

REPUBLIQUE ALGERIENE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUSERIEUR ET DE LA RECHERCHE CIENTIFIQUE  
UNIVERSITE MONTOURI -CONSTANTINE-  
FACULTE DES SCIENCES DE L'INGENIEUR  
DEPARTEMENT DE GENIE –MECANIQUE

N° d'ordre : ....../....../2009

Série : ...../GM/2009



**Mémoire**  
**Présenté pour l'Obtention du Diplôme de Magister**  
**En Génie Mécanique**

**Option : Thermo-Fluides**

**THEME :**

**Optimisation des cycles de liquéfaction du**  
**Gaz Naturel**

**Présenté par :**

**MILES ADEL**

**Soutenu le: ....../....../2009**

**Devant le jury composé de :**

<b>Président :</b>	M <sup>r</sup> A. BOUCHOUCHA.	Professeur	Université Mentouri Constantine.
<b>Rapporteur :</b>	M <sup>r</sup> O.KHEMIS	M.C	Université Mentouri Constantine.
<b>Examineurs:</b>	Mr A.BEGHIDJA	professeur	Université Mentouri Constantine.
	M <sup>r</sup> A.TALHI.	M.C	Université Mentouri Constantine.

**Promotion : Juin 2009**

# *Remerciements*

Ce travail a été réalisé au Département de Génie mécanique université de Constantine à distance pendant deux ans dans le cadre d'un travail de recherche en magister option Thermo-fluides.

Je saisis l'occasion de remercier tous les enseignants du département de Génie Mécanique pour leurs soutiens et formation.

Je tiens tout d'abord à remercier très chaleureusement Le Docteur **KHEMIS OTMANE** Durant ces deux années, il m'a fait partager toute sa compétence, son savoir et ses nombreuses idées, avec confiance. Cette confiance, associée à son soutien et à sa gentillesse a été un enrichissement incroyable, et pas seulement scientifique. Ce travail a donc été un réel plaisir grâce à lui.

Sans oublier de remercier aussi l'équipe du complexe GL1K Skikda qui m'a facilité la tâche de subir mon stage pratique ainsi que leurs soutiens, je précise surtout **M<sup>r</sup> ZAIER**, de la direction des ressources humaines et **M<sup>r</sup> HALADJA** chef de service technique.

J'exprime ma profonde reconnaissance à Monsieur le Professeur **BOUCHOUCHA ALI** qui a bien voulu m'honorer en acceptant d'être le président de jury.

Je suis extrêmement sensible à l'honneur que me font Messieurs : **BEGHIDJA ABD-EL-HADEF** professeur, et **TALHI ABD-ELHAFID** Maître de Conférences à l'université de Constantine, en acceptant de participer à cette mémoire de magister.

Je voudrais remercier vivement ma famille et plus spécialement ma femme pour son soutien depuis la préparation du concours de magister jusqu'à la finition de ce travail, J'associe également à ces remerciements tous les autres membres de ma famille.

# *Dieu merci*

*Je dédie ce modeste travail à toutes les personnes qui ont compté pour moi et compte toujours.*

*A la mémoire de ma défunte mère, qui me manque énormément*

*A ma petite famille :*

*Ma femme qui ma toujours soutenue et encouragée et surtout d'avoir toujours été à mes cotés*

*Mes petits anges qui j'aime du fond du cœur : ma chère fille HAYEM et mon cher fils MAZEN-AKRAM*

*A toute ma famille : Mon père pour sa gentillesse et d'avoir crue en moi*

*Ma belle mère, mes frères et mes sœurs les bien aimés*

*A mon très cher frère Tarek, sa femme et sa fille*

*A ma belle famille (MILAT), surtout à mes beaux parents*

*En fin, à toute la famille MILES*

## *Abstract*

The objective of this work consists first of all in studying the effect of the composition of the natural gas on the performances of the units (unities) 5p and 6p.

To realize this purpose we chose as model of cycle of liquefaction the process PRICO which exists to SKIKDA. This installation of liquefaction is calculated and feigned with the simulator AspenTech HYSYS<sup>®</sup>. We use the data of entrances (entries) reality of the complex to prove its reliability in the domain.

In the second stage every time in exchange the composition of the natural gas to see the change of the events in every part (party) of the units (unities) 5p and 6p.

In the third stage we compare our results (profits) obtained by AspenTech HYSYS<sup>®</sup> with the other results (profits) given in the literature.

## *ملخص*

إن الهدف من هذا العمل هو أولاً وقبل كل شيء التعرض إلى دراسة تأثير تركيبة الغاز الطبيعي على قدرة عمل الوحدات 5 و 6 للمركب.

لتحقيق هذا الغرض اخترنا كنموذج من بين النماذج المستعملة في عملية تميع الغاز الطبيعي نموذج بريكو المعمول به في مركب سكيكدة هذه العملية حسبت بواسطة برنامج متخصص يدعى أسبنطيك هايسيس حيث قمنا في هذه العملية بإدخال المعطيات المعمول بها في المركب كي نستطيع معرفة و نجاعة هذا البرنامج في ميدان الطاقة نظراً لسرعته الفائقة و كذا فاعليته في العمليات الحسابية.

في المرحلة الثانية قمنا بعدها بتغيير تركيبة الغاز الطبيعي لمعرفة الأحداث الواقعة في كل جزء من أجزاء الوحدات 5 و 6. في المرحلة الثالثة قمنا بمقارنة النتائج المحصل عليها من طرف البرامج أسبنطيك هايسيس مع نتائج أخرى معطاة من طرف آخرين.

## NOMENCLATURE

P	: Pression [Bar]
T	: Température [°C]
V	: Volume [m <sup>3</sup> ]
$\Delta T$	: Différence de Température [°C]
$\Delta P$	: Différence de Pression [Bar]
C <sub>p</sub>	: Chaleur Spécifique [KJ/Kg K]
Ppm	: Portion par million
X <sub>L</sub>	: Fraction liquide
X <sub>V</sub>	: Fraction vapeur

### **Abréviation :**

GN	: Gaz Naturel
GNT	: Gaz naturel traité
GND	: Gaz naturel décarbonaté
GNL	: Gaz naturel liquéfié
GPL	: Gaz du Pétrole liquéfié
MCR	: <b>M</b> ulti <b>C</b> omposant <b>R</b> éfrigérant
HP	: Haute Pression
BP	: Basse Pression
E	: Entré
S	: Sortie
MEA	: Monoéthanolamine
TEAL	: <b>T</b> ecnipe- <b>A</b> ir- <b>L</b> iquide
PRICO	: <b>P</b> oly- <b>R</b> efrigerant- <b>I</b> ntegrant- <b>C</b> ycle- <b>O</b> peration
CH <sub>4</sub>	: Méthane
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	: Ethane
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	: Propane
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	: I-Butane
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	: n-Butane
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	: I-pentane
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	: n-Pentane
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	: Hexane
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	: Heptane
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	: Octane

N<sub>2</sub> : Nitrogène  
CO<sub>2</sub> : dioxyde de Carbone  
He : Hélium  
H<sub>2</sub>O : eau

**Noms des équipements constituant le cycle PRICO :**

C-201 : Compresseur d'agent réfrigérant  
T-100 : Séparateur de fluide  
D-202 : Ballon d'agent réfrigérant  
MIX-100 : Mixeur  
E-201 : Echangeur a eau de mer  
P100 : pompe  
53-E-202 : Echangeur de refroidissement du gaz naturel  
VANNE J-T : Vanne joule-thomson  
54-T-201 : Déméthaniseur  
D-206-A : Ballon de flache haute pression  
D-206-B : Ballon de flache basse pression  
D-201-A : Ballon d'aspiration d'agent réfrigérant A  
D-201-B : Ballon d'aspiration d'agent réfrigérant B

## CHAPITRE I :

### Généralités sur le GNL et étude bibliographique

I.1 introduction .....	1
I.2. Historique .....	1
I.3 Etude bibliographique .....	4
I.4 Objectif du travail .....	7
I.5 Contenu de la thèse .....	7

## CHAPITRE II :

### Présentation du complexe et description du procédé de liquéfaction

II.1. Introduction .....	8
II.2. Présentation du complexe .....	8
II.2.1 Train de liquéfaction .....	9
II.2.2 section utilités .....	9
II.2.3 zone de stockage et de chargement du GNL .....	10
II.2.4 Installation de contrôle de sécurité .....	10
II.2.5 Production de la vapeur .....	10
II.2.6 Unité GPL .....	11
II.3. Description du procédé de liquéfaction .....	11
II.3.1 Section traitement de gaz naturel .....	11
II.3.1.1 Procédé de décarbonatation régénération .....	11
❖ Décarbonatation régénération .....	11
❖ Régénération d'amine .....	12
❖ Purificateur d'amine .....	12
❖ Filtration d'amine .....	13
❖ Injection d'anti-mousse .....	13
II.3.1.2 Procédé de déshydratation .....	13
II.3.1.3 Démercurisation .....	14
II.3.2 Section liquéfaction .....	14
II.3.2.1 Principe du procédé TEAL .....	14
II.3.2.2 Principe du procédé PRICO .....	16
II.3.3 Section fractionnement .....	18
◆ Déméthaniseur (T-201) .....	18
◆ Dééthaniseur (T-202) .....	18
◆ Débuthaniseur (T-203) .....	18
◆ Colonne de séparation C3/C4 .....	19
◆ Désopentaniseur .....	19
II.3.4 Section chaudière .....	19
II.4 Conclusion .....	19

## CHAPITRE III

### Modélisation et simulation de procédé

III.1 Introduction .....	20
III.2 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs .....	20
III.3 Modes de fonctionnement des simulateurs .....	21
III.4 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS .....	22
III.4.1 Concepts de base du simulateur HYSYS .....	22
III.4.1.a Environnement de simulation .....	23
• Environnement « Basis Manager » .....	23
• Environnement « Oil Characterization » .....	24
• Environnement « Main Flowsheet » .....	24
• Environnement « Sub-Flowsheet » .....	24
• Environnement « Column » .....	24
III.4.2 Caractéristiques principales de HYSYS .....	26
III.5 Conclusion .....	28

## CHAPITRE IV

### Simulation du procédé PRICO

IV.1. Introduction .....	29
IV.2. L'équilibre de phase .....	29
IV.2.1. Le comportement réel des mélanges de Gaz .....	29
IV.2.2 : Notion de fugacité .....	30
IV.2.3 : Problème général de l'équilibre liquide vapeur .....	31
IV.3 Réalisation du procédé PRICO .....	33
IV.3.1 Introduction des compositions .....	33
IV.3.2 Choix du modèle d'équation d'état (fluide package) .....	35
IV.3.3 Création des composants du cycle dans l'environnement de simulation .....	37
IV.4 Composants du procédé .....	38
IV.4.1. Compresseur axial (C-201) .....	38
IV.4.2. Séparateur eau de MCR (T-100) .....	39
IV.4.3. Echangeurs à eau de mer tubes et calandres.....	40
IV.4.4. Mixeur .....	42
IV.4.5. Ballon séparateur de phase (D-202) .....	43
IV.4.5. Pompe .....	44
IV.4.6. Echangeur LNG (boites froides) .....	45
IV.4.7. Vanne de détente (Joule-Thomson) .....	46
IV.4.8. Déméthaniseur .....	47
IV.4.9. Ballons de flache haute pression et basse pression .....	48
IV.4.10. Ballon d'aspiration A et B .....	50
IV.5 Comparaison des résultats et discussion .....	53
IV.5.1. Le compresseur .....	53
IV.5.2 Echangeur tube calandre .....	53
IV.5.3 Echangeur LNG E-202 (boites froides) .....	53
IV.5.4 Colonne de distillation (déméthaniseur) .....	56
IV.5.4.1 Paramètre du GN.....	56
IV.5.4.2 Composition du GN .....	56
a) Phase vapeur .....	56
b) Phase liquide .....	57

IV.5.5 Séparateur de phase HP .....	57
IV.5.5.1 Paramètre du GN .....	57
V.5.5.2 Composition du GN .....	58
a) Phase vapeur .....	58
b) Phase liquide .....	59
IV.5.6 Séparateur de phase BP .....	59
IV.4.6.1 Paramètre du GN .....	59
IV.4.6.2 Composition du GN .....	60
a) Phase vapeur : .....	60
b) Phase liquide (GNL produit final) .....	61
IV.5 Discussion .....	62
IV.6 Résultats de la simulation .....	63
IV.7. Conclusion .....	65

## CHAPITRE V

### Optimisation du procédé PRICO

V.1 Introduction .....	66
V.2 performances de procédé PRICO .....	67
V.3 composition du GN et de MCR d'après référence [9] .....	67
a) Rendement par rapport au cycle réversible de Carnot .....	68
b) Analyse des irréversibilités .....	71
c) Perte d'exergie par détente due aux pertes de charge .....	74
d) Irréversibilité de la compression .....	74
e) Perte d'exergie par détente du Gaz de cycle dans les vannes de Joule-Thomson .....	75
V.3 Conclusion .....	77
Conclusion générale et recommandation .....	78
Annexe 1 .....	80
Annexe 2 .....	81

# Chapitre I

## Introduction et bibliographie

### I.1 Introduction:

Le gaz naturel liquéfié, ou GNL, est tout simplement du gaz naturel à l'état liquide. Lorsque le gaz naturel est refroidi à une température d'environ  $-160\text{ °C}$  à la pression atmosphérique, il se transforme en un liquide clair, transparent et inodore. Le GNL est non corrosif et non toxique.

Le procédé de liquéfaction retire le dioxyde de carbone, les composés sulfurés (sulfure d'hydrogène, sulfure de carbone) et l'eau contenus dans le gaz naturel, le transformant ainsi en un mélange composé principalement de méthane et contenant de petites quantités d'autres hydrocarbures et d'azote. À l'état liquide, le gaz naturel est réduit à 1/600 de son volume original, ce qui rend possible son transport sur de longues distances dans des navires-citernes spécialement conçus pour le stockage, la regazéification et la livraison sur les marchés.

### I.2. Historique :

Le gaz naturel liquéfié (GNL) jouera un rôle de plus en plus important dans l'industrie de l'énergie.

Le procédé a initialement été développé aux États-Unis dans les années 1910. À l'époque, l'objectif principal était la séparation de l'hélium contenu naturellement dans le gaz naturel. Un premier brevet sur le transport par barge fut déposé dès 1914, mais ne fut pas suivi d'application industrielle. En 1941, une première usine commerciale de liquéfaction de gaz naturel ouvrit à Cleveland. Elle servait au stockage temporaire du gaz, pour lisser la consommation sur le réseau.

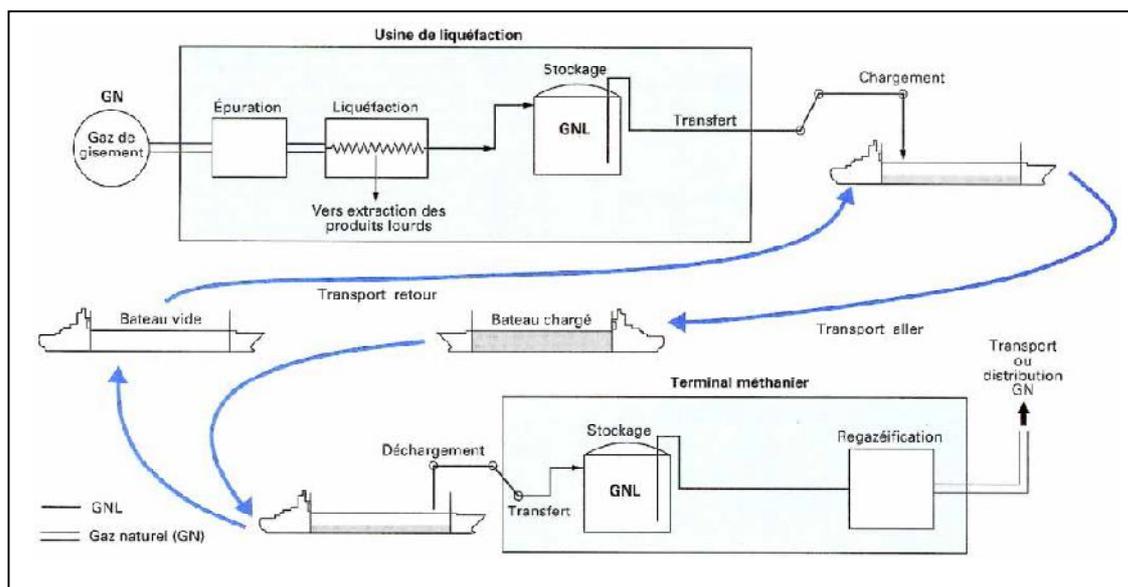
En 1950 le gaz naturel commence à susciter un intérêt mondial ou, tous au moins, à franchir les limites de l'Amérique du nord. Ainsi ses réserves et ressources, voir même sa production, sont mal connues en dehors des États-Unis jusque vers la fin des années 1960.

Face au pétrole, sont concurrent sur le marchés des combustibles mais souvent aussi son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz naturel est apparu longtemps comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur final.

Ceci explique un développement tardif et lent, à son origine du gaz naturel dans le monde. On peut rappeler que son commerce intercontinental par navire, forme liquéfiée (GNL), n'a commencé qu'en 1964 avec des volumes très modestes.

Avec les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets gaziers entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix ans de croissance, à la fois de la production et des réserves, le gaz naturel a quitté sa place d'énergie de second rang, sa production approchant dès 1970 le seuil du milliard de tonnes équivalent pétrole et ses réserves atteignant alors la moitié des réserves pétrolières prouvées.

Dès la fin des années 50, Gaz de France décide de développer des technologies pour la mise en œuvre des chaînes de transport par voie maritime. Une station « Méthane Liquide » est créée à cet effet à La Roche Maurice (près de Nantes). Un réservoir cryogénique de 500 m<sup>3</sup> y est construit en 1959 ; une unité pilote de liquéfaction de 1 000 Nm<sup>3</sup> par heure y est mise en service en 1964 pour éprouver ; réf. [9].



*Fig. I.1 Chaîne de transport du gaz naturel liquéfié*

Le monde voit sa demande d'énergie s'accroître sans cesse, l'énergie étant le moteur premier de toute activité, industrielle, commerciale ou autre. Elle est évidemment devenue source de tension et de conflits, mais aussi moyen de pressions politiques. La production mondiale du gaz naturel est de 2871 Gm<sup>3</sup> durant l'année 2005 d'après BP (British Petroleum), soit 2.5ù de plus qu'en 2004.

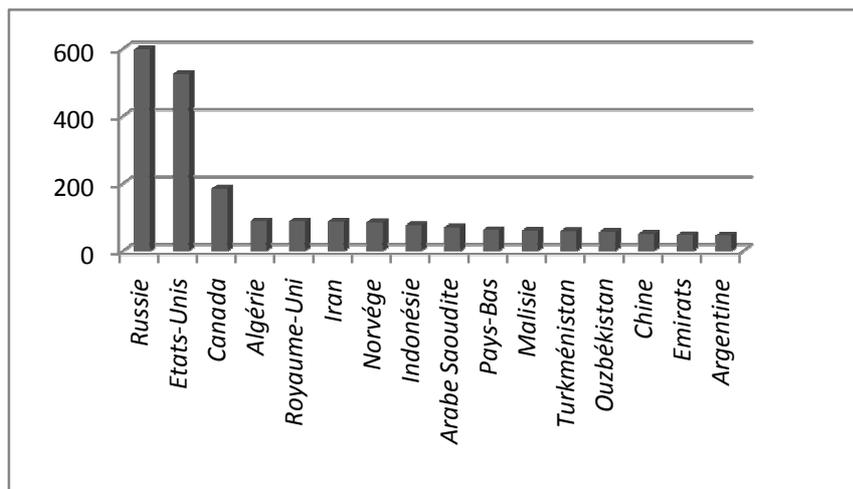


Fig. I.2 production pour l'année 2005 de gaz naturel en Gm<sup>3</sup>

Trois unités de liquéfaction, d'une capacité unitaire de  $0,5 \times 10^9$  Nm<sup>3</sup> par an, sont construites à Arzew, près d'Oran en Algérie, et mises en service en 1963. La première chaîne au monde de transport de GNL est créée : elle achemine le gaz depuis Hassi R'Mel (Sud-Algérien) jusqu'en Angleterre ( $10^9$  Nm<sup>3</sup>/an) et en France à Fos-sur-Mer ( $0,5 \times 10^9$  Nm<sup>3</sup>/an). La livraison vers l'Angleterre a pris fin vers 1985 à l'expiration du contrat avec l'Algérie.

Quelques années plus tard, une chaîne entièrement américaine, achemine vers le Sud des États-Unis  $2 \times 10^9$  Nm<sup>3</sup>/an de gaz en provenance de l'Alaska. C'est ensuite du gaz de Libye qui est acheminé vers l'Espagne et l'Italie. De nombreuses unités de liquéfaction sont alors construites en Algérie (Skikda et Arzew), dans le golfe Persique et en Indonésie. On estime à  $86 \times 10^9$  Nm<sup>3</sup> la quantité en 1994 de gaz transporté à l'état liquide depuis ces pays, essentiellement vers l'Europe et le Japon.



Fig. I.3 Vue d'ensemble d'une usine de liquéfaction de gaz naturel

Toutes ces données montrent bien que le marché du GNL est en pleine expansion, et cela ne devrait pas s'arrêter dans les années à venir. Certains parlent même d'une OPEP du gaz, car le GNL permettrait l'ouverture de nouveaux marchés pour les pays producteurs, mais aussi un plus large choix pour les importateurs. On planifie la construction de nouvelles d'usines de production de GNL, ainsi que des unités de regazéification. Au Canada, aux USA, ou encore en Asie, le problème majeur de cette industrie est son prix de production élevé, en raison principalement du coût énergétique des procédés de production et de transport.

En Algérie les travaux du projet MEGA TRAIN de GNL à Skikda ont été attribués à la société américaine KBR. Ce nouveau train aura une capacité de production de 4.5 millions de tonnes métriques de GNL par an, il est destiné à remplacer les trois unités calcinée lors de l'incendie du 19 janvier 2004 douloureuse date où le complexe a perdu 27 de ses travailleurs ; réf. [13].

## **I.2 Etude bibliographique.**

Plusieurs études théoriques et expérimentales se sont intéressées à l'optimisation et l'étude des cycles de liquéfaction du gaz naturel, en particulier les différents appareillages de ses derniers à savoir turbocompresseurs, séparateur de phase, échangeurs de chaleur tubes calandre, échangeurs à plaque multi passe, vannes de détente, circuit MCR, section traitement etc.

En 1977, Ghedjatti et al [1], ont étudié la Liquéfaction de l'air et du gaz naturel, dans le but est de dégager la plus avantageuse utilisation du liquéfacteur qu'on dispose à l'école nationale polytechnique. Pour cela, ils ont fait une série d'essais de liquéfaction d'air et de gaz naturel, et s'intéresse beaucoup plus à la liquéfaction du gaz naturel que celle de l'air, car c'est la liquéfaction du gaz naturel qui pose beaucoup plus de problèmes quant à la production.

En 1982, Farhi et al [2], ont étudié la liquéfaction des gaz par la machine Philips. Ils ont en particulier étudié les paramètres qui régissent le fonctionnement et les performances du banc d'essai de la machine Philips du type PLA 107 qui se trouve au département de génie mécanique.

