

Department of Process Engineering
Ref : M2 /GPM/2024

قسم هندسة الطرائق
رقم: م 12 /ه.ط.م/2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE DES PROCÉDÉS DES MATÉRIAUX**

THÈME

Récupération des gaz torches lors de démarrage de la section de réfrigération
dans la phase I et II

Présenté par

- 1- BENAMARA HANA
- 2- BENAOUINA FATIMA ZOHRA

Soutenu le 25 /06/ 2024 devant le jury composé de :

Présidente :	S.BENDENIA	Pr	Université de Mostaganem
Examinatrice :	H.DIB	M.C.B	Université de Mostaganem
Rapporteur :	I.FEDDAL	M.C.A	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024

Dédicace :

Nous dédions ce travail

A nos chers parents, notre référence de persévérance, qui n'ont jamais épargné le moindre effort à nous soutenir et nous encourager pour arriver au bout de nos études.

A nos chers frères et sœurs et toutes nos familles,

A nos meilleurs amis,

Aux professeurs,

A tous ce qui a participé à la réalisation de ce travail.

Remerciement :

Nous remercions tout d'abord le Dieu de nous avoir donné la force, la volonté et la patience d'achever nos études.

Nous adressons nos sincères remerciements à Madame Feddal Imene, notre encadrante, pour son soutien indéfectible, ses conseils précieux et sa disponibilité tout au long de notre travail. Son expertise et son encouragement ont été essentiels à la réussite de ce projet.

Nous exprimons également notre profonde gratitude envers Mme Bendenia Souhila pour son soutien et sa guidance dans la réalisation de ce travail, ainsi que pour son acceptation de présider notre jury et merci infiniment à Mme Dib Hanaa d'avoir accepté d'examiner et d'évaluer ce travail en tant que membre de ce jury.

Nos plus profonds remerciements vont à nos parents, qui nous ont soutenus sans relâche, nous offrant amour, patience et encouragements durant toute la période de notre étude. Leur soutien moral et matériel a été une source constante de motivation.

Nous tenons aussi à remercier nos proches et notre grande famille pour leur présence, leur compréhension et leur encouragement. Leur soutien inconditionnel nous a permis de surmonter les moments difficiles et de persévérer dans notre travail.

On adresse nos profonds remerciements à tous ceux qui ont contribué à la réalisation de ce projet.

Enfin, en tant que binôme, nous nous remercions mutuellement pour la collaboration harmonieuse, le partage des responsabilités et le soutien réciproque qui ont été déterminants pour mener à bien ce projet.

Merci à tous du fond du cœur.

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. Notre étude est basée sur la récupération du propane réfrigérant torché lors du démarrage de la section réfrigération après un arrêt (déclenchement). L'étude vise à quantifier l'impact des gaz torchés de l'industrie pétrolière sur l'environnement et à évaluer la rentabilité d'une telle réalisation par une analyse technico-économique. Cela permettrait de satisfaire les besoins énergétiques tout en réduisant les émissions de CO₂ rejetées à l'atmosphère, contribuant ainsi à la diminution des gaz à effet de serre. L'enjeu de cette étude est donc d'aborder les dimensions économique, énergétique et environnementale de la récupération des gaz torchés.

Mots clés : complexe GP1/Z, section réfrigération, environnement, gaz torchés.

ملخص:

تم تنفيذ هذا العمل بعنوان "استعادة الغازات المشتعلة أثناء بدء تشغيل قسم التبريد" في مجمع GP1/Z. تستند دراستنا على استرداد غازات البروبان المشتعلة أثناء بدء تشغيل قسم التبريد بعد إيقاف التشغيل (الرحلة). والهدف من الدراسة هو تحديد تأثير الغازات المشتعلة من صناعة النفط على البيئة وتقييم ربحية مثل هذا المشروع باستخدام تحليل تقني واقتصادي. وهذا من شأنه أن يجعل من الممكن تلبية احتياجات الطاقة على البيئة وتقييم ربحية مثل هذا المشروع باستخدام تحليل تقني واقتصادي. مما يساعد على الحد من الغازات المسببة للاحتباس الحراري. ولذلك، فإن الهدف من هذه الدراسة هو معالجة الأبعاد الاقتصادية والطاقة والبيئية لاسترداد غاز الشعلة.

الكلمات المفتاحية: مجمع GP1/Z، قسم التبريد، البيئة، الغازات المشتعلة.

Abstract:

The present work, entitled "Recovery of flared gases during start-up of the refrigeration section" was carried out at the GP1/Z complex. Our study is based on the recovery of flared propane refrigerant during start-up of the refrigeration section after a shutdown (trip). The study aims to quantify the impact of flared gases from the oil industry on the environment, and to assess the profitability of such a project through a techno-economic analysis. This would make it possible to meet energy needs while reducing CO₂ emissions into the atmosphere, thereby contributing to the reduction of greenhouse gases. The aim of this study is therefore to address the economic, energy and environmental dimensions of flare gas recovery.

Keywords : GP1/Z complex, refrigeration section, environment, flared gases.

Table des matières :

I. Introduction générale 1

Chapitre I : Présentation du complexe GP1/Z

I.1 Introduction : 3

I.1 Présentation du Complexe : 3

 I.1.1 Historique : 3

 I.1.2 Principales installations du complexe : 4

 I.1.3 Organisation du complexe : 4

I.2 Description du procédé de fabrication : 6

 I.2.1 Zone de stockage d'alimentation : 6

 I.2.2 Zone de fabrication : 6

 I.2.3 Zone désutilités : 8

 I.2.4 Zone de stockage de produit finis : 9

Chapitre II : Section Réfrigération

II.1 Introduction : 10

II.2 Principe : 10

II.3 Capacité de réfrigération : 11

II.4 Equipements principaux : 11

 II.4.1 Ballons : 11

 II.4.2 Echangeurs de chaleur : 12

 II.4.3 Compresseurs : 12

II.5 Description du précède : 12

 II.5.1 Circuit de butane commercial : 12

II.5.2	Circuit du propane commercial :.....	13
II.5.3	Circuit du fluide réfrigérant :	13
II.6	Dispositif anti-Pompage :	17
II.7	Composition du propane réfrigérant :.....	18
II.8	Déclenchements et les arrêts d'urgence d'un compresseur C-1001 :.....	19
II.9	Procédure de démarrage de la section de réfrigération :	19
II.9.1	Mise en marche initiale :	20
II.9.2	Mise en marche normale :	20

Chapitre III :Problématique

III.1	Introduction :	21
III.2	Torchage dans l'industrie du pétrole et du gaz :.....	21
III.2.1	Pourquoi on torche ?	21
III.2.2	Produits du torchage :.....	22
III.2.3	Impacts des gaz torchés :.....	23
III.3	Méthodologie d'étude :.....	26
III.3.1	L'objet de l'étude :	26
III.3.2	Problématique :	27
III.3.3	Démarche méthodologique :	27
III.3.4	Différentes étapes de l'étude comprennent :.....	27

Chapitre IV : Présentation du Problème

IV.1	Présentation du problème :.....	28
IV.2	Estimation du volume de propane torché :.....	28
IV.2.2	Cas réel :.....	30
IV.2.3	Quantité annuelle de propane torché :.....	41

Chapitre V : Solution Proposé

V.1	Introduction :	43
V.2	Objectif :	43
V.3	Ligne BOG :	43
V.4	Dimensionnement de la ligne de récupération de propane :	45
V.5	Théories de calculs :	46
V.5.1	Vitesse d'écoulement du gaz :	46
V.5.2	Nature de l'écoulement :	47
V.5.3	Pertes de charges :	48
V.6	Partie de calcul :	49
V.6.1	Donnés :	49
V.7	Calculs :	52
V.7.1	Masse molaire :	53
V.7.2	Masse volumique :	53
V.7.3	Vitesse d'écoulement :	53
V.7.4	Nombre de Reynolds :	54
V.7.5	Pertes de charges :	54
V.8	Simulation:	59
V.8.1	Généralités sur la Simulation :	59
V.8.2	Définition de la Simulation :	60
V.8.3	Définition du modèle mathématique :	60
V.8.4	Description du Simulateur HYSYS V.11 :	60
V.8.5	Sélection de la formule d'état :	61
V.9	Équipements :	61
V.9.1	Segment de pipe :	61
V.9.2	Vanne de détente :	61

TABLE DES MATIERES

V.10	Interprétation des résultats :.....	65
V.11	Evaluation de la rentabilité :.....	66
V.11.1	Evaluation du manque à gagner :	66
V.11.2	Estimation du coût de l'investissement de la ligne de récupération :	67
V.11.3	Estimation du coût de l'investissement de la ligne de récupération :	69
	Conclusion générale.....	73

Références

Annexes

Liste des figures :

Chapitre I : Présentation du complexe GP1/Z

Figure I.1 : Organigramme du complexe. 5

Figure I.2 : Schéma simplifié d'un train du procédé..... 8

Chapitre II : Section Réfrigération

Figure II.1 : Système de réfrigération typique et le cycle thermodynamique..... 10

Figure II. 2 : Compresseur centrifuge. 15

Figure II.3 : Section de réfrigération. 18

Chapitre III :Problématique

Figure III.1 : Combustion complète 22

Figure III.2 : Combustion incomplète 23

Figure III.3 : Concentration des principaux gaz à effet de serre 25

Figure III.4 : Fonctionnement général de l'atmosphère..... 25

Figure III.5 : Corrélation entre la concentration en CO2 dans l'atmosphère et l'augmentation moyenne de la température. (Source NASA GISS ,NOAA NCEI ESRL)

26

Chapitre IV : Présentation du Problème

Figure IV. 1 : Dimensions du ballon V-1009..... 29

Figure IV. 2 : cas 1 (train 100) 32

Figure IV. 3 : cas 2 (train 400) 32

Figure IV. 4 : cas 3 (train 300) 32

Figure IV. 5 : cas 1 (train 500) 37

Figure IV.6 : cas 2(train 500) 37

Figure IV. 7 : cas 3(train 600) 38

Chapitre V : Solution Proposé

Figure V. 1 : Section B.O.G du propane	44
Figure V. 2 : Localisation de la ligne de récupération (phase 1)	45
Figure V. 3 : Localisation de la ligne et collecteur de récupération (phase 2).....	46
Figure V. 4 : Longueur de la ligne	50
Figure V. 5 : Tracé de collecteur.....	50
Figure V. 6 : Coude 90°.	51
Figure V. 7 : Vanne de garde De type Globe Valve.	52
Figure V. 8 : La ligne train du propane récupéré simulée par HYSYS.....	62
Figure V. 9 : Température de la ligne train	62
Figure V. 10 : Pression de la ligne train	63
Figure V. 11 : La ligne train du propane récupéré simulée par HYSYS.....	63
Figure V. 12 : Température de la ligne train	64
Figure V. 13 : Pression de la ligne train	64
Figure V. 14 : Collecteur de récupération injecté à la section BOG simulé par HYSYS	64
Figure V. 15 : Température du collecteur	65
Figure V. 16 : Pression du collecteur	65

Liste des tableaux :

Chapitre I : Présentation du complexe GP1/Z

Tableau I.1 : Les différentes caractéristiques des colonnes. 7

Chapitre II : Section Réfrigération

Tableau II.1 : Caractéristiques du compresseur C-1001. 14

Tableau II.2 : Déclenchements et les arrêts d’urgence d’un compresseur C-1001 19

Chapitre IV : Présentation du Problème

Tableau IV. 1 : Nombre d’arrêt par train 29

Tableau IV. 2 : Des arrêts et des démarrages des trois cas de train (Phase 1) 31

Tableau IV.3 : Arrêts et des démarrages des trois cas de train (Phase 2) 36

Chapitre V : Solution Proposé

Tableau V. 1 : Composition du réfrigérant 52

Tableau V. 2 : Données de la Simulation (Hysys). 55

Tableau V. 3 : Comparaison entre les résultats calculés et résultats obtenus par Hysys 61

Tableau V. 4 : Tableau récapitulatif de l’évaluation du manque à gagner..... 66

Tableau V. 5 : Coût de tuyauterie la ligne train 67

Tableau V. 6 : Coût des accessoires la ligne train..... 67

Tableau V. 7: Les coûts des différentes étapes de réalisation la ligne train..... 67

Tableau V. 8: Coût total de la ligne train. 68

Tableau V. 9 : Retour d’investissement. 68

Tableau V. 10 : Tableau récapitulatif de l’évaluation du manque à gagner..... 69

Tableau V. 11: Coût de tuyauterie la ligne train 69

Tableau V. 12 : Coût des accessoires la ligne train..... 69

Tableau V. 13 : Coûts des différentes étapes de réalisation la ligne train..... 69

Tableau V. 14 : Le coût total de la ligne train..... 70

Tableau V. 15 : Coût de tuyauterie du collecteur..... 70

Tableau V. 16: Coût des accessoires du collecteur 70

LISTE DES TABLEAUX

Tableau V. 17: Coûts des différentes étapes de réalisation du collecteur.	71
Tableau V. 18: Coût total du collecteur	71
Tableau V. 19: Retour d'investissement.	72

Liste des abréviations

GPL : Gaz pétrolier liquéfié.

GP1Z : Complexe du gaz pétrolier liquéfié Arzew.

GES : Gaz à effet de serre.

CCNUCC : Convention cadre des Nations unies sur les changements climatiques.

COP21 : 21eme conférence des parties.

BOG : Boil Of Gaz

SONATRACH : Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

BP : Basse pression.

MP : Moyenne pression.

HP : Haute pression.

RPM : Tour par minute.

GN : Gaz naturel.

CE : Coefficient de consommation.

DCS : Control direct du système.

PHD : Process History Database.

RTO : Région transport ouest.

PPM : partie par million.

D1 : Chargée les petits navires.

M6 : Chargée les grands navires

f (Ze) : Coefficient d'un cylindre horizontal.

LISTE DES ABREVIATION

f (Zc) : coefficient ellipsoïdal.

PIC : Indicateur de pression.

PR : Peng Robinson .

Introduction Générale

I Introduction générale :

Le pétrole et le gaz représentent les principales ressources naturelles de notre pays. L'Algérie occupe une position de premier plan dans la production et l'exportation mondiale de gaz pétrole liquéfié (GPL). Le GPL présente un coût d'exploitation bas par rapport à d'autres sources d'énergie et joue un rôle dans la diminution de la pollution.

Chaque pays s'inquiète d'une éventuelle crise énergétique à venir et met en place des stratégies pour prévenir le gaspillage d'énergie .pour cela le Sonatrach a pour objectif de diminuer le taux de torchage en Algérie à 1% d'ici 2030 et a adopté une stratégie environnementale visant à diminuer les émissions de gaz à effet de serre. Cette approche fait partie des engagements internationaux de l'Algérie, tels que ceux pris lors des conventions climatiques (CCNUCC) et (COP21).

Les activités industrielles de fabrication et de vente de produits tels que le propane et le butane requièrent leur stockage, ce qui entraîne la production de vapeurs qui augmentent la pression. Souvent, cette augmentation contraint les exploitants à rejeter ces vapeurs dans l'air, ce qui entraîne des pertes de produits et d'énergie, ainsi que des conséquences néfastes sur l'environnement, les responsables du complexe GP1Z accordent une grande importance à l'économie d'énergie. [1]

Le principal souci réside dans le niveau élevé d'autoconsommation, causé par divers facteurs convergents tels que les arrêts et les redémarrages des installations, les fuites et la diminution de la performance des principaux équipements.

Les progrès technologiques ont permis à chaque unité de stockage d'avoir un système de récupération des gaz évaporés afin de les récupérer, de maintenir les conditions de stockage (pression et température) et de préserver l'environnement, une préoccupation primordiale pour les unités de production.

D'abord, notre objectif principal, qui fait partie de la période de stage est d'évaluer la quantité de propane torché lors du démarrage de la section de réfrigération et examiner attentivement les moyens de récupérer cette quantité de matière

Après avoir fourni un aperçu général du complexe GP1Z et une analyse détaillée de la section de réfrigération liée à la torche du propane, nous avons évalué la quantité annuelle de propane brûlée par un train de production.

Ensuite, nous avons élaboré une méthode pour récupérer ce gaz torché en établissant une ligne entre le réservoir V-1006 et la section B.O.G.

Enfin, après avoir mené notre analyse technique et économique, nous avons achevé notre projet en évaluant le coût des changements apportés aux trains de production de cette nouvelle solution.

Grâce à cette méthode de récupération des gaz torchés, le complexe pourra atteindre deux objectifs principaux : l'un environnemental, qui vise à préserver l'environnement et la santé en réduisant la pollution atmosphérique. L'autre aspect économique consiste à évaluer le coût de l'évolution des trains de production et les avantages économiques.

Chapitre I : Présentation du complexe

GP1/Z

I.1 Introduction :

En effet, l'Algérie dispose de vastes réserves d'hydrocarbures, en particulier dans le sud du pays, ce qui a entraîné des investissements considérables pour développer des complexes de traitement du pétrole et du gaz.

En 1956, Hassi Rimmel a été découvert comme le plus grand champ de gaz naturel d'Algérie. Il possède plus de la moitié des réserves prouvées de gaz naturel algérien, soit environ 2,4 milliards de m³. Ce gisement est relié à la côte par un gazoduc de 500 km, ce qui permet une exploitation partielle de ses réserves récupérables, qui s'élèvent à 1100 milliards de m³.

Le complexe GP1/Z est l'un de ces grands complexes de traitement qui sont divisés en plusieurs unités. Il permet de distinguer les divers produits et dérivés des gisements de pétrole et de gaz, tels que le gaz naturel liquéfié évacué par méthaniers vers l'Angleterre et la France.

Les investissements considérables dans les infrastructures pétrolières et gazières démontrent l'importance stratégique des hydrocarbures pour l'économie algérienne, qui en dépend à plus de 97% pour ses revenus d'exportation.

I.1 Présentation du Complexe :

I.1.1 Historique :

Le complexe GP1/Z est l'un des six complexes de liquéfaction qui font partie de l'activité (AVAL) de la société locale SONATRACH.

Situé entre la centrale thermoélectrique de Mers EL Hadj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest, il s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit en collaboration avec un consortium japonais IHI-C-ITACHI dans le cadre d'un contrat clé en main. La première phase de construction a été réceptionnée le 02 septembre 1984 et la deuxième fois le 20 novembre 1984.

En 1983, quatre trains de traitement GPL alimentaient le complexe pour une production annuelle de 4,8 millions de tonnes, puis deux trains supplémentaires ont été achetés (extension du complexe en 1998 et en 2010) pour une production annuelle de 10,8 millions de tonnes.

Le but du complexe est de traiter une quantité importante de GPL provenant de différents gisements du sud algérien (Hassi Messaoud, Hassi R'Mel, etc.) afin de produire des produits PROPANE et BUTANE liquéfiés. Il est appelé JUMBO-GPL en raison de sa capacité de production de 7,2 millions de tonnes par an. [2]

La production de produits à température ambiante, tels que le Propane et le Butane, est également son objectif.

Les produits finis ont pour but d'être exportés et commercialisés.

I.1.2 Principales installations du complexe :

- **22** Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune.
- **04** Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacun.
- **04** Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacun.
- **04** Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500 m³ chacune.
- **01** Sphères de stockage gazoline.
- **09** Trains de traitement du GPL.
- **02** unités de re-liquéfaction des Boil-off-Gas.
- **01** Station électrique alimenté par SONELGAZ.
- **04** Générateurs assurant l'énergie de secours décomplexe.
- **02** Quais de chargement (D1 et M6) pouvant recevoir des navires d'une capacité

Variante entre **4000** et **10000** tonnes.

- Une rampe de chargement de camions.
- Une station de pompage d'eau Demer.
- Un système de télésurveillance.
- **05** salles de contrôle.

I.1.3 Organisation du complexe :

L'organigramme du complexe GP1/Z est divisé en plusieurs niveaux pour faciliter la gestion et la coordination des activités. Au sommet, il y a la direction générale, qui est responsable de la direction stratégique et de l'orientation globale du complexe. Sous la direction générale, il y a deux sous-directions qui sont chargées de la gestion opérationnelle et de la coordination des activités spécifiques. Enfin, il y a des départements de contrôle qui sont responsables de la surveillance et de la vérification des activités au sein du complexe.

Voici l'organigramme détaillé du complexe GP1/Z :

Direction Générale : Cette direction est responsable de la direction stratégique et de l'orientation globale du complexe. Elle définit les objectifs et les stratégies pour atteindre ces objectifs, et elle supervise les activités de tous les départements.

Sous-Direction 1 : Cette sous-direction est responsable de la gestion opérationnelle et de la coordination des activités spécifiques liées à la production et à la distribution. Elle supervise les départements de production et de distribution pour s'assurer que les objectifs sont atteints.

Sous-Direction 2 : Cette sous-direction est responsable de la gestion financière et administrative du complexe. Elle supervise les départements de comptabilité, de gestion des ressources humaines, et de gestion des achats pour s'assurer que les finances sont gérées efficacement.

Départements de Contrôle : Ces départements sont responsables de la surveillance et de la vérification des activités au sein du complexe. Ils vérifient que les processus sont suivis et que les objectifs sont atteints.

Les départements de contrôle incluent :

Département de Contrôle de la Production : Ce département est responsable de la surveillance de la production et de la vérification que les produits sont conformes aux normes de qualité.

Département de Contrôle des Achats : Ce département est responsable de la surveillance des achats et de la vérification que les fournisseurs sont fiables et que les produits sont de qualité.

Département de Contrôle des Finances : Ce département est responsable de la surveillance des finances et de la vérification que les dépenses sont justifiées et que les budgets sont respectés.

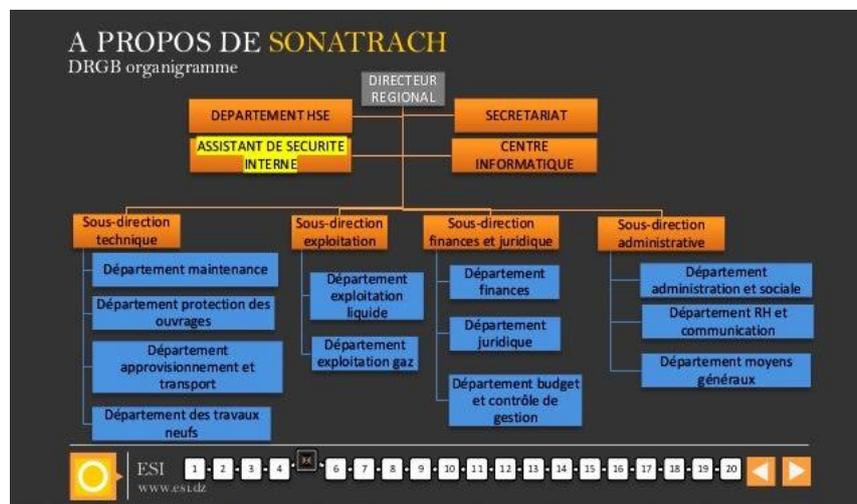


Figure I.1 : Organigramme du complexe.

I.2 Description du procédé de fabrication :

I.2.1 Zone de stockage d'alimentation :

Dans cette zone, il y a 22 sphères de stockage de GPL, chacun avec une capacité de 1000 m³. Ensuite, le GPL est transporté vers la zone de processus à l'aide de neuf (09) pompes centrifuges, avec une pression de refoulement de 30Kg/cm².

I.2.2 Zone de fabrication :

I.2.2.1 Section déshydratation :

L'objectif de cette section est de diminuer la quantité d'eau de 100 ppm à 5 ppm dans le déshydrater de charge et de 5ppm à environ 1ppm dans le déshydrater de garde, afin d'éviter la formation de givre à basse température. [3]

I.2.2.2 Section séparation :

En sélectionnant le taux de reflux de rebouillage approprié à E-1003, on obtient la séparation entre le propane et le butane dans le fractionnateur V-1101. La température du plateau 36 est utilisée comme indicateur de fonctionnement afin de régler le débit du fluide caloporteur vers les zones. Découvrez les rebouilleurs E-1003 A et B et évaluez la quantité de propane présente dans le butane commercial produit.

Le fond du frictionneur est constitué d'un butane avec une teneur en pentane variable. Selon la quantité de pentane présente dans la charge, il est possible que le butane nécessite ou non une dépentanisation. La fonction normale ne requiert pas le dépentaniseur. Cela donne une explication.

Sélection d'un emplacement pour les neuf trains.

Dans le Préchauffeur N°2, E-1005 A à D, le fluide qui sort du fond du frictionneur, en surveillant le niveau de la cascade avec un régulateur de débit, libère de la chaleur. Ensuite, on refroidit le butane produit dans l'aéroréfrigérant E-1012 avant de le transporter vers la section de Réfrigération afin de le refroidir jusqu'à son point de fusion avec l'air.

Tableau I.1 : Les différentes caractéristiques des colonnes.

