



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



N° d'ordre : M2...../GC/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option:Génie Chimique

Thème

**Etude du problème de perturbation de la boucle MCR et de son impact
sur le cycle de réfrigération dans le complexe GL2/Z**

Présenté par

M^{elle} BESSAAD Mouna

Soutenu le 30 /06/ 2020

Devant le jury composé de :

Président :	Bendenia Souhila	Prof.	Université de Mostaganem
Examineur :	Khedim Mohammed Amine	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Aziz Zoubir	Prof.	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2019/2020

REMERCIEMENTS

Nous tenons à remercier avant tout, Dieu le tout Puissant de nous avoir donné tous les moyens et nous a dirigé vers ce qui est le meilleur pour nous tous ici-bas.

Ce stage a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2/Z, dirigé par le Directeur du complexe, qu'il trouve ici l'expression de notre profonde gratitude de nous avoir permis d'effectuer ce stage.

*Nos remerciements vont également à notre encadreur **Professeur Aziz Zoubir** de nous avoir encadrées et orientées dans ce modeste travail.*

*Nous tenons à remercier également les membres du jury: **Professeur Bendenia Souhila** et **M. Khedim Mohamed Amine** pour nous avoir fait le plaisir d'accepter d'examiner ce travail.*

*Nous adressons nos remerciements à l'ensemble du personnel du Département Technique ainsi qu'à tous les opérateurs au niveau de GL2/Z, qui nous ont permis de réaliser ce stage dans les meilleures conditions. En particulier : **Mr. Bessadek, Mr Benani et Mr. Laid Abdelmadjid**.*

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail, à l'ensemble des enseignants du Département Génie des Procédés et à A tous les étudiants de la promotion génie chimique et génie d'environnement.



Dédicaces

A mon très cher père

Tu as toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager.

Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection.

A ma très chère mère

Je dédie ce modeste travail à celle qui m'a donné la vie, qui a

sacrifié pour mon bonheur et ma réussite

A mes adorables sœur : narimen ,hanen ,ibtihel

A mon cher frère : zakaria

A ma chère binôme et sœur BERDADI BENDAHA YAMINA

AMEL et A tout sa famille

A mes très chers amis

A tous ceux qui m'aiment

A tous ce que j'aime

A tous ceux qui m'ont aidé de loin où de près à ce travail.

MOUNA

Résumé

Ce travail présente l'étude du problème de perturbation du réfrigérant MCR et son impact sur la production du Gaz naturel liquéfié (GNL). Nous avons cherché les causes probables qui peuvent engendrer la perturbation de la composition du MCR, qui est due principalement aux le disfonctionnement de la colonne de dé-éthanisation et Contamination de la boucle propane. nous avons simulé la boucle MCR pour illustrer l'impact de ce problème sur la température du GNL à la sortie de l'échangeur principal. La puissance consommée par les compresseurs MCRI et MCRII, température d'aspiration du compresseur MCRI et le coefficient de performance de la boucle MCR(COP). En dernier, nous avons proposé des recommandations pour stabiliser la composition du MCR.

Mots Clés : Complexe GL2Z, Gaz naturel liquéfié (GNL), Procédé APCI, MCR (Multi component Réfrigérant).

Abstract

This work presents the study of the MCR refrigerant disturbance problem and its impact on the production of Liquefied Natural Gas (LNG) production. We looked for the probable causes that can cause the disturbance of the MCR composition, which is mainly due to the malfunction of the de-éthanization column and contamination of the propane loop. We have simulated the MCR loop to illustrate the impact of this problem on the LNG temperature at the outlet of the main exchanger. The power consumed by the MCRI and MCRII compressors, the suction temperature of the MCRI compressor and the coefficient of performance of the MCR loop (COP). Finally, we proposed recommendations to stabilize the MCR composition.

Keywords:GL2Z Complex, Liquefied Natural Gas (LNG), APCI Process, MCR (Multi component Refrigerant).

يعرض هذا العمل دراسة مشكلة اضطراب المبردات في MCR وتأثيرها على إنتاج الغاز الطبيعي المسال (LNG). لقد بحثنا عن الأسباب المحتملة التي يمكن أن تسبب اضطرابًا في تركيبة MCR ، والتي ترجع بشكل أساسي إلى خلل في عمود إزالة التغيير وتلوث حلقة البروبان. لقد قمنا بمحاكاة حلقة MCR لتوضيح تأثير هذه المشكلة على درجة حرارة LNG عند مخرج المبادل الرئيسي. الطاقة المستهلكة بواسطة ضواغط MCRI و MCRII ودرجة حرارة الشفط لضغط MCRI ومعامل أداء حلقة COP (MCR). أخيرًا ، اقترحنا توصيات لتحقيق الاستقرار في تكوين MCR.

الكلمات المفتاحية: مجمع GL2Z ، غاز طبيعي مسال (LNG) ، عملية APCI ، MCR مبرد متعدد المكونات

TABLE DES MATIERES		
INTRODUCTION GENERALE		01
CHAPITRE I	DESCRIPTION DU COMPLEXE	
I.1 Introduction		03
I.2 Définition du gaz naturel		04
I.2.1 Description/Caractéristiques techniques de GN		04
I.2.2 Composition du gaz naturel		04
I.3 Historique du complexe		05
I.4 Situation géographique		06
I.5 Fonction de l'usine GI2/z		06
I.6 Description générale		06
I.6.1 Zone Utilités		07
I.6.2 Zone des procédés		07
I.6.2.1 Section traitement de gaz		08
I.6.2.2 Section séparation		09
I.6.2.3 Section liquéfaction		10
I.6.2.4 Section de compression		11
I.6.2.5 Section fractionnement		12
I.6.3 Zone terminale		13
I.6.3.1 Stockage et chargement du GNL/gazoline		13
I.6.3.2 Installation d'Expédition et de Chargement		13
I.7 Conclusion		14
CHAPITRE II	DESCRIPTION DE LA BOUCLE MCR	
II.1 Introduction		15
II.2 Spécifications des équipements		15
II.3 Rôle de l'échangeur principal		16
II.4 Détails des types de construction		16
II.5 Fonctionnement		17
II.6 Compositions MCR		18
II.7 Rôle de la section		19
II.8 Description générale		19
II.9 Conclusion		21
CHAPITRE III	SIMULATION ET ANALYSE	
III.1 Problématique		23
III.2 Causes du dysfonctionnement du cycle de réfrigération boucle MCR		24
III.2.1 Contamination du réfrigérant Propane (Boucle propane)		24
III.2.2 Contamination de la composition du réfrigérant MCR :		25
III.2.2.1 Présentation de la colonne de dé-éthanisation		26
III.2.2.1.1 Principe de la distillation		26
III.2.2.1.2 La dé-éthanisation		27
III.2.2.1.3 Paramètres de service du dé-éthaniseur		31
III.2.2.1.4 Suivre du fonctionnement du dé-éthaniseur		31
III.3 Impact de la composition du MCR		36
III.4 Validation de la simulation et analyse des résultats		37
III.4.1 Simulation		37
III.4.2 Présentation de HYSYS		38
III.4.3 Fonctionnement de HYSYS		38
III.4.4 Méthodologie de la simulation		39
III.4.5 Différents équipements intervenants dans la boucle MCR		41
III.4.6 Données de la simulation « cas design »		41
III.4.7 Paramètres de marche introduit au simulateur		42
III.5 Validation de la simulation		43
III.6 Résultats et discussions		44
III.6.1 Etude de la variation du COP en fonction de la composition du MCR		49
III.7 Conclusion		49
CONCLUSION GENERALE ET RECOMMANDATIONS		50
Références bibliographiques		52

LISTE DES FIGURES

Figure 1: Evolution de la consommation mondiale d'énergie	01
Figure I.1: Gazoducs Maghreb-Europe installés ou en projet (l'Algérie)	03
Figure I.2: Schéma général du complexe GL2/Z.	07
Figure I.3: Schéma synoptique d'un train du procédé GL2/Z.	08
Figure I.4: Schéma de la section de séparation	10
Figure I.5: Section de compression	11
Figure I.6: Zone des procédés	13
Figure I.5: Zone de stockage et de chargement de GNL	14
Figure II.1: Schémas simplifié de l'échangeur bobiné (échangeur principal)	18
Figure II.2: Schémas de la boucle MCR	21
Figure III.1: Variation de la température de MCR sorti des Schiller	25
Figure III.2: Section de Dé-ethanisation	30
Figure III.3: Variation de la P du ballon tampon 351-F par PIC401	31
Figure III.4: Variation de la Température du ballon tampon 351-F par 6TI1_401	32
Figure III.5: Variation du débit du ballon tampon 351-F par 6FIC403	32
Figure III.6: Variation de la température du produit de tête de 351E par TI1- 405	33
Figure III.7: Variation de la température du produit de fond du 351-E par TI1-426	33
Figure III.8: Variation de la pression du ballon de reflux 352F par PIC-403	34
Figure III.9: Variation du débit de reflux de 351E par FIC-404	34
Figure III.10: Variation de la température du ballon de reflux par 352F par TI1-407.	35
Figure III.11: Variation de la température du GNL sortie 316C par TI1_510	36
Figure III.12: Variation de la température d'aspiration du compresseur MCR I (02J) par TI1_513	37
Figure III.13: Schéma(PFD) représentatif de la boucle du MCR et section liquéfaction	40
Figure III.14: Variation de la température de sortie du GNL de l'échangeur principal	45
Figure III.15: Variation de la puissance de compression MCR I	45
Figure III.16: Variation de la puissance de compression MCR II	46
Figure III.17: Variation de la puissance de compression totale	46
Figure.III.18: Variation de la température d'aspiration du compresseur MCR I.	47
Figure III.19: Variation du COP en fonction de la composition du MCR.	48

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1: Composition et caractéristiques techniques du Gaz Naturel.	05
Tableau III.1: Composition moyenne du propane réfrigérant	24
Tableau III.2: Composition du MCR et soutirage de dé-éthaniseur.	26
Tableau III.3: Paramètres de service du dé-éthaniseur.	31
Tableau III.4: Les différents équipements intervenants dans la boucle MCR.	41
Tableau III.5: Les différentes données Design.	41
Tableau III.6: Composition du gaz naturel traité entrant dans l'échangeur principal.	42
Tableau III.7: Paramètres de fonctionnement des équipements.	42
Tableau III.8: Paramètres de marche introduit au simulateur.	43
Tableau III.9: Erreur relative entre résultats réels et de design.	43
Tableau III.10: Composition du MCR étudié.	44
Tableau III.11: Tableau récapitulative des résultats	48

LISTE D'ABREVIATIONS

MCR : Multi Composant Réfrigérant

GNL : Gaz Nature Liquéfié

EDM : Eau De Mer

APCI : Air Product Chemical Engineering

MEA : Mono-Ethanol-Amine

F : Ballon

C : Echangeur

E : Colonne

D : Sécheur

J : Compresseur

JT : Turbine

TIC : TempératureIndicateurContrôler

PIC : Pressure IndicateurContrôler

FIC : Flow IndicateurContrôler

HIC : Hand IndicateurContrôler

PFHE : Plates Fin HeatExchanger (échangeur thermique a ailettes en plaques)

MCHE : Micro Channel Heat Exchangers-Product Range

MFCP : Procédé Cascade Fluid Mixt

DMR : Réfrgérant Mixt Double

LV : Level valve

TV : Température Valve

PFV : Pressure Flow Valve

DCS : Distrubed Control System

COP : Coefficient de Performance

PRICO : Procédé black & Veatch

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel est devenu une ressource clé du système énergétique mondial, quia connu la plus forte progression depuis les années 70 (figure1), elle représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale.

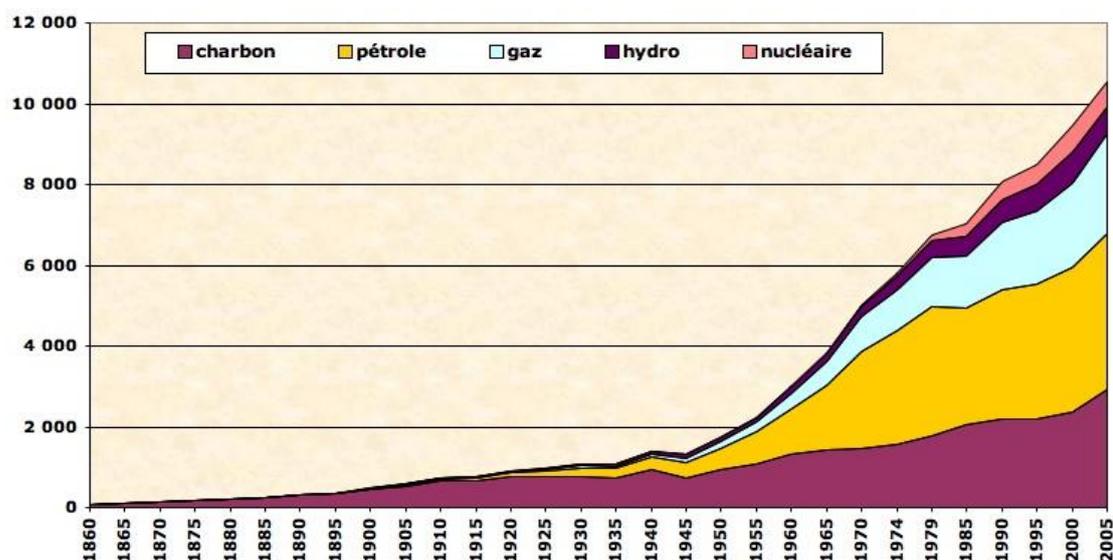


Fig.1 Evolution de la consommation mondiale d'énergie

En effet, il est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossile. Il est parmi les nombreux combustibles fossiles disponible sur la planète et plus propre, il n'est pas aussi cher que les autres combustibles. Il représente la troisième place en production de l'énergie primaire dans le monde. La capacité mondiale de liquéfaction du gaz naturel a atteint les 290 millions de tonnes à la fin de l'année de 2013. L'Algérie est située comme étant un pays très important dans l'exportation des hydrocarbures dont le gaz naturel liquéfié représente la plus grande partie. Elle joue un rôle actif dans le développement du commerce international du gaz, la capacité nominale de liquéfaction était de 24,3 millions de tonne par an. Le gaz naturel est acheminé aux consommateurs par voie classique (transport par canalisation - gazoduc). Cependant, l'augmentation de la distance de transportation par canalisation rend cette alternative non

économique. Le transport liquide du gaz naturel liquéfié (GNL) est la voie la plus avantageuse. Pour faciliter le transport du gaz naturel par voie maritime afin de l'exporter au pays consommateurs, il doit subir une liquéfaction à une température cryogéniques (-162°C). Le passage à cette température impose au préalable un traitement du gaz dans une unité de décarbonatation pour éliminer de la composition initiale, les composants indésirables tels que gaz carbonique (CO₂) qui provoque la formation de glace carbonique (température de solidifications -78,59°C) dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation, ainsi le bouchage des équipements.[1]

L'objectif de notre travail est d'étudier le problème relatif à la perturbation du réfrigérant MCR et son impact sur la production du GNL. Notre mémoire est subdivisé en trois chapitres:

Le premier chapitre porte sur la description du complexe GL2/Z;

Le deuxième chapitre présente la description de la boucle MCR;

Le troisième chapitre regroupe les causes probables pouvant engendrer la perturbation de la composition du MCR et l'analyse de l'impact de cette perturbation sur le cycle de réfrigération avec la simulation de la boucle MCR au moyen du simulateur Aspen Hysis afin d'étudier l'influences de perturbation des composés lourds dans la composition MCR sur le cycle et le coefficient de performance.

Enfin notre travail s'achève par une conclusion générale et des recommandations.