En 1986, Khemis et al [3]. Ont proposé une étude conceptuelle d'un cycle d'extraction de l'hélium à partir des gaz de queue d'une usine de G.N.L. Ils ont ensuite évalué le coût de production de L'Hélium ainsi obtenu. A cet effet, l'étude porte au préalable, sur la recherche et le développement d'une équation d'état modifiée et informatisée fiable, pour le calcul des propriétés thermodynamiques du mélange Hélium, Azote et Méthane à des températures atteignant 78°K.

En 1989 Aouina et al [4] ont étudié le cycle MCR et l'influence de sa composition sur les performances des appareils du circuit de liquéfaction. Cette étude consiste en l'élaboration d'un logiciel de calcul de l'équilibre de phase liquide-vapeur du MCR, pour le cycle de liquéfaction de gaz naturel de la zone industrielle d'Arzew, et l'étude de l'influence de la composition du mélange sur les performances des appareils (compresseurs, échangeurs de chaleur) constitutifs du circuit.

En 1996 Hamia et al [5] ont fait une analyse thermodynamique par la méthode exergetique d'un cycle combiné intégrant le refroidissement de la turbine à gaz en considérant plusieurs modes de refroidissement en l'occurrence, le mode de refroidissement à air interne, le refroidissement par transpiration d'air et mode de refroidissement par liquide (eau).

En 1998, Laouar et al [6] ont étudié l'optimisation de la puissance mécanique de réfrigération d'un cycle cascade de liquéfaction de gaz naturel. Ils ont proposé de minimiser la puissance mécanique de réfrigération d'une cascade de cycles multi étagés, destinée à liquéfier du gaz naturel pour une conductance thermique globale donnée. Pour cela deux modèles mathématiques, permettant de résoudre le problème d'optimisation de façon analytique, ont été élaborés. Le premier modèle a supposé des écarts moyens arithmétiques de température dans les changeurs de chaleur tandis que le deuxième a utilisé des écarts moyens logarithmiques.

La comparaison des règles d'optimalité obtenues avec ces deux modèles montre que l'approche des cycles thermodynamiques endoréversible détermine un type particulier de règles régissant les échanges thermiques dans les cycles cascades.

Les résultats théoriques obtenus prouvent la faisabilité des modèles mathématiques élaborés; il est nécessaire de les confronter à la réalité physique pour en adapter l'applicabilité.

En 2005- Kara, et al [7] ont fait une étude sur l'amélioration des performances d'une turbine à gaz de type M5332B utilisée dans le processus de re-compression du gaz naturel au niveau du complexe de Hassi R'Mel au moyen d'une régénération. Cette étude a montré qu'on pourrait réaliser une économie d'environ 2.7 millions de m<sup>3</sup> standard du gaz naturel.

En 2005, Brouri,et al [8] ont fait une étude conceptuelle d'un centre de mélange et dispatching du gaz naturel pour la SONATRACH. Cette étude conceptuelle d'un nouveau centre de dispatching de gaz avec une station de mélange de gaz qui soit en mesure de constituer la qualité du gaz demandé par le client.

Depuis la mise en service des nouveaux gazoducs évacuant les gaz des champs du sud, de qualités différentes et de quantités importantes, le centre de dispatching actuel s'est retrouvé incapable de répondre aux demandes des clients, en quantité et surtout en qualité.

En 2005, Pierre PETIT [9] s'est basé sur le calcul des performances du cycle de Pritchard par la méthode exergetique. Ce cycle a été mis en œuvre à Skikda (Algérie), dans des conditions de pression de cycle quelque peu différentes de celles qu'il utilise dans ce calcul pour lequel le rapport des pressions du cycle a été augmenté de façon à améliorer les performances.

En 2006 Kabache, et al [10] ont étudié et dimensionner un échangeur à plaques et un compresseur pour la récupération des Boil-off, issus des bacs de stockage de GNL au niveau du complexe GL1k afin de les envoyer dans le réseau combustible du complexe au lieu de les brûler inutilement au niveau des torches. Outre le fait qu'une telle opération présentera un gain appréciable au niveau de l'autoconsommation du complexe, elle est de nature à continuer aux efforts visant à réduire les émissions dans l'atmosphère des gaz à effet de serre.

En 2006, Aissaoui et al [11]. Ont étudié le dimensionnement d'un échangeur de type tube et calandre pour récupérer les gaz de démarrage des unités 5P et 6P du complexe GL1K du Skikda. Dans le cadre de la récupération des gaz torchés au démarrage au niveau du pôle 2 du complexe de liquéfaction du gaz naturel de Skikda, dont le potentiel estimé s'élève à près de 26 millions de  $\text{Cm}^3/\text{an}$ , un échangeur de chaleur de type tubes-calandre a été dimensionné suivant la méthode de KERN. Cet échangeur est destiné à réchauffer les gaz récupérés avant de les envoyer vers le réseau combustible. L'étude a montré que les gaz de démarrage du pôle 2 pouvait satisfaire la totalité de la demande en combustible, non seulement au niveau du pôle 2 lui-même, mais également au niveau du pôle 1. A cet effet, un schéma d'interconnexion entre les deux pôles a été proposé.

En 2007, Boudiaf, et al [12] ont présenté l'étude d'un problème industriel d'actualité qui est l'entraînement d'amine en tête de colonne de décarbonatation des unités 5p et 6p. En plus de son importance, ce problème a un impact lourd, surtout qu'il présente un goulot d'étranglement pour la production du gaz naturel liquéfié au complexe GL1/ K, et donc pour la production des hydrocarbures en Algérie. La solution proposé est complémentaire et contribue à la minimisation du taux d'entraînement d'amine par l'utilisation d'un cycle frigorifique à propane (précooling).

En 2008, Benhabyles, et al [13] leurs études a été concentré sur la minimisation des problèmes de défaillance dans la section cryogénique en particulier dans les boites froides dues au phénomène de givrage ; a l'évaporation du gaz liquéfié dans les bacs de stockage (Boil-off), et l'augmentation de la teneur d'eau dans le gaz traité à la sortie des sécheurs ; ils ont proposé l'ajout d'un échangeur de chaleur en aval de la décarbonatation dont le GND est le fluide chaud et le Boil-off le fluide froid.

### **1.3 Objectif du travail :**

L'objectif de ce travail consiste en premier lieu à étudier l'effet de la composition du gaz naturel sur les performances des unités 5p et 6p.

Pour réaliser ce but nous avons choisi comme modèle de cycle de liquéfaction le procédé PRICO qui existe à SKIKDA. Cette installation de liquéfaction est calculée et simulée avec le simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup>. On utilise les données d'entrées réel du complexe pour prouver sa fiabilité dans le domaine des énergies, vu sa rapidité et son efficacité de calcul.

En deuxième étape à chaque fois en change la composition du gaz naturel pour voir le changement des événements dans chaque partie des unités 5p et 6p.

En troisième lieu on compare nos résultats obtenus par AspenTech HYSYS avec d'autres résultats donnés dans la littérature.

### **1.4 Contenu de la thèse :**

Après le chapitre I consacré à l'introduction du sujet et recherche bibliographique, le chapitre II sera consacré aux Présentation du complexe et description du procédé de liquéfaction de gaz naturel.

La description de la modélisation et simulation des procédés avec le simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup>, feront l'objet du chapitre III.

Le chapitre IV comprend la simulation et le calcul du procédé PRICO établit avec HYSYS<sup>®</sup>, ainsi que leurs commentaires.

Le chapitre V sera consacré à l'optimisation du procédé on ce basant sur le calcul du rendement du cycle par la méthode d'Exergie utilisé par les articles données dans techniques de l'ingénieur.

## Chapitre II

### Présentation du complexe et description du procédé de liquéfaction

#### II.1. Introduction :

Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources en gaz naturel, principalement, du gisement de HASSI R'MEL, des usines de GNL ont été construites dans le Nord du pays dont le but principal est l'exportation du GNL vers l'Europe et les USA par Méthaniers.

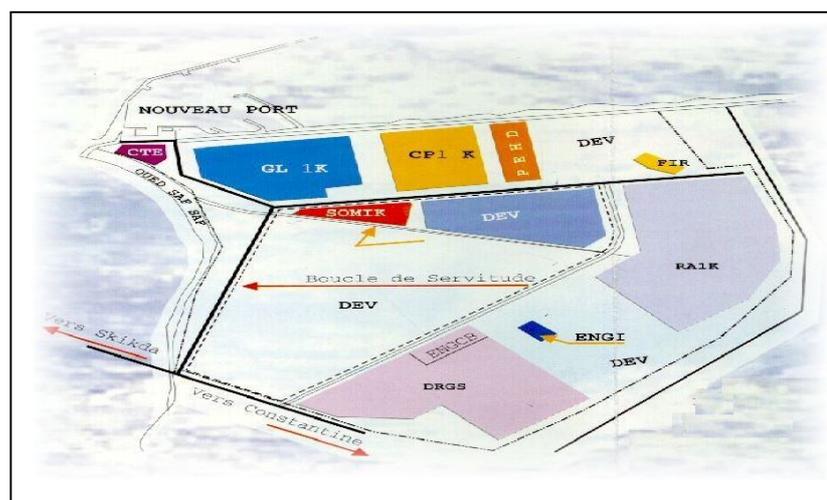
Parmi ces usines, nous citons le complexe GL1/K de SKIKDA dont le chantier a débuté en Mars 1969 et la production en Novembre 1972.

#### II.2. Présentation du complexe :

Le complexe s'étend sur une superficie de 92 hectares et reçoit par pipes de 40 pouces et 580 km du GN du gisement de HASSI R'MEL, sa capacité annuelle de production est de 6 millions de m<sup>3</sup> de GNL et celle de stockage est de 308 000 m<sup>3</sup>. Il emploie 1200 travailleurs permanents.

Sa capacité annuelle de production est de :

- 6.942 millions m<sup>3</sup>/an de GNL.
- 170000 tonnes/an d'Éthane.
- 108400 tonnes/an de Propane.
- 92600 tonnes/an de Butane.
- 2600 tonnes/an d'Isobutane.
- 84500 tonnes/an de Bupro.
- 60250 tonnes/an de Gazoline.



*Fig. II.1 schéma d'occupation du sol*

Le complexe comprend principalement :

- (03) train de liquéfaction de GN
  - Zonne1: unité 10.
  - Zonne2: les unités 5P et 6P.
- 01 unité GPL pour le traitement et le stockage du propane et du butane.
- 01 parc de stockage comprenant:
  - 05 bacs de Stockage de GNL d'une capacité totale de 308 000 m<sup>3</sup>.
  - 02 pomperies de GNL.
  - 02 postes de chargement de GNL.
- Une unité centrale pour la production des utilités :
  - Vapeur.
  - Air instrument et service.
  - Azote.
  - Eau déminéralisée et distillée.
  - Hypochlorite de soude (Eau de Javel).

### II.2.1 Train de liquéfaction :

Chaque train de liquéfaction comprend :

- Une section de traitement de gaz (décarbonatation, déshydratation et démercurisation).
- Une section chaudière.
- Une section de compression.
- Une section de liquéfaction.
- Une section de fractionnement.

### II.2.2 section utilités :

Cette section se compose de :

- Trois chaudières de 45 t/h.
- Deux stations de pompage d'eau de mer (une par zone) composées de :
  - **Zone 1** : une pompe d'eau de mer d'une capacité de 21000 m<sup>3</sup>/h pour les réfrigérations et trois pompes d'eau de mer de capacité unitaire de 1400 m<sup>3</sup>/h pour les besoins de la lutte anti-incendie.

- **Zone 2** : deux pompes d'eau de mer d'une capacité unitaire de 25000 m<sup>3</sup>/h et deux pompes de capacité totale de 6300 m<sup>3</sup>/h pour la lutte anti-incendie.
- Six unités de dessalement d'eau de mer d'une capacité de 63 m<sup>3</sup>/h chacune.
- L'alimentation en énergie électrique est totalement assurée par SONELGAZ.
- Une section de production d'air, d'azote et d'Hypochlorite de soude (eau de javel).
- Une zone d'off site comprenant : une torche, une fosse de brulage et une unité de traitement des eaux usées.

### **II.2.3 zone de stockage et de chargement du GNL :**

Le complexe a une capacité de stockage de :

- Cinq bacs de stockage de GNL dont trois ayant une capacité de 56000 m<sup>3</sup>/bac et deux ayant une capacité de 70000m<sup>3</sup>/bac GNL.
- Deux bacs de stockage de Propane de 12000 tonnes/bac.
- Un bac de stockage de Butane de 20000 tonnes/bac.
- Deux bacs de stockage de Gazoline de 2200 tonnes/bac.

Le chargement du GNL est assuré au niveau de deux quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 25000 à 90000 m<sup>3</sup> de GNL. Chaque quai est doté de trois bras pour le chargement de GNL et un bras pour le retour des vapeurs de GNL (Boil-off).

### **II.2.4 Installation de contrôle de sécurité :**

Le complexe est doté de :

- Une salle de contrôle DCS au niveau de la zone 1 pour le train 10, les utilités, le stockage et le chargement.
- Une salle de contrôle DCS au niveau de la zone 2 pour le train 5p, 6p et l'unité GPL.
- Une salle de contrôle de sécurité au niveau de la zone 1 ainsi qu'une salle de supervision au niveau de la zone 2.

### **II.2.5 Production de la vapeur :**

Le complexe est doté d'une chaudière d'une capacité de 320 t/h pour le train 10 et deux chaudières de 375 t/h chacune les unités 5p et 6p pour les besoins des trains de liquéfaction en vapeur à haute, moyenne et basse pression.

### II.2.6 Unité GPL :

Cette unité le mélange Bupro (Butane et Propane) provenant du train 10 afin de le séparer en Butane et en Propane. Elle assure aussi le stockage du Propane et du butane produits au niveau du complexe ainsi que le Butane et le Propane provenant de la raffinerie de Skikda.

### II.3. Description du procédé de liquéfaction :

Le GN, à sa sortie du gisement de « Hassi R'Mel » est un mélange d'hydrocarbures dont la teneur en m'thane est supérieur à 80%, mais contient également de l'éthane, du propane, du Butane, du Pentane et quelques traces d'hydrocarbures lourds.

On y trouve également quelques constituants tels qu'He, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, Hg et l'H<sub>2</sub>O, ainsi que des impuretés sous forme de poussières et de traces d'huiles.

L'objectif principal du complexe et de liquéfier le GN qui sera destiné à l'exportation, et aussi d'extraire les autres sous produits qu'il contient tels que l'Ethane, le Propane, le Butane et le Pentane.

Chaque unité de liquéfaction se compose de 04 sections :

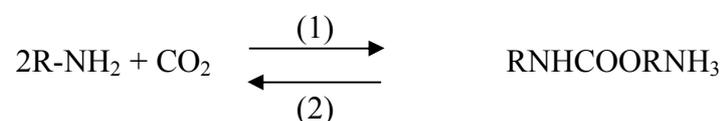
- Section de traitement de gaz naturel.
- Section liquéfaction.
- Section fractionnement.
- Section chaudière.

#### II.3.1 Section de traitement de gaz naturel :

##### II.3.1.1 Procédé de décarbonatation régénération :

###### ❖ Décarbonatation régénération :

Cette section est destinée à éliminer la faible quantité de gaz carbonique présente dans le gaz d'alimentation. Le gaz carbonique est éliminé du gaz naturel selon le procédé classique par absorption extraction, avec une solution d'amine selon la réaction réversible :



Aux conditions de température et de pression de la tour d'absorption, c'est la réaction(1) qui est favorisée et aux conditions de la colonne de régénération c'est la réaction (2).

On parvient à réduire cette quantité de 0.21% (2100 ppm) à moins de 100 ppm par lavage du gaz d'alimentation avec une solution aqueuse de monoéthanolamine (MEA) de 15% en masse.

Ce lavage est effectué dans la tour de contact d'amine T-101. Le gaz d'alimentation est réchauffé à 38 °C dans le réchauffeur de gaz d'alimentation E112 pour éviter la formation d'hydrate avant d'être introduit dans la tour de contact d'amine.

La tour de lavage comprend 34 plateaux dont les 3 premiers sont destinés pour le lavage à l'eau déminéralisée et les autres pour le lavage à la MEA ; donc la solution d'amine pauvre entre dans la tour de contact au dessus du 4<sup>ème</sup> plateau à une température d'environ 46°C.

La solution aqueuse de MEA pauvre extraite de la colonne de régénération T-102 se refroidit en échangeant de la chaleur avec la MEA riche dans l'échangeur E-102 A/B jusqu'à 73°C et pompée du réservoir tampon TK-101 vers les réfrigérants d'amine pauvre E-101 A/B où elle est refroidie jusqu'à 46°C par de l'eau de mer.

Le gaz d'alimentation est débarrassé de son gaz carbonique par lavage d'amine pauvre à contre courant jusqu'à une teneur de moins de 100 ppm.

A sa sortie de la tour de contact, le gaz d'alimentation est refroidi à environ 29°C dans les réfrigérants à eau de mer E-106 A/B, puis envoyé au séparateur de gaz d'alimentation D-103 où 36% de l'eau est enlevée avant d'être envoyé aux sécheurs D-104 A/B/C.

#### ❖ Régénération d'amine :

L'amine riche en CO<sub>2</sub> extraite du fond de la tour de contact d'amine T-101 est détendue à une pression de 5 bars pour se rendre au ballon dégazeur D-116. La solution d'amine riche en CO<sub>2</sub> est chauffée par échange de chaleur avec la solution d'amine pauvre sortant du fond de la colonne de régénération T-102 dans les échangeurs E-102 A/B, détendu à une pression de 1.6 bar et entre dans le régénérateur d'amine au dessus du 4<sup>ème</sup> plateau.

Le régénérateur d'amine comprend 25 plateaux à clapets, les quatre plateaux supérieurs étant en acier inoxydable les autres en acier au carbone.

Il travaille à 1.2 bar et 107°C et équipé d'un rebouilleur du fond E-104 qui sert à augmenter la température du régénérateur jusqu'à 118°C.

Le produit de tête composé de la vapeur d'eau et du CO<sub>2</sub> extraits de l'amine riche est refroidi à 35°C dans le condenseur à eau de mer E-103 puis envoyé au ballon séparateur D-106 dont la partie liquide est séparée dans le ballon D-117 et constitue le reflux du régénérateur d'amine tandis que la partie gazeuse est dégagée à atmosphère.

#### ❖ Purificateur d'amine :

Dans cet équipement s'effectue la séparation des produits de dégradation d'amine et les produits résultants des réactions chimiques secondaires qui ont un point d'ébullition assez élevé et ne se vaporisant pas à la température de service du purificateur.

Une quantité de la solution (2% environ) de l'amine sortant du fond du régénérateur T-102 est admise dans le purificateur afin d'être réchauffée jusqu'à la température d'ébullition de la solution de MEA.

La vapeur d'eau et d'amine quittent le purificateur vers le condenseur, tant que les autres produits restent dans la calandre dès que la température atteint environ plus de 150°C on arrête l'opération. Une injection de vapeur basse pression est envoyée directement dans la calandre pour assurer le stripping de la MEA en fin de service et le nettoyage après sa vidange à l'égout.

#### ❖ Filtration d'amine :

Un nouveau système a été mis place pour effectuer une filtration du débit total de la solution d'amine régénérée (seulement 10% du débit pour l'ancien système). Elle traverse d'abord un filtre à cartouche qui sert à stopper les particules solides ayant un diamètre supérieur à 10 micron, ensuite un filtre à charbon actif pour se débarrasser des impuretés organiques et hydrocarbures lourds ; puis dans un autre filtre à cartouche qui piègera toutes les particules ayant un diamètre inférieur à 10 micron.

#### ❖ Injection d'anti-mousse :

L'injection d'anti-mousse est prévue à l'aspiration de la pompe P-103 afin d'éviter les phénomènes de moussage dans la colonne de décarbonatation.

Le système comprend un bac de préparation de l'agent anti-mousse (Rodhorsyl) et une pompe doseuse qui permet de régler les doses à injecter.

### II.3.2 Procédé de déshydratation :

Le gaz décarbonaté sortant des réfrigérants E-106 A/B saturé de vapeur, traverse les sècheurs D-104 A/B/C garnis de tamis moléculaire pour obtenir une teneur en humidité de moins de 1 ppm ensuite le gaz est filtré est envoyé au démercuriseur D-302.

Une partie du gaz traité est utilisé pour la régénération des sècheurs à contre courant soit en passant par l'échangeur à vapeur surchauffée E-109 A/B pour le chauffage des sècheurs, soit en by passant l'échangeur pour le refroidissement.

Le gaz de régénération réchauffé jusqu'à 2700C par la vapeur HP dans l'échangeur E-109. A la fin de la période de réchauffage (5 heures), le refroidissement est mis en service.

Le gaz de régénération provenant du sécheur se rend au réfrigérant du gaz de régénération E-107 ; puis vers le séparateur de gaz de régénération D-102 avant d'être envoyé à la tour de décarbonatation.

### II.3.1.3 Démercurisation :

Après déshydratation, le gaz traverse de haut en bas le réacteur de démercurisation D-302 dans lequel s'effectue la réaction entre le mercure et le soufre déposé sur le charbon actif. La teneur en mercure est abaissée de 5 mg/Nm<sup>3</sup>.

### II.3.2 Section liquéfaction :

La liquéfaction met en œuvre le principe élémentaire du réfrigérateur, basé sur la compression, du refroidissement, puis la détente d'un fluide pur.

Dans une unité de GNL, la section liquéfaction est constituée d'échangeurs cryogéniques (à plaques ou bobinés) et d'une section de compression.

Le fluide frigorigène est comprimé puis refroidi à l'eau de mer (batterie EDM) puis détendu à travers des vannes à effet JOULE-THOMSON, cette détente provoque un abaissement de température et les frigories sont récupérées par le produit à refroidir dans les échangeurs cryogéniques.

Dans le complexe GNL de Skikda deux procédés de liquéfaction sont utilisés :

- ✓ Le procédé « TEAL » pour l'unité 10
- ✓ Le procédé « PRICO » pour les unités : 5/6p.

#### II.3.2.1 Principe du procédé TEAL :

Ce procédé qui a été conçu par les sociétés TECHNIP et AIR LIQUIDE, d'où l'appellation de TEAL, concerne les Unités 10.

Le gaz naturel après avoir subi les opérations de décarbonatation et de déshydratation dans la partie traitement, passe à travers l'échangeur 13E11 côté faisceau où il est refroidi jusqu'à - 22°C.

Il arrive ensuite au 13B11 qui est un ballon de séparation dans lequel le gaz naturel est séparé en deux (02) phases :

Une phase liquide sort en fond et va alimenter le déméthaniseur 13C01,

Une phase vapeur qui part dans un échangeur, le 13E12, où les produits lourds (C3, C4) vont être condensés pour alimenter ensuite le déméthaniseur 13C01.

La 13C01 reçoit donc deux (02) alimentations :

Une première alimentation comprenant les produits lourds provenant du fond du 13B11 (C5+), condensés au 13E11,

Une seconde alimentation comprenant les produits lourds condensés dans le 13E12 (C3, C4).

Dans la 13C01, les produits lourds (C2+) sont évacués en fond. Les produits en tête, en majorité du C1 passent dans l'échangeur 10E13 où la charge de gaz naturel va être refroidie à  $-102^{\circ}\text{C}$  ET 36 Bars pour devenir du GNL.

