



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic republic of Algeria

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministry of Higher Education and Scientific Research

جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم

Abdel Hamid Ibn Badis University - Mostaganem

كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculty of Sciences and Technology

قسم هندسة الطرائق



Department of Process Engineering

N° d'ordre : M2...../IP/2021

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Option : Génie pétrochimique

Thème

Etude de valorisation de l'hélium au niveau du complexe GL1/Z

Présenté par

1-MEDDAH Abdallah

2-MOKHTAR Abdelkader

Soutenu le 13/07/ 2021 devant le jury composé de :

Président :	MEROUANI. R.D.	professeur	Université de Mostaganem
Encadrante :	MELLOUK.S.	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	MEZOUAGH.A.	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	BELLOUL.M.	MCA	Université de Mostaganem
Invité :			



DEDICACE

Je dédie ce mémoire de finalisation de notre travail de master académique , tout particulièrement, à mes chers parents ma mère et mon père qui m'ont élevé, encouragé et soutenu.

*À la personne qui partagera ma vie.
À mes sœurs, mes neveux, mes beaux-frères, mes amis et toutes les personnes ayant participé de près ou loin à la réalisation de ce travail.*

REMERCIEMENT

En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre créateur de nous avoir donné la force pour accomplir ce travail. Ce travail a été accompli dans le complexe G11/3 au sein du département de production dans le cadre de la préparation du diplôme de master académique.

On tient tout d'abord à remercier notre encadreur Mme MELLOUK SENIA, docteur à l'université de Mostaganem pour son aide précieuse et ses conseils qui ont été bénéfiques dans la réalisation de ce mémoire

Nous tenons à remercier Professeur MEROUANI Djilali à l'université de Mostaganem pour avoir accepté de présider le jury

Nous voulons aussi exprimer notre gratitude à Mme MEZOUAGH Amina docteur à l'université de Mostaganem pour avoir accepté d'examiner ce travail

Que Mr BELLOUL Mohamed docteur à l'université de Mostaganem pour avoir accepté d'examiner ce travail

RESUME

En français:

L'objectif de ce travail, est d'effectuer une étude technique afin de réaliser une modification dont le but est de valoriser l'hélium contenu dans le GNL, et ce, tout en gardant les mêmes spécifications de ce dernier. Nous utiliserons pour cela, le logiciel de simulation Aspen Hysys, dans le but de confirmer la faisabilité de ce projet, mais aussi pour déterminer la quantité ainsi que la qualité du flux riche en hélium à extraire. Par ailleurs, afin d'aboutir à la finalisation de notre travail nous avons également utilisé un autre simulateur, qui est l'EDR (Exchanger Design & Rating) ainsi que des corrélations empiriques, dont la disponibilité, nous a été d'une aide précieuse.

In English:

The objective of this work is to carry out a technical study in order to carry out a modification whose goal is to valorize the helium contained in the LNG, and this, while keeping the same specifications of the latter. For this, we will use the Aspen Hysys simulation software, in order to confirm the feasibility of this project, but also to determine the quantity as well as the quality of the helium-rich flux to be extracted. In addition, in order to achieve the finalization of our work we also used another simulator, which is the EDR (Exchanger Design & Rating) as well as empirical correlations, the availability of which was of great help to us.

بالعربية

الهدف من هذا العمل هو إجراء دراسة فنية من أجل إجراء تعديل يهدف إلى تثمين الهيليوم الموجود في الغاز الطبيعي المسال مع الحفاظ على نفس مواصفات الأخير. لهذا الغرض , سنستخدم برنامج محاكاة Aspen Hysys من أجل تأكيد جدوى هذا المشروع ، وتحديد كمية ونوعية التدفق الغني بالهيليوم المراد استخراجه. بالإضافة إلى ذلك ، من أجل الانتهاء من عملنا ، استخدمنا أيضًا جهاز محاكاة آخر ، وهو EDR (تصميم وتصنيف المبادلات) بالإضافة إلى الارتباطات التجريبية ، والتي كان توفرها عونًا كبيرًا لنا

SOMMAIRE

Liste des abréviations	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste des annexes	
Introduction général	1
Chapitre I: Description du complexe GL1/Z	
Introduction.....	3
I.1 Présentation du complexe.....	5
I.1.1 Organisation	5
I.1.2 Zone d'utilités.....	6
I.1.3. Zone de procédé.....	8
I.1.4. Zone de stockage	8
I.1.5. Zone de pompage.....	8
I.2 Liquéfaction du gaz naturel.....	8
Chapitre II: section de liquéfaction	
II.1 La section de liquéfaction.....	11
II.1.1 Echangeur principal E520	11
II.1.2 Le ballon déazoteur.....	12
II.1.3 la section boucle MCR.....	13
II.1.4 Ballon de détente G7.83.....	14
II.1.5 Echangeur E530	15
Fonctionnement.....	16
Chapitre III : Description de l'étude	
Introduction.....	17
III.1 Objectif de l'étude.....	17
III.2 Méthodologie de travail.....	17
III.3 Description des équipements	18
III.3.1 Echangeur à plaque brasé.....	18
III.3.2 Distributeurs.....	19
III.3.3 Ondulations.....	20
III.4 Ballon de séparation.....	21

III.4.1 Types de ballons séparateurs.....	21
Chapitre IV : Simulation et résultats	
Introduction.....	23
IV.1 Le simulateur Hysys.....	23
IV.2 Etude du cas Design.....	24
IV.3 Simulation de la modification.....	29
Interprétation des résultats de la simulation.....	31
IV.4 Dimensionnement	33
IV.4.1 Dimensionnement de la ligne vers le nouvel échangeur.....	33
IV.4.2 Dimensionnement du déhélieur.....	33
IV.5 Régulation du nouveau ballon.....	38
IV.6 Dimensionnement du nouvel échangeur He-GN.....	39
Conclusion.....	41
Conclusion générale.....	42
Bibliographie.....	44
Annexe A : Pipe Schedules.....	45
Annexe B : Les valeurs de HLLL en fonction du diamètre et la pression.....	46
Annexe C : Recommandation pour le choix du hold up time et de surge time en fonction du service du ballon.....	47
Annexe D : Data-sheet de l'échangeur à plaque à joint.....	48
Annexe E : Data-sheet de l'échangeur à plaque brasé.....	49

Liste des abréviations

GN : Gaz naturel

GNT : Gaz naturel traité

GNL : Gaz naturel liquide

MCR : Multi composants réfrigérant

G 7.83 : Ballon de séparation flash du GNL produit, situé dans La section de liquéfaction.

E5.20 : Echangeur Principal, situé dans la section de liquéfaction

E5.30 : Echangeur de gaz de rejet, situé dans la section de liquéfaction

TV 612 : Vanne isenthalpique qui contrôle la température GNL, situé à la sortie de l'échangeur E5.30

TV 611 : Vanne isenthalpique qui contrôle la température GNL, situé avant le ballon G7.83

G 7.14 : Ballon de reflux de la tour de lavage

PIC : Contrôleur indicateur de pression

PT : Transmetteur de pression

LV: vanne de contrôle de niveau

LT : Transmetteur de niveau

DCS : Système de contrôle distribué

Liste des figures

Figure I.1. Plan général du complexe.....	4
Figure I.2. Organigramme du complexe GL1/Z.....	5
Figure I.3. Schéma du procédé de liquéfaction.....	10
Figure II.1. Schéma simplifié de l'échangeur E520.....	12
Figure II.2. Ballon d'injection des composants d'appoint.....	14
Figure II.3. Echangeur E 5.30 et Ballon G7.83.....	15
Figure III.1. Eléments de base d'un échangeur compact brasé en aluminium.....	19
Figure III.2. Distribution d'un fluide dans un passage.....	19
Figure III.3. Différents types d'ondulation.....	20
Figure III.4. Ballon séparateur vertical.....	22
Figure III.5. Ballon séparateur horizontal.....	22
Figure IV.1. Flowsheet de la section de liquéfaction.....	24
Figure IV.2. Gaz vers déazoteur.....	27
Figure IV.3. GNL vers stockage	28
Figure IV.4. Gaz vers fuel.....	28
Figure IV.5. Schéma de simulation après modification	30
Figure IV.6. Ecart entre le Gaz vers fuel avant et après modification	32
Figure IV.7. Ecart entre le GNL avant et après modification	32
Figure IV.8. Ballon séparateur vertical.....	34
Figure IV.9. Simulation en mode dynamique du nouveau ballon.....	38
Figure IV.10 : Schéma de l'échangeur brasé obtenu par simulation.....	41

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Principales caractéristiques du complexe GL1/Z.....	4
Tableau IV.1 : Flux de matière et conditions opératoires.....	25
Tableau IV.2 : Paramètres de fonctionnement des équipements.....	25
Tableau IV.3 : Gaz sortant du Déazoteur (selon les 3 modèles et le cas Design).....	26
Tableau IV.4 : GNL vers stockage (selon les 3 modèles et le cas Design).....	26
Tableau IV.5 : Gaz vers fuel (selon les 3 modèles et le cas Design).....	27
Tableau IV.6 : Données de simulation.....	29
Tableau IV.7 : Débit de l'hélium avec la perte de charge.....	29
Tableau IV.8 : Résultats de la simulation.....	31
Tableau IV.9 : Paramètres de service.....	33
Tableau IV.10 : Résultats du dimensionnement.....	37
Tableau IV.11 : Données de base pour le dimensionnement.....	39
Tableau IV.12 : Remarques et défauts décelés lors de la simulation.....	40
Tableau IV.13 : Résultats de simulation de l'échangeur à plaque brasé.....	40

Liste des annexes

Annexe A : Pipe Schedules

Annexe B : Les valeurs de HLLL en fonction du diamètre et la pression.

Annexe C : Recommandation pour le choix du hold up time et de surge time en fonction du service du ballon

Annexe D : Data-sheet de l'échangeur à plaque à joint

Annexe E : Data-sheet de l'échangeur à plaque brasé

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel (G.N) qui est une source d'énergie fossile non renouvelable ayant connu une plus forte progression depuis les années 70, devient, chaque jour, primordial pour beaucoup de pays, il représente actuellement le cinquième (1/5) de la consommation énergétique mondiale et est de, ce fait, considéré comme le combustible fossile du siècle. Le gaz naturel liquéfié (GNL) est une technologie éprouvée depuis près de 50 ans, cette technologie a été lancée en 1963 en Algérie et est utilisée, depuis de nombreuses années, par plusieurs pays, notamment la France, la Belgique, l'Espagne, la Corée et les États-Unis. Il en va de même au Japon qui dépend à 100 % du GNL importé pour répondre à ses besoins.

L'Algérie, un pays riche en gaz et en pétrole, se base, dans son économie nationale, essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures, une industrie qui nécessite l'implantation de diverses unités de traitement avec l'installation d'équipements coûteux. Dans ces conditions, les progrès techniques permettant de réduire ces coûts doivent, jouer dans l'avenir, un rôle majeur dans le développement du commerce international des combustibles.

Avant sa livraison au consommateur, le gaz naturel passe par plusieurs étapes de traitements, il est d'abord extrait des gisements, transporté par canalisations jusqu'aux unités de traitement afin d'éliminer les impuretés présentes. L'opération d'épuration permet d'éliminer des sous-produits qui, extraits avec le gaz mais non combustibles, réduisent son pouvoir calorifique, ainsi que des composés corrosifs (soufre) néfastes aux infrastructures de transport.

Le gaz traité est liquéfié (GNL), pour réduire de 600 fois son volume et, par conséquent, faciliter son stockage et son transport par navires (méthaniers) au marché international ou camions pour les marchés locaux.

L'augmentation de la population mondiale et des besoins énergétique oblige l'Algérie à profiter de cette opportunité qui s'offre à elle en s'imposant sur le marché mondial et veiller à ne pas se faire distancer en utilisant au mieux ses richesses.

De fait, l'Algérie a suivi une stratégie de développement et de diversification, pour cela et en 2018, l'une des filiales la société Sonatrach (Hélios) a signé un contrat avec Air Product qui stipule la récupération de l'Hélium issue de la liquéfaction du gaz naturel dans le complexe GL1/Z.

Dans ce même contexte et dans le cadre de notre projet de fin d'études pour la préparation du diplôme de master académique , option Industries Pétrochimiques, nous nous sommes penchés vers cette branche de traitement (récupération de l'hélium) et avons fait une simulation, à l'aide du simulateur Hysys (V10), de l'intercalation, dans le procédé de traitement, d'un nouvel échangeur (GN-He) et d'un ballon séparateur pour récupérer de l'Hélium du gaz naturel avant son stockage, l'étude consiste à estimer la quantité d'hélium par cette technique et d'étudier sa faisabilité.

Le manuscrit est réparti comme suit :

- Une introduction générale sur l'importance de l'investissement dans les hydrocarbures en Algérie
- Un premier chapitre donnant un aperçu général sur le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL1/ Z).
- Le deuxième chapitre décrit en détail la section de liquéfaction dans le complexe.
- Dans le troisième chapitre, une description sur les équipements proposés est donnée.
- Le quatrième chapitre comporte les résultats de simulation et le dimensionnement des équipements proposés dans la récupération de l'hélium.
- Une conclusion générale récapitulant les principaux résultats obtenus en concluant la faisabilité du projet.

DESCRIPTION DU COMPLEXE GL1/Z ^[2]

Introduction

Depuis 1940, le gaz naturel (GN) se révèle comme l'un des produits les plus féconds mis par la nature au service de l'homme. Grâce à l'essor de la science et de la technologie, il prend une importance considérable, aussi bien comme combustible polyvalent que comme source de matière première. Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse, c'est la 2ème source d'énergie utilisée dans le monde après le pétrole.

L'exploitation du gaz naturel commence généralement par une extraction en phase liquide du butane, du propane et des essences, le gaz résiduel suivant le gisement appelé gaz sec est constitué essentiellement de méthane (70 à 95 % en volume) et d'éthane.

Le gaz sec est principalement utilisé pour le chauffage ou comme carburant, et il sert également de base dans la fabrication du plastique ou des produits pharmaceutiques.

Le complexe industriel de liquéfaction du gaz naturel (GL1/Z) est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société algérienne SONATRACH (Société Nationale de Transport et Commercialisation des Hydrocarbures) créée par décret du 31 décembre 1963, complété par celui du 21 septembre 1966.

Le gaz naturel est transporté par voie terrestre ou maritime par navires spéciaux appelés méthaniers, ce transport est devenu possible grâce à la mise au point du procédé de liquéfaction qui réduit le volume du gaz de 600 fois, par sa transformation physique, de l'état gazeux à l'état liquide.

Le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL1/Z) de Bethioua occupe une place privilégiée dans l'économie nationale. Il est implanté entre GL2/Z à l'est GL4/Z à l'ouest et se situe sur la côte ouest du littoral algérien à 8km au sud de la ville d'Arzew et 1 km au nord de la ville de Bethioua. Il couvre une superficie de 72 hectares dont 56 sont occupés par l'installation. Un gazoduc de 42 pouces de diamètre de 500 km doté de 5 stations de compression achemine le gaz de Hassi R'mel vers le complexe.

