



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



N° d'ordre : M2 /IP/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie pétrochimique**

**Thème**

**Récupération des MCR vapeurs à partir du ballon HP en cas de fuites  
sur l'échangeur principal E520 au niveau complexe GNL1/Z**

Présenté par

1-Tayeb Youcef

2-Ketrouci Assia

Soutenu le 14/07/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	DELALLI HALIMA	MAA	Université de MOSTAGANEM
Examineur :	BENZEKRI BENALLOU	MCB	Université de MOSTAGANEM
Rapporteur :	DOUARA NADIA	MCB	Université de MOSTAGANEM

Année Universitaire 2018/2019

## **REMERCIEMENTS**

*En premier lieu, nous tenons à remercier DIEU notre créateur, pour nos avoir donner la force d'accomplir ce travail.*

*Nous adressons nos vifs remerciements à notre encadrant Mme NADIA DOUARA, pour son compréhension, sa patience, ses remarques qui ont été précieuses et son soutien dans des moments très difficiles.*

*Nous adressons aussi nos remerciements aux membres de jury Mme DALLALI HALIMA et Mr BENZAKRI BENALLOU qui nous ont faits l'honneur de juger notre travail.*

*Nous tenons à présenter nos sincères remerciements à Mme DOUARA pour son aide précieuse, ses conseils constructifs lors de l'élaboration de ce projet de fin d'étude.*

*Avec nos grands respects bien Affectueusement.*

*Sans oublier de remercier l'ensemble du complexes GL1/Z pour leurs encouragements.*

*Ainsi que a l'ensemble de nos enseignants de département de génie des procédés et à tous ceux qui nous ont aidés de près ou de loin à l'aboutissement de ce travail.*

## *Dédicace*

*J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :*

*A*

*Ma source de bonheur :*

*Mon père, ma mère pour leur amour, leur bonté, leur sacrifice,  
leurs encouragements perpétuels, et leur soutien.*

*Puisse Dieu prolonger leur vie dans le bonheur.*

*A mes frères et ma sœur.*

*Mohamed ; Nour el dine ; Lakhdar ; Chahinaz*

*A toute la famille KETROUCI*

*A mes amis : Amel, Aicha, Amina, Nassira ; Sohila ; Ibtissam*

*Et mon binoume Tayab youssèf*

*A tous les étudiants de la promotion 2018/2019, 2<sup>ème</sup> année  
master génie pétrochimique.*

*Tous ceux qui me connaissent de loi ou de pré.*

*Avec toute mon affection*

*Assia*

## *Dédicace*

*J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :*

*A*

*Ma source de bonheur :*

*Mon père, ma mère pour leur amour, leur bonté, leur sacrifice,  
leurs encouragements perpétuels, et leur soutien.*

*Puisse Dieu prolonger leur vie dans le bonheur.*

*A mes sœurs et mes frères.*

*A toute la famille Tayeb et Ben hassna et Azza.*

*A tous les étudiants de la promotion 2018/2019, 2<sup>ème</sup> année  
master génie pétrochimique.*

*Tous ceux qui me connaissent de loi ou de pré.*

*Avec toute mon affection*

*Youcef*

## Liste des figures

<b>Figure I.1</b> Organisation du complexe.....	5
<b>Figure I.2</b> Stockage de gaz naturel liquéfié.....	7
<b>Figure II.1</b> Schéma de la section absorption.....	9
<b>Figure II.2</b> Schéma de la section régénération.....	10
<b>Figure II.3</b> Schéma de la section déshydratation.....	11
<b>Figure II.4</b> Schéma de la section de séparation.....	12
<b>Figure II.5</b> Schéma de la section de liquéfaction.....	14
<b>Figure III.1.</b> Schéma simplifié de l'échangeur bobiné (échangeur principal).....	19
<b>Figure III.2</b> Schéma simplifié de l'échangeur bobiné.....	21
<b>Figure IV.1</b> Diagramme schématique de l'échangeur principal avant la modification.....	28
<b>Figure IV.2</b> Diagramme schématique de l'échangeur principal après la modification.....	30
<b>Figure IV.3</b> Taux de fuites internes des échangeurs principaux.....	42

**Liste des tableaux :**

<b>Tableau II.1</b> Composition molaire du GN.....	8
<b>Tableau II.2</b> Composition molaire du GNL.....	16
<b>Tableau III.1.</b> caractéristique de l'échangeur principale.....	20
<b>Tableau III.2.</b> Composition molaire du MCR.....	23
<b>Tableau III.3.</b> équipements de boucle MCR.....	24
<b>Tableau IV.1</b> Paramètres des fluides entrant dans l'échangeur principal.....	29
<b>Tableau IV.2</b> Les caractéristiques du MCR vapeur récupéré.....	30
<b>Tableau IV.2</b> Taux de fuites internes des échangeurs principaux.....	42

## Liste des équipements

**193 A et 194 A** : Vannes à travers vers fuel gaz.

**193 B et 194 B** : Vannes à travers vers rejet liquide.

**By-pass** : Vanne à travers vers torche froid.

**PV-609** : Vanne de contrôle de la pression de la calandre de l'échangeur principal.

**FG** : Mélange des hydrocarbures qui alimente la chambre de combustion pour les chaudières.

**G-203** : Ballon séparateur de la torche froide

**G-788** : Ballon d'aspiration premier étage.

**G-780** : Ballon MCR haute pression.

**G-714** : Séparateur de la tour de lavage.

**G-783** : Ballon d'aspiration vers rejet liquide.

**FV-615** : Vanne de détente isenthalpique qui contrôle la température MCRL, situé au milieu de l'échangeur principal.

**E-520** : Echangeur principal.

**E-722** : Condenseur déméthaniseur.

**E-540** : Echangeur a plaque.

**E-530** : Echangeur de gaz de rejet, situé dans la section de liquéfaction près de l'échangeur principal.

**TV-612** : Vanne isenthalpique qui contrôle la température GNL, situé avant le ballon de séparation de déazoteur produit.

**J1020 et J1030** : Pompes cryogéniques de GNL produit, situés dans la section de liquéfaction.

**CRV-605** : Vanne de détente isenthalpique qui contrôle la température MCR (V). Situé en haut de l'échangeur principal.

## *Liste des abréviations*

- GN : Gaz naturel
- GNT : Gaz naturel traité
- GNL : Gaz naturel liquéfiée
- MCR(L): Multi composant réfrigérant liquide
- MCRV : Multi composant réfrigérant vapeur
- HP : Haut pression
- MP : Moyenne pression
- BP : Basse pression
- APC I : Aire Products &Chémicales Inc
- JT : Joul-Thomsson
- MEA : Mono-éthanol-amine.
- PCS : Pouvoir calorifique supérieure

# *Introduction*

## **Introduction générale**

Ce présent projet de fin d'études a été réalisé dans le cadre de l'obtention du master en génie pétrochimie. Le projet a été réalisé dans le complexe de liquéfaction de gaz GL1/Z. Le complexe GL1/Z est conçu pour la production du gaz liquéfié. Une quantité non négligeable d'hydrocarbures est brûlée dans les torches.

Ce problème réside dans la valeur élevée du taux d'autoconsommation due manifestement à plusieurs causes convergentes, ces causes sont notamment les appoints, les pertes dues aux différents arrêts des trains et à leurs démarrages, les fuites, les baisses de rendement des principaux équipements. Ce qui se traduit par un rejet vers l'atmosphère de quantités importantes de gaz à effet de serre. Ces gaz torchés constituent non seulement une source de pollution de l'environnement mais également une énergie non renouvelable perdue alors qu'il est possible de la récupérer.

Notre projet est une contribution à la limitation des émissions des gaz torchés au niveau du complexe GL1/Z. Il vise précisément à étudier la possibilité d'éviter le brûlage aux torches dans la section liquéfaction des trains au niveau de l'échangeur principal.

Ce procédé de récupération des gaz torchés permettra au complexe d'atteindre deux objectifs principaux :

- Economique : une source financière très importante.
- Environnemental : protection de l'environnement et de la santé par la diminution de la pollution atmosphérique.

Dans un premier temps nous avons la présentation du complexe et du procédé de liquéfaction et nous donnerons plus de détails sur l'échangeur principal E-520 et MCR, ensuite exposerons la problématique telle qu'elle se pose aux exploitants du GL1/Z. après sa fait la solution proposée afin de régler le problème de torche de gaz lors de la section liquéfaction et les calculs de perte de charge et les fuites.

# *Chapitre I*

### **I.1.Génialités**

Le complexe industriel de GL1/Z est une importante réalisation industrielle de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Il a été conçu pour assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel provenant de HASSI R'MEL, en vue de faciliter son transport et sa commercialisation dans les navires spéciaux (Méthaniers), vers l'étranger en réduisant son volume de 600 fois, par sa transformation physique de l'état gazeux vers l'état liquide.

Le GNL joue un rôle de plus en plus important dans l'industrie mondiale de l'énergie, car les réserves mondiales en gaz naturel sont abondantes et son état condensé rend possible son transport sur de longues distances par les voies maritimes, donnant naissance à de véritables chaînes d'approvisionnement incluant les puits producteurs, les usines de traitement, les réseaux de gazoducs, les usines de liquéfaction, les terminaux de chargement des méthaniers, les terminaux d'importation et de stockage, les usines de regazéification et de réinjection au réseau.

### **I.2. Historique de complexe**

La mission dévolue à l'entreprise SONATRACH, lors de sa 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 a par la suite, été élargie 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 GAZ 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.3. Situation géographique**

Le complexe GNL1/Z est situé au nord-ouest du pays à 40 km de la ville d'Oran à côté d'un petite village au bord de la mer méditerranée nommée «BETHIOUA» son implantation exacte est entre le complexe GNL2/Z à l'est et le complexe COA /Z à l'ouest au bord de l'autoroute de la zone industrielle d'Arzew.

-Le complexe a une superficie de 73 Hectares dont 51 d'usine et 22 pour le stockage[1].

## I.4. Organisation du complexe

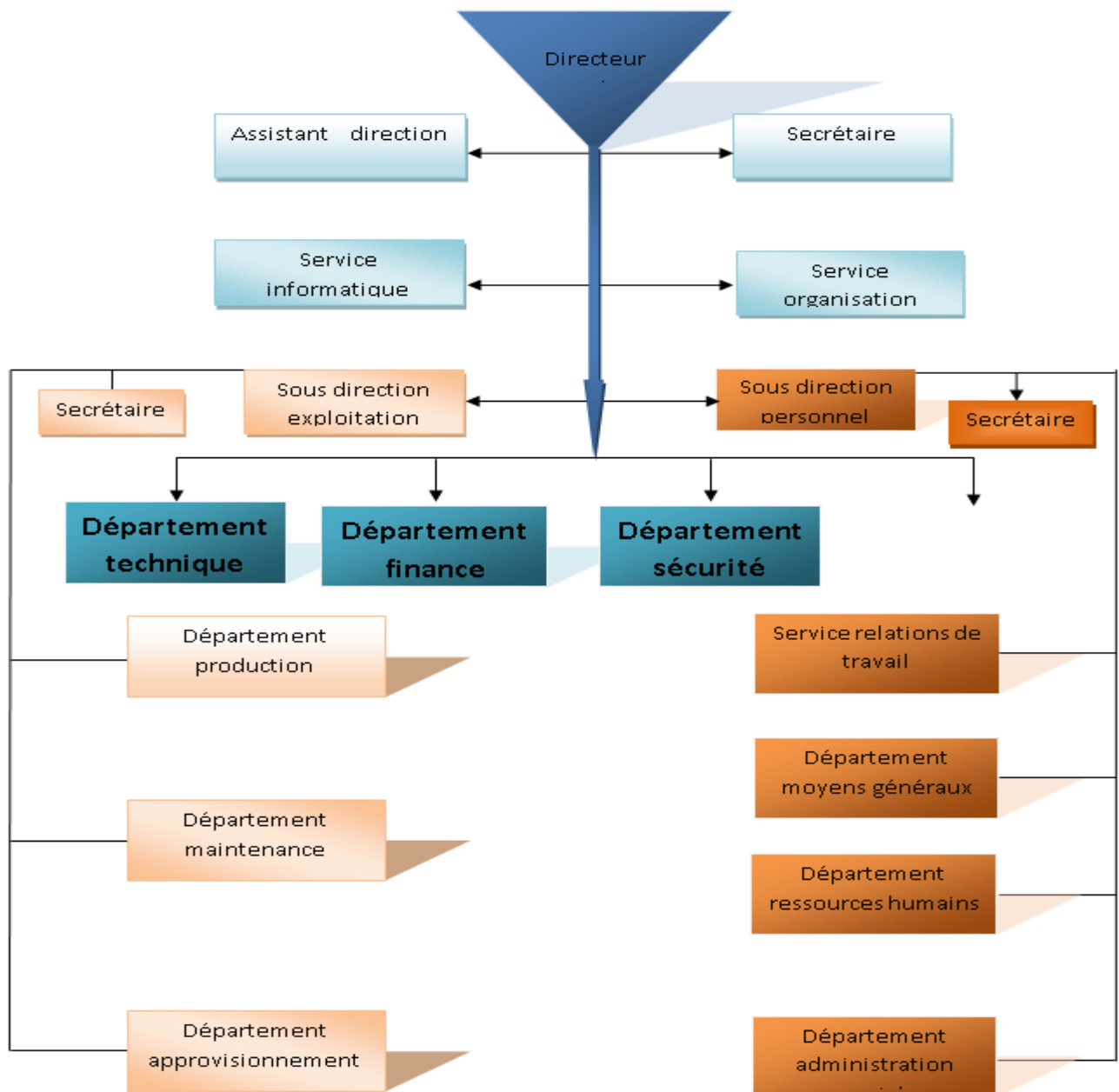


Figure I.1 Organisation du complexe.

