



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref:...../U.M/F.S.T/2025

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم:..... / ج.م.ك.ع.ت // 2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : GÉNIE DES PROCÉDÉS

Option : INDUSTRIE PÉTROCHIMIQUE

Thème

**Récupération des gaz torchés au complexe GP1/Z durant le
démarrage de la section de réfrigération**

Présenté par

- 1- Mlle HAMDANI Ikram Meriem
- 2- Mlle MORTET Nabihah Chahrazed

Soutenu le 18/06/ 2025 devant le jury composé de :

Présidente :	SOLTANE Khadidja	MAA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BELHOUARI Houria	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteuse :	BOUBEGRA Naima	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2024/2025

Remerciements :

Nous exprimons toute nos reconnaissances et gratitude à l'administration et l'ensemble du corps enseignant de l'université de ABDELHAMID IBN BADIS – faculté des sciences et de la technologie - Mostaganem pour leurs efforts à nous garantir la continuité et l'aboutissement de ce programme de Master.

*Un grand merci aussi au chef de département de génie des procédés **Mme MEKIBES** ainsi qu'à l'ensemble de nos enseignants qui nous ont orienté et encourage.*

*Nous tenons à remercier vivement notre encadrante **Mme BOUBEGRA**, qui nous a aidé à réaliser ce modeste travail, nos amis qui m'ont aidé de proche ou de loin.*

Enfin, nous remercions tous ceux qui nous ont contribués à la réussite de ce travail

Dédicace

- *À mes parents, pour leur amour inconditionnel, leur soutien moral et leurs sacrifices qui m'ont permis d'arriver jusqu'ici.*
- *À ma sœur, pour son encouragement constant tout au long de mon parcours.*
- *À mes enseignants, pour leur patience, leur pédagogie et leur dévouement.*
- *À mes amis, pour leur présence, leurs encouragements et les moments de partage qui m'ont aidé à garder le cap.*
- *À toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à la réussite de ce travail*

Je Vous Remercie ;

HAMDANI Ikram Meriem

Dédicaces

Mes dédicaces vont à :

Mon père ;

Ma mère ;

Mes frères et sœurs ;

Tous mes amis

MORTET Nabiha Chahrazed

Abstract :

The present study, entitled "Recovery of flared gases during start-up of the refrigeration section", was carried out at the GP1/Z complex is based on the recovery of flared refrigerant propane during start-up of the refrigeration section after a shutdown (trip) to this end, we have divided our work as follows:

- Presentation of the complex.
- Estimated torch volume.
- Proposal for a recovery solution.

On conclusion, the completion of this operation will permit to recover 744,94T year of flared propane, profitability of this project, it will eliminate a quantity of **4,42T / yr** of CO₂ burned to the atmosphere and contributes to greenhouse reduction and the necessary recommendations, and the objective of our work is to find a theoretically feasible solution, suitable with the process and economically acceptable.

Key words:

LPG - Temperature- pressure - flare-polluant

ملخص

هذه الدراسة التي تحت عنوان (استرجاع الغاز المخترق في بداية قسم التبريد) في مركب GP1Z . تهدف إلى استعادة غاز البروبان المخترق أثناء بدئ التشغيل لذلك قمنا بتقسيم العمل إلى النحو التالي

- وصف المركب .
 - تقدير حجم الغاز المخترق
 - اقتراح وسيلة لاسترجاع الغاز المخترق
- في نهاية انجاز هذا المشروع والذي سيمكننا من استرجاع كمية من غاز البروبان المخترق والمقدرة بـ 744,94طن/سنويا والقضاء على كمية من غاز ثنائي أكسيد الكربون والمقدرة بـ 64,42طن/سنويا والذي سيساهم بدوره في القضاء على ظاهرة الاحتباس الحراري و الغاية من عملنا هو إيجاد حل عملي من الناحية النظرية وكذا الاقتصادية

كلمات مفتاحية :

غاز البترول المميع – درجة الحرارة – ضغط – شعلة-ملوث

Résumé:

Le présent travail, intitulé « Récupération des gaz torchés lors du démarrage de la section de réfrigération » a été réalisé au niveau du complexe **GP1/Z (Jumbo)**, notre étude est basée sur la récupération du propane réfrigérant torché lors du démarrage de la section réfrigération après un arrêt (déclenchement). Dans ce but nous avons réparti notre travail comme suit :

- Présentation du complexe.
- Estimation du volume torché.
- Proposition d'une solution de récupération.

En conclusion, La réalisation de cette opération permettra de récupérer **744,94T/an** de propane torché, autre que la rentabilité économique de ce projet, il permettra d'éliminer une quantité de **64,42 T/an** de CO₂ qui se brûlait à l'atmosphère, et contribue à la réduction de effet de serre et les recommandations nécessaires, et l'objectif de notre travail est de trouver une solution faisable théoriquement, convenable avec le procédé et acceptable économiquement.

Mots clés : GPL – température – pression – torche – polluant

Sommaire

Chapitre I : Présentation du complexe

I.1. Introduction	
I.2. Présentation du complexe	1
I.2.1. Historique	1
I.2.2. Principales Installations du Complexe	1
I.3. Organisme du complexe	Error! Bookmark not defined.
I.4. Description du procédé de fabrication	3
I.4.1 Zone de stockage de l'alimentation	3
I.4.2 Zone de fabrication	3
I.4.3 Zone des utilités	4
I.4.4. Zone stockage de produits finis	5
I.4.5. Zone de chargement des produits finaux	6
I.5. Section de réfrigération	7
I.5.1 principe de fonctionnement	7
I.5.2 Capacité de réfrigération	8
I.5.3. Équipements principaux	8
I.5.4. Description du procédé	9
I.5.5. Dispositif anti-pompage	12
I.5.6. Composition du propane réfrigérant	12
I.5.7 Procédure de démarrage de la section de réfrigération	Error! Bookmark not defined.
defined.	
Chapitre II: Préoccupation et problématique	
II.1. Introduction	15
II.2. Le torchage dans l'industrie du pétrole et du gaz	15
II.2.1. Qu'est ce que ça veut dire un torchage	15
II.2.2 Pourquoi on torche ?	15
II.2.3 Le torchage, comment ça marche ?	16
II.2.4. Les impacts du torchage	17
II.3 Problématique	21
II.4 Présentation du problème	22
II.5. Évaluation de la quantité de propane torché	22

II.5.1. Les arrêts	22
II.5.2. Calcul théorique du niveau au V-1009	23
II.5.3 Les cas réels	25
II.5.4. La quantité annuelle de propane torché	29
Chapitre 3 :la solution	
III.1. Objectif de l'étude	31
III.2. La ligne BOG	31
III.3. Dimensionnement de la ligne de récupération de propane	33
III.4. Simulation	33
III.4.1. Généralités sur la Simulation	33
III.4.2 Définition de la Simulation	34
III.4.3 Définition du modèle mathématique	34
III.4.4. Choix de logiciel de simulation	34
III.4.5. Description du Simulateur HYSYS	35
III.4.6 Choix de l'équation d'état	35
III.4.7 Simulation en mode statique	36
III.4.8 Simulation en mode dynamique	36
III.5 Calcul théorique	39
III.5.1 Vitesse d'écoulement du gaz	39
III.5.2 Diamètre	39
III.5.3 La masse volumique	39
III.5.4 Nature de l'écoulement	40
III.5.5 Données	41
III.5.6 Débit de propane torché	42
III.5.7 Longueur de la ligne	42
III.5.8 Théorie de calcul	44

Liste des figures :

Figure I. 1 : Organisme du complexe Z	2
Figure I.2 : Les bacs de stockage des produits finis	5
Figure I.3 : Les spheres de stockage des produits finis	6
Figure I.4 : Chargement par navire	6

Figure I.5 : Chargement par camion	7
Figure I.6 : Un système de réfrigération typique et le cycle thermodynamique	8
Figure I.7 : Compresseur centrifuge	12
Figure II.1 Combustion complète	17
Figure II.2 Combustion incomplète	17
Figure II.3 Concentration des principaux gaz à effet de serre	19
Figure II.4 Fonctionnement général de l'atmosphère	19
Figure II.5 :réchauffement climatique illustration	20
Figure II.6: Evolution des températures moyennes de l'air au niveau du sol	21
Figure II.7 :Dimensions du ballon V-1009	23
Figure II.8 : Les pressions des trois ballons et le refoulement des compresseurs après l'arrêt	26
Figure II.9 : Les pressions des trois ballons et le refoulement du compresseur au démarrage	27
Figure III.1 : Section B.O.G du propane	32
Figure III.2 : Localisation de la ligne de récupération.	33
Figure III.3 : Profil de la dépressurisation.	37
Figure III.4 : Profil des pertes de charges au niveau de la pipe.	38
Figure III.5 : Profil de la température à l'injection (sorti vanne).	38
Figure III.6 : Longueur de la ligne train	42
Figure III.7: Coude 90°	43
Figure III.8: Vanne de garde	43
Figure III.9 Coupe transversale de la pipe	44

Liste des tableaux :

Tableau II.1 : Nombre d'arrêt par train	23
Tableau II.2 : Les opérations effectuées au niveau des trains	25
Tableau III.1 : Composition du réfrigérant	44

Liste des abréviations

GN	Gaz naturel
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
RTO	Région transport Ouest
BOG	Boil of Gaz
HP	Haute pression
MP	Moyenne pression
BP	Basse pression
M6 et D1	navire Quais de chargement
Hb	Chaleur du réfrigérant quittant le Schiller
Hc	Chaleur du réfrigérant quittant le compresseur
He	Chaleur du réfrigérant entrant le Schiller
LPG	Liquéfié Petroleum Gaz
COV	Composé organique volatils
HAP	Hydrocarbures aromatique polycycliques
COS	Coefficient d'occupation des sols
CS	Compagnie de sécurisation
GES	Gaz à effet de serre
V-1006 et V-1012	Ballon accumulateur
V-1531	Ballon tampon GN
V-1011	Ballon d'aspiration

Introduction générale

Le pétrole et le gaz sont des énergies fossiles qui se forment à partir de la décomposition de matières organiques au fond des océans.

L'Algérie est l'un des leaders producteurs exportateurs dans le monde du gaz pétrole liquéfié connu sous le terme de GPL. Il faut noter que ce dernier est un produit de moindre coût d'exploitation par rapport à d'autres sources d'énergies et réduit la pollution.

Soucieux d'une crise énergétique à l'avenir, chaque pays développe ses propres moyens de lutter contre toute forme de gaspillage d'énergie, c'est l'une des préoccupations essentielles des exploitants des complexe GP1Z.

Actuellement, les relevés de torchage (744 ,94 Tonne /an, mois de mars 2025) au sein du complexe GP1Z exigent plus d'attention et une prise de mesure sévère afin de minimiser ces pertes d'énergie.

Le complexe GP1Z est l'une des unités productrice de propane, butane et le mélange des deux (bu pro). Il possède deux sections de récupération pour les vapeurs du propane et du butane [1].

Ces sections de récupération sont équipées d'une gamme d'instruments et de main d'œuvre importante. La réalisation ainsi que la maintenance de ces sections nécessitent un investissement important, qui reste négligeable devant le produit récupéré et l'impact sur l'environnement.

Le principe de notre travail, qui s'inscrit dans le cadre de la période de stage , consiste à estimer la quantité de propane torché lors du démarrage de la section réfrigération et à étudier la possibilité de récupération cette quantité de matière.

Ce mémoire est structuré en trois chapitres :

1. Le premier chapitre est réservé à une description du complexe GP1Z.
2. .Le deuxième chapitre traite la section de réfrigération

3. Au troisième chapitre, nous traitons la proposition de récupérer les gaz torchés vers BOG lors du démarrage de section de réfrigération par un calcul de quantité de propane récupéré.

Et en fin, le travail sera terminé par une conclusion générale qui récapitule les résultats les plus importants de cette étude et quelques perspectives.

Chapitre I : Présentation du complexe

I.1. Introduction

Le sud de l'Algérie regorge de richesses naturelles, notamment d'importantes réserves en hydrocarbures. Ces ressources permettent la production d'une large gamme de produits dérivés du pétrole et du gaz. Afin d'assurer leur séparation et leur traitement, l'Algérie a investi des sommes considérables dans la construction de grands complexes industriels. Parmi eux, le complexe GP1/Z, qui joue un rôle majeur dans la liquéfaction et le traitement du gaz de pétrole liquéfié (GPL).[1]

I.2. Présentation du Complexe

I.2.1. Historique

Le complexe GP1/Z est l'un des six complexes de liquéfaction exploités par SONATRACH dans le cadre de son activité AVAL. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Mers El Hadjadj à l'est et les autres complexes de GNL à l'ouest, s'étendant sur une superficie de 120 hectares. Sa construction a été réalisée en partenariat avec le consortium japonais IHI-C-ITACHI, sous un contrat clé en main. Elle s'est déroulée en deux phases, avec une première mise en service le 2 septembre 1984, suivie d'une seconde le 20 novembre 1984.

À l'origine, le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL, permettant une production annuelle de 4,8 millions de tonnes. Grâce à l'ajout de deux nouveaux trains lors des extensions de 1998 et 2010, cette capacité a été portée à 10,8 millions de tonnes par an.

Le complexe GP1/Z traite le GPL provenant des gisements du sud algérien, notamment Hassi Messaoud et HassiR'Mel, pour produire du propane et du butane liquéfiés. Il est également connu sous le nom de JUMBO-GPL, en raison de sa capacité de production annuelle de 7,2 millions de tonnes.

En plus de ces produits liquéfiés, le complexe assure la production de propane et butane à température ambiante. Les produits finis sont destinés à l'exportation et à l'approvisionnement du marché national.[1]

I.2.2. Principales Installations du Complexe

Le complexe GP1/Z dispose d'infrastructures modernes et performantes, notamment :

- 22 sphères de stockage de la charge d'alimentation (1 000 m³ chacune).
- 4 bacs de stockage de propane basse température (70 000 m³ chacun).
- 4 bacs de stockage de butane basse température (70 000 m³ chacun).
- 4 sphères de stockage de propane et butane à température ambiante (500 m³ chacune).
- 1 sphère de stockage de gazoline.

Présentation du complexe

- 9 trains de traitement du GPL.
- 2 unités de reliquéfaction des Boil-Off Gas (BOG).
- 2 station électrique alimentée par SONELGAZ.
- 1 unité de déshuillage
- 1 unité de neutralisation des eaux du rejet chimiques
- 14 transformateurs permettant réglage de tension
- 6 générateurs assurant l'alimentation de secours du complexe.
- 2 quais de chargement (D1 et M6) pouvant accueillir des navires de 4 000 à 10 000 tonnes.
- Une rampe de chargement pour camions.
- Une station de pompage d'eau de mer.
- Un système de télésurveillance assurant la sécurité du site.
- 8 salles de communication
- 6 salles de controle.

I.3. Organisme du complexe

L'organisation du complexe GP1/Z est étudiée de façon à avoir une coordination complète entre les différentes structures de l'usine afin de permettre une exploitation optimale des ressources disponibles .La description des structures nous permet de connaitre la situation géographique, l'effectif, les objectifs et le rôle de chaque département. Cela nous amène à connaitre le fonctionnement du complexe GP1/Z.

Le complexe est géré selon un organigramme composé d'une direction général, de deux sous-directions et de départements de contrôle comme suit :

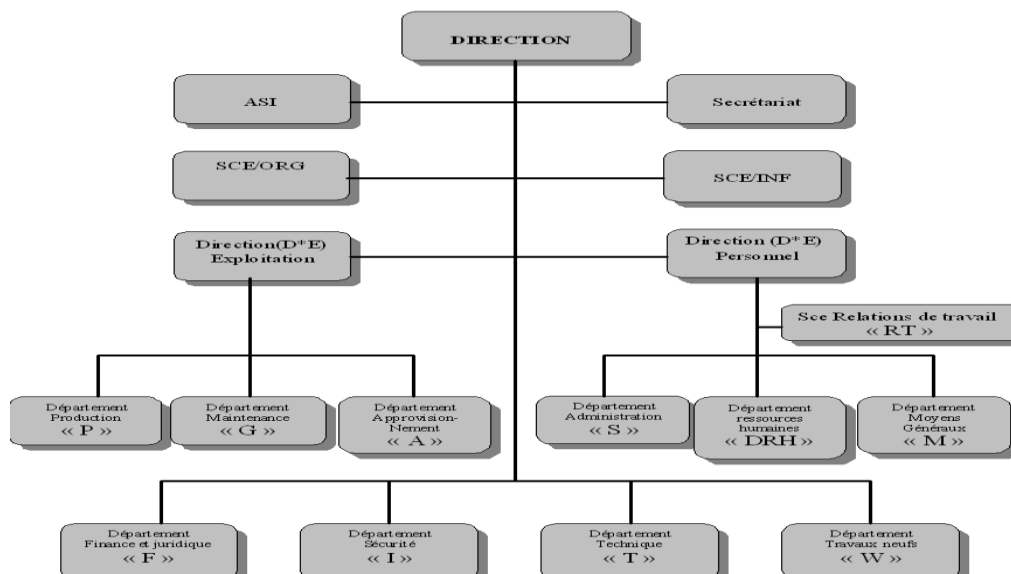


Figure I.1 : Organisme du complexe

I.4. Description du procédé de fabrication

I.4.1. Zone de stockage d'alimentation

Cette zone comprend 22 sphères de stockage de GPL d'une capacité unitaire de 1000 m³. Le GPL est ensuite acheminé vers la zone de process au moyen de neuf (09) pompes centrifuges, avec une pression de refoulement de 30 Kg/cm².

I.4.2. Zone de fabrication

I.4.2.1. Section déshydratation

constituée de :

a) Unité de déshydratation de charge

Cette unité sert à réduire la teneur en eau dissoute dans la charge de 100 ppm à 5ppm pour éviter les problèmes de givrage dans les équipements de la section réfrigération. Elle est constituée de trois ballons de déshydratation (Sécheur) à tamis moléculaire, un aéro-réfrigérant, un ballon séparateur et deux filtres placés à l'entrée et à la sortie de la section

b) Unité de déshydratation de garde

Cette unité est située sur la ligne produit du propane liquide, elle doit réduire la teneur en eau contenue dans le propane de 5ppm à moins de 1ppm. Etant donné que la teneur en eau dans le propane est faible la durée d'adsorption de cette colonne est environ 26 jours. Le cycle de régénération de cette unité est le même que celui de l'unité de déshydratation de charge.