Le 16 juin 1973, le défunt président Houari Boumediene pose la première pierre pour la construction de l'usine. En charge du projet, et pour le compte de SONATRACH,

la société américaine BECHTEL, engage les travaux de réalisation. Le tableau I.1. résume les principales caractéristiques du complexe, la figure I.1. en donne un plan général.

Tableau I.1: Principales caractéristiques du complexe GL1/Z ^[1]

Superficie	72 hectares
Construction	Chemical Incorporation et Bechtel
Date de démarrage	février 1978
Alimentation en gaz naturel	à partir de HASSI R'MEL
Procédé	APCI
Nombre de trains	6
Capacité de stockage	300.000 m ³ de GNL
Température de chargement du produit	-162 °C
Capacité de production	55.000m ³ / jr
Capacité de traitement	10,5 Milliard de Nm ³ /An
Rénovation	1993-1996



Figure I.1. Plan général du complexe ^[3]

I.1 Présentation du complexe

I.1.1 Organisation

Le complexe GL1/Z se divise en deux sous directions :

✚ Sous direction de l'exploitation (DE) qui comprend :

- Département Production ;
- Département Maintenance ;
- Département des Approvisionnements.

✚ Sous direction du personnel (DP) qui comprend :

- Département Ressource Humaine ;
- Département des Moyens Généraux ;
- Département Personnel.

Les départements liés directement avec la direction dite Structure de contrôle :

- Département Technique ;
- Département Finance ;
- Département sécurité ;
- Département Travaux Neufs.

L'organigramme de la figure I.2. détaille cette organisation

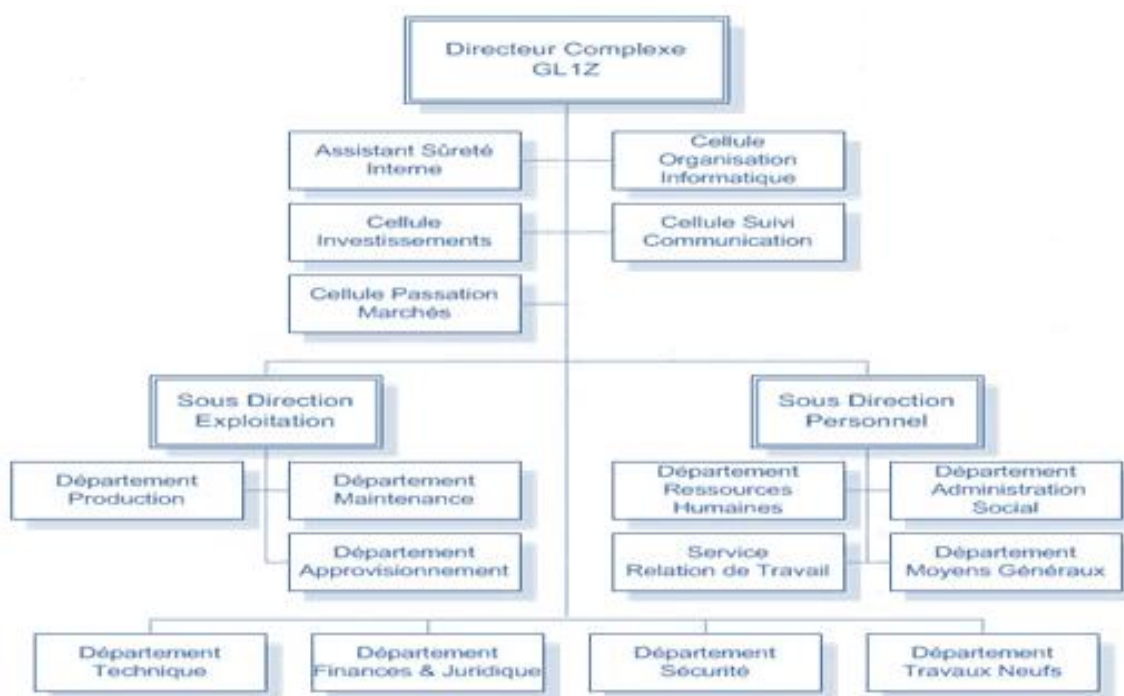


Figure I.2. Organigramme du complexe GL1/Z ^[2]

Le complexe GL1/Z utilise un procédé de liquéfaction type APCI avec une capacité de production théorique de 53220 m³/ jour et cela pour les six trains existant à raison de 8870 m³/jour de gaz liquéfié pour chaque train, quatre zones distinctes sont distinguées à savoir:^[4]

- ❑ Zone de procédé. (Six unités de production identiques fonctionnant en parallèle appelées trains)
- ❑ Zone d'utilités (Une unité de production de vapeur, d'énergie électrique, d'air instrument et de pompage d'eau de refroidissement et l'azote pour les besoins des trains).
- ❑ Zone de stockage (appelé terminal, elle permet le chargement des navires du produit fini).
- ❑ Zone de pompage

I.1.2 Zone d'utilités

Cette zone assure la production d'électricité, d'air instrument, de l'eau distillée et de l'azote. Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

- ❑ Les chaudières
- ❑ Les unités de dessalement
- ❑ Les installations pour la production d'azote

a) Production de la vapeur

La production de la vapeur représente une importante source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements à savoir :

- ❑ les turbos générateurs pour la production d'électricité.
- ❑ les turbos compresseurs pour la compression du gaz (KT (110/120/121/130)).
- ❑ les réchauffeurs pour l'échange de chaleur.
- ❑ les turbos-pompes.

Cette vapeur est produite par un ensemble de chaudières :

- ❑ 17 chaudières d'une capacité unitaire de 115 tonnes de vapeur/heure à 62 bars à une température de l'ordre de 442°C.
- ❑ 04 chaudières de 400 tonnes/heure chacune à 62 bars et à une température de l'ordre de 442°C.
- ❑ 03 chaudières de 91 tonnes/heure chacune à 62 bars à une température de l'ordre de 442°C.
- ❑ 01 chaudière basse pression qui produit 51 tonnes de vapeur/heure à 27 bars.

b) Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par trois turbogénérateurs (TG) d'une puissance de 18 MW chacun. Le complexe GL1/Z dispose aussi d'une source complémentaire à partir du réseau SONEGAS, comme alimentation de secours, alors que les besoins du complexe sont de l'ordre de 36 MW.

c) Circuit eau de mer

L'eau de mer est utilisée dans le complexe comme réfrigérant dans les différentes unités et particulièrement comme source chaude dans les cycles frigorifiques et comme source froide dans les cycles de vapeur.

d) Production d'eau dessalée

L'eau dessalée est produite au moyen du dessalement d'eau de mer. Cette zone comprend six unités de dessalement, fonctionnant en parallèle et produisant 45 m³ d'eau dessalée chacune. Par ailleurs, le complexe GL1/Z s'est doté récemment d'un nouveau type de dessaleur, suivant le procédé d'ejecto-compresseur, cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, elle est aussi utilisée comme fluide de refroidissement pour certains équipements mécaniques tels que les pompes...etc.

e) Electro-Chloration

La chloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules pouvant se proliférer et causant une obstruction au niveau des condenseurs à eau de mer.

f) Production d'azote

L'azote est utilisé dans le complexe comme fluide de sécurité pour les opérations d'inertage lors des démarrages des unités d'exploitation. L'azote est produit à partir de l'air ambiant, faisant l'objet d'un traitement de séparation, actuellement cette installation n'est plus en service pour des raisons de défaillance mécanique des compresseurs.

g) Production de l'air comprimé

Les organes d'instrumentation tels que les régulateurs et les différentes vannes sont à commande pneumatique. L'air instrument subit au préalable un séchage et ce, pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes d'instrumentation. Les besoins du complexe sont estimés à 4600 m³ d'air, ce dernier est fourni par cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars stocké au niveau des ballons récepteurs d'air instrument.

I.1.3. Zone de procédé

Constituée de six unités de liquéfaction identiques appelées trains, tant dans leur design que dans leur fonctionnement. En effet, vu de près, les caractéristiques et les configurations, issus d'un même engineering industriel, explique leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel, et chaque train de liquéfaction est composé de huit sections et d'un circuit de refroidissement (voir figure I.3) à savoir :

- ❑ Section de décarbonatation (Elimination du CO_2) ;
- ❑ Section de déshydratation (Elimination de H_2O) ;
- ❑ Section de démercurisation (Elimination de Hg) ;
- ❑ Section de refroidissement ;
- ❑ Section de séparation et tour de lavage ;
- ❑ Section de fractionnement ;
- ❑ Section de refroidissement au propane ;
- ❑ Circuit de refroidissement mixte ;
- ❑ Section de liquéfaction.

I.1.4. Zone de stockage

Face aux trains, côté mer, se trouve la zone de stockage et d'expédition du GNL. Cette zone comprend trois bacs aériens de GNL d'une capacité de 100.000 m^3 et le complexe dispose de deux postes de chargements pour méthaniers de 50.000 m^3 à 125.000 m^3 .

Le gaz liquéfié est stocké sous une pression de 1,03 bar et à une température de -162°C .

I.1.5. Zone de pompage

C'est une zone qui sert à l'acheminement du gaz naturel liquéfié des bacs de stockage vers les navires.

I.2 Liquéfaction du gaz naturel

Le procédé de liquéfaction du gaz naturel regroupe six unités de liquéfaction identiques appelées trains, tant dans leur design que dans leurs fonctionnement. En effet, vu de près, les caractéristiques et les configurations, issus d'un même engineering industriel, explique leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel, et chaque train de liquéfaction est composé de huit sections (voir figure I.3) et d'un circuit de refroidissement à savoir :

- ❑ Section de décarbonatation (élimination du CO_2).
- ❑ Section de déshydratation (élimination de H_2O).
- ❑ Section de démercurisation (élimination de Hg).
- ❑ Section de refroidissement.
- ❑ Section séparation et tour de lavage.
- ❑ Section de fractionnement.
- ❑ Section de refroidissement au propane.
- ❑ Circuit de refroidissement mixte.
- ❑ Section de liquéfaction.

Face aux trains, côté mer, se trouve la zone de stockage et d'expédition du gaz naturel liquéfié. Cette zone comprend trois bacs aériens de GNL d'une capacité de 300.000 m^3 et le complexe dispose de deux postes de chargements pour méthaniers de 50.000 m^3 à 125.000 m^3 . Le GNL est stocké sous une pression de 1,03 bar et à une température de -162°C , puis conduit vers les pieds de chargement dans la zone de pompage.

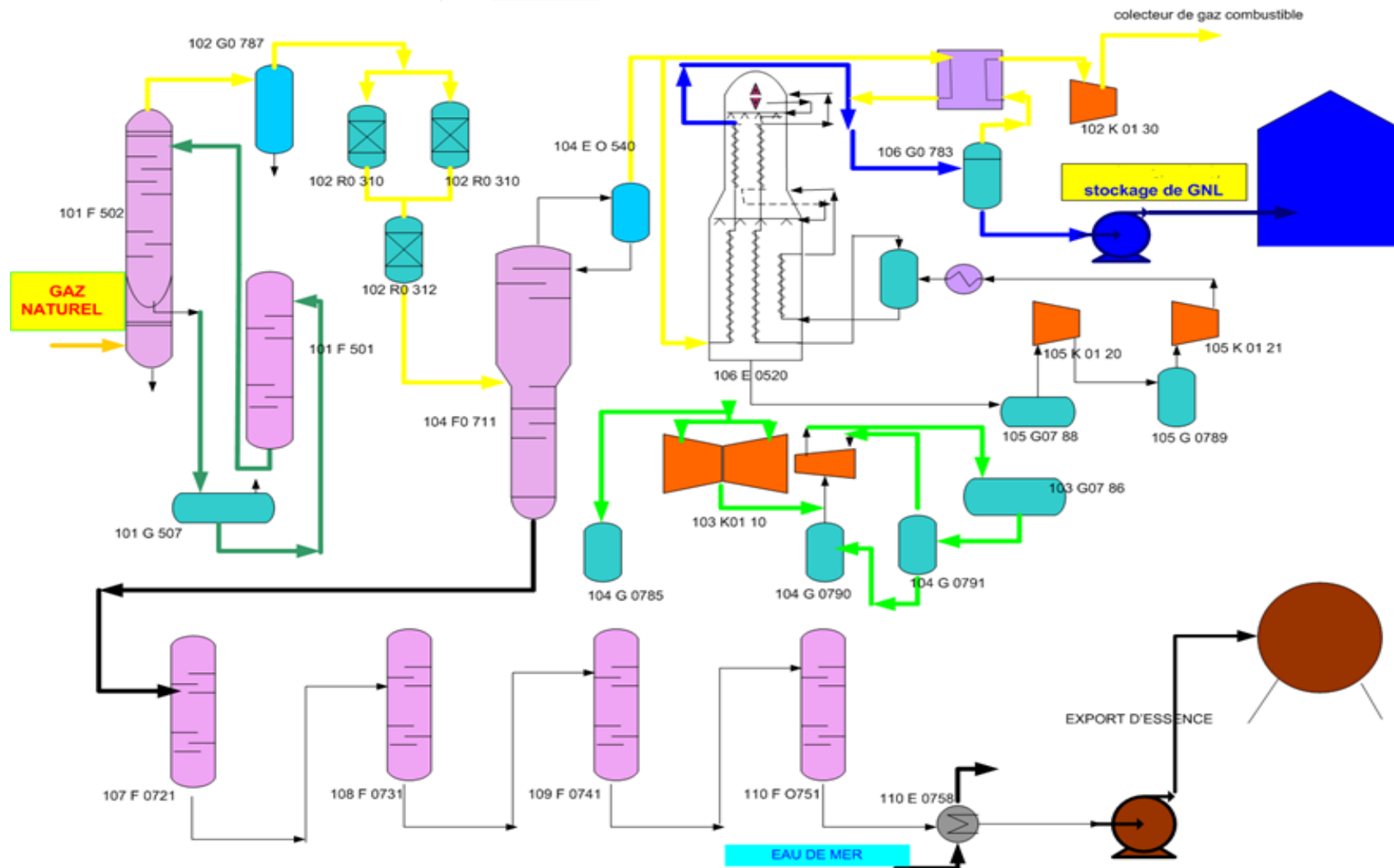


Figure I.3. Schéma du procédé de liquéfaction ^[2]

LA SECTION DE LIQUÉFACTION

II.1 La section de liquéfaction ^[4]

II.1.1 Echangeur principal E520 ^[5]

Au vu de l'intérêt que représente la section de liquéfaction au niveau du complexe et dans le suivi de cette étude, nous avons jugé utile de donner un aperçu, plus au moins, détaillé de cette partie primordiale dans le complexe GL/Z.

La principale fonction de la section de liquéfaction est le refroidissement et la liquéfaction du gaz naturel pour obtenir un gaz liquéfié (GNL), le réfrigérant principal utilisé pour ce but est un mélange de plusieurs réfrigérants (multi-composant-réfrigérant) ou MCR, le cycle breveté de la société Air Product and Chemicals Inc.

