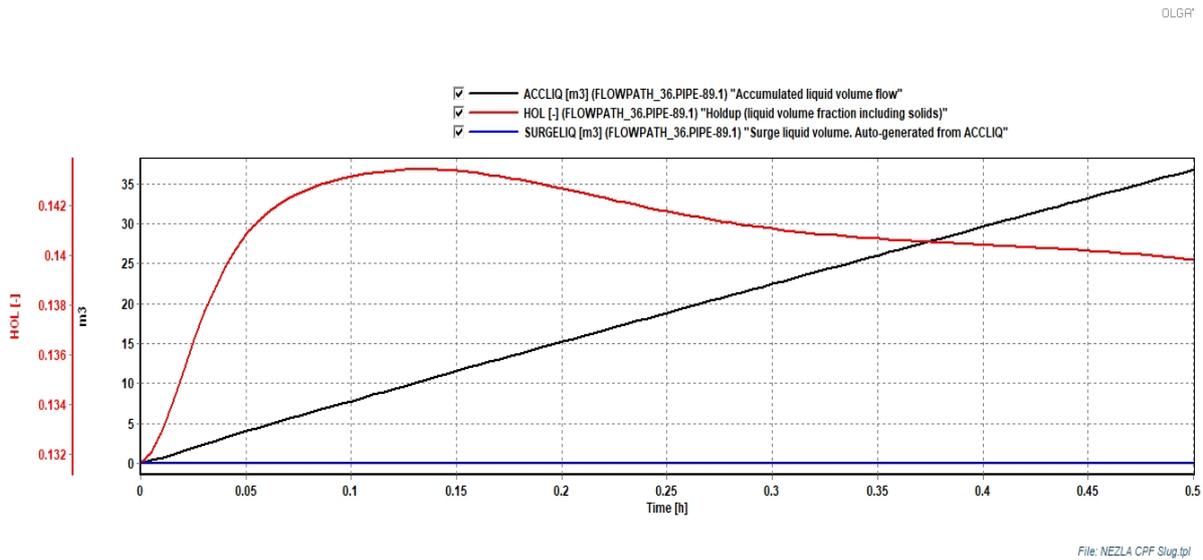


FIGURE 6.10 – Volume slug au niveau du SC pour un débit de drainage de 164.46 m³/h

Durant le fonctionnement normal, on remarque une augmentation du HOL, le volume de slug généré pour le débit de drainage maximal de 164.64 m³/h est de 0 m³, alors que la quantité de liquide maximale accumulé dans la ligne est de 39.79 m³, ici on conclut que le débit de drainage initial du slug catcher est suffisant pour ne pas provoquer la formation d'un slug à l'entrée au CPF.

2. Pour $Q_{max} = 5 \text{ m}^3/\text{h}$

La courbe qui suit représente le volume de slug accumulé à l'entrée du Slug Catcher pour un débit de drainage de 5 m³/h.

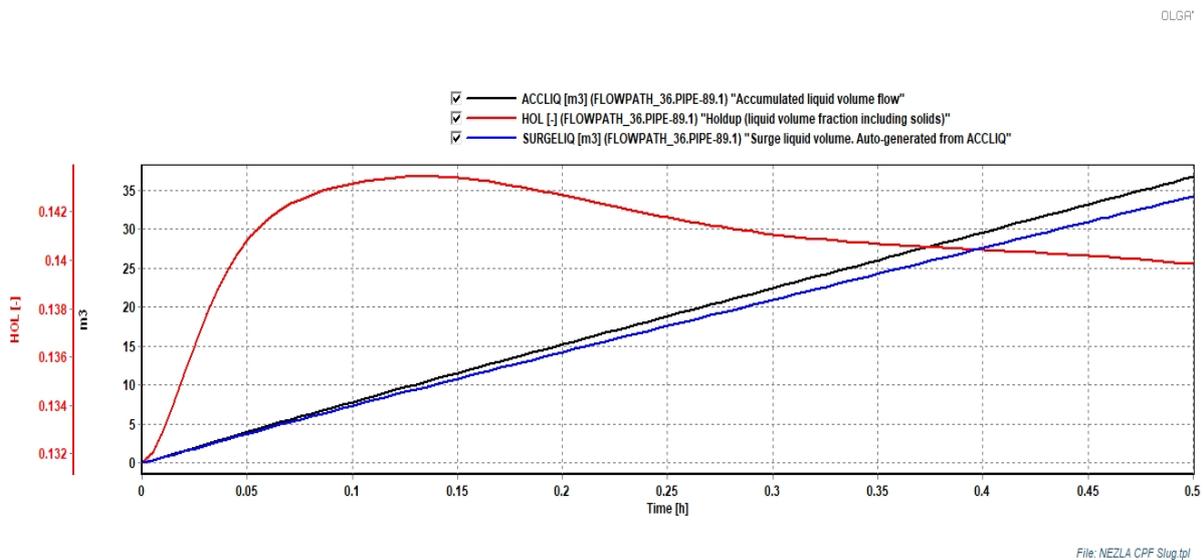


FIGURE 6.11 – Volume slug condensat au niveau du SC pour un débit de drainage de 5 m³/h

D'après le graphe ci-dessus l'indice du HOL augmente au fil du temps et le volume de liquide accumulé dans la ligne en fonction du temps augmente et atteint une valeur maximale de 36.79 m³, alors que le volume de slug généré à l'entrée du CPF pour un débit de drainage de 5 m³/h est de 34.26 m³.

On constate donc que le nouveau débit de drainage de 5 m³/h n'est pas suffisant étant donné qu'il provoque la formation d'un slug à l'entrée du Slug catcher entraînant des perturbations dans le fonctionnement.

En résumé, le choix du débit de drainage maximum du slug catcher aura un impact sur le volume des slugs accumulés à l'entrée du CPF. Une augmentation du débit de drainage maximum réduira le volume des slugs accumulés, tandis qu'une diminution du débit de drainage maximum augmentera le volume des slugs accumulés, le fonctionnement idéal étant d'installer un débit de drainage évitant toute accumulation de liquide.

6.3.3 Résultats du scénario de Turndown

1. Interprétation des pressions au niveau des puits et des manifolds pour un turndown de 50%

Le tableau suivant représente la pression au niveau des puits durant le fonctionnement à 100% et 50% du débit :

Puit	P (barg) 100 %	P (barg) 50 %
BDSN-1	78.6111	78.77
BDSN-2	77.0556	77.21
BRDS1	90.893	90.65
BRDS2	94.1355	95.02
BRDS-ext1	95.518	96.38
BRDS-ext2	87.701	88.61
ETB2	79.9073	78.1
FDAQZH1	30.4541	30.4721
GEA-1	74.6138	74.55
GEA4	74.4438	74.52
GEA5	75.5181	75.0037
GEAN1-Bis	76.819	75.64
GT-42	28.8224	75.64
28.3583 TOU16	79.541	78.08
TOU17	79.8634	78.05
TOU-21	80.084	78.28
TOUE-1	82.4505	78.55
TOUN-1	80.7022	79.26
TOUN1-Bis	79.9898	78.53
TOUP-2	79.9501	78.49
TOUP-4	80.2777	78.47
TOUQH-1	80.1771	78.72

TABLE 6.4 – Comparaison entre les pressions des puits pour les deux scénarios

Le tableau suivant représente la variation de pression au niveau des manifolds pour une réduction de 50% du débit nominal au niveau des puits BRDS1, GEA5, TOUE1 :

	Type	P(barg) 100%	P(barg) 50%
BRDMF1-Bis	Manifold	88.69	89.6
BRDMF1	Manifold	88.52	77.29
TOUMF3	Manifold	79.61	77.81
TOUMF4	Manifold	79.72	78.26
TOUMF1-Bis	Manifold	79.72	77.28
GEAMF01	Manifold	74.34	74.42
Nezla	Manifold	71.72	71.29
GTMF4	Manifold	28.26	28.24

TABLE 6.5 – Comparaison entre les pressions des manifolds pour les deux scénarios

On constate à la lumière des résultats obtenues une diminution de pression aux niveaux des manifolds qui s'explique par une diminution des pertes de charge due à la baisse du débit entrant aux manifolds, sauf pour quelques manifolds telques BRDMF1_Bis et GEAMF1 dont lesquels la pression a augmenté due à l'interaction avec les pressions de quelques puits reliés à ces derniers qui ont augmenté.

2. Étude pour le trunkline Nezla-CPF

Régime d'écoulement dans le trunkline

Le graphe suivant représente la variation du régime d'écoulement dans la conduite de Nezla-CPF en fonction de la distance pour le cas turndown à 50% du débit pour les puits BRDS1, GEA5, TOUE1.