I.4.2.2. Section séparation

Cette section assure la séparation du GPL brut en produits finis propane et butane commerciaux.

Elle comprend :

- ❖ Trois pré-chauffeurs
- ❖ Un fractionnateur

Présentation du complexe

- ❖ Un déethaniseur
- ❖ Un dépentaniseur commun pour les six trains
- ❖ Un condenseur de tête de fractionnateur
- ❖ Un condenseur de tête de déethaniseur
- ❖ Un condenseur de tête de dépentaniseur
- ❖ Un rebouilleur de déethaniseur
- ❖ Un rebouilleur de dépentaniseur
- ❖ Les aéro-refroidisseur de dépentaniseur
- ❖ Deux rebouilleurs de fractionnateur

I.4.2.3. Section réfrigération

Cette section est conçue dans le but de refroidir les produits finis à leurs températures de stockage.

Soit (-42°C) pour le propane et (-9°C) pour le butane. Ce refroidissement se fait en trois stades, le stade HP (haute pression), stade MP (moyenne pression), et le stade BP (basse pression). Le circuit du réfrigérant est une boucle fermée, on utilise du propane pur comme fluide réfrigérant.[1]

I.4.2.4. Section huile chaude

Cette section utilise un fluide caloporteur (de l'huile chaude) comme source de chaleur. Elle sert à alimenter en chaleur le troisième préchauffeur, les réchauffeurs de la section de séparation , ainsi que le GN utilisé pour la régénération dans la section de déshydratation. L'huile circule dans un circuit fermé à une température de 180°C, atteinte grâce à un four, ce dernier est également utilisé pour chauffer le GN de la section de déshydratation.[5]

I.4.3. Zone des utilités

Les utilités disponibles dans le complexe sont :

- Gasoil : il est utilisé pour le générateur de secours
- Gaz naturel : utilise comme combustible
- Azote : ballon d'azote, il y'a deux circuits : circuit gazeuse ; circuit l'azote
- Vapeur

Présentation du complexe

- Air : elle est divisée en deux : air instrument ; air service
- Eau : l'eau distillée ; l'eau de refroidissement
- Méthanol : il est utilisé pour le dégivrage.

I.4.4. Zone stockage de produits finis

Cette zone assure la manutention des produits commerciaux , on distingue deux types de stockage de produits finis :[4]

I.4.4.1. Section de stockage à base température

Propane	→	4 bacs de 70.000 m ³
Butane	→	4 bacs de 70.000 m ³



Figure I.2 : Les bacs d stockage

I.4.4.2. Section de stockage à température ambiante

Propane	→	1 sphère de 500 m ³
Butane	→	3 sphères de 500 m ³
Pentane	→	1 sphère de 500 m ³



Figure I.3 : Les sphères

I.4.4.3. Section B.O.G (Boil of Gas)

Cette section est composée de deux ensembles, où chacun est prévu indépendamment pour le propane et le butane dont le but est de reliquéfier les gaz d'évaporation provenant des bacs de stockage à basse température et des jetées D1 et M6 pendant le chargement navires afin de les renvoyer vers les bacs de stockage.[2]

I.4.5. Zone de chargement des produits finaux :

I.4.5.1. Chargement par navires (Produit : BT)

L'usine dispose de deux jetées D1 et M6, pour le chargement des bateaux à basse température ayant une capacité de :

10.000 m³/h pour M6.

4.000 m³/h pour D1.



Figure I.4 : Chargement par navire

I.4.5.2. Chargement par camion citerne sous pression (Produit : TA)

Présentation du complexe

Les installations de chargement par camion sont conçues de manière à permettre le chargement simultané du propane et du butane



Figure I.5 : Chargement par camion

I.5. Section de réfrigération

La section de réfrigération a pour rôle principal de fournir le froid nécessaire à la réfrigération du propane et du butane commerciaux, issus de la section de séparation. Elle assure également la condensation requise pour le bon fonctionnement du dé-éthaniseur.

Le procédé repose sur l'utilisation d'un agent réfrigérant – un fluide auxiliaire – qui permet de refroidir les produits finis par évaporation. Ce fluide, après s'être évaporé en absorbant de la chaleur, est ensuite comprimé, condensé, puis recyclé dans le système. Les produits sont ainsi refroidis jusqu'à atteindre de basses températures proches de leurs points de saturation liquide, à proximité de la pression atmosphérique, avant d'être dirigés vers les réservoirs de stockage à basse température.

Les vapeurs générées par l'évaporation du propane réfrigérant sont recueillies dans trois ballons d'aspiration (haute, moyenne et basse pression : HP, MP, BP). Ces vapeurs sont ensuite aspirées par un compresseur centrifuge, entraîné par une turbine à gaz dans la phase 1, puis par un moteur électrique dans les phases 2 et 3. Elles sont enfin condensées à l'aide d'un aéro-réfrigérant et stockées dans un ballon accumulateur.

I.5.1. Principe de fonctionnement

Dans ce système, la réfrigération est obtenue par détente isenthalpique du propane liquide. Lorsque la pression du propane diminue, une partie de celui-ci s'évapore, provoquant un effet de refroidissement sur le liquide restant. Le propane utilisé étant un fluide pur, sa température de saturation dépend

Présentation du complexe

directement de la pression de fonctionnement. Ainsi, chaque niveau de réfrigération au propane est défini par une pression et une température spécifiques. Ce refroidissement s'effectue par ébullition isotherme du réfrigérant dans l'enveloppe d'un échangeur de chaleur adapté. Au cours de ce processus, la chaleur est transférée au propane qui, en bouillant, absorbe cette énergie thermique.

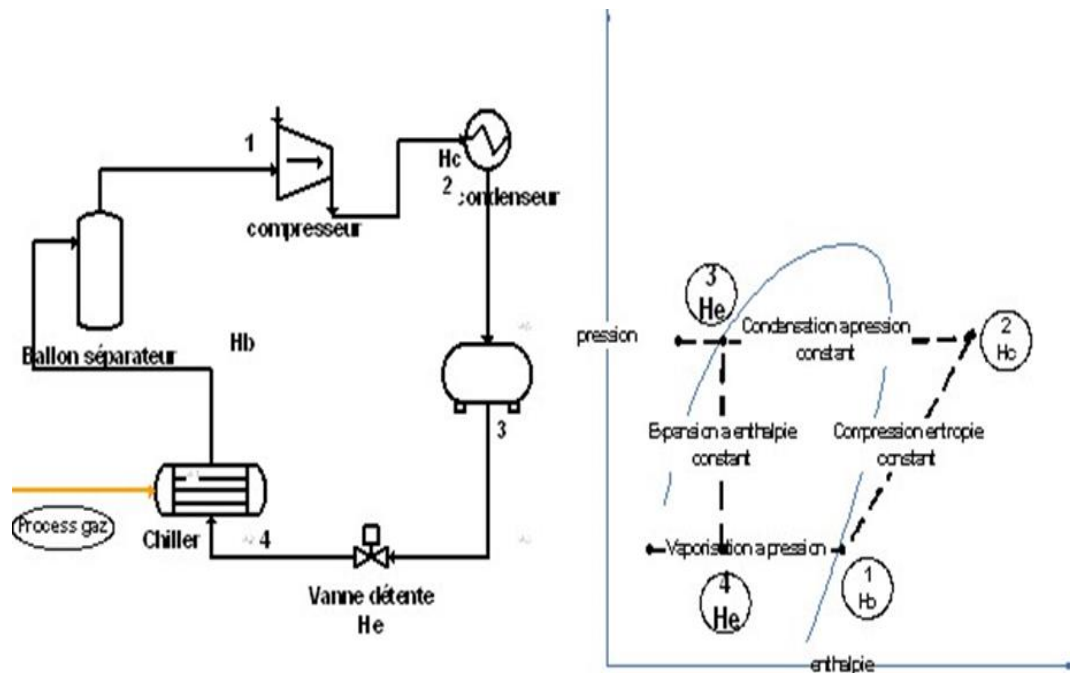


Figure I.6 : Un système de réfrigération typique et le cycle thermodynamique

I.5.2. Capacité de réfrigération

Après leur production dans la section de séparation, le propane et le butane sont initialement refroidis à une température de 43 °C à l'aide d'aéro-réfrigérants. Ils sont ensuite dirigés vers la section de réfrigération, où le propane est refroidi jusqu'à -38 °C. Il subit ensuite une détente dans le ballon de propane, atteignant une température d'équilibre correspondant à une pression de fonctionnement de 1,18 kg/cm² absolue. Le butane, quant à lui, est refroidi jusqu'à une température minimale de -19 °C.

I.5.3. Équipements principaux

a) Ballons

a.1. Ballons d'aspiration du compresseur

- **02-V-1006** : ballon haute pression (HP)
- **02-V-1007** : ballon moyenne pression (MP)
- **02-V-1008** : ballon basse pression (BP)

Lors de la phase de démarrage, l'étage basse pression (BP) est soumis à une charge de vapeur plus importante qu'en fonctionnement normal. Chaque ballon est dimensionné pour garantir un temps de rétention du liquide de 10 minutes, correspondant à la charge liquide maximale.

a.2. Accumulateur de propane (02-V-1006)

Le volume de cet accumulateur est conçu pour contenir l'intégralité de l'inventaire liquide de la section de réfrigération. En condition de charge maximale, il assure un temps de rétention du liquide de 17 minutes [1].

b) Compresseur

Le compresseur centrifuge (C-1001) est un appareil à trois étages utilisant l'effet d'un impulseur pour accélérer le gaz et générer une surpression. Il aspire le propane en provenance des trois ballons d'aspiration (HP, MP, BP), puis le refoule vers le système de condensation. Ce compresseur est entraîné par une turbine à gaz.

c) Échangeurs de chaleur

- **Refroidisseurs de propane** : E-1021, E-1022, E-1023
- **Refroidisseurs de butane** : E-1024, E-1025, E-1026
- **Condenseur de propane** : E-1027 – cet échangeur assure la condensation des vapeurs de propane réfrigérant en sortie du compresseur.

I.5.4. Description du procédé

La section de réfrigération reçoit le propane et le butane produits en aval de la section de séparation, considérés comme produits finis. Ces fluides y subissent les opérations de refroidissement nécessaires avant leur stockage final.

a) Circuit de butane commercial

Le butane issu de la section de séparation est initialement refroidi à l'aide de l'aéro-réfrigérant E-1012 avant d'être acheminé vers la section de réfrigération. Dans cette section, le butane commercial subit un premier refroidissement au niveau du refroidisseur primaire E-1024, associé à l'étage haute pression (HP) du circuit réfrigérant. Il passe ensuite dans le refroidisseur secondaire E-1025, où sa température est abaissée à -4 °C grâce au propane réfrigérant provenant de l'étage moyenne pression (MP) du circuit. Finalement, le butane s'écoule vers le refroidisseur final E-1026, correspondant à l'étage basse pression (BP) de la boucle de réfrigération.

La température du butane à la sortie de l'E-1026 est réglée en ajustant le débit de contournement autour de ce dernier. Le point de consigne du régulateur de température est déterminé en fonction de la température mesurée au bas du fractionneur dans la section de séparation [1].

b) Circuit de propane commercial

Le propane commercial, une fois séparé, est d'abord refroidi dans l'aéro-réfrigérant E-1011 avant d'atteindre la section de réfrigération. Dès son entrée dans cette section, il est abaissé à 21 °C par le refroidisseur primaire E-1021, qui est couplé à l'étage HP du circuit de réfrigération. Le propane ainsi pré-refroidi passe ensuite par le sécheur de garde de la section de déshydratation, où il est déshydraté jusqu'à atteindre une teneur en eau de 1 ppm, garantissant ainsi la pureté du produit avant son passage dans la zone froide de l'unité. À la sortie de l'échangeur E-1023, le débit du propane est régulé par une vanne de contrôle afin de maintenir une contre-pression suffisante dans la conduite. Cette contre-pression permet d'éviter une détente prématurée du fluide, laquelle doit se produire exclusivement dans le ballon de détente V-1013. La vapeur dégagée dans ce ballon est dirigée vers la section de reliquéfaction des vapeurs (BOG), où elle est comprimée, condensée, puis transférée vers les réservoirs de stockage à basse température. Le liquide contenu dans le V-1013 est, quant à lui, à une température proche de son point de bulle à pression atmosphérique.

Le transfert du propane commercial vers la section de stockage sous pression se fait également en sortie du sécheur de garde. Ce soutirage s'effectue de manière intermittente [1].

c) Circuit du fluide réfrigérant

Présentation du complexe

Le fluide réfrigérant utilisé dans les six refroidisseurs est du propane, circulant dans un circuit fermé et opérant à trois niveaux de pression distincts [1].

Le choix du compresseur centrifuge C-1001 se justifie par sa capacité à maintenir des taux de compression élevés avec un débit important, tout en générant peu de vibrations, ce qui constitue un avantage certain par rapport à d'autres types de compresseurs [6].

Le compresseur de propane installé est un modèle centrifuge à trois étages, de type **RS2457**.

L'étage BP fournit la température la plus basse du système, soit $-41\text{ }^{\circ}\text{C}$, et fonctionne légèrement au-dessus de la pression atmosphérique à l'aspiration.

L'étage MP offre une température intermédiaire de $-8\text{ }^{\circ}\text{C}$, constituant ainsi la première alimentation latérale du compresseur C-1001.

L'étage HP délivre la température la plus élevée du fluide réfrigérant, soit $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, et représente la seconde alimentation latérale du compresseur.

Le propane (C_3) est aspiré par le premier étage, où il traverse les impulseurs initiaux pour atteindre la pression correspondant à celle du deuxième étage. Il passe ensuite dans une première roue à diaphragmes, se mélange au gaz aspiré par le second étage, et poursuit son chemin dans le deuxième impulseur. Ce processus est répété lors du passage au troisième étage, garantissant ainsi une compression progressive et efficace du fluide réfrigérant.

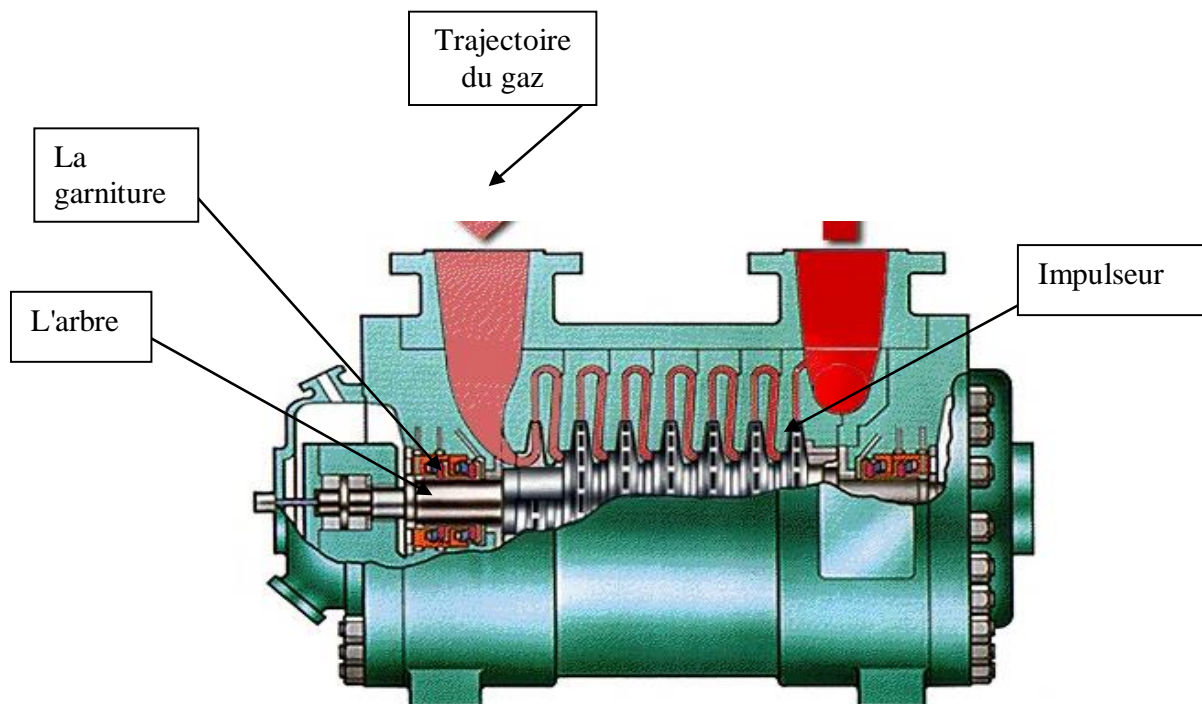


Figure I.7: Compresseur centrifuge

La pression d'aspiration du compresseur, maintenue légèrement au-dessus de la pression atmosphérique, est réglée au niveau du ballon V-1008. Ce réglage se fait soit par le contrôle de la vitesse de rotation du compresseur — c'est-à-dire de la turbine à gaz — soit par le biais du recyclage d'une partie du gaz refoulé. Afin d'éviter toute mise sous vide de l'étage basse pression (BP), un système d'alarme pour pression basse, ainsi qu'un déclencheur pour pression très basse, sont prévus.

Le débit de vapeur du propane réfrigérant est mesuré à l'aspiration du compresseur et comparé à une valeur minimale admissible. Cette précaution permet d'éviter le phénomène de pompage dû à une trop grande différence de pression à travers l'étage BP. Si nécessaire, une partie du gaz refoulé est recyclée, sous la surveillance d'un contrôleur de pression différentielle. Le gaz recyclé, souvent en état de surchauffe, est alors refroidi à l'aide de propane liquide, prélevé directement dans le ballon V-1009, sous régulation de la température du gaz aspiré.[1]

I.5.5. Dispositif anti-pompage

Le compresseur à propane est équipé d'un système de protection contre le pompage, fonctionnant grâce à une vanne de recyclage du débit minimum située à l'aspiration.

Le débit exact de gaz traversant chaque étage est continuellement mesuré et comparé à une valeur minimale recommandée. Si le débit réel chute en dessous de ce seuil correspondant au point de consigne du contrôleur anti-pompage la vanne de recyclage s'ouvre automatiquement afin d'assurer le débit minimum requis.

Pour l'étage BP, la protection contre le pompage repose sur un contrôleur de pression différentielle. Celui-ci mesure l'écart de pression maximal autorisé à cet étage, en fonction de la vitesse de rotation du compresseur, et s'appuie également sur le débit mesuré à l'aspiration. Si nécessaire, la vanne de recyclage des gaz s'ouvre pour augmenter le débit d'aspiration.