Le GNL passe alors dans le 13E14 d'où il sortira à  $-136^{\circ}\text{C}$ . Il est ensuite détendu à travers une vanne automatique de 36 Bars à 5,9 Bars et arrive dans le déazoteur 13C02 qui servira à libérer l'azote contenu dans le GNL pour l'expédier vers le réseau Fuel Gaz ou, au démarrage, vers la torche.

Le Fuel Gaz sortant de la tête du déazoteur à  $-139^{\circ}\text{C}$  va céder ses frigories dans trois (03) échangeurs :

Le 13E23 : au gaz naturel venant de la tête de la 13C01 et s'injectant dans la 13C02,

Le 13E24 : au Bupro (mélange Butane – Propane) venant de la section extraction pour être dirigé vers L'Unité GPL,

Le 13E25 : au L1 venant du 13B01.

Le Fuel Gaz est ensuite dirigé vers le réseau combustible pour l'alimentation des chaudières.

Le GNL sortant en fond de la 13C02 est dirigé vers le 13E15 d'où il sort à  $-143^{\circ}\text{C}$ , pour passer dans le 13E16 d'où il sort à  $-166^{\circ}\text{C}$  et arriver dans un ballon de recette, le 13B13, à partir duquel il traverse la ligne de coulée pour aboutir dans les bacs de stockages.

Concernant le fluide frigorigène qui est, comme cela a été noté auparavant, un mélange d'azote et d'hydrocarbures légers, il circule en circuit fermé et il est comprimé par un compresseur de 78 MW (100.000 Ch) de type axial à deux (02) corps (BP – HP) entraîné par une turbine à vapeur fonctionnant à 320 t / h de vapeur à 66 Bars et  $495^{\circ}\text{C}$  provenant de la chaudière.

Le réfrigérant agit en quatre (04) étapes successives de refroidissement sous deux (02) pressions de détente (4,7 Bars et 0,65 Bars).

Comme il s'agit d'un mélange, chacune des étapes de refroidissement engendre une phase liquide qui se détend pour créer le froid, et une phase vapeur qui, après condensation partielle, va alimenter l'étape suivante.

Chacune des phases liquides sera plus légère que sa précédente et par conséquent leurs températures d'ébullition vont être de plus en plus basses.

En résumé, ce procédé consiste à fabriquer quatre (04) fluides frigorigènes à partir du fluide global sortant du compresseur.

### II.3.2.2 Principe du procédé PRICO :

Ce procédé (figure. II-2, page 17) est l'œuvre de la société PRITCHARD RHODES et concerne les 5p et 6p.

Le gaz naturel, après avoir subi les mêmes opérations que celles subies dans le Procédé TEAL (décarbonatation et déshydratation) pénètre, à une température voisine de 30°C et à une pression de l'ordre de 40 Bars, dans une batterie d'échangeurs la E202 constituée :

Pour les Unités 5 et 6, de deux (08) boites froides contenant chacune cinq (05) noyaux (échangeurs).

Le gaz naturel qui sort de cette première passe à environ - 65°C et 38 Bars et partiellement condensé. Il est ensuite introduit dans une colonne, la T201 (le déméthaniseur) d'où sont retirés en fond de cuves les produits lourds.

La fraction légère extraite en sommet de colonne est réintroduite dans la batterie d'échangeurs (E202) dans une deuxième passe où elle est soumise à une condensation progressive, puis à un sous - refroidissement jusqu'à - 144°C. Sa pression est de 37 Bars.

Le liquide obtenu est soumis à deux (02) détentes successives dans deux vannes de détente :

Une première détente, au cours de laquelle le GNL atteindra une pression d'environ 3 Bars et une température de - 148°C. Il sera alors collecté dans un premier ballon de séparation (le D206A) où se produira un premier flash (HP) c'est à dire un dégagement d'une fraction gazeuse appelée Fuel Gaz Haute Pression.

Une seconde détente au cours de laquelle, le GNL sera collecté dans un deuxième ballon de séparation, D206B, où va se produire un autre flash qui donnera le Fuel Gaz Basse Pression (environ 3 Bars).

Les deux (02) Fuel Gaz, Haute Pression et Basse Pression, sont composés essentiellement d'He, N<sub>2</sub>, C<sub>1</sub>.

Après réchauffement des deux Fuel Gaz jusqu'à - 6°C à travers l'échangeur Fuel Gaz E203, à contre courant avec de l'éthane, du réfrigérant et du Bupro, le BP est comprimé dans un compresseur, le C202, jusqu'à 3 Bars.

Il se mélangera alors au HP. Avec un appoint en gaz naturel, ce mélange servira comme combustible dans la chaudière.

Quant à la fraction liquide récupérée au fond du second ballon, le D206B, et qui se trouve à une température de - 161°C et à une pression d'environ 1 Bar, elle est envoyée vers les unités de stockage GNL

Concernant le réfrigérant, après compression de 3 à 19 Bars dans le 43C201 (1) qui est un compresseur axial à un casing et treize (13) étages et entraîné par une turbine à vapeur, la CT201 (2).

Le réfrigérant chaud (130°C) est refroidi jusqu'à une température de 20°C et du coup partiellement condensé dans six (06) échangeurs à eau de mer « 43E201 A, B, C, D, E F ».

Le réfrigérant s'écoule alors vers le ballon de réfrigérant, le 43D202 dans lequel les phases liquide et vapeur sont séparées ; la fraction liquide étant introduite dans la batterie d'échangeurs, la E202, tandis que la fraction gazeuse se divise en deux (02) parties : la première servira au réchauffement des deux fuel gaz à travers le E203, et la seconde rejoindra la fraction liquide dans les boîtes froides ( côté haute pression ) où les deux fractions subiront un refroidissement par du réfrigérant basse pression.

A la sortie des boîtes froides le réfrigérant haute pression est à une température de -150°C et se trouve complètement condensé ; il se mélangera alors dans un distributeur liquide vapeur, le B211, avec la partie venant du E203.

Après une détente jusqu'à trois (03) bar dans des vannes Joule – Thompson, le réfrigérant à - 155°C retournera dans les boîtes froides pour y céder ses frigories au G.N et au réfrigérant haute pression. Il en sortira alors complètement vaporisé.

Pour compléter la boucle, le réfrigérant chaud à basse pression s'écoulera vers les ballons d'aspiration du compresseur ( D201 A et B ) qui ont pour but d'éviter le transport de tout liquide éventuellement entraîné dans l'aspiration d compresseur.

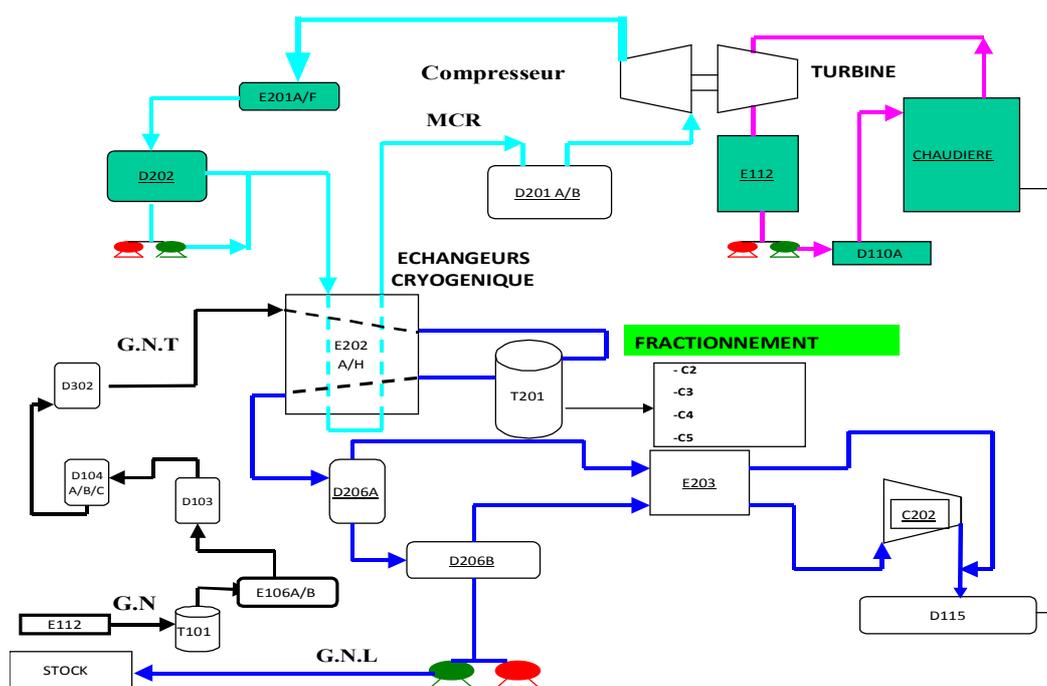


Fig. II.2 schéma du procédé PRICO

### II.3.3 Section fractionnement :

L'objet de cette section est d'extraire les hydrocarbures lourds du gaz traité et d'y produire, par distillation, de l'éthane qui est exporté au (CP1K), du BUPRO à partir de l'unité 10et qui est fractionné dans l'unité GPL, du propane et du butane produits à partir des unités 5p et 6p puis stocké dans l'unité GPL, de la gazoline qui est transférée à la raffinerie de Skikda ou sert à fabriquer l'isopentane (composant du cycle de réfrigération).

Les colonnes de fractionnement dans les unités sont :

- ◆ Déméthaniseur.
- ◆ Dééthaniseur.
- ◆ Débuthaniseur.
- ◆ La colonne de séparateur C3/C4.
- ◆ Déisopentaniseur.

#### ◆ Déméthaniseur (T-201) :

Le déméthaniseur reçoit la totalité du GNT partiellement liquéfié à (-65°C) la séparation se fait grâce à 19 plateaux à clapets, la colonne est chauffée par un rebouilleur E-204 alimentée en vapeur VN ; l'éthane la vapeur en tête de colonne principalement de méthane et d'azote retourne aux échangeurs E-202 A/H.

Les hydrocarbures  $C_2^+$  produits en pied de colonne sont expédiés vers le Dééthaniseur T-202 par l'intermédiaire d'un ballon tampon D-228.

#### ◆ Dééthaniseur (T-202) :

Le Dééthaniseur est une colonne de 32 plateaux à clapets double passe, la colonne est chauffée par un rebouilleur E 213 alimenté en vapeur VN ; la charge entre dans la colonne ; la vapeur en tête de colonne peut être soit condenser dans l'échangeur E203, et refroidi pour être réinjecter dans le GNL produit au ballon de flash D-206A, soit réchauffé dans le réchauffeur d'éthane E224 grâce aux produits de tête du Débuthaniseur pour être expédier au CMP1K.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le E-209 grâce au fluide froid provenant du déméthaniseur et séparées dans le ballon de reflux D-203 la pompe P-203 assure le reflux, le produit de fond ( $C_3^+$ ) de la colonne est expédiée vers le Débuthaniseur.

#### ◆ Débuthaniseur (T-203):

Cette colonne sépare les produits de fond du Dééthaniseur en BUPRO en tête de colonne et GAZOLINE produit en fond.

La T-203 comprend 30 plateaux à clapets, la colonne est chauffée par un rebouilleur E-206 alimenté en vapeur VN, les produits de fond sont refroidis par le réfrigérant de gazoline E-210 avant d'être transférés vers le réservoir de stockage TK-158 ; les produits de tête sont condensés dans le réchauffeur d'éthane E-224 et le condenseur du Débuthaniseur E-205 ; les pompes P204A/B assurent le reflux et l'expédition du BUPRO vers la colonne T-205 où refroidi dans le E-203 pour être expédié vers G.P.L.

◆ **Colonne de séparation C3/C4 :**

Cette colonne sépare le BUPRO en propane et butane produit de qualité commerciale. La T205 comprend 20 plateaux à clapets la charge est introduite dans la colonne au-dessus du 10<sup>ème</sup> plateau.

La colonne est chauffée par le rebouilleur E226 alimenté en vapeur VN les produits de fond sont refroidis à 38°C dans le réfrigérant de butane E225 puis à -8°C dans l'échangeur E203 pour être stocker.

Les produits de tête sont condensés dans E227 et envoyés au ballon de reflux D227 les pompes P229A/B assurent le reflux et l'expédition du propane.

◆ **Déisopentaniseur:**

Cette colonne est équipée de 50 plateaux à clapets reçoit le produit du fond de la colonne T-203 à 38°C ; le produit de la tête est composé essentiellement de l'isopentane tan dis que celui du fond le N pentane et les C<sub>6</sub><sup>+</sup>.

### **II.3.4 Section chaudière :**

La chaudière est conçue pour transformer l'eau en vapeur surchauffée à une pression et une température bien déterminée de (480 C° et 67 bars) dont 80% de la quantité sert à entraîner le turbocompresseur de cycle. Le reste est utilisé dans les auxiliaires de la chaudière même (turbo pompes alimentaires et turbo ventilateur), le compresseur de fuel gaz (pour les unités, 5p et 6p) la section fractionnement (rebouilleurs) et la section traitement gaz (réchauffeur de gaz de régénération, rebouilleur de la colonne de régénération de la MEA) etc.

### **II.4 Conclusion :**

Après avoir décrit brièvement le procédé de liquéfaction du complexe GL1K de Skikda. Nous allons exposer dans le chapitre 3 un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS<sup>®</sup> procède.

## Chapitre III

### Modélisation et simulation de procédés

#### III.1 Introduction

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu.

Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis.

#### III.2 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, ...). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour *Process Flow Diagram*).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir de la donnée des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, qui puisse aussi communiquer avec d'autres applications comme *Excel*, *Visual Basic* et *Matlab*,....

### III.3 Modes de fonctionnement des simulateurs:

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs industriels sur la thermodynamique les plus connus mondialement sont :

- Statiques : *ASPEN PLUS* (*Aspen Technologies*), *Design II* de (*WinSim*), *HYSYS* (*Hyprotech*), *PRO/II* (*Simulation Sciences*), *PROSIM*
- Dynamiques : *HYSYS* (*Hyprotech*), *ASPEN DYNAMICS* (*Aspen Technologies*), *Design II* de (*WinSim*), *DYMSYM* (*Simulation Sciences Inc.*)

Selon Winter (Winter, 1992) les simulateurs dynamiques sont en passe de se substituer aux simulateurs en régime permanent. Par exemple, HYSYS (Hyprotech) peut passer de la simulation d'un régime permanent à celle d'un régime transitoire (dynamique) par un seul « click » sur un bouton.

Néanmoins, tout procédé ne peut être simulé à l'aide de ces simulateurs industriels. En effet, dans le cas de la mise au point de nouveau procédé, il est généralement nécessaire de disposer de son propre simulateur. Le concept est le même : sur la base des propriétés thermodynamiques des corps purs impliqués dans l'opération et des modèles thermodynamiques, il y a résolution des équations de bilan de matière et d'énergie et des relations d'équilibre constituant le modèle. La différence vient du fait que généralement seules les propriétés des corps présents dans le procédé chimique considéré ne sont détaillées et que l'environnement de développement est moins convivial. On parlera de simulateur dédié (spécifique à un procédé donné). Il a l'avantage de pouvoir avoir une totale maîtrise sur la façon d'écrire les équations du modèle et de les résoudre.

### **III.4 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS:**

#### **III.4.1 Concepts de base du simulateur HYSYS :**

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (« Event driven ») : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS (voir la Figure 1) [HYSYS ver 3.2] :

- « Flowsheet » : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout

ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Ce simulateur possède une Architecture Multi-Flowsheet : il n'y a pas de limite par rapport au nombre de Flowsheets. On peut préalablement construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « *Process Flow Diagram* » (PFD), un « *Workbook* ».

- « Fluid Package » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.
- « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « Desktop » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « Property view » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « Simulation Case » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle.

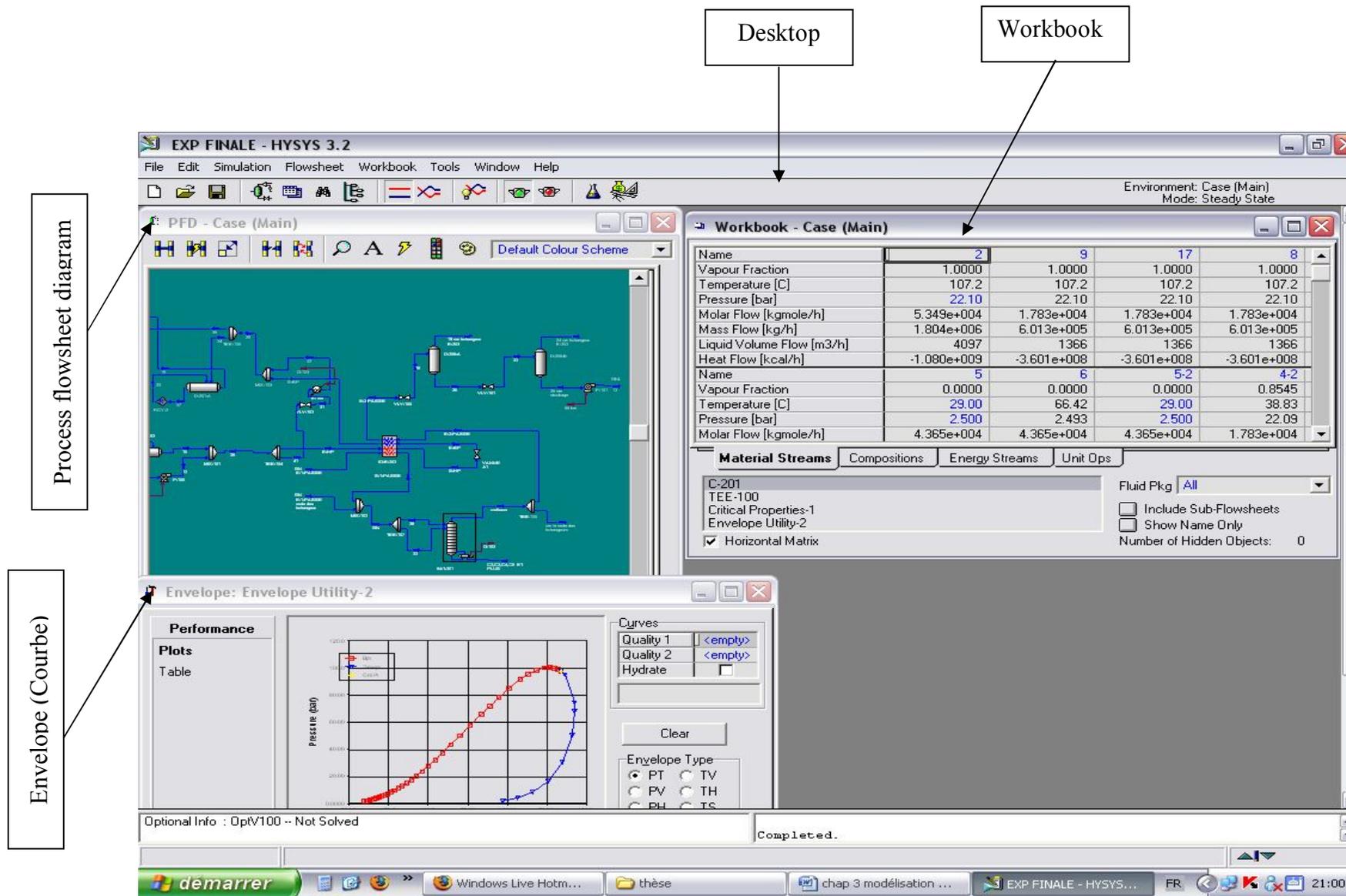
#### III.4.1.a Environnement de simulation:

Il existe 5 environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur (voir la Figure 2) :

- **Environnement « *Basis Manager* »:** cet environnement permet de créer et modifier le « Fluid Package ».
- **Environnement « *Oil Characterization* »:** il est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier.

- **Environnement « *Main Flowsheet* »**: il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaires et « Sub-Flowsheets » qui constituent le procédé simulé.
- **Environnement « *Sub-Flowsheet* »**: il permet de définir la topologie d'un sous-ensemble particulier du schéma principal (un courant ou une opération particulière et des autres Sub-Flowsheets).
- **Environnement « *Column* »**: c'est un objet particulier permettant de définir la topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède ses propres «Flowsheet», «Fluid Package», «PFD» et «Workbook».

Dans la Fig. III.2, les flèches montrent que seuls l'environnement « Column » et le « sub-Flowsheet » sont accessibles depuis l'environnement principal «Main Flowsheet ». Toutefois, en utilisant l'Object Navigator on peut se déplacer directement d'un *Flowsheet* à autre.



**Fig. III.1 :** Interface HYSYS mentrant quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle

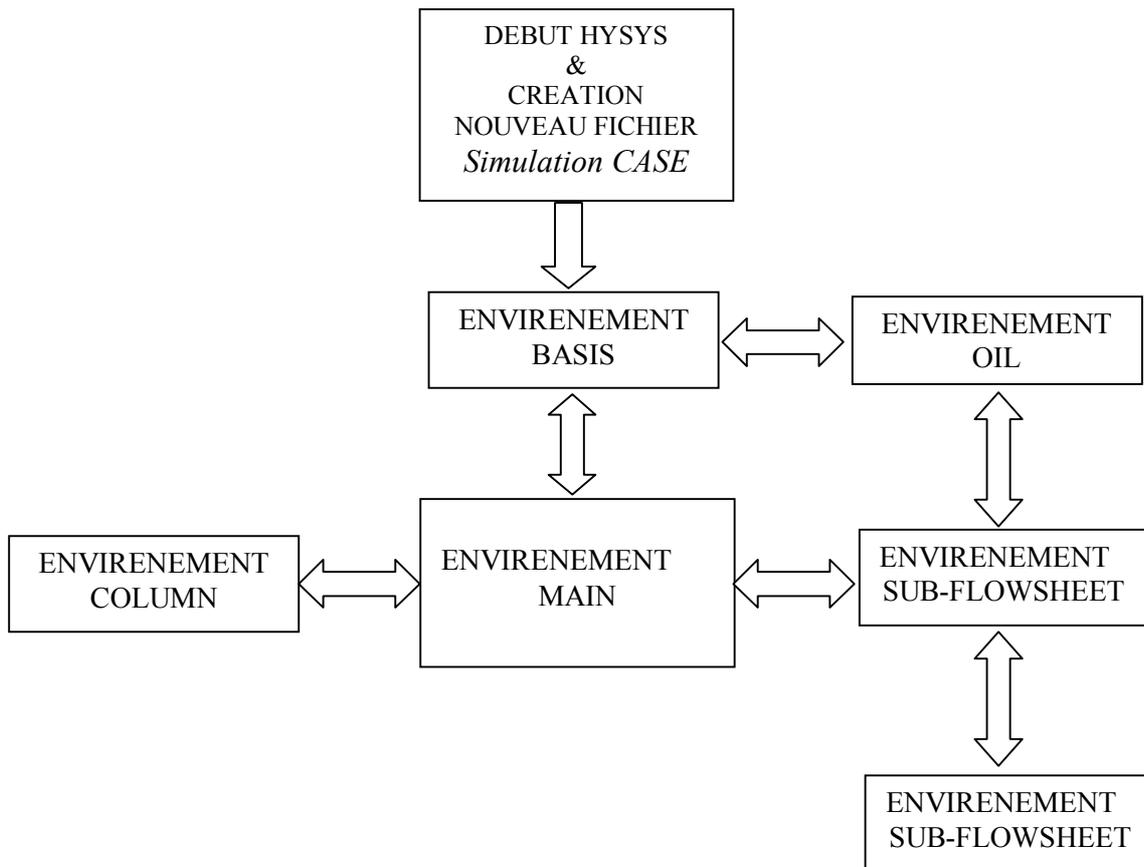


Fig. III.2 Environnements de développement dans HYSYS

### III.4.2 Caractéristiques principales de HYSYS:

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSYS une plate-forme de simulation et de développement très puissant.

