



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



N° d'ordre : M...../GP/2019

MEMOIRE

Présenté pour obtenir le diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Option: GENIE CHIMIQUE

Par

Nom et Prénom: BOUIDIA Mustapha Ibrahim

BESSELMA Latifa

**ETUDE D'INSTALLATION D'UNE NOUVELLE LIGNE POUR LA RECUPERATION DES
GAZ TORCHES DES BALLONS X-V-0012 DE LA SECTION BOG DU COMPLEXE GP1/Z**

Soutenue le 24/06/2019 devant le jury composé de :

Présidente :	Mme. ATTOUTI Salima	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	Mme. DOUARA Nadia	MCB	Université de Mostaganem
Encadreur :	Mr. BESTANI benaouda	Pr	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019



REMERCIEMENTS

En premier lieu, nous tenons à remercier notre **DIEU**, notre créateur de nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous remercions vivement Monsieur **SAIEM Kada** qui tout au long de ce modeste travail, nous a prodigué de précieux conseils et a fait naître en nous l'esprit de la recherche. Nous lui exprimons notre profonde gratitude pour la bienveillance qu'il a accordé à l'élaboration de ce projet.

Nous tenons à remercier notre encadreur Monsieur **Benaouda BESTANI** de l'université Mostaganem pour sa contribution scientifique et pour le suivi de notre travail.

Nous remercions également l'ensemble du personnel du complexe GP1/Z et particulièrement celui du département technique qui nous ont renseigné, aidé et encouragé.

Nos profonds remerciements et notre gratitude vont aussi aux membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.

Dédicace

Je dédie ce modeste
travail à :

Mes très chers parents,
Mes très chers frères et
sœurs,

Toute ma famille,
Et à tous mes amis.

Liste des figures

Figure I.1.Situation géographique du complexe GP1/Z	2
Figure I.2.organigramme du complexe GP1/Z	3
Figure I.3.Schéma générale de la production	6
Figure I.4.Bacs de stockages.	9
Figure I.5.Sphères de charge	10
Figure II.2.Section BOG propane	13
Figure III.1.schéma de l'installation la nouvelle ligne.	17
Figure III.2.Nouvelle ligne de récupération des gaz torchés.	18
Figure III.3.Dimensionnement de la nouvelle ligne de récupération	21
Figure III.4.Vanne de garde du type Globe valve	22
Figure III.5.Diamètre et l'épaisseur de pipe .	22
Figure III.6.La ligne de la récupération par simulateur HYSYS.	30
Figure III.7.profil de la pression dans le collecteur.	31
Figure III.8.profil de la température dans le collecteur.	31
Figure III.9.Simulation de l'injection dans le ballon tompan .	32

Liste des tableaux

Tableau III.1.Longueur et nombre d'accessoires utilisés	21
Tableau III.2.Composition du réfrigérant	22
Tableau III.3.Tableau récapitulatif des calculs	33

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation du complexe	
I.1.Introduction	2
I.2.Activité principale du complexe	3
I.3.Les installations principales	4
I.4.Définition de GPL	4
I.4.1.Différentes sources d'obtention du GPL	5
I.4.2.Utilisations du GPL	5
I.4.3.GPL en Algérie	5
I.5.Procédé de production du GPL	5
I.5.1.Prétraitement de la charge	6
I.5.2.Section de stockage d'alimentation	6
I.5.3.Traitement du GPL brut	7
I.5.4.Stockage et expédition	9
I.5.5.Section BOG (Boil of Gas)	10
I.5.6.Section utilités	10
Chapitre II : Présentation de la section BOG	
II.1.Présentation de la section de BOG (BOIL OF GAS)	11
II.2.Description de la section BOG de propane	11
II.2.1 Ballon d'aspiration	12
II.2.2 Compresseurs	12
II.2.3 Aéro-réfrigérant	12
II.2.4 Ballon récupérateur	12
II.2.5 Economiseurs	12
II.3. Fonctionnement du procédé de reliquéfaction de propane dans la section BOG	14
Chapitre III : Calculs et Résultats	
III.1.Problématique	16
III.2.Présentation de problème	16
III.3.Solution proposée	16
III.4.Equipements	17
III.5.Dimensionnement de la nouvelle ligne de récupération du gaz torchés	17
III.6.Théories de calculs	19
III.7.Partie de calcul	20
III.7.1.Calcul de la nouvelle ligne phase I et phase III	23

III.7.2.Calcul de la perte de charge ΔP_T	24
III.7.3.Les calculs pour le collecteur	26
III.7.4.Calcul de la perte de charge sur le collecteur	27
II.7.5.Perte de charge sur toute la ligne de récupération	28
III.8.Partie simulation (HYSYS)	28
III .8.1.Introduction	28
III.8.2. Logiciel de simulation des procédés	29
III.8.3.Interprétation et Résultats	31
Conclusion générale	34

INTRODUCTION

Le pétrole et le gaz sont les richesses naturelles les plus importantes en Algérie. De là, on voit que l'économie de notre pays se base essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures.

La compagnie la plus importante d'hydrocarbures en Algérie et en Afrique est « **SONATRACH** ». C'est une société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures.

Cette entreprise contient plusieurs grands complexes de séparation, comme c'est le cas du complexe « **GP1-Z** ». Ce dernier est le lieu de la séparation de gaz de pétrole liquéfié qui contient essentiellement du butane et du propane.

De nos jours, la consommation du gaz de pétrole liquéfié (GPL) augmente de manière significative. Ce dernier représente une source importante d'énergie considérant son bas taux de pollution comparé à celui des autres combustibles classiques.

Il peut être facilement condensé, stocké et utilisé, ce qui fait de lui une énergie idéale pour une large gamme d'application.

L'objectif de notre travail est de diminuer le taux des gaz torchés de propane de la section BOG par récupération de ce gaz vers le four.

Ce manuscrit est divisé en deux chapitres, une description générale du complexe GP1/Z, précisément la section BOG qui est présentée dans le premier chapitre. Dans le deuxième chapitre et pour mieux cerner le problème des gaz torchés, nous avons réalisé des modifications au niveau de cette section et nous avons proposé une solution pour récupérer cette quantité torchée pour son éventuelle utilisation comme gaz combustible dans le système des fours des trains de procédé des phases I et III. Cette étude apportant des modifications sur la section BOG de ces phases par l'apport d'une nouvelle ligne 2'' pour chacune d'elle, qui seront raccordées avec un nouveau collecteur. Une fois construites et mises en service, elles permettront de récupérer les gaz torchés à partir de la sortie d'échangeur E-0039 des deux phases I et III vers la ligne d'équilibrage 8''NG2000 D1Y inter ballon tampon GN d'alimentation des fours des trains PHI.

I.1 Introduction

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (AVAL) de l'entreprise nationale SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermique de Mers EL Hadjadj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI-C-ITOCHI dans le cadre d'un contrat clé en main, en trois phases de construction, la première a été réceptionné le 02 septembre 1984, la deuxième phase le 20 novembre 1984 et la troisième phase le 24 février 2010 [1].

En 1983 le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4,8 millions de tonnes par an et suite à une acquisition de deux trains supplémentaires en 1998, cette production a été augmentée pour atteindre 11 millions de tonnes par an.

Le complexe a pour objectif, le traitement d'une charge GPL venant de plusieurs gisements du sud algérien (Hassi Messaoud et Hassi R'Mel etc....) pour la production du propane et butane liquéfiés. Il est dénommé JUMBO-GPL pour ces grandes capacités de production de 11 millions de tonnes par an.

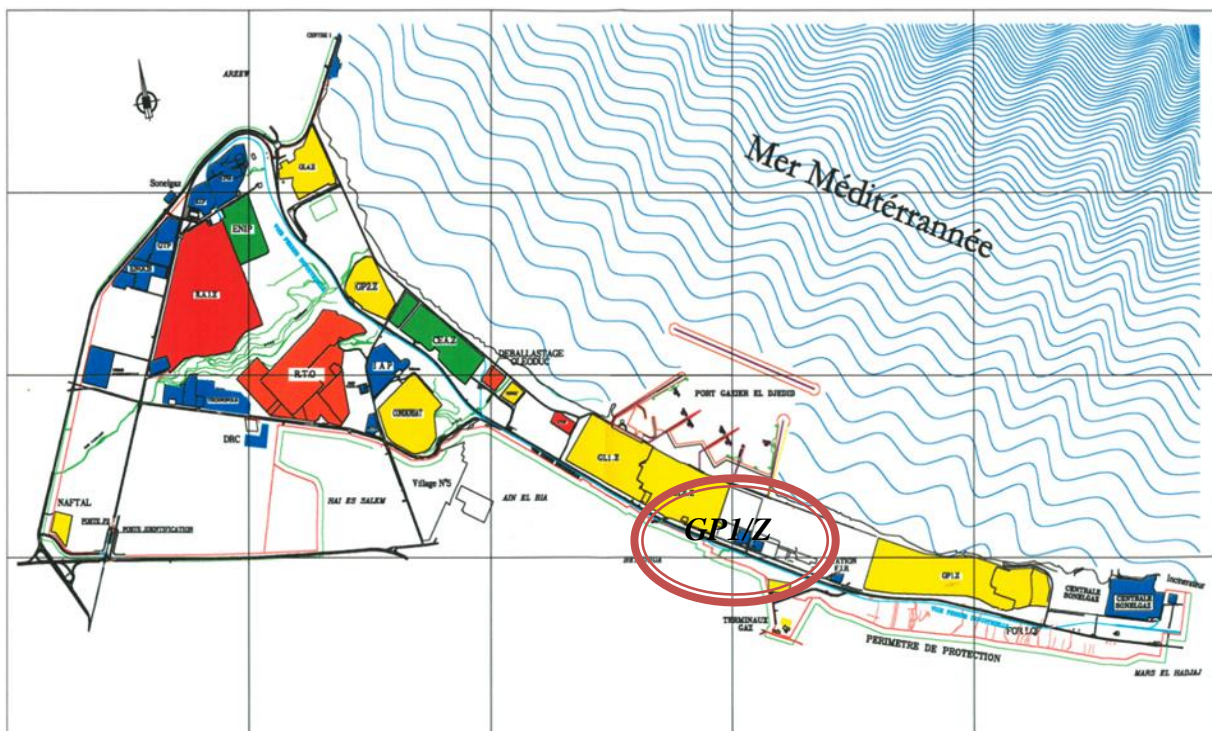


Figure I.1 Situation géographique du complexe GP1/Z.

I.2 Activité principale du complexe

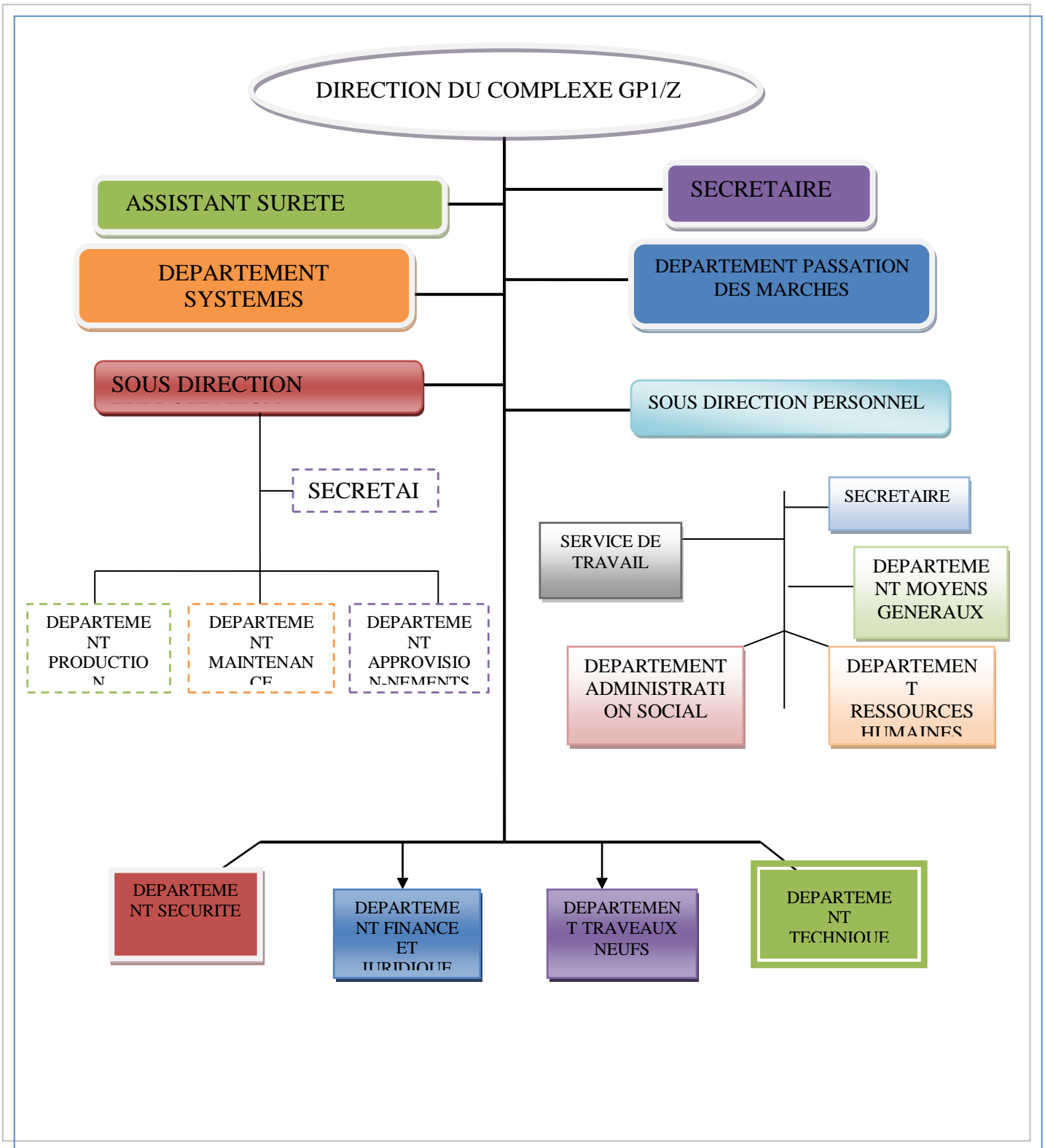


Figure I.2 Organigramme du complexe GP1/Z [1]

I.3 Les installations principales

Les principales installations du complexe GP1/Z sont :

1. Fabrication

- 09 Trains de traitement du GPL.
- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune.
- Unité de démercurisation.
- 05 Salles de contrôle.
- 01 Station électrique alimentée par SONELGAZ.
- 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
- 01 Station de pompage d'eau de mer.
- 01 système de télésurveillance.

