

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de fin d'études en vue d'obtention du diplôme de Master

Spécialité : Génie des Procédés

Option : Technologie de la Pétrochimie

Présenté par

TAKI Youssef Islem

BOUCHAFA Berramdane

***ETUDE TECHNIQUE DE RÉCUPÉRATION DES GAZ
TORCHÉS LORS DU DEMARRAGE D'UN TRAIN AU NIVEAU DU
COMPLEXE GL1/Z***

Devant le jury :

Pr. MIMOUN	UMBB	Président
Mr. SAOUD	UMBB	Examineur
M ^{me} BENMABROUKA	UMBB	Examineur
BENHATHAT AMAL	UMBB	Encadrante

Année Universitaire : 2021/2022

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre Dieu, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à exprimer nos vifs remerciements à tous les professeurs qui nous ont aidés tout au long de notre cursus universitaire en particulier notre encadreur A. BENHATHAT pour ses conseils et l'aide qu'il nous a apportés.

*Nos remerciements vont également à tout le personnel de service fabrication du **GL1/Z** pour leurs accueils et leur soutien durant notre séjour de stage.*

On adresse nos remerciements à tous ceux qui de près ou de loin, même avec un sourire ont contribué à la finalisation de ce travail.

Enfin, on tient à remercier les membres de jury pour avoir accepté d'évaluer ce travail et apporter leurs critiques et corrections

Dédicace

A nos très chers pères

A nos très chères mères

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

A nos frères et sœurs

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

A tous nos collègues de la promotion 2017 surtout nos amis et frères : Mr KHALED, Mr. ABDELLEAH Mr ABDELFATEH, Mr ABDELMOUMEN, Mr KADA Mr MOHAMED MT, et Mr ABDELBARI

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

TAKI Youssef Islem
BOUCHAFA Berramdane

Résumé

Le présent travail a pour objet l'analyse du gaz naturel et la valorisation des gaz torchés au niveau des complexes de liquéfaction du gaz naturel d'Arzew (GL1Z). Les analyses du gaz naturel et des gaz torchés ont été réalisées par la technique de chromatographie en phase gazeuse. L'analyse des résultats obtenus montre la nécessité de récupérer ces gaz torchés ceci pour deux intérêts majeurs. La mise en valeur des quantités importantes de gaz torché pourrait constituer d'une part un enjeu économique de premier ordre. D'autre part, le rejet à l'air libre, de quantités importantes de gaz tels le méthane, l'éthane, le propane, le n-butane, l'isobutane, l'isopentane, le n-pentane, les C⁶ constitue un facteur de pollution et contribue à la dégradation de la qualité de l'environnement. A cet effet, nous avons proposé la conception d'une unité de récupération en se basant sur la composition des gaz torchés et l'étude de la situation journalière du complexe GL1Z. Cette dernière est composée d'un compresseur, d'un échangeur de chaleur, d'un mixeur ainsi que des vannes. Une étude de dimensionnement de compresseur de l'unité de récupération a été réalisée selon deux méthodes. Il s'agit d'une méthode classique et d'une autre numérique basée sur la simulation utilisant des logiciels tels que le HYSYSTEM.

Abstract

The present work focuses on the analysis of natural gas and flaring recovery at Arzew natural gas liquefaction complexes (GL1Z). The analyzes of natural gas and flared gases were carried out by gas chromatography. The analysis of the results obtained shows the need to recover these flared gases for two major interests. The development of large quantities of flared gas could be a major economic issue. On the other hand, the release into the open air of large quantities of gases such as methane, ethane, propane, n-butane, isobutane, isopentane, n-pentane and C+6 constitutes a pollution factor and contributes to the deterioration of the quality of the environment. To this end, we proposed the design of a recovery unit based on the composition of the flared gases and the study of the day-to-day situation of the GL1Z complex. The latter consists of a compressor, a heat exchanger, a mixer and valves. A compressor sizing study of the recovery unit was conducted using two methods. This is a conventional method and a numerical one based on simulation using software such as the HYSYSTEM.

ملخص:

الغرض من هذا العمل هو تحليل الغاز الطبيعي وتنمين الغازات المشتعلة على مستوى معقدات تسيليل الغاز الطبيعي في Arzew (GL1Z). تم إجراء تحليل الغاز الطبيعي والغاز المشتعل باستخدام تقنية كروماتوغرافيا الطور الغازي. يوضح تحليل النتائج التي تم الحصول عليها الحاجة إلى استعادة هذه الغازات المشتعلة لمصلحتين رئيسيتين. يمكن أن يشكل تطوير كميات كبيرة من الغاز المشتعل، من ناحية، حصة اقتصادية من الدرجة الأولى. من ناحية أخرى، فإن إطلاق كميات كبيرة من الغازات في الهواء الطلق مثل الميثان، والإيثان، والبروبان، والن-بيوتان، والأيزو بيوتان، والأيزو بنتان، والبنتان، و C + 6 يشكل عاملاً من عوامل التلوث ويساهم في تدهور جودة البيئة. تحقيقاً لهذه الغاية، اقترحنا تصميم وحدة الاسترداد على أساس تكوين الغازات المشتعلة ودراسة الوضع اليومي لمجمع GL1Z. يتكون الأخير من ضاغط ومبادل حراري وخلط وصمامات. تم إجراء دراسة حجم ضاغط وحدة الاسترداد باستخدام طريقتين. إنها طريقة كلاسيكية وأخرى رقمية تعتمد على المحاكاة باستخدام برنامج مثل HYSYSTEM.

Table des matières

REMERCIEMENTS	
DÉDICACE	
RÉSUMÉ	
INTRODUCTION	1
CHAPITRE I : DESCRIPTION DU COMPLEXE GL1/Z	3
I. HISTORIQUE	4
II. MISSION DE L'USINE.....	5
III. SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE.....	5
IV. PRESENTATION DU COMPLEXE GL1/Z.....	5
1. <i>Zone Utilités</i>	5
2. <i>Zone Procédé</i>	6
3. <i>Zone Terminal</i>	6
CHAPITRE II : PROCÉDÉ DE LIQUÉFACTION DU GAZ NATUREL	7
I. COMPOSITIONS DU GAZ NATUREL ET DES GAZ TORCHÉS.	8
II. CONDITIONS DE STOCKAGE DU GNL.....	10
III. SECTION DE TRAITEMENT DE GAZ	13
1. <i>L'absorption</i>	13
2. <i>Régénération de la solution MEA</i>	14
3. <i>Déshydratation</i>	14
4. <i>Principe de fonctionnement</i>	14
5. <i>Régénération des sécheurs</i>	15
6. <i>Démercurisation</i>	15

IV. SECTION DE SEPARATION ET DE LIQUEFACTION.....	16
1. <i>Description générale</i>	16
V. PROCEDE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL.....	18
1. <i>Procédé MCR pré refroidi au Propane</i>	19
2. <i>Système de réfrigération mixte MCR (Multiple Composant Réfrigérant)</i>	22
3. <i>Boucle MCR</i>	22
4. <i>La boucle propane</i>	23
VI. SECTION DE FRACTIONNEMENT	24
1. <i>Rôle du fractionnement</i>	24
2. <i>Utilisation des produits :</i>	24
3. <i>De-éthanisation</i>	25
4. <i>Dépropanisation</i>	25
5. <i>Débutanisation</i>	26
VII. STOCKAGE ET EXPÉDITION DU GNL	28
CHAPITRE III : SYSTÈME DES TORCHES	30
I. LES GAZ TORCHES	31
1.1 DEFINITION	31
II. SYSTEME DE TORCHES	31
1. <i>Torche froide</i>	31
2. <i>Torche chaude</i>	32
3. <i>Torche des bacs de stockage de GNL</i>	33
III. BALLONS DE SEPARATION DE TORCHE	33
IV. PARAMETRES DU SYSTEME DE TORCHES	34
V. LES SOURCES DES GAZ TORCHES	34
CHAPITRE IV : AUTOCONSOMMATION	37
I. GÉNÉRALITÉS.....	38
II. DÉFINITION DE L'AUTOCONSOMMATION	38
III. IDENTIFICATION DES SIÈGES PARTICIPANT À L'AUTOCONSOMMATION :	40
IV. MÉTHODE DE CALCUL DE L'AUTOCONSOMMATION.....	41
V. BILANS GAZ DU COMPLEXE	43

VI. INTERPRÉTATION.....	45
VII. RECUPERATION DU GAZ TORCHE AU DEMARRAGE D'UN TRAIN.....	46
VIII. SOLUTION PROPOSÉ.....	46
CHAPITRE V : LES COMPRESSEURES	47
I. DÉFINITION.....	48
II. LES CATEGORIES PRINCIPALES	48
1. <i>Le compresseur centrifuge</i>	48
III. LES DIFFERENTES APPLICATIONS	49
IV. CALCUL DE COMPRESSION.....	52
V. TRAVAIL EN THERMODYNAMIQUE	53
VI. TRAVAIL DE COMPRESSION	53
1. <i>Travail de compression polytropique</i>	54
2. <i>Travail de compression polytropique adiabatique</i>	55
3. <i>Travail de compression isentropique</i>	56
4. <i>Travail de compression isotherme</i>	56
5. <i>Le travail réel</i>	57
VII. TEMPÉRATURE DE REFOULEMENT	58
VIII. PUISSANCE THÉORIQUE D'UN COMPRESSEUR	58
IX. LA PUISSANCE DE COMPRESSION RÉELLE	58
X. DIMENSIONNEMENT D'UN COMPRESSEUR CENTRIFUGE MULTI-ETAGE POUR LES GAZ DE RECYCLAGE A HAUTE PRESSION	59
1. <i>La capacité thermique massique</i>	59
2. <i>Facteur de compressibilités</i>	60
CHAPITRE VI : LES ÉCHANGEURS DE CHALEUR	66
I. INTRODUCTION.....	67
II. DÉFINITION	67
III. PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT D'UN ÉCHANGEUR DE CHALEUR :	67
IV. LES TYPES D'ÉCHANGEURS	67
V. ÉCHANGEURS TUBULAIRES	68
1. <i>Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires</i>	69

2. <i>Rôle des divers constituants d'un échangeur</i>	70
VI. CALCUL	73
VII. CONCLUSION.....	74
CHAPITRE VII : SIMULATION PAR HYSYS	75
I. INTRODUCTION.....	76
II. PRÉSENTATION DE HYSYS.....	76
III. DÉFINITION DE HYSYS	76
IV. FONCTIONNEMENT DE HYSYS	77
V. ETUDE PAR SIMULATION AU MOYEN DE HYSYS.....	78
1. <i>Introduction</i>	78
2. <i>Les étapes suivies pour la simulation</i>	78
CONCLUSION.....	80
RECOMMANDATIONS.....	81
BIBLIOGRAPHIE	82
LISTES DES ANNEXES	83

Liste des figures

<i>Figure II. 1: Schéma représentant l'appareil de chromatographique (Type Valco 4000 utilisé au laboratoire GLIZ).</i>	9
<i>Figure II. 2: Chromatogramme du gaz naturel de Hassi R' MEL</i>	10
<i>Figure II. 3 : procédé de liquéfaction de gaz naturel</i>	12
<i>Figure II. 4: Section d'absorption du GN et regeneration de MEA</i>	14
<i>Figure II. 5: Section de Déshydratation du GN</i>	15
<i>Figure II. 6: SECTION DE TRATEMENT AU NIVEAU DE TOUR DE LAVAGE</i>	17
<i>Figure II. 7: Chromatogramme du gaz naturel avant la liquéfaction</i>	19
<i>Figure II. 8:Section de liquéfaction</i>	21
<i>Figure II. 9: SCHEMA GENERALE D'UNE UNITE DE LIQUIFACTION DE GAZ NATUREL</i>	29
<i>Figure III. 1: schéma des principales lignes vers torche froide</i>	32
<i>Figure III. 2: schéma des principales lignes vers torche froide.</i>	33
<i>Figure III. 3 Les différents sources des gaz torches</i>	36
<i>Figure IV. 1: Représentation schématique de l'autoconsommation</i>	39
<i>Figure IV. 2: Histogramme Représente l'autoconsommation au cours des années (2016-2020)</i>	44
<i>Figure IV. 3: Evolution de la production de GNL au cours du temps (2016-2020)</i>	45
<i>Figure V. 1: Les catégories principales de compresseur</i>	48
<i>Figure V. 3: Roue d'un compresseur centrifuge</i>	49
<i>Figure V. 4: Compresseur centrifuge</i>	49
<i>Figure V. 2: Plages d'application des différents types de compresseurs</i>	50
<i>Figure VI. 1: échangeur tubulaire</i>	69
<i>Figure VI. 2: échangeur faisceau et calendre</i>	72
<i>Figure VII. 1: Schéma de simulation par le moyen HYSYS</i>	78
<i>Figure VII. 2:Résultat de la simulation du compresseur</i>	79

Liste des tableaux

Tableau II. 1: Composition chimique du gaz naturel (GL1Z)	10
<i>Tableau II. 2: Composition moyenne du gaz avant liquéfaction</i>	19
<i>Tableau II. 4: Composition du MCR.</i>	22
<i>Tableau II. 5: Composition moyenne du gaz C3 réfrigérant</i>	23
<i>Tableau II. 6: Composition moyenne du gaz au niveau de la section de De-éthanisation</i>	25
<i>Tableau II. 7: Composition moyenne du gaz au niveau de la section de Dépropanisation</i>	26
<i>Tableau II. 8: Composition moyenne du gaz au niveau de la section de Débutanisation</i>	26
<i>Tableau II. 9: Composition moyenne de la Gazoline</i>	27
<i>Tableau IV. 1: les sources responsables de l'autoconsommation et leur nature</i>	40
<i>Tableau IV. 2: Autoconsommation mensuelle du mois de Janvier 2016</i>	41
<i>Tableau IV. 3: Représente l'autoconsommation mensuelle durant le dernier semestre 2020</i>	43
<i>Tableau IV. 4: Représente l'autoconsommation en fonction de la production annuelle (2016-2020).</i>	43
<i>Tableau IV. 5: Représente l'évolution de la production de GNL au cours du temps (2016-2020).</i>	44
Tableau V. 1: sources des gaz torches	36
Tableau V. 2: Avantages et inconvénients des différents types de compresseurs	51
Tableau V. 3: Propriétés du gaz à traité	61
<i>Tableau VI. 1: Les différents paramètres dans le tube et dans la calandre d'un échangeur</i>	73
<i>Tableau VI. 2: Comparaison entre la température au niveau de la tête de tour de lavage dans le cas design et le cas réel</i>	73
<i>Tableau VI. 3: Comparaison entre les différents composants au niveau de la tête de tour de lavage dans le cas design et le cas réel</i>	74
Tableau VII. 1: Résultats simplifiés de la simulation du compresseur	79

INTRODUCTION

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, en font l'une des sources les plus utilisées fiables connue à ce jour. Actuellement, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole.

Suite aux récentes découvertes, les réserves connues de gaz naturel ont rapidement augmenté ces dernières années. On observe cependant un écart croissant entre les ressources disponibles et la demande des grands marchés consommateurs. Le commerce international de gaz naturel liquéfié (GNL) a débuté en 1964 avec les premières exportations algériennes depuis Arzew où a été implantée la première usine GNL de taille industrielle au monde, la Camel, liquéfiait du gaz provenant du gisement géant de HASSI R'MEL dans le Sahara algérien et chargeait à bord de méthaniers les premières cargaisons de GNL destinées à la grande Bretagne et à la France [1].

En Algérie, les premiers travaux d'exploration ont débuté dans les années cinquante et se sont étendus au Sahara où furent découverts les champs de pétrole de Edjeleh (1953) et de Hassi Messaoud (1956) et par la suite ceux du GN de Hassi R'Mel (1956) et d'Adrar. Les ressources gazières actuelles de notre pays sont évaluées à environ 4000 milliards de mètre cube. L'intérêt de ces ressources gazières réside dans leur double utilisation comme combustible et comme matières premières pétrochimiques. A des fins de valorisation, le gaz naturel doit subir un traitement avant sa commercialisation. C'est pour cette raison que l'Algérie a développé considérablement son industrie gazière. Elle compte aujourd'hui quatre complexes de liquéfaction dont trois sont situés au pôle industriel d'Arzew et le dernier au pôle industriel de Skikda (GL4/Z, GL1/Z, GL2/Z, GL4/K). La production actuelle de gaz naturel est d'environ 80 milliards de m³ dont 66% provient du champ de Hassi R'Mel, l'un des plus grands gisements de gaz au monde. Il existe aussi d'autres champs importants tels que In Salah, Ohanet, TFT, Rhourde Nous, Hamra et Alrar.

Durant la dernière décennie, l'autoconsommation moyenne du complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1Z atteignait 13,5 % et correspondait à des quantités considérables de gaz torchés. Pour couvrir cet accroissement de l'autoconsommation, il faut produire plus de GNL. Le brûlage aux torches est lié principalement à la conception des unités de process et résulte généralement des systèmes de régulation, de fractionnement et des évacuations aux stockages. Le débit de gaz torché est lié aux impératifs de démarrage, d'arrêt, d'ouverture des soupapes de sécurité pendant

la marche normale, des problèmes techniques rencontrés durant l'exploitation et lors de la stabilisation des diverses sections. On a procédé, dans la présente étude, à un examen de situation et de fonctionnement des différentes étapes du complexe GL1Z. Il a été constaté que, durant les arrêts et démarrages, de dizaines de millions de mètre cube par an de gaz sont torchés directement dans l'atmosphère. Les détails techniques et économiques de ces investigations seront donnés dans le chapitre I. La récupération des hydrocarbures ou des gaz torchés, leur retraitement ainsi que leur utilisation comme combustibles permettraient une économie des réserves nationales. Dans cet ordre d'idée, on a réalisé une étude d'analyse par chromatographie en phase gazeuse du gaz naturel provenant de Hassi R'mel et des gaz issus des différentes sections du procédé de liquéfaction de GN et principalement celles des torches froide et chaude.

L'objectif principal de ces investigations est la conception et la réalisation d'une unité de récupération des gaz torchés. Pour cela, des estimations théorique et réelle des quantités torchées sont nécessaires afin de proposer cette unité. Les résultats obtenus concernant le dimensionnement des échangeurs de chaleurs et les compresseurs sont mentionnés dans le chapitre V, VI et VII. Le dimensionnement des différents équipements de l'unité proposée a été réalisé à l'aide d'une méthode numérique basée sur la simulation utilisant des logiciels tels que le HYSYS.

CHAPITRE I : DESCRIPTION DU COMPLEXE GL1/Z



I. Historique

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

Le 09 octobre 1969 un contrat a été signé entre la Sonatrach et la société américaine El Paso Natural Gas Company, portant sur la livraison de dix milliards de mètres cubes de gaz naturel liquéfié par année pendant une durée de vingt-cinq ans.

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

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

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

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

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

- ❖ *Rétablir et augmenter la capacité contractuelle installée à près de 111 % ;*
- ❖ *fiabiliser les installations existantes;*
- ❖ *moderniser la technologie.*

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

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

La phase de rénovation est lancée par la signature du contrat entre la Sonatrach et la société américaine Bechtel en date 04 février 1991. Les travaux ont été entrepris par la même société en septembre 1993, et sont supervisés par une direction de projet attachée à la Division Etude et Développement de la Branche Aval [2].

II. 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].

III. Situation géographique du complexe

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

IV. Présentation du complexe GL1/Z

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

1. Zone Utilités

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

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

l'alimentation des chaudières.

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

2. Zone Procédé

Cette zone est composée de six (06) trains qui produisent 9 000 m³/jour/ train de GNL. Chaque train dispose de sa propre production de vapeur, et de ses propres sections de décarbonatation, de séchage et de liquéfaction des hydrocarbures [2].

3. Zone Terminal

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

- ❖ *Trois (03) réservoirs de GNL d'une capacité de 100 000 m³ et deux réservoirs de gazoline d'une capacité de 14 500 m³.*
- ❖ *Une station de pompage de GNL d'une capacité de 10 000 m³/h.*
- ❖ *Deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement [2].*

CHAPITRE II : procédé de liquéfaction du gaz naturel

I. COMPOSITIONS DU GAZ NATUREL ET DES GAZ TORCHÉS.

Analyse des gaz par chromatographie en phase gazeuse :

Principe et appareillage :

L'analyse des différents gaz est réalisée à l'aide des analyseurs chromatographiques série 3700 de type VALCO 4000. Ils sont connectés directement à un système de commande logique DCS donnant en continu les résultats des analyses effectuées.

Lors de l'analyse chromatographique, un échantillon de quelque micro litres est introduit à l'aide d'injecteurs automatiques commandés par des vannes à six orifices. La chambre d'injection est portée à une température excluant la décomposition de l'échantillon.

Le gaz vecteur (hélium) est injecté en premier lieu pour purger la colonne d'analyse. L'échantillon gazeux est véhiculé à travers la colonne par le gaz vecteur (hélium), qui est injecté en premier lieu pour purger la colonne d'analyse. Suite à la rotation de la vanne d'injection, une quantité précise d'échantillon est injecté dans la colonne d'analyse remplie de particules adsorbants. Le gaz vecteur est injecté une seconde fois pour véhiculer les gaz de l'échantillon (Fig.II.1)

Composition chimique du gaz naturel :

Le gaz naturel peut contenir, en dehors du méthane, d'autres hydrocarbures tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et à des concentrations plus faibles, des hydrocarbures plus lourds comme le montre le tableau I.2.

Les hydrocarbures en C3 et C4 forment la fraction gaz pétrole liquéfié (GPL). La fraction la plus lourde correspondant aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C5+) est appelée gazoline. Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures, notamment de l'eau, des gaz acides (le dioxyde de carbone et l'hydrogène sulfuré), de l'azote, de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques telles que le mercure et l'arsenic [3].

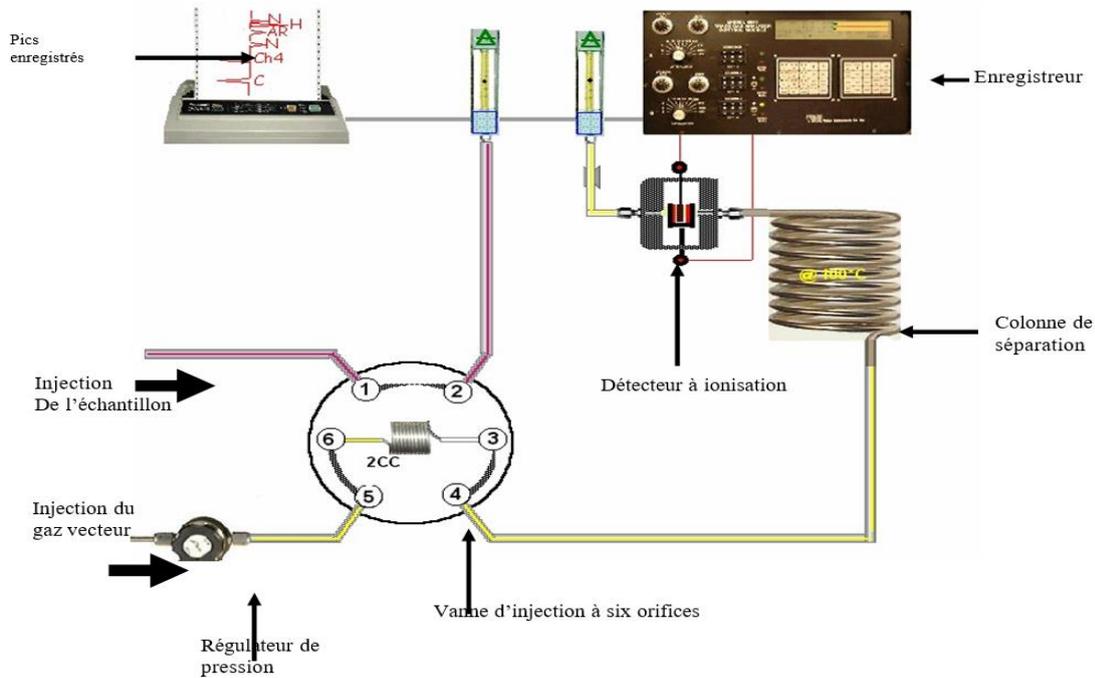


Figure II. 1: Schéma représentant l'appareil de chromatographie (Type Valco 4000 utilisé au laboratoire GL1Z).