La boucle MCR utilise des flux de propane et des réfrigérants mixtes qui assurent un refroidissement continu à plusieurs niveaux de températures réduisant ainsi les différences de température associées au transfert de chaleur et améliorant le rendement thermodynamique global du cycle.

L'échangeur principal (Figure II.1) accueille le MCR liquide et le GNT (deux faisceaux pour chaque fluide). Le gaz d'alimentation de l'échangeur cryogénique, venant de la tour de lavage à une température de -34°C et une pression de 37,5 bars est rejoint par un flux réinjection de propane et de butane venant du fractionnement, il passe à travers un filtre puis pénètre dans un serpentín de faisceaux situé au fond de l'échangeur principal. A ce stade, il est liquéfié par refroidissement au réfrigérant mixte MCR ^[4]

L'effluent MCR liquide traverse la partie chaude de l'échangeur, pour être détendu à 40 bars et -110°C , à ce niveau, le GNT est refroidi jusqu'à -120°C tandis que le MCR vapeur se condense dans la partie chaude et arrive à la limite de la partie froide pour subir une détente jusqu'à -158°C , le liquide obtenu après chaque détente est distribué sous forme de douches pour l'auto refroidissement du MCR et le refroidissement du gaz naturel traité.

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 où il subit une détente isenthalpique (Joule Thomson) dans la vanne (TV.611) à température régulée jusqu'à 1,5 bars et -158°C . Après une seconde détente, dans le ballon flash (Déazoteur G783), le liquide est envoyé vers la conduite d'alimentation des bacs de stockage par deux pompes J.1020 et J.1030 à une température de -160°C

II.1.2 Le ballon déazoteur

Le but principal de cette détente est de réduire la teneur d'azote, afin qu'il soit conforme aux spécifications.

Une teneur élevée d'azote dans le GNL nécessite des températures encore plus basses dans les bacs de stockage pour réduire le phénomène de boil-off et, comme cet élément ne contribue pas à l'augmentation du pouvoir calorifique supérieur (PCS) du GNL, sa réduction est nécessaire.

Les vapeurs issues de ce flash riches en azote cèdent leurs frigories dans l'échangeur (E.530) pour liquéfier une certaine quantité de GNT, avant d'être enfin aspirées par le compresseur fuel gaz afin d'être utilisées comme gaz d'alimentation des chaudières.

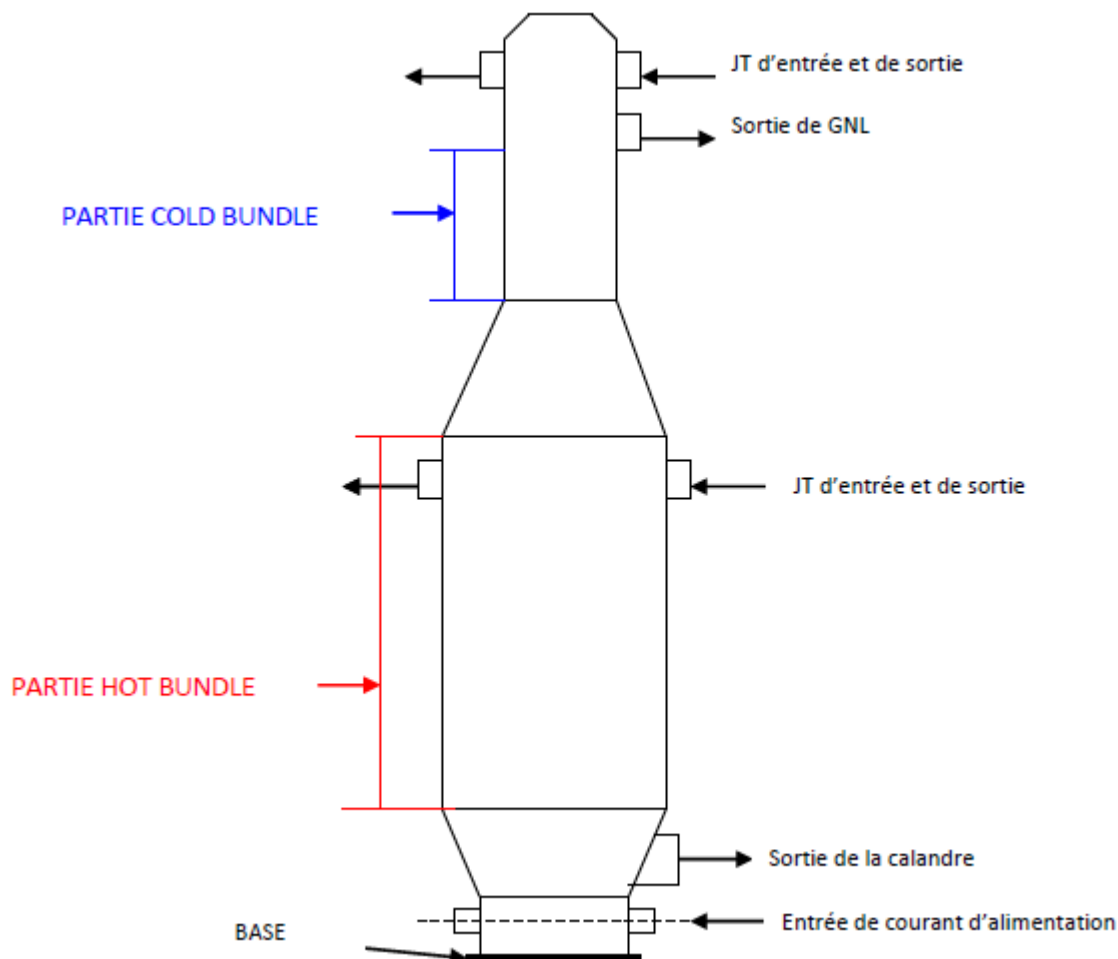


Figure II.1. Schéma simplifié de l'échangeur E520 ^[3]

II.1.3 La section boucle MCR ^[4]

Le MCR basse pression (1,7Bars, -34°C) provenant du ballon d'aspiration premier-étage G7.88 est comprimé jusqu'à 11 bars et 68°C par le compresseur MCR premier étage K120, refroidi jusqu'à 32°C, dans le refroidisseur intermédiaire E5.11, recueilli dans le ballon d'aspiration du deuxième étage G7.89, comprimé une seconde fois à 44 bars, 133°C par le compresseur MCR deuxième étage K121, refroidi à 32°C dans le refroidisseur secondaire le E5.12 par l'eau de mer.

Le MCR est refroidi à 42 bars et 0°C dans le E525A/B par du propane moyenne pression, ensuite à 40 bars et -33°C dans E526A/B par du propane basse pression. Les vapeurs du MCR sont séparées des composants lourds du MCR qui sont condensés dans le séparateur G7.80, les vapeurs et les liquides traversent l'échangeur principal E520 dans des serpentins distincts.

A l'extrémité chaude les liquides sont sous-refroidis et détendus jusqu'à 28bars et -128°C à travers la vanne FV615 et réinjectés dans la partie calandre du E520 pour assurer le refroidissement de son extrémité chaude.

Les vapeurs sont liquéfiées dans l'extrémité froide du E520, détendues jusqu'à 26 bars et -154°C à travers la vanne CRV506 et réinjectées dans la partie calandre pour assurer le refroidissement de l'extrémité froide.

Le MCR s'écoule vers le fond du E520 en formant ces vapeurs au fur et à mesure qu'il s'échauffe où il est renvoyé à l'état vapeur au ballon G7.88 à 1,7 bars et -34°C pour achever le cycle.

Les composants d'appoint (méthane, éthane, propane et azote) provenant de l'unité de fractionnement et de l'installation de production d'azote sont introduits dans le circuit au niveau du ballon G7.88.

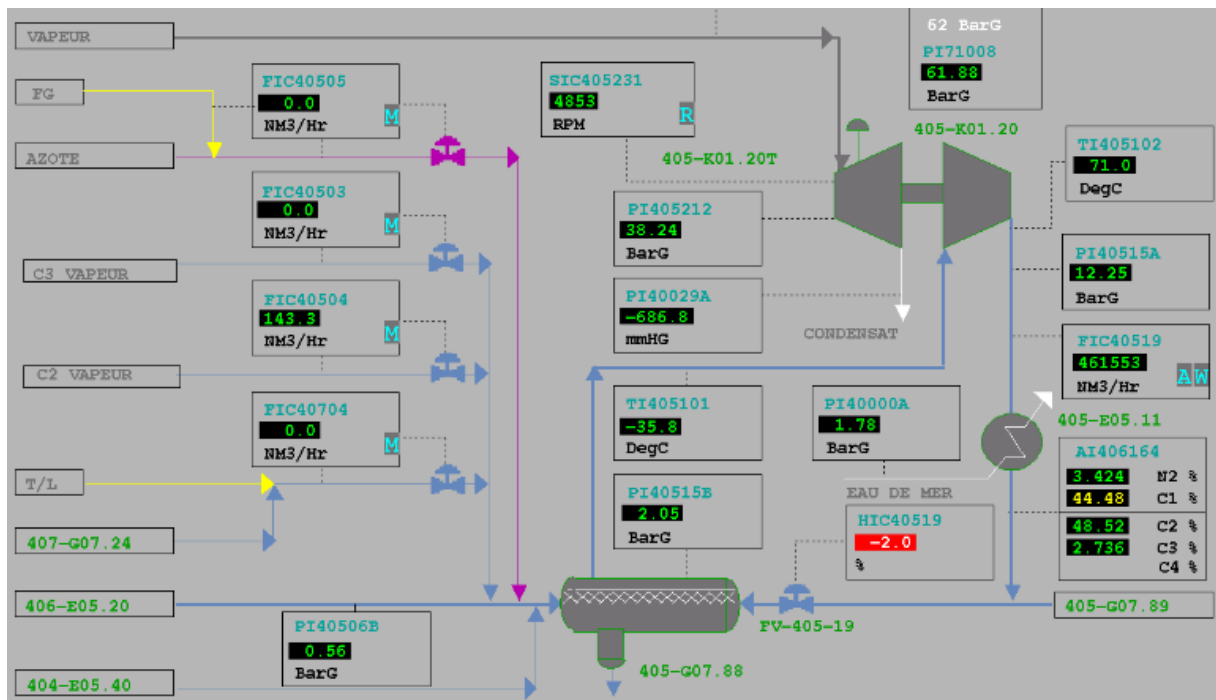


Figure II.2. Ballon d'injection des composants d'appoint.

+

II.1.4 Ballon de détente G7.83 ^[5]

Le gaz naturel liquéfié est extrait de l'Echangeur Principal par la vanne régulatrice de température.

La perte de charge de 25 bars à 0,34 bar de pression manométrique existant dans cette vanne produit une certaine détente et une auto-réfrigération.

Le GNL entre dans le ballon de détente d'azote G07.83, dans lequel la vapeur de rejet composée principalement d'azote et de méthane est séparée du liquide.

La contre-pression dans le ballon est maintenue par PV X06-10 qui refoule dans le collecteur d'aspiration du compresseur de gaz combustible.

Toutefois, si cette méthode d'élimination gêne le refoulement provenant d'autres sources, PV X06-76 dispose du gaz superflu en l'envoyant vers la torche afin de limiter la pression du système. (Figure II.3).

II.1.5 Echangeur E530

La figure II.3 montre que Chaque train de liquéfaction du gaz naturel est équipé d'un échangeur de gaz de rejet, situé dans la section liquéfaction qui sont indispensable de :

Réchauffage du gaz provenant du ballon de détente d'azote G07.83 pour porter sa température de -162 ,4°C à -49°C et pouvoir d'utiliser dans le circuit de fuel gaz.

Refroidissement et condensation d'une partie du gaz de procédé en provenance du ballon de reflux G07.14 (responsable à 3.76% de capacité de production de GNL total).

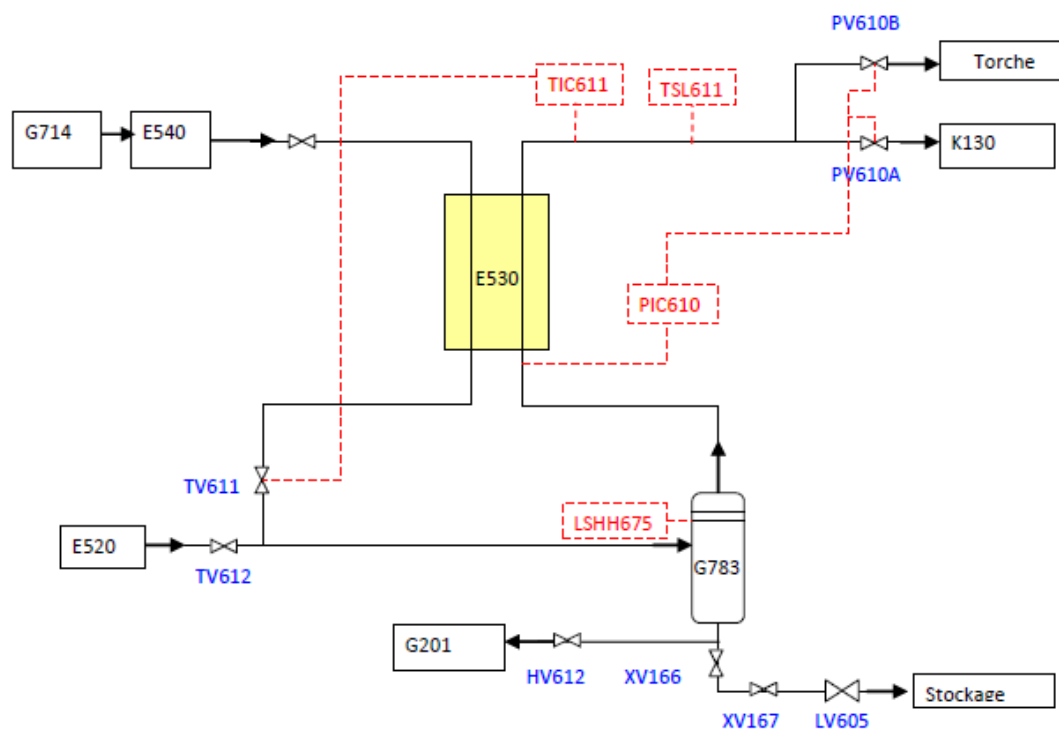


Figure II.3. Echangeur E 5.30 et Ballon G7.83

Fonctionnement

Suite au flash de GNL au niveau G07.83, la chute de pression de 25 bar vers 0,34 bar accompagné de l'abaissement de température avec une évaporation partielle du gaz naturel liquéfié pour obtenir fuel gaz, composé de 62,6% de CH_4 ; 36,2% de N_2 et 1,2% He.

Cette phase gazeuse va traverser le dimester du G07.83 qui retient toute trace de liquide et ne permet de passer que de la phase gazeuse, à une température comprise entre -162°C et -164°C vers E05.30 pour être réchauffé jusqu'à des températures -45°C . Alors que le 2ème circuit, reçoit de GNT à -35°C pour y subir un refroidissement suivi de changement de phase (condensation), sortant à la température de -158°C .