2. Stockage

- 02 Unités de liquéfaction des boil-off.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacune.
- 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacune
- 01 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³.
- 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500 m³ chacune.
- 01 Sphères de stockage gazoline de 500 m³.
- 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
- Une rampe de chargement de camions [1].

I.4 Définition de GPL

Le GPL ou bien gaz le pétrole liquéfié signifie le mélange de propane et du butane.

Le gaz aux conditions normales de température et de pression est à l'état gazeux mais il a la propriété de devenir immédiatement liquide sous :

- ✚ Pression élevée et température ambiante.
- ✚ Pression atmosphérique et température basse.
- ✚ Pression modérée et température partiellement basse.

Il s'agit essentiellement du butane et de propane. Cette propriété permet de stocker dans un volume réduit de 225 fois (1 m³ du GPL liquide occupe de 225 m³ à l'état gazeux).

Les GPL appartiennent à la famille des paraffines et sont composés essentiellement du CH₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀, et du C₅H₁₂.

Le «JUMBO GPL » est capable de produire du propane et butane commerciaux de plus grande pureté [1].

I.4.1 Différentes sources d'obtention du GPL

Le complexe est chargé de produire du propane et du butane commerciaux à partir d'une charge brute de GPL en provenance principalement des unités de :

- ❖ Hassi Messaoud
- ❖ Hassi R'Mel
- ❖ Ain Amenas
- ❖ de la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs Pétroliers).
- ❖ comme sous produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL.
- ❖ du pétrole brut après raffinage comme sous produit.
- ❖ de la récupération à partir des champs gaziers [1].

I.4.2 Utilisations du GPL

Parmi les principales utilisations des GPL, on peut citer :

- **La combustion (carburant auto).**
- Climatisation : deux principes peuvent être réalisés :
 1. Les GPL absorbent la chaleur de l'environnement et créent du froid.
 2. Un moteur qui fonctionne aux GPL peut entraîner un compresseur qui comprime ce gaz, la détente absorbe de la chaleur et crée du froid.
- Source d'énergie domestique :
- Actuellement de nombreux appareils de cuisson et de chauffage, sont conçus de manière à s'adapter à l'utilisation des GPL [1].

I.4.3 GPL en Algérie

Dans les pays pétroliers et gaziers comme l'Algérie, l'industrie des GPL est méconnue du grand public. En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%) suite à la séparation du gaz et du traitement du pétrole brut, soit 4,35 millions de tonnes, l'autre partie est produite au niveau des raffineries du pétrole de Skikda , Alger et Arzew (10%).

I.5 Procédé de production du GPL

Le complexe GP1/Z comprend neuf (09) trains dans la zone de procédé, et des moyens communs pour la charge, le stockage, le chargement et la reliquéfaction des vapeurs en off-site. Chaque train dans la zone de procédé a été conçu pour une production nominale annuelle d'un million de tonnes de produits (propane et butane commercial) [2].

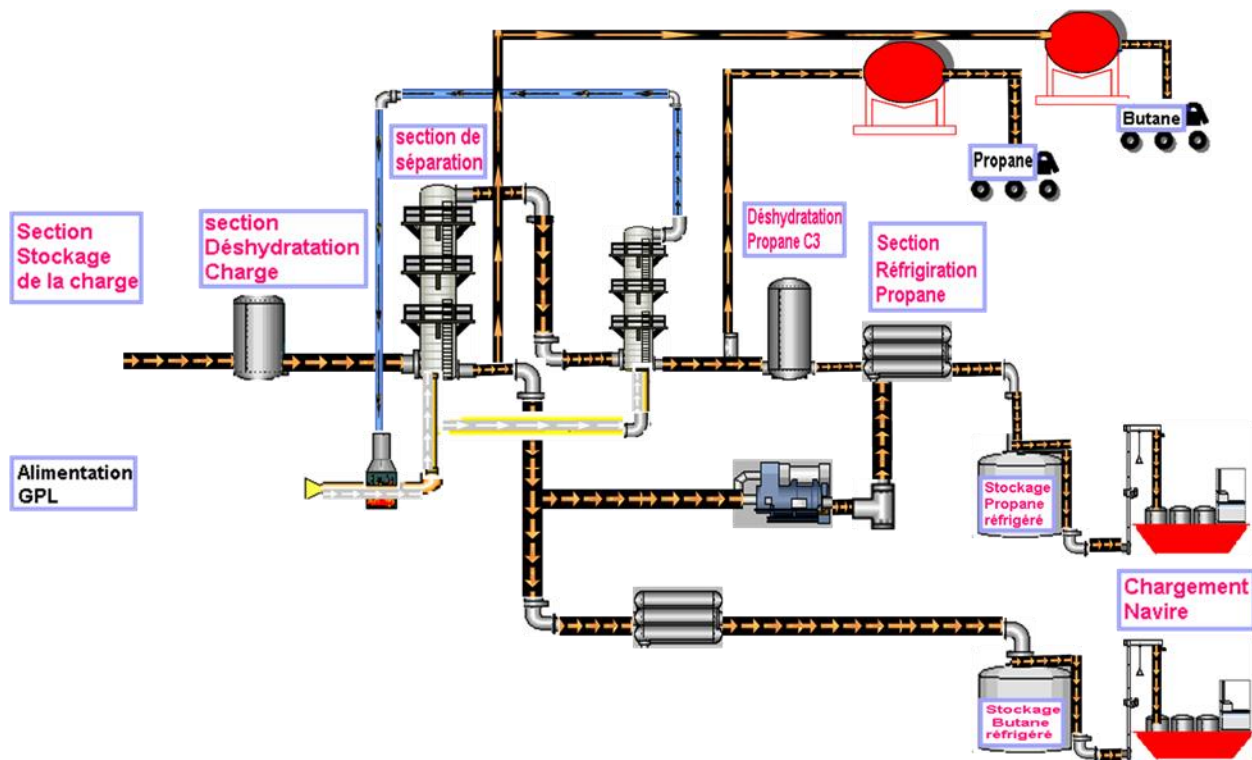


Figure I.3 Schéma générale de la production.

I.5.1 Prétraitement de la charge

La charge d'alimentation est livrée par RTO au complexe GP1/Z en provenance des différents champs du sud en passant par un contrôleur de pression permettant le maintien d'une pression stable, ensuite elle passe alors par six démercuriseurs pour réduire la teneur en mercure [2].

I.5.2 Section de stockage d'alimentation

Le GPL provenant de RTO représente l'alimentation principale des neuf trains du procédé qui fonctionnent en parallèle. Le GPL est stocké au niveau des 16 sphères divisées en quatre groupes. Ou il est acheminé directement vers les trains au moyen de pompes. Une fois introduit dans les trains, le GPL doit transiter à travers les quatre sections [2].

I.5.3 Traitement du GPL brut

a) Section Déshydratation

L'alimentation de la section se fait en GPL brut depuis la section de stockage de la charge. La charge arrive par un collecteur commun, à une pression de 30 bars aux neuf trains. Cette unité a pour objectif la réduction de l'eau dissoute dans la charge GPL de 100 PPM jusqu'à 5 PPM pour éviter la formation d'hydrates au niveau des équipements de la section de réfrigération. La section de déshydratation en phase liquide de la charge comprend trois colonnes d'adsorption, formant des tamis moléculaires et fonctionnant en période de 36 heures [2].

A tous instant, une colonne est en ligne pour l'adsorption, une deuxième est en régénération, tandis que la troisième est en attente. La durée d'adsorption est de 36 heures, à l'expiration de ce temps, la colonne en réserve est mise en ligne, et la colonne qui était en service passe en régénération pendant 19 heures. A ce moment-là, la troisième colonne a achevé son cycle de régénération et passe en réserve. Pendant l'adsorption, l'écoulement à travers la colonne se fait dans les sens ascendant. Il faut aussi noter que la section de déshydratation de la charge peut travailler sur seulement deux adsorbeurs, si bien qu'une colonne peut être révisée pendant que les deux autres assurent le séchage de la charge.

Le Fonctionnement de la section de déshydratation de l'alimentation est en mode continu, automatique et en séquence sous la commande d'un programme qui est le Contrôleur Matriciel du cycle. Pour la description du système, nous admettons que l'adsorbeur A à tout juste terminé son cycle d'adsorption. Ainsi que l'adsorbeur B vient d'être mis en fonctionnement, et l'adsorbeur C est en réserve.

La régénération respecte les séquences suivantes :

- **Drainage** (1 heure) : La vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de 20 kg/cm², le propane restant est acheminé vers les sphères de charge.
- **Dépressurisation** (30 minutes) : Cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de 20 kg/cm² à 3 kg/cm² et cela se fait par l'évacuation de GN contenu dans le sécheur vers la section fuel gaz.
- **Réchauffage** (11 heures) : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de 280°C, il passe dans le sécheur du haut vers le bas pour évaporer l'eau dissoute contenue dans les tamis moléculaires.
- **Refroidissement** (5 heures) : Le propane est refroidit par le GN porté à une température de 12 à 45°C et une pression de 3 kg/cm².
- **Remise sous pression** (30 minutes) : Avant le remplissage de la colonne par le propane, il faut avoir sa pression de service qui est de 20 kg/cm², cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.
- **Remplissage au GPL** (1 heures) : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente, d'où l'adsorbeur est rempli par du propane.

b) Section Séparation

Le GPL, après être déshydraté passe à la section de séparation. Cette dernière a pour rôle de séparer le GPL brut en propane et butane. Chaque train comprend un fractionnateur qui sépare le propane et le butane du GPL de charge, un déethaniseur qui réduit la teneur en éthane du

propane produit. Deux dépentaniseurs prévus pour réduire la teneur en pentane du produit butane. Le 1^{er} est commun pour les trains de PHI et la PHII, le 2^{ème} est commun pour les 03 trains de la PHIII.

En effet, la charge du GPL entre dans le fractionnateur après être préchauffé jusqu'à 71°C. Les produits issus du fractionnement sont le propane à la tête de la colonne et le butane au fond de cette dernière. Ensuite, le produit propane passe par un déethaniseur pour réduire la teneur en éthane à moins de 2%. Une partie du produit propane est envoyé vers les sphères de stockage à température ambiante. L'autre partie, qui est plus importante est dirigée vers la section de réfrigération puis vers les bacs de stockage à basse température. De même pour le produit butane, ce dernier sera envoyé vers le dépentaniseur s'il contient une teneur de pentane (C5) supérieure ou égale à 1,75%, dans le cas contraire il va être envoyé vers la section de réfrigération puis vers les bacs de stockage à basse température. Avant cela, tout comme le propane, une partie du produit butane est envoyée vers les sphères de stockage à température ambiante.

C) Section de réfrigération

Le propane et le butane produits par fractionnement dans la section de séparation sont introduits dans la section de réfrigération, ou ils sont refroidis à leurs températures de stockage respectives, soit -42°C pour le propane et -6°C pour le butane. Le refroidissement se fait en trois étapes par des refroidisseurs associés aux différents étages d'un compresseur. En effet, les produits propane et butane sont refroidis à la température correspondant à leur point de saturation liquide au voisinage de la pression atmosphérique en passant par deux circuits distincts via des refroidisseurs en trois stades (HP, MP et BP).