Une fois cette injection effectuée, les différents constituants du mélange passent dans la colonne où ils sont partiellement retenus dans les pores des particules adsorbants de la colonne. Les constituants les moins volumineux traversent rapidement la colonne tandis que les plus volumineux sont retenus et y séjournent plus longtemps. Ainsi, les différents constituants du mélange à analyser sont séparés les uns des autres. Ils se présentent à l'état de corps pur à la sortie de la colonne et passent ensuite dans un détecteur à ionisation d'hélium. Celui-ci réagit à leur présence dans le gaz vecteur en émettant une impulsion que l'enregistreur transcrit sous la forme de pics.

Dans ce qui suit, nous rapportons les résultats de notre travail expérimental et ceux des différentes études réalisées au laboratoire et sur site industriel.

Résultats des analyses du gaz naturel :

En raison des variations temporelles des conditions opératoires de fonctionnement du complexe GL2Z et de la dépendance du fonctionnement des trains de liquéfaction du GN, on ne présente, dans ce qui suit, que la composition moyenne des analyses effectuées dans les différentes sections du procédé de liquéfaction de GN.

Le gaz naturel comprend du méthane (CH_4) en grande proportion ainsi que de l'éthane, du propane, du butane, du pentane (avec des concentrations plus faibles). Son analyse révèle, suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique et de la vapeur d'eau. La figure II.2 montre un chromatogramme du gaz naturel de Hassi R'mel.

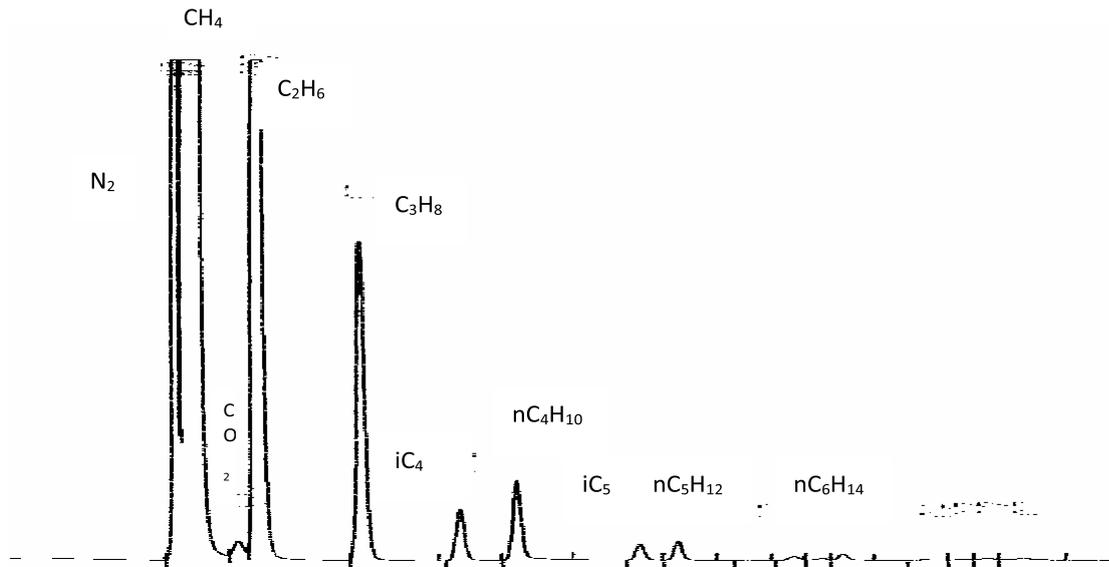


Figure II. 2: Chromatogramme du gaz naturel de Hassi R' MEL

Tableau II. 1: Composition chimique du gaz naturel (GL1Z)

Produits	Proportion Moyenne	Température D'ébullition	Observations
CH ₄	83 %	-160°C	Teneur spécifiée, à
C ₂ H ₆	7 %	-90°C	Contrôler
C ₃ H ₈	2 %	-45°C	Commercialisés à part
C ₄ H ₁₀	1.5 %	-12°C	
C ₅ +	0.5 %	-	
CO ₂	0.24 %	-80°C	Bouchage à basse température, à éliminer
N ₂	5.5 %	-196°C	Commercialisé à part
He	0.17 %	-270°C	
H ₂ O	50 ppm	+100°C	Risque de bouchage, à éliminer
Mercure (Hg)	< 1 µg/Nm ³	-	Corrosif pour le matériel, à contrôler

□

II. Conditions de stockage du GNL

- Masse molaire : 18,2g/mole
- Pression : 1,03bars absolus
- Température : -162 °c

Traitement du gaz naturel :

Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions peuvent être transportés sous diverses formes : gaz naturel comprimé (transport par gazoduc), gaz naturel liquéfié (GNL), gaz de pétrole liquéfié (GPL), et produits chimiques dérivés (méthanol, ammoniac, urée...). Certains composants des gaz naturels doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires. Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement l'hydrogène sulfuré H_2S (toxique et corrosif), le dioxyde de carbone CO_2 (corrosif et de valeur thermique nulle), le mercure (corrosif dans certains cas), l'eau (conduisant à la formation d'hydrates), les hydrocarbures lourds (condensant dans les réseaux de transport) et l'azote (de valeur thermique nulle) [1].

L'usine de liquéfaction comprend six (06) trains de liquéfaction indépendants qui fonctionnent en parallèle avec une capacité de production GNL de $8870m^3/h$; dans chaque train le gaz d'alimentation passe par trois (03) différentes étapes de traitement (Figure II.1) :

Section de traitement de gaz :

Elle comprend trois (03) étapes :

- Décarbonatation : élimination du CO_2 .
- Déshydratation: élimination d' H_2O .
- Démercurisation: élimination de Hg.

Section de séparation et de liquéfaction :

Elle comprend deux (02) étapes :

- Séparation : séparation des hydrocarbures lourds.
- Liquéfaction : -Liquéfier le gaz naturel.
-Élimination de l'azote.

Section de fractionnement :

Elle traite le produit issu du fond de la tour de lavage, c'est le système de fractionnement des hydrocarbures lourds, il comprend quatre (04) étapes:

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

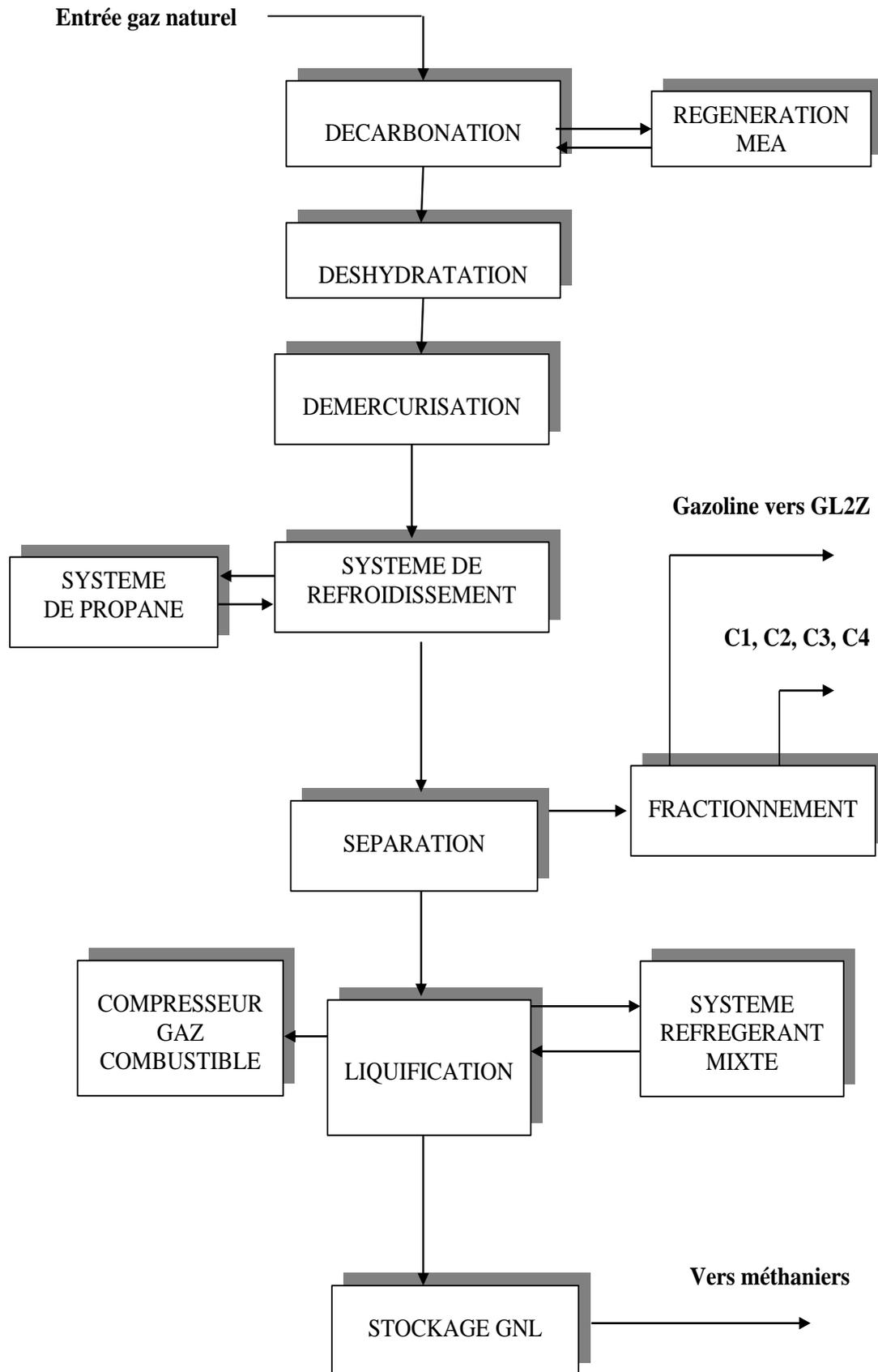


Figure II. 3 : procédé de liquéfaction de gaz naturel

III. SECTION DE TRAITEMENT DE GAZ

Les composants du gaz naturel tels que les gaz carboniques, les vapeurs d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser et à se solidifier à des basses températures qui sont supérieures à celles de la liquéfaction du gaz naturel (-162°C) provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids. C'est pour cette raison qu'on doit éliminer ces composants.

➤ Décarbonatation

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne (absorbeur) par une solution aqueuse à 15% de (monoéthanolamine) $C_2H_5ON-H_2$ (MEA). Cette élimination s'effectue selon la réaction exothermique et réversible ci-dessous Ce qui permet d'éliminer le CO_2 , de réutiliser la MEA et de fonctionner sans perte.



A une température ambiante et une pression de 40 bars, la MEA et le CO_2 forment un mélange correspondant au second membre de la réaction. Tandis qu'à chaud et sous une basse pression au premier membre de réaction.

Une solution aqueuse de MEA agit comme un agent d'absorption dans le système de décarbonatation, pour la concentration du gaz carbonique dans le gaz est inférieur ou égale à 90 ppm.

Cette section comporte deux étapes importantes à savoir :

- L'absorption.
- La régénération.

1. L'absorption

L'absorption du CO_2 par la MEA est un transfert de matière qui consiste à retenir le CO_2 du gaz naturel vers la MEA dépend du gradient de concentration du CO_2 dans la MEA dont le but est de purifier ce gaz naturel. A noter que l'absorption se fait à basse température et sous une haute pression avec les paramètres suivants (T : 38 °C et P : 40 Bars).

2^{ème} étant en régénération) et traverse les tamis moléculaires en perdant progressivement son humidité jusqu'à une teneur moins de 1 ppm. A la sortie de chaque sécheur, le gaz passe à travers des filtres afin de retenir les particules en suspension.

5. Régénération des sécheurs

En cours de production, le sécheur en service adsorbe l'eau contenue dans le gaz naturel, jusqu'à saturation ; Arrivée à cette étape le second sécheur est mis en exploitation pour assurer la continuité du process et le sécheur saturé est mis en régénération.

Cette régénération consiste à l'élimination de l'eau adsorbée par le tamis moléculaire, sous l'effet du gaz naturel porté à une température de (260 °C) et sous pression de (40 Bars) mais disposé en sens inverse du circuit de fonctionnement dans l'enceinte du sécheur

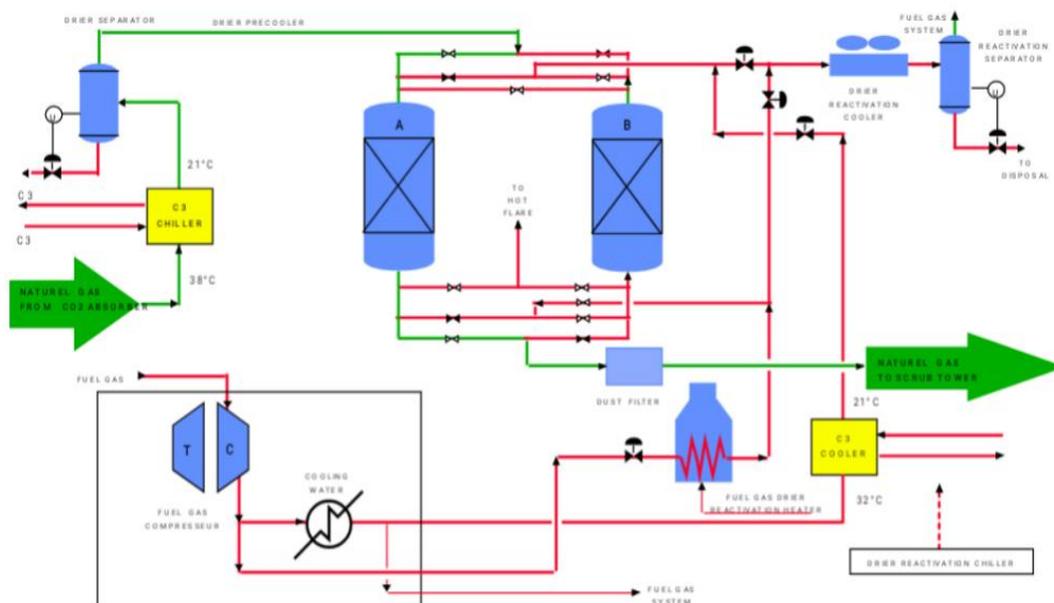


Figure II. 5: Section de Déshydratation du GN

6. Démercurisation

Le gaz après séchage passe dans un démercuriseur, utilisant du charbon actif imprégné de soufre afin d'éliminer le mercure jusqu'à une teneur de 0.001 g/Nm^3 . Lors du réchauffage, le mercure à un comportement particulier en matière de corrosion. Il devient très agressif pour l'aluminium. L'importante capacité d'adsorption et la faible quantité de mercure contenue dans le GN (moins de $1 \text{ } \mu\text{g/Nm}^3$) permettent un temps de fonctionnement relativement long et évitent une régénération. Il est toutefois prévu un séchage du tamis par un gaz chaud par une installation démontable [2].

IV. SECTION DE SEPARATION ET DE LIQUEFACTION

1. Description générale

Le gaz d'alimentation venant de la section de traitement de gaz sous une pression 41,52 bars effectifs et à température 21°C est refroidi à (-26°C) par deux échangeurs à propane. Il est ensuite injecté au milieu de la tour de lavage où les produits lourds sont condensés et séparés du méthane, sous l'action d'un courant de reflux et de deux rebouilleurs puis sont recueillis sous forme liquide en bas de la colonne et dirigées vers la section de fractionnement. La phase vapeur quittant la colonne est associée à un débit de recyclage de propane et de butane provenant de la section de fractionnement permettant ainsi d'absorber les dernières traces de pentane et de maintenir un débit de reflux acceptable dans la colonne pour l'envoi à la section liquéfaction (Figure II. 6)

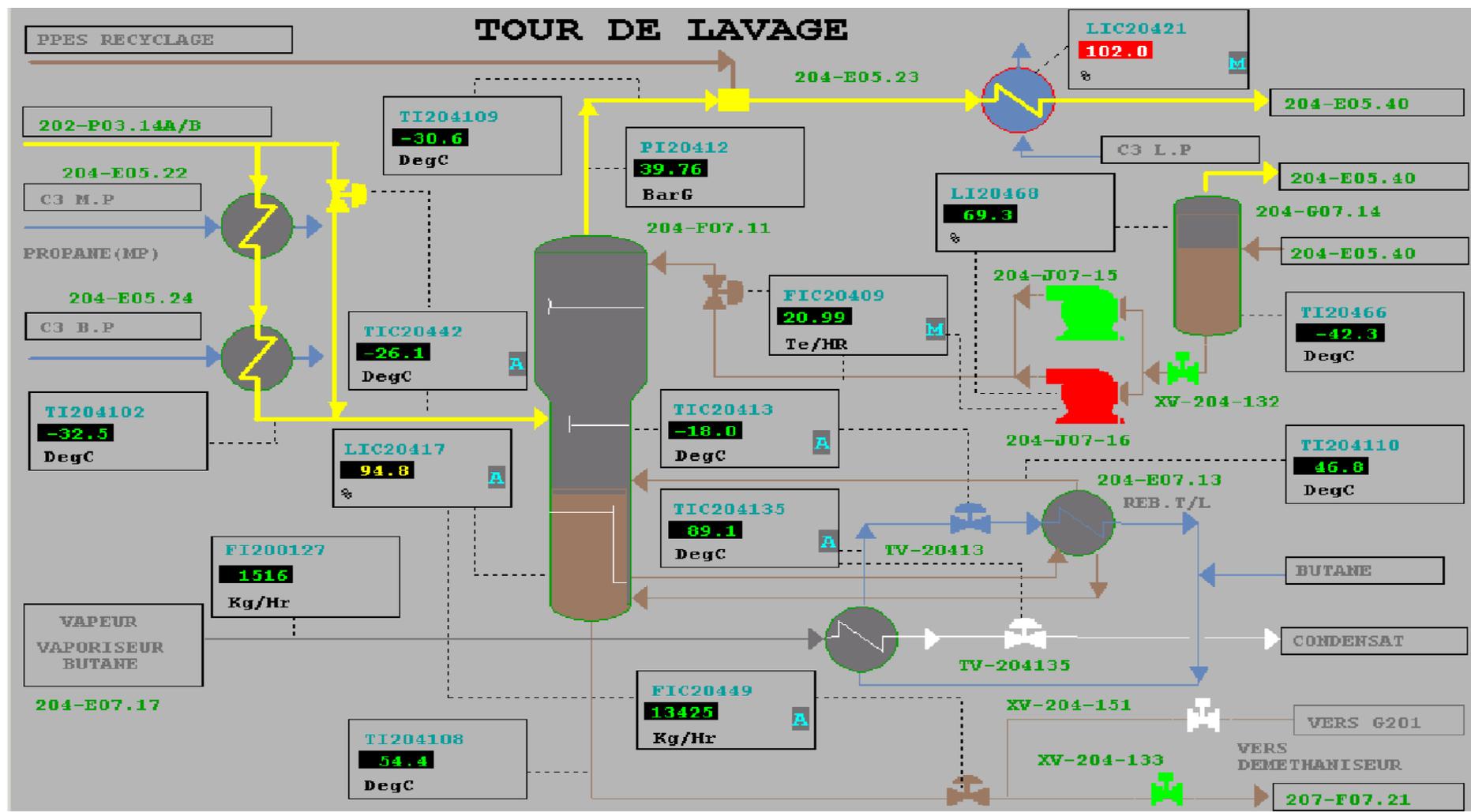


Figure II. 6: SECTION DE TRATEMENT AU NIVEAU DE TOUR DE LAVAGE

V. Procédé de Liquéfaction du gaz naturel

Pour un mélange, tel que le gaz naturel, la condensation a lieu sur un intervalle de température compris entre les points de rosée et de bulle. Par conséquent, un procédé de liquéfaction nécessite une quantité importante de réfrigérant pour atteindre cet objectif. En règle générale, un réfrigérant unique permet de réaliser un refroidissement de 60 à 90°C. Etant donné qu'une unité de liquéfaction demande un niveau de réfrigération d'au moins -160°C (température à laquelle le méthane se liquéfie sous une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique), deux boucles frigorifiques, le Propane et le MCR (réfrigérant à composants mixtes) sont utilisées.

Ces deux boucles fermées sont conçues sur la base du cycle frigorifique « Rankine ». Dans ce cycle, la réfrigération est assurée par la compression, le refroidissement, la détente et l'évaporation.

Le refroidissement à des températures supérieures à 35°C sera assuré par des refroidisseurs à eau de mer, entre 35 et -35°C par le propane, entre -35° et -150°C par le MCR et enfin de -150 à -160°C par la détente de l'azote.

Le changement de phase (gaz liquide) que réalise la liquéfaction facilite son transport à travers les mers. Un mètre cube de GNL produit par vaporisation environ 600 normaux mètres cubes de gaz. Etant donné que le GN est composé principalement de méthane et que la température de bulle du GNL à pression atmosphérique est de l'ordre de -160 °C, il convient d'atteindre cette température pour le liquéfier.

Le premier procédé de liquéfaction a été la cascade classique. Les cycles de réfrigération avec des corps purs étaient déjà utilisés et l'extrapolation fut relativement facile. La cascade classique est constituée de trois cycles de réfrigération placés en cascade :

- Le cycle propane permet d'atteindre 35 °C.
- Le cycle éthylène -100°C.
- Le cycle méthane -155°C.

Un flash final à pression atmosphérique permet d'obtenir la température de bulle (-160°C) du GNL. L'apparition de puissants moyens de calcul par ordinateur a permis le développement d'une deuxième génération de procédé de liquéfaction avec la cascade incorporée au cycle à fluide mixte [2, 3].

1. Procédé MCR pré refroidi au Propane

Le procédé de APCI (AIR PRODUCT) utilise une combinaison des deux cycles : Propane et MCR. Un cycle au propane pur permet de pré refroidir la cascade incorporée à (-35°C) conférant ainsi à ce procédé toute la souplesse désirée. L'autre avantage de ce procédé réside dans la taille de l'échangeur principal qui est moins encombrant que celui du cycle simple au MCR. Ce procédé est une cascade à deux fluides dans lequel le fluide ayant le point d'ébullition le plus bas est un mélange de réfrigérants mixtes, composé généralement d'Azote, de Méthane, de Propane et d'Ethane. Pour les températures en deçà -30°C et jusqu'à -150 , la totalité du travail est assurée par le MCR.