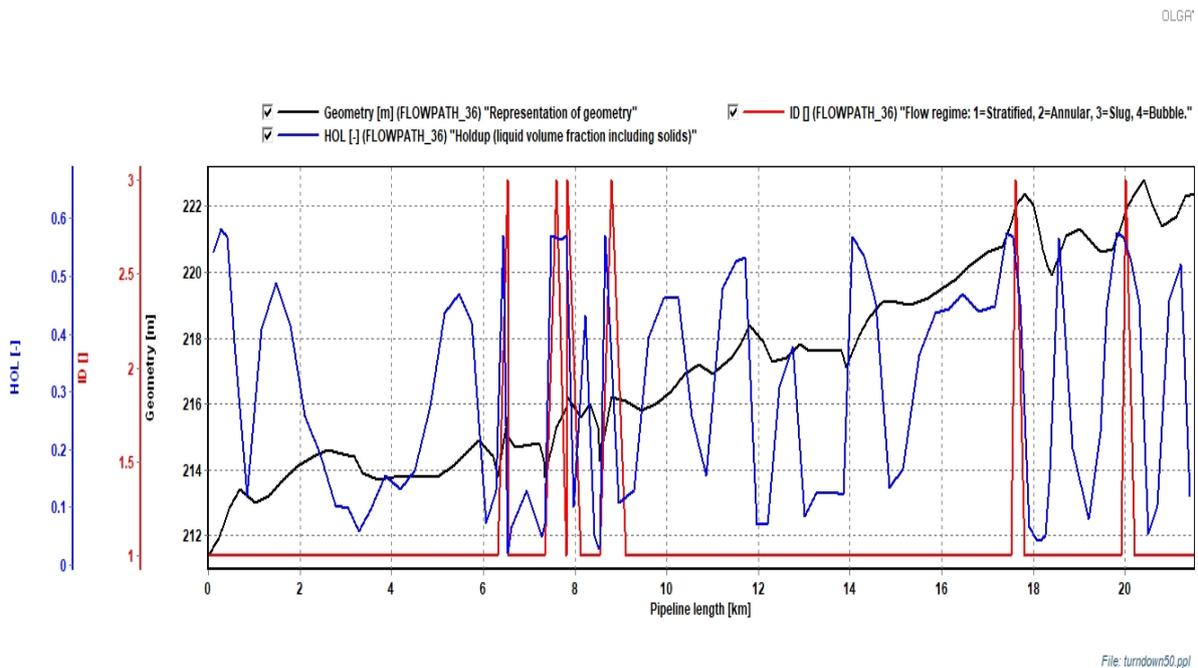


FIGURE 6.12 – Régime d'écoulement dans le trunkline Nezla-CPF

Le régime et le type d'écoulement dans le pipeline de transport de gaz varie en fonction de l'élévation. À de faibles élévations, l'écoulement est globalement stratifié. À des élévations plus importantes, on remarque un changement du type d'écoulement due à la formation de slug provoqué par l'accumulation des liquides.

Le débit de drainage compatible pour Slug Catcher

L'étude suivante va servir à tester le débit de drainage du slug catcher du CPF pour un débit de fonctionnement de 50%.

1. Pour $Q_{max}=164.64\text{m}^3/\text{h}$

La courbe qui suit représente le volume de slug condensat accumulé à l'entrée du SC pour un débit de drainage maximal de 164.46 m³/h.

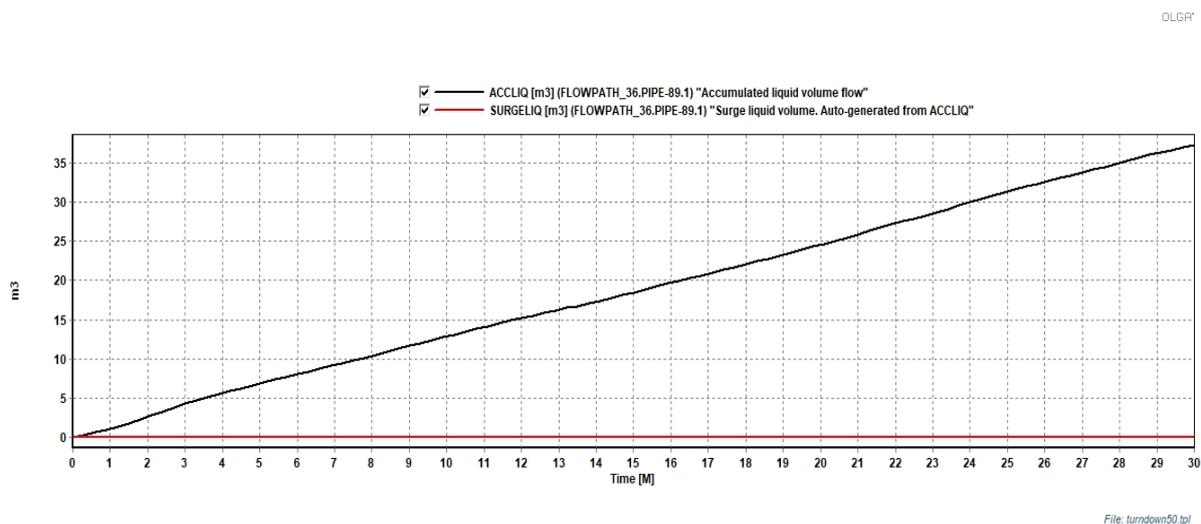


FIGURE 6.13 – Volume du slug pour le fonctionnement 50% pour $Q= 164.46\text{ m}^3/\text{h}$

Initialement durant le fonctionnement du turndown, la quantité de liquide maximale accumulé dans la ligne est de 37.26 m³. Pour un débit de drainage maximal du SC de 164.64 m³/h, le volume de slug généré à l'entrée de CPF est de 0 m³, Cela peut s'expliquer par le fait que le débit de drainage est élevé ce qui ne favorise pas la formation d'un slug l'entrée du slug catcher ce qui permet d'éviter les problèmes d'exploitation .

2. Pour $Q_{max} = 4\text{ m}^3/\text{h}$

Les courbes qui suivantes représentent le volume de slug accumulé à l'entrée du Slug Catcher pour un débit de drainage de 4 m³/h durant le fonctionnement du turndown.

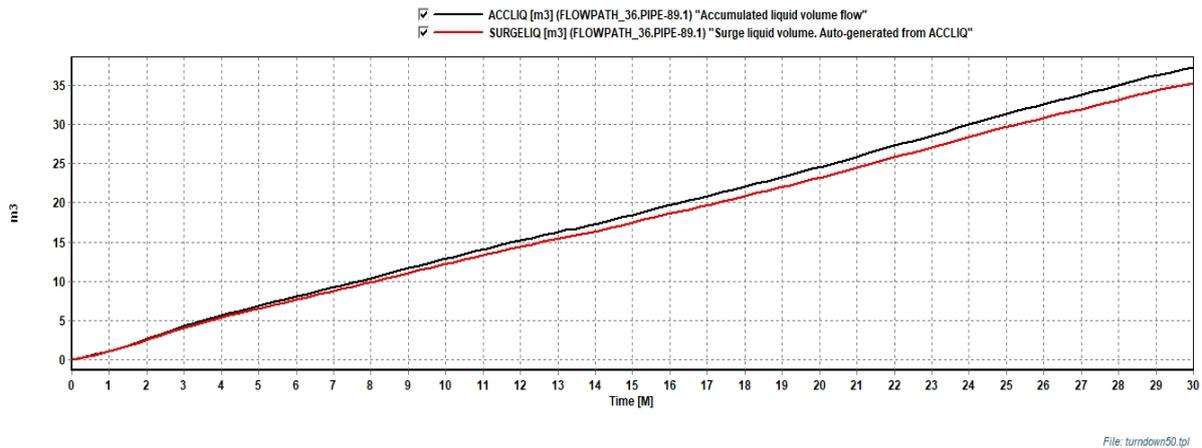


FIGURE 6.14 – Volume du slug lors le fonctionnement 50% pour Q= 4 m3/h

D'après le graphe au-dessus le volume de slug accumulé maximal est de 37.26 m3, et le volume de slug généré pour un débit de drainage réduit à 4 m3/h augmente à 35.26 m3.

On constate donc que le nouveau débit de drainage de 4 m3/h n'est pas suffisant étant donné qu'il provoque la formation d'un slug à l'entrée du Slug catcher entraînant des perturbations dans le fonctionnement.

6.3.4 Résultats du scénario du Pigging

1. Étude pour le flowline BDSN1_BRDMF1

Ce graphique représente les variations de la vitesse du racleur (m/s), du débit volumique total de liquide (m3/h) et du volume de liquide accumulé (m3) dans le flowline BDSN1_BRDMF1

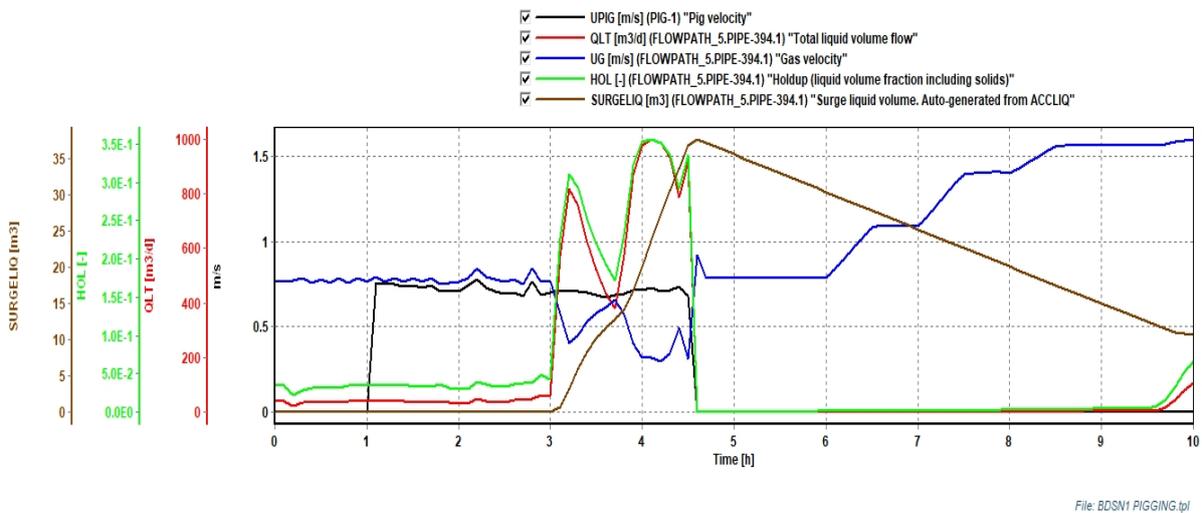


FIGURE 6.15 – Opération de raclage pour le flowline BDSN1_BRDMF1

Lorsque le racleur est introduit au temps $t=1h$, il commence à se déplacer à la même vitesse que le gaz (0,8 m/s). Cela suggère que le racleur et le gaz se déplacent ensemble sans perturbation majeure du système. Le débit volumique total de liquide et le volume de liquide accumulé restent faibles et constants, indiquant que le racleur n'a pas encore commencé à déplacer une quantité importante de liquide.

