



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre M : /IP/2019

MEMOIRE

Présenté pour obtenir le diplôme de

MASTER EN INDUSTRIES PETROCHIMIQUES

Option : GENIE PETROCHIMIQUE

Thème

**Simulation d'étude de récupération et acheminement
du gaz associé du périmètre Tiguentourine a l'unité
de récupération du gaz torché RGTE**

Présenté Par :

- 1- SOLTANI Nadir
- 2- SLAMANI Mohammed

Soutenue le 25 /06/2019 devant le jury composé de :

Présidente :	Mme. ABDELLI Safia	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	Mme. MOHAMED Seghir Zahira	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	M. HAMMOU Abdel Illah	MAA	Université de Mostaganem
Invité :	M. HAFANI Mustapha	Ingénieur process	British Petroleum

Année Universitaire 2018/2019

Remerciements

Au Nom d'Allah, le tous miséricordieux, le très miséricordieux

D'abord, on tient à remercier le dieu des innombrables grâces qui se répandent en abondance sur notre existence, tout en priant pour qu'il m'aide à le citer, à le remercier et à bien l'obéir.

Nous adressons un grand merci aux membres de jury Mr. HAMMOU, Mme. ABDELLI, Mme. MOHAMMED SEGHIR et notre invité Mr. HAFANI devant lesquels nous aurions l'honneur de présenter ce projet d'études.

Un remerciement particulier à Pr. Djennad et Dr. Belloul et on remercie également toute l'équipe pédagogique de l'université de Mostagenem.

Nos remerciements vont aussi à M. Chikhawi, M. Amour, M. Djebrit, M. Belmecherah, M. Korso l'ensemble des ingénieurs à la région d'In Amenas Sonatrach pour l'aide à notre stage pratique.

Enfin un merci à toutes personnes qui a contribué à la réalisation de cet humble travail.

SLAMANI Mohammed.

SOLTANI Nadir.

Dédicaces

Avec ma plus grande joie je dédie cet humble travail à ceux qui occupent une place indéfectible dans ma vie et qui comptent le plus pour moi de leurs énormes sacrifices, précieux encouragements et indispensable amour, en l'occurrence.

Mes très chers parents, mes affectueux frères et sœurs, mes cousins, mes adorables neveux "Anes et Ayoub".

A toutes les familles SOLTANI, AISSA et DJENNAD.

Sans oublier l'ensemble de mes amis avec qui j'ai partagé les plus inoubliables moments et expériences de ma vie.

SOLTANI Nadir

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail

*Tout d'abord, à mes très chers parents qui m'ont soutenu,
encouragé, et poussé pour donner
le meilleur de moi-même Et que dieu leur apporte tout ce qu'ils
souhaitent.*

A mes frères et mes sœurs.

A toute la famille SLAMANI.

A mes chers amis et mes proches.

A tous mes collègues de de la promotion I.P. 2018/2019

*A tous ceux qui m'ont encouragé et soutenu de près ou de loin tout au
long de mon parcours.*

SLAMANI Mohammed

ملخص

في كل عام، يتم حرق 140 مليار متر مكعب من الغاز الطبيعي في جميع أنحاء العالم، وهو ما يمثل 750 مليار كيلو وات ساعة، الطاقة الكافية لجميع أفريقيا، و300 مليون طن من انبعاثات ثاني أكسيد الكربون سنويًا (المصدر: البنك الدولي).

في أعقاب الجهود العالمية الهائلة لمكافحة الأشكال المتعددة للتلوث التي تحذر من العوائق البيئية التي تسببها التنمية الصناعية، لا بد اليوم من الخوض في هذا السجل وضمان الاستغلال الصحي والشامل لمصادرنا من الطاقات.

ومن هنا أهمية هذا العمل الذي يتعلق بدراسة الجدوى من جلب الغاز المصاحب الذي يتم حرقه حالياً في المراكز الخمسة في حقل تيغيننورين. نحو وحدة استخلاص الغاز في إديجيه (RGTE)، وهي دراسة تشتمل على العموم اختيار أفضل سيناريو ممكن لجمع الغاز المتولدة من المراكز المختلفة من أجل تقليل الطاقة والتكاليف المالية المتعلقة بالضغط الضروري ارسال الغاز إلى الوحدة المعنية.

الإضافة إلى تمحيص في ضمان التدفق (تدرج الضغط، تدرج درجة الحرارة، التآكل، تأكسد وتكوين الهيدرات)، الاختيار الدقيق للمسارات، تحسين الأقطار والمسافات بالإضافة إلى اختيار المواد للأنبيب والجدول المناسبة. تقدير أولي لتكاليف الإنشاء يكمل فصول هذه الدراسة. كلمات البحث: إحراق، Hysys، وجمع، وضغط، الغاز المحترق.

Résumé

Chaque années, 140 milliards m³ de gaz naturel sont brûlés à travers le monde ce qui représente 750 milliards kWh, une énergie suffisante à toute l'Afrique et surtout 300 millions tonnes par an d'émission de CO₂ (source World Bank).

Suivant les énormes démarches mondiales contre les multiples formes de la pollution qui mettent en garde les entraves à l'environnement causées par le développement industriel, il est plus qu'indispensable à nos jours de s'inscrire dans ce registre et assurer une exploitation saine et souveraine de nos sources d'énergies fossiles.

D'où l'intérêt de ce travail qui porte sur l'étude de faisabilité d'acheminer le gaz associé actuellement brûlé au niveau des cinq centres du champ Tiguentourine ; vers l'unité de récupération de gaz torché Edjeleh (RGTE), une étude qui s'étale dans le l'ensemble sur le choix du meilleur scénario possible pour la collecte du gaz généré par les différent centres afin de minimiser les coûts énergétique et financière relatifs à la compression nécessaire tout de même à l'expédition vers l'unité en question.

Outre le décorticage du Flow assurance (Gradient de pression, Gradient de température, Erosion, Corrosion et Formation des Hydrates), la sélection minutieuse des itinéraires, l'optimisation des diamètres et des distances ainsi que le choix de la matière des pipes et des Schedule adéquats ; une estimation primaire des coûts de la réalisation vient achever les chapitres de cette étude.

Mots Clé : Torchage, Hysys, Collecte, compression, gaz torché.

Abstract

Each year, 140 billion cubic meters of natural gas are burned around the world which represents 750 billion kWh, sufficient energy throughout Africa and especially 300 million tons per year of CO₂ emissions (source World Bank).

Following the enormous global efforts against the multiple forms of pollution that warn of the environmental impediments caused by industrial development, it is more than indispensable today to enter this register and ensure a healthy and sovereign exploitation of our fossil fuel sources.

Hence the interest of this work which relates to the feasibility study to bring the associated gas currently burned at the five centers of the Tiguentourine field; towards the Edjeleh gas flaring recovery unit (RGTE), a study which is spread throughout the choice of the best possible scenario for the collection of gas generated by the various centers in order to minimize energy and financial costs relating to the necessary compression to the expedition to the unit in question.

In addition to the scrutiny of Flow Assurance (Pressure gradient, Temperature gradient, Erosion, Corrosion and Hydrate Formation), the careful selection of itineraries, the optimization of diameters and distances as well as the choice of material for pipes and the adequate schedules; a primary estimate of the costs of the realization completes the chapters of this study.

Keywords: Flaring, Hysys, Collecting, Compression, Flaring gas.

Liste des Figures

Figure I.1. Gisements de la Région In Aménas.	3
Figure I.2 Secteurs de la Région In Aménas.	4
Figure I.3 Plan organisationnel et fonctionnel de la direction régionale.	5
Figure I.4 Section Soufflante de l'unité RGTE.	6
Figure I.5 Section Compression de l'unité RGTE.	6
Figure I.6 Plan de masse du Centre de Séparation et Stockage de La Reculée.	8
Figure II.1 Schéma Typique du traitement du pétrole brut.	11
Figure III.1 Travail d'un compresseur.	16
Figure III.2 hydrates de gaz.	17
Figure IV.1 Dimensions d'un Pipe.	18
Figure V.1. Histogrammes représentant les débits de gaz torchés par centres.	25
Figure V.2. Capture sur les itinéraires de l'étude.	27
Figure V.3. Organigramme de fonctionnement du simulateur Aspen Hysys.	29
Figure V.4. Palette du module Aspen Upstream.	30
Figure VI.1. Trajet CS1-STTG avec élévations sur Google earth.	31
Figure VI.2. Itinéraires de la jonction I du scénario II.	38
Figure VI.3. Capture sur la jonction RCL, CS2HP, CS3HP.	39
Figure VI.4. Capture sur le PFD de compression du l'effluent RCL.	39
Figure VI.5. Capture sur la jonction CS2BP, CS3BP.	41
Figure.VI.6 Capture sur la jonction CS4HP, CS4BP.	43
Figure VI.7 Capture de PFD de compression pour l'effluent de la jonction CS4HP, CS4BP.	46
Figure VI.8. Capture de PFD de compression du mélange total à basse pression.	47
Figure VI.9. Capture de PFD de compression du mélange total à moyenne pression.	48
Figure VI.10 Capture de PFD de compression du mélange total à haute pression.	50
Figure VI.11 Profils de température de l'effluent et de la température de formation des hydrates.	52
Figure VI.12 Niveau de corrosion au sein du pipeline.	52

Liste des Tableaux

Tableau IV.1. Dimensions des tubes en acier suivant ANSI B 36-10.	17
Tableau IV.2. Les distances d'enterrement normalisées pour un pipeline.	20
Tableau V.1 Débits de gaz torché au niveau du CS1 par séparateur.	21
Tableau V.2 Débits de gaz torché au niveau du CS2 par séparateur.	22
Tableau V.3 Débits de gaz torché au niveau du CS3 par séparateur.	22
Tableau V.4 Débits de gaz torché au niveau du CS4 par séparateur.	22
Tableau V.5 Débits de gaz torché au niveau du RCL par séparateur.	23
Tableau V.6 Composition de gaz torchés au niveau du CS1 par séparateur.	24
Tableau V.7 Coordonnées géographiques des centres intervenant dans l'étude.	25
Tableau V.8 Pénalité de torchage sur la base de la quantité de gaz torchés.	26
Tableau VI.1 Exemple d'élévations pour un trajet CS1-STTG sur Google Earth.	30
Tableau VI.2 Distance séparant le centre de stockage des centres de séparation.	30
Tableau VI.3 Pressions, températures et débits de chaque étage de séparation Earth.	31
Tableau VI.4 Capture d'écran sur l'éditeur de complexe pipe.	32
Tableau VI.5 Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS1.	32
Tableau VI.6 Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS2.	33
Tableau VI.7 Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS3.	34
Tableau VI.8 Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS4.	34
Tableau VI.9 Résultats de la simulation du scénario 1 pour la RCL.	35
Tableau VI.10 Diamètres validés par le premier scénario.	35
Tableau VI.11 Spécifications du séparateur RCL.	37
Tableau VI.12 Performances du compresseur RCL.	38
Tableau VI.13 Performances de l'aéroréfrigérant RCL.	38
Tableau VI.14 Spécification de la jonction RCL, CS2HP, CS3HP.	38
Tableau VI.15 L'effluent CS3BP en fonction de sa pression en amont de la jonction.	40
Tableau VI.16 Résultats de variation du diamètre en aval de la jonction CS2BP, CS3BP.	41
Tableau VI.17 Résultats de variation de la pression et du diamètre pour l'effluent CS4HP.	42
Tableau VI.18 Résultats de variation du diamètre en aval de la jonction CS4HP,	43

CS4BP.

Tableau VI.19 Pressions d'arrivée des différents effluents au centre de stockage.	43
Tableau VI.20 Spécifications du séparateur du mélange CS4.	44
Tableau VI.21 Performances du compresseur du mélange CS4.	44
Tableau VI.22 Performances de l'aéroréfrigérant du mélange CS4.	45
Tableau VI.23 Spécifications du séparateur du mélange total à basse pression.	45
Tableau VI.24 Performances du compresseur du mélange total à basse pression.	45
Tableau VI.25 Performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à basse pression.	46
Tableau VI.26 Spécifications du séparateur du mélange total à moyenne pression.	47
Tableau VI.27 Performances du compresseur du mélange total à moyenne pression.	47
Tableau VI.28 Performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à moyenne pression.	47
Tableau VI.29 Spécifications du séparateur en amont du mélange total à haute pression.	48
Tableau VI.30 Performances du compresseur du mélange total à haute pression.	48
Tableau VI.31 Performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à haute pression.	48
Tableau VI.32 Formation des hydrates pour l'effluent à expédier à la RGTE.	49

Définitions et Nomenclatures

Energies Renouvelables : Sources d'énergie dont le renouvellement naturel est assez rapide pour qu'elles puissent être considérées comme inépuisables à l'échelle du temps humain.

Energie fossile : Tirée principalement du charbon, du pétrole et du gaz naturel. Elles sont appelées fossiles car elles proviennent de la décomposition très lente d'éléments vivants (surtout des plantes) il y a plusieurs millions d'années.

Gaz à effet de serre : Composants gazeux qui absorbent le rayonnement infrarouge émis par la surface terrestre et contribuent à l'effet de serre. L'augmentation de leur concentration dans l'atmosphère terrestre est l'un des facteurs à l'origine du réchauffement climatique.

Réchauffement planétaire : Phénomène d'augmentation des températures moyennes océaniques et de l'air, induit par la quantité de chaleur piégée à la surface terrestre, mesurée depuis plusieurs décennies, du fait des émissions de gaz à effet de serre.

Revamping : Ensemble d'interventions sur une installation industrielle existante en vue de modifier et/ou accroître sa capacité de production ou de l'adapter à de nouvelles contraintes ou exigences techniques ou réglementaires.

Déshydratation : Procédé d'élimination de l'eau présente dans un mélange

Stabilisation : Procédé d'exempter le brut de constants légers qui risquent de se libérer lors du transport et du stockage.

Comptage : L'objectif principal du comptage est la mesure et / ou la détermination des débits et / ou quantité d'effluents pétroliers ou non pétroliers présents dans les installations pétrolières.

Asphaltènes : Sont constitués principalement de carbone , d'hydrogène , d'azote , d'oxygène, de soufre , ainsi que de traces de vanadium et de nickel.

Oléfine : Hydrocarbure à double liaison carbone-carbone, utilisé notamment dans la fabrication.

Webographie : Désigne une liste de contenus, d'ouvrages ou plus généralement de pages ou ressources du Web relatives à un sujet donné. Ce mot est récent mais déjà très utilisé. Il est construit sur le modèle du mot bibliographie.

CO₂ : Dioxyde de Carbone.

CH₄ : Méthane.

H : Hydrogène.

C : Carbone.

HC : Hydrocarbures.

NaCl : Chlorure de Potassium.

PFD : Process Flow Diagram.

dp : Différence de pression.

T : Température.

T_c : Température critique.

T_s : Température de surface.

T_r : Température du réservoir.

P : Pression.

P_c : Pression critique.

P_s : Pression de surface.

P_r : Pression du réservoir.

V : Volume.

W : Travail.

kg : Kilogramme.

m³ : Mètre cube.

Psi : Pound square inch.

ppm: Partie par million .

mg/l : Milligramme par litres.

ft/sec : Feet par seconde.

m/s : Mètre par seconde.

Sommaire

Remerciements

Dédicaces

Résumé

Liste des Figures & Tableaux

Définitions et Nomenclatures

Sommaire

Introduction générale

1

I Présentation de la région

I.1 Présentation de la direction régionale In Aménas

3

I.2 Présentation de l'unité de Récupération de gaz torchés Edjeleh RGTE

5

I.3 Présentation du champ Tiguentourine (TG)

7

I.4 Présentation du périmètre Reculée (RCL)

7

II. Généralités

II.1 Formation du pétrole Brut

9

II.2 Composition du pétrole Brut

10

II.3 La séparation du pétrole Brut

10

II.3 Notions relatives à la séparation

12

II.3.1 Le rapport gaz-huile (GOR – Gas Oil Ratio)

12

II.3.2 Teneur en eau dans le brut

12

II.3.3 Définition de la tension de vapeur REID

12

II.3.4 Teneur en H₂S

13

III. Notions Thermodynamiques

III.1 Généralités

14

III.2 Les différents types de gaz

14

III.2.1 Gaz sec et gaz humide

14

III.2.2 Gaz à condensat

15

III.2.3 Gaz associé

15

III.3 Thermodynamiques de la compression

15

III.3.1 Mode de compressions

16

III.3.2 Travail de la compression	16
III.3.3 Rendement de la compression	17
III.4 les Hydrates	17
IV. Transmission de gaz par pipelines	
IV.1 Introduction	18
IV.2 Spécifications de choix de matériel et de la section du Pipe	18
IV.2.1 Pression design pour un pipeline en acier	19
IV.3 Classes de localisation pour la conception et la construction	20
IV.3.1 Emplacement de classe 1	20
IV.3.2 Emplacement de classe 2	20
IV.3.3 Emplacement de classe 3	20
IV.3.4 Emplacement de classe 4	20
IV.4 Considérations de vitesse	20
IV.5 Exigences de couverture des canalisations en acier enterrés	21
IV.5.1 Exigences de couverture pour un réseau de distribution	21
IV.5.2 Exigences de couverture pour les pipelines	21
V. Données générales de l'étude	
V.1 Introduction	23
V.2 Problématiques	23
V.2.1 Débits de gaz torchés sur les périmètres TG et RCL	23
V.2.2 Composition de gaz torchés sur les périmètres TG et RCL	25
V.2.3 Localisation des Centres intervenant	27
V.2.4 Pénalités de torchage	28
V.3 Logiciel de la simulation	28
V.3.1 Aspen Hysys	29
V.3.2 Upstream (module Hysys)	30
VI. Résultats et interprétations	
VI.1 Premier scénario	31
VI.1.1 Choix des itinéraires	31
VI.1.2 Interface propriétés	32
VI.1.3 Interface simulation	33
VI.2 Deuxième scénario	38
VI.2.1 Premier étage de compression	46
VI.2.2 Deuxième étage de compression	47
VI.2.3 Troisième étage de compression	48

VI.2.4 Quatrième étage de compression	50
VI.3 Formation des Hydrates	51
VI.4 Corrosion par CO ₂	52
Conclusion	54
Références Bibliographiques & webographiques	
Annexes	

Introduction générale

Malgré l'immense intérêt que porte le monde entier depuis des décennies aux énergies renouvelables, les énergies fossiles occupent jusqu'à nos jours la première place comme la plus importante source d'énergie, et cela depuis près de 2 siècles ou plus exactement depuis 1856 ; la date d'installation de la première raffinerie du brut à l'échelle industrielle [1].

Pour répondre à une croissante demande en matière première dans un complexe monde économique de plus en plus exigeant et qui est étroitement lié à des progrès industriels foudroyants, l'exploitation mondiale du pétrole brut est devenue plus prépondérante que jamais, une exploitation qui n'est malheureusement pas sans danger sur notre planète, la prise de conscience des énormes risques que cours notre environnement, nous oblige à apporter des changements non seulement à la production des énergies fossiles en générale mais aussi à la manière dont elles sont consommées.

L'émission des gaz à effet de serre (**CO₂**, **CH₄**) générée par l'exploitation du pétrole brut est responsable du changement de la composition de l'air à l'échelle planétaire et provoque des modifications indésirables du climat tel que le réchauffement planétaire, en effet le torchage au cours de traitement du brut engendre à lui seul 300 millions tonnes par an d'émission de CO₂ à l'échelle mondiale [2, 3].

