



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

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

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

**Etude sur La Modification entre Deux Trains Adjacents au Niveau de La
Tour de Lavage**

Présenté par

- 1- BENATTIA Farhanez
- 2- BENMEHAL Wafaa

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

Présidente :	Mme BENDENIA .Ch	Professeur	Université de Mostaganem
Examineur :	Mme BENATMANE .S	Maître de conférence A	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Mme FEDDAL .I	Maître de conférence A	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2024/2025

Dédicace

À nos très chers pères

À nos très chères mères

Nous ne vous remercierons jamais assez pour votre amour, soutien, bienveillance, conseil etc. nous vous offrons ce travail

À nos frères et sœurs

Nous sommes très fiers de vous offrir la primeur de nos efforts et de nos sentiments pour exprimer notre amour envers vous. Vous avez constitué toujours un point de repère et un guide.

À tout nos collègues de la promotion 2025.

Il est impossible de dresser la liste exhaustive de tous nos collègues et amis, présents ou déjà partis sans risquer d'en oublier. Qu'ils sachent simplement que nous les associons à ce travail et que nous les oublierons.

Remerciements

Ce travail a été réalisé au sein du département process au complexe GL1/Z.

Nous tiendrons à exprimer nos respects vers tous les personnels du complexe.

*Ce mémoire de fin d'étude spécialisé en process gaz a été dirigé par **Mme***

***FEDDAL** enseignante dans l'**UNIVERSITE ABD EL Hamid IBN Badis** et*

Mr BENSALAH**, chef de zone en process gaz au département process et **Mr

***BOUSSIF** de département technique au complexe GL1/Z d'Arzew.*

Nous remercions chaleureusement tous les membres du jury, et plus

*particulièrement la présidente, **Mme BENDENIA**, et l'examinatrice, **Mme***

***BENATMANE**, pour l'honneur qu'ils nous ont fait d'évaluer notre travail.*

Louange à Allah pour tout ce qui nous a permis à réaliser

Nous exprimons également notre gratitude à l'ensemble de l'équipe pédagogique

du Master pour la qualité de l'enseignement dispensé.

Enfin, nous remercions nos familles et nos proches pour leur appui constant et

leur encouragement.

Liste des figures

Figure I.1 : Principales étapes de la liquéfaction du gaz nature.....	-9-
Figure II.1 : Schéma de la section décarbonatation.....	-13-
Figure II.2 : Schéma de la régénération de MEA.....	-14-
Figure II.3 : Schéma de la section de déshydratation.....	-15-
Figure II.4 : Schéma de la démercurisation.....	-16-
Figure II.5 : Schéma de la séparation.....	-17-
Figure II.6 : Schéma de la section de liquéfaction	-19-
Figure II.7 : Stockage et transport.....	-20-
Figure II.8 : Schéma du procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/Z.....	-21-
Figure III.1 : Schéma des principales lignes vers torche froide.....	-27-
Figure III.2 : Schéma des principales lignes vers torche chaude.....	-27-
Figure III.3 : Vaporiseur GNL.....	-28-
Figure IV.1 : Schéma de principe pour un train en démarrage (train expéditeur).....	-31-
Figure IV.2 : Schéma de principe pour un train en production (train récepteur).....	-32-
Figure IV.3 : Profile de la pression du débit de gaz réinjecté via collecteur 6'' en fonction de la pression sortie HV-0446 pour un débit de gaz de 50000Nm ³ /h.....	-35-
Figure IV.4 : Profile des pertes de charge au niveau du collecteur 6'' en fonction de la pression sortie HV-0446 pour un débit du gaz de 50000Nm ³ /h.....	-36-
Figure V.1 : Impact de la pression du gaz réinjecté sur la stabilité du train récepteur.....	-42-
Figure V.2 : Impact de la température du gaz réinjecté sur la stabilité du train récepteur.....	-43-

Figure V.3 : Impact de la composition du gaz réinjecté sur la stabilité du train récepteur.....-44-

Liste des tableaux

Tableau II.1 : Composition molaire du GNL.....	-11-
Tableau II.2 : Condition de stockage du GNL.....	-11-
Tableau II.3 : Composition molaire de MCR.....	-18-
Tableau III.1 : appareils raccordés au collecteur 20’’.....	-25-
Tableau III.2 : appareils raccordés au collecteur 24’’.....	-25-
Tableau III.3 : appareils raccordés au collecteur 36’’.....	-26-
Tableau IV.1 : Influence de la pression du gaz récupère du train expéditeur sur la pression de la réinjection au niveau du train récepteur, utilisant le collecteur actuel 6’’ (cas d’étude pour train 100 en démarrage)	-34-
Tableau VII.1 : Prix de GNL récupérer dans 1an (2022)	-50-

Annexes

Annexe 1 : Circuit de torche chaude.....	-56-
Annexe 2 : Circuit de torche froide.....	-57-
Annexe 3 : Circuit de torche de boil-off.....	-58-
Annexe 4 : Les propriétés physiques des composants purs.....	-59-
Annexe 5 : Généralités sur la méthode HAZOP.....	-60-
Annexe 6 : Matrice d'évaluation.....	-62-

Liste des abréviations

GL1/Z	Gaz Naturel Liquéfier 1 d'ARZEW
GL2/Z	Gaz Naturel Liquéfier 2 d'ARZEW
HAZOP	Hazard and Operability Study
ALARP	As Low As Reasonably Possible

Résumé

الملخص

يركز هذا العمل على استعادة الغاز الطبيعي المُعالج من برج تنقية الغاز في قطار بدء التشغيل لنقله إلى قطار إنتاج آخر باستخدام مشعب بقطر 6 بوصات. الهدف هو تقليل الحرق، وبالتالي الامتثال للوائح البيئية. يُدرس تأثير متغيرات رئيسية مثل الضغط، درجة الحرارة والتركيب، بالإضافة إلى احتمالية المخاطر. أظهرت النتائج أنه عند معدل تدفق ثابت قدره 50,000 نيوتن متر مكعب في الساعة، تكون الظروف المثلى لغاز Hv-446 هي ضغط 39 بار ودرجة حرارة -36 درجة مئوية. أما ظروف إعادة الحقن فهي 38.71 بار ودرجة حرارة -26 درجة مئوية دون أي مخاطر.

الكلمات المفتاحية: قطار الإرسال، قطار الاستقبال، مشعب بقطر 6 بوصات، نقطة إعادة الحقن، برج تنقية الغاز.

Abstract

This work tower focuses on the recovery of treated natural gas from the startup train purification and its transfer to another production train using a 6-inch header. The objective is to reduce flaring and thus comply with environmental regulations.

The impact of key variables such as pressure, temperature, and composition, as well as potential risks, is studied.

The results show that at a constant flow rate of 50,000 Nm³/h, the optimal conditions for HV-446 gas are 39 bar and -36°C. The reinjection conditions are 38.71 bar and -26°C, without any risk.

Keywords: Sending train, receiving train, 6-inch header, reinjection point, gas purification tower.

Résumé

Ce travail porte sur la récupération du gaz naturel traité de la tour de lavage du train de démarrage et son transfert vers un autre train de production à l'aide d'un collecteur de 6 pouces. L'objectif est de réduire le torchage et ainsi de respecter les réglementations environnementales.

L'impact de variables clés telles que la pression, la température et la composition, ainsi que les risques potentiels, sont étudiés.

Les résultats montrent qu'à un débit constant de 50 000 Nm³/h, les conditions optimales pour le gaz HV-446 sont de 39 barg et -36 °C. Les conditions de réinjection sont de 38,71 barg et -26 °C, sans aucun risque.

Mots-clés : Train expéditeur, train de réception, collecteur de 6 pouces, point de réinjection, tour de lavage, torche.

Table des matières

Dédicace	ii
Remerciements	iii
Liste des figures	vi
Liste des tableaux	viii
Annexes	vii
Liste des abréviations	viii
Résumé.....	ix
Introduction générale	- 1 -
Chapitre I : Description du complexe GL1/Z.....	- 5 -
I.1. Historique	- 6 -
I.2. Mission de l'usine	- 7 -
I.3. Situation géographique du complexe.....	- 7 -
I.4. Présentation du complexe GL1/Z	- 7 -
I.4.1. Zone Utilités	- 7 -
I.4.2. Zone Procédé	- 8 -
I.4.3. Zone Terminal	- 8 -
Chapitre II : Procédé de liquéfaction du gaz naturel du GL1/Z.....	- 10 -
II.1. Généralités	- 11 -
a/ Section de traitement de gaz : Elle comprend trois (03) sous- sections:.....	- 12 -
II.2. Section de traitement de gaz.....	- 12 -
II.2.1. Décarbonatation	- 12 -
II.2.1.1 Principe de fonctionnement.....	- 13 -
II.2.1.2. Régénération de la solution de MEA	- 13 -
II.2.2. Déshydratation.....	- 14 -
II.2.2.1. Principe de fonctionnement.....	- 14 -
II.2.2.2. Cycle de pré refroidissement au propane.....	- 15 -
II.2.3. Démercurisation.....	- 15 -
II.3. Section de séparation et de liquéfaction.....	- 16 -
II.3.1. Séparation.....	- 16 -
II.3.2. Liquéfaction	- 17 -
II.3.3. Système de réfrigération mixte MCR (Multiple Composant Réfrigérant)	- 18 -
II.4. Section fractionnement	- 19 -
II.5. Stockage et chargement du GNL	- 20 -
Chapitre III : Le système des gaz torchés.....	- 22 -

III.1. Définition	- 23 -
III.2. Circuits des gaz torchés.....	- 23 -
III.2.1 Lignes vers torches	- 23 -
III.2.2 Ballons de séparation de torche	- 23 -
III.3. Système de torches	- 24 -
III.3.1. Torche froide.....	- 24 -
III.3.2. Torche chaude.....	- 25 -
III.3.3. Torche des bacs de stockage de GNL	- 26 -
III.4. Paramètres du système de torches.....	- 26 -
Chapitre IV : Généralité sur la modification	- 29 -
IV.1. Généralités	- 30 -
IV.2. Objectif de la modification.....	- 30 -
IV.3. Description de la Modification T-1353	- 30 -
IV.4. LA Structure de tuyau	- 32 -
IV.5. Déroulement du démarrage du Train 500 du 24 Décembre 2022 avec exploitation de la Modification T-1353	- 33 -
IV.6. Etude des différents paramètres d'écoulement	- 34 -
IV.6.1 Simulation des pertes de charge au niveau du collecteur commun	- 34 -
IV.6.2 Simulation du collecteur commun actuel (6'')	- 34 -
Conclusion :	- 36 -
Chapitre V Simulation par le logiciel HYSYS.....	- 37 -
V.1 Introduction	- 38 -
V.2. Présentation de HYSYS.....	- 38 -
V.2.1. Définition de HYSYS.....	- 38 -
V.2.2. Fonctionnement de HYSYS	- 39 -
V.3. Etude par simulation au moyen de HYSYS.....	- 40 -
V.3.1. Introduction	- 40 -
V.3.2. Les étapes suivies pour la simulation.....	- 40 -
V.4.Impact de la pression	- 40 -
V.5. Impact de la température	- 41 -
V.6. Impact de la composition	- 41 -
Conclusion :	- 44 -
CHAPITRE VI Analyse des risques par la méthode « HAZOP »	- 45 -
VI.1. Introduction.....	- 46 -
VI.2.Champs d'étude.....	- 46 -
VI.3. Procédure de démarrage du train 500 avec la modification T- 1353.....	- 46 -

Remarque :	- 46 -
VI.3.1 Au niveau du train 500	- 46 -
VI.3.2 Au niveau du train 600	- 47 -
VI.3.3 Pressurisation du circuit	- 47 -
Attention :	- 47 -
Remarque :	- 48 -
Attention :	- 48 -
CHAPITRE VII Coût de profit du la modification.....	- 49 -
VII.1.Introduction	- 50 -
VII.2. Coût du projet de récupération des gaz torchés	- 50 -
VII.3. La quantité récupérée de gaz pendant un an	- 51 -
VII.4. Le prix de récupération de gaz torché pendant un an	- 51 -
Conclusion et recommandations	- 52 -
RECOMMANDATIONS	- 53 -
BIBLIOGRAPHIE	- 54 -
Annexes	- 55 -

Introduction générale

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Elle représente un quart de la consommation énergétique mondiale. En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, comme par exemple le faible intervalle de combustion qui le caractérise, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole. D'après le Bp statistical review, la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 24,3% en 2024 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes. Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y a 2 siècles.

En effet, l'Algérie est devenue le 3ème exportateur mondial de gaz. Elle a prouvé qu'elle est un acteur important par l'utilisation de technologies nouvelles.

C'est pour cette raison que le système de récupération des gaz torchés est devenu un objectif prioritaire dans le cadre politique de la revalorisation des énergies de l'entreprise. En effet, le brûlage de gaz à la torche constitue pour l'environnement l'un des problèmes les plus graves pour notre planète. Ce problème ne date pas d'hier. Le brûlage à la torche de gaz, un sous-produit de la production pétrolière est responsable de l'émission dans l'atmosphère d'environ 400 millions de tonnes de gaz à effet de serre.

La réduction du torchage peut s'avérer coûteuse. Ces dernières années, cependant, de nouveaux efforts ont permis de diminuer l'émission de gaz torchés, notamment par la réinjection du gaz naturel dans le sol afin de :

- ✓ Stimuler la production de pétrole.
- ✓ Procéder à sa liquéfaction pour pouvoir l'expédier vers les marchés internationaux.
- ✓ Faciliter son transport vers les marchés par le biais de gazoducs.
- ✓ Permettre son utilisation sur site pour produire de l'électricité ou pour être distribué aux communautés voisines.

Toutefois, étant donné le prix élevé du pétrole actuellement, les projets de développement pétroliers sont prioritaires sur la liste des projets d'investissement financier des pays producteurs. D'un autre côté, les crédits de carbone visent à encourager ces pays à lancer des projets de réduction du torchage. "S'ils réalisent un profit de 30 % sur la production pétrolière et seulement 10 % sur le gaz naturel après réduction des coûts d'infrastructure, il est facile de

deviner ce qu'ils feront", déclarait M. Svensson, un expert en énergie. "Il faut donc compenser les pertes." Les crédits de carbone permettent d'équilibrer les profits.

Afin de réduire l'ampleur de la pollution atmosphérique, les émissions de gaz à effet de serre et d'assurer la valorisation des ressources gazières, des investissements très lourds ont été consentis par les entreprises du secteur, à l'image de Sonatrach, dans le cadre de sa politique de récupération des gaz torchés.

En effet, un important programme de réduction des gaz torchés au niveau des champs pétroliers, a été engagé par la Sonatrach ; il s'est traduit par une récupération de près de 133 milliards de m³ sur la période allant de 1980 à 2001. En d'autres termes, les volumes de gaz torchés ont été ramenés de 9,8 milliards de m³ en 1980 à seulement 4 milliards de m³ en 2001, et ce malgré l'augmentation des capacités de production de pétrole brut. Le ratio de gaz torché sur gaz associés produits a été ramené de 62% en 1980 à 12% en 2001.

Les mesures engagées se sont traduites, sur le terrain, par la réalisation de nouvelles unités de traitement, de récupération, d'expédition et de réinjection de gaz au niveau des sites pétroliers et gaziers ainsi que la réhabilitation de plusieurs ouvrages et unités industrielles.

De plus, le décret exécutif 94-43 du 30 Janvier 1994 fixant les règles de conservation des gisements d'hydrocarbures et de protection des aquifères associés, à instituer une interdiction de la mise à la torche des gaz associés.

Cet effort de réduction des émissions des gaz torchés concerne également les unités industrielles de la branche Aval de Sonatrach. Ainsi, dans le domaine de la liquéfaction du gaz naturel, le programme de revenping mis en œuvre au niveau des complexes d'Arzew et de Skikda, a permis une réduction substantielle de l'autoconsommation de ces derniers qui est passée de 28% en 1982 à 16% en 1998.

Le présent projet est une contribution à cet effort de limitation des émissions de gaz torchés au niveau du complexe GL1/Z. Il vise précisément à étudier la possibilité de récupérer ces gaz torchés et de les réutiliser dans le complexe même.

Dans **le premier chapitre**, nous avons commencé par une présentation du complexe GL1/Z.

Dans **le chapitre II**, nous avons expliqué le procédé de liquéfaction de gaz naturel.

Nous avons ensuite décrit, dans **le chapitre III**, le système de torchage, objet de notre étude, de manière plus détaillée.

Le chapitre IV a été consacré entièrement aux résultats de notre étude où nous avons commencé par poser la problématique telle qu'elle se pose aux exploitants du GL1/Z.

Le chapitre V c'est l'étude par simulation au moyen d'un logiciel, en l'occurrence le simulateur HYSYS.

Ensuite, nous avons consacré **le chapitre VI** à l'analyse de risque dans le complexe GL1/Z par la méthode HAZOP.

Enfin, nous avons jugé important de présenter dans **le dernier chapitre** une brève étude le coût de profit du la modification.

Chapitre I : **Description du complexe GL1/Z**

I.1. Historique

La mission dévolue à l'entreprise Sonatrach, lors de la création le 31 décembre 1963, est le transport et la commercialisation des hydrocarbures algériens compte tenu des immenses disponibilités que recèle le sous-sol algérien en gaz naturel.

Cette mission s'élargit à la mise en œuvre de toutes les formes possibles que pouvait prendre la valorisation de cette richesse, et c'est dans le cadre de cette politique, que le 09 octobre 1969 un contrat a été signé entre la Sonatrach et la société américaine El Paso Naturel gas Company, portant sur la livraison de dix milliards de mètres cubes de gaz naturel liquéfié par année pendant une durée de vingt-cinq ans.