Au cours de la période de raclage, la vitesse du racleur reste presque constante, mais diminue légèrement. Au bout de 4,5h, moment où le racleur sort.

Vers la fin du parcours, le débit volumique total de liquide et le volume de liquide accumulé augmentent considérablement. Cela suggère que le racleur déplace maintenant une quantité importante de liquide, ce qui entraîne une augmentation du débit et du volume de liquide accumulé.

Lorsque le racleur sort du système après 4,5h, le débit volumique total de liquide diminue rapidement jusqu'à atteindre 0. Le volume de liquide accumulé et le débit volumique total de liquide diminuent également, ce qui est dû à l'évacuation du liquide déplacé par le racleur.

La vitesse du gaz augmente considérablement, atteignant 1,6 m/s. Cela peut être expliqué par la libération soudaine de l'espace précédemment occupé par le racleur et le liquide déplacé, permettant au gaz de s'écouler plus rapidement à travers le système.

2. Étude pour le trunkline Nezla-CPF

Ce graphique présente les variations de la vitesse du racleur (m/s), du débit volumique total de liquide (m³/h) et du volume de liquide accumulé (m³) dans un trunkline qui relie le manifold NEZLA et le CPF.

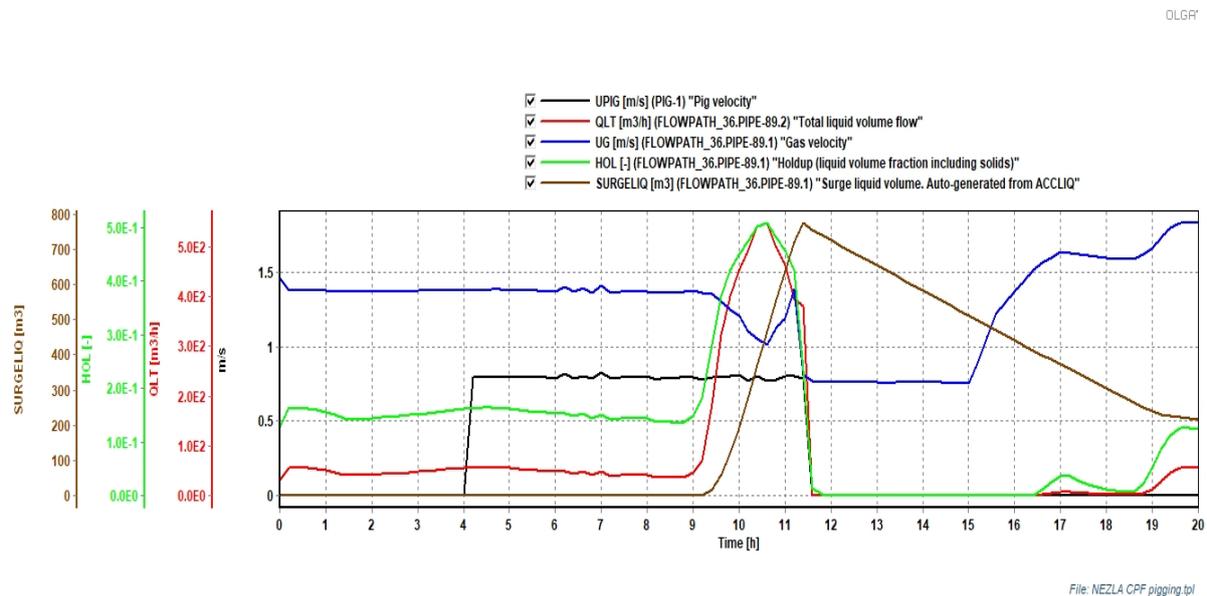


FIGURE 6.16 – Opération de raclage pour le trunkline Nezla-CPF

Le processus représenté concerne le raclage d'un trunkline, le racleur est introduit au temps $t=4$ heures et retiré à 11,5 heures. Le raclage est effectué pour nettoyer ou éliminer les liquides.

Entre 4 heures et 8 heures, les valeurs des paramètres (vitesse du racleur, vitesse du gaz, débit volumique total du liquide et volume liquide accumulé) restent pratiquement constantes. Cela suggère que le processus de raclage

maintient une stabilité, sans variation significative de ces paramètres.

À partir de 8 h, on remarque une augmentation du QLT (500 m³/h) et SURGE (600 m³) ce qui signifie que l'opération de raclage se déroule normalement. et la vitesse du gaz diminue pendant ce temps ce qui correspond à la sortie du racler.

Après la sortie du racler la quantité de liquide est évacuée ce qui est représenté par une décroissance dans le graphe de QLT et SURGELIQ.

Le gaz s'écoule alors à une vitesse de 2 m/s, ce qui s'explique par la libération brusque de l'espace auparavant occupé par le racler et le liquide déplacé. Cette libération permet au gaz de circuler de manière plus rapide à travers le système.

Étude pour la quantité de liquide accumulé à l'entrée du Slug Catcher pour le trunkline Nezla_CPF

L'étude suivante va servir à tester le débit de drainage du slug catcher du CPF après l'opération du raclage.

1. Pour Q_{max}= 164.64m³/h

La courbe en rouge représente le volume de slug accumulé à l'entrée du SC pour un débit de drainage maximal de 164.46 m³/h.

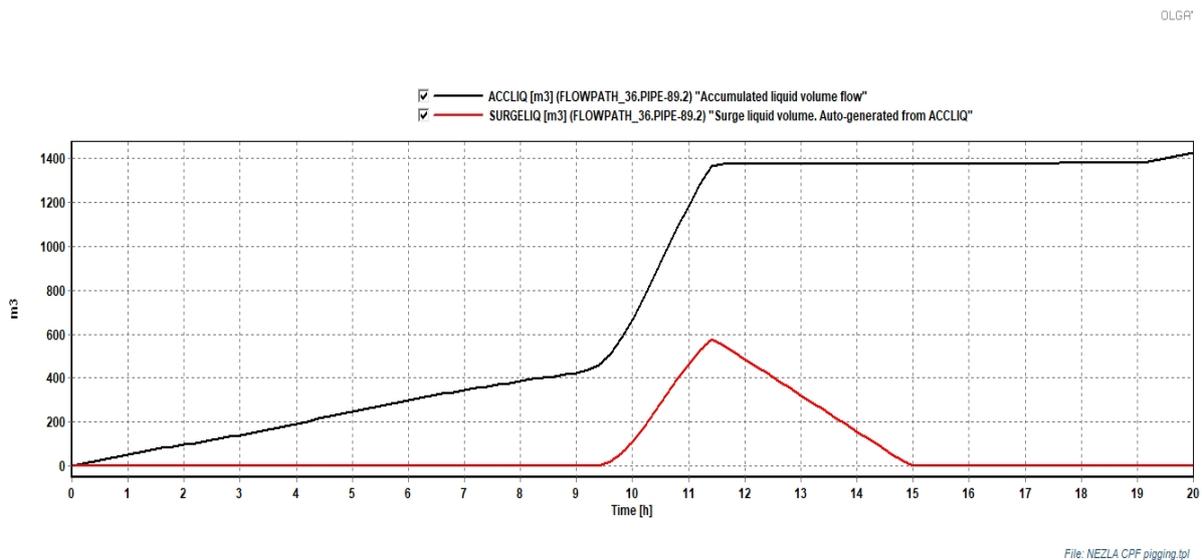


FIGURE 6.17 – Volume du slug drainé par le raclage pour Q=164.46 m³/h

Initialement avant l'opération du raclage, la quantité de liquide accumulée dans le pipe est de 1427.44 m³ Alors que le volume de slug généré pour le débit de drainage maximal du slug catcher de 164.64 m³/h est de 0 m³.

Cela peut s'expliquer par le fait que le débit de drainage est suffisamment élevé pour empêcher une accumulation de liquide à l'entrée du CPF.

Mais au cours de l'opération de raclage on remarque que le volume de slug généré à l'entrée du slug catcher augmente pour le même débit de drainage du séparateur vu l'afflux important de liquide entraîné par le racler ce qui apparait clairement sur courbe en rouge, ensuite ce volume diminue au fur et mesure de son traitement par le slug catcher.

2. Pour $Q_{max} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$

La courbe qui suit représente le volume de slug accumulé à l'entrée du SC pour un débit de drainage de 50 m³/h, après l'opération du raclage.