Sur une estimation faite à la fin de l'année 2011, l'Algérie occupe la sixième place des vingt pays responsables sur les émissions de CO₂ à travers le monde, passant à la cinquième place à l'aube de l'année 2017, il est donc nécessaire plus que jamais de mettre en œuvre toutes les ressources et les déployer afin de contribuer à réduire ces émissions d'un côté et de mieux valoriser une importante source d'énergie dont le risque de disparition est imminent d'un autre côté [4,5].

D'où l'intérêt de ce travail qui a pour but d'étudier la faisabilité d'acheminer le gaz associé issu des centres de séparation de pétrole brut sur le champ Tiguentourine vers l'unité de récupération de gaz torché Edjeleh qui sur le plan technique dispose d'une capacité de traitement qui tolère un tel revamping d'adaptation à cette nouvelle contrainte.

Ce mémoire comprend six chapitres :

L'essentiel de cette étude s'étalera sur un premier chapitre qui sera consacré à la présentation de la région In Aminas, son activité et ses secteurs, puis un second chapitre qui comprend des généralités.

Ensuite au troisième chapitre, nous développerons des notions thermodynamiques.

Le quatrième chapitre qui portera sur une introduction des principaux codes relatifs à la transmission des gaz.

Le chapitre cinquième, est consacré aux données générale de l'étude .

Enfin nous bouclons ce document par un dernier chapitre dédié à l'interprétation des résultats, suivi d'une conclusion générale portant sur l'affinement des résultats énoncés et le déploiement des recommandation et perspectives correspondante.

I.1 Présentation de la direction régionale In Aménas :

La Direction Régionale In Aménas se situe dans le chef-lieu de Daïra (In Aménas) dans la partie centrale du bassin d'Illizi à 1600 km au sud-est d'Alger, à 820 km au sud-est d'Ouargla sur le plateau de Tinhert et à 200 km au nord-est d'Illizi (Chef-lieu de Wilaya), dont elle relève administrativement.

L'altitude moyenne est plus ou moins 560 m par rapport au niveau de la mer, la superficie des champs producteurs de la région est de l'ordre de 30 000 km².

Le bassin d'Illizi est une riche province pétrolière où le premier gisement de pétrole fut découvert à Edjeleh en 1956 par la CREPS : (Compagnie de Recherche et d'Exploitation du Pétrole au Sahara), après cette découverte, durant les années 1960 et 1970, tous les travaux et les études de prospection et d'exploration de détail (sismique, forage, missions de terrain...) ont été concentrés sur ce bassin et avaient permis la détection et la localisation de nombreux autres gisements de pétrole et du gaz.

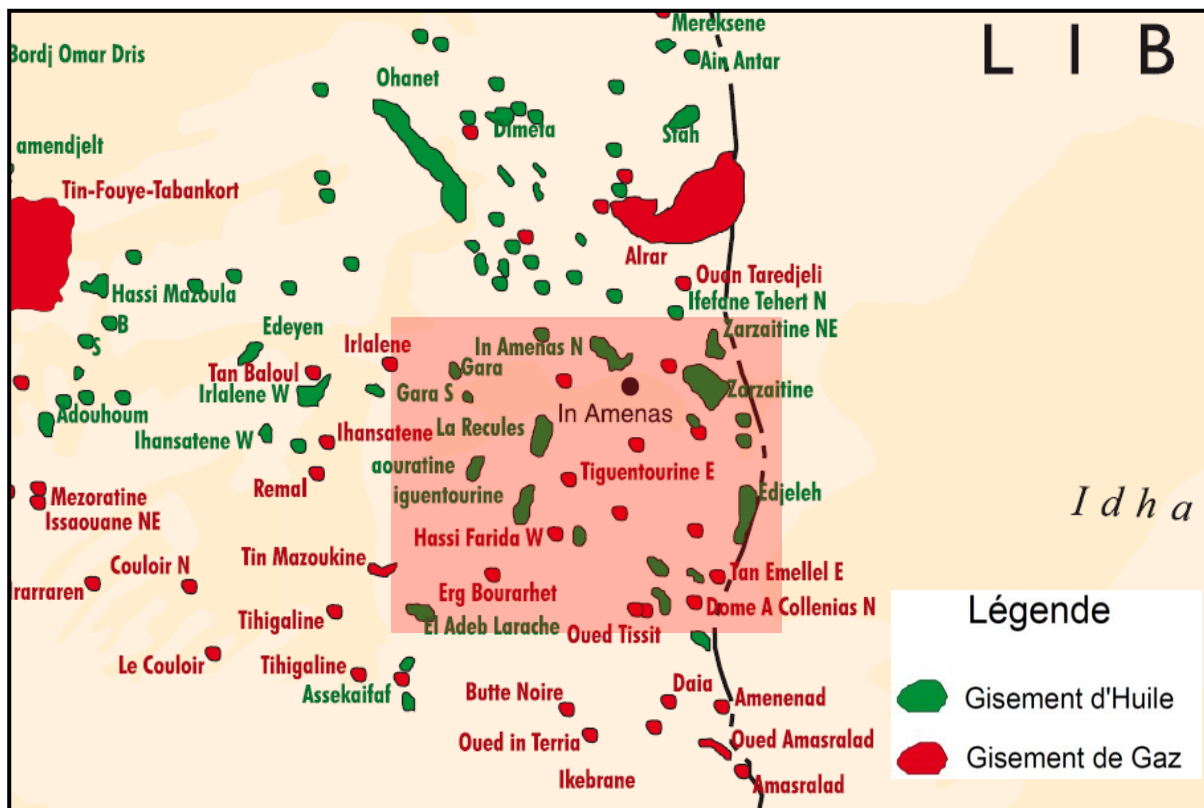


Figure I.1. Gisements de la Région In Aménas.

La région se divise en trois secteurs :

- Secteur Nord Est : Zarzaitine.
- Secteur Est : Edjeleh.
- Secteur Ouest : Tiguentourine, El Abed Larache et Assekaïfef.

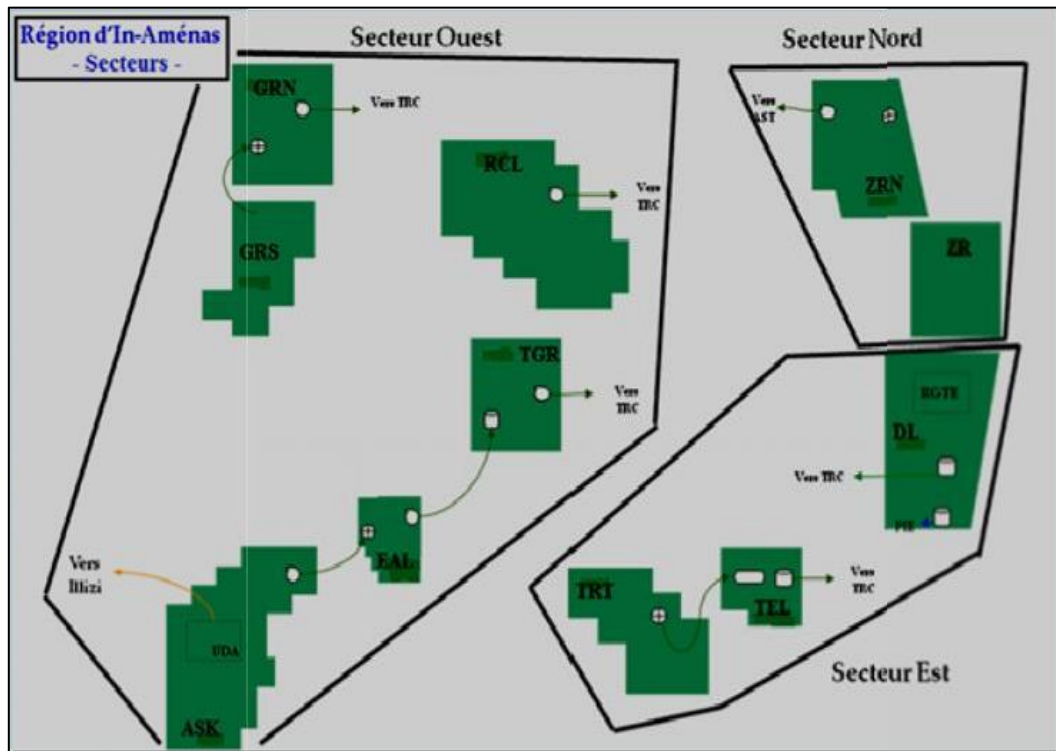


Figure I.2. Secteurs de la Région In Aménas.

Ses principales unités et installations :

- Centrale électrique mise en service mise en service en 1960.
- MPDL : unité de Maintien de Pression Edjeleh (DL), son rôle est de fournir l'eau nécessaire aux puits injecteurs.
- RGTE : unité de Récupération des Gaz Torchés Edjeleh (champ pétrolier).
- UDA : Unité de Déshydratation du Gaz, réalisée en 2005, son but est d'alimenter en gaz Naturel-Sec la centrale électrique d'Illizi et la distribution publique de la ville à partir du champ d'Assekaïfef.

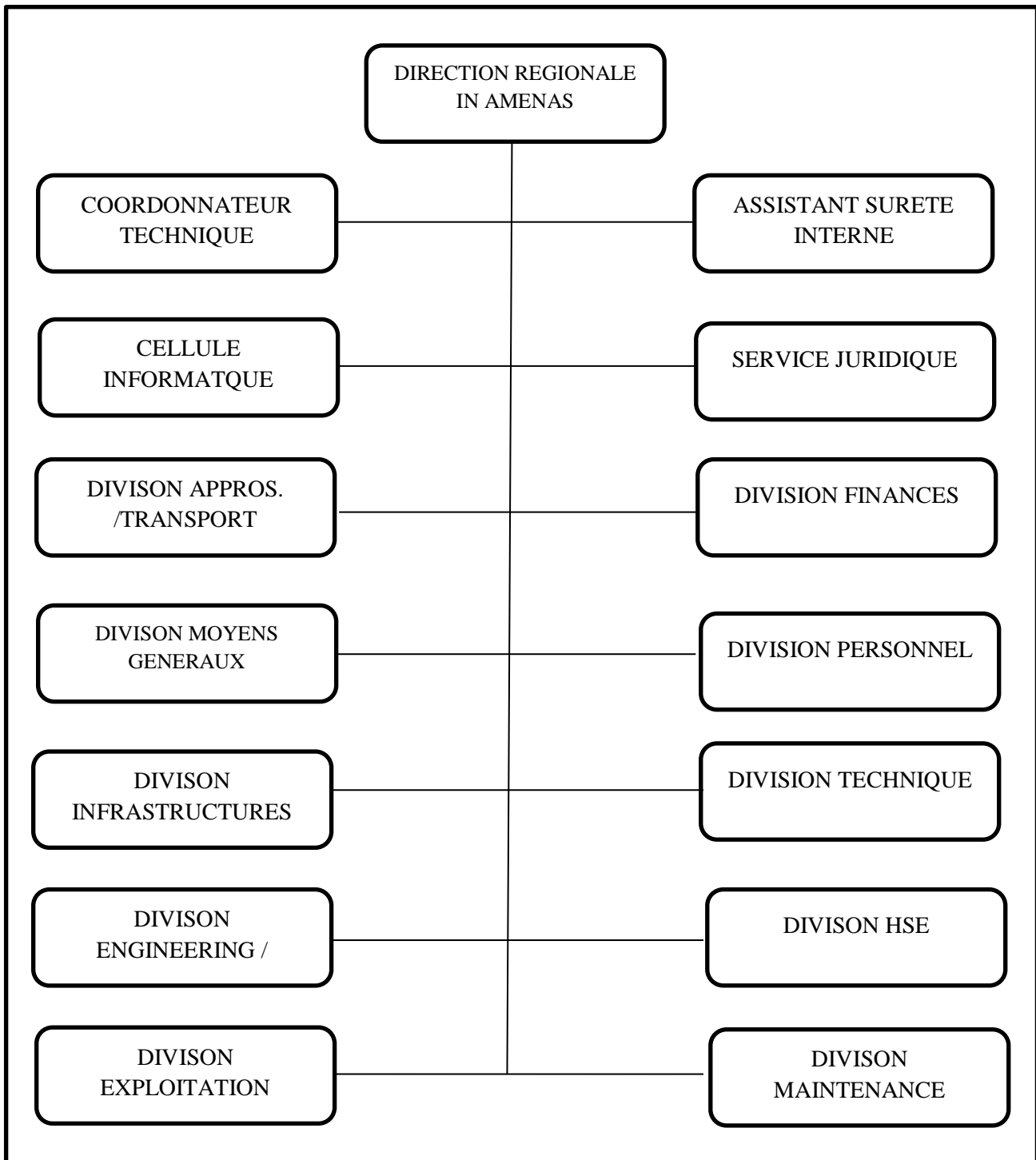


Figure I.3. Plan organisationnel et fonctionnel de la direction régionale.

I.2 Présentation de l'unité de Récupération de gaz torchés Edjeleh RGTE :

L'unité de récupération de gaz torché du champ d'Edjeleh a pour but la récupération, la compression, la déshydratation et le transport des gaz associés issus des dix centres du champ Edjeleh.

Les gaz récupérés sont utilisés pour assurer le gas-lift des puits de pétrole du champ Edjeleh, le surplus de gaz sera envoyé aux installations de l'unité FGL à Zarzaitine.

Section soufflante :

Elle reçoit les effluents des centres CS7, CS8, CS9 et CS10, avec un débit total près de 610,500 Sm³/J à température de 55 °C et 0.1 bar à l'entrée compresseur.

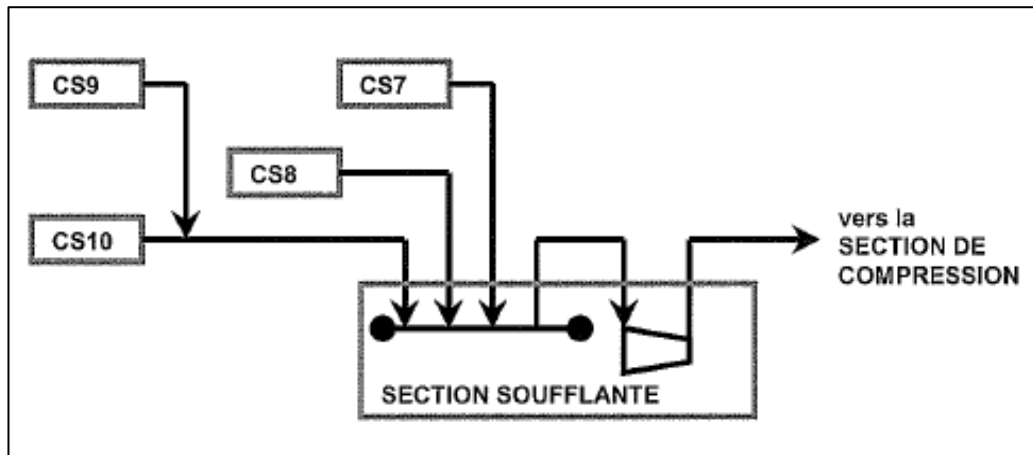


Figure I.4. Section Soufflante de l'unité RGTE.

Le gaz comprimé est transporté vers la section compression par la canalisation de collecte à basse pression de 18 pouces.

Section compression :

En plus du gaz provenant de la section soufflante, elle reçoit les effluents des centres CS1, CS2, CS3, CS4, CS5 et CS6, avec un débit total près de 1366.000 Sm³/J à température de 55 °C et 67 bars au refoulement.

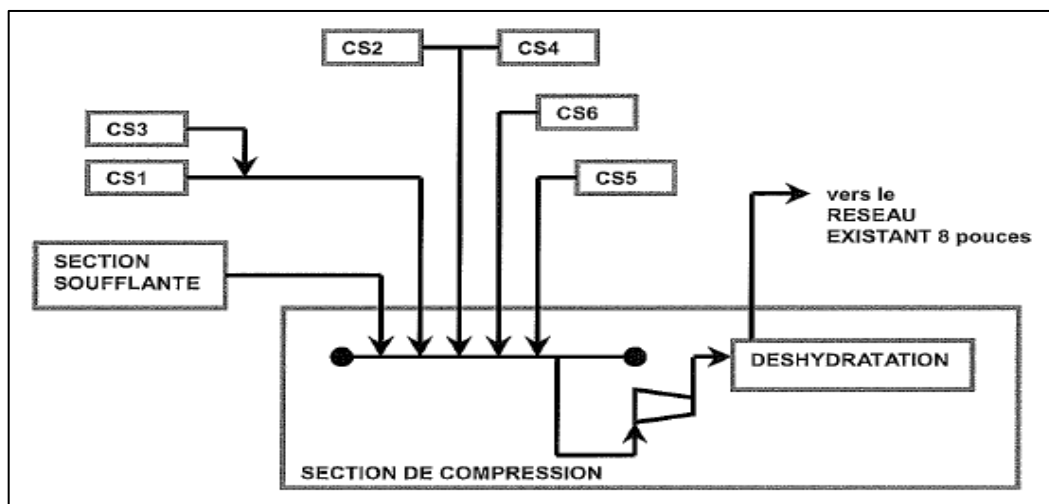


Figure I.5. Section Compression de l'unité RGTE.

Cette section consiste principalement en cinq ballons de séparation, un compresseur, une turbine, quatre Aéroréfrigérants, une unité de déshydratation, système de gaz combustible et des utilités.

Unité de déshydratation :

Débit total près de 1400.000 Sm³/J à température de 55 °C et 65.5 bars, le gaz comprimé est envoyé à l'unité de déshydratation Triéthyléneglycol (TEG) afin d'enlever l'eau contenue jusqu'à 500 ppm molaire pour la protection contre la corrosion et éviter la formation des hydrates dans le réseau de Gas-lift.

I.3 Présentation du champ Tigentourine (TG) :

Le champ de Tigentourine est situé à 50 Km à l'ouest d'In Amenas sur la route nationale N°3 menant à Illizi.

Ce champ est en production depuis 1962 les installations de ce champ sont constituées de quatre (04) centres de séparation, d'un centre de stockage et d'une unité d'expédition d'huile.

La production totale du champ est expédiée vers le parc de la Direction Transport de Sonatrach à In Amenas.

Le champ Tigentourine est doté de 04 centres de séparations (CS1, CS2, CS3, CS4) qui sont reliés à 26 puits, qui produisent environ 437.87 m³/J de brut (mars :462.48, Avril :445.67, Mai : 405.48 m³/J).

L'huile provenant des puits producteurs passe par deux niveaux de séparation dans les 04 centres d'où le pétrole est destiné sous l'effet de différence de pression vers le centre de stockage.

L'eau issue de la séparation est reliée aux différents bourbiers en périphérie de chaque centre, quant au gaz associé il est brûlé au niveau des torches raccordées à la sortie gaz de chaque séparateur.

Chacun des centres précédemment cités sont muni d'une batterie de séparateur test où s'opèrent le long de l'année des tests de production pour chaque puits.

Le centre de stockage reçoit le brut venant des quatre centres sur manifold de récolte le stocke au niveau des bacs après une dernière phase de séparations au moyen de deux séparateurs horizontaux qui travaillent en permutation.