Dans tous les étages, le gaz chaud recyclé doit être refroidi. Ce refroidissement est réalisé par l'injection contrôlée de propane liquide, en fonction de la température du gaz aspiré dans chaque étage concerné.

En fonctionnement normal, le recours au recyclage pour prévenir le pompage n'est généralement pas requis. Toutefois, en cas de faible débit de fonctionnement ou selon les charges spécifiques à chaque étage, ce recyclage peut devenir nécessaire [6].

I.5.6. Composition du propane réfrigérant

Le propane utilisé comme fluide réfrigérant contient des impuretés en proportions contrôlées. Les teneurs prévues pour le compresseur sont de 1 % en éthane et de 0,18 % en butane, exprimées en molarité.

La teneur en éthane doit rester inférieure à 4,8 % molaire. L'éthane, en tant qu'impureté légère, est automatiquement purgé grâce à un récupérateur de propane installé sur le réservoir correspondant. Quant au butane, classé comme impureté lourde, son élimination ne peut se faire que par une opération manuelle de purge dite "vide-vite"

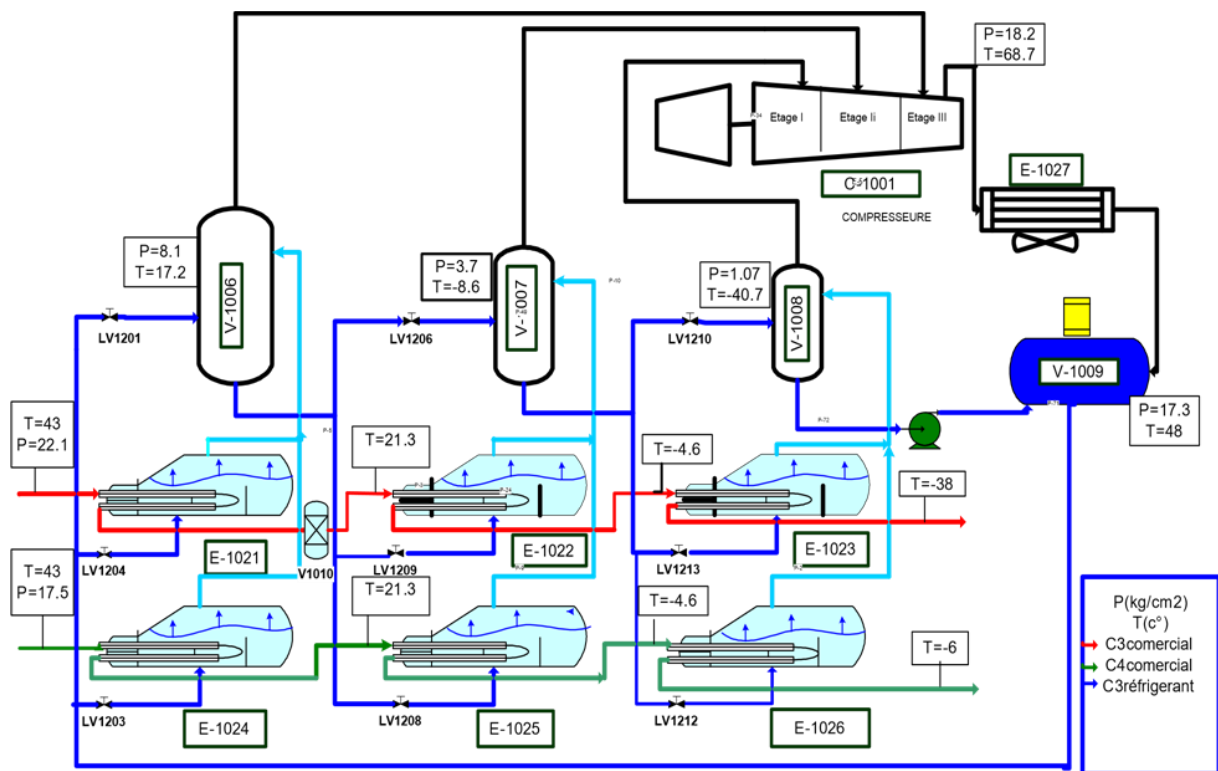


Figure I.8 : Schéma de la section de réfrigération

I.5.7. Procédure de démarrage de la section de réfrigération

Après un déclenchement du compresseur, donc l'arrêt total de la section de réfrigération, nous avons besoin de suivre une procédure de démarrage qui est :

a) Mise en marche initiale

- Toutes les installations d'utilités doivent être mises en service.
- La section de séparation doit être en circulation.
- Le compresseur est isolé par les vannes de sectionnement associées.

Présentation du complexe

- L'unité de déshydratation de garde doit être en état de fonctionnement.
- Le compresseur et la turbine à gaz doivent être prêts à démarrer.
- Le système doit être purgé, séché, et pressurisé avec un gaz neutre (GN).

b) Mise en marche normale

- Vérifier que les vannes sont en position correcte pour la mise en marche.
- Égaliser les pressions des ballons côté aspiration à 3 kg/cm².
- Mettre en service le condenseur de propane refroidi par air.
- Ouvrir complètement les vannes de commande de recyclage et les vannes de démarrage.
- Démarrer la turbine à gaz en suivant la séquence de mise en marche.
- Augmenter progressivement la vitesse du compresseur jusqu'à la vitesse de régime.
- Fermer lentement la vanne de démarrage à l'aide du dispositif de réglage manuel.
- Fermer lentement la vanne de commande de recyclage, puis mettre en fonction le système de contrôle anti-pompage ainsi que celui de la vitesse du compresseur.
- Introduire le liquide produit dans les refroidisseurs et dans le ballon.

CHAPITRE II:

Préoccupation et problématique

II.1. Introduction

Des efforts et des investissements considérables ont été consentis par Sonatrach depuis les années soixante-dix pour la récupération des gaz torchés aussi bien au niveau des champs de production que des complexes de liquéfaction et des raffineries.

II.2. Le torchage dans l'industrie du pétrole et du gaz

II.2.1. Qu'est ce que ça veut dire un torchage ?

Le torchage est la destruction contrôlée et volontaire d'un gaz combustible dans une torchère, cette opération brûle le gaz sans utiliser son énergie d'aucune façon. Le torchage de gaz naturel, et d'autres gaz combustibles, existe à différentes étapes de la chaîne pétrolière.

II.2.2. Pourquoi on torche ?

Le torchage, est habituellement considéré comme une façon à la fois sûre et efficace de se débarrasser du gaz naturel hors spécifications qui associé à la production des **LPG**. Et c'est la méthode habituellement utilisée pour l'élimination des gaz inflammables inutilisables, et aussi utilisé pour dépressuriser un équipement ou une section de traitement des gaz pendant les activités normales d'entretien ainsi en cas d'arrêt d'urgence ou lors d'un démarrage.[7]

Parmi les sources des gaz torchés on trouve :

- Gaz associés au pétrole brut dans les champs pétroliers;
- Gaz des unités de traitement de gaz;
- Gaz des unités de GNL et des raffineries; [9]
- Gaz produits lors de la mise en service d'un puits de pétrole ou de gaz naturel;
- Gaz produit lors des difficultés d'exploitation ou des coupures d'électricité.[8]

II.2.3. Le torchage, comment ça marche ?

II.2.3.1. Les types de torchage

a) Torchage continu

Extraction du pétrole est toujours suivie par une remontée de gaz, le gaz se crée dans les conduites de remontée du pétrole et aussi dans les installations de traitement, qui sont utilisées pour récupérer les impuretés du pétrole. Le gaz est communément utilisé par les compagnies pétrolières pour produire l'énergie requise pour le fonctionnement de la plateforme de traitement.

b) Torchage opérationnel

Par mesure de sécurité, il est nécessaire de purger et brûler le gaz présent dans les installations pétrolières, c'est une opération nécessaire en cas de problème technique.

C'est typique du torchage opérationnel, il est intermittent et ne brûle que le volume de gaz présent dans les installations lors d'un incident.

c) Torchage d'arrêt et de démarrage des unités de production

Le torchage est pratiqué de manière permanente mais ponctuelle à la mise en route d'une nouvelle installation, ou lors d'un arrêt programmé des unités, il s'agit du torchage d'arrêt. Il y a également un torchage intempestif liés aux déclenchements électriques des installations.

d) Torchage d'urgence

Par exemple, le torchage d'un gaz intervient en cas de problèmes d'exploitations ou de coupure de courant.[9]

Par conséquent, réduire les torchères pour préserver notre environnement et éviter une ressource gaspillée par des différentes solutions techniques appropriées est une préoccupation majeure.

III.2.3.2. Les réactions du torchage

a) Combustion complète

La combustion complète d'hydrocarbures purs produit de l'eau, du gaz carbonique et de l'azote.

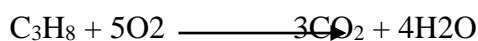
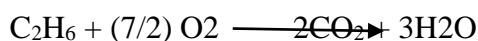
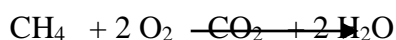




Figure II.1 Combustion complète

b) Combustion incomplète

Toutefois, les modèles de torches peu efficaces ne brûlent pas tout le gaz et ils rejettent, avec le gaz carbonique, des hydrocarbures non brûlés et du monoxyde de carbone.

C'est le cas des torchages lors des d'arrêts et des démarrages ou pendant les déclenchements, la charge du gaz sera importante; donc la combustion est incomplète ce qui donne le monoxyde de carbone (CO) et les vapeurs d'eau (H₂O) comme produits :

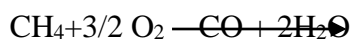


Figure II.2 Combustion incomplète

II.2.4. Les impacts du torchage

a) Impact économique

La récupération des gaz torchés présente un intérêt économique, 32 projets de récupération des gaz torchés ont été mis en œuvre depuis 1973 alors que les volumes de gaz associés produits ont pratiquement été quadruplés ces 33 dernières années, le taux de torchage est passé de 80% en 1970 à 11% en 2003 puis à 7% en 2005, la compagnie a récupéré, pour la période

allant de 1980 à 2005, quelque 411.32 milliards de m³, dans sa stratégie Sonatrach pense déjà à l'avenir dès aujourd'hui.

b) Impact environnemental

Le torchage qui est une perte d'une source non renouvelable constitue un problème environnemental (pollution atmosphérique, bruit, odeurs, fumées préjudiciables à la qualité de vie) ce qui a un effet sur l'échauffement planétaire en raison des émissions des produits de combustion qui contribuent à l'augmentation de la concentration des gaz à effet de serre.[7]

b.1. L'effet de serre

Il y a dans notre atmosphère des gaz (les "gaz d'effet de serre"), qui se trouvent en petite quantité, qui sont pour notre monde exactement comme les fenêtres de la serre. Ils ne sont pas capables d'arrêter la lumière du soleil d'arriver à nous, mais jouent le rôle de couverture en arrêtant l'énergie que nous recevons du soleil de retourner trop vite vers l'espace. Les deux principaux gaz à effet de serre (mais il y a des autres) sont naturels et sont:

- vapeur d'eau, qui prend 2 à 3% de l'atmosphère,
- gaz carbonique, qui occupe présente actuellement 0,035% de l'atmosphère.

Sans effet de serre, la surface terrestre aurait une température moyenne de -15°C plutôt que de +15 °C, rendant notre planète tout à fait inhospitalière

pour la vie. Le danger qu'exprime le mot "effet de serre" est un usage péjoratif.

Il est nécessaire de le remplacer par le mot de "réchauffement climatique".

Il n'est pas danger au phénomène lui-même, tout à fait naturel et essentiel à l'homme, mais à sa transformation en raison de l'homme.

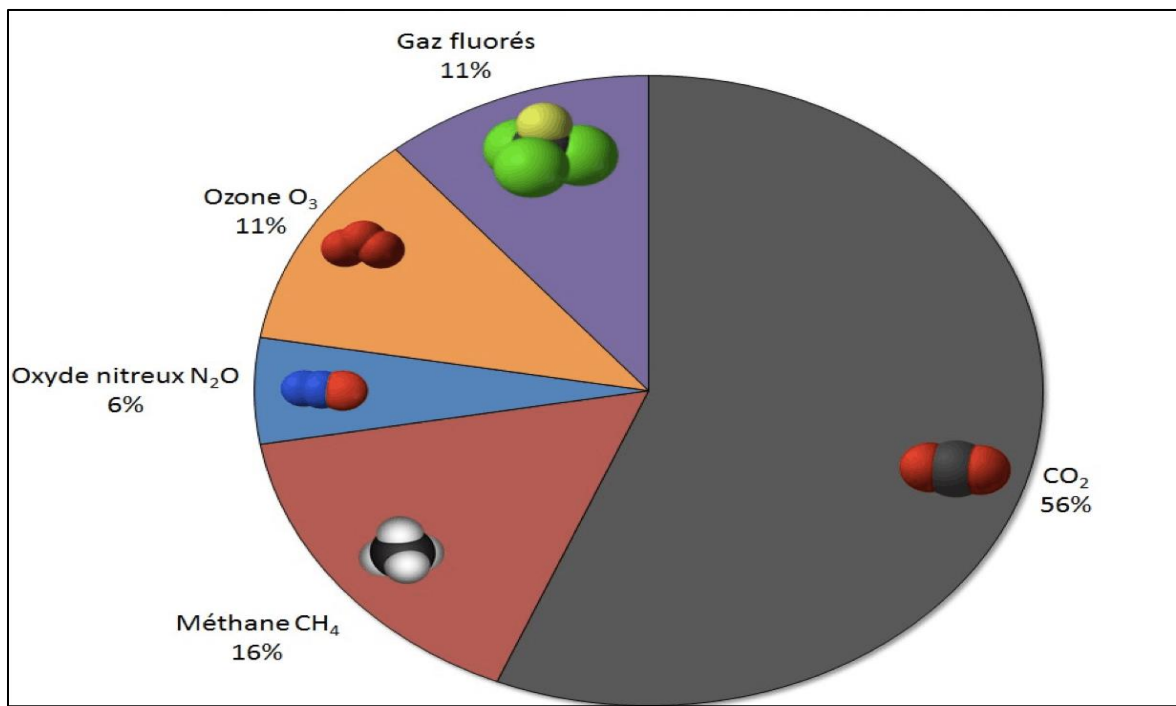


Figure II.3: Concentration des principaux gaz à effet de serre

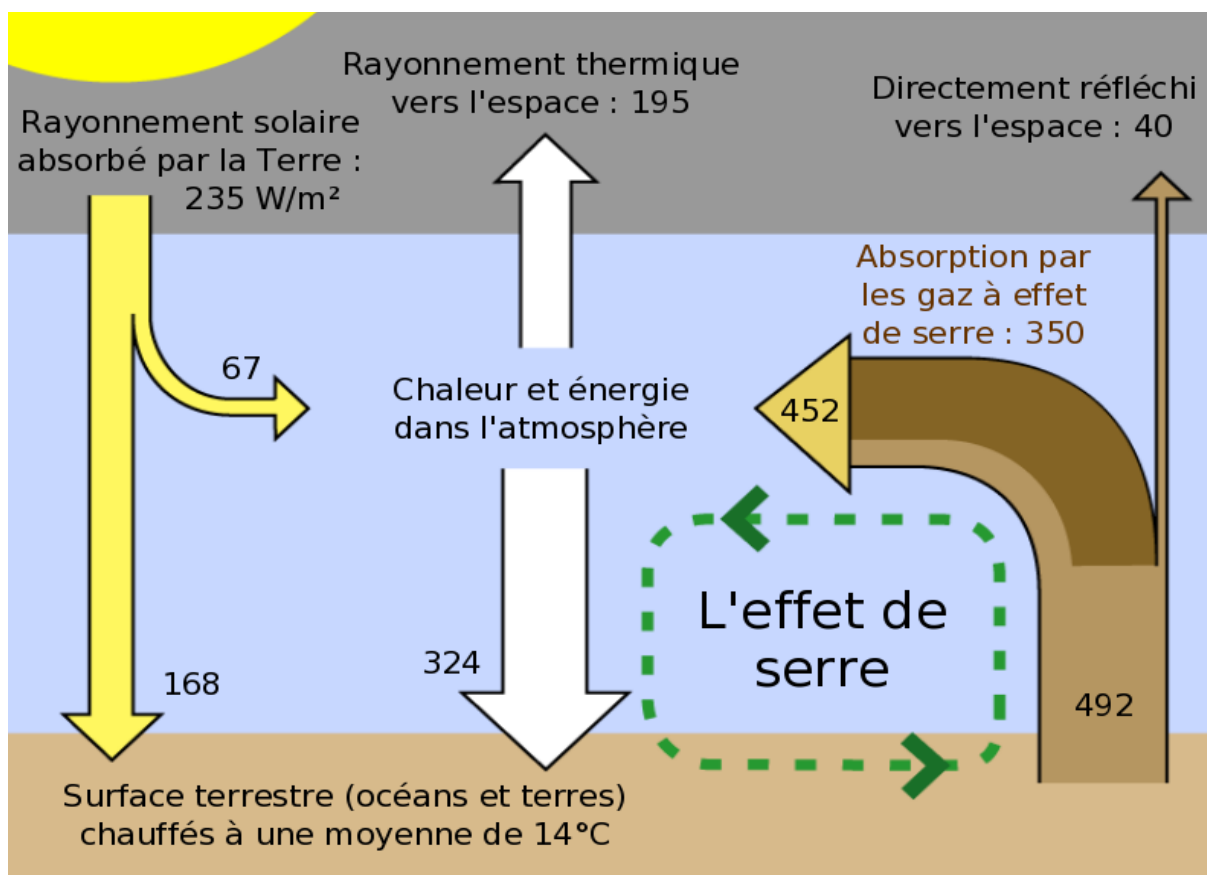


Figure II.4: Fonctionnement général de l'atmosphère

b.2. L'échauffement climatique

En réponse à l'augmentation de l'effet de serre, l'énergie de ces infrarouges prisonniers va chauffer le système atmosphérique et la surface terrestre. Par conséquent la terre va émettre de plus en plus d'énergie (la quantité d'énergie émise augmente avec la température); donnant lieu aux changements climatiques et météorologiques (températures, répartition des vents, la quantité et le type de précipitation.....) qui peuvent avoir de nombreuses conséquences sur les écosystèmes naturels.

