



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA  
RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE DU 20 AOUT 1955 SKIKDA

Faculté de Technologie

Département : Pétrochimie

**Mémoire**

**En vue de l'obtention du diplôme de Master.**

Filière : Génie Pétrochimie

Spécialité : Génie Pétrochimie

**Thème :**

---

Modélisation de la section haute pression du train de  
traitement de gaz du module IV à Hassi R'mel par le  
logiciel HYSYS

---

**Réalisé Par :**

**Mohamed CHETTFOUR**

**Mehdi BORHAIL**

**Bassem HERBADJI**

**Encadrer par :**

**Dr. Samia BOULAHNECHE**

**Promotion: 2023/2024**





REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA  
RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
UNIVERSITE DU 20 AOUT 1955 SKIKDA



Faculté de Technologie  
Département : Pétrochimie

## Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de Master.

Filière : Génie Pétrochimie  
Spécialité : Génie Pétrochimie

## Thème :

---

Modélisation de la section haute pression du train de  
traitement de gaz du module IV à Hassi R'mel par le  
logiciel HYSYS

---

Réalisé Par :

Mohamed CHETTFOUR

Mehdi BORHAIL

Bassem HERBADJI

Encadrer par :

Dr. Samia BOULAHNECHE

Promotion: 2023/2024

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

# Remerciement

En premier lieu, Nous tenons à remercier notre DIEU, pour nous avoir la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à présenter nos remerciements à notre promoteur, Dr. Samia BOULAHNACH qui nous a suivi et dirigé tout au long de la réalisation de ce travail, et qui a été d'une aide très précieuse sur le plan scientifique et moral.

Nous voudrions aussi remercier tous nos enseignants du département de Pétrochimie

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

Et a toute la promotion de Pétrochimie 2019/2020, je vous souhaite une bonne continuation dans votre vie personnelle et professionnelle

A la fin nous remercions les nombreux jurys d'avoir acceptés d'examiner ce mémoire.

*Merci à tous*

# ***Dédicace***

Au terme de notre parcours académique en pétrochimie, nous souhaitons  
exprimer notre profonde gratitude,

À nos familles pour leur soutien inconditionnel,

À nos amis pour leur encouragement constant,

À nos professeurs du département de pétrochimie pour leur expertise et  
leur guidance précieuse.

Nous adressons aussi une dédicace spéciale à nos amis et collègues de la  
promotion 2019. Votre camaraderie, vos échanges enrichissants et votre  
collaboration ont été des éléments clés de notre réussite ; ensemble, nous  
avons surmonté les défis et atteint nos objectifs, merci d'avoir partagé  
cette expérience mémorable avec nous.

***Bassem & Mahdi & Mohammed***

## **Résumé**

L'industrie gazière a ses problèmes. Hassi R'mel est un grand gisement de gaz exploité depuis presque 50 ans. Chaque année sa pression diminue et va atteindre dans les années à venir des valeurs qui ne permettent pas le bon fonctionnement des usines de traitement de gaz installés dans toute la région notamment le module IV objet de notre étude. Notre travail de recherche technico- économique consiste à modéliser la section haute pression du train de traitement de gaz du module IV par le logiciel HYSYS et à simuler et optimiser le cas actuel. Soulignons que deux cas de fonctionnement ont été étudiés, le cas où le turbo expandre est en service et le cas où le turbo expandre est à l'arrêt. Les résultats obtenus montrent une chute de pression du gaz brut provoque une augmentation de la température, un entrainement important du GPL dans le gaz de vente ce qui va se répercuter sur la quantité et la composition des fluides récupérés du dernier ballon de séparation de la section haute pression. Ces phénomènes sont observés dans les deux cas fonctionnels mais sont plus prononcés dans le cas de l'arrêt du turbo-expandre.

**Mots clés** : Hassi R'mel, module IV, section haute pression, turbo-expandre, vanne joule-Thomson

## ملخص

صناعة الغاز لديها مشاكلها. حاسي رمل هو حقل غاز شاسع يعمل منذ ما يقرب من خمسين عامًا. في كل عام ينخفض ضغطه وسيصل في السنوات القادمة إلى قيم لا تسمح بالتشغيل السليم لمحطات معالجة الغاز المثبتة في جميع أنحاء المنطقة بما في ذلك الوحدة الرابعة من دراستنا. يتكون عملنا البحثي التقني والاقتصادي من نمذجة قسم الضغط العالي في قطار معالجة الغاز للوحدة الرابعة بواسطة برنامج هايسيس ومحاكاة الحالة الحالية وتحسينها. نلاحظ أنه تمت دراسة حالتين من حالات التشغيل، الحالة التي يتم فيها تشغيل التوربو ووضعها في الخدمة ، والحالة التي يتم فيها إيقاف التوربو. تظهر النتائج التي تم الحصول عليها أن انخفاض ضغط الغاز الخام يتسبب في زيادة درجة الحرارة، وهو محرك غاز البترول المسال الكبير في غاز المبيعات الذي سيؤثر على كمية وتكوين السوائل المستردة من آخر بالون فصل لقسم الضغط العالي. لوحظت هذه الظواهر في كلتا الحالتين الوظيفيتين ولكنها أكثر وضوحًا في حالة إغلاق التوربو .

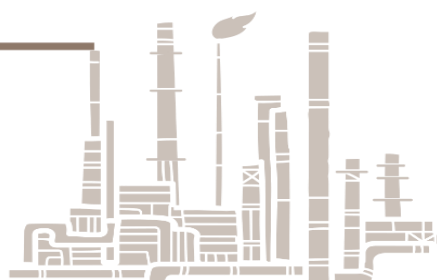
كلمات مفتاحية : حاسي رمل ، الوحدة الرابعة ، قسم الضغط العالي ، التوربو ، معالجة الغاز .

## **Abstract**

The gas industry has its problems. HassiR'mel is a large gas field that has been in operation for almost 50 years. Each year its pressure decreases and will reach in the coming years values that do not allow the smooth operation of gas treatment plants installed throughout the region including module IV object of our study. Our technical and economic research work consists of modeling the high-pressure section of the IV gas treatment train with the HYSYS software, simulating and optimizing the current case. Note that two cases of operation have been studied, the case where the turbo expander and in service and the case where the turbo expander is stopped. The results obtained show the pressure drop of the raw gas causes an increase in temperature, a significant drive of the LPG in the sales gas, which will have repercussions on the quantity and the composition of the fluids recovered from the last separation flask of the section high pressure. These phenomena are observed in both functional cases but are more pronounced in the case of stopping the turbo-expander.

**Keywords:** HassiR'mel, module IV, high-pressure section, turbo-expander, joule- Thomson valve

# TABLE DE MATIERES



**Dédicace**

**Remerciements**

**Résumé**

**Table de matières**

**Liste des tableaux**

**Liste des figures**

**Liste des abréviations**

**Liste des symboles**

**Introduction générale 01**

**Chapitre I : Synthèse Bibliographique**

<b>I.1</b>	Introduction sur gaz naturel	<b>03</b>
<b>I.1.1</b>	Définition de Gaz naturel	<b>03</b>
<b>I.1.2</b>	Production du gaz naturel	<b>03</b>
<b>I.1.3</b>	Origines et Types de gaz naturel	<b>03</b>
<b>I.1.4</b>	Propriétés physico-chimiques du gaz naturel	<b>04</b>
<b>I.1.5</b>	Gaz naturel dans le monde	<b>08</b>
<b>I.2</b>	Procédé de traitement de gaz	<b>10</b>
<b>I.2.1</b>	Procédé Pritchard	<b>10</b>
<b>I.2.2</b>	Procédé Hudson	<b>11</b>
<b>I.2.3</b>	Procédé d'Alrar	<b>11</b>
<b>I.3</b>	Équipements de détente	<b>12</b>
<b>I.3.1</b>	Turbo Expander	<b>12</b>
<b>I.3.2</b>	Vanne Joule Thomson	<b>15</b>
<b>I.3.2.1</b>	Définition d'une Vanne Joule Thomson	<b>15</b>
<b>I.3.2.2</b>	Principe de fonctionnement	<b>15</b>
<b>I.4</b>	Caractéristiques et utilisations des produits finis	<b>16</b>
<b>I.4.1</b>	Caractéristiques des produits finis	<b>16</b>
<b>I.4.2</b>	Condensat	<b>17</b>

<b>I.5</b>	Utilisations des produits finis	<b>18</b>
<b>I.5.1</b>	Utilisation du gaz sec	<b>18</b>
<b>I.5.2</b>	Utilisation du GPL	<b>18</b>
<b>I.5.3</b>	Utilisation du condensat	<b>19</b>

## **Chapitre II : Matériels et Méthodes**

<b>II.1</b>	Présentation de la région de HASSI R'mel	<b>21</b>
<b>II.1.1</b>	Situation géographique	<b>21</b>
<b>II.1.2</b>	Développement du champ de Hassi- R'mel	<b>21</b>
<b>II.1.3</b>	Installations gazières à Hassi-R'mel	<b>22</b>
<b>II.1.4</b>	Procédés de traitement de gaz naturel	<b>25</b>
<b>II.1.5</b>	Contraintes d'exploitation de la richesse	<b>26</b>
<b>II.2</b>	Présentation du site d'étude : Module IV	<b>27</b>
<b>II.2.1</b>	Présentation du module IV	<b>27</b>
<b>II.2.2</b>	Section séparation à haute pression	<b>28</b>
<b>II.2.3</b>	Section fractionnement et stabilisation	<b>30</b>
<b>II.2.4</b>	Section de recompression et de transfert du gaz	<b>33</b>
<b>II.2.5</b>	Unité de régénération du glycol	<b>35</b>
<b>II.2.6</b>	Section Utilités	<b>35</b>
<b>II.2.7</b>	Torches	<b>36</b>
<b>II.2.8</b>	Laboratoire	<b>36</b>
<b>II.3</b>	Conditions de fonctionnement du procédé de traitement	<b>37</b>
<b>II.3.1</b>	Spécifications du gaz brut	<b>37</b>
<b>II.3.2</b>	Spécifications des produits finis	<b>39</b>
<b>II.3.3</b>	Équipement de détente mis en service	<b>40</b>

## **Chapitre III : Résultats et Discussions**

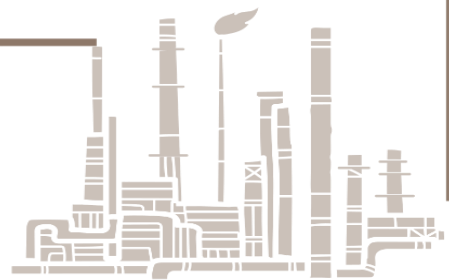
<b>III.1</b>	Problématique de la recherche	<b>42</b>
<b>III.2</b>	Méthodologie de travail	<b>43</b>

<b>III.2.1</b>	Choix de l'outil de simulation	<b>43</b>
<b>III.2.2</b>	Précision des contraintes de fonctionnement du procédé	<b>43</b>
<b>III.2.3</b>	Modélisation de la section haute pression	<b>45</b>
<b>III.2.4</b>	Simulation et optimisation du cas actuel	<b>46</b>
<b>III.2.5</b>	Détermination des quantités de GPL et condensat	<b>47</b>
<b>III.3</b>	Modélisation de la section haute pression (Cas IB)	<b>47</b>
<b>III.4</b>	Simulation et optimisation du cas réel	<b>49</b>
<b>III.4.1</b>	Vérification des paramètres actuels de la section HP (Cas IB)	<b>49</b>
<b>III.4.2</b>	Comparaison entre cas IB (Turbo-Expandre en service) et le cas IIB (Turbo-Expandre a l'arrêt)	<b>51</b>
<b>III.4.3</b>	Optimisation des paramètres du cas actuel	<b>53</b>
<b>III.5</b>	Détermination des quantités de GPL et condensat récupéré et estimation économique du traitement	<b>58</b>
<b>III.5.1</b>	Détermination des quantités de GPL et condensat récupérés	<b>58</b>
<b>III.5.2</b>	Estimation de l'économie réalisée en Dinars algérien	<b>60</b>
	Conclusion générale	<b>62</b>

### **Références bibliographiques**

### **Annexes**

# LISTE DES TABLEAUX

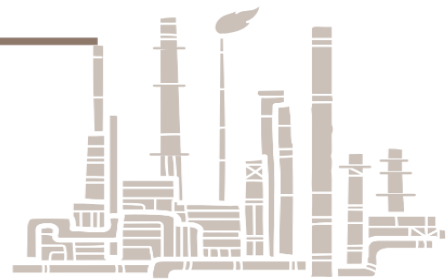


## **Chapitre I : Synthèse bibliographique**

<b>Tableau I.1</b>	Comparaison entre les trois procédés de traitement de gaz	12
<b>Tableau I.2</b>	Caractéristiques du gaz sec	16
<b>Tableau I.3</b>	Caractéristiques de GPL	17
<b>Tableau I.4</b>	Caractéristiques du condensât	18
<b>Chapitre II : Matériels et Méthodes</b>		
<b>Tableau II.1</b>	Composition du gaz brut	37
<b>Tableau II.2</b>	Spécifications de la charge	38
<b>Tableau II.3</b>	Composition de la charge dans le cas actuel	38
<b>Tableau II.4</b>	Spécifications de la charge dans le cas actuel	39
<b>Tableau II.5</b>	Conditions de fonctionnement du procédé HUDSON (Données design)	40
<b>Chapitre III : Résultats et Discussions</b>		
<b>Tableau III.1</b>	Capacité d'échange des échangeurs	44
<b>Tableau III.2</b>	Domaine d'application du modèle Peng-Robinson	46
<b>Tableau III.3</b>	Spécifications du gaz de vente et du liquide sortant du ballon D 103	48
<b>Tableau III.4</b>	Compositions du gaz de vente et du liquide sortant du ballon D 103	48
<b>Tableau III.5</b>	Paramètres de fonctionnement dans le cas IB (Turbo-Expandre en service) : Données actuelles et actuelles simulées	51
<b>Tableau III.6</b>	Compositions actuelles des fluides sortant du Ballon D103 dans les deux cas de fonctionnement	52
<b>Tableau III.7</b>	Paramètres de fonctionnement actuels (CAS IB et CAS IIB)	52
<b>Tableau III.8</b>	Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la pression 105 kg/cm <sup>2</sup>	53
<b>Tableau III.9</b>	Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la pression 102 Kg/cm <sup>2</sup>	54

<b>Tableau III.10</b>	Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la pression 98 kg/cm <sup>2</sup>	55
<b>Tableau III.11</b>	Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la pression 95 kg/cm <sup>2</sup>	56
<b>Tableau III.12</b>	Évolution de la température au niveau du ballon séparateur D103 avec la chute de pression dans les deux cas de fonctionnement	57
<b>Tableau III.13</b>	Évolution de la teneur des GPL entraînés dans le gaz de vente avec la chute de pression	57
<b>Tableau III.14</b>	Évolution des débits des phases liquides avec la chute de pression	58
<b>Tableau III.15</b>	Production actuelle du GPL et Condensat dans ballon D103	59
<b>Tableau III.16</b>	Production du GPL et Condensat dans ballon D103 Après Optimisation	59
<b>Tableau III.17</b>	Argent gagnée après l'optimisation CAS IB	60