Enfin, le brut est expédié par le biais de pompes à grande capacité vers In Aménas, à travers un pipeline d'un diamètre de 12 pouces et une longueur de 57 km.

I.4 Présentation du périmètre Reculée (RCL) :

Le site se trouve à une cinquantaine de km au sud-ouest d'In Amenas sur un plateau désertique, il est muni de deux séparateurs (un principal et un pour test), deux bacs de

stockage et une station électrique de pompage qui assure l'expédition quotidienne du brut vers In Aménas.

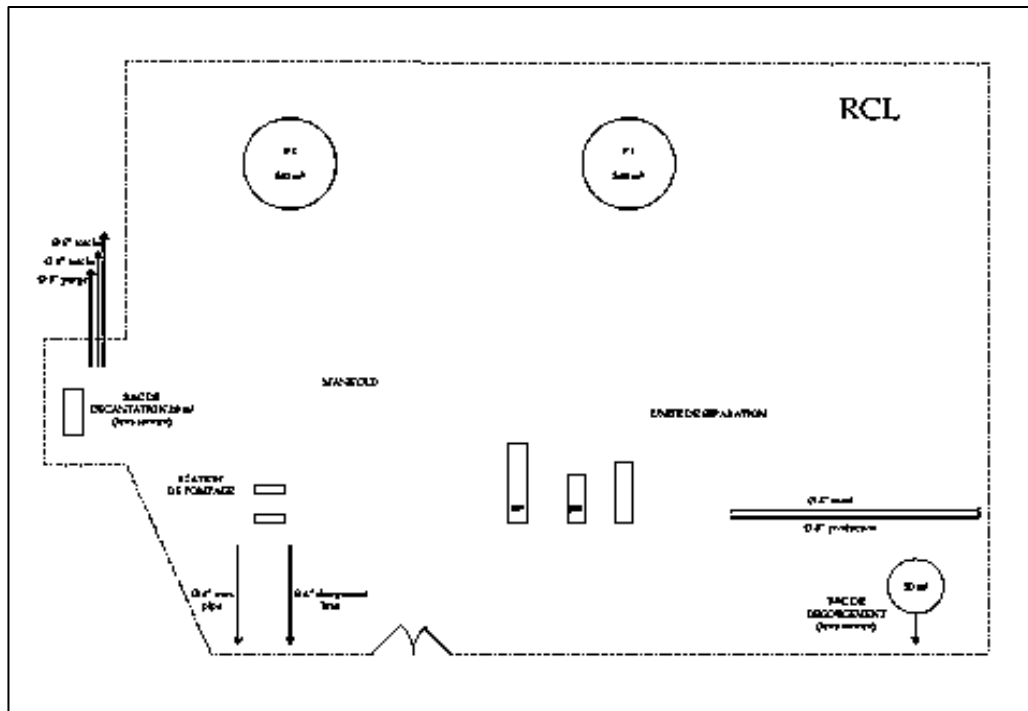


Figure I.6. Plan de masse du Centre de Séparation et Stockage de La Reclée.

Le site produit $71 \text{ m}^3/\text{J}$ (moyenne du mois de Mai) de pétrole brut provenant d'un total de 07 puits éruptifs (RCL1, RCL6, RCL10, RCL13, RCL15 Bis, RCL 18 et RCL 19) et (01) un puits assisté par gas-lift venant de RCL 10 (RCL11).

Les tests des puits sont opérés au moyen de séparateurs mobiles de l'Entreprise Nationale du Services aux Puits (ENSP) filiale de Sonatrach.

Les gaz associés et l'eau qui résultent de la séparation sont acheminés à la torche et au bourbier respectivement.

II. Généralités :

II.1 Formation du pétrole Brut :

Le pétrole se présente sous la forme d'un liquide brun, plutôt visqueux, on le trouve en grandes quantités dans des gisements enfouis sous la surface des continents ou au fond des mers, il est utilisé principalement comme source d'énergie.

La plus grande partie du pétrole présent sur Terre s'est formée il y a plusieurs millions d'années : à cette époque, des débris de petites plantes (surtout du plancton) se déposent, puis sont peu à peu recouverts au fil des millénaires par plusieurs kilomètres de boues et de sables. C'est là que se forme lentement une roche (la roche mère) imprégnée d'une pâte visqueuse qui n'est autre que le pétrole.

À mesure qu'il devient plus liquide, le pétrole remonte lentement vers la surface ; il est parfois arrêté par une roche imperméable et s'accumule juste en dessous, dans la roche réservoir, ce sont ces gisements (qui ne ressemblent donc pas du tout aux nappes d'eau par exemple) qui sont recherchés.

Le pétrole est donc issu de la conversion chimique de composants organiques polymérisés des sédiments marins (Kérogène), cette conversion est régie par la matière organique originelle, la température, la pression et les catalyseurs éventuels [6].

Quatre conditions sont nécessaires pour avoir un système pétrolier actif (gisement) :

- Présence d'une Roche Mère et des conditions favorables pour la génération des hydrocarbures.
- Expulsion des hydrocarbures vers une roche réservoir (migration des hydrocarbures sous l'effet de la charge sédimentaire).
- Présence d'une roche couverture (imperméable), capable de freiner la migration des hydrocarbures.
- Présence d'une structure fermée et étanche « piège », pour piéger les HC.

Cette succession d'étapes ordonnées dans le temps peut donner naissance à un gisement d'hydrocarbures exploitable, en effet l'âge des pièges doit concorder avec l'époque et la vitesse de formation et d'expulsion du pétrole [7].

Pour exploiter le brut il faut le libérer de son piège en forant ce qu'on appelle des puits de pétrole, le premier puits foré dans l'histoire de l'humanité se trouve sur le sol des Etats-Unis ou plus précisément en Pennsylvanie le 27 aout 1859, 3 ans après, la production annuelle des Etats-Unis a atteint les trois millions barils [8].

II.2 Composition du pétrole Brut :

Le pétrole brut se forme à l'issue d'un long processus de sédimentation de la matière organique, il se compose de divers de constituants, en particulier les hydrocarbures qui ne sont autre que les combinaisons des d'atomes de carbone et d'atomes d'hydrogène, la densité d'un brut varie d'un gisement à un autre et elle est inversement proportionnelle au rapport $\left(\frac{H}{C}\right)$.

D'une manière générale, le pétrole brut est composé par un mélange d'hydrocarbures qui contiennent 83 à 87% de carbone et 11 à 14% d'hydrogène, ces hydrocarbures sont classés en différentes familles où chacune d'elles est spécifiée par une structure chimique propre à elle. Il contient aussi d'autres éléments comme l'oxygène, le soufre et l'azote qui constituent au total 6 à 7% de sa composition [9].

Le brut peut être entaché par des quantités (très faibles) de silicium, de phosphate, des métaux ainsi que le chlore présent sous forme de sels, principalement du NaCl [10].

Les fractions lourdes (Asphaltènes) du pétrole brut manifestent, sous différentes formes la présence de composés soufrés qui sont néfaste pour les installations pétrolières (dépôt, corrosion), d'où l'obligation de réduire leur teneur dès les premiers stades du traitement.

D'autres composés (comme les oléfines insaturés) peuvent se former au cours des procédés de raffinage et suite au fractionnement à l'échelle moléculaire, de par leurs intéressantes propriétés, ces composés constituent un potentiel industriel de grande échelle.

II.3 La séparation du pétrole Brut :

Afin d'aboutir à des produits pétroliers finis prêts à la consommation et à la commercialisation, le brut doit subir une longue et complexe série de traitements qui tient compte de nombreuse contraintes légales, environnementales, techniques et commerciales.

Chacun de ces traitements a pour but de valoriser cette source d'énergie conformément aux contraintes précédemment citées, sur le plan technique la réalisation d'un tel processus de fabrication passe par une considération minutieuse des points suivants :

- Caractéristiques des produits finis ou spécifications.
- Composition des pétroles bruts et des produits finis.
- Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures et des fractions pétrolières.
- Techniques de séparation et de transformation.

La toute première phase à laquelle le brut est destiné tout juste après sa collection est la séparation physique de ses principaux constituants par simple différence de densité sous l'effet gravitationnel au sein d'une enceinte appelé séparateur où règnent des conditions de

température et de pression prédéfinies de sorte à assurer la meilleure dissociation des phases de mélange à séparer [11].

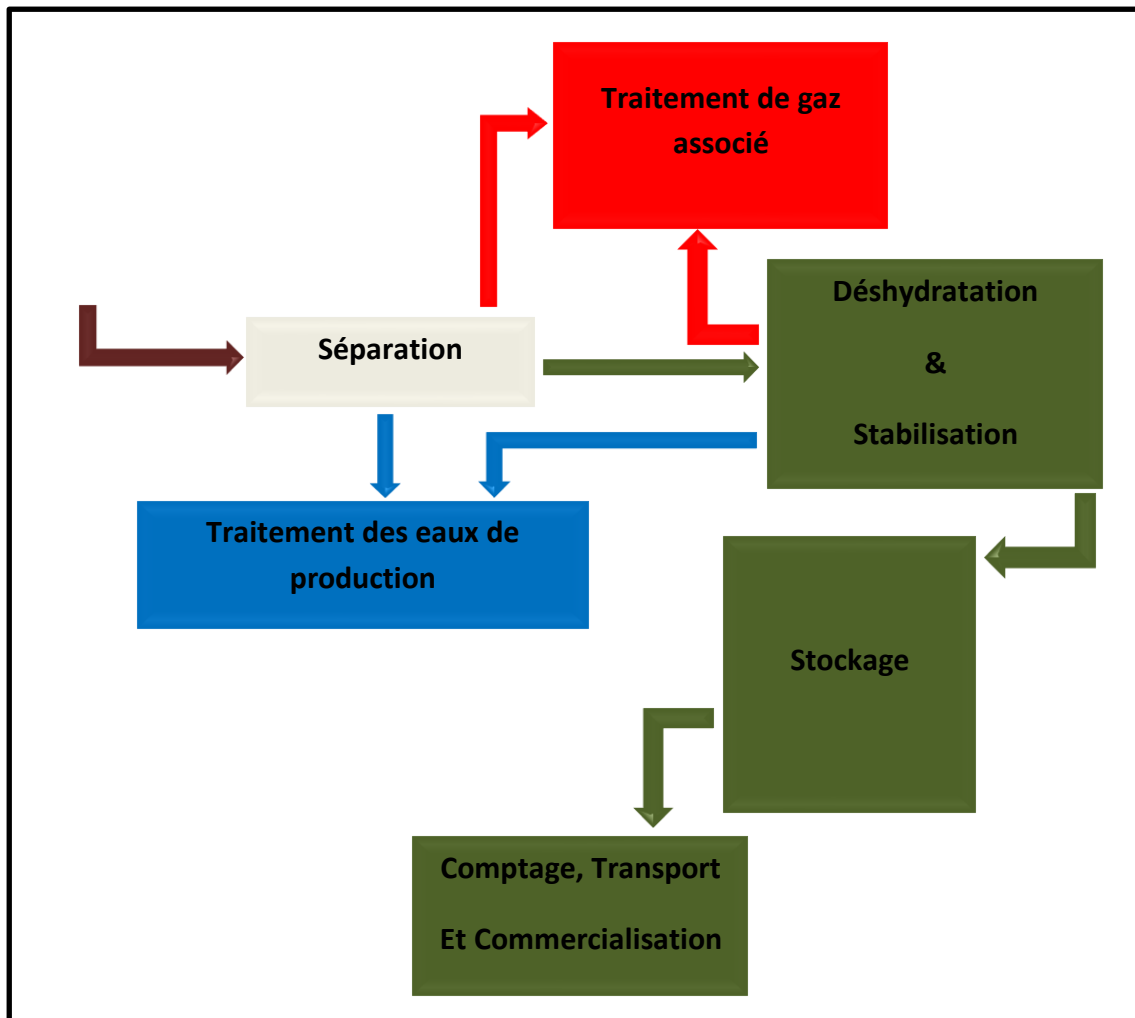


Figure II.1. Schéma Typique du traitement du pétrole brut.

A la sortie de cette étape de séparation, on distingue trois phases :

- Une phase gazeuse.
- Une phase d'hydrocarbure liquide.
- Une phase aqueuse.

La figure ci-dessus montre, qu'à chacune de ces phases, il est préparé un processus adapté et régit par des normes spécifiques d'ordre environnemental, technique et commercial, ci-après les exigences techniques de qualité relatives à la commercialisation du pétrole brut :

- TVR : entre 0.34 et 0.82 atm.
- Teneur en H₂S : < 40 ppm masse.
- Teneur en H₂O : < 0.1 % volume.
- Teneur en sels : 60 mg/l.

Les systèmes de comptage opérés pour chacune des phases issues de la séparation, permettent d'effectuer un suivi continu l'évolution du champ d'exploitation pour pouvoir contrôler sa production.

II.3 Notions relatives à la séparation :

II.3.1 Le rapport gaz-huile (GOR – Gas Oil Ratio) :

Le GOR est le rapport entre un volume donné de pétrole extrait et le volume de gaz qu'il contenait (habituellement en pieds cubes de gaz produit pour chaque baril d'huile).

Un GOR croissant entraîne une production plus rapide du gaz de réservoir que de l'huile, la perte du gaz de réservoir réduit la pression de réservoir et ralentit l'écoulement.

Afin de maximiser la récupération à partir d'un réservoir à drainage par expansion des gaz, le GOR du fluide en cours de production doit être maintenu constant le plus longtemps possible. La pression de réservoir chute progressivement au fur et à mesure de la production.

La tension de vapeur d'un brut ou True Vapour Pressure (TVP) caractérise la qualité de stabilité du brut et donc son potentiel de dégazage aux conditions de stockage (pression atmosphérique et température ambiante), elle est difficile à mesurer rapidement : elle nécessite un matériel de laboratoire. Une tension de vapeur trop élevée du brut provoquera donc des risques au niveau de son stockage et de son transport.

II.3.2 Définition de la tension de vapeur REID :

La TVR tension de vapeur REID mesurée à 100 °F (37.8 °C) est une substitution de la TVP, contrairement à cette dernière elle est simple à réaliser.

II.3.3 Teneur en eau dans le brut :

La teneur en eau dans le brut peut être exprimée par plusieurs grandeurs :

- Water Cut (Pourcentage en eau) :

Il est traduit par le ratio volumique de la production d'eau à celle de la production totale du liquide (eau/ huile).

- Water Oil Ratio (WOR) Rapport eau/huile:

Il exprime le ratio volumique de la production d'eau à celle d'huile aux conditions standards.

- Basic Sédiment Water (BSW) :

Similaire au Water Cut mais il tient compte des matières solides en suspension dans la phase liquide.

II.3.4 Teneur en H₂S :

L'H₂S est présent en variables teneur dans le pétrole brut, même s'il suit préférentiellement la phase gazeuse lors de la séparation de pétrole, on peut toujours le rencontrer dans la partie liquide.

Sa teneur est fixée à 40 ppm masse car la présence de ce composé est non seulement nuisible aux installations mais aussi elle peut causer la mort subite de l'être humain à partir de 700 ppm masse [12].

III.1 Généralités :

Le comportement de phase décrit l'interaction complexe entre des parties séparables physiquement distinctes de la matière appelée phases qui sont en contact les unes avec les autres.

Les phases typiques sont les solides, liquides et vapeurs, leurs comportements jouent un rôle essentiel dans de nombreuses applications pétrolières, telles que récupération assistée du pétrole, simulation de la composition, comportement géochimique, stabilité du puits de forage, énergie géothermique, nettoyage environnemental, écoulement multiphasique dans les puits, les réseaux de collecte, et surface installations.

La thermodynamique est essentielle à la compréhension du comportement de phase, par l'étude de l'énergie et ses transformations, en utilisant la thermodynamique, nous pouvons suivre les changements d'énergie qui se produisent pendant les changements de phase et prédire le résultat d'un processus.

III.2 Les différents types de gaz :

On distingue trois types :

- Gaz sec et gaz humide.
- Gaz à condensât.
- Gaz associé.

III.2.1 Gaz sec et gaz humide :

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

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine biphasique relativement étroit.

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.

Dans le cas gaz humide la température du réservoir est supérieure à la température de cricondentherm (désigne le point de l'enveloppe du domaine courbe de bulle - courbe de rosé qui correspond à la température maximale d'un équilibre diphasique) et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone biphasique et il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production. Par contre il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées (T_s, P_s) qui représente les conditions de surface étant situé dans le domaine liquide – vapeur.

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps, un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec.

III.2.2. Gaz à condensat :

Dans le cas d'un gaz à condensat, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde, la température T_g du réservoir est comprise entre la température critique (point de croisement entre la courbe de bulle et la courbe de rosée) et la température cricondentherme. Tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur ou au-dessus de la zone de condensation rétrograde. Lors de la production, la décompression du gaz à la température conduit à la formation, par condensation rétrograde, d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir [13].

Dans la majorité des cas la pression de rosée rétrograde et la mise en production mènent très vite à une condensation d'hydrocarbures. La phase condensée s'enrichit en constituants lourds. La composition du gaz produit évolue en fonction du temps [13].

III.2.3. Gaz associé :

Le gaz associé coexiste dans la roche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être sous forme de gaz dissous dans l'huile ou forme de gaz de couverture (gaz cap) situé au-dessus de réserve de pétrole (huile).

En examinant le diagramme de phase du système formé par l'huile et le gaz associé présent le dans le réservoir, le point qui représente les conditions du réservoir se trouve alors dans le domaine biphasique. Le mélange se compose en effet d'une phase liquide (huile) et d'une phase gazeuse [13].

Lorsque l'huile est produite. La pression diminue et une partie du gaz dissous est libérée. Cette traction gazeuse est habituellement séparée en surface, le gaz qui reste dissous dans les conditions de séparation est ensuite libéré par détentes successives, la dernière détente étant réalisée à une pression voisine de la pression atmosphérique.

La quantité de gaz dissoute ainsi libérée, soit aux conditions du séparateur de tête, soit aux conditions standards est caractérisée par le GOR (gas-oil ratio) défini comme le rapport des volumes respectifs de gaz libéré et d'huile résiduelle [13].

III.3 Thermodynamiques de la compression :

Les compresseurs sont des machines à grande récurrence dans les procédés de traitement de gaz, au fait, ils occupent un rang déterminant dans les différents secteurs relatifs à son traitement, son transport, son stockage ainsi que ses multiples usages étant un produit fini que nous pouvons résumer par les points suivants qui montrent la nécessité de la compression et les domaines de son utilisation :

- Récupération assistée du pétrole.
- Station de compression pour le transport par gazoduc.
- Station de Boosting pour le traitement.
- Réfrigération et liquéfaction du gaz.
- Production d'énergie (Turbine à gaz).
- Raffinage (Craquage et hydrocraquage).

III.3.1 Mode de compressions :

On peut distinguer 3 modes de compression :

- Compression effectuée dans une machine parfaite à température constante, la compression est dite isotherme.
- Compression effectuée dans une machine parfaite (sans frottement), calorifugée donc sans échange de chaleur avec l'extérieur (adiabatique), la compression est dite isentropique.
- Compression effectuée avec une machine réelle avec ou sans échange de chaleur avec l'extérieur, la compression est dite réelle.