CHAPITRE I

PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z

I.1 INTRODUCTION

La production mondiale de gaz a connu Au cours des dix dernières années une croissance annuelle moyenne de 2,4%.L'Algérie est le plus grand producteur méditerranéen de gaz naturel, avec un volume de 75 Gm³ environ, soit près de la moitié de la production totale de la région (voir fig.1). [2]

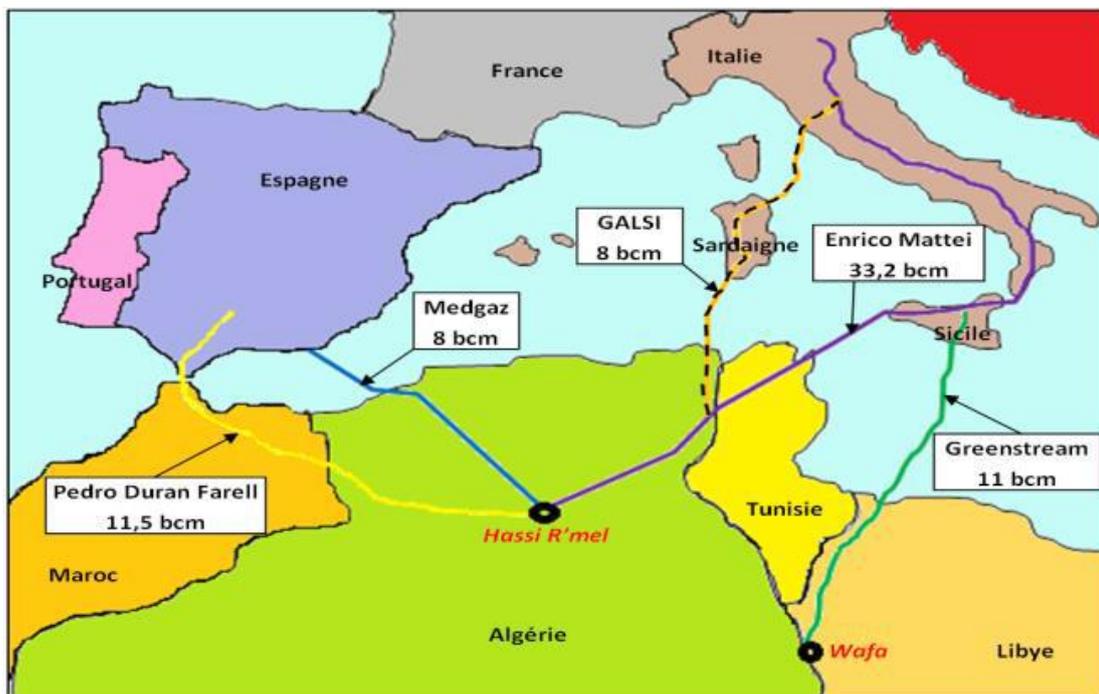


Fig.I.1 Gazoducs Maghreb-Europe installés ou en projet (l'Algérie)

Ses exportations comme sa production ont diminué depuis le milieu des années 2000. Le potentiel exportable est passé de plus de 50 Gm³ en 2010 à moins de 40 Gm³ en 2013, niveau atteint il y a 20 ans. Il pourrait être sévèrement amputé par la très forte croissance de la consommation locale (près de 70 Gm³ vers 2035 selon certains scénarios).

L'Algérie pourrait augmenter sa production de gaz vers la fin de la présente décennie grâce à la réalisation de plusieurs projets : Reggane Nord, Timimoune et Touat, Ain Tsila, In Salah, Hassi Ba Hamou, Hassi Mouina, etc. Les champs nouveaux devraient ajouter quelque 12 Gm³/an à la production du pays.

La capacité globale des infrastructures algériennes d'exportation est de 80 Gm³, dont 53 par pipeline et 27 sous forme de GNL :

- Gazoduc TRANSMED vers l'Italie via la Tunisie (capacité de 33,5 Gm³/an).
- Gazoduc MEG vers l'Espagne *via* le Maroc (capacité de 11,5 Gm³/an, extensible à 21 Gm³).
- Gazoduc MEDGAZ vers l'Espagne (capacité de 8 Gm³/an, extensible à 16 Gm³).
- Terminal GNL d'Arzew (capacité de 21 Gm³/an).
- Terminal GNL de Skikda (capacité de 6 Gm³/an).

I.2 DEFINITION DU GAZ NATUREL [3]

Le gaz naturel est un combustible fossile présent naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuse du sous-sol utilisé comme source d'énergie, il est composé d'hydrocarbure principalement du méthane mais aussi du l'éthane, du propane, du butane, du pentane et l'hexane en proportion décroissantes, sa composition révèle en outre suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, du gaz carbonique, sulfure et de la vapeur d'eau. Une certaine quantité du gaz naturel se présente toujours en association avec les gisements de pétrole, c'est le cas par exemple à Hassi Messaoud.

I.2.1 Description/Caractéristiques techniques de GN [4]

Le gaz naturel est naturellement inodore, incolore, insipide, mais on lui ajoute un additif odorant pour lui permettre d'être détectable en cas de fuite. Sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-dessus de -162°C. Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté de sorte qu'une fuite de gaz puisse ainsi être détectée.

I.2.2 Composition du gaz naturel

La composition du gaz naturel et la température d'ébullition et fusion de chaque composant sont regroupés dans le tableau suivant:

Tableau I.1 : Composition et caractéristiques techniques du Gaz Naturel [5]

Composants	Formule chimique	Proportion en (% molaire)	T _{eb} (°C)	T _f (°C)
Méthane	CH ₄	83,49	-161,52	-182,47
Ethane	C ₂ H ₆	6,85	-88,58	-182,8
Propane	C ₃ H ₈	2,15	-42,07	-187,68
i- Butane	i C ₄ H ₁₀	0,3	-11,81	-159,6
n- Butane	nC ₄ H ₁₀	0,5	-0,49	-138,36
i – Pentane	i C ₅ H ₁₂	0,08	36,03	-129,13
n – Pentane	nC ₅ H ₁₂	0,11	36,03	-129,13
n – Hexane	nC ₆ H ₁₄	0,13	68,7	-95,3
Gaz carbonique	CO ₂	0,18	-78,59	-56,57
Azote	N ₂	6	-195,80	-210
Hélium	He	0,21	-268,93	/
Eau	H₂O	50ppm	100	0

I.3 HISTORIQUE DU COMPLEXE

Le complexe industriel de GL2/Z est, parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie a été conçu pour assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel provenant de HASSI R'MEL par gazoducs, avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. C'est un projet qui a été réalisé par la société américaine « Pullman Kellogg Plant service Alegria Inc. », chargée des études et de la construction et du démarrage des différentes installations du complexe.

I.4 SITUATION GEOGRAPHIQUE

Le complexe de liquéfaction **GL2/Z** est implanté entre **GL1/Z** et **GL3/Z**. Il est situé sur la côte ouest du littoral algérien à **8 Km** au sud de la ville d'Arzew et à **2 Km** au nord de la ville de Bethioua. Son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement.

Le fonctionnement du complexe GL2/Z est décrit par les points essentiels suivants:

Procédé : APCI (MCR).

Début de la production : 20 février 1978.

Capacité de traitement : 10,5 Milliard de Nm3 de GN/An.

Capacité de Production : 17,5 Millions de m3 de GNL/An.

Superficie du complexe : 72 hectares.

Nombre de trains : Six trains en parallèle.

Capacité de stockage : 3bacs d'une capacité unitaire de 100.000m3 de GNL.: 2 bacs de gazoline de 14 000 m³ chacun

Rénovation : 1993-1996

I.5 FONCTION DE L'USINE GL2/Z

Le complexe GL2/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 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. Il est composé de Six trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. La production des utilités nécessaires au fonctionnement des trains est comme suit :L'air de service, l'azote, l'eau potable, l'eau de mer, l'électricité et la vapeur d'eau.

I.6 DESCRIPTION GENERALE [6]

Le complexeGL2/Z est composé de trois principales zones :

- Zone des utilités.
- Zone de procédé.

- Zone de stockage et de chargement.

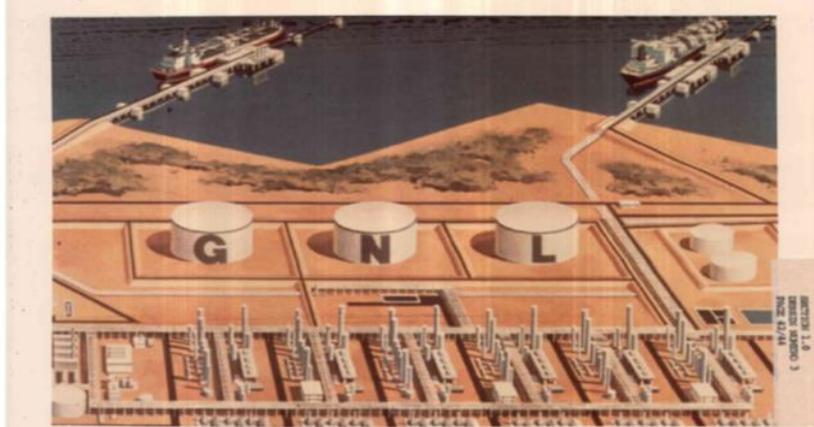


Fig.I.2 Schéma général du complexe GL2/Z.

I.6.1 Zone Utilités

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités pendant le démarrage et la mise en marche des six (06) trains de liquéfaction. Elle concerne principalement à la production et la fourniture de ce qui suit :

- Energie électrique
- Vapeur d'eau
- Eau dessalée
- Air instrument et de service
- Eau de refroidissement
- Azote

I.6.2 Zone des procédés

Le complexe GL2/Z comprend six trains de liquéfaction identique d'une production en parallèle. Chaque train de liquéfaction est composé des sections suivantes :

- section traitement de gaz ;
- section séparation ;
- section liquéfaction ;
- section compression ;

- section de fonctionnement.

La figure suivante montre un schéma synoptique d'un train de procédé :

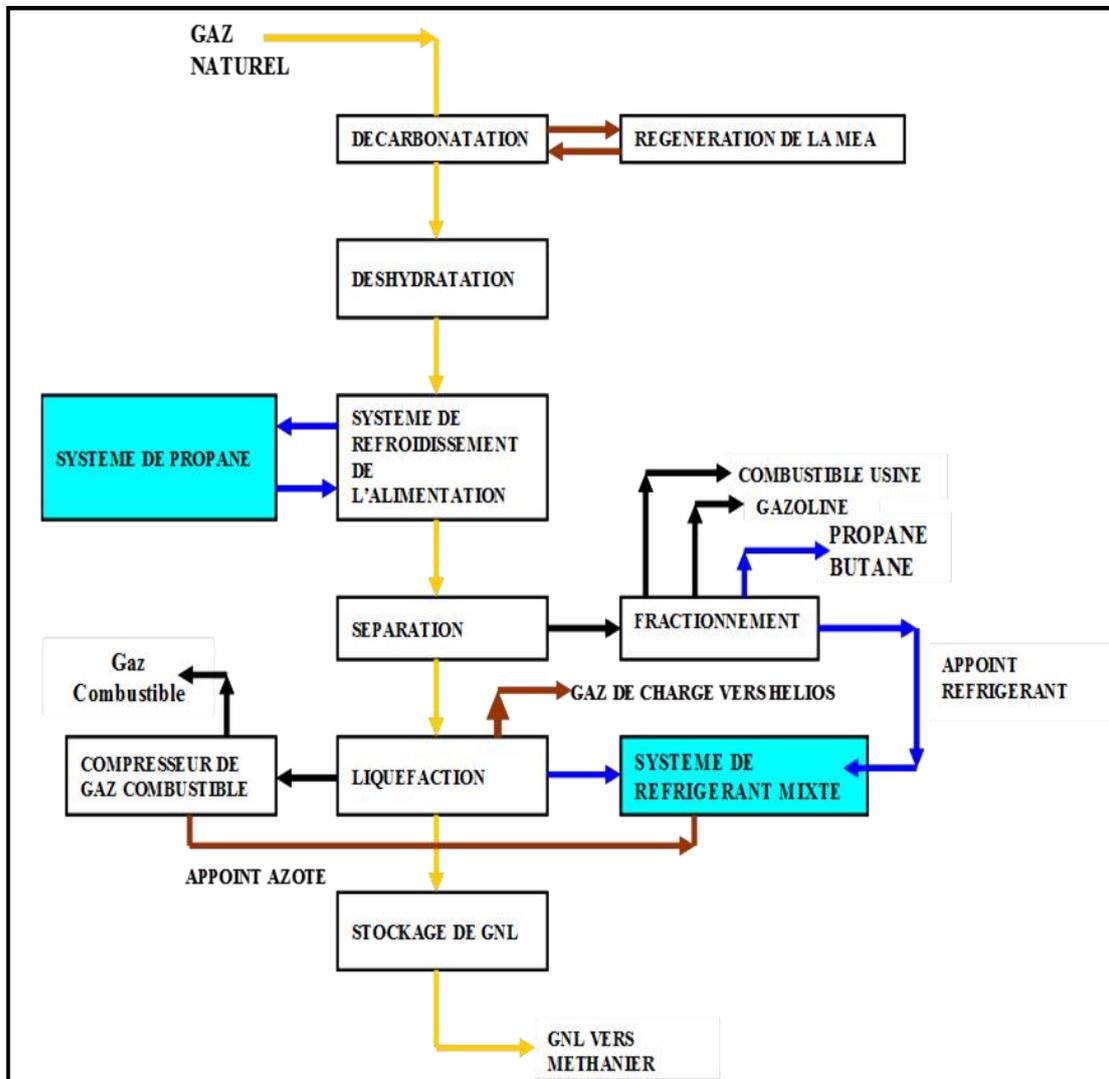


Fig.I.3 Schéma synoptique d'un train du procédé GL2/Z.

I.6.2.1 Section traitement de gaz[7]

L'alimentation en GN se fait à 42 bars et à la température ambiante. Il doit être conditionné avant son liquéfaction aux températures cryogéniques. Ce conditionnement comprend l'élimination des contaminants tels que le mercure, le gaz carbonique et la vapeur d'eau. Leurs présences dans le gaz, causeront des problèmes d'exploitation aux températures

cryogéniques, créant ainsi des bouchages au niveau des vannes et des échangeurs et de la corrosion par le mercure des boîtes froides en aluminium .

C'est pour cette raison qu'on doit éliminer ces composants :

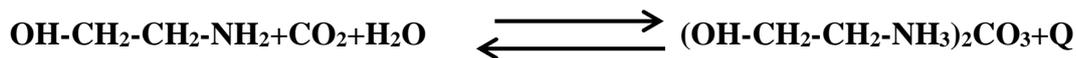
- **Démercurisation :**

cette opération consistant à éliminer le mercure se trouvant dans le GN; responsable de la corrosion des échangeurs cryogéniques par adsorption moléculaire.

- **Décarbonatation :**

Le gaz arrive dans cette section pour être débarrassé du gaz carbonique qu'il contient. On réduit la teneur de CO₂ à un taux inférieur à 70 ppm.

Le CO₂ est extrait du gaz naturel par absorption à contre-courant dans une colonne par une solution aqueuse à 15% de MonoEthanolAmine C₂H₅ON-H₂ (MEA), à la température ambiante et une pression de 42 bars. Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



Le gaz naturel dépourvu du CO₂ quitte la tête de l'absorbeur pour être envoyé vers la section de déshydratation. La solution riche en CO₂ quitte le fond de l'absorbeur pour subir une régénération dans une colonne à basse pression et à haute température .

- **Déshydratation**

Le gaz naturel décarbonaté est saturé en eau, d'où la nécessité d'éliminer complètement les traces d'eau pour obtenir à la sortie, une teneur inférieure à 1 ppm. Le gaz pénètre à une pression de 41 bars dans deux sécheurs en service et traverse les tamis moléculaires en perdant progressivement son humidité et un troisième sécheur étant pour la régénération.

I.6.2.2 Section séparation

Le mélange condensats lourds/gaz venant des pré-refroidisseurs au propane, passe dans un échangeur d'alimentation où par échange avec les vapeurs de tête de la colonne de séparation appelée tour de lavage est refroidi à -47°C à 39 bars. Ce mélange est injecté au niveau du 10^{ème} plateau de la tour de lavage, les produits lourds seront séparés par distillation. Le liquide de fond est envoyé vers le fractionnement. Les vapeurs de tête se réchauffent, dans l'échangeur d'alimentation et passent dans le faisceau chaud de l'échangeur principal qui constitue « le condenseur de tête » de la tour de lavage. Elles seront refroidies et condensées partiellement par

le MCR. Sa partie liquide riche en méthane est recueillie dans le ballon de reflux, sera acheminée vers le faisceau central de l'échangeur principal pour être liquéfiée.

Le rôle de cette section est de débarrasser le gaz naturel des hydrocarbures lourds (c5+) pour éviter leurs solidifications à la liquéfaction.