Le contrôle de la pression de service de X06-E05.30 est assuré par deux vannes de régulation fonctionnant au mode "split range", à savoir PV-X06.10A et PV-X06.10B.

Pendant le fonctionnement normal, la régulation de pression est assurée par la PV-X0610A, qui achemine les vapeurs de GNL vers le K01.30.

En cas de fermeture de cette vanne, le contrôle de pression est assuré par la PVX0610B, qui détournera ces vapeurs vers le collecteur de la torche froide.

DESCRIPTION DE L'ÉTUDE

Introduction

L'Hélium de symbole He est un gaz noble inerte. C'est le premier dans la famille des gaz nobles dans le tableau périodique et le deuxième élément plus léger. Il est incolore, inodore et insipide ^[6].

La source principale de l'Hélium dans le monde provient des champs de gaz naturel aux états unis, son potentiel de production en Algérie est considérable grâce à l'industrie développée dans la liquéfaction du gaz naturel (GNL) a déclaré Walter Nelson, vice-président et directeur général de Global Hélium chez Air Product ^[7].

Les applications de l'Hélium sont nombreuses, à savoir :

- Le remplissage des ballons dirigeables ;
- La protection inerte dans la soudure autogène ^[6] ;
- Le refroidissement à basse température (jusqu' à -258,15 °C) ;
- Pressurant le gaz dans les propulseurs liquides pour les fusées ;
- Dans les mélanges d'hélium-oxygène pour les plongeurs ;
- Fluide de fonctionnement dans les réacteurs nucléaires ;
- Gaz porteur dans la chromatographie en phase gazeuse.

III.1 Objectif de l'étude

L'objectif du travail entrepris est l'étude de la faisabilité de récupération de l'hélium rejeté dans l'atmosphère et l'utiliser comme apport supplémentaire aux installations existantes de purification et de liquéfaction de l'hélium (Hélios) actuellement en activité à Arzew.

III.2 Méthodologie de travail

Comme méthodologie de cette étude, en premier temps on a opté pour une simulation du cas design de la section liquéfaction et un choix du modèle thermodynamique avec des données imposées par le constructeur. Le modèle qui génère un pourcentage d'erreur le plus faible lors de la comparaison avec le cas design, a été choisi ce qui nous a permis de s'assurer du schéma de procédé. Par la suite nous avons procédé à la simulation de récupération de l'hélium selon le schéma de la figure III.1.

Les principales démarches suivies dans la simulation du projet sont selon l'ordre suivant :

- Une détente optimale dans la vanne TV611 afin de récupérer le maximum d'hélium.
- Impact de la modification sur la qualité du gaz naturel liquéfié

De nouveaux équipements tels qu'un nouvel échangeur de chaleur (GN – Hélium) et un nouveau ballon sont prévus pour cette modification, un dimensionnement de ces équipements est exigé. Aussi une simulation en mode dynamique du nouveau ballon pour parfaire et définir sa régulation est programmée et un dimensionnement d'une nouvelle ligne conduisant le gaz liquéfié vers le nouvel échangeur.

III.3 Description des équipements

Rappelons que de nouveaux équipements tels qu'un échangeur de chaleur et un ballon séparateur sont proposés. Le type d'échangeur et du ballon séparateur sont détaillés dans ce qui suit :

III.3.1 Echangeur à plaque brasé ^[8]

L'échangeur choisi est à plaque brasé, ce type est surtout utilisé dans le domaine cryogénique du secteur pétrolier en particulier les unités de production d'éthylène, de synthèse d'ammoniac, de liquéfaction de gaz naturel, de séparation d'air. Pour des raisons d'espaces réduits des passages dans les canaux et des risques d'obstruction par dépôts, ces échangeurs sont réservés aux fluides propres ou nécessitent la mise en place de filtres en amont.

Le corps des échangeurs compacts ailettes en aluminium brasés est constitué par des tôles planes empilées et séparées par des ondulations (figure III.1) dont l'ensemble constitue le corps de l'échangeur ^[8]. L'intégrité mécanique du parallélépipède ainsi constitué est assurée par le brasage des éléments qui le composent. Les fluides circulent entre deux tôles planes qui forment un canal à section rectangulaire appelé passage. La chaleur est transmise au travers des tôles planes (surface d'échange primaire), les ondulations jouent à la fois le rôle d'ailettes (surface d'échange secondaire) et d'entretoises. Dans un tel type d'échangeur, tous les passages sont donc ailettes et fermés latéralement par des barres.

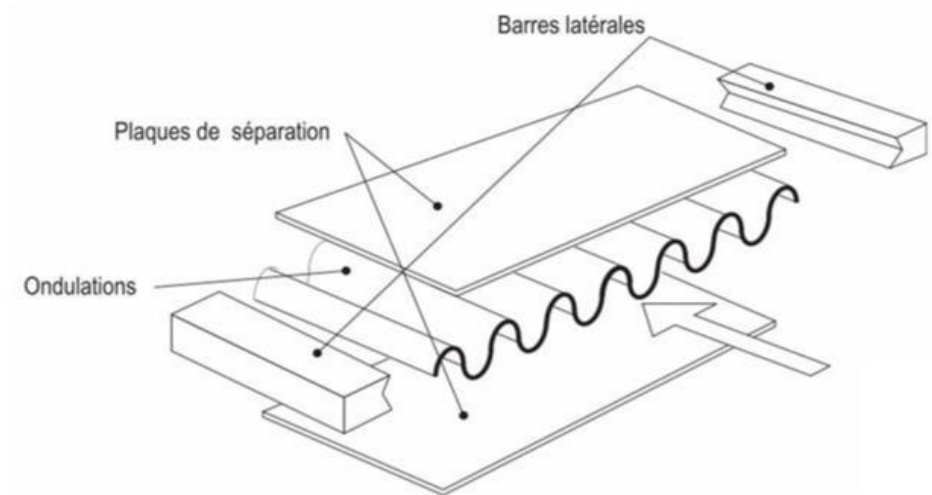


Figure III.1. Eléments de base d'un échangeur compact brasé en aluminium ^[8]

III.3.2 Distributeurs ^[8]

Chaque passage est fermé latéralement par des profilés et possède des orifices d'entrée et de sortie des fluides (figure III.2). Dès que le fluide entre dans l'orifice d'admission, il est réparti uniformément dans l'onde d'échange par l'intermédiaire d'un distributeur (ondes de distribution). Un distributeur d'évacuation identique collecte et oriente le fluide vers l'orifice de sortie à l'extrémité opposée du passage.

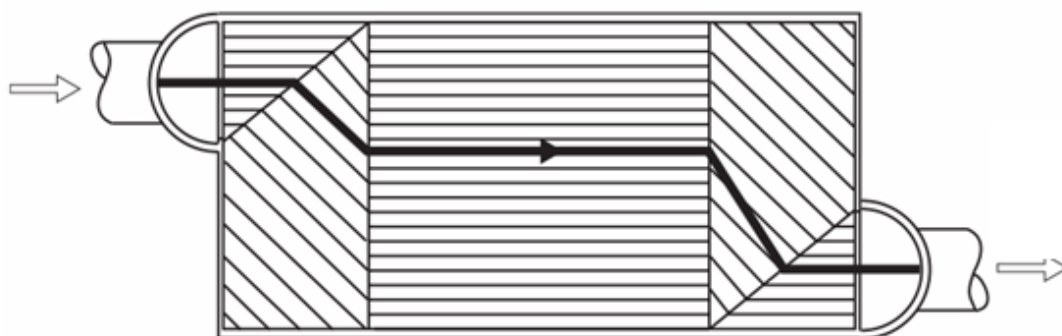
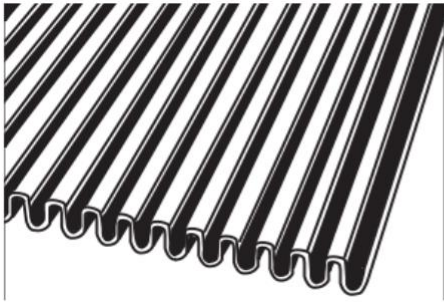


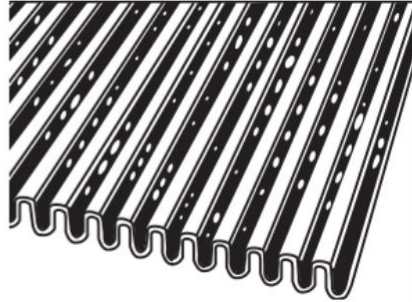
Figure III.2. Distribution d'un fluide dans un passage ^[8]

III.3.3 Ondulations ^[8]

Les ondulations peuvent avoir des formes très variées (figure III.3), droites et lisses et offrir au fluide une succession de canaux rectangulaires



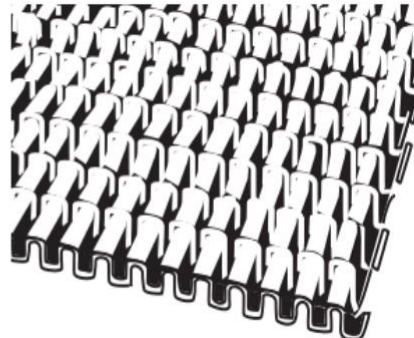
1. Lisses



2. Lisses perforées



3. En chevrons



4. Dentelées

Figure III.3. Différents types d'ondulation ^[8]

III.4 Ballon de séparation ^[9]

Un ballon séparateur est un réservoir qui fonctionne à pression constante grâce à un système de vannes à ouverture réglable sur les sorties liquide et gaz. Par un système de grillages et de chicanes convenablement disposés à l'intérieur, l'écoulement du mélange est retardé de façon à éviter l'entraînement de gouttelettes liquides dans le gaz et de bulles de gaz dans le liquide.

III.4.1 Types de ballons séparateurs ^[9]

En général, deux types de ballon de séparation sont utilisés dans les installations pétrolières et gazières :

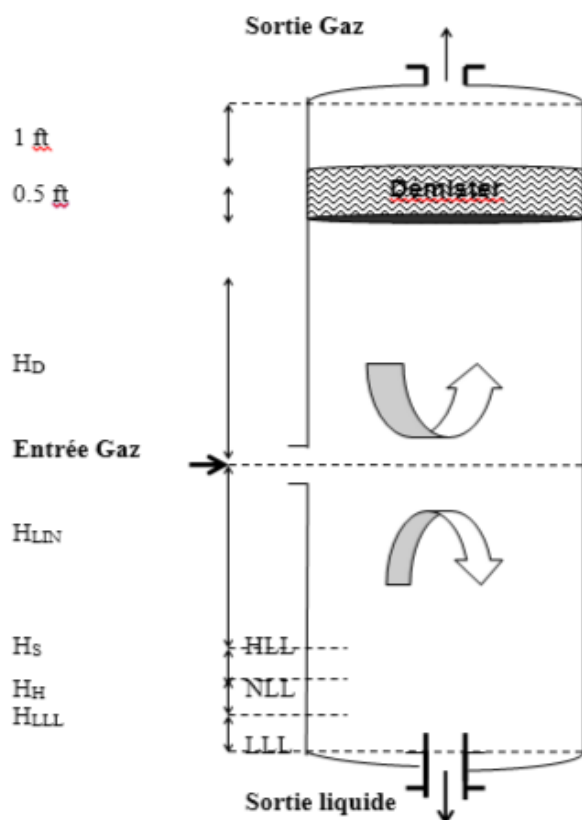
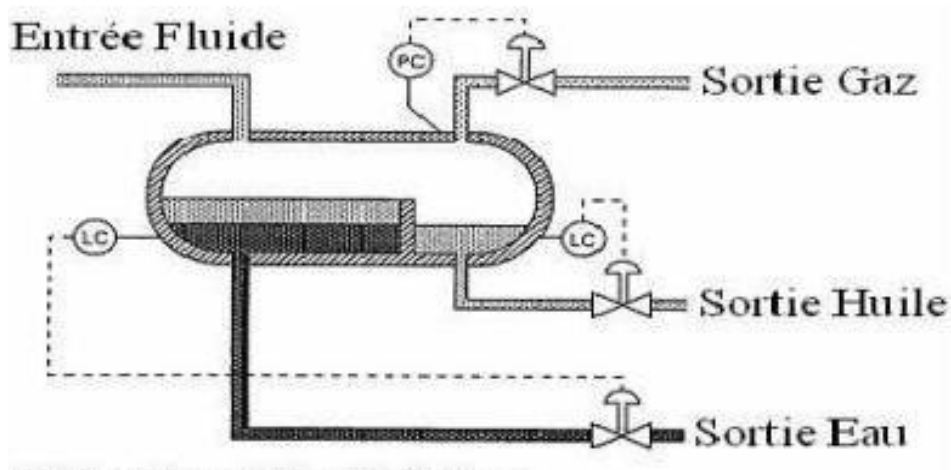
A- Ballon séparateur vertical

Ce ballon est constitué d'un cylindre vertical terminé par un fond fermé (figure III.4), l'arrivée de l'effluent gazeux s'effectue, en général, tangentiellement et à mi-hauteur du séparateur. Le mélange se sépare par gravité, le liquide descend en hélice le long de la paroi et le gaz monte vers la partie supérieure, le gaz traverse un tamis extracteur de gouttelettes et est évacué à la partie supérieure en passant à travers une vanne automatique de contrôle de pression. Le liquide est évacué à la partie inférieure à travers une vanne automatique d'huile commandée par un flotteur.

B- Ballon séparateur horizontal

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différents éléments (figure III.5), le mélange d'hydrocarbures arrive à une extrémité et est projeté sur un déflecteur brisant l'émulsion.

Par différence de densité, l'huile coule au fond du cylindre, le gaz s'accumule dans la partie supérieure. Le gaz traverse un certain nombre de chicanes qui retiennent les gouttelettes d'huile, puis passe à travers un dernier tamis dit " Extracteur de brouillard " avant de sortir ; le liquide est soutiré de la partie inférieure.

Figure III.4. Ballon séparateur vertical ^[3]Figure III.5. Ballon séparateur horizontal
LC: Contrôle de niveau, PC: Contrôle de pression

SIMULATION ET RÉSULTATS

Introduction^[10]

Simulation, du latin *simulatio*, est l'action de simuler. Ce verbe évoque l'action de représenter quelque chose tout en imitant ou prétendant ce qui ne l'est pas. On peut définir la simulation comme l'expérimentation avec un modèle qui imite certains aspects de la réalité, permettant ainsi de travailler dans des conditions similaires aux réelles, mais avec des variables contrôlées et dans un environnement qui ressemble au véritable, mais qui est créé ou mis à niveau artificiellement.

La simulation est l'un des outils d'aide à la décision les plus efficaces à la disposition des concepteurs et des gestionnaires des systèmes complexes. Elle consiste à construire un modèle d'un système réel et à conduire des expériences sur ce modèle afin de comprendre le comportement de ce système et d'en améliorer les performances. Quand le modèle est validé, il peut servir à l'évaluation du comportement dynamique du système. Cette phase nécessite une définition précise de la campagne d'exploitation (quelles hypothèses veut-on vérifier, dans quel contexte), la production de mesures par la simulation proprement dite, la mise en forme et la comparaison des résultats obtenus aux objectifs poursuivis. S'ils n'ont pas été atteints, de nouveaux scénarios sont proposés et testés jusqu'à satisfaction^[15].

Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux, les plus connus dans le domaine du génie chimique en générale et du raffinage en Particulier sont : Aspen plus, ChemCAD-III, Design II, HYSIM, PRO-II, HYSYS.

Dans l'industrie chimique, les simulateurs utilisés sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques,...ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareils, analyse de fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires^[14]

IV.1 Le simulateur Hysys

Hysys est un simulateur de calcul, c'est un produit qui élargit continuellement les limites du process en « Engineering Software », il permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités^[10]

Les principales étapes de simulation, à l'aide de hysys V10, sont citées ci-dessous :

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide, ou du mélange.
- Choisir le modèle thermodynamique convenable, pour la détermination des propriétés thermodynamique telles que les constantes d'équilibres liquide- vapeur, les enthalpies, les entropies, les propriétés physico- chimiques tels que la masse volumique..., Parmi les modèles thermodynamique existant, on cite : Sour PR, Peng-Robinson (PR), Soave-RedlichKwong (SRK).
- Etablir le schéma de procédé (Flowsheet) de la section étudiée.

IV.2 Etude du cas Design

Pour parvenir à faire une étude du cas design, le procédé est simulé avec les données du constructeur, le tableau IV.1 fournit les caractéristiques des flux de matière en aval de l'échangeur principal et le tableau IV.2 illustre les paramètres de fonctionnement et la composition des courants de matière entrant et sortant de chaque équipement de l'installation. Le schéma de la section de liquéfaction est détaillé sur le flowsheet de la figure IV.1.

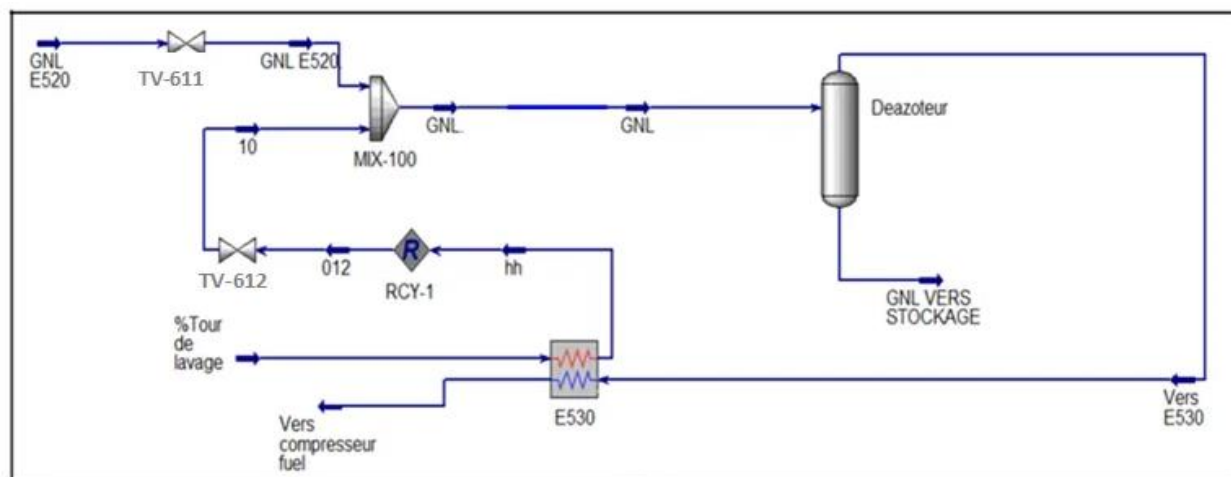


Figure IV.1. Flowsheet de la section de liquéfaction

Tableau IV.1: Flux de matière et conditions opératoires

Équipement	Spécification		Température de sortie du fluide chaud (°C)
Vanne JT 612	ΔP(bar)	22,92	
Echangeur E-530		Côté froid : 2,76	
		Côté chaud : 0,21	
			-156,1
Composition (%)			
Constituants	GNL venant de E520		Venant de la tour de lavage
N ₂	3,39		3,43
He	0,11		0,11
C1	86,22		87,15
C2	7,37		7,44
C3	1,99		1,41
IC4	0,41		0,24
nC4	0,51		0,22
IC5	0,00		0,00
Paramètres			
Poids moléculaire (g/mol)	18,42		18,08
Débit massique (kg/h)	208139		6619
Débit molaire (kmole/h)	11295,10		365,80
Température (°C)	-148,30		-30,50
Pression (bar)	24,30		38,28

Tableau IV.2 : Paramètres de fonctionnement des équipements

Constituants (%mol)	GNL Venant de l'échangeur Principal E520	Venant de la tour de lavage	GNL vers Stockage	Gaz sortant du Déazoteur	Gaz vers fuel
N ₂	3.39	3.43	1.06	24.4	24.4
He	0.11	0.11	0.00	1.12	1.12
C1	86.22	87.15	87.49	74.47	74.47
C2	7.37	7.44	8.24	0.01	0.01
C3	1.99	1.41	2.19	0.00	0.00
IC4	0.41	0.24	0.45	0.00	0.00
nC4	0.51	0.22	0.56	0.00	0.00
IC5	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
Paramètres					
Poids moléculaire (g/mol)	18.42	18.08	18.37	18.83	18.83
Débit massique (kg/h)	208139	6619	192890	21876	21876
Débit molaire (kmol/h)	11295.1	365.8	10498.4	1161.7	1161.7
Température (°C)	-148.3	-30.5	-160	-160	-44.4
Pression (bar)	24.3	38.28	1.38	1.38	1.17

Le tableau IV.2 permet de comparer les valeurs de la simulation et le cas design, les résultats montrent la validité de la simulation. Les tableaux IV.3, IV.4 et IV.5 illustrent les résultats de simulation dans le cas Design et dans le cas d'application des 3 modèles thermodynamiques suivants : PR, SRK et PRSV

Tableau IV.3 : Gaz sortant du Déazoteur (selon les 3 modèles et le cas Design)

		Gaz sortant du Déazoteur			
		Cas design	PR	SRK	PRSV
Constituants	N ₂	24,40	24,26	23,97	24,39
	He	1,12	1,08	1,06	1,09
	C1	74,47	74,64	74,95	74,50
	C2	0,01	0,01	0,01	0,01
	C3	0,00	0,00	0,00	0,00
	IC4	0,00	0,00	0,00	0,00
	nC4	0,00	0,00	0,00	0,00
	IC5	0,00	0,00	0,00	0,00
Paramètres	Poids Moléculaire (g/mol)	18,83	18,83	18,79	18,83
	Débit massique (kg/h)	21876,00	22230,00	22610,00	22070,00
	Débit molaire (kmol/h)	1161,70	1181,00	1204,00	1172,00
	Température (°C)	-160,00	-160,00	-159,70	-160,00
	Pression (bar)	1,38	1,38	1,38	1,38

Tableau IV.4 : GNL vers stockage (selon les 3 modèles et le cas Design)

		GNL vers stockage			
		Cas design	PR	SRK	PRSV
Constituants	N ₂	1.06	1.04	1.02	1.05
	He	0.00	0.00	0.00	0.00
	C1	87.49	87.5	87.49	87.5
	C2	8.24	8.26	8.28	8.25
	C3	2.19	2.20	2.20	2.19
	IC4	0.45	0.45	0.45	0.45
	nC4	0.56	0.56	0.56	0.56
	IC5	0,00	0,00	0,00	0,00
Paramètres	Poids Moléculaire (g/mol)	18.37	18.20	18.37	18.37
	Débit massique (kg/h)	192890.00	192500.00	192100.00	192600.00
	Débit molaire (kmol/h)	10498.40	10480.00	10460.00	10490.00
	Température (°C)	-160,00	-162,00	-159,70	-160,00
	Pression (bar)	1,38	1,38	1,38	1,38

Tableau IV.5 : Gaz vers fuel (selon les 3 modèles et le cas Design)

		Gaz vers fuel			
		Cas design	PR	SRK	PRSV
Constituants	N ₂	24,40	24,26	23,97	24,39
	He	1,12	1,08	1,06	1,09
	C1	74,47	74,64	74,95	74,50
	C2	0,01	0,01	0,01	0,01
	C3	0,00	0,00	0,00	0,00
	IC4	0,00	0,00	0,00	0,00
	nC4	0,00	0,00	0,00	0,00
	IC5	0,00	0,00	0,00	0,00
Paramètres	Poids Moléculaire (g/mol)	18,83	18,83	18,79	18,83
	Débit massique (kg/h)	21876,00	22230,00	22610,00	22070,00
	Débit molaire (kmol/h)	1161,70	1181,00	1204,00	1172,00
	Température (°C)	-44.4	-45.38	-45.16	-44.66
	Pression (bar)	1.17	1.18	1.18	1.18

Les résultats montrent que le modèle PRSV est le mieux adapté pour cette simulation, en effet la valeur de l'erreur pour la majorité des résultats est négligeable. Ces mêmes résultats ont été exploités pour tracer des histogrammes de comparaison (figure IV.2, IV.3 et IV.4), la validation du modèle thermodynamique PRSV est confirmée.