La réfrigération des deux produits se fait par un seul produit réfrigérant qui est le propane pur. Ce dernier, circule en boucle fermée. En effet, les vapeurs générées au niveau des échangeurs (chillers) sont dirigées vers les ballons d'aspiration (HP, MP et BP) associés aux trois étages d'un compresseur centrifuge afin d'être comprimées.

D) Section d'Huile chaude

Cette section de fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour le troisième préchauffeur et les rebouilleurs de la section de séparation et finalement pour le gaz naturel de régénération de la section de déshydratation. L'huile TORADA TC 32 circule en boucle fermée à une température de 180°C obtenue à l'aide d'un four. Ce dernier est également utilisé pour chauffer le GN de la section de déshydratation.

I.5.4 Stockage et expédition

a) Stockage à basse température

Elle contient 08 bacs de stockage à basse température, 04 pour le propane C3 et 04 autres pour le butane C4 d'une capacité de stockage de 70000 m³ chacun. Les bacs sont en doubles parois permettant de maintenir les deux produits à une température de -40°C pour le propane et de -6°C pour le butane.



Figure I.4 Bacs de stockages.

b) Stockage à température ambiante

Contient 05 sphères de 500 m³ chacun sont disponibles pour une température ambiante pour le chargement camion, une sphère pour le propane, trois pour le butane et une pour le pentane.



Figure I.5 Sphères de charge.

I.5.5 Section BOG (Boil of Gas)

Les gaz d'évaporation provenant des différentes capacités de l'usine (bacs de stockage et des jetées D1 et M6 pendant le chargement navires) sont récupérés, liquéfiés par pressurisation au moyen d'un compresseur, refroidis à travers une batterie d'échangeurs et renvoyés vers les bacs de stockage. La section récupération se composant de deux ensembles indépendants, un pour le propane et l'autre pour le butane [2].

I.5.6 Section utilités

Cette section comprend la production et la distribution de toutes les utilités nécessaires au fonctionnement du complexe, à savoir : le gaz naturel, l'eau distillée, l'eau de refroidissement, l'eau industrielle, le gasoil, fuel gaz, la vapeur, l'azote, l'air instrument et l'air service.

II.1.Présentation de la section de BOG (BOIL OF GAS)

La section de reliquéfaction des vapeurs BOG a pour but de contrôler la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement, en récupérant les vapeurs excédentaires provenant des bacs de stockages à basse température et les retours de vapeur des jetées D1 et M6 lors de chargement navires en les comprimant pour qu'elles puissent être reliquéfiées à la température ambiante, et en retournant les vapeurs reliquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température à la pression de stockage dans le réservoir qui doit être maintenue dans la gamme de 300 à 800 mm CE.eff, sans perte de produit.

Il y a deux unités de reliquéfaction, l'une pour fonctionner avec les réservoirs à propane, et l'autre avec les réservoirs à butane. Le gaz évaporé dans le réservoir BuPro peut être traité dans l'une ou dans l'autre unité. Le niveau liquide dans les réservoirs à basse température varie de 3,5 à 28,8 m. Le système de reliquéfaction des vapeurs (BOG) est conçu sur la base du niveau liquide le plus élevé. La capacité nominale de l'unité de reliquéfaction de propane est de 43,52 t/h et celle de l'unité de reliquéfaction du butane est de 28,63 t/h.

Les sources de gaz à reliquéfier sont les suivantes :

- Gaz des réservoirs à basse température.
- Gaz de retour des jetées D1 et M6.

II.2.Description de la section BOG de propane

La section BOG propane fonctionne par le même principe d'un cycle frigorifique et comprendra :

- Un ballon d'aspiration (V-0011).
- Une batterie de 05 compresseurs (04 compresseurs à 3 étages peuvent travailler en parallèle et le 5^{ème} en gardé).
- Un condenseur type Aéro-réfrigérant (E-0031).
- Un ballon récupérateur de condensat (V-0012).
- Une série d'économiseurs (E-0032, E-0033, E-0034).

II.2.1 Ballon d'aspiration

Le ballon d'aspiration V-0011 est de type vertical assumant le double rôle de décantation du propane liquide et le débit nécessaire à l'aspiration des compresseurs.

II.2.2 Compresseurs

Pour le propane, le système BOG est composé de cinq compresseurs alternatifs à pistons entraînés par moteurs électriques. Le fonctionnement dépend du débit de vapeur à l'aspiration et la température de stockage.

II.2.3 Aéro-réfrigérant

Pour satisfaire aux besoins de la liquéfaction, les vapeurs du propane refoulées par la compression finale sont totalement condensées à travers le condenseur Aéro-réfrigérant.

II.2.4 Ballon récupérateur

Le ballon récupérateur (V-0012) est un accumulateur du condensat du propane servant à l'alimentation des trois étages de réfrigération (économiseurs HP, MP et BP).

II.2.5 Economiseurs

Les économiseurs sont des échangeurs de chaleur alimentés par un même produit (propane) coté tube et coté calandre. L'échange thermique produit donc un refroidissement du propane circulant dans les tubes et une vaporisation du propane contenu dans la calandre.

Les vapeurs de propane sortant du sommet de la calandre des économiseurs MP (E-0033) et HP (E-0032) sont reprises respectivement par les aspirations deuxième étage et troisième étage. Les vapeurs de l'économiseur BP (E-0034) sont réexpédiées dans la ligne d'entrée du ballon d'aspiration. Ce système en circuit fermé, permet de récupérer le maximum du propane évaporé [2].

La figure II.1 ci-dessous représente la section BOG propane.

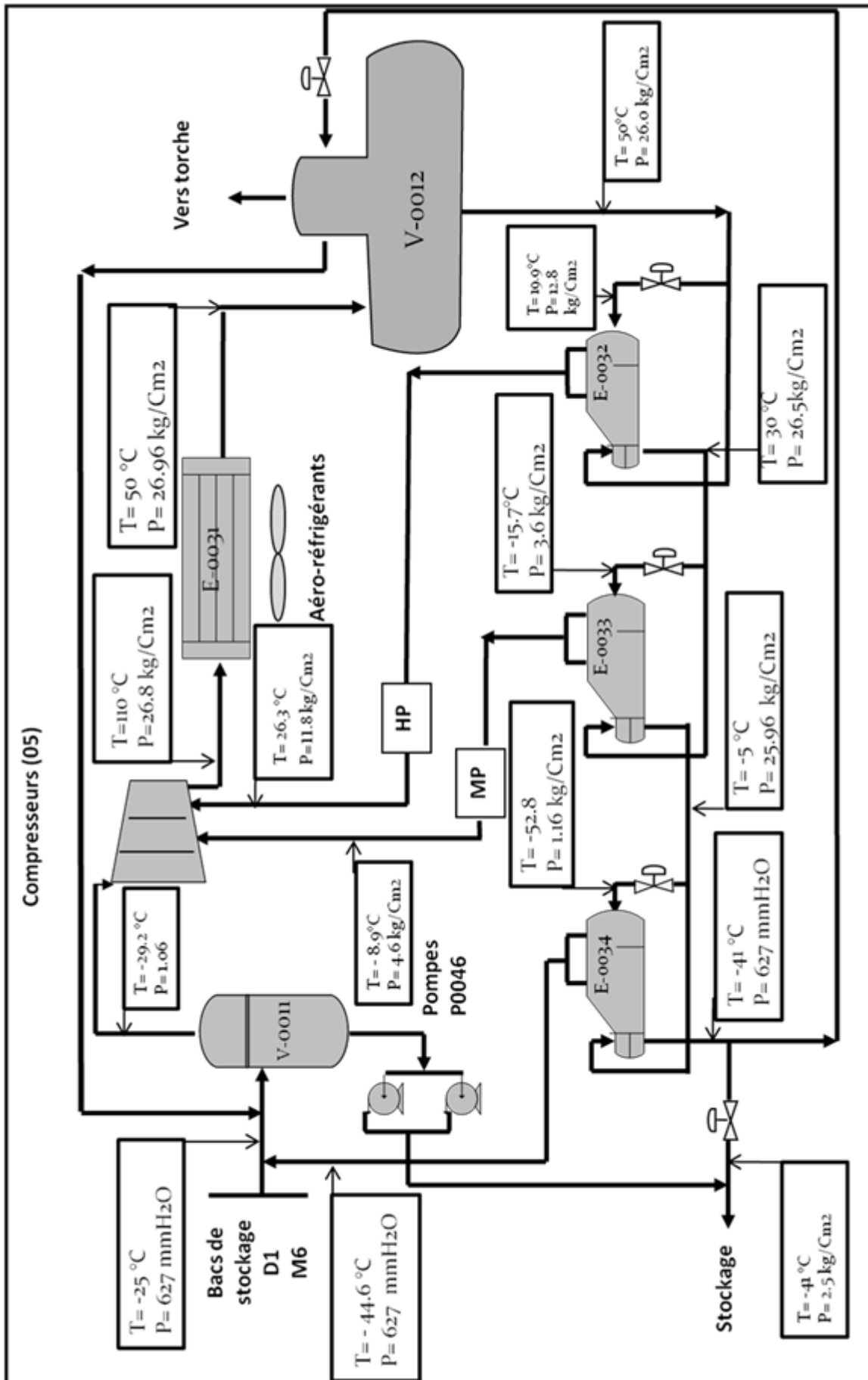


Figure II.1 Section BOG propane

II.3. Fonctionnement du procédé de reliquéfaction du propane dans la section BOG

- Le propane évaporé contenant une grande proportion d'éthane (jusqu'à 25 % en volume) est dirigé vers le ballon d'aspiration du compresseur et provient essentiellement de deux sources :
 - ✓ La première source est la région de stockage à basse température, où le gaz s'évapore en raison du volume de liquide stocké dans les réservoirs, ou le propane produit déplace la vapeur au fur et à mesure qu'il remplit le réservoir, la vapeur détendue venant de la section de réfrigération est introduite directement dans le collecteur des gaz évaporés dans la région de stockage à basse température.
 - ✓ La deuxième source des gaz est constituée par le chargement sur navires des gaz arrivant dans le ballon d'aspiration.
- A la sortie du ballon d'aspiration du compresseur, les gaz passent à l'étage de basse pression du compresseur. La température du gaz aspiré est maintenant au-dessous d'un maximum de -22°C , par injection de condensat refroidi dans la ligne alimentant le ballon d'aspiration. Au refoulement de l'étage BP, le gaz comprimé est mélangé à la vapeur saturée produite par l'économiseur E-0033 de l'étage MP, avant d'entrer dans l'étage de compression à moyenne pression. Au refoulement de l'étage MP, le gaz comprimé est également mélangé à la vapeur saturée produite par l'économiseur E-0032 de l'étage HP avant de pénétrer dans l'étage HP de compression, qui est l'étage final.
- Au refoulement du compresseur, le gaz surchauffé est condensé dans l'aérocondenseur E-0031, et les condensats s'accumulent dans le réservoir V-0012. La pression dans V-0012 est maintenue à un minimum de $13,5 \text{ kg/cm}^2\text{eff}$, en réglant le pas des pales des ventilateurs à l'E-0031. Pour le reste, on laisse la pression dans le réservoir fluctuer selon la température ambiante et la composition du gaz évaporé, jusqu'à un maximum de $27,9 \text{ kg/cm}^2\text{eff}$.
- A cette pression, la vanne à la sortie du condenseur de récupération s'ouvre pour évacuer le gaz excédentaire vers la torche. Il s'agit normalement de composants inertes qui se sont accumulés dans V-0012. Les condensats qui s'accumulent en V-0012 sont renvoyés aux réservoirs à basse température, sous contrôle de niveau à V-0012. Les condensats passent d'abord par l'économiseur E-0032 de l'étage HP.
Ensuite par l'économiseur E-0033 de l'étage MP, avant d'être envoyés vers l'économiseur E-0034 de l'étage BP, et être acheminés à la région de stockage à basse température.
- A l'économiseur de chaque étage, les condensats sont réfrigérés côté tubes par détente de condensat, prélevé à l'entrée de l'économiseur et sous contrôle de niveau de ce dernier, à la

pression d'aspiration de l'étage correspondant coté calandre .De cette manière, les condensats retournent au réservoir de basse température un peu au dessus du point de bulle atmosphérique. Au ballon d'aspiration V-0011, la pompe de reprise P-0046 assure l'évacuation du produit réfrigéré qui est envoyé par la pompe booster de chargement au V-0011.Le fonctionnement des compresseurs de propane dépend de la pression dans le réservoir à basse température pour le propane. Le régulateur de pression sur le collecteur de gaz évaporés pilote le mécanisme de soulèvement de clapets aux compresseurs de sorte que la pression dans les réservoirs soit maintenue dans la plage de 300 à 800 mmCE.eff .