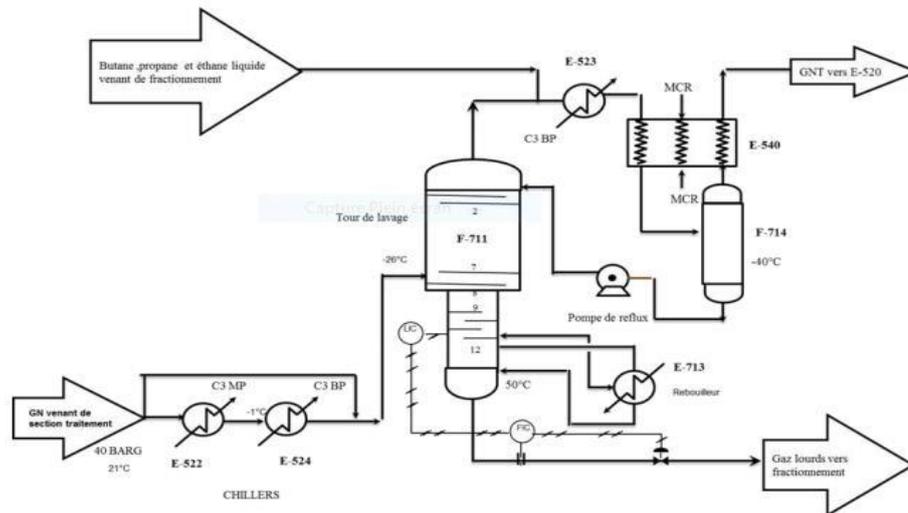


Fig.I.4 Schéma de la section de séparation

I.6.2.3 Section liquéfaction

La liquéfaction du gaz naturel traité est réalisée dans l'échangeur principal au moyen d'un réfrigérant mixte MCR. Ce procédé n'est possible que si le gaz est refroidi à une température inférieure à son point de rosée. Cette température est fonction de la pression. Pour un mélange gazeux tel que le Gaz Naturel, la condensation se fait dans un intervalle de température comprise entre le point de rosée et le point de bulle. Le gaz naturel en constituants légers à -33°C et 37 bars absolus pénètre dans le faisceau central dans lequel il circule de bas en haut.

La liquéfaction dans le faisceau central se fait en deux temps :

Le gaz est réfrigéré à -110°C par échange thermique avec le faisceau MCR liquide et vapeur, puis le gaz partiellement condensé sera liquéfié complètement par le MCR vapeur condensé. Le GNL sortant en tête de l'échangeur principal sous forme de liquide à 24,3 bars absolus et -148°C passe dans l'échangeur de rejet et se combine à sa sortie avec la réinjection du propane et de l'éthane venant du fractionnement. Ce mélange à -151°C sera détendu à 4,8 bars par flash dans le ballon de gaz combustible Haute Pression. Ce flash a pour effet de libérer l'azote et l'hélium

dissous dans la phase liquide du GNL. Ce liquide sera refroidi -156°C avant de pénétrer en tête de la colonne du déazoteur par échange avec le liquide de fond. . La phase liquide GNL est récupérée au fond du déazoteur et elle sera acheminée par des pompes vers les bacs de stockage à -162°C . Les vapeurs de tête passent dans l'échangeur de rejet où elles se réchauffent au contact du MCR du GNL des réinjections d'éthane et de propane et du gaz combustible venant de tête du ballon flash et déchargent dans le circuit fuel gaz.

I.6.2.4 Section de compression

- **Boucle de propane**

Le circuit propane, qui assure la réfrigération des divers fluides du procédé, est une boucle fermée à quatre niveaux de pression et de température.

Le propane gazeux à 1,31 bars absolu et 35°C est comprimé par un compresseur à quatre étages d'aspiration. Le cycle comprend quatre niveaux de détentes produisant un fluide frigorigène à quatre niveaux de température et de pression ($5,19\text{bars}/3,2^{\circ}\text{C}$; $3,25\text{bars}/-11,7^{\circ}\text{C}$; $2,27\text{bars}/-22^{\circ}\text{C}$; $1,31\text{bars}/-35^{\circ}\text{C}$).

- **Boucle MCR**

Le réfrigérant mixte ou MCR est un mélange d'azote de méthane, éthane et de propane. Ce mélange frigorigène circule dans une boucle fermée.



Fig. I.5 *Section de compression.*

I.6.2.5 Section fractionnement

Au niveau de cette section, la charge lourde issue de la tour de lavage sera traitée dans trois colonnes de distillation pour en extraire successivement l'éthane, le propane, le butane et la gazoline. La section est composée de trois colonnes :

- **Le dé-éthaniseur**

Cette séparation s'effectue dans une colonne de distillation (Dééthaniseur) fonctionnant à 29.9 bars et une température de 105°C en fond de colonne. Cette colonne possède les équipements propres à une colonne de distillation .Il permet d'extraire l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecter dans le GNL, l'excès est utilisé comme combustible dans le système fuel gaz. Les produits de fond du dé-éthaniseur sont acheminés vers la colonne de dé-propanisation.

- **Le dé-propaniseur**

Cette séparation s'effectue dans une colonne de distillation (Dépropaniseur) fonctionnant à 18 bars et une température de 122 °C en fond de colonne. Cette colonne possède aussi les équipements propres à une colonne de distillation. Son rôle est de produire le propane en tête de colonne et de l'acheminer en grande partie vers GP1/Z pour y être commercialisé ou réinjecté dans le GNL, l'autre partie est sert comme appoint dans la boucle MCR et propane réfrigérant. Les produits de fond sont acheminés vers la colonne de débutanisation.

- **Le dé-butaniseur et gazoline**

Cette séparation s'effectue aussi dans une colonne de distillation X53E (Débutaniseur) fonctionnant à 4.9 bars et une température de 114°C en fond de colonne. Cette colonne possède aussi les équipements propres à une colonne de distillation. Le produit de tête de colonne est du butane à (98.8%), « commercial » est envoyé vers GP/Z pour être commercialisé ou réinjecté dans le GNL. Le produit de fond de la tour constitue la gazoline qui est envoyé vers stockage pour y être commercialisé.



Fig.I.6 Zone des procédés

I.6.3 Zone terminale

I.6.3.1 Stockage et chargement du GNL/gazoline

Le GNL est stocké à -162°C dans 3 bacs d'une capacité unitaire de $100\,000\text{ m}^3$ chacun. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de $40\,000$ à $145\,000\text{ m}^3$ GNL.

Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de 14.500 m^3 chacun.

I.6.3.2 Installation d'Expédition et de Chargement

Elles sont composées de :

1. Cinq (05) pompes de chargement d'une capacité unitaire de $2500\text{ m}^3/\text{h}$
2. Une (01) pompe de transfert d'une capacité de $2500\text{ m}^3/\text{h}$
3. Deux (02) pompes de refroidissement d'une capacité unitaire de $60\text{ m}^3/\text{h}$
4. Deux (02) quais de chargement composés chacun de cinq (05) bras de chargement dont un est destiné au retour de la vapeur en provenance des navires. Chacun des deux (02) quais est conçu pour réceptionner des méthaniers d'une capacité située entre $50\,000$ et 130.000 m^3 de GNL.

La production du Propane (410.000 tonnes/an) et du Butane (327.000 tonnes/an) est acheminée par canalisation vers le complexe GP1Z. Pour des raisons de flexibilité maximale, les installations de productions, de stockage et de chargement de GNL des complexes GL1Z et GL2/Z sont interconnectées.

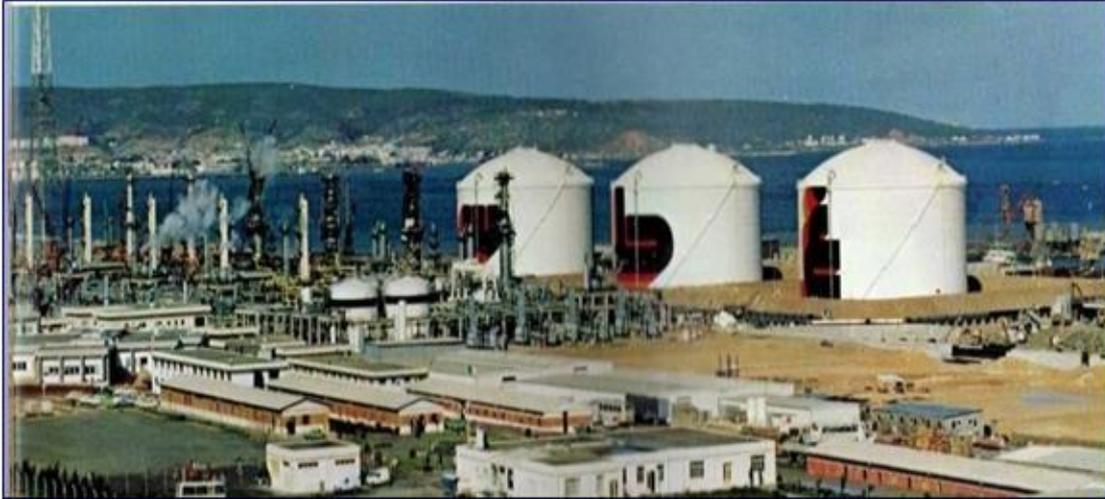


Fig.I.7 Zone de stockage et de chargement de GNL

I.7 CONCLUSION

Le complexe industriel de liquéfaction du gaz naturel GL2/Z est parmi les plus importantes réalisations de la chaîne de transformation de l'hydrocarbure, utilise un procédé de liquéfaction type APCI qui est basé sur deux boucles de réfrigération. Le gaz naturel subi un traitement pour éliminer les composants indésirables pour ensuite être liquéfier et stocké .

Dans le chapitre suivant, nous allons voir le fonctionnement de l'échangeur principale et la boucle de réfrigération MCR.

CHAPITRE II

DESCRIPTION DE LA BOUCLE MCR

II.1 INTRODUCTION

Dans un procédé de liquéfaction avec pré-refroidissement au propane, le MCR (Réfrigérant à composant multiples ou mixtes) se compose de quatre constituants :

$$N_2 = 2.2\% \quad ; \quad C_1 = 40.2\% \quad ; \quad C_2 = 54.4\% \quad ; \quad C_3 = 3.2\%$$

L'azote est le composant le plus léger qui permet d'obtenir une Δt suffisante lors de son passage à travers la vanne Joule Thomson à l'extrémité froide de l'échangeur principal 116C. Le propane est le composant le plus lourd qui permet d'établir un point de rosé dans la calandre, donc une Δt à l'extrémité chaude du 116C. Quant aux composants C1 et C2, qui constituent le plus grand pourcentage dans le MCR, assurant une Δt entre les fluides côté tube et calandre du 116C.[8]

L'échangeur principal à serpentins est utilisé dans le procédé à réfrigérant mixte (MCR). En principe, d'autres types d'échangeurs peuvent également être employés dans ce procédé mais un des facteurs qui contribue à l'intérêt du procédé à réfrigérant mixte est sa compatibilité avec les grands échangeurs à serpentins. [8]

II.2 SPECIFICATIONS DES EQUIPEMENTS

- **Echangeur principal (116C)** : Composé de cinq (05) faisceaux :

- Faisceau chaud : Il est appelé « condenseur de tête » de la tour de lavage, donc il sert à produire du reflux pour cette colonne.

- Faisceau central et faisceau froid : Condensent et sou refroidissent le GNL

- Faisceau MCR vapeur ($N_2 - C_1$) : Il permet de refroidir, de condenser et de sous – refroidir les composants ($N_2 - C_1$) avant leur détente à travers la JT froide dans la calandre.

- Faisceau MCR liquide (C_2 - C_3) : Il permet de sous- refroidir les composants (C_2 - C_3) avant leur détente à travers la JT chaude dans la calandre

- **Ballon de flash haut pression 110F** : Grâce à l'ajustement de la détente, il permet d'extraire l'hélium et une grande quantité d'azote qui seront commercialisés après séparation dans l'unité Hélios.
- **Déazoteur 102-E** : C'est une colonne avec 10 plateaux à clapet et plateau récepteur qui permet d'ajuster et d'extraire l'excès d'azote du courant de GNL.
- **Rebouilleur 124C** : Il fait fonction de rebouilleur et de condenseur pour apporter les calories nécessaires à l'ajustement de l'azote dans le GNL.
- **Pompes GNL 110 J/ JA** : Elles acheminent le GNL produit du fond de 102-E vers les bacs de stockage.

II.3 ROLE DE L'ÉCHANGEUR PRINCIPAL [9]

Les échangeurs principaux cryogéniques sont indispensables à la liquéfaction presque de la totalité du gaz naturel. Leur rôle principal consiste à transférer les frigories produites pendant de la détente du fluide frigorigène MCR afin de liquéfier 96 % du GNL par train. Le GN sortira de cet échangeur à une température très basse de -150 °C , grâce à leur grande surface d'échanges présente en fonction de son volume.

II.4 DETAILS DES TYPES DE CONSTRUCTION

Les échangeurs est composé de deux parties :

- a. Le faisceau froid au sommet au de la colonne de l'échangeur.et le faisceau chaud au fond de la colonne, Le faisceau froid s'enroule en spirale et est constitué de tube d'aluminium divisée en deux flux parallèles :
 - Charge d'alimentation du gaz naturel liquéfié ;
 - Vapeur MCR.
- b. Le faisceau chaud est constitué par un enroulement spiral de six flux parallèles divisés en trois fonctions:

- Charge d'alimentation du gaz naturel traité ;
- Vapeur MCR ;
- Liquide MCR.

Le faisceau chaud est raccordé au faisceau froid par des canalisations montée dans l'espace qui s'épare ces deux faisceau. Puisque le froid est constitué de deux flux parallèles par fonction, les plaques tubulaires terminales et collecteurs de chacune des fonctions sont branchés les uns sur les autres. Du fait de la configuration en spirale du faisceau, les tubes aboutissent à des plaques différentes, ainsi qu'à des emplacements différents sur les plaques tubulaires.

II.5 FONCTIONNEMENT

La fonction principale d'un échangeur est de permettre de transférer l'énergie thermique d'un fluide vers un autre sans les mélanger. La philosophie du fonctionnement de l'échangeur bobiné de GL2/Z se fait comme suit : GNT venant de la section de traitement du gaz à une température de -30 °C et une pression de 37,5 bars pénètre avec les circuits de MCR(V) et MCR(L) dans le fond de celui-ci. La circulation de ces trois fluides se fait dans côté tubes du bas vers le haut. Le gaz naturel traité se refroidit dans la première partie jusqu'à une température de -100 °C par la détente de fluide MCR(L) après le passage dans une vanne chaude, Le MCR(L) détendu est circulé dans côté calandre de la partie chaude avec une circulation contre-courant. Le GNT sortant de la partie chaude partiellement liquéfié, pénètre ensuite dans la partie froide de l'échangeur avec MCR(V) afin d'avoir la température désirée celle de -158 °C et une pression de 25 bars à l'effet de la détente de MCR(V) dans une vanne isenthalpique froide.

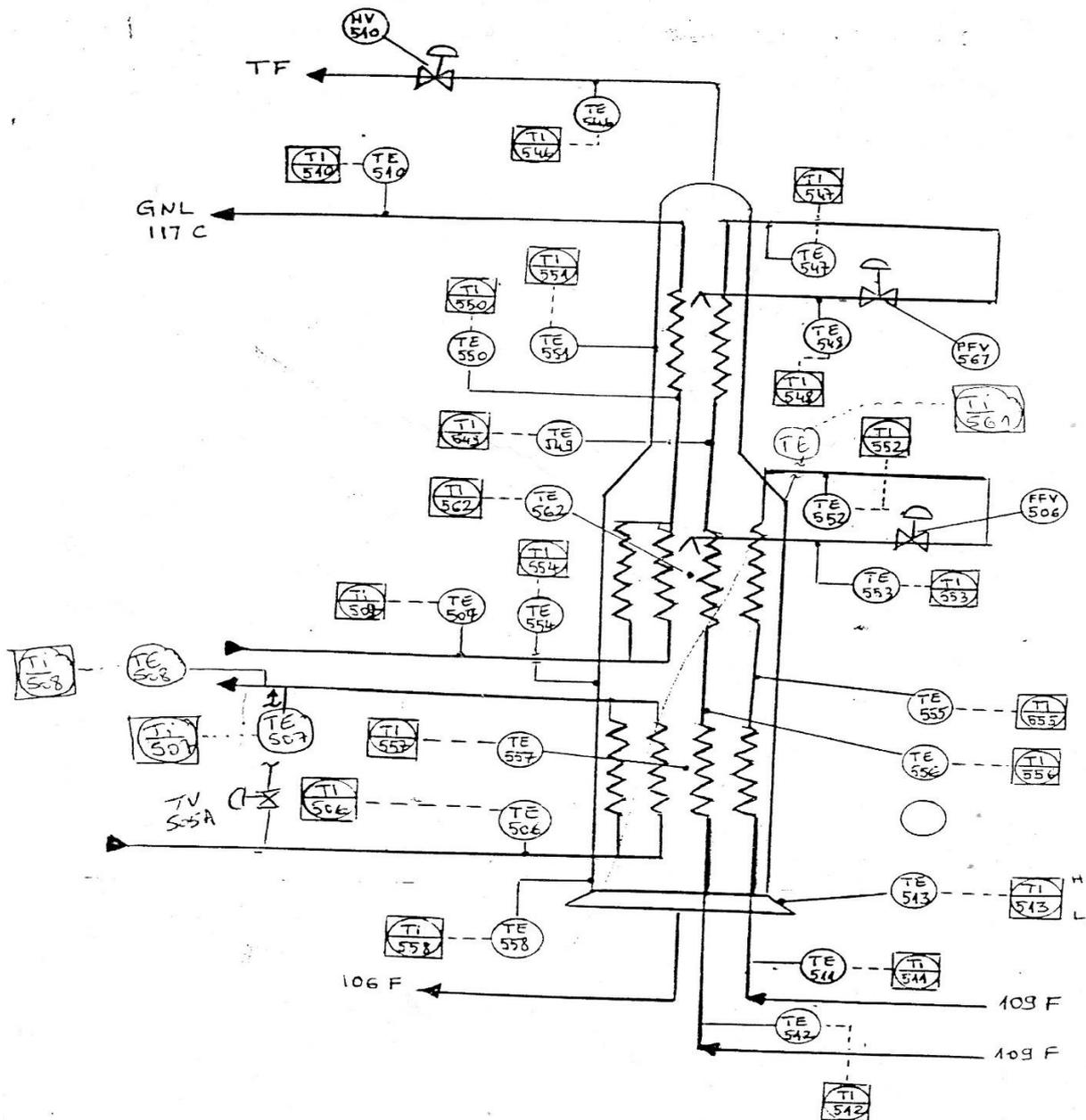


Fig.II.1 Schémas simplifié de l'échangeur bobiné (échangeur principal)

II.6 COMPOSITIONS MCR

La composition MCR est un paramètre qui est à notre portée et qui permet d'adapter le process à une variation de paramètres indépendante de notre volonté. La modification de la

composition se fait par les réseaux d'appoint des différents constituants du MCR assurés par les unités suivantes :

- Méthane : GNT tête de la tour de lavage ;
- Éthane : Dééthaniseur (section fractionnement) ;
- Propane : Dépropaniseur (section fractionnement) ;
- Azote : Zone utilité.