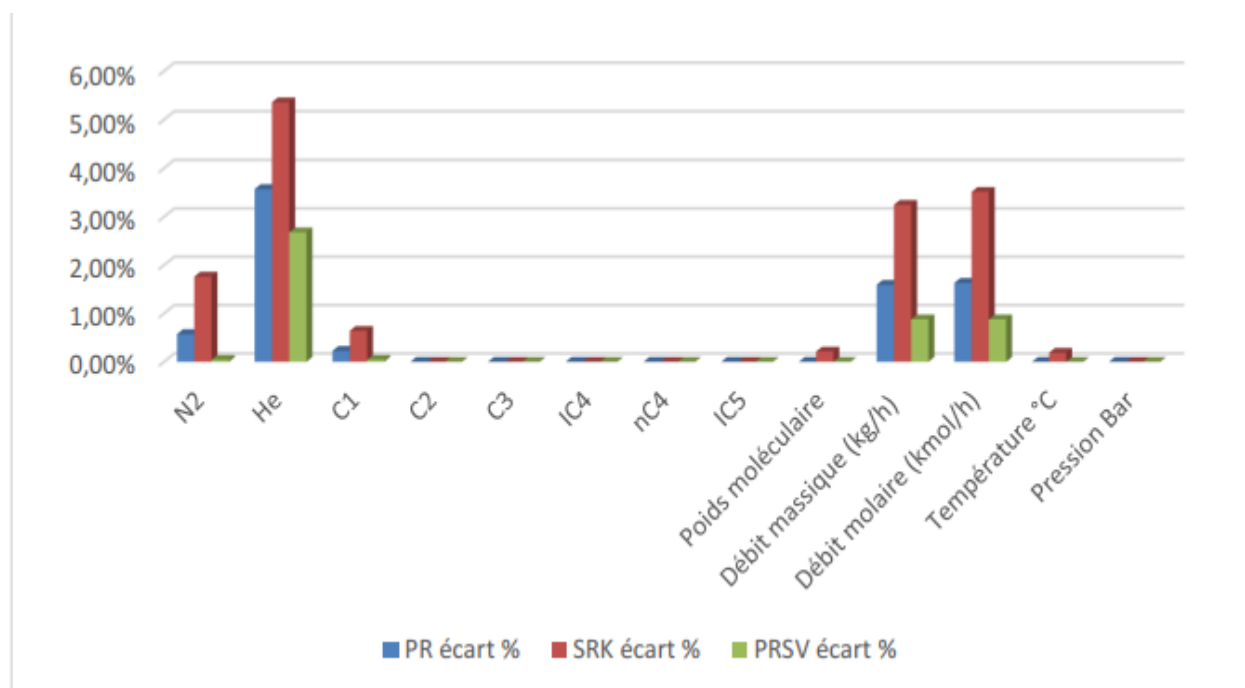


Figure IV.2. Gaz vers déazoteur

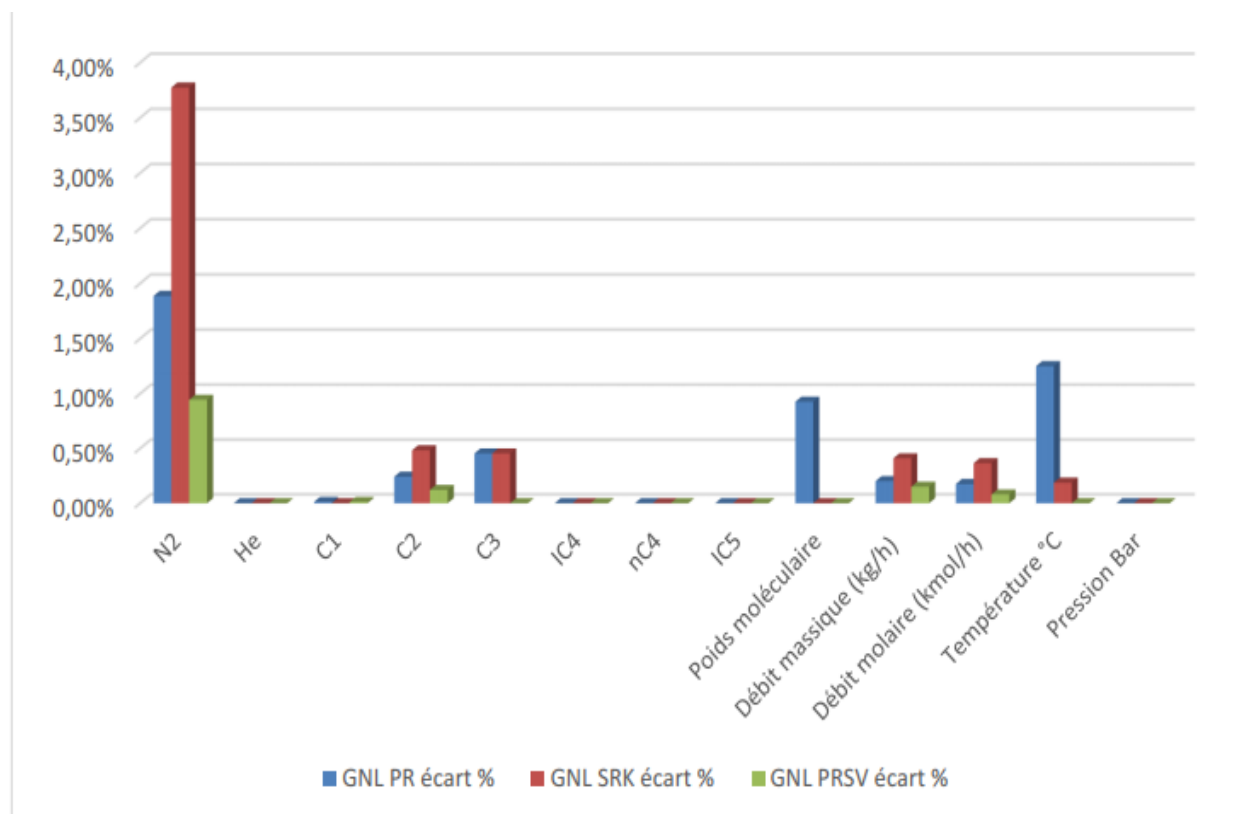


Figure IV.3. GNL vers stockage

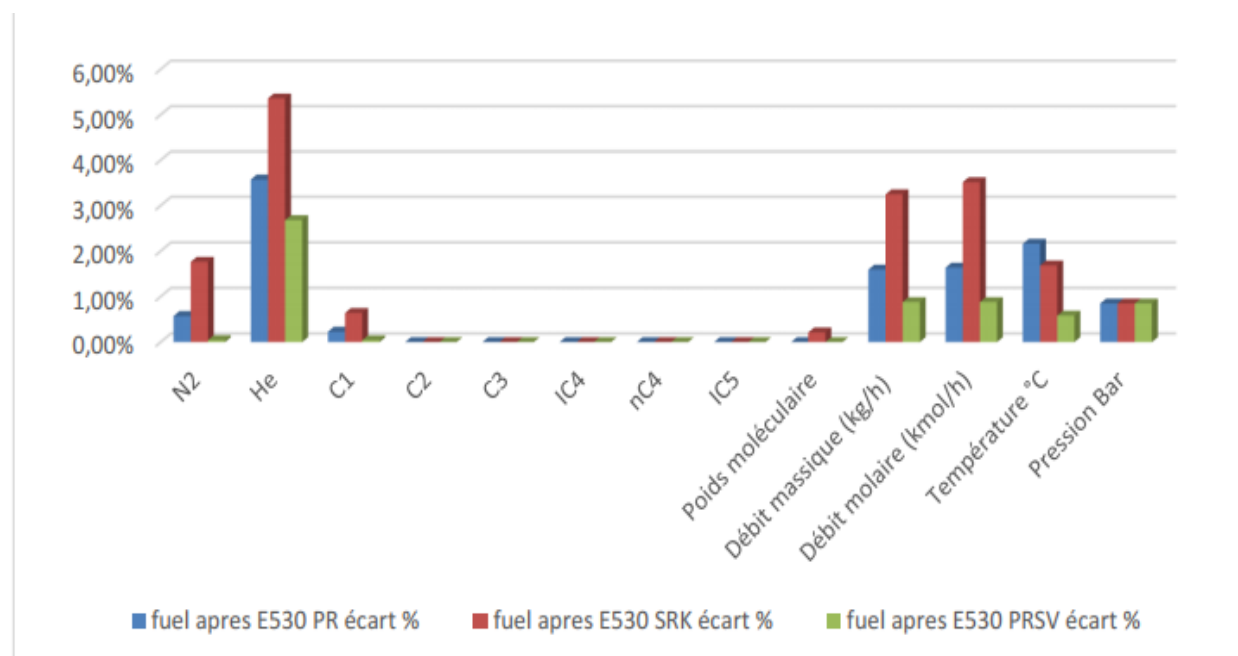


Figure IV.4. Gaz vers fuel

IV.3 Simulation de la modification

La température de sortie du fluide chaud a été choisie en prenant un écart de température de 5°C avec celle du fluide froid entrant dans un nouvel échangeur He-GN (Tableau IV.6). La perte de charge de la vanne TV-611 a été fixée par un calcul itératif donnant un taux de récupération d'hélium le plus élevé (Tableau IV.7). Les pertes de charge des vannes TV-612 et la vanne 1 ont été choisies par une logique « Set » afin que leurs pressions de sortie soient égales à la pression de GNL après détente. Le tableau IV.8 montre l'impact de la modification sur le débit des vapeurs sorties respectivement du déhéliumeur, du déazoteur et du nouvel échangeur He-GN, aussi le taux d'hélium restant dans le gaz naturel (GNL vers stockage) a été calculé.

Tableau IV.6 : Données de simulation

Equipement	Spécification		
	ΔP (bar)	Côté froid	0,5
Nouvel échangeur (He-GN)		Côté chaud	2,76
	Température de sortie du fluide chaud (°C)		143,7
TEE (DIVISEUR)	Courant GN		
	Vers E530		0,908
	Vers E529		0,092
ΔP (bar)			
TV-611	19,9		
TV-612	31,27		
Vanne 1	30,51		
Vanne 2	2,86		

Tableau IV.7 : Débit de l'hélium avec la perte de charge

Perte de charge dans la vanne TV-611(bar)	Quantité d'hélium récupérée (Kg/h)	Taux de récupération (%)
12	0,86	1,7
13,81	11,91	23,2
14,65	17,1	33,31
15,15	20,21	39,4
17,91	37,47	73
18,82	43,08	84
19,64	47,44	92,4
19,9	48,53	95

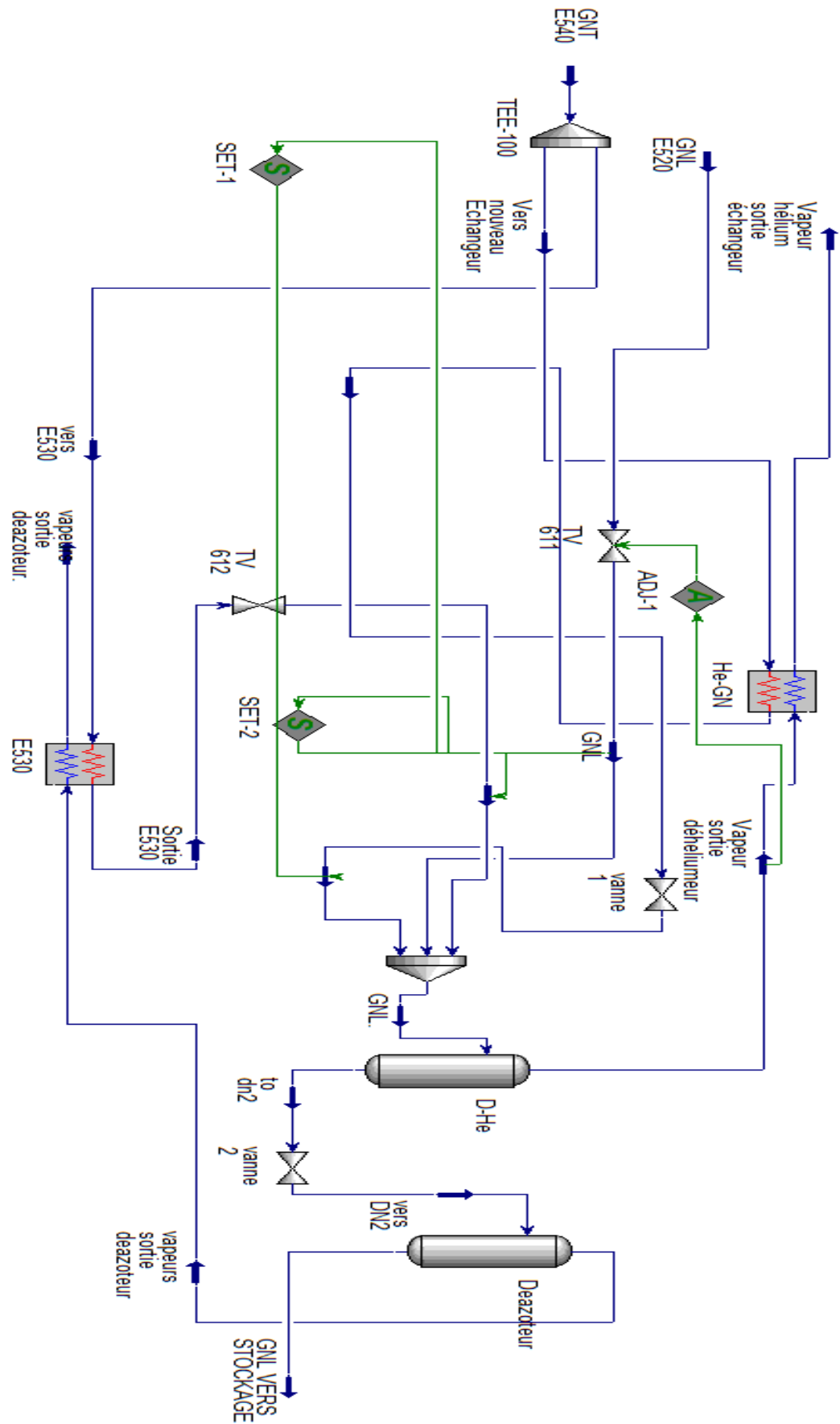


Figure IV.5. Schéma de simulation après modification

Tableau IV.8 : Résultats de la simulation

	Vapeurs sortie déheliumeur	Vapeurs d'hélium sortie échangeur	Vapeurs sortie deazoteur	GNL vers Stockage
Température(°C)	-148.70	-49.43	-40.65	-159.90
Pression (bar)	4.23	3.73	1.17	1.37
Débit massique (Kg/h)	2291.00	2291.00	19300.00	193100.00
COMPOSITION (% molaire)				
C1	55.93	55.93	75.75	87.56
C2	0.02	0.02	0.01	8.23
C3	0.00	0.00	0.00	2.19
i-C4	0.00	0.00	0.00	0.45
n-C4	0.00	0.00	0.00	0.56
i-C5	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂	34.04	34.04	24.17	1.02
He	10.01	10.01	0.07	0.00

Interprétation des résultats de la simulation

La perte de charge optimale de 19,9 bar dans la vanne TV-611 a permis de récupérer de l'hélium avec un taux de 95% et par conséquent, extraire un débit de 48,53 Kg/h avec une composition de 10% en mol d'hélium du GNL avant stockage. Les traces d'hélium restantes sont envoyées dans le déazoteur vers le compresseur fuel-gaz pour la zone des utilités. La figure IV.6 donne l'écart en hélium dans le gaz fuel avant et après modification, la figure IV.7 montre l'écart en azote dans le gaz naturel liquéfié stocké, on conclut aussi que la modification n'a pas d'influence sur la qualité du GNL produit. Les conditions opératoires d'admission du flux riche en hélium dans le collecteur sont respectées ^[6].

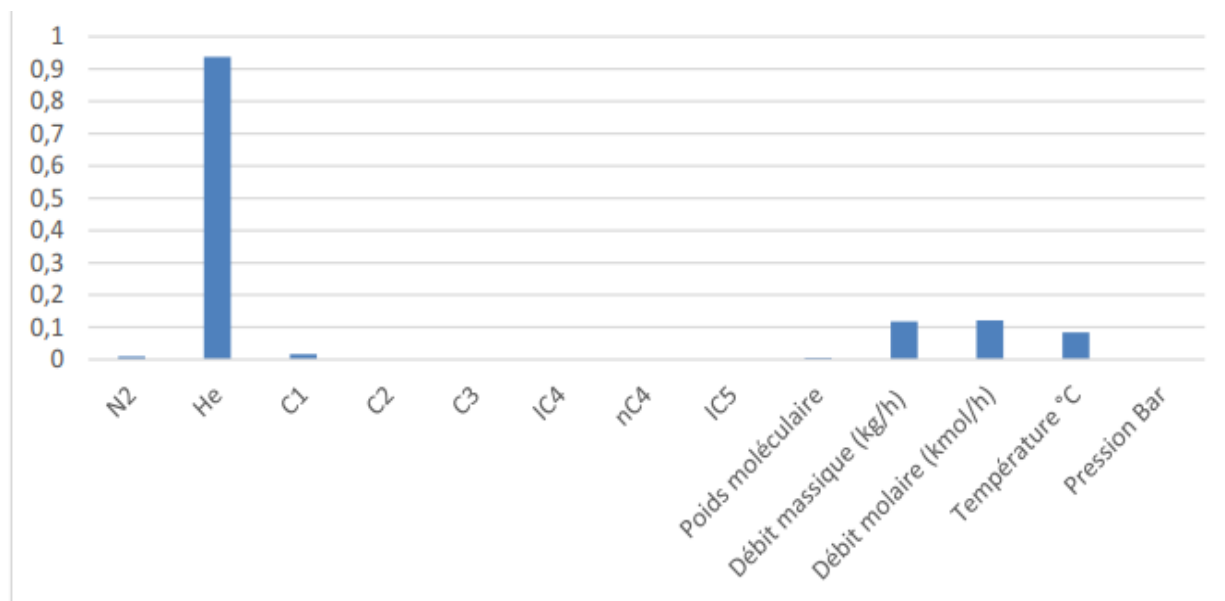


Figure IV.6. Ecart entre le Gaz vers fuel avant et après modification

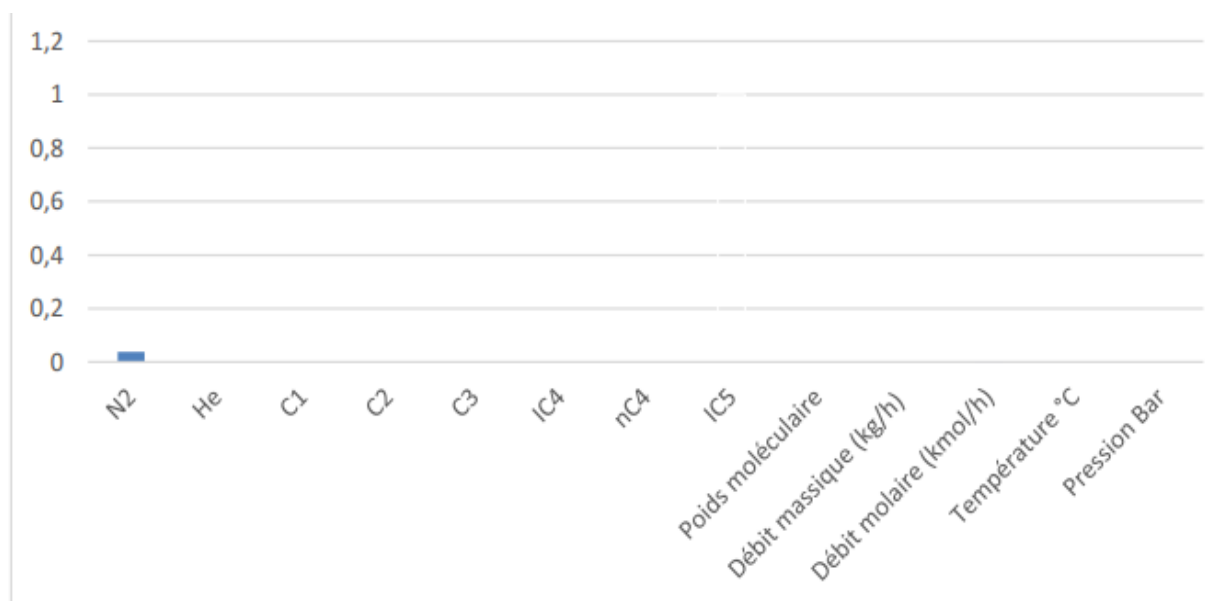


Figure IV.7. Ecart entre le GNL avant et après modification

IV.4 Dimensionnement

IV.4.1 Dimensionnement de la ligne vers le nouvel échangeur^[11]

Dans le dimensionnement des conduites, on spécifie le diamètre de la conduite notamment la valeur optimale de ce diamètre qui doit être connue pour des considérations économiques. Cette valeur est calculée selon la relation suivante :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad \dots (4-1)$$

Avec

D_{opt} : Diamètre optimum (pouces)

q_f : Débit volumique (ft^3/sec)

ρ : Masse volumique (lb/ft^3)

Le débit volumique est calculé à partir du débit massique Q_m tel que

$$q_f = Q_m / \rho \quad \dots (4-2)$$

Le calcul a abouti à un diamètre optimal de conduite proche de 2 pouces, par conséquent et d'après la table des dimensions (Annexe A), on trouve :

Un diamètre externe $D_e = 60,3 \text{ mm}$ et une épaisseur $e = 3,91 \text{ mm}$.