Exemples de catastrophes naturelles causées par le réchauffement planétaire:

- L'élévation du niveau des mers et des océans qui mettrait en danger de noyade les îles de basse altitude et les villes littorales.
- Changement dans les précipitations.
- Fonte déjà amorcée des glaciers et la banquise arctique.
- Multiplication des événements de temps extrême.



Figure II.5 : réchauffement climatique illustration

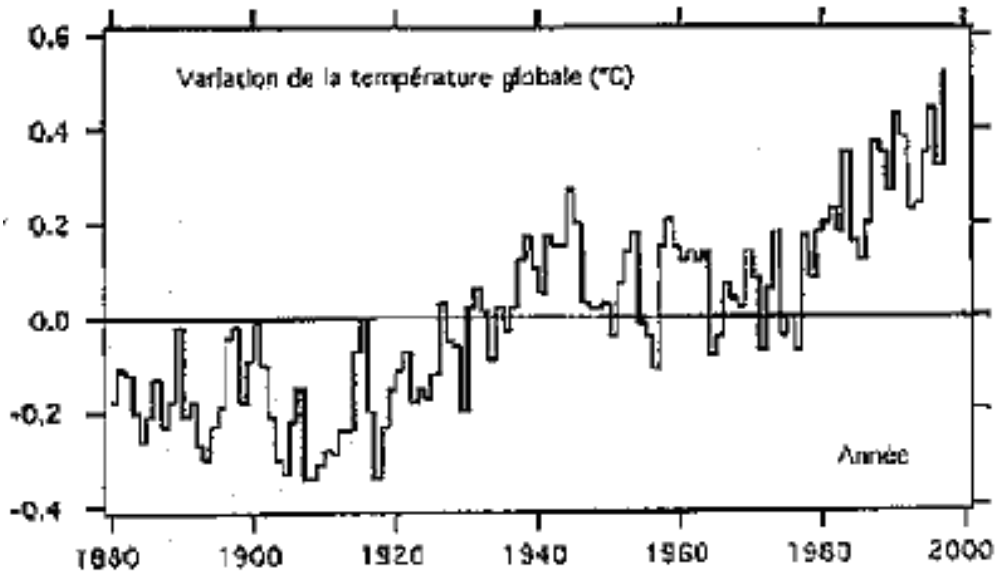


Figure II.6: Evolution des températures moyennes de l'air au niveau du sol depuis 1880. La baisse de 1945 à 1970 est probablement due à la pollution locale qui a entraîné un refroidissement (voir plus loin) pendant les "trente glorieuses", période d'intense activité industrielle.

II.3. Problématique

Après la nationalisation des hydrocarbures, le développement de SONATRACH en termes de diversité et de capacité d'activité a été le spectacle le plus remarquable, un fait dont il convient d'être fier.

En particulier pour le complexe de GP1/Z lors du démarrage de la section de réfrigération, une grande quantité de propane réfrigérant est brûlée. Cette circonstance a suscité une réaction chez les exploitants de l'entreprise, les poussant à intensifier la recherche d'une solution pour résoudre le problème de la perte. Notre étude concerne la récupération du propane réfrigérant torché lors du démarrage de la section réfrigération après un arrêt.

“Peut-on réduire l'impact négatif environnemental et économique des gaz torchés par une récupération?”

II.4. Présentation du problème

Encas d'arrêt d'urgence de la section réfrigération à cause d'une anomalie détectée, la boucle propane s'interrompt soudainement. Comme les trois ballons d'aspiration sont interconnectés, leurs pressions s'équilibrent automatiquement à une valeur moyenne, correspondant à la température ambiante.

Lors de cette étape de réfrigération, la procédure exige que la pression dans les ballons d'aspiration soit inférieure à 3 kg/cm². Étant donné qu'il existe une différence de pression entre les ballons au moment de l'arrêt, une partie de la vapeur doit être brûlée pour les dépressuriser avant de pouvoir redémarrer le processus.

L'objectif principal de ce travail est justement de récupérer cette quantité de gaz qui serait normalement torchée.

II.5. Évaluation de la quantité de propane torché

Au cours de notre stage, nous avons été contactés avec le Service de coordination des arrêts pour recenser les arrêts liés aux déclenchements automatiques, en identifiant leurs dates et leur fréquence. En sélectionnant quelques cas réels, nous avons pu estimer le volume de propane brûlé en comparant le niveau du réfrigérant dans le ballon V-1009 avant et après chaque arrêt.

Ces données ont été extraites du PHD (ProcessHistoryDatabase), qui enregistre l'historique des mesures du procédé.

GP1Z contrôle plusieurs centrales GPL depuis différentes salles de contrôle. Grâce à ces stations, les équipes ont accès aux données DCS en temps réel. Le PHD assure la conservation de l'historique et offre divers outils d'analyse, tels que des rapports Excel, des courbes de tendance, des schémas personnalisés et une interface "process trend" pour le suivi visuel des procédés. [5] - Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités ; section de récupération BOG propane formation DRH .

II.5.1. Les arrêts

Les arrêts les plus fréquents, qui sont à l'origine de notre problème, proviennent souvent des situations suivantes :

- Arrêt du pompage RTO

- Coupure d'alimentation électrique
- Manque de charge
- Arrêt pour travaux de maintenance
- Stock élevé en C3 ou C4
- Déclenchement dû à une fluctuation électrique
- Problèmes techniques ou défaillances, comme celles des transformateurs ou des pompes

Tableau II.1 : Nombre d'arrêt par train

Trains	Nombre d'arrêts
100	10
200	15
300	12

II.5.2. Calcul théorique du niveau au V-1009 :

Le ballon horizontal:V1009, comme il est sur l'annexe n°02 le volume est **130.2m³** avec:

$D=4m$ et $L=9m$.on procède selon la méthode montrée sur l'annexe n°03

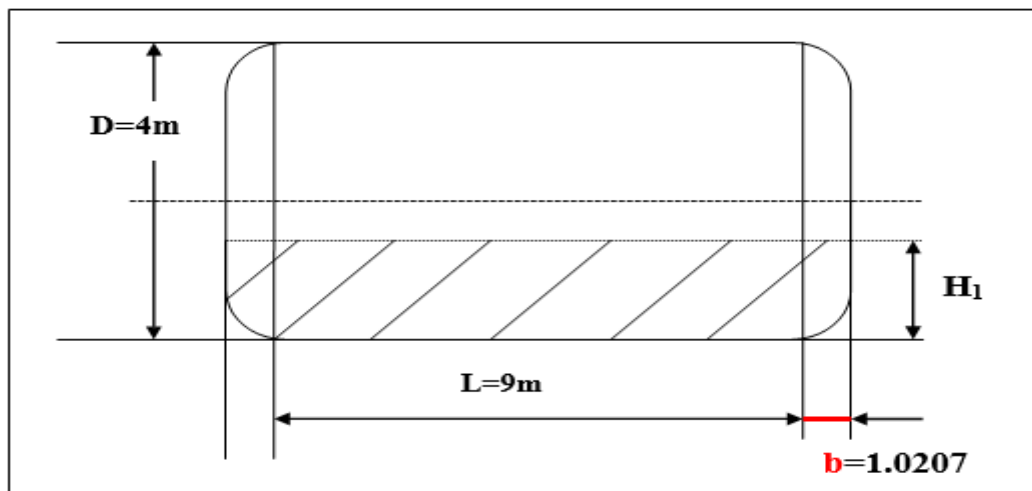


Figure II.7 :Dimensions du ballon V-1009

II.5.2.1. Volume du cylindre horizontal

Pour calculer le volume total on utilise la formule suivante qui est la somme du volume des deux côtés et le volume du cylindre

$$V_t = (1/6) \times [\pi \cdot K_1 \cdot D^3] + (1/4) \times [\pi \cdot D^2 \cdot L] \quad [\text{m}^3] \quad \text{[II.1]}$$

Avec :

$$K_1 = 2b/D$$

$$Z_e = H_1/D$$

$$Z_c = H_1/D$$

$$\text{Volume partiel} = (1/6) \times [\pi \cdot K_1 \cdot D^3] \times [f(Z_e)] + (1/4) \times [\pi \cdot D^2 \cdot L] \times [f(Z_c)] \quad [\text{m}^3] \quad \text{[II.2]}$$

$F(Z_e)$: coefficient d'un cylindre horizontal

$F(Z_c)$: coefficient ellipsoïdal

$$\text{Volume total} = \text{Volume dans les deux cotés} + \text{Volume du cylindre}$$

II.5.2.2. Calcul de b :

Dimension de la partie courbée du cylindre

D'où : $V_t = 1/6\pi K_1 D^3 + 1/4\pi D^2 L$, avec : $K_1 = 2b/D$

$$V_t = 1/6\pi (2b/D) D^3 + 1/4\pi D^2 L$$

$$V_t = 1/3\pi b D^2 + 1/4\pi D^2 L$$

$$b = 3(V_t - 1/4\pi D^2 L) / \pi D^2$$

A partir de la relation (II.1) :

$$130,2 = (1/6) \times [\pi \cdot K_1 \cdot D^3] + (1/4) \times [\pi \cdot D^2 \cdot L]$$

$$130,2 = (1/6) \times [\pi \cdot (2b/D) \cdot D^3] + (1/4) \times [\pi \cdot D^2 \cdot L]$$

$$130,2 = (1/3) \times [\pi \cdot b \cdot D^2] + (1/4) \times [\pi \cdot D^2 \cdot L]$$

$$130,2 = 0,3333 \times 3,1416 \times b \times 16 + 0,25 \times 3,1416 \times 16 \times 9$$

$$b = [130,2 - (0,25 \times 3,1416 \times 16 \times 9)] / (0,3333 \times 3,1416 \times 16)$$

$$\rightarrow \mathbf{b = 1,02074}$$

Les Cas réel

Tableau III.2 : Les opérations effectuées au niveau des trains

Cas réel	Date et temps	Niveau du ballon (%)	Figures
Cas1 Train 500	Arrêt le: 05/01/2023 à 07:32:21	48	II.8
	Démarrage le: 05/01/2023 à 10:20:40	9,38	II.8
Cas 2 Train 600	Arrêt le: 08/05/2023 à 16:41:20	28,94	II.9
	Démarrage le: 08/05/2023 à 20:28:23	4,59	II.9

Voici les diagrammes respectives des arrêts des deux cas:

✓ **Premier cas**

Déclenchement du moto-compresseur TR500 par niveau très haut LSHH-5202 sur le ballon HP (V-5006).

Le niveau du ballon diminue de 48% à 9,38 % après le démarrage de la section de réfrigération.

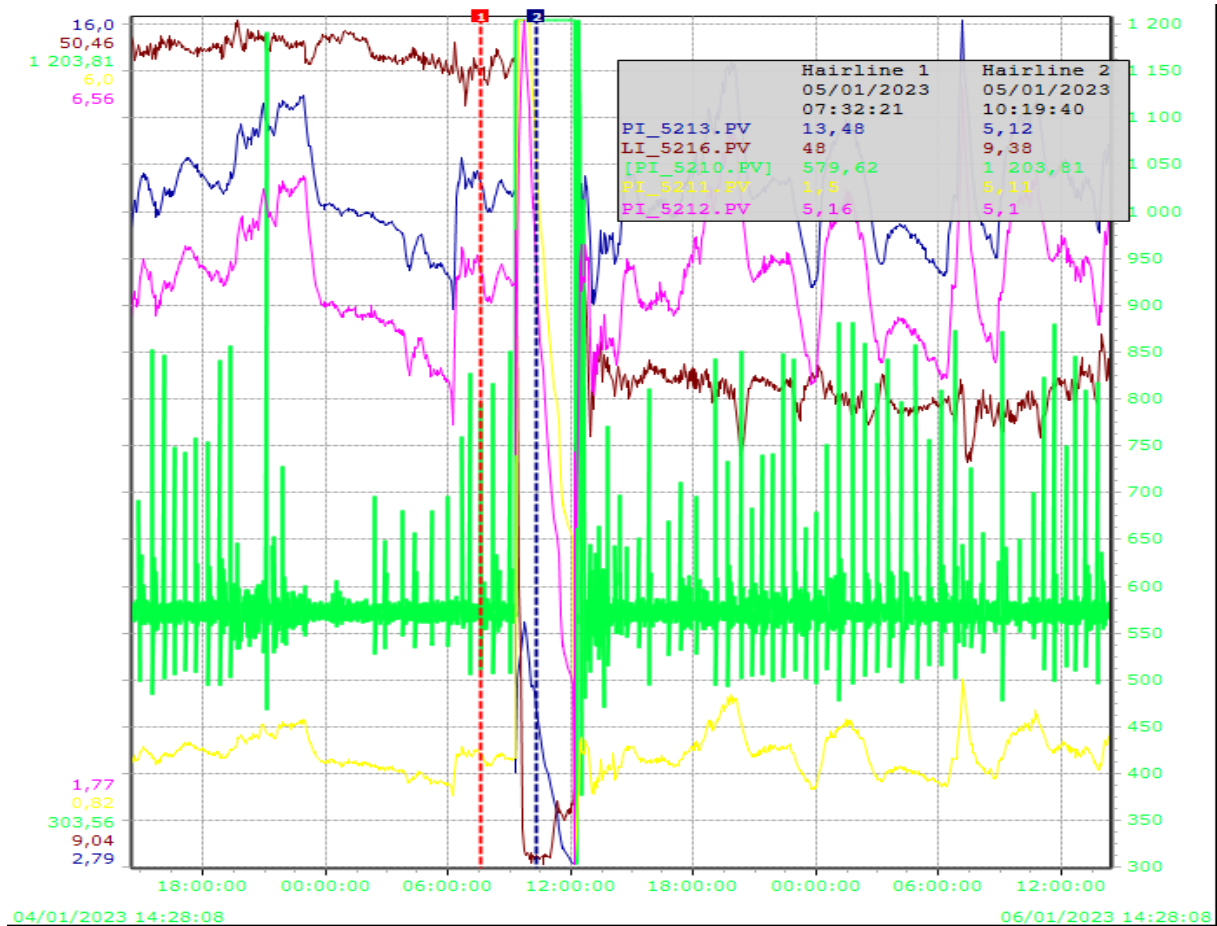


Figure II.8 : Les pressions des trois ballons et le refoulement des compresseurs après l'arrêt

- ✓ **Deuxième cas**
- ✓ Dépressurisation TR600, arrêt par manque de charge le 08/05/2023
- ✓ L'allure du ballon diminue de 28,94% à 4,59 % après le démarrage de la section de réfrigération.

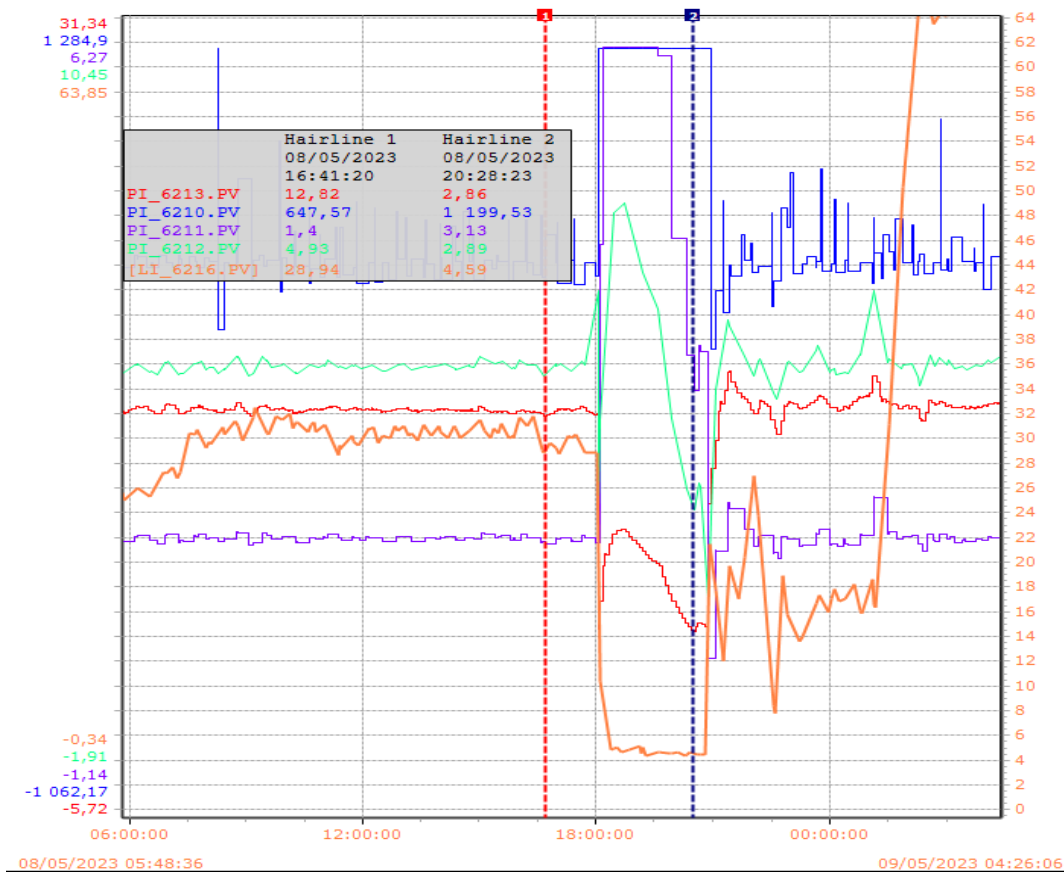


Figure II.9 : Les pressions des trois ballons et le refoulement du compresseur au démarrage

PI_3210.PV : indicateur de la pression à l'aspiration du ballon basse pression en (**kg/cm.G**)

PI_3211.PV : indicateur de la pression à l'aspiration du ballon moyenne pression (**kg/cm.G**)

PI 3212.PV : indicateur de la pression à l'aspiration du ballon haute pression (**kg/cm.G**)

PI_3213.PV : indicateur de la pression au refoulement du compresseur (**kg/cm.G**)

LI_3216.PV : indicateur du niveau au ballon **V-1006** en (%)

II.5.3.1. Cas N°1 :

a) Calcul de la hauteur **H1** :

100 %D → 4m.

$$H1 = (48 * 4) / 100$$

$$H1 = 1,92 \text{ m}$$

48% → H = 1,92m.