III.1.Problématique

Le complexe GP1/Z dispose de deux section BOG (phase I et III), ces dernières enregistrent des taux de torchage assez importants, à cet effet, il est nécessaire d'installer une ligne de récupération de ces gaz au sein du complexe.

III.2.Présentation de problème

Suite aux variations importantes constatées il y a quelques mois sur la composition de la charge GPL par rapport aux taux des légers à savoir le C_1 et le C_2 , la section BOG propane reçoit une charge importante impliquant une consommation élevée au niveau des compresseurs BOG et un torchage relevé ces deux derniers mois estimé à plus de 300 tonnes.

Cette composition est très contraignante pour la section BOG propane et nécessite beaucoup d'énergie pour la reliquéfaction et connaît ainsi une perte de produit à travers un torchage important.

Cela a fait l'objet d'une étude de faisabilité pour récupérer les gaz torchés à partir du ballon V-0012 (précisément à la sortie de l'échangeur E0039) vers le collecteur d'alimentation GN du four des trains de procédé.

III.3.Solution proposée

Cette étude apportant des modifications sur la section BOG des phases I et III par l'apport d'une nouvelle ligne 2'' pour chaque phase, qui seront raccordées avec un nouveau collecteur, une fois construites et mises en service, elles permettront de récupérer les gaz torchés à partir de la sortie de l'échangeur E-0039 des deux phases I et III vers la ligne d'équilibrage 8'' NG2000 D1Y inter ballon tampon GN d'alimentation des fours des trains PH I.

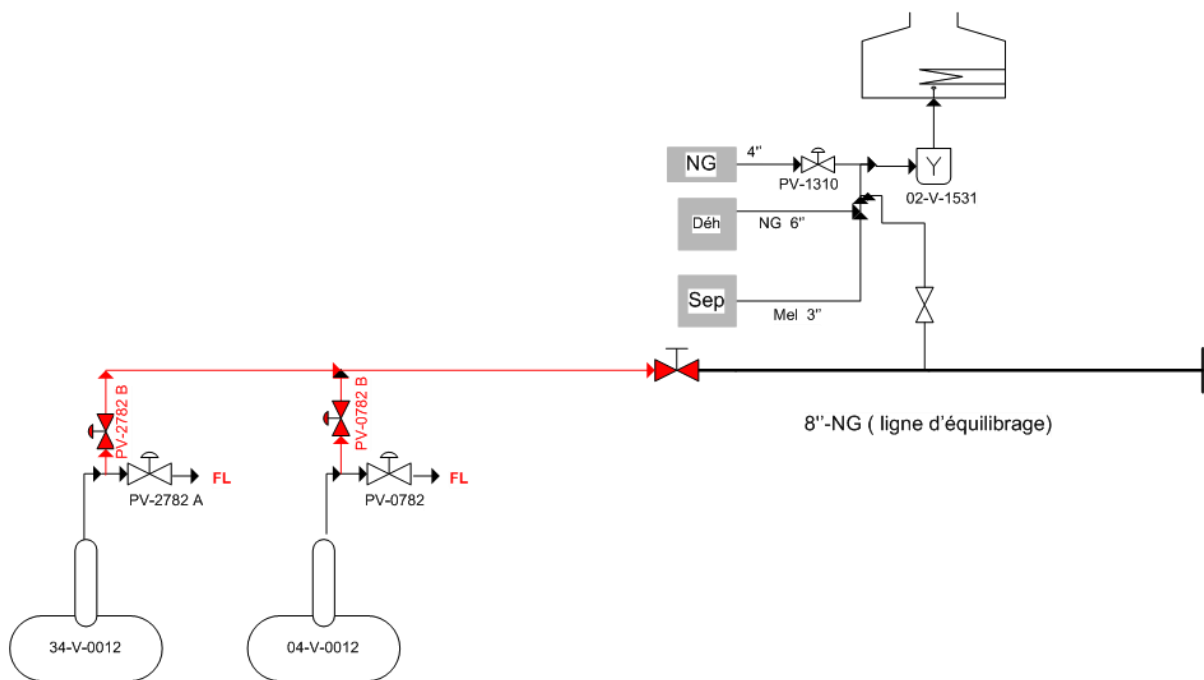


Figure III.1 Schéma de l'installation la nouvelle ligne

III.4.Equipements

❖ Nouvelle ligne :

La nouvelle ligne sera connectée au niveau de la bride pleine existante à la sortie de l'échangeur E-0039 du ballon V-0012.

Cette configuration est valable pour les phases I et III.

❖ Nouvelle vanne :

La vanne existante PV-0782 est utilisée en cas de surpression. Elle s'ouvre pour diriger le surplus du gaz vers le réseau torche.

❖ Nouveau collecteur :

Les deux lignes destinées pour chaque phase seront raccordées au nouveau collecteur.

Ce collecteur est projeté jusqu'au point de raccordement avec le collecteur de fuel gaz existant 8'' NG2000 D1 Y inter ballon tampon GN d'alimentation des fours des trains PHI.

III.5. Dimensionnement de la nouvelle ligne de récupération du gaz torchés

Les facteurs influençant le dimensionnement d'une ligne sont principalement : la vitesse d'écoulement et la perte de charge. Les caractéristiques les plus importantes pour le dimensionnement d'une ligne de gaz sont le diamètre et l'épaisseur de la tuyauterie. Le choix du diamètre d'une canalisation est dicté par les conditions économiques et opératoires. Notre diamètre est identique à celle de la ligne existante (2") qui achemine les gaz vers le réseau Torche.

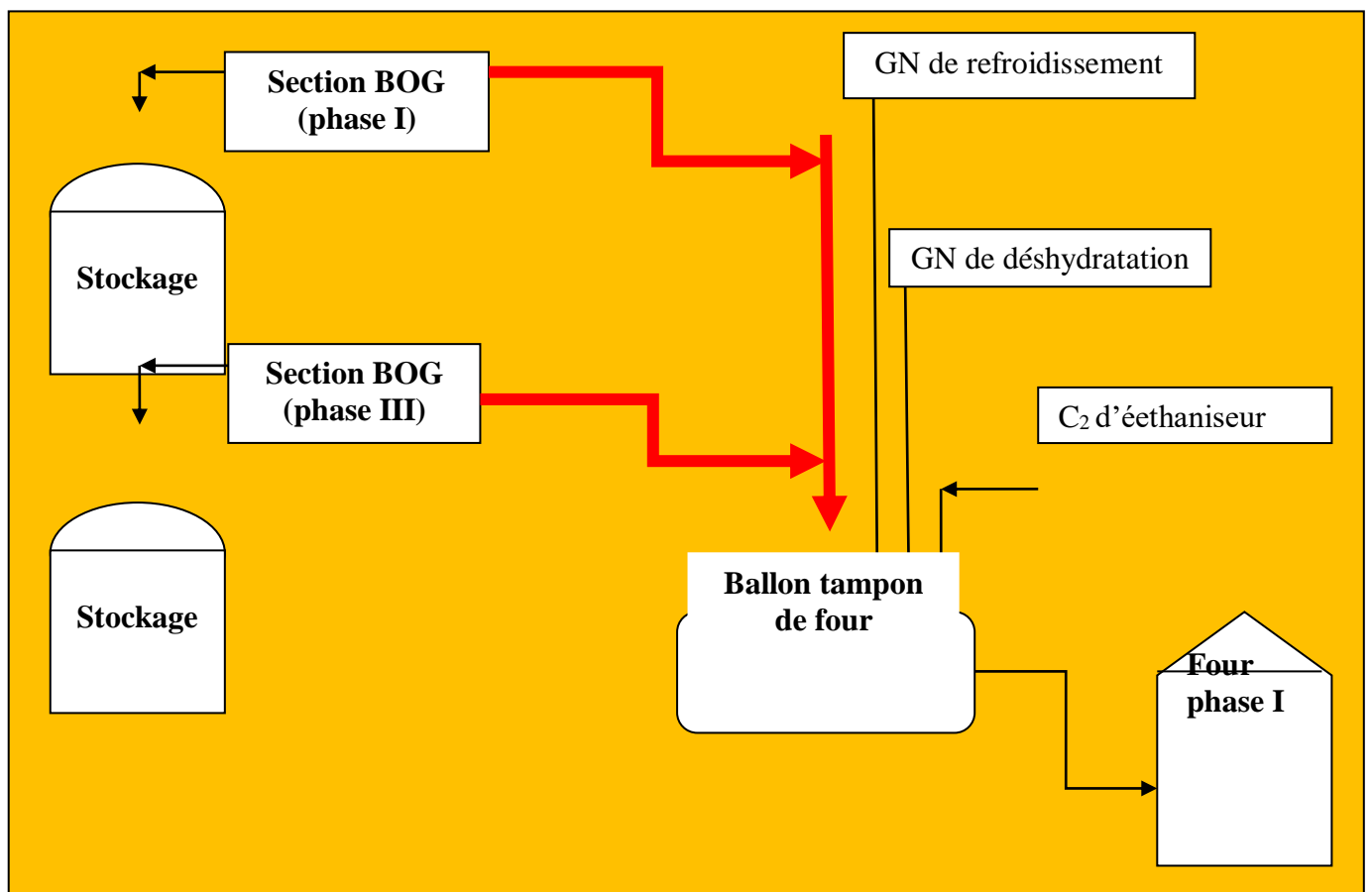


Figure III.2 Nouvelle ligne de récupération des gaz torchés

III.6. Théories de calculs

a- Vitesse d'écoulement du gaz :

Selon la loi de la continuité nous avons : $Q_m = \rho \times V \times S$ (6.1)

V : vitesse d'écoulement du gaz en (m/s).

$$S : \text{surface d'écoulement} : s = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \Rightarrow V = \frac{Q_m}{S \times \rho} \Rightarrow V = \frac{4 \times Q_m}{\rho \times \pi \times D^2}$$

$$\text{Avec} \quad \rho = \frac{PM_w}{ZRT}$$

Régime de l'écoulement:

b- Nombre de Reynolds: Il représente le rapport des forces d'inertie aux forces de viscosité, c'est l'indicateur du régime d'écoulement.

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \dots\dots\dots(6.2)$$

ρ : masse volumique en Kg/m³

μ : viscosité dynamique en kg/m.s

D : diamètre du collecteur en m.

V : vitesse d'écoulement en m/s.

c- pertes de charge

Les équations relatives à la chute de pression sont fondées sur le théorème de **BERNOULLI**.

c.1) perte de charge linéaire

La perte de charge linéaire est déterminée par l'équation de **DARCY** :

$$\Delta P_L = \lambda \cdot \rho \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(6.3)$$

ΔP_L : Chute de pression en kg/cm²

ρ : Masse volumique en kg/m³

λ : Coefficient de perte de charge, déterminé en fonction du nombre de REYNOLDS et de la rugosité relative (ε/D). Avec $\varepsilon=0,0006$ pour l'acier au carbone. (Voir annexe N° 02)

D : diamètre interne du collecteur en m

V : vitesse d'écoulement en m/s.

g: accélération de la pesanteur =9,81m/s².

L : longueur du collecteur en m.

c.2) Pertes de charge locales (singulières) :

Les pertes de charge à travers les coudes, tés, vannes, robinets et rétrécissements sont déterminées par la formule suivante

$$\Delta P_s = \rho \times K \times \frac{V^2}{2g} \dots\dots\dots(6.4)$$

K : coefficient de perte de charge locale (ex : pur un coude 90° on a K=0,50 à 0,75). (Voir annexe N°5)

ΔP_s : Chute de pression en kg/cm².

ρ : Masse volumique en kg/m³

V : vitesse d'écoulement en m/s.

d- Epaisseur du collecteur

L'épaisseur du collecteur peut être calculée par la formule de BARLOT avec un coefficient de sécurité donné par :

$$e = \frac{P \cdot R}{\delta \cdot E + 0,4 \cdot P} + ec \dots\dots\dots(6.5)$$

e : épaisseur de la paroi du tube (cm).

P : pression de calcul (kg/ cm².eff).

R : rayon extérieur (cm).

δ : contrainte admissible de l'acier (kg/ cm²).

E : coefficient du joint.

ec : Surépaisseur de corrosion (cm)

II.7.Partie de calcul

Concernant notre cas et durant la période de notre stage où le torchage au niveau de la section BOG a suscité cette récupération. On notera que la modification est faite par les types de matériaux de la classe **D3Z (A333Gr.3) et D1G ;(A333 Gr1)**, pour préserver la sécurité du personnel en évitant tout incident, une vanne manuelle d'isolement est prévue sur le collecteur. Elle est utilisée pour l'ouvrir en cas de dépressurisation des ballons tompans.

Les vannes de détente sont prévues pour réguler la pression à une pression d'admission proche de celle de la ligne de GN du four.

Données :

❖ Débit de propane torché

Comme c'est une boucle fermée avec une conversation des masses, le débit torché sera :

$Q_{\text{torché}} = 400\text{kg/h}$ dans chaque phase (I et III).