Le diamètre interne D_i se calcule comme suit :

$$D_i = D_e - 2 \cdot e \quad \dots (4-3)$$

On obtient alors un diamètre interne $D_i = 52,48 \text{ mm}$

IV.4.2 Dimensionnement du déhéliumeur^[12]

Le dimensionnement du déhéliumeur est effectué sur la base des paramètres du tableau IV.9 suivant :

Tableau IV.9 : Paramètres de service

Débit du gaz (Lb/h)	5056
Débit du liquide (Lb/h)	$4,68 \cdot 10^5$
Pression (Psia)	61,34
Temps de rétention (mn) (Annexe C)	2
Temps d'alarme (mn) (Annexe C)	1
Masse volumique du liquide (Lb/ft ³)	28.21
Masse volumique du gaz (Lb/ft ³)	0.51

Dimensionner le ballon récupérateur de l'hélium (déhéliumeur) c'est connaître son diamètre et sa hauteur, cette dernière est la somme de plusieurs hauteurs (figure IV. 8) telles que la hauteur de désengagement (différence de niveau entre liquide et vapeur).

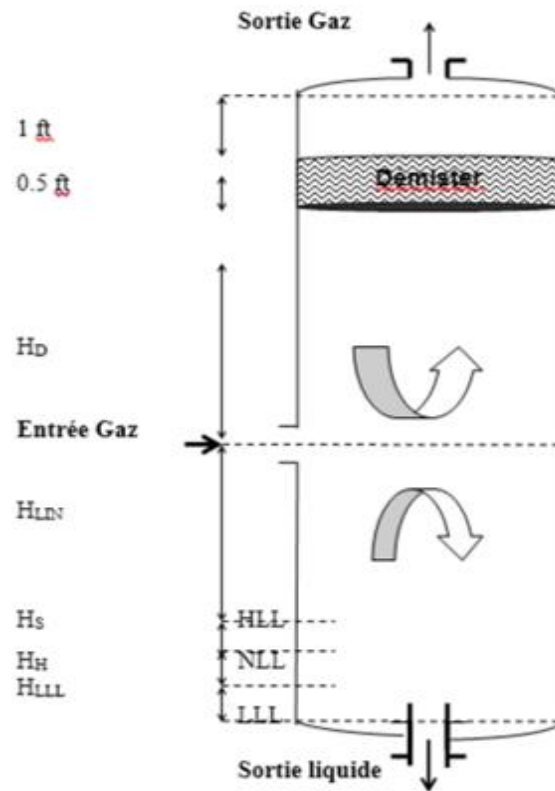


Figure IV.8. Ballon séparateur vertical

Le diamètre du ballon est calculé selon la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4.Q_v}{\pi.U_{perm}}} \quad \dots (4-4)$$

Avec

Q_v : Débit volumique du gaz naturel (ft³ /sec)

U_{perm} : Vitesse critique de la vapeur (ft /sec)

La vitesse critique de la vapeur (U_{perm}) est donnée par la relation suivante ^[9] :

$$U_{perm} = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad \dots (4-5)$$

Où la constante de vitesse critique K est exprimée comme suit ^[12]

$$K = \exp[A + B \ln FLV + C (\ln FLV)^2 + D (\ln FLV)^3 + E (\ln FLV)^4] \quad \dots(4-6)$$

Avec

$$FLV = \frac{Ql}{Qg} \sqrt{\frac{\rho l}{\rho g}} \quad \dots (4-7)$$

Le débit volumique Q_v est calculé selon la relation suivante :

$$Q_v = \frac{WV}{3600 \cdot \rho \cdot V} \quad \dots (4-8)$$

WV : Débit du gaz (Lb/h)

- Le débit volumique du liquide est calculé selon la relation suivante :

$$Q_L = \frac{WL}{60 \cdot \rho_L} \quad \dots (4-9)$$

Avec

WL : Débit du liquide (Lb/h)

ρ_L : masse volumique du liquide (Lb/ft³)

Q_v = 2,712 ft³/min

- La hauteur de hold up H_H est fonction du volume V_H tel que :

$$H_H = \frac{V_H}{\frac{\pi \cdot D^2}{4}} \quad \dots (4-10)$$

- de la même façon, on calcule la hauteur de surge H_S en fonction du volume V_S tel que :

$$H_S = \frac{V_S}{\frac{\pi \cdot D^2}{4}} \quad \dots (4-11)$$

- La hauteur de (H_{LIN}) est fonction du diamètre de la tubulure dn (avec déflecteur à l'entrée) dans la relation suivante ^[9] :

$$H_{LIN} = 12 + dn \quad \dots (4-12)$$

H_{LIN} : la distance entre H_{LL} le center de la tubulure d'alimentation (ft)

Le diamètre de la tubulure est :

$$dn = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_m}{\pi \cdot 60 \cdot \sqrt{\rho_m}}} \quad \dots (4-13)$$

Avec Q_m le débit moyen

$$Q_m = Q_L + Q_v \quad \dots (4-14)$$

Et

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_v (1 - \lambda) \quad \dots (4-15)$$

λ : La fraction de liquide contenue dans le courant diphasique

$$\lambda = Q_L / (Q_L + Q_v) \quad \dots (4-16)$$

- La hauteur de désengagement avec demister est calculée d'après la relation suivante^[9] :

$$HD = (24 + 0,5 \cdot dn) \quad \dots (4-17)$$

- Choix du type de fond^[9]

Les différents fonds de ballons séparateurs sont :

- Fond elliptique : $D < 15$ ft et $P > 100$ psia
- Fond hémisphérique : $D > 15$ ft et P quelconque
- Fond assiette : $D < 15$ ft et $P < 100$ psia

Dans cette étude, on a choisi un fond elliptique et pris une pression de calcul estimée à 13,8 bar (200 psia), c'est la pression de calcul du ballon flash d'hélium du GNL2^[13].

- L'aire du ballon séparateur est selon la relation suivante^[9] :

$$A = 1,09 \cdot D^2 \quad \dots (4-18)$$

Les résultats du dimensionnement sont regroupés dans le tableau IV.10 suivant :

Tableau IV.10 : Résultats du dimensionnement

	A	B	C	D	E
	-1,877478097	-0,8145804597	- 0,1870744085	-0,0145228667	-0,0010148518
Uperm (ft/s)	0.032				
FLV	12.56				
K (ft/s)	0.004				
W _L (ft ³ /s)	5056				
Q _v (ft ³ /s)	2,71				
	Diamètre du séparateur (ft)				
Sans demister	10,38				
Avec demister	10,88				
Hauteur H _{LL}	Diamètre 10,38		H _{LL} (ft) 0,5		
	P < 300 psi				
	Annexe B				
	Débit volumique du liquide				
WL (Lb/h)	4,68.10 ⁵				
ρ _L (Lb/ft ³)	28.21				
Q _L (ft ³ /min)	276,67				
	Volume de hold up				
Temps de rétention (mn)	2				
(Volume de hold up (ft ³))	553,34				
	Hauteur de hold up				
H _H (ft)	6,54				
	Volume de surge				
Temps d'alarme (mn)	2				
Volume de surge (ft ³)	276,67				
	Hauteur de surge				
H _s (ft)	3,27				
	Hauteur de H _{LIN}				
Débit moyen Q _m (ft ³ /s)	7.32				
λ	0,63				
P _m (Lb/ft ³)	17.96				
dn (ft)	0,191				
H _{LIN} (ft)	1,2				
	Hauteur de désengagement				
H _D (ft)	2,1				
	Hauteur totale du ballon				
H _T (ft)	13,61				
	Aire du ballon				
A (ft ²)	117,44				

IV.5 Régulation du nouveau ballon

Le schéma de la section renfermant le nouveau ballon séparateur est détaillé dans la figure IV.9. La régulation du ballon consiste en une régulation de niveau et de pression.

Le niveau liquide dans le nouveau ballon détermine l'alimentation liquide du ballon G7.83.

Le contrôleur indicateur de niveau (LIC) reçoit un signal de mesure du transmetteur de niveau (LT), après comparaison avec le point de consigne il positionnera la LV.

Quant à la pression dans le nouveau ballon, elle est maintenue constante par l'envoi des vapeurs de tête vers l'unité Hélios (ou vers torche froide).

Cette pression est réglée par un contrôleur indicateur de pression (PIC) à 4,23 bars qui reçoit un signal du Transmetteur de pression (PT) installé à la sortie vapeur du ballon. En fonctionnement normal le PIC règle la pression du ballon par action sur la vanne A, la vanne B reste fermée, en cas de déclenchement ou une perturbation de pression le signal du PIC est dirigé vers la vanne B qui règle ainsi la pression du ballon en envoyant les vapeurs de tête vers la torche froide.

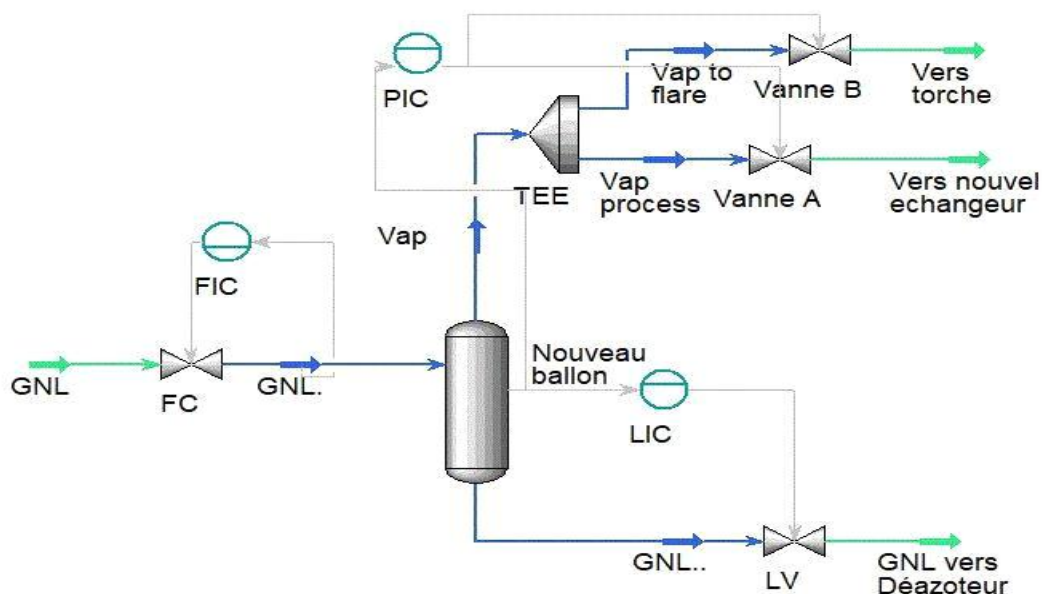


Figure IV.9. Simulation en mode dynamique du nouveau ballon

IV.6 Dimensionnement du nouvel échangeur He-GN

Le dimensionnement de nouvel échangeur He-GN a été réalisé par le logiciel de simulation **Aspen Exchanger Design and Rating (EDR)**, un simulateur utilisé pour concevoir tous types d'équipements industriels dont le fonctionnement est basé sur les échanges thermiques, y compris le chauffage, le refroidissement, l'ébullition et la condensation.

Le programme fournit des détails sur la géométrie de l'échangeur et les performances, ainsi qu'une fiche technique, un plan de réglage et des dessins de disposition des tubes.

Le dimensionnement a été fait sur la base des paramètres de service et la composition des courants entrants et sortants. Le tableau IV.11 détaille ces données

Tableau IV.11: Données de base pour le dimensionnement

	Entrée fluide chaud	Entrée fluide froid	Sortie fluide chaud	Sortie fluide froid
Température (°C)	-30,5000	-148,7000	-143,7000	/
Pression (bar)	37,5000	4,23	/	/
Débit (Kg/h)	608,9000	2291	608,9000	2291
Composition (% mol)				
C1	0,8706	0,5593	0,8706	0,5593
C2	0,0749	0,0002	0,0749	0,0002
C3	0,0146	0,0000	0,0146	0,0000
iC4	0,0024	0,0000	0,0024	0,0000
nC4	0,0022	0,0000	0,0022	0,0000
iC5	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N₂	0,0342	0,3404	0,0342	0,3404
He	0,0011	0,1001	0,0011	0,1001

Les résultats du dimensionnement ont abouti au choix d'un échangeur à plaques brasé, l'échangeur à plaques à joints présente des résultats non conformes avec les paramètres de service choisis (Tableau IV.12) contrairement à ceux obtenus pour l'échangeur à plaque brasé (Tableau IV.13). La figure IV.10 montre un schéma de l'échangeur à plaques brasés obtenu par simulation.

Tableau IV. 12 : Remarques et défauts décelés lors de la simulation

Remarque 1	La température d'entrée du fluide chaud (-30,5 °C) est au-delà de la plage de fonctionnement de ce type d'échangeur [-23,15....246 ,85°C]
Remarque 2	La température d'entrée du fluide froid (-148,7°C) est au-delà de la plage de fonctionnement de ce type d'échangeur [-23,15....246 ,85°C]
Remarque 3	La pression du courant est supérieure à 16 bars. Des renforcements supplémentaires du cadre peuvent être nécessaires pour une plaque à joint.