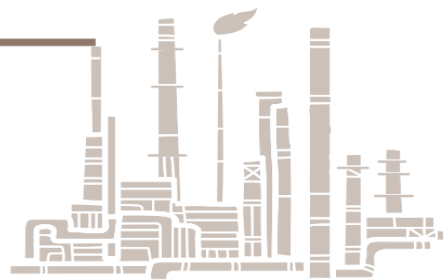
# LISTE DES FIGURES



## **Chapitre I : Synthèse Bibliographique**

<b>Figure I.1</b>	Réserves de gaz naturel (en milliers de milliards de mètres cubes).	8
<b>Figure I.2</b>	Production de gaz dans le monde (en Mtep)	9
<b>Figure I.3</b>	Consommation de gaz dans le monde (en Mtep)	10
<b>Figure I.4</b>	Turbo-Expandre	13
<b>Figure I.5</b>	Vanne Joule Thomson	15
<b>Figure I.6</b>	Demande nationale en produits GPL	19
	<b>Chapitre II : Matériels et Méthodes</b>	
<b>Figure II.1</b>	Carte énergétique de HASSI R'MEL	21
<b>Figure II.2</b>	Installations gazières au niveau de HASSI R'MEL	23
<b>Figure II.3</b>	Procédé Hudson appliqué au niveau du module IV	28
<b>Figure II.4</b>	Section de séparation Haute pression	29
<b>Figure II.5</b>	Section stabilisation	31
<b>Figure II.6</b>	Section fractionnement	33
	<b>Chapitre III : Résultats et Discussions</b>	
<b>Figure III.1</b>	Évolution de la pression du gisement	42
<b>Figure III.2</b>	Schéma de la section HP (CAS IB) cas design	47
<b>Figure III.3</b>	Schéma du CAS IB (Turbo-Expander en service) actuel	49
<b>Figure III.4</b>	Schéma du CAS IIB (Turbo-Expander en arrêt) actuel	50

# LISTE DES ABRÉVÉATIONS

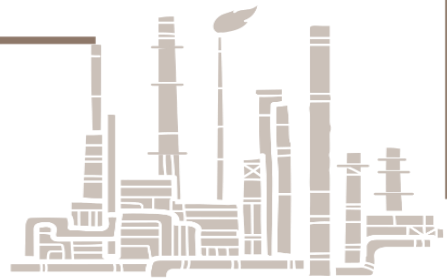


## Liste des Abréviations

<b>C101</b>	Déethaniseur
<b>C102</b>	Débutaniseur
<b>CSTF</b>	Centre de Stockage et de Transfert Facilites
<b>CNDG</b>	Centre National de Dispatching Gaz
<b>CTH</b>	Centre de Traitement d'Huile
<b>D001</b>	Diffuseur
<b>D101</b>	Séparateur haute pression
<b>D102</b>	Séparateur final haute pression
<b>D103</b>	Séparateur de moyenne pression
<b>D104</b>	Séparateur de basse pression
<b>D105</b>	Séparateur de condensat riche
<b>D106</b>	Séparateur hydrocarbure glycol
<b>D107</b>	Accumulateur de reflux déethaniseur
<b>D108</b>	Accumulateur de reflux débutaniseur
<b>D003A</b>	Ballon de détente condensat brut utilisé pour le stockage intermédiaire du condensat OFF SPEC
<b>D003B</b>	Ballon de détente condensat brut utilisé pour le stockage intermédiaire du condensat ON SPEC
<b>D005A</b>	Ballon de détente GPL brut utilisé pour le stockage intermédiaire du GPL OFF SPEC
<b>D005B</b>	Ballon de détente GPL brut utilisé pour le stockage intermédiaire du GPL ON SPEC
<b>DCS</b>	Distribution Contrôle Système
<b>E101</b>	Aéro-refregérant N1
<b>E102</b>	Echangeur gaz-gaz N1
<b>E103</b>	Echangeur gaz-gaz N2
<b>E104</b>	Echangeur gaz-gaz N3
<b>E106</b>	Echangeur gaz-gaz N4
<b>E107</b>	Aéro-refregérant N2
<b>E108</b>	Aéro-refregérant N3

<b>E002</b>	Aéro-refregérant N4
<b>FRC 101C</b>	Vanne a l'effet JoulThamson
<b>GPL</b>	Gaz du Propane Liquéfié.
<b>H101</b>	Rebouilleur du déethaniseur
<b>H102</b>	Rebouilleur du débutaniseur
<b>K101</b>	Turbo-Expandre
<b>K002</b>	Compresseur des Gaz moyennes pression
<b>LGN</b>	Liquides du Gaz Naturel
<b>Mtep</b>	Million de tonnes équivalent pétrole
<b>MPP IV</b>	ModulProcessing Plant IV
<b>MEG</b>	Mono Ethylène Glycol
<b>NRTL</b>	NationallyRecognizedTestingLaboratory
<b>PRCV 108</b>	Vanne JoulThamson
<b>P101</b>	Pompes de reflux
<b>P102</b>	Pompes de reflux
<b>P103</b>	Pompes de reflux
<b>P104</b>	Pompes de reflux
<b>P105</b>	Pompes de reflux
<b>SBC</b>	Station BOOSTING Centre
<b>SCS</b>	Station de Compression Sud
<b>SBN</b>	Station BOOSTING Nord
<b>SBS</b>	Station BOOSTING Sud
<b>SRK</b>	Soave-Reslich-kwong
<b>T001</b>	Bac de stockage du Condensât
<b>T002</b>	Sphère de stockage du GPL
<b>UNIQUAC</b>	UNIversalQUAsi Chemical
<b>UNIFAC</b>	UNIversalFunctionalACTivity

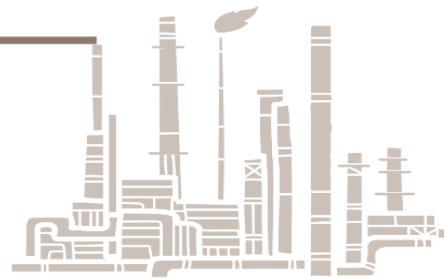
# LISTE DES SYMBOLES



## Liste des Symboles

Symboles	Significations	Unité
<b>n</b>	Nombre de mole	<b>Mole</b>
<b>P</b>	Pression	<b>Kg/cm-2g</b>
<b>Ppc</b>	Pression pseudo critique	<b>Kg/cm-2g</b>
<b>Pci</b>	Pression critique du constituant i	<b>Kg/cm-2g</b>
<b>Pr</b>	Pression réduite	<b>Kg/cm-2g</b>
<b>PCS</b>	Pouvoir calorifique supérieur	<b>KJ/m3</b>
<b>PCI</b>	Pouvoir calorifique inférieur	<b>KJ/m3</b>
<b>PCi</b>	Pouvoir calorifique du constituant i	<b>KJ/m3</b>
<b>PC</b>	Pouvoir calorifique du gaz naturel	<b>Kcal/m3</b>
<b>Q</b>	Débit massique	<b>Kg/h</b>
<b>Qm</b>	Quantité massique	<b>Kg/kmole</b>
<b>R</b>	Constante des gaz parfaits	<b>Pas.m3/mole. k</b>
<b>T</b>	Température	<b>C°</b>
<b>Ts</b>	Température de sortie	<b>C°</b>
<b>Tpc</b>	Température pseudo critique	<b>C°</b>
<b>Tci</b>	Température critique du constituant i	<b>C°</b>
<b>Tr</b>	Température réduite	<b>C°</b>
<b>TVR</b>	Tension de vapeur Reid	<b>Psia</b>
<b>V</b>	Volume molaire du gaz	<b>m3</b>
<b>V°</b>	Volume molaire d'un gaz parfait.	<b>m3</b>
<b>Xi</b>	Fraction molaire de constituant i dans le gaz naturel	<b>%</b>
<b>Yi</b>	Fraction molaire du constituant i	<b>%</b>
<b>Z</b>	Facteur de compressibilité	<b>/</b>
<b>ρ</b>	La masse volumique	<b>Kg/m3</b>

# INTRODUCTION GENERALE





L'Algérie compte actuellement parmi les plus grands pays producteurs du gaz naturel. Elle s'attelle depuis plusieurs années à une gestion rationnelle, optimale et efficace de ses réserves d'hydrocarbures, par le développement d'une stratégie de valorisation de ces ressources.

Ainsi, le champ de Hassi R'mel de par son importance constitue, un des éléments clés de la mise en œuvre de cette stratégie. Cinq modules de traitement du gaz naturel ont vu le jour dans cette région, faisant appel à différents procédés de génie chimique ainsi que des équipements industriels très variés et coûteux, sollicitant un suivi rigoureux et permanent de leur fonctionnement pour optimiser leurs rendements. La déplétion continue du gisement fait que la pression en tête de puits chute, par conséquent, la richesse a diminué.

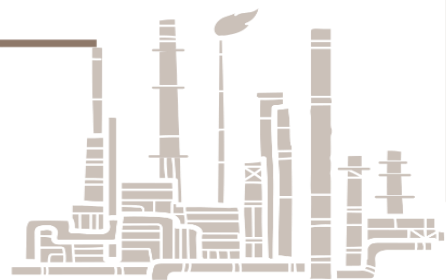
Dans notre travail de recherche, nous avons donné un aperçu général sur le procédé de traitement de gaz au niveau du module IV. Une attention particulière a été consacrée à la section haute pression afin de parvenir à déterminer les meilleures conditions opératoires en faveur d'une meilleure production des hydrocarbures liquides .

Ce manuscrit entamé par une introduction générale exposant l'importance du thème est composé de trois chapitres :

- Dans le premier chapitre, nous avons donné quelques informations indispensables sur le gaz naturel, les procédés de traitement de gaz naturel, les équipements de détente, les produits finis et leurs importances.
- Dans le deuxième chapitre, nous avons présenté la région de Hassi R'mel, le site d'étude, la problématique de la recherche et la méthodologie adoptée.
- Le troisième chapitre est consacré à la présentation des résultats obtenus et leurs interprétations.

Enfin, ce mémoire est clôturé par une conclusion générale décrivant les principaux résultats de ce travail de recherche [1].

**CHAPITRE I :**  
**SYNTHESE**  
**BIBLIOGRAPHIQUE**





## I.1. Introduction sur gaz naturel

### I.1.1. Définition de Gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures à tendance paraffinique. A l'état brut, le gaz naturel se compose principalement de méthane ; il peut contenir également, en quantités variables, de l'éthane, du propane, du butane et du pentane (souvent désignés collectivement sous le nom de liquides du gaz naturel (LGN)). On y trouve parfois des constituants non énergétiques comme l'azote, le dioxyde de carbone, le sulfure d'hydrogène et l'eau. Le gaz naturel est débarrassé de la plupart des LGN et de tous les constituants non énergétiques, dans des usines de traitement, avant d'être introduit dans un gazoduc pour une éventuelle commercialisation [2].

### I.1.2. Production du gaz naturel

Lorsqu'un puits débouche sur une accumulation de gaz naturel, on y introduit un cuvelage (conduite en acier), autour duquel on injecte du ciment pour sceller les fissures. Le cuvelage est ensuite perforé à la hauteur de la zone de production. On y insère un tube de production en acier relié à des vannes et à des canalisations situées en surface. Puisque le gaz naturel dans les réservoirs est sous haute pression, sa pression diminuant, le gaz naturel souterrain prend de l'expansion, s'introduit dans les perforations du cuvelage et remonte à la surface par le tube de production, sans l'emploi de compresseurs ou de pompes. Une fois arrivé à la surface, il faut le traiter pour le débarrasser de l'eau et des impuretés [2].

### I.1.3. Origines et types de gaz naturel

On peut classer les gaz naturels selon leurs origines :

- **Gaz naturel bactérien (biochimique)** : C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur la matière organique qui s'accumulent dans les sédiments.
- **Gaz naturel thermique** : C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments organiques grâce à des températures et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires. On peut avoir aussi, à côté des hydrocarbures, une large gamme de composés non hydrocarbonés,



- **Gaz naturel inorganique** : C'est un gaz d'origine inorganique qui se forme, à faible proportion, au cours de la formation des gaz hydrocarbures, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques.

Les gaz sont classés aussi selon la nature des phases présentes dans les conditions du gisement et de surface. Lorsque la proportion d'hydrocarbures plus lourds augmente le domaine diphasique s'élargit et une phase liquide peut apparaître dans les conditions de production. L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface. Ceci conduit à distinguer les classes suivantes :

- **Gaz sec** : ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production,
- **Gaz humide** : forme une phase liquide au cours de la production dans les conditions de Surface,
- **Gaz à condensat** : forme une phase liquide dans le réservoir au cours de la production,
- **Gaz associé** : coexiste, dans le réservoir, avec une phase liquide (pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous [3].

### I.1.4. Propriétés physico-chimiques du gaz naturel

La connaissance des propriétés physico-chimiques du gaz naturel est essentielle à tous les stades de la production, du traitement et du transport.

**I.1.4.1. Composition du gaz naturel** : représente le pourcentage des composés constitutifs du gaz. Elle est utilisée pour le calcul du poids moléculaire et pour la détermination de certaines autres propriétés en fonction de la pression et /ou de la température telles que la compressibilité, la densité...etc. La composition du gaz peut être exprimée également en fractions massiques ou molaires des constituants.



### I.1.4.2. Propriétés volumiques du gaz

**Masse volumique** : la masse volumique d'un gaz représente la masse d'une unité de volume du gaz et s'exprime en kg/m<sup>3</sup>. Elle est fonction de la température et de la pression. On se réfère à des conditions dites normales (température 0°C, pression 1atm).

**Le volume massique (ou spécifique)** : représente le volume occupé par une unité de masse du gaz. Il est donc égal à l'inverse de la masse volumique et s'exprime en m<sup>3</sup>/kg.

**La densité d'un gaz** : est définie comme le rapport de la masse volumique du gaz dans des conditions de référence sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions, en se référant soit aux conditions normales, soit aux conditions standard.

La densité d'un gaz peut être obtenue connaissant sa masse moléculaire que l'on peut calculer au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation [2] :

$$\text{Densité d'un gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,97 \quad (\text{I.1})$$

**I.1.4.3 Compressibilité** : On peut étudier le comportement d'un gaz en le comparant à un gaz parfait en introduisant le facteur de compressibilité Z défini par la relation [2] :

$$Z = V / V^\circ = V / (RT/P) = PV / RT \quad (\text{I.2})$$

Avec

V : le volume molaire du gaz

V<sup>°</sup> : le volume molaire d'un gaz parfait.

$$V^\circ = n RT/P = RT/P \quad (\text{I.3})$$

Le facteur de compressibilité Z est égal à 1 pour un gaz parfait. Pour un gaz naturel, le facteur de compressibilité Z varie avec la pression, il tend vers 1 lorsque la pression tend vers Zéro, le comportement du gaz se rapproche alors de celui d'un gaz parfait. Lorsque la pression augmente il passe par un minimum avant de croître pour les pressions élevées. On peut estimer le facteur Z à partir des coordonnées réduites, Pr et Tr :

$$Pr = P / P_{pc} \quad \text{et} \quad Tr = T / T_{pc} \quad (\text{I.4})$$



Les termes  $T_{pc}$  et  $P_{pc}$  représentent respectivement la température et la pression pseudo critique du gaz et, sont définis par les relations de Kay [2].

$$P_{pc} = \sum (Y_i P_{ci}) \text{ et } T_{pc} = \sum (Y_i T_{ci}) \quad (I.5)$$

On désigne par  $P_{ci}$ ,  $T_{ci}$  et  $Y_i$  la pression critique, la température critique et la fraction molaire du constituant  $i$  présent dans le mélange gazeux.