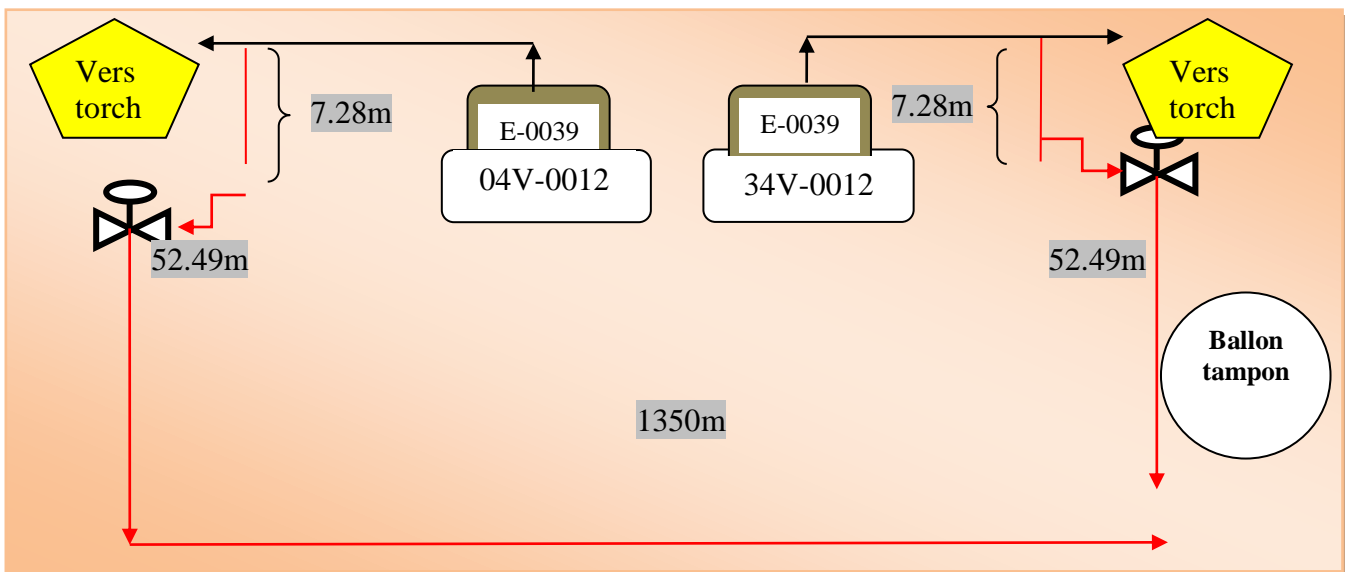


Figure III.3 Dimensionnement de la nouvelle ligne de récupération

La longueur de la ligne mesurée sur site : $L=1500\text{ m}$ comme et est détaillée dans le tableau suivant avec toutes les accessoires utilisés.

Tableau III.1 Longueur et nombre d'accessoires utilisés

	Phase I	Phase III	Collecteur
Longueur (m)	82,77	59,77	1350
Nombre de coude de 90°	23	13	47
Nombre de coude de 45°	2	2	/
Nombre de Tee	2	2	1
Nombre de vanne de garde	1	1	/
Nombre de vanne de détente	3	3	1



Figure III.4 Vanne de garde du type Globe valve

Composition des vapeurs récupérées: données du laboratoire :

Tableau III.2 Composition du réfrigérant

COMPOSITION	FRACTION (%)
Méthane	33,13
Ethane	19,42
Propane	47,45

❖ **Diamètre**

Le diamètre est de deux pouces (2") voir annexe N°:01

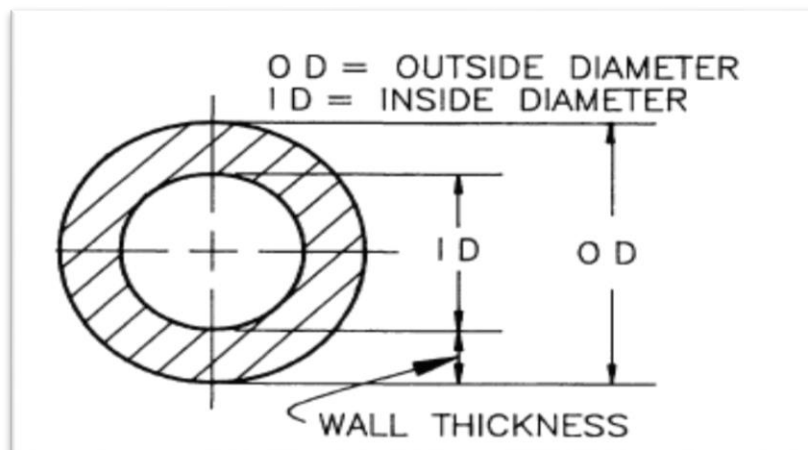


Figure III.5 Diamètre et l'épaisseur de pipe

❖ Type du matériau de pipe

Le matériau choisi est l'acier au carbone A333 GR1; classe DG1 (voir l'annexe N°04).

Calcul de l'épaisseur du pipe:

Classe de matériaux : D1G

$$P = 7 \text{ kg/cm}^2$$

$$R = 6,03 \text{ cm}$$

$$E = 1$$

$$\delta = 1406,19 \text{ kg/cm}^2$$

$$e_c = 0,16 \text{ cm}$$

$$e = \frac{P \cdot R}{\delta \cdot E + 0,4 \cdot P} + e_c = 1,9 \text{ mm}$$

III.7.1. Calcul de la nouvelle ligne phase I et phase III

▪ Calcul de la masse molaire :

La loi des gaz parfait $P \cdot V = n \cdot R \cdot T$

$$\text{Nombre de mole : } n = \frac{m}{M}$$

$$R = 0,082 \text{ atm L/ mol K}$$

$$\text{En remplace dans la loi des gaz parfait et en obtiens } \rho = \frac{P \cdot M}{R \cdot T}$$

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_i$$

$$M_{\text{moy}} = 16 \cdot 0,3313 + 30 \cdot 0,1942 + 44 \cdot 0,4745 = 32,0048 \text{ g/mol}$$

▪ Calcul de la masse volumique :

$$\rho = \frac{22,05 \cdot 32,0048}{0,082 \cdot (273,15 - 3,3)} = 31,89 \text{ (Kg /m}^3\text{)}$$

▪ Calcul de diamètre intérieur

Depuis l'annexe 01 on a le diamètre extérieur $D_{\text{ext}} = 60,30 \text{ mm}$

Et l'épaisseur extérieure $e_{\text{ext}} = 3,91 \text{ mm}$

Sachant que le diamètre intérieur $D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e$

$$D_{\text{int}} = 60,33 - 2 \cdot 3,91$$

$$D_{\text{int}} = 52,48 \text{ mm} = 0,052 \text{ m}$$

▪ **Calcul de la vitesse d'écoulement :**

Selon la loi de la continuité $V = \frac{Q_m}{S \times \rho}$

$$V = (4 * 400) / (3600 * 3,14 * 31,89 * (0,052)^2) = 1,64 \text{ m/s}$$

▪ **Calcul du nombre de Reynolds :**

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$$

μ : viscosité dynamique en Kg/m.s : déterminé en fonction de la température (T= -3,7°C) (Voir annexe N°03)

$$\mu = 0,061 \text{ cp} = 0,061 * 10^{-3} \text{ kg/m.s}$$

$$Re = \frac{31,89 * 1,64 * 0,052}{0,000061} = 45326,32$$

Pour cette valeur de Reynolds $Re > 3000$ donc l'écoulement de gaz est turbulent.

III.7.2. Calcul de la perte de charge ΔP_T

On distingue deux types de perte de charge :

• **Calcul de la perte de charge linéaire**

Correspond à l'écoulement général dans une conduite rectiligne. Elles sont calculées selon l'équation de DARCY

$$\Delta P_L = \lambda \cdot \rho \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

λ : Coefficient de perte de charge, déterminé en fonction du nombre de REYNOLDS et de la rugosité relative (ε/D). Avec $\varepsilon = 0,006$ cm pour l'acier au carbone. (Voir annexe N° 02)

$$\lambda = 0,021$$

➤ Pour la phase I

$$\Delta p_1 = 0,015 * 31,89 * \frac{82,77}{0,052} * \frac{(1,64)^2}{2 * (9,81)} = 104,38 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,0104 \text{ kg/cm}^2$$

➤ Pour la phase III

$$\Delta p_1 = 0,015 * 31,89 * \frac{59,77}{0,052} * \frac{(1,64)^2}{2 * (9,81)} = 75,37 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,0075 \text{ kg/cm}^2$$

- Calcul de la perte de charge singulière

- Pour la phase I

a- les coudes :

Nous avons 23coudes de 90c°, avec K=0,625 pour les coudes de 90c°.

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,89 * 0,625 * (1,64)^2}{2 * (9,81)} \right] * 23 = 62,84 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,00628 \text{kg/cm}^2$$

Nous avons 2coudes de 45c°, avec K=0.4 pour les coudes de 45c°.

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,89 * 0,4 * (1,64)^2}{2 * (9,81)} \right] * 2 = 3,50 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,00035 \text{kg/cm}^2$$

b- vanne manuelle :

Nous avons trois vanne manuelle dans la phase I, avec K=0.25 pour les vannes.

$$\Delta p_s = 3 * \left[\frac{31,89 * 0,25 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] = 3,28 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,000328 \text{kg/cm}^2$$

C-Vanne de détente (Pv) :

Nous avons une vanne Pv dans la phase I, avec K=3.0

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,77 * 3 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] = 13,11 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,001311 \text{kg/cm}^2$$

d- Tee :

Nous avons deux Tee dans la phase I ; avec K =1.75

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,89 * 1,75 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] * 2 = 15,3 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,00153 \text{kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{phase I} = \Delta P_l + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{phase I} = 0,020 \text{kg/cm}^2$$

➤ Pour la phase III

➤ a- Coudes :

Nous avons 13 coudes de 90°, avec $K=0.625$ pour les coudes de 90°.

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,89 * 0,625 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] * 13 = 35,52 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,003552 \text{kg/cm}^2$$

Nous avons 2 coudes de 45°, avec $K=0.4$ pour les coudes de 45°.

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,89 * 0,4 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] * 2 = 3,50 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,00035 \text{kg/cm}^2$$

b- Vanne manuelle :

Nous avons trois vanne manuelle dans la phase III, avec $K=0,25$ pour les vannes.

$$\Delta p_s = 3 * \left[\frac{31,89 * 0,25 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] = 3,28 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,000328 \text{kg/cm}^2$$

c- Vanne de détente (Pv) :

Nous avons une vanne Pv dans la phase III, avec $K=3$

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,77 * 3 * (1,65)^2}{2 * 9,81} \right] = 13,11 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,001311 \text{kg/cm}^2$$

d- Tee :

Nous avons deux Tee dans la phase III ; avec $K = 1,75$

$$\Delta p_s = \left[\frac{31,77 * 1,75 * (1,64)^2}{2 * 9,81} \right] * 2 = 15,3 \text{kg/m}^2$$

$$= 0,00153 \text{kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{\text{phase III}} = \Delta P_1 + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{\text{phase III}} = 0,017 \text{kg/cm}^2$$

III.7.3. Les calculs pour le collecteur

- **Calcul de la masse volumique**

$$M_{\text{moy}} = 27,88 \text{ g/mol}$$

$$R = 0,082 \text{ atm L/ mol k}$$

$$P = 7,67 \text{ kg/cm}^2$$

En remplace dans la loi des gaz parfait et en obtiens $\rho = \frac{P * M}{R * T}$

$$\rho = \frac{7,012 * 32,0048}{0,082 * (273,15 - 9,5)} = 10,38 \text{ (Kg /m}^3\text{)}$$

- **Calcul de la vitesse d'écoulement**

Selon la loi de la continuité $V = \frac{Q_m}{S * \rho}$

$$V = (4 * 800) / (3600 * 3,14 * 10,38 * (0,052)^2) = 10,09 \text{ m/s}$$

- **Calcul du nombre de Reynolds**

$$Re = \frac{\rho * V * D}{\mu}$$

μ : viscosité dynamique en Kg/m.s : déterminé en fonction de la température (T=-9,5°C)

$$\mu = 0,084 \text{ cp} = 0,084 * 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$$

$$Re = \frac{10,38 * 10,09 * 0,052}{0,000064} = 85096,53$$

Pour cette valeur de Reynolds $Re > 3000$ donc l'écoulement du gaz est turbulent.