9,38% → H = 0,3752m.

b) Calcul du volume partiel correspondant à 48%:

$$48\% \longrightarrow H = 1,92\text{m.}$$

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,51037$$

$$Ze = Zc = H1/D = 1,92 / 4 = 0,48$$

$$f(Ze): 0,470016 \text{ (voir annexe 01).}$$

$$f(Zc): 0,474541 \text{ (voir annexe 02).}$$

$$\text{- Volume partiel} = (1/6) \times [\pi.K1.D3] \times [f(Ze)] + (1/4) \times [\pi.D2.L] \times [f(Zc)]$$

$$\text{A.N : } Vp = (1/6) \times [\pi.64.0,51037] \times [0,470016] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0,474541]$$

$$\rightarrow Vp = 61,67 \text{ m}^3$$

c) Calcul du volume partiel correspondant à 9,38%:

$$9,39\% \longrightarrow H = 0,3752 \text{ m.}$$

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,51037$$

$$Ze = Zc = H1/D = 0,02345 / 4 = 0,0938$$

$$f(Ze): 0,024338 \text{ (voir annexe 01).}$$

$$f(Zc): 0,046782 \text{ (voir annexe 02).}$$

$$\text{- Volume partiel} = (1/6) \times [\pi.K1.D3] \times [f(Ze)] + (1/4) \times [\pi.D2.L] \times [f(Zc)]$$

$$\text{A.N : } Vp = (1/6) \times [\pi.64.0,51037] \times [0,024338] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0,046782]$$

$$\rightarrow Vp = 5,704\text{m}^3$$

d) Volume torché/arrêt1 :

$$Vt.a1 = 61,67 - 5,704 = 55,966\text{m}^3$$

II.5.3.2. Cas N°2 :

a) Calcul de la hauteur H1 :

$$100\% \longrightarrow D = 4\text{m.}$$

$$28,94\% H \longrightarrow 1,1576\text{m.}$$

$$4,59\% \longrightarrow H = 0,1836\text{m.}$$

b) Calcul du volume partiel correspondant à 28,94%:

28,94% → $H = 1,1576\text{m}$.

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,51037$$

$$Ze = Zc = H1/D = 1,1576 / 4 = 0,2894$$

f (Ze): 0,202288 (voir annexe 01).

f (Zc): 0,239548 (voir annexe 02).

$$\text{- Volume partiel} = (1/6) \times [\pi.K1.D3] \times [f(Ze)] + (1/4) \times [\pi.D2.L] \times [f(Zc)]$$

A.N :

$$Vp = (1/6) \times [\pi.64.0,51037] \times [0,202288] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0,239548]$$

$$\rightarrow Vp = 30,536 \text{ m}^3$$

c) Calcul du volume partiel correspondant à 4,59%:

4,59% → $H = 0,1836 \text{ m}$.

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,51037$$

$$Ze = Zc = H1/D = 1,95 / 4 = 0,0459$$

f (Ze): 0,005893 (voir annexe 01).

f (Zc): 0,015985 (voir annexe 02).

$$\text{-Volume partiel} = (1/6) \times [\pi.K1.D3] \times [f(Ze)] + (1/4) \times [\pi.D2.L] \times [f(Zc)]$$

$$\text{A.N : } Vp = (1/6) \times [\pi.64.0,51037] \times [0,005893] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0,015985]$$

$$Vp = 1,907 \text{ m}^3$$

d) Volume torché/arrêt2 :

$$Vt.a2 = 30,536 - 1,907 = 28,629 \text{ m}^3$$

II.5.4.La quantité annuelle de propane torché

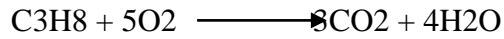
Nous obtenons après calcul un volume moyen à torcher de 42,2975 m³ ce qui correspondant à une masse de 20133,61 kg (Avec $\rho = 476 \text{ kg/m}^3$ aux conditions de stockage aux V-1009 P=14 bar et T=35°C), sachant que le nombre d'arrêt par an égal à 37 arrêts, la quantité annuelle moyenne de propane torché l'année 2023 sera :

$$M = 20133,61 \times 37 \text{ arrêts/an} = 744943,57\text{kg/an} = 744,94357 \text{ Tonne/an}$$

$$\rightarrow M = 744,94357\text{tonne/an}$$

Remarque:

Pour une combustion complète dont une mole de propane brûlé produit 3 moles de CO₂, la quantité massique émise sera 60400,83 kg par arrêt.



Afin de récupérer la quantité de gaz après combustion, nous ne proposons que la récupération des gaz brûlés, en rétablissant la même pression que la ligne BOG. On constate que le ballon HP V-1006 s'est avéré quatre fois plus grand que les autres ballons MP et BP et leurs positions sont plus proches de la ligne BOG. Donc, le relâcher fera chuter la pression des trois ballons de la boucle à 3 kg/cm² aux conditions initiales. Entre 5 et 7 kg/cm², la température est proche de température de fonctionnement, mais a tendance à une température ambiante.

CHAPITRE III :

La solution

III.1. Objectif de l'étude :

Pour récupérer les gaz qui sont normalement torchés, nous proposons la solution suivante : Installer une conduite équipée d'une vanne de détente, qui permettrait de ramener ces gaz à la même pression que celle de la ligne BOG.

Nous avons remarqué que le ballon HP V-1006 a un volume environ quatre fois plus grand que les autres ballons MP et BP, et en plus, il est situé plus près de la ligne BOG.

En le soulageant, on pourrait réduire la pression dans les trois ballons jusqu'à 3 kg/cm², ce qui est la condition souhaitée pour pouvoir démarrer le système.

Lors de l'arrêt, les vapeurs de propane contenues dans le ballon V-1006 sont maintenues à l'état gazeux, sous une pression comprise entre 5 et 7 kg/cm², et à une température proche de celle de service. Toutefois, si l'arrêt dure longtemps, la température peut tendre vers celle de l'ambiance, notre objectif est donc de trouver une solution pour réduire au maximum le débit de propane qui part au torchage.

III.2. La ligne BOG :

Cette ligne est faite pour récupérer les vapeurs des produits finis et les acheminer vers la section BOG (Boil-Off Gas), son rôle est de récupérer ces vapeurs en les re-liquéfiant, pour ensuite les renvoyer dans les systèmes de stockage.

Ces gaz de vaporisation proviennent principalement de :

- Gaz de détente de l'unité de refroidissement (au niveau du ballon flash **V-1013** pour le propane).
- Gaz évaporés des bacs de stockage.
- Gaz de retour de la jetée : l'évaporation des gaz contenue dans les citernes des navires au moment de leur chargement et ces vapeurs sont déplacés par le liquide chargé.
- La section de **BOG** se compose de :
 - * **5** compresseurs de type alternatif à piston à **3** étages.
 - * ballons d'aspiration.
 - * Une batterie d'aéro-réfrigérant.
 - * **1** ballon récupérateur de condensât.
 - * **3** économiseurs (**HP, MP&BP**).

Avec capacité nominale de récupération :

- * Propane est de **43,52t/h**. * Butane est de **28,63t/h**.

La solution

Les gaz d'évaporation qui viennent des différentes cuves sont d'abord envoyés vers le ballon d'aspiration (V-0011).

Ce ballon sert à séparer ce qui est liquide et à laisser s'évaporer ce qui doit l'être, pour ensuite alimenter une batterie de compresseurs.

Après ça, les gaz passent par un aéroréfrigérant où ils sont condensés, puis ils s'accumulent dans un autre ballon (V-0012).

Ensuite, ils traversent trois économiseurs pour que leur température baisse jusqu'à atteindre la température de stockage.

Les économiseurs, ce sont en fait des échangeurs de chaleur où le propane liquide circule à la fois du côté calandre et du côté faisceau de tubes.

Le propane liquide utilisé côté calandre est obtenu en détendant du condensat pris à l'entrée de l'économiseur.

Tout ça est bien contrôlé pour que la pression soit adaptée à chaque étage, comme on le voit sur [Figure III.1].

Au niveau du ballon d'aspiration, la pression est plus basse que celle de la ligne (environ 1,1 kg/cm², soit 100 mmH₂Oeff), pour des températures allant de -20 °C à -50 °C.

Ça permet aux vapeurs récupérées et aux gaz évaporés de se déplacer naturellement vers la section BOG, aidés par l'aspiration des compresseurs alternatifs.

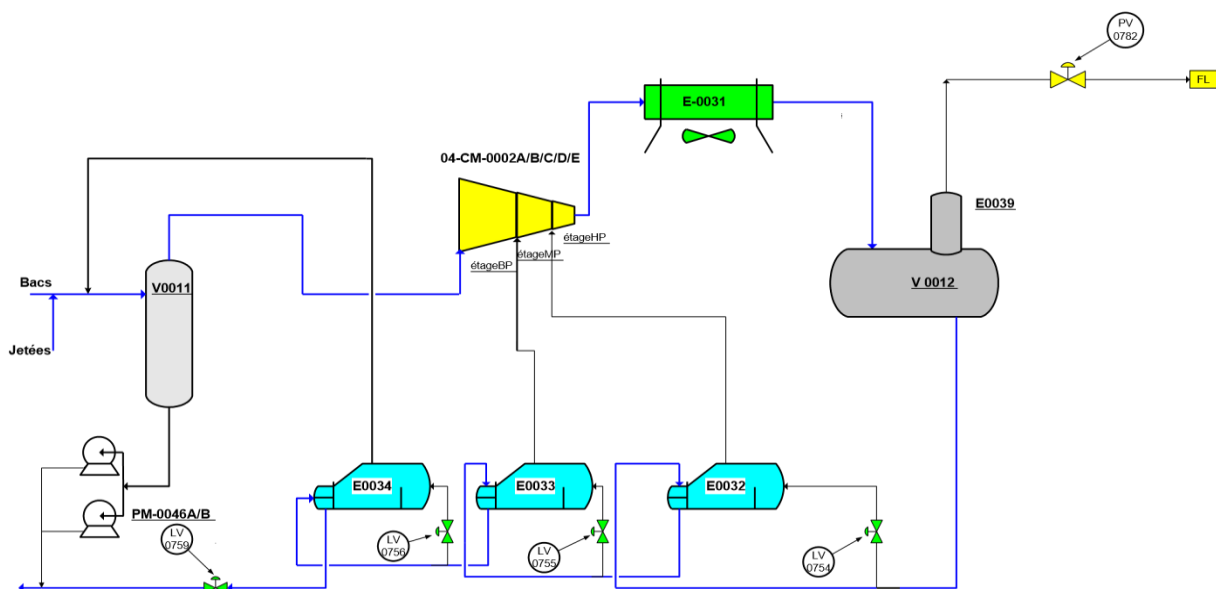


Figure III.1 : Section B.O.G du propane.

III.3. Dimensionnement de la ligne de récupération de propane :

Deux critères sont retenus pour le dimensionnement d'une ligne : la vitesse 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 celui de la ligne de torche.

Le simulateur Hysys fournit l'optimisation du diamètre par l'option « pipe sizing ».

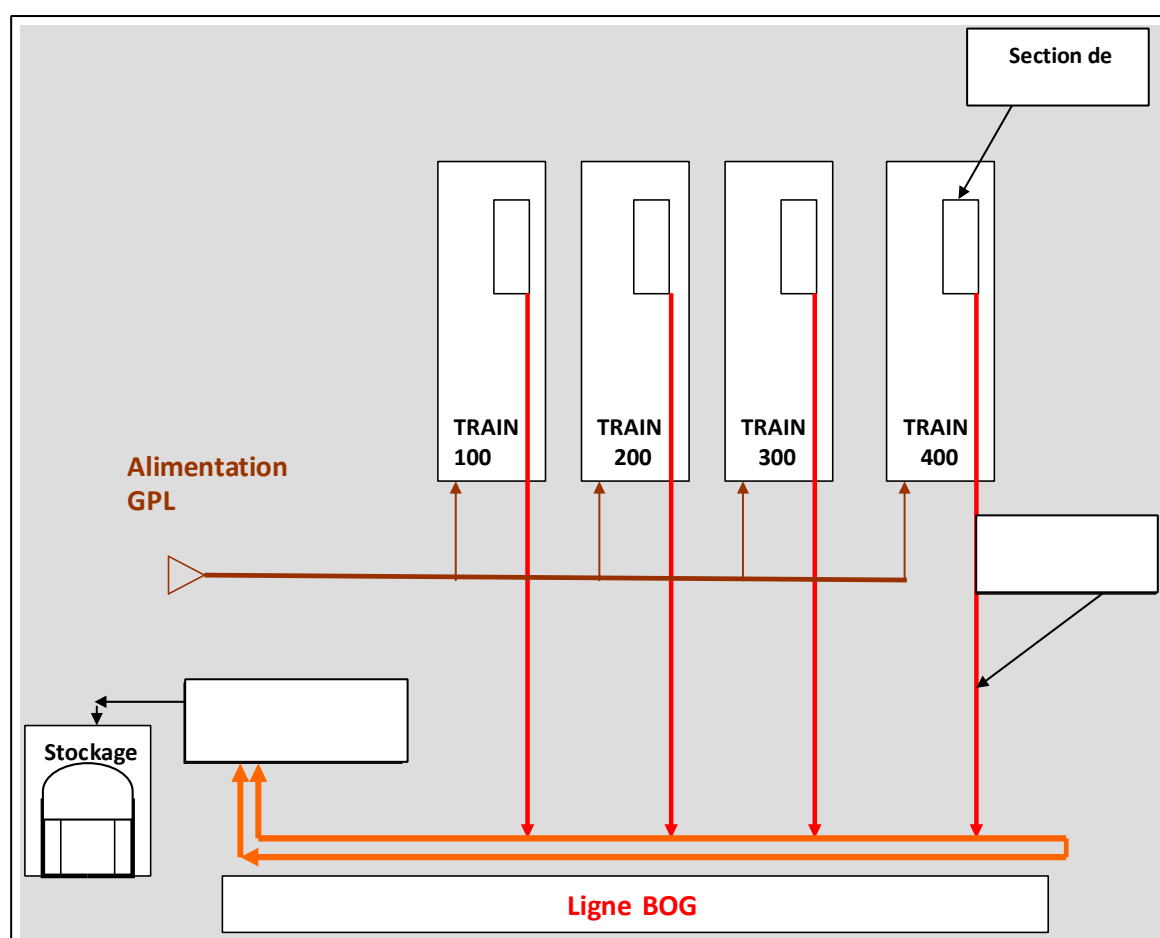


Figure III.2 : Localisation de la ligne de récupération.

III.4. Simulation :

III.4.1. Généralités sur la Simulation :

Aujourd'hui, avec l'énorme évolution des logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil incontournable pour l'ingénieur chimiste.

La solution

Les simulateurs de procédés chimiques, largement utilisés dans l'industrie, peuvent être vus comme de véritables modèles de connaissance.

Ils s'appuient sur la résolution des bilans de masse, d'énergie et des équilibres thermodynamiques pour fournir des données essentielles à la conception.

En pratique, ces outils servent surtout à concevoir de nouveaux procédés, à les optimiser, et à tester différentes conditions opératoires avant leur mise en œuvre.

III.4.2. Généralités sur la Simulation :

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Les simulateurs industriels les plus connus et utilisés mondialement sont :

- Aspen Plus (Aspen Technologies).
- Design II (deWinSim).
- HYSYS, Prosim, (Hyprotech).
- PRO/II (Simulation Sciences).
- Chemcad.

III.4.3. Définition de la Simulation :

La simulation consiste à utiliser un ou plusieurs modèles mathématiques adaptés pour étudier le comportement d'un système physique, elle permet d'avoir une bonne compréhension du système et de ses principales caractéristiques, sans avoir besoin d'intervenir directement sur le procédé réel.

III.4.4. Définition du modèle mathématique :

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent comment fonctionne un système à étudier (comme une opération de séparation de phases, d'extraction, de transfert de chaleur, etc.).

Ces équations expriment généralement des lois de conservation de masse, d'énergie, de quantité de mouvement, ainsi que des équilibres thermodynamiques.

Grâce à ce raisonnement mathématique, la simulation apporte un avantage essentiel : elle permet d'avoir une vision fiable et précise du comportement du système réel.

III.4.5. Choix de logiciel de simulation :

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

La solution

- La résolution des bilans de matières et d'énergie.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé.
- L'optimisation du procédé.

Et pour la réalisation de celle-ci, un simulateur doit contenir :

- Une bibliothèque de modèle de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs.
- Une bibliothèque de modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentés dans un procédé de fabrication.
- Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques.
- Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics.

III.4.6. Description du Simulateur HYSYS :

Le **HYSYS** est un logiciel de simulation des procédés de génie chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

Les ingénieurs engagés dans le domaine de design utilisent le logiciel **HYSYS** pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par **HYSYS** réduit les coûts de l'engineering par :

- Des calculs rapides de différents designs pour s'assurer que les équipements du procédé sont correctement spécifiés afin de délivrer les caractéristiques du produit voulu aux rendements de la production désirés.
- Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails.

III.4.7. Choix de l'équation d'état :

La simulation peut se faire en mode statique (steady state) ou mode dynamique, en se basant sur l'équation d'état utilisé pour les mélanges liquide vapeur et qui est recommandée pour les hydrocarbures Peng Robinson de forme :

$$P = [R \times T / (V - b)] - (a \times \alpha / [V (V + b) + b (V - b)]) \quad [\text{Kg/Cm}^2] \quad [\text{III.1}]$$

Avec :

- P** : Pression en (Kg/cm²).
- R** : Constant des gaz parfait [8,314 Kj/(kmol.k)].
- T** : Température en (K).
- V** : Volume (m³).

III.4.8. 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.

- **Equipements :**

- **Segment pipe** : avec une longueur de **130 m** et quatre coudes soumis à température ambiante de **30°C**.

- **Vanne de détente** : détend les vapeurs à une pression de **900 mmH₂O** effective (**1,1 bar**) mesuré par l'indicateur de pression sur la ligne ; cette pression est le cas le plus défavorable quand la température ambiante est supérieure à **30°C**.

III.4.9. Simulation en mode dynamique :

Pour avoir un profil réel sur le déroulement de la dépressurisation du ballon V-1006 tout en récupérant les vapeurs du propane une simulation en mode dynamique s'impose (voir annexe simulation dynamique).

a) Equipements :

- **Gaz pipe** : présente une page utilisable pour le mode dynamique (en gardant les mêmes pertes de charge et le coefficient d'échange de chaleur)

- **Ballon séparateur V-1006** : soumis aux conditions de l'arrêt **P7kg/cm²** et **T=12,4°C** et remplis à un niveau de **50%**.

b) Résultats :

Les graphes issus de la simulation dynamique montrent le profil de la dépressurisation, accompagné d'une baisse de température de 12,4 °C à -14 °C.