### **I.1.4.4. Viscosité**

La connaissance de la viscosité des gaz et du condensat est nécessaire pour effectuer les calculs d'écoulement aux différents stades de la production et notamment pour connaître les pertes de charge. Le gaz naturel et les condensats se comportent généralement comme des fluides newtoniens [2].

### **I.1.4.5. Conductivité thermique**

La conductivité thermique d'un milieu se définit à partir d'équations qui expriment la proportionnalité entre le flux thermique  $Q$  traversant l'unité de surface de ce milieu dans une direction donnée et le gradient de température  $\Delta T/\Delta X$  dans cette même direction [2].

### **I.1.4.6. Tension superficielle et inter faciale**

Lors de la production de gaz naturel, la phase gazeuse se trouve fréquemment en présence d'une phase hydrocarbure liquide et parfois également en présence d'une phase liquide aqueuse. Il peut donc être nécessaire de connaître la tension superficielle de chacune des phases liquides et éventuellement leurs tensions inter faciale. La tension superficielle représente également le travail à fournir pour obtenir un accroissement d'une unité de surface. Cette tension superficielle caractérise la surface d'un liquide placé en présence d'une phase vapeur en équilibre ou d'un gaz inerte. La tension inter faciale est définie de la même façon mais pour la surface séparant deux liquides [2].



#### I.1.4.7. Pouvoir calorifique

C'est la quantité de chaleur qui se dégage lors de la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence (15 °C et 1 atm). Il s'exprime en joule/m<sup>3</sup>. Il existe deux types de pouvoir calorifique :

- Pouvoir calorifique supérieur (PCS) : correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée est à l'état liquide,
- Pouvoir calorifique inférieur (PCI) : correspond à la combustion, dans laquelle l'eau restera à l'état vapeur.

Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est la chaleur latente de vaporisation de l'eau. Connaissant la composition du gaz naturel, son pouvoir calorifique peut être estimé par pondération linéaire à partir du pouvoir calorifique de chacun des constituants, en assimilant le mélange gazeux de départ et les produits de la combustion à un mélange de gaz parfaits [2].

$$PC = \sum PC_i X_i \quad (I.6)$$

PC<sub>i</sub> : pouvoir calorifique du constituant i (PCI ou PCS en kJ/m<sup>3</sup>)

X<sub>i</sub> : fraction molaire de constituant i dans le gaz naturel

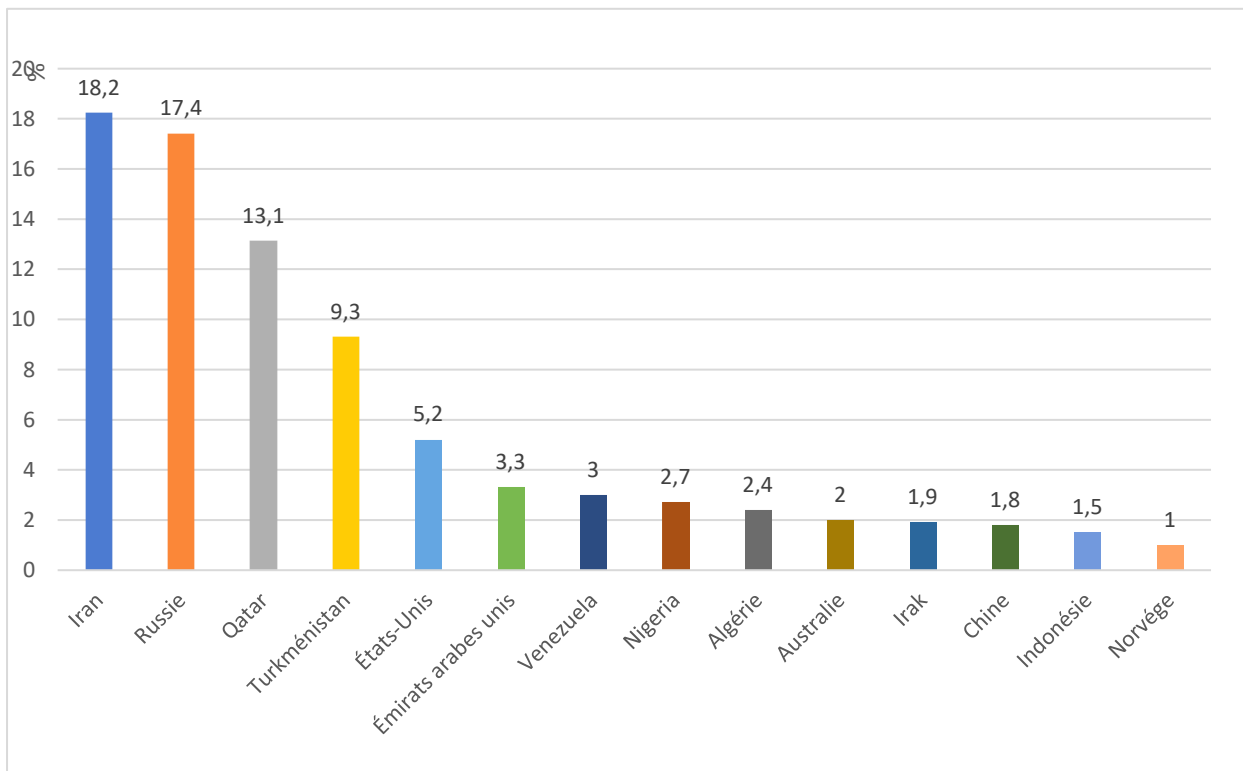
PC : pouvoir calorifique du gaz naturel



## I.1.5. Gaz naturel dans le monde

### I.1.5.1. Réserves de gaz naturel

Trois pays – l’Iran, la Russie et le Qatar – abritent actuellement près de 49 % des réserves conventionnelles de gaz naturel identifiées dans le monde. Avec une production en croissance annuelle de près de 3% en moyenne depuis plus de trente ans, le gaz est l’énergie fossile dont la progression est la plus soutenue. Les gaz non conventionnels (gaz de schiste, et gaz de houille) devraient permettre de prolonger cette croissance et de renouveler les ressources en gaz. Le volume des ressources non conventionnelles est estimé à 51 % des ressources gazières mondiales. Les gaz de schiste, bien répartis sur la planète, concentrent la plus grosse part de ce potentiel. Essentiellement exploitées aux États-Unis, d’importantes ressources non conventionnelles existent en Chine, en Argentine et en Algérie [4\*].



**Figure I.1** : Réserves de gaz naturel (en milliers de milliards de mètres cubes) [4\*].

### I.1.5.2. Production de gaz naturel

La production de gaz dans le monde est restée quasiment stable en 2016, alors qu’elle avait progressé de 2,2 % entre 2014 et 2015. Une des causes est la production américaine, la première du monde depuis le développement des gaz de schiste, qui a baissé de 2,6 % entre 2015 et 2016 alors qu’elle avait progressé de 5,4 % entre 2014 et 2015.



La baisse des cours mondiaux du pétrole rend plus difficile la rentabilité des exploitations d'hydrocarbures de schiste. Le deuxième producteur mondial de gaz, la Russie, a en revanche enrayé sa baisse. Le retour de l'Iran sur les marchés mondiaux a également dopé sa production. La production aux Pays-Bas continue sa baisse spectaculaire provoquée par l'épuisement des gisements de Groningue et par la crainte de mouvements telluriques provoqués par les poches désormais vides [4\*].

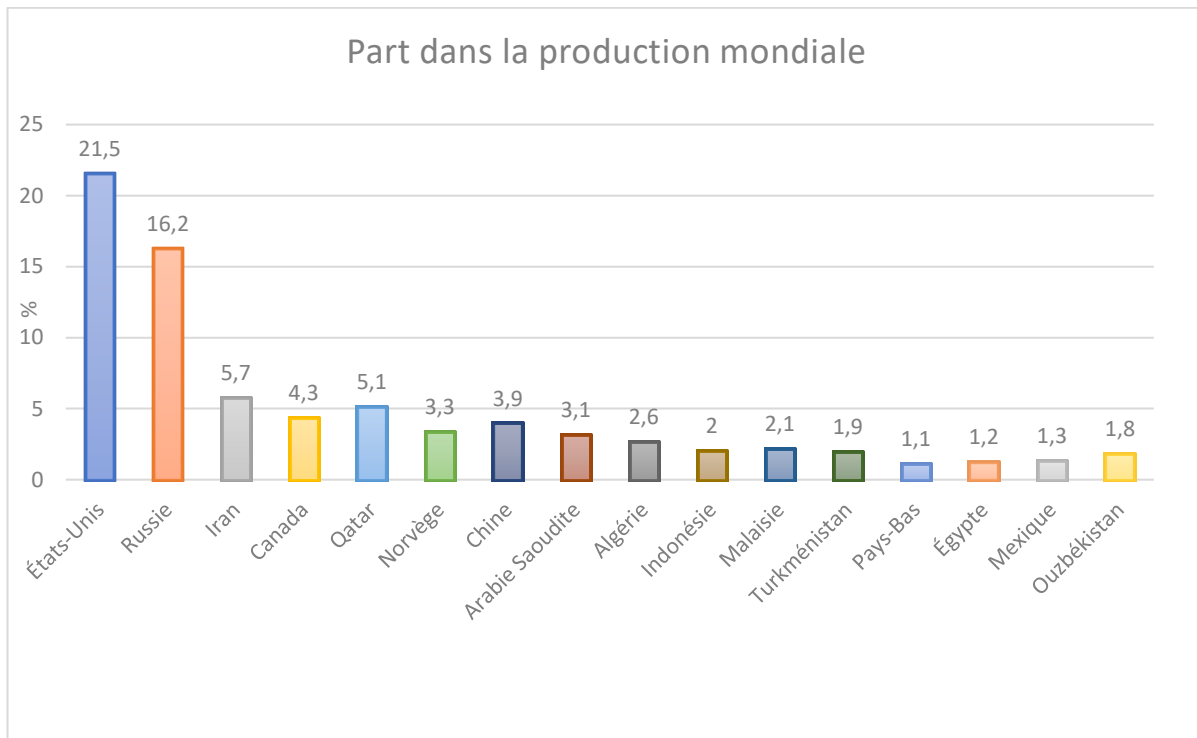
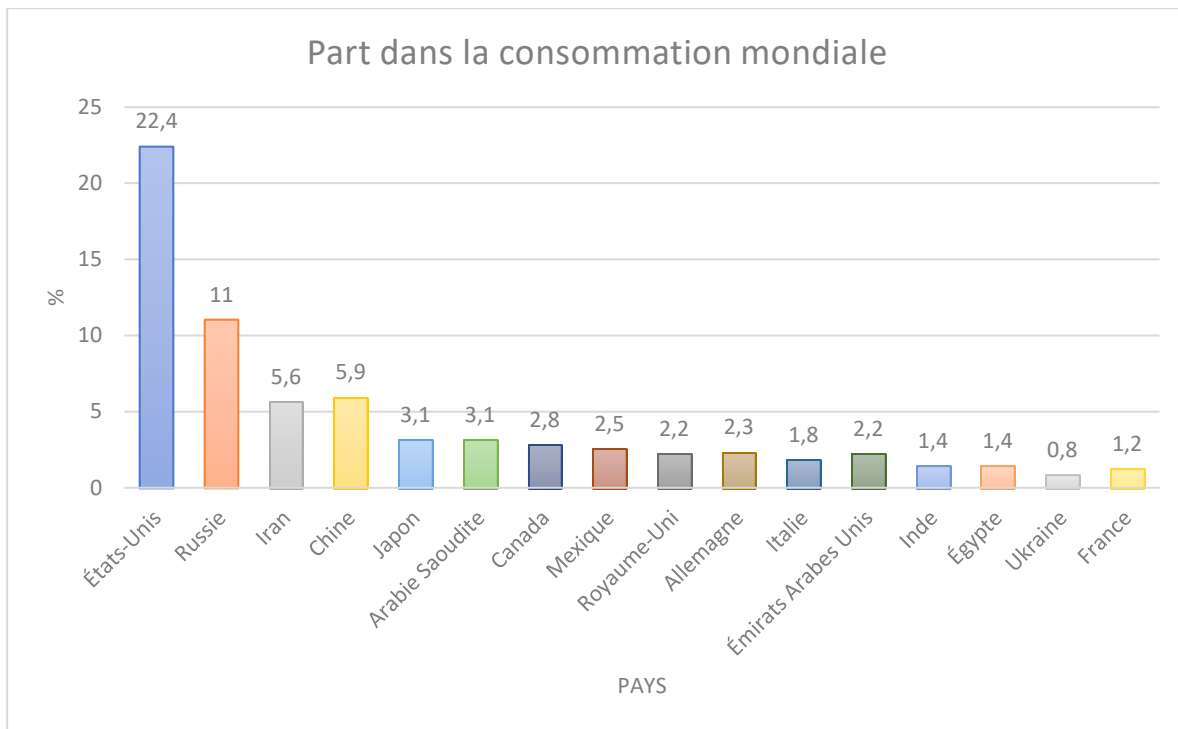


Figure I.2 : Production de gaz dans le monde (en Mtep) [4\*].

### I.1.5.3. Consommation de gaz naturel

La consommation de gaz dans le monde poursuit une progression régulière : +1,5 % entre 2015 et 2016, contre +1,7 % entre 2014 et 2015. Premiers consommateurs mondiaux, les États-Unis restent stables tandis que la Russie (2ème consommateur) recule, principalement en raison de sa crise économique durable. La Chine et L'Iran sont les deux moteurs de la progression. L'Europe enregistre elle aussi des hausses très sensibles, notamment le Royaume-Uni, l'Allemagne et la France. L'Ukraine s'est stabilisée après deux années de chute brutale [4\*].



**Figure I.3 :** Consommation de gaz dans le monde (en Mtep) [4\*].

## I.2. Procédé de traitement du gaz

### I.2.1. Procédé Pritchard

Le gaz brut venant des puits est refroidit à travers une série d'échangeurs de chaleur gaz /gaz et de chillers au propane avant d'être détendu isenthalpiquement dans une vanne Joule-Thompson jusqu'à une température voisine de [-23 °C].

Les liquide récupérer dans les différents ballons séparateurs sont stabilisés dans le déethaniseur puis fractionnés en condensât et en GPL dans le débutaniseur.

Pour son fonctionnement normal, le procédé Pritchard utilise une boucle de propane pour ses besoins en frigories.

Le propane d'appoint est produit dans une unité indépendante qui comprend :

- Un dépropaniseur,
- Un rebouilleur,
- Une unité de séchage de propane.



Les gaz moyen pression venant du déethaniseur sont déshydratés dans un contacteur au TEG (triéthylène glycol). Sur le site, il est nécessaire d'avoir une unité de régénération de TEG et une section pour la recompression des gaz moyen pression [4].

### **I.2.2. Procédé Hudson**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par une série de détente complétées d'une détente à travers une machine dynamique appelée Turbo-Expander qui permet d'atteindre un niveau de température de – 40 °C.

Les hydrocarbures liquides récupérés dans les différents ballons de séparation sont stabilisés au niveau du déethaniseur puis envoyés au débutaniseur pour être séparés en condensat et GPL.