II.1.1. Liquéfaction

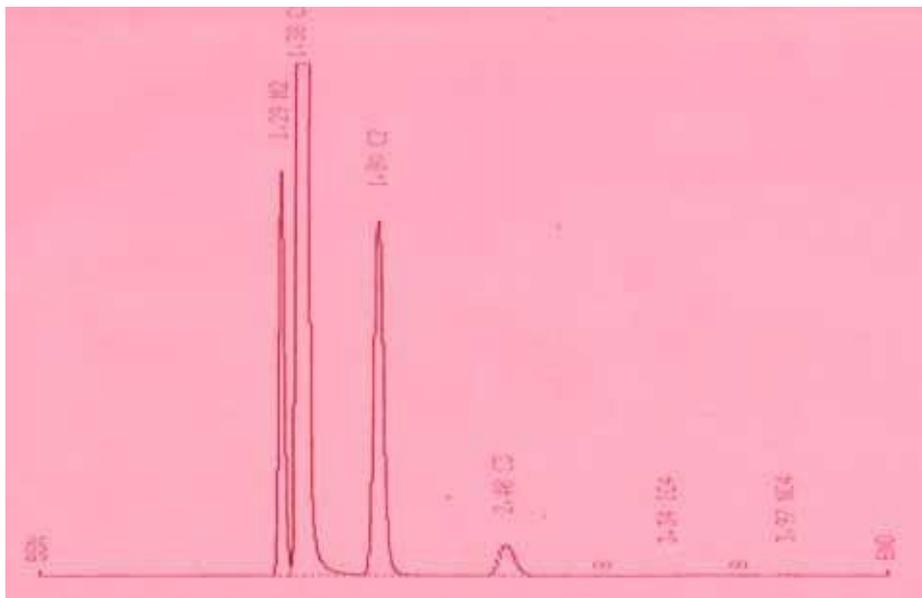


Figure II. 7: Chromatogramme du gaz naturel avant la liquéfaction

Tableau II. 2: Composition moyenne du gaz avant liquéfaction

Composants	Composition molaire %
C1	87.197
C2	6.488
C3	0.708
iC4	0.007
nC4	0.031
N2	5.388

L'échangeur principal liquéfie le gaz naturel traité (GNT) en utilisant le MCR (Multiple Composant Réfrigérant) comme réfrigérant. Le GNT pénètre en bas de l'échangeur principal et progresse vers le haut où il traverse les douches de MCR, et quitte l'échangeur sous forme liquide à une pression de 25 bars et une température de (-148°C).

La liquéfaction du GNT se fait en deux temps :

Le premier temps, le GNT pénètre dans le faisceau central de l'échangeur principal après avoir lui associé un courant de propane et d'éthane provenant du fractionnement où il est réfrigéré à (-110°C) par échange thermique avec les faisceaux MCR liquide et MCR vapeur, puis le gaz partiellement condensé est liquéfié complètement dans le faisceau froid de l'échangeur principal par échange thermique avec le MCR vapeur condensé et se dirige vers l'échangeur à (-148°C) et sous une pression de 25 bars

Ce mélange liquide/gaz est détendue à travers la vanne Joule Thomson jusqu'à 1 bar et sa température est abaissée à (-158°C), puis subit une deuxième détente jusqu'à 0,38 bars dans le ballon déazoteur pour éliminer l'azote dissout dans la phase liquide du gaz naturel liquéfié.

Les composants légers, essentiellement l'azote, sont extraits par vaporisation et montent le long de la colonne. La phase liquide GNL débarrassée de l'azote est récupérée au fond du déazoteur où l'acheminement vers le stockage à l'aide des pompes GNL (Figure II.8).

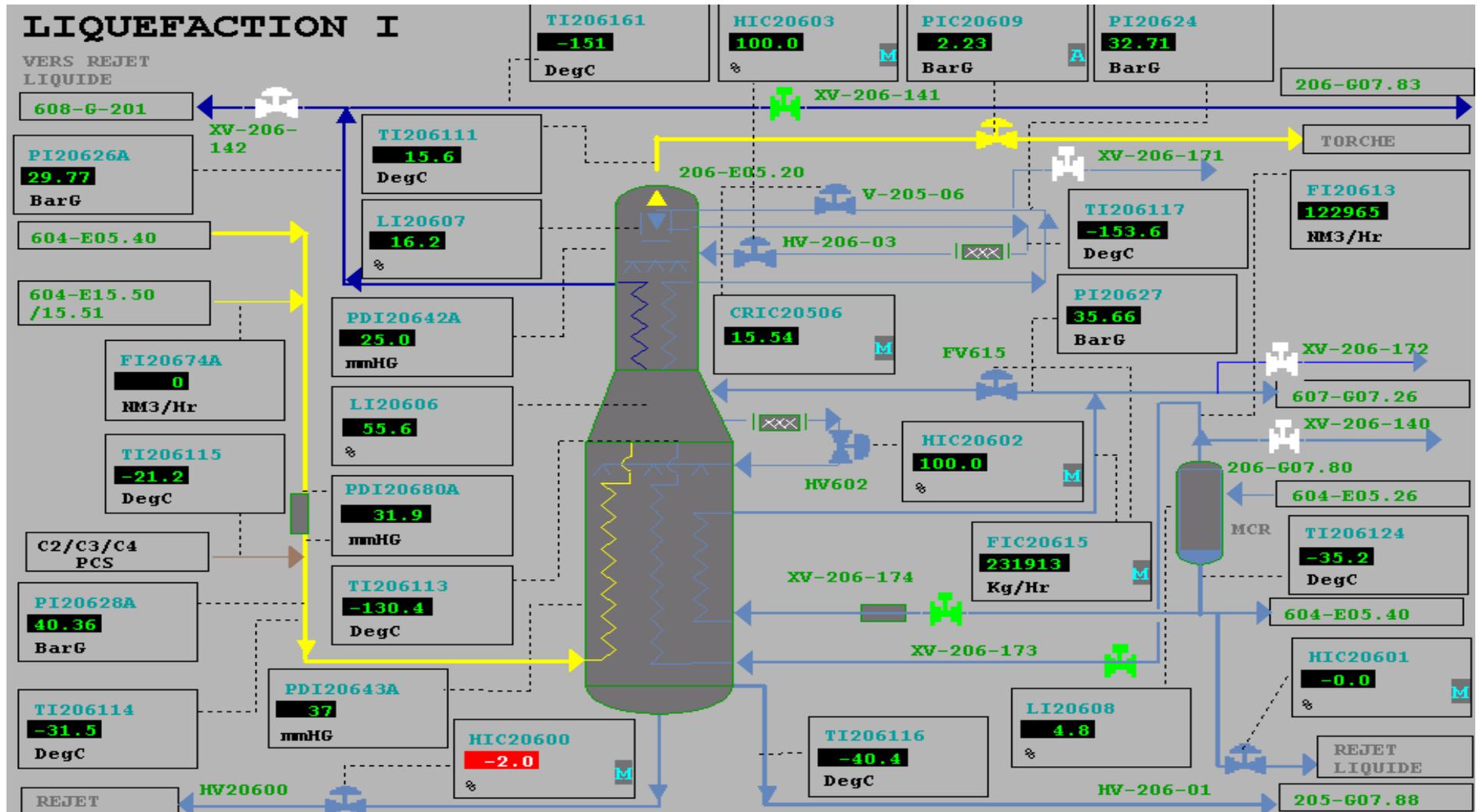


Figure II. 8:Section de liquéfaction

2. Système de réfrigération mixte MCR (Multiple Composant Réfrigérant)

Dans un procédé de liquéfaction avec pré refroidissement au propane, le MCR (Réfrigérant à composants multiples ou mixtes) se compose de quatre constituants dont la composition moyenne est présentée dans le tableau II.4. L'azote et le propane sont présents à des concentrations faibles par contre le butane est présent à des concentrations très faibles. Le méthane et l'éthane se caractérisent par un plus grand pourcentage dans le MCR. Ce mélange frigorigène circule dans une boucle fermée comprenant deux compresseurs, où il sert à liquéfier le GN dans l'échangeur principal et le réfrigérant du condenseur de tête de la tour de lavage. Le principe utilisé est celui d'une boucle frigorifique classique basée sur le cycle « RANKINE ».

- La composition du MCR est donnée dans le tableau II. 4 suivants :

Tableau II. 3: Composition du MCR.

Composition	Pourcentage molaire
Azote (N ₂)	5
Méthane (C ₁)	45
Ethane (C ₂)	39
Propane (C ₃)	11
Total	100

3. Boucle MCR

Le MCR est comprimé puis refroidi par le propane pour y être séparé en deux courants dans le X09 F. Ceux-ci sont détendus par les deux JT (JT chaude et JT froide) dans la calandre du X16 C (évaporateur). Le fluide frigorigène se compose de quatre produits différents travaillant chacun, en fonction de leur température de vaporisation, dans une zone spécifique de l'échangeur principal.

4. La boucle propane

La boucle de réfrigération au propane est utilisée dans les procédés de liquéfaction du gaz naturel comme une partie d'un cycle de réfrigération en cascade. Elle vise à éliminer la chaleur du cycle de réfrigérant multi composant qu'est le MCR, et à pré refroidir le gaz naturel avant l'étape de la liquéfaction. Le système propane utilisé au niveau du complexe GL2Z est une boucle de réfrigération à quatre niveaux de pressions et de températures. Elle permet une approche précise de la température du gaz d'alimentation et du MCR, d'où son efficacité dans les procédés de liquéfaction. La puissance frigorifique de cette boucle est utilisée à 75% dans les chillers MCR, à 15% dans les chillers GN et à 10% pour les diverses utilisations

Tableau II. 4: Composition moyenne du gaz C3 réfrigérant

Composants	Composition molaire %
C1	0.233
C2	6.788
C3	91.607
iC4	1.285
nC4	0.08
N2	0.007

VI. Section de fractionnement

La section de fractionnement traite le gaz provenant du bas du ballon de séparation. Le système de fractionnement des hydrocarbures lourds permet la dééthanisation (récupération de l'éthane), la Dépropanisation (récupération du propane) et Débutanisation (récupération du butane) (voir annexe I.1)

1. Rôle du fractionnement

Compte tenu du procédé de liquéfaction du gaz naturel utilisé au complexe GL2Z, à savoir l'utilisation d'un réfrigérant mixte ou MCR à base d'azote, de méthane, d'éthane et de propane ainsi que l'existence d'une boucle au propane, il est nécessaire de séparer les constituants du gaz naturel afin :

- De réajuster la composition et compenser les fuites du MCR.
- D'alimenter et compenser les fuites de la boucle propane en propane pur.
- De réinjecter l'éthane et le propane dans le circuit de GNL dans la limite des spécifications.

La fourniture de ces appoints est donc le premier rôle de cette section. Le surplus des produits tels que le propane et le butane est commercialisé. L'éthane est destiné au fuel gaz pour alimenter les chaudières. Il est utile de séparer les produits lourds et d'en récupérer ceux utiles au procédé. Le fractionnement est donc une unité chargée d'effectuer cette séparation pour fournir des produits purs réutilisables [17]

2. Utilisation des produits :

Les produits suivants sont utilisés dans différentes opérations :

- a) Réinjection de l'éthane, du propane et du butane : Elle permet de régler la qualité du GNL (pouvoir calorifique) pour les spécifications commerciales.
- b)-Appoint de propane : La boucle au propane subit des pertes (fuites, régulation du système, purges). Ces pertes sont compensées par des appoints de C₃ pur à 99.8%.
- c)- Appoint MCR : Il est nécessaire de réajuster la composition MCR afin d'améliorer le travail de l'échangeur principal.
- d)- Stockage des produits GPL : La commercialisation des C₃ et C₄ vers GPL dispose de bacs de stockage. Le C₅+ est utilisé comme produit commercial vers RTO ou GPL et comme

combustible dans les chaudières.

e)- Autres possibilités de sorties des produits : gaz combustible (C₁, C₂, C₃, C₄) ainsi que torche et brûlot (marche perturbée, démarrage, arrêt). Lorsque les trains de GNL fonctionnent en mode avec extraction, l'éthane (C₂), le propane (C₃) et le butane (C₄) sont fabriqués en tant que produit. En mode sans extraction, ces courants ne sont pas envoyés au stockage, mais sont réinjectés dans le GNL, dans la mesure du possible, en tenant compte des tolérances des spécifications du GNL. L'éthane, le propane et le butane en excès, qui ne peuvent pas être réinjecter dans le GNL, sont envoyés vers le gaz combustible.

3. De-éthanisation

La séparation en deux couples « C₁, C₂ » et « C₃, C₄, C₅₊ » de la charge venant du fond de la tour de lavage. La séparation du C₂ pur s'effectue par condensation partielle dans le condenseur de tête. La composition moyenne du gaz après cette opération est rapportée dans le tableau II. 6. Le constituant majoritaire est l'éthane suivi du méthane à faibles concentrations.

Tableau II. 5: Composition moyenne du gaz au niveau de la section de De-éthanisation

<u>Composants</u>	<u>Composition molaire %</u>
C1	8.918
C2	90.889
C3	0.179
<u>N₂</u>	0.014

4. Dépropanisation

Le dépropaniser reçoit les produits de fond du de-éthaniseur. La distillation de ces produits donne du C₃ en tête de colonne. Les C₄ et C₅₊, obtenus en fond de colonne, sont dirigés vers le débutaniser.

Tableau II. 6: Composition moyenne du gaz au niveau de la section de Dépropanisation

<u>Composants</u>	<u>Composition molaire</u> %
C2	0.141
C3	99.781
iC4	0.078

Les produits de tête seront soutirés de différents circuits selon les critères de pureté imposés par les différentes utilisations (procédé ou client) :

- Stockage vers GPL soutiré de l'excès de reflux
- Réinjection vers GNL même provenance (choix entre réinjection ou stockage)
- Appoint vers boucle propane soutiré de la phase liquide du 8^{ème} plateau et qui constitue la phase la plus pure.
- Appoint circuit MCR soutiré de la phase vapeur en tête du DC3
- gaz combustible / torche chaude

5. Débutanisation

C'est la séparation du C4 (isobutane et normal butane) de la gazoline (iso pentane et normal pentane, heptane, hexane etc.). Du fait qu'à la pression atmosphérique, la gazoline est sous forme liquide et le C4 sous forme vapeur, la colonne de Débutanisation aura moins de plateaux et les dimensions des équipements sont plus réduites en raison du faible débit à traiter.

Tableau II. 7: Composition moyenne du gaz au niveau de la section de Débutanisation

<u>Composants</u>	<u>Composition molaire %</u>
C3	0.149
iC4	39.928
nC4	0.050
nC4	57.362
Nc5	0.010

La fraction la plus lourde, correspondant aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus,

est appelée gazoline. Présentée sous forme liquide, celle-ci peut être récupérée lors du processus de liquéfaction. Sa composition moyenne est regroupée dans le tableau II.9

Tableau II. 8: Composition moyenne de la Gazoline

Composants	Composition molaire %
iC4	0.019
iC5	29.820
nC4	2.890
nC5	32.150
C6	20.497
C7	10.726
C8	2.859
C9	0.680
C10+	0.359

III. Utilisation des produits de Débutanisation

➤ produit de fond gazoline :

Il est stocké dans deux bacs situés dans le complexe pour la commercialisation (RTO, GPL) et pour l'école de feu. Son utilisation comme combustible dans les chaudières est supprimée.

➤ produit de tête butane:

Le DC4 ne possède pas de soutirage latéral. La pureté des produits de tête ne constitue pas un problème (obtention facile) et le débit vers le condenseur est peu important.

Tous les produits de tête sortiront sous deux formes :

- Vapeur vers gaz combustible ou torche chaude
- Liquide sur l'excès de reflux vers stockage au GPL (après le 160 C) ou bien Le C4 (liquide sur l'excès de reflux) peut être dirigé vers GL2Z.

VII. STOCKAGE ET EXPÉDITION DU GNL

La zone de stockage du GNL est composée de trois bacs de stockage réservoir, d'une capacité de 100 000m³ chacun permettant de stocker le GNL à une pression atmosphérique et à une température de -162°C.

Lors du remplissage des réservoirs, une certaine quantité de produit se vaporise du fait des pertes de chaleur. La vapeur du réservoir est recueillie dans un collecteur qui l'envoie au compresseur de gaz combustible de chaque train. Le GNL peut être transféré d'un réservoir à un autre lorsqu'il n'y a pas 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 de 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 [4].

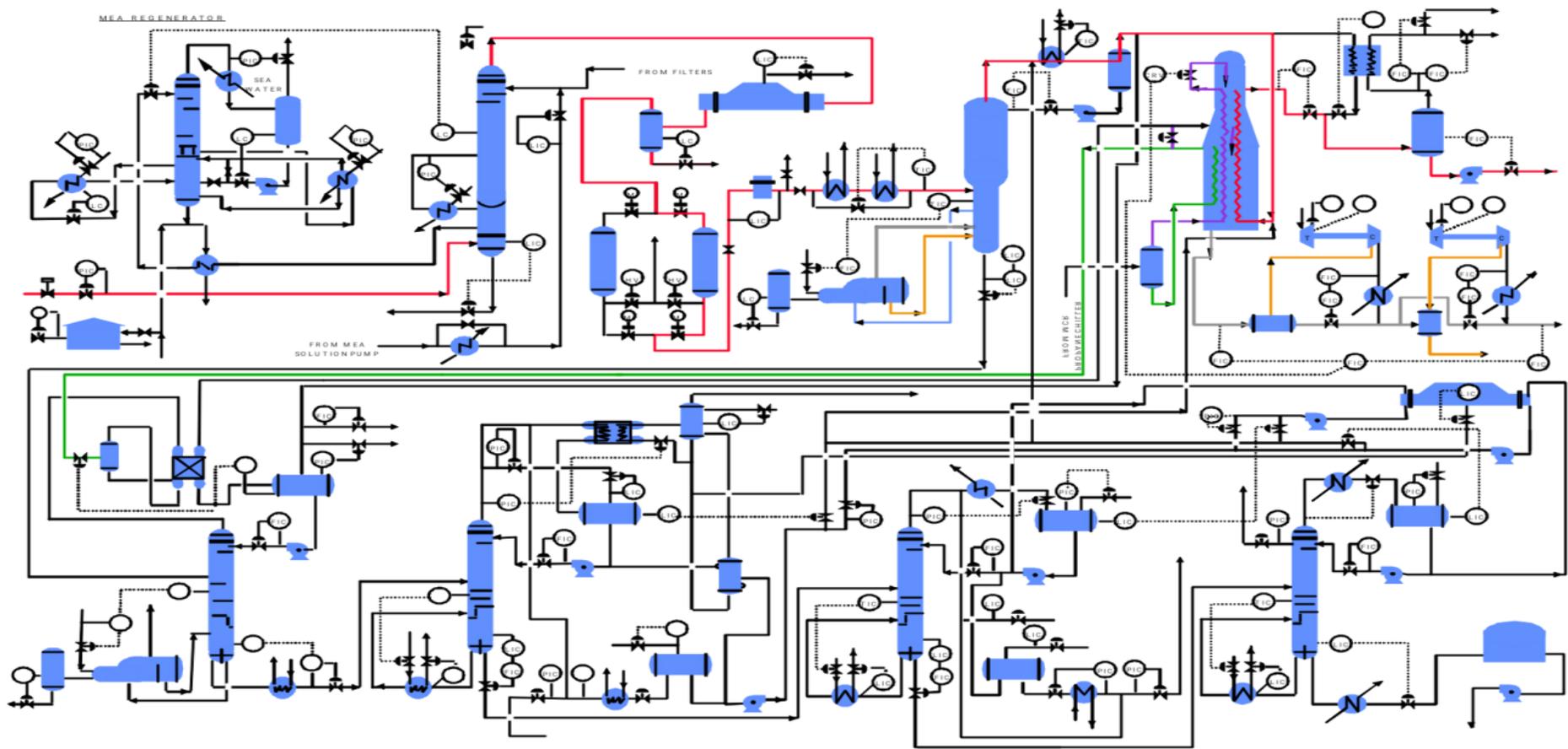


Figure II. 9: SCHEMA GENERALE D'UNE UNITE DE LIQUIFACTION DE GAZ NATUREL

CHAPITRE III : SYSTÈME DES TORCHES

I. Les Gaz torchés

I.1 DEFINITION

Ce sont des vapeurs de gaz non liquéfiées qui sont brûlées dans les torches. Les systèmes de torches sont prévus pour l'évacuation sans danger des vapeurs dégagés au démarrage, en régime perturbé et en fonctionnement normal, à l'aide de divers événements et purges. Les gaz entrant dans le système de torche s'écoulent vers un collecteur principal, puis vers la torche.

L'origine des gaz torchés est principalement le torchage des gaz associés aux champs pétroliers (Amont) et celui du gaz naturel aux champs gaziers (Amont) et aux unités GNL (Aval).