Les vapeurs récupérées passent ensuite par la conduite de récupération, où la pression chute avec une perte de charge maximale de 0,23 bar.

À la sortie de cette conduite, les vapeurs sont détendues jusqu'à atteindre la pression d'admission de la ligne BOG, soit environ 900 mmH₂Oeff dans le pire des cas, ce qui fait aussi baisser leur température jusqu'à -11 °C.

La ligne BOG, qui transporte normalement des vapeurs à 1,1 bar et à -39 °C, sera, en situation défavorable (début de dépressurisation en été, avec une température d'injection de 5 °C, réajustée après l'injection des vapeurs récupérées à une température de -18 °C.

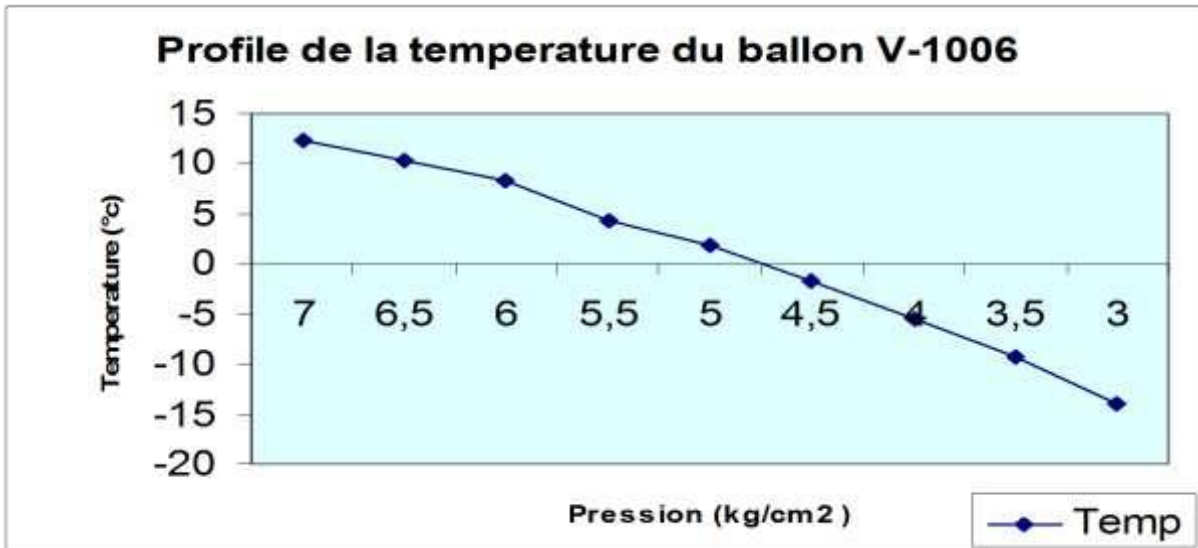


Figure III.3 : Profil de la dépressurisation.

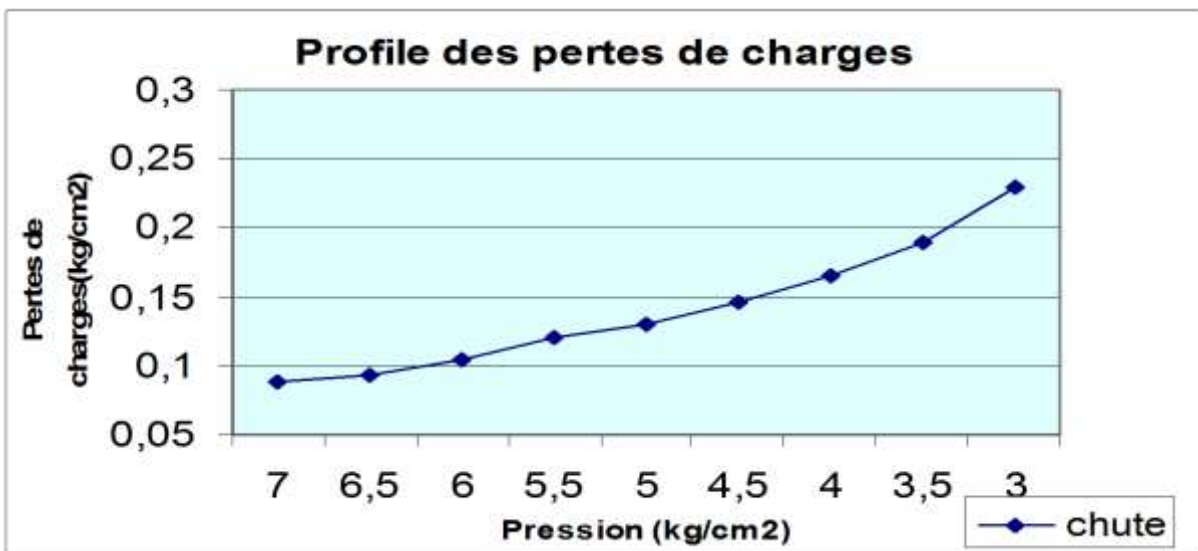


Figure III.4 : Profil des pertes de charges au niveau de la pipe.

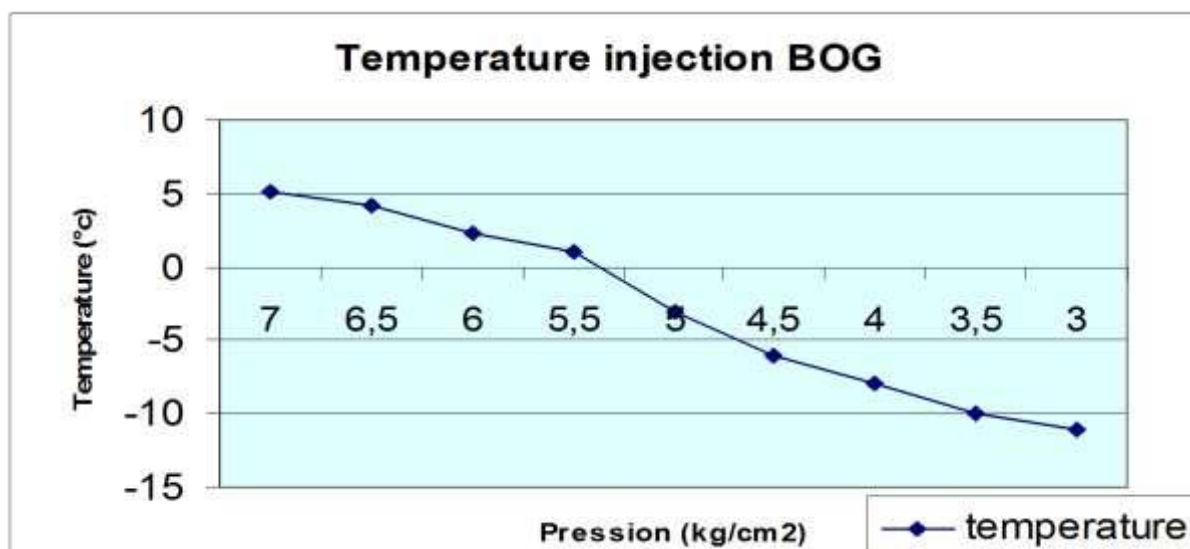


Figure III.5 : Profil de la température à l'injection (sorti vanne).

c) Interprétation des résultats :

D'après la simulation, les résultats montrent que les températures obtenues, avec une pression de 900 mmH₂Oeff, sont tout à fait adaptées pour l'envoi vers la section BOG. Ainsi, l'injection momentanée des vapeurs récupérées pourra se faire à la même pression que celle de la ligne BOG, et la différence de température reste parfaitement admissible.

Pour rappel, la section BOG est capable de liquéfier des gaz ayant des températures allant jusqu'à 20 °C (notamment lors du retour des vapeurs provenant des navires).

Pour cela, elle utilise deux vannes de régulation de température (TV-751 A/B), situées en amont du ballon séparateur V-0011.

Ce ballon joue également un rôle essentiel en maintenant la pression d'aspiration requise (100 mmH₂Oeff) pour alimenter les trois compresseurs à propane, chacun avec un débit d'aspiration de 16 570 kg/h.

En se basant sur les résultats obtenus, nous avons pu conclure que :

1. Le propane habituellement torché lors du démarrage de la section réfrigération peut être récupéré en créant une conduite de 130 mètres reliant le ballon V-1006 à la ligne BOG.
2. Le propane peut être transféré par simple différence de pression depuis le ballon V-1006, tout en respectant les conditions nécessaires pour sa liquéfaction.
3. La modification est techniquement réalisable sans avoir à arrêter la production.

4. Cette modification permettra au complexe de réaliser des économies importantes et contribuera aux efforts de Sonatrach pour réduire les volumes de gaz torchés.

III.5. Calcul théorique

III.5.1. Vitesse d'écoulement du gaz

Selon la loi de la continuité nous avons :

$$Q_m = \rho \times V \times S \text{ [Kg/h]} \quad \text{[III .2]}$$

Avec :

- Q_m : Débit massique en (Kg/h).
- V : Vitesse d'écoulement du gaz en (m/s).
- ρ : Masse volumique en (Kg/ m³).
- S : Surface d'écoulement en (m²). Avec
- $S = \pi \times D^2 / 4 \text{ [m}^2\text{]} \quad (4)$

III.5.4. Diamètre

Selon la relation suivante :

$$D_{int} = D_{ext} - 2e \text{ [m]} \quad \text{[III .3]}$$

Avec :

- D : Diamètre de pipe en (m).
- D_{int} : Diamètre intérieure de pipe en (m).
- D_{ext} : Diamètre extérieur de pipe en (m).
- e : Epaisseur de pipe en (m).

III.5.4. La masse volumique

$$\rho = (P \times M_{moy}) / (Z \times R \times T) \text{ [Kg/m}^3\text{]} \quad \text{[III.4]}$$

Tels que :

- P : Pression de gaz en (atm).
- R : Constante de gaz parfait en (atm/mol.k), avec $R=0,082 \text{ atm/mol.k}$.
- T : Température du gaz en(K).
- M_{moy} : Masse moyenne de gaz en (g/mol).

$$M_{moy} = \sum M_i \cdot X_i \quad \text{[III .5]}$$

Tels que :

- M_i : Masse molaire du constituant.
- X_i : Fraction molaire du constituant.

Donc :

$$V = Q_m / (S \times \rho) \implies V = 4 \times Q_m / (\rho \times \pi \times D^2) \quad [\text{III} .6]$$

III.5.4. Nature de l'écoulement

a) Nombre de Reynolds :

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

$$Re = \rho \times V \times D / \mu \quad [\text{III} .7]$$

Avec :

- Re : Nombre de Reynolds.
- ρ : Masse volumique en (Kg/m^3), $\rho = m / V$ [Kg/m^3] [III .8]

L'expression montre que :

Si $Re < 2000$: le régime est laminaire indique que l'écoulement est calme et régulier.

Si $2000 < Re < 3000$: le régime est intermédiaire indique que l'écoulement est instable entre le régime laminaire et le régime turbulent.

Si $Re > 3000$: le régime est turbulent indique que l'écoulement est sous forme de tourbillon et de remous.

Ces valeurs doivent être considérées comme des ordres de grandeurs, le passage d'un type d'écoulement à un autre se faisant progressivement [6].

b) Pertes de charges

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

$$\Delta PT = \Delta P_l + \Delta PS \quad [\text{Kg}/\text{cm}^2] \quad [\text{III} .9]$$

Avec :

- ΔPT : Pertes de charge totale en (Kg/cm^2).
- ΔPS : Chute de pression singulière en (Kg/cm^2).
- ΔP_L : Chute de pression linéaire en (Kg/cm^2).

La solution

❖ Pertes de charges Systématiques (Linéaire)

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

$$\Delta P_L = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V_2 / (2 \times g)] [\text{Kg/cm}^2] \quad [\text{III} .10]$$

Avec :

- ΔP_L : Pertes de charge linéaire en (Kg/cm^2).
- ρ : Masse volumique en (Kg/m^3).
- λ : Coefficient de perte de charge, On le détermine en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ε/D). Avec $\varepsilon=0.0006$ pour l'acier au carbone (Voir Annexe04).
- D : Diamètre interne du collecteur en(m).
- V : Vitesse d'écoulement en (m/s).
- g : Accélération de la pesanteur en (m/s^2), [$g=9,81\text{m/s}^2$].
- L : Longueur du collecteur en(m).

❖ Pertes de charges locale (Singulière)

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

$$\Delta P_s = \rho \times K \times [V_2 / (2 \times g)] [\text{Kg/cm}^2] \quad [\text{III} .11]$$

Avec :

- ΔP_s : Chute de pression singulière en (Kg/cm^2).
- ρ : Masse volumique en (Kg/m^3).
- K : Coefficient de perte de charge locale [Coude 90° , $K = (0,5 ; 0,75)$], (Voir Annexe05).
- V : Vitesse d'écoulement en (m/s).
- g : Accélération de la pesanteur en (m/s^2).

III.5.5. Données

Étant donné que la température extérieure de 28°C durant notre période de stage qui s'étend du 09 février au 10 mars 2025, il y avait une ample quantité de gaz brûlés. Il convient de mentionner que le même type de matériel a été utilisé pour effectuer la modification, sur le collecteur, une vanne d'isolement manuelle a été prévue pour éviter les accidents et garantir la sécurité des personnes.

La solution

Elle est utilisée pour ouvrir le ballon de stockage frigorifique lorsqu'il est décompressé.
Le but du détendeur est de maintenir la pression autour de la pression d'entrée de la BOG LINE.

III.5.7. Débit de propane torché

- Le volume moyen de gaz torché durant un arrêt est de : 45,115 m³équivalent de 21474,74 Kg.
- Le temps moyen de torchage pour dépressurisation ($P < 3 \text{ Kg/cm}^2$) est de : 01heure.

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

$$Q \text{ torché} = 536,8685 \text{ Tonne/an.}$$

III.5.8. Longueur de ligne

La longueur de la ligne traine mesurée sur site est ($L=130\text{m}$).

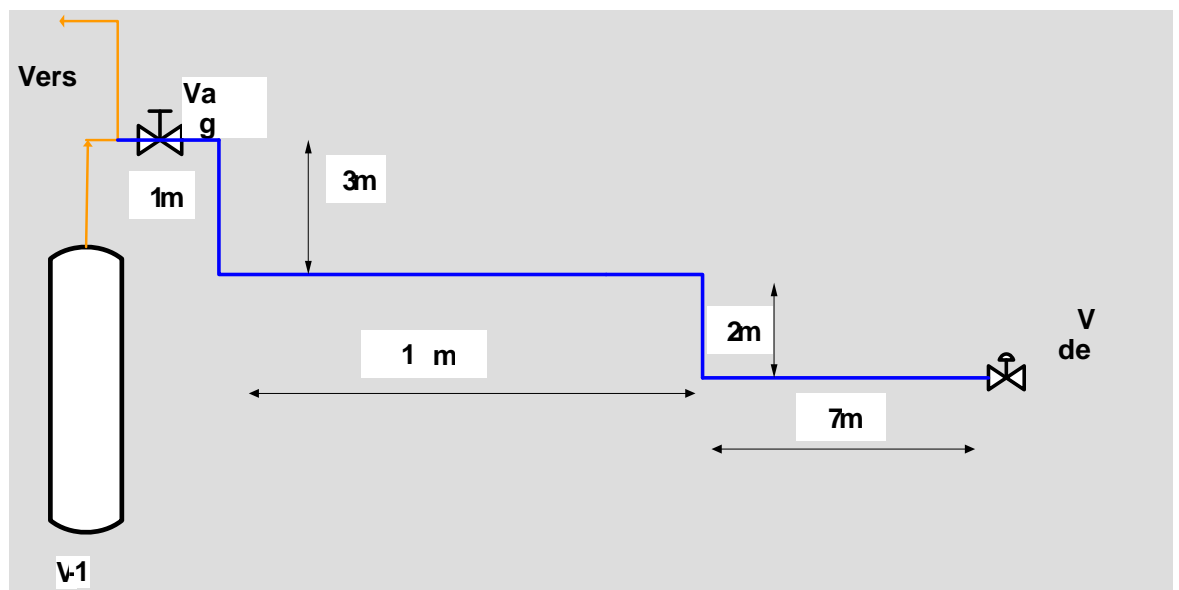


Figure III.6 : Longueur de la ligne train

La longueur du collecteur mesurée sur site est (421m).

La longueur du collecteur mesurée sur site est (421m).

a) Nombre de coudes

On a 49 coudes d'un angle de 90° qui est un nombre crucial pour assurer l'adaptation de la pipe à travers les installations[11].

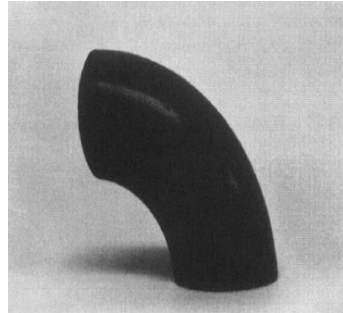


Figure III.7: Coude 90°

b) Nombre de vannes

Deux vannes de garde sont installées afin de permettre le contrôle de l'ouverture ou de la fermeture du circuit en cas de besoin.

Une vanne de détente est également prévue pour adapter les vapeurs récupérées aux conditions de fonctionnement de la section BOG, cette vanne est équipée d'un indicateur de pression (PIC) situé sur la ligne BOG, lequel informe la vanne de la pression d'admission à respecter lors de la détente.