Pour la réalisation de ce contrat, une usine appelée Project GNL1 a été créée par décision n° A.0016 d'avril 1971 et actuellement dénommée le complexe GL1/Z.

Sa construction fut confiée par la Sonatrach à la société américaine Chemico suite à la signature du contrat les liant en date du 26 avril 1971, la date de démarrage des travaux eut lieu le 16 juin 1973.

Cette société a abandonnée le 20 novembre 1975, en plein déroulement du chantier après trente et un mois d'exécution.

La Sonatrach a confié alors, par contrat signé le 21 janvier 1976, l'achèvement de la construction du complexe à la société américaine Bechtel à partir de mai 1976, l'entrée en exploitation du complexe ayant débuté le 25 novembre 1978 ainsi que la satisfaction du contrat El Paso dès l'année 1979.

Par la suite et compte tenu de la demande internationale en matière de besoin en gaz naturel liquéfié, Sonatrach a décidé de rénover ses installations pour :

- ✓ Rétablir et augmenter la capacité contractuelle installée à près de 111 %.
- ✓ Fiabiliser les installations existantes.
- ✓ Moderniser la technologie.

Notons que la production du complexe de liquéfaction se situe actuellement au-dessous de la capacité initialement installée ; ceci est due à plusieurs facteurs dont :

- Le vieillissement des équipements.
- La technologie datant des années 1970 et qui se trouve à présent dépassée.

La phase de rénovation est lancée par la signature du contrat entre la Sonatrach et la société américaine Bechtel en date 04 février 1991. Les travaux ont été entrepris par la même société

en septembre 1993, et sont supervisés par une direction de projet attachée à la Division Etude et Développement de la Branche Aval [1].

I.2. Mission de l'usine

Le complexe GL1/Z a pour mission de liquéfier le gaz naturel provenant des champs gaziers de Hassi R'mel, avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. Le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçus pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger [2].

I.3. Situation géographique du complexe

Le complexe GL1/Z est situé au Nord-ouest du pays à 40 km de la ville d'Oran, à proximité d'un village au bord de la mer méditerranée nommé "Bethioua". Son implantation exacte se trouve entre le complexe voisin GL2/Z à l'Est et le complexe CEA/Z à l'Ouest au bord de l'autoroute de la zone industrielle d'Arzew [2].

I.4. Présentation du complexe GL1/Z

Le complexe GL1/Z comprend trois (03) zones essentielles :

I.4.1. Zone Utilités

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe GL1/Z. Elles permettent d'assurer la fourniture de tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction, dont :

- **La source d'énergie :** la vapeur d'eau est la source d'énergie choisie pour le complexe (trois chaudières haute pression 62 bars et une chaudière basse pression 4,5 bars)
- **La source de refroidissement :** l'eau est la source de refroidissement véhiculée par un ensemble de six (06) pompes de grande puissance de 175 000 m³/h chacune.
- **La production d'électricité :** la production d'électricité est assurée par trois (03) alternateurs entraînés par des turbines à vapeur et fournissent 36 MW par générateur.
- **L'unité de dessalement :** elle permet de produire l'eau distillée nécessaire à l'alimentation des chaudières.

- **Production d'air comprimé** : une grande partie de l'instrumentation du complexe est de type pneumatique. La production de l'air comprimé est assurée par un ensemble de quatre (04) compresseurs et d'un compresseur d'air de secours [2].

I.4.2. Zone Procédé

Cette zone est composée de six (06) trains qui produisent 9 000 m³/ jour/ train de GNL. Chaque train dispose de sa propre production de vapeur, et de ses propres sections de décarbonatation, de séchage et de liquéfaction des hydrocarbures [1].

I.4.3. Zone Terminal

C'est la zone de stockage et de chargement ; elle est constituée de :

- Trois (03) réservoirs de GNL d'une capacité de 100 000 m³ et deux réservoirs de gazoline d'une capacité de 14 500 m³.
- Une station de pompage de GNL d'une capacité de 10 000 m³/h.
- Deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement [1].

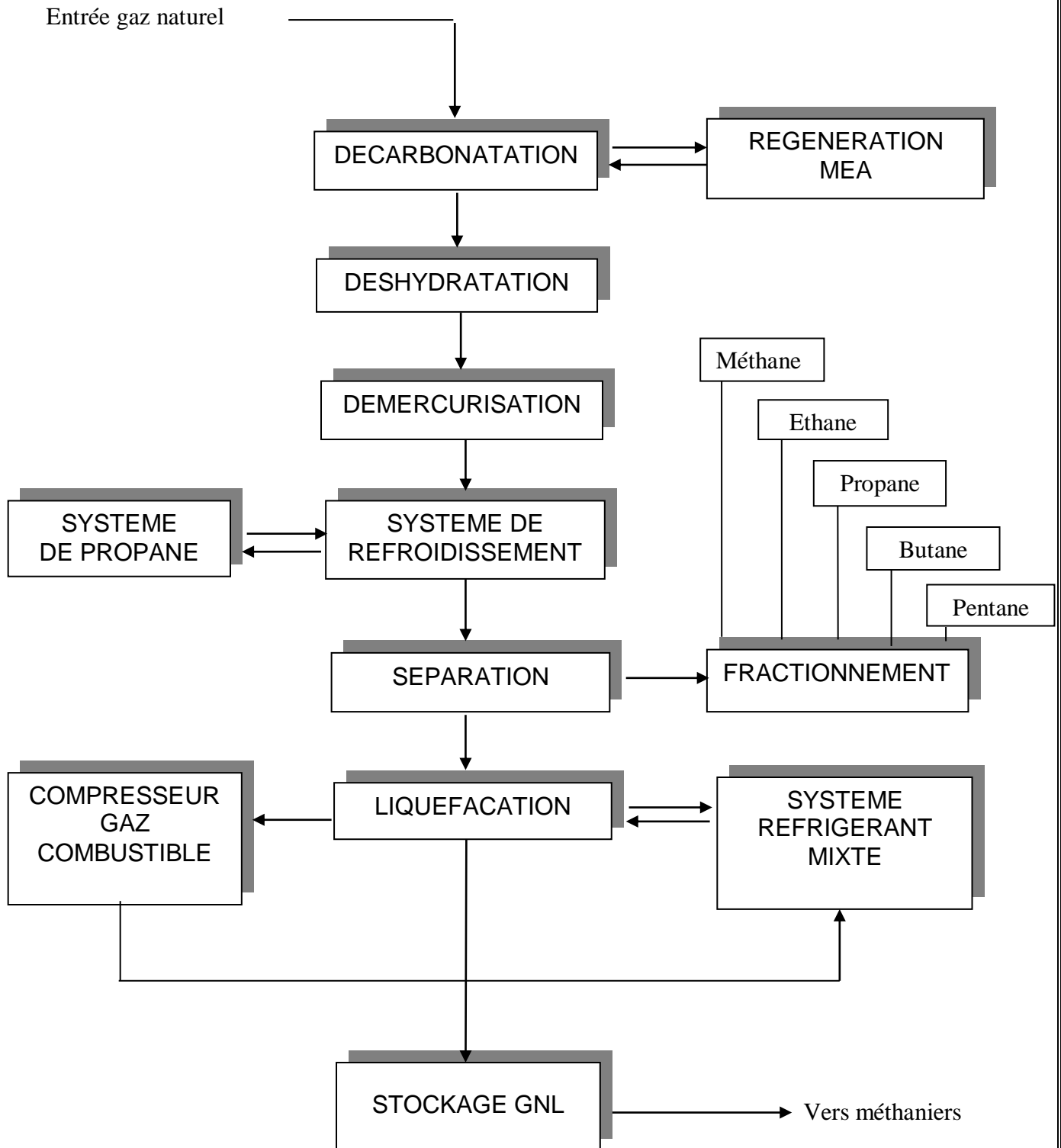


Figure I.1 : Principales étapes de la liquéfaction du gaz naturel.

**Chapitre II :
Procédé de liquéfaction du gaz
naturel du GL1/Z**

II.1. Généralités

L'usine de liquéfaction du gaz naturel (GN) d'Arzew GL1/Z a été conçue pour assurer le transport du GN sous forme liquide. Les propriétés physiques et la composition chimique du GNL sont regroupées dans les **tableaux II.1** et **II. 2** [3].

Tableau II.1: Composition molaire du GNL.

Composants	% Molaire moyen	
	Minimum	Maximum
N ₂	0,60	1,40
CH ₄	84,00	92,50
C ₂ H ₆	6,00	8,50
C ₃ H ₈	2,20	3,00
iC ₄ H ₁₀	0,30	0,50
nC ₄ H ₁₀	0,30	0,70
iC ₅ H ₁₂	0,00	0,02
Total	100,00	100,00

Tableau II.2 : Conditions de stockage du GNL.

Caractéristiques	Valeurs
Masse moléculaire (g/mole)	18,2
Pression (bar)	1,03
Température (°C)	-162

L'usine de liquéfaction comprend six (06) trains de liquéfaction indépendants qui fonctionnent en parallèle avec une capacité unitaire de production de GNL de 8400 m³/h. Le gaz d'alimentation passe par trois (03) différentes étapes de traitement (**Figure. II.8**):

a/ Section de traitement de gaz : Elle comprend trois (03) sous- sections:

- Décarbonatation : élimination du CO₂.
- Déshydratation : élimination de l'eau.
- Démercurisation : élimination de mercure.

b/ Section de séparation et de liquéfaction : Elle comprend deux (02) sous- sections:

- Séparation des hydrocarbures lourds.
- Liquéfaction du gaz naturel.

c/ Section de fractionnement : comprend quatre (04) sous- sections:

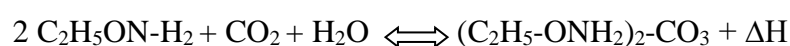
- Déméthanisation : récupération de méthane.
- Dééthanisation : récupération de l'éthane.
- Dépropanisation : récupération du propane.
- Débutanisation : récupération du butane.

II.2. Section de traitement de gaz

Les composants du gaz naturel tels que le gaz carbonique, la vapeur d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser et à se solidifier aux basses températures bien avant la température de liquéfaction du gaz naturel (-162°C), provoquant ainsi l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids. C'est pour cette raison que l'on doit éliminer ces composants gênants [3].

II.2.1. Décarbonatation

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne par une solution aqueuse à 15% de monoéthanolamine (MEA). Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



A la température ambiante et une pression de 40 bars, la MEA et le CO₂ forment un mélange instable correspondant au second membre à la réaction, tandis qu'à chaud 38°C et sous une basse pression, le mélange se détruit en libérant le CO₂ et régénérant ainsi la MEA.

La solution aqueuse de MEA agit comme un agent d'absorption dans le système de décarbonatation et réduit la teneur du CO₂ présent dans le GN de 1400 ppm à 90 ppm [3].

II.2.1.1 Principe de fonctionnement

Le gaz naturel passe d'abord dans un ballon séparateur afin d'éliminer les hydrocarbures comme les huiles lourdes qui sont dirigées vers le système de rejet des hydrocarbures liquides (installations auxiliaires) puis entre par le bas de la colonne de lavage sous une pression de 41,7 bars.

Dans cette colonne, le gaz circule vers le haut à contre-courant d'une solution de MEA pour être débarrassé de son CO₂, puis dirigé vers la section de déshydratation; la solution de MEA pauvre en CO₂ pénètre en haut de l'absorbeur et quitte la colonne en bas sous forme de MEA riche.

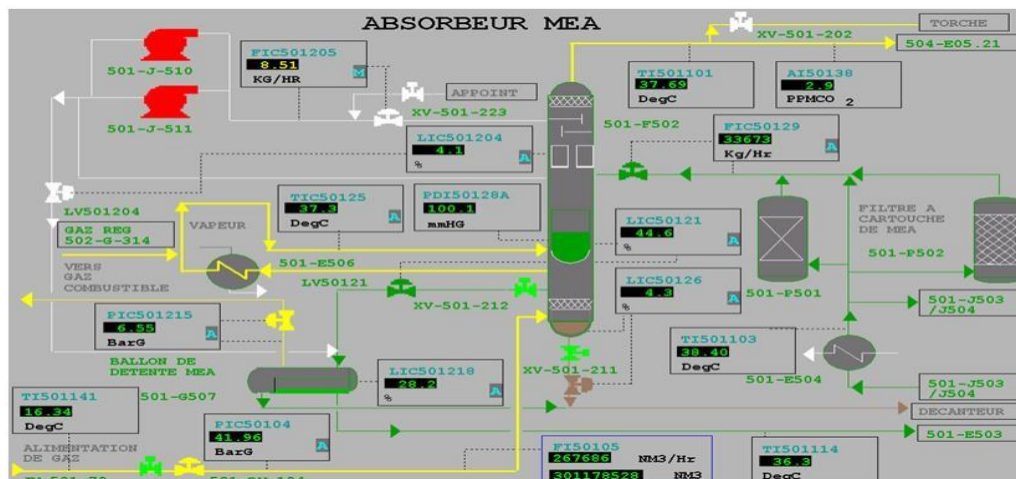


Figure II.1: Schéma de la section décarbonatation.

III.2.1.2. Régénération de la solution de MEA

Après être passée dans le ballon séparateur des hydrocarbures, la solution de MEA riche est tout d'abord chauffée à 102 °C par échange thermique avec la solution de MEA pauvre régénérée et, ensuite, elle est introduite en tête de la tour de régénération fonctionnant

normalement à 107 °C et à 0,7 bar. La solution de MEA riche en CO₂ descend dans la colonne pour y être épurée par les gaz ascendants provenant de l'évaporation des produits de fond.

Le liquide (solution de MEA) au fond de la colonne s'appauvrit en CO₂ et il est renvoyé vers l'absorbeur, après avoir réchauffé la MEA riche et être refroidi à 38 °C. Les vapeurs de tête, riches en CO₂, passent dans les condenseurs de tête de régénération et sont ensuite réinjectées en tête de la tour de régénération. Les gaz incondensables (essentiellement le CO₂) sont évacués vers l'atmosphère.

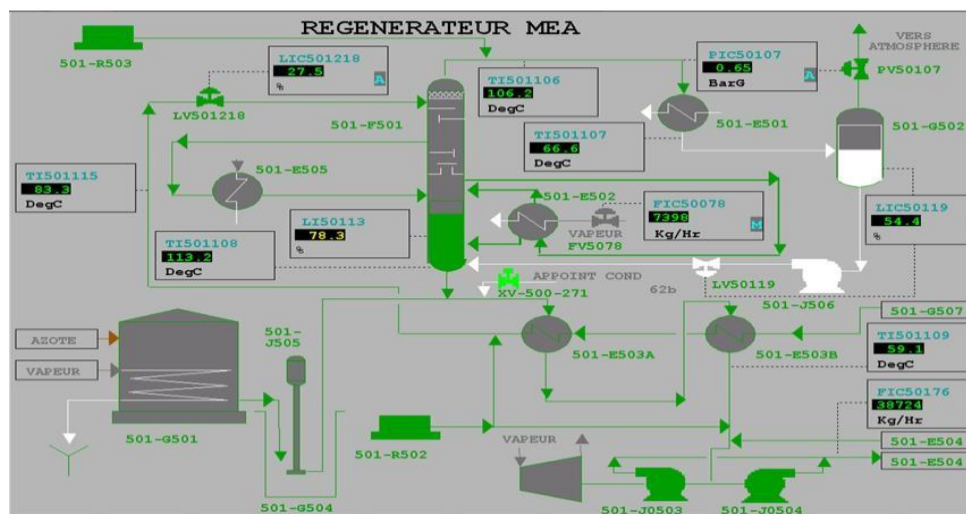


Figure II.2: Schéma de la régénération de MEA

II.2.2. Déshydratation

Le système de déshydratation sert à éliminer les vapeurs d'eau par adsorption par l'intermédiaire des sécheurs pour éviter la formation de bouchons de glace qui causeraient des bouchages des équipements de liquéfaction [3].

II.2.2.1. Principe de fonctionnement

Le gaz naturel venant de l'absorbeur de CO₂ pénètre dans les tubes du pré-refroidissement où il sera refroidi à l'aide de propane liquide, ce qui provoque la condensation d'une partie de la vapeur d'eau contenue dans le gaz naturel, et passe ensuite dans le ballon séparateur où l'eau de condensation est retenue et purgée. Le gaz pénètre ensuite dans un des deux sécheurs (le second étant en régénération) et traverse les tamis moléculaires en perdant progressivement son humidité.

A la sortie de chaque sécheur, le gaz passe à travers des filtres afin de retenir les particules en suspension.