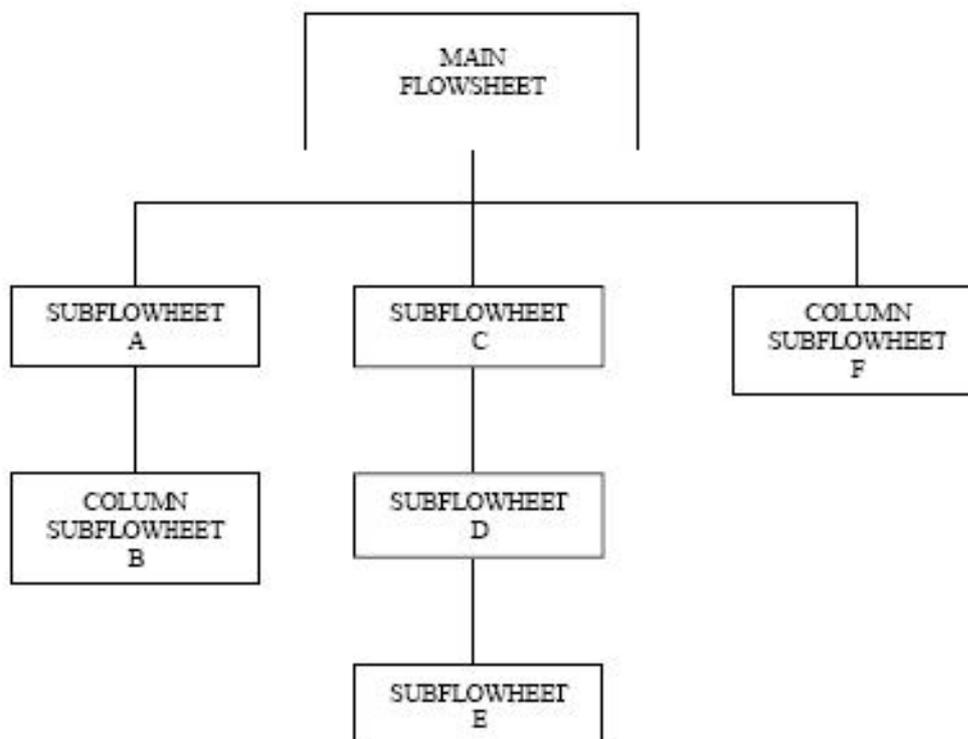
- (The Integrated Engineering Environment) : Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.
  - Programmation de HYSYS : HYSYS contient un *Internal Macro Engine* qui supporte la même syntaxe que *Microsoft Visual Basic*. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

Voici quelques caractéristiques de HYSYS sur la manière dont sont réalisés les calculs :

- Gestion des événements (*Event Driven*): HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation).
- Gestion intelligente de l'information (*Built-in Intelligence*): Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- Opérations Modulaires: Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les *Flowsheets*.
- Algorithme de résolution non séquentielle : on peut construire des *Flowsheets* dans n'importe quel ordre.

Voici les caractéristiques de HYSYS sur comment opèrent les environnements :

Lorsque l'on effectue des développements dans un *Flowsheet* particulier, seul ce *Flowsheet* et les autres situés au-dessous dans la description hiérarchique, seront modifiés. Par exemple, si l'on considère la Fig. III.3 et que l'on suppose que l'on désire faire des changements dans le *SubFlowsheet* D, on se place dans son environnement pour y effectuer ces changements. Puisque D est au-dessus de E dans la hiérarchie, tous les *Flowsheets* autres que D et E resteront inchangés. Dès que les calculs dans D seront effectués, il est possible alors de se déplacer dans l'environnement *Main Flowsheet* pour recalculer toutes les autres parties du modèle contenues dans les autres *SubFlowsheets*.



**Fig. III.3** *Organigramme des environnements dans la hiérarchie*

### III.5 Conclusion :

Ce chapitre présente un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS<sup>®</sup> procède.

Ce qui nous facilite la tâche dans le chapitre 4 suivant pour entamer la simulation du procédé PRICO, ainsi que son calcul.

## Chapitre IV

### Simulation du procédé PRICO

#### IV.1. Introduction :

Dans ce chapitre on donne en premier lieu une brève introduction de l'équilibre de phase des mélanges réels tels que le gaz naturel.

Ensuite on utilise le simulateur HYSYS pour réaliser le procédé PRICO et comparer ses résultats avec celles obtenus dans le complexe GL1K.

Le calcul d'un procédé est un calcul itératif compliqué, ce qui nous a poussés à utiliser HYSYS comme calculateur et simulateur qui permet d'une part, de gagner du temps et d'autre part, d'avoir des résultats plus proches, pour pouvoir ensuite valoriser l'idée d'optimiser le procédé.

#### IV.2. L'équilibre de phase :

Les mélanges de gaz sont fréquemment utilisés dans l'industrie. Si ces mélanges travaillent à des pressions très faibles, il est possible alors de négliger l'interaction entre les molécules, c'est à dire qu'on pourra considérer que les constituants du mélange se comportent indépendamment les uns des autres. On parlera alors de mélanges idéaux.

Cependant, dans le cas qui nous concerne, nous avons affaire à du gaz naturel évoluant à des pressions assez élevées, donc très éloignés de l'idéalité et qu'il nous faut donc prendre en considération le comportement réel de ce mélange.

##### IV.2.1. Le comportement réel des mélanges de Gaz :

Afin de pouvoir déterminer les propriétés thermodynamiques d'un mélange, il faut tenir compte de l'évolution de l'état de ce mélange, c'est à dire sa composition et sa répartition entre les phases liquide et vapeur lorsque varie la pression ou la température.

La composition d'un mélange exprimé en fraction molaire sera désignée par les symboles :

$Z_i$  = la fraction molaire du composant « i » dans le mélange

$X_i$  = la fraction molaire du composant « i » dans le mélange en phase liquide

$Y_i$  = la fraction molaire du composant « i » dans le mélange en phase vapeur

Si l'on considère un mélange de composition fixée  $Z_i$  et à température également fixée  $T$ , à basse pression ce mélange est à l'état gazeux.

On peut donc écrire :  $Y_i = Z_i$

Et si la pression tend vers zéro, ses propriétés peuvent être assimilées à celles d'un mélange à gaz parfaits.

Si on augmente la pression et que pour une valeur donnée de celle-ci il apparaît une première goutte indiquant le début de condensation, on dit qu'on est au Point de Rosée ; en ce point la phase gazeuse a encore la même composition que le mélange global.

$$(Y_i)_R = Z_i \quad (X_i)_R \neq Z_i$$

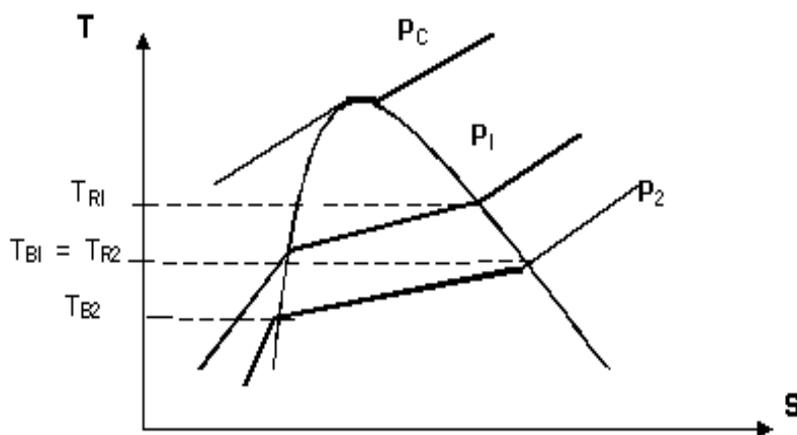
Au fur et à mesure que la pression croît, la condensation du mélange devient totale. Le point où il ne restera du mélange qu'une bulle vapeur est appelé Point de Bulle ; la composition de la phase liquide est alors égale à celle du mélange globale.

$$(X_i)_B = Z_i \quad (Y_i)_B \neq Z_i$$

Le phénomène de changement de phase peut être également suivi à pression constante et température variable

A faible température, le mélange est entièrement liquide. Par augmentation de la température, on observera successivement l'apparition de la première bulle vapeur, la vaporisation partielle, le Point de Rosée.

Les évolutions à pression constante et à température constante sont représentées sur la figure suivante :



EVOLUTION DU MELANGE A P ET T CONSTANTES

#### IV.2.2 : Notion de fugacité :

La fugacité  $f_A$  d'un corps pur A gazeux (ou du corps A dans un mélange gazeux) remplace la pression réelle pour exprimer la différence de comportement du gaz ou du mélange gazeux par rapport au gaz parfait.

La fugacité a la dimension d'une pression et le rapport fugacité / pression est appelé coefficient de fugacité :

$$\phi = \frac{f}{P}$$

La fugacité est déduite à partir de la relation :

$$Dg_T = RT d \ln f \Leftrightarrow g(T, P) - g^0(T, P) = RT \ln \frac{f}{P}$$

$g$  : Energie libre du gaz considéré réel à la température T et à la pression P.

$g^0$  : Energie libre du gaz considéré comme étant parfait à la température T et à la pression P

$$\text{Si } P \rightarrow 0 \Rightarrow \phi = \frac{f}{P} \rightarrow 1$$

#### IV.2.3 : Problème général de l'équilibre liquide vapeur :

Nous allons établir dans ce paragraphe le décompte des inconnues caractérisant l'état du mélange, ainsi que des propriétés dont le calcul est nécessaire.

Soit un mélange de  $n$  constituants, et  $Z_1, Z_2, \dots, Z_n$ , les fractions molaires de chaque constituant supposées connues.

L'état de ce mélange sera connu si on peut déterminer :

La pression et la température : **P et T**

Les compositions des phases en équilibre exprimées en fractions molaires :  $X_i, Y_i$ ; et leur importance exprimée en moles : **L et V**.

On sait par ailleurs que la somme des fractions molaires est égale à 1 :  $\sum X_i = 1$  ;  $\sum Y_i = 1$  et que les bilans matières sont respectés :  $(L + V) Z_i = L X_i + V Y_i$

La condition d'équilibre est exprimée par l'égalité des fugacités :  $i = 1 \text{ à } n > f^V(i) = f^L(i)$

Ce qui introduit comme inconnues ces fugacités :  $f^V(i)$  et  $f^L(i)$  que l'on peut calculer à partir de P, T et la composition :

$$f^V(i) = f^V(i, P, T, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$$

$$f^L(i) = f^L(i, P, T, X_1, X_2, \dots, X_n)$$

Nous devons également déterminer l'enthalpie du mélange que l'on notera :  $H_{mg}$

Etant entendu que :  $H_{mg} = Vh^V + Lh^L$

Les enthalpies molaires de chaque phase étant à déterminer.  $h^V$  et  $h^L$  elles sont aussi liées aux paramètres P, T et la composition

$$h^V(i) = h^V(P, T, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$$

$$h^L(i) = h^L(P, T, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$$

On aboutit ainsi à :  $4n + 7$  inconnues à déterminer à l'aide de  $4n + 5$  relations.

Il reste donc deux paramètres dont la connaissance permettra de déterminer l'état du système.

Toutes les équations sont groupées dans le tableau suivant :

DONNEES ET RELATIONS	DECOMPTE	INCONNUES	DECOMPTE
$\Sigma X_i = 1$ $\Sigma Y_i = 1$	2	P et T	2
		$X_i$ $Y_i$	2n
$Lx_i + Vy_i = (L + V) Z_i$	N		
$H = Vh^V + Lh^L$	1	L et V	2
$H^V = h^V(P, T, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$ $H^L = h^L(P, T, X_1, X_2, \dots, X_n)$	2	H	1
		$h^V$ et $h^L$	2
$f_i^V = f_i^L$	N	$f^L$ et $f^V$	2n
$f_i^V = f_i^V(P, T, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$ $f_i^L = f_i^L(P, T, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$	2n		
	4n + 5		4n + 7

**Remarque :**

L'introduction d'une propriété thermodynamique telle que l'enthalpie n'affecte pas le bilan équations – inconnues, et il en sera de même pour toute autre propriété, volume, entropie.

Afin de pouvoir faire une prédiction de l'équilibre de phase et une étude des propriétés thermodynamiques des hydrocarbures en général et du gaz naturel en particulier, il nous faudra faire appel aux équations d'état telle que l'équation **Peng Robinson**, l'équation de **Redlich Kwong**, et celle de **Lee Kesler Plocker** ...etc.

Le choix de l'équation d'état est dicté par la recherche d'un compromis entre la simplicité de la forme mathématique et l'étendue du domaine d'application et de la précision souhaitée.

Comme nous pouvons le voir dans le tableau ci-dessus le bilan des équations qui régissent l'équilibre de phase dans les mélanges est très difficile à mettre en œuvre car nous avons :  $4_n + 7$  inconnues à déterminer à l'aide de  $4_n + 5$  relations.

Pour cela nous disposons aujourd'hui de code de calcul très puissant qui effectue ces calculs très complexes et parmi eux nous citons le simulateur AspenTech HYSYS.

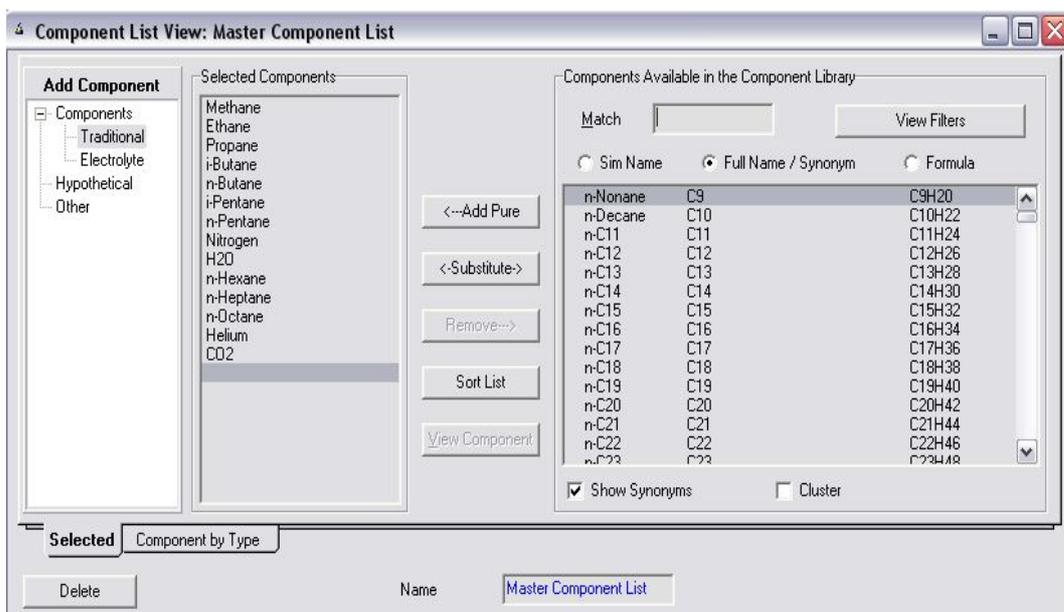
**IV.3 Réalisation du procédé PRICO :**

Pour réaliser la simulation du procédé PRICO par le simulateur HYSYS il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

**IV.3.1 Introduction des compositions :**

Au début il faut designer à HYSYS la composition chimique des fluides qu'on veut utiliser dans le cycle.

Dans notre cas il faut définir la composition du gaz naturel traité (GNT) on a des boîtes froides (l'échangeur), et la composition du MCR on a des boîtes chaudes (le compresseur).



*Fig. IV.1.a Liste des composons chimiques*

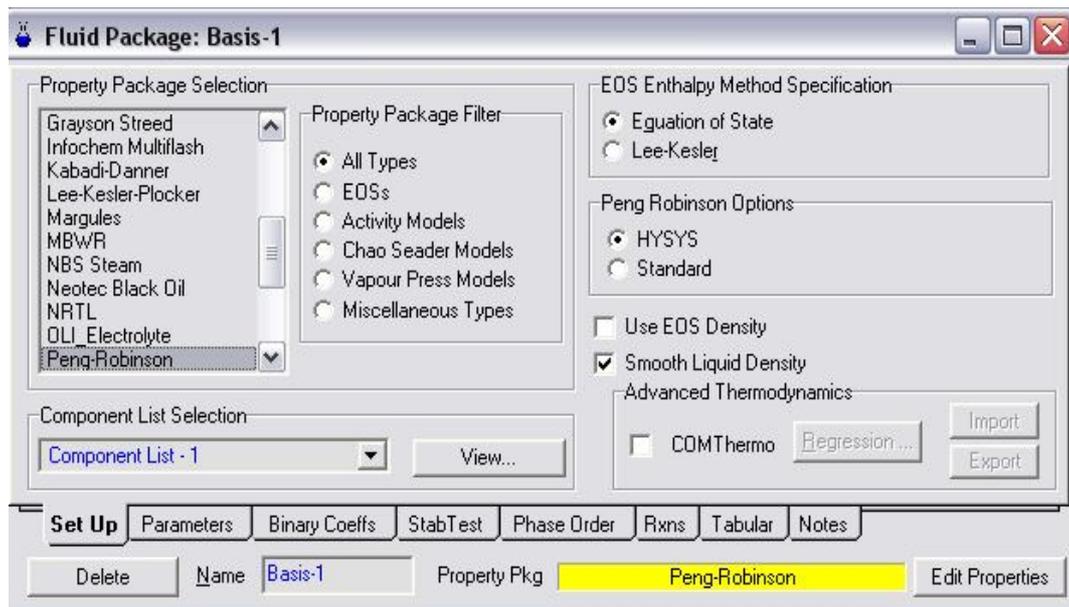
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Methane	0.831700	0.831700
Properties	Ethane	0.071100	0.071100
<b>Composition</b>	Propane	0.022600	0.022600
K Value	i-Butane	0.004000	0.004000
User Variables	n-Butane	0.006000	0.006000
Notes	i-Pentane	0.001200	0.001200
Cost Parameters	n-Pentane	0.001500	0.001500
	Nitrogen	0.058100	0.058100
	H2O	0.000000	0.000000
	n-Hexane	0.001000	0.001000
	n-Heptane	0.000600	0.000600
	n-Octane	0.000200	0.000200
	CO2	0.000100	0.000100
	Helium	0.001900	0.001900
	Total	1.00000	

*Fig. IV.1.b La composition du GN en aval des boites froides*

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Methane	0.300000	0.300000
Properties	Ethane	0.330200	0.330200
<b>Composition</b>	Propane	0.147600	0.147600
K Value	i-Butane	0.029900	0.029900
User Variables	n-Butane	0.019100	0.019100
Notes	i-Pentane	0.089500	0.089500
Cost Parameters	n-Pentane	0.018700	0.018700
	Nitrogen	0.065000	0.065000
	H2O	0.000000	0.000000
	n-Hexane	0.000000	0.000000
	n-Heptane	0.000000	0.000000
	n-Octane	0.000000	0.000000
	CO2	0.000000	0.000000
	Helium	0.000000	0.000000
	Total	1.00000	

*Fig. IV.1.c La composition du MCR en aval DU compresseur*

### IV.3.2 Choix du modèle d'équation d'état (fluide package) :



*Fig. IV.2 Choix de l'équation d'état pour le modèle*

Pour l'étude des propriétés des gaz réel ou des mélanges les plus complexes, il existe des équations d'état qui relie les paramètres d'équilibre du système particulièrement dans le domaine des hydrocarbures.

On sait que le modèle des gaz idéaux est caractérisé on variables molaires par la loi :  $PV = nRT$ .

Cette dernière n'est pas valable pour les gaz réels pour cela on utilise le plus souvent un diagramme thermodynamique, un tableau de propriétés thermodynamiques, ou un jeu d'équations d'état couvrant les diverses zones de pression et température nécessaires.

De nombreuses équations d'état ont été proposées et continuent d'être mises au point.

Parmi ces équations on cite : l'équation **Peng Robinson**, l'équation de **Redlich Kwong**, et celle de **Lee Kesler Plocker** ...etc.

L'équation d'état généralement utilisée dans le cas des hydrocarbures est Peng Robinson qui s'écrit :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

$$\text{avec } b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c}$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \left[ 1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - T_r^{0,5}) \right]^2$$

Ou P : la pression du système ;

T : la température,

v : le volume molaire du gaz

Les équations de Peng-Robinson (PR) et de Soave-Redlich-Kwong (SRK) sont largement utilisées dans l'industrie, particulièrement pour le raffinage, traitement du gaz et la simulation des procédés industriels des hydrocarbures et réservoirs.

Leurs avantages résident dans le fait qu'elles nécessitent peu de données expérimentales (les coordonnées critiques et le facteur acentrique), un temps de simulation relativement court et surtout qu'elles conduisent à une bonne estimation des équilibres liquide vapeur pour les hydrocarbures qui sont particulièrement importants pour la conception des procédés.

Par ailleurs, ces équations présentent d'importantes limitations. Par exemple, les densités liquides ne sont pas correctement évaluées, les paramètres ne sont pas adéquats pour les autres fluides non hydrocarbures, notamment les fluides polaires. De plus, quelles que soient les modifications apportées, il apparaît impossible de représenter de manière satisfaisante la région critique.