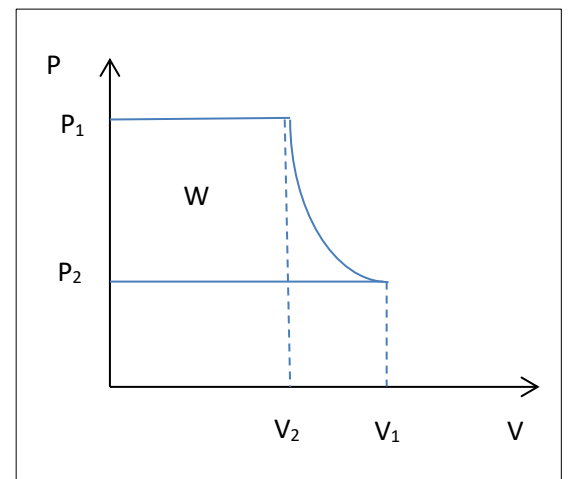


Figure III.1. Travail d'un compresseur.

III.3.2 Travail de la compression :

Le travail représenté dans la courbe ci-contre est donné comme suit :

$$W = \int_1^2 V dp \quad (1)$$

L'équation qui régit une telle transformation s'écrit comme suit :

$$PV^n = P_1V_1^n = cte \quad (2)$$

Avec :

n : Exposant relatif au type de la transformation, défini par le rapport des capacités thermiques à pression constante (isobare) et à volume constant (isochore) $\frac{C_p}{C_v}$.

En remplaçant (1) en (2), nous obtenons :

$$W = \frac{n}{n-1} P_1V_1 \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) \quad (3)$$

Comme le montre l'équation (3), le travail d'un compresseur est fonction de :

- Les états initiaux et finals.
- Le type de changement d'état (l'exposant n).

- Le ratio de compression $\left(\frac{P_2}{P_1}\right)$.
- Les propriétés du gaz.

III.3.3 Rendement de la compression :

Exprimé soit en efficacité isentropique ou polytropique, le rendement d'une compression est le rapport d'énergie fournie dans le cas idéal et celle fournie réellement, ce qui illustre l'équation suivante :

$$\text{Efficacité (\%)} = \frac{\text{Power Required}_{\text{isentropic}}}{\text{Power Required}_{\text{actual}}} \times 100 \% \quad (4)$$

La puissance isentropique (idéale) de l'opération est calculée en utilisant l'équation ci-dessus, la puissance réelle est équivalente à la différence de flux de chaleur (enthalpie) entre les courants d'entrée et de sortie [14].

Pour un compresseur centrifuge polytropique, le changement d'état du fluide n'est ni adiabatique ni isotherme, pour un processus 100% efficace, il n'y a que la condition de réversibilité mécanique, pour un processus irréversible, l'efficacité polytropique est inférieure à 100%, le travail déterminé pour le processus mécaniquement réversible est multiplié ou divisé par une efficacité pour donner le travail réel, la forme de équation de efficacité polytropique est la même que pour l'équation (4).

Les courbes d'efficacité polytropiques ainsi que celles de caractéristiques de fonctionnement d'un compresseur sont réalisées par les fabricants [14].

III.4 les Hydrates :

La présence d'eau en équilibre avec le gaz entraîne différents problèmes pour les exploitants, en effet, suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, la vapeur d'eau peut :

- Se condenser et provoquer la formation d'hydrates.
- Se solidifier ou favoriser la corrosion si le gaz contient des composants acides.



Figure III.2. hydrates de gaz.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de

réduire la teneur en eau du gaz naturel au moyen de techniques de traitement appropriées.

La seule exigence pour la formation d'hydrates est qu'une certaine quantité d'eau soit présente dans la phase vapeur ou dans la phase hydrocarbure condensée avec des composants formant des hydrates où l'eau est associée chimiquement et physiquement avec les hydrocarbures.

Les hydrates ont une structure des cristaux qui emprisonnent des solutions de gaz, la masse volumique est comprise entre 880 et 900 kg/m³ [15].

IV.1 Introduction :

Ce chapitre sera consacré à la présentation des multiples spécifications relatives à la transmission d'un effluent gazeux via pipelines, en effet plusieurs normes et standards distinguent ce secteur allant du choix soigné de la matière d'un pipe jusqu'à les plus vastes branches qui le concerne tel que la conception, la fabrication, l'installation, inspection et essai des installations de pipelines utilisées pour le transport de gaz ainsi que la sécurité aspects de l'exploitation et de la maintenance de ces installations.

Les principales spécifications qu'avancera ce chapitre, se réfèrent aux normalisations internationales qui font l'objet de plusieurs codes tel ASME ⁽¹⁾ 31.8-2012 (Gas Transmission and Distribution Piping Systems) et d'autres ouvrages qui s'intéressent aux spécifications et à l'ingénierie des pipelines, dans le but de justifier les différents choix et considérations opérés dans la partie technique de ce document.

Le code 31.8 est sous la direction de comité ASME B31, pour les pipelines sous pression, qui est organisé et fonctionne selon les procédures du Société américaine des ingénieurs mécaniques (ASME) qui ont été accrédité par les normes nationales américaines Institut.

Le Comité est permanent et garde toutes les sections de code en cours avec de nouveaux développements dans matériaux, construction et pratique industrielle.

IV.2 Spécifications de choix de matériel et de la section du Pipe :

En générale, pour les applications pétrolières, les matériaux de tuyauterie conformes à American Petroleum Institut. (API), American Society for Testing and Materiels (ASTM), les normes ASME et ANSI sont utilisées le plus souvent.

Toutes ces normes ont des exigences très strictes en matière de conception, de spécification, de chimie et de normalisation des essais et de fabrication, Les pipes en acier modernes fabriqués selon ces normes rigoureuses assurent à la fois une haute qualité et une sécurité dans la conception.

Les pipes en acier sont disponibles dans une variété de tailles commerciales allant de 1/8 à 60 pouces ou plus, le Tableau IV.1, illustre les dimensions de pipes en acier sous le code ANSI [16].

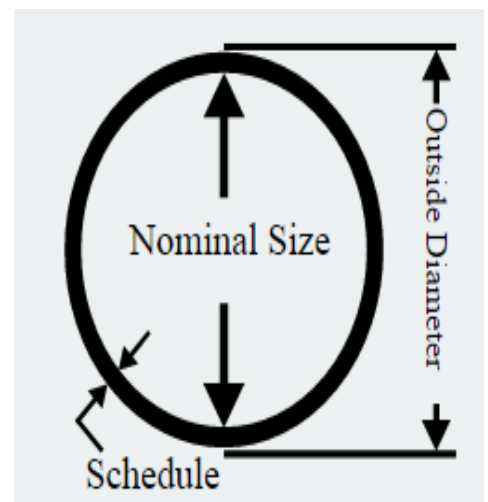


Figure IV.1. Dimensions d'un Pipe.

Le diamètre nominal ou DN désigne le diamètre intérieur d'un tube selon la norme EN ISO 6708, le diamètre nominal est indiqué par les lettres DN suivies d'un nombre sans unité correspondant approximativement au diamètre intérieur en millimètres (voir Figure IV.1).

Le Schedule 'Sch' représente une classification dimensionnelle des diamètres des pipes qui définit une épaisseur (différence entre le diamètre intérieur et diamètre extérieur) spécifique à chaque diamètre nominal en fonction de la pression intérieure à laquelle sera le pipe soumis, il est donné par la formule suivante :

$$\text{Schedule} = 1000 \times \frac{\text{Pression de service}}{\text{Contrainte Admissible}^{(2)}} \quad (\text{III.1}) \dots [17].$$

Tableau IV.1. Dimensions des tubes en acier suivant ANSI B 36-10.

Tableau 1 – Dimensions des tubes en acier sans soudure et soudés suivant ANSI B 36-10 et schédules (1)															
Diamètre nominal	Diamètre extérieur		Épaisseurs (en mm)												
	(inches)	(mm)	Standard (2)	Extra fort (2)	Double extra fort (2)	Sch 10	Sch 20	Sch 30	Sch 40	Sch 60	Sch 80	Sch 100	Sch 120	Sch 140	Sch 160
1/8	0,405	10,30	1,75	2,40	1,75	2,40
1/4	0,540	13,70	2,25	3,00	2,25	3,00
3/8	0,675	17,15	2,30	3,20	2,30	3,20
1/2	0,840	21,35	2,75	3,75	7,45	2,75	3,75	4,80
3/4	1,050	26,65	2,85	3,90	7,80	2,85	3,90	5,55
1	1,315	33,40	3,40	4,55	9,10	3,40	4,55	6,35
1 1/4	1,660	42,15	3,55	4,85	9,70	3,55	4,85	6,35
1 1/2	1,900	48,25	3,70	5,10	10,15	3,70	5,10	7,15
2	2,375	60,35	3,90	5,55	11,05	3,90	5,55	8,75
2 1/2	2,875	73,05	5,15	7,00	14,00	5,15	7,00	9,55
3	3,500	88,90	5,50	7,60	15,25	5,50	7,60	11,15
3 1/2	4,000	101,60	5,75	8,10	17,10	5,75	8,10
4	4,500	114,30	6,00	8,55	19,05	6,00	8,55	11,15	13,50
5	5,583	141,30	6,55	9,55	21,95	6,55	9,55	12,70	15,90
6	6,625	168,30	7,10	10,95	22,25	7,10	10,95	14,30	18,25
8	8,625	219,10	8,20	12,70	6,35	7,05	8,20	10,30	12,70	15,10	18,25	20,60	23,00
10	10,750	273,05	9,25	12,70	6,35	7,80	9,25	12,70	15,10	18,25	21,45	25,40	26,60
12	12,750	323,85	9,55	12,70	6,35	8,40	10,30	14,25	17,50	21,45	25,40	28,60	33,30
14	14,000	355,60	9,55	12,70	6,35	7,90	9,55	11,15	15,10	19,05	23,85	27,80	31,75	35,70
16	16,000	406,40	9,55	12,70	6,35	7,90	9,55	12,70	16,65	21,45	26,20	30,95	36,55	40,50
18	18,000	457,20	9,55	12,70	6,35	7,90	11,15	14,30	19,05	23,85	29,35	34,95	39,65	45,25
20	20,000	508,00	9,55	12,70	6,35	9,55	12,70	15,10	20,60	26,20	32,55	38,10	44,45	50,00
24	24,000	609,60	9,55	12,70	6,35	9,55	14,30	17,50	24,60	30,95	38,90	46,00	52,35	59,55
30	30,000	762,00	7,90	12,70	15,90

(1) D'après le catalogue Trouvay et Cauvin 1989.
 (2) Standard – STD.
 Extra fort – Extra strong – XS.
 Double extra fort – Double extra strong – XXS.

IV.2.1 Pression design pour un pipeline en acier :

La pression de design pour les systèmes de pipe en acier pour gaz ou l'épaisseur de paroi nominale pour une pression de design donnée doit être déterminée par la formule suivante :

$$P = \frac{2St}{D} \times FET \quad (\text{III.2}) \dots [18].$$

Avec :

- D** : Diamètre extérieur nominal de la pipe, en (mm)
- E** : Facteur de joint longitudinal (voir ASME B31.8)
- F** : Facteur de conception (voir ASME B31.8)
- P** : Pression de design, psig (kPa)
- S** : Limite d'élasticité minimale spécifiée, psi (MPa) (voir ASME B31.8)
- T** : Facteur de déclasserement de température
- t** : épaisseur de paroi nominale, en (mm)

IV.3 Classes de localisation pour la conception et la construction :**IV.3.1 Emplacement de classe 1 :**

Un emplacement de classe 1 est une section de 1 mile d'un pipeline qui compte 10 bâtiments ou moins destinés à l'occupation humaine, cela comprend des zones telles que : terres désertiques, déserts, montagnes escarpées, terres agricoles, zones faiblement peuplées.

IV.3.1. 1 Emplacement de classe 1, Divion 1 :

Il s'agit d'un emplacement de classe 1 où le facteur de conception ⁽³⁾, F, de la pipe est supérieur à 0,72 mais inférieur ou égal à 0,80 et qui a subi un essai hydrostatique à 1,25 fois la pression maximale de fonctionnement [19].

IV.3.1. 2 Emplacement de classe 1, Divion 2 :

C'est un emplacement de classe 1 où le facteur de conception, F, du pipe est égal ou inférieur à 0,72, et qui a été testé à 1,1 fois la pression de fonctionnement maximale.

IV.3.2 Emplacement de classe 2 :

Il s'agit d'une section de 1 mile d'un pipeline qui compte plus de 10 mais moins de 46 bâtiments destinés à l'occupation humaine, cela comprend les zones périphériques autour des villes et des villages, les zones industrielles et les domaines ruraux [19].

IV.3.3 Emplacement de classe 3 :

Il s'agit d'une section d'un tronçon de 1 mille d'un pipeline qui compte 46 bâtiments ou plus destinés à l'occupation humaine, sauf lorsqu'un emplacement de classe 4 l'emporte, l'emplacement de classe 3 comprend : les lotissements résidentiels de banlieue, les centres commerciaux, les zones résidentielles, les zones industrielles, les autres zones habitées qui ne respectent pas les exigences de classe 4.

IV.3.4 Emplacement de classe 4 :

Il s'agit d'une section de pipeline de 1 mile où les bâtiments à plusieurs étages sont fréquents, où la circulation est dense et où de nombreux autres services publics peuvent être souterrains.

'Multistory' signifie quatre étages ou plus au-dessus du sol, y compris le premier étage ou sol. La profondeur des sous-sols ou le nombre d'étages de sous-sol est sans importance [19].

IV.4 Considérations de vitesse :

D'une manière générale, en choisissant un diamètre d'un pipeline, il faut également tenir compte des vitesses maximales et minimales, au fait, la ligne doit être dimensionnée de telle sorte que la vitesse maximale du fluide ne provoque pas d'érosion ⁽⁴⁾, de bruit excessif ou de coup de bélier ⁽⁵⁾.

Le pipeline doit être dimensionné de manière à ce que la vitesse minimale du fluide empêche le pompage et empêche la ligne de s'échapper des solides et des liquides entraînés.

La vitesse du gaz dans un pipeline ne doit pas dépasser 100 ft/sec (30 m/s) dans des conditions de pointe [20].

IV.5 Exigences de couverture des canalisations en acier enterrés :

Le milieu dans lequel un pipeline sera immergé est important, en surface il faut tenir compte de l'environnement, niveaux d'humidité et si l'emplacement a des conditions météorologiques extrêmes telles que la température et le vent, si l'endroit est sujet aux tremblements de terre, cela a une incidence sur les calculs de conception et la construction.

Le pipeline enterré à un autre ensemble de préoccupations, commençant par la topographie et les conditions du sol que le pipeline traverse, habituellement, il existe un besoin de protection contre la corrosion, ainsi que quelques cas particuliers à prendre en considération : Est-ce que la canalisation traverse une rivière, des autoroutes, des canyons ou d'autres choses qui peuvent causer des problèmes spéciaux.

IV.5.1 Exigences de couverture pour un réseau de distribution :

Les réseaux enterrés doivent être installés avec une couverture d'au moins 24 po (610 mm), lorsque cette disposition de couverture ne peut être respectée, ou si les charges externes peuvent être excessives, le principal support doit être enfermé, ponté ou conçu pour résister à de telles charges externes prévues.

IV.5.2 Exigences de couverture pour les pipelines :

Sauf pour les pipelines offshore, les canalisations enterrées doivent être installées à une couverture non inférieure à celle indiquée dans la figure IV.3 [21].

Lorsque ces dispositions de couverture ne peuvent être respectées ou lorsque les charges externes peuvent être excessives, le pipeline doit être enfermé, ponté ou conçu pour résister à de telles charges externes prévues.

Dans les zones où l'agriculture ou d'autres opérations pourraient entraîner un labour profond, dans les zones sujet à l'érosion, ou dans des endroits où le classement futur est probable, comme dans les routes, les autoroutes, les passages à niveau, et les passages de fossés, une protection supplémentaire doit être fournie.

(1) ASME: American Society of Mechanical Engineers.

(2) : Test normalisé qui traduit la résistance à rupture d'un acier.

(3) : Tient compte de la construction, les pressions de fonctionnement, les méthodes d'essai des pipelines et des conduites situées dans la zone et l'application de certains fonctionnement et d'entretien exigences.

(4) : Désagrégation de la surface intérieure du pipe par le fluide qui coule à grande vitesse.

(5) : Le coup de bélier est un phénomène de surpression qui apparaît au moment de la variation brusque de la vitesse.

Tableau IV.2. Les distances d'enterrement normalisées pour un pipeline.

Location	Cover, in. (mm)		
	For Normal Excavation	For Rock Excavation [Note (1)]	
		Pipe Size NPS 20 (DN 500) and Smaller	Pipe Size Larger Than NPS 20 (DN 500)
Class 1	24 (610)	12 (300)	18 (460)
Class 2	30 (760)	18 (460)	18 (460)
Classes 3 and 4	30 (760)	24 (610)	24 (610)
Drainage ditch at public roads and railroad crossings (all locations)	36 (910)	24 (610)	24 (610)

V.1. Introduction :

Ce chapitre sera un préambule qui fait le point des différentes données et caractéristiques en relation directe avec l'étude élaborée, puis une illustration en chiffres de la problématique à laquelle nous nous intéressons et enfin nous terminons par une en avant plan des moyens et outils dont nous avons eu recours lors de la réalisation de cette étude.

V.2. Problématiques :**V.2.1 Débits de gaz torchés sur les périmètres TG et RCL :**

Les débits de gaz torché au niveau des quatre centres de TG et du centre RCL varient d'un centre à un autre et d'un séparateur à un autre en fonction des GOR caractérisant chaque puits.

Même si la plus haute pression de séparation est 8 bars, les étages de séparation d'un même centre seront appelés à titre distinctif respectivement séparateur HP et séparateur BP, pour pouvoir estimer le gaz associé qui est produit au niveau de chaque séparateur nous avons eu recours au test de puits un par un au cours de cinq mois (de Juillet à Décembre).

Le cumul des débits de gaz torchés obtenus par centre et par séparateur a constitué le point de départ de cette étude et une donnée déterminante durant chacune de ses phases au même titre que les différentes pressions de séparation et des distances séparant les divers centres intervenant dans le projet.

Les résultats intrinsèques à chaque puits, chaque centre et chaque séparateur se présentent comme suit :

- **Centre de séparation TG CS1 :**

Tableau V.1. Débits de gaz torché au niveau du CS1 par séparateur.

Centre	Puits	HP	BP	Total [Nm ³ /J]
CS1	TG37B		6027	6027
	TG39		9080	9080
	TG40	11530	150	11680
	TG47	5880	30	5910
	TG50		7990	7990
	TG53		2121	2121
	TG121		4220	4220
	S. Total	17410	29618	47028

- Centre de séparation TG CS2 :

Tableau V.2. Débits de gaz torché au niveau du CS2 par séparateur.

Centre	Puits	HP	BP	Total [Nm ³ /J]
CS2	TG33	59480	3380	62860
	TG55	55770	400	56170
	TG48		6540	6540
	TG49		4830	4830
	TG115		16680	16680
	S. Total	115250	31830	147080

- Centre de séparation TG CS3 :

Tableau V.3. Débits de gaz torché au niveau du CS3 par séparateur.