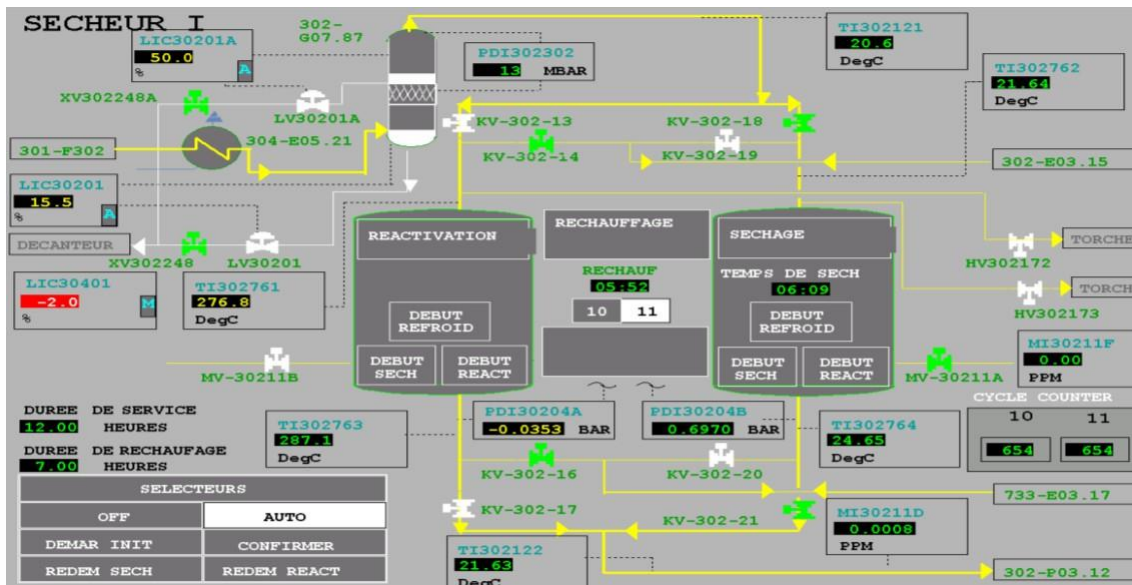


Figure II.3: Schéma de la section de déshydratation

II.2.2.2. Cycle de pré refroidissement au propane

Sortant des sécheurs, le gaz naturel subit son premier stade de refroidissement ; c'est un cycle de pré refroidissement au propane où le gaz passe de la température ambiante à une température de 21°C. Cette opération s'effectue à trois (03) niveaux de réfrigération distincts; haut, moyen et bas.

II.2.3. Démercurisation

Après séchage, Le gaz passe dans un démercuriseur utilisant du charbon actif imprégné de soufre afin d'éliminer le mercure jusqu'à une teneur de 0.001 ppm. Lors du réchauffage des installations, le mercure à un comportement particulier en matière de corrosion. Il devient très agressif vis-à-vis de l'aluminium matériaux utilisé pour la plupart des équipements cryogéniques [3].

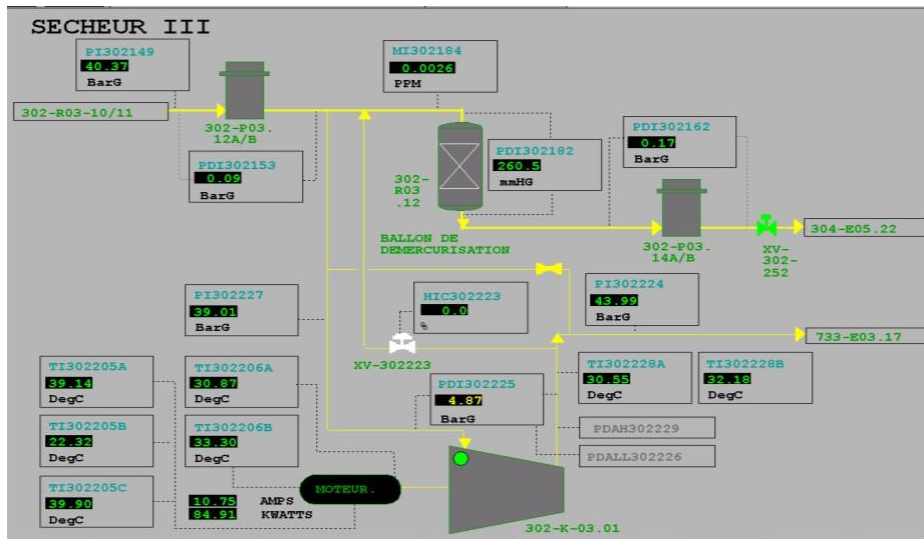


Figure II.4: Schéma de la démercurisation

II.3. Section de séparation et de liquéfaction

II.3.1. Séparation

La section de séparation est conçue pour séparer les hydrocarbures lourds du gaz naturel d'alimentation, afin de pouvoir le liquéfier et par la suite, de le stocker, les hydrocarbures lourds ainsi extraits sont envoyés vers la section de fractionnement.

Le gaz d'alimentation venant de la section de traitement du gaz est refroidi à -26°C par deux échangeurs à propane. Il est ensuite injecté au milieu de la tour de lavage où les produits lourds sont condensés et séparés du méthane, sous l'action d'un courant de reflux et de deux rebouilleurs, l'un au propane et l'autre à vapeur, puis sont recueillis sous forme liquide au bas de la colonne et dirigés vers la section de fractionnement.

La phase vapeur quittant la colonne est associée à un débit de recyclage de propane provenant de la section de fractionnement permettant ainsi de retenir les dernières traces de pentane et de maintenir un débit de reflux acceptable dans la colonne pour l'envoi à la section liquéfaction [3].

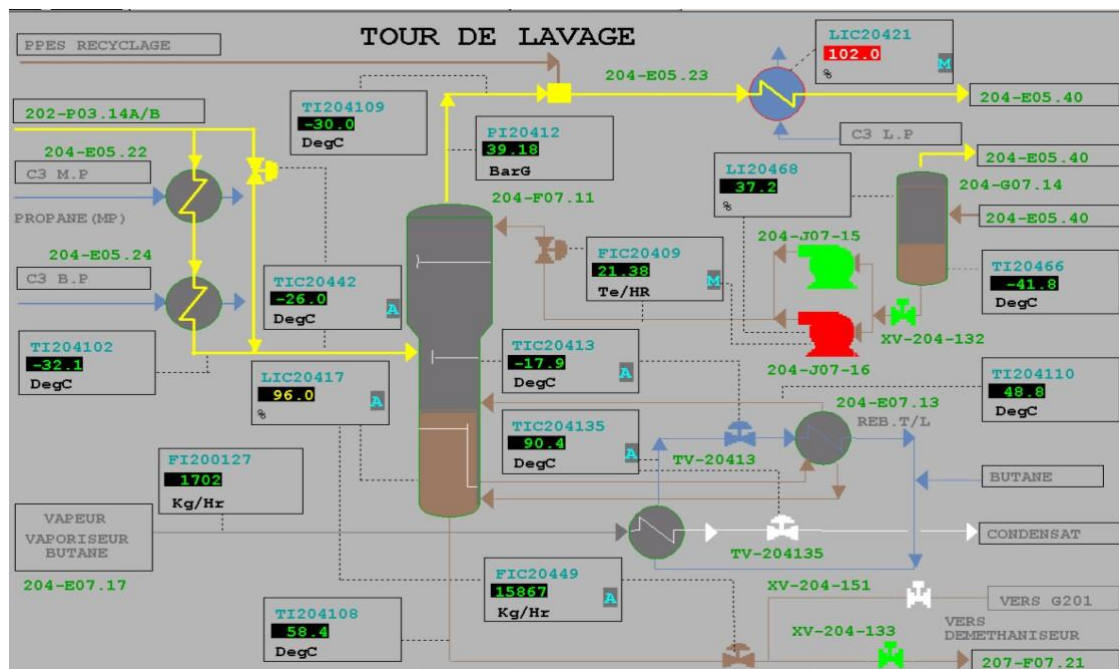


Figure II.5: Schéma de la section séparation

II.3.2. Liquéfaction

L'échangeur principal liquéfie le gaz naturel traité (GNT) en utilisant le MCR comme réfrigérant. Le GNT pénètre en bas de l'échangeur principal et progresse vers le haut où il traverse les douches de MCR, et quitte l'échangeur sous forme liquide à une pression de 28,3 bars et une température de -148°C .

La liquéfaction du GN se fait en deux temps :

Tout d'abord, le GN pénètre dans le faisceau central de l'échangeur principal où il est réfrigéré à -110°C par échange thermique avec les faisceaux du MCR liquide et du MCR vapeur; puis le gaz partiellement condensé est liquéfié complètement dans le faisceau froid de l'échangeur principal par échange thermique avec le MCR vapeur condensé et se dirige vers l'échangeur à -148°C et sous une pression de 24 bars, en se combinant à la sortie avec un courant de propane et d'éthane en provenance du fractionnement, refroidi dans l'échangeur de rejet.

Ensuite, ce mélange liquide/gaz est détendue dans une vanne jusqu'à 1,5 bars et sa température est abaissée à -158°C puis subit une deuxième détente jusqu'à 1 bar dans le ballon déazoteur pour éliminer l'azote dissous dans la phase liquide du gaz naturel liquéfié.

Les composants légers, essentiellement l'azote, sont extraits par vaporisation et montent le long de la colonne. La phase liquide GNL débarrassée de l'azote est récupérée au fond du déazoteur d'où elle est acheminée vers le stockage à l'aide des pompes GNL [3].

II.3.3. Système de réfrigération mixte MCR (Multiple Composant Réfrigérant)

Le MCR est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce mélange frigorigène circule dans une boucle fermée comprenant deux compresseurs où il sert à liquéfier le GN dans l'échangeur principal et le réfrigérant du condenseur de tête de la tour de lavage.

Le MCR à basse pression 1,9 bar et à la température de -35°C provenant du premier compresseur MCR à 12,3 bar et s'échauffant à 73°C est refroidi à $32,3^{\circ}\text{C}$ dans un échangeur à eau de mer avant d'être comprimé à nouveau dans le deuxième compresseur MCR à 44,7 bar, d'où il est refoulé à une température de $132,1^{\circ}\text{C}$. Le MCR haute pression est ensuite refroidi tout d'abord à $32,2^{\circ}\text{C}$ dans un échangeur à eau de mer puis à $-30,5^{\circ}\text{C}$ dans les échangeurs à propane (3 niveaux) d'où, il sort à une pression de 42,8 bar. Ce refroidissement a pour effet de condenser les constituants lourds du réfrigérant mixte, essentiellement l'éthane et le propane. Les deux phases sont séparées dans le ballon séparateur MCR haute pression [3].

La composition du MCR est donnée dans le **tableau II.3** ci-dessous.

Tableau II.3 : Composition molaire du MCR.

Composition	Pourcentage molaire
Azote (N_2)	5
Méthane (C_1)	45
Ethane (C_2)	39
Propane (C_3)	11
Total	100

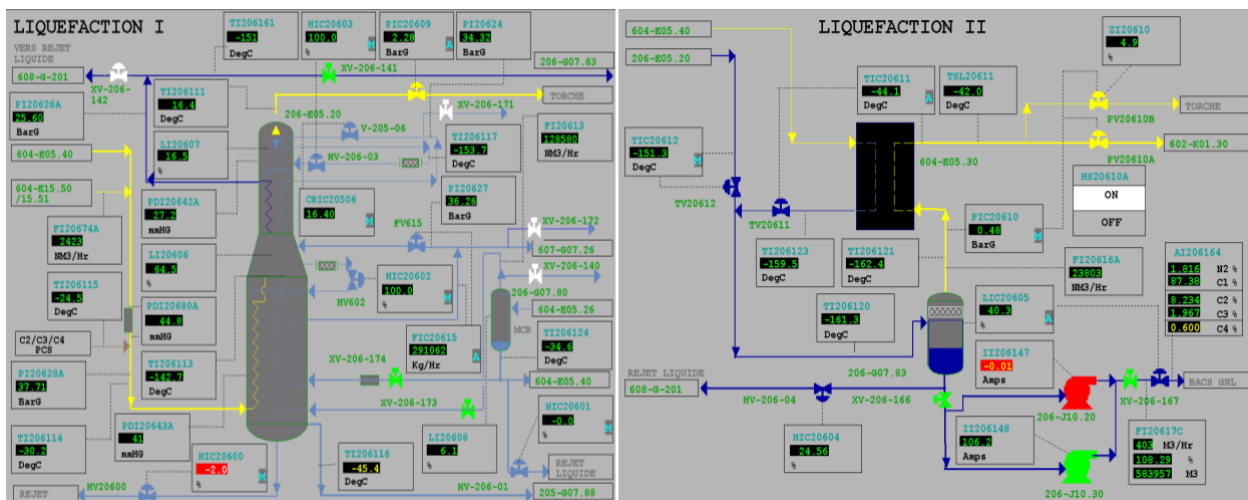


Figure II.6: Schéma de la section de liquéfaction

II.4. Section fractionnement

L'usine de fractionnement est alimentée par les produits du fond de la tour de lavage. Cette unité est conçue pour séparer les composants des produits suivants:

- Méthane d'appoint pour le réfrigérant mixte MCR et le GNL.
- Ethane d'appoint pour le réfrigérant mixte MCR et le GNL.
- Propane d'appoint pour le système propane, le MCR et le GNL.
- Butane d'appoint du GN d'alimentation de l'échangeur principal.
- Gazoline comme produit commercialisable.
- Gaz combustible de procédé des chaudières.

Elle est constituée essentiellement de quatre (04) colonne de distillation en cascade qui sont:

- La colonne de déméthanisation
- La colonne de déethanisation
- La colonne de dépropanisation
- La colonne de débutanisation

II.5. Stockage et chargement du GNL

Le GNL produit par les six (06) trains du procédé est pompé vers la zone de stockage constitué de trois (03) bacs à double paroi métallique ayant une capacité de 100 000 m³ chacun sous une pression atmosphérique et une température de -162°C.

Lors du remplissage des réservoirs, une certaine quantité de produit se vaporise du fait des pertes de chaleur. La vapeur du réservoir est recueillie dans un collecteur qui l'envoie au compresseur de gaz combustible de chaque train. Le GNL peut être transféré d'un réservoir à un autre lorsqu'il n'y a pas chargement, en utilisant la pompe de transfert. Le chargement du GNL est précédé par le refroidissement de la canalisation de la zone de chargement. La pompe de refroidissement aspire une petite quantité de GNL du réservoir de stockage et envoie ce GNL dans la canalisation chaude de la zone du chargement. Le GNL vaporisé est repris par la soufflante des gaz résiduels puis et envoyé dans le collecteur de gaz du revus. Le chargement s'effectue au moyen de cinq (05) pompes de chargement du GNL fonctionnant en parallèle et transférant le GNL du réservoir de stockage au navire en passant par les bras de chargement. Les vapeurs résiduelles du navire sont renvoyées au collecteur des vapeurs des réservoirs par la soufflante des gaz résiduels [3].



Figure II.7: stockage et transport

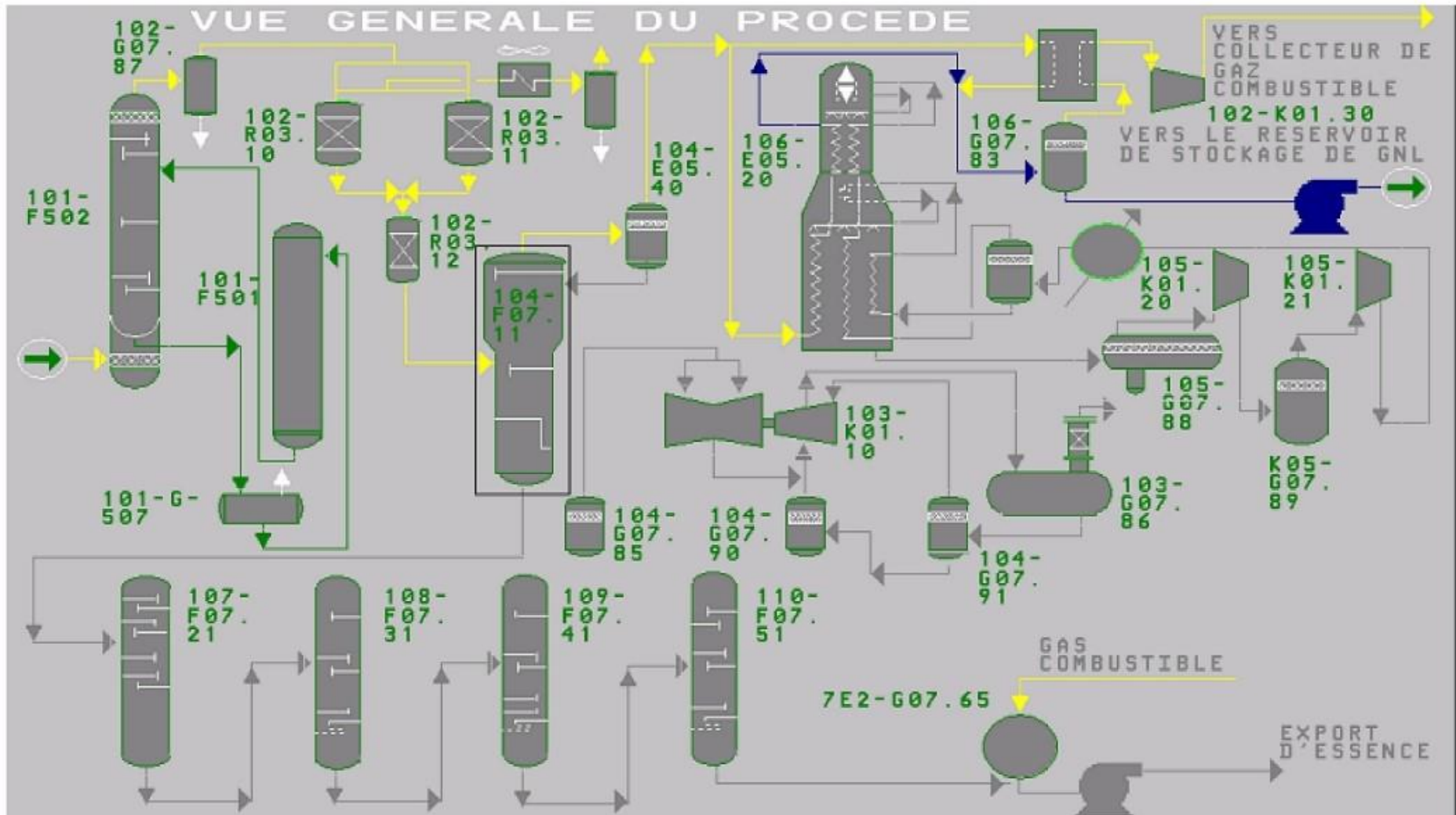


Figure II.8: Schéma du procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/Z

Chapitre III : Le système des gaz torchés

III.1. Définition

Les gaz torchés sont des vapeurs de gaz non liquéfiées qui sont brûlées au niveau des torches. Des systèmes des torches sont prévus pour l'évacuation sans danger des vapeurs et des liquides dégagés au démarrage, en régime perturbé selon le démarrage, à l'aide de divers événements et purges. Les gaz entrant dans le système de torche s'écoulent vers un collecteur principal, puis vers la torche où ils sont brûlés à une certaine distance de l'usine pour éviter tout danger.