Caractéristiques			Fractionnateur	Dé-éthaniseur	Dépentaniseur
Nombre de Plateaux			55	25	50
Plateaux d'alimentation			22, 23, 24	16, 17, 18	17, 18, 19
Conditions	Température	Tête	51,7 °C	16,5 °C	59,3 °C
		Fond	110,9 °C	62,1 °C	102,1 °C
Opérations	Pression	Tête	20 kg/cm ²	22,0 kg/cm ²	6,2 kg/cm ²
		Fond	20,5 kg/cm ²	22,1 kg/cm ²	6,5 kg/cm ²

Normes « NGPA » :

Les normes NGPA des produits qu'on doit respecter sont :

- La teneur maximale de C2 dans le C3 : 4,8 (% mol)
- La teneur maximale de C4 dans le C3 : 2,2
- La teneur maximale de C3 dans le C4 : 25
- La teneur maximale de C5 dans le C4 : 1,75

I.2.2.3 Section réfrigération :

La section de réfrigération contient le propane et le butane qui ont été séparés précédemment et qui sont refroidis respectivement à -10°C et -38°C. Le premier refroidisseur, E-1021, permet au propane de passer à une température de 21°C. Il traverse les portes. Les refroidisseurs E-1022 et E-1023, intermédiaire et final, sont utilisés pour atteindre la température souhaitée. Comme le propane, le butane, qui sort du fractionnateur V-1101 avec une teneur en eau très faible, franchit directement les trois refroidisseurs E-1024, E-1025 et E-1026, avec des températures respectives de 21°C, -4,6°C et -19°C. Les deux gaz sont transportés vers la section de stockage une fois qu'ils ont atteint leurs températures de condensation. Le propane pur est le gaz réfrigérant utilisé dans les refroidisseurs, il fonctionne en cycle. Le réfrigérateur à trois détente est équipé de trois ballons HP, MP et BP. Effectivement, le réfrigérant propane est conservé dans le ballon V-1009 qui alimente le ballon HP (haute pression V-1006) ainsi que les deux pré-refroidisseurs E-1021 et E-1024. Le V-1006 récupère les vapeurs du réfrigérant produites dans ces deux échangeurs. Les échangeurs E-1022 et E-1025 sont alimentés par le ballon V-1006, tandis que le ballon V-1007 est chargé de récupérer les vapeurs des deux échangeurs précédents et d'engendrer le propane réfrigérant pour les refroidisseurs finaux E-1023 et E-1026. Avant que chaque échangeur n'entre, le propane est détendu par une vanne qui réduit considérablement sa température. Selon les ballons HP, MP et BP, le propane est

comprimé dans les trois étages du compresseur. Il atteint une pression de $13,5 \text{ Kg/cm}^2$ et une température de 72°C . Ensuite, il est refroidi jusqu'à 48°C dans l'aéroréfrigérant E-1027 on le conserve dans le V-1009. [4]

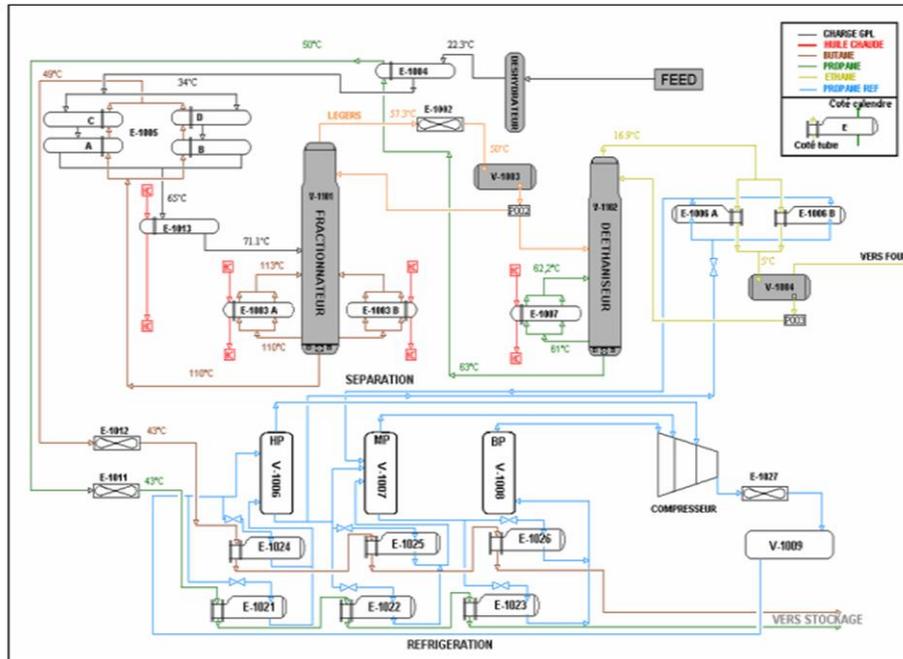


Figure I.2 : Schéma simplifié d'un train du procédé

I.2.2.4 Section huile chaude :

Le troisième préchauffeur et les rebouilleurs de la section de déshydratation sont chauffés par cette partie du fluide caloporteur. La circulation de l'huile en boucle fermée atteint une température de 180°C grâce à un four, qui est également utilisé pour chauffer le GN de la section de déshydratation.[3]

I.2.3 Zone désutilités :

Les utilités disponibles dans le complexe sont :

- Energie électrique.
- Gaz naturel.
- Azote.
- Vapeur.
- Air.
- Eau.
- Méthanol.

I.2.4 Zone de stockage de produit finis :**I.2.4.1 Section B.O.G (Boil of Gas):**

Cette partie est constituée de deux ensembles, chacun conçu pour le propane et le butane, dont l'objectif est de retenir les gaz d'évaporation provenant des bacs de stockage à basse température et des jetées D1 et M6 lors du chargement des navires pour les renvoyer vers les bacs de stockage correspondants.

Il existe deux types de stockage :

I.2.4.2 Stockage à température ambiante :

Le chargement camion est prévu pour la vente du (propane, butane) à l'échelle nationale, avec quatre sphères de 500 m³ chacune, ainsi qu'une sphère pour le pentane.

I.2.4.3 Stockage à basse température :

Les produits réfrigérés (propane, butane) sont transportés vers les bacs où ils seraient conservés à une température basse. Chacun possède une capacité de 70000 m³ et est équipé de pompes immergées pour la circulation des produits et le chargement des navires.

Chapitre II : Section réfrigération

II.1 Introduction :

Le compartiment de réfrigération a été développé afin de fournir le froid requis pour refroidir les produits commerciaux de propane et de butane dans la section de séparation, ainsi que pour assurer le service de condensation requis pendant le fonctionnement du déethaniseur. Une boucle fermée de propane réfrigérant alimente toutes les frigories. Le propane et le butane sont ajoutés à la section de réfrigération après avoir été fractionnés dans la section de séparation. Ensuite, ces produits sont refroidis à leur température de stockage respective grâce à trois refroidisseurs situés aux différents niveaux d'un compresseur. Ces refroidisseurs et le condenseur du déethaniseur sont alimentés par le propane utilisé comme fluide réfrigérant. Les vapeurs qui en découlent se condensent en trois étapes, puis sont reprises par les utilisateurs sous forme d'une seule boucle fermée de réfrigération.

II.2 Principe :

La détente isenthalpique du propane liquide provoque la réfrigération dans le système propane. Lorsque la pression du propane liquide diminue, une partie du liquide est vaporisée. Le refroidissement du résidu réfrigérant est provoqué par cette vaporisation, car le propane circulant est pur. La température de saturation du réfrigérant est directement liée à la pression opératoire, ce qui signifie que chaque niveau de réfrigération du propane correspond à une température et à une pression spécifique.

Ce procédé permet de transférer la chaleur au réfrigérant propane en nébulisant isothermement le réfrigérant dans le côté calandre de l'échangeur approprié. À l'ébullition, le réfrigérant absorbe la chaleur. [4]

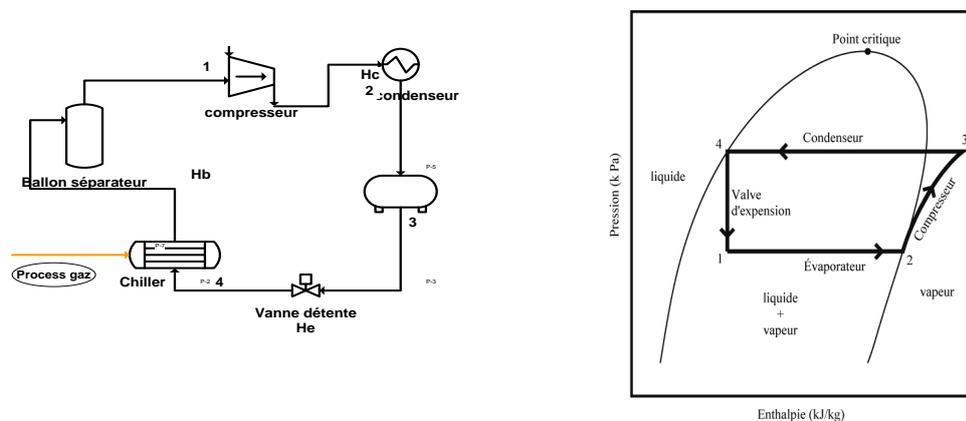


Figure II.1 : Système de réfrigération typique et le cycle thermodynamique.

Compresseur : Le compresseur aspire le fluide frigorigène à basse pression et le comprime, augmentant ainsi sa pression et sa température.

Condenseur : Dans le condenseur, le fluide frigorigène chaud et sous pression libère sa chaleur à l'environnement extérieur, se condensant en liquide.

Séparateur : Le séparateur permet de séparer les phases liquide et gazeuse du fluide frigorigène, assurant un fonctionnement efficace du système.

Chiller : Le chiller est un échangeur de chaleur qui refroidit le fluide frigorigène liquide avant son passage dans l'évaporateur.

Vanne de détente : La vanne de détente réduit la pression du fluide frigorigène liquide, provoquant une baisse de température avant son entrée dans l'évaporateur.

II.3 Capacité de réfrigération :

Cette partie a été développée afin de pouvoir réfrigérer un volume annuel de 1 million de tonnes de butane et de propane commerciaux, produits en continu par fractionnement d'une alimentation provenant de douze sources différentes.

La section de séparation produit du propane et du butane, qui sont préalablement refroidis à 43°C par des aéro-réfrigérants, est ensuite envoyée dans la section de réfrigération. Dans cette étape, le propane produit est réduit à une température de -38°C, puis récupéré par détente dans le ballon de propane à la température d'équilibre sous une pression opératoire absolue de 1,18 kg/cm², le butane produit étant refroidi jusqu'à une température maximale de -19°C.

II.4 Equipements principaux :

II.4.1 Ballons :

- **Ballons d'aspiration du compresseur :**
 - 02-V-1006 : ballons à haute pression.
 - 02-V-1007 : ballons à pression moyenne.
 - 02-V-1007 : ballons à pression basse.

Au démarrage, l'étage BP est soumis à une charge de vapeur supérieure à celle du service habituel. Le liquide a une durée de rétention de 10 minutes pour une charge liquide maximale.

- **Accumulateur de propane 02-V-1009 :**

Le récipient est dimensionné de manière à pouvoir contenir tous les liquides de la section de réfrigération, avec un temps de rétention de 17 minutes pour la charge de réfrigération maximale. [1]

II.4.2 Echangeurs de chaleur :

- Refroidisseurs de propane :(**E-1021, E-1022, E-1023**).
- Refroidisseurs de propane :(**E-1024, E-1025, E-1026**).
- Condensateur de propane : (**E-1027**) : assure la condensation des vapeurs du propane réfrigérant provenant du compresseur.

II.4.3 Compresseurs :

Un compresseur centrifuge (C-1001) contenant trois niveaux (haut, moyen et bas) aspire le propane provenant des trois ballons d'aspiration, puis le refoule pour le condenser Une turbine à gaz entraîne le compresseur.

II.5 Description du précède :

La partie de refroidissement est fournie avec du butane et du propane, produits par la section de séparation.

II.5.1 Circuit de butane commercial :

On refroidit le butane produit dans l'aéroréfrigérant E-1012 avant de le transporter vers la section de réfrigération. Le butane commercial est d'abord refroidi dans le refroidisseur primaire E-1024 qui est lié à la partie HP du réfrigérant lors de son passage dans la section. Le butane est transporté depuis E-1024 vers le refroidisseur secondaire E-1025, où il est refroidi à -4°C par le propane réfrigérant de l'étage de pression moyenne de la boucle de gel. Le butane est dirigé vers le refroidisseur final E-1026, qui est lié à l'étage BP de la boucle de froid, depuis E-1025.

Le refroidisseur E-1026 régule la température d'écoulement du b La température du fond du fractionnateur dans la section de séparation ajuste le point de consigne du contrôleur de la température d'écoulement. La température du fond du fractionnateur dans la section de séparation ajuste le point de consigne du contrôleur de la température d'écoulement.

Un contrôleur de contre-pression est installé dans la ligne d'alimentation de butane de la section de réfrigération pour contrôler l'expédition du butane commercial vers la section de stockage à basse température. Un collecteur commun mélange le débit en butane des 4 trains pour obtenir un mélange homogène du commercial dépentanisé et non dépentanisé. [1]

II.5.2 Circuit du propane commercial :

En sortant de la section de séparation, le propane commercial est refroidi dans l'aéro-réfrigérant E-1011 avant d'atteindre la section de réfrigération. Dans la section, le propane est initialement refroidi à une température de 21°C par le refroidisseur primaire de propane E-1021 qui est associé à l'étage HP du circuit réfrigérant.

L'unité de garde de la section de déshydratation (sécheur de garde) contient le propane pré-refroidi afin de garantir un séchage complet du produit à 1 ppm, avant de se diriger vers la section froide de l'unité.

Après la sortie de l'unité de garde, le contrôleur du débit du produit réfrigéré, situé dans le fond du dé-éthaniseur, mesure le débit de propane avant de le faire entrer dans le refroidisseur secondaire E-1022, qui est associé à l'étage moyenne pression de la boucle de froid, et refroidit le propane produit à une température de -4°C. Le propane est transféré de E-1022 vers le refroidisseur final E-1023 où il est refroidi à une température minimale de -38°C.

Lorsque le produit commercial sort d'E-1023, la vanne de contrôle de débit du produit refroidi étrangle le débit du produit commercial, maintenant une contre-pression adéquate dans la ligne, afin d'éviter une détente prématurée du produit, qui se produit dans le ballon de détente de propane V-1013. La vapeur du V-1013 est transportée vers la section de re-liquéfaction des vapeurs (BOG) où elle est comprimée, condensée avant d'être envoyée vers les réservoirs de la section de stockage à basse température. Le V-1013 est un propane liquide qui varie en fonction de sa température de point de bulle atmosphérique.

Le propane commercial est également transféré à la section de stockage sous pression à la sortie de l'unité de déshydratation de garde. Le propane est soutiré à intervalles réguliers en fonction du débit. [1]

II.5.3 Circuit du fluide réfrigérant :

Les six refroidisseurs sont alimentés par un circuit fermé de propane, qui fonctionne à trois niveaux de pression différents. [1]

- **Choix et fonctionnement du compresseur C-1001 :**

Il est pertinent de choisir ce type de compresseur car il est nécessaire lorsque les taux de compression sont élevés à certains débits. Les compresseurs centrifuges ont des vibrations normales plus faibles que d'autres types de compresseurs. [4]

Le compresseur de propane que nous proposons est un compresseur centrifuge à trois niveaux (étage BP, étage MP et étage HP) pour les ballons mentionnés plus loin, de type : RS2457

Tableau II.2 : Caractéristiques du compresseur C-1001.

IDENTIFICATION	POUR CHAQUE TRAIN
Type	R : compresseur centrifuge à écoulement radial ; S2 : deux étagères latérales ; 45 : cote nominale du corps ; 7 : nombre de roues.
Machine d'entraînement	Turbine a gaz
Puissance de la machine	4250 KW (paramètres de fonctionnement normaux
Pression de refoulement (kg/cm ²)	18.2
Pression d'aspiration (kg/cm ²)	BP : 1.05 MP : 3.4 HP : 8
Température d'aspiration (°C)	BP : - 40.9 MP : -3.0 HP : 28.5
Température de refoulement (°c) Vitesse d'arbre (RPM)	HP : 70.5 8760 t /min
Identification	Pour chaque train
Type	R : compresseur centrifuge à écoulement radial ; S2 : deux étagères latérales ; 45 : cote nominale du corps ; 7 : nombre de roues.
Machine d'entraînement	Turbine a gaz
Puissance de la machine	4250 KW (paramètres de fonctionnement normaux
Pression de refoulement (kg/cm ²)	18.2
Pression d'aspiration (kg/cm ²)	BP : 1.05 MP : 3.4 HP : 8
Température d'aspiration (°C)	BP : - 40.9 MP : -3.0 HP : 28.5
Température de refoulement (°c) Vitesse d'arbre (RPM)	HP : 70.5 8760 t /min

La température minimale à l'étage BP est de -41°C , et il fonctionne légèrement au-dessus de la pression atmosphérique lors de l'aspiration.

La température intermédiaire de l'étage MP est de -8°C , et il représente la première source d'alimentation latérale du compresseur C-1001.

L'étage HP garantit une température maximale de 18°C pour le fluide réfrigérant et est la deuxième source d'alimentation latérale de C-1001.

Le propane (C_3) est aspiré du premier étage et est introduit dans les premiers impulseurs, ce qui lui permettra d'atteindre sa pression au deuxième étage. Après avoir traversé la première roue à diaphragmes, il se mêle au gaz aspiré du deuxième étage et entre dans les deuxièmes impulseurs. On répète cette opération au troisième étage où les gaz sont accumulés pour atteindre la pression de refoulement.

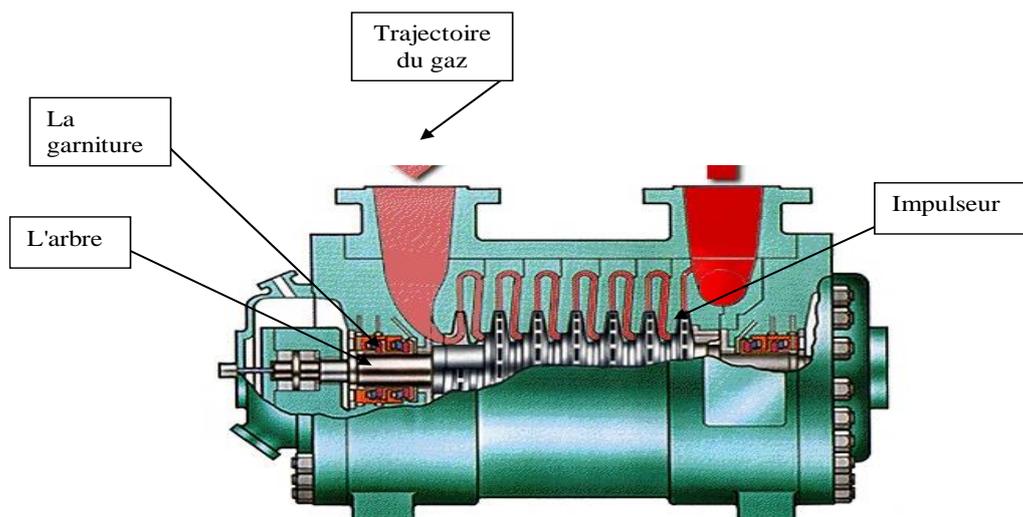


Figure II. 2 : Compresseur centrifuge.

À la sortie du compresseur, le gaz réfrigérant propane est accumulé dans l'aérocondenseur E-1027 pour être condensé. L'accumulateur de propane V-1009 renferme le condensat du E-1027, qui est ensuite recyclé dans une boucle de froid.

La pression dans V-1009 est laissée fluctuer en fonction de la condensation obtenue dans E-1027. Toutefois, afin de garantir un bon fonctionnement du circuit réfrigérant et de restreindre la plage de fonctionnement de C-1001, une pression minimale est maintenue. Il est possible d'obtenir cela en utilisant un mode de fonctionnement en deux plages, avec une adaptation en

Split range du pas des pales des ventilateurs et une sortie du gaz chaud dans E-1027. Les incondensables éventuels de V-1009 sont évacués vers la torche par le biais du condenseur de récupération de propane E-1028, ce qui permet d'éviter une pression de refoulement excessive.

Le propane réfrigérant liquide est évacué de V-1009 vers le ballon d'aspiration de l'étage HP V-1006 ainsi que vers les refroidisseurs primaires et secondaires du produit E-1021 et E-1024, en fonction du niveau de chaque équipement.

Le liquide réfrigérant évaporé est ajouté à la vapeur flashée qui quitte les refroidisseurs pour le ballon d'aspiration de l'étage HP V-1006. Cette vapeur se combine avec la vapeur qui éclate.

La deuxième alimentation latérale du C-1001 est produite par le liquide d'appoint à V-1006, qui sort du ballon d'aspiration de l'étage HP. Sous contrôle de niveau, le réfrigérant froid est transféré de V-1006 vers les refroidisseurs secondaires E-1022 et E-1025. Les condenseurs du dé-éthaniseur E-1006 sont alimentés par un troisième flux. A/B est aussi soumis à un contrôle de niveau. On utilise également le réfrigérant froid de V-1006 pour compenser le ballon d'aspiration de l'étage MP V-1007. Le réfrigérant sortant de E-1022 et E-1025 est remplacé par la vapeur froide qui rejoint le ballon d'aspiration V-1007. On renvoyé également la vapeur de propane produite dans les condenseurs E-1006 A/B au V-1007.

La première alimentation latérale du compresseur C1001 est la vapeur totale de V-1007. Pour les refroidisseurs finals E-1023 et E-1026, le réfrigérant liquide refroidi est soutiré de V-1007, avec un contrôle de niveau également effectué. Une combinaison de vapeur réfrigérante provenant des étages E-1023 et E-1026 est ajoutée au ballon d'aspiration de l'étage BP V-1008. La vapeur de propane froide est aspirée par C-1001. En général, le niveau dans V-1008 est stable, mais il est nécessaire de le maintenir à tout moment. Une ligne d'appoint a donc été prévue à partir de V-1007, sous contrôle de niveau de V-1008.

Dans V-1008, la pression d'aspiration du compresseur est réglée pour maintenir une légère augmentation de la pression atmosphérique en ajustant la vitesse du compresseur, c'est-à-dire la turbine à gaz, ou en recyclant le gaz refoulé. Il est prévu d'avoir une alarme basse pression et un déclenchement très basse pression afin d'éviter de mettre l'étage basse pression sous vide.

L'aspiration du compresseur permet de mesurer le débit de vapeur du propane réfrigérant et de le comparer à un minimum acceptable afin d'éviter un pompage causé par la différence de pression à travers l'étage BP. Si nécessaire, le gaz refoulé est réutilisé en utilisant une pression

différentielle pour le recycler. Le propane liquide est utilisé pour refroidir le gaz surchauffé recyclé, puis il est repris directement dans V-1009, où la température du gaz aspiré est contrôlée.

En étant à l'étage MP, on peut éviter le pompage en mesurant le débit de l'alimentation latérale et en ajustant le débit d'aspiration en fonction de la pression d'aspiration de cette étape. La valeur minimale recommandée ($41480 \text{ Nm}^3/\text{h}$) est comparée à ce débit total de vapeur afin d'éviter un pompage. Le gaz refoulé est réutilisé lorsque nécessaire, en surveillant le débit. Le propane liquide est utilisé pour refroidir le gaz surchauffé recyclé, puis il est repris directement dans V-1009, avec une température contrôlée de la première alimentation latérale.

Lors du refoulement du compresseur à l'étage HP, le débit total du gaz est mesuré et ajusté en fonction de la pression d'aspiration de l'étage HP. On compare également ce débit à une valeur minimale recommandée ($66000 \text{ Nm}^3/\text{h}$) et la vanne de recyclage du gaz s'ouvre lorsque nécessaire, afin d'accepter le gaz recyclé chaud et de maintenir un débit minimum et d'éviter un pompage. La température de refroidissement du gaz recyclé est régulée par la deuxième alimentation latérale, en utilisant le réfrigérant liquide de V-1009.

II.6 Dispositif anti-Pompage :

Un dispositif de protection contre le pompage est installé sur le compresseur à propane, qui fonctionne sur une vanne de recyclage pour limiter le débit à l'aspiration.

On évalue le débit total exact du gaz qui traverse chaque étage et on le compare à une valeur minimale recommandée. Si le débit effectif est inférieur à ce minimum recommandé, qui est le point de commande du contrôleur du débit anti-pompage, la vanne de recyclage du gaz s'ouvre automatiquement pour le débit minimum.

À l'étage BP, un contrôleur de pression différentielle permet d'obtenir la protection contre le pompage en mesurant la différence de pression maximale autorisée dans l'étage BP par rapport à une vitesse de rotation spécifique du compresseur. Au besoin, on augmente le débit d'aspiration en ouvrant la vanne de recyclage des gaz.

À chaque étage, il est nécessaire de refroidir le débit chaud recyclé en injectant du propane liquide, en surveillant la température du gaz aspiré dans les étages concernés.

Au cours du fonctionnement normal, il n'est pas nécessaire de recycler le gaz pour l'anti-pompage. Toutefois, il est possible que ce recyclage devienne indispensable lorsqu'on travaille à un débit faible, en fonction des charges de chaque étage. [4]

II.7 Composition du propane réfrigérant :

Le réfrigérant contient des quantités d'éthane et de butane estimées à 1% et 0,18% molaire respectivement pour le compresseur.

Les niveaux d'éthane sont inférieurs à 4,8 % par molaire. Les niveaux d'éthane sont en dessous de 2% moléculaires. Le récupérateur de propane installé sur le réservoir à propane purge automatiquement l'éthane, l'impureté légère, tandis que le butane, l'impureté lourde, n'est éliminé que par l'opération de vide-vite (évacuation partielle).