Centre	Puits	HP	BP	Total [Nm ³ /J]
CS3	TG12	37880	130	38010
	TG14		5360	5360
	TG16	50610	890	51500
	TG18	37710	110	37820
	TG21		9250	9250
	TG28		6490	6490
	TG34	36250	260	36510
	TG43	55100	160	55260
	TG51		2350	2350
	TG127		2630	2630
	S. Total	217550	27630	245180

- Centre de séparation TG CS4 :

Tableau V.4. Débits de gaz torché au niveau du CS4 par séparateur.

Centre	Puits	HP	BP	Total [Nm ³ /J]
CS4	TG19		3660	3660
	TG31H	2620		2620
	TG32H	2080		2080
	TG36		5300	5300
	TG44	4150		4150
	TG54	13290		13290
	TG56	8730		8730
	TG57	5690		5690
	S. Total	36560	8960	45520

- **Centre de séparation RCL :**

Tableau V.5. Débits de gaz torché au niveau du RCL par séparateur.

Centre	Puits	HP	BP	Total [Nm ³ /J]
CS5(RCL)	RCL1	5989		5989
	RCL6	21289,5		21289,5
	RCL11	5648		5648
	RCL14BIS	4321,6		4321,6
	RCL15BIS	27882		27882
	RCL18	28015,5		28015,5
	RCL13	68732,3		68732,3
	RCL19	4456		4456
	S. Total	166333,9	0	166333,9

Comme l'expriment les tableaux précédents et la figure ci-dessous, les centres CS3, RCL et CS2 affichent des débits considérables de gaz torché, cela peut être justifié par le GOR important qui caractérise la plupart des puits reliés à ces centres.

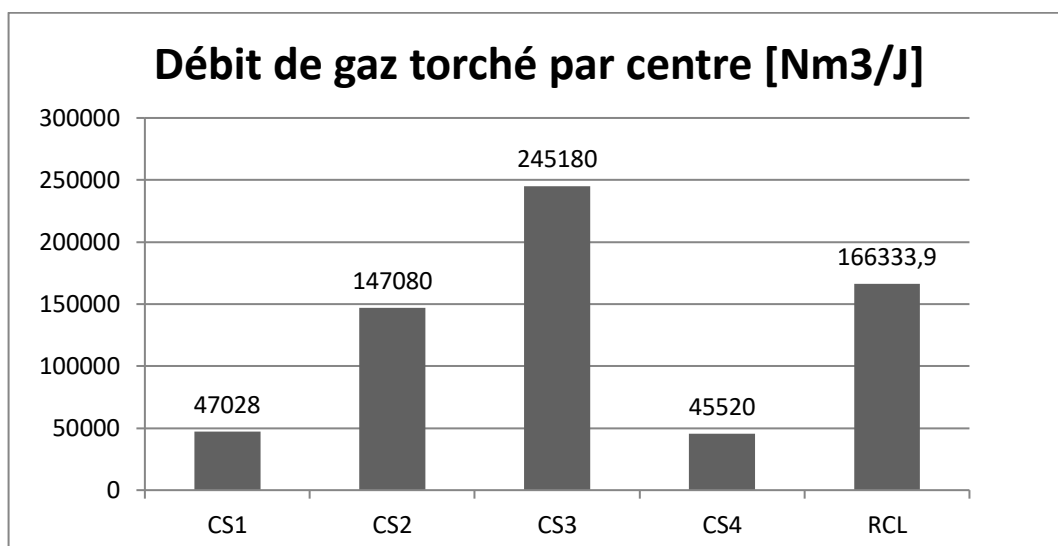


Figure V.1. Histogrammes représentant les débits de gaz torchés par centres.

V.2.2. Composition de gaz torchés sur les périmètres TG et RCL :

Pareillement aux débits de gaz torché, la composition du gaz est définie par chaque centre et par niveau de séparation, nous distinguons donc des compositions relatives à chaque séparateur et en conséquence à chaque pression de séparation.

Pour déterminer la teneur en eau à la saturation de différentes compositions nous avons employé le 'Solver Sturator' du logiciel Aspen Hysys que nous allons présenter par la suite.

Vous trouverez comme exemple ci-après, la composition de gaz torché du centre CS1 ainsi que son enveloppe de phase où il sera spécifié le domaine de formation des hydrates.

Par ailleurs la composition et les enveloppes relatives aux effluents torchés au niveau des autres centres feront partie de l'annexe de ce document.

Tableau V.6. Composition de gaz torchés au niveau du CS1 par séparateur.

Composition (15°C 1 atm)	CS1 HP	CS1 BP
Azote	0,0073	0,01302
Dioxyde de Carbone	0,00472	0,00364
Méthane	0,73952	0,69606
Ethane	0,1194	0,119426
Propane	0,06813	0,07522
i-Butane	0,00867	0,01208
n-Butane	0,02276	0,03082
i-Pentane	0,00654	0,0105
n-Pentane	0,00751	0,01195
Hexanes	0,00672	0,01108
Heptanes	0,00414	0,00778
Benzène	0,00059	0,00087
Octanes	0,00211	0,00505
Toluène	0,00026	0,00055
Nonanes	0,00113	0,00162
Décanes	0,00036	0,00013
Undécanes	0,00008	0,00011
Dodécanes	0,00006	0,00009
Tridécanes	0,00000	0,00000
H₂O	0,00868	0,01608

V.2.3. Localisation des Centres intervenant :

Les coordonnées des cinq centres de séparation ainsi que le centre de stockage TG et RGTE :

Tableau V.7. Coordonnées géographiques des centres intervenant dans l'étude.

Centre/Coordonnées	Géographiques	Cartésiennes	Planes
Stockage TG	27°44'6.29"N	X= 17337.961	27,7350806
	9°9'33.92"E	Y=47902.813	9,159422222
RCL	27° 55'20"N	X= 159.855	27,9222222
	9° 15'9"E	Y= 4808.731	9,2525
CS1	27°44'2.82"N	X=158922.072	27,7341167
	9°10'55.64"E	Y=47896.757	9,182122222
CS2	27°45'2.41"N	X=17307.104	27,7506694
	9°9'16.24"E	Y=47913.494	9,154511111
CS3	27°45'45.03"N	X=159083.724	27,7625083
	9°11'48.26"E	Y=479171.472	9,196738889
CS4	27°42'3.03"N	X=158882.418	27,7008417
	9°10'32.92"E	Y=47862.216	9,175816667
RGTE	27°43'26.7"N	X=16624.610	27,7240833
	9°52'52.0"E	Y=47879.041	9,881111111

Grace à ces coordonnées les différents centres seront localisés à l'aide de l'application Google Earth dans le but de sélectionner les itinéraires opportuns affichant le moins d'élévations possible, comme illustré par la figure ci-dessous :



Figure V.2. Capture sur les itinéraires de l'étude.

V.2.4. Pénalités de torchage :

Le torchage est interdit par la loi Algérienne sauf pour un opérateur sollicitant une autorisation exceptionnelle pour une durée limitée, auprès de l'agence nationale pour la valorisation des ressources en hydrocarbures.

L'opérateur sollicitant cette autorisation exceptionnelle doit s'acquitter d'une taxe spécifique payable au trésor public, non déductible, de vingt mille dinars (20.000 DA) par millier de normaux mètres cubes (Nm³) de gaz torché [22].

Cinquante-cinq pourcent (55%) du produit de cette taxe est affecté au profit du fonds national pour les énergies renouvelables et de la cogénération.

Tableau V.8. Pénalité de torchage sur la base de la quantité de gaz torchés.

Tot. Gaz torché (Nm³/j)	651 141,9
Tarif (DA)	20 000
Tot. /Jour (DA)	13 022 838
Tot. /An (DA)	4 753 335 870

De ces chiffres et l'ensemble des données exposées dans le chapitre, il est manifeste qu'une prompt solution à cette situation critique est plus qu'obligatoire ; de ce fait, pour l'élaboration de notre étude nous avons fait appelle à la simulation par le biais du logiciel Aspen Hysys et plus précisément son module Hydraulics qui a été développer pour répondre au mieux à l'étude de réseaux de collecte et de transport par pipeline, ci-dessous une présentation de ce logiciel.

V.3 Logiciel de la simulation :

La simulation consiste à l'interprétation par des modèles mathématiques des phénomènes physiques afin de décrire, d'étudier et analyser ses comportements son réaliser pour autant d'expériences matérielle.

La simulation dans le domaine process de l'oil and gas a pour objectifs principaux, la résolution des équations de bilans matière et énergie pour l'ensemble des appareils du procédé. Le calculer les caractéristiques (débit, composition, température, pression, propriétés physiques) des fluides circulants entre les appareils et la Fourniture des éléments nécessaires au dimensionnement des équipements, tels que les quantités de chaleur échangées ou les débits internes d'une colonne...etc.

Les simulateurs sont utilisés soit à la conception d'un procédé ou bien pour optimiser le fonctionnement d'un procédé industriel existant.

V.3.1 Aspen Hysys :

Le simulateur Aspen Hysys est l'un des plus performants logiciels de simulation, il se compose de :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD : Process Flow Diagram).
- Un ensemble de modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteurs, colonnes de distillation, ballons de séparation, échangeurs de chaleur, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Il offre deux modes de fonctionnement stationnaire (steady state) et dynamique (dynamic) et il est destiné à résoudre des procédés liés à l'industrie gazière, au raffinage et à la pétrochimie et il est aussi en mesure de dimensionner plusieurs équipements.

Le principe de son fonctionnement peut être résumé comme suit :

- Spécification des constituants (gaz, liquide ou mélange).
- Choix d'un modèle thermodynamique.
- Etablissement d'un schéma de procédé (PFD).
- Spécification des paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

L'organigramme suivant représente le schéma général du fonctionnement d'Aspen Hysys :

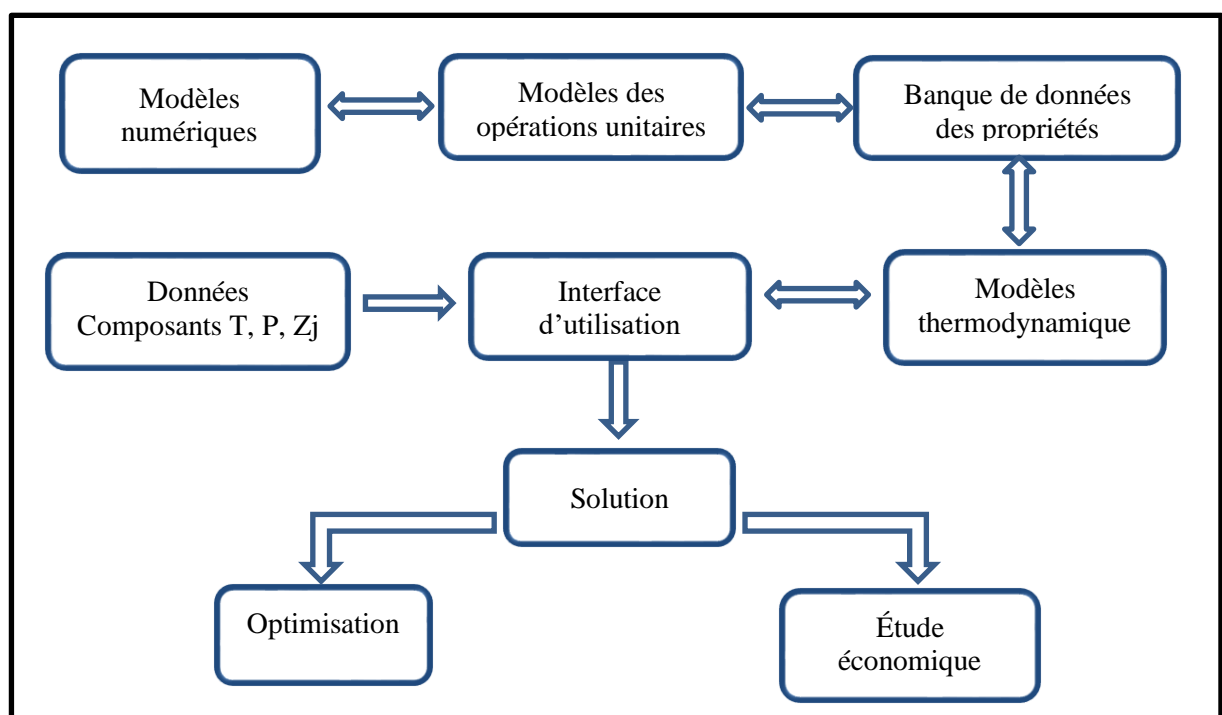


Figure V.3. Organigramme de fonctionnement du simulateur Aspen Hysys.

V.3.2 Upstream (module Hysys) :

L'Up stream est un progiciel de pointe pour la modélisation des propriétés des gaz, des liquides et des solides, il est utilisé en tant que tierce partie pour Aspen Hysys.

Il se compose d'une bibliothèque complète de modèles thermodynamiques et de propriétés de transport, d'une banque de données de propriétés physiques, de méthodes de caractérisation et d'adaptation aux fluides pétroliers et aux flashes multi-phases.

Un flowsheet de l'Upstream est un ensemble de composants et de modèles thermodynamiques et de propriétés de transport pour plusieurs phases.

Dans la terminologie Hysys, cela correspond à un fluid package (modèle thermodynamique) plus un ensemble de composants, il est possible de créer plusieurs packages de propriétés différents avec différents composants et / ou modèles selon les besoins.

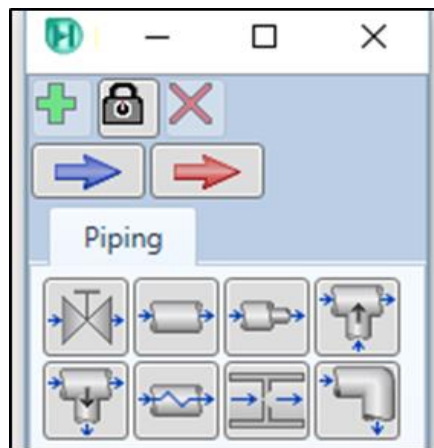


Figure V.4. Palette du module Aspen Upstream.

Pour configurer un fluid package de propriétés, il est nécessaire de spécifier les informations suivantes :

- Les composants (substances) inclus.
- Les modèles de propriétés thermodynamiques qui seront utilisés pour évaluer des propriétés telles que le volume, l'enthalpie, les coefficients de fugacité, les propriétés de transport (Flow assurance).

Grâce à l'Upstream et ses fonctionnalités nous allons élaborer le meilleur scénario de réseau de collecte (sur les deux plans technique et économique) pour l'acheminement du gaz présentement torché au niveau du Tiguentourine à la RGTE, les résultats de la simulation seront présentés et commenter dans le détail.

Le chapitre suivant regroupera les résultats obtenus et les interprétations nécessaires au bon rapprochement technique et à la justification légitime des choix arrêtés.

Ce chapitre présentera les résultats de simulation et les critères d'évaluation qui constituent la base sur laquelle les moindre choix et options seront arrêtés.

Nous tenons à préciser que le centre de stockage Tiguentourine a été choisi comme le site où le gaz des cinq centres sera destinés en premier lieu pour le rassembler en un seul flux de matière mis aux conditions nécessaires pour son acheminement à RGTE dans un seul et unique pipeline, l'espèce, l'autonomie électrique et omniprésence du personnel en sont les raisons de ce choix.

La simulation sera porté sur deux scénarios, un premier qui permet la sélection primaire des sections optimales des pipes, le témoignage sur la nécessité, selon le besoin, de compresser ou de détendre certaines sources ainsi que les possibilités de raccordement entre deux sources et plus, quant au second scénario, il constituera une extrapolation du premier, il fera valoir les résultats arrêtés dans ce dernier et explora une variété d'options qui mènent soigneusement à des résultats exhaustives.

VI.1 Premier scénario :

Le travail réaliser dans ce premier scénario, se résume en la détermination des diamètres optimaux des pipelines qui conduiront les effluents HP et BP des différents centres de séparation au centre de stockage TG.

VI.1.1 Choix des itinéraires :

Le choix des itinéraires s'est fait à l'aide de l'application Google Earth, en localisant géographiquement les différents centres sur la carte grâce à leurs coordonnées, il suffisait de tracer des trajets constitués d'une multitude de points reliant les cinq centres de séparation du centre de stockage, le trajet retenu est le trajet qui représente le minimum de variation d'altitude afin de réduire les perte de charge dont les changement d'élévations en est la cause.



Figure VI.1. Trajet CS1-STTG avec élévations sur Google earth.

Tableau VI.1. Exemple d'élévations pour un trajet CS1-STTG sur Google earth. Earth.

Latitude	Longitude	Altitude [m]	Distance [km]
27,734536	9,16012	447	0
27,734278	9,160691	447	0,0631441
27,734066	9,16126	445	0,1240536
27,733932	9,161895	445	0,1883625
27,733857	9,162404	444	0,239288
27,733791	9,163726	443	0,3698279
27,733771	9,165111	445	0,5063687
27,733686	9,1664	445	0,6337406
27,733669	9,167625	445	0,7545539
27,733638	9,168995	443	0,8896889
27,733531	9,17036	444	1,0248
27,733452	9,172095	442	1,196055
27,733363	9,173938	446	1,377982
27,733294	9,17522	447	1,504621
27,733249	9,176942	445	1,674414
27,733249	9,178122	447	1,790787
27,733249	9,179335	445	1,910365
27,733175	9,180629	444	2,038186
27,733432	9,181477	444	2,126591
27,733694	9,181913	444	2,178551
27,734076	9,182091	444	2,224585

Le tableau VI.1 représente la conversion de données générées par Google Earth du trajet CS1-STTG en format Excel établie par l'intermédiaire de l'extension TCX converter, voici les différentes distances séparant les centres de séparation du centre de stockage obtenu :

Tableau VI.2. Distances séparant le centre de stockage des centres de séparation.

Centres	CS1	CS2	CS3	CS4	RCL
Distance [km]	2,224585	2,144037	5,113079	8,724981	23,2105

VI.1.2 Interface propriétés :

La toute première étape avant l'entame de la simulation, est de spécifier au niveau de l'interface propriétés :

- Une liste de composition.
- Un Fluid Package (model thermodynamique).

Le model thermodynamique choisie n'est autre que l'équation d'état de Peng & Robinson qui est la mieux adaptée à l'étude d'un mélange d'hydrocarbure.

VI.1.3 Interface simulation :

Une interface sur laquelle, les effluents de chaque séparateur (HP, BP) sont représentés pas des streams de matière dont les spécifications requises concernent :

- La composition molaire de chaque effluent (voir annexe).
- Les conditions de température et pression.
- Les débits en Nm³/J.

Tableau VI.3. Pressions, températures et débits de chaque étage de séparation.

Centres	CS1		CS2		CS3		CS4		RCL
Etage	HP	BP	HP	BP	HP	BP	HP	BP	HP
Pression [barg]	3.45	1.5	7.8	1.5	8.0	2.5	2.4	0.5	1.6
Température [°C]	29	29	29	29	29	29	29	29	29
Débits [Nm ³ /J]	17410	29618	115250	31830	217550	27630	36560	8960	166333,9

Une fois les streams de matière (HP et BP) de chaque centre sont créés, nous ferons appel au module Upstream et son outil complexe pipe à quoi seront connectés les :

- Différents stream de matières déjà créés comme inlet stream.
- D'autres streams appelés outlet stream raccordés à la sortie du pipe sans aucune spécification.