## I.5. 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.6. Présentation technique du complexe**

Le complexe GNL1/Z comprend trois (03) zones essentielles:

### **I.6.1.Zone d'utilité**

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.

#### ***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).

#### ***Source de refroidissement***

L'eau est la source de refroidissement transportée par un ensemble de six (06) pompes de grande puissance de 175000 m<sup>3</sup>/h.

#### ***Production d'électricité***

La production d'électricité est assurée par trois (03) alternateurs entraînés par des turbines à vapeurs. Les turbo-alternateurs fournissent l'énergie de 36 MW par générateur plus un (01) branchement SONALGAZ.

#### ***Unité de dessalement***

Elle permet de produire l'eau distillée pour alimentation des chaudières.

#### ***Production d'air comprimé***

Une grande partie de l'instrumentation du complexe est pneumatique. La production de l'air comprimé est assurée par un ensemble de quatre (04) compresseurs et d'un compresseur d'air secours.[1]

### **I.6.2. Zone procédé**

Cette zone est composée de six (06) trains qui produisent 8000 m<sup>3</sup>/jour/train et Chaque train dispose de sa propre production de vapeur, sa propre section de décarbonatation, de séchage et de liquéfaction des hydrocarbures.

### I.6.3. Zone de stockage

C'est la zone de stockage et de chargement, elle contient trois (03) réservoirs de GNL d'une capacité de 100000 m<sup>3</sup>, deux (01) réservoirs de gazoline d'une capacité de 14500 m<sup>3</sup>.

-Une station de pompage de GNL d'une capacité de 10000 m<sup>3</sup>/h.

-Deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement.



**Figure I.2** stockage de gaz naturel liquéfié.

# *Chapitre II*

## II.1. Généralités

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures saturés tels que le méthane en grande Proportion, l'éthane, le propane, le butane et des traces d'hexane. Son analyse révèle la Présence d'hélium, d'azote, dioxyde de carbone, d'eau et des traces de mercure. Le tableau Suivant donne la composition chimique du gaz naturel [2].

**Tableau II.1** Composition molaire du GN

Compositions	Fractionnement molaire (%)
N <sub>2</sub>	5,41
C1	83,91
C <sub>2</sub>	7,57
C <sub>3</sub>	1,91
i C <sub>4</sub>	0,26
N C <sub>4</sub>	0,37
I C <sub>5</sub>	0,08
n C <sub>5</sub>	0,07
C <sub>6</sub>	0
He	0,21
CO <sub>2</sub>	0,21
Hg	0
Total	100

## II.2. Section de traitement de gaz

### 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 mono-éthanol-amine (MEA). Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :

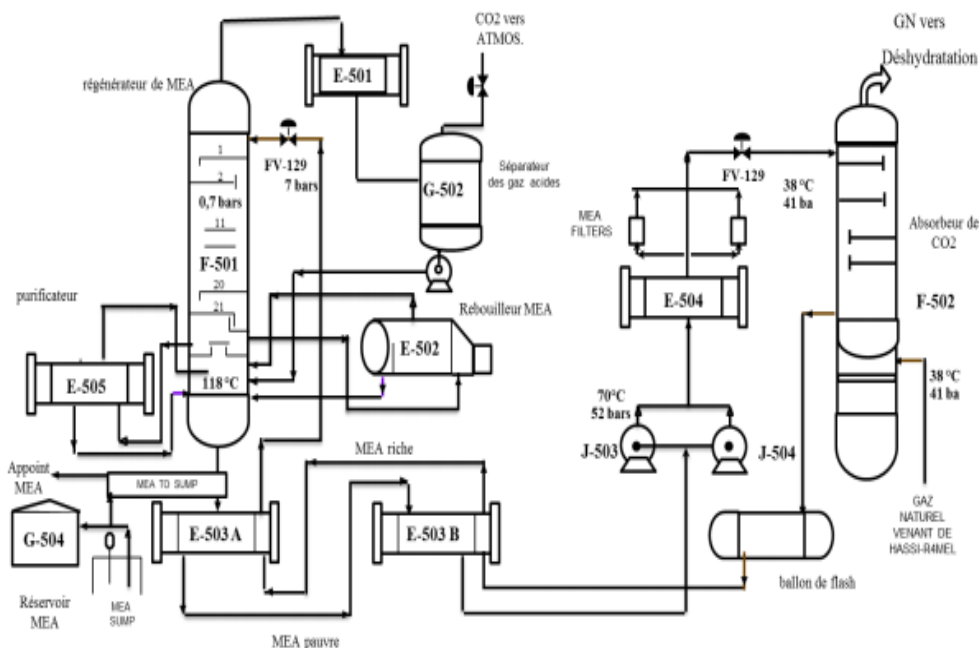


A la température ambiante et une pression de 40 bars, la MEA et le  $\text{CO}_2$  forment un mélange instable correspondant au second membre de la réaction, tandis qu'à chaud et sous une basse pression, le mélange se détruit en libérant le  $\text{CO}_2$  et régénérant ainsi la MEA.

La solution aqueuse de MEA agit comme un agent d'absorption dans le système de Décarbonatation et réduit la teneur du  $\text{CO}_2$  présent dans le GN de 1400 ppm à 90 ppm. [1]

### *Principe de fonctionnement*

Le gaz naturel passe d'abord dans la section épuration située en bas de la colonne d'absorption sous une pression de 41,4 bars où tous les hydrocarbures liquides sont éliminés. Dans cette colonne, le gaz circule vers le haut à contre-courant d'une solution de MEA pour être débarrassé de son  $\text{CO}_2$ , puis dirigé vers la section de déshydratation; la solution de MEA pauvre en  $\text{CO}_2$  pénètre en haut de l'absorbeur et quitte la colonne en bas sous forme de MEA riche.



**Figure II.1** Schéma de la section absorption

### *Régénération de la solution de MEA*

Après être passée dans le ballon de détente, la solution de MEA riche est tout d'abord chauffée à 91 °C par échange thermique avec la solution de MEA pauvre régénérée. Ensuite,

elle est introduite en tête de la tour de régénération fonctionnant normalement à 0,7 bar. La solution de MEA riche en CO<sub>2</sub> descend dans la colonne pour y être épurée par les gaz ascendants provenant de l'évaporation des produits de fond (116 °C).

Le liquide (solution de MEA) au fond de la colonne s'appauvrit en CO<sub>2</sub> et il est renvoyé vers l'absorbeur, après avoir réchauffé la MEA riche et être refroidi à 38 °C par l'eau de mer.

Les vapeurs de tête, riches en CO<sub>2</sub>, passent dans les condenseurs de tête ou le liquide (eau) est réinjecté dans la tour de régénération. Les gaz incondensables (essentiellement le CO<sub>2</sub>) sont évacués vers l'atmosphère[1].

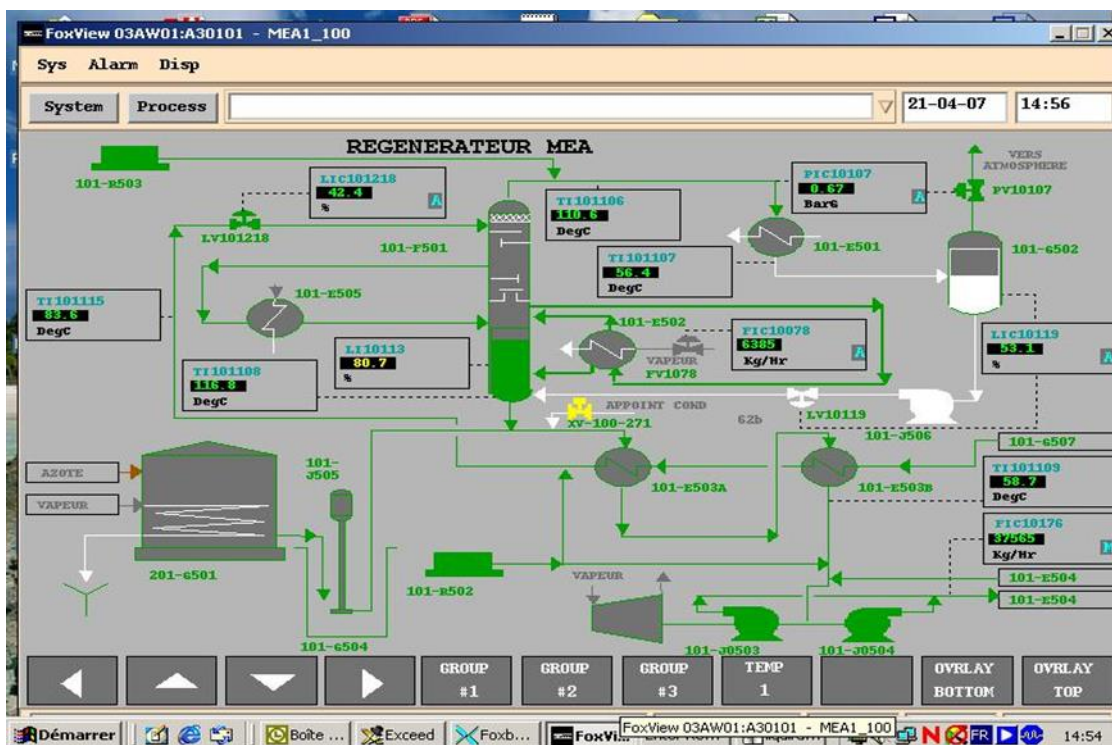
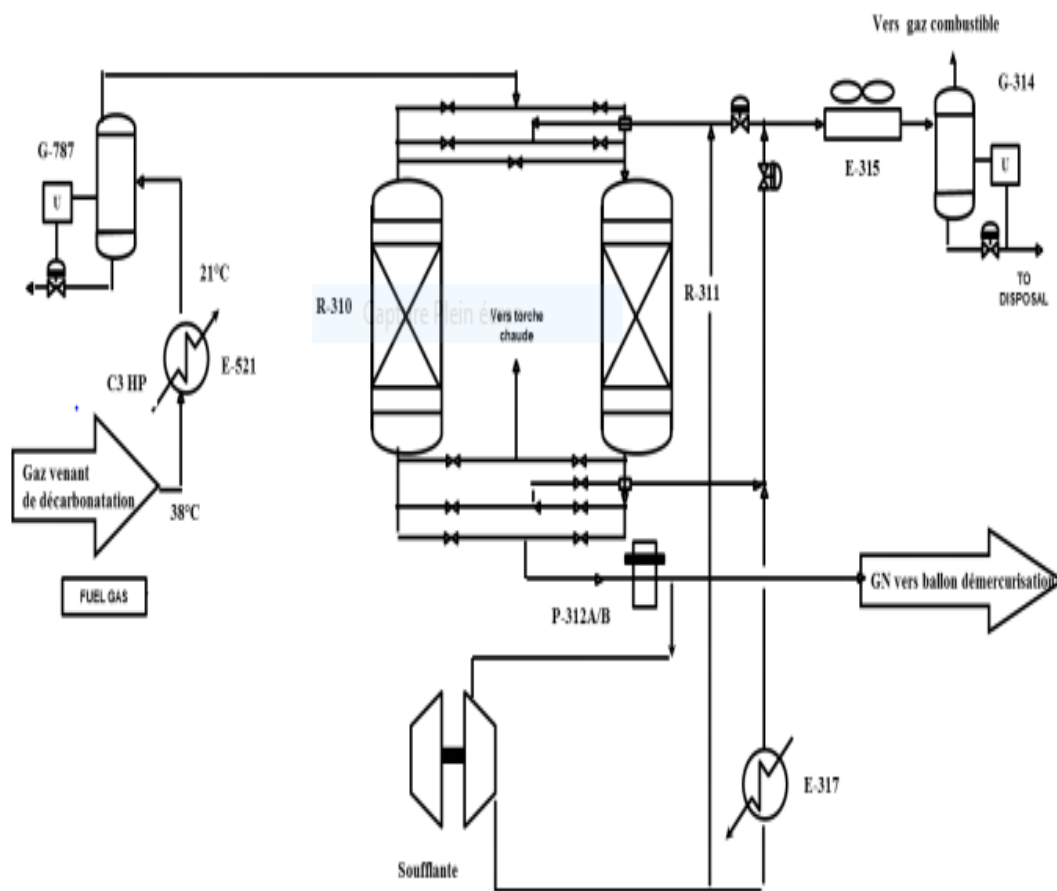


Figure II.2 Schéma de la section régénération

### II.2.2. Déshydratation

Un pré-refroidissement dans l'échangeur à propane HP jusqu'à 21°C permet de condenser 65 % de l'eau contenue dans le gaz. Cette eau est retenue dans le ballon séparateur vers décantation. Le gaz chargé d'humidité passe ensuite à travers deux sécheurs à tamis moléculaires qui travaillent en alternance pendant un cycle de 12 heures. Alors que l'un est en service l'autre est en régénération. Le GN sort avec une concentration en eau inférieure à 1 ppm. Le gaz déshydraté est ensuite filtré dans deux filtres pour éliminer les particules solides entraînées.