Tableau IV.13 : Résultats de simulation de l'échangeur à plaque brasé

Nombre de couche	62
Longueur (m)	1,23
Largeur (m)	0,45
Hauteur (m)	0,49
Longueur de transfert de chaleur (m)	0,61
Largueur interne (m)	0,42
Epaisseur de la feuille de séparation (m)	0,001
Epaisseur de la feuille de séparation (m)	0,001
Largeur de la barre (m)	0,012
Métal de l'échangeur	Aluminium
Poids de l'échangeur (Kg)	303,7
Poids de l'échangeur rempli d'eau (Kg)	507

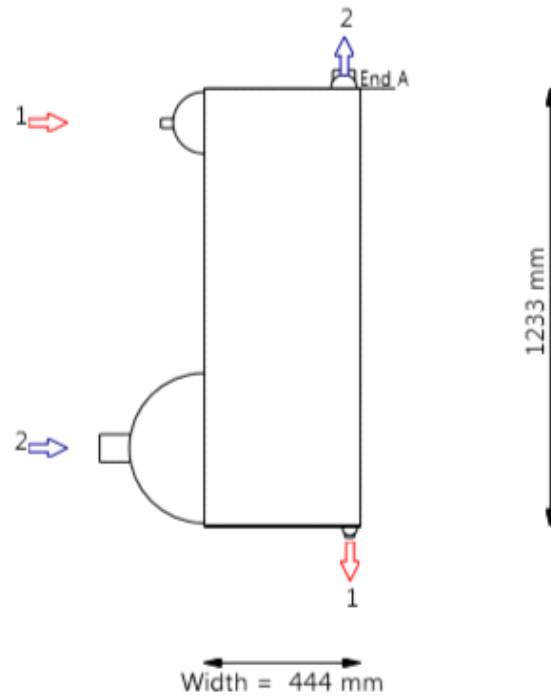


Figure IV.10 : Schéma de l'échangeur brasé obtenu par simulation

Conclusion

Dans ce chapitre nous avons procédé à la simulation de la modification proposée et qui était, l'intercalation d'un ballon séparateur et d'un nouvel échangeur He-GN, en vue d'obtenir un flux de matière riche en hélium, et, en se basant sur cette dernière nous avons pu dimensionner les principaux équipements qui devront être installés afin d'y parvenir

CONCLUSION GÉNÉRALE

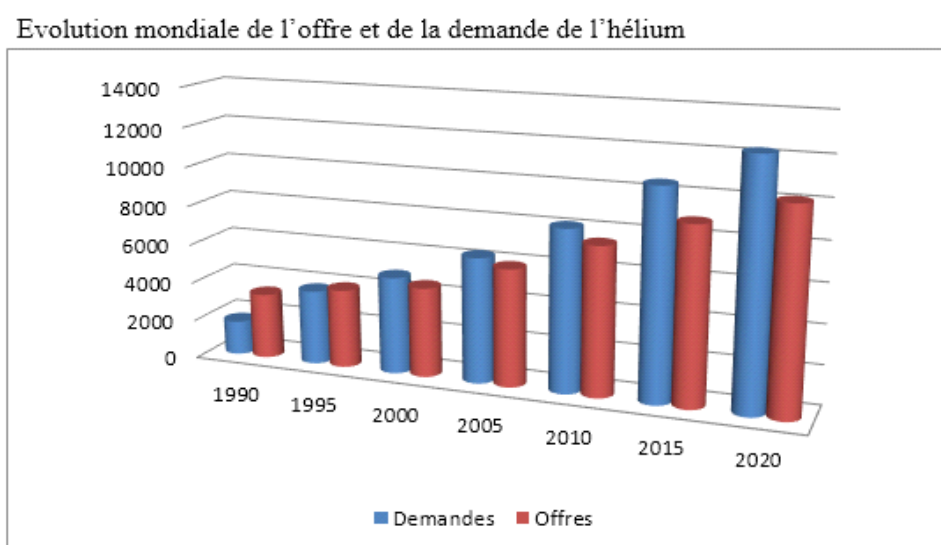
Le groupe Air Product s'est bâti une bonne réputation en Algérie depuis qu'il est entré dans ce marché 40 ans auparavant. La technologie brevetée du groupe et ses échangeurs de chaleur cryogéniques sont en service dans les usines de liquéfaction du gaz naturel de la Sonatrach à Skikda et Arzew. Ces deux sites assurent ensemble une part significative des exportations de GNL en l'Algérie.

Par ailleurs, ces deux compagnies ont signé un contrat qui stipule la récupération de l'hélium des deux usines GNL (GL1Z et GL3Z) afin d'accroître la production et l'approvisionnement en gaz destiné à l'usine Hélios.

La demande de l'hélium ne cesse d'augmenter au fil des années, le tableau ci-dessous montre l'évolution mondiale de l'offre et de la demande de l'hélium. L'histogramme suivant confirme encore cette évolution.

Evolution mondiale de l'offre et de la demande de l'hélium

Années	1990	1995	2000	2005	2010	2015	2020
Offre	3340	4008	4554	5950	7500	8900	10200
Demande	1738	3797	4936	6354	8184	10551	12300
Ecart	1605	211	-382	-404	-684	-1651	-2100



Pour cette raison et dans le cadre de la préparation du diplôme de master académique en génie des procédés options : Industries Pétrochimiques dont la période de stage était seulement de 1 mois (du 23/05/2021 au 23/06/2021) , on a étudié la faisabilité technique d'extraire de l'hélium du GNL au niveau du complexe GL1Z.

L'étude technique a montré la possibilité de récupérer de l'hélium dont la quantité est estimée à environ 2291 kg/h une quantité non négligeable du moment que la seule source de récupération de l'hélium est le gaz naturel, sans pour cela réduire la quantité de gaz liquéfié obtenue ni changer ses spécifications

En se basant sur les résultats de la simulation par le simulateur Hysys , nous avons dimensionné le ballon de récupération d'hélium ainsi que l'échangeur He-GN.

PERSPECTIVES

L'expression conception ou modification d'une installation ou d'une usine devient immédiatement industrielle, le coût économique doit toujours être gardé à l'esprit lors de la conception.

Les aspects théoriques et pratiques sont importants, bien sûr, mais en dernière analyse, la réponse à la question « Réaliserons-nous un bénéfice ? » détermine presque toujours la valeur réelle de la conception. A cet effet, et afin de compléter cette étude qui a été réalisé dans un délai très court, nous recommandons d'effectuer une étude économique pour déterminer la rentabilité du projet.

Bibliographie

- [1] Manuel opératoire, « Procédé de liquéfaction du complexe GL1/Z », 1977.
- [2] Cours GNL, IAP d'Arzew, description du complexe GL1/Z, 2004.
- [3] BOUKERMA.B et ABED.F, Récupération du CO₂ rejeté vers l'atmosphère au niveau des sections de décarbonatation du complexe GL1/Z.
- [4] KHALFA.M, manuel, GL1/Z 2016 formation process.
- [5] ROUABHI. Etude et diagnostic des problèmes d'exploitation des échangeurs cryogénique X06-E520 et X06-E530 du complexe GL1/Z.
- [6] BENAOU.M.N, séminaire extraction de l'Hélium à partir du Gaz naturel, IAP 2018.
- [7] Communiqué de presse, 14/11/2018. [En ligne], disponible à l'adresse suivante :

<http://www.airproducts.fr/Company/news-center/2018/11/1114-air-products-and-sonatrach-announce-industrial-gases-agreement-in-algeria-fr.aspx>.
- [8] GHALEM.S, cours équipements d'échange thermique, ingénieur spécialisé, IAP, septembre 2014.
- [9] BOUAZABIA.N, cours ballons et colonnes, IAP, octobre 2018.
- [10] BENYOUNES, cours simulation, Université des Sciences et Technologie Mohammed Boudiaf.
- [11] Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers.
- [12] Flash drum design, PDF, disponible à l'adresse suivante :

<http://www.ou.edu/class/che-design/design%201-2013/Flash%20Design.pdf>.
- [13] Data-Sheet-Ballon-X10F (Flash drum helium), GL2/Z.
- [14] Lahmari khayreddine, Alkhamery Al-moutaz bellah – Simulation de la colonne de distillation atmosphérique pour le traitement du pétrole brut-Mémoire de master en raffinage et ingénierie du gaz-Université de Mostaganem. 2016
- [15] Définition de la simulation, disponible à l'adresse suivante :
<https://lesdefinitions.fr/simulation>

Annexe A : Pipe Schedules

Nominal pipe size mm/ inch	OD mm	20	30	STD	40	60	XS	80	100	120	140	160	XXS
15 1/2	21.3			2.77 1.27	2.77 1.27		3.73 1.62	3.73 1.62				4.78 1.95	7.47 2.55
20 3/4	26.7			2.87 1.69	2.87 1.69		3.91 2.20	3.91 2.20				5.56 2.90	7.82 3.64
25 1	33.4			3.38 2.50	3.38 2.50		4.55 3.24	4.55 3.24				6.35 4.24	9.09 5.45
32 1 1/4	42.2			3.56 3.39	3.56 3.39		4.85 4.47	4.85 4.47				6.35 5.61	9.70 7.77
40 1 1/2	48.3			3.68 4.05	3.68 4.05		5.08 5.41	5.08 5.41				7.14 7.25	10.15 9.56
50 2	60.3			3.91 5.44	3.91 5.44		5.54 7.48	5.54 7.48				8.74 11.11	11.07 13.44
65 2 1/2	73.0			5.16 8.63	5.16 8.63		7.01 11.41	7.01 11.41				9.53 14.92	14.02 20.39
80 3	88.9			5.49 11.29	5.49 11.29		7.62 15.27	7.62 15.27				11.13 21.35	15.24 27.68
90 3 1/2	101.6			5.74 13.57	5.74 13.57		8.08 18.63	8.08 18.63				- -	- -
100 4	114.3			6.02 16.07	6.02 16.07		8.56 22.32	8.56 22.32		11.13 28.32		13.49 33.54	17.12 41.03

Annexe B : Les valeurs de HLLL en fonction du diamètre et la pression.

	HLLL		
	Vertical		Horizontal
Diamètre	< 300 psi	> 300 psi	
≤ 4 ft	15 in	6 in	9 in
6 ft	15 in	6 in	10 in
8 ft	15 in	6 in	11 in
10 ft	6 in	6 in	12 in
12 ft	6 in	6 in	13 in
16 ft	6 in	6 in	15 in

Annexe C : Recommandation pour le choix du hold up time et de surge time en fonction du service du ballon

	Hold up time (mn) NLL-LLL	Surge time (mn) NLL-HLL
A. Ballon d'alimentation d'une unité.	10	5
B. Ballon séparateur alimentant :		
1. Une colonne ;	5	3
2. Un autre ballon ou réservoir		
▪ Avec une pompe à travers un échangeur ;	5	2
▪ Sans pompe	2	1
3. Alimentation d'un four	10	3
C. Ballon accumulateur (reflux- produit)		
1. Reflux uniquement	3	2
2. Reflux plus produit	3 +	2 +
(+ temps de rétention approprié pour le produit de tête voir B)		
D. Fond de colonne		
1. Alimentation d'une autre colonne	5	2
2. Alimentation d'une autre colonne		
▪ Avec pompe ou à travers un échangeur	5	2
▪ sans pompe	2	1

Annexe D : Data-sheet de l'échangeur à plaque à joint

Plate Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:				
2	Location:				
3	Service of Unit:		Our Reference:		
4	Item No.:		Your Reference:		
5	Date:	Rev No.:	Job No.:		
6	CASE		HOT SIDE		COLD SIDE
7	Fluid		Vers nouveau échangeur		vapeur helium froide
8	Total flow	kg/s	0,1691		0,6364
9	Flow per PHE	kg/s	0,1691		0,6364
10	Pressure drop (allow./calc.)	bar	3,75	/	0,00074
11	Velocity between plates	m/s	0,1		4,1
12	Wall shear stress	N/m ²			14,4
13	Fouling margin	%	0		0
14	OPERATING DATA		INLET	OUTLET	INLET
15	Liquid flow	kg/s	0	0,1691	0
16	Vapor flow	kg/s	0,1691	0	0,6364
17	Operating temperature	°C	-30,5	-143,7	-148,7
18	Operating pressure	bar	37,5	37,49926	4,23
19	LIQUID PROPERTIES				
20	Density	kg/m ³	495,72		
21	Specific heat	kJ/(kg-K)	3,107		
22	Viscosity	mPa-s	0,1083		
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	0,1668		
24	Surface tension	N/m	0,0103		
25	VAPOR PROPERTIES				
26	Density	kg/m ³	41,41		8,29
27	Specific heat	kJ/(kg-K)	2,538		1,71
28	Viscosity	mPa-s	0,0106		0,0065
29	Thermal conductivity	W/(m-K)	0,0291		0,0158
30	Relative molecular mass		18,09282		
31	Dew point / bubble point	°C	-43,46	/	-94,5
32	Latent heat	kJ/kg	410,5		
33	Critical pressure	bar	46,4068		46,4068
34	Critical temperature	°C	-82,45		-82,45
35	Total heat exchanged	kW	105,2		
36	Overall coefficient (UA)	W/(m ² -K)	Clean condition:	272	Service: 272
37	LMTD / Effective MTD	°C	10,42		/ 10,42
38	Heat transfer area	m ²	37,5		
39	Stream heat transfer coeff.	W/(m ² -K)	523,4		587,5
40	CONFIGURATION FOR EXCHANGER AND PLATE DETAILS				
41	Number of PHE in parallel	1	Heat transfer area/PHE	m ²	37,5
42	Number of passes, hot side	1	Heat transfer area/plate	m ²	0,452
43	Number of passes, cold side	1	Plate chevron angles(s)	Degrees	30
44	Number of plates per PHE	85	Nominal plate thickness	mm	0,9
45			Nominal plate gap	mm	2,92
46	Mass empty / full of water	kg	313		/ 424,6
47	Remarks:				
48					
49					
50					

Annexe E : Data-sheet de l'échangeur à plaque brasé

PLATE-FIN Heat Exchanger Specification Sheet

2	Company:						
3	Location:						
4	Service of Unit:			Our Reference:			
5	Item No.:			Your Reference:			
6	Date:		Rev No.:		Job No.:		
7	Stream i.d./fluid name		1/ Nouveau Echangeur-Sortie GNL N		2/ sur sortie déheliumeur-Vapeur hé		3/
8	Flow rate	Total	kg/h	609	2291		
9	Vap./liq.	In	kg/h	609 / 0	2291 / 0		/
10	Vap./liq.	Out		0 / 609	2291 / 0		/
11	Molecular weight	Vap.	In/Out	18,09323 /	18,91529 / 18,91529		/
12		Liq.	In/Out	/ 18,09323	/		/
13	Density	Vap.	In/Out	kg/m ³ 41,46 /	8,29 / 3,84		/
14		Liq.	In/Out	/ 441,68	/		/
15	Viscosity	Vap.	In/Out	cp 0,0106 /	0,0065 / 0,0108		/
16		Liq.	In/Out	/ 0,1007	/		/
17	Specific heat	Vap.	In/Out	kJ/(kg-K) 2,554 /	1,711 / 1,65		/
18		Liq.	In/Out	/ 3,12	/		/
19	Thermal cond.	Vap.	In/Out	W/(m-K) 0,0291 /	0,0158 / 0,0276		/
20		Liq.	In/Out	/ 0,1675	/		/
21	Temperature	In/Out	°C	-30,5 / -143,72	-148,71 / -49,41		/
22	Operating pressure	In	bar	37,5	4,23006		
23	Maximum allowable pressure drop		bar	2,76	0,5		
24	Heat load		kW	-105,2	105,2		
25	Calculated MTD		°C	9,55			
26	Fouling resistance		m ² -K/W	0	0		
27	Core size	m	Width	0,4441	Height	0,4965	Length 1,2331
28	Number of layers			21	41		
29	Fin code: Heat transfer fin			1	2		
30	Fin code: Distributor fin			3	4		
31	Heat transfer surface/core		m ²	60,5	133,3		
32	Core opening size	In/Out	m	0,1733 / 0,0421	0,4211 / 0,073		/
33	Nozzle size	In/Out	m	0,0266 / 0,0266	0,0779 / 0,0627		/
34	Calculated frictional pressure drop		bar	0,03056	0,48613		
35	Notes						
36							
37							