La responsabilité du fonctionnement des circuits des torches incombe à l'opérateur des installations générales. Une panne du circuit de torche provoquerait le rejet à l'atmosphère d'hydrocarbures non brûlés. Cette situation créerait des risques d'accidents respiratoires pour le personnel présent dans la zone et pourrait rendre possible une inflammation non désirée au voisinage de la torche.

III.2. Circuits des gaz torchés

III.2.1 Lignes vers torches

- Les lignes des soupapes individuelles doivent pénétrer dans le collecteur par sa partie supérieure ; cela afin d'éviter que des liquides dans le collecteur n'atteignent pas les soupapes.
- Le collecteur de la torche doit avoir une pente de 21 mm pour 10 m de longueur dans la direction du ballon de séparation de la torche.
- Un trou de 1/2" doit être pratiqué au point bas de la ligne de décharge des soupapes dégageant vers l'atmosphère.
- Lorsqu'il est bon d'isoler des sections du système de la torche desservant les soupapes d'unités individuelles, des verrouillages ou des platines peuvent être installés de manière qu'elles ne puissent défaillir en position fermée [4].

III.2.2 Ballons de séparation de torche

Les ballons sont dimensionnés de façon que le temps de résidence des vapeurs soit supérieur au temps requis pour qu'une particule de 300 à 600 micromètres parcoure la hauteur existante à la vitesse de sortie.

Si le liquide peut pénétrer dans le système de torche, les ballons ont un temps de rétention de liquide de 20 à 30 minutes.

Les ballons sont conçus pour un minimum de 345 kPa pour éviter des dégâts dus à une explosion éventuelle.

Des trous d'hommes sont prévus au fond des ballons à des fins de nettoyage. Les platines recouvrant ces trous doivent avoir des raccords à soupapes pour purger.

Les moyens de platiner, mettre à l'atmosphère et passer les ballons à la vapeur d'eau doivent être prévus.

Les moyens de chauffer les ballons doivent être prévus lorsqu'il y a des problèmes tels que l'auto réfrigération, ou liquides visqueux ou se congelant [4].

III.3. Système de torches

III.3.1. Torche froide

Chacun des six (06) trains de procédé est muni d'un collecteur de 20" et d'un collecteur de 24" qui rejoignent un collecteur de 42 ". Le collecteur de 42 "s'étend sur toute la longueur de l'usine et se termine au ballon séparateur de la torche froide. Les vapeurs d'hydrocarbures passent ensuite dans la torche froide où elles sont enflammées par une flamme pilote qui brûle constamment après avoir traversé un joint moléculaire placé au sommet de la cheminée de torche. Un générateur de front de flamme est prévu pour enflammer séparément les quatre (04) flamme pilotes placées au sommet de la cheminée de la torche.

Dans chaque train de procéder, un branchement de 1,5" est prévu pour le gaz combustible allant vers le collecteur de torche froide. Un écoulement continu de gaz est maintenu en permanence vers les collecteurs pour assurer un balayage continu qui le maintient exempts d'air. Le gaz combustible provient du refoulement de chaque compresseur de gaz combustible et il est à la pression d'environ trois (03) bars effectifs. Un diaphragme est prévu pour régulariser la quantité de gaz combustible (gaz purge) allant à chaque collecteur. Une vanne de laminage de gaz de purge de 3/4" vers le collecteur de torche de l'échangeur principal placée sur la conduite 1,5" remplace un diaphragme (**figure III.1**) [5].

Le collecteur de 20" de chaque train de procédé canalise les échappements des appareils dont les numéros des conduites sont regroupés dans le **tableau III.1**.

Tableau III.1 : Appareils raccordé au collecteur 20".

Les appareils	Numéro de la conduite
Tour de lavage.	8" FLRG-X0400
Ballon d'aspiration de propane de 1er étage.	10" FLRG-X0403
Compresseur de propane.	12" FLRG-X0300
Ballon d'aspiration de MCR de 1er étage.	18" FLRG-X0500
Ballon tampon d'évacuation des liquides.	16" FLRG-X0

Le collecteur de 24" de chaque train de procédé canalise les échappements issus des appareils suivants vers le collecteur 42".

Tableau III.2 : Appareils raccordés au collecteur 24".

Les appareils	Numéro de la conduite
Calandre supérieure de l'échangeur principal.	12" FLEG-X0674
Calandre inférieure de l'échangeur principal.	20" FLRG-X0673

III.3.2. Torche chaude

Chacun des six (06) trains de procédé est muni d'un collecteur de 36" qui rejoint un collecteur de 36" qui s'étend sur toute la longueur de l'usine et se termine au ballon séparateur de la torche chaude. Les vapeurs d'hydrocarbures passent ensuite dans la torche chaude où elles sont enflammées par une flamme pilote, qui brûle constamment, après avoir traversé un joint moléculaire placé au sommet de la cheminée de torche. Un petit pot de purge est placé entre le ballon séparateur et la cheminée de torche, afin de vaporiser les hydrocarbures liquides qui pourraient se condenser sur le trajet menant à la torche. Un générateur de front de flamme est prévu pour enflammer séparément les quatre (04) flammes pilotes placées au sommet de la cheminée de la torche.

Dans chaque train de procédé, un branchement de 1,5" est prévu pour le gaz combustible allant vers le collecteur de torche chaude. Un écoulement continu de gaz est maintenu en permanence vers les collecteurs pour assurer un balayage continu qui les maintient exempts d'air.

Le gaz combustible provient du refoulement de chaque compresseur de gaz combustible et il est à la pression d'environ 3 bars effectifs. Un diaphragme est prévu pour régulariser la

quantité de gaz combustible qui va au collecteur principal. Une vanne d'isolement équipée d'un raccordement de purge à l'azote est placée à l'amont des diaphragmes.

Le collecteur de 36" de chaque train de procédé canalise les échappements des appareils suivants **tableau III.3**.

Tableau III.3 : Appareils raccordés au collecteur de 36".

Les appareils	Numéro de la conduite
Démarrage de la régénération du sécheur.	12" FLRG-X0211
Démarrage de la régénération du sécheur.	24" FLRG-X0202
Démarrage de la régénération du sécheur.	24" FLRG-X0206
Pré refroidissement du sécheur.	10" FLRG-X0404
Compresseur de propane.	16" FLRG-X0306
Compresseur MCR de 2ème étage.	14" FLRG-X0501
Compresseur MCR de 2ème étage.	14" FLRG-X0502
Ballon d'aspiration de MCR de 2ème étage.	18" FLRG-X0503
Ballon d'aspiration de propane de 2ème étage.	16" FLRG-X03413
Ballon d'aspiration de charge latérale.	10" FLRG-X03414
Ballon d'aspiration de charge latérale.	10" FLRG-X0415

Trois sources supplémentaires de vapeurs d'hydrocarbures pénètrent dans le collecteur de 36". Ce sont les gaz d'évent provenant des réservoirs de stockage de propane et d'éthane, les gaz d'évent provenant du stockage d'essence et les gaz d'évent d'urgence provenant du collecteur de gaz combustible (voir **figure III.2**) [5].

III.3.3. Torche des bacs de stockage de GNL

La torche de GNL est conçue pour brûler les vapeurs en excès provenant des réservoirs de stockage de GNL et des soufflantes de vapeurs. Les vapeurs issues de ces sources vont à la torche si la pression dans le collecteur de torche de 36" est supérieure à 508 mm de colonne d'eau. Un générateur de front de flamme est prévu pour allumer séparément les trois (03) flammes pilotes placées au sommet de la cheminée de torche [5].

III.4. Paramètres du système de torches

Le paramètre principal à surveiller est la pression du gaz combustible des flammes pilotes. Cette pression doit être de 1,03 bar effectif pour la torche froide, la torche chaude et la torche des réservoirs de GNL. Les flammes pilotes doivent être allumées continuellement. Le collecteur de torche froide de 42" et le collecteur de torche chaude de 36" doivent être soumis continuellement à une purge au gaz combustible [3].

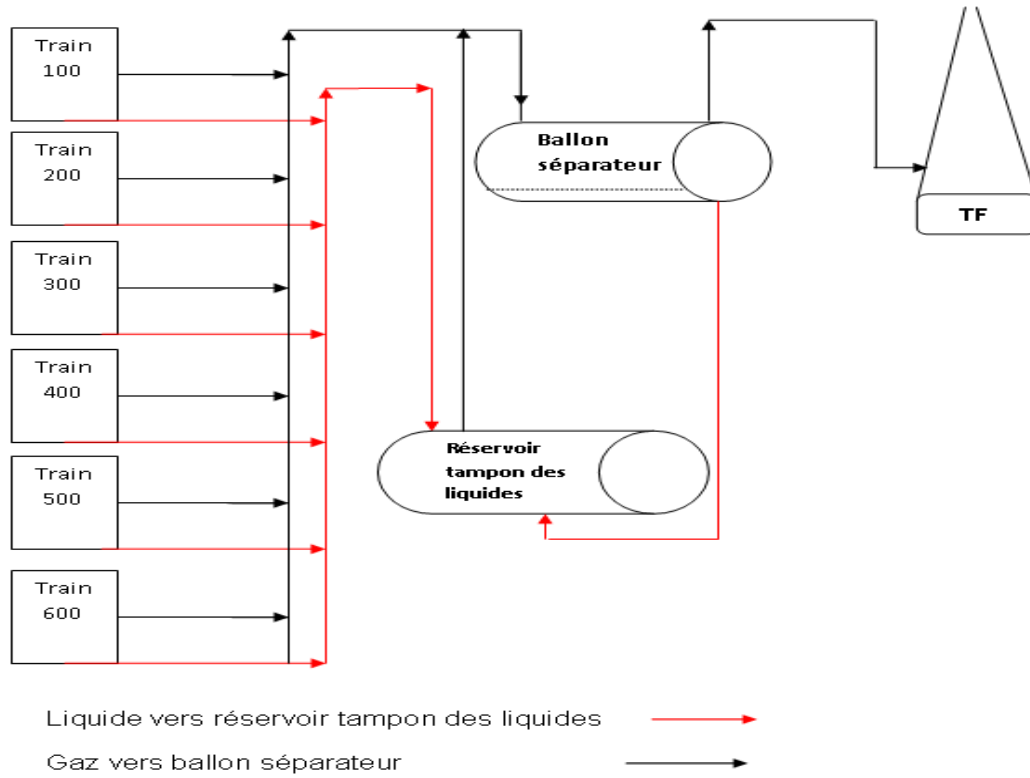


Figure III.1 : schéma des principales lignes vers torche froide

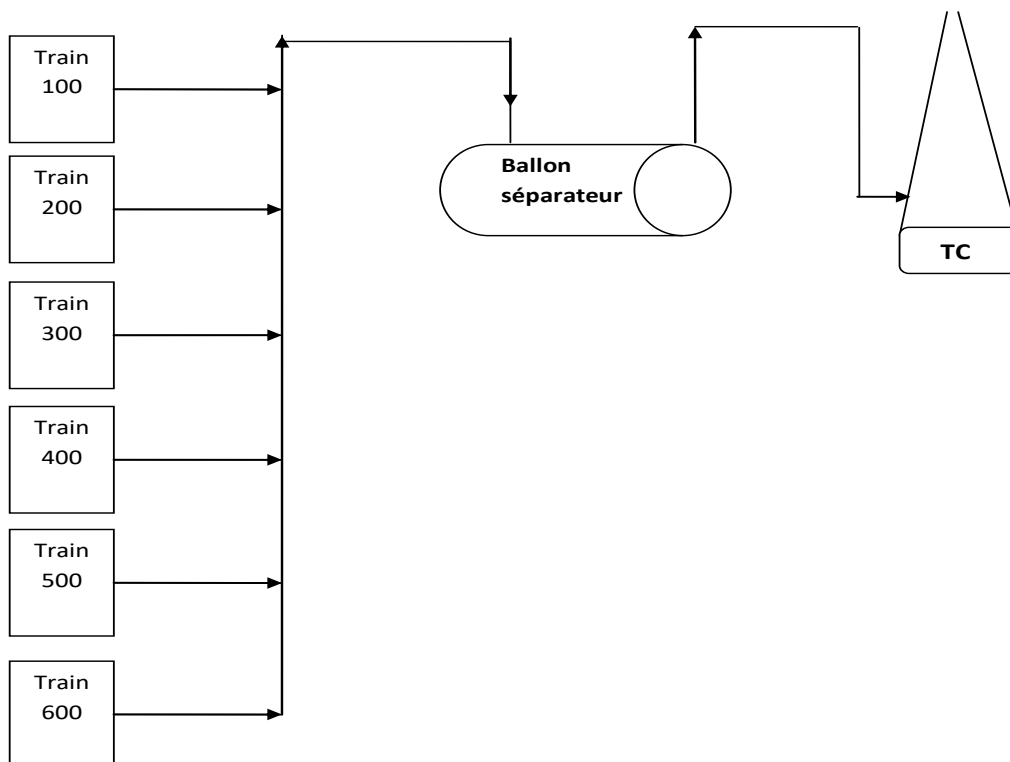


Figure III.2 : schéma des principales lignes vers torche chaude

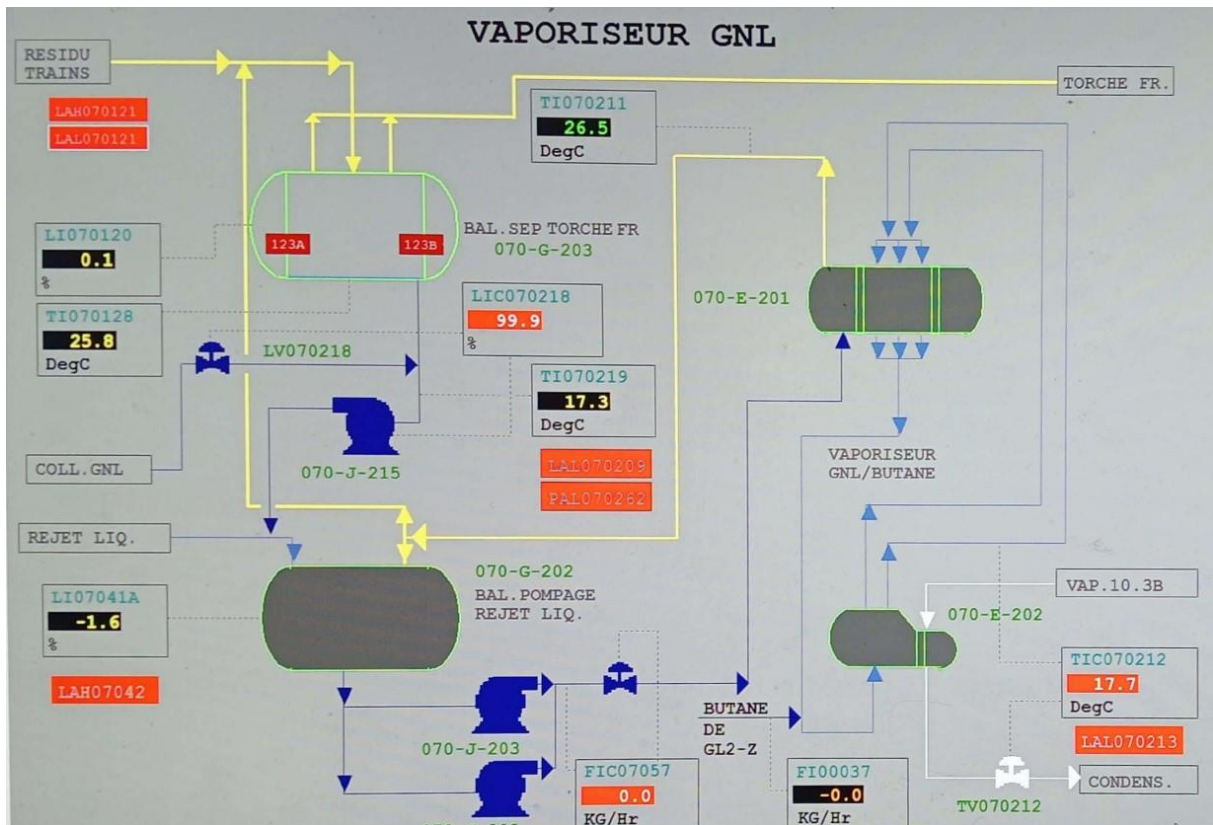


Figure III.3 : Vaporiseur GNL

Chapitre IV :

Généralité sur la modification

IV.1. Généralités

Le Complexe GL1Z est constitué de six (06) trains identiques de liquéfaction de gaz naturel. Chaque train est mis sous arrêt programmé ou arrêt accidentel. Après un arrêt, le redémarrage d'un train oblige d'envoyer, vers torche, la quantité de gaz naturel traité servant au démarrage, et ce jusqu'à la mise en service de la pompe du produit de GNL.