Après 12 heures de service, le sécheur est soumis à une opération de régénération par un gaz réchauffé à une température de 280 °C. Il pénètre par le fond du sécheur en entraînant avec lui toute l'eau contenue dans les tamis à la sortie du sécheur. Le gaz de régénération pénètre dans un refroidisseur, alors que l'eau est condensée, séparée puis dirigée vers la décantation, tandis que le gaz est renvoyé vers le réseau fuel gas, la torche ou vers l'absorbeur. Le sécheur est refroidi par un gaz à une température de 21 °C pour être prêt au service. [4]



**Figure II.3** Schéma de la section déshydratation

### II.2.3. Demercurisation

La dernière étape du traitement est l'élimination du mercure, elle consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz pour éviter la corrosion des équipements en aluminium comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction, le demercuriseur utilisé est le charbon à base de soufre.

### II.3. Section de séparation

#### II.3.1. Section de refroidissement

Le GN pénètre dans la section de séparation à une température de 21 °C et une pression de 40 bars où il doit subir un refroidissement par deux échangeurs au propane, le premier pour ramener la température du gaz à -1 °C, le second à -26 °C, c'est la température à laquelle il doit pénétrer dans la tour de lavage.

#### II.3.2. Section de séparation (tour de lavage)

Le gaz naturel est introduit dans la tour de lavage au niveau 9<sup>ème</sup> plateau ; la phase vapeur est envoyée vers la section liquéfaction ; et la phase liquide riche en hydrocarbures lourds va rejoindre le fractionnement [1].

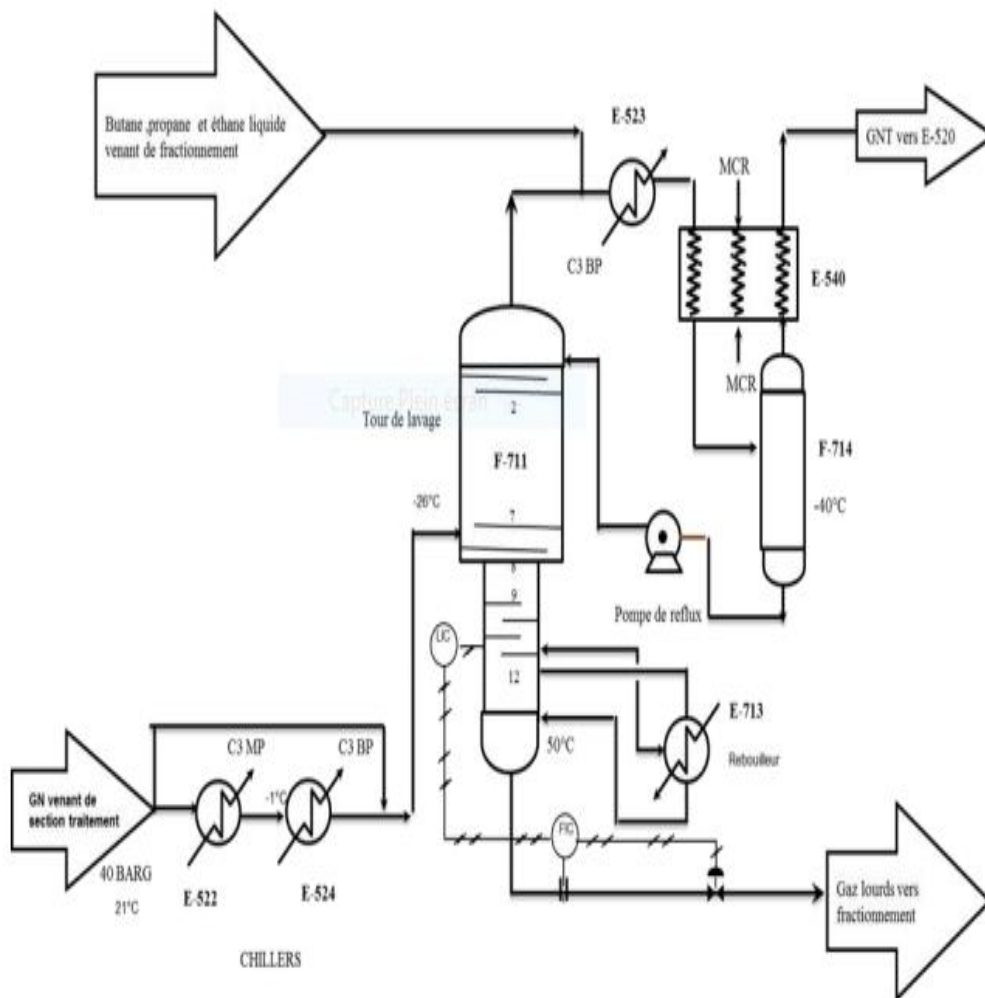


Figure II.4 Schéma de la section de séparation

#### II.4. Section liquéfaction

La liquéfaction de GNT est réalisée dans l'échangeur principal au moyen d'un réfrigérant mixte MCR. Le gaz naturel d'alimentation quitte le séparateur de la tour de lavage avec une

Pression effective de 38 bars et une température de  $-34\text{ }^{\circ}\text{C}$  pour pénétrer dans l'échangeur Principal. Il reçoit un appoint d'éthane, propane et butane afin d'assurer une bonne qualité du GNL à produire (PCS).

Le gaz est subdivisé en deux flux dont le plus important (90 %) pénètre par le fond de

L'échangeur à l'intérieur d'un faisceau de tubes, où il circule en flux parallèle avec le MCR (Vapeur et liquide).

Le flux MCR liquide est détendu dans la partie médiane par une vanne de détente Joule Thomson et redescend sous forme de douche dans la calandre pour refroidir les faisceaux MCR (liquide et vapeur) et le faisceau GN.

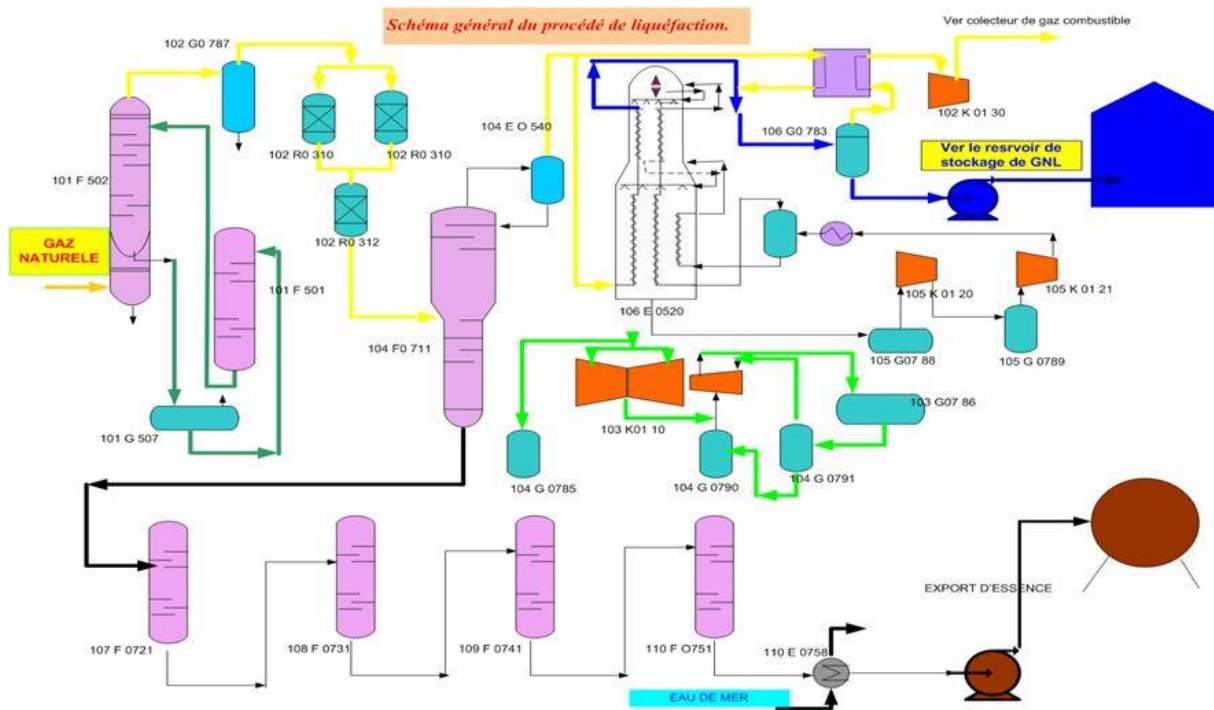
Le flux MCR vapeur traverse lui aussi l'échangeur principal de bas en haut pour être détendu en tête et redescend sous forme de douche. Les deux flux se mélangent en bas de la calandre de l'échangeur afin d'être aspirés par le compresseur.

Le GNT traverse l'échangeur principal en passant par des zones de plus en plus froides. Le

GNL produit sort à l'état liquide à une température de  $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$  et une pression de 27 bars; il pénètre alors dans le déazoteur en passant par une vanne de détente qui permet de réduire sa pression à 1,3 bars et sa température à  $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Le deuxième flux de gaz d'alimentation (10 %) venant de la tour de lavage passe dans un échangeur à plaque où il est totalement condensé par la vapeur issue du ballon de flash d'azote. Il quitte alors l'échangeur à  $-158\text{ }^{\circ}\text{C}$  afin de rejoindre le flux de GNL produit par l'échangeur principal.

Le gaz de réfrigération issu de l'échangeur à plaque est envoyé vers le réseau de gaz combustible ou vers le réseau de torche. Le GNL produit est refoulé vers trois bacs stockage de GNL par des pompes cryogéniques[1].



**Figure II.5** Schéma de la section de liquéfaction

## II.5. Section fractionnement

La section 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.
- Éthane 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.6. section compression**

### **II.6.1. Cycle propane**

Le réseau propane assure le refroidissement du circuit de gaz d'alimentation, du circuit du multi- réfrigérant et du système de séparation des fractions légères. La réfrigération est assurée par l'évaporation du propane. Les vapeurs récupérées sont aspirées par le compresseur à propane. Après la compression, une majeure partie de la chaleur produite est évacuée par l'eau de mer qui continue à refroidir le propane jusqu'à la condensation.

Le réfrigérant condensé est disponible sous trois niveaux de pression (haute, moyenne et basse), où chaque niveau est obtenu après une détente.

### **II.6.2. Cycle MCR**

La réfrigération nécessaire pour effectuer le refroidissement final et la liquéfaction du gaz naturel est fournie par le réfrigérant à composants multiples, appelé MCR. Celui-ci est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane.