II. Système de torches

1. Torche froide

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

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

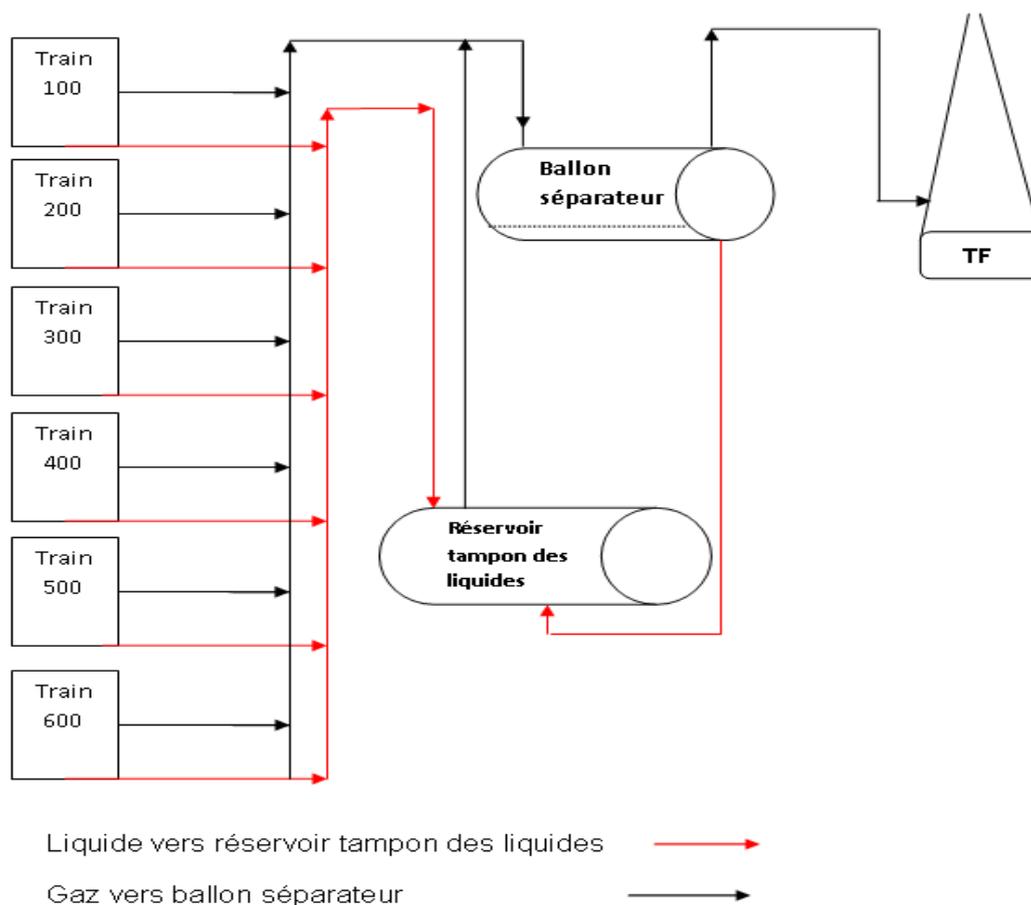


Figure III. 1: schéma des principales lignes vers torche froide

2. Torche chaude

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

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

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

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

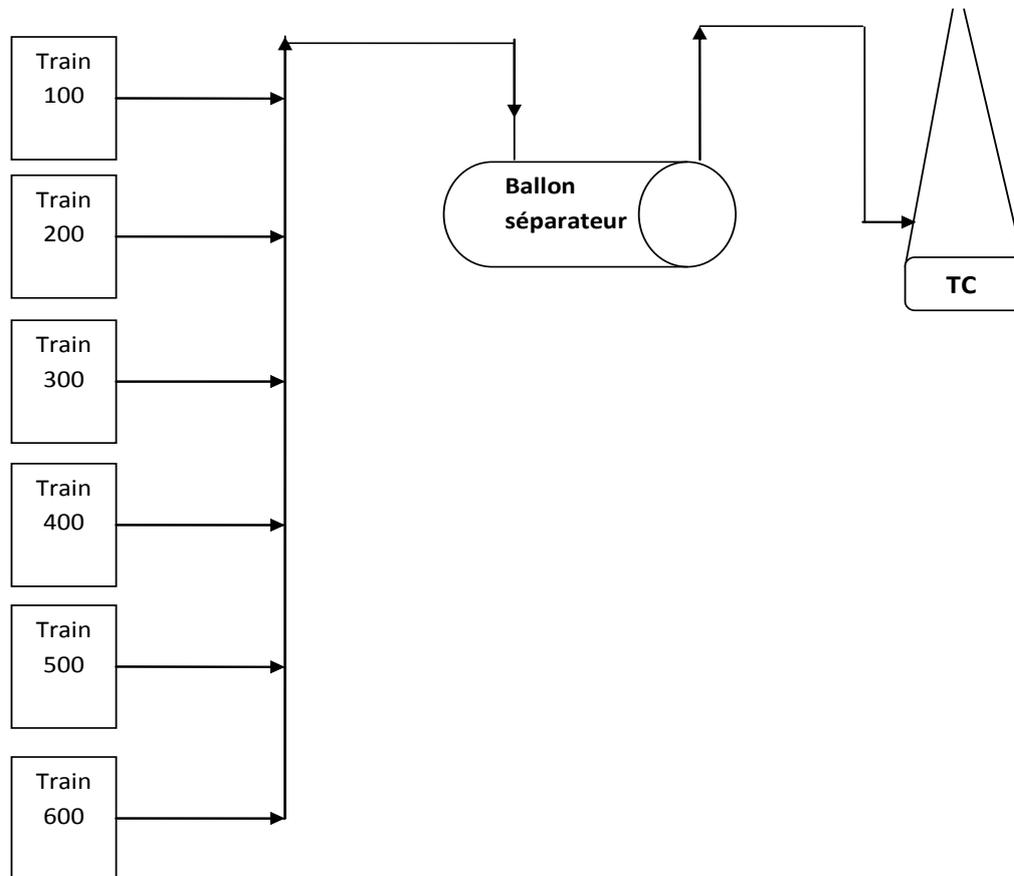


Figure III. 2: schéma des principales lignes vers torche froide.

3. Torche des bacs de stockage de GNL

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

III. Ballons de séparation de torche

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

hauteur existante à la vitesse de sortie.

- Si le liquide peut pénétrer dans le système de torche, les ballons ont un temps de rétention de liquide de 20 à 30 minutes.
- Les ballons sont conçus pour un minimum de 345 kPa pour éviter des dégâts dus à une explosion éventuelle.
- Des trous d'hommes sont prévus au fond des ballons à des fins de nettoyage. Les platines recouvrant ces trous doivent avoir des raccords à soupapes pour purger.
- Les moyens de platiner, mettre à l'atmosphère et passer les ballons à la vapeur d'eau doivent être prévus.
- Les moyens de chauffer les ballons doivent être prévus lorsqu'il y a des problèmes tels que l'auto réfrigération, ou liquides visqueux ou se congelant [4].

IV. Paramètres du système de torches

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

V. LES SOURCES DES GAZ TORCHES

Plusieurs sections d'un train de liquéfaction sont concernées par le brûlage du gaz au niveau des torches à savoir :

Les gaz torchés à partir des torches froide et chaude sont originaires de différentes sources (Fig.III.3):

- Les gaz torchés à partir de l'absorbeur :
 - Le gaz naturel est envoyé vers la torche chaude tant que la teneur en CO₂ n'est pas inférieure à <70 ppm.
- Les gaz torchés à partir des sécheurs : Durant la phase de déshydratation, le gaz humide est envoyé vers la torche chaude tant que la teneur en eau est supérieure à 0,5ppm.
- Les gaz torchés à partir de la tour de lavage : Les gaz de la tour de lavage sont envoyés vers la torche froide et la température est inférieure à -30°C. Il est à noter que la tour de lavage constitue la source la plus importante des gaz torchés. Pour sa stabilisation, le débit varie entre 40000 et

80000Nm³/h, soit de 30% du débit normal. Ce torchage dure au maximum quatre heures (refroidissement et dégivrage de la tour de lavage) [6].

➤ Les gaz torchés à partir de l'échangeur principal et circuits cryogéniques : Avant stabilisation, tous les gaz froids de l'échangeur principal sont envoyés vers la torche froide, de même que les gaz utilisés lors des opérations de dégivrage, pré refroidissement et de refroidissement final. Les durées de ces opérations dépendent de l'état de préservation de l'échangeur principal. En effet, cette opération s'effectue en trois étapes :

- ❖ Le pré refroidissement qui dure en moyenne quatre heures avec un débit de 20000Nm³/h.
- ❖ Le refroidissement final qui dure en moyenne six heures avec un débit de 20000Nm³/h.
- ❖ L'opération de dégivrage dont la durée est en fonction du point de rosée ; celle-ci dure en moyenne 48heures avec un débit moyen de torchage de 200000Nm³/h.

➤ Les gaz torchés à partir de la section de fractionnement :

Les quantités torchées sont difficiles à apprécier lors des dégivrages, des démarrages, des arrêts et de la stabilisation. Des pertes existantes et sont dues aux soupapes de sécurités RV et aux vannes de décharge T.F et T.C (fuite interne). Quelque fois, les vannes de purges des capacités de liquide et les événements des lignes de vapeurs ne se referment pas complètement entraînant ainsi le passage constant de gaz ou de liquide vers la torche. De plus, lors quelles dégagements de soupapes sont rassemblé set a cheminés vers la torche, il se peut qu'elles soupapes ne se referment pas suite à une surpression.

Quelques fois, la présence d'humidité provoque la non fermeture d'une soupape. Il est donc important d'éviter la condensation et l'humidité sur les soupapes se t'il convient d'assurer une surveillance continue des installations en ce qui concerne la fuite de gaz à travers les soupapes [6].

Tableau V. 1: sources des gaz torches

Torche chaude	Torche froide	Boil-off
<ul style="list-style-type: none"> Absorbeur Sécheur 	<ul style="list-style-type: none"> Tour de lavage Echangeur principale Boucle cryogénique Fractionnement 	<ul style="list-style-type: none"> Bacs de stockage

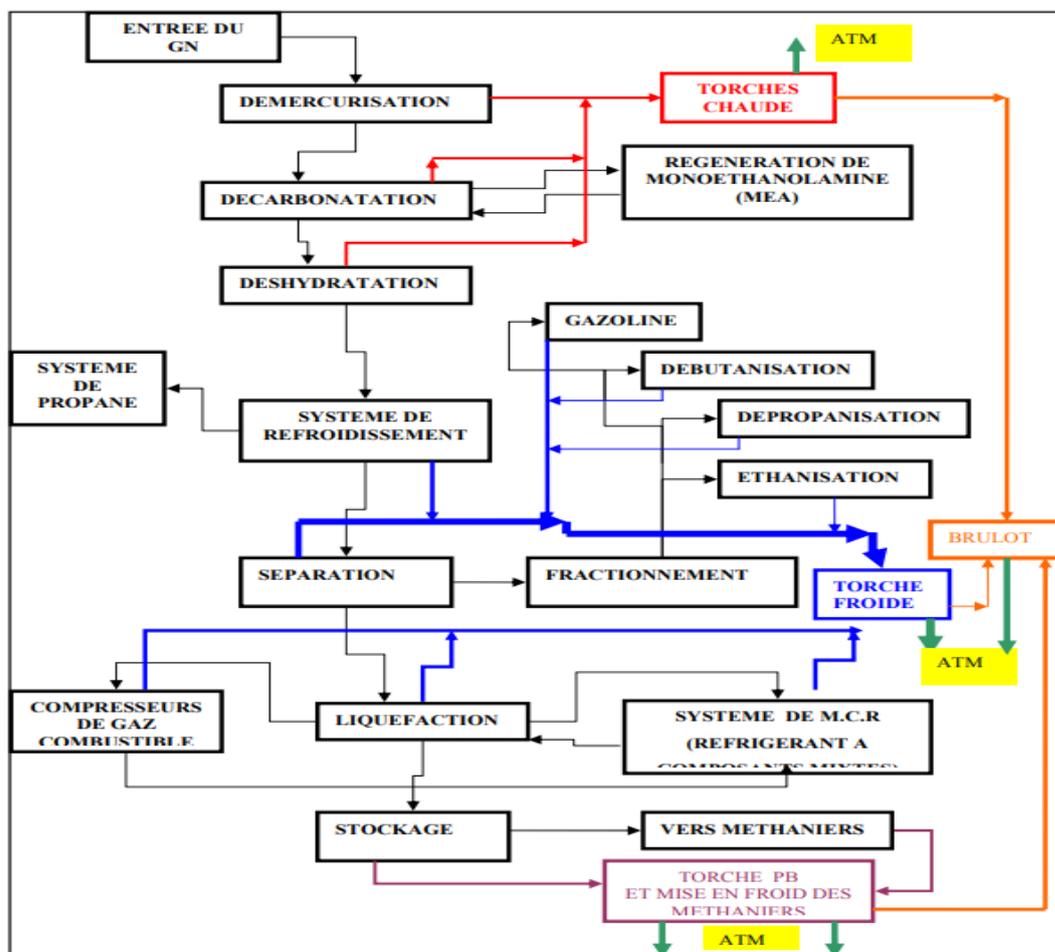


Figure III. 3 Les différents sources des gaz torches

Chapitre IV : Autoconsommation

I. Généralités

Le complexe GL1/Z a été conçu pour produire 17 millions de m³ de gaz naturel par jour. Cet objectif n'est pas toujours réalisé à cause de la défaillance des installations dans le procédé qui ont nécessité des arrêts suivis de démarrages des trains de liquéfaction. Pendant ces phases de transition, les gaz sont envoyés vers le réseau torche où ils sont brûlés à une certaine distance de l'usine afin d'éviter tout danger, ce qui constitue ainsi un moyen de sécurité impératif pour l'usine.

Ces quantités de gaz perdus (torchés) lors des arrêts et de démarrage sont considérées comme importantes, influent sensiblement sur l'autoconsommation et contribuent à l'émission des gaz à effet de serre.

L'autoconsommation constitue l'un des objectifs prioritaires dans la politique de l'entreprise Sonatrach, et au fil du temps elle est devenue un paramètre clé dans la gestion de l'économie de l'entreprise. Parmi les actions entreprises pour lutter contre l'augmentation de l'autoconsommation, il y eut plusieurs opérations de rénovation des unités de production afin de rétablir et d'augmenter la capacité contractuelle en fiabilisant les installations sur plusieurs aspects (coût de procédé, autoconsommation, etc....).

Depuis sa conception, le complexe GL1/Z s'est engagé à diminuer le facteur d'autoconsommation en réussissant à la ramener de 24% en 1978 à 14% en 2008. Ceci a été perçu comme étant un défi gagné et ce, après différentes études et modifications des installations. Citons, par exemple, l'utilisation d'une soufflante pour augmenter la pression du gaz de régénération des sécheurs de 40 à 44 bars afin de le réinjecter dans l'absorbeur. Grâce à cette modification, les exploitants ont pu ainsi récupérer une quantité équivalente à 20 000 Nm³/h de GN pendant toute la durée de fonctionnement d'un train.

II. Définition de l'autoconsommation

L'autoconsommation représente dans une usine de liquéfaction de gaz la quantité d'énergie consommée dans l'usine elle-même pour la production du GNL. Elle est égale à la différence entre l'énergie entrante en thermies sous forme de gaz naturel (C₁, C₂, C₃, C₄, C₅⁺) et l'énergie sortante en thermies sous forme de GNL, de propane, de butane et de gazoline par rapport à l'énergie entrante.

Elle est généralement quantifiée par le coefficient d'autoconsommation (AC%) qui exprime le rapport des thermies consommées aux thermies entrantes comme l'indique la relation (V.1) :

$$AC \% = \frac{E-S}{E} \times 100 \text{(IV.1)}$$

E : Energie entrante en thermies

S : Energie sortante en thermies

A : Autoconsommation

Ce qui peut être schématisé par la figure IV.1 ci-dessous:

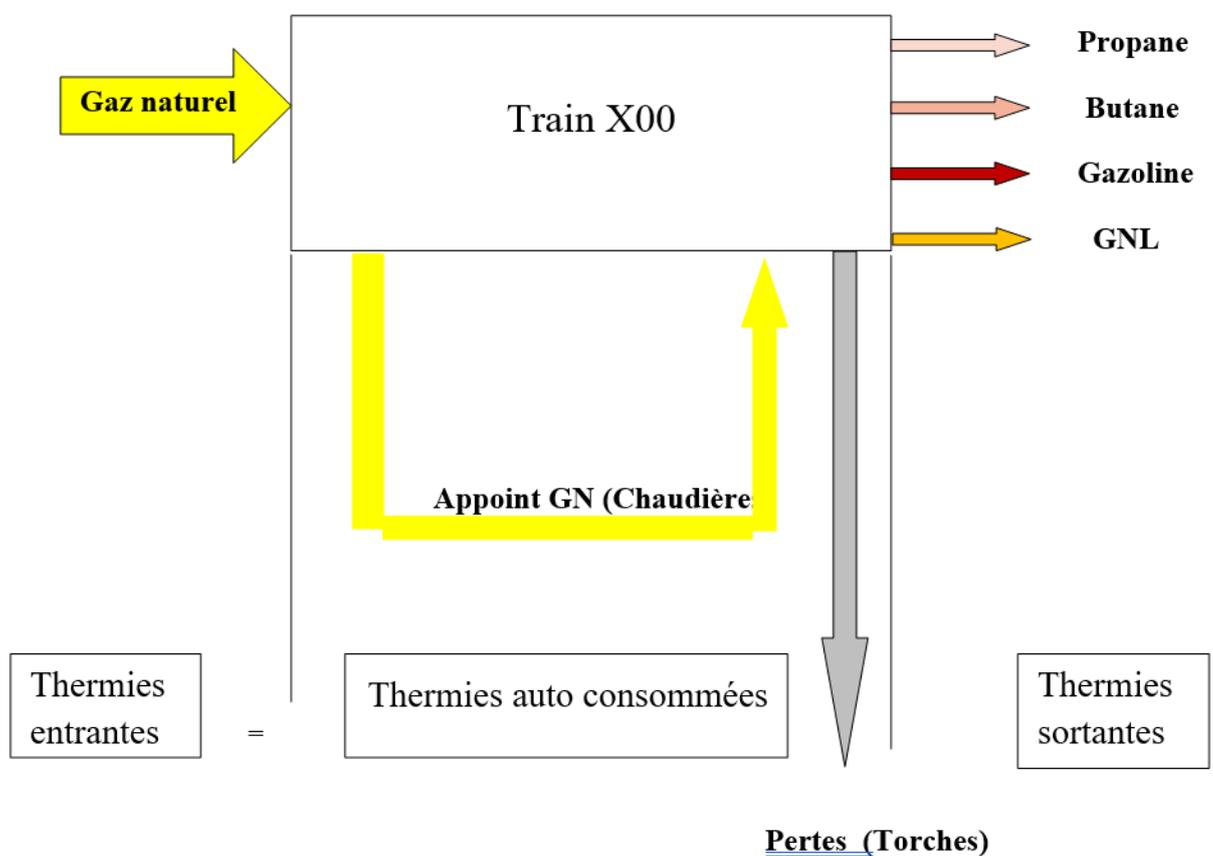


Figure IV. 1: Représentation schématique de l'autoconsommation

- On désigne par thermies auto consommées l'ensemble des effets suivants :
 1. Les quantités de GNL perdus sous forme de flash en aval de l'échangeur principal et dans les bacs de stockage.
 2. Les appoints de CH₄, C₂H₆, C₃H₈ et C₄H₁₀ dans le MCR pour maintenir la bonne composition de ce dernier.

3. Les autres pertes qui sont de deux sortes :

les pertes lors des démarrages et des arrêts et qui sont plus importantes car les débits peuvent aller jusqu'à 80 000 Nm³/h de GNL pendant plusieurs heures, voire plusieurs jours.

✓ Les pertes dues aux fuites de gaz vers torches et la vapeur d'eau vers l'atmosphère.

■ Les thermies produites sont constituées par l'ensemble des productions commercialisées à savoir :

✓ Le gaz naturel liquéfié (GNL).

✓ Le propane

✓ Le butane

✓ la gazoline.

L'augmentation de l'autoconsommation d'une usine de liquéfaction de gaz est accentuée par les trois causes principales suivantes :

- Le dégivrage d'un train de liquéfaction qui consiste au prédémarrage.

- Les démarrages et les arrêts des trains.

- L'appoint de GN dans le réseau fuel/gaz.

Notons que les deux premières causes sont les plus importantes

III. Identification des sièges participant à l'autoconsommation :

Tableau IV. 1: les sources responsables de l'autoconsommation et leur nature

DESIGNATION	NATURE
Autoconsommation nette	Consommation dans les chaudières et les générateurs de flammes Appoint au réseau gaz combustible
Gaz torchés	Arrêts et démarrage Déclenchement / Délestage Indisponibilité compresseur gaz combustible Dégivrage Pertes de réfrigérants Excès des vapeurs de stockage
Autoconsommation globale	Autoconsommation nette+ gaz torchés

IV. Méthode de calcul de l'autoconsommation

Tableau IV. 2 Autoconsommation mensuelle du mois de Janvier 2016

Consommation en GN (Cm ³)	542963
PCS GN	9377
Production en GNL (m ³)	703157
PCS GNL	5960.31
Production en Gazoline (Tm ³)	3697
PCS C5+	11691
Utilisations internes(m ³)	84160.849
Gaz transformés (m ³)	451558
Gaz torches (m ³)	7244.151
Autoconsommation (%)	16.83

$$\text{Consommation en GN (M}^3\text{)} = \text{Utilisations internes (M}^3\text{)} + \text{ransformés (M}^3\text{)} + \text{Gaz torches (M}^3\text{)}$$

Sachant que :

- 1 Contra mètre cube (Cm³)= 0.93544 Normo mètre cube (Nm³)
- **Thermie** : La thermie (symbole th) est une ancienne unité de quantité de chaleur. Elle correspond à la quantité de chaleur nécessaire pour élever d'1 °C la température d'une tonne d'eau à 15 °C sous la pression normale (1 000 kcal = 1 Mcal)
- Energie entrante (th) = Consommation en GN (Cm3) * PCS de GN
- Energie sortante (th) = (Production en GNL (m³) * PCS GNL) + (Production en Gazoline (Tm³) * PCS C5+)

$$\text{Autoconsommation (th)} = \text{Energie entrante (th)} - \text{Energie sortante (th)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Autoconsommation (th)} &= \text{Energie entrante (th)} - \text{Energie sortante (th)} \\
 &= (542963 * 9377) - ((703157 * 5960.31) + (3697 * 11691)) \\
 &= 5091364051 - 4234255326 \\
 &= 857108725.3 \text{ thermies}
 \end{aligned}$$

Le coefficient d'autoconsommation en % (AC) sera donc :

$$AC = [(\text{énergie entrante} - \text{énergie sortante}) / \text{énergie entrante}] \times 100$$

$$AC(\%) = \frac{5091364051 - 4234255326}{5091364051} * 100$$

$$AC(\%) = 16.83$$

Autoconsommation en équivalent Gaz naturel :

$$AC_{GN} = \frac{\text{Energie autoconsommé}}{PCSGN} = \frac{857108725.3}{16.83} = 50927.434 * 10^3 \text{ Cm}^3$$

Le complexe GL1/Z a réalisé durant le mois de septembre 2020 un taux d'autoconsommation de 37.27 % pour le cas de 6 trains en fonctionnement.

Ce taux d'autoconsommation est dû principalement aux causes suivantes:

- Arrêt du train 200 pour rinçage de la section 01 à cause de la haute teneur en CO2.
- Arrêt du train 200 pour travaux sur fuite d'huile de contrôle du compresseur MCR II KT-121. Arrêt à plusieurs reprises du train 600 pour travaux sur fuites de tubes des condenseurs.
- Déclenchement du train 100 suite au déclenchement du compresseur KT-121 par vibration XSHH-105323 (I/B) turbine.
- Arrêt à quatre reprises du train 600 suite à une fuite de propane au refoulement général du compresseur propane KT-110.
- Déclenchement du train 600 suite au déclenchement du KT-110 par LSH-432 (Problème instrumentation).
- Délestage des trains 100/200/300 et 500 suite à la basse pression du gaz d'alimentation RTO.

V. Bilans gaz du complexe

Nous avons procédé à une estimation de l'autoconsommation durant le second semestre de l'année 2020 puis ensuite comparé ces valeurs à celles des années précédentes.

Tableau IV. 3: Représente l'autoconsommation mensuelle durant le dernier semestre 2020

Mois	E entrante	E sortante	Energie Autoconsommé	AC Equivalent en GN
Juillet	2707920385	1990244741	717675643.6	76696.0527
Août	3066314046	1962018330	1104295716	118075.807
Septembre	2321746020	1456440218	865305802.4	92721.6413
Octobre	3481435566	2660786083	820649482.5	87793.848
Novembre	2573894472	1973802720	600091752	64287.3023
Décembre	1606838900	1285687229	321151671.4	34688.7235

Tableau IV. 4: Représente l'autoconsommation en fonction de la production annuelle (2016-2020).