Sur l'éditeur design du l'outil complex pipe, nous spécifions tout d'abord dans la rubrique heat transfert :

- La matière du pipeline : la matière choisie et le Milid steel ou l'acier au carbone, il est très utilisé dans les canalisations de transport de gaz (exemple gazoduc G1Z de Hassi R'mel-Arzew 507 km).
- Enterré ou pas (à quelle profondeur ?) : Enterré à 0.80 m, comme avancé au cours du chapitre III la profondeur minimale à laquelle un pipeline doit être enterré est de 0.61 m, nous avons choisi de l'enterrer pour des raisons de sécurité et des raisons techniques (risque de percement en contact direct avec l'atmosphère, les conditions météorologiques extrêmes en surface).
- Type de sol : Dry Sand ou sable sac est le type de sol qui correspond aux différents trajets réalisés.

Puis sur la rubrique data nous définissons :

- Le nombre de segment : qui correspond au nombre de point constituant le trajet.

- Le Schedule : le Schedule 40 a été sélectionné pour les deux scénarios, car les pressions des différents effluents sont tolérables par les épaisseurs relatives au Schedule 40 (Voir annexe code AINSI B31.1 Pressure Ratings of steel pipe).
- La longueur et l'élévation : les données converties de chaque trajet (voir Tableau VI.1) de longueurs et différence d'altitude sont introduites pour chaque segment de pipe.

Une fois toutes les données nécessaires sont introduites, nous procédons à la variation du diamètre de chaque pipeline de 4 pouces jusqu'à 12 pouces.

Tableau VI.4. Capture d'écran sur l'éditeur de complexe pipe.

Segment	Pipe Schedule	Nominal Diameter	Internal Diameter	Wall Thickness	Length	Elevation Change	Wall Surface	Roughness	Heat Transfer Set	Pipe Cells	Cal
1	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	275,1 m	0,0000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
2	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	67,64 m	1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
3	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	142,1 m	3,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
4	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	130,4 m	5,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
5	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	112,5 m	-3,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
6	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	184,0 m	-3,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
7	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	111,2 m	-1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
8	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	105,0 m	0,0000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
9	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	104,1 m	1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
10	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	93,09 m	1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
11	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	166,0 m	-6,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
12	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	111,1 m	2,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
13	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	123,9 m	1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
14	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	154,2 m	-2,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
15	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	274,0 m	0,0000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
16	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	210,0 m	1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
17	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	280,9 m	-4,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
18	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	212,4 m	3,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
19	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	214,5 m	2,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	
20	Schedule 40	250 mm	254,5 mm	1,325e-157	187,9 m	-1,000 m	Mild Steel	4,572e-005 m	Buried	5	

L'évolution de la pression d'arrivée, de la température d'arrivée, la vitesse d'écoulement et la vitesse d'érosion seront notées pour chaque cas de figure :

- **CS1 vers centre de stockage :**

Tableau VI.5. Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS1.

CS1HP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	3,173	28,85	6,429	61,332
5	3,399	28,96	3,875	59,719
6	3,462	28,99	2,647	59,291
8	3,494	29,00	1,518	59,072
10	3,505	29,01	0,960	58,999
12	3,515	29,01	0,675	58,933

CS1BP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-	-	-	-
5	0,82	27,89	15,981	88,89
6	1,22	28,63	9,068	80,46
8	1,40	28,92	4,86	77,48
10	1,44	28,98	3,03	76,83
12	1,46	29,00	2,12	76,61

- **CS2 vers centre de stockage :**

Tableau VI.6. Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS2.

CS2HP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-0,78	-13,20	663,66	253,54
5	5,87	27,48	16,31	49,83
6	7,10	28,47	9,57	45,85
8	7,63	28,88	5,18	44,42
10	7,75	28,97	3,25	44,12
12	7,78	28,99	2,28	44,04
CS2BP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-0,95	-6,87	687,04	0,000
5	0,88	28,38	16,69	91,92
6	1,28	28,79	9,58	83,68
8	1,44	28,95	5,15	80,74
10	1,48	28,99	3,22	80,17
12	1,48	28,99	2,26	80,08

- CS3 vers centre de stockage :

Tableau VI.7. Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS3.

CS3HP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-	-	-	-
5	-	-	-	-
6	-0,84	-6,80	757,78	295,60
8	6,55	27,87	11,19	47,26
10	7,57	28,66	6,25	44,34
12	7,82	28,86	4,27	43,69
CS3BP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-0,92	-10,27	408,09	378,84
5	1,64	27,18	10,23	75,19
6	2,18	28,35	5,89	68,55
8	2,41	28,81	3,17	66,20
10	2,45	28,89	1,99	65,81
12	2,44	28,88	1,40	65,88

- CS4 vers centre de stockage :

Tableau VI.8. Résultats de la simulation du scénario 1 pour le CS4.

CS4HP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-0,99	27,30	2388,22	0,000
5	-0,99	28,94	1741,78	0,000
6	1,32	28,60	10,75	80,39
8	2,12	28,92	4,60	69,22
10	2,26	28,91	2,80	67,77
12	2,26	28,90	1,97	67,77
CS4BP-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-	-	-	-
5	0,02	28,05	8,61	0,000
6	0,27	28,41	4,82	101,42
8	0,22	28,31	2,90	103,55
10	-	-	-	-
12	-	-	-	-

- RCL vers centre de stockage :

Tableau VI.9. Résultats de la simulation du scénario 1 pour la RCL.

RCL-STOCKAGE				
Diamètre en pouce	P. d'arrivée [barg]	T. d'arrivée [°C]	Vélocité Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
4	-	-	-	-
5	-	-	-	-
6	-	-	-	-
8	-0,98	-7,36	675,77	0,000
10	-	-	-	-
12	-0,98	-7,51	675,77	0,000

Sur le module Upstream la vitesse d'érosion est calculée par la formule suivante :

$$V_{\text{érosion}} = C \times \rho_m^{0.5}$$

$$\rho_m = \left[\frac{Q_L}{Q_L + Q_G} \right] \rho_G + \left[\frac{Q_G}{Q_L + Q_G} \right] \rho_G$$

D'ou :

Q_L : Débit volumétrique de la phase liquide.

ρ_m : Masse volumique du mélange.

Q_G : Débit volumétrique de la phase gaz.

ρ_L, ρ_G : Masse volumique du liquide et du gaz

$C=100$ d'après API-RP-14E Continuous service.

respectivement.

Malheureusement, ce premier scénario s'arrêtera à ce stade en raison de non possibilité d'acheminer l'effluent de la RCL vers le centre de stockage TG sans avoir recours à la compression étant donné sa faible pression relativement à la distance qu'il doit parcourir.

Cependant, le premier scénario nous a fourni, pour le reste d'effluents (HP BP), le diamètre qui offre la meilleure circulation du fluide en se basant sur les deux vitesses d'écoulement, vitesse d'érosion et le gradient de pression ($\Delta P =$ Pression de départ – Pression d'arrivée), les diamètres validés dans ce premier scénario seront appliqués dans le second scénario.

Tableau VI.10. Diamètres validés par le premier scénario.

Effluent	CS1HP	CS1BP	CS2HP	CS2BP	CS3HP	CS3BP	CS4HP	CS4BP
Diamètre [pouce]	4	6	6	6	10	6	6	6

VI.2 Deuxième scénario :

Dans ce deuxième scénario, nous aurons recours d'une manière générale aux moyens nécessaires à l'acheminement de l'ensemble des effluents au centre de stockage tout en pensant à réduire les distances des pipelines par la mise en place de jonctions entre les effluents à pressions adjacentes.

Nous ferons donc appel à quelques opérations unitaires qu'offre le simulateur Hysys tel que la compression, le refroidissement par aéroréfrigérant ainsi que la séparation.

Pareillement au premier scénario, nous devons spécifier avant toute chose les différentes compositions, le modèle thermodynamique, les conditions de température et de pression ainsi que les différents débits de chaque effluent.

Les jonctions que nous allons élaborer concernent les effluents suivants :

Jonction I	Jonction II	Jonction III
RCL, CS2HP, CS3HP	CS2BP, CS3BP	CS4HP, CS4BP

Nous présenterons à travers qui va suivre les conditions nécessaires à la réalisation de chacune de ces jonctions.

- **Jonction I (RCL, CS2HP, CS3HP):**

Le premier scénario a manifesté la non-possibilité d'acheminer l'effluent RCL jusqu'au centre de stockage sans le comprimer, nous serons donc amenés dans ce second scénario à comprimer l'effluent RCL à une pression qui tolère son raccordement avec les effluents CS2HP et CS3HP dans le point montré par la figure suivante :

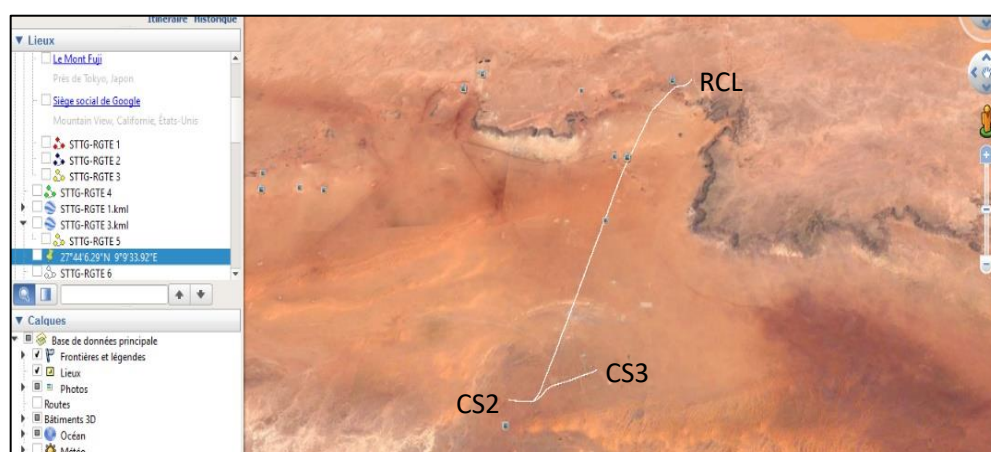


Figure V.2. Itinéraires de la jonction I du scénario II.

Pour connaître à quelle pression nous devons porter l'effluent RCL, nous avons d'abord simulé le raccordement des effluents CS2HP et CS3HP, les diamètres choisis étaient ceux validés dans le premier scénario, une fois la pression à la jonction est connue, nous l'introduisons comme donnée pour le complexe pipe de l'effluent RCL pour connaître sa pression de départ.

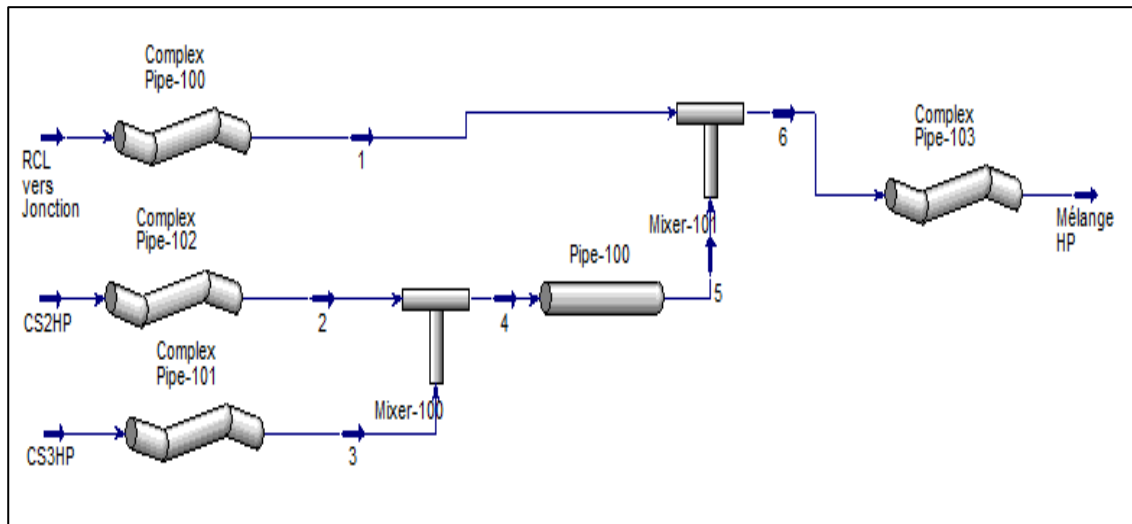


Figure VI.3. Capture sur la jonction RCL, CS2HP, CS3HP.

Porter l’effluent RCL à la pression de départ obtenu engendra l’augmentation de sa température, ce qui conjure la mise en place d’un aéroréfrigérant pour le refroidir.

La Figure VI.4 montre le PFD (Process Flow Diagram) de la compression réalisée sur l’interface du simulateur.

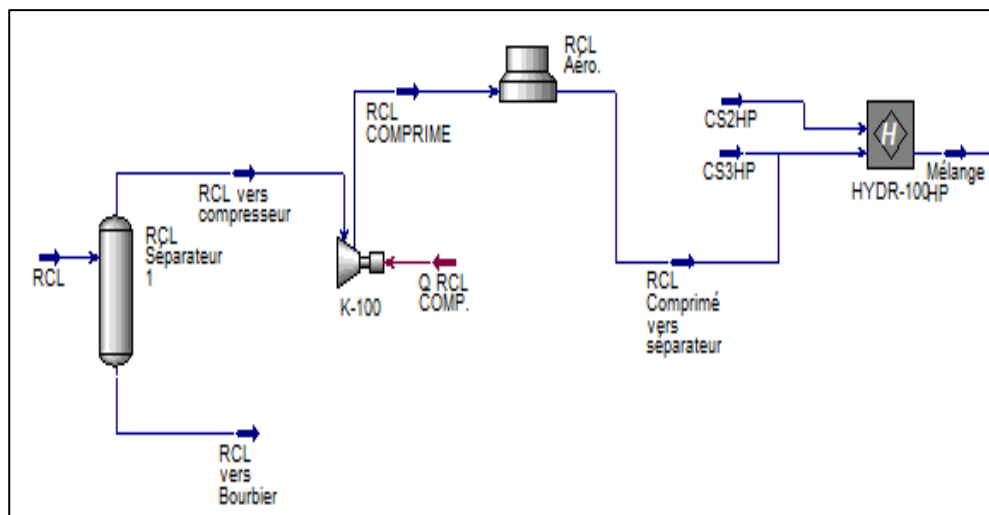


Figure VI.4. Capture sur le PFD de compression du l’effluent RCL.

Un ballon de séparation s’est imposé avant l’intégration du compresseur en raison d’une détection de la présence d’une phase liquide générée par l’éditeur du compresseur.

- Les spécifications du ballon de séparation en amont du compresseur sont les suivantes :

Tableau VI.11. Spécifications du séparateur RCL.

Diamètre [m]	0,9
Longueur[m]	3,15
Vitesse du gaz [m/s]	7,18E-02
Temps de rétention du liquide [seconds]	300

- Les performances du compresseur RCL se résument comme suit :

Tableau VI.12. Performances du compresseur RCL.

Ratio de pression	3.818
Rendement Adiabatique	75
Rendement Polytropique	77,599
Energie [kW]	431,969

- Les performances de l'aéroréfrigérant RCL se résument comme suit :

Tableau VI.13. Performances de l'aéroréfrigérant RCL.

Température charge [°C]	137,656
Température produit [°C]	40
Température air entrée [°C]	25
Température air entrée T [°C]	28,68
Débit volumique air [m³/h]	360000
Débit massique air [kg/h]	421934,86

- Les résultats de la simulation de jonction RCL, CS2HP, CS3HP se présente comme suit :

Tableau VI.14. Spécification de la jonction RCL, CS2HP, CS3HP.

Amont jonction						
Effluent	Diamètre [pouce]	Débit [Nm³/J]	Pression de départ [barg]	Pression d'arrivée [barg]	Vitesse Max. [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
RCL	10	166214,587	8,0	6,99	5,28	46,38
CS2HP	6	176121,123	7,8	6,97	14,86	46,20
CS3HP	8	229577,651	8,0	6,97	11,16	45,94
Aval jonction						
Mélange HP	14	571895,65	7,01	6,74	10,71	46,90

La jonction RCL, CS2HP, CS3HP offre un gain de l'ordre de 3 km en termes de distance de pipelines comparée au premier scénario qui consistait en l'acheminement de chaque effluent à part.

La vitesse d'écoulement est toujours le critère pour valider les diamètres des pipelines que nous voyons sur le Tableau VI.14, en effet le passage à des diamètres inférieurs en maintenant les mêmes débits provoquera l'accélération de la vitesse d'écoulement de gaz

causant ainsi d'importantes pertes de charge d'ordre frictionnel en plus d'une détérioration de la surface du pipeline sous l'effet de l'érosion.

Dans le cas contraire un surdimensionnement d'un pipeline réduira considérablement la vitesse d'écoulement du notre gaz et peut engendrer une dissipation de son énergie due à l'éventuelle détente que peut qu'il subir.

- **Jonction II (CS2BP, CS3BP) :**

Le but de cette jonction est non seulement de minimiser la distance des pipelines mais aussi d'éviter le passage par un étage de compression pour porter l'effluent CS2BP (1,275 barg) à son arrivée au centre de stockage à la même pression que l'effluent CS3BP (1,447 barg).

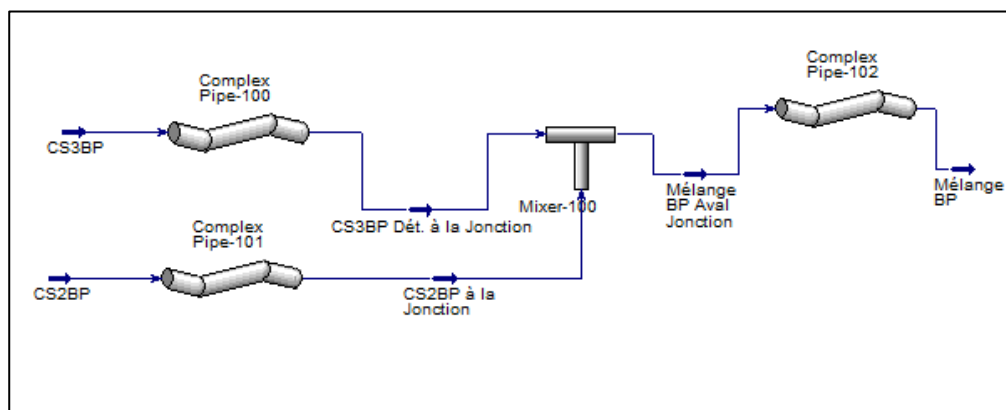


Figure VI.5. Capture sur la jonction CS2BP, CS3BP.

La mise en place d'une jonction entre les effluents CS2BP et CS3BP en maintenant leurs pressions respectives (1,5 et 2,5 barg) au même ordre attribuera à l'effluent CS3BP des vitesses d'écoulement qui dépassent le seuil tolérable qui, nous le rappelons, est estimé à 30 m/s.

D'où la nécessité de procéder à la détente de l'effluent CS3BP, nous étudions dans ce Cadre deux cas de figure, un premier à une pression de 2 barg et un autre à 1,5 barg, les résultats obtenus se résument comme suit.