IV.3.3 Création des composants du cycle dans l'environnement de simulation :

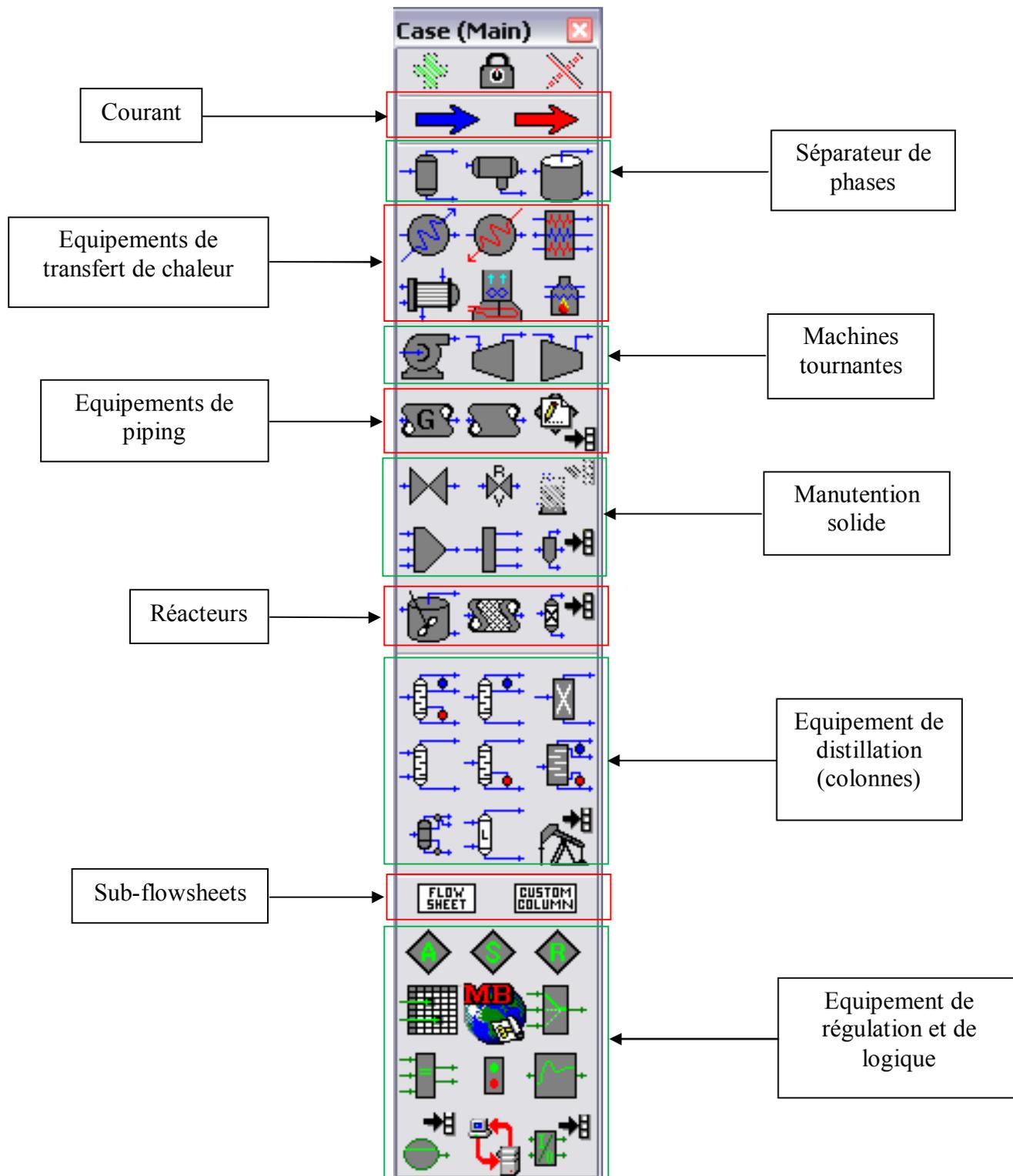


Fig. IV.3 palette d'objets HYSYS®

#### IV.4 Composants du procédé :

Le cycle de PRICO se compose des équipements suivant :

##### IV.4.1. Compresseur axial (C-201) :

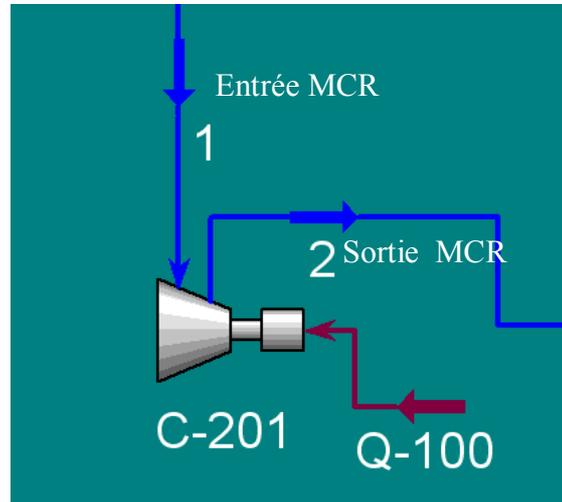


Fig. IV.4.a *Compresseur axial*

Le compresseur absorbe le MCR à basse pression à (14.09 °C ; 4.311 bar) et le refoule à (107.2 °C ; 22.110 bar) vers les échangeurs de chaleur a eau de mer (E-201 A, B, C, D, E, F) par l'intermédiaire d'un séparateur (TEE-100) qui divise le débit globale en trois parties égales.

Les paramètres d'entrée-sortie de ce compresseur sont donnés en figures IV.4.b ci-dessous

Worksheet		1	2	Q-100
Name		Vapour	Vapour	<empty>
Conditions		Temperature [C]	14.09	107.2
Properties		Pressure [bar]	4.311	22.10
Composition		Molar Flow [kgmole/h]	5.349e+004	5.349e+004
PF Specs		Mass Flow [kg/h]	1.804e+006	1.804e+006
		LiqVol Flow [m3/h]	4097	4097
		Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.144e+004	-2.020e+004
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	173.0	176.0
		Heat Flow [kcal/h]	-1.147e+009	-1.080e+009
				6.668e+007

Fig. IV.4.b *Paramètres d'entrée-sortie du compresseur*

IV.4.2. Séparateur eau de MCR (T-100):

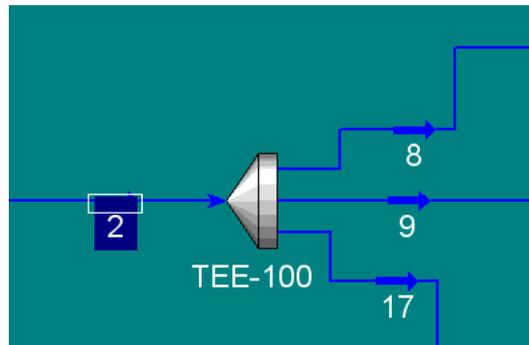


Fig. IV.5.a Séparateur TEE-100

Les paramètres d'entrée-sortie de séparateur TEE-100 sont donnés en figures IV.5.b ci-dessous

Worksheet		2	8	9	17
Name					
Vapour		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Conditions					
Temperature [C]		107.2	107.2	107.2	107.2
Properties					
Pressure [bar]		22.10	22.10	22.10	22.10
Composition					
Molar Flow [kgmole/h]		5.349e+004	1.783e+004	1.783e+004	1.783e+004
Mass Flow [kg/h]		1.804e+006	6.013e+005	6.013e+005	6.013e+005
PF Specs					
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		4097	1366	1366	1366
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-2.020e+004	-2.020e+004	-2.020e+004	-2.020e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		176.0	176.0	176.0	176.0
Heat Flow [kcal/h]		-1.080e+009	-3.601e+008	-3.601e+008	-3.601e+008

Fig. IV.5.b Paramètres d'entrée-sortie de séparateur

### IV.4.3. Echangeurs à eau de mer tubes et calandres:

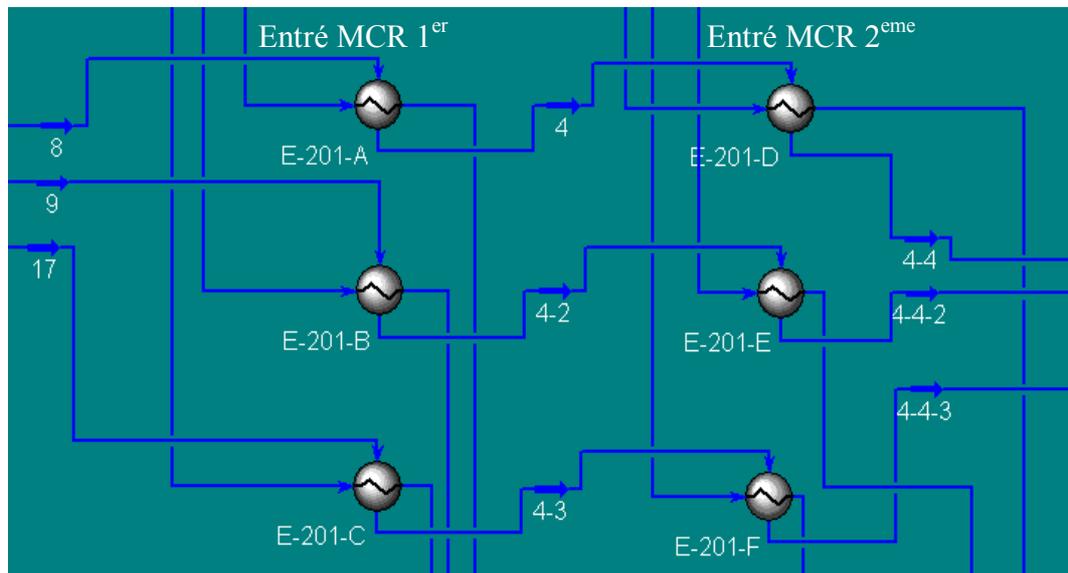


Fig. IV.6.a *Echangeurs à eau de mer*

Ces échangeurs ont pour but d'abaisser la température de MCR au 1<sup>er</sup> lieu de (107.2 °C ; 22.10 bar) jusqu'à (38.83 °C ; 22.09 bar) et au 2<sup>eme</sup> lieu de (38.83°C ; 22.09) jusqu'à (31.98°C ; 22.09).

A la sortie des échangeurs au 2<sup>eme</sup> lieu le MCR se transforme sous forme d'un mélange de deux phases liquide et vapeur de compositions suivantes :

- $X_{v\text{MCR}} = 0.8545$  et  $X_{L\text{MCR}} = 0.1455$

Les principaux paramètres d'entrée-sortie de ces échangeurs sont représentés dans les figures IV.6.b et IV.6.c ci-dessous

1<sup>er</sup> étape :

Worksheet	Name	5	6	8	4
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	0.8545
	Temperature [C]	29.00	66.42	107.2	38.83
Properties	Pressure [bar]	2.500	2.493	22.10	22.09
	Molar Flow [kgmole/h]	4.365e+004	4.365e+004	1.783e+004	1.783e+004
Composition	Mass Flow [kg/h]	7.864e+005	7.864e+005	6.013e+005	6.013e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	788.0	788.0	1366	1366
PF Specs	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-6.814e+004	-6.744e+004	-2.020e+004	-2.190e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	54.74	63.83	176.0	154.9
	Heat Flow [kcal/h]	-2.974e+009	-2.944e+009	-3.601e+008	-3.905e+008

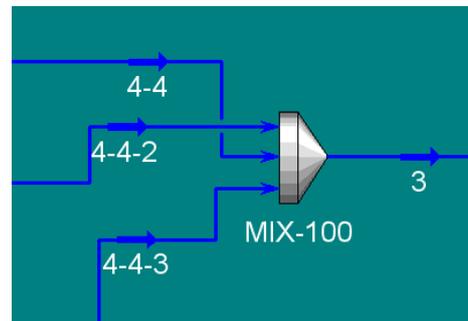
Fig. IV.6.b Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 1<sup>er</sup> étape

2<sup>eme</sup> étape :

Worksheet	Name	5-4	6-4	4	4-4
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.8545	0.8095
	Temperature [C]	29.00	34.91	38.83	31.98
Properties	Pressure [bar]	2.500	2.493	22.09	22.09
	Molar Flow [kgmole/h]	4.365e+004	4.365e+004	1.783e+004	1.783e+004
Composition	Mass Flow [kg/h]	7.864e+005	7.864e+005	6.013e+005	6.013e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	788.0	788.0	1366	1366
PF Specs	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-6.814e+004	-6.803e+004	-2.190e+004	-2.217e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	54.74	56.24	154.9	151.2
	Heat Flow [kcal/h]	-2.974e+009	-2.970e+009	-3.905e+008	-3.953e+008

Fig. IV.6.c Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 2<sup>eme</sup> étape

**IV.4.4. Mixeur :**



*Fig. IV.7.a Mixeur*

Le rôle du Mixeur est de mélanger les fluides d'entrée qui sont aux mêmes conditions de température et de pression afin de les faire sortir dans les mêmes conditions, par une seule sortie vers un ballon de séparation.

Les paramètres de fonctionnement entrée-sortie du Mixeur sont donnés au tableau ci-dessous:

Worksheet		4-4	4-4-2	4-4-3	3
Conditions	Name				
	Vapour	0.8095	0.8095	0.8095	0.8095
	Temperature [C]	31.98	31.98	31.98	31.98
	Pressure [bar]	22.09	22.09	22.09	22.09
	Molar Flow [kgmole/h]	1.783e+004	1.783e+004	1.783e+004	5.349e+004
	Mass Flow [kg/h]	6.013e+005	6.013e+005	6.013e+005	1.804e+006
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1366	1366	1366	4097
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.217e+004	-2.217e+004	-2.217e+004	-2.217e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151.2	151.2	151.2	151.2
	Heat Flow [kcal/h]	-3.953e+008	-3.953e+008	-3.953e+008	-1.186e+009

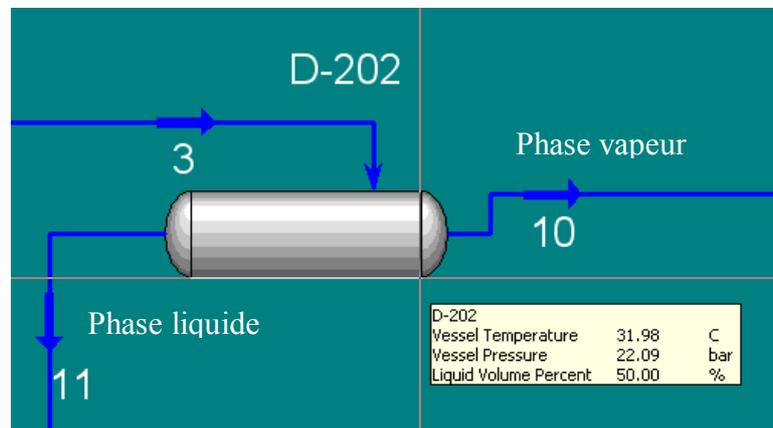
Design Rating **Worksheet** Dynamics

Delete OK  Ignored

*Fig. IV.7.b Paramètres d'entrée-sortie du Mixeur*

**IV.4.5. Ballon séparateur de phase (D-202) :**

Ce ballon joue le rôle de séparation des phases vapeurs et liquides. La phase liquide est pompée par une des deux pompes de réfrigérant située au-dessus du ballon tandis que la partie vapeur quitte le haut du ballon,



*Fig. IV.8.a Ballon séparateur de phase*

Voici les paramètres de fonctionnement entrée-sortie du ballon séparateur :

Worksheet		Name	3	11	10
Conditions	Vapour		0.8095	0.0000	1.0000
	Temperature [C]		31.98	31.98	31.98
	Pressure [bar]		22.09	22.09	22.09
	Molar Flow [kgmole/h]		5.349e+004	1.019e+004	4.330e+004
	Mass Flow [kg/h]		1.804e+006	5.384e+005	1.266e+006
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		4097	998.5	3098
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-2.217e+004	-3.322e+004	-1.957e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		151.2	96.31	164.2
	Heat Flow [kcal/h]		-1.186e+009	-3.385e+008	-8.474e+008

*Fig. IV.8.b Paramètres d'entrée-sortie*

IV.4.5. Pompe :

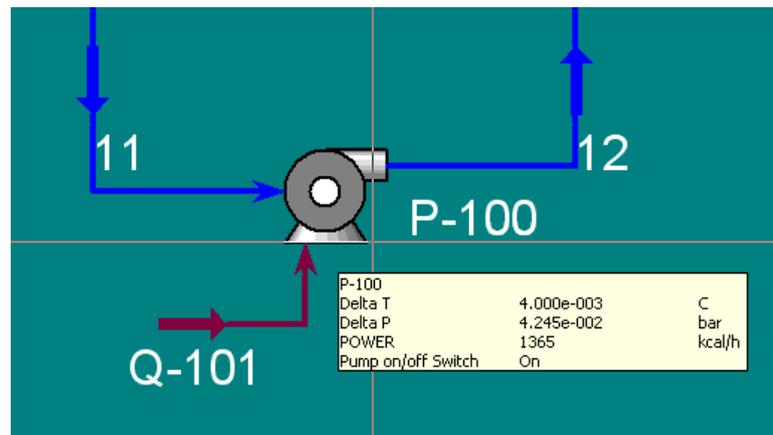


Fig. IV.9.a Pompe

Le rôle de la pompe est d'assurer le transport de la phase liquide vers l'entrée des boîtes froides.

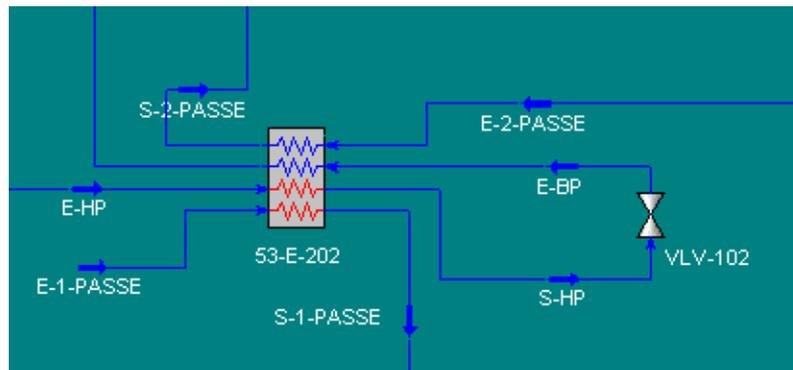
Name	11	12	Q-101
Vapour	0.0000	0.0000	<empty>
Temperature [C]	31.98	31.98	<empty>
Pressure [bar]	22.09	22.13	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	1.019e+004	1.019e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	5.384e+005	5.384e+005	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	998.5	998.5	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3.322e+004	-3.322e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	96.31	96.31	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	-3.385e+008	-3.385e+008	1365

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK  On  Ignored

Fig. IV.9.b Paramètres d'entrée-sortie de la pompe

**IV.4.6. Echangeur LNG (boites froides) :**



*Fig. IV.10.a Echangeur LNG (boites froides)*

Réellement il ya 8 boites froides chaque boite contient 5 échangeur donc on a au totale 40 échangeur en parallèle et chaque échangeur fait son travail séparément aux autres.

Dans notre travail en a fait notre étude sur un seul échangeur puisque les autres son similaires, en a bien sur divisé le débit global su 40.

Donc le débit qui circule est le 1/40 du débit global.

Le rôle de l'échangeur LNG et de refroidie le GN jusqu'à -161°C.

Voici les paramètres d'entrée-sortie

Worksheet		E-1-PASSE	E-BP	E-HP	E-2-PASSE	S-1-PASSE
Conditions	Vapour	1.0000	0.0449	0.8095	1.0000	0.8724
	Temperature [C]	29.00	-146.0	31.98	-63.84	-65.00
Properties	Pressure [bar]	38.60	5.001	22.09	38.00	37.91
	Molar Flow [kgmole/h]	272.7	1337	1337	257.5	272.7
Composition	Mass Flow [kg/h]	5199	4.510e+004	4.510e+004	4543	5199
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	15.33	102.4	102.4	13.94	15.33
PF Specs	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1.755e+004	-2.696e+004	-2.217e+004	-1.804e+004	-1.885e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	155.1	60.96	151.2	138.1	133.1
	Heat Flow [kcal/h]	-4.785e+006	-3.606e+007	-2.965e+007	-4.646e+006	-5.141e+006
	Name	S-BP	S-HP	S-2-PASSE		
	Vapour	0.9983	0.0000	0.0000		
Conditions	Temperature [C]	12.49	-144.0	-146.0		
	Pressure [bar]	4.311	21.40	37.31		
Properties	Molar Flow [kgmole/h]	1337	1337	257.5		
	Mass Flow [kg/h]	4.510e+004	4.510e+004	4543		
Composition	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	102.4	102.4	13.94		
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.148e+004	-2.696e+004	-2.027e+004		
PF Specs	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	172.5	60.21	84.40		
	Heat Flow [kcal/h]	-2.872e+007	-3.606e+007	-5.220e+006		

*Fig. IV.10.b Paramètres d'entrée-sortie de*

#### IV.4.7. Vanne de détente (Joule-Thomson):

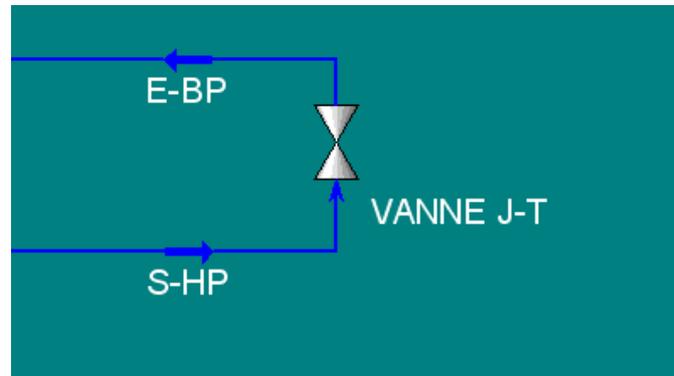


Fig. IV.11.a *Vanne détente J-T*

La vanne de détente sert à détendre le MCR, cette détente entraîne une vaporisation du liquide et un refroidissement du fluide.

Voici les paramètres d'entrée-sortie de la vanne J-T :

Worksheet		S-HP	E-BP
Conditions Properties Composition PF Specs	Name		
	Vapour	0.0000	0.0449
	Temperature [C]	-144.0	-146.0
	Pressure [bar]	21.40	5.001
	Molar Flow [kgmole/h]	1337	1337
	Mass Flow [kg/h]	4.510e+004	4.510e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	102.4	102.4
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.696e+004	-2.696e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	60.21	60.96
	Heat Flow [kcal/h]	-3.606e+007	-3.606e+007

Design Rating **Worksheet** Dynamics

Delete OK  Ignored

Fig. IV.11.b *Paramètre d'entrée-sortie*

#### IV.4.8. Déméthaniseur :

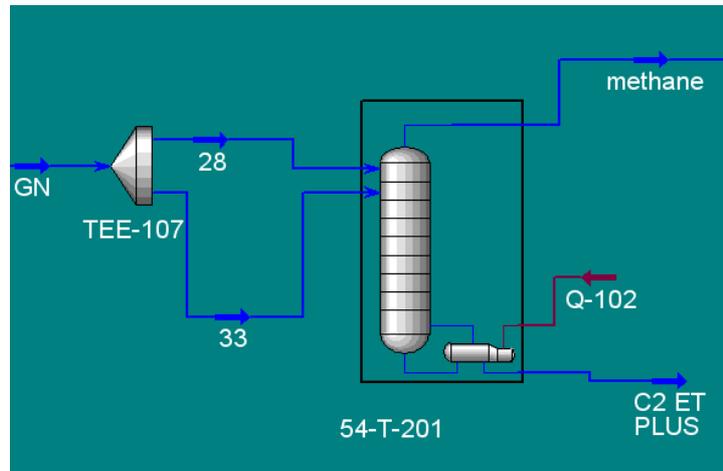


Fig. IV.12.a *Déméthaniseur (colonne de distillation)*

Le rôle de déméthaniseur est la récupération des hydrocarbures lourds condensés, les produits de tête du déméthaniseur en majorité du méthane et gaz inerte retourne vers les échangeurs E202 (2<sup>ème</sup> passage) où il est refroidi jusqu'à une température de  $-144^{\circ}\text{C}$ .

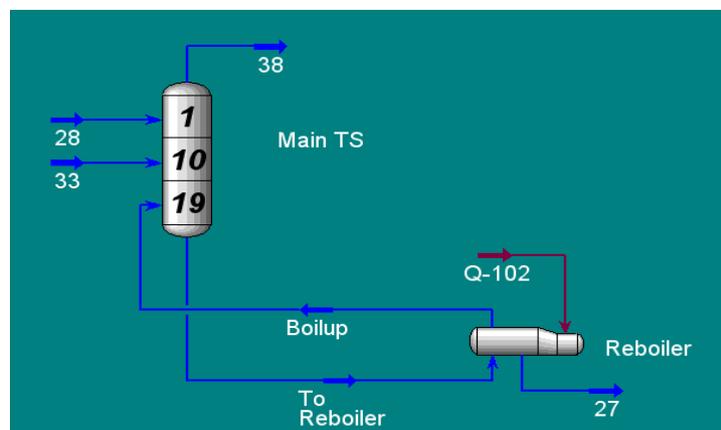


Fig. IV.12.b *Vue détailler du déméthaniseur (colonne + rebouilleur)*

La figure IV.12.c montre la variation de composition du Gaz naturel en aval et amont du déméthaniseur.