Dans le cadre de la démarche entreprise par SONATRACH pour la réduction du torchage, le Complexe GL1Z a lancé des actions pour la récupération des gaz torchés lors du démarrage d'un train après un arrêt. Cette démarche a été entreprise en prévision de la mise en œuvre des dispositions de la loi hydrocarbure 19-13 et du décret exécutif n21-330 du 25 Aout 2021 qui impose aux opérateurs le paiement de la taxe de torchage [6].

La département Technique de Complexe GL1Z a proposé une modification désignée par

T-1353 relative à la récupération des gaz torchés lors de démarrage un train vers un train en production.

IV.2. Objectif de la modification

La modification proposée a pour objectif d'éliminer le torchage au niveau de la tour de lavage lors du démarrage d'un train en présence d'un autre train en production et par conséquent la réduction des gaz torchés.

IV.3. Description de la Modification T-1353

La Modification proposé consiste à acheminer la quantité du gaz torché à travers la vanne HV-X04-46 d'un train en cours de démarrage vers un autre train en production, utilisant un collecteur commun reliant les ballons de reflux X04-G-07.14 des tours de lavage des six trains.

La réinjection de la quantité du gaz renvoyé, se fait à l'entrée de la tour de lavage X04-F-07.11 du train en production.

Cette modification est réalisée actuellement au niveau de deux trains adjacents à savoir : le train 500 et le train 600 pour test. Cette modification est prévue pour être généralisée sur les six trains à l'avenir.

Le collecteur commun est une ligne désignée 6'' PRG-606202-R1940 qui est calorifugée et reliant le train 500 et le train 600. Chaque train est connecté au collecteur par deux piquages de même dimension, comme suit :

- La ligne désignée par 6''PRG-X04212-R1940, reliant le collecteur commun 6''PRG-606202-R1940 avec la tête du ballon séparateur X04-G-07.14 de la tour de lavage X04-F-07.11 ;
- La ligne désignée par 6''PRG-X06202-R1940 vers l'échangeur principal X06-E-05.20 au niveau des vannes de jonction ;
- La ligne de récupération du gaz torché d'un train en démarrage désignée par 6''PRG-X0442-R1940, reliant la ligne 6''PRG-X04212-R1940 avec la ligne 20''PRG-X04204-R1940 de la tête de la tour de lavage X04-F-07.11.
- Ligne de réinjection du gaz de démarrage désignée par 6''PRG-X04212-R1940 avec la ligne 18''PRG-X0423-R904 à l'entrée de la tour de lavage X04-F-07.11 [7].

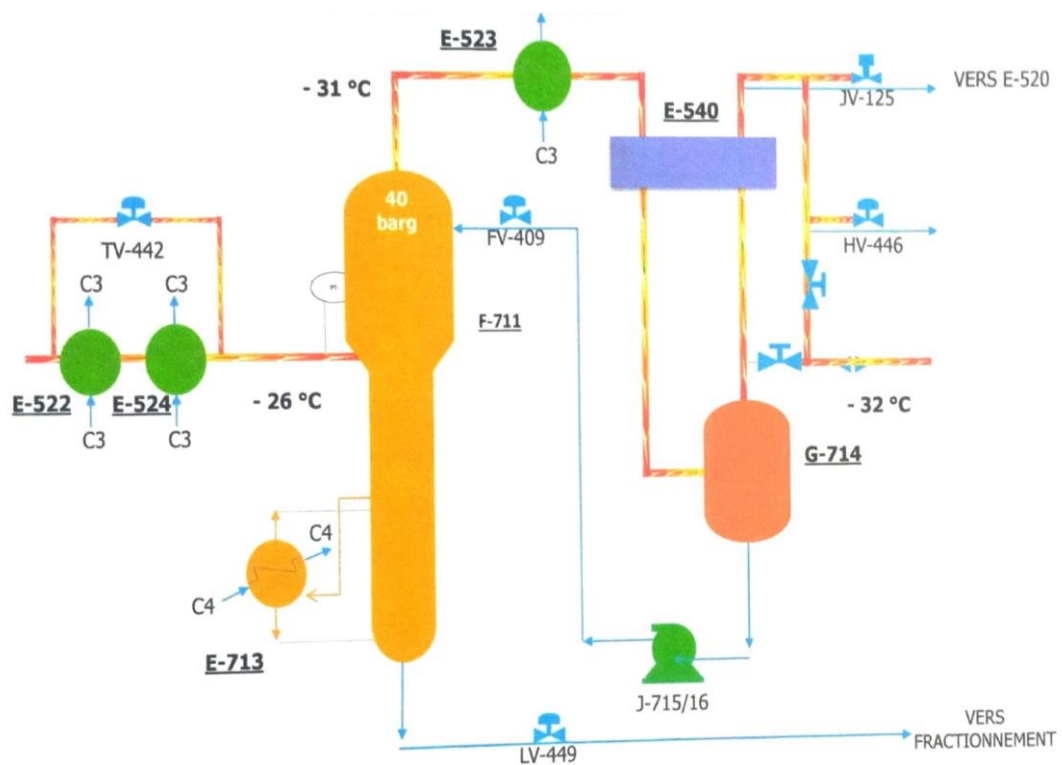


Figure IV.1 : Schéma de principe pour un train en démarrage (train expéditeur)

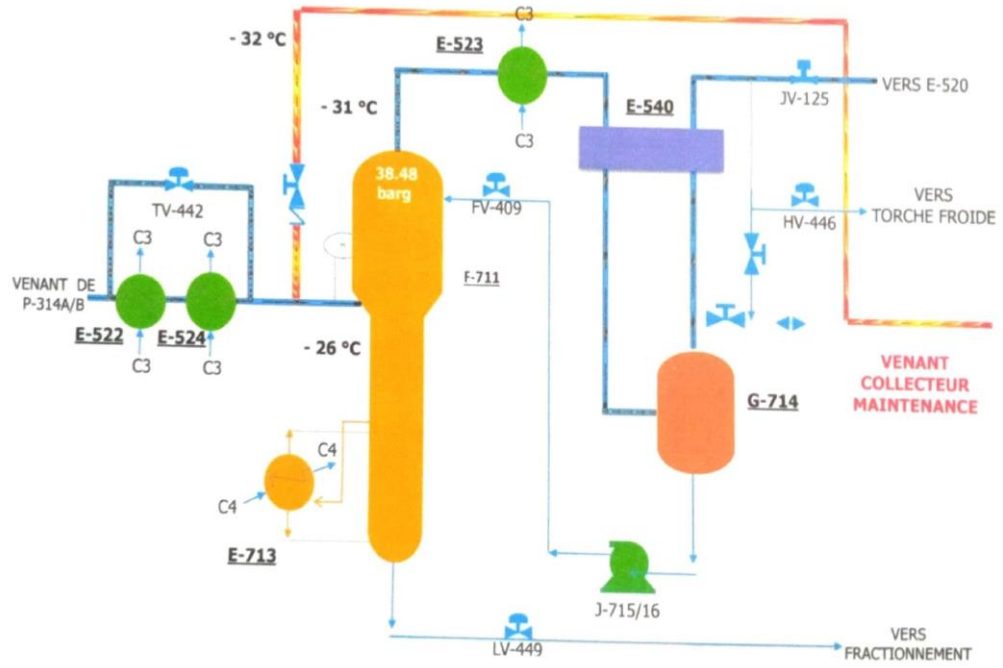
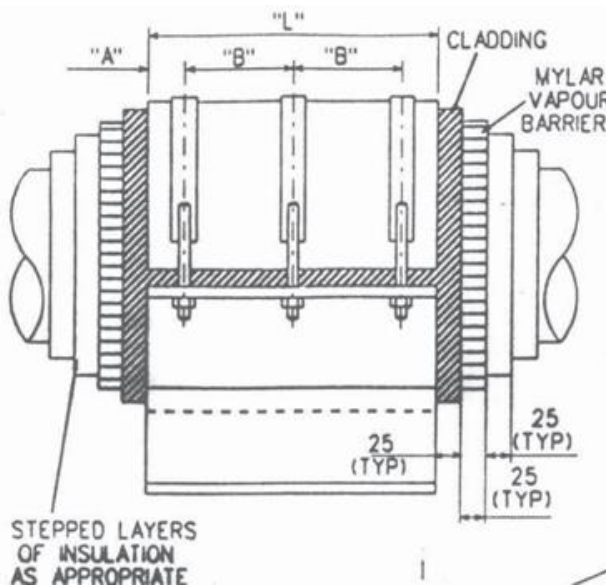
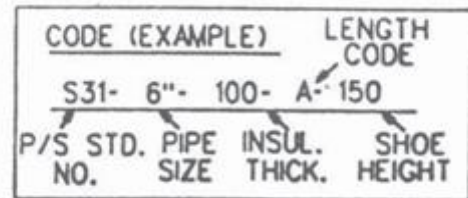


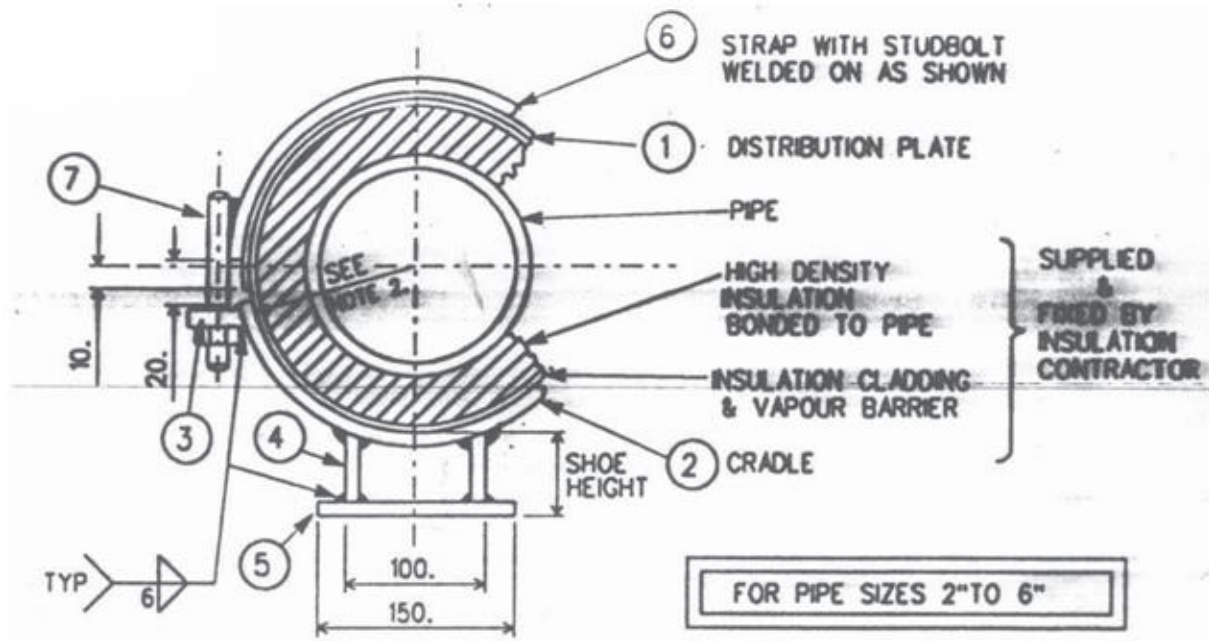
Figure IV.2 : Schéma de principe pour un train en production (train récepteur)

IV.4. LA Structure de tuyau



LENGTH CODE	"L"	"A"	"B"	NO. OF STRAPS
A	300	40	110	3
B	400	60	140	3
C	600	90	200	4





IV.5. Déroulement du démarrage du Train 500 du 24 Décembre 2022 avec exploitation de la Modification T-1353

- 13h20 : Début de réduction de la pression du GN à l'entrée du train 600 jusqu'à une pression de 40 Barg (point de consigne de la PV-104 fixé à 40 Barg).
Disposition des vannes manuelles au niveau du rack nord des trains 500/600 du collecteur commun.
- 15h00 : Début de pressurisation graduellement de la Tour de Lavage du train 500 et du circuit du train 500 vers le train 600 (à chaque augmentation de 5 Barg, s'assurer que les transmetteurs PI504164, PI604164, PT504163, PT604163 donnent la même valeur de pression et vérification qu'il n'y a pas de fuite de gaz).
- 22h00 : Ouverture graduelle de la nouvelle vanne entrée Tour de Lavage du train 600 jusqu'à un débit de 40 000 Nm³ (HV-504-46 du train 500 fermée).
- 01h20 : Total C5+= 0.02, disposition GNT vers E-520.
- 03h20 : Début de fermeture graduellement de la nouvelle vanne entrée Tour de Lavage du train 600.

- 03h20 : Mise en service de pompe GNL J-1020 du Train 500 [8].

IV.6. Etude des différents paramètres d'écoulement

IV.6.1 Simulation des pertes de charge au niveau du collecteur commun

Dans le système de récupération proposé, l'écoulement du gaz entre le train expéditeur (en démarrage) et le train récepteur (en production) est régi par les pertes de charge au niveau du collecteur en commun et la pression de service des deux trains, pour cela une étude des différents paramètres d'écoulement ont été prises en considération, à savoir ;

- La pression du gaz récupéré,
- La position du train expéditeur vis-à-vis du train récepteur.

L'objectif de cette étape est de prédire la pression du gaz récupéré au point de la réinjection au niveau du train récepteur.

Il a été estimé une composition moyenne du gaz d'un train en démarrage à une température de $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ [8].

IV.6.2 Simulation du collecteur commun actuel (6")

La simulation du système de récupération du gaz proposé, avec le collecteur en commun actuel 6", a donné les résultats résumés sur le **Tableau IV.1** [8] :

Tableau IV.1 : Influence de la pression du gaz récupéré du train expéditeur sur la pression de la réinjection au niveau du train récepteur, utilisant le collecteur actuel 6" (Cas d'études pour Train 100 en démarrage)

Débit du gaz Récupéré (Nm ³ /h)	Pression de gaz récupérée Train 100 en démarrage (Barg)	Pression de gaz réinjection Train 200 (Barg)	Pression de gaz réinjection Train 300 (Barg)	Pression de gaz réinjection Train 400 (Barg)	Pression de gaz réinjection Train 500 (Barg)	Pression de gaz réinjection Train 600 (Barg)
50000	40	37,881	37,419	37,037	36,656	36,274
	41	39,011	38,577	38,219	37,86	37,502
	42	40,132	39,724	39,387	39,05	38,714
	43	41,243	40,86	40,543	40,226	39,909

Le **Tableau IV.1** montre le profil de la pression au niveau du collecteur en commun actuel 6", pour un débit de gaz récupéré de l'ordre de 50 000 Nm³/h.