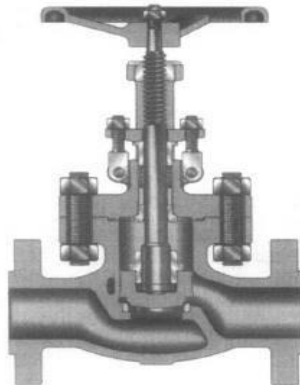


Figure III.8: Vanne de garde

c) Composition des vapeurs récupérées

Les compositions qui sont présentées dans le tableau ci-dessous sont données par le laboratoire :

La solution

Tableau III.1 : Composition du réfrigérant

COMPOSITION	FRACTION (%)
Méthane	0.17
Ethane	0.56
Propane	99.01
Isobutane	0.13
n-butane	0.1

III.5.9. Théorie de calcul

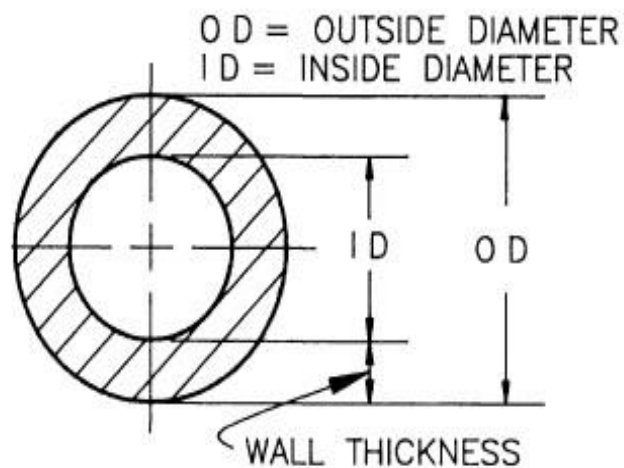


Figure III.9 Coupe transversale de la pipe

a) Diamètre

Le diamètre est de (6") six pouce

Type des matériaux de la pipe : les matériaux choisis sont l'acier au carbone A53, classe D.1Y

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

A.N:

$$D_{int} = 168,30 - 2 \times 7,11 \implies D_{int} = 154,08 \text{ mm} = \mathbf{0,154m.}$$

b) La masse molaire

On a $M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X_i$

A.N:

$$M_{\text{moy}} = (16 \times 0,17) + (30 \times 0,56) + (44 \times 99,01) + (58 \times 0,13) + (58 \times 0,1)$$

$$\Rightarrow M_{\text{moy}} = \mathbf{43,89 \text{ g/mol}}$$

c) La masse volumique

La loi des gaz parfait est donnée par la formule :

$$P \times V = n \times R \times T \quad [\text{III} .12]$$

Avec :

$$n : \text{Nombre de mole, } n = m / M \text{ [Mole]} \quad [\text{III} .13]$$

$$R = 0,082 \text{ Atm.l/mol.k}$$

En remplaçant les formules (10) et (14) dans la formule (13), on obtient :

$$\rho = (P \times M) / (R \times T)$$

$$\text{A.N : } \rho = (6,8 \times 43,89) / (0,082 \times 285,5)$$

$$\Rightarrow \rho = \mathbf{12,74 \text{ Kg/m}^3}$$

d) La vitesse d'écoulement

Selon la loi de la continuité :

$$V = Q_m / (S \times \rho) \Rightarrow V = (4 \times Q_m) / (\rho \times \pi \times D^2) \quad [\text{III} .13]$$

$$\text{A.N : } V = (4 \times 21474,74) / (12,74 \times \pi \times 0,154^2 \times 3600)$$

$$\Rightarrow \mathbf{V 25,15 \text{ m/s}}$$

e) Nombre de Reynolds

On a :

$$Re = \rho \times V \times D / \mu \quad [\text{III} .14]$$

Avec les données ($T = 12,35^\circ\text{C}$, $P = 588,4 \text{ KPa}$).

On a: $\mu = 8,091 \cdot 10^{-3} \text{ cp} = 8,091 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/ms}$.

$$\text{A.N : } Re = (12,74 \times 25,15 \times 0,154) / (8,091 \cdot 10^{-5})$$

La solution

$$\Rightarrow \text{Re} = 6,098 \cdot 10^5$$

D'où :

Cette valeur est supérieure à 3000 ($\text{Re} > 3000$), donc l'écoulement du gaz est turbulent.

f) Les pertes de charges

La pression dans le ballon d'aspiration diminue progressivement, passant de 7 kg/cm² à 3 kg/cm², cette chute de pression modifie la courbe d'écoulement initiale, notamment parce que le raccordement est effectué de manière dynamique, cela engendre une baisse notable de la courbe de pression d'écoulement.

Ce comportement est fortement influencé par les conditions du pipeline BOG, dont la pression varie généralement entre 900 et 300 mmH₂Oeff, en raison de la présence d'un réducteur de pression.

À titre d'exemple, nous illustrons ici la méthode de calcul des pertes de charge lorsque la pression initiale du réservoir V-1006 est de 6 kg/cm² et que celui-ci est à l'arrêt.

➤ Perte de charges ligne train

a) La perte de charges linéaire

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

$$\Delta \text{PL} = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V^2 / (2 \times g)] \quad [\text{III} . 15]$$

Le coefficient de perte de charge (λ) est déterminé en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ϵ/D), $\epsilon=0,006$ cm pour l'acier au carbone. (Voir le diagramme de Moody Annexe 04).

On a :

$$\text{Re} = 6,098 \cdot 10^5$$

$$(\epsilon/D) = 3,90 \cdot 10^{-4}$$

Diagramme de Moody $\Rightarrow \lambda = 0,018$

$$\Delta \text{PL} = 6240,81 \text{ Kg/m}^2 = 0,624 \text{ Kg/cm}^2$$

b) La perte de charge singulière

La solution

Pour le coefficient de perte de charge dans les accessoires (K).

$$\Delta P_s = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)] \quad [\text{III .16}]$$

- **Les Coudes :**

Nous avons **04** coudes de **90°C**, on a **K=0.50**.

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \Delta P_s &= 4 \times [12,74 \times 0,50 \times [(25,15)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &==> \Delta P_s = 821,44 \text{Kg/m}^2 = 0,821 \text{ Kg/cm}^2 \end{aligned}$$

- **Vanne manuelle :**

Nous avons une vanne manuelle sur la phase une (I) avec **K=0,25**.

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \Delta P_s &= [12,74 \times 0,25 \times [(25,15)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &==> \Delta P_s = 102,68 \text{ Kg/m}^2 = 0,10268 \text{ Kg/cm}^2 \end{aligned}$$

- **Vanne de détente (Pv) :**

Sur cette phase nous avons une vanne Pv de **K=0,75**.

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \Delta P_s &= [12,74 \times 0,75 \times [(25,15)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &==> \Delta P_s = 308,040 \text{ Kg/m}^2 = 0,0308040 \text{ Kg/cm}^2 \end{aligned}$$

D'où : $\Delta P_{T \text{ train}} = \Delta P_L + \Delta P_S = 0,624 + 0,821 + 0,10268 + 0,0308040$

$$\Delta P_{T \text{ train}} = 1,578484 \text{ Kg/cm}^2$$

➤ **Perte de charge Collecteur**

a) La perte de charge linéaire

$$\Delta P_L = 2,02106 \text{ Kg/cm}^2$$

b) La perte de charge singulière

Vanne manuelle avec **K=0,25**.

$$\Delta P_s = 0,10268 \text{ Kg/cm}^2$$

Les 49 coudes de **90°C** et d'après l'annexe N°5 on a **K= 0,50**

$$\Delta P_s = 1,0062 \text{ Kg/cm}^2$$

D'où : $\Delta P_{T \text{ collecteur}} = \Delta P_L + \Delta P_S$

La solution

$$\Delta P_T \text{ collecteur} = 1,0062 + 0,10268 + 2,02106 = 3,12994 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\text{D'autre part, on a : } \Delta P_T = \Delta P_T \text{ train} + \Delta P_T \text{ collecteur}$$

AN :

$$\Delta P_T = 1,578484 + 3,12994$$

$$\Delta P_T = 4,708424 \text{ Kg/cm}^2$$

➤ La pression d'arrivé

La température d'injection du propane récupéré dans le collecteur BOG :

La section BOG peut liquéfier des vapeurs qui ont des températures de 18°C au maximum, donc il faut vérifier que la température d'injection du propane récupéré (T3) Dans le collecteur BOG, soit inférieur à 18°C.

- ❖ P₁ : la pression d'équilibre dans le ballon V-1006, P₁ = 6 Kg/cm².
- ❖ P₂ : la pression d'entrée de la vanne de détente.
- ❖ P₃ : la pression d'admission de la section BOG, P₃ = 1,1 Kg/cm².

Calcul de P₂ D'après la loi fondamentale de l'hydrostatique

$$\text{On aura : } P_2 = P_1 + \rho \times g \times H - \Delta P_T \quad [\text{III.17}]$$

Avec :

H : La différence de la hauteur entre le haut du ballon V-1006 et la vanne de détente,
(H=5m).

ρ : La masse volumique en (Kg/m³). g : L'accélération de la pesanteur (m/s²), on prend $g = 9,81 \text{ m/s}^2$. **A.N :**

$$P_2 = 6 + [12,74 \times 9,81 \times 5] \cdot 10^{-4} - 4,708424 \\ \Rightarrow P_2 = 1,3540657 \text{ Kg/cm}^2$$

Conclusion générale

Étant donné que la réduction des gaz torchés constitue aujourd'hui l'une des principales préoccupations opérationnelles et environnementales du complexe GP1/Z, il est devenu impératif d'adopter une approche proactive face à cette problématique. En effet, les volumes de gaz torchés, notamment lors des phases critiques de fonctionnement telles que le démarrage de la section de réfrigération, représentent une perte significative de ressources énergétiques valorisables, tout en engendrant des impacts environnementaux non négligeables. Conscients de cet enjeu, nous avons jugé essentiel de mener une enquête technique approfondie afin de comprendre les causes précises de ce torchage excessif et de proposer des solutions concrètes pour en limiter les effets.

L'objectif global de cette démarche s'inscrit dans une logique de valorisation maximale des ressources, à travers l'extraction optimisée des carburants et des dérivés pétrochimiques à partir de chaque baril traité. Il s'agit également d'améliorer l'efficacité énergétique globale du site tout en minimisant les rejets polluants. Le secteur du raffinage et de la pétrochimie fait aujourd'hui face à un double défi : produire des combustibles plus propres et compétitifs tout en assurant une gestion rigoureuse des déchets industriels. Cela implique notamment une transition vers des procédés intégrant la récupération, la réutilisation et la valorisation des sous-produits, à l'image du propane torché.

Dans cette optique, une étude de faisabilité a été entreprise pour la conception et la mise en place d'une ligne de récupération spécifique à chaque train de production. À l'issue de cette étude, plusieurs résultats significatifs ont été mis en lumière. D'une part, il a été établi que les trains de la phase I pourraient fonctionner avec une réduction du volume de gaz torché estimée à 744,94 tonnes par an, ce qui représente une économie substantielle. D'autre part, le collecteur nouvellement proposé permettrait de récupérer efficacement le propane réfrigérant, qui serait ensuite liquéfié dans la section B.O.G (Boil Off Gas) avant d'être stocké de manière sécurisée.

En outre, cette solution présente un intérêt économique et écologique indéniable. Elle permettrait d'éviter l'émission de près de 60,4 tonnes de CO₂ par an, auparavant rejetées dans l'atmosphère sous forme de gaz brûlés. Cette diminution notable des émissions contribue non seulement à la réduction de l'effet de serre, mais également à l'alignement du complexe GP1/Z avec les normes environnementales internationales et les engagements du pays en matière de développement durable.

En conclusion, cette étude démontre qu'il est tout à fait possible d'allier performance industrielle, rentabilité économique et responsabilité environnementale à travers des actions ciblées et des investissements technologiques bien pensés. Elle ouvre ainsi la voie à de futures améliorations et à une modernisation progressive des procédés de production au sein du complexe.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] -Manuel Opérateur. (2003). Département technique, Service des études, Complexe GP1/Z - ARZEW 2003.
- [2] – FAREZ, A .SENINA, M.(2010). Étude problème du mauvais refroidissement de l'échangeur E0034 dans la section BOG propane (complexe GP1/Z). Mémoire de fin d'étude pour l'obtention du diplôme d'ingénieur. Spécialisé en GNL. Algerian Petroleum Institute IAP Spa
- [3] - BENAMEUR, M. KHENAFU, N. (2017). Etude de la récupération des gaz torchés dans la section BOG et la diminution des rejets des fumées. Mémoire de master, université des sciences et de technologie Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem.
- [4] - Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z
- [5] - Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités ; section de récupération BOG propane formation DRH ;
- [6] -Younger, A-H .Eng. (2004). Natural GasProcessingPrinciples and Technology part II, Thimm Engineering, and Calgary.
- [7] HOCEINI, A. (2007). Etude de l'impact des gaz torchés de l'industrie pétrolière sur l'environnement. Thèse de magister, Université de Science et Technologie d'Oran Mohamed BOUDIAF, Oran.
- [8] Document TOTAL, « Manuel de formation-les drains et les torches ».
- [9] Fatma Zohra Selini, « L'impact du projet RGA sur le torchage et la production 2018
- [10] MEDDOUR Abdelhakim et REHAIEM Abdelouahed « Récupération des gaz torchés au niveau de champ ROM (RHOURE OULED MESSAOUD) » Master en GC, UKM Ouargla, 2013
- [11] - Catalogue mécanique : manuel (document GP1/Z).
- [12] Raffinage et génie chimique tom I et II. Auteur: Pierre Wuitthier (édition 1972).
- [13] Engineering Data Book Volume (I) & (II) by GPSA Twelfth Edition 2004.
- [14] Natural gas Processing Principles and Technology-partII.April2004-Author :Dr.A. H Younger , P. Eng
- [15] Pipe drafting and design – (second edition). Roy A. Parisher-Robert A. Rhea.
- [16] Manuel opératoire GP1/Z
- [17] Catalogue Mécanique "Tuyauterie" volume 19.Document GP1/Z.

[18] Formulaire de thermique Dr Boussaid Mohammed. Année universitaire 2005-2006.

Web :

- ☒ [www.ace.mmu.ac.uk/eae/french/GlobalWarming/Older/Climate Change .html](http://www.ace.mmu.ac.uk/eae/french/GlobalWarming/Older/Climate%20Change.html).
- ☒ [www.ec.gc.ca/ener/oilgas/flaring/flaring_exesumm f.mate.htm](http://www.ec.gc.ca/ener/oilgas/flaring/flaring_exesumm_f.mate.htm).

Annexe02

FIG. 6-22 Coefficients for Partial Volumes of Horizontal Cylinders, f(Zc)

Zc	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000053	.000151	.000279	.000429	.000600	.000788	.000992	.001212	.001445
.01	.001692	.001952	.002223	.002507	.002800	.003104	.003419	.003743	.004077	.004421
.02	.004773	.005134	.005503	.005881	.006267	.006660	.007061	.007470	.007886	.008310
.03	.008742	.009179	.009625	.010076	.010534	.010999	.011470	.011947	.012432	.012920
.04	.013417	.013919	.014427	.014940	.015459	.015985	.016515	.017052	.017593	.018141
.05	.018692	.019250	.019813	.020382	.020955	.021533	.022115	.022703	.023296	.023894
.06	.024496	.025103	.025715	.026331	.026952	.027578	.028208	.028842	.029481	.030124
.07	.030772	.031424	.032081	.032740	.033405	.034073	.034747	.035423	.036104	.036789
.08	.037478	.038171	.038867	.039569	.040273	.040981	.041694	.042410	.043129	.043852
.09	.044579	.045310	.046043	.046782	.047523	.048268	.049017	.049768	.050524	.051283
.10	.052044	.052810	.053579	.054351	.055126	.055905	.056688	.057474	.058262	.059054
.11	.059850	.060648	.061449	.062253	.063062	.063872	.064687	.065503	.066323	.067147
.12	.067972	.068802	.069633	.070469	.071307	.072147	.072991	.073836	.074686	.075539
.13	.076393	.077251	.078112	.078975	.079841	.080709	.081581	.082456	.083332	.084212
.14	.085094	.085979	.086866	.087756	.088650	.089545	.090443	.091343	.092246	.093153
.15	.094061	.094971	.095884	.096799	.097717	.098638	.099560	.100486	.101414	.102343
.16	.103275	.104211	.105147	.106087	.107029	.107973	.108920	.109869	.110820	.111773
.17	.112728	.113686	.114646	.115607	.116572	.117538	.118506	.119477	.120450	.121425
.18	.122403	.123382	.124364	.125347	.126333	.127321	.128310	.129302	.130296	.131292
.19	.132290	.133291	.134292	.135296	.136302	.137310	.138320	.139332	.140345	.141361
.20	.142378	.143398	.144419	.145443	.146468	.147494	.148524	.149554	.150587	.151622
.21	.152659	.153697	.154737	.155779	.156822	.157867	.158915	.159963	.161013	.162066
.22	.163120	.164176	.165233	.166292	.167353	.168416	.169480	.170546	.171613	.172682
.23	.173753	.174825	.175900	.176976	.178053	.179131	.180212	.181294	.182378	.183463
.24	.184550	.185639	.186729	.187820	.188912	.190007	.191102	.192200	.193299	.194400
.25	.195501	.196604	.197709	.198814	.199922	.201031	.202141	.203253	.204368	.205483
.26	.206600	.207718	.208837	.209957	.211079	.212202	.213326	.214453	.215580	.216708
.27	.217839	.218970	.220102	.221235	.222371	.223507	.224645	.225783	.226924	.228065
.28	.229209	.230352	.231498	.232644	.233791	.234941	.236091	.237242	.238395	.239548
.29	.240703	.241859	.243016	.244173	.245333	.246494	.247655	.248819	.249983	.251148
.30	.252315	.253483	.254652	.255822	.256992	.258165	.259338	.260512	.261687	.262863
.31	.264039	.265218	.266397	.267578	.268760	.269942	.271126	.272310	.273495	.274682
.32	.275869	.277058	.278247	.279437	.280627	.281820	.283013	.284207	.285401	.286598
.33	.287795	.288992	.290191	.291390	.292591	.293793	.294995	.296198	.297403	.298608
.34	.299814	.301021	.302228	.303438	.304646	.305857	.307068	.308280	.309492	.310705
.35	.311918	.313134	.314350	.315566	.316783	.318001	.319219	.320439	.321660	.322881
.36	.324104	.325326	.326550	.327774	.328999	.330225	.331451	.332678	.333905	.335134
.37	.336363	.337593	.338823	.340054	.341286	.342519	.343751	.344985	.346220	.347455
.38	.348690	.349926	.351164	.352402	.353640	.354879	.356119	.357359	.358599	.359840
.39	.361082	.362325	.363568	.364811	.366056	.367300	.368545	.369790	.371036	.372282
.40	.373530	.374778	.376026	.377275	.378524	.379774	.381024	.382274	.383526	.384778
.41	.386030	.387283	.388537	.389790	.391044	.392298	.393553	.394808	.396063	.397320
.42	.398577	.399834	.401092	.402350	.403608	.404866	.406125	.407384	.408645	.409904
.43	.411165	.412426	.413687	.414949	.416211	.417473	.418736	.419998	.421261	.422525
.44	.423788	.425052	.426316	.427582	.428846	.430112	.431378	.432645	.433911	.435178
.45	.436445	.437712	.438979	.440246	.441514	.442782	.444050	.445318	.446587	.447857
.46	.449125	.450394	.451663	.452932	.454201	.455472	.456741	.458012	.459283	.460554
.47	.461825	.463096	.464367	.465638	.466910	.468182	.469453	.470725	.471997	.473269
.48	.474541	.475814	.477086	.478358	.479631	.480903	.482176	.483449	.484722	.485995
.49	.487269	.488542	.489814	.491087	.492360	.493633	.494906	.496179	.497452	.498726