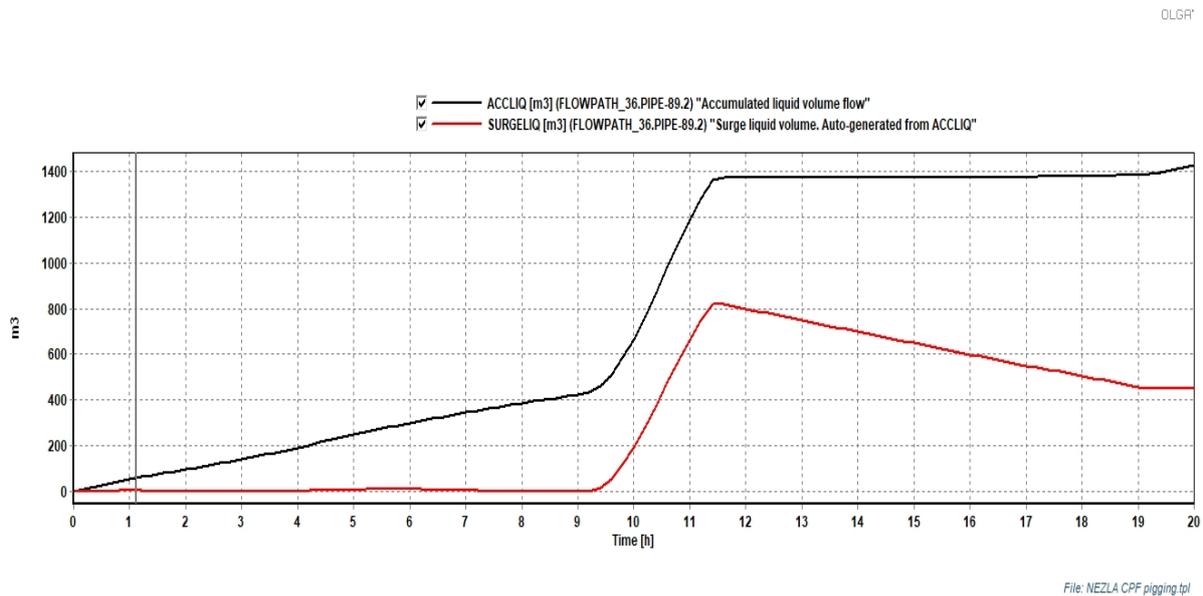


FIGURE 6.18 – Volume du slug accumulé par le raclage pour Q de drainage= 50 m³/h

D'après le graphe au-dessus le volume de liquide maximal accumulé dans la conduite est de 1427.44 m³, alors que le volume de slug généré à l'entrée du CPF pour un débit de drainage réduit à 50 m³/h augmente à 452.62 m³.

Cette différence peut être interprétée comme le fait qu'un débit de drainage plus faible entraîne une plus grande accumulation du liquide à l'entrée du CPF. Ce qui peut se traduire par des problèmes d'exploitation sur les installations.

On remarque également une durée plus longue du slug catcher pour traiter ce volume.

6.3.5 Résultats de débit de drainage du slug catcher

Pour maintenir l'efficacité de la séparation de gaz et liquide à l'entrée de l'unité de traitement CPF, un débit de drainage approprié est nécessaire pour assurer le bon fonctionnement du slug catcher et d'éviter par la même la formation de slug à l'entrée du CPF.

Un débit de drainage trop faible ou réduit peut améliorer la séparation en augmentant le temps de séjour mais peut également provoquer une accumulation excessive de liquide à l'entrée de slug catcher, ce qui peut également perturber le fonctionnement.

À partir des résultats obtenus pour les divers scénarios étudiés, les résultats du choix des débits de drainage du slug catcher appropriés sont résumés dans le tableau suivant :

	Normal Opération 100%	Opération turndown	Opération pigging
Volume Slug de la ligne m3	0	0	452.62
Débit De Drainage requis m3/h	75	83	94
Max Débit De Drainage Disponible m3/h	164.46	164.46	164.46

TABLE 6.6 – Résultats débit de drainage slug catcher

Conclusion générale

En conclusion, cette étude a porté sur la détermination des dimensions optimales des pipelines du réseau de collecte GASSI TOUIL, en utilisant un modèle d'optimisation avec des contraintes de pression, débit et vitesse. Les diamètres obtenus ont été utilisés pour calculer les épaisseurs selon la norme d'ANSI B31-3, ainsi que les surépaisseurs de corrosion en se basant sur les vitesses de corrosion déterminées selon le modèle de deWaard disponible dans le logiciel PIPESIM.

Après avoir évalué les surépaisseurs, il a été constaté des valeurs trop excessives vue la teneur importante en CO₂ dans la composition du gaz de certains puits. Ce qui nous a poussé à recourir à l'injection d'inhibiteurs de corrosion dans les pipes concernées, afin d'obtenir des surépaisseurs de corrosion modéré. Pour ce faire une nouvelle simulation permettant de déterminer la vitesse de corrosion en présence d'inhibiteur a été réalisée. Les tolérances finales ont été calculées et les dimensions des pipelines a été obtenus .

Afin de valider ces diamètres et d'évaluer l'écoulement du fluide à travers le réseau, une analyse de l'assurance de l'écoulement a été effectuée en mettant l'accent sur l'analyse hydraulique en régime permanent et dynamique, l'étude des problèmes de corrosion, d'érosion et d'hydrates, en mettant à contribution les logiciels PIPESIM et OLGA.

La simulation hydraulique du réseau a été réalisée pour deux régimes : permanent et dynamique. Cela a permis de vérifier les pressions au niveau des manifolds, l'efficacité et la stabilité du réseau, et par conséquent, la performance globale du réseau de collecte de gaz.

Les résultats de la simulation en régime permanent ont démontré l'impact positif des diamètres optimaux dans la gestion des problèmes de corrosion, d'érosion et d'hydrates, ainsi que sur la sécurité et la fiabilité du système. Les mesures préventives et correctives recommandées peuvent contribuer à minimiser les risques potentiels associés à ces phénomènes, garantissant ainsi un fonctionnement optimal du système.

En ce qui concerne la simulation en régime dynamique réalisée sous OLGA, trois scénarios ont été étudiés : le fonctionnement normal avec 100% du débit, le turndown à 50% et le scénario du pigging (raclage). Les conclusions retenues sont les suivantes :

1. **Scénario de fonctionnement normal à 100% du débit** : Dans ce scénario, le système de collecte de gaz fonctionne à pleine capacité. Les résultats de l'étude montrent que le flux d'hydrocarbures reste dans les limites acceptables, avec aucun risque de formation de slug à l'entrée du CPF en considérant un débit de drainage adéquat au slug catcher.
2. **Scénario du turndown à 50%** : L'étude révèle une baisse de pression au niveau des puits pour lequel le turndown a été effectué.
3. **Scénario de pigging** : L'opération de pigging dans le système de collecte de gaz s'est révélée efficace pour maintenir un flux optimal. L'étude démontre que le raclage contribue à éliminer des quantités importantes de liquide présentes dans les pipes.

Il est recommandé de mettre en place un programme de raclage régulier pour assurer un entretien préventif adéquat du système.

Pour améliorer davantage le bon maintien des réseaux de collecte de gaz, il est recommandé d'explorer des domaines tels que l'optimisation du dimensionnement des pipelines en tenant compte des conditions spécifiques de

fonctionnement du système, ainsi que le développement de stratégies de gestion préventive plus avancées pour la corrosion et l'érosion. L'utilisation de logiciel de simulation tels que PIPESIM et OLGA est également recommandée pour garantir une gestion de l'écoulement du fluide sécurisé et efficace, sans avoir des problèmes de blocage.

Bibliographie

- [1] Étude sur les déversements de condensats. *Plan d'action pour la méditerranée (pam) Centre régional méditerranéen pour l'intervention d'urgence contre la pollution marine accidentelle (REMPEC)*, pages 6–8, 2021.
- [2] CHABANE CHAOUCH Nazim Tahar. *Mémoire MASTER Pompes multiphasiques comme alternative à la séparation conventionnelle combinée au pompage et à la compression*. Ecole Nationale Polytechnique, Département d'hydraulique, 2013.
- [3] *PIPESIM help version2020.1*. 2020.
- [4] John D. Schwarzkof stathios E. Michaelides, and Clayton T. Crowe. *Multiphase flow handbook*. Boca Raton London New York CRC Press, 2 edition.
- [5] Mc Graw Hill. *Fluid Flow Handbook*. Wolverine, 3 edition.
- [6] Country analysis brief : Algeria. *EIS US*.
- [7] L. Mailhe. *Collecte Traitement Stockage, Cours de production*. Editions technique, 13 edition, 1994.
- [8] Anup Kumar Dey. Slug catcher : Definition, types, selection et design steps. 2021.
- [9] Jean-Pierre Dussault. *Optimisation linéaire*. 2019.
- [10] Singiresu S. Rao. *Engineering Optimization Theory and Practice*. John whiley and Sons Ink, 4 edition.
- [11] JEAN ABADIE and HALIM M'SILTI. Rairo. recherche operationnelle. 1978.
- [12] AISSAINE Mahmoud BENAFGHOUL Oussama. *Mémoire master dimensionnement optimal et simulation du réseau de collecte ordovicien du champ gazier du tinhert sous olga*, 2020.
- [13] *Ecoulements multiphasiques des fondements aux méthodes d'ingénierie, chapitre1*.
- [14] D Bissières and G Lavergne. Ecoulement à phase liquide dispersée : application à la modélisation de la combustion multiphasique dans les moteurs aéronautiques. *La Houille Blanche*, (5-6) :95–99, 1998.
- [15] Rainier HREIZ. *Étude expérimentale et numérique de séparateurs gaz-liquide cylindriques de type cyclone*, 2011.
- [16] *OLGA help version 2017 2.0*. 2017.
- [17] *PVTsim technical overview version20.0.0*. 2020.