Le MCR est comprimé par deux compresseurs centrifuges en série :

- Le premier comprime le MCR de 2,72 bars jusqu'à 13,57 bars où la température passe de  $-34^{\circ}\text{C}$  à  $75,5^{\circ}\text{C}$ .
- Le second comprime le MCR à une pression de 44 bars et atteint la température de  $130^{\circ}\text{C}$ .

## **II.7. Stockage et chargement**

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  $100\,000\text{ m}^3$  chacun sous une pression atmosphérique et une température de  $-162^{\circ}\text{C}$ . 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 du gaz

combustible de chaque train. Le GNL peut être transféré d'un réservoir à un autre lorsqu'il n'y a pas de 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 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 [1].

La composition chimique du GNL est illustrée dans le tableau suivant.

**Tableau II.2** Composition molaire du GNL

Composition	Fractionnement molaire
N <sub>2</sub>	0,813
C1	87,217
C2	9,463
C3	1,957
nC4	0,323
aiC4	0,217
nC5	0
iC5	0,01
C6+	0
He	0
CO <sub>2</sub>	0
Hg	0
Total	100

# *Chapitre III*

### III.1. Généralités

Les échangeurs cryogéniques principaux de GL1/Z sont des appareils brevetés et fournis par Air PRODUCTS and CHEMICALS, Inc. La conception du procédé et la conception thermique de ces échangeurs, sont basés sur des informations brevetées mises au point par le vendeur. Les renseignements présentés ici sont uniquement de nature générale.

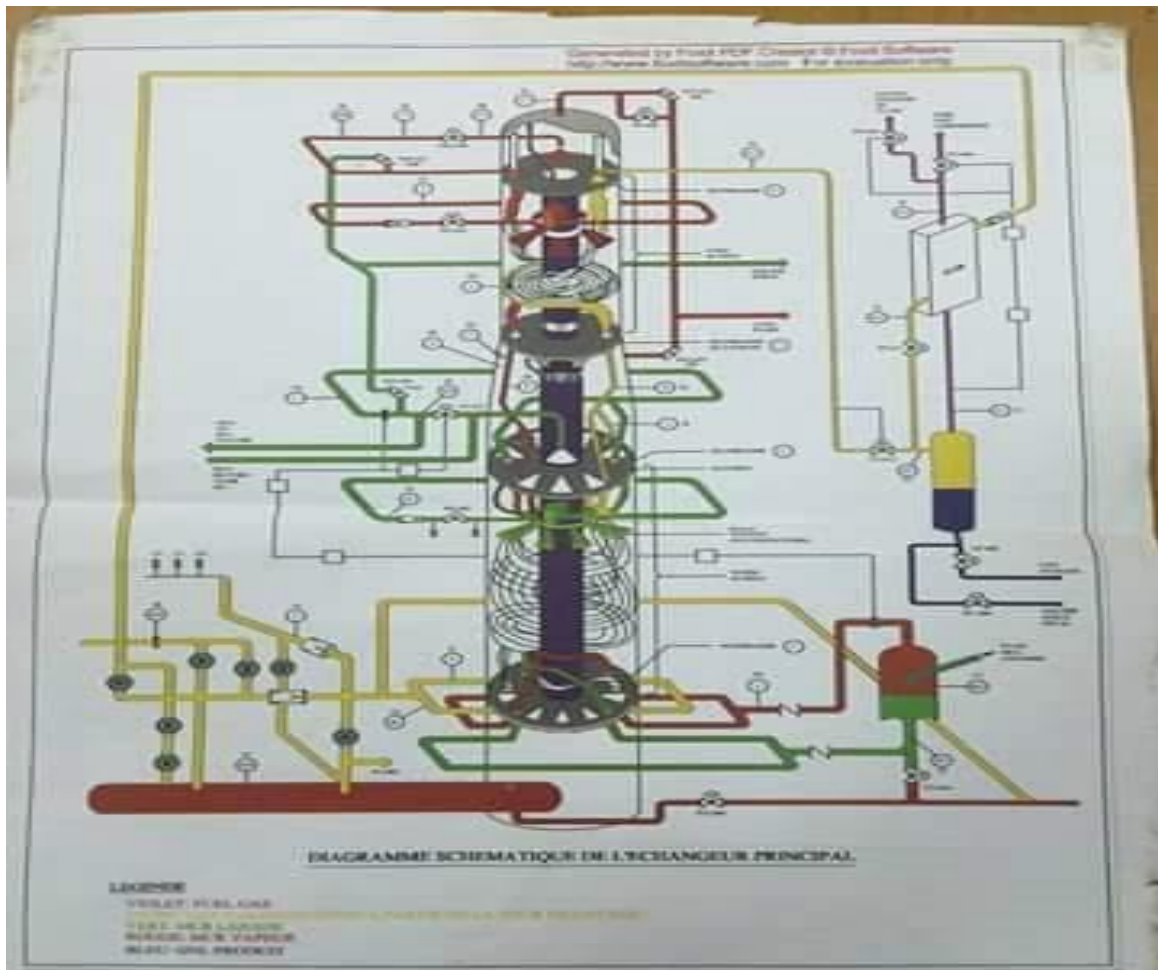
L'échangeur principal à serpentins est utilisé dans le procédé à réfrigérant mixte (MCR). En principe, d'autres types d'échangeurs peuvent également être employés dans ce procédé mais un des facteurs qui contribue à l'intérêt du procédé à réfrigérant mixte est sa compatibilité avec les grands échangeurs à serpentins [4].

### III.2. Description générale des courants

L'échangeur principal APCI pour unités de GNL est composé de deux ou trois faisceaux empilés verticalement dans une seule calandre. Dans la version à trois faisceaux, le faisceau chaud joue essentiellement le rôle de condenseur de reflux de colonne d'épuration pour éliminer les hydrocarbures lourds et récupérer les C2 ou C3. Les courants d'alimentation de l'échangeur principal sont le gaz d'alimentation, le courant MCR liquide et le courant MCR gazeux.

Dans la configuration typique à trois faisceaux le courant MCR liquide est sous-refroidi dans les premier et deuxième faisceaux et détendu sur une vanne de détente pour être retourné au côté calandre du deuxième faisceau (faisceau central).

Typiquement, le courant MCR gazeux se condense dans les premier et deuxième faisceaux et finit par former un liquide sous-refroidi lorsqu'il arrive à l'extrémité froide de l'échangeur. Il est détendu adiabatiquement dans la calandre du troisième faisceau de l'échangeur. Les courants de réfrigérant mixte détendu (vapeur et liquide) s'écoulent autour des tubes du côté calandre de l'échangeur principal. A l'extrémité froide du deuxième faisceau, le courant MCR rejoint le réfrigérant mixte liquide détendu. Lorsqu'il sort du côté chaud de l'échangeur, le réfrigérant mixte combiné est devenu une vapeur surchauffée [5].



**Figure III.1.** Schéma simplifié de l'échangeur bobiné (échangeur principal)

### III.3. Rôle l'échangeur principal

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  $-150\text{ °C}$ , grâce à leur grande surface d'échanges présente en fonction de son volume [6].

### III.4. Caractéristiques technique de l'échangeur principal du complexe GL1/Z

**Tableau III.1.**caractéristique de l'échangeur principal [6].

<b>Equipement</b>	<b>Caractéristiques</b>
Année de construction	1975
Année de service	1978
Type de l'appareil	Double faisceau
Support extérieur	Aluminium 6061-T6
Tube	Aluminium DWG 5083-0
Calandre	Aluminium DWG 5083-0
Plaques tubulaires	Aluminium DWG 5083-0
Fonds	Aluminium 5083-0
Volume	38200 m <sup>3</sup>
Hauteur	37,948 m
Diamètre de la partie froide	2,286 m
Diamètre de la partie chaude	4,356 m
Poids de support	7552 kg
Poids de l'échangeur	129274 kg
Poids total	136826 kg
Diamètre intérieur de jupe	3959 mm
Diamètre du siège de boulange	4356 mm
Nature du gaz contenu	GNT.MCR(L).MCR(V)

### III.5. Détails des types de construction

Les échangeurs est composé de deux parties :

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.

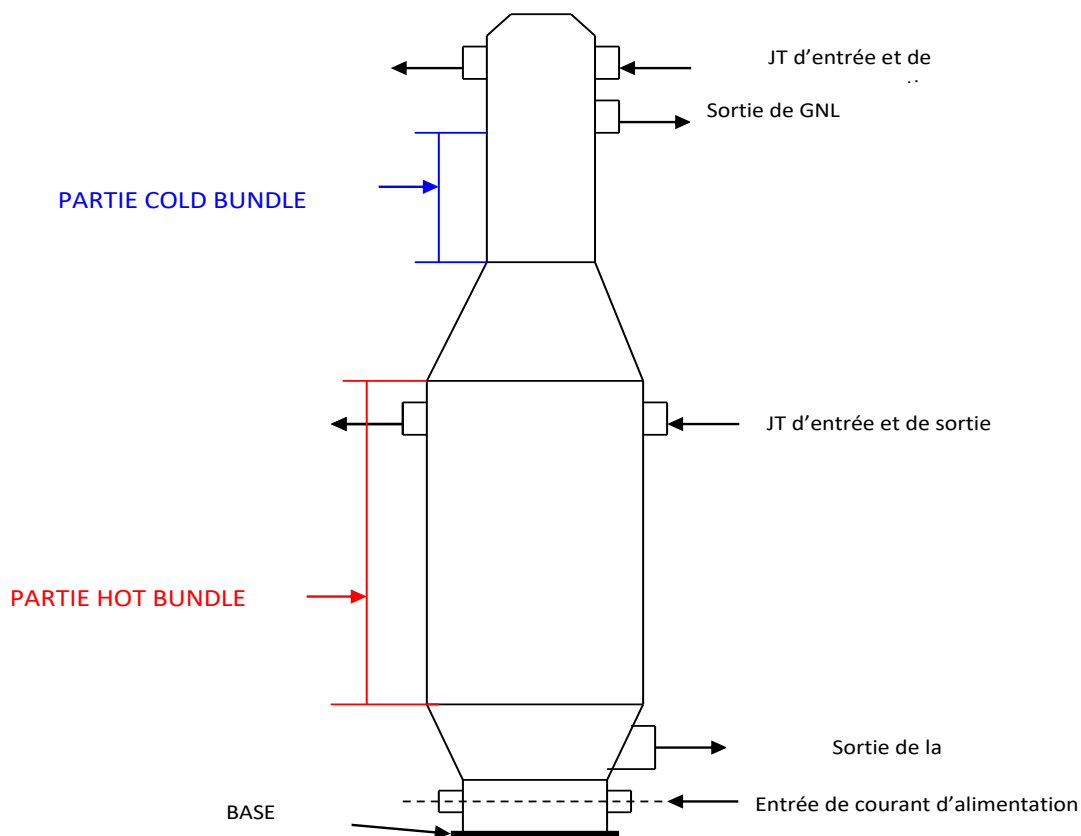
Le faisceau chaud est constitué par un enroulement spiral de six flux parallèles divisés en trois fonctions:

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

Le faisceau chaud est raccordé au faisceau froid par des canalisations montées dans l'espace qui s'épave 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'a des emplacements différents sur les plaques tubulaires. [7]

**Figure III. 2** Schéma simplifié de l'échangeur bobiné

### III.6.Fonctionnement

Il est de type "double bundle", constitué de "hot bundle" et "cold bundle", destiné à la liquéfaction du gaz naturel autrement dit, le passage du gaz de son état initial à l'état liquide. Les deux parties de l'échangeur principal sont constituées principalement des faisceaux de tube enroulés en spirales, verticalement superposés les uns sur les autres répartis en six faisceaux (multitubulaires à serpentins enroulés).

- Circuit GN : occupe 2 faisceaux, intégrés dans les parties chaude et froide.
- Circuit MCR liquide : occupe 2 faisceaux, intégrés dans la partie chaude.
- Circuit MCR vapeur : occupe 2 faisceaux, intégrés dans les parties chaude et froide.

La philosophie du fonctionnement de l'échangeur bobiné de GL1/Z se fait comme suit :

GNT venant de la section de traitement du gaz à une température de  $-34\text{ °C}$  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  $-100\text{ °C}$  par la détente de fluide MCR(L) après le passage dans une vanne chaude FV-615. 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) a fin d'avoir la température désirée celle de  $-158\text{ °C}$  et une pression de 25 bars à l'effet de la détente de MCR(V) dans une vanne isenthalpique froide CRV-605 [5].