Année	2016	2017	2018	2019	2020
AC (%)	19.18	18.83	23.71	35.16	25.63

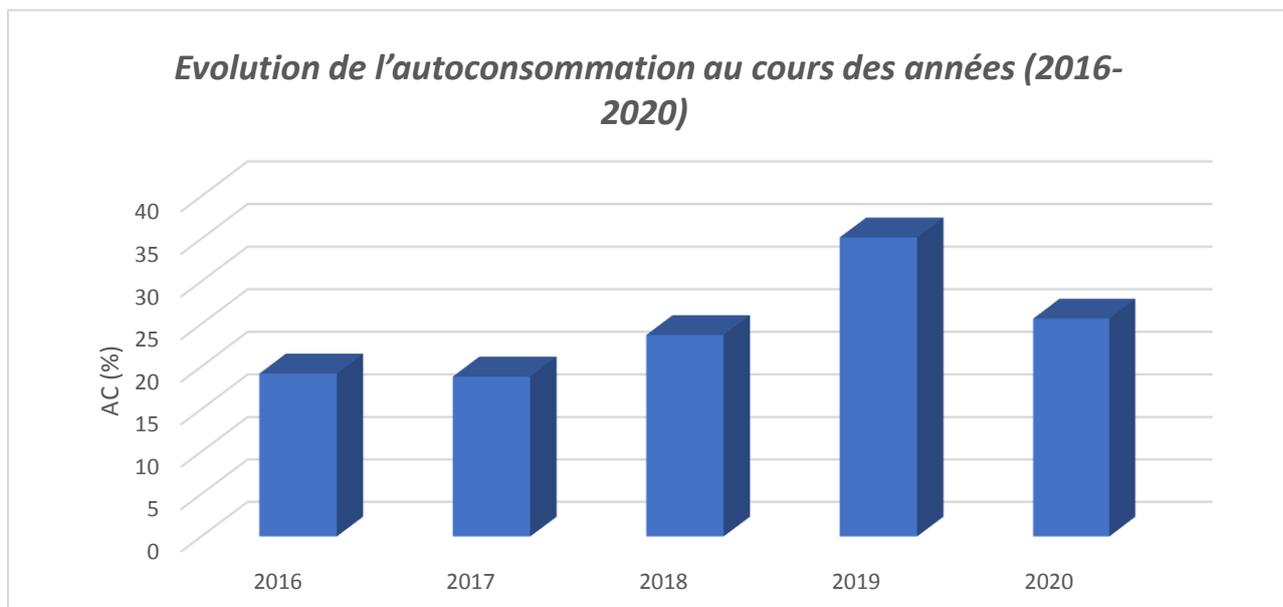


Figure IV. 2: Histogramme Représente l'autoconsommation au cours des années (2016-2020)

Figure IV. 3: Histogramme Représente l'autoconsommation au cours des années (2016-2020)

Tableau IV. 5 Représente l'évolution de la production de GNL au cours du temps (2016-2020).

Année	2016	2017	2018	2019	2020
production en GNL (m ³)	4234637	3566811	2846334	4967595	6409918

Pour mieux visualiser l'évolution de l'autoconsommation au cours du temps, nous avons indiqué cette évolution sur l'historgramme ci-dessous (Fig. IV.3).

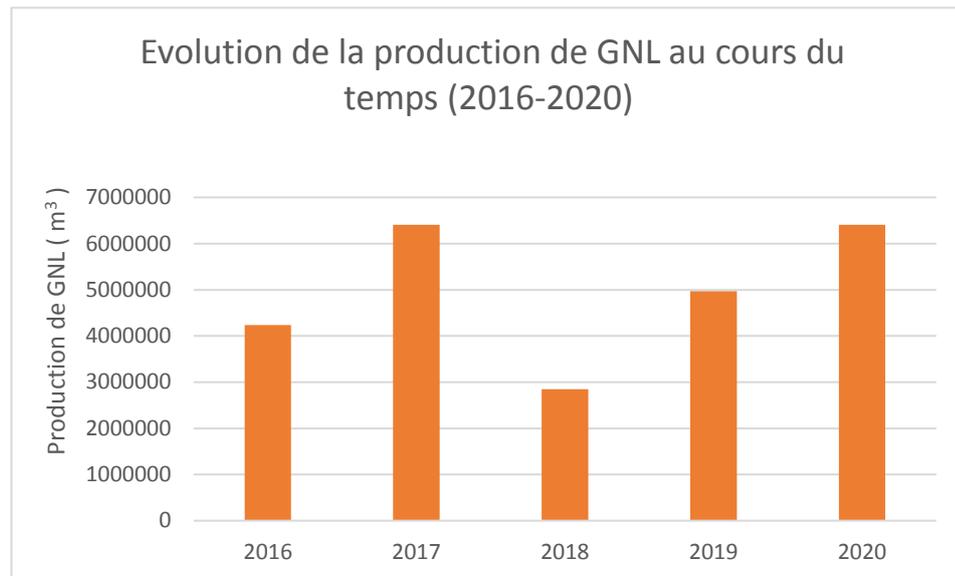


Figure IV. 4: Evolution de la production de GNL au cours du temps (2016-2020)

VI. Interprétation

L'examen des résultats obtenus montre que :

✓ L'autoconsommation diminue lorsque la production en GNL augmente, c'est-à-dire que l'autoconsommation est inversement proportionnelle à la quantité produite en GNL. Ceci signifie que plus on produit, moins on consomme d'énergie et donc qu'on torche moins.

Durant la période allant de 2016 jusqu'à 2020, nous avons remarqué une réduction du facteur d'autoconsommation. Mais pour pendant l'année 2019, on observe une augmentation de ce facteur et cela en raison de plusieurs problèmes d'exploitation ainsi que du nombre élevé des arrêts, des déclenchements et des délestages

VII. RECUPERATION DU GAZ TORCHE AU DEMARRAGE D'UN TRAIN

Lors de la phase du démarrage d'un train de liquéfaction au niveau du complexe GL1/Z, un débit de gaz naturel estimé entre 60.000 et 100.000 Nm³/h alimente la tour de lavage pendant une durée de six heures et parfois plus, avant que la teneur d'hydrocarbures lourds (C₅+) ne soit inférieur à 0,06 % molaire pour pouvoir être introduit dans l'échangeur principal pour la liquéfaction, ce qui se traduit par un rejet vers l'atmosphère de quantités importantes des gaz à effet de serre responsables, rappelons-le, du réchauffement climatique. Ces gaz torchés constituent non seulement une source de pollution de l'environnement mais également une énergie perdue alors qu'il est possible de les récupérer.

Ainsi, dans l'objectif d'une réduction des émissions de gaz torchés à 0% ("zéro torchage") correspondant à une minimisation de l'autoconsommation.

VIII. SOLUTION PROPOSÉ

Notre travail a consisté à étudier la possibilité d'une récupération de ces gaz torchés en procédant éventuellement à une modification des installations concernées, ce qui permettrait soit :

- 1 recycler ces gaz et de les réinjecter dans le collecteur de gaz d'alimentation du train.

Ou bien

- 2 recycler ces gaz et de les réinjecter dans une autre tour de lavage d'un train en service .

Pour cela, nous avons procédé de la manière suivante :

- Commencer par une estimation des quantités de gaz torché au niveau du complexe pour différents cas de figure : marche normale ou arrêt, déclenchement.
- Proposer des modifications destinées à récupérer ces gaz torchés dans les deux cas suivants :
 - ✓ Marche normale
 - ✓ Déclenchement ou arrêt du train.
- Effectuer un calcul par simulation au moyen du logiciel HYSYS des installations une fois modifiées, puis examiner la situation la plus fiable susceptible d'être retenue.
- Procéder à une étude technique des modifications proposées.

CHAPITRE V : LES COMPRESSEURES

I. DÉFINITION

Les compresseurs sont des appareils qui transforment l'énergie mécanique fournie par une machine motrice en énergie de pression; (en réalisant un accroissement de pression d'un fluide à l'état gazeux). Autrement dit, un compresseur mécanique est un organe mécanique destiné à augmenter par un procédé uniquement mécanique la pression d'un fluide. Lorsque le fluide est un air, le compresseur est dit "compresseur à air".

II. LES CATEGORIES PRINCIPALES

Classification de compresseur Les compresseurs peuvent être classés selon plusieurs caractéristiques :

- Le principe de fonctionnement (volumétrique, dynamique).
- Mouvement des pièces mobiles (mouvement linéaire, rotatif).
- Les compresseurs d'air.
- Les compresseurs des gaz.

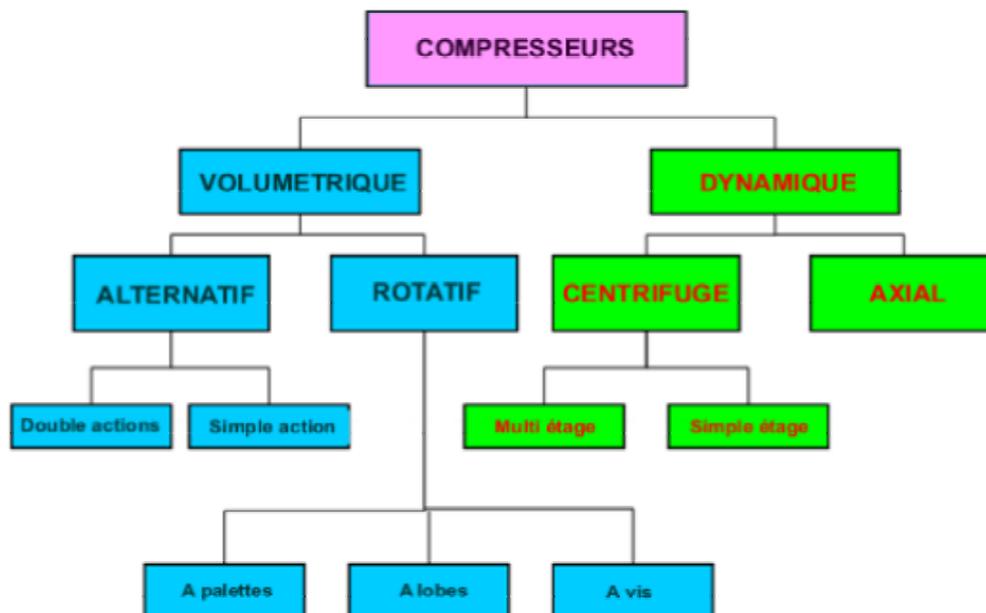


Figure V. 1: Les catégories principales de compresseur

1. Le compresseur centrifuge

est un dispositif de compression dynamique qui utilise la force centrifuge pour augmenter la pression du gaz d'un point à un autre. Autrement dit Ce sont des machines dans lesquelles

l'échange d'énergie a lieu entre un rotor muni d'aubages tournant autour d'un axe et un fluide en écoulement permanent.

La photo montre une roue CENTAC (roue ouverte). Généralement les roues sont fermées.

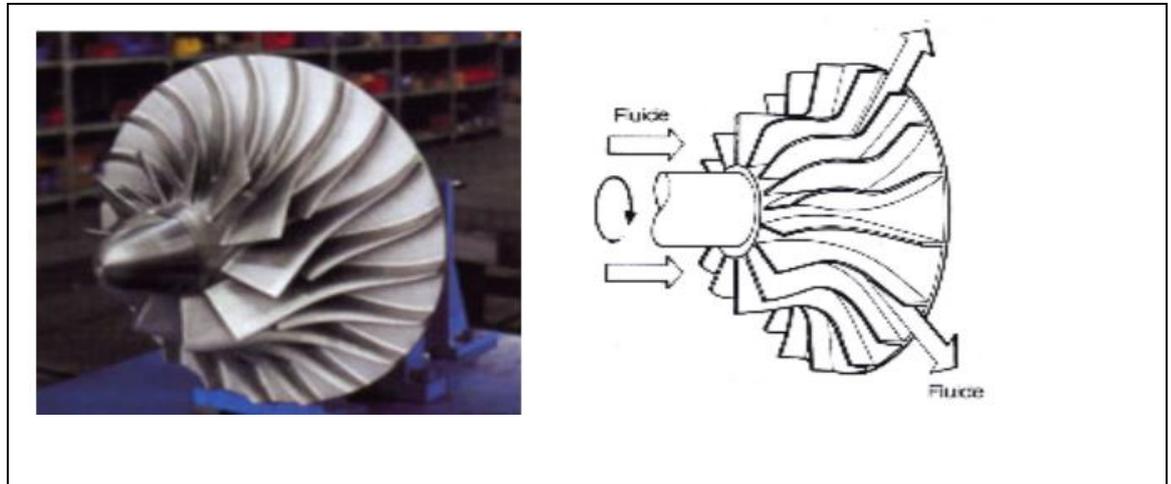


Figure V. 2: Roue d'un compresseur centrifuge



Figure V. 4: Compresseur centrifuge

III. LES DIFFERENTES APPLICATIONS

Le choix d'un compresseur alternatif ou centrifuge sera tributaire des débits et pressions que l'on souhaite obtenir. D'autres paramètres seront à prendre en compte pour le choix final (taille, poids, prix, etc...).

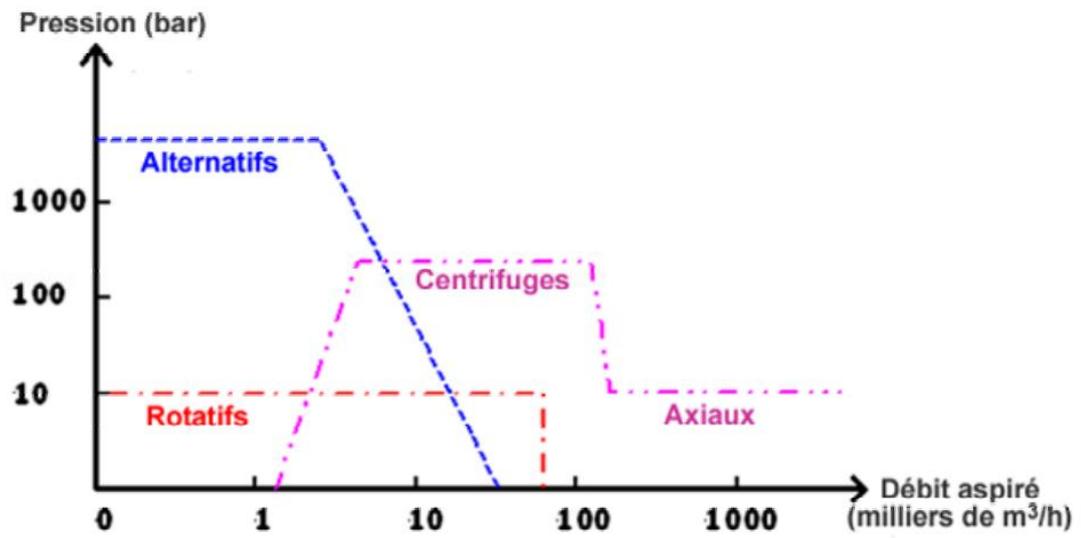


Figure V. 5: Plages d'application des différents types de compresseurs

Tableau V. 2: Avantages et inconvénients des différents types de compresseurs

Type de compresseur	Compresseurs volumétriques		Compresseurs dynamiques	
	Alternatifs	Rotatifs	Centrifuges	Axiaux
Avantages	<p>Bien adaptés aux petits débits</p> <p>Peuvent véhiculer du gaz à toutes les pressions</p> <p>Relativement souple à exploiter</p>	<p>Peuvent véhiculer du gaz dans une large plage de débit</p> <p>Débit régulier</p> <p>Fiabilité satisfaisante</p> <p>Débit plus régulier que les compresseurs alternatifs</p>	<p>Bien adaptés aux moyens et grands débits de gaz</p> <p>Relativement souple à exploiter</p> <p>Excellente fiabilité</p>	<p>Très bon rendement</p> <p>Bien adaptés aux très grands débits et aux pressions modérées</p> <p>Excellente fiabilité</p>
Inconvénients	<p>Débit pulsé</p> <p>Fiabilité moyenne au niveau des soupapes</p> <p>Avoir une machine en secours</p>	<p>Pas appliqué aux hautes pressions (maxi 50 Bars)</p>	<p>Pas adapté aux faibles débits</p> <p>Pompage à faible débit rend l'exploitation délicate</p> <p>Prix élevé</p>	<p>Rotors de grande taille, délicats à construire et coûteux</p>

IV. Calcul de compression

Lorsqu'une compression à multi-étage avec refroidissement intermédiaire à la température d'aspiration initiale est nécessaire, il est souhaitable d'équilibrer les étages pour que chacun d'eux ait besoin de la même énergie. On peut estimer le rapport de pression pour plusieurs étages (r_s) par la formule suivante :

$$r_s = \left(\frac{P_f}{P_i}\right)^{\frac{1}{S}} \quad (I) \quad \text{tels- que :}$$

P_f : pression de refoulement (final)

P_i : pression d'aspiration (initial)

S : nombre d'étages.

Pour une consommation d'énergie plus basse, les rapports des pressions des étages sont généralement fixés entre 2 et 5, et 6 pour les machines volumétriques et les machines centrifuges.

Dans la plupart des compresseurs le trajet du fluide n'est ni **isothermique**

Définition:

Un processus isotherme

Est en thermodynamique une transformation chimique ou physique d'un système au cours de laquelle la température du système est constante et uniforme. ($\Delta h=0$ pour les gaz parfaits)

Ni adiabatique ($\Delta Q=0$)

Définition:

Processus adiabatique est une transformation effectuée sans qu'aucun transfert n'intervienne entre le système étudié et son environnement, c'est-à-dire sans échange de chaleur entre les deux milieux. Pour obtenir le travail théorique de compression, nous pouvons encore analyser le procédé comme étant un procédé sans frottements (réversible) ;

le travail théorique est celui qui est nécessaire pour effectuer la compression le long d'un trajet polytropique réversible ; **le coefficient de pression-volume** n'est pas connu et répond aux conditions de l'équation suivante :

$$P_1 V_1^n = P_2 V_2^n \quad (1)$$

Le coefficient n est déterminé expérimentalement pour un type de machine donnée et peut être soit inférieur, soit supérieur au coefficient adiabatique k .

- Dans les compresseurs volumétriques et les compresseurs dynamiques refroidis par un système interne, n est en général supérieur à k en raison des frottements internes du gaz. Bien que n soit en fait une valeur variable pendant la compression on utilise une valeur moyenne ou effective calculée à partir des données expérimentales.

Pour un gaz parfait avec le coefficient volumétrique polytropique (η_p) n peut être calculé à partir du coefficient adiabatique $K = \frac{c_p}{c_v}$ et du rendement qui est une donnée connue et fournie par le constructeur du compresseur. [7]

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k^a-1}{k^a \cdot \eta_p} \quad (2)$$

V. Travail En thermodynamique

En thermodynamique, le **travail** effectué par un système correspond à l'énergie transférée par le système à son environnement. L'énergie cinétique, l'énergie potentielle et l'énergie interne sont des formes d'énergie qui sont les propriétés d'un système. **Le travail est une forme d'énergie**, mais c'est de l'énergie **en transit**. Un système ne contient pas de travail, le travail est un processus effectué par ou sur un système. En général, le travail est défini pour les systèmes mécaniques comme l'action d'une force sur un objet à distance.

$$W = F \cdot ré$$

où:

W = travail (J)

F = force (N)

d = déplacement (m)

VI. Travail de compression

Une machine réelle fonctionne toujours selon un processus polytropique, adiabatique ou bien partiellement refroidi, selon la technologie du compresseur. C'est donc la seule manière réaliste de calculer le travail de compression. Une machine réelle n'étant pas parfaite, il est

d'usage de considérer un rendement énergétique de compression global appelé rendement polytropique (η_p). C'est une caractéristique de la machine, généralement garanti par le constructeur. Il est indépendant des conditions opératoires.

Les autres modes de compression courants, isotherme ou isentropique, sont purement théoriques. Il est d'usage de calculer des rendements associés qui ne sont que le rapport d'un travail théorique au travail réel qui est le travail polytropique. Ce ne sont pas des caractéristiques du compresseur et leur valeur varie avec les conditions opératoires.

1. Travail de compression polytropique

Travail de compression polytropique d'un gaz idéal:

$$W_c = \frac{W_p}{\eta_p} = \frac{ZRT_{asp}}{\eta_p} \frac{k}{(k-1)} \left[\left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right]$$

avec:

W_c : Energie apportée au gaz en J/mole

W_p : Travail polytropique en J/mole

T_{asp} : Température d'aspiration (K)

η_p : Rendement polytropique

P_{ref} : Pression absolue au refoulement

P_{asp} : Pression absolue à l'aspiration

k : coefficient polytropique

Z : facteur de compressibilité du gaz

$R = 8,3145$ J/K/mole

L'expression la plus générale du travail de compression d'une machine réelle est celle du travail polytropique. La valeur de l'exposant polytropique k peut y prendre une valeur quelconque >1 si le compresseur est partiellement refroidi. C'est typiquement le cas des compresseurs à piston dont les cylindres peuvent être munis d'ailettes ou d'une double enveloppe dans laquelle circule un fluide de refroidissement.

Si le compresseur est refroidi, la valeur de k est déduite du profil de pression et de température:

$$k = \frac{\ln\left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}}\right)}{\ln\left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}}\right) - \ln\left(\frac{T_{ref}}{T_{asp}}\right)}$$

La dégradation d'énergie dans les recyclages, les frottements visqueux du gaz est représentée par le facteur de rendement polytropique η_p . Cette énergie dégradée est convertie en chaleur supplémentaire apportée au gaz. Le rendement polytropique est une caractéristique intrinsèque du compresseur qui ne dépend pas des conditions opératoires.

L'augmentation réelle de température du gaz comprimé sans échange thermique avec l'extérieur est donnée par:

$$T_{ref} = T_{asp} \left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}}\right)^{\frac{(k-1)}{k}}$$

2. Travail de compression polytropique adiabatique

Compression polytropique adiabatique d'un gaz idéal:

$$W_c = ZRT_{asp} \frac{\gamma}{(\gamma - 1)} \left[\left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}}\right)^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma} \frac{1}{\eta_p}} - 1 \right]$$

avec:

W_c : Energie apportée au gaz en J/mole

T_{asp} : Température d'aspiration (K)

P_{ref} : Pression absolue au refoulement

P_{asp} : Pression absolue à l'aspiration

η_p : Rendement polytropique

$\gamma = C_p / C_v$

Z : facteur de compressibilité du gaz

$R = 8,3145$ J/K/mole

Dans le cas particulier d'une compression sans échange de chaleur avec l'extérieur (adiabatique)

$$\frac{(k-1)}{k} = \frac{(\gamma-1)}{\gamma} \frac{1}{\eta_p}$$

Ceci est typiquement le cas des compresseurs centrifuges.