ANNEXE



A.1 La composition chimique des puits

Component	BRDS-Ext-1	BRDS-Ext-2 / BRDS-New-3	BRDS-New-2	BRDS-New-1	(BDSN-1 / BDSN-2)	HCP-1	
	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	component	% mol
N2	0.283	0.312	0.484	0.164	1.044	N2	0.673
CO2	3.367	3.454	2.984	5.277	0.995	CO2	0.413
C1	72.459	73.907	64.311	89.422	81.446	C1	82.146
C2	9.042	8.913	9.412	3.448	5.652	C2	8.03
C3	4.226	4.123	4.847	0.771	2.497	C3	3.11
i-C4	1.302	1.237	1.157	0.212	0.64	i-C4	0.616
n-C4	1.410	1.291	1.884	0.191	1.015	n-C4	0.949
neo-C5	0.019	0.017	0.016	0.006	0.019	i-C5	0.404
i-C5	1.022	0.883	1.071	0.135	0.639	n-C5	0.285
n-C5	0.504	0.416	0.789	0.070	0.43	C6	0.581
C6	0.954	0.763	1.278	0.124	0.826	C7	0.664
Benzene	0.035	0.027	0.054	0.006	0.103	C8	0.454
C7	0.806	0.655	1.285	0.084	0.777	C9	0.436
Toluene	0.128	0.106	0.200	0.013	0.048	C10	0.344
C8	0.700	0.602	1.292	0.051	0.698	C11	0.251
Ethylbenzene	0.044	0.005	0.025	<0.001	0.004	C12	0.179
M,P-Xylenes	0.138	0.122	0.263	0.008	0.027	C13	0.141
O- Xylene	0.042	0.036	0.084	0.001	0.018	C14	0.099
C9	0.430	0.419	0.891	0.012	0.514	C15	0.071
C10	0.499	0.446	1.004	0.002	0.461	C16	0.047
C11	0.376	0.343	0.777	<0.001	0.366	C17	0.034
C12	0.296	0.262	0.636	0.003	0.291	C18	0.024
C13	0.271	0.244	0.615	100.0	0.253	C19	0.017
C14	0.227	0.203	0.530		0.203	C20	0.01
C15	0.195	0.176	0.469		0.172	C21	0.007
C16	0.162	0.142	0.399		0.137	C22	0.004
C17	0.161	0.142	0.405		0.133	C23	0.003
C18	0.129	0.113	0.337		0.103	C24	0.002
C19	0.097	0.084	0.261		0.075	C25	0.001
C20	0.092	0.079	0.252		0.067	C26	0.001
C21	0.078	0.067	0.219		0.056	C27	0.001
C22	0.068	0.058	0.196		0.047	C28	0.001
C23	0.059	0.049	0.172		0.04	C29	0.001
C24	0.051	0.042	0.152		0.033	C30+	0.002
C25	0.044	0.036	0.136		0.028	Total	100.0
C26	0.039	0.032	0.124		0.024		
C27	0.035	0.027	0.112		0.02		
C28	0.030	0.024	0.100		0.017		
C29	0.026	0.02	0.09		0.014		
C30	0.024	0.018	0.081		0.012		
C31	0.13	0.105	0.606		0.01		
Total	100.0	100.0	100.0		100.0		

TABLE A.1 – Composition chimique des puits part1

Component	(BRDS-1 / BRDS-2)	Component	(TOUP-4)	ETB-2	Component	(TOU-21 & TOU-16)	TOU-17	TOUE-1
	% mol		% mol	% mol		% mol	% mol	% mol
N2	0.389	N2	0.241	0.09	N2	0.18	0.16	0.173
CO2	2.238	C1	82.25	88.312	C1	81.34	82.33	81.836
C1	74.155	C2	7.471	4.494	C2	7.58	7.13	7.356
C2	7.422	C3	2.826	1.241	C3	3.08	2.87	2.979
C3	3.423	i-C4	0.673	0.384	i-C4	0.66	0.69	0.6755
i-C4	0.93	n-C4	0.905	0.36	n-C4	0.95	0.91	0.931
n-C4	1.492	i-C5	0.537	0.326	neo-C5	0.01	0.02	0.0145
i-C5	1.074	n-C5	0.501	0.232	i-C5	0.49	0.50	0.491
n-C5	0.721	C6	0.508	0.425	n-C5	0.32	0.30	0.308
C6	1.355	C7	0.469	0.319	C6	0.47	0.46	0.464
C7	1.645	C8	0.486	0.237	Benzene	0.02	0.02	0.0155
C8	1.001	C9	0.269	0.161	C7	0.41	0.37	0.3935
C9	0.943	C10	0.201	0.091	Toluene	0.06	0.06	0.061
C10	0.724	C11	0.141	0.057	C8	0.38	0.33	0.3535
C11	0.518	C12	0.116	0.044	Ethylbenzene	0.01	0.01	0.006
C12	0.415	C13	0.096	0.037	M,P-Xylenes	0.06	0.07	0.0635
C13	0.35	C14	0.077	0.029	O- Xylene	0.02	0.02	0.0185
C14	0.264	C15	0.062	0.021	C9	0.23	0.19	0.2085
C15	0.227	C16	0.049	0.015	C10	0.23	0.20	0.2155
C16	0.165	C17	0.04	0.011	C11	0.17	0.14	0.158
C17	0.128	C18	0.034	0.008	C12	0.15	0.11	0.1305
C18	0.107	C19	0.029	0.006	C13	0.14	0.10	0.121
C19	0.084	C20	0.023	0.004	C14	0.12	0.08	0.1015
C20	0.064	C21	0.019	0.003	C15	0.10	0.07	0.0865
C21	0.046	C22	0.005	0.002	C16	0.09	0.06	0.0725
C22	0.036	C23	0.013	0.001	C17	0.08	0.05	0.069
C23	0.027	C24	0.011	0.001	C18	0.07	0.04	0.0545
C24	0.02	C25	0.009	0.001	C19	0.05	0.03	0.039
C25	0.015	C26	0.007	<0,001	C20	0.05	0.03	0.0365
C26	0.01	C27	0.006	<0,001	C21	0.04	0.02	0.0295
C27	0.006	C28	0.005	<0,001	C22	0.03	0.02	0.0245
C28	0.004	C29	0.012	<0,001	C23	0.02	0.02	0.02
C29	0.002	C30	0.003	<0,001	C24	0.02	0.01	0.016
C30	0.002	C31	0.002	100.0	C25	0.02	0.01	0.0135
Total	100.0	C32	0.002		C26	0.01	0.01	0.011
		C33	0.001		C27	0.01	0.01	0.0095
		C34	<0,001		C28	0.01	0.01	0.008
		Total	100.0		C29	0.01	0.01	0.0065
					C30+	0.01	0.01	0.0055
					Total	100.0	0.00	0.019
							100.0	100.0

TABLE A.2 – Composition chimique des puits part2

ANNEXE A. LES DONNÉES DE PROJET DE GT

	(TOUN-1)	(TOUP-2 / TOUQH-1)		GEA-5		(GT-42)
Component	% mol	% mol	Component	% mol	Component	% mol
N2	0.46	0.83	N2	1.02	N2	0.788
C1	76.75	81.83	CO2	5.14	H2S	0
C2	7.85	7.2	H2S	0	C1	86.546
C3	3.33	2.76	C1	74.13	C2	6.942
i-C4	0.72	0.63	C2	9.83	C3	2.572
n-C4	1.26	0.89	C3	3.87	i-C4	0.562
i-C5	0.68	0.52	i-C4	0.77	n-C4	0.802
n-C5	0.52	0.32	n-C4	1.21	neo-C5	0.012
C6	1.18	0.56	i-C5	0.51	i-C5	0.378
C7	0.81	0.43	n-C5	0.4	n-C5	0.257
C8	0.59	0.31	C6	0.46	C6	0.332
C9	0.58	0.3	Mecyclo-C5	0.03	m-c-C5	0.031
C10	0.48	0.23	Benzene	0.01	Benzene	0.028
C11	0.36	0.17	Cyclo-C6	0.05	n-C6	0.022
C12	0.3	0.13	C7	0.39	C7	0.172
C13	0.28	0.12	Mecyclo-C6	0.08	m-c-C6	0.038
C14	0.23	0.09	Toluene	0.04	Toluene	0.022
C15	0.22	0.08	C8	0.36	C8	0.134
C16	0.19	0.06	C2-Benzene	0.01	E-Benzene	0.003
C17	0.18	0.06	mp-Xylene	0.06	M,P-Xylenes	0.024
C18	0.17	0.05	O-Xylene	0.01	O-Xylene	0.013
C19	0.16	0.04	C9	0.26	C9	0.066
C20	0.13	0.03	C10	0.26	1,2,4 TMB	0.006
C21	0.12	0.03	C11	0.19	C10	0.035
C22	0.11	0.02	C12	0.16	C11	0.014
C23	0.1	0.02	C13	0.13	C12	0.005
C24	0.1	0.02	C14	0.1	C13	0.002
C25	0.08	0.01	C15	0.09	C14	0.001
C26	0.08	0.01	C16	0.07	C15	0
C27	0.07	0.01	C17	0.06	C16	0
C28	0.07	0.01	C18	0.05	C17	0
C29	0.07	0.01	C19	0.04	C18	0
C30+	0.5	0.02	C20	0.04	C19	0
Total	100.0	100.0	C21	0.03	C20	0
			C22	0.03	C21	0
			C23	0.02	C22	0
			C24	0.02	C23	0
			C25	0.09	C24	0
			Total	100.0	Total	100.0