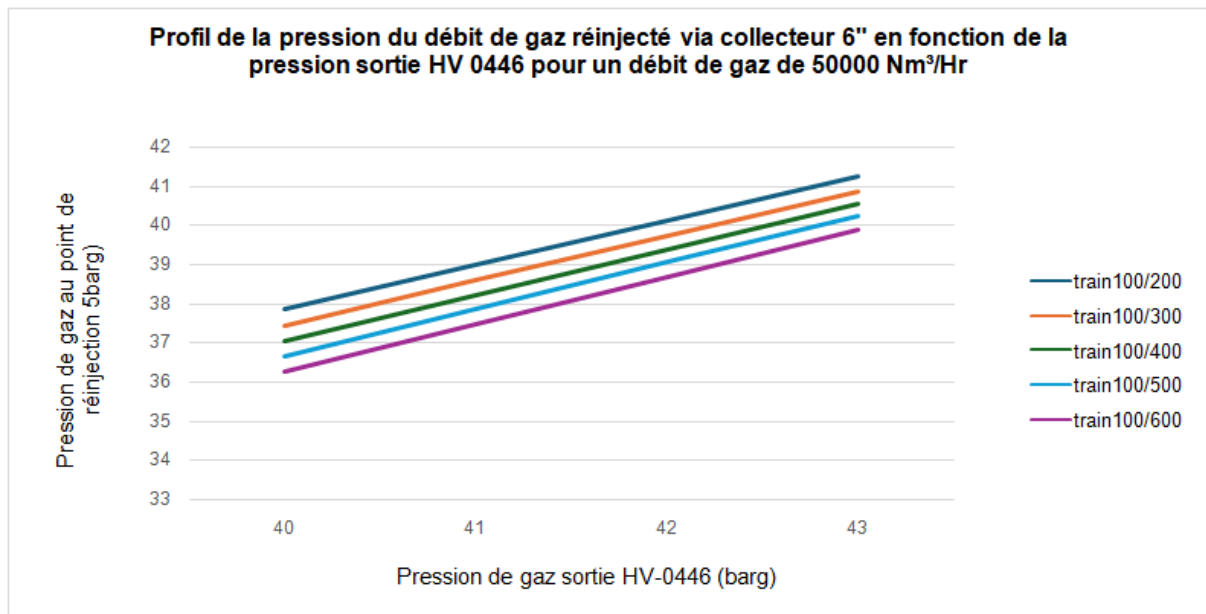


Figure IV.3: Profil de la pression du débit de gaz réinjecté via collecteur 6'' en fonction de la pression sortie HV-0446 pour un débit de gaz de 50000 Nm³/h

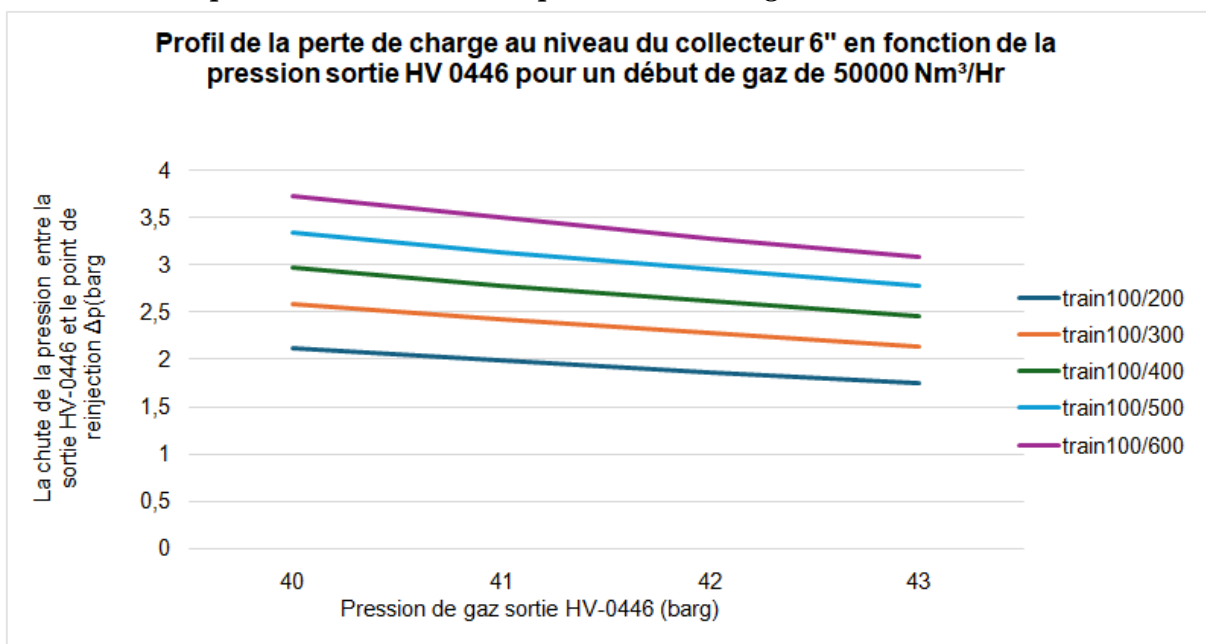


Figure IV.4 : Profil des pertes de charge au niveau du collecteur 6'', en fonction de la pression sortie HV-0446 pour un débit de gaz de 50000 Nm³/h

Plus le train expéditeur et le train récepteur sont éloignés, plus la pression de la réinjection devient faible, ce qui influe sur l'écoulement du gaz entre les deux trains. L'augmentation de la pression au niveau du train expéditeur de 40 Barg à 43 Barg favorise la pression de la réinjection du gaz en amont de la tour de lavage du train récepteur (voir **Figure IV.2**). La position du train expéditeur vis-à-vis du train récepteur est inversement proportionnelle avec

la pression de la réinjection, c'est-à-dire que le cas le plus favorable est le cas entre deux trains adjacents, alors que le cas le plus défavorable est le cas entre le train 100 et le train 600.

Conclusion :

L'exploitation de la modification de récupération des gaz torchés n'a enregistré aucune anomalie ou déviation durant le démarrage du train 500.

La quantité du gaz récupéré durant 06 heures de démarrage du train 500 est de **164 510 Nm³** [8].

Nous félicitons tous les personnels qui ont contribué à la mise en œuvre de la modification durant le démarrage du train 500 en date du 24/12/2022.

Chapitre V

Simulation par le logiciel HYSYS

V.1 Introduction

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement.

Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit.

A ce titre, la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes, etc.).

La simulation étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées.

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Parmi les plus utilisés au niveau mondial, on peut citer : Aspen, Chemcad, DesignII, Hysys, Ideas, Indiss, Prosim, ProII, Sim42.

Le logiciel que nous avons utilisé pour réaliser notre étude est le logiciel HYSYS de la société Hyprotech qui est une filiale du groupe Aspentech [9].

V.2. Présentation de HYSYS

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PDF – Process Flow Diagrams) [10].

V.2.1. Définition de HYSYS

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant certains appareils spécifiques (ballons, compresseurs, colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.). Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'informations généré dans ces opérations.

Donc, le logiciel n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie.

À l'aide du logiciel HYSYS, on peut calculer la capacité de production, dimensionner les appareils qui composent une unité donnée, déterminer les limites de la marche de cette unité et comprendre les phases critiques du procédé et le rôle des instruments techniques choisis.

De plus, ce même logiciel permet d'envisager le pilotage en temps réel, de fixer les limites de la marche de l'unité et de mesurer les risques en fonction de l'évolution des paramètres (P, T, etc.) [11].

V.2.2. Fonctionnement de HYSYS

Pour que le logiciel HYSYS puisse résoudre le schéma de procédé et/ ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit au préalable :

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Choisir un modèle thermodynamique convenable.
- Établir le schéma PFD de la section d'étude.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

Les modèles thermodynamiques sont utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des composés ou des mélanges.

Parmi les modèles thermodynamiques existants, il y a lieu de citer ceux de :

- Peng Robinson (PR)
- Soave Redlich Kwong (SRK)
- Lee Kesler Plocker
- Kabadi Danner
- UNIQUAC
- Amine property package

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandé.

Notons, toutefois, que pour les procédés de traitement du gaz, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé [10].

V.3. Etude par simulation au moyen de HYSYS

V.3.1. Introduction

Pour le dimensionnement des différents équipements de l'installation envisagée et pour que l'étude soit aussi précise que possible, nous avons procédé à une simulation au moyen du logiciel HYSYS, et cela pour les deux scénarios envisagés.

V.3.2. Les étapes suivies pour la simulation

Comme nous l'avons précisé dans le paragraphe ci-dessus, nous avons dû réaliser certaines étapes préalables comme :

- Le choix du modèle thermodynamique le plus approprié. Dans ce cas précis, le seul modèle qui convient est celui intitulé Peng Robinson (PR).
- La spécification des constituants du gaz et leurs compositions ;

L'établissement du schéma du procédé (Flowsheet) de la section concernée par l'étude.

Dans cette partie il s'agit de l'étude d'impact des paramètres du gaz récupéré (gaz du train en démarrage au point d'injection).

La réinjection du gaz à l'entrée de la tour de lavage ne doit pas perturber la stabilité de la colle et par conséquent la stabilité du train récepteur.

À l'aide du simulateur **Aspen Hysys V11**, on a étudié l'impact des paramètres de service au point de la réinjection du gaz associé à savoir :

- La pression,
- La température,
- Et la composition.

On a fixé le débit du gaz récupéré à 50 000 Nm³/h.

V.4. Impact de la pression

La pression du gaz d'alimentation de la tour de lavage est de 39 Barg. Elle est contrôlée par la Vanne PV-X01-04 à l'entrée du train (section de décarbonatation). Pour associer un débit de Gaz à la ligne d'alimentation, la pression du débit associé doit être supérieure à la pression du Gaz process d'alimentation au point d'injection, le contrôle de la pression au niveau de la Colonne sera régi par la vanne PV-X01-04.

V.5. Impact de la température

La température du gaz d'alimentation à l'entrée de la tour de lavage est autour de -26°C , elle est maintenue par le TIC-X04-42, agissant sur la vanne TV-X04-42. La température du gaz associé à l'alimentation de la colonne peut aller jusqu'à une valeur de -40°C , sans perturber la température de l'alimentation de la tour de lavage.

V.6. Impact de la composition

Les résultats de la simulation de la composition du gaz d'alimentation de la tour de lavage, après le point d'injection, ont révélé une variation acceptable dans l'intervalle de fonctionnement normal de la colonne de séparation X04-F-07.11 pour un débit de gaz récupéré de $50\,000\text{ Nm}^3/\text{h}$.

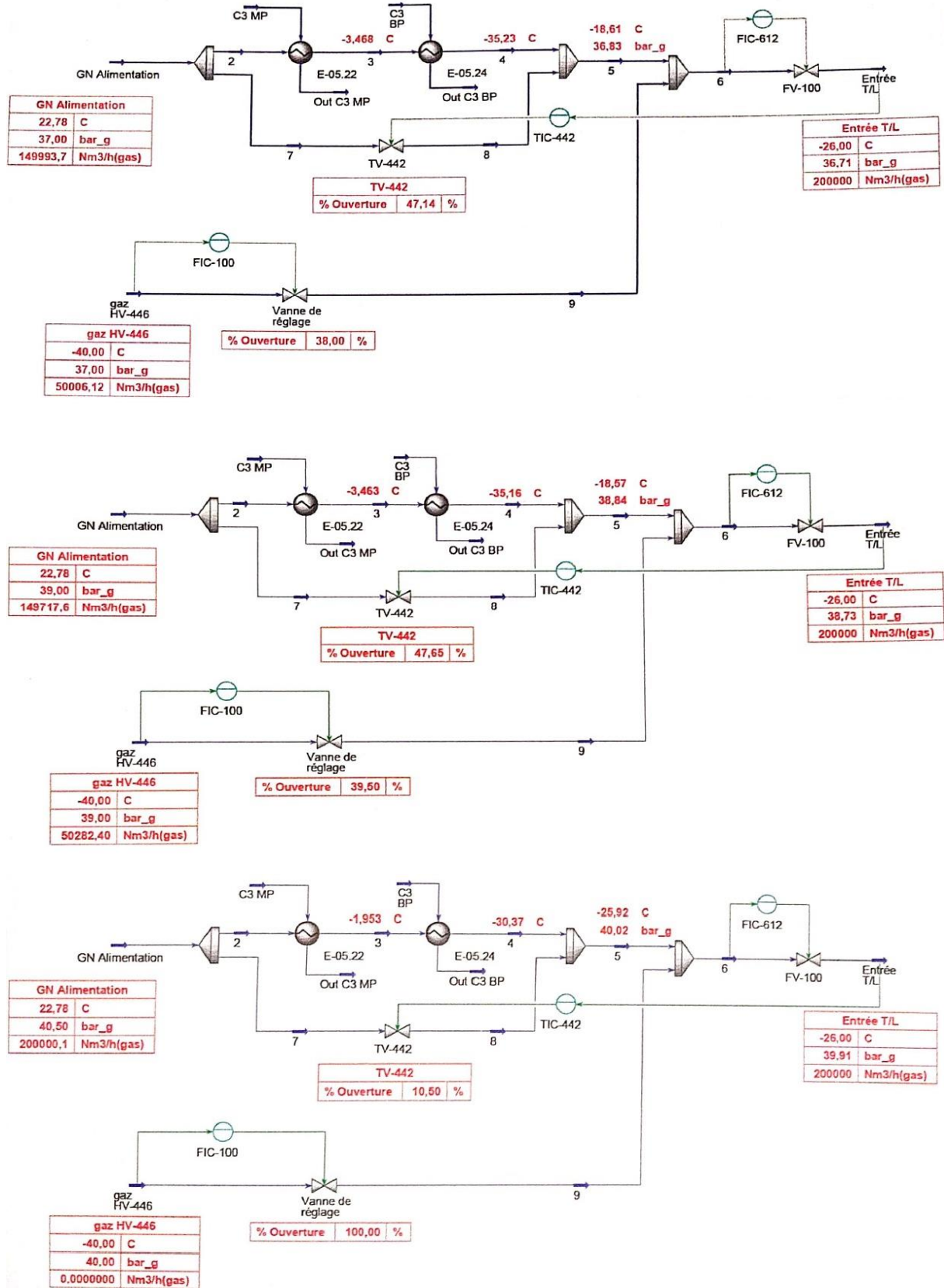


Figure V.1 : Impact de la pression du gaz réinjecté sur la stabilité du train récepteur

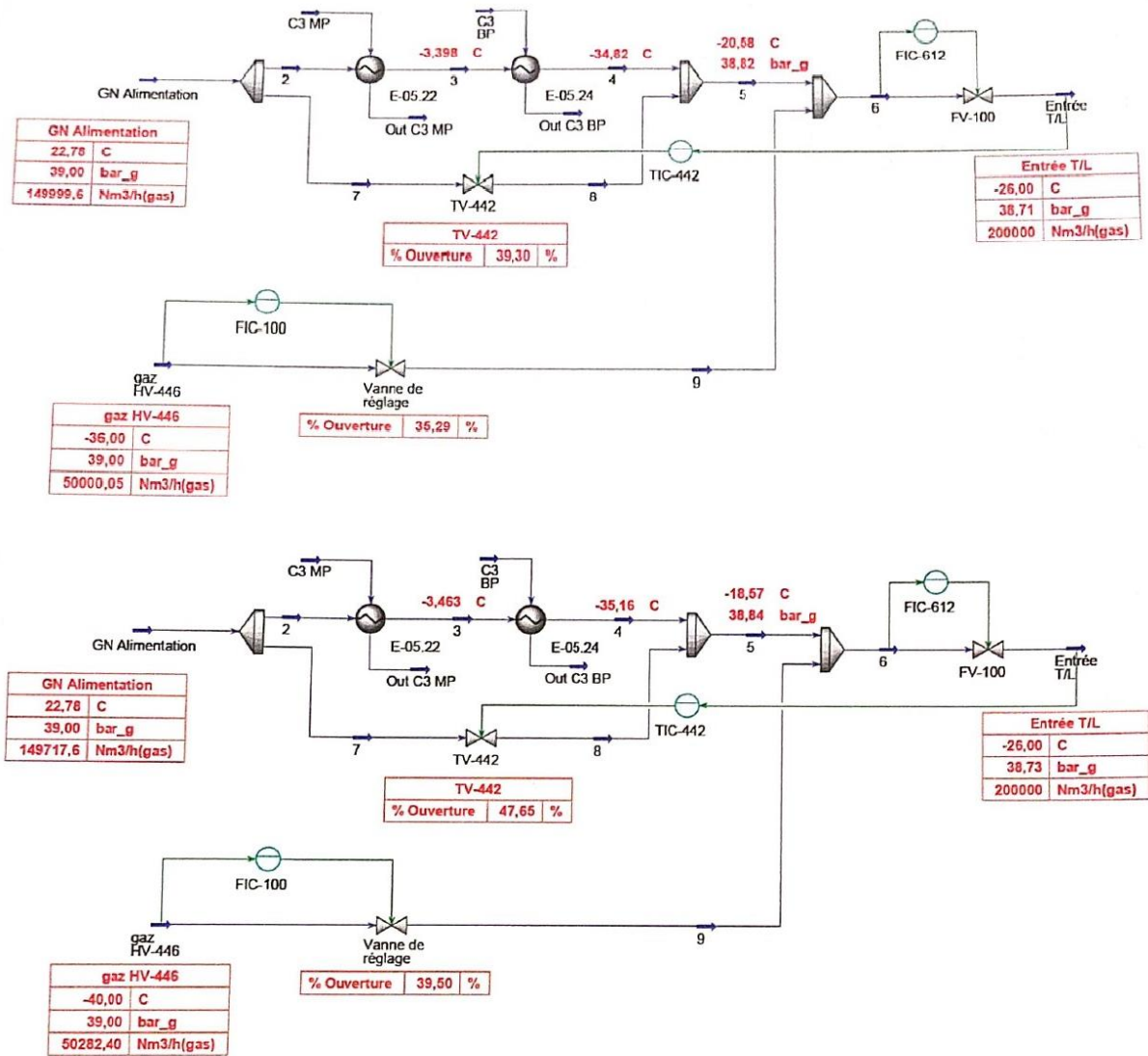


Figure V.2 : Impact de la température du gaz réinjecté sur la stabilité du train récepteur

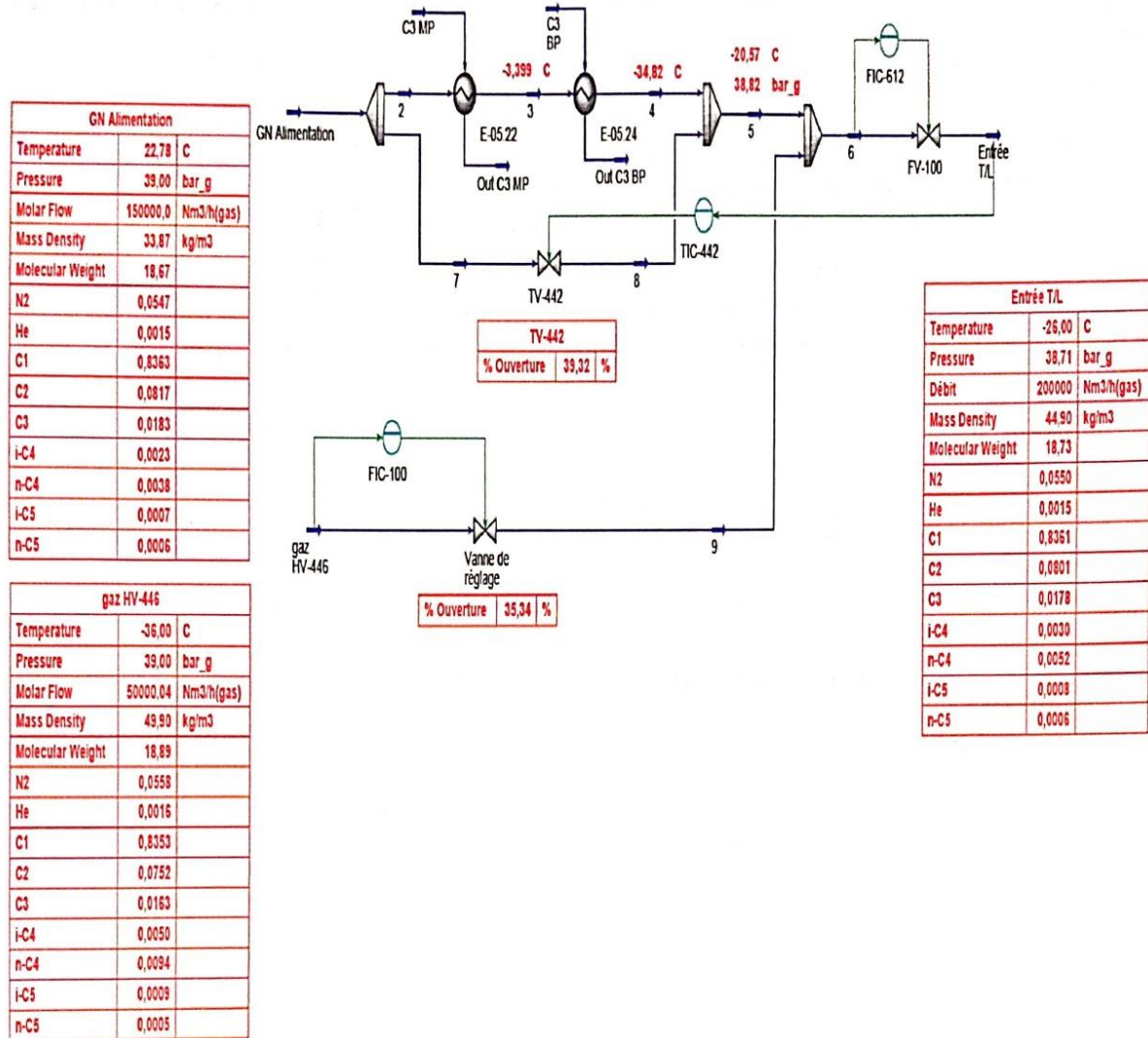


Figure V.3 : Impact de la composition du gaz réinjecté sur la stabilité du train récepteur

Conclusion :

Les résultats de la simulation nous permettent de confirmer la faisabilité de récupérer un débit de 50 000 Nm³/h des gaz torchés à travers la vanne HV-X04-46 lors du démarrage d'un train de production de GNL vers un autre train en service, utilisant le collecteur commun actuel 6"PRG-606202-R1940.