L'augmentation de température est donnée par:

$$T_{ref} = T_{asp} \left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma} \frac{1}{\eta_p}}$$

3. Travail de compression isentropique

Travail de compression isentropique d'un gaz idéal:

$$W_{is} = ZRT_{asp} \frac{\gamma}{(\gamma-1)} \left[\left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

avec:

W_{is} : travail isentropique en J/mole

T_{asp} : Température d'aspiration (K)

P_{ref} : Pression absolue au refoulement

P_{asp} : Pression absolue à l'aspiration

$\gamma = C_p / C_v$

Z : facteur de compressibilité

$R = 8,3145$ J/K/mole

Si la compression en plus d'être adiabatique est sans perte par recycle interne ni frottement contribuant à l'augmentation de température du gaz ($\eta_p=1$), la compression est alors dite isentropique.

Le travail isentropique est l'énergie théorique consommée par une machine parfaite qui n'échange pas de chaleur avec l'extérieur.

Le *rendement isentropique*, qui est le rapport du travail isentropique sur le travail réel, caractérise l'efficacité d'une opération de compression. Ce n'est pas une caractéristique du compresseur. Il varie avec le taux de compression.

4. Travail de compression isotherme

Travail de compression isotherme:

$$W_{ith} = ZRT_{asp} \ln \left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}} \right)$$

avec:

W_{ith} : Travail isothermique en J/mole

T_{asp} : Température d'aspiration (K)

P_{ref} : Pression absolue au refoulement

P_{asp} : Pression absolue à l'aspiration

Z : facteur de compressibilité du gaz

$R = 8,3145$ J/K/mole

Le travail de compression isotherme est la quantité d'énergie théorique consommée par une machine parfaite, lorsque le refroidissement est tel que la température du gaz reste constante.

Le *rendement isothermique*, qui est le rapport du travail isothermique sur le travail réel, caractérise l'efficacité d'une opération de compression. Ce n'est pas une caractéristique du compresseur.

C'est le mode de compression qui demande le moins d'énergie. On s'en approche dans un compresseur à anneau liquide, ou bien en multipliant les étages de compression avec refroidissement intermédiaire.

5. Le travail réel

Du fait des irréversibilités des transformations, est toujours supérieur au travail

$$W_r = \frac{W_{t \square is}}{\eta_{is}}, \quad W_r = \frac{W_{t \square ad}}{\eta_a}, \quad W_r = \frac{W_{t \square pol}}{\eta_{\square}}$$

Calculé à partir des expressions précédentes. Ce travail réel alors égal au rapport du travail pour une évolution considérée comme réversible par le rendement correspondant, Iso thermique η_{is} , isentropique, poly tropique η_m

De même, on définit un rendement mécanique η_m pour tenir compte des différentes pertes par frottement dans le compresseur, le travail sur l'arbre du compresseur, pour l'unité de masse de fluide comprimé, est donné par l'expression suivante :

$$W_a = \frac{W_r}{\eta_m}$$

On peut obtenir le travail réel par la division du travail poly-tropique par le rendement poly-tropique η_p :

$$W_R = W_p / \eta_p \quad (4')$$

VII. Température de refoulement

Dépend:

Du taux de compression, rapport des pression absolue de refoulement et d'Aspiration:

$$\tau = \frac{P_{\text{refoulement}}}{p_{\text{d'aspération}}}$$

La température de refoulement d'un gaz parfait peut être obtenue à partir de l'équation suivante :

$$T_1 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad (05)$$

La température réelle de refoulement peut être calculée approximativement par l'équation :

$$T_1 = T_1 + \frac{T_1}{\eta_P} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (06)$$

VIII. Puissance théorique d'un compresseur

C'est la puissance (exprimée en kW) nécessaire pour comprimer les vapeurs et les portées à haute pression et haute température. Cette puissance dépend du taux de compression et des pertes de charges mécaniques dues aux divers frottements.

IX. La puissance de compression réelle

Puissance de compression

La puissance dépend :

- Du débit de la machine
- de la nature de gaz
- des conditions d'aspiration
- De l'échauffement du gaz
- Des pertes et fuites de la machine

Pour une machine donnée à débit volume aspérit constant, la puissance est :

Proportionnelle à l'échauffement du gaz donc au taux de compression et à la nature du gaz
proportionnelle à la pression d'aspération

Inversement proportionnelle à la température d'aspération (en kelvin)

peut être aussi calculée sous la forme :

$$P_R = [Q \text{ (kg/s)} \times WR \text{ (KJ/kg)}](7)$$

Puisque la puissance de compression doit être la même, quel que soit la méthode de calcul les hauteurs de charges poly tropiques et isentropiques sont liées par les relations suivantes :

$$\frac{H_p}{\eta_p} = \frac{H_{ad}}{\eta_{ad}} \quad (7)$$

Avec :

La hauteur de charges :

est simplement le travail nécessaire pour comprime 1 kg de gaz exprimé en gaz ou en N-m/kg. A vitesse et capacité de compresseur données, la hauteur manométrique développée par un compresseur centrifuge est la même quelle que soit la nature du gaz comprimé. L'augmentation de pression produite par la hauteur de charge donnée varie avec la densité du gaz.

Dans le cas de la compression iso thermique, la puissance est toujours inférieure aux puissances isentropiques et poly tropiques, d'où la relation :

$$\frac{H_{iso}}{\eta_{iso}} < \frac{H_p}{\eta_p} = \frac{H_{ad}}{\eta_{ad}} \quad (8)$$

X. Dimensionnement d'un compresseur centrifuge multi-étage pour les gaz de recyclage à haute pression

1. La capacité thermique massique

Anciennement appelée **chaleur massique** ou **chaleur spécifique**, est la capacité thermique d'un matériau rapportée à sa masse. C'est une grandeur qui reflète la capacité d'un matériau à accumuler de l'énergie sous forme thermique, pour une masse donnée, quand sa température augmente. Une grande capacité thermique signifie qu'une grande quantité d'énergie peut être stockée, moyennant une augmentation relativement faible de la température.

La capacité thermique massique s'exprime en joules par kilogramme kelvin, de symbole $J K^{-1} kg^{-1}$. C'est une grandeur intensive : elle est indépendante de la quantité de matière.

La détermination des valeurs des capacités thermiques des substances relève de la calorimétrie

2. Facteur de compressibilités

En physique, et plus particulièrement en thermodynamique, le facteur de compressibilité désigne le rapport du volume molaire d'un mélange ou d'un corps pur réel, liquide ou gazeux, au volume molaire du gaz parfait correspondant aux mêmes pressions, température et composition. Pour un gaz parfait, le facteur de compressibilité vaut 1, quelles que soient la nature du gaz et les conditions de pression, température, composition. Pour un fluide réel, le facteur de compressibilité est généralement compris entre 0,2 et 1,2, il dépend de la nature du fluide et des conditions opératoires.

Le facteur de compressibilité est une variable utilisée notamment dans les équations d'état telles que les équations d'état cubique ou l'équation du viriel.

$$\text{Facteur de compressibilité : } Z = \frac{P\bar{V}}{RT}$$

Avec:

- P : la pression du fluide réel ;
- R : la constante universelle des gaz parfait
- T : la température du fluide réel ;
- $\bar{v} = \frac{V}{n}$ le volume molaire du fluide réel, avec \bar{v} le volume et n la quantité de matière totale (nombre de mole) du fluide réel.

Le facteur de compressibilité est une grandeur intensive adimensionnelle

Le facteur de compressibilité est une fonction de la pression, du volume, de la température et de la composition. Ces diverses variables sont elles-mêmes liées par l'équation d'état du fluide : ou le facteur de compressibilité peut donc s'exprimer soit comme une fonction de la pression, de la température et de la composition, soit comme une fonction du volume, de la température et de la composition.

Selon la loi de gaz parfait, avec le volume du gaz parfait aux mêmes pression, température et composition que le fluide réel. En posant le volume molaire du gaz parfait correspondant au fluide réel, on obtient une autre définition du facteur de compressibilité.

Données de calcul

- Débit : $Q = 204300(\text{kg/h})$
- Pression d'aspiration : $P_1 = 39.16 \text{ bars} = 3916 \text{ kPa}$
- Température d'aspiration : $T_1 = 4.785 \text{ °C} = 277.935 \text{ °K}$
- Pression de refoulement : $P_2 = 47.16 \text{ bars} = 4716 \text{ kPa}$

	YI	M	PCI KPA	T K	cpi j/Mol.k	YI MI	YI PCI	YI TC	yi cpi
Nitrogen	0.0333	28	3399	126.21	29.05	0.9324	113.1867	4.202793	0.967365
Helium	0.0011	4,003	227.5	5.2	20.77	4.4033	0.25025	0.00572	0.022847
Methane	0.8506	16	4640	190.55	34.39	13.6096	3946.784	162.08183	29.252134
Ethane	0.0792	30.07	4880	305.43	52,49	2.381544	386.496	24.190056	4.157
Propane	0.0215	44	4249	369.82	73,6	0.946	91.3535	7.95113	1.582
i-Butane	0.0040	58	3648	408.13	96,65	0.232	14.592	1.63252	0.386
n-Butane	0.0050	58	3797	425.16	98,49	0.29	18.985	2.1258	0.492
i-Pentane	0.0016	72	3380	461	118,9	0.1152	5.408	0.7376	0.19
n-Pentane	0.0017	72	3369	469.6	122,90	0.1224	5.7273	0.79832	0.21
n-Hexane	0.0020	86	3002	507.6	146	0.172	6.004	1.0152	0.292
						23.204444	4588.78675	204.740969	37.551346

Tableau V. 3: Propriétés du gaz à traité

Calcul du coefficient poly-tropique

$$n_1 = \frac{C_{P1}}{C_{P1-R}} \quad \text{avec:} \quad C_p = \sum C_{pi} \cdot Y_i$$

$$n_1 = \frac{37.551346}{37.551346 - 8.314}$$

$$n_1 = 1.28$$

Calcul du facteur de compressibilité avec: $P_c = \sum P_i \cdot Y_i$ Annexe 1

$$Pr_1 = \frac{P_1}{P_c}$$

$$Pr_1 = \frac{3916}{4588.78675}$$

$$Pr_1 = 0.8533$$

$$Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} \quad \text{avec: } T_c = \sum T_{c_i} \cdot Y_i \quad \text{Annexe 1-}$$

$$Tr_1 = \frac{277.935}{204.740969}$$

$$Tr_1 = 1.357$$

A partir de diagramme Pr-Tr nous avons tiré $Z_1 = 0,91$ -Annexe-2-

Calcul de la température T₂ de refoulement

Pour calculer la température T₂ de refoulement, nous devons calculer d'abord le taux de compression r pour un compresseur à un (01) étage.

$$r = \frac{P_2}{P_1}$$

$$r = \frac{47}{39} = 1.205$$

$$\delta_1 = \frac{n_1 - 1}{n_1}$$

$$\delta_1 = \frac{1.28 - 1}{1.28} = 0.22$$

$$T_2 = T_1 + \left[\frac{T_1}{\eta} (r^{\delta_1} - 1) \right] \quad (6)$$

$$\eta_p = 0,74$$

-Annexe-3-

$$T_2 = 277.935 + \left[\frac{277.935}{0.74} (1.205^{0.22} - 1) \right]$$

$$T_2 = 293.66 \text{ k}^\circ$$

Calcul du facteur de compressibilité au refoulement

$$Pr_2 = \frac{P_1}{p_c}$$

$$Pr_2 = \frac{4716}{4588.78675} = 1.0277$$

$$Tr_2 = \frac{T_2}{T_c} = \frac{293.66}{204.74} = 1.434$$

A partir du diagramme Pr-Tr nous avons tiré $Z_2 = 0,89$

-Annexe-2-

$$Z_a = \frac{0.91 + 0.89}{2}$$

$$Z = 0,9$$

Le travail polytropique

$$W_p = \left[\left((rs)^{\frac{n_a-1}{n}} - 1 \right) \cdot \frac{n Z_a R T_1}{M(n-1)} \right] \quad \text{avec : } rs = r \quad (4)$$

Donc:

$$n_2 = \frac{C_{p2}}{C_{p2} - R}$$

$$C_{p2}(293.66 \text{ K} = 20.51 \text{ C}^\circ) = 47.6 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{K}$$

$$C_{p2}(-18,89 \text{ C}^\circ) = 35,287 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{K}$$

-Annexe-5-

$$n_2 = \frac{47.6}{47.6 - 8.3145} = 1.211$$

$$n_a = \frac{n_1 + n_2}{2}$$

$$n_a = \frac{1.28 + 1.211}{2} = 1.245$$

$$\delta_a = \frac{n_a - 1}{n_a}$$

$$\delta_a = \frac{1.245 - 1}{1.245} = 0.197$$

Donc:

$$W_p = \left[\left((1.205)^{0.197} - 1 \right) \cdot \frac{0,9,8,3145.277.935}{23,04.0,197} \right]$$

$$W_p = 17146.37 \text{ Nm/kg}$$

$$W_r = \frac{17.146}{0.74} = 23.17 \text{ kJ/Kg} \quad (4')$$

Calcul de la puissance réelle de compression

$$Q \text{ (kg/s)} = 56.75 \text{ kg/s}$$

Donc la puissance réelle de compression :

Puissance du compresseur

$$W = Qm \times W_r \text{ (III. 37)}$$

$$P_R = 56,75 \cdot 23,17 = 1314.8975 \text{ Kwatt} \quad (7)$$

Travail théorique du 1er étage

$$wth1 = \frac{n}{n-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = \frac{n}{n-1} r T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Travail théorique du 2ème étage

$$wth2 = \frac{n}{n-1} r T_3 \left[\left(\frac{P_4}{P_3} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Travail théorique du 3ème étage

$$wth3 = \frac{n}{n-1} r T_5 \left[\left(\frac{P_6}{P_5} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Travail théorique global

$$W_{thg} = W_{th1} + W_{th2} + W_{th3}$$

Le nombre minimal d'étage

Pour le calcul de nombre minimal d'étages, il suffit de diviser le travail poly tropique par le travail développé par étage, qui est de 30 000 Nm/kg. -Annexe-6-

$$S = \frac{W_p}{30000} = \frac{17146.37}{30000} = 0.57$$

$$S = 0,57 \text{ étages} < 1 \text{ étages}$$

Calcul de la vitesse des roues

$$N = cte \sqrt{\frac{W_p}{S \cdot 30000}}$$

$$cte = 3600 \text{ tr/min}$$

Annexe-5-

$$N = 3600 \sqrt{\frac{17146.37}{1.30000}} = 2678,033 \text{ tr/min}$$

$$N = 2721.62 \text{ tr/min}$$

Chapitre VI : LES ÉCHANGEURS DE CHALEUR

I. Introduction

Les procédés des industries pétrolières, pétrochimiques ou chimiques demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase au cours des diverses opérations auxquelles on les soumet.

Les échangeurs de chaleur servent à bien des choses, principalement à chauffer, refroidir, condenser, évaporer tous types de fluides, ce qui les rend indispensables dans presque tous les procédés industriels.

Il est donc facile de comprendre que la performance d'un échangeur de chaleur influe grandement sur la performance de toute l'installation.

II. Définition

Les échangeurs, sont des équipements permettant d'abaisser, de relever la température d'un fluide, ou de modifier son état physique

Dans les procédés pétrochimiques, il est nécessaire de modifier la température où l'État d'un fluide pour le séparer le distiller, le stocker et le transporter. Pour cela on doit lui ajouter ou lui enlever une certaine quantité de chaleur via des équipements de transfert de chaleur.

ÉCHANGEUR, CONDENSEUR, RÉCHAUFFEUR.

III. Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur :

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur. On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid.

En d'autres termes, le fluide chaud se refroidit au contact du fluide froid et le fluide froid se réchauffe au contact du fluide chaud. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi d'où le nom de l'appareil.

IV. Les types d'échangeurs

- Echangeurs à chaleur spiralés

- Echangeurs à tube et ailettes
- Aérothermes industriels (aéro-réfrigérants)
- Echangeurs thermiques à surfaces raclée
- Echangeurs rotatifs
- Echangeurs à changement de phase (caloduc)
- Echangeurs à blocs;
- Echangeurs compact.
- Echangeur à plaque

V. Échangeurs tubulaires

Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires. Il est logé dans une calandre (Shell en anglais) munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes le chemin imposé par les chicanes qui sont supportées par le faisceau.

A chaque extrémité du faisceau sont fixées des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide qui passe à l'intérieur des tubes.

Les schéma de principe ci-dessous représente un échangeur pour le quel le fluide, qui passe côté tube, pénètre dans la boîte de distribution par la tubulure inférieure. Une plaque de séparation de passe force son passage dans environ la moitié des tubes du faisceau. À l'autre extrémité du faisceau, le fluide est dirigé par la boîte de retour dans les tubes au-dessus de la plaque de séparation de passe avant de sortir par la tubulure supérieure de la boîte de distribution. Le fluide parcourt donc deux fois le faisceau tubulaire d'où l'appellation: 2 passes côté tubes.

Côté calandre, le fluide se dirige d'une extrémité à l'autre, son cheminement étant allongé par des chicanes transversales qui le forcent à s'écouler perpendiculairement à l'axe des tubes. Ici, le fluide parcourt une seule fois la calandre, l'échangeur a donc une seule passe côté calandre.

Un tel appareil est dit : deux passes tube-une passe calandre.

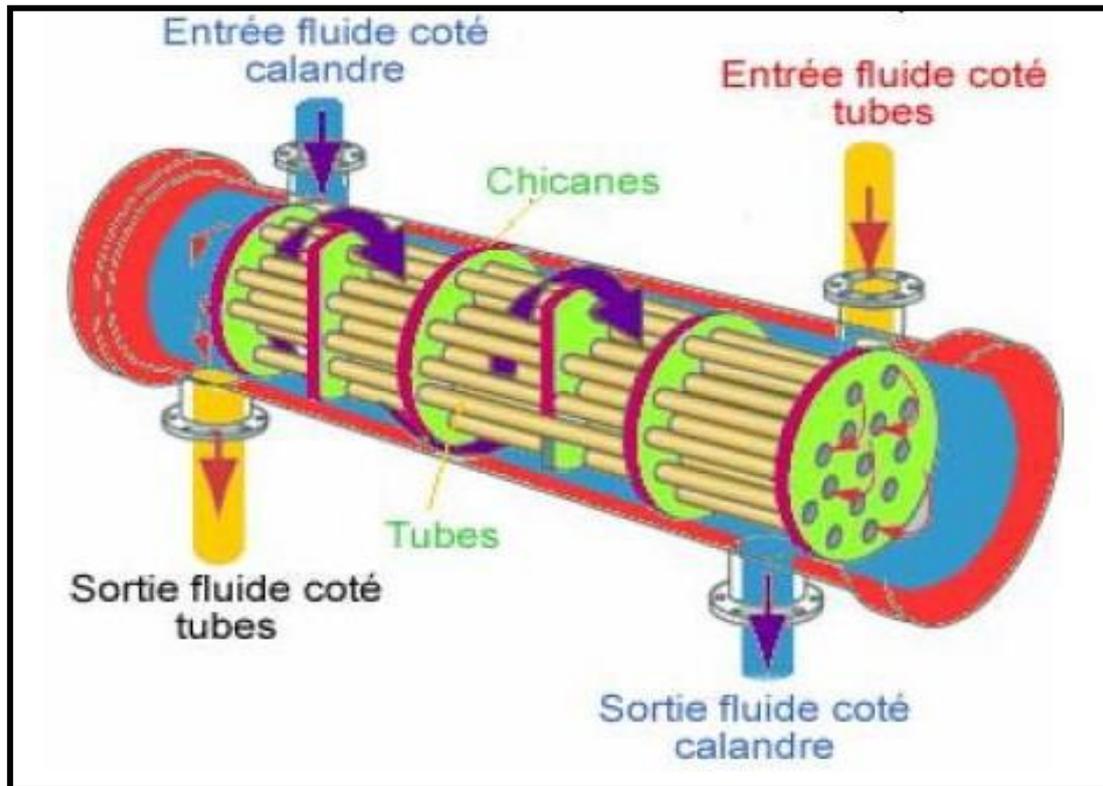


Figure VI. 2: échangeur tubulaire

1. Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires

❖ Avantages

- Faciliter le démontage et l'entretien de l'échangeur ;
- Possibilité de fonctionner à contre-courant, ce qui permet d'obtenir de bons rendements ;
- Convenance aux produits impropres, agressifs ou incrustants ;
- Fonctionnement à des températures et à des pressions élevées.

❖ Inconvénients

- Risque de fuites aux raccords ;
- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante ;
- Comparativement aux autres types d'échangeurs, la surface d'échange est faible par rapport au volume global de l'appareil en raison du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes.

2. Rôle des divers constituants d'un échangeur

➤ Calandre :

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire. L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaques de renforcement ou non, selon la pression de service. Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque d'identité de l'appareil.

➤ Plaques tubulaires

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur, varie de 5 à 10cm.

➤ Faisceaux tubulaires

Les tubes constituant le faisceau forment une classe répondant aux spécifications du tableau ci-dessous.

Le diamètre nominal correspond au diamètre extérieur. Les épaisseurs de tube sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage). On utilise le plus souvent les tubes 12, 14 ou 16 dans des longueurs de 8, 12, 16 et 20 ft.

La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée ; elle s'effectue selon une disposition soit au

- Pas triangulaire ;
- Pas carré.

Le pas triangulaire permet de placer environ 10% de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais en contrepartie, la disposition des tubes rend impossible leur nettoyage extérieur par insertion de grattoirs ou de racloirs à travers le faisceau.

Pour ces appareils, il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propres. En raffinerie, on utilise surtout des faisceaux au pas carré.

➤ Chicanes

Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but:

- Imposer au fluide une trajectoire en zigzag et allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre
- Créer la turbulence en augmentant la vitesse du fluide, et améliorer ainsi le transfert de chaleur à l'extérieur du tube ;
- Assurer la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration.

Les chicanes transversales sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont la surface représente 20 à 45% de la section totale.

Des essais de normalisation tendent à imposer une hauteur du segment libre égale à 25% du diamètre intérieur sont solidaires de la plaque tubulaire fixe au moyen de tirants et entretoises qui occupent la place de tubes D_c de la calandre

Ces chicanes sont solidaires de la plaque tubulaire fixe au moyen de tirants et entretoises qui occupent la place de tubes.

➤ Déflecteur ou plaque de protection du faisceau

Au niveau de la bride d'entrée de la calandre, on soude généralement sur le faisceau une plaque perforée appelée déflecteur qui brise le jet liquide et réduit ainsi l'érosion des tubes. Ces déflecteurs peuvent être circulaires, carrés ou rectangulaires.

Boite de distribution et boîte de retour :

La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et sortie, et d'une boîte de retour.

La boîte de distribution porte une cloison qui sépare les chambres d'entrée et de sortie du fluide circulant à l'intérieur des tubes ce qui l'oblige à passer tout d'abord par une première moitié des tubes, ensuite ce fluide est récupéré par la boîte de retour et retourne par la seconde moitié : on dit que c'est un appareil à deux passes.

L'augmentation du nombre de cloisonnement permet au fluide de traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour objet d'accroître la vitesse

du fluide et d'augmenter ainsi le coefficient de transfert à l'intérieur des tubes.

Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages (ou passes) dans le faisceau.

L'étanchéité des cloisons des boîtes accolées aux plaques tubulaires est assurée par des joints, de sorte qu'il faut supprimer certaines rangées de tubes pour ménager les portées du joint sur les plaques tubulaires.