Annexe02

FIG. 6-22 (Cont'd)

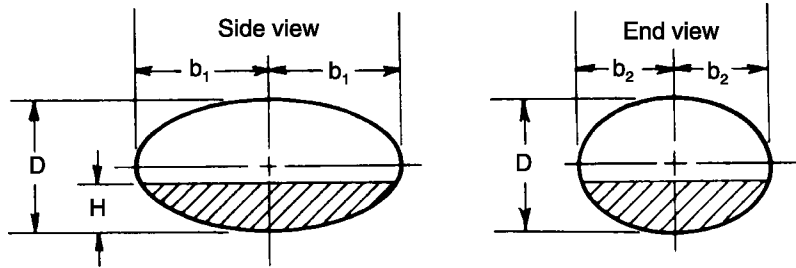
Coefficients for Partial Volumes of Horizontal Cylinders, $f(Z_c)$

Zc	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.50	.500000	.501274	.502548	.503821	.505094	.506367	.507640	.508913	.510186	.511458
.51	.512731	.514005	.515278	.516551	.517824	.519097	.520369	.521642	.522914	.524186
.52	.525459	.526731	.528003	.529275	.530547	.531818	.533090	.534362	.535633	.536904
.53	.538175	.539446	.540717	.541988	.543259	.544528	.545799	.547068	.548337	.549606
.54	.550875	.552143	.553413	.554682	.555950	.557218	.558486	.559754	.561021	.562288
.55	.563555	.564822	.566089	.567355	.568622	.569888	.571154	.572418	.573684	.574948
.56	.576212	.577475	.578739	.580002	.581264	.582527	.583789	.585051	.586313	.587574
.57	.588835	.590096	.591355	.592616	.593875	.595134	.596392	.597650	.598908	.600166
.58	.601423	.602680	.603937	.605192	.606447	.607702	.608956	.610210	.611463	.612717
.59	.613970	.615222	.616474	.617726	.618976	.620226	.621476	.622725	.623974	.625222
.60	.626470	.627718	.628964	.630210	.631455	.632700	.633944	.635189	.636432	.637675
.61	.638918	.640160	.641401	.642641	.643881	.645121	.646360	.647598	.648836	.650074
.62	.651310	.652545	.653780	.655015	.656249	.657481	.658714	.659946	.661177	.662407
.63	.663637	.664866	.666095	.667322	.668549	.669775	.671001	.672226	.673450	.674674
.64	.675896	.677119	.678340	.679561	.680781	.681999	.683217	.684434	.685650	.686866
.65	.688082	.689295	.690508	.691720	.692932	.694143	.695354	.696562	.697772	.698979
.66	.700186	.701392	.702597	.703802	.705005	.706207	.707409	.708610	.709809	.711008
.67	.712205	.713402	.714599	.715793	.716987	.718180	.719373	.720563	.721753	.722942
.68	.724131	.725318	.726505	.727690	.728874	.730058	.731240	.732422	.733603	.734782
.69	.735961	.737137	.738313	.739488	.740662	.741835	.743008	.744178	.745348	.746517
.70	.747685	.748852	.750017	.751181	.752345	.753506	.754667	.755827	.756984	.758141
.71	.759297	.760452	.761605	.762758	.763909	.765059	.766209	.767356	.768502	.769648
.72	.770791	.771935	.773076	.774217	.775355	.776493	.777629	.778765	.779898	.781030
.73	.782161	.783292	.784420	.785547	.786674	.787798	.788921	.790043	.791163	.792282
.74	.793400	.794517	.795632	.796747	.797859	.798969	.800078	.801186	.802291	.803396
.75	.804499	.805600	.806701	.807800	.808898	.809993	.811088	.812180	.813271	.814361
.76	.815450	.816537	.817622	.818706	.819788	.820869	.821947	.823024	.824100	.825175
.77	.826247	.827318	.828387	.829454	.830520	.831584	.832647	.833708	.834767	.835824
.78	.836880	.837934	.838987	.840037	.841085	.842133	.843178	.844221	.845263	.846303
.79	.847341	.848378	.849413	.850446	.851476	.852506	.853532	.854557	.855581	.856602
.80	.857622	.858639	.859655	.860668	.861680	.862690	.863698	.864704	.865708	.866709
.81	.867710	.868708	.869704	.870698	.871690	.872679	.873667	.874653	.875636	.876618
.82	.877597	.878575	.879550	.880523	.881494	.882462	.883428	.884393	.885354	.886314
.83	.887272	.888227	.889180	.890131	.891080	.892027	.892971	.893913	.894853	.895789
.84	.896725	.897657	.898586	.899514	.900440	.901362	.902283	.903201	.904116	.905029
.85	.905939	.906847	.907754	.908657	.909557	.910455	.911350	.912244	.913134	.914021
.86	.914906	.915788	.916668	.917544	.918419	.919291	.920159	.921025	.921888	.922749
.87	.923607	.924461	.925314	.926164	.927009	.927853	.928693	.929531	.930367	.931198
.88	.932028	.932853	.933677	.934497	.935313	.936128	.936938	.937747	.938551	.939352
.89	.940150	.940946	.941738	.942526	.943312	.944095	.944874	.945649	.946421	.947190
.90	.947956	.948717	.949476	.950232	.950983	.951732	.952477	.953218	.953957	.954690
.91	.955421	.956148	.956871	.957590	.958306	.959019	.959727	.960431	.961133	.961829
.92	.962522	.963211	.963896	.964577	.965253	.965927	.966595	.967260	.967919	.968576
.93	.969228	.969876	.970519	.971158	.971792	.972422	.973048	.973669	.974285	.974897
.94	.975504	.976106	.976704	.977297	.977885	.978467	.979045	.979618	.980187	.980750
.95	.981308	.981859	.982407	.982948	.983485	.984015	.984541	.985060	.985573	.986081
.96	.986583	.987080	.987568	.988053	.988530	.989001	.989466	.989924	.990375	.990821
.97	.991258	.991690	.992114	.992530	.992939	.993340	.993733	.994119	.994497	.994866
.98	.995227	.995579	.995923	.996257	.996581	.996896	.997200	.997493	.997777	.998048
.99	.998308	.998555	.998788	.999008	.999212	.999400	.999571	.999721	.999849	.999947
1.00	1.000000									

FIG. 6-23

Table of Coefficients and Formulas for Determining Partial Volumes in Ellipsoids and Spheres

GENERAL ELLIPSOID



Total volume of ellipsoid = $1/6 \pi K_1 K_2 D^3$

Partial Volume = $1/6 \pi K_1 K_2 D^3 [f(Ze)]$

$K_1 = 2b_1/D$ $K_2 = 2b_2/D$

$Ze = H/D$ $f(Ze) = \text{ellipsoidal coefficient (see below) or } = -\left(\frac{H_1}{D}\right)^2 \times \left(-3 + \frac{2H_1}{D}\right)$

Coefficients for Partial Volumes of Ellipsoids or Spheres, f(Ze)

Ze	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000003	.000012	.000027	.000048	.000075	.000108	.000146	.000191	.000242
.01	.000298	.000360	.000429	.000503	.000583	.000668	.000760	.000857	.000960	.001069
.02	.001184	.001304	.001431	.001563	.001700	.001844	.001993	.002148	.002308	.002474
.03	.002646	.002823	.003006	.003195	.003389	.003589	.003795	.004006	.004222	.004444
.04	.004672	.004905	.005144	.005388	.005638	.005893	.006153	.006419	.006691	.006968
.05	.007250	.007538	.007831	.008129	.008433	.008742	.009057	.009377	.009702	.010032
.06	.010368	.010709	.011055	.011407	.011764	.012126	.012493	.012865	.013243	.013626
.07	.014014	.014407	.014806	.015209	.015618	.016031	.016450	.016874	.017303	.017737
.08	.018176	.018620	.019069	.019523	.019983	.020447	.020916	.021390	.021869	.022353
.09	.022842	.023336	.023835	.024338	.024847	.025360	.025879	.026402	.026930	.027462
.10	.028000	.028542	.029090	.029642	.030198	.030760	.031326	.031897	.032473	.033053
.11	.033638	.034228	.034822	.035421	.036025	.036633	.037246	.037864	.038486	.039113
.12	.039744	.040380	.041020	.041665	.042315	.042969	.043627	.044290	.044958	.045630
.13	.046306	.046987	.047672	.048362	.049056	.049754	.050457	.051164	.051876	.052592
.14	.053312	.054037	.054765	.055499	.056236	.056978	.057724	.058474	.059228	.059987
.15	.060750	.061517	.062288	.063064	.063843	.064627	.065415	.066207	.067003	.067804
.16	.068608	.069416	.070229	.071046	.071866	.072691	.073519	.074352	.075189	.076029
.17	.076874	.077723	.078575	.079432	.080292	.081156	.082024	.082897	.083772	.084652
.18	.085536	.086424	.087315	.088210	.089109	.090012	.090918	.091829	.092743	.093660
.19	.094582	.095507	.096436	.097369	.098305	.099245	.100189	.101136	.102087	.103042
.20	.104000	.104962	.105927	.106896	.107869	.108845	.109824	.110808	.111794	.112784
.21	.113778	.114775	.115776	.116780	.117787	.118798	.119813	.120830	.121852	.122876
.22	.123904	.124935	.125970	.127008	.128049	.129094	.130142	.131193	.132247	.133305
.23	.134366	.135430	.136498	.137568	.138642	.139719	.140799	.141883	.142969	.144059
.24	.145152	.146248	.147347	.148449	.149554	.150663	.151774	.152889	.154006	.155127
.25	.156250	.157376	.158506	.159638	.160774	.161912	.163054	.164198	.165345	.166495
.26	.167648	.168804	.169963	.171124	.172289	.173456	.174626	.175799	.176974	.178153
.27	.179334	.180518	.181705	.182894	.184086	.185281	.186479	.187679	.188882	.190088
.28	.191296	.192507	.193720	.194937	.196155	.197377	.198601	.199827	.201056	.202288
.29	.203522	.204759	.205998	.207239	.208484	.209730	.210979	.212231	.213485	.214741
.30	.216000	.217261	.218526	.219792	.221060	.222331	.223604	.224879	.226157	.227437
.31	.228718	.230003	.231289	.232578	.233870	.235163	.236459	.237757	.239057	.240359
.32	.241664	.242971	.244280	.245590	.246904	.248219	.249536	.250855	.252177	.253500
.33	.254826	.256154	.257483	.258815	.260149	.261484	.262822	.264161	.265503	.266847
.34	.268192	.269539	.270889	.272240	.273593	.274948	.276305	.277663	.279024	.280386
.35	.281750	.283116	.284484	.285853	.287224	.288597	.289972	.291348	.292727	.294106
.36	.295488	.296871	.298256	.299643	.301031	.302421	.303812	.305205	.306600	.307996
.37	.309394	.310793	.312194	.313597	.315001	.316406	.317813	.319222	.320632	.322043
.38	.323456	.324870	.326286	.327703	.329122	.330542	.331963	.333386	.334810	.336235
.39	.337662	.339090	.340519	.341950	.343382	.344815	.346250	.347685	.349122	.350561

Note: Coefficients apply for the volume of 2 ellipsoidal or hemispherical heads not the volume for 1 head.

Annexe03

FIG. 6-23 (Cont'd)

Table of Coefficients and

Formulas for Determining Partial Volumes in Ellipsoids and Spheres

Coefficients for Partial Volumes of Ellipsoids or Spheres, f(Ze)										
Ze	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.40	.352000	.353441	.354882	.356325	.357769	.359215	.360661	.362109	.363557	.365007
.41	.366458	.367910	.369363	.370817	.372272	.373728	.375185	.376644	.378103	.379563
.42	.381024	.382486	.383949	.385413	.386878	.388344	.389810	.391278	.392746	.394216
.43	.395686	.397157	.398629	.400102	.401575	.403049	.404524	.406000	.407477	.408954
.44	.410432	.411911	.413390	.414870	.416351	.417833	.419315	.420798	.422281	.423765
.45	.425250	.426735	.428221	.429708	.431195	.432682	.434170	.435659	.437148	.438638
.46	.440128	.441619	.443110	.444601	.446093	.447586	.449079	.450572	.452066	.453560
.47	.455054	.456549	.458044	.459539	.461035	.462531	.464028	.465524	.467021	.468519
.48	.470016	.471514	.473012	.474510	.476008	.477507	.479005	.480504	.482003	.483593
.49	.485002	.486501	.488001	.489501	.491000	.492500	.494000	.495500	.497000	.498500
.50	.500000	.501500	.503000	.504500	.506000	.507500	.509000	.510499	.511999	.513499
.51	.514998	.516497	.517997	.519496	.520995	.522493	.523992	.525490	.526988	.528486
.52	.529984	.531481	.532979	.534476	.535972	.537469	.538965	.540461	.541956	.543451
.53	.544946	.546440	.547934	.549428	.550921	.552414	.553907	.555399	.556890	.558381
.54	.559872	.561362	.562852	.564341	.565830	.567318	.568805	.570292	.571779	.573265
.55	.574750	.576235	.577719	.579202	.580685	.582167	.583649	.585130	.586610	.588089
.56	.589568	.591046	.592523	.594000	.595476	.596951	.598425	.599898	.601371	.602843
.57	.604314	.605784	.607254	.608722	.610190	.611656	.613122	.614587	.616051	.617514
.58	.618976	.620437	.621897	.623356	.624815	.626272	.627728	.629183	.630637	.632090
.59	.633542	.634993	.636443	.637891	.639339	.640785	.642231	.643675	.645118	.646559
.60	.648000	.649439	.650878	.652315	.653750	.655185	.656618	.658050	.659481	.660910
.61	.662338	.663765	.665190	.666614	.668037	.669458	.670878	.672297	.673714	.675130
.62	.676544	.677957	.679368	.680778	.682187	.683594	.684999	.686403	.687806	.689207
.63	.690606	.692004	.693400	.694795	.696188	.697579	.698969	.700357	.701744	.703129
.64	.704512	.705894	.707273	.708652	.710028	.711403	.712776	.714147	.715516	.716884
.65	.718250	.719614	.720976	.722337	.723695	.725052	.726407	.727760	.729111	.730461
.66	.731808	.733153	.734497	.735839	.737178	.738516	.739851	.741185	.742517	.743846
.67	.745174	.746500	.747823	.749145	.750464	.751781	.753096	.754410	.755720	.757029
.68	.758336	.759641	.760943	.762243	.763541	.764837	.766130	.767422	.768711	.769997
.69	.771282	.772563	.773843	.775121	.776396	.777669	.778940	.780208	.781474	.782739
.70	.784000	.785259	.786515	.787769	.789021	.790270	.791516	.792761	.794002	.795241
.71	.796478	.797712	.798944	.800173	.801399	.802623	.803845	.805063	.806280	.807493
.72	.808704	.809912	.811118	.812321	.813521	.814719	.815914	.817106	.818295	.819482
.73	.820666	.821847	.823026	.824201	.825374	.826544	.827711	.828876	.830037	.831196
.74	.832352	.833505	.834655	.835802	.836946	.838088	.839226	.840362	.841494	.842624
.75	.843750	.844873	.845994	.847111	.848226	.849337	.850446	.851551	.852653	.853752
.76	.854848	.855941	.857031	.858117	.859201	.860281	.861358	.862432	.863502	.864570
.77	.865634	.866695	.867753	.868807	.869858	.870906	.871951	.872992	.874030	.875065
.78	.876096	.877124	.878148	.879170	.880187	.881202	.882213	.883220	.884224	.885225
.79	.886222	.887216	.888206	.889192	.890176	.891155	.892131	.893104	.894073	.895038
.80	.896000	.896958	.897913	.898864	.899811	.900755	.901695	.902631	.903564	.904493
.81	.905418	.906340	.907257	.908171	.909082	.909988	.910891	.911790	.912685	.913576
.82	.914464	.915348	.916228	.917103	.917976	.918844	.919708	.920568	.921425	.922277
.83	.923126	.923971	.924811	.925648	.926481	.927309	.928134	.928954	.929771	.930584
.84	.931392	.932196	.932997	.933793	.934585	.935373	.936157	.936936	.937712	.938483
.85	.939250	.940013	.940772	.941526	.942276	.943022	.943764	.944501	.945235	.945963
.86	.946688	.947408	.948124	.948836	.949543	.950246	.950944	.951638	.952328	.953013
.87	.953694	.954370	.955042	.955710	.956373	.957031	.957685	.958335	.958980	.959620
.88	.960256	.960887	.961514	.962136	.962754	.963367	.963975	.964579	.965178	.965772
.89	.966362	.966947	.967527	.968103	.968674	.969240	.969802	.970358	.970910	.971458
.90	.972000	.972538	.973070	.973598	.974121	.974640	.975153	.975662	.976165	.976664
.91	.977158	.977647	.978131	.978610	.979084	.979553	.980017	.980477	.980931	.981380
.92	.981824	.982263	.982697	.983126	.983550	.983969	.984382	.984791	.985194	.985593
.93	.985986	.986374	.986757	.987135	.987507	.987874	.988236	.988593	.988945	.989291
.94	.989632	.989968	.990298	.990623	.990943	.991258	.991567	.991871	.992169	.992462
.95	.992750	.993032	.993309	.993581	.993847	.994107	.994362	.994612	.994856	.995095
.96	.995328	.995556	.995778	.995994	.996205	.996411	.996611	.996805	.996994	.997177
.97	.997354	.997526	.997692	.997852	.998007	.998156	.998300	.998437	.998569	.998696
.98	.998816	.998931	.999040	.999143	.999240	.999332	.999417	.999497	.999571	.999640
.99	.999702	.999758	.999809	.999854	.999892	.999925	.999952	.999973	.999988	.999997
1.00	1.000000									

Note: Coefficients apply for the volume of 2 ellipsoidal or hemispherical heads not the volume for 1 head.