E

A.2 Les profils en long des pipelines



F

FIGURE A.1 – Profil en long des flowlines

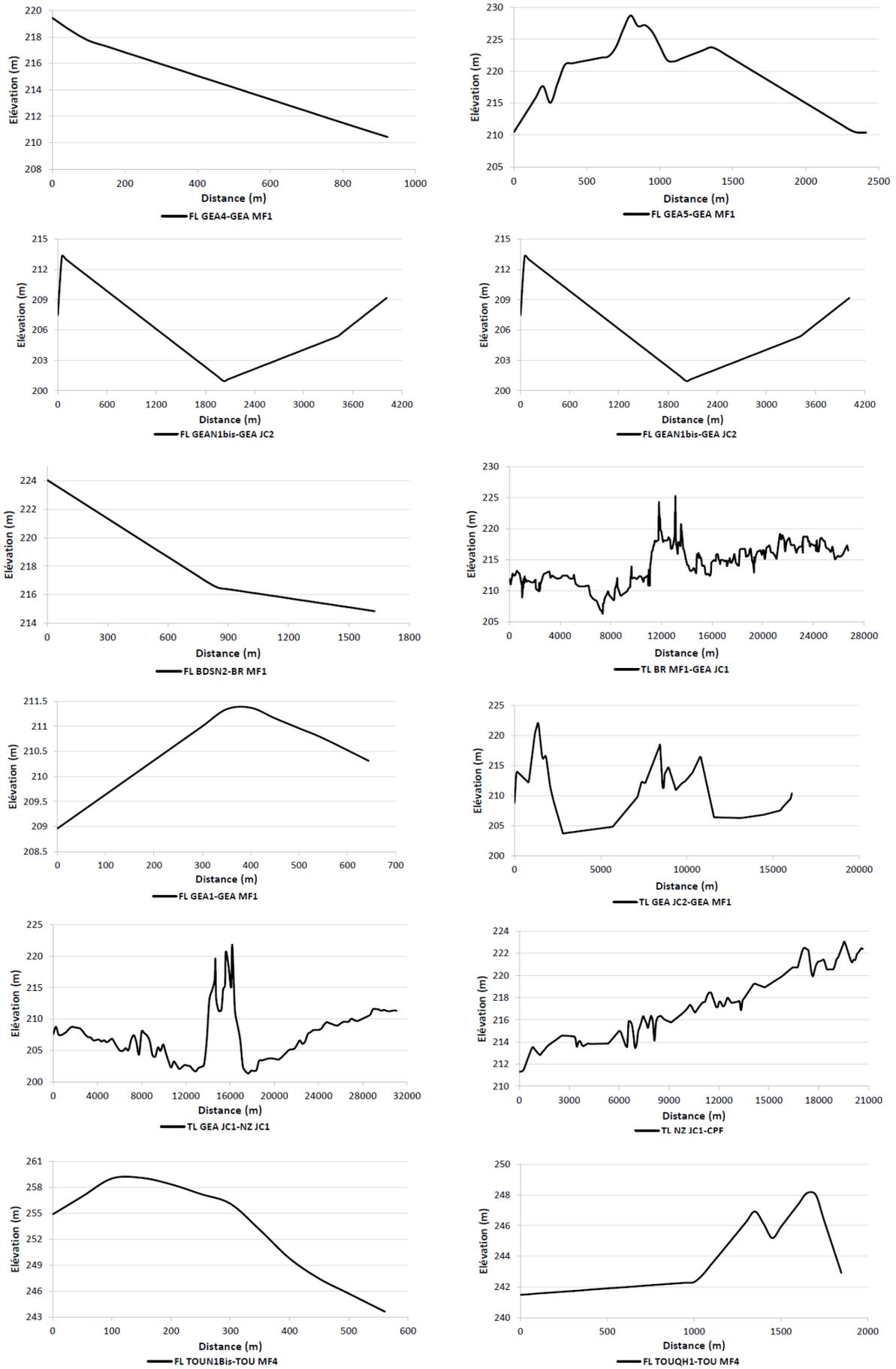


FIGURE A.2 – Profil en long des flowlines



FIGURE A.3 – Profil en long des trunklines

dimensions et masses
des tubes acier
ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces Inches	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification Épauiseur W.T. Specif. API	Schémas STD XS XXS
	pouces Inches	mm	pouces Inches	mm	lb/ft	kg/m		
6	6.625	168,3	0,719	18,26	45,35	67,56	5L	160
	6.625	168,3	0,750	19,05	47,06	70,11	5L	
	6.625	168,3	0,864	21,95	53,16	79,22	5L	XXS
	6.625	168,3	0,875	22,23	53,73	80,07	5L	
	8.625	219,1	0,109	2,77	9,93	14,79	-	5
	8.625	219,1	0,125	3,18	11,35	16,93	5L	
	8.625	219,1	0,148	3,76	13,40	19,96	-	10
	8.625	219,1	0,156	3,96	14,11	21,01	5L	
	8.625	219,1	0,188	4,78	16,94	25,26	5L	
	8.625	219,1	0,203	5,16	18,26	27,22	5L	
	8.625	219,1	0,219	5,56	19,66	29,28	5L	
	8.625	219,1	0,250	6,35	22,36	33,31	5L	20
8	8.625	219,1	0,277	7,04	24,70	36,81	5L	30
	8.625	219,1	0,312	7,92	27,70	41,24	5L	
	8.625	219,1	0,322	8,18	28,55	42,55	5L	STD
	8.625	219,1	0,344	8,74	30,42	45,34	5L	
	8.625	219,1	0,375	9,53	33,04	49,25	5L	
	8.625	219,1	0,406	10,31	35,64	53,08	-	60
	8.625	219,1	0,438	11,13	38,30	57,08	5L	
	8.625	219,1	0,500	12,70	43,39	64,64	5L	80
	8.625	219,1	0,562	14,27	48,40	72,08	5L	
	8.625	219,1	0,594	15,09	50,95	75,92	-	100
	8.625	219,1	0,625	15,88	53,40	79,58	5L	
	8.625	219,1	0,719	18,26	60,71	90,44	5L	120
10	8.625	219,1	0,750	19,05	63,08	93,98	5L	
	8.625	219,1	0,812	20,62	67,76	100,92	5L	140
	8.625	219,1	0,875	22,23	72,42	107,92	5L	XXS
	8.625	219,1	0,906	23,01	74,69	111,27	-	160
	8.625	219,1	1,000	25,40	81,44	121,33	5L	
	10.750	273,0	0,134	3,40	15,19	22,63	-	5
	10.750	273,0	0,156	3,96	17,65	26,28	5L	
	10.750	273,0	0,165	4,19	18,65	27,78	-	10
	10.750	273,0	0,188	4,78	21,21	31,63	5L	
	10.750	273,0	0,203	5,16	22,87	34,09	5L	
	10.750	273,0	0,219	5,56	24,63	36,68	5L	
	10.750	273,0	0,250	6,35	28,04	41,77	5L	20
10.750	273,0	0,279	7,09	31,20	46,51	5L		
10.750	273,0	0,307	7,80	34,24	51,03	5L	30	

dimensions and weights
of steel pipe
ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces Inches	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification Épauiseur W.T. Specif. API	Schémas STD XS XXS
	pouces Inches	mm	pouces Inches	mm	lb/ft	kg/m		
10	10.750	273,0	0,344	8,74	38,23	56,98	5L	
	10.750	273,0	0,365	9,27	40,48	60,31	5L	STD
	10.750	273,0	0,438	11,13	48,24	71,90	5L	
	10.750	273,0	0,500	12,70	54,74	81,55	5L	XS
	10.750	273,0	0,562	14,27	61,15	91,08	5L	
	10.750	273,0	0,594	15,09	64,43	96,01	-	80
	10.750	273,0	0,625	15,88	67,58	100,73	5L	
	10.750	273,0	0,719	18,26	77,03	114,75	5L	100
	10.750	273,0	0,812	20,62	86,18	128,38	5L	
	10.750	273,0	0,844	21,44	89,29	133,06	-	120
	10.750	273,0	0,875	22,23	92,28	137,52	5L	
	10.750	273,0	0,938	23,83	98,30	146,48	5L	
10.750	273,0	1,000	25,40	104,13	155,15	5L	XXS	
10.750	273,0	1,125	28,58	115,64	172,33	-	160	
10.750	273,0	1,250	31,75	126,83	188,97	5L		
12.750	323,8	0,156	3,96	20,98	31,25	-	5	
12.750	323,8	0,172	4,37	23,11	34,43	5L		
12.750	323,8	0,180	4,57	24,17	36,00	-	10	
12.750	323,8	0,188	4,78	25,22	37,62	5L		
12.750	323,8	0,203	5,16	27,20	40,56	5L		
12.750	323,8	0,219	5,56	29,31	43,65	5L		
12.750	323,8	0,250	6,35	33,38	49,73	5L	20	
12.750	323,8	0,281	7,14	37,42	55,77	5L		
12.750	323,8	0,312	7,92	41,45	61,71	5L		
12.750	323,8	0,330	8,38	43,77	65,20	5L	30	
12.750	323,8	0,344	8,74	45,58	67,93	5L		
12.750	323,8	0,375	9,53	49,56	73,88	5L	STD	
12.750	323,8	0,406	10,31	53,52	79,73	5L	40	
12.750	323,8	0,438	11,13	57,59	85,84	5L		
12.750	323,8	0,500	12,70	65,42	97,46	5L	XS	
12.750	323,8	0,562	14,27	73,15	108,96	5L	60	
12.750	323,8	0,625	15,88	80,93	120,62	5L		
12.750	323,8	0,688	17,48	88,63	132,08	5L	80	
12.750	323,8	0,750	19,05	96,12	143,21	5L		
12.750	323,8	0,812	20,62	103,53	154,21	5L		
12.750	323,8	0,844	21,44	107,32	159,91	-	100	
12.750	323,8	0,875	22,23	110,97	165,37	5L		
12.750	323,8	0,938	23,83	118,33	176,33	5L		