Composition molaire du MCR :

$N_2 = 2.2\%$; $C_1 = 40.2\%$; $C_2 = 54.4\%$; $C_3 = 3.2\%$

II.7 ROLE DE LA SECTION

Le MCR fournit à l'échangeur principal la quantité de froid nécessaire à la liquéfaction du GN et la condensation des vapeurs de tête de la toure de lavage. Le principe utilisé est celui d'une boucle frigorifique classique basée sur le cycle (RANKIN).Le MCR est comprimé puis refroidi par le propane pour y être séparée en deux courants dans le X09C .Ces deux courants sont détendus par les deux JT (JT chaude et JT froide) dans la calandre du X16C(évaporateur) .Le fluide frigorigène se compose de quatre produits différents travaillant chacun dans une zone de l'échangeur principal en fonction de leur température de vaporisation

II.8 DESCRIPTION GENERALE

Le courant de MCR sort du fond (calandre) du 116C sous forme vapeur et pénètre dans le 106F où il sera acheminé vers le compresseur MCR (1^{ère} étage) 102J .Après compression, le MCR entre dans le refroidisseur intermédiaire 110C où il sera refroidi par l'EDM. A la sortir, il est dirigé vers le 107F puis vers le 103J (2^{ème}étage). Afin d'éliminer la chaleur de compression, il sera refroidi dans le 111C (refroidisseur complémentaire).Le MCR à haute pression (45 bar) sera refroidi et partiellement condensé au propane à travers les 112C à 115C les courants MCR à haute pression et à deux phases sont dirigés vers le 109F dans lequel aura lieu la séparation entre les deux phases. Le courant de vapeur MCR en tête du 109F se sépare en deux : le petit courant se dirige vers le 117C (échangeur de rejet) où il sera condensé et sous refroidi à contre-courant

par l'intermédiaire des vapeurs de tête des 110F et 102E et détendu par une vanne de détente (TV 514), L'autre partie de courant MCR vapeur du 109F se dirigera vers le faisceau froid pour y être sous refroidit complètement. Le MCR sortira sous forme de liquide à l'extrémité froide (en tête) du 116 C. Sa pression sera alors réduite par la JT froide .Après détente, les deux courants se combinent et entrent de nouveau dans la calandre du 116C. Le MCR liquide et vapeur après détente sera distribué dans la calandre de manière à fournir les frigories au faisceau froid. Quant au MCR liquide du fond du 109 F, il sera acheminé dans le faisceau chaud où il sera sous refroidi lors de son passage à travers le faisceau central, sa pression subit une détente à travers la JT chaude installée à l'extérieur du 116C. Ce courant dont la pression et par conséquent la température ont été réduites, pénètre à nouveau dans la calandre du 116C .Le liquide et les vapeurs formées par la détente, se mélangent avec le liquide et les vapeurs descendants le long de la calandre depuis le faisceau froid. Le liquide se vaporise par écoulement sur les tubes des faisceaux centrale et chaud, assurant ainsi la réfrigération des deux faisceaux tubulaires GN et GNL.

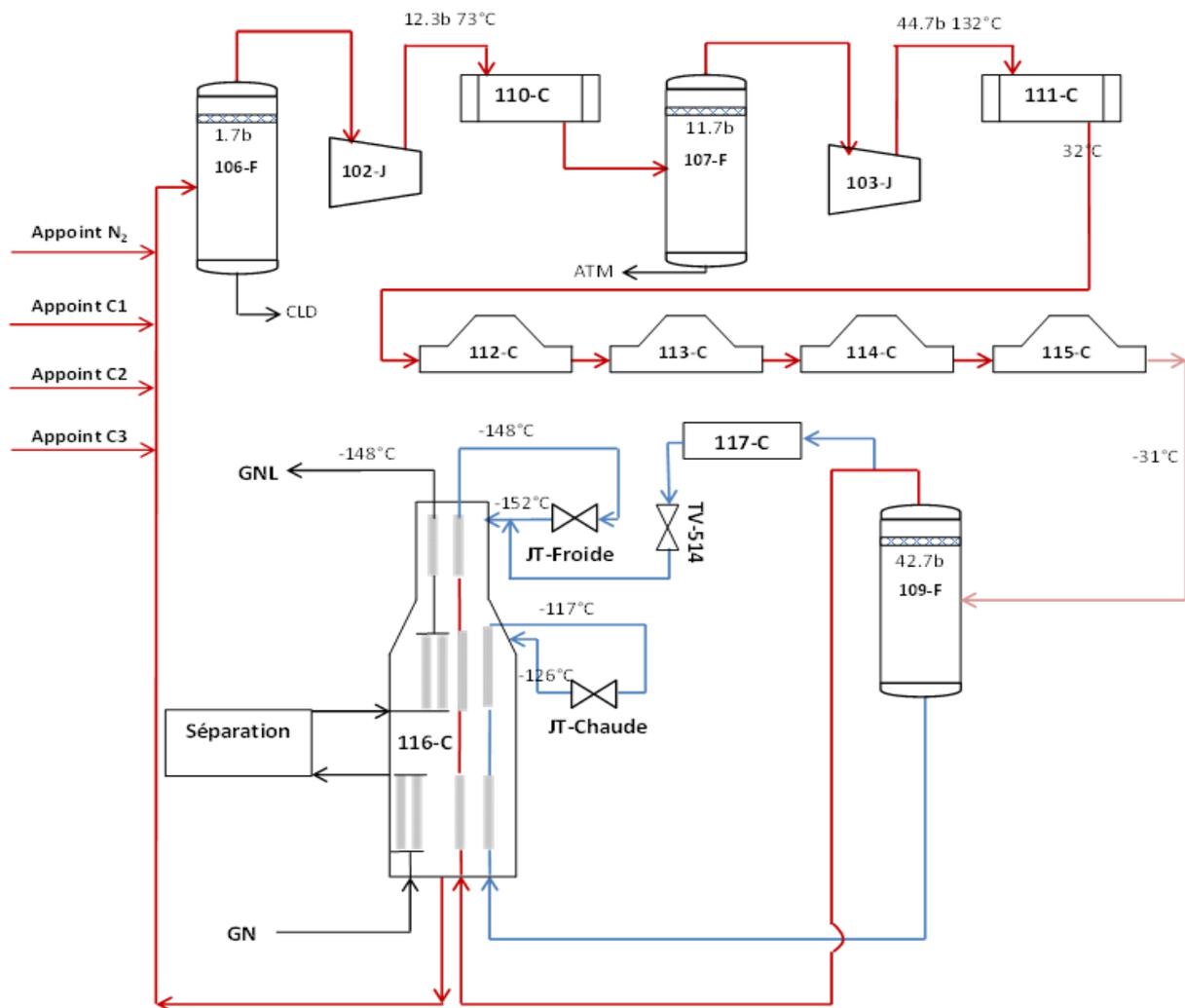


Fig.II.2 Schémas de la boucle MCR

II.9 CONCLUSION

Dans le complexe GL2/Z, la boucle réfrigérante MCR se trouve dans le procédé de liquéfaction du gaz naturel, elle permet d'atteindre un rendement efficace pour refroidir le GN. La boucle MCR est une boucle supposée théoriquement fermée, cependant et à cause des différentes fuites, au niveau du cycle, il est nécessaire de faire des appoints quotidiennement pour compenser ces pertes.

Dans le chapitre suivant, on va étudier les raisons de la perturbation de la composition du réfrigérant MCR, pour ensuite estimer l'influence de ce problème sur les paramètres de fonctionnement de la boucle MCR sur le cycle réfrigération du gaz naturel.

CHAPITRE III

ANALYSE ET SIMULATION

III.1 PROBLEMATIQUE

L'objectif de notre travail consistera en premier lieu à localiser le train défectueux, identifier sa source de contamination pour ensuite estimer l'influence de ce problème sur les paramètres de fonctionnement de la boucle MCR sur le cycle réfrigération du gaz naturel et proposer des solutions pour y remédier.

Cette étude passe nécessairement par des investigations sur la qualité du fluide réfrigérant, Après récolte de données d'analyse du laboratoire, ainsi qu'en comparant les paramètres opératoires au niveau du DCS avec les paramètres design, nous avons constaté un écart de fonctionnement dû principalement à la contamination des réfrigérants MCR et Propane.

Dans le complexe GL2/Z, deux boucles de réfrigération qui jouent un rôle primordial et incontournable dans la technologie de liquéfaction du gaz naturel. Sont mises en œuvre :

- Une boucle de réfrigération à propane qui est utilisée pour condenser une partie du MCR et pré-refroidir le gaz naturel pour pouvoir ainsi séparer aisément ses constituants lourds et prévenir tout bouchage possible en aval du procédé de liquéfaction.
- Une boucle de réfrigération à multi -réfrigérant (Multi Composant Réfrigérant ou MCR). qui est utilisée pour la liquéfaction et le sous-refroidissement du gaz naturel, ce réfrigérant compose de quatre constituants :

C1 : 40,2% ; C2 :54,4% ; C3 :3,2% ; N2 : 2,2%

Cette composition soumise à un contrôle permanent pour assurer la régularité constante, du moment que l'efficacité du cycle est très sensible à toute variation de la composition du réfrigérant, ainsi, afin d'obtenir l'efficacité la plus élevée, le réfrigérant doit être de composition

aussi proche que possible de celle du design. Le complexe GL2/Z est exposé au problème de perturbations importantes de la composition du réfrigérant (MCR) ce qui provoque une réduction dans le rendement.

Dans le cadre de notre projet de fin d'études, nous avons abordé la problématique liée aux perturbations importantes de la composition du réfrigérant MCR, au niveau du complexe GL2/Z ce qui provoque une réduction dans le rendement et le manque à gagner en production de GNL, en cherchant les causes de ces perturbations; Réaliser une simulation de la boucle de réfrigération (MCR) à l'aide du simulateur Hysys afin d'étudier l'impact de ces perturbations sur le cycle de réfrigération et Proposer des solutions pour minimiser ces perturbations.

III.2 CAUSES DU DISFONCTIONNEMENT DU CYCLE DE REFRIGERATION BOUCLE MCR

III.2.1 Contamination du réfrigérant Propane (Boucle propane)

Sachant qu'il y a une relation entre les deux boucles MCR et propane, le mauvais fonctionnement de la boucle propane (contamination de cette boucle par les incondensables (éthane) ; d'après l'analyse illustrée dans le tableau ci-dessous) influe sur le fonctionnement de la boucle MCR.

D'après les analyses du laboratoire ; la composition moyenne du propane réfrigérant est représenté dans le tableau suivant :

Tableau III.1: Composition moyenne du propane réfrigérant (du 19/02/2020 jusqu'au 14 /03/2020)

Composant	% actuelle	%Design
C1	0.510	0
C2	5.430	0
C3	91.227	100
IC4	2.113	0
NC4	0.720	0

- Le graphe ci-dessous représente la variation de la température de l'MCR sortie Schiller (ou il y a un contact entre propane et MCR), cet enregistrement a été réalisé au niveau du train 300 pendant la période (19/02/2020 jusqu'au 14/03/2020) par l'indicateur de température TI-1-310.

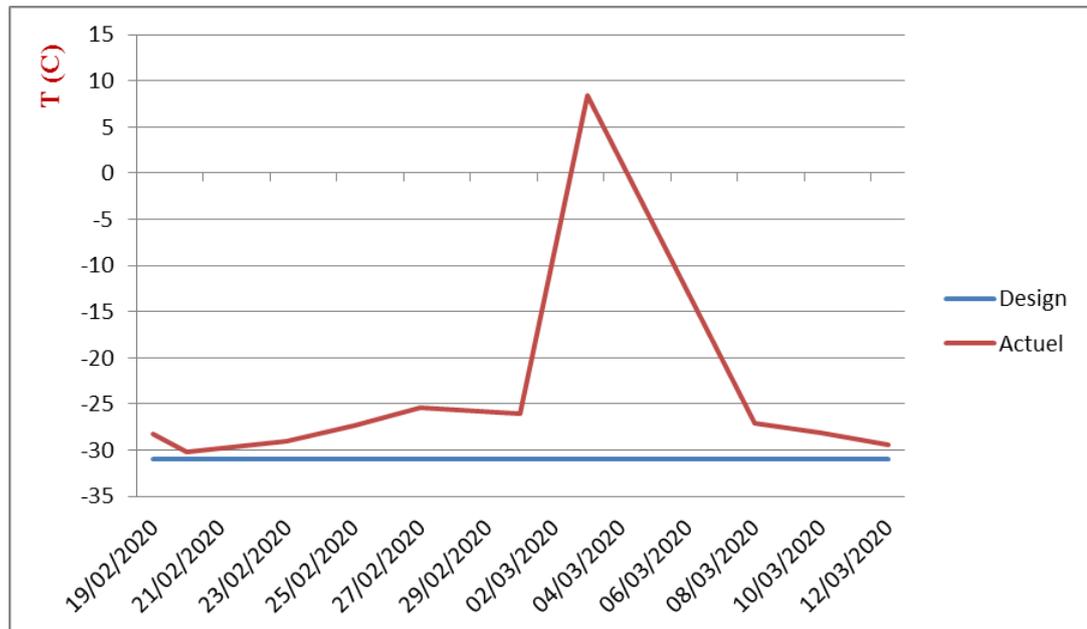


Fig.III.1 Variation de la température de MCR sorti des Schiller

D'après le graphe on remarque qu'il y a une légère perturbation (augmentation) de la Température qui atteint parfois (-25°C) ; sachant que la température du design est de (-31°C). Ceci est due aux présences des incondensables dans la boucle propane et à cause du percement au niveau des échangeurs à eau de mer X02-CA et B, causant une déperdition du propane vers eau de mer, et l'endommagement du condenseur de tête du dééthaniseur 351-C. (percement causant la contamination de la boucle C3 par C2).

III.2.2 Contamination de la composition du réfrigérant MCR

Sachant que le MCR contient du N2, C1, C2 et C3 ; ces derniers proviennent de différentes sources : (Le méthane provient du ballon de reflux de la tour de lavage X-08F, l'éthane de la colonne de dé-éthanisation (X-51^E) ; le propane du dé-propaniseur (X-52^E) et l'azote de déazoteur (X-02^E).

D'après les analyses récoltées au niveau du laboratoire du complexe GNL2/Z, de la journée (01-03-2020) ; une majeure perturbation au niveau de la composition du MCR du train 300 est constatable. (Voir tableau III.2)

Tableau III.2 : Composition du MCR et soutirage de dé-éthaniseur[10]

Composants		N ₂	C ₁	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	total
MCR(%)	design	2.7	40.7	54.4	2.2	-	-	-	100
	Train 300	2.332	35.116	61.466	1.079	0.004	0.003	-	100
X-51E(%) (soutirage deéthaniseur)	design	0.02	10.89	88.27	0.81	0.001	0	-	100
	Train 300	0.080	3.830	77.112	18.778	0.200	0	-	100

D'après ce tableau on remarque :

- La quantité du propane est très importante dans la boucle MCR par rapport au cas design, sachant qu'il s'agissait d'un appoint d'éthane et non pas de propane.
- Le dé-éthaniseur651-Eproduit de l'éthane contaminé par le propane. (18.778% de C3 au lieu de 0,81%).