Les boîtes de retour sont généralement constituées par un métal identique à celui des tubes alors que les boîtes de distribution sont toujours en acier au carbone et protégées intérieurement par des revêtements ou des peintures lorsque le milieu est corrosif.

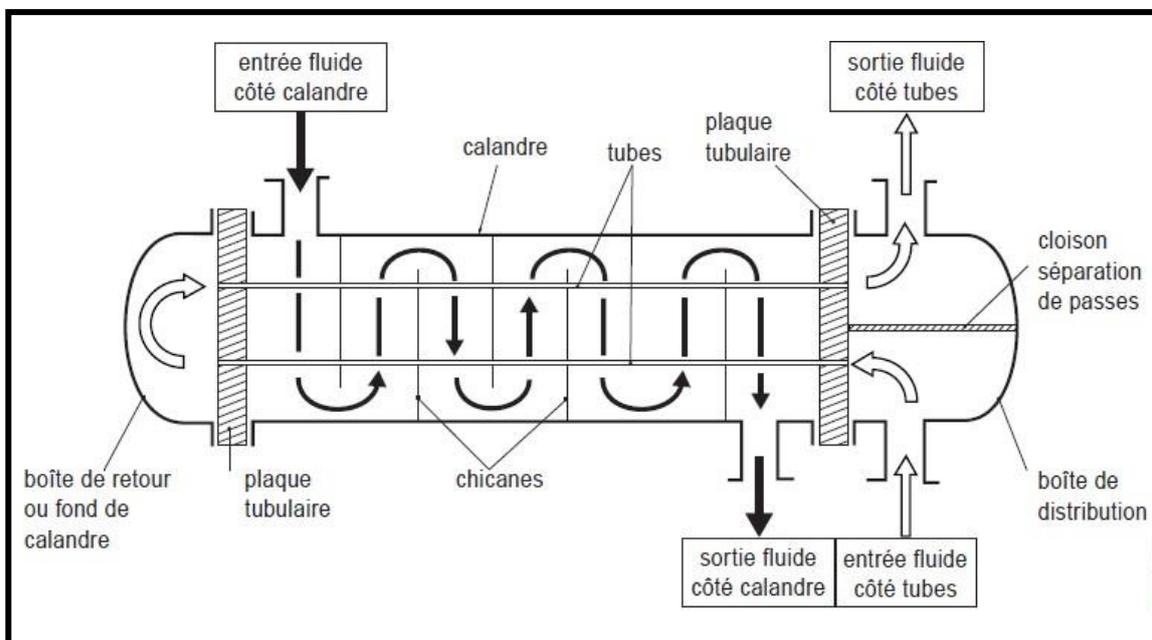


Figure VI. 4: échangeur faisceau et calandre

VI. Calcul

$$Q = m_c C_{p,c} (T_{c,IN} - T_{c,OUT}) = \eta m_F \Delta H_{cond} \dots \dots \dots (1)$$

Q = quantité de chaleur échange (kJ)

m_c = débit massique de fluide chaud kg/h

m_F = débit massique de fluide froide kg/h

$C_{p,c}$ = chaleur spécifique de fluide chaud KJ/kg.⁰c

η = rendement de l'échangeur

ΔH_{cond} = chaleur latente de condensation KJ/kg

- Le fluide froid est bien le GN (pression = 47bar, température = 20.41⁰C) qui va être dans la cote tube de l'échangeur
- Le fluide chaud est bien la vapeur d'eau (pression = 3.45 bar, température = 150⁰C) qui va être dans la cote calandre de l'échangeur
- $Q = 8784389.25$ KJ
- $\Delta H_{cond} = 102.65$ KJ/kg

Tableau VI. 1: Les différents paramètres dans le tube et dans la calandre d'un échangeur

	GN	Vapeur d'eau
Débit massique kg/h	204300	90080
Chaleur spécifique kj/kg ⁰ c	2.457	1.957

On remplace les valeurs dans l'équation (1) on trouve :

- La température dans la sortie de l'échangeur cote tube (GN) est **38⁰C**
- le rendement de l'échangeur est **95 %**

Tableau VI. 2: Comparaison entre la température au niveau de la tête de tour de lavage dans le cas design et le cas réel

Cas design	Cas réel
T = -30.8	T = +5 ⁰ C

Tableau VI. 3: Comparaison entre les différents composants au niveau de la tête de tour de lavage dans le cas design et le cas réel

	Cas design (%)	Cas réel (%)
N ₂	3.30	3.33
He	0.11	0.11
CH ₄	85.24	85.06
C ₂ H ₆	8.23	7.92
C ₃ H ₈	2.23	2.15
i-C ₄ H ₁₀	0.44	0.40
n-C ₄ H ₁₀	0.45	0.50
i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.16
n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.17
C ₆ +	0.00	0.2

VII. Conclusion

Parmi les équipements les plus utilisés dans l'industrie en général sont les échangeurs de chaleur qui participent à la bonne maîtrise de l'énergie thermique, dans le but d'une meilleure exploitation des matières premières. Ils assurent la marche normale des dispositifs dans les conditions du design estimées préalablement.

D'après les calculs le transfert de chaleur entre les deux fluides s'effectue et la température augmente de 20 jusqu'à 38c°. D'après HYSYS les calculs sont très juste et vérifiés et on a le pouvoir pour appliquer cette modification.

Chapitre VII : Simulation par HYSYS

I. Introduction

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

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

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

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

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

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

II. Présentation de HYSYS

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

III. Définition de HYSYS

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

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

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

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

IV. Fonctionnement de HYSYS

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

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

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

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

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

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

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

V. Etude par simulation au moyen de HYSYS

1. Introduction

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

2. Les étapes suivies pour la simulation

Comme nous l'avons précisé dans le paragraphe VI.2.2 ci-dessus, nous avons dû réaliser certaines étapes préalables comme :

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

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

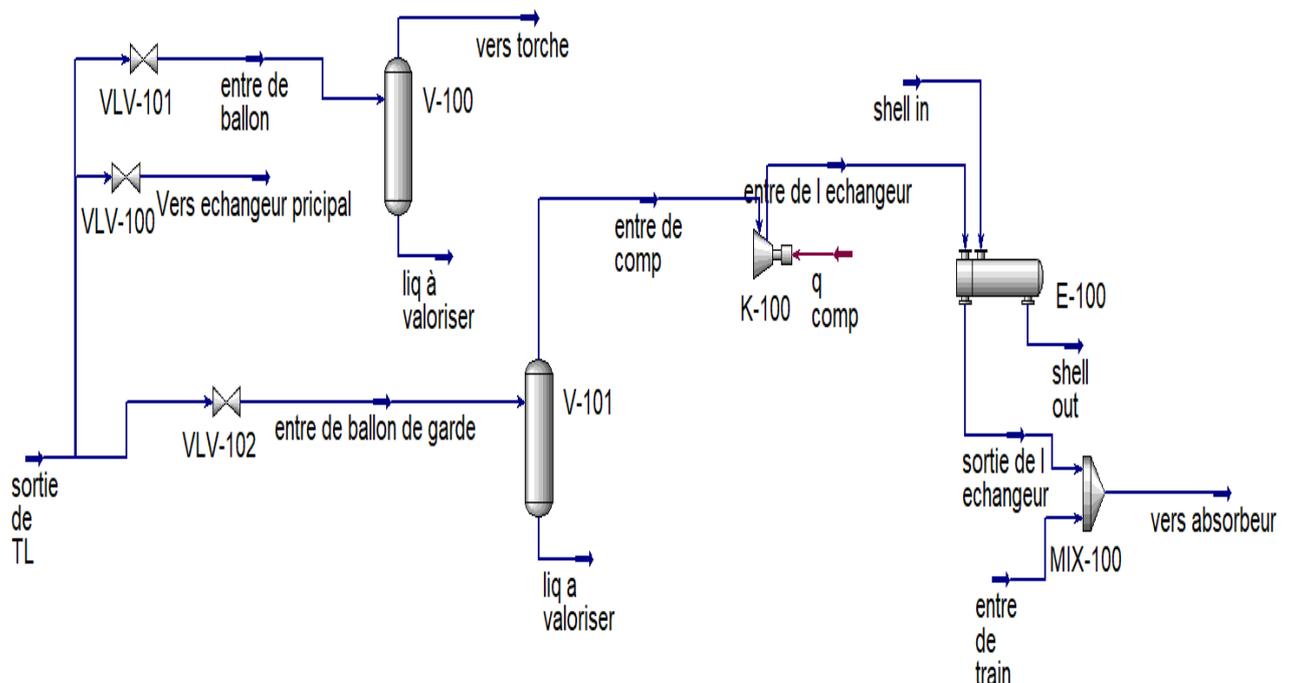


Figure VII. 1: Schéma de simulation par le moyen HYSYS

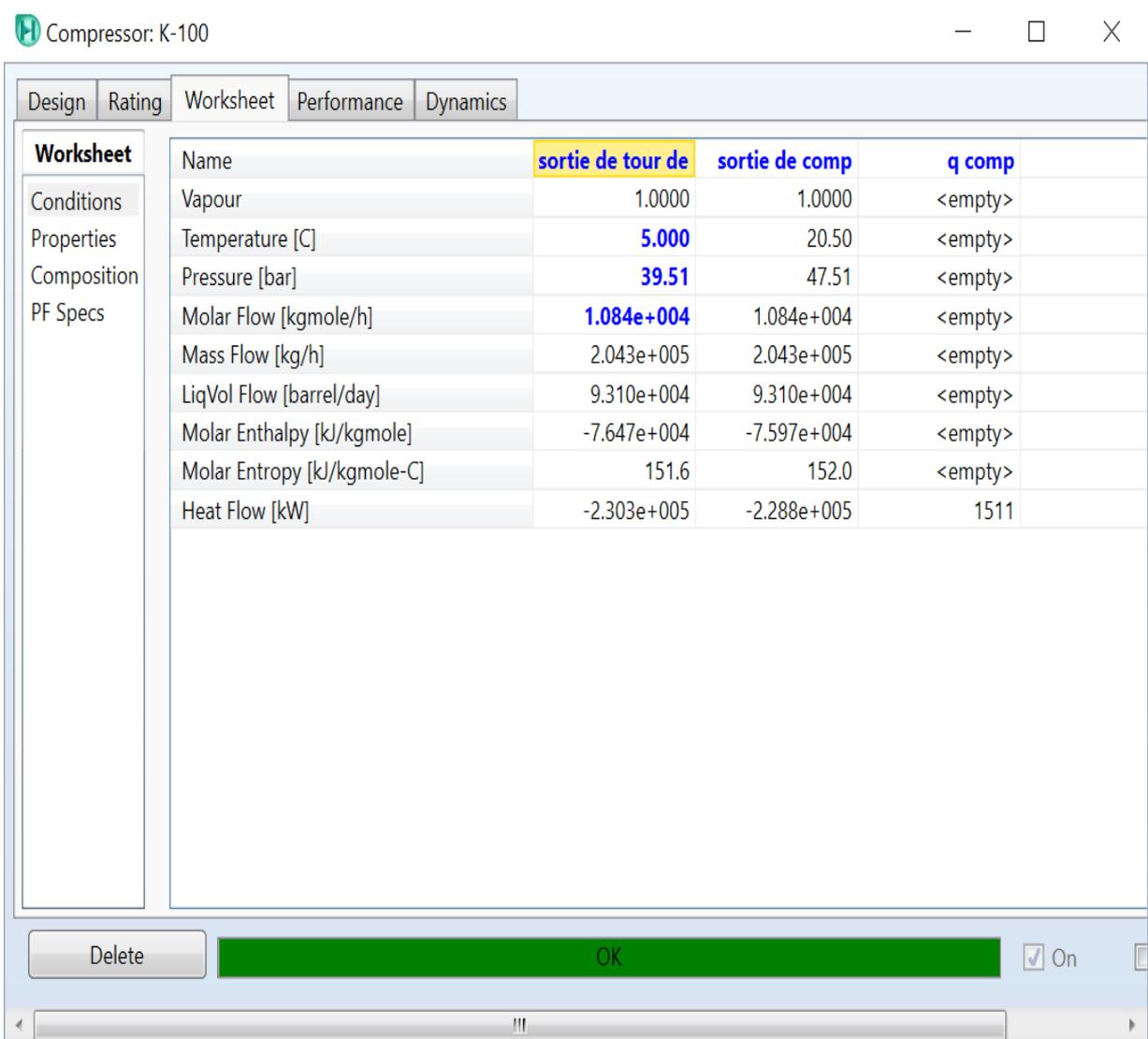


Figure VII. 2: Résultat de la simulation du compresseur

Equipement	Entrée		Sortie	
	Température (°C)	Pression (bar)	Température (°C)	Pression (bar)
Echangeur (par HYSYS)	5	39.51	20.5	47.51

Tableau VII. 1 Résultats simplifiés de la simulation du compresseur

Conclusion

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

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

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

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

Ces événements constituent des sources communes d'autoconsommation excessives, se traduisant par un torchage d'importantes quantités de gaz, et donc, par des pertes économiques considérables (manque à gagner).

RECOMMANDATIONS

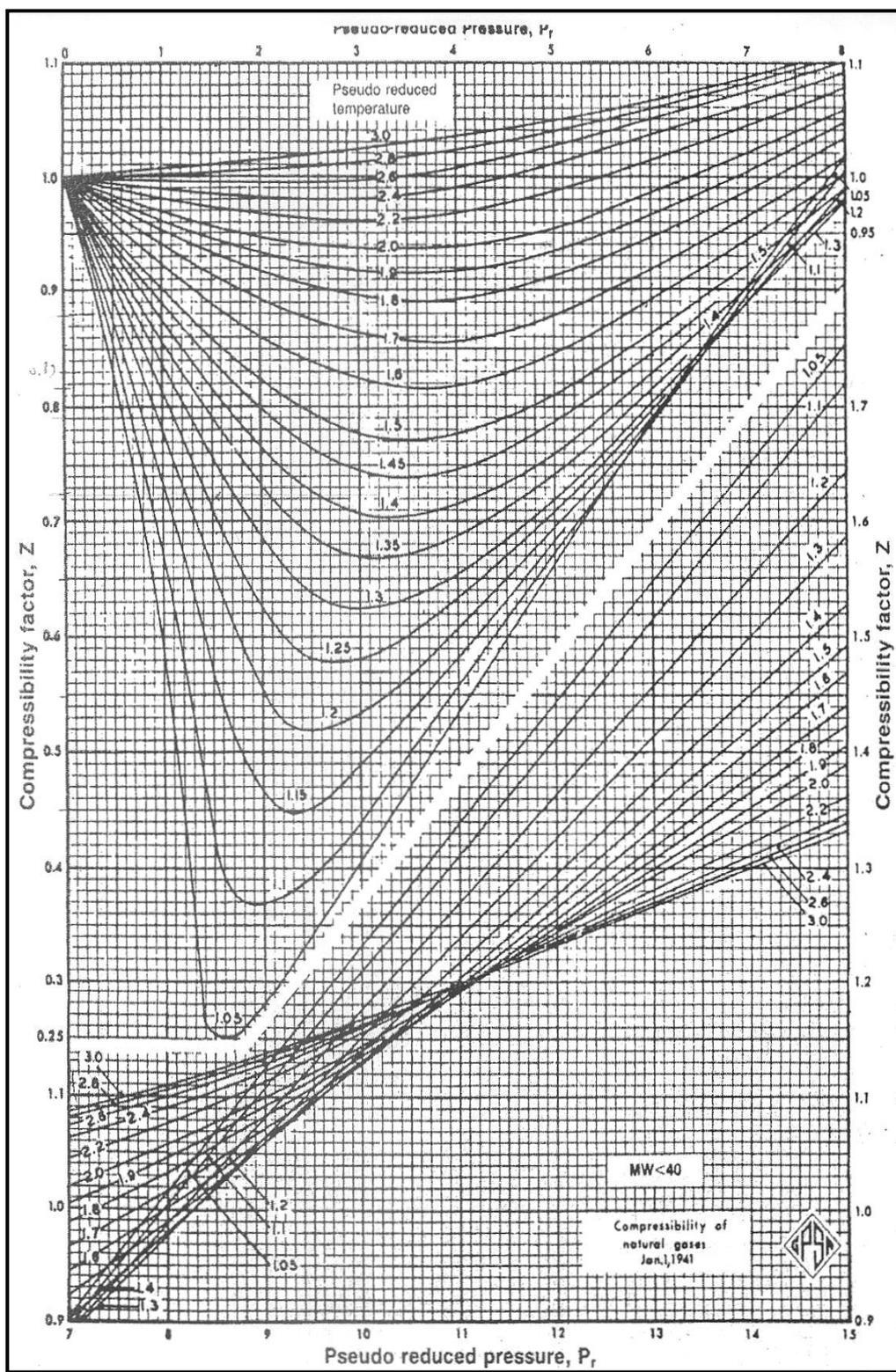
Pour cette étude nous recommandons comme travail complémentaire les points suivants :

- ❖ Terminer le procédé de l'unité de récupération en dimensionnant un échangeur correspondant à cette unité en respectant les conditions de fonctionnement du train.
- ❖ Approfondir cette étude en étudiant principalement la possibilité de faire une extension afin de récupérer les différents types de gaz torchés notamment en marche normale.
- ❖ Effectuer une maintenance préventive régulière et un contrôle par des inspections fréquentes pour réduire les arrêts accidentels des trains.
- ❖ Il est important d'établir une étude économique relative à l'installation proposée afin d'assurer la rentabilité du projet. Pour cela, il fallait procéder à une estimation du coût de réalisation du projet. Dans le but d'améliorer cette étude économique, nous proposons de construire une base de données plus approfondie pour les différents paramètres liés à ce domaine afin de réaliser une estimation plus détaillée.

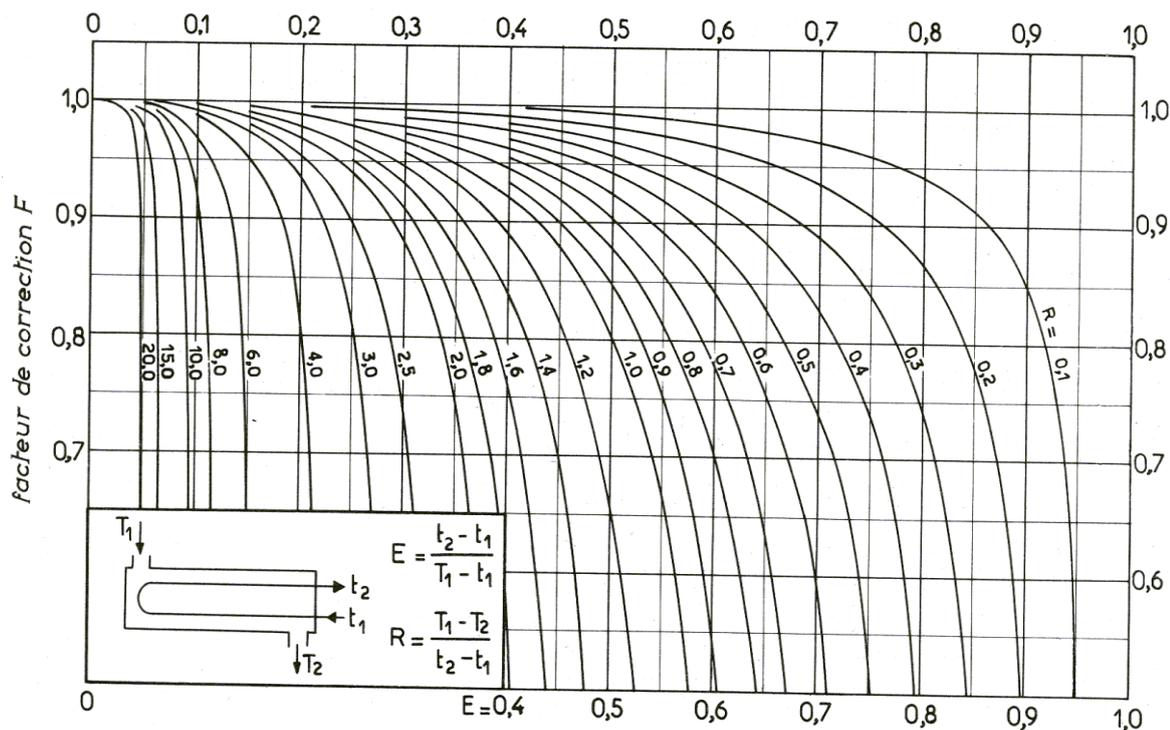
Bibliographie

- [1] A.Bouhafs, La revue Sonatrach numéro 44 – Février 2005 p 15
- [2] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Manuel opératoire” Volume I (process), USA 1994
- [3] A. Rojey, B. Durand, C. Jaffret, S. Jullian et M. Valais, Le gaz naturel, Ed. Technip, 1994
- [4] SONATRACH “ Faite connaissance avec les hydrocarbures” Algérie, 3^{ème} édition 1993
- [5] MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY “Process unit book” Volume 44, USA 1994 Référence n° 178269; Référence n° 1613
- [6] MW. Pullman Kellogg company « process unit book », volume44, USA 1994 Réf. N°178269 & n°1613
- [7] Technique de l’ingénieur“ Estimation des propriétés physique des gaz, Module 1, Bloc 2

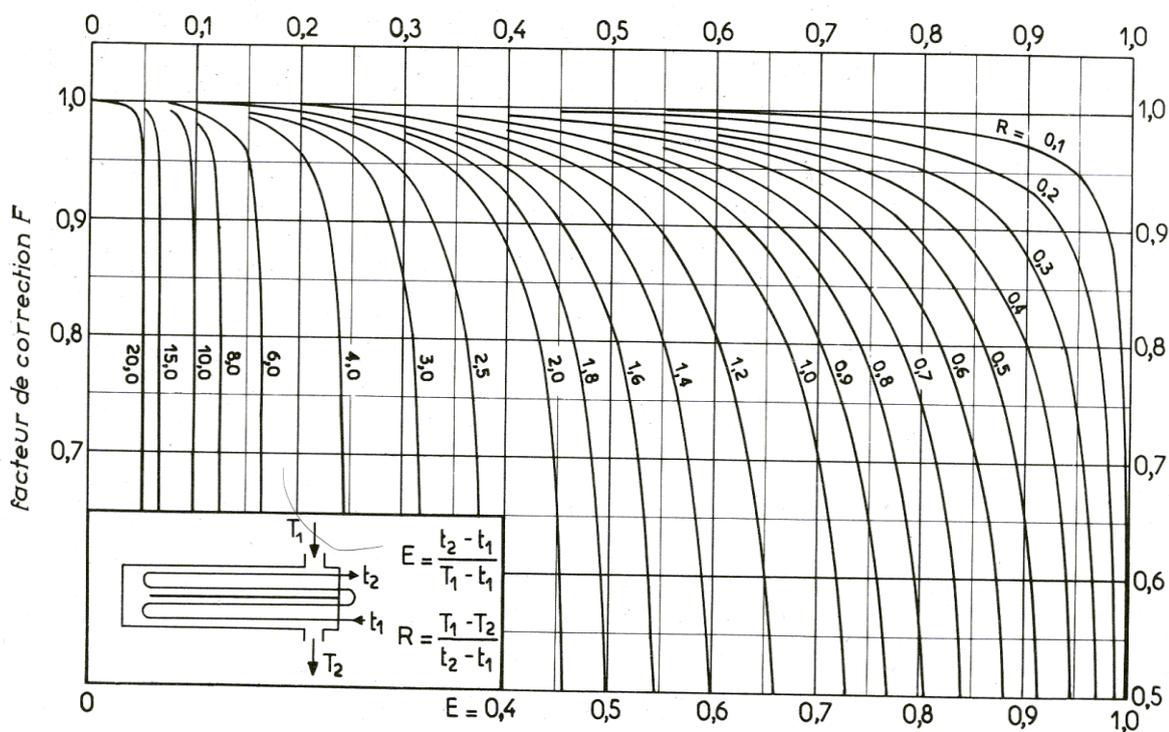
Listes des annexes



Annexe (I): Facteur de compressibilité.