L'énergie obtenue grâce à la détente isentropique est utilisée pour comprimer le gaz sec par le compresseur de Turbo-Expander à la pression du gazoduc de gaz de vente [4].

### **I.2.3. Procédé d'Alrar**

Dans ce procédé de traitement de gaz on trouve une combinaison entre les deux autres procédés de traitement pour assurer les besoins en frigories, il utilise à la fois une boucle de propane et un turbo-expander. La température finale obtenue grâce aux refroidissements successifs peut atteindre -65 °C. Les liquides obtenus à différents

niveaux sont stabilisés puis fractionnés en GPL et condensat [4].



**Tableau I.1:** Comparaison entre les trois procédés de traitement de gaz [4].

Procédé	Hassi R'mel			
	Joule Thomson	Prichard	Hudson	Alrar
Entrée P GAZ T	140 B 65°C	140 B 65°C	140 B 65°C	67 B 100°C
Moyens de réfrigération	Vanne Joule-Thomson	Vanne J.T+Boucle de C <sub>3</sub> a 2 N4	Vanne J.T+Turbo	Boucle C <sub>3</sub> a 3N4+Turbo
Température de sortie (C°)	-22	-18	-35	-65
Capacité x 10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /j	60	60	60	18.5
Taux de récupération liquide % par apport à l'alimentation	62	65	70	98

### I.3. Équipements de détente

#### I.3.1. Turbo Expander

##### I.3.1.1. Définition d'un Turbo-Expander

Un Turbo-Expander ou turbine à expansion est une machine qui convertit l'énergie d'un gaz ou de la vapeur d'eau en un travail mécanique lors de son expansion dans la turbine. Cette expansion très rapidement réduit énormément la quantité de chaleur cédée ou reçue par le système, en conséquence et en accord avec le premier principe de la thermodynamique, l'énergie interne du gaz décroît lorsque le travail est accompli ce qui se traduit par une grande baisse de température.

Ainsi, un Turbo-Expander peut être employé soit comme producteur du froid dans les circuits de réfrigération, soit comme producteur du travail mécanique dans les circuits de puissance. La figure I.1 donne une vue générale de cette machine composée principalement :



- D'une turbine
- D'un compresseur
- D'un circuit d'huile
- D'un circuit de gaz d'étanchéité
- D'un panneau de commande
- D'un tableau de signalisation des paramètres [11].

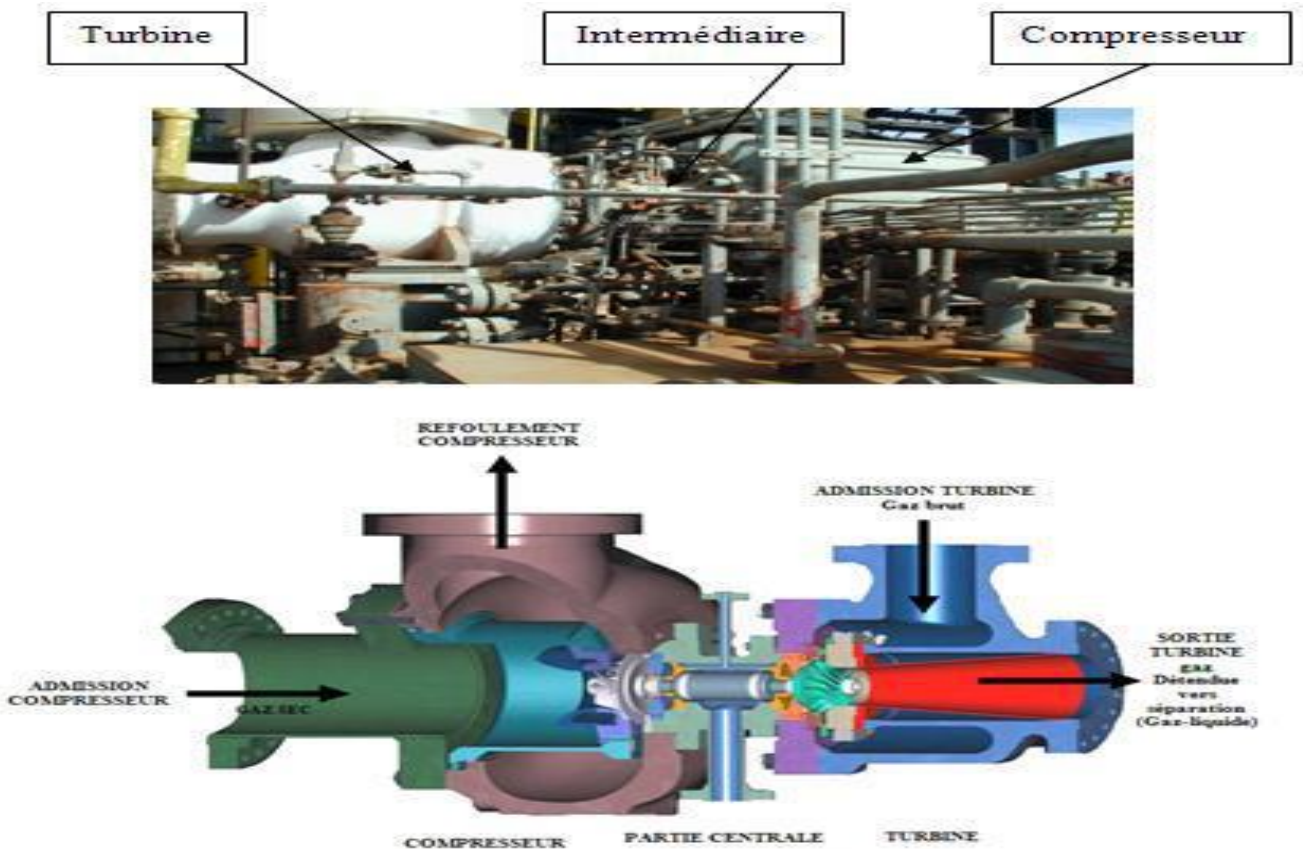


Figure I.4 : Turbo-Expandre [11].

### I.3.1.2. Principales caractéristiques d'un Turbo-Expander

- Turbine avec admission pouvant être, selon les expandeurs, axiale ou radiale.
- Récupération généralement réalisée en un seul étage de détente (possibilité d'utiliser deux étages ou plus dans le cas de taux de détente élevés  $> 10$ ).
- Vitesse élevée 10 à 50000 t /mn pour moyennes et fortes puissances. 45 à 70000 t /mn pour faibles puissances  $< 50$  KW.
- Gamme de puissance pour les utilisations pétrolières 50 à 8000 KW
- Bon rendement isentropique : 80 à 86 % décroissant si le taux de détente augmente.



- Conservation du rendement à charge variable par utilisation d'aubages directeurs mobiles à l'admission.
- Possibilité de variation de charge : 50 à 120 % du débit nominal.
- Bonne tolérance à la présence de condensat et de particules solides [6].

### **I.3.1.3. Domaine d'utilisation**

- Cryogénie (refroidissement par détente d'un gaz).
- Récupération d'énergie sur champs pétroliers (réduction de la pression).
- Production de gaz atmosphérique (séparation de l'air et liquéfaction O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> ...etc.)
- Purification de gaz : H<sub>2</sub>, He ...etc.
- Récupération d'éthane et GPL à partir du gaz naturel.
- Liquéfaction de gaz naturel [6].

### **I.3.1.4. Rôle d'un Turbo-Expander dans l'industrie gazière**

Les procédés de traitement de gaz naturel sont caractérisés par les moyens de réfrigération qu'ils utilisent.

Parmi ces moyens nous citons :

- La vanne Joule Thompson
- La boucle de propane
- Le Turbo-expander

L'utilisation de ce dernier, très répandue, est justifiée par son efficacité pour atteindre des températures très basses qui favorisent la récupération des produits lourds.

Le Turbo-Expander a pour fonction de récupérer l'énergie qui se produit lorsqu'un gaz à haute pression passe à travers la turbine pour réduire sa pression (détente isentropique).

La détente du gaz permet d'abaisser la température au-dessous de celle obtenue par l'effet JOULE THOMPSON donc permet de récupérer une grande quantité de liquide. Cette énergie est destinée pour entraîner le compresseur en vue d'augmenter la pression du gaz avant d'être envoyée comme gaz de vente [6].



### I.3.2. Vanne Joule Thomson

#### I.3.2.1. Définition d'une Vanne Joule Thomson

C'est une vanne qui assure la détente des gaz qui la traversent. Elle est composée d'un corps de vanne dans lequel circule le fluide, du mécanisme de commande, du servomoteur qui règle l'écoulement et d'accessoires spécifiques à chaque application particulière.

L'étanchéité est assurée par le siège, les garnitures et les joints. La noix de connexion relie la tige à l'axe de commande du servomoteur. Les parties internes de l'ensemble du corps de la vanne se caractérisent par leur simplicité et leur efficacité [6].

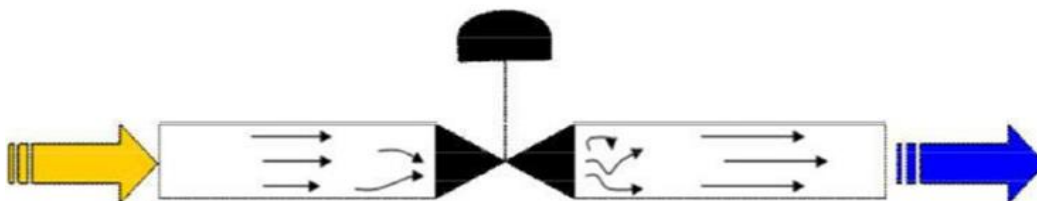


Figure I.5 : Vanne Joule Thomson [6].

#### I.3.2.2. Principe de fonctionnement

Le fluide traverse l'empilage de l'extérieur à l'intérieur et s'écoule vers l'orifice de sortie. L'empilage permet des variations de débit tout en limitant la vitesse de l'écoulement à travers l'élément.

L'empilage consiste en un certain nombre de disques dans lesquels les labyrinthes ont été creusés de manière à permettre

Un débit déterminé. L'indépendance de passage est développée par une série de coudes à angle droit, chaque passage ayant un



Nombre déterminé de coudes pour limiter la vitesse à la valeur prévue. Chaque disque possédant une capacité donnée, le débit total à travers l'élément peut facilement être mené et contrôlé avec précision. La position du piston à l'intérieur de l'empilage détermine le débit en découvrant plus ou moins de passages dans les disques.

Une vitesse d'écoulement maximale étant déterminée pour chaque disque, l'élément de contrôle peut fonctionner à une vitesse fixée et réglée sur tout le champ de la capacité nominale, afin de minimiser les changements de vitesse qui produisent normalement le bruit, la vaporisation, la cavitation, la vibration et l'érosion [6].

### I.4. Caractéristiques et utilisations des produits finis

#### I.4.1. Caractéristiques des produits finis

##### I.4.1.1. Gaz sec

Un gaz sec ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production, c'est-à-dire que les points représentant les conditions dans le réservoir et en surface se trouvent tous deux en dehors du domaine biphasique [1].

Ces caractéristiques sont rassemblées dans le tableau ci-dessous

**Tableau I.2** : Caractéristiques du gaz sec [1].

<b>Point de rosé</b>	-6°C max a 80.5 bar
<b>Teneur en eau</b>	50 ppm (max)
<b>PCS</b>	9350 kcal/m <sup>3</sup> (min)
	9450 kcal/m <sup>3</sup> (max)
<b>Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup></b>	0.5% molaire (max)
<b>Température</b>	60°C (max)
<b>Pression de sortie</b>	71 bars pour gaz de réinjection
	81 bars pour gaz de vente

##### I.4.1.2. Gaz de pétrole liquéfié (GPL)

Les GPL sont des mélanges d'hydrocarbures gazeux aux conditions normales. Ils sont composés essentiellement de butane et propane et sont produits à différents stades de



l'industrie des hydrocarbures. Ils constituent avec le gaz naturel des meilleurs combustibles du point de vue de la sauvegarde de l'environnement.

La composition chimique des GPL est variable et correspond approximativement à 1,5% d'éthane, 91% propane, 2,5% butane et 5% propylène. Les deux tiers environ des GPL sont produits à partir de gaz naturel et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut. Le stockage des GPL se fait à l'état liquide car on peut réduire le volume de 250L de GPL en 1L liquide [1].

Ces caractéristiques sont rassemblées dans le tableau ci-après :

**Tableau I.3 : Caractéristiques du GPL [1].**

<b>Odeur et couleur</b>	Incolore, inodore, pour des raisons de sécurité, un odorant doit être ajouté	
<b>Tension de vapeur à 20°C</b>	Propane	8 bars
	Butane	2 bars
<b>Densité</b>	Propane	0.51
	Butane	0.58
<b>Température d'ébullition</b>	Propane	-42°C
	Butane	-6°C
<b>Pouvoir calorifique Supérieur</b>	Propane	22506 kcal/m <sup>3</sup>
	I-Butane	29460 kcal/m <sup>3</sup>
	N-butane	29622 kcal/m <sup>3</sup>
<b>Impuretés</b>	Teneur en C <sub>2</sub> <sup>-</sup>	3% mol
	Teneur en C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	0.4 % mol

#### I.4.2. Condensat

Le condensat est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffinés, de l'iso pentane jusqu'au dodécane et plus généralement extrait des gisements de gaz à condensat, il est sous forme liquide dans les conditions normales de pression et température [1]. Ces caractéristiques sont présentées dans le tableau suivant :

**Tableau I.4 :** Caractéristiques du condensât [1].

<b>Odeur et couleur</b>	Incolore, avec une odeur d'essence
<b>Poids spécifique</b>	0.7 - 0.8
<b>Point d'éclair</b>	<-40°C
<b>Densité de vapeur</b>	3 à 4
<b>Tension de vapeur</b>	10 psia

## I.5. Utilisations des produits finis

### I.5.1. Utilisation du gaz sec

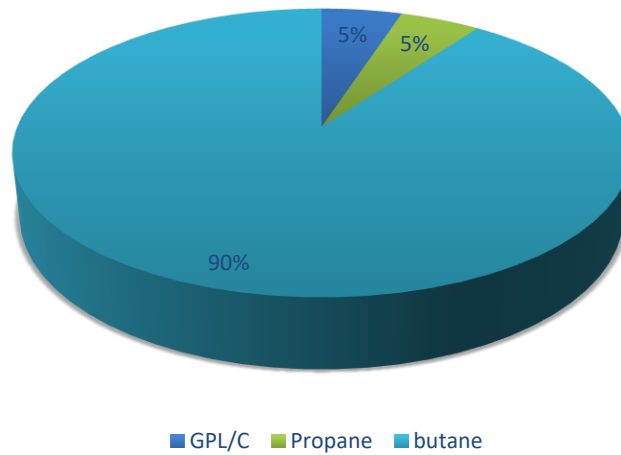
Le méthane ( $\text{CH}_4$ ) est transformé par oxydation en formol, méthanol et aldéhyde acétique. Par pyrolyse ou déshydrogénation, il produit acétylène, noir de carbone et hydrogène. La conversion du méthane par vapeur d'eau ou mélange vapeur d'eau/ oxygène donne le gaz de synthèse ( $\text{CO}+\text{H}_2$ ), essentiel pour la synthèse d'ammoniac et de matières plastiques.