CHAPITRE VI
Analyse des risques par la méthode
« HAZOP »

VI.1. Introduction

Ce mémoire présente les résultats de l'étude HAZOP, menée par une équipe multidisciplinaire composée d'ingénieurs des structures Production, Technique, HSE et maintenance du complexe GL1Z, relative à la modification T-1353, intitulée récupération des gaz torchés d'un train en phase de démarrage via la vanne la HV-04.46.

Cette étude s'inscrit dans le cadre de l'engagement de la direction ayant pour objectif la réduction des gaz torchés.

VI.2. Champs d'étude

Cette étude s'applique à tout train en phase de démarrage, dont le gaz torché sorti vanne HV-04.46 est dirigé vers un autre train en production

VI.3. Procédure de démarrage du train 500 avec la modification T-1353

Remarque :

Le mot circuit représente le circuit de la modif T-1353 qui comporte les lignes citées ci-après :

- Au niveau du train 500 : 6"PRG-504212-1940 et 6"PRG-506202-1940.
 - Au niveau du train 600 : 6"PRG-604212-1940 et 6"PRG-606202-1940.
 - Au niveau du Rack nord (du Train 500 au train 600) : 6"PRG-606202-1940.
1. Disposer le circuit (débridage des vannes manuelle au niveau des train 500 et Train 600 et le rack nord entre ces deux trains ;
 2. Vérification du circuit (débridage, vannes, évent, etc.) ;
 3. Installer des manomètres étalonnés au niveau du collecteur 6"PRG-606202-R1940 du rack nord, la pression des lignes 6"PRG-50441-R1940 et 6"PRG-60441-R1940 des train 500 et train 600 est indiquée localement par le PIX04164 et sur DCS par le PTX04163 [8].

VI.3.1 Au niveau du train 500

1. Fermer la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-50442-R1940 (après le piquage de la vanne HV-504.46) au niveau du train 500 ;
2. Fermer la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-50441-R1940 (la ligne vers l'entrée de la tour de lavage) au niveau du train 500 ;

3. Fermer la vanne manuelle au niveau du rack nord localisée sur la ligne 6"PRG-506202-R1940 (la ligne vers l'échangeur principal) au niveau du train 500 ;
4. Fermer le drain de la ligne 6"PRG-506202-R1940 (la ligne vers l'échangeur principal);
5. Disposer la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-504212-1940 au niveau du rack nord du train 500 (la ligne venant du ballon de la tour de lavage vers le rack nord);
6. Vérifier que les transmetteurs de pression P1504164 et le PT504163 sont disposés [8].

VI.3.2 Au niveau du train 600

7. Fermer la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-60442-R1940 (après le piquage de la vanne HV-604.46) au niveau du train 600 ;
8. Fermer la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-60441-R1940 (la ligne vers l'entrée de la tour de lavage) au niveau du train 600 ;
9. Fermer la vanne manuelle au niveau du rack nord localisée sur la ligne 6"PRG-606202-R1940 (la ligne vers l'échangeur principal) au niveau du train 600 ;
10. Disposer la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-504212-1940 au niveau du rack nord du train 600 (la ligne venant du ballon de la tour de lavage vers le rack nord);
11. Vérifier que les transmetteurs de pression PI604164 et le PT604163 sont disposés [8].

VI.3.3 Pressurisation du circuit

L'opération de pressurisation doit être suivie de près sur tout le circuit, du train 500 au train 600 passant par le rack nord de ces trains, le profil de la pression est suivi par les transmetteurs de pression locale et sur DCS à savoir P1504164, PI604164, PT504163, PT604163.

12. Décoller la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-50442-R1940 (après le piquage de la vanne HV-504.46) au niveau du train 500 jusqu'à sentir un passage de gaz pour pressuriser graduellement le circuit du train 500 jusqu'à le train 600 ; [8].

Attention :

Respecter un taux de pressurisation de 5 Bar/10min, arrêter la pressurisation chaque 5 Barg et s'assurer que les transmetteurs P1504164, P1604164, PT504163, PT604163 donnent la même valeur de pression, vérifier qu'il n'y a pas de fuite de gaz [8].

13. Poursuivre la pressurisation du circuit jusqu'à la pression de service de la tour de lavage et disposer complètement la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-50442-R1940 (après le piquage de la vanne HV-504.46) au niveau du train 500 ;
14. Disposer deux filets de la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-60441-R1940 (la ligne vers la tour de lavage) au niveau du train 600, pour disposer un débit de GN à partir du train 500 et entamer le pré-refroidissement du circuit ;
15. Ajuster le débit GN à 20 000 Nm³/h sur le FT-50105 du train 500 ;
16. Suivre les paramètres de fonctionnement de la tour de lavage du train 600 (température, pression, niveau, etc.), en cas de perturbations majeures, fermer la vanne manuelle vers train 600 et disposer la vanne HV-504.46 au niveau du train 500 ;
17. Augmenter le débit GN vers le train 600 par l'ouverture de la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-60441-R1940 (la ligne vers l'entrée de la tour de lavage) au niveau du train 600 jusqu'à 50 000 Nm³/h ;
18. Suivre les paramètres de fonctionnement de la tour de lavage du train 600 (température, pression, niveau, etc.).
19. Poursuivre le démarrage et la stabilisation de la tour de lavage du train 500 jusqu'à avoir un taux C5+ $\leq 0,05\%$ molaire [8].

Remarque :

Après confirmation du taux de C5+ $\leq 0,05\%$ molaire, continuer le démarrage du train 500 selon la procédure dictée par le constructeur. Il n'y aura pas de modification sur le reste de la procédure de démarrage actuelle [8].

20. Fermer les vannes manuelles localisée sur la ligne 6"PRG-50442-R1940 (après le piquage de la vanne HV-504-46) au niveau du train 500 et la vanne manuelle localisée sur la ligne 6"PRG-60441-R1940 (la ligne vers l'entrée de la tour de lavage) au niveau du train 600 ;
21. Dépressuriser le circuit vers la boucle de MCR du train 500 via les vannes de jonctions au niveau de l'échangeur principal ou bien vers le rejet liquide ; [8].

Attention :

Respecter un taux de dépressurisation de 5 Bar/10min.

22. Suivre la pression du circuit sur les transmetteurs P1504164, PI604164, PT504163, PT604163;
23. Arrêter la dépressurisation et maintenir le circuit sous une pression de 1 Barg [8].

CHAPITRE VII
Coût de profit du la modification

VII.1.Introduction

Il est évident qu'une solution technique ne peut être entérinée que si elle s'avère rentable pour l'entreprise, comparativement aux autres propositions alternatives.

Les modifications au sein de Sonartach représentent des décisions stratégiques qui impliquent des coûts, mais peuvent également générer des profits à long terme grâce à l'amélioration de la performance et de l'efficacité. L'analyse du coût de profit de ces changements est essentielle pour orienter des choix rationnels, en tenant compte des enjeux du secteur énergétique mondial.

VII.2. Coût du projet de récupération des gaz torchés

L'estimation du coût de l'installation fait intervenir le coût de revient spécifique à chacun des principaux équipements devant constituer la nouvelle section. Le coût de revient de ces équipements est lui-même composé de plusieurs termes dont le prix d'achat et les frais d'installation (génie civil, électricité, instrumentation).

Tableau VII.1: Prix de GNL récupérer dans 1 an (2022)

Mois	Janvier au mars	Avril au juin	Juillet au septembre	Octobre au décembre
Quantité du gaz récupérer	59223600	63952124	55632854	67255698
Prix	14 milliards	15 milliards	13 milliards	16 milliards

- Les quantités du gaz récupérer en : **m³**
- Le prix en : dollars

VII.3. La quantité récupérée de gaz pendent un an

Dans 6h en a récupéré lors de démarrage de train 500 une quantité de **164510 m³**

$$24h-6h=18h$$

$$164510 \text{ m}^3 \longrightarrow 6h$$

$$X \longrightarrow 18h$$

$$X = \frac{164510 * 18}{6} = 493530 \text{ m}^3$$

Alors :

- Dans 24h en a récupéré une quantité de : **658040 m³**

$$164510 + 493530 = 658040 \text{ m}^3$$

- Puis la quantité récupérée dans 3 mois (90 jours) est : **59223600 m³**

$$658040 * 90 = 59223600 \text{ m}^3$$

- Donc dans un an en a récupéré une quantité du gaz de : **246064276 m³**

$$Qt = 59223600 + 63952124 + 55632854 + 67255698 = 246064276 \text{ m}^3$$

VII.4. Le prix de récupération de gaz torché pendent un an

- Le prix de GNL en 2022 dans Algérie par dollars est :

$$\text{On a : } 1 \text{ m}^3 \longrightarrow 245.5 \text{ \$}$$

- Le prix de gaz récupérer dans le 1er 3 mois : **14539393800 \$**

$$X = \frac{59223600 * 245.5}{1} = 14539393800 \text{ \$}$$

- Le prix de gaz récupérer dans un an est : **58 \$**

$$Pt = 14 + 15 + 13 + 16 = 58 \text{ \$}$$

Conclusion et recommandations

Le groupe Sonatrach s'est engagé à faire des performances en matière de santé, de sécurité et d'environnement. Il s'est dit engagé à tout mettre en œuvre pour assurer la sécurité de ses activités, la préservation de la santé au travail, la protection de l'environnement et à minimiser pour la population riveraine, les risques éventuels découlant de ces activités.

Nous avons tenté au cours des différentes étapes de cette étude de trouver des solutions appropriées afin de minimiser les quantités de gaz torchés au niveau du complexe GL1Z. Ce qui nous a amené à la nécessité d'élaborer une étude de réalisation d'une unité de récupération des gaz torchés.

Les principales causes de cet excès de consommation de gaz sont souvent inhérentes à la conception même des installations dont :

- Les déclenchements répétés des lignes de procédé
- Certaines anomalies observées au niveau des machines tournantes.
- Les défauts d'instrumentation et de contrôle du procédé.
- La réduction du taux de production de GNL pour diverses raisons

L'exploitation de la modification de récupération des gaz torchés n'a enregistré aucune anomalie ou déviation durant l'essayage entre les deux trains 500 et 600. Nous espérons donc que cette modification fonctionnera dans tout le complexe.

RECOMMANDATIONS

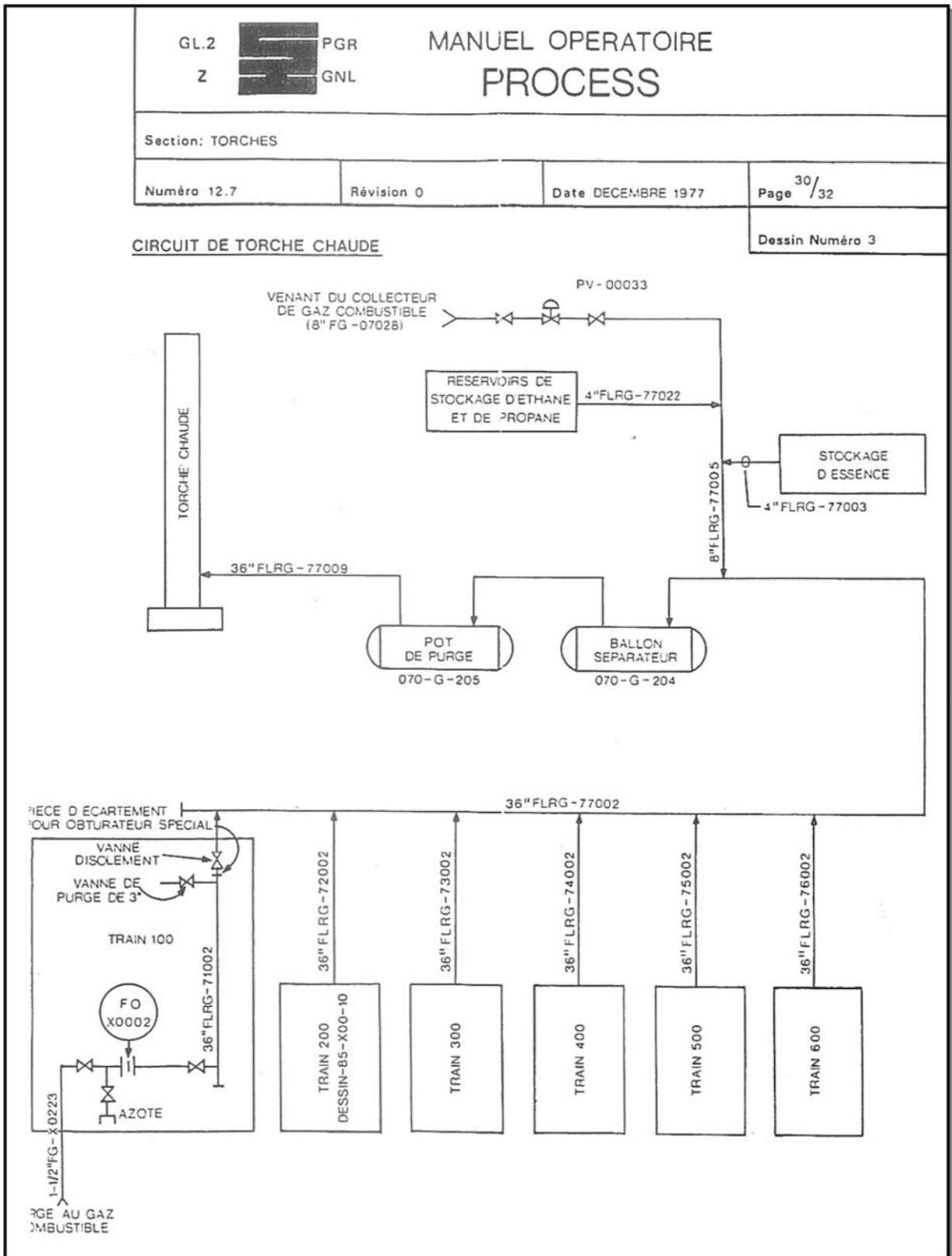
Pour cette étude nous recommandons comme travail complémentaire les points suivants :

- ❖ Approfondir cette étude en étudiant principalement la possibilité de faire une extension afin de récupérer les différents types de gaz torchés notamment en marche normale.
- ❖ Effectuer une maintenance préventive régulière et un contrôle par des inspections fréquentes pour réduire les arrêts accidentels des trains.
- ❖ Dans le but d'améliorer cette étude par rapport la récupération des gaz torchés, nous proposons de construire une base de données plus approfondie pour les différents paramètres liés à ce domaine afin de réaliser une estimation plus détaillée.