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Annexe (2) : Facteur de correction.

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE $U_s^{(1)}$

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniacque et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniacque	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo ...	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo ...	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Annexe (3) : Détermination du Coefficient de transfert global (U_s').

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

PHYSICAL CONSTANTS

*See the Table of Notes and References.

Number	See Note No. → Compound	Formula	A. Molar mass (molecular weight)	B. Boiling point, °F 14.696 psia	C. Vapor pressure, psia 100 °F	D. Freezing point, °F 14.696 psia	Refractive index, n _D 60 °F	Critical constants			Number
								Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb	
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.72	(5000)*	-296.41 *	1.00041*	667.0	-116.66	0.0988	1
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.46	(800)*	-297.02*	1.20971*	707.8	90.07	0.0783	2
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.73	188.68	-305.72*	1.29480*	615.0	205.92	0.0727	3
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.598	-255.26	1.3245*	527.9	274.41	0.0714	4
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.719	-217.03	1.33588*	548.8	305.51	0.0703	5
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.09	20.450	-255.80	1.34771	490.4	368.96	0.0684	6
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	96.89	15.580	-201.48	1.35165	488.1	385.7	0.0695	7
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.72	2.16	1.342*	464.0	321.01	0.0673	8
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.70	4.9614	-139.56	1.37708	439.5	451.8	0.0688	9
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.44	6.769	-244.60	1.36571	436.6	435.76	0.0682	10
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.86	6.103	-261.20	1.37090	452.5	448.2	0.0682	11
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.50	9.859	-147.68	1.36283	446.7	419.92	0.0667	12
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.33	7.406	-199.35	1.36938	454.0	440.08	0.0665	13
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.07	1.6211	-130.99	1.38234	397.4	510.9	0.0682	14
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.05	2.273	-180.87	1.37940	396.0	494.44	0.0673	15
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.130	—	1.38326	407.6	503.62	0.0646	16
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.26	2.012	-181.44	1.38800	419.2	513.16	0.0665	17
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.50	3.494	-190.80	1.37667	401.8	476.98	0.0665	18
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.85	3.294	-182.59	1.37591	397.4	475.72	0.0667	19
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.87	2.775	-209.99	1.38564	427.9	505.60	0.0662	20
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.54	3.376	-12.21	1.38411	427.9	496.24	0.0636	21
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	258.17	0.5374	-70.17	1.39248	361.1	563.5	0.0673	22
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.34	1.102	-132.09	1.38735	361.1	530.26	0.0676	23
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.58	1.709	-161.23	1.38624	372.7	519.28	0.0657	24
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.40	0.1716	-64.26	1.40054	330.7	610.8	0.0693	25
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.40	0.06091	-21.33	1.40720	304.6	652.2	0.0702	26
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	120.60	9.917	-136.89	1.40050	653.8	461.1	0.0594	27
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	161.29	4.491	-224.38	1.40400	548.8	499.28	0.0607	28
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.40	3.267	43.79	1.42053	590.7	536.6	0.0586	29
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.69	1.609	-195.87	1.41778	503.4	570.20	0.0600	30
31	Ethene(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.71	(1400)*	-272.48*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0746	31
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.83	232.8	-301.45*	1.3006*	676.6	198.31	0.0717	32
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.55	-301.63*	1.3386*	586.4	296.18	0.0683	33
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.97	-218.01	1.3556*	615.4	324.31	0.0667	34
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.88	-157.97	1.3487*	574.9	311.80	0.0679	35
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.57	64.95	-220.60	1.3473*	580.2	292.49	0.0681	36
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.92	19.12	-265.37	1.36487	509.5	376.86	0.0674	37
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.52	36.53	-213.14	—	(656.)*	(354.)*	(0.070)*	38
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.00	1.3975*	620.3	306.	0.0653	39
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.29	16.68	-230.71	1.41472	(582.)*	(403.)*	(0.066)*	40
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-119.21*	—	-113.4*	—	890.4	95.29	0.0693	41
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.13	3.225	41.96	1.49436	710.4	552.15	0.0531	42
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.08	1.033	-138.96	1.49102	595.5	605.50	0.0549	43
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.10	0.3716	-138.933	1.49022	523.0	651.22	0.0564	44
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.91	0.2643	-13.32	1.50017	541.6	674.85	0.0557	45
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.35	0.3265	-54.16	1.49177	512.9	650.95	0.0567	46
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	280.98	0.3424	55.87	1.49039	509.2	649.47	0.0572	47
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.40	0.2582	-23.14	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.194	306.27	(0.188)	-140.838	1.48607	465.4	676.2	0.0569	49
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.41	4.631	-143.77	1.32443	1174.	463.01	0.0590	50
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.87	2.313	-173.4	1.35717	891.7	465.31	0.0581	51
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.61	—	-336.99*	1.00028*	506.8	-220.51	0.0527	52
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.235*	—	-69.81*	1.00038*	1069.5	87.73	0.0342	53
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.49	394.67	-121.86*	1.00057*	1300.	212.40	0.0461	54
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.11	85.46	-103.84*	1.00059*	1143.	315.7	0.0305	55
56	Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.98	211.9	-107.85*	1.00033*	1647.	270.2	0.0681	56
57	Air	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.81	—	—	1.00028*	546.9	-221.30	0.0517	57
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-423.130*	—	-434.824*	1.00013*	187.5*	-400.3*	0.5101*	58
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.317*	—	-361.825*	1.00027*	731.4	-181.41	0.0367	59
60	Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.436	—	-345.995*	1.00028*	492.8	-232.49	0.0510	60
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.12	157.3	-149.70*	1.3735*	1157.	290.69	0.0280	61
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.953*	0.95014	32.018	1.33335	3200.1	705.11	0.04975	62
63	Helium	He	4.0026	-452.110	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.25	906.71	-173.50*	1.00039*	1205.	124.75	0.0356	64

9/15/95

Annexe 4 : les propriétés physiques des composant purs.

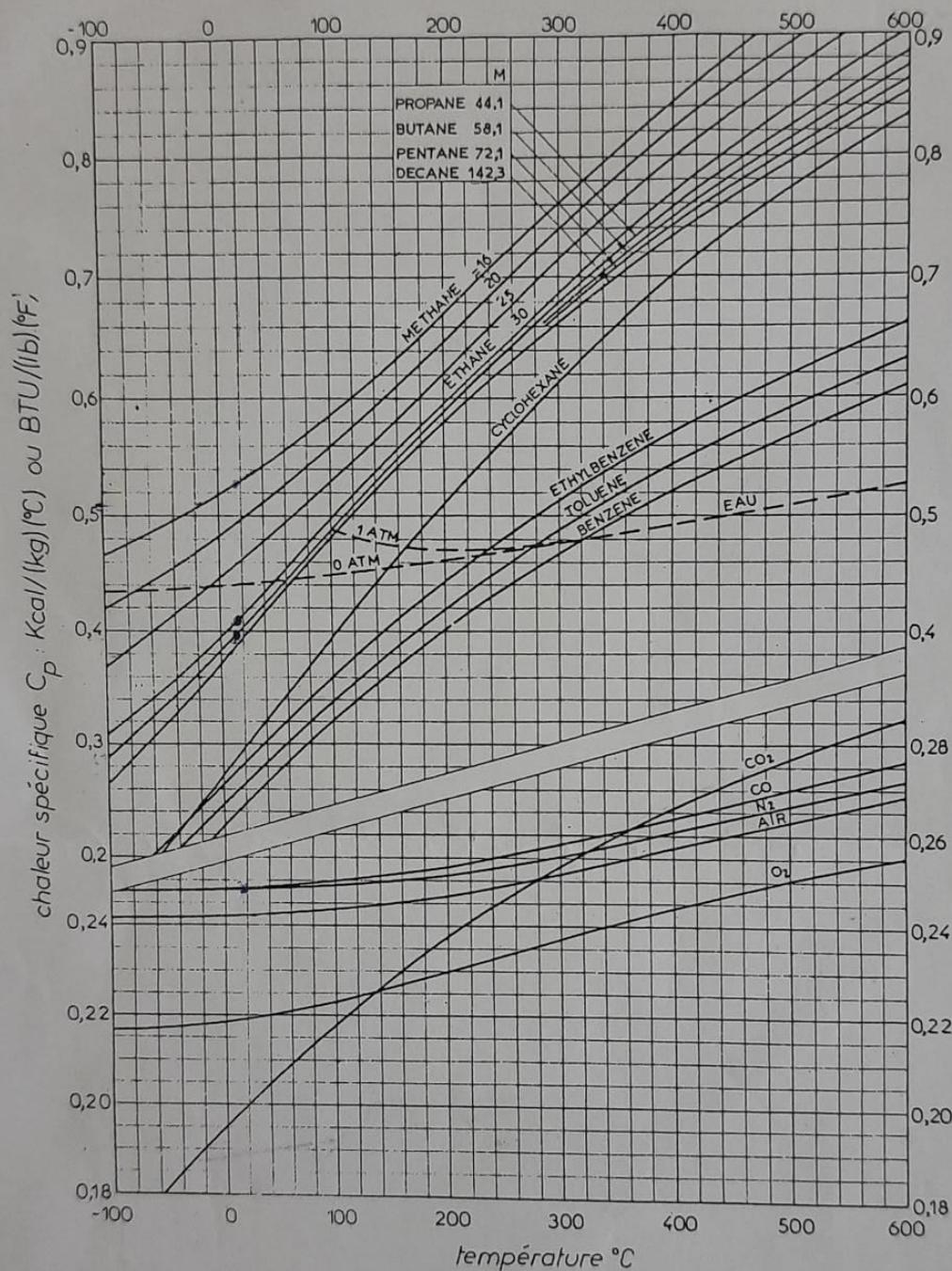


Fig. 1.52. Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz courants sous pression atmosphérique.

- Annexe 4 -

Annexe 5 :

chaleur spécifique en fonction de la température

FORMATION INGENIEUR

Module : Compresseurs

Tableau 1.0 Caractéristiques et vitesse d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe

- 1) Gamme nominale (admission m³/h)
- 2) Rendement polytropique moyen
- 3) Rendement adiabatique moyen
- 4) Vitesse (tr/mn) pour développer une hauteur de charge de 30 000 N-m/kg par roue

nominal range (inlet m ³ /h) ①	avge polytropic efficiency ②	avge adiabatic efficiency ③	speed (rpm) to develop 30 000 NM kg head/wheel ④
200 - 800	0.63	0.60	20 500
800 - 12 000	0.74	0.70	10 500
12 000 - 34 000	0.77	0.73	8 200
34 000 - 56 000	0.77	0.73	6 500
56 000 - 94 000	0.77	0.73	4 900
94 000 - 136 000	0.77	0.73	4 300
136 000 - 195 000	0.77	0.73	3 600
195 000 - 245 000	0.77	0.73	2 800
245 000 - 340 000	0.77	0.73	2 500

- Annexe 3.

Bloc : 07

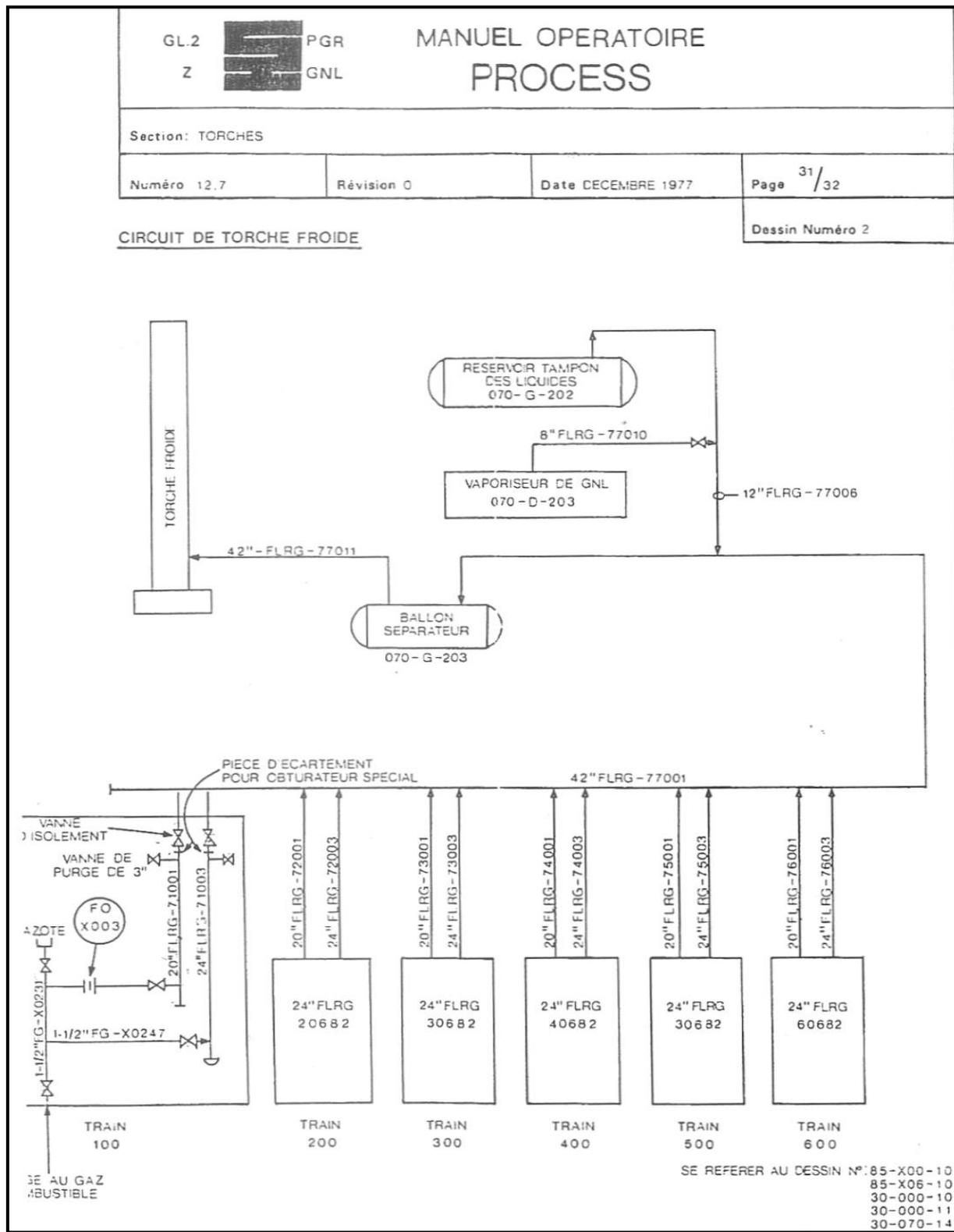
Module : 02 : Leçon : 01

Date : 13/8/1995

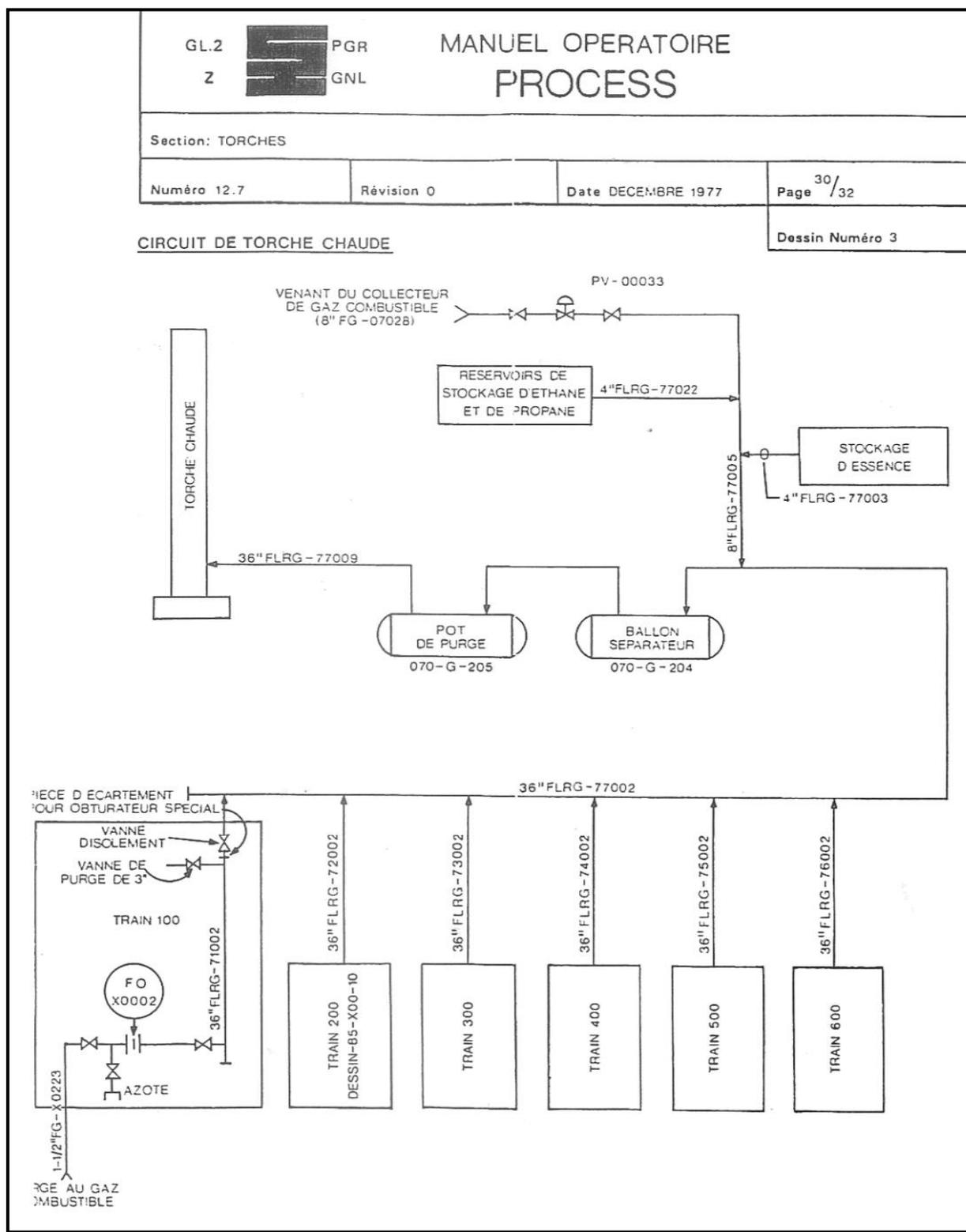
Rév : 0

Page : 45 de 275

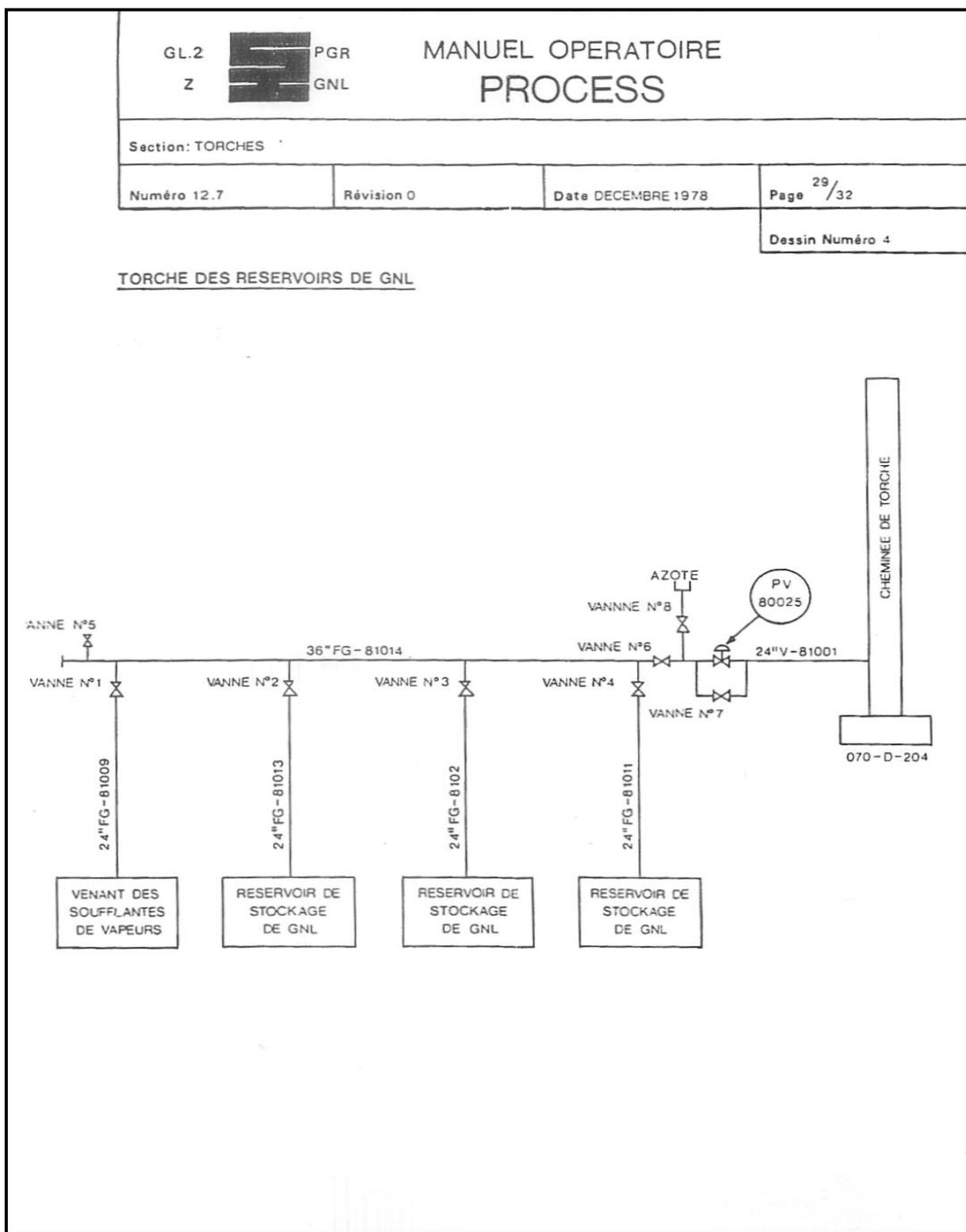
Annexe-6 : rendement en fonction de débit



Annexe 7 : Circuit de torche froide



Annexe 8 : Circuit de torche chaude



Annexe 9 : Circuit de torche de boil- off