L'éthane ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ) par pyrolyse fournit de l'éthylène, précurseur de l'oxyde d'éthylène, de l'éthanol et du polyéthylène. La réaction de pyrolyse oxydative produit de l'acétylène, tandis que la chloration donne du chlorure d'éthane, utilisé pour diverses applications chimiques comme la production de PTE et d'alcools. La nitration de l'éthane est employée dans la fabrication de solvants comme le nitroéthane [1].

### I.5.2. Utilisation du GPL

Les GPL représentent 2% de la consommation énergétique mondiale, utilisés largement pour le chauffage domestique, la climatisation, et comme carburant automobile. En Algérie, 79% des GPL proviennent des champs pétroliers. La demande nationale en GPL a significativement augmenté, passant de 1,4 MT en 1997 à 22,5 MT en 2016. Les GPL sont également essentiels dans la production d'électricité et comme charges pétrochimiques [1].

La demande nationale en GPL qui était de 1,4 MT en 1997 augmente d'environ 3,5% chaque année, elle est répartie de la manière suivante :

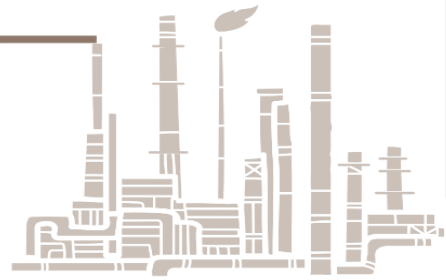


**Figure I.6 :** Demande nationale en produits GPL [1].

### I.5.3. Utilisation du condensat

Le condensât est riche en hydrocarbures paraffinés et naphthéniques (C5-C7) ayant un bon potentiel en oléfines. Il est utilisé dans le domaine de raffinage pour la production des carburants notamment les essences, leur prix de revient est plus bas que les essences produites Partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât est moins coûteuse et sa composition chimique riche en éléments légers [1].

# CHAPITRE II : MATERIELS ET METHODES





## II.1. Présentation de la région de HASSI R'mel

### II.1.1. Situation géographique

La région de Hassi-R'mel est située à 550 Km au sud de la capitale Alger à une altitude de 760m, le paysage est constitué d'un vaste plateau rocailleux. Le climat est caractérisé par une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver, les amplitudes sont importantes variantes de  $-5^{\circ}\text{C}$  en hiver à  $45^{\circ}\text{C}$  en été [3].

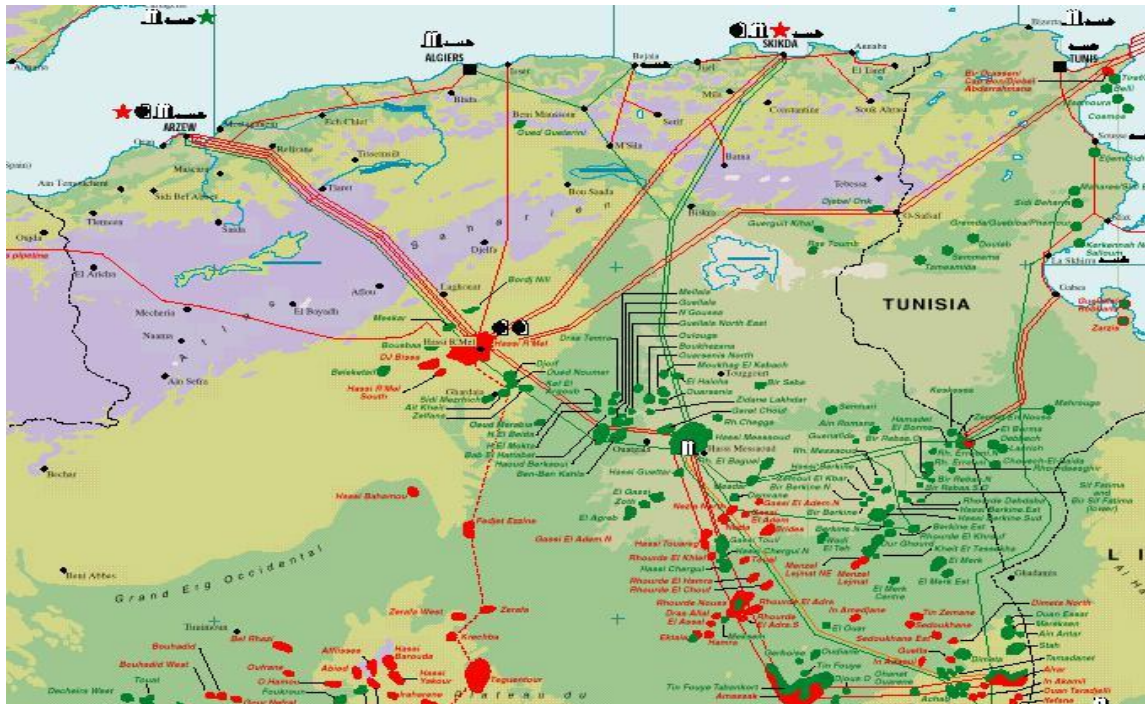


Figure II.1 : Carte énergétique de HASSI R'MEL [3].

### II.1.2. Développement du Champ de Hassi-R'mel

Le développement de Hassi-R'mel est intimement lié à l'essor de l'industrie gazière mondiale, grâce à ses réserves considérables de plus de 2000 milliards de mètres cubes. Ces ressources ont été cruciales pour initier une politique industrielle gazière ambitieuse pour le pays.

Trois étapes importantes ont marqué le développement du champ de Hassi-R'mel :

#### Première étape : (1961-1969)

- En 1961, mise en place d'une petite unité de traitement produisant 1,3 milliard de mètres cubes de gaz par an, conjointement avec la construction de la première usine de liquéfaction en 1964.



- En 1969, augmentation de la capacité de traitement à 4 milliards de mètres cubes par an.

### **Deuxième étape : (1970-1974)**

Après la nationalisation des hydrocarbures en 1971, la capacité de traitement atteint 14 milliards de mètres cubes par an.

### **Troisième étape : (1975-2018)**

- Durant cette période, un plan de développement global a été mis en œuvre pour répondre aux besoins énergétiques nationaux et internationaux.
- Réalisation de 4 complexes de traitement augmentant la capacité à 94 milliards de mètres cubes par an.
- Forage de 150 puits producteurs et 52 puits injecteurs.
- Construction de réseaux de collecte et de desserte sur 1000 km.
- Installation de deux stations de réinjection de gaz, chacune capable de gérer 30 milliards de mètres cubes par an avec une puissance totale de 600,000 CV.
- Développement d'un réseau routier de 400 km.

Le développement final du champ a permis d'atteindre les capacités de production suivantes : 100 milliards de mètres cubes de gaz par an.

- 12 millions de tonnes de condensât par an.
- 3.5 millions de tonnes de GPL par an.
- 700 millions de tonnes de pétrole brut par an [3].

### **II.1.3. Installations Gazières à Hassi-R'mel**

Le plan d'ensemble des installations gazières implantées sur le champ de Hassi-R'mel est élaboré de façon à avoir une exploitation rationnelle du gisement et pouvoir récupérer le maximum de liquide. Les installations mise en œuvre sont réparties en trois secteurs :

- **SECTEUR NORD**
- Module 3 ;
- SCN : Station de compression Nord ;
- SBN : Station BOOSTING Nord ;



- CTH : Centre de Traitement d’Huile.
- **SECTEUR CENTRE**
- Module 0 ;
- Module 1 ;
- Module 4 ;
- CSTF : Centre de Stockage et de Transfert Facilites ;
- CNDG ; Centre National de Dispatching Gaz ;
- SBC : Station BOOSTING Centre ;
- CTH : Centre de Traitement d’Huile ;
- Unité de PHASE B.
- **SECTEUR SUD**
- Module 2 ;
- SCS : Station de Compression Sud ;
- Djebel-Bessa ;
- CTG-HR- Sud : Centre de Traitement de Gaz ;
- SBS : Station BOOSTING Sud ;
- CTH : Centre de Traitement d’Huile.

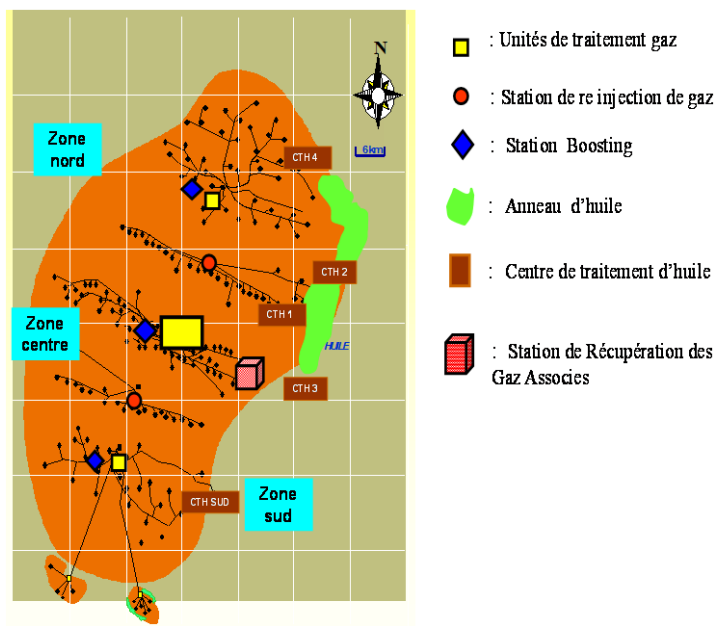


Figure II.2: Installations gazières au niveau de HASSI R’MEL [3].



### **II.1.3.1. Stations BOOSTING**

Les stations boosting ont pour but la compression du gaz brut issu des puits producteurs de 100 bars à 120 bars afin d'avoir une détente importante, dont la récupération optimale des liquides, les Modules 2 et 3 ont leurs propres stations boosting, les autres modules 0,1, et 4 ont un boosting commun [3].

### **II.1.3.2. Stations de compression**

Le but de réinjecter le gaz au niveau des gisements est le maintien de la pression afin de récupérer le maximum de liquides. Les stations de compression Nord et sud ont pour objet de réguler justement la pression du gaz au niveau des gisements [3].

### **II.1.3.3. Centre National de Dispatching Gaz (CNDG)**

Son rôle est la collecte de toutes les quantités de gaz produites au niveau de Hassi-R'mel et du gaz provenant de l'extrême sud via les gazoducs GR1 et GR2, ces quantités sont ensuite distribuées vers les centres de consommation, comme les centres « GNL », SONELGAZ, et à l'étranger ITALIE via la TUNISIE (GR1, GR2) et l'ESPAGNE via le MAROC (GME) [3].

### **II.1.3.4. Centre de traitement de gaz (CTG)-HR- Sud**

Ce projet comporte une unité de traitement de gaz naturel, destinée à traiter le gaz brut pour obtenir du gaz sec et la récupération des hydrocarbures liquides estimée à 2830 millions de tonnes / mois. Sa capacité est de 10 millions standard de m<sup>3</sup>/jour de gaz sec. HR-SUD comporte trois unités de traitement, une de 6 millions de m<sup>3</sup>/jour et deux de 2 millions de m<sup>3</sup>/jour chacune [3].

### **II.1.3.5. Station de récupération du gaz associé (SRGA)**

Cette unité a démarré le 18 avril 1999 avec une capacité de 4000 m<sup>3</sup> par jour, elle comporte quatre turbocompresseurs [3].

### **II.1.3.6. Centres de traitement d'huile (CTH)**

Cinq unités sont implantées à HASSI R'MEL (CTH1, CTH2, CTH3, CTH4 et CTH SUD), elles sont dotées de manifold dont des séparateurs et des bacs de stockage qui



permettent de produire le pétrole brut et le transférer au module « 0 » pour stockage intermédiaire avant qu'il soit expédié vers la station de pompage et de transport « SPT » [3].

### II.1.3.7. Stockage et l'expédition des hydrocarbures liquides

Le condensât et le GPL, produits par tous les modules sont acheminés vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) qui se trouve dans la zone centrale de Hassi-R'mel où ils sont débarrassés des éventuelles quantités d'eau résiduelles et comptabilisées avant d'être expédié vers SPT4 puis vers ARZEW [3].

Le CSTF comprend trois bacs de 35000 m<sup>3</sup> et quatre bacs de 45000 m<sup>3</sup> chacun pour le stockage du condensât, douze sphères de 7000 m<sup>3</sup> chacune pour le stockage du GPL. Les vapeurs formées dans les sphères, sous l'effet de la température ambiante sont comprimées par des turbocompresseurs, condensées puis remises dans le stockage pour éviter le boil-off et le torchage du GPL [3].

### II.1.3.8. Modules de traitement de gaz

Un module de traitement de gaz est le diminutif de module processing plant ou MPP, c'est une usine de traitement de gaz brut en vue de produire les produits finis suivants :

- Gaz de vente (C1, C2) ;
- GPL (C3, C4) ;
- Le condensât (C5+).

### II.1.4. Procédés de traitement de gaz naturel

Au niveau de Hassi R'mel, le procédé Pritchard est appliqué au niveau des Modules 0 et I tandis que le procédé Hudson est appliqué au niveau des Modules II, III et IV.

Le procédé Pritchard utilise une boucle de propane indépendante et complexe qui comporte plusieurs équipements, induisant des coûts supérieurs pour l'exploitation et la maintenance.

Le procédé Hudson utilise un turbo-expander. Cet équipement simple, monté sur un skid, ne nécessite aucune maintenance particulière, tant qu'il est utilisé dans des bonnes conditions. Les coûts de maintenance, pour ce procédé, sont relativement faibles.



### II.1.5. Contraintes d'exploitation de la richesse

La présence d'eau dans le gaz naturel et les conditions de service, haute pression et basse température dans un procédé de traitement de gaz brut sont des paramètres qui peuvent favoriser la formation des hydrates (givre), phénomène qui peut porter atteinte au déroulement normal du procès et à la bonne récupération d'hydrocarbures liquides, provoquant ainsi le bouchage des conduites et des équipement (mauvaise séparation dans les ballons, mauvaise régulation des vannes... etc.).

Pour empêcher la formation des hydrates, une injection de glycol a été prévue dans différents endroits à basses températures.

Le phénomène de moussage peut aussi surgir et influencer négativement sur la récupération des hydrocarbures lourds, ce phénomène est causé par la présence :

- Du glycol dégradé (PH élevé),
- Des solides en suspension non éliminés au préalable,
- D'inhibiteur de corrosion en réaction avec d'autres produits chimiques,
- Des sels.

Il existe aussi d'autres problèmes au niveau des ballons, qui sont d'ordre mécanique et qui peuvent engendrer ce phénomène, il s'agit :

- Des démisteur (tamis) détériorés,
- Des chicanes déplacées de leur position normale.
- De déflecteur détaché.

Comme il peut être aussi favorisé par une grande vitesse des hydrocarbures. Afin de remédier au problème de givrage on doit assurer :

- Un suivi et contrôle rigoureux de la concentration et du pH de la solution du glycol,
- Un suivi et contrôle rigoureux des débits d'injection calculés en fonction de la charge,
- Un débouchage des injecteurs de glycol,
- Une injection momentanée du glycol dans les points givrés,
- Un régime chaud.
- Pour ce qui est du remède au problème de moussage on doit soit :



- Injecter un produit anti mousse (MEA),
- Purger les cages à flotteur (si la mousse existe dans les ballons) des hydrocarbures liquides ou celles du glycol.