Column: 54-T-201 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

	28	33	38	27
Methane	0.8317	0.8317	0.8808	0.0008
Ethane	0.0711	0.0711	0.0490	0.4449
Propane	0.0226	0.0226	0.0057	0.3083
i-Butane	0.0040	0.0040	0.0004	0.0651
n-Butane	0.0060	0.0060	0.0004	0.1011
i-Pentane	0.0012	0.0012	0.0000	0.0211
n-Pentane	0.0015	0.0015	0.0000	0.0265
Nitrogen	0.0581	0.0581	0.0615	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0010	0.0010	0.0000	0.0179
n-Heptane	0.0006	0.0006	0.0000	0.0107
n-Octane	0.0002	0.0002	0.0000	0.0036
CO2	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000
Helium	0.0019	0.0019	0.0020	0.0000

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged**  Update Outlets  Ignored

Fig. IV.12.c Paramètres d'entrée-sortie du déméthaniseur

#### IV.4.9. Ballons de flache haute pression et basse pression :

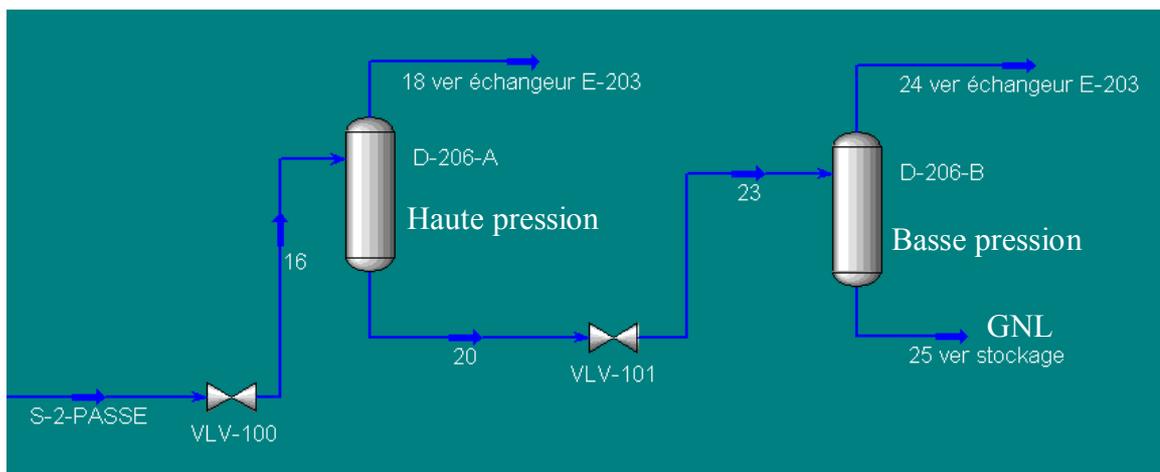


Fig. IV.13.a Ballon de flache HP et BP

Le rôle des ballons haute pression et basse pression est de séparer les phases liquides et vapeurs après la détente du fluide par intermédiaire des vannes de détente.

Voici les paramètres d'entrée-sortie des ballons de flache.

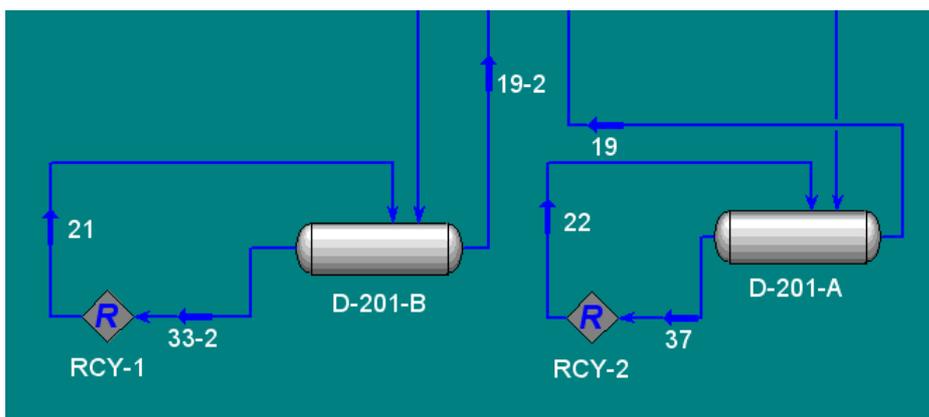
Worksheet		16	20	18 ver échange	
Conditions Properties Composition PF Specs	Name	Vapour	0.0426	0.0000	1.0000
	Temperature [C]		-149.1	-149.1	-149.1
	Pressure [bar]		4.510	4.510	4.510
	Molar Flow [kgmole/h]		257.5	246.5	10.97
	Mass Flow [kg/h]		4543	4318	225.2
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		13.94	13.45	0.4900
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-2.027e+004	-2.069e+004	-1.089e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		85.42	83.42	130.4
	Heat Flow [kcal/h]		-5.220e+006	-5.100e+006	-1.194e+005

Fig. IV.13.b *Ballon de flache HP*

Worksheet		23	25 ver stockag	24 ver échange	
Conditions Properties Composition PF Specs	Name	Vapour	0.1187	0.0000	1.0000
	Temperature [C]		-163.9	-163.9	-163.9
	Pressure [bar]		1.100	1.100	1.100
	Molar Flow [kgmole/h]		246.5	217.3	29.27
	Mass Flow [kg/h]		4318	3747	570.7
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		13.45	12.04	1.409
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-2.069e+004	-2.156e+004	-1.420e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		84.21	76.03	144.9
	Heat Flow [kcal/h]		-5.100e+006	-4.685e+006	-4.155e+005

Fig. IV.13.c *Ballon de flache BP*

**IV.4.10. Ballon d'aspiration A et B :**



*Fig. IV.14.a Ballon d'aspiration A et B*

Le rôle des ballons A et B est d'assuré le retour du MCR pour l'aspiration du compresseur.

Voici les paramètres d'entrée-sortie des ballons de flache.

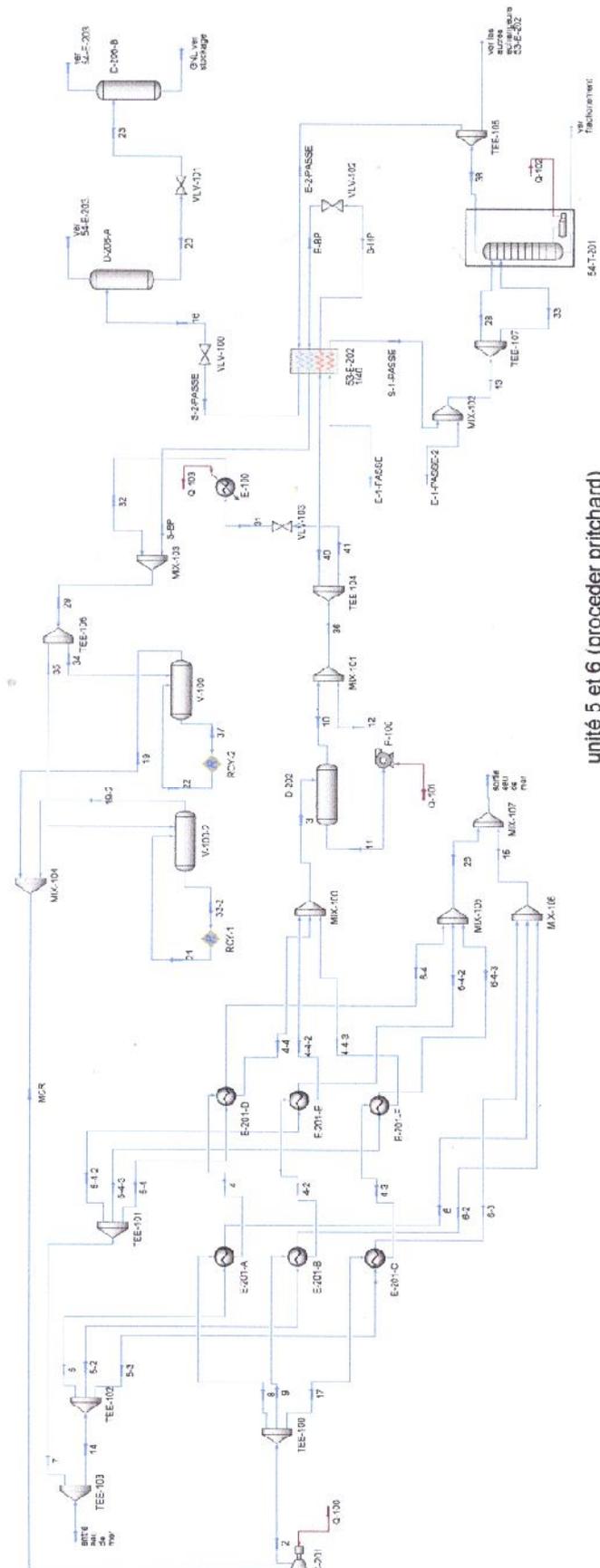
Worksheet		34	37	19
Conditions	Name			
Properties	Vapour	1.0000	0.0000	1.0000
Composition	Temperature [C]	14.17	14.17	14.17
PF Specs	Pressure [bar]	4.311	4.311	4.311
	Molar Flow [kgmole/h]	2.674e+004	0.0000	2.674e+004
	Mass Flow [kg/h]	9.020e+005	0.0000	9.020e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2048	0.0000	2048
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.144e+004	-3.964e+004	-2.144e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	173.0	63.06	173.0
	Heat Flow [kcal/h]	-5.735e+008	0.0000	-5.735e+008

*Fig. IV.14.b Ballon d'aspiration A*

Worksheet	Name	35	33-2	19-2
Conditions	Vapour	1.0000	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	14.17	14.17	14.17
Composition	Pressure [bar]	4.311	4.311	4.311
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	2.674e+004	0.0000	2.674e+004
	Mass Flow [kg/h]	9.020e+005	0.0000	9.020e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2048	0.0000	2048
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.144e+004	-3.964e+004	-2.144e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	173.0	63.06	173.0
	Heat Flow [kcal/h]	-5.735e+008	0.0000	-5.735e+008

Fig. IV.14.c *Ballon d'aspiration B*

La figure IV.15 montre le PFD globale du procédé PRICO.



unité 5 et 6 (proceder pritchard)

Fig. IV.15 Vue générale du PFD du procédé PRICO

#### IV.5 Comparaison des résultats et discussion :

Dans cette partie on va faire une comparaison des résultats entre celle du complexe et les notre obtenus par HYSYS sous forme des tableaux dans chaque partie du procédé.

##### IV.5.1. Le compresseur :

Les paramètres cités dans le tableau (IV.3.1) son celle du MCR

	<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Pression d'entrée (bar)</b>	4.01	4.30
<b>Température d'entrée (°C)</b>	21.00	14.09
<b>Pression de sortie (bar)</b>	22.10	22.10
<b>Température de sortie (°C)</b>	116.00	<u>107.20</u>
<b>Débit (Kg/h)</b>	1804020.00	1804000.00

*Tableau IV.1 paramètres du MCR dans le compresseur*

Le chiffre souligné c'est le résultat calculé par HYSYS.

##### IV.5.2 Echangeur tube calandre :

	<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Pression d'entrée (bar)</b>	22.10	22.10
<b>Température d'entrée (°C)</b>	116.00	<u>107.20</u>
<b>Pression de sortie (bar)</b>	21.40	<u>22.09</u>
<b>Température de sortie (°C)</b>	32.00	<u>31.98</u>
<b>Débit (Kg/h)</b>	1804020.00	1804000.00
<b>Fraction vapeur</b>	0.80	0.80

*Tableau IV.2 paramètres du MCR dans l'échangeur tube calandre*

##### IV.5 .3 Echangeur LNG E-202 (boites froides) :

Dans cette étape on a divisé le débit du GN ainsi que du MCR par 40 puisque l'étude et fait sur un seul échangeur au lieu de 40 échangeurs.

On va citer les paramètres de chaque passe dans un tableau.

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Entré GN 1<sup>er</sup> passe</b>	<b>Pression (bar)</b>	38.60	38.60
	<b>Température (°C)</b>	29.00	29.00
	<b>Fraction vapeur</b>	1.00	1.00
	<b>Débit (Kg/h)</b>	207940.00	5199.00

*Tableau IV.3.a paramètres d'entrée du GN 1<sup>er</sup> passe*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Entré MCR HP</b>	<b>Pression (bar)</b>	21.4	<u>22.09</u>
	<b>Température (°C)</b>	32	<u>31.98</u>
	<b>Fraction vapeur</b>	0.80	<u>0.80</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	1804020	<u>45100</u>

*Tableau IV.3.b paramètres d'entrée du MCR HP*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Sortie GN 1<sup>er</sup> passe</b>	<b>Pression (bar)</b>	37.40	<u>37.91</u>
	<b>Température (°C)</b>	- 65.00	- 65.00
	<b>Fraction vapeur</b>	/	<u>0.87</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	207940.00	<u>5199.00</u>

*Tableau IV.3.c paramètres de sortie du GN 1<sup>er</sup> passe*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Sortie MCR HP</b>	<b>Pression (bar)</b>	19.70	<u>21.40</u>
	<b>Température (°C)</b>	- 144.00	- 144.00
	<b>Fraction vapeur</b>	/	<u>0.00</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	1804020.00	<u>45100.00</u>

*Tableau IV.3.d paramètres sortie du MCR HP*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Entré GN 2<sup>ème</sup> passe</b>	<b>Pression (bar)</b>	37.40	<u>38.00</u>
	<b>Température (°C)</b>	- 64.00	- <u>63.83</u>
	<b>Fraction vapeur</b>	/	<u>1.00</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	182080.00	<u>4543.00</u>

*Tableau IV.3.e paramètres de d'entrée du GN 2<sup>ème</sup> passe*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Entré MCR BP</b>	<b>Pression (bar)</b>	3.93	<u>5.00</u>
	<b>Température (°C)</b>	- 149.00	- <u>146.00</u>
	<b>Fraction vapeur</b>	/	<u>0.04</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	1804020	<u>45100.00</u>

*Tableau IV.3.f paramètres d'entrée du MCR BP*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Sortie GN 2<sup>ème</sup> passe</b>	<b>Pression (bar)</b>	37.4	<u>37.31</u>
	<b>Température (°C)</b>	- 144.00	- <u>146.00</u>
	<b>Fraction vapeur</b>	/	<u>0.00</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	182080.00	<u>4543.00</u>

*Tableau IV.3.g paramètres de sortie du GN 2<sup>ème</sup> passe*

		<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>Sortie MCR BP</b>	<b>Pression (bar)</b>	3.93	<u>4.31</u>
	<b>Température (°C)</b>	14.00	<u>12.50</u>
	<b>Fraction vapeur</b>	/	<u>0.99</u>
	<b>Débit (Kg/h)</b>	1804020	<u>45100.00</u>

*Tableau IV.3.h paramètres de sortie du MCR BP*

## IV.5.4 Colonne de distillation (déméthaniseur) :

## IV.4.4.1 Paramètre du GN:

	Complexe GL1K	HYSIS®
Pression d'entrée (bar)	38.1	<u>37.91</u>
Température d'entrée (°C)	- 65.00	- <u>65.00</u>
Pression de sortie vapeur (bar)	38.00	<u>38.00</u>
Pression de sortie liquide (bar)	38.50	<u>38.50</u>
Température de sortie vapeur (°C)	- 64.00	- <u>63.83</u>
Température de sortie liquide (°C)	64.00	<u>66.56</u>
Débit d'entrée (Kg/h)	207939.00	<u>207900.00</u>
Débit de sortie vapeur (Kg/h)	182082.00	<u>181700.00</u>
Débit de sortie liquide (Kg/h)	25857.00	<u>26230.00</u>

Tableau IV.4.a paramètres d'entrée et de sortie du GN dans la colonne de distillation

## IV.5.4.2 Composition du GN:

## a) Phase vapeur :

	Complexe GL1K	HYSIS®
CH <sub>4</sub>	88.01	<u>88.07</u>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.93	<u>4.90</u>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.60	<u>0.57</u>
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.04	<u>0.04</u>
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.05	<u>0.04</u>
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.01	<u>0.01</u>
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>		
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>		
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>		
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>		
N <sub>2</sub>	6.15	<u>6.15</u>
CO <sub>2</sub>	0.01	<u>0.01</u>
He	0.20	<u>0.20</u>
H <sub>2</sub> O	0.00	<u>0.00</u>

Tableau IV.4.b composition du GN dans la phase vapeur

**b) Phase liquide:**

	<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS®</b>
<b>CH<sub>4</sub></b>	0.00	<u>0.07</u>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	44.62	<u>44.48</u>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	30.60	<u>30.83</u>
<b>i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	6.58	<u>6.50</u>
<b>n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	10.10	<u>10.10</u>
<b>i-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	2.12	<u>2.10</u>
<b>n-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	2.68	<u>2.65</u>
<b>C<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	1.79	<u>1.78</u>
<b>C<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>	1.08	<u>1.07</u>
<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	0.36	<u>0.35</u>
<b>N<sub>2</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.01	<u>0.00</u>
<b>He</b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0.00	<u>0.00</u>

*Tableau IV.4.c composition du GN dans la phase liquide***IV.5.5 Séparateur de phase HP :****IV.5.5.1 Paramètre du GN:**

	<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS®</b>
<b>Pression d'entrée (bar)</b>	04.50	<u>04.51</u>
<b>Température d'entrée (°C)</b>	- 148.00	- <u>149.10</u>
<b>Pression de sortie vapeur (bar)</b>	04.50	<u>04.51</u>
<b>Pression de sortie liquide (bar)</b>	04.50	<u>04.51</u>
<b>Température de sortie vapeur (°C)</b>	- 148.00	- <u>149.10</u>
<b>Température de sortie liquide (°C)</b>	- 148.00	- <u>149.10</u>
<b>Débit d'entrée (Kg/h)</b>	182082	<u>4543.00</u>
<b>Débit de sortie vapeur (Kg/h)</b>	10376.00	<u>225.10 x 40</u>
<b>Débit de sortie liquide (Kg/h)</b>	/	<u>4318.00 x 40</u>

*Tableau IV.5.a paramètres d'entrée et de sortie du GN dans le séparateur de phase HP*

## IV.5.5.2 Composition du GN:

## a) Phase vapeur :

	Complexe GL1K	HYSIS <sup>®</sup>
<b>CH<sub>4</sub></b>	52.83	<u>53.28</u>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	0.00	<u>0.01</u>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>i-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>n-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>		
<b>C<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>		
<b>C<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>		
<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>		
<b>N<sub>2</sub></b>	0.00	<u>42.09</u>
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>He</b>	4.06	<u>4.60</u>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0.00	<u>0.00</u>

*Tableau IV.4.5.b composition du GN dans la phase vapeur HP*

## b) Phase liquide:

	Complexe GL1K	HYSIS®
CH <sub>4</sub>	/	<u>89.62</u>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	/	<u>05.11</u>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	/	<u>0.59</u>
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	/	<u>0.04</u>
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	/	<u>0.04</u>
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	/	<u>0.00</u>
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	/	<u>0.00</u>
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	/	<u>0.00</u>
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	/	<u>0.00</u>
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	/	<u>0.00</u>
N <sub>2</sub>	/	<u>4.55</u>
CO <sub>2</sub>	/	<u>0.01</u>
He	/	<u>0.00</u>
H <sub>2</sub> O	/	<u>0.00</u>

*Tableau IV.5.c composition du GN dans la phase liquide HP*

## IV.5.6 Séparateur de phase BP :

## IV.5.6.1 Paramètre du GN :

	Complexe GL1K	HYSIS®
Pression d'entrée (bar)	01.10	<u>01.10</u>
Température d'entrée (°C)	- 162.00	- <u>163.80</u>
Pression de sortie vapeur (bar)	01.10	<u>01.10</u>
Pression de sortie liquide (bar)	01.10	<u>01.10</u>
Température de sortie vapeur (°C)	- 162.00	- <u>149.10</u>
Température de sortie liquide (°C)	- 162.00	- <u>163.80</u>
Débit d'entrée (Kg/h)	/	<u>4318.00</u>
Débit de sortie vapeur (Kg/h)	20426.00	<u>570.70 x 40</u>
Débit de sortie liquide (Kg/h)	151280.00	<u>3747.00 x 40</u>

*Tableau IV.6.a paramètres d'entrée et de sortie du GN dans le séparateur de phase BP*

## IV.5.6.2 Composition du GN:

## a) Phase vapeur :

	Complexe GL1K	HYSIS®
<b>CH<sub>4</sub></b>	71.01	<u>71.04</u>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>i-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>n-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>		
<b>C<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>		
<b>C<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>		
<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>		
<b>N<sub>2</sub></b>	28.95	<u>28.89</u>
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>He</b>	0.04	<u>0.04</u>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0.00	<u>0.00</u>

*Tableau IV.6.b composition du GN dans la phase vapeur BP*

## b) Phase liquide (GNL produit final):

	<b>Complexe GL1K</b>	<b>HYSIS<sup>®</sup></b>
<b>CH<sub>4</sub></b>	92.05	<u>92.12</u>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	5.80	<u>05.80</u>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	0.71	<u>0.67</u>
<b>i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0.05	<u>0.04</u>
<b>n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0.06	<u>0.04</u>
<b>i-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0.01	<u>0.01</u>
<b>n-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>		
<b>C<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>		
<b>C<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>		
<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>		
<b>N<sub>2</sub></b>	1.31	<u>1.27</u>
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.01	<u>0.01</u>
<b>He</b>	0.00	<u>0.00</u>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0.00	<u>0.00</u>

*Tableau IV.6.c composition du GN dans la phase liquide BP*

#### IV.6 Discussion :

L'exécution de notre travail a été faite sur un micro-ordinateur, pentium 4, micro-processeur de 3.01 GHZ.

Les paramètres respectés sont :

- Pression d'entrée et de sortie dans chaque appareil.
- Température d'entrée et de sortie dans chaque appareil.
- Le débit du MCR et du GN.
- La composition du MCR et du GN.
- Le dimensionnement de chaque appareil tel que (longueur, surface, volume etc.).
- Les caractéristiques physiques et chimiques de chaque appareil (conductivité etc.).

Les résultats sont comparés avec ceux du complexe GL1K pour les mêmes paramètres dans chaque point du cycle.

Après comparaison on voit clairement que les résultats sont identiques dans chaque point du cycle. Ceci nous confirme la fiabilité de ce logiciel.

Cette confirmation nous conduit à faire quelque changement dans la composition du GN afin de voir les résultats obtenus.

Dans ce changement on met en considération la teneur en eau dans le GN.