Donc nous devons réaliser des investigations sur le fonctionnement de la colonne de dé-éthanisation, pour détecter les paramètres responsables de ce mauvais fonctionnement. Pour se faire nous allons tout d'abord décrire la section de dé-éthanisation.

III.2.2.1 Présentation de la colonne de dééthanisation [11]

III.2.2.1.1 Principe de la distillation

La vaporisation d'un mélange permet d'obtenir deux phases :

- une phase vapeur riche en légers mais contenant encore des traces de lourds.
- Une phase liquide riche en lourds mais contenant encore des légers.

En continuant à vaporiser le mélange, la phase vapeur va augmenter jusqu'à la vaporisation complète du liquide, mais on n'aura pas obtenu de séparation ; la concentration des constituants du mélange initial se trouvera entièrement sous forme de vapeur.

Si on condense la vapeur obtenue avant sa vaporisation complète, on obtient un liquide de même composition que la phase vapeur avant sa condensation : c'est-à-dire un liquide riche en produits légers.

Si l'on maintient cette phase liquide en ébullition, elle va émettre des vapeurs encore plus riches en produits légers qui après condensation et vaporisation donnera un produit de plus en plus riche en légers au fur et à mesure que l'opération se répète. Pour arriver à une séparation il faudra donc procéder des condensations et des vaporisations successives : c'est la distillation fractionnée.

Ces distillations successives se font dans des colonnes munies de plateaux. Le courant de vapeur est ascendant, tandis que le liquide provenant de la condensation partielle des vapeurs, rétrograde des plateaux supérieurs vers les plateaux inférieurs par gravité.

Des échanges de chaleur sont réalisés par les fluides eux-mêmes (vapeurs et condensats) la phase vapeur émise au plateau inférieur est plus chaude que la phase liquide du plateau suivant.

III.2.2.1.2 La dé-éthanisation

La dé-éthanisation consiste en la séparation en deux couples (C1, C2) et (C3, C4, C5+) de la charge venant du fond de la tour de lavage (voir figure (III.2)). La séparation du C2 s'effectue par condensation partielle dans le condenseur de tête

- **Ballon tampon X51F**

Le produit de fond de la tour de lavage X01E étant sujet à des variations de débit, composition, de température et de pression dues à des variations de débit et de composition de la charge GN à l'entrée des trains de liquéfaction. Ce ballon évite que ces variations ne se répercutent de façon brusque sur le dé-éthaniseur (ce qui serait préjudiciable à la stabilisation des 3 colonnes du fractionnement) et il constitue également une réserve de liquide d'alimentation aux trois

colonnes, d'une capacité utile de liquide d'environ 44 m³. Cette réserve correspond à une autonomie de fonctionnement de 40 minutes.

En amont du X51F, la détente du liquide à travers la LV534 de 38bars à 31 bars abs environ provoque la vaporisation partielle du liquide ainsi qu'une baisse de température. Le taux de vaporisation molaire voisin de 10% varie en fonction de la composition du mélange d'alimentation. Le X51F alimente le DC2 au niveau du plateau n°19, sous contrôle du FIC 403.

Les vapeurs du ballon peuvent être également dirigées vers le plateau n° 19 du DC2 par PV 401A .Elles peuvent être acheminées vers torche froide Par PV 401B ou HV 423 .Le choix entre la PV 401A ou B se fait à l'aide de l'interrupteur manuel en salle DCS (HS 415)

- **Dé-éthaniseur X51E**

C'est une colonne de 32 m. de hauteur ; Il est constitué par un ensemble de 48 plateaux (plateaux perforés à déversoir latéral du n° 1 au n°18 et intercalé avec plateau à déversoir central (du n° 19 au n° 48), une pression (31 bars) et une température propre à chaque plateau (l'échelle de température allant de – 6°C en tête à 112°C en fond de colonne).Les vapeurs de tête sont dirigées vers le condenseur de tête 651C pour y être condensé partiellement. Une conduite sur la ligne des vapeurs de tête permet d'évacuer en cas de nécessiter une partie des vapeurs vers torche froide par HIC 410.Les produits de fond sont dirigés vers le dé-propaniseur X52-E par la FV413 sous contrôle de niveau .Un soutirage de vapeur se fait au niveau du plateau n°10 par FIC 444. Les vapeurs à +7°C sont dirigées vers le sous refroidisseur de butane X60-C pour être refroidi à – 29°C puis vers le (X17C) pour réinjecté dans le GNL. Une autre partie de ce soutirage peut être utilisée comme appoint dans le MCR par le HIC 417. Tout excédent de vapeur est dirigé vers le fuel gaz par le HIC 401.

- **Condenseur de tête X51C**

Il s'agit d'un condenseur à plaques à deux étages de réfrigération au propane. Le 1er étage est en mesure de condenser les vapeurs de tête jusqu'à une température de – 16°C ; tandis que le second jusqu'à – 33°C (c'est la température de sortie minimale).Les vapeurs de tête étant constituées généralement par un mélange de C1 et C2 avec une proportion non négligeable de C1 (entre 20 et 30%).

- **Ballon de reflux X52F**

Il fonctionne en condensation partielle. Une ligne en tête du ballon permet à l'aide du PIC 403 d'évacuer les incondensables vers le collecteur fuel gaz et de contrôler la pression du DC2 à 31,4b. Le ballon X52F dispose d'une capacité utile de liquide d'environ 4 m³ ; ce qui correspond à une autonomie de 2 minutes pour un reflux à pleine charge d'alimentation.

- **Rebouilleur X52C**

Il s'agit d'un rebouilleur à vapeur (4,5 bars), côté calandre et hydrocarbures côté tubes. La circulation du produit de fond se fait du bas vers le haut du rebouilleur par effet de thermosiphon. Il est alimenté par le fond du X51E où se trouve la plaque séparatrice. L'action sur la vanne de condensât LV404 permet de jouer sur le débit de vapeur à condenser, donc sur la chaleur échangée et sur la quantité vaporisée, réinjectée en fond de colonne

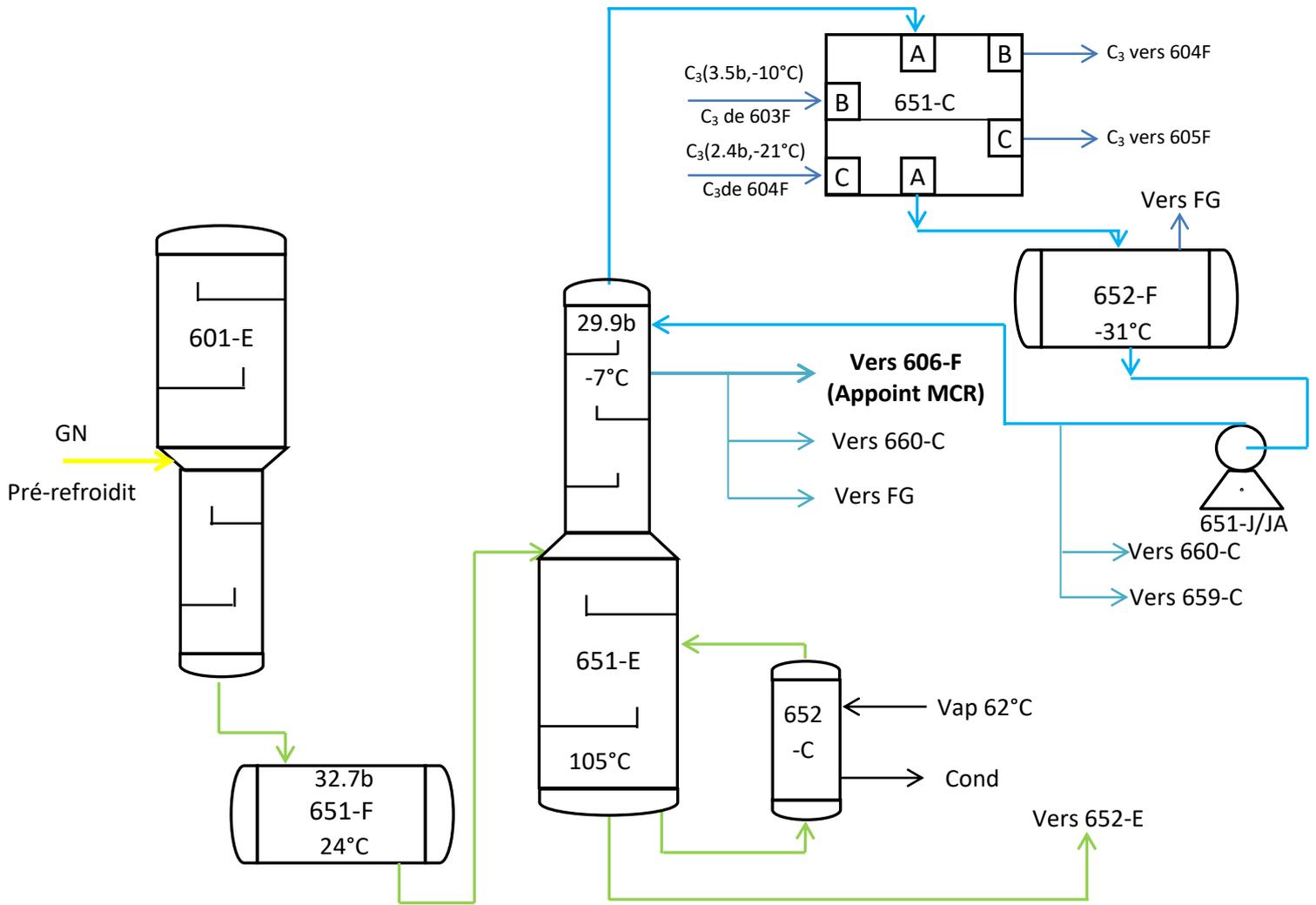


Fig.III.2 Section de Dé-ethanisation

III.2.2.1.3 Paramètres de service du dééthaniseur

Tableau III.3 Paramètres de service du dé-éthaniseur[12]

Equipement	Paramètre	Indicateur	Design
Ballontampon(X-51F)	Pression (bar)	PIC 401	32.7
	Débit vers 51E (m ³ /h)	FIC403	38.6
	Température (°C)	TI-1-401	28.7
Dééthaniseur(X-51E)	Température de tête (°C)	TI-1-405	-6.7
	Température de fond (°C)	TI-1-426	112
Ballon de reflux (X52F)	Pression (bar)	PIC403	30.3
	Débit de reflux (m ³ /h)	FIC404	35.6
	Température (°C)	TI-1-407	-31

III.2.2.1.4 Suivie du fonctionnement du dé-éthaniseur

Pour faire le suivie de fonctionnement du dé-éthaniseur ; on a tracé les différents paramètres (température, pression, débit) du train 300 qui varient par rapport au design durantla période allant du 19/02/2020 jusqu'au 14 /03/2020 et on a obtenu ce qui suit :