## **II.2. Présentation du site d'étude : Module IV**

### **II.2.1. Présentation du module IV**

Le module IV est une usine conçue pour le traitement de gaz brut, assurant une production journalière d'environ 60 millions standard mètre cube de gaz sec, 5500 tonnes de condensat et 2300 tonnes de GPL.

Le procédé de traitement (voir figure II.3) est constitué essentiellement de trois trains identiques d'une capacité de production de 20 Millions  $\text{Sm}^3$  / jour de gaz chacun, chaque train comporte deux sections. Section séparation à haute pression et section stabilisation et fractionnement. De plus une section de recompression et de transfert du gaz, une unité de régénération du glycol et une section utilités communes sont prévues pour assurer le fonctionnement du Module IV.

Le gaz brut est d'abord refroidi par échange thermique à travers les aérorefrigérants et des échangeurs de chaleur à faisceaux et calandre, ensuite il subit une succession de détentes : de la pression d'entrée jusqu'à  $100 \text{ Kg/cm}^2$  à travers une vanne Joule Thompson (détente isenthalpique), puis de  $100 \text{ Kg/cm}^2$  jusqu'à  $64 \text{ Kg/cm}^2$  à travers un Turbo-Expander (détente isentropique), enfin, une fois les frigories cédées, il sera comprimé jusqu'à la pression de gaz de vente ( $72 \text{ Kg/cm}^2$ ) au moyen du compresseur accouplé à la turbine.

Les hydrocarbures liquides récupérés sont envoyés dans la section stabilisation et fractionnement pour être séparés en produits finis (condensat et GPL), où ils s'écoulent vers les installations centrales de stockage et de transfert (CSTF).

Il est impératif de noter qu'au niveau de ce module on distingue deux types de fonctionnement :

- Un fonctionnement dit normal qui se présente en fonction de la pression d'entrée du gaz brut et la pression de sortie du gaz traité.
- Un fonctionnement dit spécial qui se présente dans le cas où un ou plusieurs principaux appareillages sont à arrêt [4].

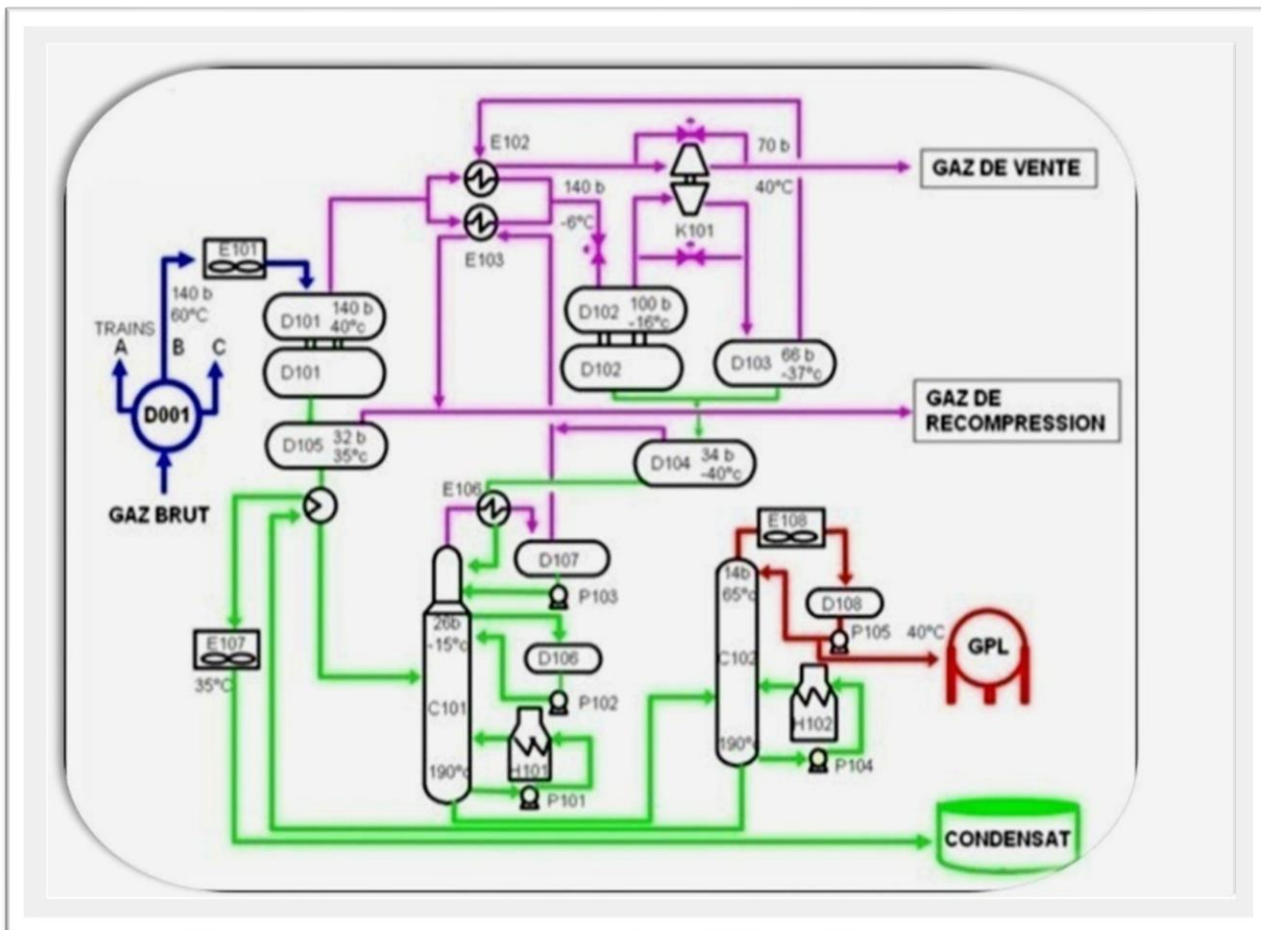
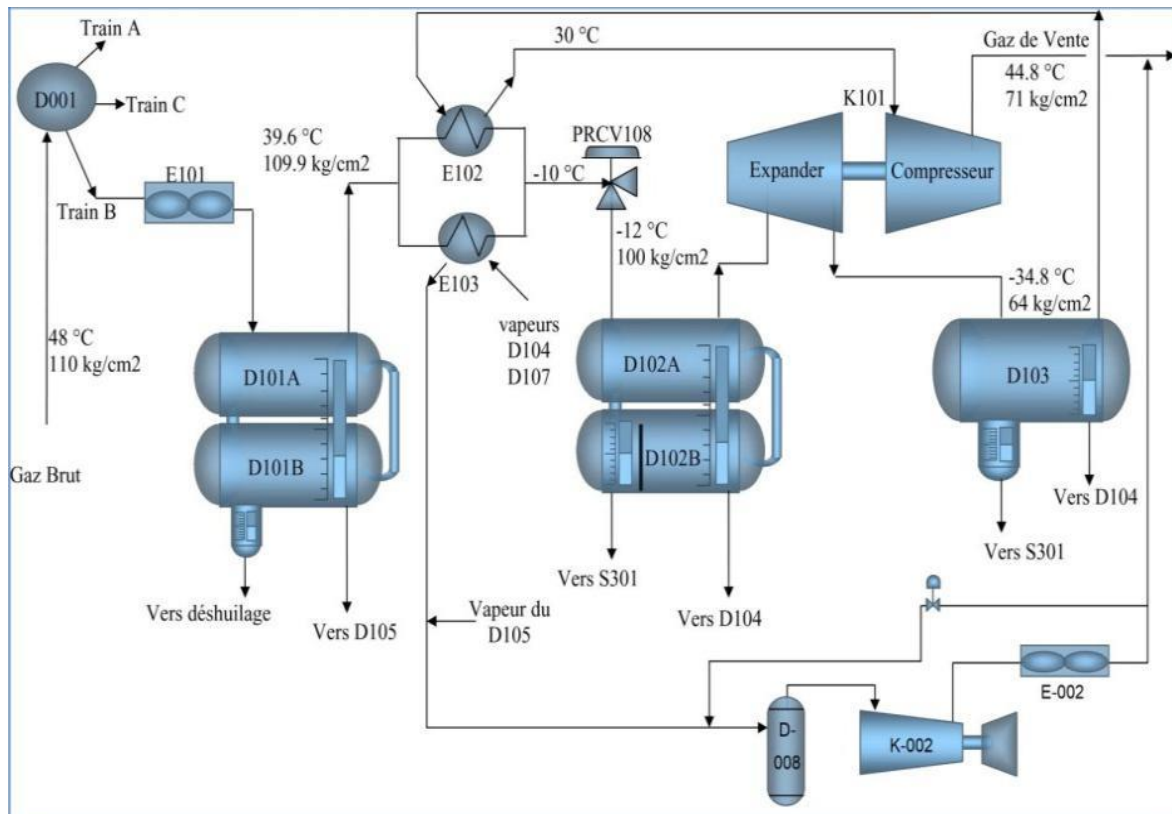


Figure II.3: Procédé Hudson appliqué au niveau du module IV [4].

*BN: Dans ce qui suit nous allons donner plus de détails sur la section séparation à haute pression l'objet de notre étude et les autres sections constitutives du module.*

### II.2.2. Section séparation à haute pression

Le but de cette section présentée dans le schéma technologique ci-après est de récupérer le maximum de liquides hydrocarbures et de produire du Gaz sec en respectant les spécifications relatives à chaque produit.



**Figure II.4 :** Section de séparation Haute pression [4].

Le Gaz brut issue des puits est acheminé à travers des collecteurs au Module IV en phase mixte à  $110 \text{ kg/cm}^2$  et  $60 \text{ °C}$ . A son entrée au train, le Gaz est séparé en trois courants de mêmes débits à travers un appareil appelé diffuseur D001, ensuite chacun des trois courants est refroidi à travers l'aéro réfrigérant E101 à la température  $39.6 \text{ °C}$ . Après il passe à la première séparation dans le séparateur à trois phases D101 à  $109.9 \text{ kg/cm}^2$ .

L'eau libre quittant le séparateur est drainée vers le borbier tandis que les hydrocarbures liquides sont flashés à  $32.03 \text{ kg/cm}^2$  et  $30.3 \text{ °C}$  dans le ballon séparateurs riche en Condensât D105.

Le Gaz généré du séparateur à haute pression D101 est refroidi à travers les échangeurs tube calandre Gaz-Gaz E102, E103 à la température  $-10.1 \text{ °C}$ , à ce niveau l'injection du glycol MEG à 80 % concentré est nécessaire pour éviter la formation des hydrates qui peuvent provoqués le bouchage des tubes du moment que le gaz traité est saturé en eau. L'injection du MEG est assuré par des nozzles, système de pulvérisation placé en amont des échangeurs à haute pression  $128 \text{ kg/cm}^2$ .



Quittant les deux échangeurs, le Gaz est détendu une fois isenthalpiquement à travers la vanne joule Thomson PRCV 108 à la température et à la pression  $-12.1\text{ }^{\circ}\text{C}$  et  $100.5\text{ kg/cm}^2$ , séparé des hydrocarbures liquides dans le ballon séparateur D102 ensuite détendu une deuxième fois isentropiquement dans le Turbo-Expander K101 côté turbine à la pression  $64.2\text{ kg/cm}^2$  et à la température  $-34.8\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Le Gaz en fin de détente est séparé du Condensât dans le séparateur D103 puis utiliser comme fluide réfrigérant du gaz chaud entrant les échangeurs E102, ainsi le procédé produit ses propres frigories et le système devient autonome.

Le Gaz sortant de l'échangeur E102 à  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$  du côté calandre, est comprimé à la pression  $70.9\text{ kg/cm}^2$  dans le Turbo-Expander K101 du côté compresseur.

Les hydrocarbures liquides résultants du flash dans les deux séparateurs D102, D103 sont flashées dans un séparateur froid à basse pression à  $-41\text{ }^{\circ}\text{C}$  et  $34\text{ kg/cm}^2$ , le Gaz généré est mélangé avec celui du ballon de reflux du déethaniseur D107 puis passe du côté calandre dans l'échangeur E103, à sa sortie il est combiné avec du Gaz issu du ballon basse pression D105 puis comprimer dans le K002 compresseur des Gaz moyennes pression à la pression de  $75.1\text{ kg/cm}^2$  ensuite injecté dans le circuit Gaz de vente [4].

### **II.2.3. Section fractionnement et stabilisation**

Cette section constitue la dernière étape dans le procédé de traitement, elle permet de séparer et stabiliser le mélange GPL et Condensât, des entraînements des produits légers dans la colonne du déethaniseur C101 ensuite fractionner le mélange en produits finis Condensât et GPL dans la colonne du débutaniseur C102.

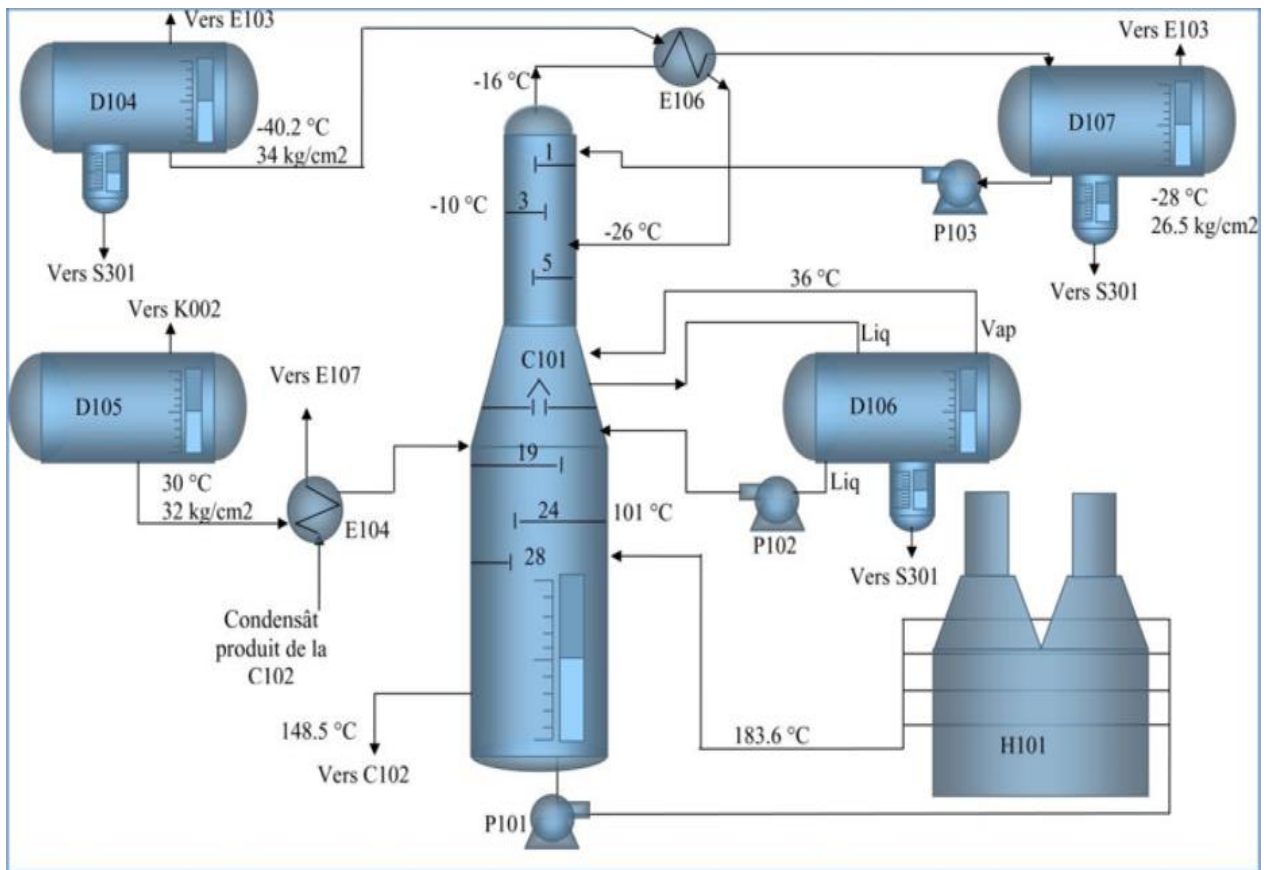


Figure II.5 : Section stabilisation [4].