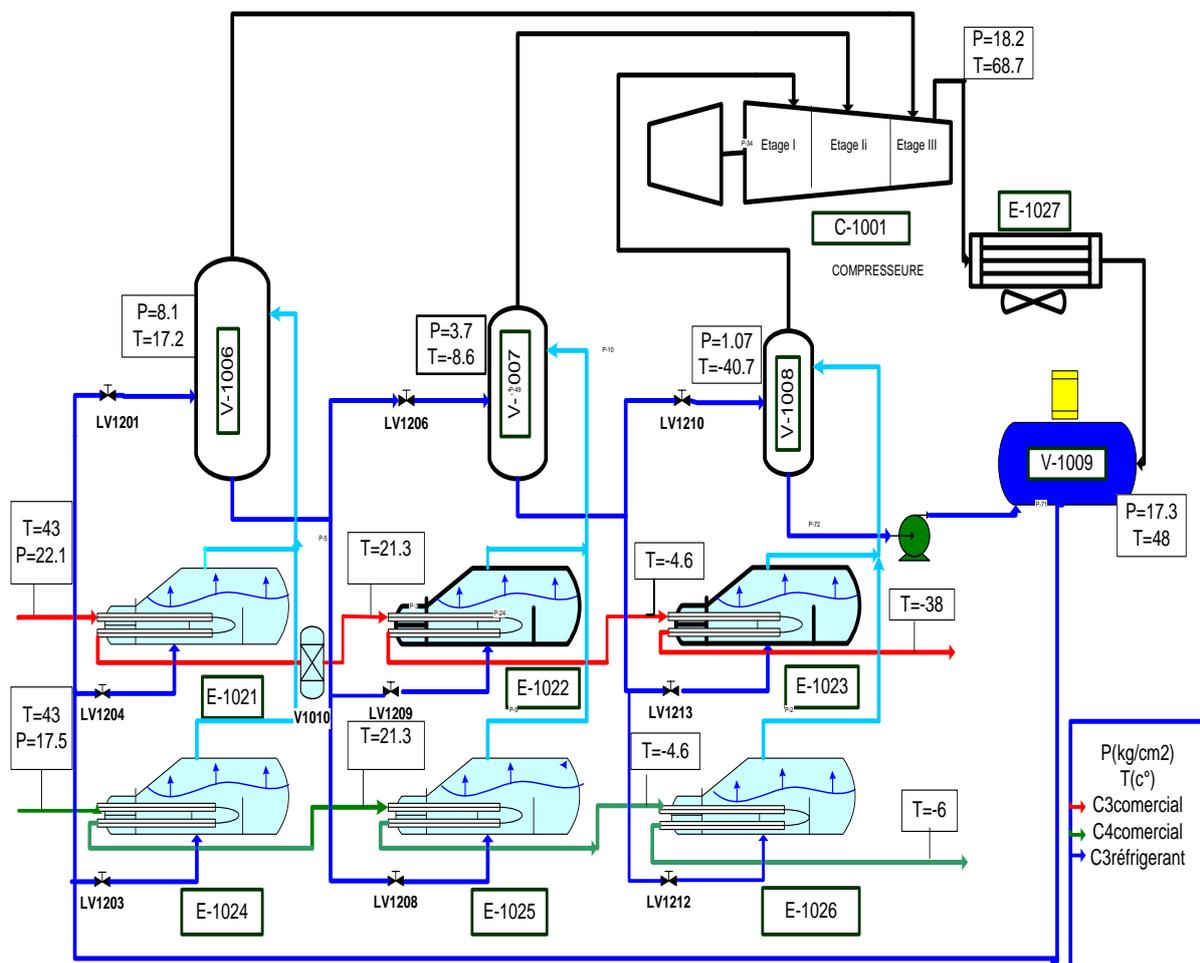


Figure II.3 : Section de réfrigération.

II.8 Déclenchements et les arrêts d'urgence d'un compresseur C-1001 :

Tableau II.3 : Déclenchements et les arrêts d'urgence d'un compresseur C-1001

CAUSES	EXEMPLES
Niveau de liquide très haut au ballon d'aspiration.	L'arrêt consiste à éviter l'entraînement du liquide vers compresseur
Condition anormale de fonctionnement	<ul style="list-style-type: none"> - Pression très basse à l'aspiration. -Pression très haute au refoulement -Température très haute au refoulement - composition non adéquate
Pannes d'utilités	<ul style="list-style-type: none"> - Panne électrique -Panne d'air d'instrument
Position incorrecte des vannes de bloc du compresseur	L'une des vannes d'arrêt n'est pas ouverte ou fermée totalement.
Déclenchement de la turbine à gaz	<ul style="list-style-type: none"> -Sur vitesse -Vibration forte -Température haute du gaz d'échappement -Panne de la tension de commande de la turbine
Anomalies liées au compresseur	<ul style="list-style-type: none"> -Niveau bas d'huile d'étanchéité -Température haute du palier -Vibration et mouvement axial forts

II.9 Procédure de démarrage de la section de réfrigération :

Une fois que le compresseur a déclenché, ce qui entraîne l'arrêt complet de la section de réfrigération, il est nécessaire de suivre une procédure de démarrage qui est la suivante :

II.9.1 Mise en marche initiale :

- La mise en service de toutes les installations d'utilités est assurée.
- Le système est nettoyé et séché, puis rempli de GN.
- Le compresseur et la turbine à gaz se préparent à être mis en marche.
- Les vannes de sectionnement qui lui sont associées isolent le compresseur.
- Le tronçon de séparation est en fonctionnement.

II.9.2 Mise en marche normale :

- Assurez-vous que les vannes sont en place pour être mises en marche.
- Maintenir la pression des ballons à 3kg/cm²abs lors de l'aspiration.
- Lancer le condenseur de propane refroidi par air.
- Débloquer entièrement les boutons de commande de recyclage et les boutons de démarrage.
- Lancer la turbine à gaz en suivant la procédure de démarrage.
- Améliorer la vitesse du compresseur pour atteindre la vitesse de fonctionnement.
- Forcer la vanne de démarrage à se refermer lentement en utilisant le dispositif de maintien.
- Maintenez la vanne de commande du recyclage fermée lentement, et installez le système de contrôle anti-pompage ainsi que celui de la vitesse du compresseur.

Le liquide produit doit être introduit dans les refroidisseurs et dans le ballon.

Chapitre III : Problématique

III.1 Introduction :

La compagnie pétrolière et gazière nationale d'Algérie, Sonatrach, a œuvré depuis les années 1970 pour diminuer le torchage des gaz liés à la production. La Conférence de Rio de 1992, reconnue par 182 pays a joué un rôle essentiel dans la sensibilisation mondiale aux défis du développement durable et a posé les fondations de nombreuses initiatives environnementales et climatiques futures. Les principes et les accords élaborés lors de cette conférence continuent d'orienter les initiatives internationales en faveur d'un avenir plus durable.

Sonatrach est entièrement en accord avec l'idée que le développement économique doit être en harmonie avec le développement durable. C'est pourquoi l'entreprise a fait des investissements considérables dans la collecte des gaz torchés, aussi bien dans les champs de production que dans les liquéfisseurs et les raffineries. Les actions de Sonatrach témoignent de son engagement croissant envers des pratiques industrielles plus durables, contribuant ainsi à un avenir respectueux de l'environnement. [5] [6]

III.2 Torchage dans l'industrie du pétrole et du gaz :

III.2.1 Pourquoi on torche ?

La pratique du torchage est fréquente dans le secteur du pétrole et du gaz, qui implique de brûler des gaz supplémentaires ou indésirables plutôt que de les laisser s'échapper dans l'atmosphère pour diverses raisons telles que :

- ✓ Sécurité : le torchage assure la sécurité en empêchant l'accumulation dangereuse de gaz, diminuant ainsi le risque d'explosions ou d'incendies.
- ✓ Gestion de la pression : en régulant la pression dans les installations pétrolières ou gazières, il est possible d'éviter les dommages aux équipements.
- ✓ Gestion des émissions dangereuses : Les gaz sont transformés en dioxyde de carbone et en vapeur d'eau par brûlage, ce qui est moins dangereux que de les libérer bruts.
- ✓ Opérations à court terme : Pendant certaines opérations telles que le démarrage, l'entretien ou la maintenance, des gaz supplémentaires sont produites. Le torchage est employé afin d'éliminer ces gaz de façon régulière.
- ✓ Manque d'installations de récupération : Dans certaines situations, la seule solution envisageable est le torchage lorsque l'infrastructure requise pour récupérer ou utiliser les gaz n'est pas accessible.

- ✓ Contraintes environnementales : Malgré les émissions du torchage, il est fréquemment soumis à des réglementations rigoureuses qui restreignent les quantités de torchage et incitent à la réduction de cette pratique.

III.2.2 Produits du torchage :

Selon la théorie, la combustion totale des hydrocarbures dans les torchages devrait entraîner la production d'eau, de dioxyde de carbone et d'azote. Toutefois, certains systèmes de torchage inefficaces ne brûlent pas complètement le gaz, ce qui entraîne des émissions de monoxyde de carbone et d'hydrocarbures non brûlés, ainsi que du gaz carbonique. [7]

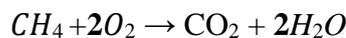
Voici les éléments clés concernant les produits de torchage :

a - Combustion complète :

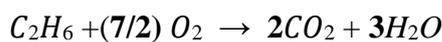
L'hydrocarbure se réagit avec l'oxygène dans une combustion complète pour produire du dioxyde de carbone et de l'eau.

Par exemple :

- La combustion du méthane (CH_4) donne du dioxyde de carbone et de l'eau :



- La combustion de l'éthane (C_2H_6) produit également du dioxyde de carbone et de l'eau :



- Le propane (C_3H_8), lorsqu'il est entièrement brûlé, donne du dioxyde de carbone et de l'eau :

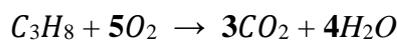


Figure III.1 : Combustion complète

b - Combustion incomplète :

Pendant certaines opérations comme les arrêts, les démarrages ou les défaillances, le gaz torché peut être considérable, ce qui peut conduire à une combustion partielle. Cela entraîne la production de monoxyde de carbone ainsi que de vapeur d'eau. [7]

Par exemple :

- l'émission partielle de méthane peut entraîner la formation de monoxyde de carbone plutôt que de dioxyde de carbone :

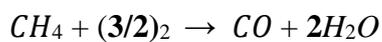


Figure III.2 : Combustion incomplète

III.2.3 Impacts des gaz torchés :

Malgré ses rôles essentiels dans l'industrie pétrolière et gazière, le torchage suscite également des inquiétudes environnementales en raison de ses émissions de gaz à effet de serre et de polluants. En conséquence, des initiatives croissantes sont mises en place pour diminuer le phénomène de torchage en améliorant les méthodes de récupération des gaz et en investissant dans des infrastructures de traitement et de réutilisation des gaz excessifs.

III.2.3.1 Impacts économique des gaz torchés :

- Les conséquences économiques du torchage du gaz sont considérables. En diminuant le torchage, on peut économiser des ressources précieuses. Il y a quelques conséquences économiques liées au gaz torché et à la diminution du torchage.
- La réduction du torchage permet aux entreprises de récupérer du gaz qui aurait été perdu en récupérant les ressources et les revenus. Ce gaz récupéré peut être transformé et

commercialisé, ce qui entraîne des bénéfices.

- Le torchage permet de diminuer les coûts en réduisant la quantité de gaz utilisable.
- L'extraction de ce gaz permet de diminuer les dépenses, car il peut être employé dans la production d'énergie ou d'autres processus industriels, réduisant ainsi la dépendance aux sources internationales.
- Conformité et Pénalités Évitables : Les règles environnementales sont de plus en plus rigoureuses. Les entreprises peuvent économiser des fonds en réduisant le torchage, ce qui leur permet d'éviter des amendes pour non-conformité.
- Amélioration de la Réputation et Attirance pour les Investisseurs : Les entreprises qui réduisent le torchage améliorent leur image, attirant des investisseurs qui accordent de l'importance à la durabilité. Cela peut se traduire par des investissements supplémentaires et des flux de capitaux accrus.
- Durabilité et Opportunités de Marché : La diminution du torchage correspond aux objectifs de durabilité mondiaux. Les sociétés ont la possibilité d'explorer de nouveaux marchés, tels que le gaz naturel liquéfié (GNL), où la demande est en augmente.

III.2.3.2 Impact environnemental :

Le processus de torchage des gaz, qui implique la combustion de gaz supplémentaires ou indésirables, a des répercussions environnementales importantes. Il provoque la pollution de l'air, le bruit, les odeurs et les fumées, ce qui peut avoir un impact sur la qualité de vie des communautés environnantes. En outre, cela entraîne une perte de ressources non renouvelables et favorise l'accumulation de gaz à effet de serre, un élément essentiel du réchauffement climatique.

- **L'effet de serre :**

Ce processus naturel se produit lorsque certains gaz, tels que la vapeur d'eau et le dioxyde de carbone, captent la chaleur du soleil, ce qui maintient la température de la Terre à des niveaux propices à la vie. Toutefois, une hausse des émissions de gaz à effet de serre, en particulier liée au torchage, accentue cette tendance, ce qui conduit à un réchauffement climatique excessif. Les conditions atmosphériques et terrestres subissent des modifications importantes, telles que des augmentations de température, des fluctuations des vents, des variations de précipitations, ainsi que d'autres phénomènes météorologiques.

Contribution à l'effet de serre naturel des différents gaz présents dans l'atmosphère

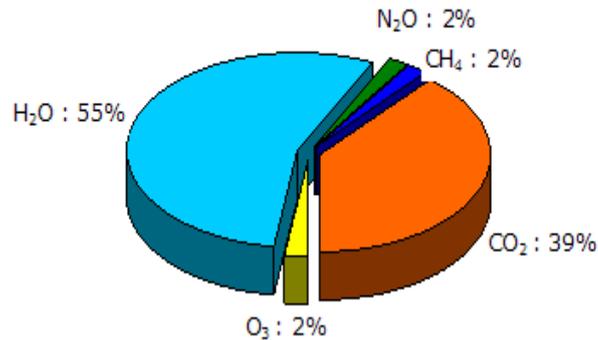


Figure III.3 : Concentration des principaux gaz à effet de serre

Fonctionnement de l'effet de serre

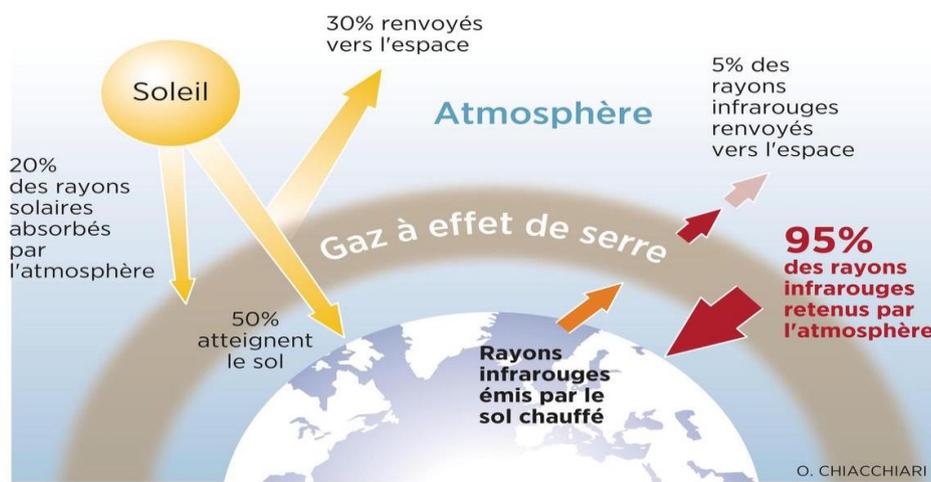


Figure III.4 : Fonctionnement général de l'atmosphère

- **Réchauffement climatique :**

En raison de cette hausse de l'effet de serre, il y a de multiples conséquences sur les écosystèmes et les communautés humaines. L'augmentation du niveau des mers, qui risque les îles basses et les zones côtières, les variations des schémas de précipitations, la fonte des glaciers et de la banquise arctique, ainsi que l'augmentation des phénomènes météorologiques extrêmes tels que les ouragans et les tempêtes, sont quelques-uns des exemples de conséquences.

Donc, outre les problèmes environnementaux locaux, le torchage des gaz contribue également

au réchauffement climatique mondial en augmentant la concentration de gaz à effet de serre, ce qui a des répercussions considérables sur le climat et la vie sur Terre.

En résumé, les sociétés qui diminuent le taux de torchage génèrent de la valeur en collectant des ressources, en diminuant les dépenses, en respectant les normes environnementales et en améliorant leur image. Cela peut aussi aider à atteindre des objectifs de durabilité plus étendus et offrir de nouvelles possibilités économiques. [8]

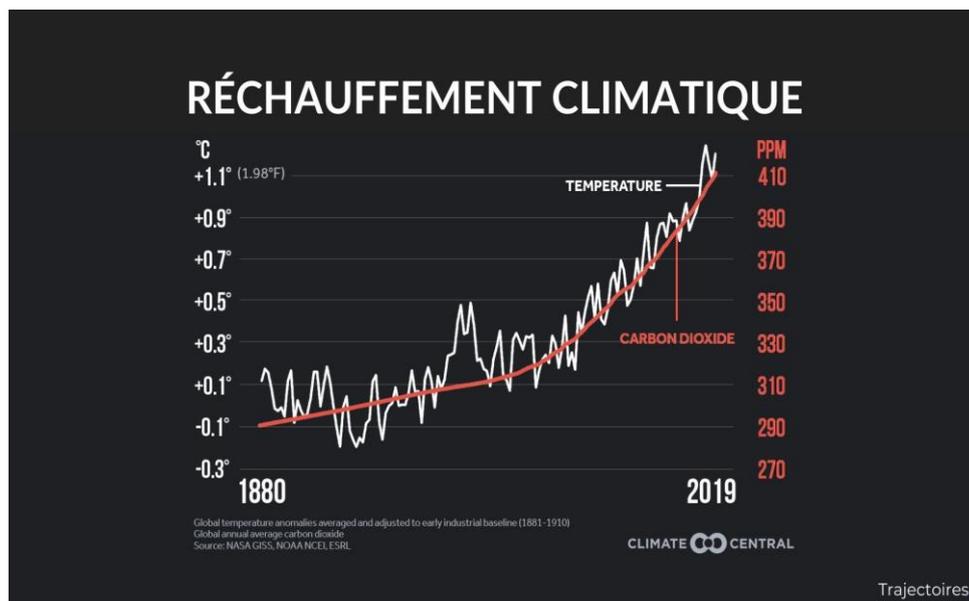


Figure III.5 : Corrélation entre la concentration en CO2 dans l'atmosphère et l'augmentation moyenne de la température. (Source NASA GISS ,NOAA NCEI ESRL)

III.3 Méthodologie d'étude :

III.3.1 L'objet de l'étude :

Depuis la nationalisation des hydrocarbures, SONATRACH a connu une croissance importante, tant en termes de variété que de capacité, ce qui est une source de fierté considérable. Toutefois, afin de diminuer les conséquences environnementales et les pertes économiques, l'une des principales préoccupations est de restreindre l'utilisation de gaz à effet de serre. Cela nécessite des approches techniques innovantes.

Lorsque la section de réfrigération du complexe GP1/Z est mise en marche, une importante quantité de propane réfrigérant est brûlée, ce qui a incité les opérateurs à trouver des solutions pour diminuer ces pertes.

Notre recherche vise à récupérer le propane réfrigérant qui est brûlé lors du redémarrage de cette section après un arrêt.

Afin de mettre en œuvre cette solution, il est essentiel d'investir, et notre étude technico-économique vise à évaluer les dépenses et à évaluer la possibilité de cette récupération.

III.3.2 Problématique :

Comment peut-on réduire les conséquences néfastes sur l'environnement et l'économie du torchage de gaz dans les secteurs pétrolier et gazier ?

III.3.3 Démarche méthodologique :

Notre étude est organisée de manière à aborder le problème du torchage de gaz. Voici les étapes principales de la procédure :

- Analyse des documents techniques : Analyse des sources existantes pour obtenir des renseignements essentiels.
- Visite sur le terrain : Visite des installations pour recueillir des données concrètes.
- Étude des données : Analyse et interprétation des informations collectées lors des vérifications.

III.3.4 Différentes étapes de l'étude comprennent :

Introduction du souci : Présentation des défis environnementaux et économiques associés à la combustion de gaz.

- Étude quantitative : Calcul du volume de propane torché.
- Analyse détaillée : Recherche des origines du problème et de ses répercussions.
- Idée de solution : Création d'un réseau de récupération de propane.
- Analyse financière : Il est divisé en deux parties :
 - ✓ Calcul du bénéfice annuel obtenu grâce à la récupération du propane.
 - ✓ Estimation des dépenses liées à la mise en place de la solution.
- Synthèse et suggestions : Résumé des résultats de l'étude et recommandations pour mettre en œuvre la solution.

Grâce à cette approche méthodique, le problème est abordé de manière exhaustive, ce qui conduit à des solutions efficaces et économiquement rentables.

Chapitre IV : Présentation du problème

IV.1 Présentation du problème :

Dans la section de réfrigération, lors d'un arrêt d'urgence en raison d'une anomalie citée au chapitre II, la circulation du propane est brusquement interrompue. En raison de l'interconnexion des trois ballons d'aspiration, leurs pressions se maintiennent à un niveau d'équilibre moyen, en fonction de la température en vigueur.

En premier lieu, il est nécessaire de vérifier que la pression dans les ballons d'aspiration est inférieure à 3 kg/cm^2 , comme indiqué dans la procédure mentionnée au chapitre II. Toutefois, compte tenu des variations de pression interne lors de l'arrêt, il est nécessaire de décompresser les ballons en libérant de la vapeur afin d'atteindre les niveaux nécessaires pour le redémarrage.

Il est nécessaire de résoudre le problème de récupérer cette vapeur torchée lors de la dépressurisation.

IV.2 Estimation du volume de propane torché :

Le service de planification a été contacté afin de connaître le nombre et les dates des arrêts associés aux déclenchements. Cette étude nous a permis de déterminer le volume de propane torché dans certains cas concrets en mesurant la variation du niveau de réfrigérant dans le ballon V-1009 avant et après l'arrêt. On a extrait les informations sur le niveau de réfrigérant dans le ballon V-1009 de la base de données d'historique de processus (PHD).

Le PHD :

Le concept de PHD fait référence à une base de données d'historique des processus. Il s'agit d'un système qui conserve en temps réel des données de processus industriels provenant de différentes sources telles que les systèmes de contrôle distribué (DCS) ou les automates programmables (PLC).

Le PHD a pour objectif d'enregistrer, de conserver et de rendre ces informations accessibles pour leur analyse et leur prise de décision. Les utilisateurs ont la possibilité de faire appel à des applications connexes afin de produire des rapports, des graphiques, des schémas, des affichages sur mesure et des analyses de tendances de travail. Grâce à ces outils, il devient plus facile d'interpréter les données historiques afin d'améliorer l'efficacité des processus industriels, de diagnostiquer des problèmes ou d'évaluer des incidents d'urgence.

❖ Nombre d'arrêts de trains :

Les interruptions les plus courantes qui sont à l'origine de notre souci sont souvent causées

Par :

- ✓ Un arrêt de pompage RTO.
- ✓ Une coupure électrique.
- ✓ Manque de charge.
- ✓ Arrêt pour travaux.
- ✓ Stock haut en C3 ou en C4.
- ✓ Déclenchement par une fluctuation électrique.
- ✓ Problèmes ou défaillances technique : transformateur, pompe...etc.

Tableau IV. 1 : Nombre d'arrêt par train

Nombre d'arrêts	Trains
6	100
8	400
9	300
12	500
10	600

IV.2.1 Méthode de calcul du niveau au V-1009 :

Le ballon horizontal : V1009, comme il est sur l'annexe n°01 le volume totale est **130.2m³** avec : **D=4m** et **L=9m**. on procède selon la méthode montrée sur l'annexe n°01

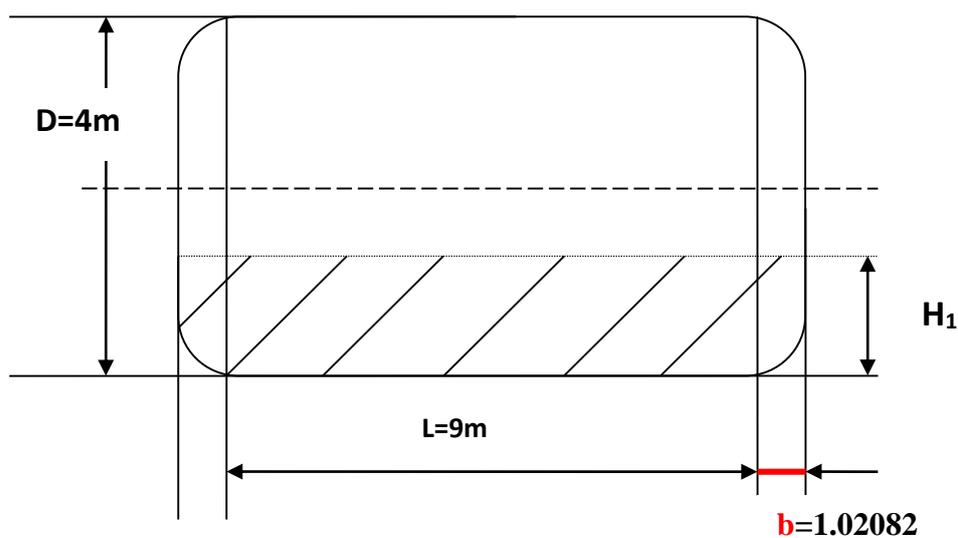


Figure IV. 1 : Dimensions du ballon V-1009

Volume total = volume dans les deux cotés + volume du cylindre.

$$V_t = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 L \quad (\text{IV.1})$$

Avec :

$$K_1 = \frac{2b}{D} \quad Z_e = \frac{H_1}{D} \quad Z_c = \frac{H_1}{D}$$

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

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

$f(Z_c)$: coefficient ellipsoïdal.