III.7.4. Calcul de la perte de charge sur le collecteur

- **Calcul de la perte de charge linéaire**

λ : Coefficient de perte de charge, déterminé en fonction du nombre de REYNOLDS et de la rugosité relative (ϵ/D). Avec $\epsilon = 0,006 \text{ cm}$ pour l'acier au carbone. (Voir annexe N° 02)

$$\lambda = 0,021$$

$$\Delta p_1 = 0,02 * 10,38 * \frac{1350}{0,052} * \frac{(10,09)^2}{2 * 9,81} = 27966,7 \text{ kg/m}^2$$

$$= 2,7966 \text{ kg/cm}^2$$

- **Calcul de la perte de charge singulière**

a- *Coudes* :

Nous avons 47 coudes de 90°, avec $K=0,625$ pour les coudes de 90°.

$$\Delta p_{s1} = \left[\frac{10,38 * 0,625 * (10,09)^2}{2 * 9,81} \right] * 47 = 1582,8 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,158 \text{ kg/cm}^2$$

b- *Vanne manuelle* :

Nous avons une seule vanne manuelle sur le collecteur, avec $K=0,25$ pour les vannes.

$$\Delta p_{s2} = \left[\frac{10,38 * 0,25 * (10,09)^2}{2 * 9,81} \right] = 29,93 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,0029 \text{ kg/cm}^2$$

c- *Tee* :

Nous avons un seul Tee sur le collecteur ; avec $K = 1,75$

$$\Delta p_{s3} = \left[\frac{10,38 * 1,75 * (10,09)^2}{2 * 9,81} \right] = 94,26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}$$

$$= 0,094 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{\text{collecteur}} = \Delta P_I + \Delta P_{S1} + \Delta P_{S2} + \Delta P_{S3}$$

$$\Delta P_{\text{collecteur}} = 2,7966 + 0,1582 + 0,0026 + 0,0094$$

$$\Delta P_{\text{collecteur}} = 2,97 \text{ kg/cm}^2$$

II.7.5. Perte de charge sur toute la ligne de récupération

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{Phase I}} + \Delta P_{\text{Phase II}} + \Delta P_{\text{collecteur}}$$

$$\Delta P_T = 3,19 \text{ kg/cm}^2$$

On déduit que la récupération des gaz torchés des ballons X-V-0012 de la section BOG phase I et III a une pression dans le collecteur de 7,67 bar; due au frottement avec les parois de la ligne une perte de pression de 3,19 bar. Ce dernier alimente la ligne de GN avec une pression de 3,5 bar dans le but d'utiliser ces gaz comme combustible au niveau des fours de la phase I.

III.8.Partie simulation (HYSYS)

III.8.1.Introduction :

Le transport des vapeurs récupérées et les détendre pour les soumettent dans les conditions de la ligne BOG peuvent se faire par simulation pour avoir une approche de la faisabilité de cette récupération et savoir la température et la qualité des vapeurs injectées dans la ligne [4].

- **Choix de l'équation d'état**

La simulation peut se faire en mode statique ou mode dynamique, en se basant sur l'équation d'état utilisée pour les mélanges liquide- vapeur et qui est recommandée pour les hydrocarbures

L'équation de Peng Robinson de forme
$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V(V+b) + b(V-b)}$$
.

III.8.2. Logiciel de simulation des procédés

Il existe un très grand nombre de logiciel de simulation des procédés chimiques sur le marché.

Les simulateurs industriels les plus connus et utilisées mondialement sont :

a) Simulation en mode dynamique

Pour avoir un profil réel sur le déroulement de la dépressurisation du ballon V-0012 tout en récupérant les vapeurs du propane, une simulation en mode dynamique s'impose .

b) Simulation en mode statique

En simulation statique on utilise le segment pipe qui fournit une estimation rigoureuse de pertes de charges et des transferts de chaleur [4].

On utilise la simulation statique :

Equipements

- ✓ 3 Segment pipes : avec une longueur de 59,77m (phase III), 82,77m (phase I), 1350m (Collecteur) et quatre coudes soumis à température ambiante de 26°C.
- ✓ vanne de détente: détend les vapeurs à une pression de 270531mm H₂O effective (26,53bar) mesuré par l'indicateur de pression sur la ligne ; cette pression est le cas le plus défavorable quand la température ambiante est supérieure à 26°C.
- ✓ Echangeur 34 E-0039 (phase I) : soumis aux conditions P=26,02kg/cm² et T=18,82°C
- ✓ Echangeur 04E-0039(phase III) : soumis aux conditions P=26,02Kg/cm²et T=18,82°C
- ✓ 2 Ballons séparateurs.

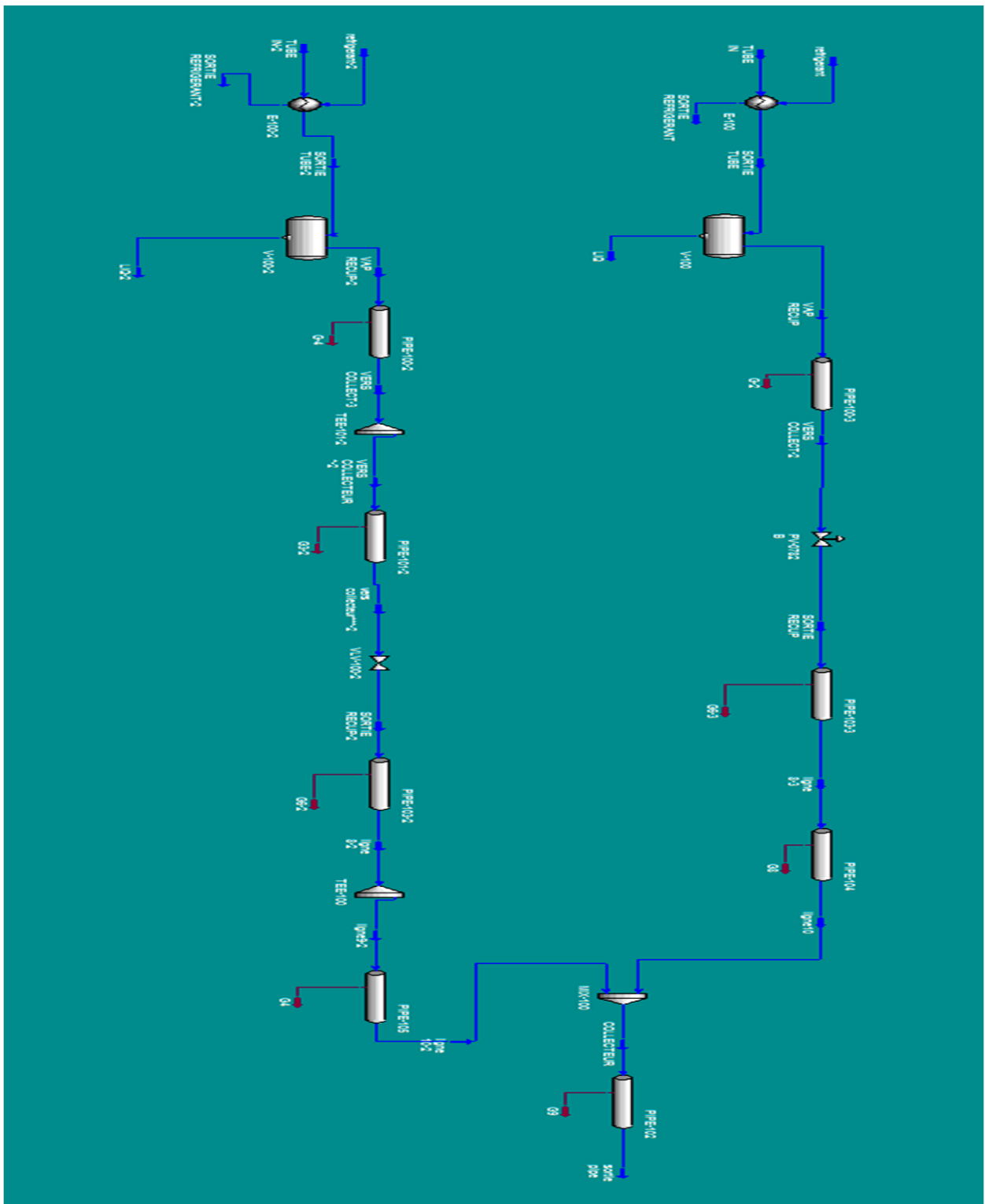


Figure III.6 La ligne de la récupération par simulateur HYSYS.

III.8.3. Interprétation et Résultats

D'après la **figure III.6** , un changement de pression en fonction de la longueur du pipe une diminution de la pression régulière du 7 bar jusqu'à 5 est constatée.

On note que la baisse de pression est accompagnée par une baisse de température.

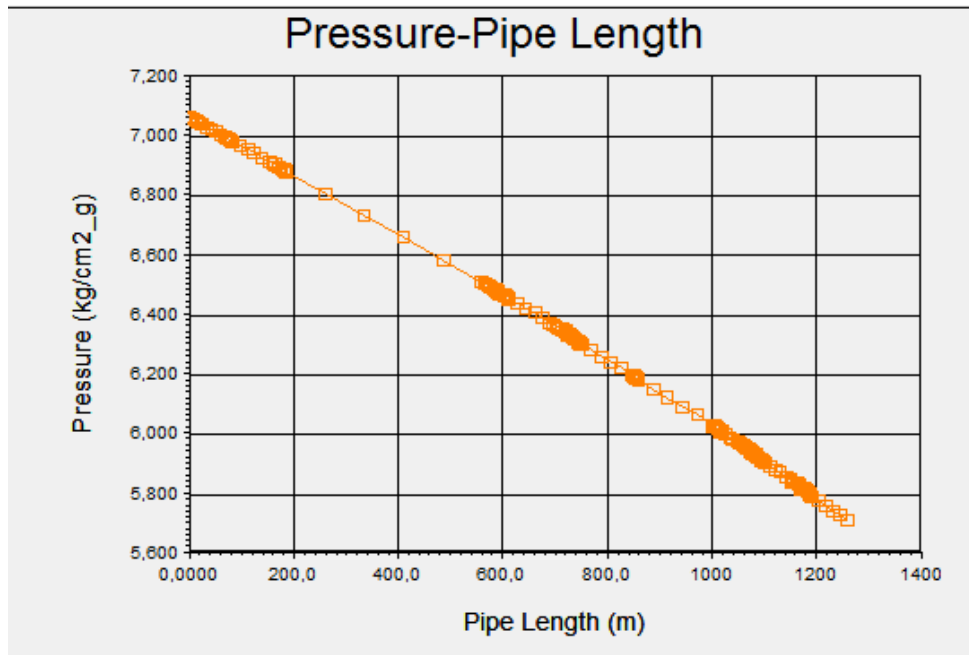


Figure III.7 profil de la pression dans le collecteur.