On choisit comme exemple la composition utilisée par réf [12]. Montré dans la figure suivante :

	Mole Fractions
Methane	0.831098
Ethane	0.071085
Propane	0.022540
i-Butane	0.004005
n-Butane	0.006008
i-Pentane	0.001201
n-Pentane	0.001502
Nitrogen	0.058076
H2O	0.000681
n-Hexane	0.001000
n-Heptane	0.000601
n-Octane	0.000201
CO2	0.000100
Helium	0.001902

Total 1.00000

Fig. IV.16 composition du GN avec une teneur en eau

Résultats de la simulation :

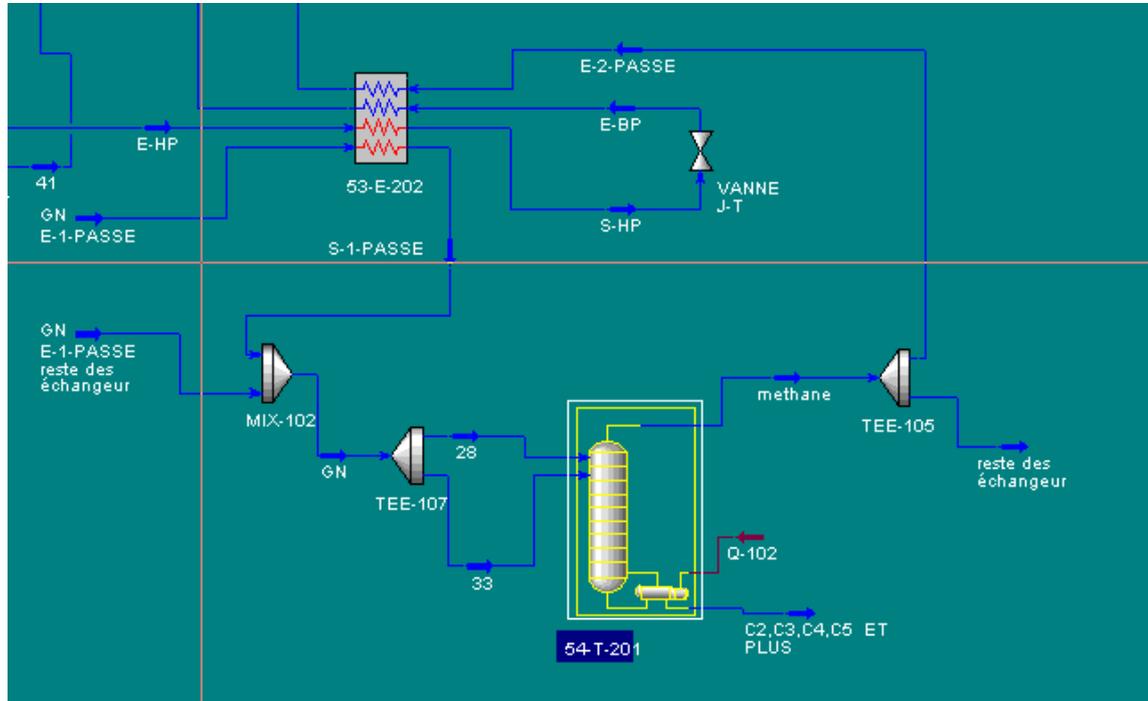
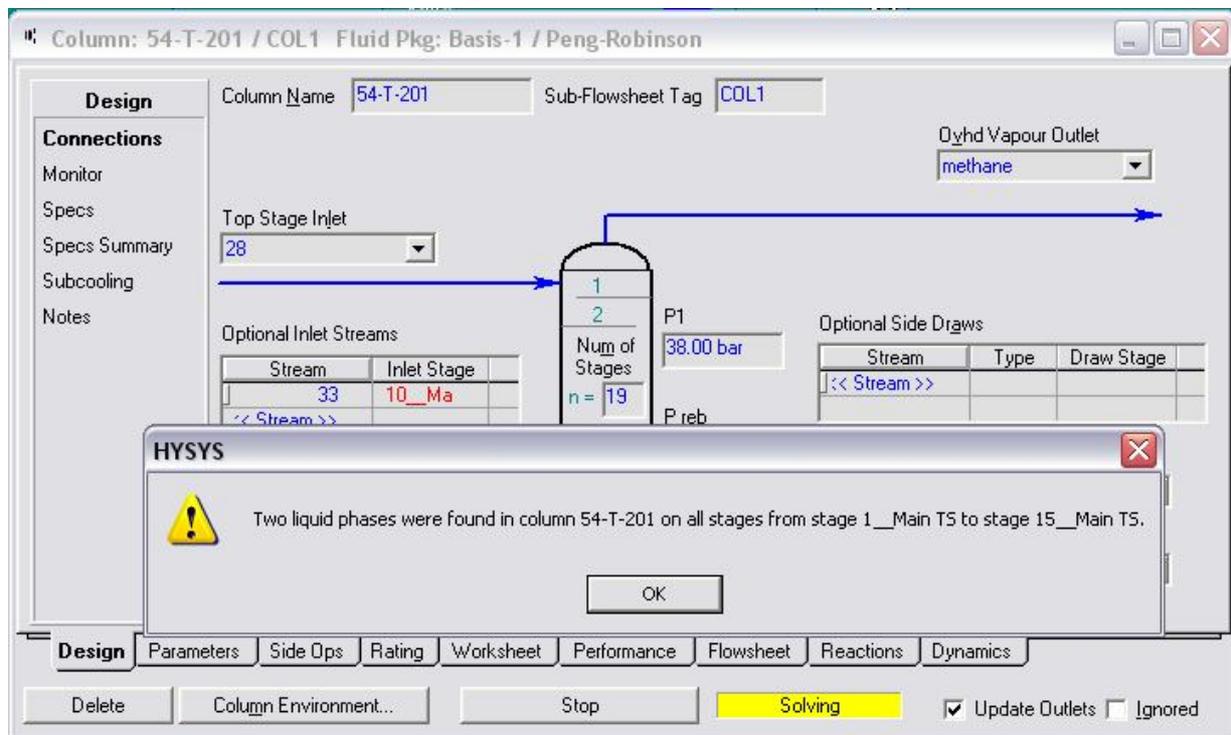


Fig. IV.17.a défaillance dans le Déméthaneur

Dans la figure (IV.17.a) HYSYS indique qu'il y a une défaillance dans le déméthaniseur, cette indication est en couleur jaune.



*Fig. IV.17.b partie de calcul du déméthaniseur*

Dans la figure (IV.17.b) ci-dessus HYSYS indique que la phase liquide augmente avec le méthane qui est en phase vapeur dans les étages de 1 jusqu'à l'étage 15 du déméthaniseur.

Ce qui explique qu'il y a une partie d'eau qui entre dans l'échangeur LNG (boite froide), et qui givre dans ces derniers. Cela est dû à la formation de bouchons solides, qui vont avec le temps provoquer des contraintes mécaniques qui mènent à des fissures au niveau des boites froides et du déméthaniseur. En 2008 l'unité 5p fonctionne seulement avec 5 boites et l'unité 6p avec 7 boites. Actuellement les unités 5p et 6p son a l'arrêt a cause de ses fissures surtout au niveau du déméthaniseur.

Donc on confirme que la cause principale de tous ces problèmes est le dysfonctionnement de la section traitement de gaz particulièrement le phénomène des entraînements d'amine.

**IV.7 Conclusion :**

Dans ce chapitre après une brève introduction sur l'équilibre de phase nous avons réalisé un des procédé qui existe en Algérie au niveau du complexe GL1K de Skikda comme model d'étude, nous avons utilisé le simulateur HYSYS comme model de calcul, en respectant dans notre calcul tous les paramètres utilisé au niveau du complexe, les résultats de calcul sont montré sous forme de tableaux comparatifs.

Après comparaison des résultats, nous constatant que les résultats sont presque identiques, ce qui nous confirme la fiabilité de ce logiciel, et qui nous donne un pas aux futures pour étudier d'autres procédés de liquéfaction du Gaz naturel.

# Chapitre V

## Optimisation du procédé PRICO

### V.1 Introduction :

Les machines thermodynamiques fonctionnent avec plusieurs transformations successives et répétitives formant un cycle. Dans la pratique, ces transformations ne sont pas réversibles. On remplace alors ces processus irréversibles par des transformations réversibles plus facilement calculables: d'où on obtient des machines idéales qui donnent une première approche du problème.

Les cycles sont formés par la succession de plusieurs transformations et sont représentés dans un diagramme soit en coordonnées (P, V) ou (T, S) ou (P, H). Ces diagrammes permettent de suivre l'évolution du fluide et de visualiser les énergies échangées.

Dans les machines thermodynamiques TD, de la chaleur est transformée en travail. Cette chaleur est fournie à partir de combustibles fossiles ou nucléaires ou à partir d'énergie solaire ou géothermique: elle est transférée au fluide de travail (eau, air...) à la température la plus élevée possible. Ces machines sont des systèmes fermés où le fluide revient à son état initial après diverses transformations successives.

On peut traiter ces diverses machines thermiques à partir de cycles thermodynamiques où les processus réels irréversibles sont remplacés par des processus simplifiés et réversibles. Ces transformations réversibles représentent alors une machine idéale sans perte de chaleur par frottement.

Dans les systèmes ouverts, on simplifie en idéalisant le fonctionnement de la machine c.à.d. en remplaçant l'arrivée et le rejet de gaz dans la machine par un apport et une cession de chaleur par échange: on néglige ainsi les changements de composition chimique du gaz liés à la combustion.

Les fluides de travail (vapeur d'eau, air ou gaz...) dans ces machines sont assimilés à des gaz parfaits, ce qui est à peu près le cas dans les domaines de pression et température considérés.

## V.2 performances de procédé PRICO :

Les bases de calcul sont les suivantes :

- température de l'eau de mer : 27°C d'où une température de 32°C au repère 27, l'approche au réfrigérant-condenseur ayant été fixée à 5°C ;
- pression et température du GN à l'entrée de l'unité : 40 bar et 30°C ;
- produits lourds extraits : 5,6 % molaire (cette quantité définit le rapport des débits 2<sup>ème</sup> passe/1<sup>ère</sup> passe) ;
- température du GNL avant les détenteurs conduisant à la production des fractions riches en azote, utilisées comme gaz de combustion : - 144°C (elle définit le rapport de la quantité de liquide envoyée au stockage à celle sortant de l'échangeur) ;
- écart moyen logarithmique des températures relevées sur le diagramme d'échange ou plus précisément *KS* installé pour obtenir cet écart : 116,8 GJ · h<sup>-1</sup> · K.
- pertes de charge des circuits, notamment celles de la partie basse pression du cycle, échangeurs et tuyauteries, caractérisées en fait essentiellement par l'accroissement du rapport des pressions HP/BP depuis l'échangeur cryogénique 4.68 jusqu'au compresseur de cycle 5.12;
- rendement poly tropique du compresseur : 86 % ;
- absence de réfrigérant intermédiaire.

Dans ces conditions, la performance de l'unité étudiée est caractérisée par une énergie sur l'arbre du compresseur de 286 GJ par heure de fonctionnement, soit une puissance de 79 500 kW, pour 10200 kmol/h de GNL en sortie d'unité, à - 161°C ; soit 7.8 kWh/kmol soit 0,348 kWh par Nm<sup>3</sup> de GNL.

## V.3 composition du GN et de MCR d'après référence [9] :

	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	C <sub>6+</sub>
GN	6,0	83,15	7,1	2,3	0,40	0,60	0,12	0,15	0,18
MCR	6,6	31,5	33,8	6,5	4,5	3,1	11,4	2,6	0.0

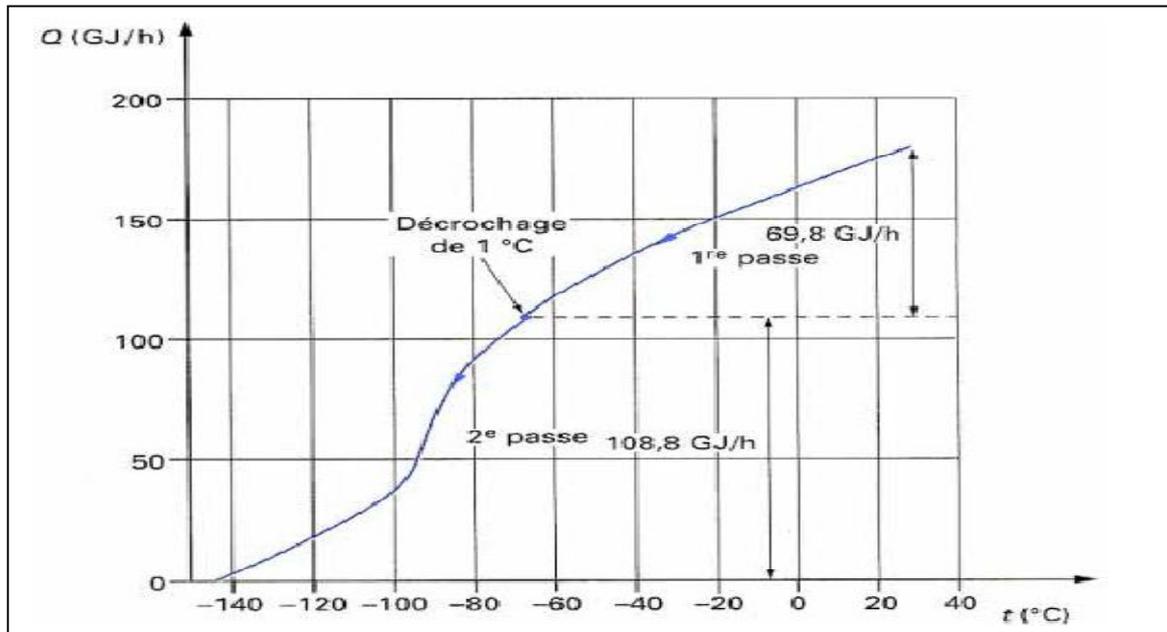
**a) Rendement par rapport au cycle réversible de Carnot :**

C'est en fait le véritable critère d'efficacité de l'unité de liquéfaction.

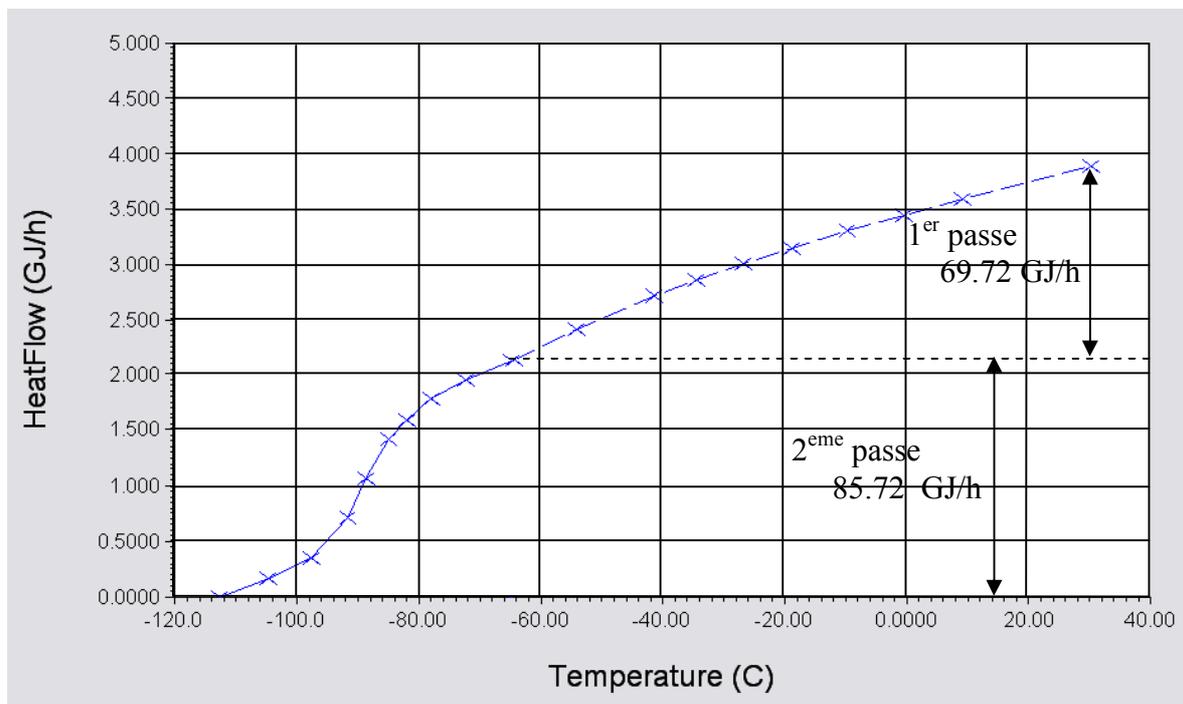
L'analyse des irréversibilités selon Carnot par le biais de l'exergie :

$$E_x = H - T_0 S \text{ (cf. article [J 3 600])}$$

Apporte des données quantitatives pour chacune des causes d'irréversibilité.



*Fig. V.1.a courbe de condensation du Gaz naturel dans le cycle PRICO réf [9]*



*Fig. V.1.b courbe de condensation du Gaz naturel dans le cycle PRICO simulé avec HYSYS*

En l'absence de données relatives aux entropies  $S$  selon réf. [9], l'énergie « selon Carnot »  $W$  peut être calculée, à partir de la courbe des quantités de chaleur  $Q$ , en fonction de la température, du GN 1<sup>re</sup> et 2<sup>eme</sup> passes (fig. V.1.a et b), en appliquant à chaque tronçon de cette courbe la relation déjà vue en [J 3 600].

$$\frac{W}{Q} = \left( \frac{T_0}{T_2 - T_1} \ln \frac{T_2}{T_1} \right) - 1$$

Avec :  $T_0 = 300$  K  $T_1$  et  $T_2$  températures extrêmes du tronçon considéré.

Dans notre étude les données relatives aux entropies ainsi que les enthalpies sont calculés avec HYSYS<sup>®</sup> dans chaque point du cycle, d'où on peut appliquer la relation  $E_X = H - T_0 S$  directement avec :  $H = \Delta H = H_2 - H_1$

$$S = \Delta S = S_2 - S_1 \text{ et } T_0 = 300 \text{ K}$$

Les valeurs selon réf [9] sont rassemblées dans le tableau V.1.

	t (°C)	T (K)	Q (MJ)	W/Q	W (MJ)
1 <sup>er</sup> passe	30	303	13700	0,033	457
	5	278	16000	0,131	2092
	-20	253	15500	0,235	3647
	-40	233	24600	0,362	8905
	-65	208			
	<b>TOTAL</b>		<b>69800</b>		<b>15101</b>
	2 <sup>eme</sup> passe	-64	209	18500	0,493
-80		193	55600	0,641	35638
-100		173	17400	0,843	14665
-120		153	17300	1,133	19598
-144		129			
<b>TOTAL</b>			<b>108800</b>		<b>79028</b>
<b>TOTAL 1<sup>er</sup> et 2<sup>eme</sup> passe</b>			<b>178600</b>		<b>94129</b>

*Tableau. V.1.a calcul de l'énergie théorique de liquéfaction  $W$  du GN pour une heure de fonctionnement du cycle à partir de la fig. V.1.a*

Les valeurs selon réf [9] sont rassemblées dans le tableau V.1.

	t (°C)	T (K)	Q (MJ)	W/Q	W (MJ)
<b>1<sup>er</sup> passe</b>	29	302	13720	0,035	481
	5	278	16040	0,131	2098
	-20	253	14840	0,235	3491
	-40	233	24560	0,362	8891
	-65	208			
	<b>TOTAL</b>			<b>69160</b>	
<b>2<sup>eme</sup> passe</b>	-64	209	18560	0,493	9156
	-80	193	57160	0,641	36638
	-100	173	12000	0,843	10114
	-120	153	13720	1,133	15542
	-144	129			
	<b>TOTAL</b>			<b>101440</b>	
<b>TOTAL 1<sup>er</sup> et 2<sup>eme</sup> passe</b>				<b>170600</b>	<b>86412</b>

*Tableau. V.1.b calcul de l'énergie théorique de liquéfaction W du GN pour une heure de fonctionnement du cycle à partir de la fig. V.1.b*

Les valeurs montrées dans le tableau (V.1.b) sont obtenus à partir du diagramme montré dans la figure (V.1.b).

#### **Le calcul :**

Les valeurs utilisée dans notre calcul son obtenus directement du PFD de simulateur HYSYS®.

Le calcul d'exergie sera fait manuellement.

$$H_1 = -73390 \text{ kJ/k mol} \quad S_1 = 154.9 \text{ kJ/k mol K}$$

$$H_2 = -82710 \text{ kJ/k mol} \quad S_2 = 99.0 \text{ kJ/k mol K}$$

$$\text{Donc: } \Delta H = -9320 \text{ kJ/k mol} \quad \Delta S = -55.9 \text{ kJ/k mol K}$$

$$\mathbf{W = E_x = 7450 \text{ kJ/k mol}}$$

Pour 10200 k mol/h de GN :  $E_x = 75990 \text{ MJ}$  ou  $75.99 \text{ GJ} \approx 76 \text{ GJ}$

Ou  $332.58 \text{ kJ/Nm}^3$  ou  $0.0923 \text{ kwh/Nm}^3$

Le rendement par rapport au cycle réversible de Carnot, mesuré sur l'arbre du compresseur, est donc de :

$$\eta = 0.0923/0.348 = 0.265$$

#### a) Analyse des irréversibilités :

Pour une exergie utile de **76 GJ**, on a dû apporter sur l'arbre du compresseur **286 GJ** ; la différence, soit **210 GJ**, représente les pertes d'exergie (EX)<sub>p</sub>. Certaines sont facilement calculables, en particulier celles résultant des écarts de température tout au long de l'échangeur (diagramme d'échange) : le froid est, en tout point, apporté à une température inférieure à celle de son utilisation. Pour chaque tronçon, assimilé à un trapèze, la perte d'exergie par écart de température est donnée par la relation :

$$\frac{(EX)_p}{Q} = \left[ \frac{T_0}{T_2 - T_1} \right] \ln \left[ \frac{T_2}{T_1} \right] - \left[ \frac{T_0}{T'_2 - T'_1} \right] \ln \left[ \frac{T'_2}{T'_1} \right]$$

Les résultats de ces calculs sont donnés dans les tableaux (V.2.a et b). On en déduit les valeurs de (EX)<sub>p</sub>.

Il résulte de ce calcul que la part des irréversibilités due aux écarts de température est de 59,3 GJ. De plus, l'examen tronçon par tronçon du rapport (EX)<sub>p</sub> / (KS) met en évidence quantitativement, mieux qu'une simple observation du diagramme d'échange, la possibilité d'une meilleure optimisation du cycle en agissant sur la composition du gaz de cycle. Il serait notamment souhaitable de resserrer le diagramme dans la zone - 90 à - 120°C et de l'ouvrir dans la zone - 40 à - 80°C (fig. V.1.a et b). Il est intéressant de savoir que cette recherche d'un optimum peut se poursuivre en exploitation, grâce à la grande souplesse d'adaptation du procédé. C'est ainsi que la constitution du cycle sera modifiée par le personnel de conduite en fonction de la température de l'eau de mer et aussi des variations éventuelles de la composition, voire de la pression du gaz à liquéfier.