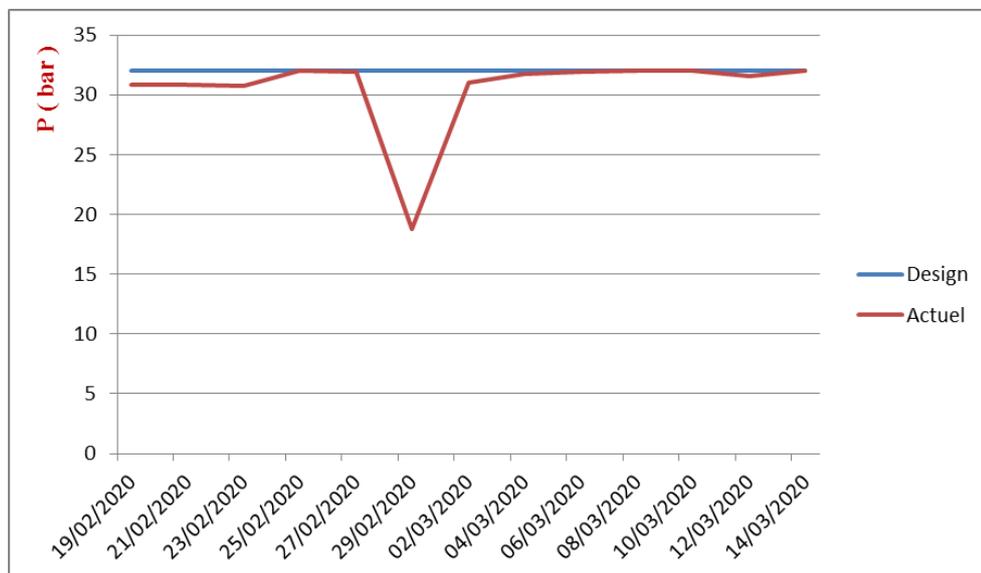


Fig.III.3 Variation de la P du ballon tampon 351-F par PIC401

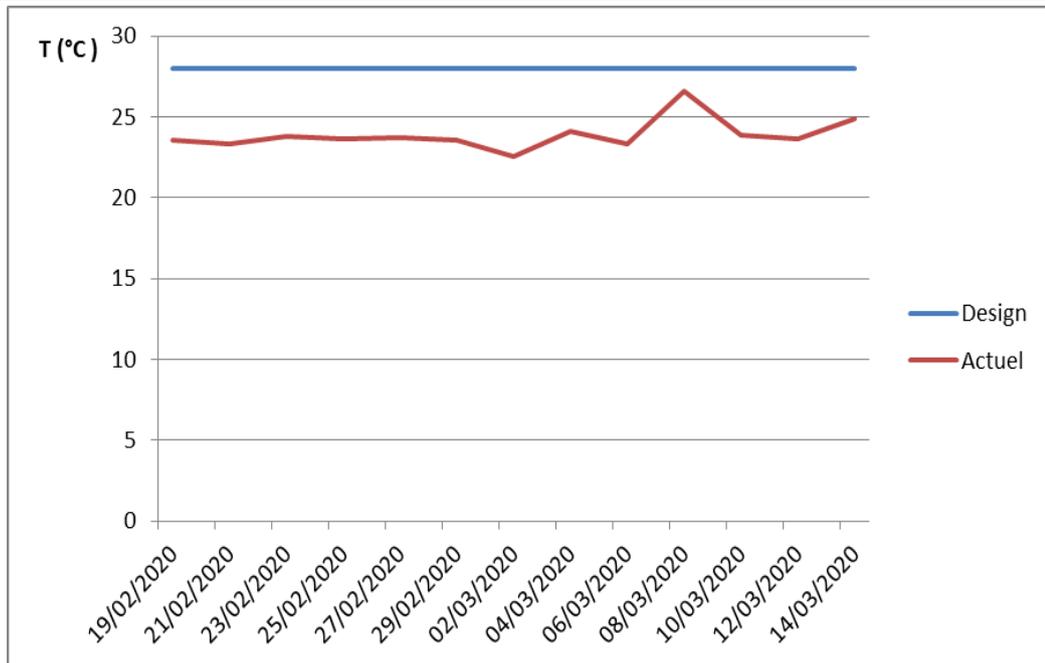


Fig.III.4 Variation de la Température du ballon tampon 351-F par 6T11_401

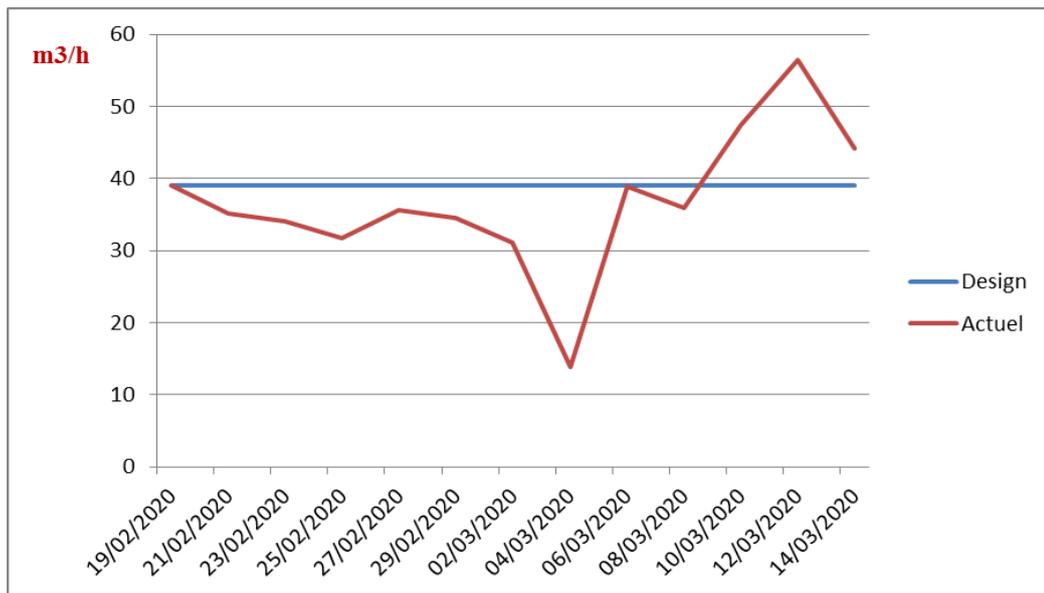


Fig.III.5 Variation du débit du ballon tampon 351-F par 6FIC403

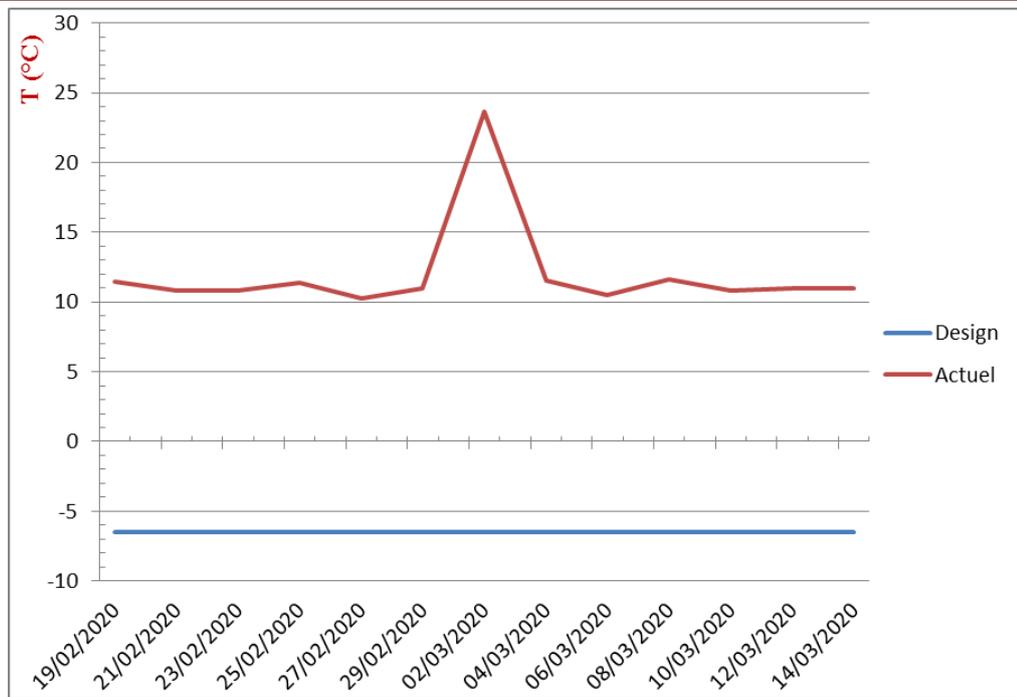


Fig.III.6 Variation de la température du produit de tête de 351E par TII- 405

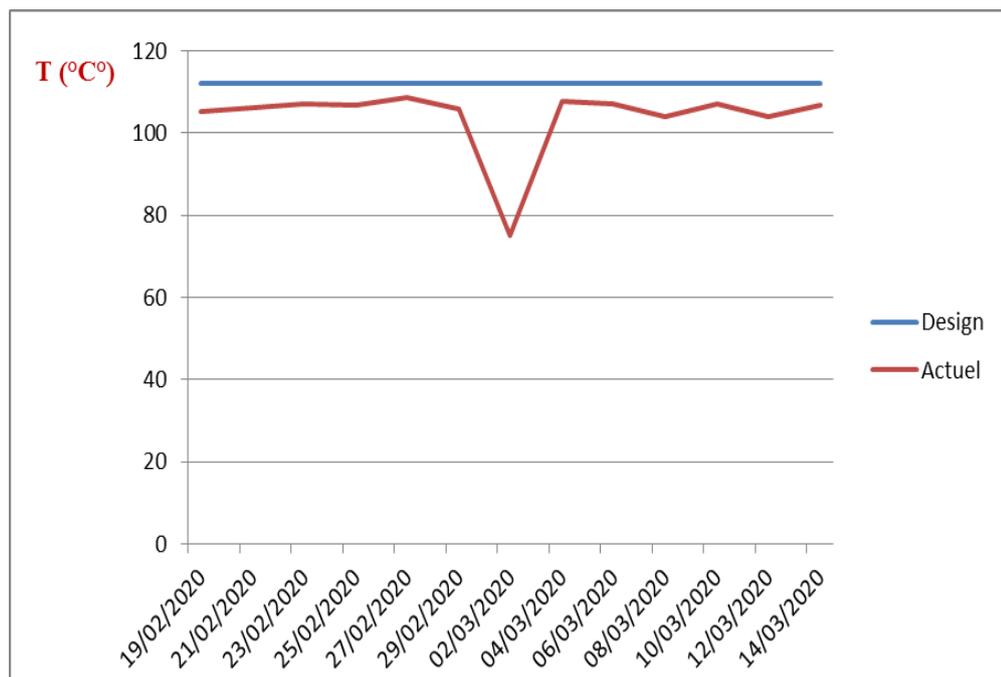


Fig.III.7 Variation de la température du produit de fond du 351-E par TII-426

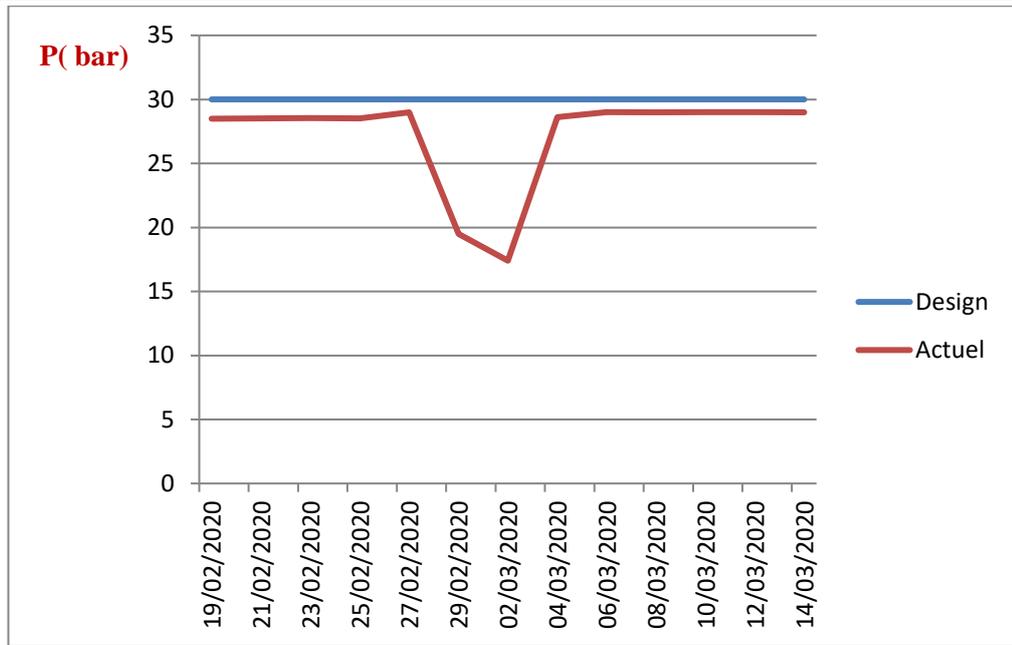


Fig.III.8 Variation de la pression du ballon de reflux 352F par PIC-403.

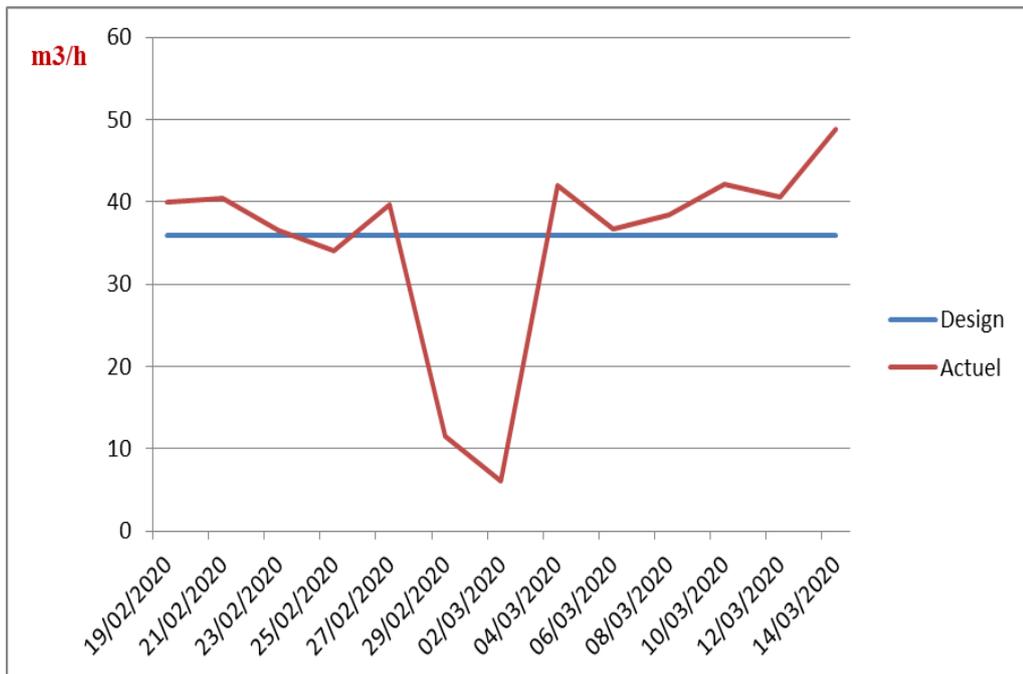


Fig.III.9 Variation du débit de reflux de 351E par FIC-404

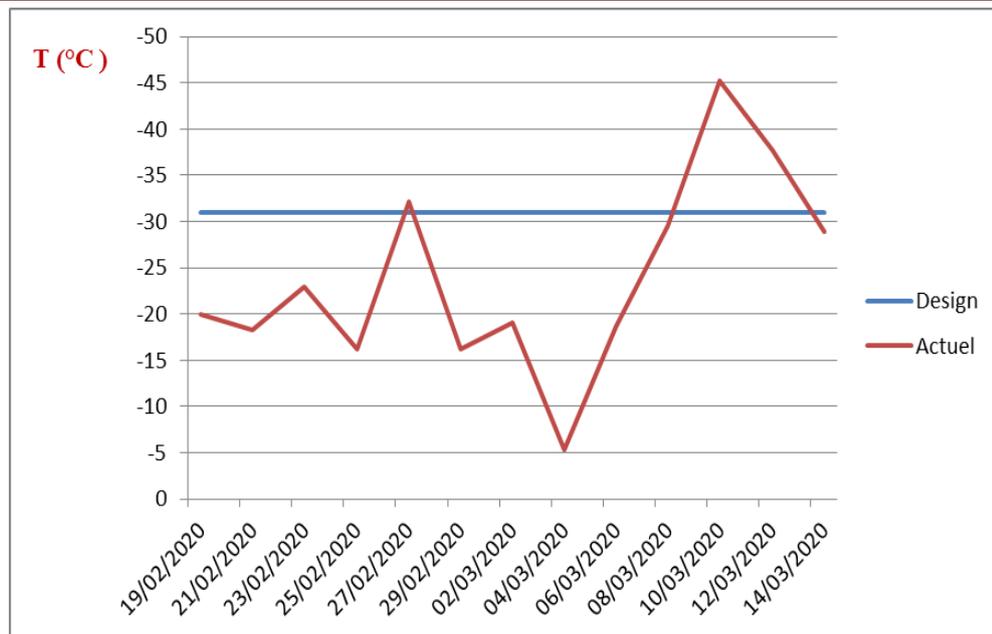


Fig.III.10 Variation de la température du ballon de reflux par 352F par T11-407.

D'après les courbes précédentes, on remarque qu'il y a une perturbation au niveau de la colonne de dééthanisation **351E** durant la période du **19/02/2020** au **14/03/2020**. La température de tête du dé-éthaniseur est toujours supérieur à celle du design, on voit qu'il y a une augmentation brusque de la température le **01** et **02 mars 2020**; due à un manque de débit de reflux (voir **figure III.9**) causé par un dysfonctionnement du condenseur de tête (351C). Ce problème est engendré par la contamination de la boucle propane par les légers (l'Ethane) ce qui augmente la température au niveau du condenseur résultant par (une mauvaise condensation) du C2 (voir **figure III.6**).

La température du fond de la colonne de dé-éthanisation est quasiment stable durant la période (**19/02/2020** jusqu'à **14/03/2020**) sauf pour la journée du **01 /03/2020** (voir **figure III.6**).

La température et la pression du ballon tampon 351-F sont plus au moins conformes à ceux du design (voir **figure III.3** et **figure III.4**). Les perturbations de la journée du **01/03/2020** sont dus à un déclenchement d'un turbo compresseur suivie par un arrêt de train 300.

III.3 IMPACT DE LA COMPOSITION DU MCR

Un excès d'éthane et de propane dans la composition MCR est accompagné par un manque de légers (N2 ; C1) donc une diminution du rapport (P sortie/P entrée de la JT froide) et par conséquent une chute de température qui n'est pas suffisante et la température de design sortie GNL n'est pas atteinte. Comme il est illustré dans le graphe ci-dessous :

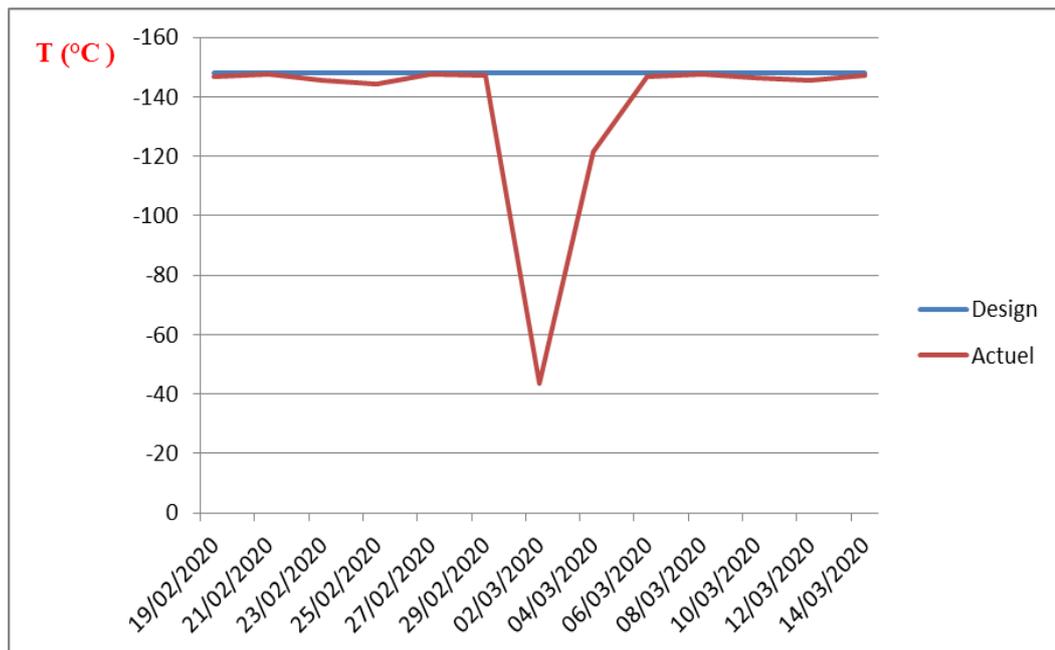


Fig.III.11 Variation de la température du GNL sortie 316C par T11_510

Lorsque le pourcentage des lourds (Ethane) et beaucoup plus le propane augmente dans la boucle MCR ; ceci diminue la température de la calandre (coté faisceau chaud) de l'échangeur principale X16-C, ce qui provoque une diminution de la température d'aspiration du compresseur MCR I (02J) qui peut atteindre parfois sa température de déclenchement (-60°C) cela est illustré dans le graphe suivant :

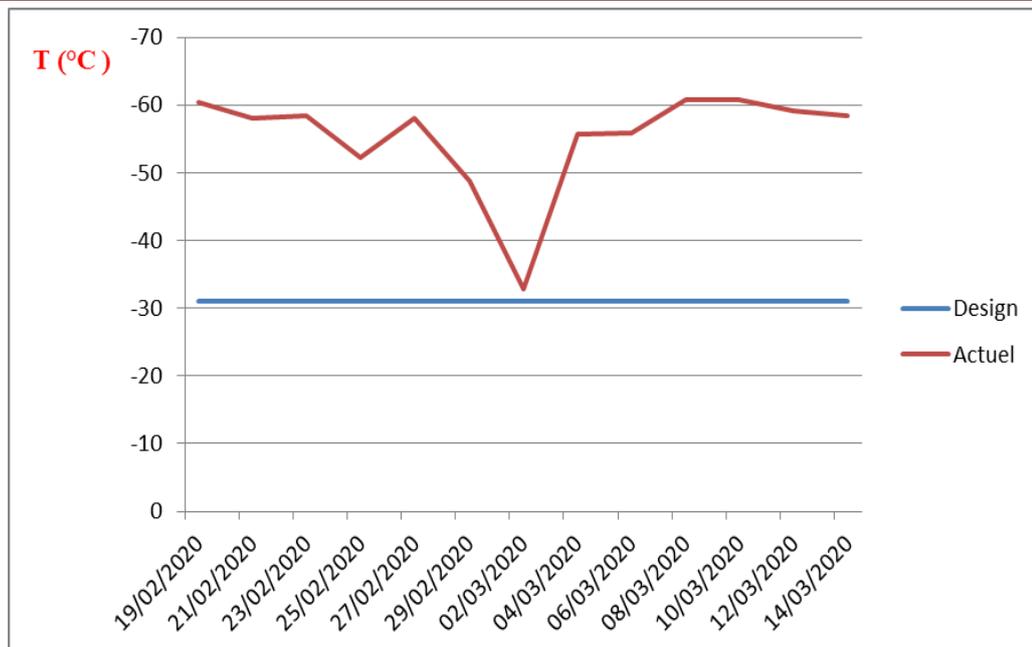


Fig.III.12 Variation de la température d'aspiration du compresseur MCR I (02J) parTII_513.