### III.7. 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 [1].

**Tableau III.2.** Composition molaire du MCR.

Composant	%molaire
N2	2,65
C1	41,11
C2	46,22
C3	10,02

### III.8. Rôle de MCR

Le circuit du réfrigérant mixte ou réfrigérant à multi-composant (MCR) assure principalement la réfrigération au niveau :

- La section de liquéfaction
- Au niveau du condenseur de la tour de lavage (E05.40)
- Au niveau du condenseur déméthaniseur (E07.22).

### III.9. Fonctionnement

La liquéfaction du gaz naturel traité (GNT) est assurée par l'échangeur principal en utilisant du MCR. L'échangeur principal de type bobines à serpentins enroule, comprend six faisceaux que accueillent le MCR (liquide, vapeur) et le GNT (deux faisceaux pour chaque fluide. Le gaz d'alimentation de l'échangeur principal cryogénique venant du séparateur de la tour de lavage(G714) d'une pression de 39 bar et une température de -29 °C, passe ensuite à travers un échangeur à plaque (E540) pour ramener leur température a une valeur de -34 °C.

A l'entrée de l'échangeur principal (E520), le GNT se divise en deux faisceaux pour assurer une liquéfaction efficace et plus rapide avant d'alimenter l'échangeur principal (E520) du bas.

Un picage de 4 % est prise du gaz d'alimentation afin d'alimenter l'échangeur (E530)

L'effluent MCR liquide se divisé en deux faisceaux, traverse la partie chaude de l'échangeur pour pré-refroidie le GNT avant d'être détendu par la vanne (FV615) à (1,7 bar et -128 °C) et remplir la peu. Le MCR sort de la peu à travers la vanne (HV602) pour faire un douche qui permet de refroidie le GNT et le MCR vapeur. A ce niveau le GNT est refroidie jusqu'à -120 °C .tandis que l'effluent MCR vapeur et aussi devise en deux faisceaux à l'entrée de

## Chapitre III: Description de l'échangeur principale et MCR

l'échangeur principal se condense dans la partie chaude et arrive à la limite de la partie froide pour subir une détente par la vanne CRV a une pression de 2,7 bar et une température de -158 °C, le liquide de MCR obtenu après chaque détente est distribué sous forme de douche pour l'auto refroidissement du MCR et le refroidissement du GNT.

A la limite de la partie froide de l'échangeur cryogénique, le GNT quitte ce dernier à -148 °C sous forme liquide (GNL) sous pression de 28,3 bars ou il subit une détente isenthalpique (joule Thomson) dans la vanne (TV.612) à température régulée jusqu'à -158 °C et 1,5 bars. Après détente, le mélange va alimenter le ballon flash (dézoteur G.783) : le liquide est envoyé vers la conduite d'alimentation des bacs de stockage par deux pompes (J1020) et (J1030) à une température de -161°C.

Les vapeurs de déazoteur sont dirigées vers l'échangeur (E520) pour les chauffer et alimenter le compresseur fuel gaz [1].

### III.10. Equipements de la boucle MCR

**Tableau III.3.**équipements de boucle MCR

Equipement	Numéro d'équipement
Ballon d'aspiration de premier étage de MCR	G-07.88
Compresseur de premier étage de MCR	K-01.20
Refroidisseur intermédiaire de MCR	E-05.11
Ballon d'aspiration de deuxième étage de MCR	G-07.89
Compresseur de deuxième étage de MCR	K-01.21
Refroidisseur complémentaire de MCR	E-05.12
Réfrigérant de MCR au propane de niveau bas	E-05.26
Séparateur de MCR à haute pression	G-07.26
Réfrigérant de MCR au propane de niveau moyen	E-05.25
Echangeur principal	E-05.20

# *Chapitre IV*

### 0IV.1. Généralités

Parmi les problèmes traités lors du projet rénovation des installations du complexe GL1/Z et liés à la réduction des dépenses énergétiques ainsi que le coût du procédé, figure celui du brûlage aux torches rencontré actuellement lors de l'exploitation de l'échangeur principal de la section liquéfaction, augmentant ainsi la quantité des gaz torchés et influant sensiblement sur l'autoconsommation.

### IV.2. Problématique

Dans le cas des trains ayant des fuites internes sur les échangeurs principaux, précisément du côté tubes MCR(V) et côté tubes GN, la contamination du réfrigérant MCR par le méthane, augmente la pression du MCR au niveau de la calandre de l'échangeur principal ainsi qu'au refoulement du compresseur K-121 du MCR II.

Afin de réduire la pression de la calandre et maintenir la qualité de MCR, les vannes 193A et 194A sont disposées vers FG, 193B et 194B sont disposées vers rejet liquide à partir du circuit MCR vapeur, et l'éthane est injecté en continu dans le circuit de MCR, mais avec l'amplification de la fuite, la disposition des vannes de purges devient insuffisante et la pression de la calandre dépasse son point de consigne d'où l'ouverture automatique de la vanne de contrôle de la pression de la calandre de l'échangeur principal la PV-609 en continue vers la torche froide perturbant ainsi le fonctionnement de l'échangeur principal et limitant sa capacité de production. L'ouverture de la PV-609 en continue cause également l'accumulation de liquide au niveau du ballon séparateur de la torche froide le G-203, ce qui constitue un risque important de déversement de liquide à travers la torche froide.

La PV-609 règle la pression du côté calandre de l'échangeur principal en laissant échapper les vapeurs de MCR vers torche à 3 bars.

Pour soulager la pression au refoulement du deuxième étage de compresseur MCR K-121 qui a dépassé le point de consigne qui est de 45 bars on procède à l'ouverture du fond du ballon d'aspiration du premier étage G-788 vers rejet liquide, ainsi qu'à l'ouverture de by-pass vers torche froide et torche chaude.

L'augmentation de la pression de refoulement du 2ème compresseur a un impact direct sur la boucle MCR. Plus la pression est grande, moins l'énergie frigorifique apportée par le MCR circulant côté calandre après détente J-T est importante. Ceci explique que :

- L'abaissement de la température est d'autant plus important que la différence de pression après détente soit élevée. L'abaissement de température progresse avec l'élévation de la pression par conséquent, l'énergie frigorifique apportée doit être plus importante.

L'augmentation de la pression élève le pourcentage de méthane dans la partie chaude de l'échangeur. En effet, après la détente J-T chaude, le méthane se retrouve à l'état vapeur car, sa température de condensation (-163 °C à 1 bar) est beaucoup plus basse que celle obtenue après la détente partie chaude (-110 °C à P = 4 bars). Par conséquent la quantité de C1 se retrouvant dans cette partie de l'échangeur principal ne participera pas dans la réfrigération par évaporation, c'est-à-dire en mettant en jeu sa chaleur latente. Ce qui diminue l'apport de frigories.

Le débit des gaz torchés au niveau de l'échangeur principal suite à l'ouverture des vannes vers rejet liquide est estimé entre 12000 à 15000 Nm<sup>3</sup>/h.

#### **IV.2.1. Les effets de fuite dans l'échangeur principal E-520**

- Une augmentation de la pression du refoulement du compresseur MCR 2<sup>ème</sup> étage.
- Une mise vers réseau fuel gaz, des composants légers, par l'ouverture des vannes 193 A, 194 A.
- Une mise vers torche froide et rejet liquide des composants légers, par l'ouverture des vannes 193 B, 194 B, by-pass PSV-X06175 et l'ouverture de la vanne de control de pression PV-609.
- Un appoint en continu de l'éthane via la FV 504 vers ballon G788.
- La diminution de la surface d'échange disponible.
- La réduction du niveau de production des trains de liquéfaction.
- La perturbation de la composition du réfrigérant de MCR.
- L'augmentation de la pression dans la calandre de l'échangeur principal.
- L'augmentation de la pression du MCR II dans le refoulement du compresseur K-121.

- L'augmentation des appoints vers MCR : ouverture des vannes d'appoints d'éthane en continu et la fermeture de celle du méthane.
- L'augmentation de l'autoconsommation du train due à l'instabilité de la section de liquéfaction: ouverture des vannes 193 A/B et 194 A/B qui acheminent les fluides vers le réseau fuel gaz et rejet liquide.

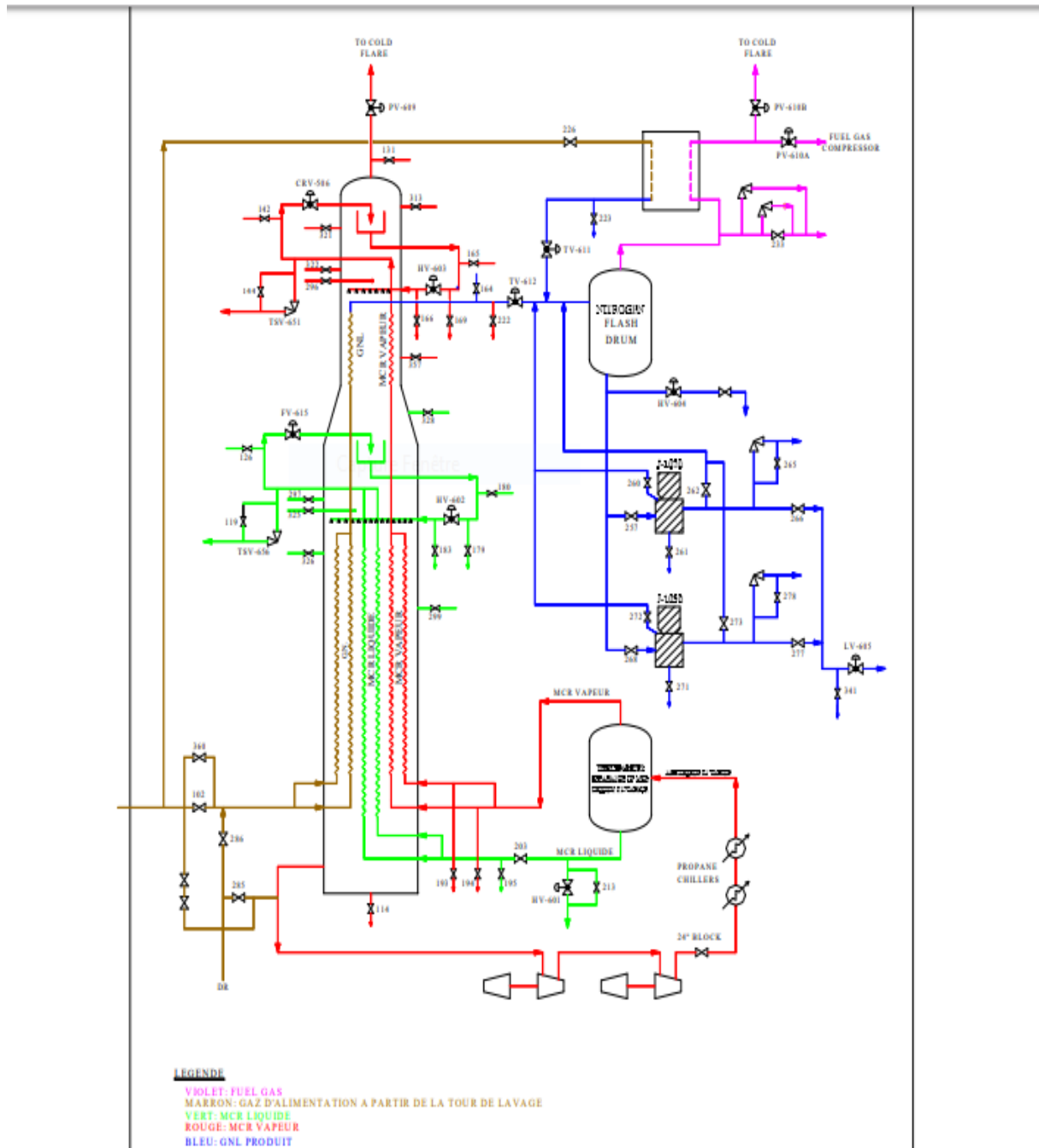


Figure IV.1. Diagramme schématique de l'échangeur principal avant la modification

**IV.3. Solution proposée**

Afin de réduire les gaz qui sont évacués vers la torche froide à travers la vanne de contrôle

PV-609, notre proposition consiste à la réalisation d'une ligne de connexion qui permettra la disposition d'une partie du MCR vapeur sortant du ballon séparateur HP G-780 via l'alimentation GNT de l'échangeur principal E-520 sans perturber la qualité du GNL, réduisant ainsi la pression dans la calandre de l'échangeur principal ce qui évite l'ouverture de la PV-609. Cette solution proposée permettra :

- La limitation des gaz torchés à travers la torche froide.
- La réduction du taux d'autoconsommation.
- L'augmentation du taux de C2 dans MCR.