- **Calcul de b :**

A partir de la relation(1) :

$$130.2 = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 L$$

$$130.2 = \frac{1}{6} \pi \frac{2b}{D} \times D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 \times L$$

$$130.2 = \frac{1}{3} \pi b \times D^2 + \frac{1}{4} \pi D^2 \times L$$

A.N :

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

$$b = \frac{[(130.2) - (0.25 \times 3.1416 \times 16 \times 9)]}{0.3333 \times 3.1416 \times 16}$$

b=1.02082

IV.2.2 Cas réel :

- ❖ **Phase 1 :**

Tableau IV. 2 : Des arrêts et des démarrages des trois cas de train (Phase 1)

Cas réel	Date et temps	niveau du ballon (%)	Problème
cas 1 (train100)	arrêt le : 05/06/2022 à 21:06	37.11%	Arrêt pour travaux
	démarrage le : 05/06/2022 à 02:21	25.46%	
Cas 2 (train400)	arrêt le : 04/07/2021 à 17:30	58.16%	Stock haut en C3
	démarrage le : 04/07/2021 à 21:58	36.64 %	
Cas 3 (train300)	arrêt le : 25/05/2022 à 04:24	50.06%	Manque de charge
	démarrage le 25/05/2022 à 10:42	34.26%	

Voici les diagrammes respectives des arrêts des trois cas en sachant que :

PI_1210.PV: indicateur de la pression à l'aspiration du ballon basse pression en (kg/cm²G).

PI_1211.PV: indicateur de la pression à l'aspiration du ballon moyenne pression (kg/cm²G).

PI_1212.PV: indicateur de la pression à l'aspiration du ballon haute pression (kg/cm²G).

PI_1213.PV: indicateur de la pression au refoulement du compresseur (kg/cm²G).

LI_1216.PV: indicateur du niveau au ballon V-1009 en (%).

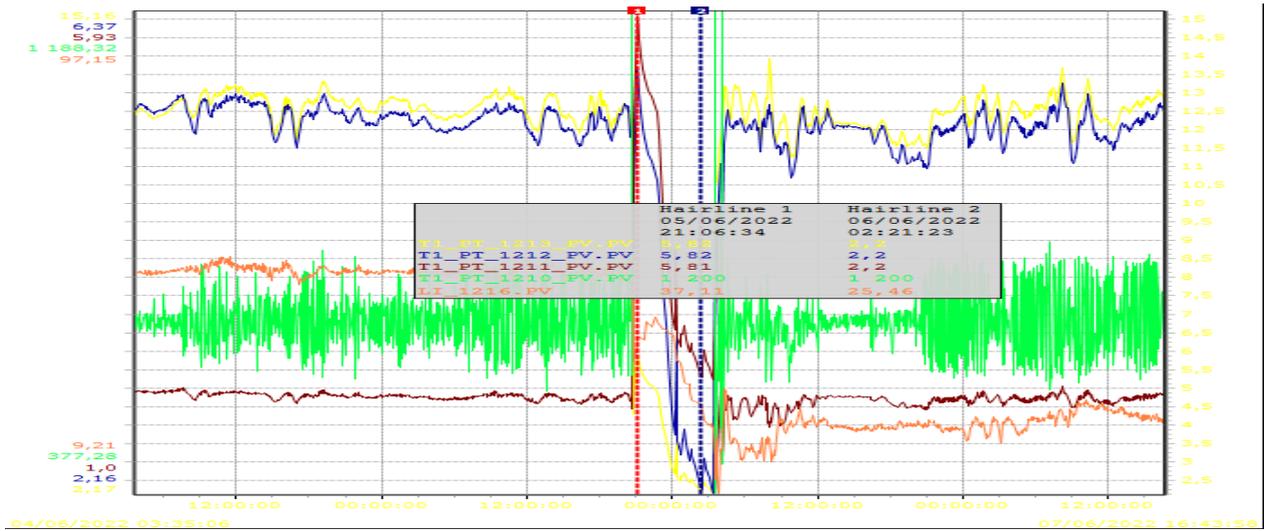


Figure IV. 2 : cas 1 (train 100)

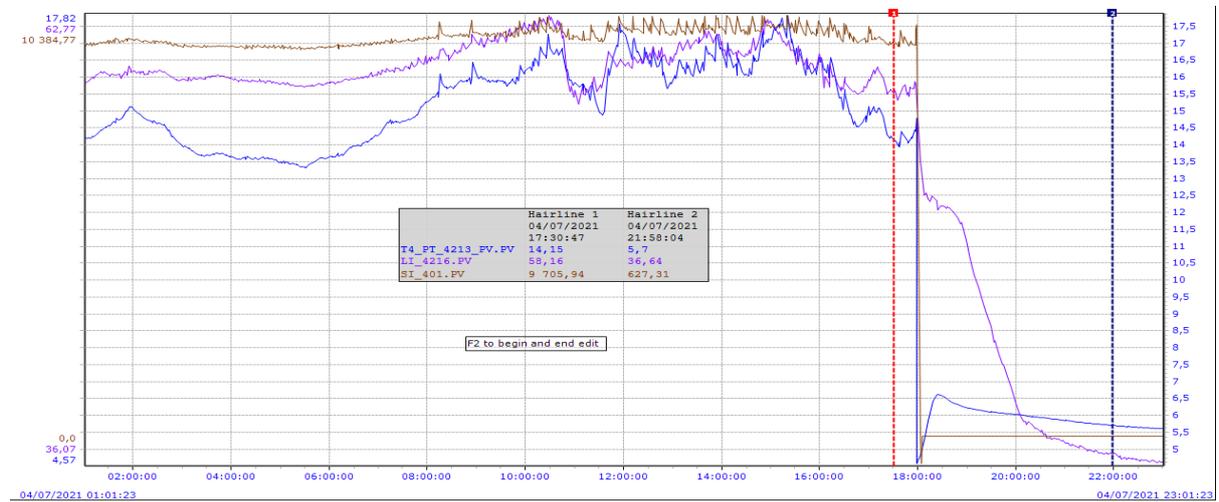


Figure IV. 3 : cas 2 (train 400)

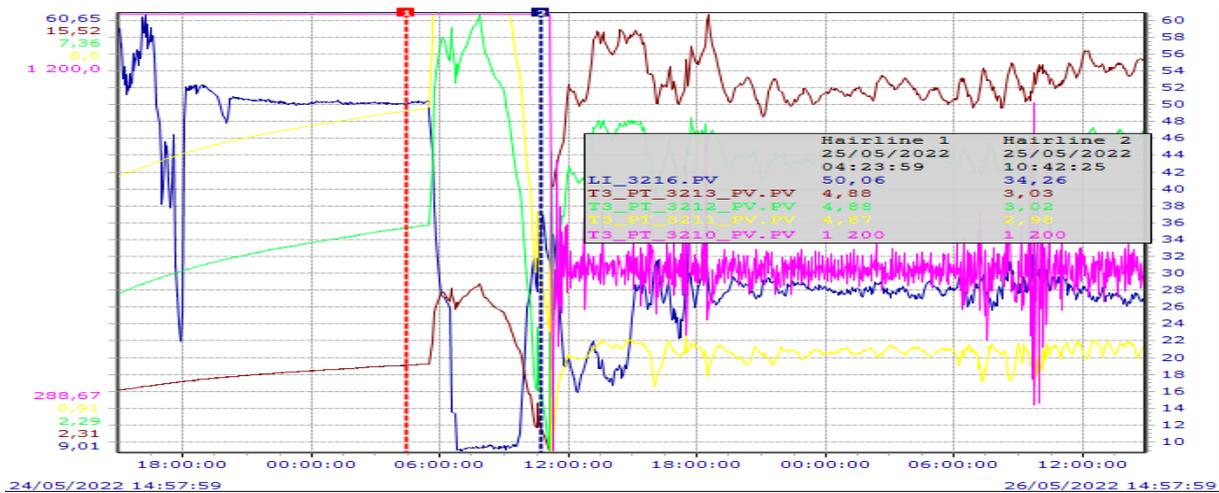


Figure IV. 4 : cas 3 (train 300)

A /Cas N°1 :

- **Calcul de la hauteur H :**

$$100\% \rightarrow D = 4\text{m}$$

$$37.11\% \rightarrow H=1.48\text{m}$$

$$25.46\% \rightarrow H=1.02\text{ m}$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 37.11%: (H=1.48m)**

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H1/D = 1.48/ 4 = 0.37$$

$$f(Z_e):.0.319222 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c):0.344985 \text{ (voir annexe03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi.64.0,5104] \times [0.319222] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0.344985]$$

$$V_p=44.48\text{m}^3$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 25.46%: (H=1.02 m)**

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H1/D = 1.02 / 4 = 0.255$$

$$f(Z_e):0.161912 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c):0.201031 \text{ (voir annexe03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi.64.0,5104] \times [0.161912] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0.201031]$$

$$V_p = 25.50 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume torché /arrêté}_1 = 44.48 - 25.50 = 18.98 \text{ m}^3$$

B/Cas N°2 :

- **Calcul de la hauteur H :**

$$100\% \rightarrow D = 4 \text{ m}$$

$$58.16\% \rightarrow H = 2.3264 \text{ m}$$

$$36.64\% \rightarrow H = 1.4656 \text{ m}$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 58.16%: (H=2.3264m)**

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 2.3264 / 4 = 0.5816$$

$$f(Z_e): 0.627728 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c): 0.608956 \text{ (voir annexe03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.627728] + (1/4) \times [\pi \cdot 9 \cdot 16] \times [0.608956]$$

$$V_p = 79.60 \text{ m}^3$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 36.64%: (H=1.4656m)**

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 1.4656 / 4 = 0.3664$$

$$f(Z_e): 0.301031 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c): 0.328999 \text{ (voir annexe03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi.64.0,5104] \times [0.301031] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0.328999]$$

$$V_p = 42.36 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume torché /arrêt}_2 = 79.60 - 42.36 = 37.24 \text{ m}^3$$

C/Cas N°3:

- **Calcul de la hauteur H :**

$$100\% \rightarrow D = 4 \text{ m}$$

$$50.06\% \rightarrow H = 2.0024 \text{ m}$$

$$34.26\% \rightarrow H = 1.3704 \text{ m}$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 50.06%: (H=2.0024m)**

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,51037$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 2.0024 / 4 = 0.5006$$

$$f(Z_e): 0.509000$$

$$f(Z_c): 0.507640$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi.64.0,5104] \times [0.509000] + (1/4) \times [\pi.9.16] \times [0.507640]$$

$$V_p = 66.12 \text{ m}^3$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 34.26%:**

$$34.26\% \rightarrow H = 1.3704 \text{ m}$$

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H1/D = 1.3704/4 = 0.3426$$

$$f(Z_e): 0.276305$$

$$f(Z_c): 0.307068$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.276305] + (1/4) \times [\pi \cdot 9 \cdot 16] \times [0.307068]$$

$$V_p = 39.45 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume torché/arrêt}_3 = 66.12 - 39.45 = 26.67 \text{ m}^3$$

Moyenne du volume torché/arrêt : 27.63 m³

❖ **Phase 2 :**

Tableau IV.3 : Arrêts et des démarrages des trois cas de train (Phase 2)

cas réel	Date et temps	niveau du ballon (%)	Problème
cas 1 (train500)	arrêt le : 15/04/2021 à 08:06	43.16%	Déclanchement par une fluctuation électrique
	démarrage le : 17/04/2021 à 00:15	28.27%	
Cas 2 (train500)	arrêt le : 23/06/2021 à 04:19	57.06%	Arrêt pour réparation gag chaude turbine à gaz
	démarrage le : 23/06/2021 à 13:25	42.61 %	
Cas 3 (train600)	arrêt le : 21/04/2021 à 10:52	43.85%	Arrêt pompage RTO
	démarrage le 21/04/2021 à 16:25	24.69%	

Voici les diagrammes respectives des arrêts des trois cas en sachant que :

PI_1210.PV: indicateur de la pression à l'aspiration du ballon basse pression en (kg/cm²G).

PI_1211.PV: indicateur de la pression à l'aspiration du ballon moyenne pression (kg/cm²G).

PI_1212.PV: indicateur de la pression à l'aspiration du ballon haute pression (kg/cm²G).

PI_1213.PV: indicateur de la pression au refoulement du compresseur (kg/cm²G).

LI_1216.PV: indicateur du niveau au ballon V-1009 en (%).

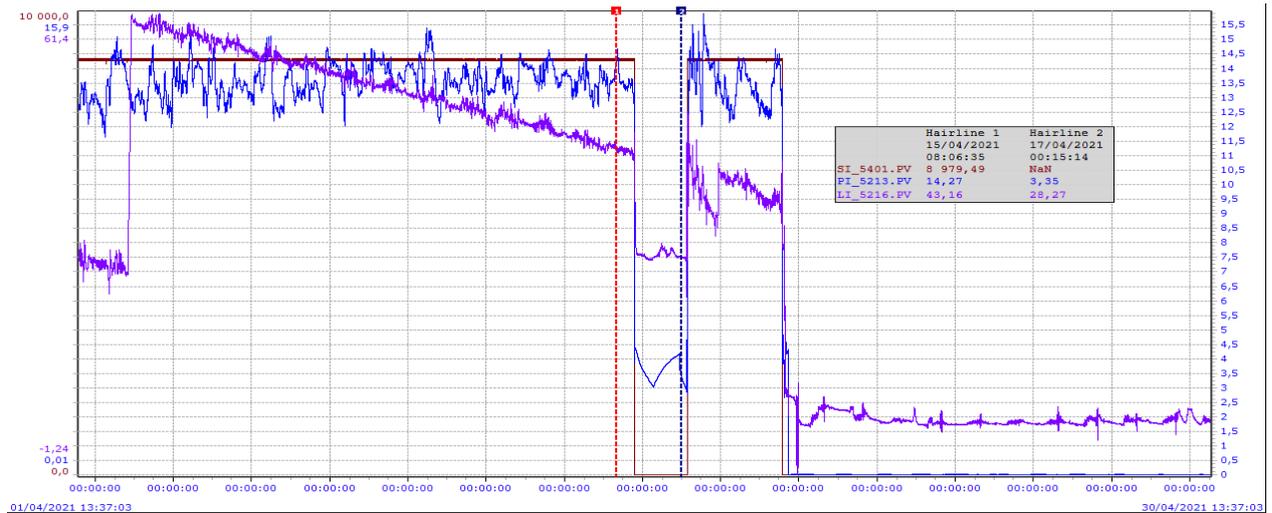


Figure IV.5 : cas 1 (train 500)

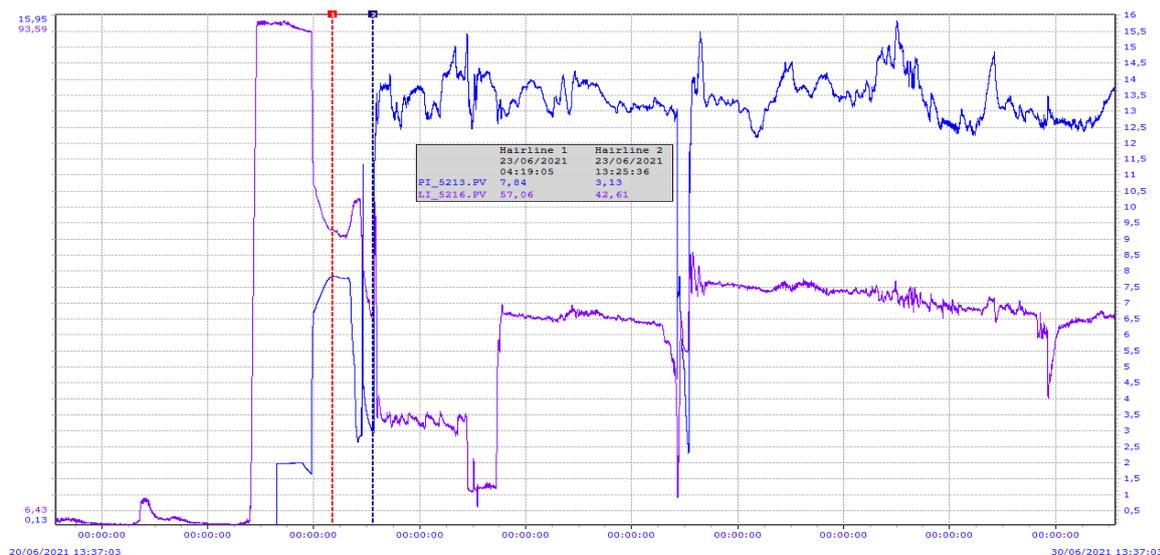


Figure IV.6 : cas 2 (train 500)

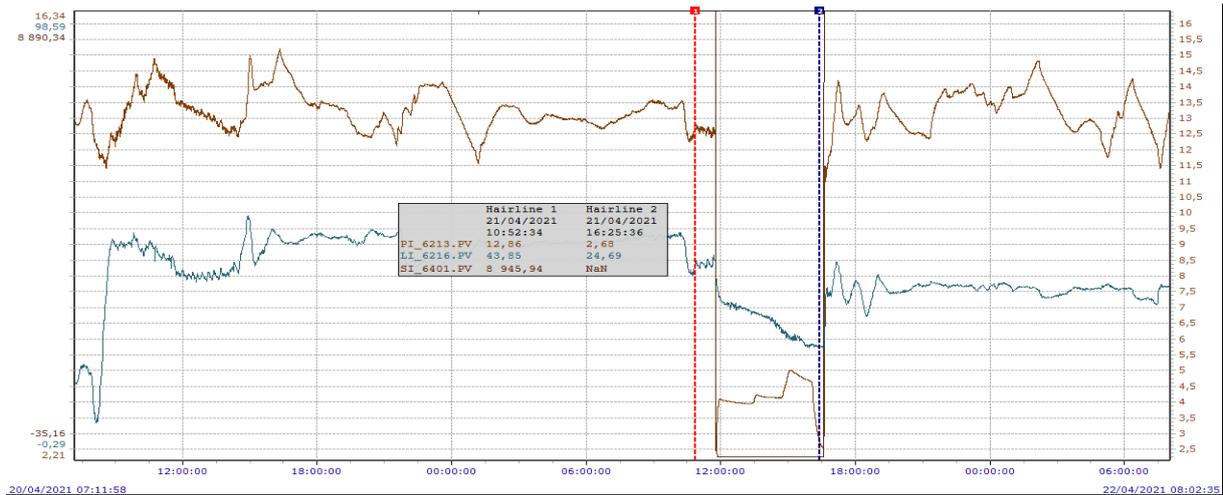


Figure IV. 7 : cas 3(train 600)

A /Cas N°1 :

Calcul de la hauteur H :

100% → D = 4m

43.16% → H=1.73m

28.27% → H=1.13 m

- **Calcul du volume partiel correspondant à 43.16%: (H=1.73m)**

$$K1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H1/D = 1.73/ 4 = 0.4325$$

f (Z_e):0.403049 (voir annexe 02)

f (Z_c):0.417473 (voir annexe03)

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.403049] + (1/4) \times [\pi \cdot 9.16] \times [0.417473]$$

$$V_p = 54.11 \text{ m}^3$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 28.27%:** (H=1.13 m)

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 1.13 / 4 = 0.2825$$

$$f(Z_e): 0.197377 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c): 0.234941 \text{ (voir annexe03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.197377] + (1/4) \times [\pi \cdot 9.16] \times [0.234941]$$

$$V_p = 29.95 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume torché /arrêté}_1 = 54.11 - 29.95 = 24.16 \text{ m}^3$$

B/Cas N°2 :

Calcul de la hauteur H :

$$100\% \rightarrow D = 4 \text{ m}$$

$$57.06\% \rightarrow H = 2.28 \text{ m}$$

$$42.61\% \rightarrow H = 1.70 \text{ m}$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 57.06%:** (H=2.28 m)

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 2.28 / 4 = 0.57$$

$$f(Z_e): 0.614587 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c): 0.597650 \text{ (voir annexe03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.614587] + (1/4) \times [\pi \cdot 9 \cdot 16] \times [0.597650]$$

$$V_p = 78.10 \text{ m}^3$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 42.61%: (H=1.70m)**

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 1.70 / 4 = 0.425$$

$$f(Z_e): 0.388344 \text{ (voir annexe 02)}$$

$$f(Z_c): 0.404866 \text{ (voir annexe 03)}$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.388344] + (1/4) \times [\pi \cdot 9 \cdot 16] \times [0.404866]$$

$$V_p = 52.43 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume torché /arrêté} = 78.10 - 52.43 = 25.67 \text{ m}^3$$

C/Cas N°3:

- **Calcul de la hauteur H :**

$$100\% \rightarrow D = 4 \text{ m}$$

$$43.85\% \rightarrow H = 1.75 \text{ m}$$

$$24.69\% \rightarrow H = 0.99 \text{ m}$$

- **Calcul du volume partiel correspondant à 43.85%: (H=1.75m)**

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,51037$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 1.75 / 4 = 0.4375$$

$$f(Z_e): 0.403049$$

$$f(Z_c): 0.417473$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.403049] + (1/4) \times [\pi \cdot 9 \cdot 16] \times [0.417473]$$

$$V_p = 54.11 \text{ m}^3$$

- Calcul du volume partiel correspondant à 24.69 % :

$$24.69\% \rightarrow H = 0.99 \text{ m}$$

$$K_1 = 2b/D = b/2 = 0,5104$$

$$Z_e = Z_c = H/D = 0.99 / 4 = 0.2475$$

$$f(Z_e): 0.150663$$

$$f(Z_c): 0.190007$$

$$\text{Volume partiel} = \frac{1}{6} \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + \frac{1}{4} \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$$V_p = (1/6) \times [\pi \cdot 64 \cdot 0,5104] \times [0.150663] + (1/4) \times [\pi \cdot 9 \cdot 16] \times [0.190007]$$

$$V_p = 24.07 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume torché /arrêt} = 54.11 - 24.07 = 30.04 \text{ m}^3$$

$$\text{Moyenne du volume torché/arrêt} : 26.62 \text{ m}^3$$

IV.2.3 Quantité annuelle de propane torché :

🚧 PHASE 1 :

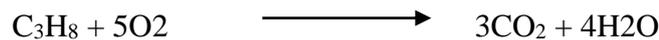
Après calcul nous obtenons un volume moyen à torcher de **27.63 m³** ce qui correspondant à une masse de : **27.63 × 476kg/m³ = 13151kg.** (Avec $\rho=476\text{kg/m}^3$ aux conditions de stockage aux V-1009 P=14bar et T=35°C), donc la quantité annuelle moyenne de propane torché durant l'année 2022 sera :

$$M = 13151.88 \times 23 \text{ arrêts/an} = \mathbf{302493.24\text{kg/an} = 302.5 \text{ Tonne/an}}$$

$$\mathbf{M=302.5 \text{ tonne/an}}$$

❖ **Remarque:**

Pour une combustion complète dont une mole de propane brûlé produit 3 moles de CO₂, la quantité massique émise sera **39455.6 kg** par arrêt.



🚦 **PHASE 2 :**

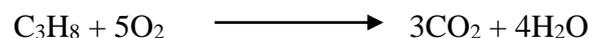
Après calcul nous obtenons un volume moyen à torcher de **26.62 m³** ce qui correspondant à une masse de : **26.62 × 476kg/m³ = 12671.12kg.** (Avec $\rho=476\text{kg/m}^3$ aux conditions de stockage aux V-1009 P=14bar et T=35°C), donc la quantité annuelle moyenne de propane torché durant l'année 2021 sera :

$$M = 12671.12 \times 22 \text{ arrêts/an} = \mathbf{278764.64\text{kg/an} = 278.76 \text{ Tonne/an}}$$

$$\mathbf{M=278.76 \text{ tonne/an}}$$

❖ **Remarque:**

Pour une combustion complète dont une mole de propane brûlé produit 3 moles de CO₂, la quantité massique émise sera **38013.36 Kg** par arrêt.



Chapitre V : Solution proposé

V.1 Introduction :

Le propane est un composé chimique de la famille des alcanes qui est couramment utilisé comme source d'énergie pour le chauffage et divers processus industriels. Il est important de récupérer efficacement le propane non seulement pour des raisons économiques, mais également pour minimiser l'impact environnemental lié à sa production et à son utilisation. La ligne de récupération du propane joue un rôle clé dans ce contexte, en permettant de capturer et de réutiliser le propane produit lors des processus de production de gaz naturel et de raffinage du pétrole.