III.4 VALIDATION DE LA SIMULATION ET ANALYSE DES RESULTAT

III.4.1 Simulation

La simulation permet de reproduire les opérations unitaires par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement et la résolution des systèmes d'équations obtenus.

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel ;
- Dimensionner les équipements de ce procédé ;
- Etudier l'influence d'un paramètre donné sur le bon déroulement d'un procédé ou partie du procédé.

Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.

- Déterminer les performances des équipements.
- Adopter le process utilisé à des nouvelles lois réglementaires (concernant le produit, l'environnement...etc.)

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 TECH-HYSYS, CHEMCAD, DESIGNII, IDEAS, INDISS, PROSIM, PROII, SIM42.

Le logiciel que nous avons utilisé pour réaliser notre étude est le logiciel HYSYS de la société ASPENTECH.

III.4.2 Présentation de HYSYS

Le simulateur HYSYS permet de simuler un ensemble des opérations unitaires concernant certains appareils :(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 du gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie.

III.4.3 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 ;
- Etablir le schéma PFD de la section d'étude ;
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

Les modèles thermodynamiques sont utilisées 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 adéquat, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandé.

III.4.4 Méthodologie de la simulation

Pour varier la composition du MCR et voir son impact sur la boucle

- Dans un premier temps, nous avons validé notre simulation de la boucle à partir des données design afin de vérifier les performances du simulateur Hysys en comparant les résultats obtenus par simulation et ceux du design.
- Ensuite, nous avons simulé les cas réels (composition actuelle du MCR) et étudié son impact sur la boucle.

La figure suivante représente la configuration de notre simulation.

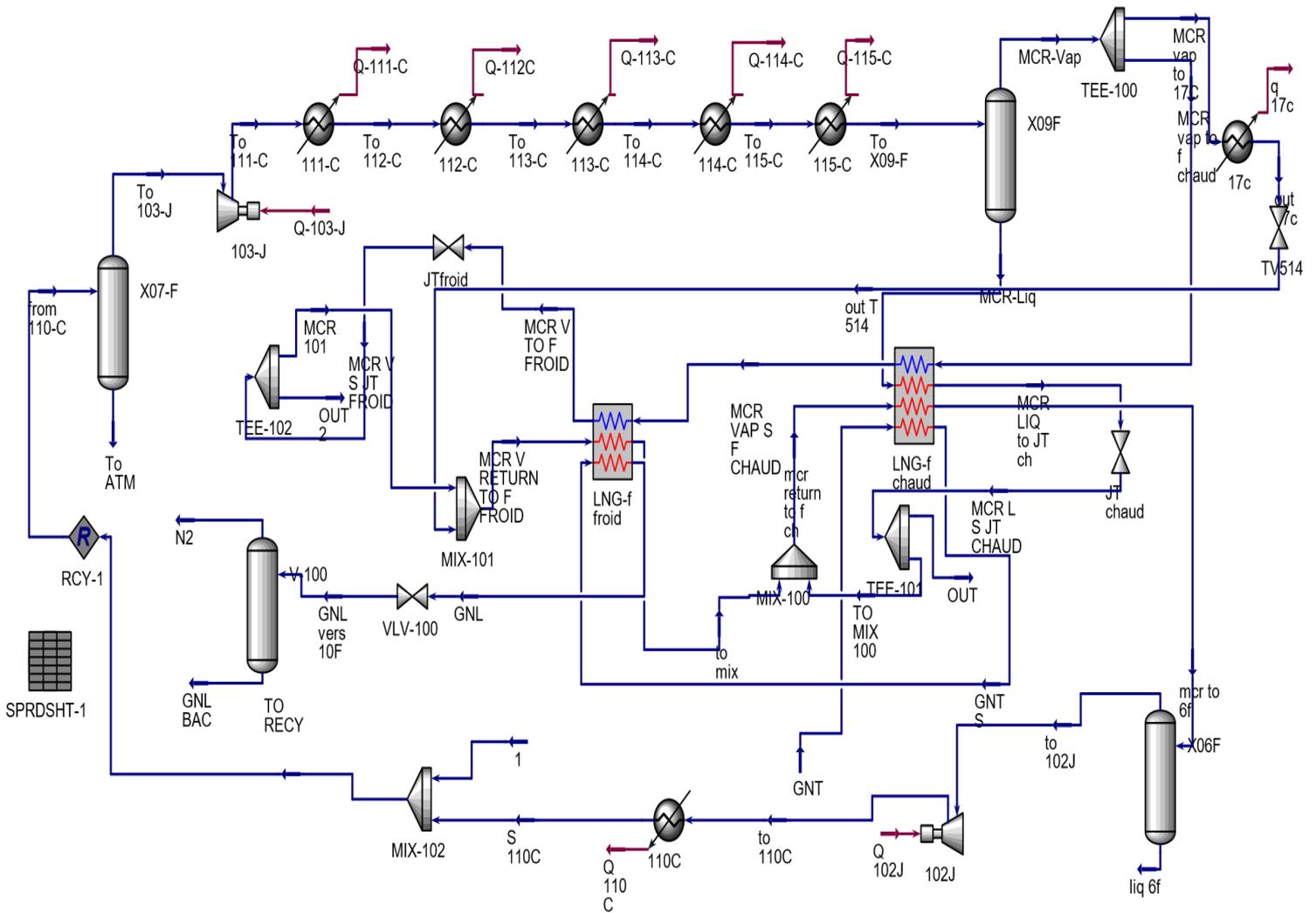


Fig.III.13 Schéma de la boucle du MCR avec la section de liquéfaction

III.4.5 DIFFERENTS EQUIPEMENTS INTERVENANTS DANS LA BOUCLE

MCR

Il est important d'inclure dans la simulation les autres équipements composants la boucle du MCR et qui seront définis comme suit:

Tableau III.4 : Différents équipements intervenants dans la boucle MCR

Compresseur MCRI (1 ^{er} étage)	X-02J
Compresseur MCRII (2 ^o ème étage)	X-03J
Echangeur de chaleur à eau de mer	X-10C
	X-11C
Echangeur à propane	X-12C
	X-13C
	X-14C
	X-15C
Echangeur de rejet	X-17C
Ballon séparateur	X-06F
	X-07F
	X-09F

III.4.6 Données de la simulation « cas design »

Nous avons introduit dans notre simulation les données design suivantes :

Tableau III.5: Différentes données du Design[13]

	Débit total (kg/h)	Débit entrant X17-C (kg/h)	Température d'entrée Te (°C)	Pression entrant Pe(bar)	Composition Design (%)		Pression de GNL à la sortie de X16C (bar)
					N ₂	C ₁	
MCR	5.302.10 ⁵	1.697. 10 ⁵			N ₂	2.2	
					C ₁	40.2	
					C ₂	54.4	
					C ₃	3.2	
GN	1.962.10 ⁵		-75	34.99			22

Tableau III.6: Composition du gaz naturel traité entrant dans l'échangeur principal

Composant	%
He	$1.1568. 10^{-3}$
N2	$6.3170. 10^{-2}$
C1	0.8928
C2	$4.2256.10^{-2}$
C3	$4.7039.10^{-4}$
IC4	$2.4467. 10^{-6}$
NC4	$1.0385. 10^{-6}$
IC5	$6.4329. 10^{-9}$
NC5	$2.3747. 10^{-9}$
IC6	$1.8087. 10^{-11}$
NC6	$1.441. 10^{-11}$

III.4.7 Paramètres de marche introduit au simulateur

Tableau III.7: Paramètres de fonctionnement des équipements[14]

	Aspiration du 1 ^{er} compresseur	Refoulement du 1 ^{er} compresseur	Aspiration du 2 ^{ème} compresseur	Refoulement du 2 ^{ème} compresseur
Temperature (°C)		74,7	32,2	121
Pression (bar)	2,9	12,89	12,3	45,7

Tableau III.8: Paramètres de marche introduit au simulateur.

Equipment	T _E (°C)	T _S (°C)	P _E (bar)	P _S (bar)	ΔP (bar)
X-10C	74.7	32.2	-	-	0.5516
X-11C	121.1	32.2	-	-	0.3447
X-12C	32.2	8.5	-	-	0.16
X-13C	8.9	-5.6	-	-	0.24
X-14C	-5.6	-16.1	-	-	0.28
X-15C	-16.1	-30.6	-	-	0.2
Equipment	T _E (°C)	T _S (°C)	P _E (bar)	P _S (bar)	ΔP (bar)
X-17C	-	-146.7	-	42.78	-
TV-514	-146.7	-154.4	42.78	-	-
JT CHAUDE	-116	-125	38.09	-	-
JT FROIDE	-150.6	-154.4	28.96	-	-

III.5 VALIDATION DE LA SIMULATION

Tableau III.9 : Erreur relative entre résultats réels et de design.

Paramètres	Cas design	Cas simulation	Erreur %
Température du GNL sortie du X16C (°C)	-149	-148.5	0.34
Puissance du compresseur MCR I (kW)	22170	24311.12	8.81
Puissance du compresseur MCR II (kW)	24869	22840.21	8.88
Température d'aspiration du compresseur MCR I (°C)	-35	-48.10	2.72

Dans le tableau (III.9), nous avons calculé les erreurs relatives commises entre les résultats réels (cas simulation) et design. Nous remarquons que ces erreurs ne dépassent pas les 10%, ce qui confirme la validité de notre simulation et nous permet de modifier quelques paramètres dans le procédé et obtenir des résultats fiables pouvant d'analyser le problème du dysfonctionnement de la boucle MCR.

III.6 RESULTATS ET DISCUSSIONS

Vu les constatations, concernant la contamination du MCR causée principalement par l'augmentation du pourcentage du propane (C3) et la présence de traces du C4 et C5, de l'appoint provenant de la colonne du DC2 (dé-éthaniseur), nous avons simulé le problème à l'aide du logiciel Hysys afin d'étudier l'influence de la perturbation de la boucle MCR sur quelques paramètres du procédé tels que la température de sortie du gaz naturel de l'échangeur principal, les puissances consommées des compresseurs et notamment le coefficient de performance (COP).

Nous proposons, dans ce qui suit, de varier la teneur du réfrigérant multi-composants en éthane et propane puis de voir, par simulation, l'impact de ces rajouts sur les paramètres suivant :

- La température du GNL à la sortie de l'échangeur principal X-16C ;
- La puissance consommée par les compresseurs MCRI et MCR II ;
- La température du MCR sortie calandre de l'échangeur principal X16C. (T° d'aspiration du compresseur MCRI) ;
- Le coefficient de performance de la boucle MCR(COP).

. La variation de la composition du MCR par des appoints de C2 et C3 est illustrée dans le tableau (III.10), les figures (III.13) jusqu'à (III.16) sont les résultats de cette simulation.

Tableau III.10: Composition du MCR étudié.

Composition du MCR	Cas 1 (%)	Cas 2 (%)	Cas 3 (%)
N2	2.2	2.2	2.2
C1	40.2	40.2	40.2
C2	51.6	49.1	46.7
C3	6	8.5	11.1

Nous avons obtenu les résultats suivants :