### II.2.3.1. Colonne de stabilisation C101 : Déethaniseur

C'est une colonne de distillation condenseur rebouilleur, elle est utilisée pour séparer les C2- du mélange GPL et Condensât en tête de colonne et minimiser les entraînements du propane avec la vapeur du D107, ballon de reflux de la colonne. La colonne est spécifique composée de deux parties froide et chaude séparées par le 12ème plateau, appelé plateau accumulateur. Alimentée par deux courants, la C101 fonctionne à 26.52 kg/cm<sup>2</sup>.

La partie froide est composée de 12 plateaux et alimentée par la charge issue du D104 au 5ème plateau à -26.4 °C, avant son entrée à la colonne, elle est utilisée comme fluide réfrigérant du produit de tête de la C101 à travers le condenseur de tête E106.

La partie chaude est constituée de 16 plateaux, elle est alimentée au 21ème plateau par le courant en provenance du séparateur basse pression D105 après avoir été préchauffée à 130 °C dans l'échangeur E104 côté calandre.

La vapeur en tête de colonne est partiellement condensée dans l'échangeur E106 puis flasher dans le ballon D107 à la température -28.2 °C. Le Gaz généré du flash est envoyé à



la section compression, K002, tandis que le liquide est pompé au 1er plateau comme reflux à  $-28.2\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Pour éviter la formation d'hydrates dans le condenseur et la partie froide de la colonne, une solution MEG est injectée dans le côté tube a calandre de l'échangeur E106 ainsi que du côté refoulement des pompes de reflux P103A/B.

Les hydrocarbures liquides accumulées dans le 12ème plateau, sont acheminées à l'extérieur de la colonne et séparées du glycol dilué dans le séparateur D106. Les liquides issus du point de flash sont réintroduits au 13ème plateau de la partie chaude de la colonne, tandis que la vapeur est envoyée au 12ème plateau de la partie froide de la colonne.

La chaleur nécessaire pour la vaporisation partielle du résidu, produit de fond de la colonne C101, est assurée par le rebouilleur H101 ainsi les hydrocarbures lourds quittant le bas de la colonne alimentent directement le 21ème plateau du débutaniseur [4].

### II.2.3.2. Colonne du fractionnement C102 : Débutaniseur

C'est une colonne de distillation fonctionnant à  $14.53\text{kg}/\text{cm}^2$ , elle est constituée de 32 plateaux et alimentée par le fond de la C101 au 21ème plateau.

La vapeur en tête de colonne est condensée totalement à, travers l'aéroréfrigérant E108 à la température  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$  puis accumulée dans le ballon de reflux D108.

Une partie du liquide issue du ballon D108 est pompée au premier plateau de la colonne par la pompe P105 comme reflux, tandis que l'autre partie est envoyée à la section stockage du GPL, D005A, à  $14.3\text{ kg}/\text{cm}^2$  puis vers le centre de stockage et transfert des fluides (CSTF).

Dans le cas d'un produit hors spécifications, la partie destinée vers CSTF, est stockée dans des sphères T002A/B afin d'être retraitée ultérieurement.

Une partie du liquide de fond de colonne est pompée par la pompe P104 vers le rebouilleur du débutaniseur H102 puis chauffé à la température  $217\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Le produit de fond de colonne à la température de  $191.9\text{ }^{\circ}\text{C}$  est refroidi successivement en contre-courant dans l'échangeur E104 avec l'alimentation de la partie chaude du



déethaniseur, puis par l'aéroréfrigérant E107 jusqu'à la température 40 °C ensuite envoyé au ballon D003B et finalement pompé avec la pompe P102 vers CSTF.

Dans le cas du produit off spécifications, il est envoyé au bac à Condensât T001A/B/C dans le but de le retraiter prochainement [4].

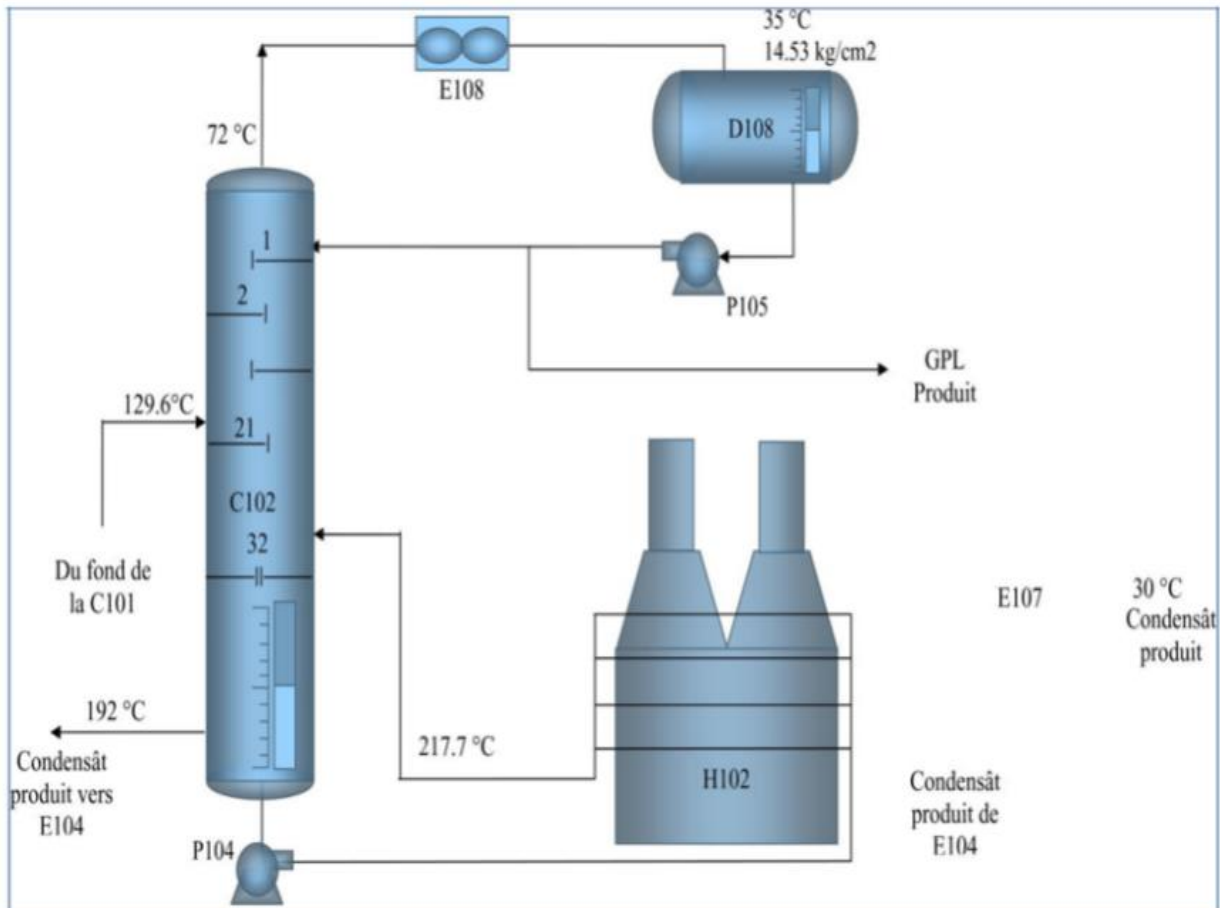


Figure II.6 : Section fractionnement [4].

#### II.2.4. Section de recompression et de transfert du gaz

Les gaz séparés dans la section de séparation à haute pression et de celle de fractionnement de chaque ligne se réunissent dans cette section, d'où les gaz sont envoyés en tant que gaz de réinjection ou de vente.

Il est possible d'ajuster le pouvoir calorifique des gaz traités dans la section à haute pression, mais il est finalement déterminé par l'injection de GPL dans cette section. Les écoulements gazeux provenant du (D107), (D104) et du (D105) se réunissent pour s'ajouter à ceux de même nature qui sortent des deux autres lignes.



Tous ces écoulements réunis se dirigent vers le récompresseur (K002), les gaz comprimés par (K002) sont refroidis à 54.4 °C dans le réfrigérant complémentaire du récompresseur (E002) pour s'ajouter aux gaz issus de la section à haute pression.

On injecte les GPL dans les gaz traités pour ajuster leur pouvoir calorifique, la pression des GPL ait été augmentée sous l'action de la pompe d'appoint du GPL (P005) [4].

#### **II.2.4.1. Stockage et expédition du GPL**

Le GPL est obtenu en tête de débutaniseur dans le ballon a reflux D108, une partie assure le reflux froid de cette colonne, et l'autre partie est refoulée vers le ballon D005A-B, à partir desquelles il est aspiré par les pompes P004A/C qui le refoulent vers le CSTF comme produit final. Parfois une quantité de GPL est refoulée vers l'aspiration des pompes P005A/C pompes d'injection du GPL dans le gaz de vente pour l'enrichir.

Le GPL off-spec est transféré vers les sphères T002A-B, à partir des quels il est aspiré par les pompes P003A-B pour son retraitement au niveau des trains [4].

#### **II.2.4.2. Holding –recompresseur de GPL**

L'augmentation de la pression des vapeurs de GPL produites dans les sphères T002A-B conduit les opérateurs à faire démarrer le recompresseur K001A-B, ce dernier est un compresseur du type à piston sa rotation est assurée par un moteur électrique, il permet la compression des vapeurs jusqu'à 7kg/cm<sup>2</sup>, ainsi comprimées ces vapeurs passent à travers les aeroréfrigérants E001 pour se condenser, le GPL liquide est ensuite collecter dans le ballon D007 (ballon de décharge du compresseur K001), puis retourne dans les sphères [4].

#### **II.2.4.3. Stockage et expédition du condensât**

Le module contient trois bacs de stockage T001A/C pour le stockage du condensât on-spec et off-spec. Actuellement le condensât produit est directement transféré à partir du ballon D003B vers le CSTF par le biais des pompes P002A/C. Le produit off-spec est envoyé vers le bac T001A pour être retraité dans le débutaniseur.

Au niveau des ballons D003A/C se passe le dégazage du condensât vers torches basses pression à travers les vannes PIC003 et PIC027.



Par mesures de sécurité, les bacs de stockages sont dotés d'une évacuation des gaz et vapeurs vers torche très basse pression, par les vannes PIC033A/C [4].

### **II.2.5. Unité de régénération du glycol**

Le glycol hydraté venant des trains A-B-C, et ayant une concentration en glycol de 73 %, une pression égale à 8 Kg/cm<sup>2</sup> et à une température de -10°C, entre directement dans le condenseur de tête (tube en U) incorporé dans le haut de la colonne. Ainsi préchauffé à 25°C, le glycol hydraté passe ensuite par la batterie d'échangeurs E103 A/F, des quels il sort avec une température avoisinant les 100°C.

L'huile contenue dans le glycol est séparée dans le ballon séparateur d'huile D302, le glycol est ensuite transféré à travers les filtres de glycol S302 A/B, pénètre dans la colonne C301 au niveau du plateau intermédiaire.

Au niveau de la colonne a lieu la séparation de l'excès d'eau dans le glycol, et cela en maintenant une température de tête et une température de fond fixes. La température de tête, assurée par le condenseur de tête a pour rôle de garder la concentration du glycol régénéré à 80 %. La température de fond de colonne est assurée par le rebouilleur H301.

Le reflux chaud est assuré par le rebouilleur H301, qui est alimenté du fond de la colonne à 120 °C, et entre dans la colonne sous le dernier plateau avec une température de 130°C, Le produit final est soutiré du fond de la colonne avec les pompes, pour être refouler à 9kg/cm<sup>2</sup> et 120°C à travers le coté calendre des échangeurs, il est ensuite acheminé vers le ballon tampon de glycol D202 A/B à 40°C. A partir de ce ballon le glycol à 80 % est injecté dans les trains, par des pompes à pistons, avec 135kg/cm<sup>2</sup>, ces ballons sont reliés à un bac de stockage de glycol pur [4].

### **II.2.6. Section Utilités**

#### **II.2.6.1. Traitement des eaux**

Le but de traiter l'eau brute c'est d'obtenir trois types des eaux pour les besoins du module : Eau de service, eau de refroidissement et eau potable.



### II.2.6.2. Unité d'air

Vu l'importante consommation d'air à l'usine, une unité de traitement d'air est programmée pour subvenir à ses besoins, parmi ces besoins :

- Air instrument : utilisé pour le fonctionnement des instruments.
- Air service : utilisé pour le nettoyage des capacités.

### II.2.6.3. Unité Gaz inerte

L'air comprimé arrivant du compresseur d'air K401 passe par un décanteur (D408) ensuite il entre dans l'un des ballons qui fonctionne alternativement (S408) où l'oxygène est adsorbé par des granulés de charbon actif et l'humidité est éliminée par des tamis moléculaires. L'azote est récupéré à une pureté de 99%.

### II.2.6.4. Unité Gaz combustible

Cette section permet d'envoyer le gaz combustible vers les différents équipements avec une pression appropriée :

- 4 kg/cm<sup>2</sup> pour l'alimentation des fours.
- 14 kg/cm<sup>2</sup> pour l'alimentation de K002.
- 7 kg/cm<sup>2</sup> pour les torches.

### II.2.7. Torches

Il existe trois types de torches : Torche à haute pression, à basse pression et à très basse pression.

### II.2.8. Laboratoire

Le laboratoire est effectué pour les analyses des produits finis comme le GPL le condensât et le gaz de vente pour voir s'ils répondent aux spécifications demandées.

L'électricité fournie par le réseau SONELGAZ arrive au poste de livraison de 30 KV (extérieur), implanté dans la zone MPP4.



## II.3. Conditions de fonctionnement du procédé de traitement

### II.3.1. Spécifications du gaz brut

Le module IV est conçu pour traiter un gaz brut caractérisé par :

- Une teneur en eau saturé à 310 kg/cm<sup>2</sup>, 90 0C.
- Une température : min 45 0C (exploitation en hiver) et max 65 0C (exploitation en été).
- Une pression : min 100 bars G/max 140 bars G [2\*].