V.2 Objectif :

Afin d'obtenir une grande quantité de gaz de torchère, nous suggérons les techniques suivantes : Des conduites et des détendeurs sont utilisés pour récupérer le gaz de torchère afin d'atteindre une pression équivalente à celle de la ligne BOG. Le ballon HP V-1006 ayant un volume quatre fois supérieur à celui des autres ballons MP et BP et étant plus proche de la ligne BOG, son déchargement permet de réduire la pression du circuit des trois ballons à 3 kg/cm² (requis pour la mise en service). Cependant, ces vapeurs de propane sont stockées dans le réservoir du V-1006 à une pression d'arrêt d'environ 5 à 7 kg/cm² (à des températures proches de la température de fonctionnement).

V.3 Ligne BOG :

L'objectif de ce concept est de rassembler les vapeurs émises par les produits finis et de les transférer vers la zone BOG (Boil off gas), où le but est de condenser et de récupérer les gaz vaporisés pour les réintroduire dans les systèmes de stockage. Les gaz vaporisés proviennent de plusieurs sources : le gaz flash provenant de l'unité de refroidissement, résultant de l'évaporation des gaz dans les bacs de stockage, à cause de la température extérieure et de la quantité de liquide stocké dans les réservoirs. Les réservoirs sont remplis de gaz tels que le C3 et le C4, ce qui déplace la vapeur et maintient la pression du réservoir entre 300 et 800 mmH₂O_{eff}. Les gaz contenus dans les réservoirs des navires s'évaporent également lorsque les navires sont chargés et sont remplacés par le liquide chargé. Ce processus est appelé retour de gaz au quai. La section BOG englobe tous ces phénomènes.

- ✓ Il y a un total de cinq compresseurs à piston alternatif
- ✓ trois étages, ainsi que deux ballons d'aspiration.
- ✓ Il y a une batterie de refroidissement à air.
- ✓ Il n'y a qu'un seul réservoir pour la récupération des condensats.

- ✓ Il y a trois types d'économiseurs : haute pression (HP), moyenne pression (MP) et basse pression (BP).

Les gaz évaporés produits par les différentes capacités mentionnées précédemment sont renvoyés vers le réservoir d'aspiration (V-0011) pour la décantation du liquide et l'évaporation nécessaire pour alimenter un groupe de compresseurs. Après ce processus, les gaz sont condensés dans l'aéroréfrigérant et collectés dans le réservoir (V-0012). Ils passent ensuite dans trois économiseurs pour ramener leur température à celle de stockage.

Ces économiseurs sont exceptionnels car ils utilisent du propane liquide comme produit réfrigérant à la fois pour le calendrier et le tube de faisceau. Le propane liquide du calendrier est obtenu par détente de condensat, pris à l'entrée de l'économiseur, et régulé par le niveau de l'économiseur à la pression d'aspiration de l'étage correspondant. La différence de pression entre le réservoir d'aspiration et la conduite facilite le mouvement des vapeurs récupérées et des gaz évaporés vers le Section BOG avec l'aide des compresseurs à mouvement alternatif. Cette différence de pression est d'environ 100 mmH₂O (équivalent à 1,1 kg/cm²) dans une plage de température de -20°C à -50°C.

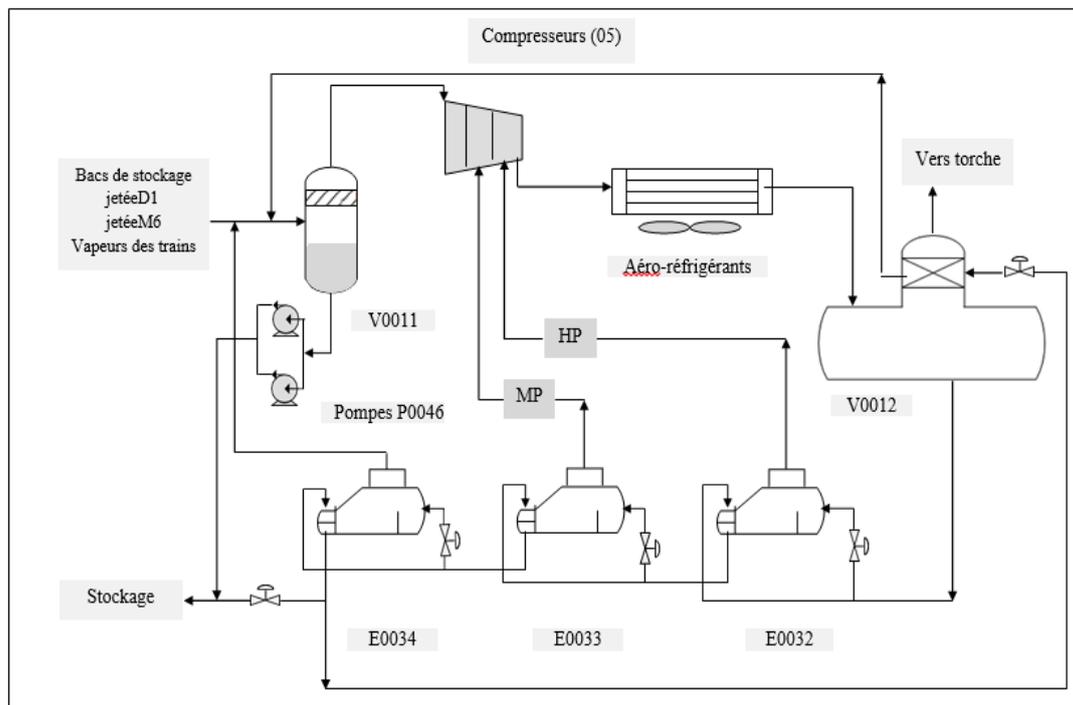


Figure V. 1 : Section B.O.G du propane

V.4 Dimensionnement de la ligne de récupération de propane :

Pour dimensionner une canalisation, deux critères sont à prendre en compte : la vitesse et la perte de charge. Le diamètre et l'épaisseur du tuyau sont les caractéristiques les plus importantes pour la conception des conduites de gaz. Le choix du diamètre dépend de facteurs économiques et opérationnels. Nous avons opté pour un diamètre identique à celui du fil de la torche.

Pour optimiser le diamètre, nous utilisons le simulateur Hysys avec l'option Pipe Sizing. [9]

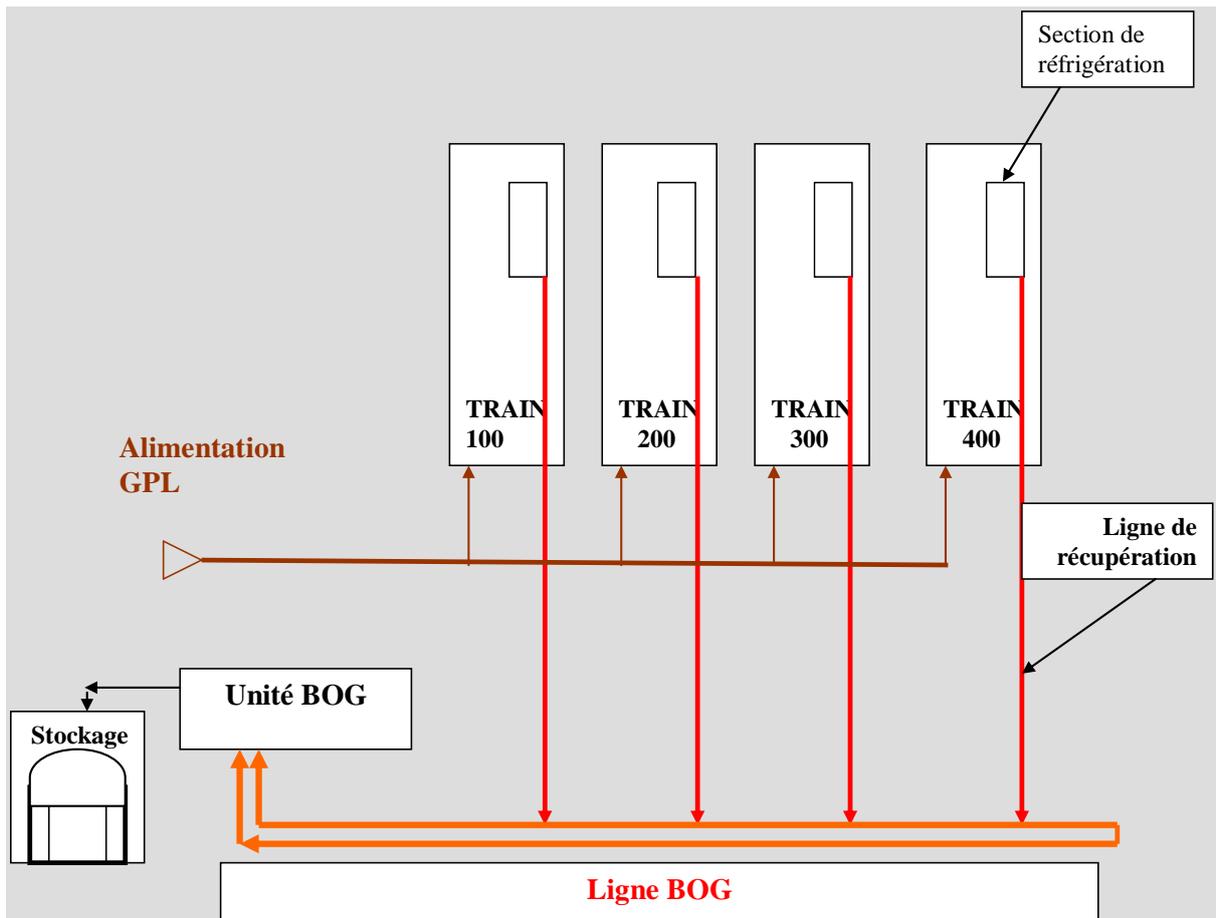


Figure V. 2 : Localisation de la ligne de récupération (phase 1)

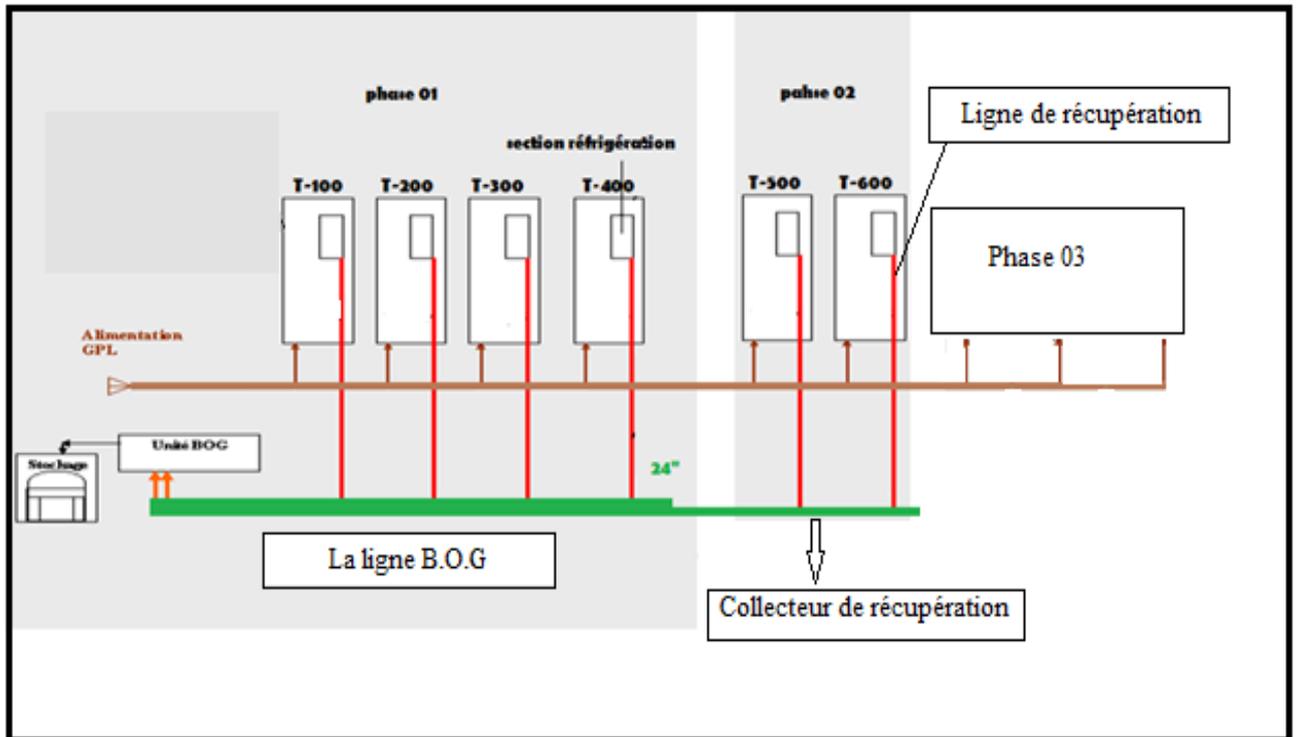


Figure V. 3 : Localisation de la ligne et collecteur de récupération (phase 2).

V.5 Théories de calculs :

V.5.1 Vitesse d'écoulement du gaz :

Selon la loi de la continuité nous avons : $Q_m = \rho \times V \times S$ [Kg/h].....(V.1)

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 $S = \pi \times D^2 / 4$ [m²].....(V.2)

- **Diamètre :**

Selon la relation suivante : $D_{int} = D_{ext} - 2e$ [m].....(V.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).

- **La masse volumique :**

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

Tels que :

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

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X_i \dots\dots\dots(\text{V.5})$$

Tels que :

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

$$\text{Donc } V = Q_m / (S \times \rho) \implies V = 4 \times Q_m / (\rho \times \pi \times D^2) \text{ [m}^3\text{]} \dots\dots\dots(\text{V.6})$$

V.5.2 Nature de l'écoulement :

- **Nombre de Reynolds :**

Le coefficient de viscosité mesure la balance entre les forces d'inertie et les forces de viscosité, et détermine le type d'écoulement.

$$Re = \rho \times V \times D / \mu \dots\dots\dots(\text{V.7})$$

Avec :

- **Re** : Nombre de Reynolds.
- **ρ** : Masse volumique en (Kg/m³), $\rho = m / V \text{ [Kg/m}^3\text{]} \dots\dots\dots(\text{V.8})$

Tels que :

- **m** : Masse en (Kg).
- **V** : Volume en (m³).
- **μ** : Viscosité dynamique en (Kg/m.s).
- **D** : Diamètre du collecteur en (m).
- **V** : Vitesse d'écoulement en (m/s).

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.

Il convient de prendre en compte que ces valeurs ne sont qu'une estimation approximative, car la transition d'un type d'écoulement à un autre se produit de manière graduelle.

V.5.3 Pertes de charges :

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

$$\Delta PT = \Delta PL + \Delta PS \text{ [Kg/cm}^2\text{]} \dots\dots\dots (V.9)$$

Avec :

- ΔPT : Pertes de charge totale en (Kg/cm²).
- ΔPS : Chute de pression singulière en (Kg/cm²).
- ΔPL : Chute de pression linéaire en (Kg/cm²).

a. Pertes de charges Systématiques (Linéaire) :

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

$$\Delta PL = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V^2 / (2 \times g)] \text{ [Kg/cm}^2\text{]} \dots\dots\dots (V.10)$$

Avec :

- ΔPL : Pertes de charge linéaire en (Kg/cm²).
- ρ : Masse volumique en (Kg/m³).
- λ : Coefficient de perte de charge, On le détermine en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ϵ/D). Avec $\epsilon=0.0006$ pour l'acier au carbone (**Voir Annexe 04**).
- D : Diamètre interne du collecteur en (m)
- V : Vitesse d'écoulement en (m/s).
- g : Accélération de la pesanteur en (m/s²), [$g=9,81 \text{ m/s}^2$].
- L : Longueur du collecteur en (m).

b. Pertes de charges locale (Singulière) :

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

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

Avec :

- ΔP_s : Chute de pression singulière en (Kg/cm²).
- ρ : Masse volumique en (Kg/m³).
- K : Coefficient de perte de charge locale [Coude 90°, $K = (0,50 - 0,75)$], (Voir Annexe 05).
- V : Vitesse d'écoulement en (m/s).
- g : Accélération de la pesanteur en (m/s²).

V.6 Partie de calcul :**V.6.1 Donnés :**

❖ Phase 1 :

- **Débit de propane torché :**

Pendant un arrêt, le volume moyen de propane torché est de **27,63m³**, ce qui correspond à un poids total de **13151kg**. La dépressurisation (jusqu'à ce que la pression soit inférieure à 3 kg/cm²) prend en moyenne 60 minutes. Étant donné que le système fonctionne en boucle fermée avec conservation de masse, le débit de propane torché peut être estimé comme suit : Le débit torché (Q torché) est de **13151kg/h**.

❖ Phase 2 :

- **Débit de propane torché :**

Pendant un arrêt, le volume moyen de propane torché est de **26,62m³**, ce qui correspond à un poids total de **12671,12 kg**. La dépressurisation (jusqu'à ce que la pression soit inférieure à 3 kg/cm²) prend en moyenne 60 minutes. Étant donné que le système fonctionne en boucle fermée avec conservation de masse, le débit de propane torché peut être estimé comme suit : Le débit torché (Q torché) est de **12671,12 kg/h**.

- **Longueur de ligne mesurée sur site L=130m**

- **Nombre de coude :**
- On a 4 de 90° (angle): nombre nécessaire pour assurer l'adaptation du pipe à travers les installations. (phase 1)
- On a **53** (quatre) coude d'un angle de **90°** qui est un nombre nécessaire pour assurer l'adaptation de la pipe à travers les installations. [**9**]



Figure V. 6 : Coude 90° .

- **Nombre de vannes :**

Pour phase 1 :

- ✓ une vanne de garde afin de contrôler l'ouverture ou la fermeture en cas de nécessité.
- ✓ Une vanne de détente pour soumettre les vapeurs récupérés aux conditions **BOG**, elle est munie d'un indicateur de pression (**PIC**) sur la ligne **BOG** qui indique à la vanne la pression de sa détente (pression d'admission).

Pour phase 2 :

- ✓ Une vanne de garde afin de contrôler l'ouverture ou la fermeture en cas de nécessité.
- ✓ Une vanne de détente pour soumettre les vapeurs récupérés aux conditions **BOG**, elle est munie d'un indicateur de pression (**PIC**) sur la ligne **BOG** qui indique à la vanne la pression de sa détente (pression d'admission).

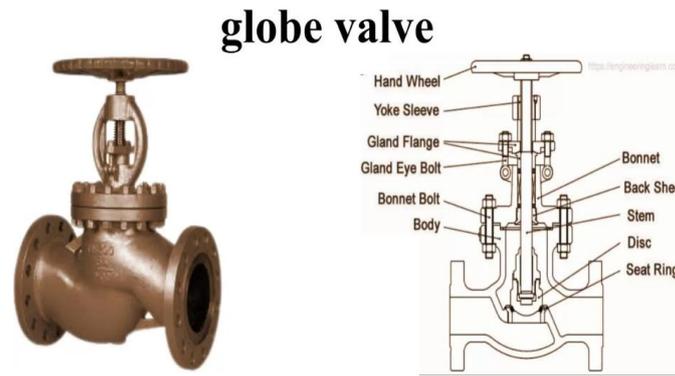


Figure V. 7 : Vanne de garde De type Globe Valve.

✚ Composition des vapeurs récupérées : donnée par le laboratoire :

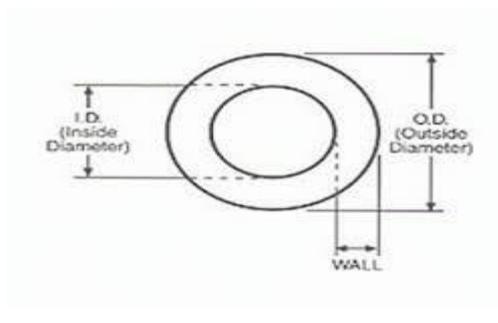
Tableau V. 1 : Composition du réfrigérant

Composition	fraction (%)
Méthane	0.17
Ethane	0.56
Propane	99.04
Isobutane	0.13
n-butane	0.1

V.7 Calculs :

✚ **Diamètre:**

Le diamètre est de six pouce (6") voir annexe N°:06



Type du matériaux du pipe: le matériaux choisie est l'acier au carbone A53; classe D.1Y

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

$$\text{A.N : } D_{\text{int}} = 168,30 - 2 \times 7,11$$

$$\implies D_{\text{int}} = 154,08 \text{ mm} = 0,154 \text{ m.}$$

V.7.1 Masse molaire :

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

$$\text{A.N : } M_{\text{moy}} = (16 \times 0,0017) + (30 \times 0,0056) + (44 \times 0,9904) + (58 \times 0,0013) + (58 \times 0,0010)$$

$$\implies M_{\text{moy}} = 43,90 \text{ g/mol}$$

V.7.2 Masse volumique :

La loi des gaz parfait est donnée par la formule :

$$P \times V = n \times R \times T \dots\dots\dots(\text{V.12})$$

Avec :

- n : Nombre de mole, $n = m / M$ [Mole].....(V.13)

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

En remplaçant les formules (V.8) et (V.13) dans la formule (V.12), on obtient :

$$\rho = (P \times M) / (R \times T) \text{ avec } 1 \text{ Kg/cm}^2 \implies 0,968 \text{ atm}$$

$$\text{A.N : } \rho = (5,80 \times 43,90) / (0,082 \times 285,65)$$

$$\rho = 10,87 \text{ Kg/m}^3$$

V.7.3 Vitesse d'écoulement :

Selon la loi de la continuité :

$$V = Q_m / (S \times \rho) \implies V = (4 \times Q_m) / (\rho \times \pi \times D^2)$$

Pour phase 1 :

$$V = (4 \times 13151) / (10,87 \times 3,14 \times 0,154^2 \times 3600)$$

$$\implies V = 18,04 \text{ m/s}$$

Pour phase 2 :

$$V = (4 \times 12671,12) / (10,87 \times 3,14 \times 0,154^2 \times 3600)$$

$$\implies V = 17,38 \text{ m/s}$$

V.7.4 Nombre de Reynolds :

$$\text{On a : } Re = \rho \times V \times D / \mu$$

La viscosité dynamique (μ) est déterminée après la simulation (**Hysys**) avec les données (**T = 12,50°C, P = 588,4 KPa**) (Voir **Tab.V.2**).

$$\text{On a : } \mu = 8,104 \cdot 10^{-3} \text{ CP}$$

$$\mu = 8,091 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m.}$$

$$\text{A.N : } Re = (10,87 \times 18,04 \times 0,154) / (8,104 \cdot 10^{-5}) \text{ (phase 1)}$$

$$Re = 3,73 \cdot 10^5$$

$$Re = (10,87 \times 17,38 \times 0,154) / (8,104 \cdot 10^{-5}) \text{ (phase 2)}$$

$$Re = 3,5 \cdot 10^5$$

N.B : Cette valeur est supérieure à 3000 (**Re > 3000**), donc l'écoulement du gaz est **turbulent**.

V.7.5 Pertes de charges :

La pression diminue progressivement dans les ballons d'aspiration, passant de 7 kg/cm² à 3 kg/cm². Le profil des pertes de charge est modifié par cette diminution de pression avant d'être connecté à la vanne de détente, qui le soumettra ensuite aux conditions de la ligne BOG (environ 900 à 300 mmH₂Oeff).

Exemple :

Nous donnons un exemple de calcul des pertes de charge pour une pression de départ de **6 kg/cm²** sous les conditions du ballon **V-1006** à l'arrêt.

Les données de la simulation (**Hysys**) sont représentées dans le tableau suivant :

Tableau V. 2 : Données de la Simulation (Hysys).

Paramètres	Données
Pression (KPa)	588,4
Mm (gr/mole)	44
R (J/mole.K)	8,314
T (°K)	285,65
Z	0,8824
Densité	12,35
Viscosité (cp)	8,140E-003

- **La perte de charge totale ΔPT :**

On distingue deux types de perte de charge :

$$\Delta PT = \Delta PL + \Delta PS \quad \text{Avec :} \quad \Delta PS = \Delta PS1 + \Delta PS2 + \Delta PS3$$

- **Perte de charge ligne train :**

- a. La perte de charge linéaire :

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

$$\Delta PL = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V^2 / (2 \times g)]$$

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

On a :

- $Re = 3,73. 10^5$
- $(\varepsilon/D) = 3,90 . 10^{-4}$

Diagramme de Moody ==> $\lambda = 0,0238$

Pour la phase 1 :

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \Delta PL &= 0,024 \times 10,87 \times (130 / 0,154) \times [(18,04)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &==> \Delta PL = 3622 \text{ Kg/m}^2 = 0,3622 \text{ Kg/cm}^2 \end{aligned}$$

b. La perte de charge singulière :

$$\text{On a : } \Delta P_s = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Pour le coefficient de perte de charge dans les accessoires (**K**). (**Voir Annexe 05**)

b.1.Les Coudes :

Nous avons **04** coudes de **90°C**, D'après

l'annexe N°5 on a **K=0.50**. A.N :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= 4 \times [10,87 \times 0,50 \times [(18,04)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &==> \Delta P_s = 360,60 \text{ Kg/m}^2 = 0,0360 \text{ Kg/cm}^2 \end{aligned}$$

b.2.Vanne manuelle :

Nous avons une vanne manuelle sur la phase une (2) avec **K=0,25**.