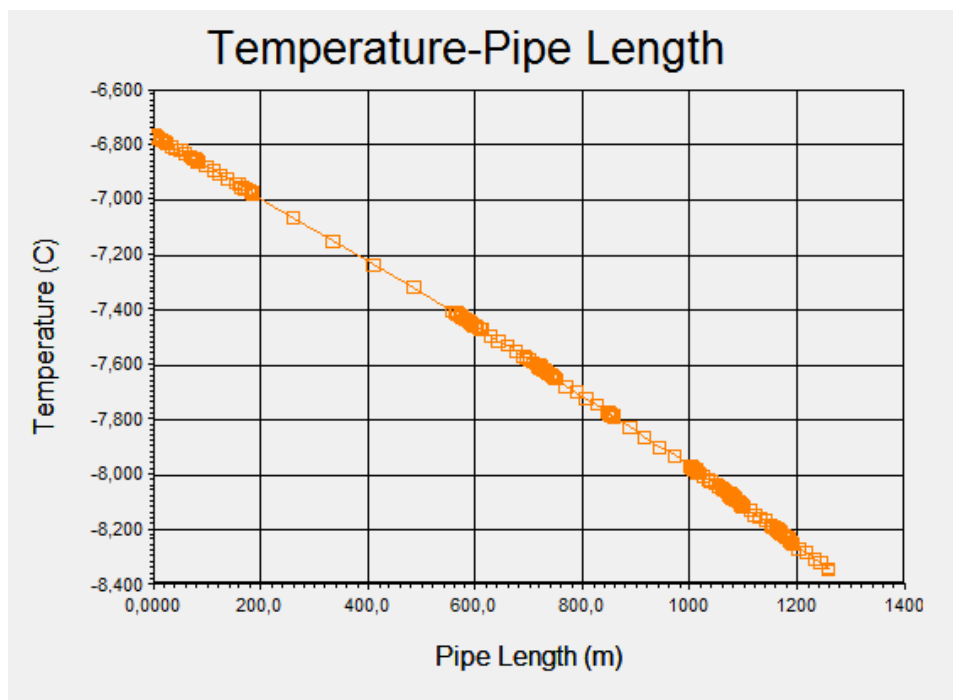


Figure III.8 Profil de la température dans le collecteur

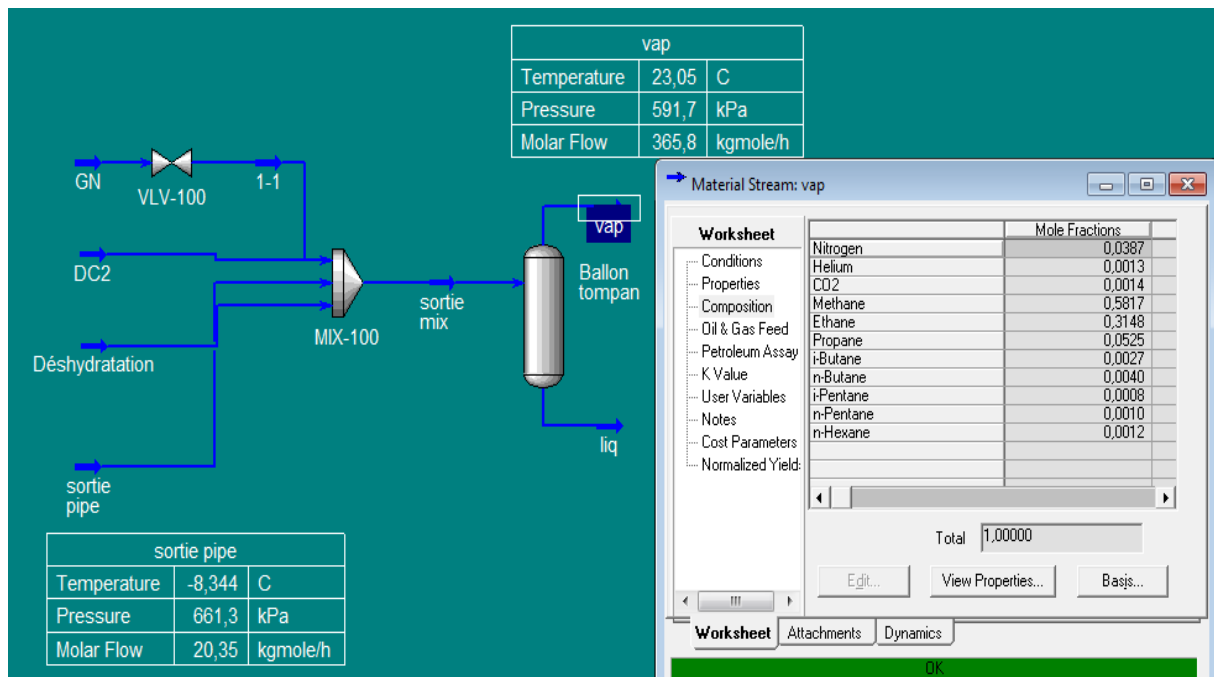


Figure III.9 Simulation de l'injection dans le ballon tampon .

D'après la **figure III.9** on constate que le taux de propane dans le mélange ne dépasse pas 12% en fin de compte l'utilisation de ce mélange en tant que combustible ne va influencer un bon fonctionnement .(La pression de sortie dans le four 0,5 bar).

* D'après la simulation les résultats nous montre que les températures obtenues avec une pression 7 bar, de faite que l'injection momentané des vapeurs récupérés se fera dans la même pression de la ligne et la différence de température et de qualité de C₃ sont admissibles.

En conclusion de ce chapitre nous avons pu déduire en se referant aux résultats cités que:

- Le GN (C₁, C₂, C₃) habituellement torché lors de stockage peut être récupéré en créant une ligne de 1500 m reliant le ballon tampon de four.
- Le GN peut être véhiculé par différence de pression à partir du ballon V-0012 jusqu'à son injection tout en respectant les conditions requises d'injection dans le ballon tampon de four.
- La modification permettra au complexe de faire des économies conséquentes et ainsi participer aux efforts de Sonatrach de réduire le taux des gaz torchés.
- La modification fera l'objet d'une réduction des coûts d'exploitation et préserve l'environnement des rejets CO₂ (gaz à effet de serre).

-Le tableau suivant représente la comparaison entre le calcul théorique et la simulation par logiciel HYSYS :

		Calcul théorique	Simulation HYSYS	Erreur
Vitesse (m/s)	Phase I	1,64	1.34	0.30
	Phase III	1.64	1.34	0.30
	collecteur	10.09	6.80	3.29
La masse Volumique (kg /m^3)		31.89	38.84	6.95
Les pertes de charges (kg/cm^2)	Phase I	0.020	0.054	0.034
	Phase III	0.017	0.003	0.014
	collecteur	2.970	1.356	1.614

Tableau III.3 Tableau récapitulatif des calculs.

D'après notre calcul théorique et la simulation HYSYS, on constate que notre calcul est proche de la simulation HYSYS ainsi notre calcul est bien vérifié.

CONCLUSION

A la fin de notre travail, on conclure que notre travail présent un intérêt major du complexe, sa réalisation va permet la récupération d'une quantité importante d'énergie et d'autre part réserver l'environnement.

Rappelons que parmi les préoccupations essentielles de GPI/Z c'est de réduire les gaz torchés, il est observé un torchage important lors du stockage de la section de BOG donc il nous a paru indispensable d'étudier ce cas en vue de minimiser ces pertes en procédant à leur récupération. Ce qui nous amené à la nécessité d'élaborer une étude de réalisation d'une ligne de récupération pour chaque BOG de phase I et de phase III.

D'après cette étude nous concluons les points suivants :

- Le GN, qui est proposé de méthane, éthane et propane, habituellement torché lors du stockage peut être récupère en créant une ligne de 1350m reliant l'échangeur E-0039 au ballon du four.
- Le méthane et l'éthane peut être véhiculé par différence de pression à partir du ballon V-0012 jusqu'à son injection dans le ballon tampon du four.
- La faisabilité de la ligne proposée de récupération est simulée avec le logiciel HYSYS en mode statique, les conditions d'injections simulées sont compatibles à l'envoi à la ligne inter four.

Ce projet de fin d'étude nous a permet d'exercer les méthodes de calcules pour le dimensionnement des pipes (diamètre, épaisseurs, matériaux, cheminements, accessoires), les méthodes de calcules de pertes de charges et notamment de connaître plusieurs bibliographie tel que les normes industriels.

Bibliographie

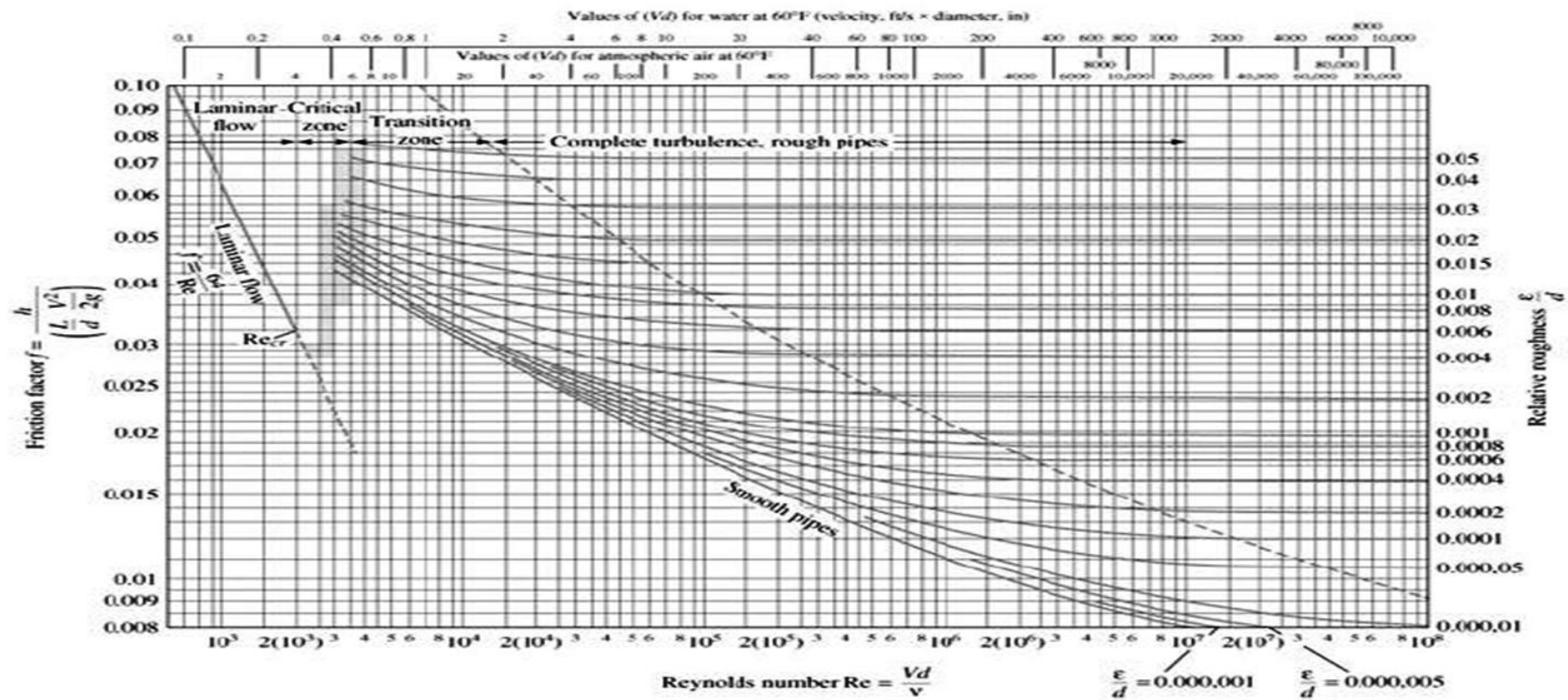
- [1] Manuel opératoire: process (document GP1/Z).
- [2] Catalogue mécanique: manuel (document GP1/Z).
- [3] Fayçal KERMAOUI mémoire « IAP » Récupération des gaz torchés dans la section BOG.
- [4] Nadir BOUKHADRA mémoire « IAP » étude de performance de la colonne de séparation.