Rappelons d'abord les conditions des trois fluides entrant dans l'échangeur principal à savoir le gaz d'alimentation GNT, MCR phase liquide et MCR phase vapeur.

**Tableau IV.1** Paramètres des fluides entrant dans l'échangeur principal

Paramètre	GNT	MCR(L)	MCR(V)
température °C	-34,5	32,1	32,1
pression bars	38,2	43,44	43,44

Le choix du diamètre et de la longueur de pipe a été fait selon la quantité du gaz voulu récupérer à sa sortie, ce qui permettait de réduire la pression et de minimiser la quantité du gaz torché.

Après la réalisation de la ligne son ouverture se fera par nécessité, dès une augmentation de la pression au niveau de la calandre de l'échangeur principal, on procède d'abord à l'ouverture des vannes 193A 194A vers FG pour minimiser tout rejet liquide vers torche froide. Si la pression ne se stabilise toujours pas, l'ouverture de la ligne se fera progressivement avec appoint de C2 vapeur en continu. L'ouverture des vannes 193B 194B vers rejet liquide est laissée en dernier en cas ou le pic de pression persiste.

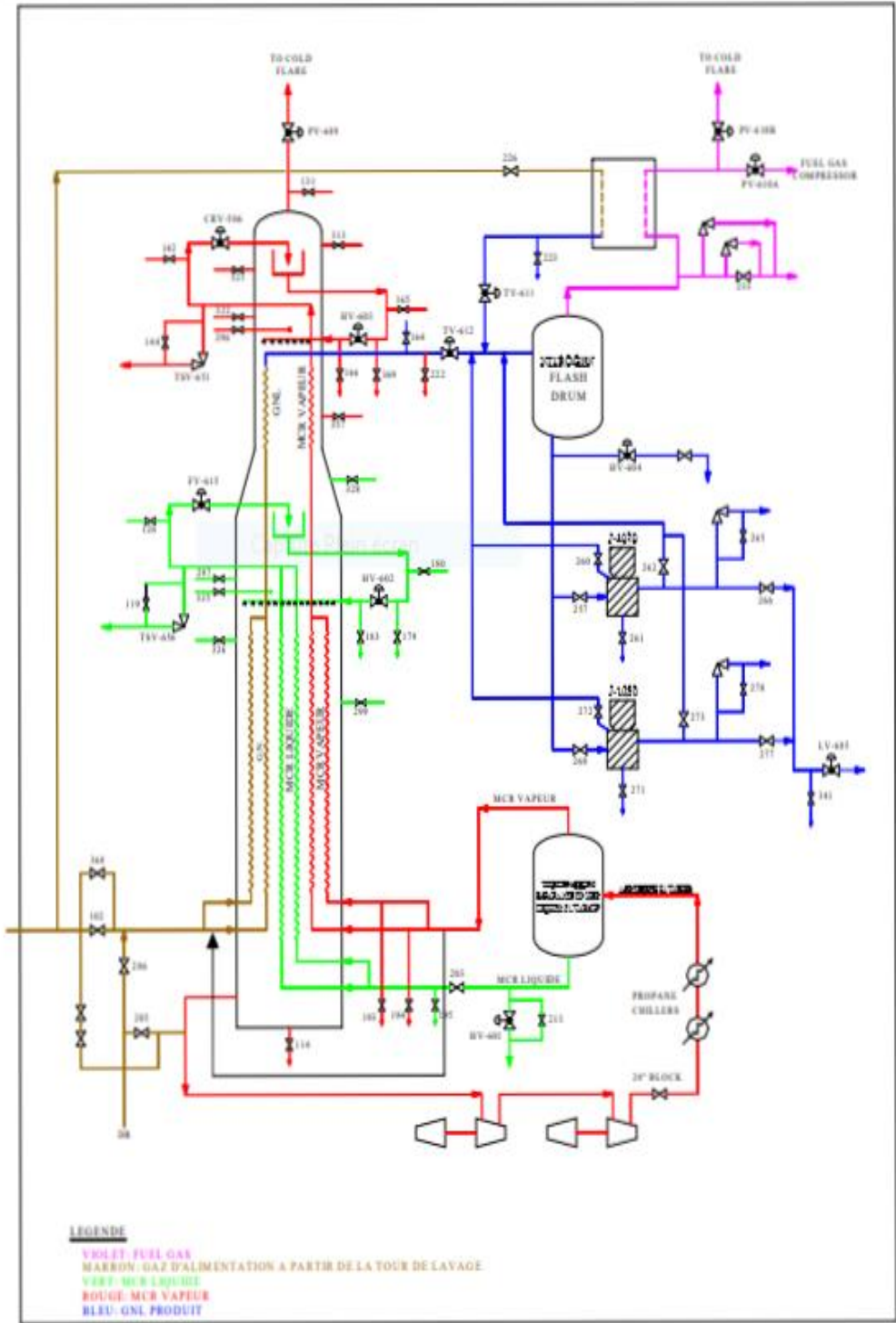


Figure IV.2 Diagramme schématique de l'échangeur principal après la modification

Dans ce chapitre nous allons calculer toutes les pertes de charges linéaires et singulières concernant la ligne que nous proposons qui permettra le raccordement de la ligne du MCR(V) à la sortie du ballon séparateur HP à la ligne du GNT alimentant l'échangeur principal.

La partie du MCR(V) récupérée à partir de la nouvelle ligne à 43,64 bars devra être réinjectée via l'alimentation GNT à 41 bars, une différence de 2 à 3 bars entre la pression du MCR(V) et celle du GNT ne devra pas être dépassée pour éviter toute perturbation au sein de l'alimentation de l'échangeur principal.

Nous allons donc calculer les pertes de charges maximales admises dans cette ligne.

C'est-à-dire considérant la distance la plus longue que le MCR(V) pourrait traverser.

Rappelons que le débit de MCR(V) qui va être récupéré est de 8217 Nm<sup>3</sup>/h

#### IV.4. Calcul des pertes de charge

Ces pertes de charges ont été calculées selon la méthode suivante :

$$\Delta P = E * \rho \quad (\text{IV.1})$$

##### *Les pertes de charges linéaires*

$$E_{\text{linéaires}} = \frac{2 * f * v^2 * l}{g * c * D} \quad (\text{IV.2})$$

##### *Les pertes de charges singulières de la tuyauterie*

-pour les coudes et les vanne :

$$E_{\text{singulières}} = \frac{2 * f * V^2 * l_e}{g * c * D} \quad (\text{IV.3})$$

Avec :

$$\left(\frac{l_e}{D}\right)_{\text{coude } 90^\circ} = 32 \quad \left(\frac{l}{D}\right)_{\text{vanne}} = 7$$

E : Energie dissipée lors des pertes de charges (lbf.ft / lbm).

f : Coefficient de friction donné par le diagramme de Moody.

L : Longueur de la conduite (ft).

$\rho$ : Masse volumique du mélange gazeux (lbm /ft<sup>3</sup>).

$g_c$ : Facteur de conversion d'unités ( $g_c = 32,17 \text{ lbf. ft} / \text{lbm}$ ).

Représente le détail isométrique de la modification apportée en bas de l'échangeur principal.

C'est la ligne reliant sortie ballon séparateur HP à la ligne qui conduit vers l'échangeur principal. Cette ligne a une longueur de  $L = 12,68 \text{ m}$  et un diamètre de  $D = 1 \frac{1}{2}'' = 0,0381 \text{ m}$ .

Elle contient :

4 coudes 90°

2 vannes

-Les données de calculs sont regroupées dans le tableau suivant, elles ont été obtenues au niveau de la DCS (digital control system).

**Tableau IV.2** Les caractéristiques du MCR vapeur récupéré.

Paramètre	Valeur
Pression P (bar)	43,64
Température T (°C)	-29,40
Débit volumique $Q_v$ (Nm <sup>3</sup> /h)	8647
Débit massique $Q_m$ (kg/sec)	2,115
Masse volumique $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	64
Viscosité dynamique $\mu$ (Pa .sec)	$1,121 \cdot 10^{-5}$
Rugosité (acier commercial) $\varepsilon$ (ft)	0,00015

#### IV.4.1. Calcul des pertes de charges linéaires

##### ➤ Calcul de la vitesse du MCR(V):

$$V = \frac{4 \cdot Q_m}{\pi \cdot D^2 \cdot \rho} \quad (\text{IV.4})$$

$$V = \frac{4 \cdot 2,115}{3,14 \cdot (0,0381)^2 \cdot 64}$$

Donc :  $V = 29,00 \text{ m/sec} = 95,14 \text{ ft /sec}$

➤ **Calcul le nombre de Reynolds (Re):**

$$Re = \frac{\rho * v * d}{\mu} \quad (\text{IV.5})$$

$$Re = \frac{64 * 29,00 * 0,0381}{1,121 * 10^{-5}}$$

Donc :  $Re = 6308082,069$

Régime tubulaire

➤ **Détermination du coefficient de friction f:**

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0,00015 * 0,3048}{0,0381}$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = 0,0012$$

D'après le diagramme de Moody voire Annexe A :

$$\left\{ \begin{array}{l} Re = 6,308 * 10^6 \\ \frac{\varepsilon}{d} = 0,0012 \end{array} \right. \longrightarrow f = 0,005$$

Les pertes de charges linéaires sont par ailleurs obtenues par utilisation de l'équation (IV.2) :

$$E_{\text{linéaire}} = \frac{2 * 0,005 * (95,14)^2 * 12,68}{32,17 * 0,0381}$$

$$E_{\text{linéaire}} = 935,63 \text{ ft. lbf/ lbm.}$$

Convertis en unités **S.I** (1ft = 0.3048 m ; 1 lbf = 4.4482 N ; 1 lbm = 0.4536 Kg)

$$E_{\text{linéaire}} = \frac{935,63 * 0,3048 * 4,4482}{0,4536}$$

$$E_{\text{linéaire}} = 2796,60 \text{ Nm/kg.}$$

$$\Delta P_{\text{linéaire}} = 2796,60 * 64$$

$$\Delta P_{\text{linéaire}} = 178982,4 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{linéaire}} = 1,78 \text{ bar}$$

#### IV.4.2. Calcul des pertes de charges singulières

Les pertes de charges singulières sont obtenues par utilisation de l'équation (IV.3)

##### ❖ Pour les coudes :

$$E_{\text{coude } 90^\circ} = \frac{2 \cdot 0,005 \cdot (95,14)^2 \cdot 32}{32,17}$$

$$E_{\text{coudes } 90^\circ} = 90,03 \text{ lbf.ft/lbm.}$$

$$\Delta P_{\text{coude } 90^\circ} = 90,03 \cdot 64 \cdot \left( \frac{0,3048 \cdot 4,4482}{0,4536} \right)$$

$$\Delta P_{\text{coude } 90^\circ} = 17222,39 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{coude } 90^\circ} = 0,17 \text{ bar}$$

Pour 4 coudes

$$\Delta P_{4\text{coudes } 90^\circ} = 0,17 \cdot 4$$

$$\Delta P_{4\text{coudes } 90^\circ} = 0,68 \text{ bar.}$$

##### ❖ Pour les vannes :

$$E_{\text{vanne}} = \frac{2 \cdot 0,005 \cdot (95,14)^2 \cdot 7}{32,17}$$

$$E_{\text{vanne}} = 19,69 \text{ lbf.ft/lbm.}$$

$$\Delta P_{\text{vanne}} = 19,68 \cdot 64 \cdot \left( \frac{0,3048 \cdot 4,4482}{0,4536} \right)$$

$$\Delta P_{\text{vanne}} = 3764,47 \text{ Pas.}$$

$$\Delta P_{\text{vanne}} = 0,037 \text{ bar.}$$

Pour 2 vannes :

$$\Delta P_{2\text{ vanne}} = 2 \cdot 0,037$$

$$\Delta P_{2\text{vanne}} = 0,074 \text{ bar.}$$

$$\Delta P_{\text{singulière}} = \Delta P_{\text{coudes}} + \Delta P_{\text{vanne}}$$

$$\Delta P_{\text{singulière}} = 0,68 + 0,074$$

$$\Delta P_{\text{singulière}} = 0,75 \text{ bar.}$$

#### IV.4.3 Calcul de la perte de charge totale

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{linéaire}} + \Delta P_{\text{singulière}}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 1,78 + 0,75$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 2,53 \text{ bar.}$$

Le résultat du calcul de la perte de charge totale de la ligne que nous avons proposée est satisfaisant.