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \Delta P_s &= [10,87 \times 0,25 \times [(18,04)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &==> \Delta P_s = 0,0045 \text{ Kg/cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{T_{\text{train}}} &= \Delta PL + \Delta PS \\ &= 0,3622 + 0,0045 + 0,0360 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{T_{\text{train}}} = 0,4027 \text{ Kg/cm}^2$$

- **Calcul de la pression d'arriver P₂ :**

Avec $H = 5 \text{ m}$; nous aurons de l'équation de Bernoulli :

$$P_2 = P_1 + \rho \times g \times H - \Delta P_T$$

$$P_2 = 6 + ((10,87 \times 9,81 \times 5) \cdot 10^{-4}) - 0,4027$$

$$P_2 = 5,65 \text{ kg/cm}^2$$

Pour la phase 2 :

- **Perte de charge ligne train :**

a. La perte de charge linéaire :

$$\Delta P_L = 0,024 \times 10,87 \times (130 / 0,154) \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]$$

$$\implies \Delta P_L = 0,3362 \text{ Kg/cm}^2$$

b. La perte de charge singulière :

$$\text{On a : } \Delta P_s = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Pour le coefficient de perte de charge dans les accessoires (**K**). (**Voir Annexe 05**)

b.1.Les Coudes :

Nous avons **04** coudes de **90°C**, D'après

l'annexe N°5 on a **K=0.50**. A.N :

$$\Delta P_s = 4 \times [10,87 \times 0,50 \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]]$$

$$\implies \Delta P_s = 0,0334 \text{ Kg/cm}^2$$

b.2.Vanne manuelle :

Nous avons une vanne manuelle sur la phase une (2) avec **K=0,25**.

$$\text{A.N : } \Delta P_s = [10,87 \times 0,25 \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]]$$

$$\implies \Delta P_s = 0,0041 \text{ Kg/cm}^2$$

b.3. Clapet anti-retour 6 pouces :

$$K=0,75$$

$$A.N : \Delta P_s = [10,87 \times 0,75 \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]]$$

$$\implies \Delta P_s = 0,0125 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{T_{\text{train}}} = \Delta P_1 + \Delta P_s$$

$$= 0,336 + 0,0041 + 0,0334 + 0,0125$$

$$\Delta P_{T_{\text{train}}} = 0,386 \text{ Kg/cm}^2$$

- **Perte de charge collecteur :**

a. La perte de charge linéaire :

$$\Delta P_L = 0,024 \times 10,87 \times (421 / 0,154) \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]$$

$$\implies \Delta P_L = 1,088 \text{ Kg/cm}^2$$

b. La perte de charge singulière :

b.1. Vanne manuelle :

Nous avons une vanne manuelle sur la phase une (2) avec **K=0,25**.

$$A.N : \Delta P_s = [10,87 \times 0,25 \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]]$$

$$\implies \Delta P_s = 0,0041 \text{ Kg/cm}^2$$

b.2. Coudes :

Nous avons **49** coudes de **90°C**, D'après

l'annexe N°5 on a **K=0.50**. A.N :

$$\Delta P_s = 49 \times [10,87 \times 0,50 \times [(17,38)^2 / (2 \times 9,81)]]$$

$$\implies \Delta P_s = 0,41 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{T_{\text{collecteur}}} = \Delta P_1 + \Delta P_s$$

$$= 1,088 + 0,0041 + 0,41$$

$$\Delta P_{T_{\text{collecteur}}} = 1,5 \text{ Kg/cm}^2$$

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

$$\text{A.N : } \Delta P_T = 0,386 + 1,5$$

$$\implies \Delta P_T = 1,8 \text{ Kg/cm}^2$$

- **Pression d'arrivée :**

- **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 on aura : **$P_2 = P_1 + \rho \times g \times H - \Delta P_T$**

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/m^3**).

g : L'accélération de la pesanteur (**m/s^2**), on prend **$g = 9,81 \text{ m/s}^2$** .

$$\text{A.N : } P_2 = 6 + [10,87 \times 9,81 \times 5] \cdot 10^{-4} - 1,8$$

$$\implies P_2 = 4,25 \text{ Kg/cm}^2$$

V.8 Simulation:

V.8.1 Généralités sur la Simulation :

De nos jours, grâce au développement des logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil indispensable pour les ingénieurs spécialisés dans le domaine du génie chimique. Dans le domaine industriel, les simulateurs de procédés chimiques sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie et sur des équations d'équilibres thermodynamiques. Ils offrent des informations cruciales pour concevoir, optimiser et évaluer les modifications des conditions opératoires des procédés chimiques. Les simulateurs industriels les plus renommés et couramment employés à l'échelle mondiale incluent :

- ✓ Aspen Plus d'Aspen Technologies
- ✓ Design II de deWinSim
- ✓ HYSYS et Prosim d'Hyprotech
- ✓ PRO/II de Simulation Sciences
- ✓ Chemcad.

Les ingénieurs bénéficient de fonctionnalités avancées pour la modélisation et l'analyse des procédés chimiques grâce à ces outils, ce qui favorise l'innovation et l'efficacité dans le domaine de la chimie.

V.8.2 Définition de la Simulation :

On peut définir la simulation comme l'emploi de modèles mathématiques simples pour représenter des phénomènes physiques et décrire leur comportement. Autrement dit, les simulations ont la capacité de représenter divers phénomènes : en utilisant des modèles thermodynamiques de transfert de matière et de chaleur dans diverses opérations unitaires, en analysant des équations analytiques pour modifier leur performance.

V.8.3 Définition du modèle mathématique :

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le fonctionnement d'un système, y compris des opérations telles que la séparation de phases, l'extraction ou le transfert de chaleur. Les principes de conservation de masse, d'énergie, de quantité de mouvement et d'équilibre thermodynamique sont souvent représentés par ces équations. La simulation présente un avantage important en utilisant cette méthode mathématique, car elle permet de donner une représentation précise du comportement du système réel. [10]

V.8.4 Description du Simulateur HYSYS V.11 :

HYSYS V.11 offre une solution puissante qui offre la possibilité de simuler et d'améliorer divers processus industriels. Elle se distingue par sa capacité à représenter des processus dans des environnements stables et dynamiques, ce qui en fait un outil adapté à différentes applications d'ingénierie.

HYSYS V.11 ajoute des fonctionnalités essentielles telles qu'un environnement d'ingénierie intégré, permettant ainsi de modéliser entièrement dans un environnement de simulation commun. De plus, il offre une interface conviviale et l'automatisation des tâches grâce à son moteur de macro interne, ce qui facilite la simulation. Ce simulateur combine des calculs interactifs avec une connexion immédiate aux données, garantissant ainsi des résultats efficaces et fiables pour des opérations comme les bilans matières et énergétiques, la conception des

équipements et autres. [10]

V.8.5 Sélection de la formule d'état :

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

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V(V+b)+b(V-b)}$$

V.9 Équipements :

V.9.1 Segment de pipe :

Phase 1 :

- Ligne de transfert de 130 m, avec 4 coudes, une vanne de garde, exposée à une température ambiante de 25 °C.

Phase 2 :

- Ligne de transfert de 130 m, avec 4 coudes, une vanne de garde, et un clapet anti-retour, exposée à une température ambiante de 25 °C.
- Collecteur de récupération de 421 m de long, comprenant 49 coudes et une vanne de garde, également soumis à une température ambiante de 25 °C.

V.9.2 Vanne de détente :

Une réduction de la pression des vapeurs à 900 mmH₂O (1,1 bar) est effectuée en utilisant un indicateur de pression sur le BOG. La plus mauvaise situation est celle où la température ambiante est supérieure à 25 °C

Ainsi, nous avons pu conclure que :

Une ligne de 130 mètres et un collecteur de 421 mètres entre le réservoir V-1006 et la ligne de gaz naturel en phase vapeur (BOG) permettent de récupérer le propane qui est souvent torché lors du démarrage de la section de réfrigération. Le propane peut être transporté jusqu'au point d'injection en modifiant la pression du réservoir V-1006, tout en respectant les conditions de liquéfaction. Cette modification est techniquement réalisable sans perturber la production. Cette modification permettra au complexe de réaliser d'importantes économies et de contribuer aux efforts de Sonatrach pour réduire le taux de gaz torchés.

Tableau V. 3 : Comparaison entre les résultats calculés et résultats obtenus par Hysys

	Résultats calculés	Résultats Hysys
Phase 1		
Pression P2 (Kg/cm ²)	5,65	5,74
Perte de charge ΔPT(Kg/cm ²)	0,40	0,30
Phase 2		
Pression P2 (Kg/cm ²)	4,25	4,39
Perte de charge ΔPT(Kg/cm ²)	1,8	1,2

Notre calcul théorique et simulation Hysys concordent clairement, confirmant la fiabilité de notre calcul.

Ligne train phase 1 :

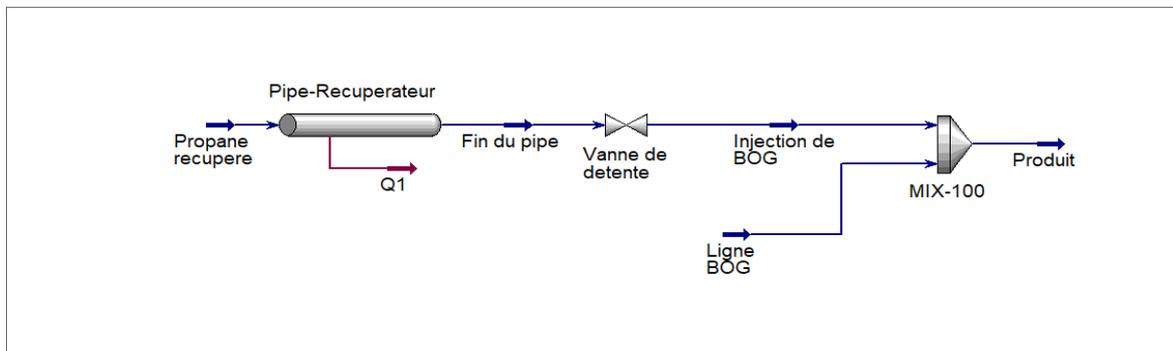


Figure V. 8 : La ligne train du propane récupéré simulée par HYSYS

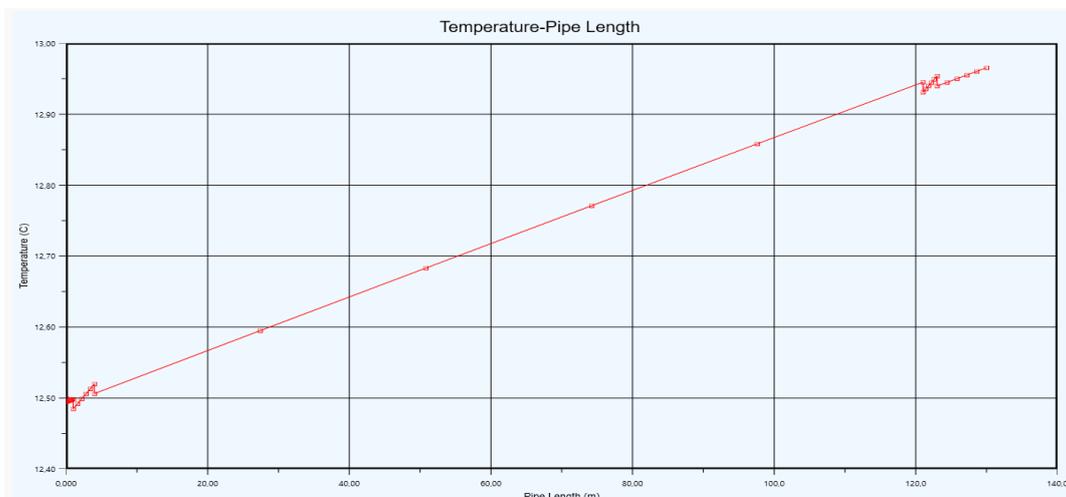


Figure V. 9 : Température de la ligne train

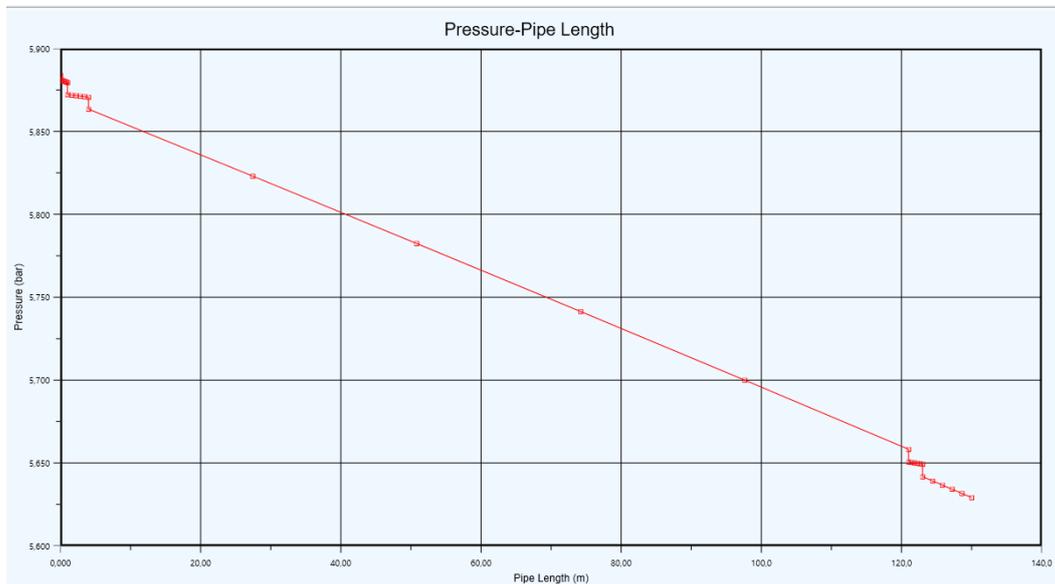


Figure V. 10 : Pression de la ligne train

La température du pipe de train s'élève, mais la pression diminue.

Ligne train phase 2 :

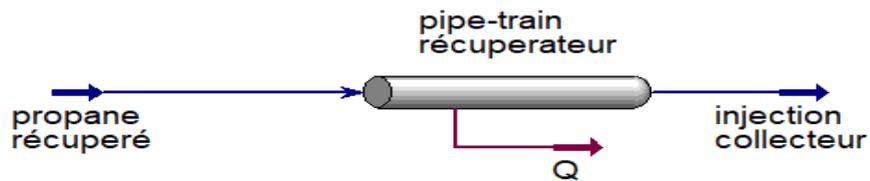


Figure V. 11 : La ligne train du propane récupéré simulée par HYSYS

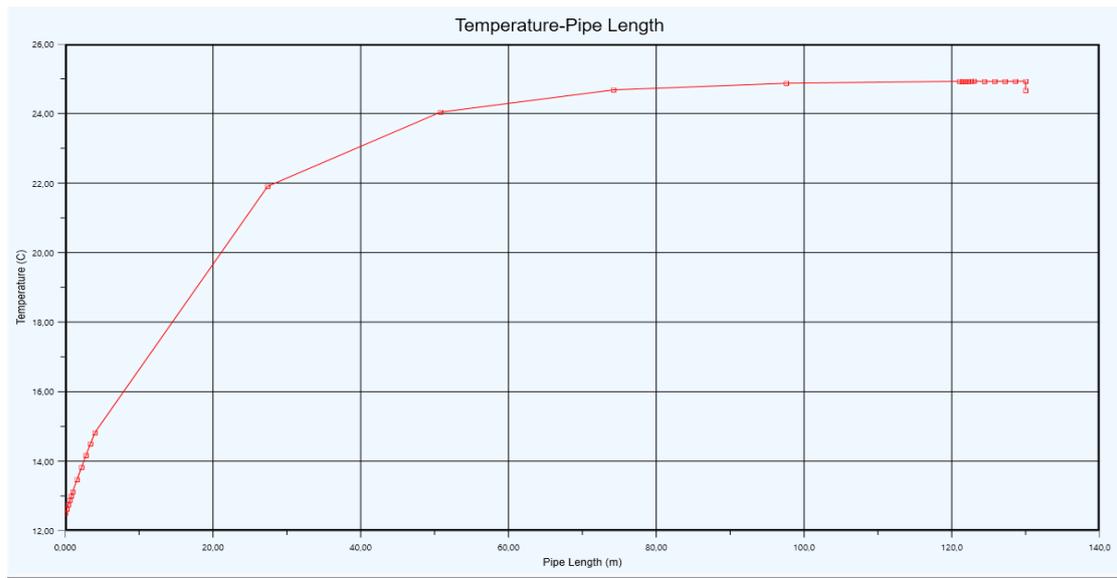


Figure V. 12 : Température de la ligne train

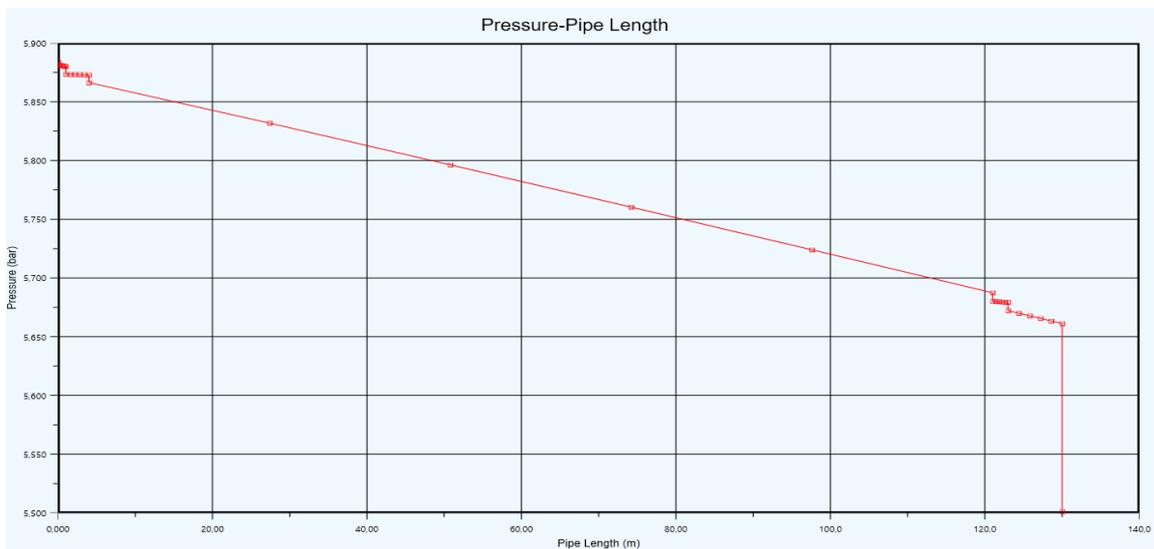


Figure V. 13 : Pression de la ligne train

La température du pipe de train s'élève jusqu'à atteindre un point stable, mais la pression diminue.

Collecteur :

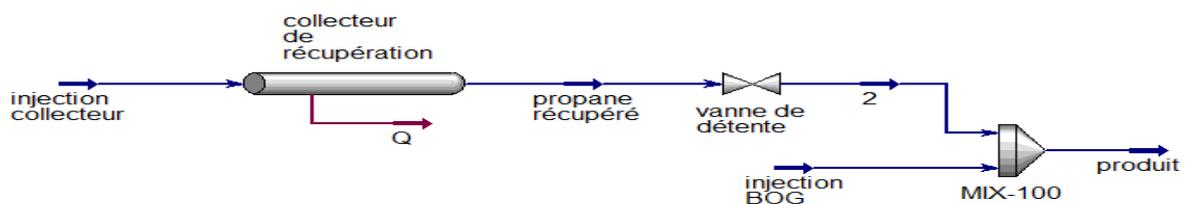


Figure V. 14 : Collecteur de récupération injecté à la section BOG simulé par HYSYS

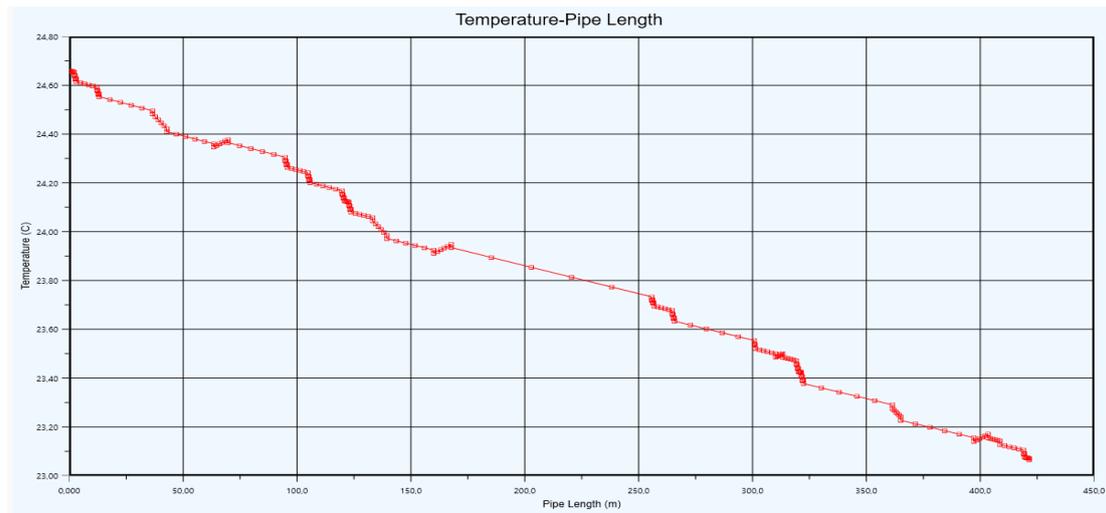


Figure V. 15 : Température du collecteur

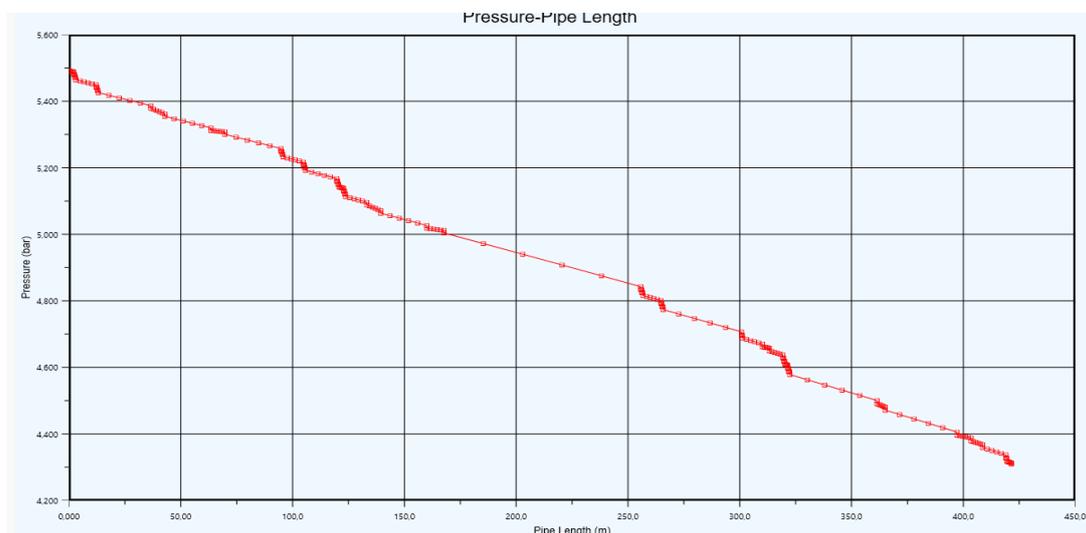


Figure V. 16 : Pression du collecteur

Dans le collecteur, la température diminue. La pression diminue jusqu'à $4,32 \text{ kg/cm}^2$.

V.10 Interprétation des résultats :

D'après les résultats de la simulation, il semblerait que les températures obtenues à une pression de 900 mmHg soient idéales pour envoyer les gaz à la section BOG. Cela est dû au fait que l'injection des vapeurs récupérées se fera à la même pression que la ligne, ce qui permettra une différence de température. Dans la section BOG, la température de liquéfaction des gaz peut atteindre 20°C , surtout lors du retour des vapeurs des navires.

nous avons pu constater que les résultats obtenus nous permettent de récupérer le propane habituellement brûlé lors du démarrage de la section de réfrigération en créant une ligne de 130 mètres et un collecteur de 421 mètres.

La différence de pression pourra être utilisée pour transporter le propane depuis le ballon V-1006 jusqu'à son injection, tout en respectant les conditions nécessaires pour la liquéfaction. Cette modification permettra au complexe de réaliser des économies considérables et de contribuer aux efforts de Sonatrach pour réduire le taux de gaz brûlés.