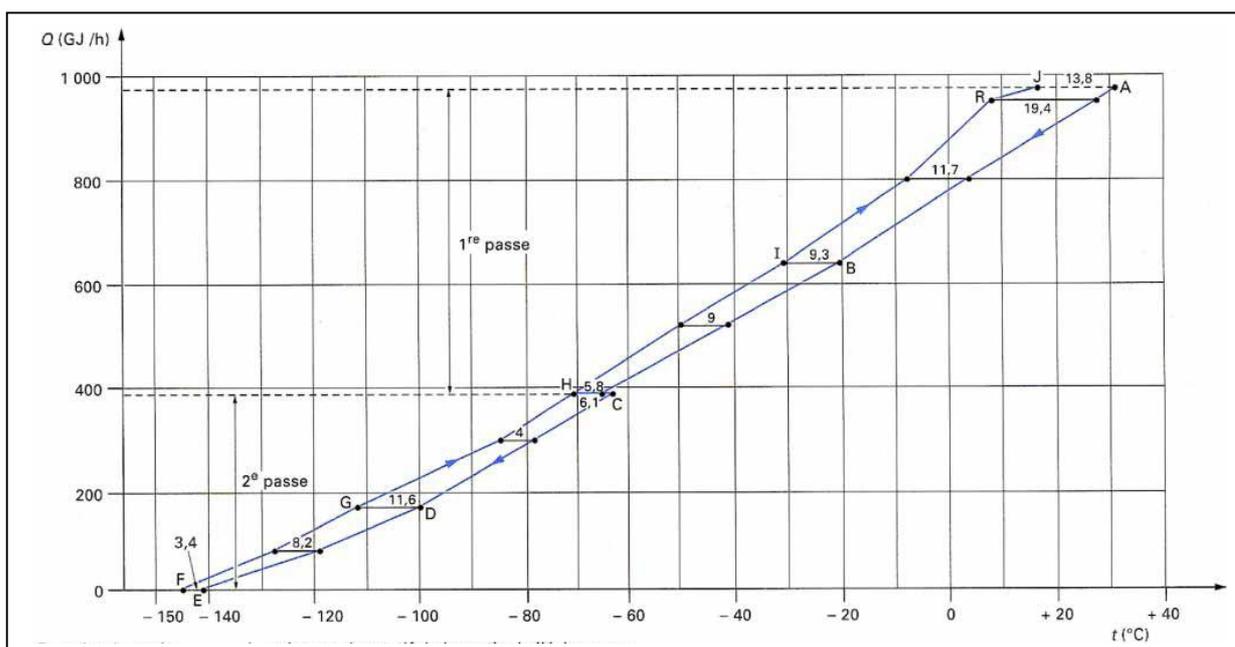


Fig. V.2.a diagramme d'échange de l'échangeur LNG (boites froide) réf [9]

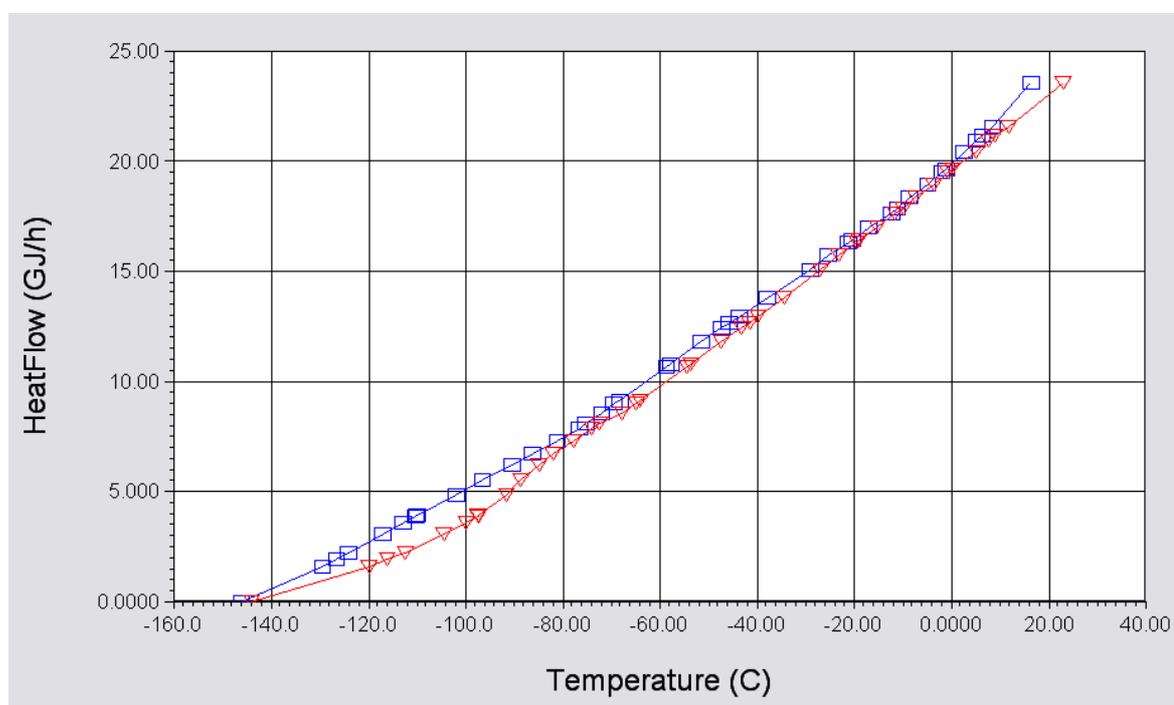


Fig. V.2.b diagramme d'échange de l'échangeur LNG (boites froides) simulé avec HYSYS

$t'$ (°C)	T (°C)	T' (K)	T (K)	Q (GJ)	(EX)p/Q	$\Delta T$ (K)	(EX)p (GJ)	KS (GJ.K <sup>-1</sup> )	(EX)p/(KS) (K <sup>-1</sup> )
31,80	18,00	304,80	291,00	26,80	0,0575	16,44	1,54	1,63	0,95
28,00	8,60	301,00	281,60	150,10	0,0586	15,23	8,79	9,86	0,89
5,00	-6,70	278,00	266,30	157,60	0,0465	10,45	7,32	15,08	0,49
-20,00	-29,30	253,00	243,70	119,30	0,0484	9,15	5,77	13,04	0,44
-40,00	-49,00	233,00	224,00	140,40	0,0470	7,28	6,60	19,28	0,34
-65,00	-70,80	208,00	202,20						
<b>TOTAL</b>				<b>594,20</b>				<b>58,88</b>	
-64,70	-70,80	208,30	202,20	82,30	0,0385	4,98	3,17	16,54	0,19
-80,00	-84,00	193,00	189,00	131,20	0,0749	7,14	9,83	18,38	0,53
-100,00	-111,60	173,00	161,40	78,70	0,1186	9,80	9,34	8,03	1,16
-120,00	-128,20	153,00	144,80	81,70	0,0899	5,45	7,34	14,98	0,49
-144,00	-147,40	129,00	125,60						
<b>TOTAL</b>				<b>373,90</b>			<b>59,7</b>	<b>57,93</b>	<b>0,61</b>
<b>TOTAL 1 et 2</b>				<b>968,10</b>				<b>116,8</b>	

*Tableau. V.2.a calcul des irréversibilités du cycle PRICO du cycle a partir de la fig. V.2.a*

$t'$ (°C)	T (°C)	T' (K)	T (K)	Q (GJ)	(EX)p/Q	$\Delta T$ (K)	(EX)p (GJ)	KS (GJ.K <sup>-1</sup> )	(EX)p/(KS) (K <sup>-1</sup> )
23,00	16,25	296,00	289,25	25,60	0,0230	6,50	0,59	3,94	0,15
20,00	13,75	293,00	286,75	94,40	0,0147	3,47	1,38	27,20	0,05
5,00	3,33	278,00	276,33	174,00	0,0081	1,87	1,41	93,17	0,02
-20,00	-22,08	253,00	250,92	131,60	0,0164	3,02	2,15	43,62	0,05
-40,00	-44,20	233,00	228,80	154,40	0,0264	4,18	4,08	36,89	0,11
-65,00	-69,17	208,00	203,83						
<b>TOTAL</b>				<b>580,00</b>				<b>204,83</b>	
-62,50	-68,75	210,50	204,25	88,60	0,0393	5,14	3,48	17,24	0,20
-80,00	-84,17	193,00	188,83	140,00	0,0846	7,87	11,84	17,79	0,67
-100,00	-113,30	173,00	159,70	80,00	0,1387	11,35	11,09	7,05	1,57
-120,00	-129,60	153,00	143,40	80,00	0,0949	5,44	7,59	14,71	0,52
-144,00	-146,70	129,00	126,30						
<b>TOTAL</b>				<b>388,60</b>			<b>43,61</b>	<b>56,78</b>	<b>0,37</b>
<b>TOTAL 1 et 2</b>				<b>968,60</b>				<b>261,61</b>	

*Tableau. V.2.b calcul des irréversibilités du cycle PRICO du cycle a partir de la fig. V.2.b*

$$\text{D'où } KS = \frac{Q}{\Delta T} \quad \text{avec} \quad T = \frac{T' - T}{\ln\left(\frac{T'}{T}\right)}$$

### b) Perte d'exergie par détente due aux pertes de charge :

Dans les tuyauteries chaudes peut être assez bien appréhendée, même en l'absence de données relatives aux entropies. C'est l'énergie à mettre en œuvre pour compenser ces pertes de charge par une compression isotherme réversible à la température de référence  $T_0$ .

En ce qui concerne les pertes de charge dans l'échangeur, le calcul n'est pas aussi simple ; elles voisinent de l'extrémité chaude ont pratiquement, le même effet que celles dans les tuyauteries chaudes alors que celles situées près de l'extrémité froide ont un effet très faible (les pertes de charge d'une zone de l'échangeur n'agissent que sur la partie de l'échangeur qui se trouve à plus basse température que cette zone). Un résultat approximatif peut être obtenu en ne prenant en compte que la moitié de ces pertes de charge.

Rapport des pressions au compresseur :

$$\tau_1 = 22,10 : 4,31 = 5,12.$$

Rapport des pressions à l'échangeur :

- extrémité chaude :  $22,09 : 5,0 = 4,41$
- extrémité froide :  $21,4 : 4,31 = 4,96$
- moyenne :  $\tau_2 = 4,68$ .

Si  $n$  est le nombre de moles de gaz dans le circuit et  $R$  la constante molaire des gaz, l'exergie de recompression « selon Carnot » (en gaz parfait) est :

$$(EX)_p = nRT_0 (\ln \tau_1 - \ln \tau_2)$$

$$(EX)_p = 40,9 \times 8,32 \times 300 [\ln 5,12 - \ln 4,68] = 9173,10 \text{ MJ} = 9,17 \text{ GJ}$$

### c) Irréversibilité de la compression :

On peut obtenir un ordre de grandeur des pertes d'exergie en considérant l'ensemble compresseur et réfrigérant-condenseur à eau de mer. Pour le compresseur, en compression adiabatique isentropique, le calcul en gaz réel, à HYSYS<sup>®</sup>, donne :

- **Au niveau du compresseur :**

$$H_1 = -90450 \text{ kJ/k mol} \quad S_1 = 175.2 \text{ kJ/k mol K}$$

$$H_2 = -83460 \text{ kJ/k mol} \quad S_2 = 182 \text{ kJ/k mol K}$$

$$\text{Donc: } \Delta H = 6990 \text{ kJ/k mol} \quad \Delta S = -6.8 \text{ kJ/k mol K}$$

$$\mathbf{W = E_X = 4950 \text{ kJ/k mol}}$$

$$\text{Pour } 40900 \text{ k mol/h du MCR : } \mathbf{E_X = 202455 \text{ MJ} = 202.45 \text{ GJ}}$$

- **Au niveau de l'échangeur tube calandre :**

- $H_1 = -285100 \text{ kJ/k mol} \quad H_2 = -283200 \text{ kJ/k mol}$

$$\text{Donc: } \quad \mathbf{\Delta H = 1900 \text{ kJ/k mol}}$$

$$\mathbf{Q = \Delta H = 1900 \text{ kJ/k mol}}$$

$$\text{Pour } 261900 \text{ k mol/h de l'eau de mer : } \quad \mathbf{(E_X)_p = 76300 \text{ MJ} = 76.3 \text{ GJ}}$$

**d) Perte d'exergie par détente du Gaz de cycle dans les vannes de Joule-Thomson :**

L'énergie qu'on aurait pu retirer d'une détente adiabatique isentropique. Dans l'hypothèse d'une détente en phase liquide, sans variation de volume, le calcul donnerait pour 40 900 kmol de liquide (1 410 000 kg avec une masse volumique de  $650 \text{ kg/m}^3$ , soit un volume de  $2\,169 \text{ m}^3$ ).

$$\mathbf{W = (P_2 - P_1) \times V = (21,40 - 5,00) \times 10^5 \text{ Pa} \times 2169 = 3.57 \times 10^9 \text{ J.}}$$

$$\text{Soit } \mathbf{W = 3.573 \text{ GJ.}}$$

La formation d'une phase gazeuse lors de la détente est accompagnée d'une expansion, ce qui peut conduire à une forte majoration de la valeur calculée. Pour boucler le bilan exergétique, il faut fixer cette perte à 9 GJ. On notera toutefois que seule la connaissance des entropies permettrait de lever les incertitudes qui demeurent dans la répartition entre les pertes à la compression et celles à la détente dans les vannes. Selon réf [9].

D'après le simulateur HYSYS® le calcul aux extrémités des vannes J-T est comme suit :

$$W = \Delta H - T_0 \Delta S$$

$$H1 = H2 = -114700 \text{ kJ/k mol}$$

$$S1 = 58.67; S2 = 59.44 \longrightarrow \Delta S = 0.77 \text{ kJ/k mol K}$$

$$W = - 231 \text{ kJ/k mol}$$

$$\text{Pour } 10200 \text{ k mol/h} \quad W = 2356.2 \text{ MJ ou } 2.3 \text{ GJ}$$

L'augmentation exergetique résultant de la compression est donc, par défaut, égale à :

$$202.45 - 76.30 = 126.15 \text{ GJ}$$

On a dépensé, sur l'arbre du compresseur, 286 GJ et, comme aucune récupération thermique n'a été faite au niveau du réfrigérant (car la chaleur a été dissipée dans l'eau de mer), les pertes exergetique de la compression sont donc de l'ordre de

$$286 - 126.15 = 159.85 \text{ GJ}$$

Le bilan exergetique se résume ainsi :

- ✓ exergie utilise (1<sup>re</sup> et 2<sup>e</sup> passes)..... 76.0 GJ/h
- ✓ pertes d'exergie..... 210.0 GJ/h

D'où l'énergie apportée au compresseur ..... 286 GJ/h

Les pertes d'exergie sont dues :

- ✓ à la compression..... 159.85 GJ/h
- ✓ aux écarts de température ..... 43.61 GJ/h
- ✓ aux pertes de charge ..... 9.17 GJ/h
- ✓ à la détente dans les vannes ..... 2.3 GJ/h

D'où un total des pertes d'exergie :..... **214.93 GJ/h.**

$$214.93 - 210.0 = 4.93 \text{ GJ}$$

Donc on a une différence de **4.93 GJ** due aux pertes de charge qu'on n'a pas calculée dans notre travail car on n'a pas la version du HYSYS® due au calcul des pipes line.

En peut dire que ce résultat est acceptable.

### V.3 Conclusion :

Dans ce chapitre on introduisant la composition du GN et de MCR indiqué par [9] au simulateur HYSYS<sup>®</sup>. Après calcul on donne les résultats sous forme de diagramme. Nous avons tracé en figure (V.2.a), le diagramme d'échange de l'échangeur LNG boîte froide [9], et en Figure (V.2.b), le diagramme d'échange de l'échangeur LNG boîte froide par le simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup>. Les courbes d'évolutions sont en parfaites concordances aux pertes de charge près dans les conduites.

Nous avons également tracé les courbes de condensation du Gaz naturel dans le cycle PRICO [9] en figure (V.1.a) et la courbe de condensation du Gaz naturel dans le cycle PRICO simulé avec HYSYS en Figure (V.1.b). Cette fois encore les courbes sont en parfaites concordances.

Tous le calcul fait dans ce chapitre est manuel avec les valeurs d'entropie et d'enthalpie obtenus avec le simulateur HYSYS<sup>®</sup>.

## *Conclusion générale et recommandation*

Ce projet de Magister est le résultat des travaux effectués durant une période de stage pratique au sein du département technique du complexe de liquéfaction du Gaz Naturel à Skikda (SONATRACH).

L'objectif de ce travail consistait à étudier l'effet de la composition du gaz naturel sur les performances des unités 5p et 6p.

Pour réaliser ce but nous avons choisi en premier lieu comme modèle de cycle de liquéfaction le procédé PRICO qui existe à SKIKDA.

En deuxième lieu, ce processus de liquéfaction a été calculé et simulé avec le simulateur AspenTech HYSYS. Pour cela nous avons utilisé les données d'entrées réelles du complexe pour prouver sa fiabilité dans le domaine des énergies, vu sa rapidité et son efficacité de calcul.

En troisième étape à chaque fois en changeant la composition du gaz naturel pour voir le changement des événements dans chaque partie des unités 5p et 6p.

En quatrième étape on compare les résultats obtenus par AspenTech HYSYS avec d'autres résultats donnés dans la littérature.

Nous avons décrit brièvement le procédé de liquéfaction du complexe GL1K de Skikda avec ses différentes sections.

Nous avons donné un aperçu, sur la modélisation et la simulation des procédés, le principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'ingénierie, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS<sup>®</sup> procède.

Le simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup> travaille avec des données réelles pour cela durant notre stage nous avons pu relever tous les paramètres de fonctionnement de chaque appareil constituant le cycle de liquéfaction PRICO en termes de température, pression et dimension. Nous avons simulé en premier lieu chaque élément constituant le cycle de liquéfaction séparément puis en deuxième lieu nous avons raccordé tous les éléments ensemble pour finaliser le processus avec HYSYS<sup>®</sup>.

Le non respect d'un seul paramètre de fonctionnement du process dans n'importe quel appareil du procédé de liquéfaction fait que le simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup> ne fonctionne pas et donne en même temps le lieu ou le défaut existe.

La difficulté première rencontrée dans notre étude et d'avoir tous les paramètres de fonctionnement du procédé de liquéfaction sans lequel le simulateur ne fonctionne pas.

Nous avons donné en premier lieu les résultats de nos calculs sous forme de tableaux comparatifs entre le calcul donné par AspenTech HYSYS<sup>®</sup> et les données réels de l'installation de liquéfaction.

Après comparaison des tableaux, nous constatant que les résultats sont presque identiques, ce qui nous confirme la fiabilité de ce logiciel, et qui nous donne un pas aux futures pour étudier d'autres procédés de liquéfaction du Gaz naturel.

Pour ce faire, en deuxième lieu, on introduit la composition du gaz naturel et du réfrigérant MCR indiqué par [9] au simulateur HYSYS<sup>®</sup>. Après calcul on donne les résultats sous forme de diagramme. Nous avons tracé en figure V.2.a, le diagramme d'échange de l'échangeur LNG boîte froide [9], et en Figure V.2.b, le diagramme d'échange de l'échangeur LNG boîte froide par le simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup>. Les courbes d'évolutions sont en parfaites concordances aux pertes de charge près dans les conduites.

Nous avons également tracé les courbes de condensation du Gaz naturel dans le cycle PRICO [9] en figure V.1.a et la courbe de condensation du Gaz naturel dans le cycle PRICO simulé avec HYSYS<sup>®</sup> en Figure V.1.b. Cette fois encore les courbes sont en parfaites concordances.

Nous estimons avoir atteint les objectifs assignés à ce projet de Magister et nous recommandons au futur thésard de continuer notre travail. Pour cela nous conseillant également l'acquisition de ce simulateur AspenTech HYSYS<sup>®</sup> pour commencer effectivement à travailler en coopération avec l'industrie Algérienne.

## Référence Bibliographique

- 1- Ghedjatti, A., Medjber, S., Mulier, J.P, Liquéfaction de l'air et du gaz naturel Combustion du gaz naturel : Mémoire de Fin d'Etudes: Génie Mécanique: Alger, école Nationale Polytechnique: 1977.
- 2- Farhi, Y.; Dimitrov, D, Liquéfaction des gaz par la machine Philips : Mémoire de Fin d'Etudes: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 1982.
- 3- Khemis, Otmane, Ait Ali, M.A Etude conceptuelle d'un cycle d'extraction de l'hélium à partir des gaz de queue d'une usine de G.N.L. Algérienne. Mémoire de Magister: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 1986.
- 4- Aouina Yamina, Khemis, O. Etude du cycle MCR et de l'influence de la composition sur les performances des appareils du circuit de liquéfaction : Mémoire de Projet de Fin d'Etude: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 1989.
- 5- Hamia, M., Bourenane, M., Bennour, H. Analyse thermodynamique d'un cycle combine intégrant le refroidissement de la turbine à gaz: considération de plusieurs modes de refroidissement : Mémoire de Projet de Fin d'Etude: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 1996.
- 6- Laouar, sihem, Ait Ali, M.A. Optimisation de la puissance mécanique de réfrigération d'un cycle cascade de liquéfaction de gaz naturel endoréversible : Mémoire de Magister: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 1998.
- 7- Kara, Khoudir, Bennour, H. Amélioration des performances d'une turbine à gaz de type M5332B utilisée dans le processus de recombustions du gaz naturel au niveau du complexe de Hassi R'Mel au moyen d'une régénération Mémoire de Projet de Fin d'Etudes: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 2005.
- 8- Brouri, Karim, Larbi, Salah Etude conceptuelle d'un centre de mélange et dispatching du gaz naturel pour la SONATRACH : Mémoire de Projet de Fin d'Etudes: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 2005.
- 9- **Pierre PETIT**, Liquéfaction du gaz naturel : Techniques de l'ingénieur [article J-3601, 2005].

- 10-** Kabache, bennour Dimensionnement d'un échangeur à plaques et d'un compresseur pour la récupération des Boil-off. Mémoire de Projet de Fin d'Etudes: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 2006.
  
- 11-** Aissaoui, Aziz, Bennour, H. Dimensionnement d'un échangeur de type tube et calandre pour récupérer les gaz de démarrage des unités 5P et 6P du complexe GL1K du Skikda. Mémoire de Projet de Fin d'Etudes: Génie Mécanique: Alger, Ecole Nationale Polytechnique: 2006.
  
- 12-** Boudiaf, HadeF, Contribution a la suppression des entraînements d'amine en tête des colonnes de décarbonatation des unités 5p/6p au complexe GL1/k Skikda : Mémoire de projet de fin d'étude génie mécanique université Mentouri Constantine 2007.
  
- 13-** Benhabyles, Kaili Etude d'amélioration de la boucle cryogénique par refroidissement du gaz d'alimentation : Mémoire de projet de fin d'étude génie de procédé université Houari Boumediene 2008.

# References

## Livre :

**ARTHUR KOHIL & RICHARD NIELSEN.** – Gas purification, fifth edition, Gulf publishing company. Texas 1997.

**JEAN CHARLES SISI.** – principes de thermodynamique, Mc Graw-Hill, Québec 1981.

**PERRY (R.H)** (coordonnateur). - Chemical engineers handbook, Mc Graw-Hill, New yourk 1995.

**TURTON et AL.** – analysis and design of chemical processes, prentice Hall, 1998.

**V.KIRILLIN, V.SYTCHEV, A&SHEIDLIN.** – Thermodynamique Technique. MIR. Moscow 1976.

**WUTTHIER,** le pétrole- raffinage et génie chimique - Tom I et II, édition Technip.

## Documents :

Pierre PETIT, Technique de l'ingénieur Liquéfaction du gaz naturel N° J 3 601 – 1 et J 3600.

[HYSYS 3.2] Opération guide.

[HYSYS 3.2] Tutorial & application.

[HYSYS 3.2] User guide

## Documents de SONATRACH

Manuel opération des unités de liquéfaction.

PID des unités de liquéfaction.

PFD des unités de liquéfaction.