Annexe 01 : Diamètre des conduits

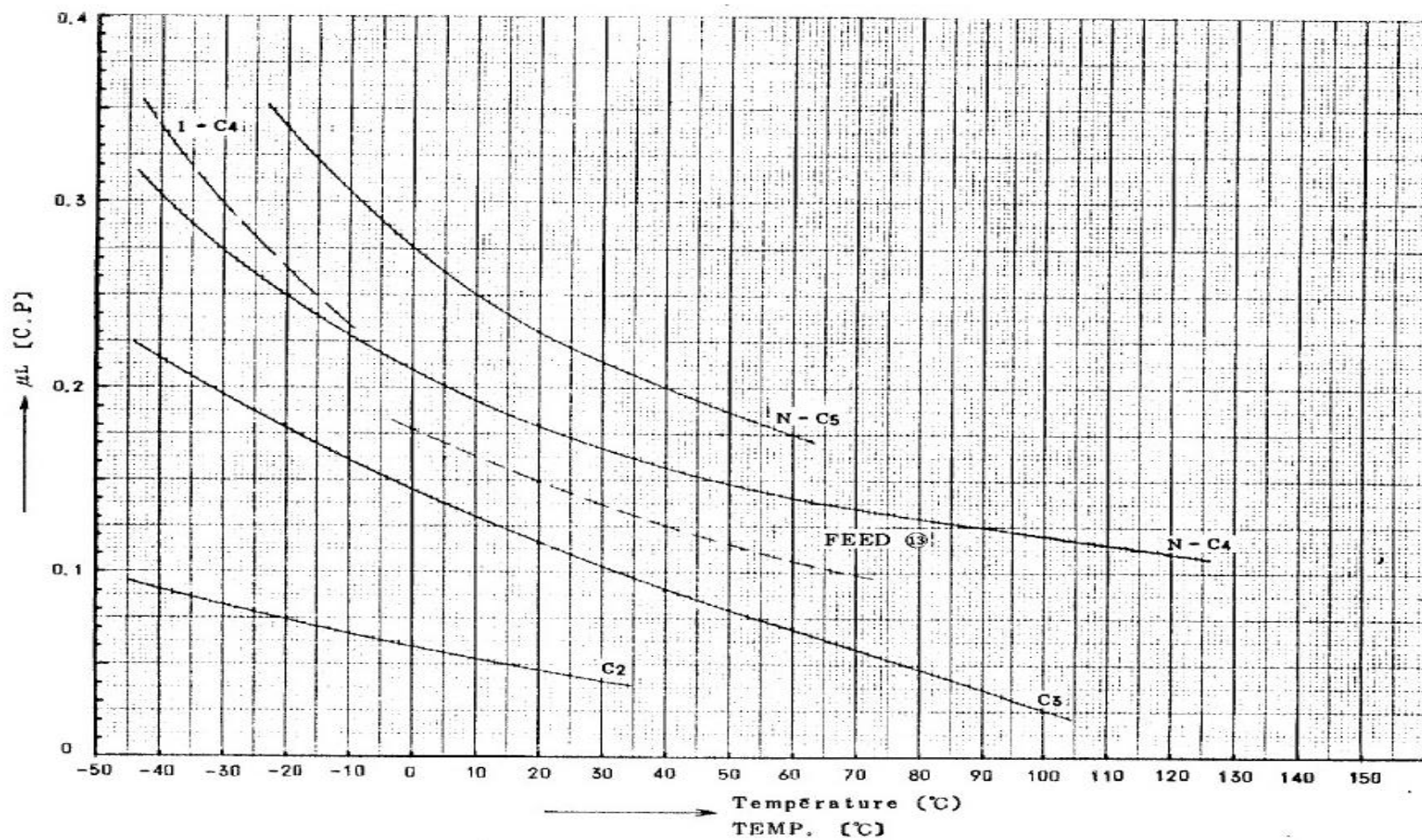
Nominal pipe size inches	OD mm														Figures based on austenitic steel				Vol./m ³
		10	20	30	STD	40	60	XS	80	100	120	140	160	XXS	5S	10S	40S	80S	
1/8	10.30				1.73 0.37	1.73 0.37		2.41 0.47	2.41 0.47							1.24 0.28	1.73 0.36	2.41 0.48	0.0001
1/4	13.70				2.24 0.63	2.24 0.63		3.02 0.80	3.02 0.80							1.65 0.51	2.24 0.64	3.02 0.82	0.0002
3/8	17.10				2.31 0.84	2.31 0.84		3.20 1.10	3.20 1.10							1.65 0.64	2.31 0.86	3.20 1.12	0.0003
1/2	21.30				2.77 1.27	2.77 1.27		3.73 1.62	3.73 1.62				4.78 1.95	7.47 2.56	1.65 0.82	2.11 1.01	2.77 1.30	3.73 1.65	0.0004
3/4	26.70				2.87 1.69	2.87 1.69		3.91 2.20	3.91 2.20				5.56 2.90	7.82 3.64	1.65 1.04	2.11 1.31	2.87 1.71	3.91 2.24	0.0007
1	33.40				3.38 2.50	3.38 2.50		4.55 3.24	4.55 3.24				6.35 4.24	9.09 5.45	1.65 1.33	2.77 2.13	3.38 2.55	4.55 3.29	0.0011
1 1/4	42.20				3.56 3.39	3.56 3.39		4.85 4.47	4.85 4.47				6.35 5.61	9.70 7.77	1.65 1.68	2.77 2.76	3.56 3.46	4.85 4.56	0.0018
1 1/2	48.30				3.68 4.05	3.68 4.05		5.08 5.41	5.08 5.41				7.14 7.25	10.15 9.56	1.65 1.95	2.77 3.17	3.68 4.13	5.08 5.61	0.0023
2	60.30				3.91 5.44	3.91 5.44		5.54 7.48	5.54 7.48				8.74 11.11	11.07 13.44	1.65 2.44	2.77 4.01	3.91 5.54	5.54 7.63	0.0036
2 1/2	73.00				5.16 8.63	5.16 8.63		7.01 11.41	7.01 11.41				9.53 14.92	14.02 20.39	2.11 3.77	3.05 5.36	5.16 8.81	7.01 11.64	0.0053
3	88.90				5.49 11.29	5.49 11.29		7.62 15.27	7.62 15.27				11.13 21.35	15.24 27.68	2.11 4.60	3.05 6.59	5.49 11.52	7.62 15.59	0.0079
3 1/2	101.60				5.74 13.57	5.74 13.57		8.08 18.63	8.08 18.63				— —	— —	2.11 5.29	3.05 7.55	5.74 13.94	8.08 19.01	0.0103
4	114.30				6.02 16.07	6.02 16.07		8.56 22.32	8.56 22.32		11.13 22.70		13.49 33.54	17.12 41.03	2.11 5.96	3.05 8.52	6.02 16.40	8.56 22.77	0.0130
5	141.30				6.55 21.77	6.55 21.77		9.53 30.97	9.53 30.97		12.70 40.28		15.88 49.11	19.05 67.43	2.77 9.67	3.40 11.82	6.55 22.20	9.53 31.59	0.0199
6	168.30				7.11 28.26	7.11 28.26		10.97 42.56	10.97 42.56		14.27 54.20		18.26 67.56	21.95 79.22	2.77 11.55	3.40 14.13	7.11 28.83	10.97 43.42	0.028
8	219.10		6.35 33.31	7.04 36.81	8.18 42.55	8.18 42.55	10.31 53.08	12.70 64.64	12.70 64.64	15.09 75.92	18.26 90.44	20.62 100.92	23.01 111.27	22.23 107.92	2.77 15.09	3.76 20.37	8.18 43.39	12.70 66.95	0.048
10	273.10		6.35 41.77	7.80 51.03	9.27 60.31	9.27 60.31	12.70 81.55	12.70 81.55	15.09 96.01	18.26 114.75	21.44 133.06	25.40 155.15	28.58 172.33	25.40 155.15	3.40 23.08	4.19 28.34	9.27 61.52	12.70 83.19	0.074
12	323.90		6.35 49.73	8.38 65.20	9.53 73.68	10.31 79.73	14.27 108.96	12.70 97.46	17.48 132.08	21.44 159.91	25.40 186.97	28.58 208.14	33.32 238.76	25.40 186.97	3.96 31.89	4.57 36.73	9.53 75.32	12.70 99.43	0.104
14	355.60		6.35 54.69	7.82 67.90	9.53 81.33	11.13 94.55	15.09 126.71	12.70 107.39	19.05 158.10	23.83 194.96	27.79 224.65	31.75 253.56	35.71 281.70	35.71 281.70	3.96 35.06	4.78 42.14	9.53 81.33	12.70 107.39	0.126
16	406.40		6.35 62.64	7.82 77.83	9.53 93.27	9.53 93.27	12.70 123.30	16.66 160.12	12.70 123.30	21.44 203.53	26.19 245.56	30.96 286.64	36.53 333.19	40.49 365.35	4.19 42.41	4.78 46.26	9.53 93.27	12.70 123.30	0.165
18	457.00		6.35 70.57	7.92 87.71	11.13 122.38	9.53 106.16	14.27 155.80	19.05 205.74	12.70 139.15	23.88 254.55	29.36 309.62	34.93 363.56	39.67 408.26	45.24 459.37	4.19 47.77	4.78 54.36	9.53 106.16	12.70 139.15	0.208
20	508.00		6.35 78.55	9.53 117.15	12.70 155.12	9.53 117.15	15.09 183.42	20.62 247.83	12.70 155.12	26.19 311.17	32.54 381.53	38.10 441.49	44.45 508.11	50.01 564.81	4.78 60.46	5.54 70.00	9.53 117.15	12.70 155.12	0.258
22	559.00		6.35 86.54	9.53 129.13	12.70 171.09	9.53 129.13	— —	22.23 294.25	12.70 171.09	28.58 373.83	34.93 461.42	41.28 527.02	47.63 600.63	53.98 672.26	4.78 66.57	5.54 77.06	9.53 129.13	12.70 171.09	0.312
24	610.00		6.35 94.53	9.53 141.12	14.27 209.64	9.53 141.12	17.48 255.41	24.61 355.26	12.70 187.06	30.96 442.08	38.89 547.71	46.02 640.03	52.37 720.15	59.54 808.22	5.54 84.16	6.35 96.37	9.53 141.12	12.70 187.06	0.372
26	660.00		7.92 127.36	12.70 202.72	— —	9.53 152.87	— —	— —	12.70 202.72	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	0.435
28	711.00		7.92 137.32	12.70 218.69	15.88 271.21	9.53 164.85	— —	— —	12.70 218.69	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	0.505
30	762.00		7.92 147.28	12.70 234.67	15.88 292.18	9.53 176.84	— —	— —	12.70 234.67	— —	— —	— —	— —	— —	6.35 120.72	7.92 150.36	— —	— —	0.580
32	813.00		7.92 157.24	12.70 250.64	15.88 312.15	9.53 188.82	17.48 342.91	— —	12.70 250.64	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	0.660
34	864.00		7.92 167.20	12.70 266.61	15.88 332.12	9.53 200.31	17.48 364.90	— —	12.70 266.61	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	0.746
36	914.00		7.92 176.96	12.70 282.27	15.88 351.70	9.53 212.56	19.05 420.42	— —	12.70 282.27	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	0.835
38	965.00		— —	— —	— —	9.53 224.54	— —	— —	12.70 298.24	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	0.931
40	1016.00		— —	— —	— —	9.53 236.53	— —	— —	12.70 314.22	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	1.032
42	1067.00		— —	— —	— —	9.53 248.52	— —	— —	12.70 330.19	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	1.138
44	1118.00		— —	— —	— —	9.53 260.50	— —	— —	12.70 346.16	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	1.249
46	1168.00		— —	— —	— —	9.53 272.25	— —	— —	12.70 361.82	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	1.364
48	1219.00		— —	— —	— —	9.53 284.24	— —	— —	12.70 377.79	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	— —	1.485

Annexe 02: le coefficient de perte de charge en fonction de nombre de Reynolds

Diagramme de Moody



Annexe 03 : viscosité du liquide su la température



Annexe 04:condition de matériaux « classe D1G »

CALCULATION SHEET FOR PIPE WALL THICKNESS (BASED ON ASME B31.3 2004)

SPEC	150#
CLASS	D1G
TEMP.	150

MATERIAL	A333 Gr.1	(E=1.0)
----------	-----------	---------

FORMULA	$t = PD / [2(SE+YP)]$ Y=0.4	$t_m = t + C$
---------	--------------------------------	---------------

PRESSURE DESIGN THICKNESS t						MINIMUM REQUIRED THICKNESS t _m		MINIMUM THICKNESS T					T > t _m
N. P. S (")	PIPE O. D. D (mm)	MANU. METHOD	DESIGN		ALLOWABLE STRESS SE (MPa)	P. D. THICK t (mm)	C. A. C (mm)	MIN. THICK t _m (mm)	MILL TOLERANCE	NOMINAL THICK (mm)	MINIMUM THICK T (mm)	SIZE	
			P (MPa)	T (°C)									
1/2	21.3	SMLS	1.58	150	137.9	0.121	1.6	1.73	12.5 %	4.78	4.18	Sch160	OK
3/4	26.7	SMLS	1.58	150	137.9	0.152	1.6	1.76	12.5 %	5.56	4.86	Sch160	OK
1	33.4	SMLS	1.58	150	137.9	0.190	1.6	1.80	12.5 %	4.55	3.98	Sch80	OK
1 1/2	48.3	SMLS	1.58	150	137.9	0.275	1.6	1.88	12.5 %	5.08	4.44	Sch80	OK
2	60.3	SMLS	1.58	150	137.9	0.344	1.6	1.95	12.5 %	3.91	3.42	Sch40	OK
2 1/2	73.0	SMLS	1.58	150	137.9	0.416	1.6	2.02	12.5 %	5.16	4.51	Sch40	OK
3	88.9	SMLS	1.58	150	137.9	0.507	1.6	2.11	12.5 %	5.49	4.80	Sch40	OK
4	114.3	SMLS	1.58	150	137.9	0.652	1.6	2.26	12.5 %	6.02	5.26	Sch40	OK
6	168.3	SMLS	1.58	150	137.9	0.960	1.6	2.56	12.5 %	7.11	6.22	Sch40	OK
8	219.1	SMLS	1.58	150	137.9	1.249	1.6	2.85	12.5 %	8.18	7.15	Sch40	OK
10	273.0	SMLS	1.58	150	137.9	1.557	1.6	3.16	12.5 %	9.27	8.11	Sch40	OK
12	323.8	SMLS	1.58	150	137.9	1.847	1.6	3.45	12.5 %	10.31	9.02	Sch40	OK
14	355.6	SMLS	1.58	150	137.9	2.028	1.6	3.63	12.5 %	11.13	9.73	Sch40	OK
16	406.4	SMLS	1.58	150	137.9	2.318	1.6	3.92	12.5 %	9.53	8.33	t=9.53	OK
													⚠

Annexe 05 : coefficient de perte de charge (k) dans les accessoires

accessoires	Pertes de charge moyenne
Réservoir à conduite – connexion au ras de la paroi (perte à l'entrée)	
-tuyau entrant	$0.50 \frac{V_2^2}{2g}$
-connexion arrondie	$1.00 \frac{V_2^2}{2g}$
	$0.05 \frac{V_2^2}{2g}$
Conduite à réservoir (perte à la sortie)	$1.00 \frac{V_1^2}{2g}$
Divergent brusque	$\frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Divergent progressif	$k \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Venturis, buses et orifices	$(\frac{1}{C_v^2} - 1) \frac{V_2^2}{2g}$
Convergent brusque	$k_c \frac{V_2^2}{2g}$
Coudes, accessoires, vannes, clapets	$k = \frac{V^2}{2g}$
<p>Quelques valeurs courantes de K sont :</p> <p>45°, coude0.35 à 0.45</p> <p>90°, coude.....0.50 à 0.75</p> <p>Té,.....1.5 à 2.00</p> <p>Vannes de portes (ouvertes).....aprox.0.25</p> <p>Vannes de contrôle (ouvertes).....aprox.3.0</p> <p>Clapet anti- retour à disque levable (4'').....0.68</p>	