Tableau VI.15. L'effluent CS3BP en fonction de sa pression en amont de la jonction.

Amont Jonction			
CS2 BP			
6"			
Pression départ [Barg]	Pression d'arrivée [Barg]	Vitesse d'écoulement [m/s]	Débit [Nm³/J]
1,5	1,39	9,11	31830,01
CS3 BP			
6"			
2	1,40	12,27	43524,32
1,5	1,38	5,08	17803,02
8"			
2	1,38	15,04	91605,27
1,5	1,39	5,80	35363,96
10"			
2	1,38	17,45	167372,28
1,5	1,40	6,48	62457,76

Le diamètre du pipeline validé sera le 6 pouces à une pression de 2 barg, en raison de la vitesse d'écoulement qu'il offre à un débit proche au débit actuel du l'effluent CS3BP.

Certes le débit obtenu de la variante 8'' (pouces), 1,5 barg est plus proche à notre cas réel mais la vitesse de circulation correspondante est faible, si nous reprenons une telle configuration dans le cas réel sachant que le débit réel est de l'ordre de 28000 Nm³/J, la vitesse d'écoulement en proportion sera certainement inférieure à celle présentée dans le tableau précédent (5,805 m/s) et probablement au-dessous de la minimale.

En effet pour la simulation précédente il n'est possible de spécifier que l'un des deux paramètres débit et pression, au fait comme nous sommes contraints de respecter le débit, nous avons procédé à la variation de la pression du départ du l'effluent CS3BP, les débits que présente le Tableau VI.15 sont donc estimés par l'outil Upstream.

Quant à l'effluent CS2BP, nous avons spécifié l'ensemble des données en maintenant la même section de canalisation validée lors du premier scénario.

Tableau VI.16. Résultats de variation du diamètre en aval de la jonction CS2BP, CS3BP.

Aval Jonction			
Pression d'arrivée [Barg]	Débit [Nm ³ /J]	Vit. D'écoulement [m/s]	Vit. D'érosion [m/s]
10"			
1,30	75354,32	12,27	78,72
12"			
1,35	75354,32	5,63	80,71
14"			
1,36	75354,32	4,64	80,53

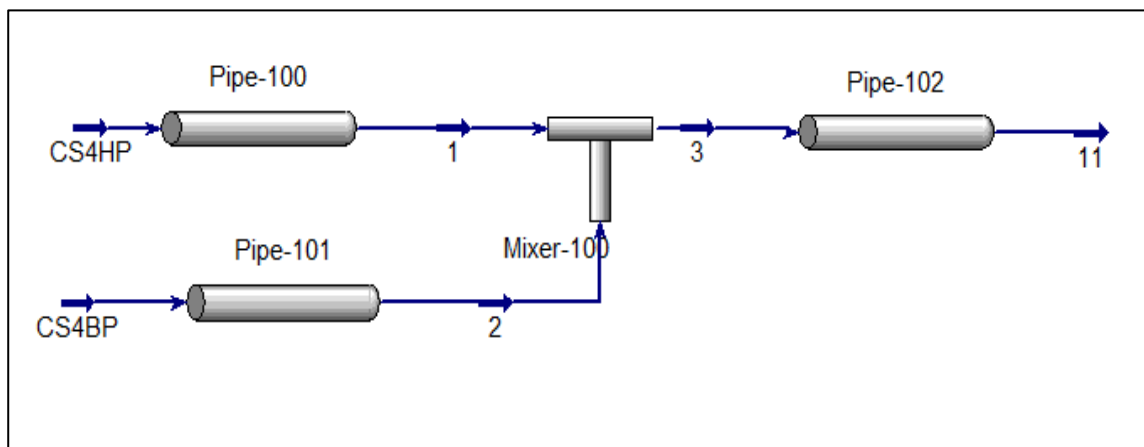
Le diamètre validé pour le pipeline en aval de la jonction CS2BP, CS3BP est 10" de par la vitesse d'écoulement qu'il tolère par rapport à aux autres dimensions 12" et 14".

La jonction CS2BP, CS3BP offre un gain de l'ordre de 1,15 km quant à la distance de pipelines par rapport au premier scénario.

- **Jonction III (CS4HP, CS4BP) :**

Etant donné l'écart significatif entre les pressions des effluents CS4HP et CS4BP l'élaboration d'une jonction les réunissant exige une étude particulière qui implique une variation de pression de départ de l'effluent CS4HP en fonction de diamètre du pipeline dans la quête pour la distance à laquelle se situera la jonction partant du centre CS4, les distances validées seront celles correspondant au débit actuel de CS4HP.

Les pressions en fonction des sections et les distances correspondantes à l'emplacement de la jonction seront des spécifications à introduire dans l'éditeur de la jonction pour en sélectionner la meilleure combinaison (pression départ CS4HP, section du pipeline et la distance séparant le centre CS4 de la jonction).

**Figure.VI.6.** Capture sur la jonction CS4HP, CS4BP.

Quant à l'effluent CH4BP, les spécifications optimales de sa circulation obtenues lors du premier scénario seront maintenues constantes pour toutes les variations de pression et de diamètre concernant l'effluent CS4HP.

L'utilité de cette jonction est de réduire la distance des pipelines transportant les effluents CS4HP et CS4BP qui lors du premier scénario était de l'ordre de 17,45 km pour les deux pipes réunis.

Tableau VI.17. Résultats de variation de la pression et du diamètre pour l'effluent CS4HP.

Amont Jonction					
CS4 HP					
Pression départ [Barg]	Diamètre [Pouce]	Distance CS4-Jonction [m]	Pression d'arrivée [Barg]	Vitesse d'écoulement [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
2,4	4	1262,7	0,47	34,80	78,48
	5	4169	0,41	23,14	80,22
2	4	918,9	0,47	35,18	78,90
	5	3028	0,43	22,92	79,83
1,5	4	542,4	0,48	35,22	78,95
	5	1813,4	0,45	22,94	79,88
	6	4869	0,39	16,57	81,55
1	4	236,1	0,49	35,39	79,16
	5	790,6	0,48	22,75	79,57
	6	2150,5	0,44	16,14	80,52
0,8	4	132,55	0,50	35,63	79,34
	5	443,82	0,49	22,78	79,57
	6	1206,8	0,47	15,98	80,08
	8	6314,5	0,34	10,08	83,65
0,6	4	38,68	0,51	35,65	79,42
	5	121,93	0,51	22,64	79,34
	6	318,5	0,51	15,69	79,39
	8	1938,5	0,45	9,40	80,79

Le tableau VI.17 montre six combinaisons (pression/distance) intéressantes :

(1,5 barg, 4869 m)

(0,8 barg, 6314,5m)

(1barg, 2150,5m)

(0,6 barg, 318,5m)

(0,8 barg, 1206,8m)

(0,6 barg, 1938,5m)

Le critère de choix entre ces combinaisons sera la vitesse d'écoulement qui est idéale pour la combinaison (0,6 barg, 1938,5m) vu le rapprochement des pressions des deux effluents.

Il sera donc nécessaire dans le cadre de ce scénario de faire subir une détente à l'effluent CS4HP pour pouvoir le joindre à CS4BP.

Tableau VI.18. Résultats de variation du diamètre en aval de la jonction CS4HP, CS4BP.

Aval Jonction			
Débit [Nm³/J]	Pression [Barg]	Vitesse d'écoulement [m/s]	Vitesse d'érosion [m/s]
8"			
48613,46	-0,62	48,65	192,22
10"			
48613,46	0,20	10,09	109,91
12"			
48613,46	0,35	6,35	103,86

La section **10"**(pouces) offre des conditions de circulation optimales comparée à la section **12"** qui risque d'octroyer une vitesse au-dessous de la limite dans le cas du débit réel qui est 45520 Nm³/J.

Par cette jonction nous venons de terminer les possibilités de collection des effluents, au fait les deux effluents restant CS1HP et CS1BP seront acheminés vers le centre de stockage selon les résultats du premier scénario, les pressions d'arrivée des différents effluents au centre de stockage sont données comme suit :

Tableau VI.19. Pressions d'arrivée des différents effluents au centre de stockage.

Effluent	Pression d'arrivée au stockage [barg]
Jonction CS4HP, CS4BP	0,20
CS1BP	1,28
Jonction CS2BP, CS3BP	1,30
CS1HP	3,28
Jonction RCL, CS2HP, CS3HP	6,74

A ce stade nous procédons à une compression multi-étagée pour porter l'ensemble des effluents à une pression qui permet de les véhiculer à la RGTE.

VI.2.1 Premier étage de compression :

Le premier étage de compression permet de porter l'effluent de la jonction CS4HP, CS4BP à la pression du mélange entre l'effluent CS1BP et celui de la jonction CS2BP, CS3BP qui est 1,270 barg.

Faisant appel à un ballon de séparation pour éliminer la phase liquide du l'effluent de la jonction CS4HP, CS4BP et un aéroréfrigérant qui sera installé en aval du compresseur pour refroidir l'effluent de la jonction CS4HP, CS4BP comprimé, comme le montre la Figure VI.7.

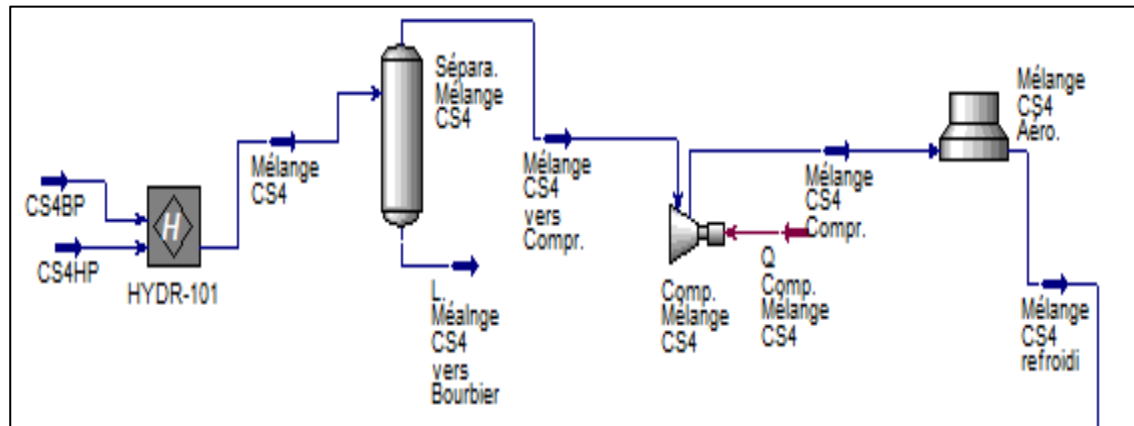


Figure VI.7. Capture de PFD de compression pour l'effluent de la jonction CS4HP, CS4BP.

- Les spécifications du ballon de séparation en amont du compresseur sont les suivantes :

Tableau VI.20. Spécifications du séparateur du mélange CS4.

Diamètre [m]	0,5
Longueur[m]	1,75
Vitesse du gaz [m/s]	0,1243
Temps de rétention du liquide [seconds]	300

- Les performances du compresseur du mélange CS4 se résument comme suit :

Tableau VI.21. Performances du compresseur du mélange CS4.

Ratio de pression	1,90
Rendement Adiabatique	75
Rendement Polytropique	76,25
Energie [kW]	56,472

- Les performances de l'aéroréfrigérant du mélange CS4 se résument comme suit :

Tableau VI.22. Performances de l'aéroréfrigérant du mélange CS4.

Température charge [°C]	74,150
Température produit [°C]	30
Température air entrée [°C]	25
Température air entrée T [°C]	25,476
Débit volumique air [m ³ /h]	360000,000
Débit massique air [kg/h]	424202,856

Le mélange CS4 joindra l'effluents CS1BP et l'effluent de la jonction CS2BP, CS3BP pour accéder au deuxième étage de compression qui portera l'ensemble à une pression de l'ordre de 3,2 barg, le mélange formé par les 3 effluent sera appelé mélange total à basse pression.

VI.2.2 Deuxième étage de compression :

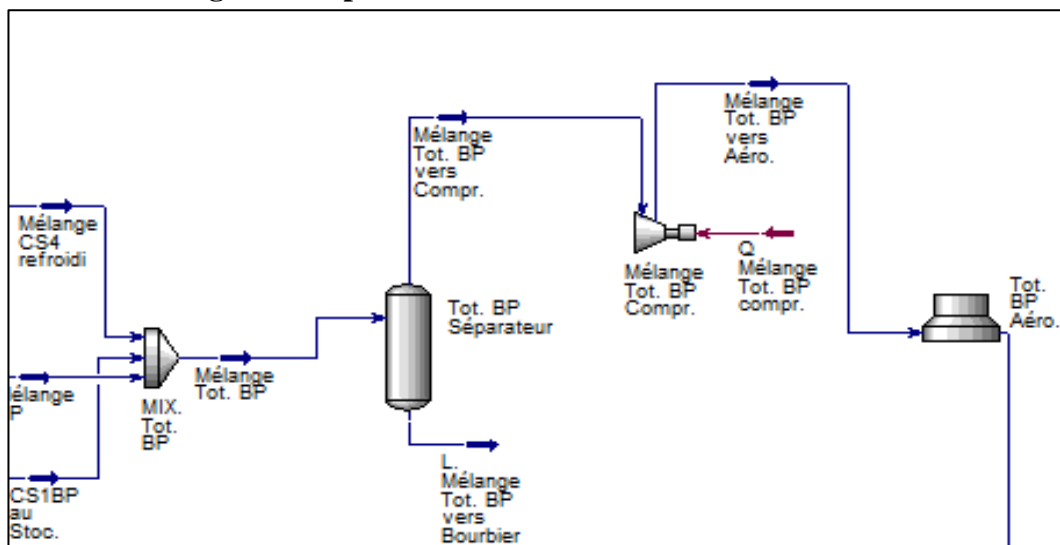


Figure VI.8. Capture de PFD de compression du mélange total à basse pression.

- Les spécifications du ballon de séparation en amont du compresseur du mélange total à basse pression sont les suivantes :

Tableau VI.23. Spécifications du séparateur du mélange total à basse pression.

Diamètre [m]	0,80
Longueur[m]	2,80
Vitesse du gaz [m/s]	0,187
Temps de rétention du liquide [seconds]	300

- Les performances du compresseur du mélange total à basse pression se résument comme suit :

Tableau VI.24. Performances du compresseur du mélange total à basse pression.

Ratio de pression	1,927
Rendement Adiabatique	75
Rendement Polytropique	76,32
Energie [kW]	181,27

- Les performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à basse pression se résument comme suit :

Tableau VI.25. Performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à basse pression.

Température charge [°C]	76,45
Température produit [°C]	30
Température air entrée [°C]	25
Température air entrée T [°C]	26,55
Débit volumique air [m³/h]	360000,00
Débit massique air [kg/h]	423441,03

Le mélange total à basse pression à sa sortie de l'aéroréfrigérant rejoindra l'effluent CS1HP pour former le mélange total à moyenne pression que nous allons porter à une pression de 6,7 barg au moyen d'un troisième étage de compression.

VI.2.3 Troisième étage de compression :

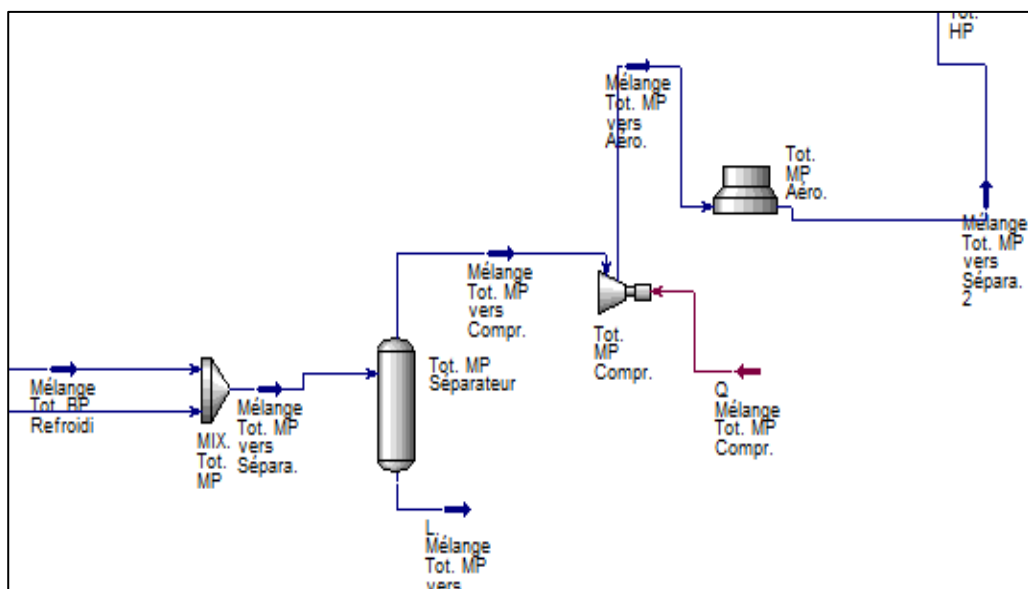


Figure VI.9. Capture de PFD de compression du mélange total à moyenne pression.

- Les spécifications du ballon de séparation en amont du compresseur du mélange total à basse pression sont les suivantes :

Tableau VI.26. Spécifications du séparateur du mélange total à moyenne pression.

Diamètre [m]	0,90
Longueur[m]	3,15
Vitesse du gaz [m/s]	6,501 10 ⁻²
Temps de rétention du liquide [seconds]	300

- Les performances du compresseur du mélange total à moyenne pression sont :

Tableau VI.27. Performances du compresseur du mélange total à moyenne pression.

Ratio de pression	1,90
Rendement Adiabatique	75
Rendement Polytropique	76,320
Energie [kW]	196,405

- Les performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à moyenne pression se résument comme suit :

Tableau VI.28. Performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à moyenne pression.

Température charge [°C]	77,47
Température produit [°C]	30
Température air entrée [°C]	25
Température air entrée T [°C]	26,923
Débit volumique air [m³/h]	360000,00
Débit massique air [kg/h]	423176,33

Le mélange total à moyenne pression porté désormais à 6,7 barg, il rejoindra l'effluent de la jonction RCL, CS2HP, CS3HP pour former le mélange total à haute pression.

Pour connaître à quelle pression nous devons porter ce mélange total à haute pression pour pouvoir l'expédier à la RGTE, nous allons parcourir le chemin inverse en imposant la pression à la sortie du pipeline qui n'est autre que la pression du inlet de la RGTE, le résultat obtenu nous indiquera la pression à laquelle devrait passer notre mélange à haute pression pour qu'il puisse atteindre la RGTE.