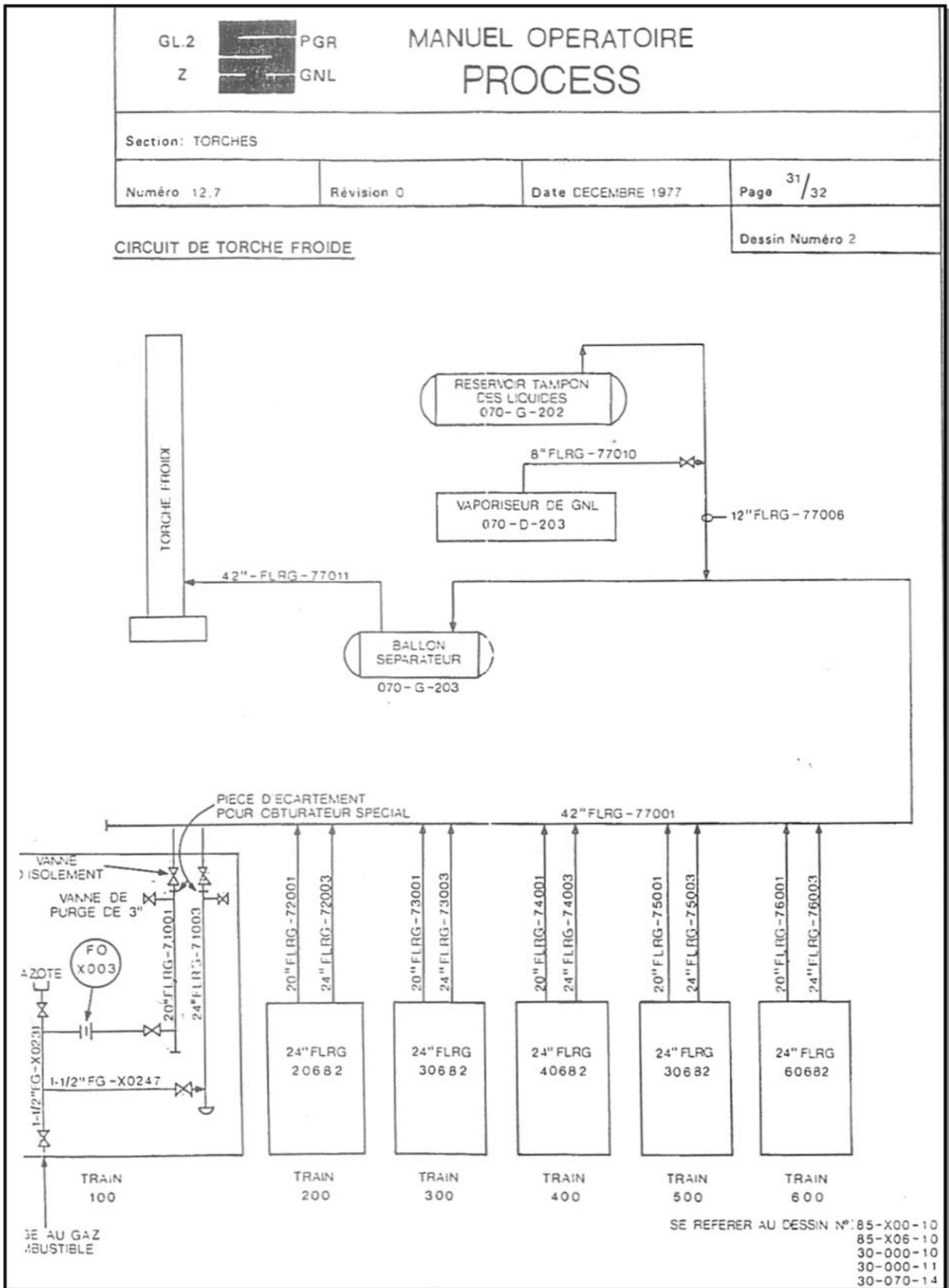
BIBLIOGRAPHIE

- [1] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Manuel opératoire” Volume I (process), USA 1994
- [2] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Manuel opératoire” Volume V (utilities), USA 1994
- [3] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Manuel opératoire” Volume II (process), USA 1994
- [3] SONATRACH “ Faite connaissance avec les hydrocarbures” Algérie, 3^{ème} édition 1993
- [4] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Manuel opératoire” Volume I, USA 1994
- [5] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Process unit book” Volume 44, USA 1994
Reference n° 178269; Reference n° 1613
- [6] Article 210 à 215
- [7] BELATOUI, A. (2018). Etendu des travaux – modification T-1353, P.2
- [8] TAIBI, A. (2022). Rapport d’exploitation de la modification T-1353, PP. 4-6
- [9] AspenTech. (2021). Aspen HYSYS®: Process Simulation Software for Oil and Gas, Refining, and chemicals, Aspen Technology, Inc
- [10] TOWLER, G. & SINNOTT, R. (2013). Chemical Engineering Design: Principles Practice and Economics of plant and process design (2nd ed.).Elsevier (Chapitre sur la simulation des procédés, incluant HYSYS)
- [11] TURTON, R., BAILIE, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (2012). Analysis, Synthesis and design of Chemical Processes (4th ed.). Prentice Hall. (Chapitres sur la simulation de procédés chimiques et dimensionnement des équipements)

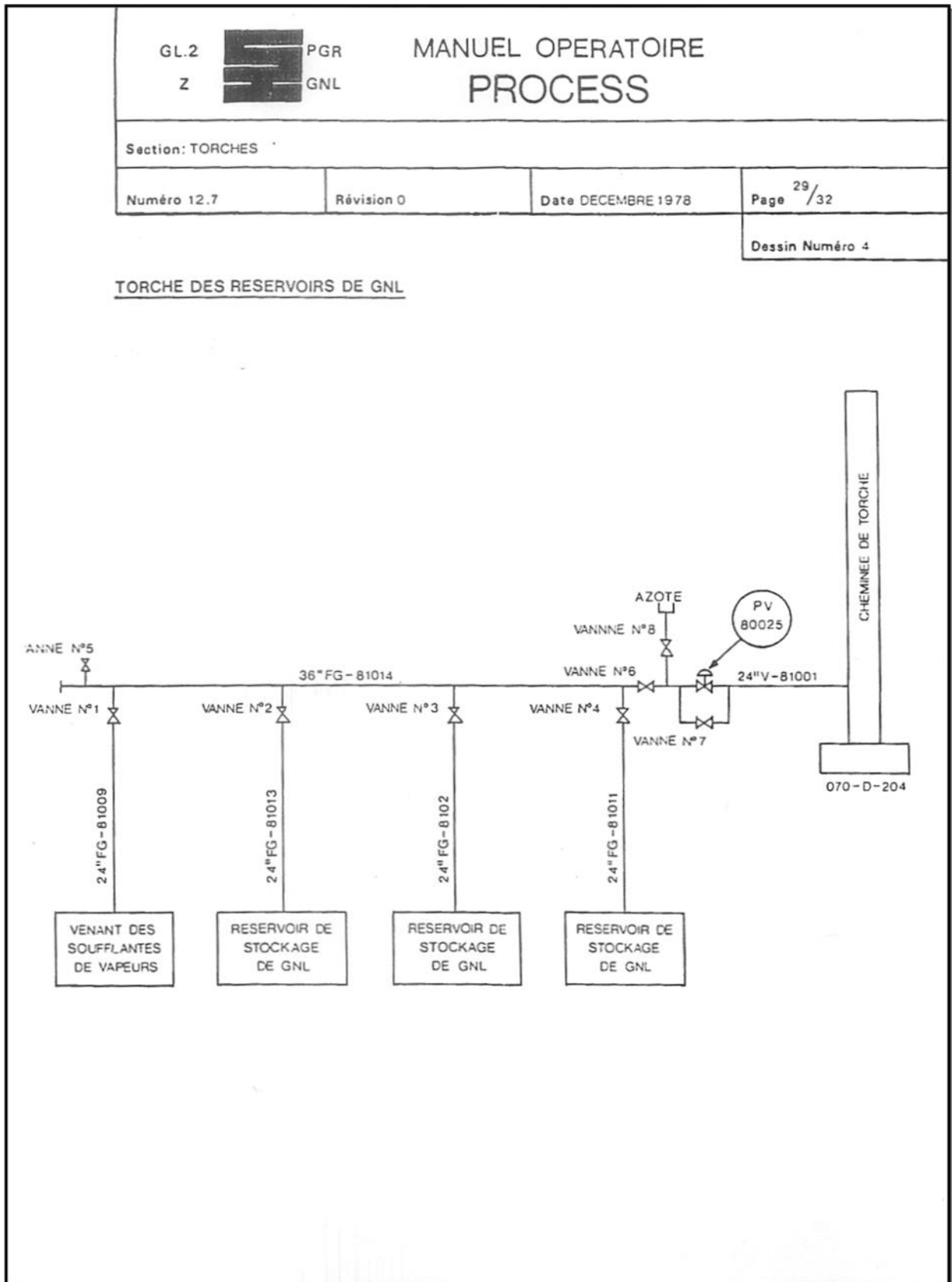
Annexes



Annexe 1 : Circuit de torche chaude



Annexe 2 : Circuit de torche froide



Annexe 3 : Circuit de torche de boil- off

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve internal consistency or to permit recalculation of experimental values.

PHYSICAL CONSTANTS

*See the Table of Notes and References.

Number	Compound	Formula	A.				B.		C.		D.			Number
			Molar mass (molecular weight)	Boiling point, °F 14.696 psia	Vapor pressure, psia 100 °F	Freezing point, °F 14.696 psia	Refractive index, n_D 60 °F	Critical constants						
								Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb				
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.72	(5000)*	-296.41*	1.00041*	667.0	-116.66	0.0988	1			
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.46	(800)*	-297.02*	1.20971*	707.8	90.07	0.0783	2			
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.73	188.68	-305.72*	1.29480*	615.0	205.92	0.0727	3			
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.598	-255.26	1.3245*	527.9	274.41	0.0714	4			
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.719	-217.03	1.33588*	548.8	305.51	0.0703	5			
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.09	20.450	-255.80	1.34771	490.4	368.96	0.0684	6			
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	96.89	15.580	-201.48	1.35165	488.1	385.7	0.0695	7			
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.72	2.16	1.342*	464.0	321.01	0.0673	8			
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.70	4.9614	-139.56	1.37708	439.5	451.8	0.0688	9			
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.44	6.769	-244.60	1.36571	436.6	435.76	0.0682	10			
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.86	6.103	-261.20	1.37090	452.5	448.2	0.0682	11			
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.50	9.859	-147.68	1.36283	446.7	419.92	0.0667	12			
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.33	7.406	-199.35	1.36938	454.0	440.08	0.0665	13			
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.07	1.6211	-130.99	1.38234	397.4	510.9	0.0682	14			
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.05	2.273	-180.87	1.37940	396.0	494.44	0.0673	15			
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.130	—	1.38326	407.6	503.62	0.0646	16			
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.26	2.012	-181.44	1.38800	419.2	513.16	0.0665	17			
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.50	3.494	-190.80	1.37667	401.8	476.98	0.0665	18			
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.85	3.294	-182.59	1.37591	397.4	475.72	0.0667	19			
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.87	2.775	-209.99	1.38564	427.9	505.60	0.0662	20			
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.54	3.376	-12.21	1.38411	427.9	496.24	0.0636	21			
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	258.17	0.5374	-70.17	1.39248	361.1	563.5	0.0673	22			
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.34	1.102	-132.09	1.38735	361.1	530.26	0.0676	23			
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.58	1.709	-161.23	1.38624	372.7	519.28	0.0657	24			
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.40	0.1716	-64.26	1.40054	330.7	610.8	0.0693	25			
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.40	0.06091	-21.33	1.40720	304.6	652.2	0.0702	26			
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	120.60	9.917	-136.89	1.40050	653.8	461.1	0.0594	27			
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	161.29	4.491	-224.38	1.40400	548.8	499.28	0.0607	28			
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.40	3.267	43.79	1.42053	590.7	536.6	0.0586	29			
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.69	1.609	-195.87	1.41778	503.4	570.20	0.0600	30			
31	Ethene(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.71	(1400)*	-272.48*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0746	31			
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.83	232.8	-301.45*	1.3006*	676.6	198.31	0.0717	32			
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.55	-301.63*	1.3386*	586.4	296.18	0.0683	33			
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.97	-218.01	1.3556*	615.4	324.31	0.0667	34			
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.88	-157.97	1.3487*	574.9	311.80	0.0679	35			
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.57	64.95	-220.60	1.3473*	580.2	292.49	0.0681	36			
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.92	19.12	-265.37	1.36487	509.5	376.86	0.0674	37			
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.52	36.53	-213.14	—	(656.)*	(354.)*	(0.070)*	38			
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.00	1.3975*	620.3	306.	0.0653	39			
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.29	16.68	-230.71	1.41472	(582.)*	(403.)*	(0.066)*	40			
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-119.21*	—	-113.4*	—	890.4	95.29	0.0693	41			
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.13	3.225	41.96	1.49436	710.4	552.15	0.0531	42			
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.08	1.033	-138.96	1.49102	595.5	605.50	0.0549	43			
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.10	0.3716	-138.933	1.49022	523.0	651.22	0.0564	44			
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.91	0.2643	-13.32	1.50017	541.6	674.85	0.0557	45			
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.35	0.3265	-54.16	1.49177	512.9	650.95	0.0567	46			
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	280.98	0.3424	55.87	1.49039	509.2	649.47	0.0572	47			
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.40	0.2582	-23.14	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48			
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.194	306.27	(0.188)	-140.838	1.48607	465.4	676.2	0.0569	49			
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.41	4.631	-143.77	1.32443	1174.	463.01	0.0590	50			
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.87	2.313	-173.4	1.35717	891.7	465.31	0.0581	51			
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.61	—	-336.99*	1.00028*	506.8	-220.51	0.0527	52			
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.235*	—	-69.81*	1.00038*	1069.5	87.73	0.0342	53			
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.49	394.67	-121.86*	1.00057*	1300.	212.40	0.0461	54			
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.11	85.46	-103.84*	1.00059*	1143.	315.7	0.0305	55			
56	Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.98	211.9	-107.85*	1.00033*	1647.	270.2	0.0681	56			
57	Air	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.81	—	—	1.00028*	546.9	-221.30	0.0517	57			
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-423.130*	—	-434.824*	1.00013*	187.5*	-400.3*	0.5101*	58			
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.317*	—	-361.826*	1.00027*	731.4	-181.41	0.0367	59			
60	Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.436	—	-345.995*	1.00028*	492.8	-232.49	0.0510	60			
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.12	157.3	-149.70*	1.3735*	1157.	290.69	0.0280	61			
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.953*	0.95014	32.018	1.33335	3200.1	705.11	0.04975	62			
63	Helium	He	4.0026	-452.110	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63			
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.25	906.71	-173.50*	1.00039*	1205.	124.75	0.0356	64			

9/15/95

Annexe 4 : les propriétés physiques des composants purs.

La méthode HAZOP est basée sur une procédure très appropriée pour générer les questions du 'What If...', autrement dit 'Qu'est-ce qui se passerait si... ».

La méthode HAZOP est basée sur les prescriptions de la Norme Internationale: CEI 61882 CEI (Commission Électrotechnique Internationale)

La Méthode fournit une liste de mots guides qui permettent de générer des questions explicitant le scénario de potentiel de danger comme suit :

Mots guides HAZOP :

Paramètre	Mots clés	Déviations
Pression	Plus	Haute/augmentation excessive de la pression
	Moins	Basse /chute excessive de la pression
	Pas de	Pression nulle
Température	Plus	Haute/augmentation excessive de la température
	Moins	Basse/chute excessive de la température
Début	Plus de	Haute/augmentation excessive de début
	Moins de	Basse/chute excessive du début
	Pas de	Début nul
	Inverse	En sens inverse de ce qui été prévu
	Mauvaise direction	En sens non prévu
Composition	Contamination	Produit hors spécification

Annexe 5 : Généralités sur la méthode HAZOP

Le risque est généralement caractérisé par deux paramètres principaux : son impact ou sa gravité G; sa probabilité d'occurrence P

- **Probabilité d'occurrence P :**

P	Probabilité	Définition
1	Possible mais extrêmement peu probable	N'est pas impossible au vu des connaissances actuelles mais non rencontré au niveau mondial sur un très grand nombre d'années d'installations
2	Événement très improbable	S'est déjà produit dans ce secteur d'activité mais a fait l'objet de mesures correctives réduisant significativement sa probabilité.
3	Événement improbable	Un événement similaire déjà rencontré dans le secteur d'activité ou dans ce type d'organisation au niveau mondial, sans que les éventuelles corrections intervenues depuis apportent une garantie de réduction significative de sa probabilité.
4	Événement probable sur site	S'est produit et/ou peut se produire pendant la durée de vie des installations.
5	Événement courant	Se produit sur le site considéré et/ou peut se produire à plusieurs reprises pendant la durée de vie des installations, malgré d'éventuelles mesures correctives.

- **Gravité des conséquences G :**

G	Gravité	Définition
1	Modéré	Installation : conséquence très limitée Pas d'effet externe Interne : Au plus 10 personnes exposées
2	Sérieux	Installations : Dommage visible Externe : Moins de 10 personnes exposées Interne : Entre 10 et 100 personnes exposées
3	Important	Installations : Dommage important Externe : Entre 10 et 100 personnes exposées Interne : Entre 100 et 1000 personnes exposées
4	Catastrophique	Installations : Dommage irréversible Externe : Entre 100 et 1000 personnes exposées Interne : plus de 1000 personnes exposées

5	Désastreux	Installation : Dommage sur les installations des unités de la zone Plus de 1000 personnes exposées en externe
----------	------------	--

- Criticité :

	Gravité	Modéré (A)	Sérieux (B)	Important (C)	Catastrophique (D)	Désastreux (E)
Probabilité	5	II	III	III	III	III
	4	I	II	III	III	III
	3	I	II	II	III	III
	2	I	I	II	II	III
	1	I	I	II	II	II

III	Inacceptable
II	Démarche ALARP
I	Acceptable

Annexe 6 : Matrice d'évaluation