FIGURE A.4 – Diamètres et épaisseurs normalisés 1

dimensions et masses des tubes acier

ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces inches	Diamètre extérieur Outside diameter mm pouces inches		Épaisseur Wall thickness mm pouces inches		Masse Weight lb/ft kg/m		Identification Épaisseur W.T. Specif. API		Schedule		
	mm	pouces	mm	pouces	lb/ft	kg/m	STD	X5	XXS		
12	12.750	323,8	1.000	25,40	125,49	186,97	5L			XXS	120
	12.750	323,8	1.062	26,97	132,57	197,48	5L				
	12.750	323,8	1.125	28,58	139,67	208,14	5L				140
	12.750	323,8	1.250	31,75	153,53	228,74	5L				
	12.750	323,8	1.312	33,32	160,27	238,76					160
	14.000	355,6	0.156	3,96	23,07	34,36					5
	14.000	355,6	0.188	4,78	27,73	41,35	5L				
	14.000	355,6	0.203	5,16	29,91	44,59	5L				
	14.000	355,6	0.210	5,33	30,93	46,04	5L				
	14.000	355,6	0.219	5,56	32,23	47,99	5L				
	14.000	355,6	0.250	6,35	36,71	54,69	5L				10
	14.000	355,6	0.281	7,14	41,17	61,35	5L				
14	14.000	355,6	0.312	7,92	45,61	67,90	5L				20
	14.000	355,6	0.344	8,74	50,17	74,76	5L				
	14.000	355,6	0.375	9,53	54,57	81,33	5L				30
	14.000	355,6	0.406	10,31	58,94	87,79	5L				
	14.000	355,6	0.438	11,13	63,44	94,55	5L				40
	14.000	355,6	0.469	11,91	67,78	100,94	5L				
	14.000	355,6	0.500	12,70	72,09	107,39	5L				
	14.000	355,6	0.562	14,27	80,66	120,11	5L				X5
	14.000	355,6	0.594	15,09	85,05	126,71					60
	14.000	355,6	0.625	15,88	89,28	133,03	5L				
	14.000	355,6	0.688	17,48	97,81	145,75	5L				
	14.000	355,6	0.750	19,05	106,13	158,10	5L				80
14.000	355,6	0.812	20,62	114,37	170,33	5L					
14.000	355,6	0.875	22,23	122,65	182,75	5L					
14.000	355,6	0.938	23,83	130,85	194,96	5L				100	
14.000	355,6	1.000	25,40	138,84	206,83	5L					
14.000	355,6	1.062	26,97	146,74	218,57	5L					
14.000	355,6	1.094	27,79	150,79	224,65					120	
14.000	355,6	1.125	28,58	154,69	230,48	5L					
14.000	355,6	1.250	31,75	170,21	253,56	5L				140	
14.000	355,6	1.406	35,71	189,11	281,70					160	
14.000	355,6	2.000	50,80	256,32	381,83						
14.000	355,6	2.125	53,98	269,50	401,50						
14.000	355,6	2.200	55,88	277,25	413,01						
14.000	355,6	2.500	63,50	307,05	457,40						



dimensions and weights of steel pipe

ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces inches	Diamètre extérieur Outside diameter mm pouces inches		Épaisseur Wall thickness mm pouces inches		Masse Weight lb/ft kg/m		Identification Épaisseur W.T. Specif. API		Schedule		
	mm	pouces	mm	pouces	lb/ft	kg/m	STD	X5	XXS		
16	16.000	406,4	0.165	4,19	27,90	41,56					5
	16.000	406,4	0.188	4,78	31,75	47,34	5L				
	16.000	406,4	0.203	5,16	34,25	51,06	5L				
	16.000	406,4	0.219	5,56	36,91	54,96	5L				
	16.000	406,4	0.250	6,35	42,05	62,64	5L				10
	16.000	406,4	0.281	7,14	47,17	70,30	5L				
	16.000	406,4	0.312	7,92	52,27	77,83	5L				20
	16.000	406,4	0.344	8,74	57,52	85,71	5L				
	16.000	406,4	0.375	9,53	62,58	93,27	5L				30
	16.000	406,4	0.406	10,31	67,62	100,70	5L				
	16.000	406,4	0.438	11,13	72,80	108,49	5L				
	16.000	406,4	0.469	11,91	77,79	115,86	5L				
16.000	406,4	0.500	12,70	82,77	123,30	5L				X5	
16.000	406,4	0.562	14,27	92,66	137,99	5L					
16.000	406,4	0.625	15,88	102,63	152,93	5L				60	
16.000	406,4	0.656	16,66	107,50	160,12						
16.000	406,4	0.688	17,48	112,51	167,65	5L					
16.000	406,4	0.750	19,05	122,15	181,97	5L					
16.000	406,4	0.812	20,62	131,71	196,16	5L					
16.000	406,4	0.844	21,44	136,61	203,53					80	
16.000	406,4	0.875	22,23	141,34	210,60	5L					
16.000	406,4	0.938	23,83	150,89	224,82	5L					
16.000	406,4	1.000	25,40	160,20	238,64	5L					
16.000	406,4	1.031	26,19	164,82	245,56					100	
16.000	406,4	1.062	26,97	169,43	252,35	5L					
16.000	406,4	1.125	28,58	178,73	266,28	5L					
16.000	406,4	1.188	30,18	187,93	280,00	5L					
16.000	406,4	1.219	30,96	192,43	286,64					120	
16.000	406,4	1.250	31,75	196,91	293,33	5L					
16.000	406,4	1.438	36,53	223,64	333,19					140	
16.000	406,4	1.594	40,49	245,25	365,35					160	
18.000	457,0	0.165	4,19	31,43	46,81					5	
18.000	457,0	0.188	4,78	35,76	53,31	5L					
18.000	457,0	0.219	5,56	41,59	61,90	5L					
18.000	457,0	0.250	6,35	47,39	70,57	5L				10	
18.000	457,0	0.281	7,14	53,18	79,21	5L					
18.000	457,0	0.312	7,92	58,94	87,71	5L				20	
18.000	457,0	0.344	8,74	64,87	96,61	5L					



FIGURE A.5 – Diamètres et épaisseurs normalisés 2

dimensions et masses
des tubes acier

ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces inches	Diamètre extérieur Outside diameter mm pouces inches		Épaisseur Wall thickness mm pouces inches		Masse Weight lb/ft kg/m		Identification Épaisseur W.T. Specif. API Schedule	
	mm	pouces	mm	pouces	lb/ft	kg/m	Specif. API	Schedule
12	12,750	323,8	1,000	25,40	125,49	186,97	5L	XXS
	12,750	323,8	1,062	26,97	132,57	197,48	5L	XXS
	12,750	323,8	1,125	28,58	139,67	208,14	5L	140
	12,750	323,8	1,250	31,75	153,53	228,74	5L	140
	12,750	323,8	1,312	33,32	160,27	238,76	-	160
	14,000	355,6	0,156	3,96	23,07	34,36	-	5
	14,000	355,6	0,188	4,78	27,73	41,35	5L	
	14,000	355,6	0,200	5,16	29,91	44,59	5L	
	14,000	355,6	0,210	5,33	30,93	46,04	5L	
	14,000	355,6	0,219	5,56	32,23	47,99	5L	
	14,000	355,6	0,250	6,35	36,71	54,69	5L	10
	14,000	355,6	0,281	7,14	41,17	61,35	5L	
14,000	355,6	0,312	7,92	45,61	67,90	5L	20	
14,000	355,6	0,344	8,74	50,17	74,76	5L		
14,000	355,6	0,375	9,53	54,57	81,33	5L	30	
14,000	355,6	0,406	10,31	58,94	87,79	5L		
14,000	355,6	0,438	11,13	63,44	94,55	5L	40	
14,000	355,6	0,469	11,91	67,78	100,94	5L		
14,000	355,6	0,500	12,70	72,09	107,39	5L	XS	
14,000	355,6	0,562	14,27	80,66	120,11	5L		
14,000	355,6	0,594	15,09	85,05	126,71	-	60	
14,000	355,6	0,625	15,88	89,28	133,00	5L		
14,000	355,6	0,688	17,48	97,81	145,75	5L		
14,000	355,6	0,750	19,05	106,13	158,10	5L	80	
14,000	355,6	0,812	20,62	114,37	170,33	5L		
14,000	355,6	0,875	22,23	122,65	182,75	5L		
14,000	355,6	0,938	23,83	130,85	194,96	5L	100	
14,000	355,6	1,000	25,40	138,84	206,83	5L		
14,000	355,6	1,062	26,97	146,74	218,57	5L		
14,000	355,6	1,094	27,79	150,79	224,65	-	120	
14,000	355,6	1,125	28,58	154,69	230,48	5L		
14,000	355,6	1,250	31,75	170,21	253,56	5L	140	
14,000	355,6	1,406	35,71	189,11	281,70	-	160	
14,000	355,6	2,000	50,80	256,32	381,83	-		
14,000	355,6	2,125	53,98	269,50	401,50	-		
14,000	355,6	2,200	55,88	277,25	413,01	-		
14,000	355,6	2,500	63,50	307,05	457,40	-		