V.11 Evaluation de la rentabilité :

Il est primordial d'effectuer une étude de viabilité économique pour donner de la valeur au projet, car elle est à la base de sa conception. [11]

V.11.1 Evaluation du manque à gagner :

Le calcul du volume de propane récupéré (en tonnes) lors de l'arrêt d'un seul train s'effectue selon cette formule :

m = volume de propane récupéré x masse volumique

 **Pour la phase 1 :**

$$= 27.63 \text{ m}^3 \times 476 \text{ kg/m}^3$$

$$m = 13151.88 \text{ kg} = \mathbf{13.15188 \text{ tonnes}}$$

Donc la quantité de propane récupéré pendant une année est :

Quantité annuelle = Qte récupéré (un arrêt) x Moyenne d'arrêt pendant une année

$$\mathbf{Quantité annuelle = 13.15188 \times 23 = 302.5 \text{ Tonnes}}$$

En prenant en compte le coût actuel du propane, qui est de **500 \$** par tonne, le gain annuel sera le suivant : Le gain annuel = $500 \times 302.5 = 151250\$$

Sachant qu'il existe pour la phase (I) quatre trains cette valeur sera multipliée par quatre

$$\mathbf{151250 \$ \times 4 = 605000\$}$$

Volume de propane récupère pendant un arrêt (m ³)	la quantité de propane récupère pendant un arrêt (t)	la quantité de propane récupère pendant une année(t)	prix moyen propane année 2006 (\$/t)	manque à gagner annuel de propane par train (\$)
27.63	13.15188	302.5	500	151250

V.11.2 Estimation du coût de l'investissement de la ligne de récupération :

L'investissement implique donner de l'argent maintenant dans l'espoir de gagner de l'argent plus tard. [11]

Le capital investi représente l'argent dépensé par une entreprise pour un projet d'investissement. Lorsque l'on calcule le coût d'un projet de récupération, on doit tenir compte de plusieurs facteurs :

- le coût de tuyauterie
- le coût des accessoires de la ligne
- le coût de réalisation

A/ Coût de tuyauterie :

Tableau V. 5 : Coût de tuyauterie la ligne train

Nature de l'acier	Diamètre (pouces)	Longueur (m)	Coût total (\$)
A53.GrA	6	130	3724

B/ Coût des accessoires :

Tableau V. 6 : Coût des accessoires la ligne train

Type	Diamètre (pouces)	Nombre	Coût total (\$)
Coude 90°A420	6	4	1188
Vanne manuelle-A350	6	1	950
Vanne de détente	6	1	38000

C/ Estimation des coûts de réalisation :

La réalisation d'une canalisation demande des étapes et une démarche qui résulte les coûts suivants :

Tableau V. 7: Les coûts des différentes étapes de réalisation la ligne train.

TYPE TUBE-A333	COUT (\$)
Soudage	794.7
Radiographie	227
Soufflage	10.4
Préparation et remplissage des sections	609
Vidange et séchage	120
Total	1761
Type	coût (\$)
Coude 90°-A420	150
Vannes	150

D/ Le coût total (le coût d'achat + le coût de réalisation) :

Tableau V. 8: Coût total de la ligne train.

TYPE	COUT (\$)
Tube-A333	5485
Coude 90°-A420	1338
Vanne manuelle	1100
Vanne de détente	38150
Total	46073

Le capital à investir pour un seul train est de **46073\$**.

Puisque la modification concerne les quatre trains de la phase I, le coût total de la modification sera alors de : $\$ 46073 \times 4 = 184292\$$

Tableau V. 9 : Retour d'investissement.

Investissement	Gain annuel	Retour d'investissement
184292 \$	605000 \$	4 mois

D'après ce tableau le coût de réalisation de ce projet est récupéré en 4 mois.

 **Pour la phase 2 :**

- **Ligne train :**
 $= 27.62 \text{ m}^3 \times 476 \text{ kg/m}^3$
 $= 12671.12 \text{ kg} = \mathbf{12.67112 \text{ tonnes}}$

Donc la quantité de propane récupéré pendant une année est :

Quantité annuelle = Qte récupéré (un arrêt) x Moyenne d'arrêt pendant une année

Quantité annuelle = $12.67112 \times 22 = 278.76$ Tonnes

On se basant sur le prix actuel du propane **500 \$/T** le gain annuel réalisé sera :

Le gain annuel = $500 \times 278.76 = 139380$ \$

Sachant qu'il existe pour la phase (II) deux trains cette valeur sera multipliée par deux

$139380 \times 2 = 278760$ \$

Tableau V. 10 : Tableau récapitulatif de l'évaluation du manque à gagner

volume de propane récupère pendant un arrêt (m ³)	la quantité de propane récupère pendant un arrêt (t)	la quantité de propane récupère pendant une année(t)	prix moyen propane année 2006 (\$/t)	manque à gagner annuel de propane par train (\$)
26.62	12.67112	278.76	500	139380

V.11.3 Estimation du coût de l'investissement de la ligne de récupération :

A/ Coût de tuyauterie :

Tableau V. 11: Coût de tuyauterie la ligne train

Nature de l'acier	Diamètre (pouces)	Longueur (m)	Coût total (\$)
A53.GrA	6	130	3724

B/ Le coût des accessoires :

Tableau V. 12 : Coût des accessoires la ligne train.

Type	Diamètre (pouces)	Nombre	Coût total (\$)
Coude 90°A420	6	54	1188
Vanne manuelle-A350	6	1	950
Clapet anti-retour 6	6	1	1200

C/ Estimation des coûts de réalisation :

La réalisation d'une canalisation demande des étapes et une démarche qui résulte les coûts suivants :

Tableau V. 13 : Coûts des différentes étapes de réalisation la ligne train

TYPE TUBE-A333	COÛT (\$)
Soudage	794.7
Radiographie	227
Soufflage	10.4
Préparation et remplissage des sections	609
Vidange et séchage	120
Total	1761
Type	coût (\$)
Coude 90°-A420	150
Vannes	150

D/ Le coût total (le coût d'achat + le coût de réalisation) :

Tableau V. 14 : Le coût total de la ligne train.

TYPE	COÛT (\$)
Tube-A333	5485
Coude 90°-A420	1338
Vanne manuelle	1100
Clapet anti-retour 6 pouces	2740
Total	10663

Le capital à investir pour un seul train est de **10663\$**.

Puisque la modification concerne les quatre trains de la phase I, le coût total de la modification sera alors de : $\$ 10663 \times 2 = 21326 \$$

- **Collecteur :**

A/ Coût de tuyauterie :

Tableau V. 15 : Coût de tuyauterie du collecteur

Nature de l'acier	Diamètre (pouces)	Longueur (m)	Coût total (\$)
A53.GrA	6	421	14591

B/ Coût des accessoires :

Tableau V. 16: Coût des accessoires du collecteur

Type	Diamètre (pouces)	Nombre	Coût total (\$)
Coude 90°A420	6	49	14553
Vanne manuelle-A350	6	1	950
Vanne de détente	6	1	38000

C/ Estimation des coûts de réalisation :

La réalisation d'une canalisation demande des étapes et une démarche qui résulte les coûts suivants :

Tableau V. 17: Coûts des différentes étapes de réalisation du collecteur.

TYPE TUBE-A333	COÛT (\$)
Soudage	2543
Radiographie	726
Soufflage	33
Préparation et remplissage des sections	1948
Vidange et séchage	384
Total	5634
Type	coût (\$)
Coude 90°-A420	1838
Vannes	300

D/ Le coût total (le coût d'achat + le coût de réalisation) :

Tableau V. 18: Coût total du collecteur

TYPE	COÛT (\$)
Tube-A333	20225
Coude 90°-A420	16391
Vanne manuelle	1250
Vanne de détente	38300
Total	76166

Le capital à investir pour le collecteur est de **76166 \$**.

Le coût de la modification pour la phase II (deux ligne train + un collecteur) sera alors : 97492\$

Tableau V. 19: Retour d'investissement.

Investissement	Gain annuel	Retour d'investissement
97492 \$	278760 \$	4 mois

D'après ce tableau le coût de réalisation de ce projet est récupéré en 4 mois.

Conclusion Générale :

Réduire les émissions de gaz torchés est une préoccupation majeure pour GP1/Z. Il a été constaté que le démarrage de la section de réfrigération entraîne un torchage important. Il est donc essentiel d'étudier cette situation spécifique afin de minimiser ces pertes en récupérant le gaz.

Cette observation nous a conduits à la nécessité d'élaborer une étude approfondie sur la mise en place d'une ligne de récupération pour chacun des quatre trains de la phase 1 et les deux trains de la phase 2, ainsi que d'un collecteur. Cela permettrait de réduire de manière significative le volume de gaz torchés, estimé à 302,5 tonnes par an pour un investissement de 184 292 \$ pour la phase 1 et à 278,76 tonnes par an pour un investissement de 97 492 \$ pour la phase 2.

La récupération de ce gaz évitera qu'il ne soit brûlé à l'atmosphère, contribuant ainsi à la réduction des émissions de gaz à effet de serre. La faisabilité de cette ligne de récupération a été simulée de manière dynamique à l'aide du logiciel HYSYS, et les conditions d'injection simulées se sont avérées compatibles avec l'envoi vers la ligne BOG.

Grâce à cette analyse approfondie, des solutions réalisables ont été identifiées pour récupérer le propane autrement que par simple torchage lors du démarrage de la section de réfrigération. Ce nouveau collecteur permettra ainsi la récupération du propane réfrigérant, qui pourra ensuite être liquéfié dans la section BOG et stocké. Cette récupération représente donc un gain substantiel, à la fois en termes de réduction des pertes et de valorisation de cette ressource. Cette démarche s'inscrit dans l'objectif global de GP1/Z de diminuer les émissions de gaz torchés.

Références :

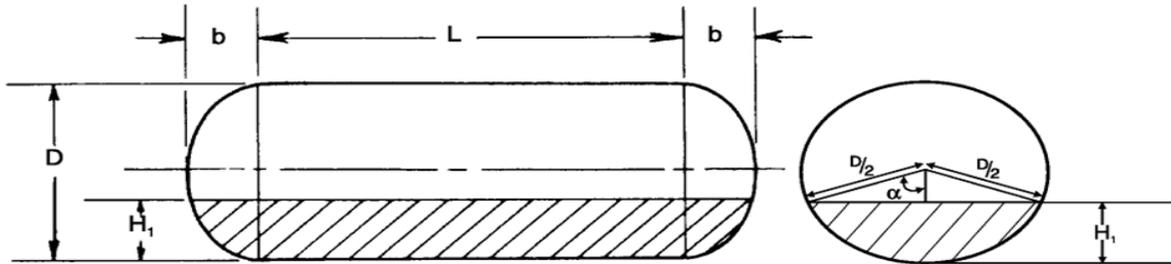
- [1] Manuel Opérateur. (2003). Département technique, Service des études, Complexe GP1/Z ARZEW.
- [2] FAREZ, A .SENINA,M.(2010). Étude problème du mauvais refroidissement de l'échangeur E0034 dans la section BOG propane (complexe GP1/Z). Mémoire de fin d'étude pour l'obtention du diplôme d'ingénieur. Spécialisé en GNL. Algerian Petroleum Institute IAP Spa.
- [3] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
- [4] Dr.A. H Younger, P. Eng. (2004). Natural gas Processing Principles and Technology part II, Thimm Engineerin, Calgary.
- [5] Sustainability report IT. Available
at:<https://www.fsitaliane.it/content/fsitaliane/en/sustainability/sustainability-governance/sustainability-report.html> (Accessed: 05 June 2024).
- [6] Conférence des Nations unies sur l'environnement et le développement, Rio 1992 | nations unies United Nations. Available at:
<https://www.un.org/fr/conferences/environnement/rio1992> (Accessed: 05 June 2024).
- [7] Document TOTAL « Manuel de formation-les drains et les torches ».
- [8] Réduire Les émissions de méthane dans le secteur ... - dot.net. Available at:
https://iea.blob.core.windows.net/assets/b534e87e-139c-4f72-aa75-6ef445e0fa72/DrivingDownMethaneLeaksfromtheOilandGasIndustry_French.pdf
(Accessed: 05 June 2024).
- [9] Roy, A. Parisher, Robert, A. Rhea. (2002). Pipe drafting and design. Gulf Professional.
- [10] Asset optimization software - asset performance management, process engineering for chemicals, Energy and Engineering & Construction AspenTech. Available at:
<https://www.aspentech.com/en/> (Accessed: 05 June 2024).
- [11] HADIR, H. (2018). L'impact de la prolongation du planning sur les coûts du projet de la récupération des gaz torchés, mémoire IAP, complexe GP1/z, Arzew.

Annexe01

Partial Volume in Horizontal and Vertical Storage Tanks with Ellipsoidal or Hemispherical Heads

FIG. 6-21

HORIZONTAL CYLINDRICAL TANKS



Total volume = volume in 2 heads + volume in cylinder

$$= 1/6 \pi K_1 D^3 + 1/4 \pi D^2 L$$

$$K_1 = 2 b/D \quad Z_e = H_1/D \quad Z_c = H_1/D$$

$$\text{Partial volume} = 1/6 \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + 1/4 \pi D^2 L \times [f(Z_c)]$$

$f(Z_c)$ = Horizontal cylinder coefficient (see Fig. 6-22)

$$\text{or } f(Z_c) = \frac{(\alpha - \sin(\alpha)) \times \cos(\alpha)}{\pi}$$

$f(Z_e)$ = Ellipsoidal coefficient (see Fig. 6-23)

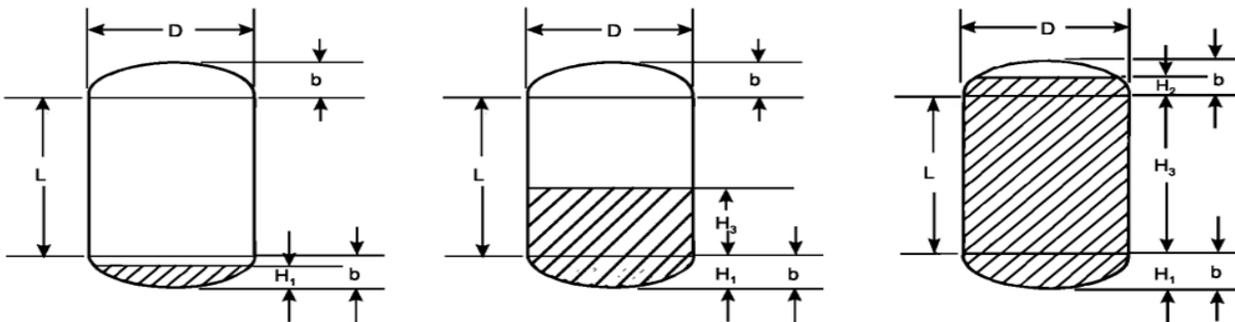
$$\text{or } f(Z_e) = -\left(\frac{H_1}{D}\right)^2 \times \left(-3 + \frac{2H_1}{D}\right)$$

$$\alpha = 2 \times \text{Atan} \left(\frac{H_1}{\sqrt{\left(2 \times H_1 \times \frac{D}{2}\right) - H_1^2}} \right)$$

where α is in radians

For elliptical 2:1 heads, $b = 1/4 D$, $K_1 = 1/2$

VERTICAL CYLINDRICAL TANKS



Total volume = volume in heads + volume in cylinder
 $= 1/6 \pi K_1 D^3 + 1/4 \pi D^2 L$

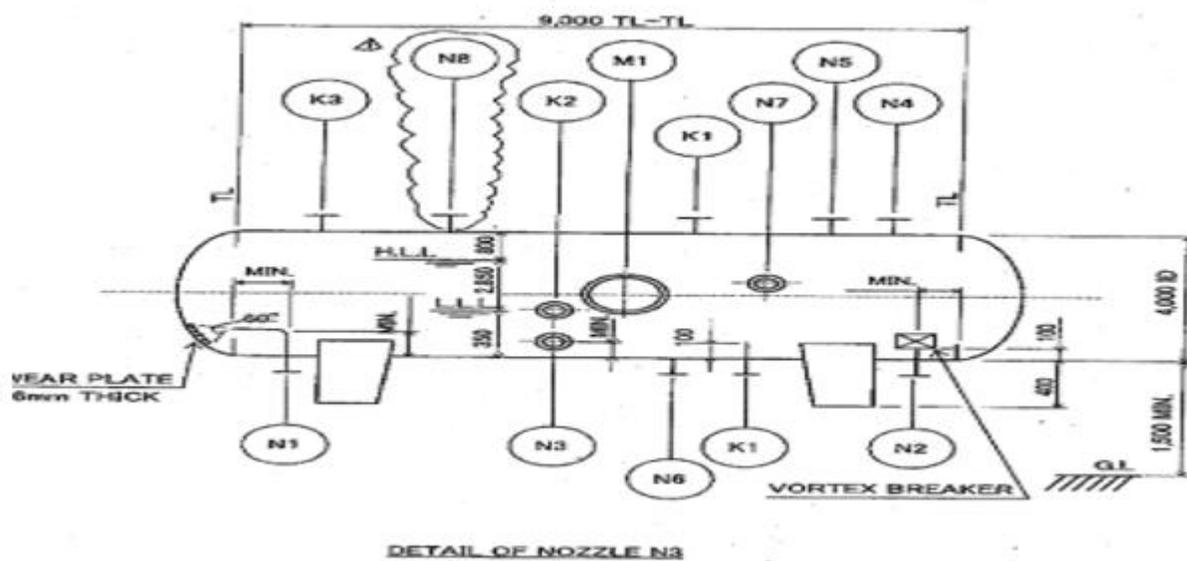
$$\text{Partial volume} = 1/6 \pi K_1 D^3 \times [f(Z_e)] + 1/4 \pi D^2 H_3$$

$$K_1 = 2 b/D$$

$$Z_e = (H_1 + H_2)/K_1 D$$

$$f(Z_e) = \text{Ellipsoidal coefficient (see Fig. 6-23) or } f(Z_e) = -\left(\frac{H_1}{D}\right)^2 \times \left(-3 + \frac{2H_1}{D}\right)$$

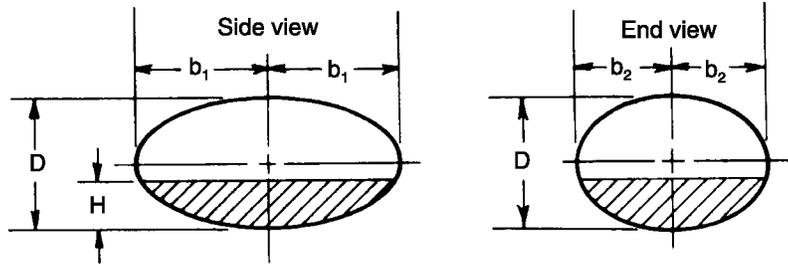
Le ballon horizontal : V1009, avec : D=4m et L=9m.



Annexe 02

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

GENERAL ELLIPSOID



Total volume of ellipsoid = $\frac{1}{6} \pi K_1 K_2 D^3$
 Partial Volume = $\frac{1}{6} \pi K_1 K_2 D^3 [f(Ze)]$
 $K_1 = 2b_1/D$ $K_2 = 2b_2/D$
 $Ze = H/D$ $f(Ze) = \text{ellipsoidal coefficient (see below) or } = -\left(\frac{H_1}{D}\right)^2 \times \left(-3 + \frac{2H_1}{D}\right)$

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.

ANNEXES

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

Note: Coefficients only for the values of 2-ellipsoidal mechanical heads not the values for 1-head

Annexe 03

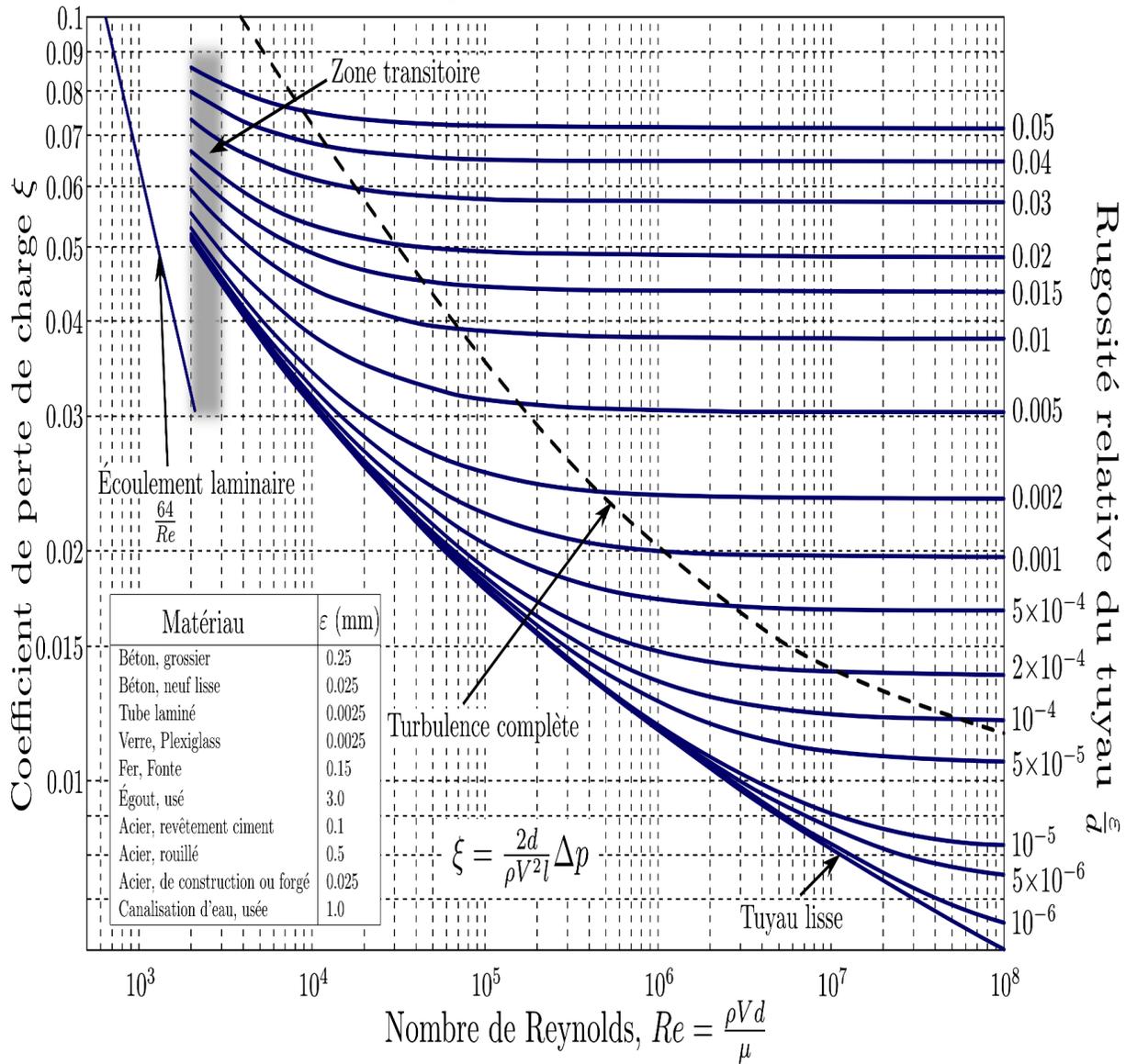
Coefficients for Partial Volumes of Horizontal Cylinders, $f(Z_c)$

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

Annexe 04

Coefficient de frottement f pour n'importe quelle espèce ou taille de tuyau « Courbes pour la rugosité Relative de 0,000001 à 0,05 »

Diagramme de Moody



Annexe 05

Pertes de charges dans les accessoires

Accessoires	Pertes de charge moyenne
Réservoir à conduite – connexion au ras de la paroi (perte à l'entrée)	$0.50 \cdot \frac{V_2^2}{2g}$
-tuyau entrant	$1.00 \cdot \frac{V_2^2}{2g}$
-connexion arrondie	$0.05 \cdot \frac{V_2^2}{2g}$
Conduite à réservoir (perte à la sortie)	$1.00 \cdot \frac{V_1^2}{2g}$
Divergent brusque	$\frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Divergent progressif	$k \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Venturis, buses et orifices	$\left(\frac{1}{C_v^2} - 1 \right) \frac{V_2^2}{2g}$
Convergent brusque	$k_c \frac{V_2^2}{2g}$
Coudes, accessoires, vannes, clapets Quelques valeurs courantes de K sont : 45°, coude0.35 à 0.45 90°, coude.....0.50 à 0.75 Té,.....1.5 à 2.00 Vannes de portes (ouvertes).....aprox.0.25 Vannes de contrôle (ouvertes).....aprox.3.0 Clapet anti- retour à disque levable (6'').....0.75	$k = \frac{V^2}{2g}$

Annexe 06

Diamètre des conduits

ANSI Pipe Schedule SI-units (metric)

OD = mm
Wall thickness = mm
Weight = kg/m
Vol/m = m³

Phocéenne de métallurgie

9/11, 3^e RUE - Z.I. - B.P. 61
13742 VITROLLES - FRANCE

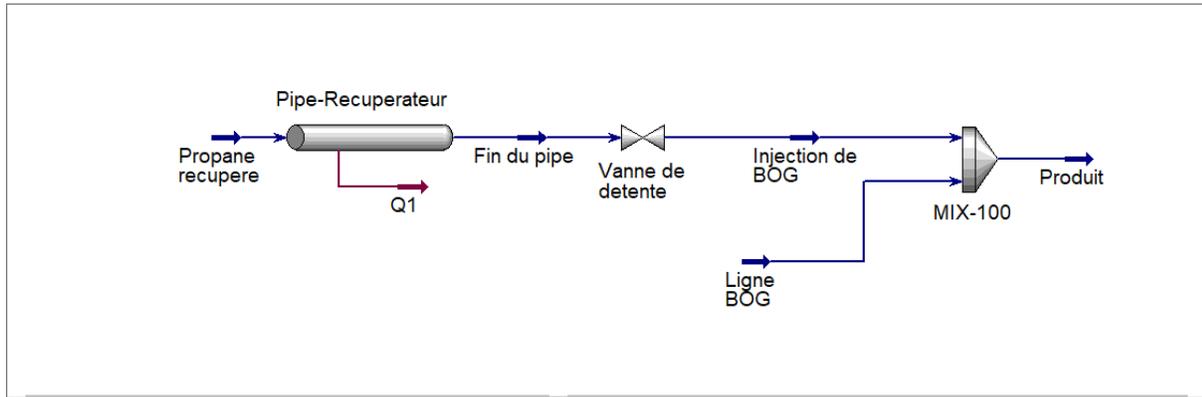
Tél. : 42 79 40 00
Télex : 420255 F
Télécop. : 42 79 40 79