Le MCR(V) récupéré à 43,64 bars et en tenant compte de toutes les pertes de charges linéaires et singulières enregistrées dans la ligne ajoutée égale à 2,52 bars, sera introduit via l'alimentation à 41,22 bars sans perturber le GNT.

#### IV.5. Calcul du taux de fuite des trois trains

Nous allons calculer les débits de fuites du MCR(V) et celui du GNT ainsi que leurs taux de fuites internes dans les échangeurs principaux des trois trains (T100-T300-T500).

Le calcul des débits MCR(V) et GNT qui passent du côté tubes vers le côté calandre de l'échangeur principal. Consiste en un bilan matière autour du système (calandre de l'échangeur), et prend en considération le débit d'appoint éthane vers la boucle MCR, le débit MCR vers l'échangeur, le débit MCR sortie de l'échangeur ainsi que le débit de gaz vers fuel gaz et torche froide à travers les vannes 193A & B.

Nous commençons par faire une estimation du débit massique du gaz qui passe à travers les vannes 193 A & B, 194B, by-pass PSV et PV-609 à partir de la formule de Masoneilan. [7]

$$W = C_v (2,8 C_f * P * \sqrt{G_f}) \quad \text{(IV.6)}$$

$$C_v = \frac{\% C_v * C_v}{100} \quad (\text{IV.7})$$

$$G_f = \frac{G * 500}{T} \quad (\text{IV.8})$$

$$G = \frac{M m}{M_{air}} \quad (\text{IV.9})$$

$$M_m = x_i * M_i \quad (\text{IV.10})$$

$$W_{total} = \sum W_i \quad (\text{IV.11})$$

$$W_{fuite} = W_{total} - W_{C2} \quad (\text{IV.12})$$

$$\tau_{fuite\ GNT} = \frac{\text{débit de fuite}}{Q_{GNT}} * 100 \quad (\text{IV.13})$$

$$\tau_{fuite\ MCR(V)} = \frac{\text{débit de fuite}}{QMCR(v)} * 100 \quad (\text{IV.14})$$

Avec

W : Débit massique du gaz (kg/h).

Cv : Coefficient de débit de vanne.

G : Densité du gaz par rapport à l'air.

G<sub>f</sub> : Densité du gaz à la température d'écoulement =  $\frac{G * 500}{T}$

P : Pression en amont de la vanne (Psia).

T : Température de l'écoulement en (°R).

C<sub>f</sub> : Facteur de débit critique.

M<sub>m</sub> : Masse moyenne du MCR g /mole

M<sub>air</sub> : Masse molaire de l'air = 29 g/mole

W<sub>C2</sub> : Appoint de C2 vers la boucle MCR

τ : Taux de fuite de GNT

$\tau$  : Taux de fuite de MCR (V)

P' : Pression de refoulement de MCR2

Q<sub>GNT</sub> : Débit de GNT

Q<sub>MCR</sub> : Débit de MCR (V)

#### IV.5.1. Calcul du taux de fuite du train 100

##### *Conditions du test*

Pour le test de fuite sur E-520 du T100, les conditions suivantes ont été observées :

- Appoint de C2 vers la boucle MCR à partir de la DC2 via la vanne de débit FV-504

743,311 Kg/h

- La vanne 193 A vers fuel gaz ouverte à 100 %.

- La vanne 193 B vers rejet liquide ouverte à 100 %.

- La vanne 194 B vers rejet liquide ouverte à 100 %.

- La vanne by-pass PSV vers torche froide ouverte à 100 %.

- La vanne PV609 ouverte de 25 %.

- Pression de refoulement MCR2 = 43,5 bars.

- Pression calandre E-520 = 2,95 bars.

- Température de l'écoulement du MCR = -34,5 °C (425,5 °R).

- Débit de GNT = 151964 Kg/h

- débit de MCR(V) = 12109,999 kg/h

##### *Résultats du test*

- Débit massique à travers les vannes

a) pour le calcul de La vanne 193 A

- Détermination de la Coefficient de débit de vanne en utilise la formule (IV.7)

$$C_{vA} = \frac{\%100 \cdot 5.6}{100} = 5,6$$

- Calcule la masse molaire moyenne de MCR(V) d'après la formule (IV.10)

$$M_m = 28 \cdot 0,0265 + 16 \cdot 0,3941 + 30 \cdot 0,5660 + 44 \cdot 0,0112$$

$$M_m = 24,49 \text{ g /mole}$$

- Calcul la densité à partir de l'équation (IV.9)

$$G = \frac{24.49}{29} = 0,844$$

- Calcul Densité du gaz à la température d'écoulement à partir l'équation (IV.8)

$$G_f = \frac{0.844 \cdot 500}{425.5} = 0,991$$

$$\sqrt{G_f} = 0,995$$

$$P = P' \cdot 14,5 = 630,4 \text{ Psia}$$

$$C_f = 0,9.$$

Calcul débit massique à travers de vanne 193A à partir l'équation (IV.6)

$$W_{193A} = 5,6 (2,8 \cdot 0,9 \cdot 630,4 \cdot 0,995)$$

$$W_{193A} = 8851,723 \text{ lb /h} \cdot 0,4536 = 4015,141 \text{ kg/h}$$

b) pour calcul de La vanne 193 B

$$W_{193B} = 4015,141 \text{ kg/h}$$

c) calcul de la vanne 194 B

$$W_{194B} = 4015,141 \text{ kg/h}$$

d) pour calcul de la vanne by-pass PSV

$$W_{\text{by-pass}} = 4015,141 \text{ kg/h}$$

e) pour calcul de la vanne PV-609

$$C_{v(PV-60)} = 1,4$$

$$W_{PV-609} = 1003,785 \text{ kg/h}$$

- ❖ Débit total à partir de l'équation (IV.11)

$$W_{\text{total}} = 4015,141 + 4015,141 + 4015,141 + 4015,141 + 1003,785$$

$$W_{\text{total}} = 17064,351 \text{ kg/h}$$

- ❖ Débit de fuite à partir l'équation (IV.12)

$$W_{\text{fuite}} = 17064,351 - 743.310$$

$$W_{\text{fuite}} = 16321,041 \text{ kg/h}$$

- ❖ Taux de fuite du GNT à partir l'équation (IV.13)

$$\tau_{\text{fuite GNT}} = \frac{16321,041}{151963,997} * 100$$

$$\tau_{\text{fuite GNT}} = 10,7\%$$

- ❖ Taux de fuite MCR(V) a partir de l'équation (IV.14)

$$\tau_{\text{fuite MCR(V)}} = \frac{16321,041}{107365,999} * 100$$

$$\tau_{\text{fuite MCR(v)}} = 15,2\%$$

Le débit de fuite interne au niveau de l'échangeur principal du train 100 représente :

15,2 % du débit MCR(V) équivalent à 107365,999 Kg/h.

10,7 % du débit GNT équivalent 151964 Kg/h.

#### IV.5.2.Calcul du taux de fuite du train T300

Pour le test de fuite sur E-520 du T300, les conditions suivantes ont été observées :

-Appoint de C2 vers la boucle MCR à partir de la DC2 via la vanne de débit FV-504

443,311 Kg/h

- La vanne 193 A vers fuel gaz ouverte à 100 %.

- La vanne 193 B vers rejet liquide ouverte à 100 %.

- la vanne 194 A vers fuel gaz ouverte à 100%.
- la vanne 194 B vers rejet liquide ouverte à 100%
- Pression de refoulement MCR2 = 43,44 bars = 629,88 Psia.
- Pression calandre E-520 = 2,03 bars.
- Température MCR -32,10 °C (433,89 °R).
- Débit de gaz d'alimentation = 185864,2 Kg/h.
- débite de MCR (V) = 122365 kg/h

**Résultats du test**

$$C_{vA} = C_{vB} = 6,5$$

$$C_f = 0,9$$

$$G = 0,84448$$

$$G_f = 0,973$$

$$\sqrt{G_f} = 0,986$$

$$W_{\text{total}} = 63817,873 \text{ kg/h.}$$

$$W_{\text{fuite GNT}} = 18014,562 \text{ kg/h.}$$

$$\tau_{\text{fuite MCR(V)}} = 14,7 \%$$

$$\tau_{\text{fuite GNT}} = 9,6 \%$$

Le débit de fuite interne au niveau de l'échangeur principal du train 300 représente :

14,7 % du débit d'entrée du MCR(V) équivalent à 122365 Kg/h.

9,6 % du débit d'entrée du GNT équivalent 185864,2 Kg/h.

**IV.5.3. Calcul du taux de fuite du train T500**

Pour le test de fuite sur E-520 du T500, les conditions suivantes ont été observées :

- Appoint de C2 vers la boucle MCR à partir de la DC2 via la vanne de débit FV-504

743,31 Kg/h.

- La vanne 193 A vers fuel gaz ouverte à 100 %.

- La vanne 194 B vers rejet liquide ouverte à 100 %.

- Pression de refoulement MCR2 = 43,44 bars = 629,88 Psia.

- Pression calandre E-520 = 2,03 bars.

- Température MCR -32,6 °C (427,4 °R).

- Débit de gaz d'alimentation = 196551 Kg/h

-débit de MCR(V) = 124387,356 kg/h.

***Résultats du test***

$$C_{V_A} = C_{V_B} = 5,6$$

$$C_f = 0,9$$

$$G = 0,844$$

$$G_f = 0,98736$$

$$\sqrt{G} = 0,99$$

$$W_{\text{total}} = 80075,31 \text{ kg /h.}$$

$$W_{\text{fuite}} = 7264,221 \text{ kg/h.}$$

$$\tau_{\text{fuite MCR(V)}} = 5,8 \%$$

$$\tau_{\text{fuite GNT}} = 3,6 \%$$

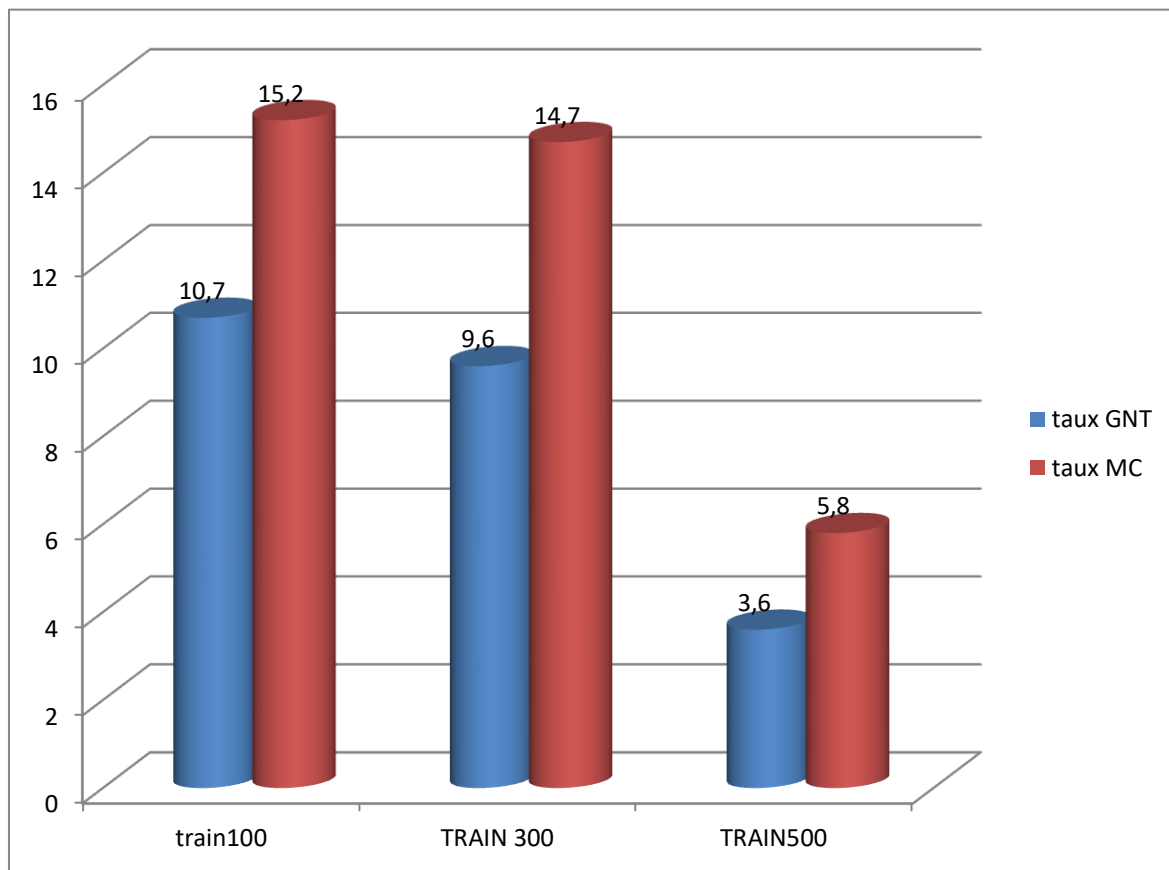
Le débit de fuite interne au niveau de l'échangeur principal du train 500 représente :

5,8 % du débit MCR(V) équivalent à 124387,356 Kg/h.