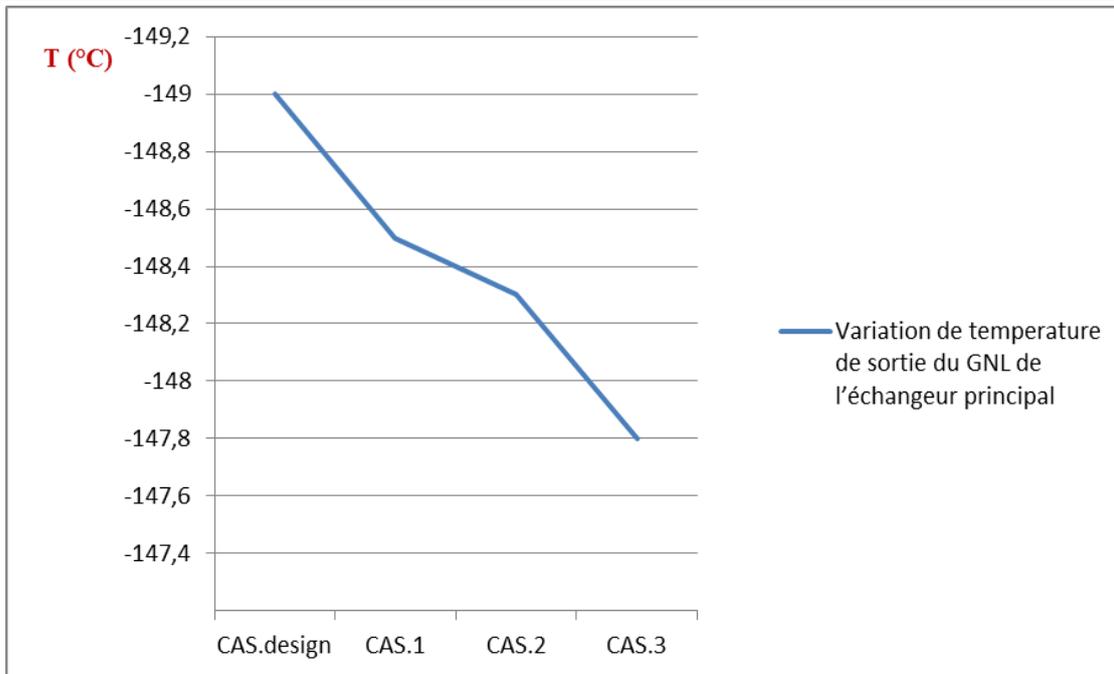


Fig.III.14 Variation de la température de sortie du GNL de l'échangeur principal

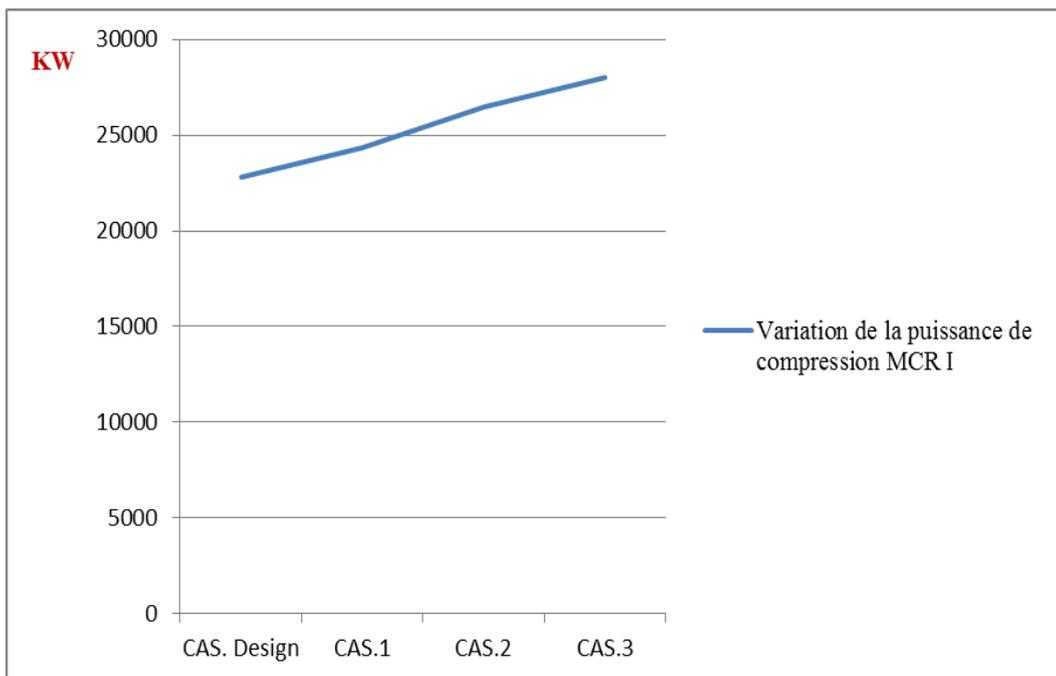


Fig.III.15 Variation de la puissance de compression MCR I

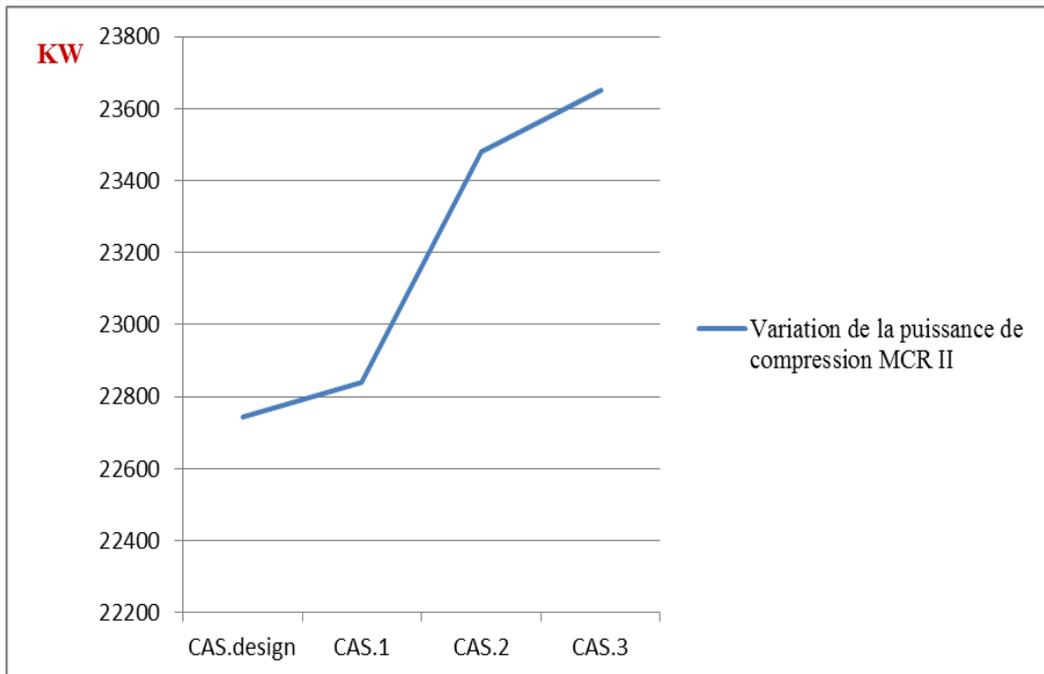


Fig.III.16 Variation de la puissance de compression MCR II

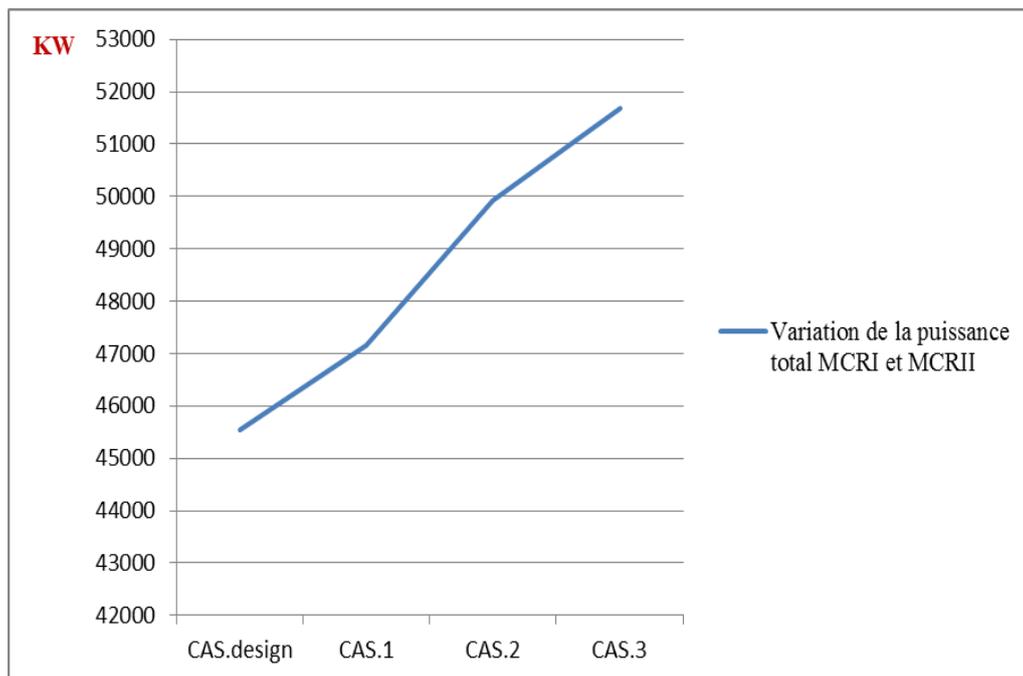


Fig.III.17 Variation de la puissance de compression totale.

D'après les figures (III.14 ; III.15 ; III.16), On remarque que la puissance consommée dans le cas design est inférieure à celle consommée dans les trois autres cas réels ce qui permet

de produire un maximum de froid (GNL sort de l'échangeur principal à $T = -148^\circ\text{C}$), ce qui augmente l'autoconsommation de l'unité de liquéfaction.

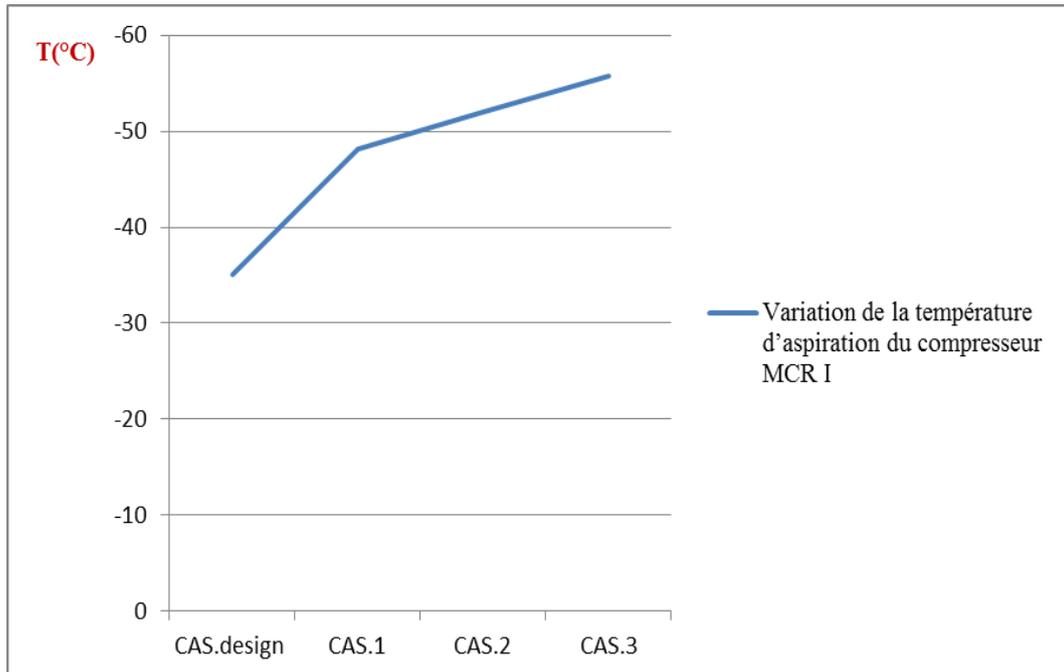


Fig.III.18 Variation de la température d'aspiration du compresseur MCR I.

III.6.1 Etude de la variation du COP en fonction de la composition du MCR

COP : coefficient de performance

Ce coefficient représente le rapport de la quantité d'énergie reçue par le GNL et le travail fournie aux compresseurs.

$$COP = \frac{Q_{\text{recu par GNL}}}{W_{\text{fourie}}} = \frac{H_E - H_S}{W_{MCR I} + W_{MCR II}} \quad (\text{III.1})$$

Où,

H_E : L'enthalpie du gaz d'entrée à l'échangeur principal.

H_S : L'enthalpie du gaz de sortie de l'échangeur principal.

$W_{MCR I}$: Le travail consommé par le compresseur 1^{er} étage.

$W_{MCR II}$: Le travail consommé par le compresseur 2^{ème} étage.

Les différentes valeurs du coefficient sont calculées en fonction de la composition du multi-réfrigérants et illustrées sur le tableau (III.10), le graphe de la figure (III.19) confirme ces valeurs.

$$W_T = W_{MCRI} + W_{MCRII} \tag{III.2}$$

A.N :

Cas design : $W_T = 2801.61 + 22742.61 = 45544.22 \text{ KW}$

Tableau III.11 : Tableau récapitulative des résultats.

MCR	Q (kj/h)= $H_E - H_S$	W _T (kw)	COP
MCR design	101487471.8	45544.22	0.6190
CAS.1	94439135.11	47151.33	0.556
CAS.2	95313177.13	49932.44	0.530
CAS.3	93115673.43	51689.05	0.500

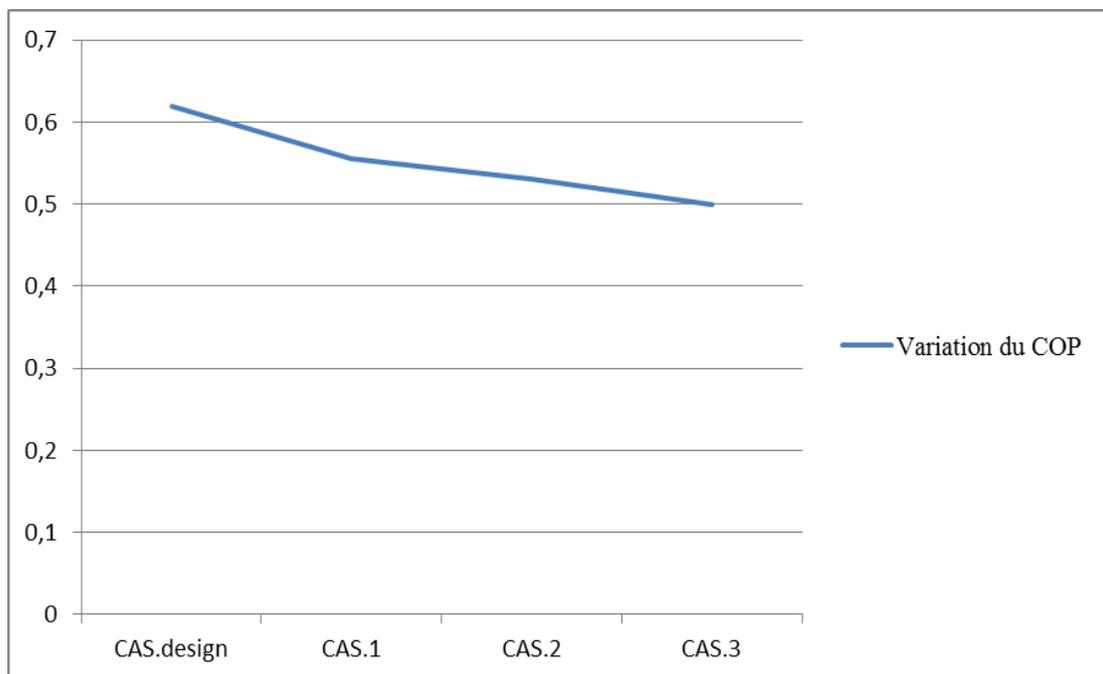


Fig.III.19 Variation du COP en fonction de la composition du MCR.

A travers les résultats obtenus, après augmentation du pourcentage des lourds (C3 ; C2) dans la composition du MCR, nous remarquons que la température de sortie du GNL reste presque la même, l'influence est donc sur les puissances des deux compresseurs MCR I et MCR II (une surconsommation) ainsi sur la température d'aspiration de compresseur MCR I qui devient plus basse et le coefficient de performance diminue aussi.

III.7 CONCLUSION

Finalemment et après les investigations, nous avons pu déterminer les causes probables qui peuvent engendrer la perturbation de la composition du MCR, telles que le dysfonctionnement de la colonne de dé-ethanisation et la contamination de la boucle propane.

A l'aide de la simulation nous avons pu prouver que cette perturbation de la composition du MCR (augmentation du pourcentage des lourds) a des mauvais effets sur le rendement de la boucle et la capacité de refroidissement.

CONCLUSION GENERALE ET RECOMMANDATIONS

Le stage effectué au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL2/Z de la SONATRACH(d'ARZEW), nous a permis de mettre en valeur nos connaissances théoriques acquises et ce pendant une durée plus au moins restreinte dans ce complexe.

Après avoir pris connaissance du procédé de liquéfaction et des installations au niveau du complexe ainsi que les problèmes opératoires vécus sur site, nous nous sommes penchés sur la problématique, tout aussi récurrente que pertinente, concernant le dysfonctionnement de la section de réfrigération à cause de problèmes rencontrés dans la boucle du réfrigérant multi - constituants MCR.

Nous avons tenté, dans une première étape, d'identifier toutes les principales causes à cette perturbation. L'investigation et l'étude approfondie nous a permis de déterminer les différentes causes responsables de cette perturbation ainsi que ses effets sur la boucle.

Dans une deuxième étape et afin de confirmer par des calculs, les constatations faites sur ce dysfonctionnement, une simulation du procédé utilisé, validée au préalable avec des données et résultats du design, fut développée au moyen du logiciel Aspen Hysys. Ceci nous a confortés sur la simulation des cas actuels et des différents scénarios étudiés.

Les résultats de cette étude, obtenus par une simulation, démontrent que la variation de la composition du MCR influe d'une manière significative et non négligeable sur la performance du cycle de réfrigération du procédé de liquéfaction (Diminution du Coefficient de performance COP pouvant aller jusqu'à (11%) et une augmentation du travail fourni par les compresseur MCRI et MCRII, ce qui se traduit par des pertes en énergie et en produit GNL.

Cette perturbation a donc, des effets sur le refroidissement et la quantité du GNL produit ainsi que la consommation des deux compresseurs MCR I et MCR II et par conséquence l'autoconsommation de l'unité.

Pour finaliser notre modeste travail, le but recherché étant de maintenir la composition du MCR aussi proche que possible de celle du design (Fonctionnement optimale comme démontrer par la simulation), par la suite, nous recommandons ce qui suit :

- Réparation de la passe endommagée du condenseur à plaque 651-C.
- Assurer l'étanchéité des vannes d'appoints.
- Installation des analyseurs en ligne afin de suivre la composition du MCR.
- Réparation des échangeurs EDM-PROPANE (602 CA/CB).
- Installation des analyseurs en ligne pour un suivi régulier de la boucle propane.
- Faire des études approfondi sur la boucle propane pour éviter toute contamination de cette boucle par les légers.
- L'ouverture de l'évent ou la purge du ballon X09-F lors de la perturbation de la composition du MCR pour la stabiliser (dans ce cas il faut faire des appoints pour compenser les fuites).

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] <http://www.energie.gov.dz/francais/liquefaction-du-gaz-naturel-gnl-separation-des-gpl>
- [2] Document .banque mondial.org «le gaz naturel».
- [3] <http://www.academie-technologie.fr>
- [4] <http://gaz-tarif-reglement.fr> «gaz»
- [5] Mlle Berkat Radhia et Mlle Benmesahel Khadidja .Mémoire de master 2019«Optimisation des paramètres diminuant le phénomène de moussage au niveau du complexe GL2/Z».
- [6] Manuel opératoire du complexe GL2/Z ,1993.
- [7] Manuel opératoire de procédé « section traitement », volume I ,1981.
- [8] Manuel de service formation GL2/Z, soft liquéfaction.
- [9] M. Laidat Abdelmadjid et Mme Marouf Taibia .Mémoire de projet professionnel de fin de formation. 2015 «Etude des causes du dysfonctionnement de la boucle MCR et de son impact sur le cycle de réfrigération GL2/Z».
- [10] Service technique complexe GL2/Z.
- [11] Manuel opératoire GL2/Z, section fractionnement, volume 3,1981.
- [12] Service production complexe GL2/Z.
- [13] Datasheet of pullman kelloggcompany.
- [14] Service laboratoire complexe GL2/Z.