Nominal pipe size inches	OD mm	Schedule													Figures based on schedule spec				Vol/m ³	
		10	20	30	STD	40	60	X5	80	100	120	140	160	XXS	5S	10S	40S	80S		
1/8	30.30				1.75 0.27	1.75 0.27		2.41 0.47	2.41 0.47								1.24 0.28	1.73 0.36	2.41 0.48	0.0081
1/4	38.30				2.24 0.82	2.24 0.82		3.02 0.80	3.02 0.80								1.89 0.51	2.24 0.64	3.02 0.82	0.0082
3/8	47.70				2.91 0.94	2.91 0.94		3.29 1.10	3.29 1.10								1.89 0.84	2.21 0.86	3.02 1.12	0.0082
1/2	51.30				2.77 1.42	2.77 1.27		3.73 1.62	3.73 1.62				4.79 1.99	7.47 2.05	1.68 0.82	2.41 1.07	3.77 1.30	5.79 1.85	0.0084	
3/4	56.70				2.87 1.69	2.87 1.69		3.91 2.20	3.91 2.20				5.56 2.90	7.82 3.04	1.69 1.04	2.11 1.31	3.87 1.71	5.91 2.34	0.0087	
1	63.50				3.28 1.69	3.28 1.69		4.85 3.24	4.85 3.24				6.95 4.24	9.99 6.46	1.65 1.22	2.77 2.12	3.88 2.35	4.85 2.32	0.0091	
1 1/4	76.20				3.56 1.99	3.56 1.99		4.85 4.47	4.85 4.47				6.28 5.81	8.70 7.77	1.88 1.60	2.77 2.12	3.88 2.46	4.85 4.56	0.0094	
1 1/2	88.90				3.68 4.05	3.68 4.05		5.89 5.41	5.89 5.41				7.14 7.20	10.15 9.58	1.88 1.86	2.77 2.17	3.88 4.12	5.08 5.81	0.0094	
2	101.60				3.91 3.44	3.91 3.44		5.84 7.48	5.84 7.48				8.74 11.71	14.27 13.44	1.88 1.44	2.77 4.07	3.91 5.81	5.84 7.82	0.0096	
2 1/2	114.30				5.16 4.69	5.16 4.69		7.81 11.41	7.81 11.41				9.82 14.82	14.82 20.26	2.11 1.71	3.08 3.36	5.16 8.61	7.81 11.84	0.0098	
3	127.00				5.49 4.92	5.49 4.92		7.82 11.27	7.82 11.27				11.13 17.20	16.24 23.68	2.11 1.60	3.08 3.88	5.49 11.82	7.82 18.82	0.0099	
3 1/2	139.70				5.74 5.17	5.74 5.17		8.89 13.43	8.89 13.43				—	—	2.11 1.60	3.08 3.88	5.74 13.84	8.89 18.81	0.0103	
4	152.40				6.02 5.45	6.02 5.45		9.54 14.11	9.54 14.11			11.13 16.27	13.49 19.52	17.12 24.28	2.11 1.60	3.08 3.88	6.02 14.81	9.54 23.77	0.0106	
5	165.10				6.35 5.78	6.35 5.78		9.83 14.40	9.83 14.40			12.70 18.87	16.24 23.68	21.88 30.22	2.77 1.60	3.44 4.07	6.35 14.81	9.83 23.77	0.0108	
6	177.80				7.11 6.54	7.11 6.54		10.97 15.54	10.97 15.54			14.27 20.44	18.89 26.61	25.96 34.50	2.77 1.60	3.44 4.07	7.11 16.24	10.97 23.77	0.0108	
8	213.00		8.25 35.31	7.62 30.37	6.88 27.07	6.18 24.01	5.56 21.51	5.16 20.33	4.69 18.47	4.05 16.33	3.56 14.38	3.28 12.90	3.08 11.82	2.77 10.67	2.11 8.61	3.08 11.82	4.69 18.82	6.18 23.77	0.0110	
10	273.00		9.52 41.27	8.89 35.00	8.25 32.07	7.62 29.67	7.00 27.43	6.35 25.38	5.78 23.54	5.16 21.51	4.69 19.52	4.05 17.52	3.56 15.54	3.28 13.49	3.08 11.82	3.08 11.82	5.16 20.44	7.00 27.07	0.0114	
12	323.00		10.76 49.79	10.16 40.35	9.52 37.89	8.89 35.00	8.25 32.07	7.62 29.67	7.00 27.43	6.35 25.38	5.78 23.54	5.16 21.51	4.69 19.52	4.05 17.52	3.56 15.54	3.28 13.49	4.69 19.52	7.00 27.07	0.0118	
14	354.00		12.07 48.69	11.43 45.37	10.67 41.23	10.04 38.11	9.41 35.41	8.78 32.92	8.15 30.43	7.52 28.35	6.89 25.96	6.26 23.99	5.63 21.51	5.00 19.52	4.38 16.33	4.38 16.33	6.26 23.99	8.15 30.43	0.0120	
16	406.40		13.97 62.64	13.24 51.30	12.51 49.27	11.78 46.35	11.15 43.40	10.52 40.45	9.89 37.50	9.26 35.41	8.63 32.92	8.00 30.43	7.37 28.35	6.74 26.61	6.11 24.50	6.11 24.50	7.37 28.35	9.26 35.41	0.0126	
18	457.00		15.43 60.67	14.60 57.15	13.97 54.23	13.24 51.30	12.51 49.27	11.78 46.35	11.15 43.40	10.52 40.45	9.89 37.50	9.26 35.41	8.63 32.92	8.00 30.43	7.37 28.35	7.37 28.35	8.63 32.92	10.52 40.45	0.0128	
20	508.00		16.91 66.54	16.08 63.30	15.24 59.17	14.51 56.23	13.78 53.18	13.05 50.13	12.32 47.08	11.59 44.03	10.86 40.98	10.23 37.89	9.50 34.84	8.87 32.81	8.24 30.79	8.24 30.79	9.50 34.84	11.59 44.03	0.0132	
22	559.00		18.40 69.54	17.57 69.27	16.51 64.67	15.78 61.72	15.05 58.77	14.32 55.82	13.59 52.87	12.86 49.92	12.13 46.97	11.40 43.92	10.67 40.98	10.04 37.89	9.41 34.84	9.41 34.84	10.67 40.98	12.13 46.97	0.0134	
24	610.00		19.90 79.52	19.07 75.00	18.04 70.87	17.31 67.92	16.58 64.97	15.85 62.02	15.12 59.07	14.39 56.12	13.66 53.18	12.93 50.23	12.20 47.28	11.47 44.28	10.74 40.98	10.74 40.98	11.47 44.28	13.66 53.18	0.0138	
26	661.00		21.40 84.60	20.57 80.47	19.60 76.35	18.87 73.40	18.14 70.45	17.41 67.50	16.68 64.55	15.95 61.60	15.22 58.65	14.49 55.70	13.76 52.75	13.03 50.00	12.30 46.97	12.30 46.97	13.03 50.00	15.22 58.65	0.0142	
28	712.00		22.90 90.17	22.07 86.34	21.14 82.21	20.41 78.26	19.68 75.31	18.95 72.36	18.22 69.41	17.49 66.46	16.76 63.51	16.03 60.56	15.30 57.61	14.57 54.76	13.84 50.00	13.84 50.00	14.57 54.76	16.03 60.56	0.0146	
30	763.00		24.40 95.74	23.57 92.21	22.71 87.78	22.08 83.63	21.35 80.68	20.62 77.73	19.89 74.78	19.16 71.83	18.43 68.88	17.70 65.93	17.00 63.03	16.29 60.08	15.58 56.13	15.58 56.13	16.29 60.08	17.70 71.83	0.0150	
32	814.00		25.90 101.31	25.07 98.16	24.26 93.21	23.63 89.16	22.90 86.21	22.17 83.26	21.44 80.31	20.71 77.36	20.00 74.41	19.29 71.46	18.56 68.51	17.85 65.61	17.14 62.71	17.14 62.71	17.85 65.61	19.29 74.41	0.0154	
34	865.00		27.40 106.88	26.57 104.11	25.82 98.66	25.19 94.61	24.46 91.66	23.73 88.71	23.00 85.76	22.27 82.81	21.54 79.86	20.81 76.91	20.08 74.01	19.35 71.16	18.62 68.31	18.62 68.31	19.35 71.16	20.81 76.91	0.0158	
36	916.00		28.90 112.45	28.07 110.36	27.37 104.21	26.74 100.16	26.01 97.21	25.28 94.26	24.55 91.31	23.82 88.36	23.09 85.41	22.36 82.46	21.63 79.51	20.90 76.61	20.17 73.76	20.17 73.76	20.90 76.61	22.36 82.46	0.0162	
38	967.00		30.40 118.02	29.57 116.27	28.94 109.76	28.31 105.71	27.58 102.76	26.85 99.81	26.12 96.86	25.39 93.91	24.66 91.01	23.93 88.06	23.20 85.11	22.47 82.21	21.74 79.31	21.74 79.31	22.47 82.21	23.93 91.01	0.0166	
40	1018.00		31.90 123.59	31.14 122.21	30.51 115.31	29.88 111.26	29.25 107.26	28.52 104.31	27.79 101.36	27.06 98.41	26.33 95.46	25.60 92.51	24.87 89.56	24.14 86.61	23.41 83.76	23.41 83.76	24.14 86.61	26.33 95.46	0.0170	
42	1069.00		33.40 129.16	32.64 127.76	32.08 120.81	31.45 116.81	30.82 112.86	30.19 108.91	29.56 105.01	28.83 102.06	28.10 99.11	27.37 96.21	26.64 93.31	25.91 90.41	25.18 87.51	25.18 87.51	25.91 90.41	27.37 96.21	0.0174	
44	1120.00		34.90 134.73	34.14 133.33	33.55 126.36	32.92 122.31	32.29 118.36	31.66 114.41	31.03 110.46	30.40 106.51	29.67 102.56	28.94 98.61	28.21 94.76	27.48 91.91	26.75 89.01	26.75 89.01	27.48 91.91	28.94 98.61	0.0178	

phase 1 :

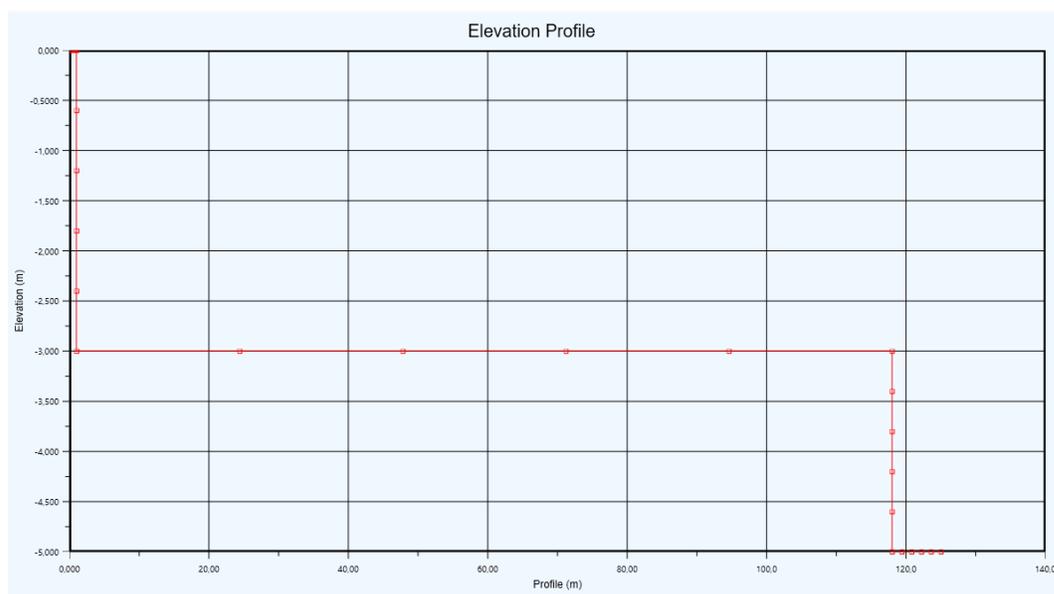
Ligne train :



Température et pression de ligne train phase 1 :

Name	Propane recupere	Fin du pipe	Injection de BOG	Ligne BOG	Produit
Pressure [bar]	5,88399	5,62916	1,101	1,1	1,1
Temperature [C]	12,5	12,9656	4,78739	-39	-37,6539

Graphe de profil d'élévation :



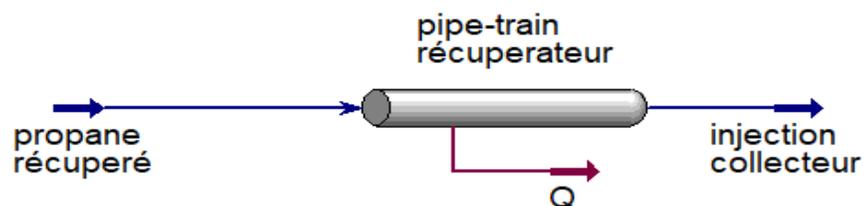
Les propriétés de la phase 1 :

Worksheet	Stream Name	Propane recupere	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	44,00	44,00
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	0,2808	0,2808
Composition	Mass Density [kg/m3]	12,35	12,35
Oil & Gas Feed	Act. Volume Flow [m3/h]	1064	1064
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-572,9	-572,9
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3,253	3,253
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	77,09	77,09
Notes	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,752	1,752
Cost Parameters	LHV Molar Basis (Std) [kcal/kgmole]	4,878e+005	4,878e+005
Normalized Yields	HHV Molar Basis (Std) [kcal/kgmole]	5,269e+005	5,269e+005
▸ Emissions	HHV Mass Basis (Std) [kcal/kg]	1,197e+004	1,197e+004
	CO2 Loading	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
	LHV Mass Basis (Std) [kcal/kg]	1,108e+004	1,108e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Mass Exergy [kcal/kg]	22,68	<empty>
	Partial Pressure of CO2 [bar]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	1064	1064
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	11,50	11,50
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	77,09	77,09
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	7067	7067

Worksheet			
Conditions Properties Composition Oil & Gas Feed Petroleum Assay K Value User Variables Notes Cost Parameters Normalized Yields Emissions	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	7067	7067
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	505,8	505,8
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,8824	0,8824
	Watson K	14,72	14,72
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [bar]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,121	1,121
	Cp/Cv	1,196	1,196
	Ideal Gas Cp/Cv	1,130	1,130
	Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	72,33	72,33
	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	1,644	1,644
	Heat of Vap. [kcal/kgmole]	3910	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,6560	0,6560
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	507,0	507,0
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	25,94	25,94
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	3,562	3,562
	Mass Heat of Vap. [kcal/kg]	88,86	<empty>
	Phase Fraction [Molar Basis]	1,0000	1,0000
	Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>
	Thermal Conductivity [W/m-K]	1,718e-002	1,718e-002
	Bubble Point Pressure [bar]	7,169	<empty>
	Viscosity [cP]	8,104e-003	8,104e-003
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	68,77	68,77
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	1,563	1,563
	Cv [kJ/kgmole-C]	64,43	64,43
	Mass Cv [kJ/kg-C]	1,464	1,464
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [bar]	13,23	13,24
	True VP at 37.8 C [bar]	13,46	13,46
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	25,94	25,94	
Viscosity Index	-46,23	<empty>	

PHASE 2

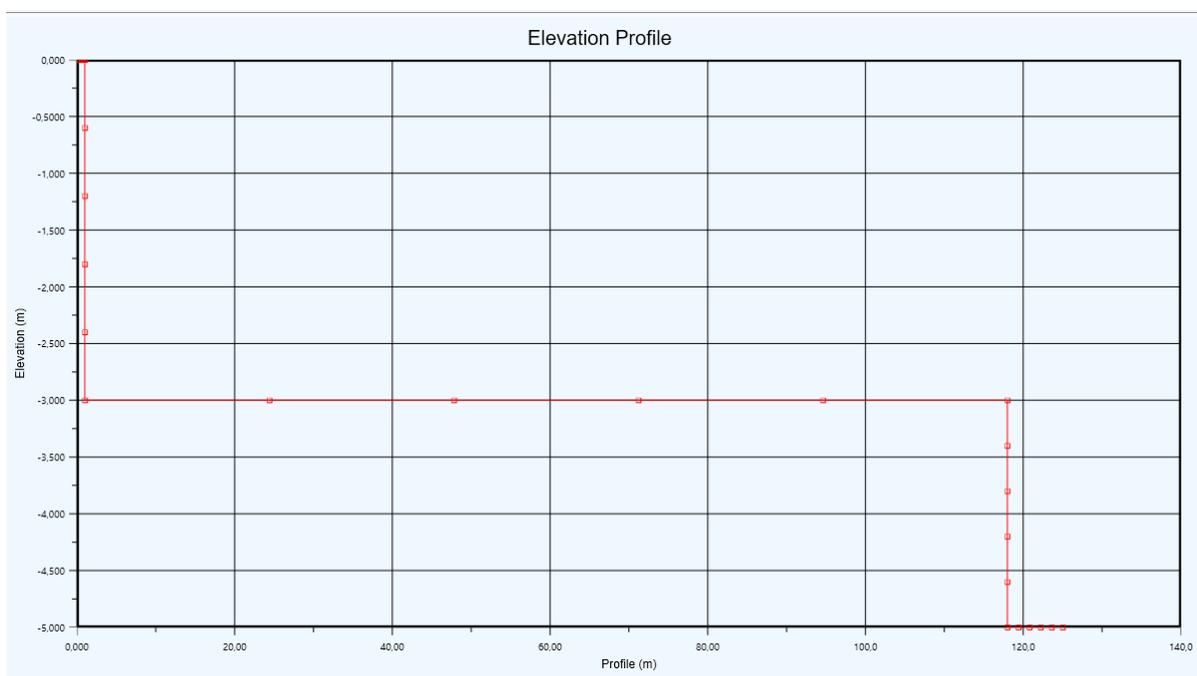
1- Ligne train :



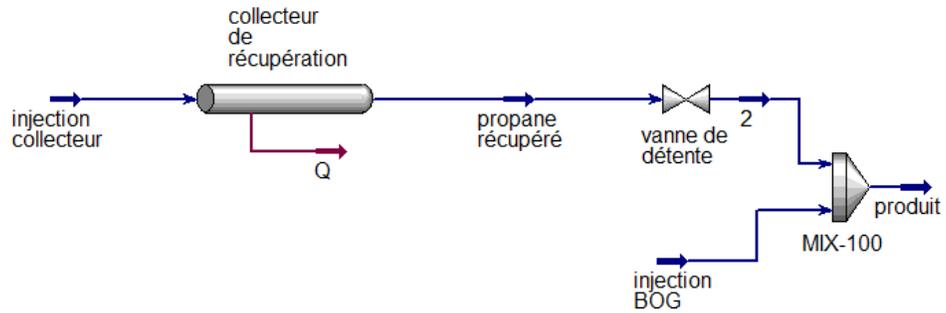
Température et pression de ligne train phase 2 :

Name	propane récupéré	injection collecteur
Pressure [bar]	5,88399	5,50118
Temperature [C]	12,5	24,6638

Graphe de profil d'élévation :



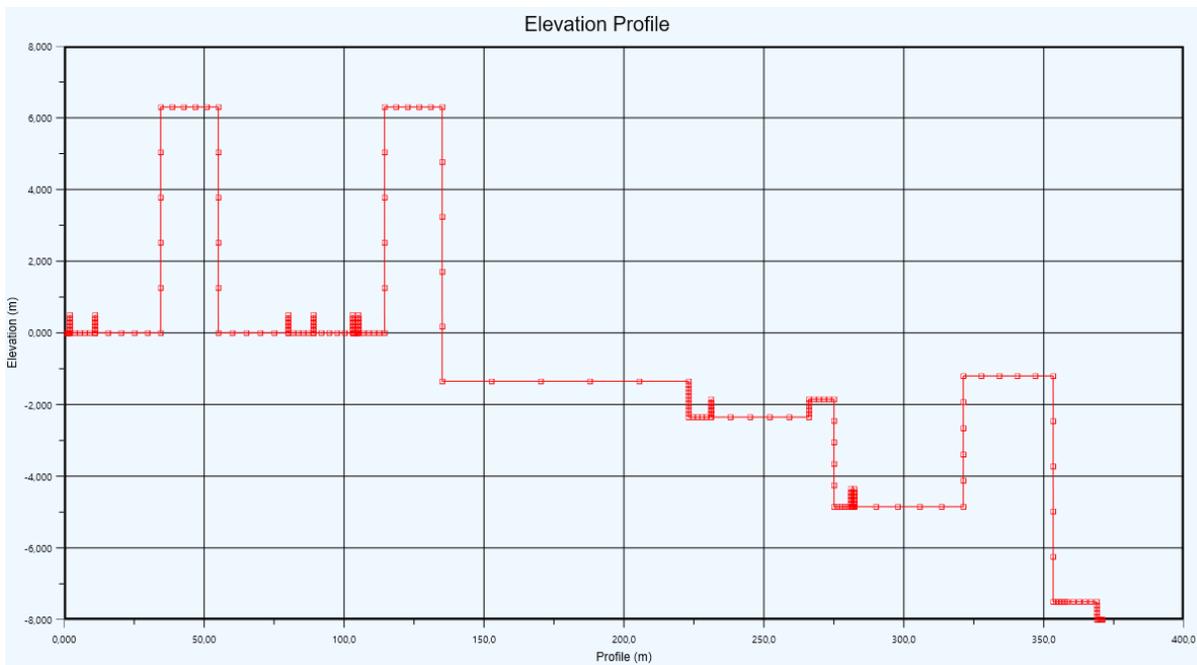
2- Collecteur :



Température et pression de collecteur :

Name	injection collecteur	propane récupéré	injection BOG	2	produit
Pressure [bar]	5,49173	4,3099	1,157	1,1	1,1
Temperature [C]	24,66	23,0655	-39,7	17,8949	12,6938

Graphe de profil d'élévation :



Les propriétés de la phase 2:

Worksheet	Stream Name	injection collecteur	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	44,00	44,00
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	0,2454	0,2454
Composition	Mass Density [kg/m3]	10,80	10,80
Oil & Gas Feed	Act. Volume Flow [m3/h]	1173	1173
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-567,5	-567,5
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3,342	3,342
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	78,43	78,43
Notes	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,782	1,782
Cost Parameters	LHV Molar Basis (Std) [kcal/kgmole]	4,878e+005	4,878e+005
Normalized Yields	HHV Molar Basis (Std) [kcal/kgmole]	5,269e+005	5,269e+005
▸ Emissions	HHV Mass Basis (Std) [kcal/kg]	1,197e+004	1,197e+004
	CO2 Loading	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
	LHV Mass Basis (Std) [kcal/kg]	1,108e+004	1,108e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Mass Exergy [kcal/kg]	21,73	<empty>
	Partial Pressure of CO2 [bar]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	1173	1173
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	11,49	11,49
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	78,43	78,43
	Std. Gas Flow [STD m3/h]	6808	6808

ANNEXES DE SUMILATION

Worksheet	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	505,8	505,8
Conditions	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Properties	Z Factor	0,9039	0,9039
Composition	Watson K	14,72	14,72
Oil & Gas Feed	User Property	<empty>	<empty>
Petroleum Assay	Partial Pressure of H2S [bar]	0,0000	<empty>
K Value	Cp/(Cp - R)	1,119	1,119
User Variables	Cp/Cv	1,176	1,176
Notes	Ideal Gas Cp/Cv	1,125	1,125
Cost Parameters	Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	74,65	74,65
Normalized Yields	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	1,696	1,696
▸ Emissions	Heat of Vap. [kcal/kgmole]	3948	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,7791	0,7791
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	507,0	507,0
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	24,99	24,99
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	4,075	4,075
	Mass Heat of Vap. [kcal/kg]	89,71	<empty>
	Phase Fraction [Molar Basis]	1,0000	1,0000
	Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>
	Thermal Conductivity [W/m-K]	1,830e-002	1,830e-002
	Bubble Point Pressure [bar]	9,827	<empty>
	Viscosity [cP]	8,412e-003	8,412e-003
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	70,12	70,12
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	1,593	1,593
	Cv [kJ/kgmole-C]	66,69	66,69
	Mass Cv [kJ/kg-C]	1,515	1,515
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [bar]	13,23	13,23
	True VP at 37.8 C [bar]	13,46	13,46
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	24,99	24,99
	Viscosity Index	-75,25	<empty>