3,6 % du débit GNT équivalent 274222,568 Kg/h.

**Tableau IV.2** Taux de fuites internes des échangeurs principaux.

	train100	train300	train500
taux de fuit MCR(v)	15,2	14,7	5,8
taux de fuit GNT	10,7	9,6	3,6



**Figure IV.3** diagramme taux de fuites internes des échangeurs principaux.

#### IV.6. Interprétation du résultat général

Les résultats de l'estimation des taux de fuites internes des échangeurs principaux des trois trains demeurent très inquiétants avec des taux qui dépassent les 12 % ce qui est intolérable.

La fuite interne de l'échangeur principal des trains 100 et 300 qui présente un taux de 15,2 % et 14,7 % du débit du réfrigérant reste la plus élevée, où une importante quantité est acheminée vers le système de rejet liquide et torche froide.

Pour parvenir à assurer une bonne réfrigération au niveau de l'échangeur, il a été procédé à des corrections systématiques de la composition du MCR par des appoints en continue avec de l'éthane.

*Conclusion*

# Conclusion générale

---

## Conclusion générale

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 les risques éventuels de ces activités.

C'est dans cette philosophie qu'il nous a été demandé de contribuer à cette importante opération, en examinant, au niveau du complexe GL1/Z, dans quelle mesure il serait possible de réduire les quantités des gaz évacués vers torches.

Pour résoudre ce problème une solution a été proposée, elle consiste en la réalisation d'une ligne de connexion qui permettra la disposition d'une partie du MCR vapeur sortant du ballon séparateur HP G-780 via l'alimentation GNT de l'échangeur principal E-520, pour dépressuriser la calandre de l'échangeur principal, ce qui évitera l'ouverture de la PV-609 vers torche froide.

Nous avons terminé cette étude par une estimation quantitative des pertes enregistrées du fait du torchage, mais surtout mis en évidence la rentabilité financière qui résulterait de la mise en application de la modification proposée.

Cette solution va demander un investissement initial qui va être rapidement amorti, étant donné les pertes actuelles en gaz.

## Références

[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] Operatoir Manual Process Volume I, Plant Natural Gas Liquéfaction, LNG1, compagne Bechtel.

[4] Formation et Perfectionnement de l'Ingénieur. Bloc 5 module "Echangeurs Cryogénique de GNL en 1993 (GL1/Z).

[5] APCI inspection rapport for LNG1.

[6] Rapports d'inspections local d'échangeurs principaux de GL1Z.

## Résumé

Mettre en place une canalisation qui relie la ligne de sortie du ballon séparateur avec celle qui conduit vers l'alimentation GNT de l'échangeur principal. (Dans la figure. I.4 : cette nouvelle ligne est en noir).

La liste de matériels de la nouvelle ligne est donnée dans l'annexe (2).

L'impact de la ligne est double :

- Impact sur le GNT

La partie récupérée du MCR(V) sortant du ballon séparateur HP G-780 à partir de la ligne du MCR vapeur (12"- MCR-40617-1940 ) en amont de la vanne XV-406-173 à une pression de 43 bars et en tenant compte de toutes les pertes de charges enregistrées dans la ligne que nous avons ajoutée, sera réinjecté via l'alimentation GNT de l'échangeur principal à 41 bars. Une différence de 2 à 3 bars par rapport à la pression de l'alimentation qui est de 39 bars lors de l'injection n'aura pas d'impact significatif sur la composition du GNT.

- Impact sur le GNL

Les résultats de la simulation montrent clairement que la disposition d'un débit du MCR vapeur vers l'alimentation GNT de l'échangeur principal causera l'augmentation du taux d'éthane dans le GNL produit. Cette augmentation peut atteindre 0.5% dans le cas d'un débit MCR dépassant les 10000 Nm<sup>3</sup>/h.

Remarque :

- Le choix du diamètre des tuyauteries et des interconnexions a été fait selon les installations déjà existantes et aussi de façon à minimiser les pertes de charges.

Nous aurons donc à vérifier dans nos calculs :

- Toutes pertes de charges rencontrées dans la ligne parcourue par le MCR (V).

- Vérifier par simulation que l'échangeur principal ne sera pas affecté dans son fonctionnement par la nouvelle composition du mélange gazeux qui va l'alimenter.

**Les mots clés :** MCR, échangeur E520, les fuite, les perte de charge, Masoneilan,

Annexe A : Coefficient de friction.

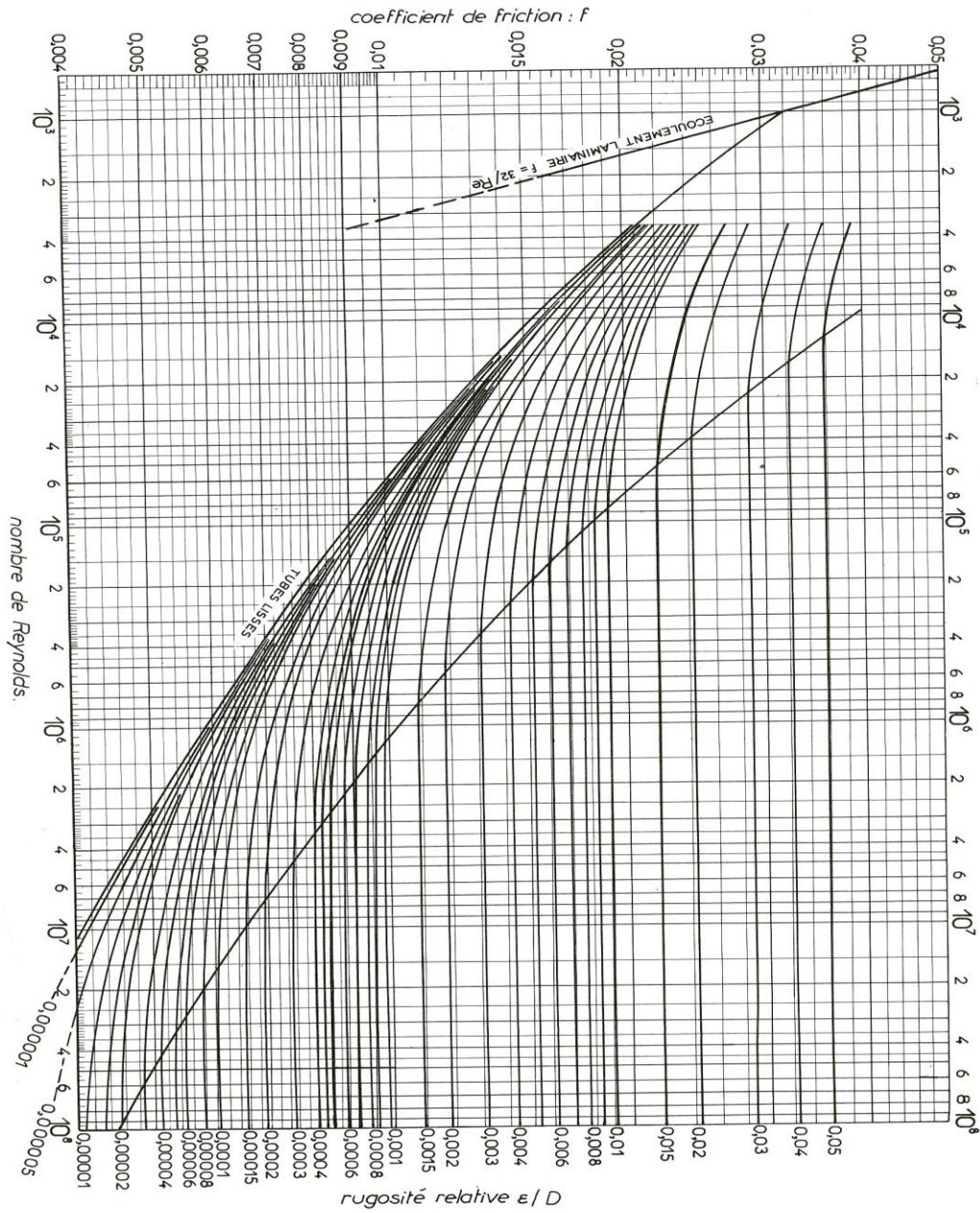




Fig. 11.2.6. — Diagramme de Moody :  $f = \phi(Re, \epsilon/D)$  pour les tubes droits.


Annexe B : analyse du GN

 Complex: GLIZ Département Technique Service Laboratoire		<b>MOYENNE PERIODIQUE PAR REPERE D'ECHANTILLONNAGE</b>													Page : 1
Type d'analyse : Analyse des GAZ Repère d'échantillonnage : GN															Capture Plein écran
Date	Heure	N2	C1	C2	C3	IC4	NC4	IC5	NC5	C6+	HE	CO2	HG	Total	Observation
29-05-2019	07.30	5.41	83.91	7.57	1.91	0.26	0.37	0.07	0.08	0	0.21	0.21	0	100	
<b>Moyenne</b>		5.41	83.91	7.57	1.91	0.26	0.37	0.07	0.08	0	0.21	0.21	0	100	
<b>Valeurs Max</b>		5.41	83.91	7.57	1.91	0.26	0.37	0.07	0.08	0	0.21	0.21	0		
<b>Valeurs Min</b>		5.41	83.91	7.57	1.91	0.26	0.37	0.07	0.08	0	0.21	0.21	0		

Annexe C : analyse du MCR

 Complex: GLIZ Département Technique Service Laboratoire		<b>MOYENNE PERIODIQUE PAR REPERE D'ECHANTILLONNAGE</b>													Page : 1
Type d'analyse : Analyse des GAZ Repère d'échantillonnage : T200 MCR 2° ET															Capture Plein écran
Date	Heure	N2	C1	C2	C3	IC4	NC4	IC5	NC5	C6+	HE	CO2	HG	Total	Observation
29-05-2019	02.30	2.25	49.98	43.63	3.09	0.42	0.6	0.03	0	0	0	0	0	100	
29-05-2019	14.30	2.26	0	47.53	2.94	0.44	0.65	0.04	0	0	0	0	0	53.86	
30-05-2019	02.30	2.26	48.73	41.27	5.74	0.79	1.14	0.07	0	0	0	0	0	100	
<b>Moyenne</b>		2.257	32.903	44.143	3.923	0.55	0.797	0.047	0	0	0	0	0	84.62	
<b>Valeurs Max</b>		2.26	49.98	47.53	5.74	0.79	1.14	0.07	0	0	0	0	0		
<b>Valeurs Min</b>		2.25	0	41.27	2.94	0.42	0.6	0.03	0	0	0	0	0		

### Annexe D : analyse du GNL



**Complexe: GLIZ**  
**Département Technique**  
**Service Laboratoire**

**MOYENNE PERIODIQUE  
PAR REPERE D'ECHANTILLONNAGE**

Date d'échantillonnage du : 29-05-2019 Au : 30-05-2019

Page : 1

Type d'analyse : Analyse des GAZ

Repère d'échantillonnage : T200 GNL

Date	Heure	N2	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6+	HE	CO2	HG	Total	Observation
29-05-2019	02.30	0.63	87.03	9.92	1.92	0.2	0.29	0.01	0	0	0	0	0	100	
29-05-2019	14.30	0.73	88.62	8.42	1.69	0.21	0.32	0.01	0	0	0	0	0	100	
30-05-2019	02.30	1.08	86	10.05	2.26	0.24	0.36	0.01	0	0	0	0	0	100	
<b>Moyenne</b>		<b>0.813</b>	<b>87.217</b>	<b>9.463</b>	<b>1.957</b>	<b>0.217</b>	<b>0.323</b>	<b>0.01</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>100</b>	
<b>Valeurs Max</b>		1.08	88.62	10.05	2.26	0.24	0.36	0.01	0	0	0	0	0		
<b>Valeurs Min</b>		0.63	86	8.42	1.69	0.2	0.29	0.01	0	0	0	0	0		

### Annexe E : les paramètres de l'échangeur principal.