VI.2.4 Quatrième étage de compression :

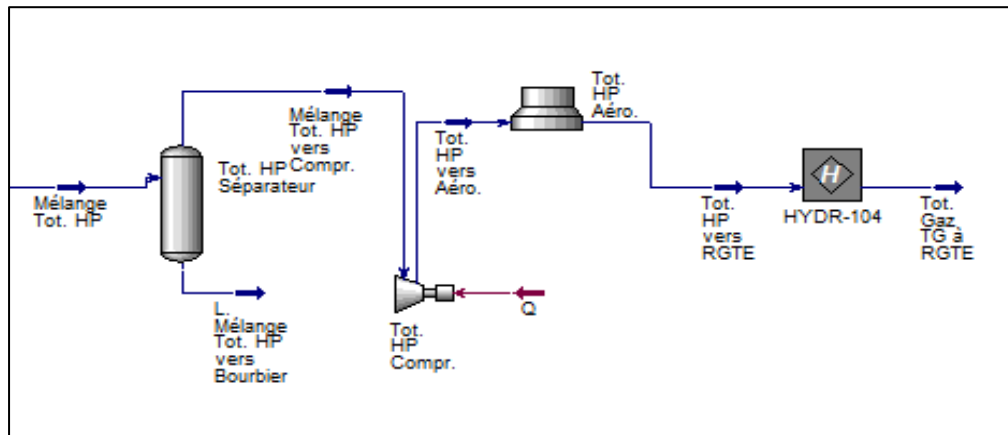


Figure VI.10. Capture de PFD de compression du mélange total à haute pression.

- Les spécifications du ballon de séparation en amont du compresseur du mélange total à haute pression sont les suivantes :

Tableau VI.29. Spécifications du séparateur en amont du mélange total à haute.

Diamètre [m]	1,10
Longueur[m]	3,85
Vitesse du gaz [m/s]	$8,724 \cdot 10^{-2}$
Temps de rétention du liquide [seconds]	300

- Les performances du compresseur du mélange total à haute pression se résument comme suit :

Tableau VI.30. Performances du compresseur du mélange total à haute pression.

Ratio de pression	1,45
Rendement Adiabatique	75
Rendement Polytropique	75,86
Energie [kW]	485,51

- Les performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à haute pression se résument comme suit :

Tableau VI.31. Performances de l'aéroréfrigérant du mélange total à haute pression.

Température charge [°C]	60,17
Température produit [°C]	40
Température air entrée [°C]	25
Température air entrée T [°C]	28,05
Débit volumique air [m³/h]	360000,00
Débit massique air [kg/h]	422382,83

La pression inlet de la RGTE (0,12 barg) est tellement petite que le calcul régressif était impossible, nous avons dû augmenter cette pression jusqu'au 2,72 barg tout en variant le diamètre du pipeline pour que le module Upstream calcule au final une pression de départ de l'ordre de 10,20 barg pour une section de pipeline de 18 pouces.

Par conséquent, il sera nécessaire de détendre le gaz en provenance de Tiguentourine à son arrivée à 0,12 barg ou bien l'introduire directement dans le ballon 20B002 (2,74 barg) qui succède au premier étage de compression à la RGTE.

VI.3 Formation des Hydrates :

Il en ressort du ce scénario aussi les profils de températures comparés à ceux de formation d'hydrates des différents effluents tout au long du pipeline, nous nous intéressons dans ce cadre au pipeline reliant Tiguentourine à la RGTE :

Tableau VI.32. Formation des hydrates pour l'effluent à expédier à la RGTE.

Pression [barg]	Température [°C]
4,50	0,38
8,00	4,17
13,57	7,96
22,26	11,62
35,38	14,94
49,38	17,16
50,22	17,26
65,47	18,84
79,98	19,90
92,80	20,59
103,30	21,04
116,40	21,48
119,14	21,57
119,79	21,59
101,87	20,98

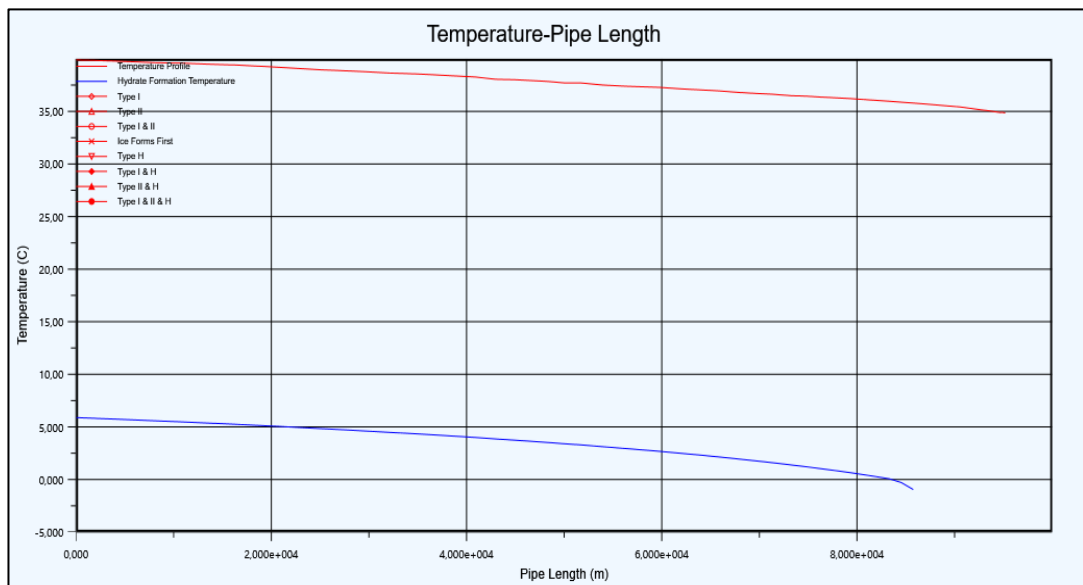


Figure VI.11. Profils de température de l'effluent et de la température de formation des hydrates.

La figure ci-dessus prouve que les hydrates ne risquent pas de se former au sein du pipeline, en raison, non seulement des conditions de pression et de température de notre fluide qui ne favorisent pas leur formation mais aussi de l'absence de l'eau libre dans le mélange.

D'après l'audit environnemental effectué par BOOTS & COOTS en 2008 sur la région d'In Amenas, la plus faible moyenne de température est enregistrée en mois de janvier et elle est estimée à 10,4°C.

Même avec cette température et la présence d'eau libre, il n'aura jamais de formation d'hydrates comme illustré par la Figure VI.11.

VI.4 Corrosion par CO₂ :

Le CO₂ dans une conduite d'hydrocarbures peut provoquer une détérioration indésirable de la paroi du pipeline, cette corrosion peut causer des problèmes d'écoulement.

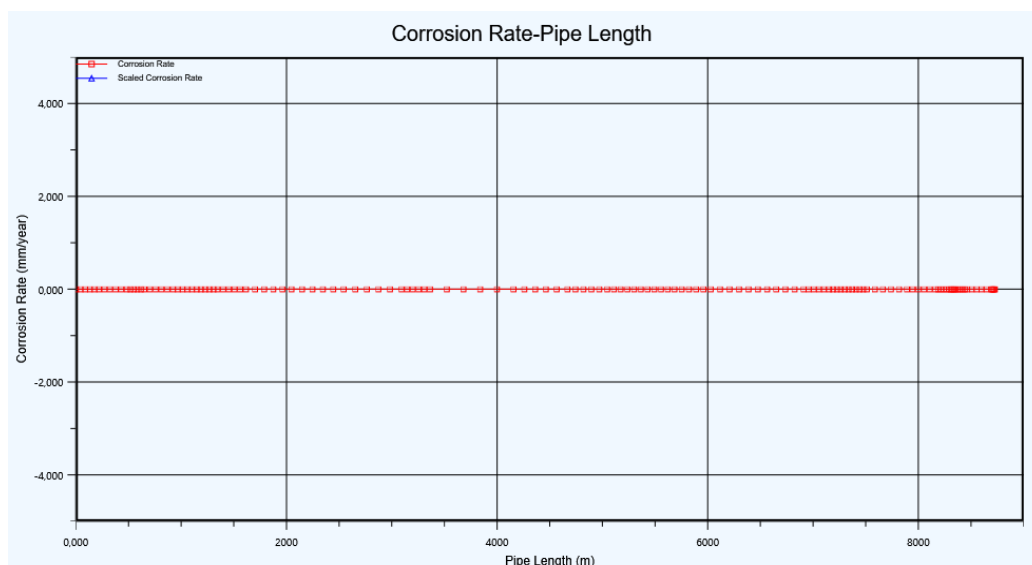


Figure VI.12. Niveau de corrosion au sein du pipeline.

Le module Upstream permet d'estimer le taux de corrosion causé par le CO₂ dans une canalisation en utilisant le modèle suivant :

Norme Norsok M-506 : développée avec le soutien de l'Association norvégienne de l'industrie pétrolière (OLF) et de la Fédération des industries manufacturières norvégiennes (TBL).

La corrélation Norsok a été développée comme un modèle de vitesse de corrosion purement empirique, centré sur les paramètres les plus importants (température, pH, fugacité du CO₂ et contrainte de cisaillement de la paroi), elle est donnée par :

$$CR_t = K_t f_{CO_2}^{0.62} \left(\frac{S}{19} \right)^{0.146 + 0.0324 \log f_{CO_2}} f_t(\text{pH})$$

CR_t : Niveau de corrosion [mm/an]

f_t(pH) : Fonction pH, pH ∈ [3.5, 6.5]

f_{CO₂} : Fugacité du CO₂

S : Contrainte de cisaillement sur la paroi du

K_t : Température d'un niveau de corrosion à l'instant 't'

pipeline

Le résultat qu'avance la Figure VI.12 revient aux très faibles teneurs de CO₂ qui caractérisent l'ensemble des effluents, ceci nous épargne tout traitement préalable de nos charges avant expédition à la RGTE.

Conclusion :

A travers les résultats qu'avancent les deux scénarios élaborés au cours de cette étude nous estimons que l'expédition vers l'unité de récupération de gaz torché Edjeleh, du gaz associé actuellement torché au niveau des périmètres Tiguentourine et Reculée est techniquement réalisable.

En plus des avantages environnementaux que pourrait présenter un tel projet, il permettra d'autre part de réaliser un gain sur le plan économique, en effet comme avancé dans le chapitre précédent la taxe journalière sur la totalité de gaz brûlé par les deux périmètres Tiguentourine et le Reculée s'élève à 13 022 838 DA/j alors que le montant nécessaire à la collection, la compression et l'expédition de ce gaz estimé par le module Aspen Capital Cost Estimator est de l'ordre de 13 786 300 USD équivalents à 1 647 462 850 DA.

L'apport de charge que peut offrir l'ajout du gaz associé de Tiguentourine à l'alimentation justifiera le besoin de mettre en place un second train au niveau de la RGTE, ce qui permet en cas de défaillance ou de maintenances périodiques d'assurer le fonctionnement continu de l'unité et de bénéficier d'une option capitale sur torchage.

D'autre part, sur le plan investissement ce projet sera profitable pour le champ Tiguentourine qui pourra bénéficier en retour d'un gaz traité et comprimé à 67 bars en cas de besoin de gas lift, lui permettant ainsi de ne pas se limiter à une seule source pour le gas lift.

Cependant, ceci nécessitera une étude minutieuse du plan de développement du gisement qui compte à présent cinq puits à production assistée par gas lift en provenance du puits TG14 avec une pression de réseau maintenue à 32 barg.

L'engagement de la Sonatrach à réduire le torchage a été récompensé par un partenariat avec GGFR (GLOBAL GAS FLARING REDUCTION) en 2004 pour une évaluation d'utiliser les gaz torchés en Algérie, des énormes efforts ont été déployés dans le but d'assurer la conformité réglementaire et législative des installations et participé à la réduction de l'émission des gaz à effet de serre, s'inscrire dans ce registre est donc un devoir qui contribuera à préserver l'image de marque de la Sonatrach à l'échelle mondiale.

Et il serait souhaitable d'appliquer cette nouvelle installation proposée à d'autres polluants gazeux dans la lutte contre la pollution de l'environnement.

Enfin, l'étude technico-économique réalisée a montré que les frais de cette nouvelle installation pourraient ajouter 3.000.000.000 DA/An au total.

Annexe 1

Compositions du gaz :

CS1

Composition (15°C 1 atm)	CS1 HP	CS1 BP
Azote	0,0073	0,01302
Dioxyde de Carbone	0,00472	0,00364
Méthane	0,73952	0,69606
Ethane	0,1194	0,119426
Propane	0,06813	0,07522
i-Butane	0,00867	0,01208
n-Butane	0,02276	0,03082
i-Pentane	0,00654	0,0105
n-Pentane	0,00751	0,01195
Hexanes	0,00672	0,01108
Heptanes	0,00414	0,00778
Benzène	0,00059	0,00087
Octanes	0,00211	0,00505
Toluène	0,00026	0,00055
Nonanes	0,00113	0,00162
Décanes	0,00036	0,00013
Undécanes	0,00008	0,00011
Dodécanes	0,00006	0,00009
Tridécanes	0,00000	0,00000
H₂O	0,00868	0,01608

Annexe 2

CS2 et CS3

Composition (15°C 1 atm)	CS2 HP	CS2 BP	CS3 HP	CS3 BP
Azote	0,01005	0,00816	0,00968	0,00858
Dioxyde de Carbone	0,00508	0,00459	0,00499	0,00477
Méthane	0,79419	0,7432	0,78747	0,72749
Ethane	0,10091	0,11595	0,10256	0,10937
Propane	0,05258	0,06679	0,05495	0,07011
i-Butane	0,01554	0,00964	0,00784	0,01177
n-Butane	0,00542	0,0233	0,01606	0,02635
i-Pentane	0,00433	0,00699	0,00467	0,0087
n-Pentane	0,00394	0,00774	0,00424	0,01026
Hexanes	0,00368	0,00679	0,00362	0,00928
Heptanes	0,00212	0,00397	0,00195	0,00547
Benzène	0,00011	0,00018	0,00008	0,00061
Octanes	0,00104	0,00165	0,00092	0,00365
Toluène	0,00016	0,00023	0,00014	0,0004
Nonanes	0,00047	0,00048	0,00034	0,00251
Décanes	0,00019	0,00016	0,00021	0,00043
Undécanes	0,00012	0,00011	0,0002	0,00016
Dodécanes	0,00007	0,00007	0,00008	0,00009
Tridécanes	0	0	0	0
H2O	0,00463	0,01584	0,00453	0,01130

Annexe 3

CS4 et RCL

Composition (15°C 1 atm)	CS4 HP	CS4 BP	RCL
Azote	0,00609	0,00644	0,00619
Dioxyde de Carbone	0,00467	0,00472	0,00864
Méthane	0,70646	0,61652	0,78778
Ethane	0,12513	0,13697	0,09735
Propane	0,07954	0,1076	0,0537
i-Butane	0,0123	0,01757	0,0073
n-Butane	0,03079	0,04921	0,01735
i-Pentane	0,00927	0,01503	0,00538
n-Pentane	0,00982	0,01786	0,00531
Hexanes	0,00779	0,01441	0,00518
Heptanes	0,00401	0,00815	0,00311
Benzène	0,000172	0,00038	0,00023
Octanes	0,00172	0,00324	0,00138
Toluène	0,00021	0,00041	0,00018
Nonanes	0,00151	0,00094	0,00048
Décanes	0,00032	0,00041	0,00023
Undécanes	0,00011	0,00009	0,00013
Dodécanes	0,00009	0,00005	0,00008
Tridécanes	0	0	0
H2O	0,01104	0,02618	0,01650

Références Bibliographiques & webographiques

- [1] Society of Petroleum Engineers. Pétrole et le Gaz Naturel. Londres : Édition Camilla Hallinan, 2013. 12 p.
- [2] C. ELICHEGARAY. Pollution atmosphérique. Edition Techniques de l'ingénieur. 1 p.
- [3] The World Bank. End to Flaring Can Provide Energy to Millions.
<http://www.worldbank.org/en/news/video/2015/04/17/end-to-flaring-can-provide-energy-to-millions>. 21 Mai 2019.
- [4] H. BAKHTEEYAR, A. MAROUFMASHAT, A. MALEKI, S. S. KHAVAS. International Science Index, Energy and Power Engineering Vol.: 8, No: 9, 2014 waset.org/Publication/9999337. Iran's Gas Flare Recovery Options Using MCDM, 638 p.
- [5] National Oceanic and Atmospheric Administration. Global Gas Flaring Reduction Partnership.
<http://www.worldbank.org/en/programs/gasflaringreduction#7>. 21 Mai 2019.
- [6] C. SALLE, J. DEBYSER. Formation des gisements de pétrole, Etude des phénomènes géologiques fondamentaux. Paris : Edition technique, 1976. 85p.2-7108-0277-5.
- [7] C. SALLE, J. DEBYSER. Formation des gisements de pétrole, Etude des phénomènes géologiques fondamentaux. Paris : Edition technique, 1976. 108p.2-7108-0277-5.
- [8] Jean-j. BITEAU, F. BAUDIN. Géologie du pétrole Historique, genèse, exploration, ressources. Malakoff : Edition DUNOD, 2017. 6p. ISBN 978-2-10-076307-8.
- [9] Jean-p. WAUQUIER. Raffinage du Pétrole tome 1Pétrole brut Produits pétroliers Schémas de fabrication. Paris : Edition TECHNIP, 1994. 1 p. ISBN : 2-7108-0729-7.
- [10] Jean-p. WAUQUIER. Raffinage du Pétrole tome 1Pétrole brut Produits pétroliers Schémas de fabrication. Paris : Edition TECHNIP, 1994. 469 p. ISBN : 2-7108-0729-7.
- [11] Jean-p. WAUQUIER. Le Pétrole- Raffinage et Génie Chimique Tome I, Généralités sur le Raffinage du Pétrole Brut. Paris: Edition TECHNIP, 1972. 3 p. ISBN: 2-7108-0198-1.
- [12] John R. FANCHI. Petroleum Engineering Handbook vol.1 General Engineering. Creek Drive Richardson USA: Edition Society of Petroleum Engineering, 2006. 210p. ISBN: 978-1-55563-113-0.
- [13] ROJEY Alexandre, DURAND Bernard, Le gaz naturel : production traitement
Transport, édition Technip 1994 Paris, 430 pages
Publications l'institut français du pétrole.
- [14] J.F. GRAVIER. Propriétés des Fluides de Gisements. Cours de production Tome 1.Paris: Edition TECHNIP, 1986. 208p. ISBN: 2.7108-0477-8.
- [15] C. RAO. Chemical Engineering Thermodynamics. Hyderguda: Edition Universities Press (India), 1997. 193p. ISBN: 81 7371 048 1.
- [16] G. CHEVALIER. Éléments normalisés pour tuyauteries sous pression. **Techniques de l'ingénieur.**
- [17] HardHat Engineer. Pipe size and Pipe Schedule. <https://sciencing.com/calculate-pipe-schedule-number-2723.html>. 03 Mars 2019.
- [18] ASME Code for Pressure Piping, B31, Gas Transmission and Distribution Piping Systems. New York: Edition ASME INTERNATIONAL, 2013. 37p.

- [19] ASME Code for Pressure Piping, B31, Gas Transmission and Distribution Piping Systems. New York: Edition ASME INTERNATIONAL, 2013. 36p.
- [20] ASME Code for Pressure Piping, B31, Gas Transmission and Distribution Piping Systems. New York: Edition ASME INTERNATIONAL, 2013. 40p.
- [21] ASME Code for Pressure Piping, B31, Gas Transmission and Distribution Piping Systems. New York : Edition ASME INTERNATIONAL, 2013. 43p.
- [22] JOURNAL OFFICIEL DE LA REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE. N°72. Article 52. Taxe sur le torchage. 22p. 31 Décembre 2015.