dimensions and weights
of steel pipe

ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces inches	Diamètre extérieur Outside diameter mm pouces inches		Épaisseur Wall thickness mm pouces inches		Masse Weight lb/ft kg/m		Identification Épaisseur W.T. Specif. API Schedule	
	mm	pouces	mm	pouces	lb/ft	kg/m	Specif. API	Schedule
16	16,000	406,4	0,165	4,19	27,90	41,56	-	5
	16,000	406,4	0,188	4,78	31,75	47,34	5L	
	16,000	406,4	0,203	5,16	34,25	51,06	5L	
	16,000	406,4	0,219	5,56	36,91	54,96	5L	
	16,000	406,4	0,250	6,35	42,05	62,64	5L	10
	16,000	406,4	0,281	7,14	47,17	70,30	5L	
	16,000	406,4	0,312	7,92	52,27	77,83	5L	20
	16,000	406,4	0,344	8,74	57,52	85,71	5L	
	16,000	406,4	0,375	9,53	62,58	93,27	5L	30
	16,000	406,4	0,406	10,31	67,62	100,70	5L	
	16,000	406,4	0,438	11,13	72,80	108,49	5L	
	16,000	406,4	0,469	11,91	77,79	115,86	5L	
16,000	406,4	0,500	12,70	82,77	123,30	5L	XS	
16,000	406,4	0,562	14,27	92,66	137,99	5L		
16,000	406,4	0,625	15,88	102,63	152,93	5L		
16,000	406,4	0,656	16,66	107,50	160,12	-	60	
16,000	406,4	0,688	17,48	112,51	167,65	5L		
16,000	406,4	0,750	19,05	122,15	181,97	5L		
16,000	406,4	0,812	20,62	131,71	196,16	5L		
16,000	406,4	0,844	21,44	136,61	203,53	-	80	
16,000	406,4	0,875	22,23	141,34	210,60	5L		
16,000	406,4	0,938	23,83	150,89	224,82	5L		
16,000	406,4	1,000	25,40	160,20	238,64	5L		
16,000	406,4	1,031	26,19	164,82	245,56	-	100	
16,000	406,4	1,062	26,97	169,43	252,35	5L		
16,000	406,4	1,125	28,58	178,72	266,28	5L		
16,000	406,4	1,188	30,18	187,93	280,00	5L		
16,000	406,4	1,219	30,96	192,43	286,64	-	120	
16,000	406,4	1,250	31,75	196,91	293,33	5L		
16,000	406,4	1,438	36,53	223,64	333,19	-	140	
16,000	406,4	1,594	40,49	245,25	365,35	-	160	
18,000	457,0	0,165	4,19	31,43	46,81	-	5	
18,000	457,0	0,188	4,78	35,76	53,31	5L		
18,000	457,0	0,219	5,56	41,59	61,90	5L		
18,000	457,0	0,250	6,35	47,39	70,57	5L	10	
18,000	457,0	0,281	7,14	53,18	79,21	5L		
18,000	457,0	0,312	7,92	58,94	87,71	5L	20	
18,000	457,0	0,344	8,74	64,87	96,61	5L		

FIGURE A.6 – Diamètres et épaisseurs normalisés 3

dimensions et masses
des tubes acier
ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces Inches	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification Épaisseur W.T. STD XS XXS
	pouces Inches	mm	pouces Inches	mm	lb/ft	kg/m	
18	18.000	457	0.375	9.53	70.59	105.16	5L STD
	18.000	457	0.406	10.31	74.29	113.57	5L
	18.000	457	0.438	11.13	82.15	122.38	5L
	18.000	457	0.469	11.91	87.81	130.72	5L
	18.000	457	0.500	12.70	93.45	139.15	5L XS
	18.000	457	0.562	14.27	104.67	155.80	5L
	18.000	457	0.625	15.88	115.98	172.74	5L
	18.000	457	0.688	17.48	127.21	189.46	5L
	18.000	457	0.750	19.05	138.17	205.74	5L
	18.000	457	0.812	20.62	149.06	221.89	5L
	18.000	457	0.875	22.23	160.03	238.34	5L
	18.000	457	0.938	23.83	170.92	254.55	5L
	18.000	457	1.000	25.40	181.56	270.34	5L
	18.000	457	1.062	26.97	192.11	286.00	5L
	18.000	457	1.125	28.58	202.75	301.94	5L
	18.000	457	1.188	29.36	207.96	309.62	-
	18.000	457	1.188	30.18	213.31	317.66	5L
	18.000	457	1.250	31.75	223.61	332.95	5L
18.000	457	1.375	34.93	244.14	363.56	-	
18.000	457	1.562	39.67	274.22	408.26	-	
18.000	457	1.781	45.24	308.50	459.37	-	
20.000	508	0.188	4.78	39.78	59.25	-	5
20.000	508	0.219	5.56	46.27	68.89	5L	-
20.000	508	0.250	6.35	52.73	78.55	5L	10
20.000	508	0.281	7.14	59.18	88.19	5L	-
20.000	508	0.312	7.92	65.60	97.67	5L	-
20.000	508	0.344	8.74	72.21	107.60	5L	-
20.000	508	0.375	9.53	78.60	117.15	5L	STD 20
20.000	508	0.406	10.31	84.96	126.53	5L	-
20.000	508	0.438	11.13	91.51	136.37	5L	-
20.000	508	0.469	11.91	97.83	145.70	5L	-
20.000	508	0.500	12.70	104.13	155.12	5L	XS 30
20.000	508	0.562	14.27	116.67	173.74	5L	-
20.000	508	0.594	15.09	123.11	183.42	-	40
20.000	508	0.625	15.88	129.33	192.71	5L	-
20.000	508	0.688	17.48	141.90	211.44	5L	-
20.000	508	0.750	19.05	154.19	229.70	5L	-
20.000	508	0.812	20.62	166.40	247.83	5L	60



dimensions and weights
of steel pipe
ASME B 36.10 M-1996

Diamètre nominal Nominal size pouces Inches	Diamètre extérieur Outside diameter		Épaisseur Wall thickness		Masse Weight		Identification Épaisseur W.T. STD XS XXS	
	pouces Inches	mm	pouces Inches	mm	lb/ft	kg/m		
20	20.000	508	0.875	22.23	178.72	266.29	5L	
	20.000	508	0.938	23.83	190.96	284.52	5L	
	20.000	508	1.000	25.40	202.92	302.28	5L	
	20.000	508	1.031	26.19	208.87	311.17	-	
	20.000	508	1.062	26.97	214.80	319.92	5L	
	20.000	508	1.125	28.58	228.78	337.89	5L	
	20.000	508	1.188	30.18	238.68	355.61	5L	
	20.000	508	1.250	31.75	250.31	372.88	5L	
	20.000	508	1.281	32.54	256.10	381.53	-	
	20.000	508	1.312	33.32	261.86	390.03	5L	
	20.000	508	1.375	34.93	273.51	407.49	5L	
	20.000	508	1.500	38.10	296.37	441.49	-	
	20.000	508	1.750	44.45	341.09	508.11	120	
	20.000	508	1.969	50.01	379.17	564.81	-	
	22.000	559	0.188	4.78	43.80	65.24	-	5
	22.000	559	0.219	5.56	50.94	75.88	5L	-
	22.000	559	0.250	6.35	58.07	86.54	5L	10
	22.000	559	0.281	7.14	65.18	97.17	5L	-
22.000	559	0.312	7.92	72.27	107.63	5L	-	
22.000	559	0.344	8.74	79.56	118.60	5L	-	
22.000	559	0.375	9.53	86.61	129.13	5L	STD 20	
22.000	559	0.406	10.31	93.63	139.50	5L	-	
22.000	559	0.438	11.13	100.86	150.37	5L	-	
22.000	559	0.469	11.91	107.85	160.68	5L	-	
22.000	559	0.500	12.70	114.81	171.09	5L	XS 30	
22.000	559	0.562	14.27	128.67	191.69	5L	-	
22.000	559	0.625	15.88	142.68	212.69	5L	-	
22.000	559	0.688	17.48	156.60	233.43	5L	-	
22.000	559	0.750	19.05	170.21	253.65	5L	-	
22.000	559	0.812	20.62	183.75	273.76	5L	-	
22.000	559	0.875	22.23	197.41	294.25	5L	60	
22.000	559	0.938	23.83	211.00	314.49	5L	-	
22.000	559	1.000	25.40	224.28	334.23	5L	-	
22.000	559	1.062	26.97	237.48	353.84	5L	-	
22.000	559	1.125	28.58	250.81	373.83	5L	80	
22.000	559	1.188	30.18	264.06	393.57	5L	-	
22.000	559	1.250	31.75	277.01	412.81	5L	-	
22.000	559	1.312	33.32	289.88	431.94	5L	-	



FIGURE A.7 – Diamètres et épaisseurs normalisés 4