#### II.3.1.1. Données design

La composition et les principales caractéristiques sont représentées dans les tableaux suivants :

**Tableau II.1** : Composition du gaz brut [2\*].

<b>Composition</b>	<b>Fraction molaire</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	5,56%
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,20%
<b>CH<sub>4</sub></b>	77,82%
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	7,42%
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	2,88%
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,62%
<b>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	1,10%
<b>iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,36%
<b>nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,48%
<b>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	0,59%
<b>nC<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>	0,56%
<b>nC<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	0,45%
<b>nC<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	0,37%
<b>nC<sub>10</sub>H<sub>22</sub></b>	0,27%
<b>nC<sub>11</sub>H<sub>24</sub></b>	0,21%
<b>nC<sub>12</sub>H<sub>26</sub></b>	0,57%
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,54%
<b>Total</b>	<b>100%</b>



**Tableau II.2 :** Spécifications de la charge [2].

Spécification	Valeur
Débit (kg/h)	860 879
T (°C)	65
P (kg/cm <sup>2</sup> G)	102

**II.3.1.2. Données actuelles**

La composition ainsi que les spécifications du gaz sortant de l'unité Boosting vers module IV sont représentées dans les tableaux ci-dessous :

**Tableau II.3:** Composition de la charge dans le cas actuel [3\*].

Composition	Fraction molaire
N <sub>2</sub>	5,60%
CO <sub>2</sub>	0,21%
CH <sub>4</sub>	81,48%
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,72%
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,27%
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,42%
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,72%
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,20%
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,25%
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,27%
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,13%
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,12%
nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,11%
nC <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,10%
nC <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,01%
nC <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,22%
H <sub>2</sub> O	0,17%
<b>Total</b>	<b>100%</b>



**Tableau II.4 :** Spécifications de la charge dans le cas actuel [3\*].

Spécification	Valeur
Débit (Kg/h)	820644
T (°C)	60
P (Kg/cm <sup>2</sup> G)	100

### II.3.2. Spécifications des Produits finis

#### II.3.2.1. Données Design

**Gaz sec :**

- Point de rosée : - 6°C à 80 Kg/cm<sup>2</sup>
- Teneur en eau : 50 ppm volumique maximum
- PCS : 9350 – 9450 Kcal / m<sup>3</sup>
- Teneur en C5+ : 0.5 % molaire maximum.
- Pression du gaz de vente : 71 Kg/Cm<sup>2</sup>

**GPL :**

- Teneur en C2+ : 03 % molaire maximum.
- Teneur en C5 + : 0.4 % molaire maximum.

**Condensat :**

- Tension de vapeur Reid TVR : 10 psia (0.7 Kg/cm<sup>2</sup>)

#### II.3.2.2. Données actuelles

**Gaz sec :**

- Point de rosée : - 15°C à 80Kg/cm<sup>2</sup>
- Teneur en eau : 26 ppm
- PCS : 9237 Kcal /m<sup>3</sup>
- Teneur en C5+ - 0.17 % molaire



**GPL**

- Teneur en C2+ : 1.09 % molaire
- Teneur en C5+ : 0.2 % molaire

**Condensat**

- Tension de vapeur Reid TVR : 10 psia (0.74 Kg/cm<sup>2</sup>) [3\*].

Toutes ces caractéristiques sont contrôlées quotidiennement par des analyses effectuées au laboratoire.

**II.3.3. Équipement de détente mis en service**

L'utilisation de la procédure Hudson, qui est utilisée dans le module IV, est assez flexible. Nous avons classé dans le tableau ci-dessous les différentes instances opérationnelles résultant de la diminution de la pression des dépôts et des pressions variables des gazoducs de vente.

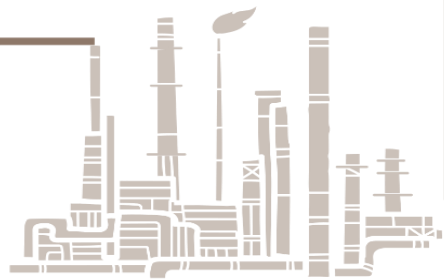
**Tableau II.5 :** Conditions de fonctionnement du procédé HUDSON Données Design.

Cas	Conditions de fonctionnement			Spécification du gaz produit		
	Équipement en service	P (bar) à l'entrée	P (bar) à la sortie	Humidité (ppm)	PCS (Kcal /m <sup>3</sup> )	C5+ (% mole)
<b>IA</b>	Turbo-Expander	140	71	32	9272	0.15
<b>IB</b>	Turbo-Expander	100	71	45	9379	0.22
<b>IC</b>	Turbo-Expander	140	81	50	9349	0.27
<b>ID</b>	Turbo-Réacteur	110	81	43	9381	0.26
<b>IIA</b>	Vanne joule-Thompson	140	71	44	9387	0.24
<b>IIB</b>	Vanne joule-Thompson	100	72	55	9418	0.29

# **CHAPITRE III :**

## **RESULTATS ET**

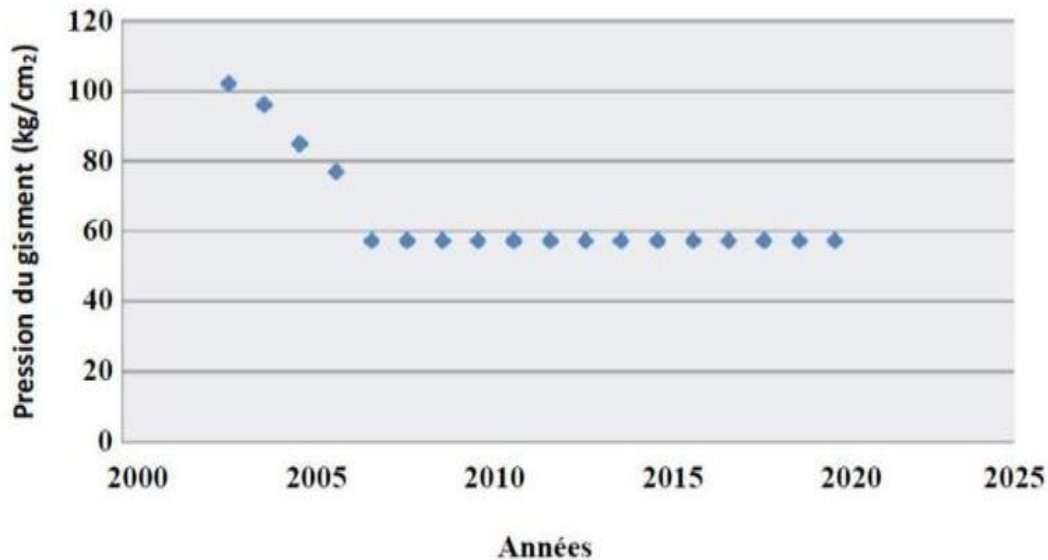
## **DISCUSSIONS**





### III.1. Problématique de la recherche

En raison de la diminution de la pression de dépôt qui se produit avec une baisse de la production, la composition de la charge a tendance à changer progressivement et soudainement.



**Figure III.1 :** Évolution de la pression du gisement [8].

Une station Boosting a été mise en service en septembre 2004 afin de résoudre ce problème et de permettre aux installations de fonctionner selon les spécifications initiales.

Toutefois, ces modifications provoquent fréquemment la panne de la section haute pression, ce qui demande l'ajustement des paramètres d'exploitation, notamment ceux des parties les plus sensibles du train, le fourgon Joule-Thompson et le Turbo-Expander.

Notre étude vise principalement à accroître la récupération des hydrocarbures liquides dans le module IV de la zone de Hassi R'mel. C'est pourquoi nous avons examiné deux scénarios opérationnels de section haute pression :

- **Cas IB (turbo-expander en service) :** Dans ce scénario de fonctionnement, le gaz est libéré en utilisant un turbodétendeur afin de récupérer la plus grande quantité de fractions condensables. On a obtenu une température de  $-35^{\circ}\text{C}$  en utilisant la turbine afin d'obtenir une relaxation isentrophique. Les effluents gazeux contiennent un taux de condensation de 4,3 %.
- **Cas IIB (vanne Joule Thompson en marche) :** En cas de maintenance, le turbocompresseur est éteint et les gaz d'échappement sortent de la turbine par une vanne. L'effet Joule-Thompson entraîne une relaxation isenthalpique des gaz



d'échappement. Dans ces nouvelles conditions de travail, la température n'est que de - 22 °C à la fin de la relaxation. Le taux de condensation des gaz d'échappement est tombé à 3,63 %.

### III.2. Méthodologie de travail

Nous avons adopté pour le traitement de la problématique exposé la méthodologie suivante :

#### III.2.1. Choix de l'outil de simulation

Un phénomène physique est représenté par un terme de simulation, qui est la solution d'équations analytiques utilisant des modèles mathématiques simples pour décrire le comportement du phénomène.

Grâce aux développements de la simulation informatique, le problème des calculs manuels fastidieux utilisant un logiciel de simulation comme outil a été résolu.

Avec le simulateur, les processus industriels peuvent inclure la construction de bilans de matériaux et d'énergie ainsi que la mesure des équipements.

En permettant le réglage des paramètres de fonctionnement en cas de modification de la composition de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement d'un équipement particulier, ainsi que l'évaluation des performances de l'équipement, un simulateur garantit une surveillance adéquate d'un processus établi.

Les simulateurs de processus chimiques sont largement disponibles ; les plus populaires sont Aspen, Chemcad, Chemshare, Design II, Prosim, ProII et Hysys. Nous avons décidé d'utiliser le simulateur **HyprotechHysys** dans notre cas.

#### III.2.2. Précision des contraintes de fonctionnement du procédé

Il est essentiel de décrire avec précision les restrictions opérationnelles du procédé avant d'utiliser le simulateur Hysys.



### III.2.2.1. Contraintes liées aux équipements

#### III.2.2.1.1. Échangeurs : E102 et E103

Les deux échangeurs, E102 et E103, partagent respectivement le flux à 95% et 5%. Le tableau suivant fournit un résumé des capacités que les échangeurs peuvent acquérir dans la section haute pression :

**Tableau III.1** : Capacité d'échange des échangeurs [2\*].

Échangeurs	E102	E103
Puissance en kcal/h	2.84 E07	2.1 E06

#### III.2.2.1.2. Turbo-Expander: K101

Pour le fonctionnement normal du Turbo-Expander, on note la présence de deux limites :

- La vitesse critique minimale : 6700 rpm
- La vitesse critique maximale : 11000 rpm

Après ce délai, les vibrations peuvent entraîner un dysfonctionnement et une dégradation du Turbo-Expander [11].

En réalité, la vitesse critique la plus élevée est limitée à 10500 rpm pour des raisons de sécurité.

#### III.2.2.1.3. Ballon de séparation tri-phasique : D104

L'existence d'une quantité importante d'eau qui pourrait se solidifier sous forme de bouchons de glace à l'entrée de l'échangeur E102 si la température chute en dessous de -45 °C est une autre restriction associée au gaz froid D104 [2\*].

### III.2.2.2. Contraintes liées aux spécifications des produits

Les spécifications du Gaz de vente sont fixées par le client et sont essentiellement :

- Le pouvoir calorifique supérieur qui doit être compris entre :

$$9350 \text{ kcal/sm (min)} < \text{PCS} < 9450 \text{ kcal/sm (max)}$$

Dans le cas actuel le client tolère un PCS  $\geq 9150$  kcal/sm comme minimum.



- La teneur en C5 dans le Gaz de vente doit être inférieure à 0.5 % mol.

### III.2.3. Modélisation de la section haute pression

La section haute pression comporte les équipements suivants :

- Les Aéros Réfrigérants E101
- Le Ballon de Séparation Tri-phasiques D101
- Les Échangeurs de Chaleur E102, E103
- Vanne Joule Thompson PRC 108
- Le Ballon de Séparation Tri-phasiques D102
- Turbo-Expandre K101
- Vanne à l'effet Joule Thompson FRC 101C
- Le ballon de séparation tri-phasiques D103
- Le ballon de séparation tri-phasiques D104
- Le ballon de séparation tri-phasiques D105

Un bon modèle thermodynamique doit être sélectionné pour que le logiciel Hysys représente la partie haute pression du train de traitement de gaz du module IV dans le cas IB : Turbo-Expander en service.

Le volume, la condition physique et les caractéristiques thermodynamiques des ingrédients du mélange sont tous déterminés à l'aide de modèles thermodynamiques. La sélection du modèle thermodynamique affecte la façon dont la simulation fonctionne.

Parmi les modèles thermodynamiques existant dans la base de données du simulateur, il y a lieu de citer ceux basés sur :

- Les équations d'état telles que : Peng Robinson (PR), SoveRedlich Kwong (SRK), etc.
- Les équations de coefficients d'activité telles que : UNIQUAC, UNIFAC, NRTL, etc.

L'équation de SoveRedlich Kwong (SRK), qui est basée sur l'équation de Van Der Waals avec une modification empirique de la composante attraction, et l'équation de Peng et Robinson partagent la même forme de base.

Les modèles de simulation de la production et du traitement du gaz naturel utilisent fréquemment ces équations. Pour les mélanges d'hydrocarbures avec des molécules à chaîne



moyenne fonctionnant selon les paramètres indiqués dans le tableau ci-dessous, l'équation de Peng-Robinson est conseillée. Ces spécifications correspondent bien au système étudié.

**Tableau III.2:** Domaine d'application du modèle Peng-Robinson [9].

	Température	Température	Pression	Pression
Modèle	(°F)	(°C)	(Psi)	(KPa)
Peng-Robinson	>- 456	>-271	<15 000	<100 000

En comparant les résultats de simulation avec les données de conception (cas IB), le modèle de Peng-Robinson sélectionné est validé. Il ne sera utilisé que si l'écart dans les résultats est inférieur à 10%.

### III.2.4. Simulation et optimisation du cas actuel

La simulation du cas actuel nécessite l'emploi des paramètres de fonctionnement actuels tels que :

- Température (°C)
- Pression (kg/cm<sup>2</sup>)
- PCS (kcal/m<sup>3</sup>)
- Densité
- C5+
- Composition du gaz de vente

L'optimisation du cas réel consiste à étudier le comportement de la section haute pression vis à vis de la chute de pression à l'entrée du module IV à travers l'examinassions :

- La composition des produits issus du ballon D103.
- La température de ballon D103.
- La quantité du GPL entraîné avec le gaz de vente.
- Les débits des phases liquides.

Soulignons que le débit et la composition du gaz brut présentés dans les tableaux II.3 et II.4 ne changeront pas pour tous les cas qui seront étudiés.



### III.2.5. Détermination des quantités de GPL et condensat

Naturellement, la dernière étape de ce processus consiste à déterminer la quantité de GPL et de condensat récupérés après optimisation. L'évaluation économique de la procédure de traitement est facilitée par la comparaison des résultats avec le cas présent.

Les caractéristiques de fonctionnement de l'équipement sont modifiées lorsque les normes de charge varient, en particulier en ce qui concerne la pression à la sortie de l'unité de surpression. Rappelons que l'objectif de notre recherche est de prévoir les effets négatifs à long terme et d'identifier les paramètres de fonctionnement optimaux pour une production accrue d'hydrocarbures liquides en analysant le comportement des caractéristiques fonctionnelles de la section haute pression.

### III.3. Modélisation de la section haute pression (Cas IB)

Dans cette première étape, notre objectif est de vérifier la validité du modèle thermodynamique choisi (Peng-Robinson), pour son utilisation ultérieure on se basant sur les spécifications de la charge dans le cas design présentées dans les tableaux III.1 et III.2. La figure III.2 représente le schéma de la section HP dans le CAS IB retenu par la simulation.

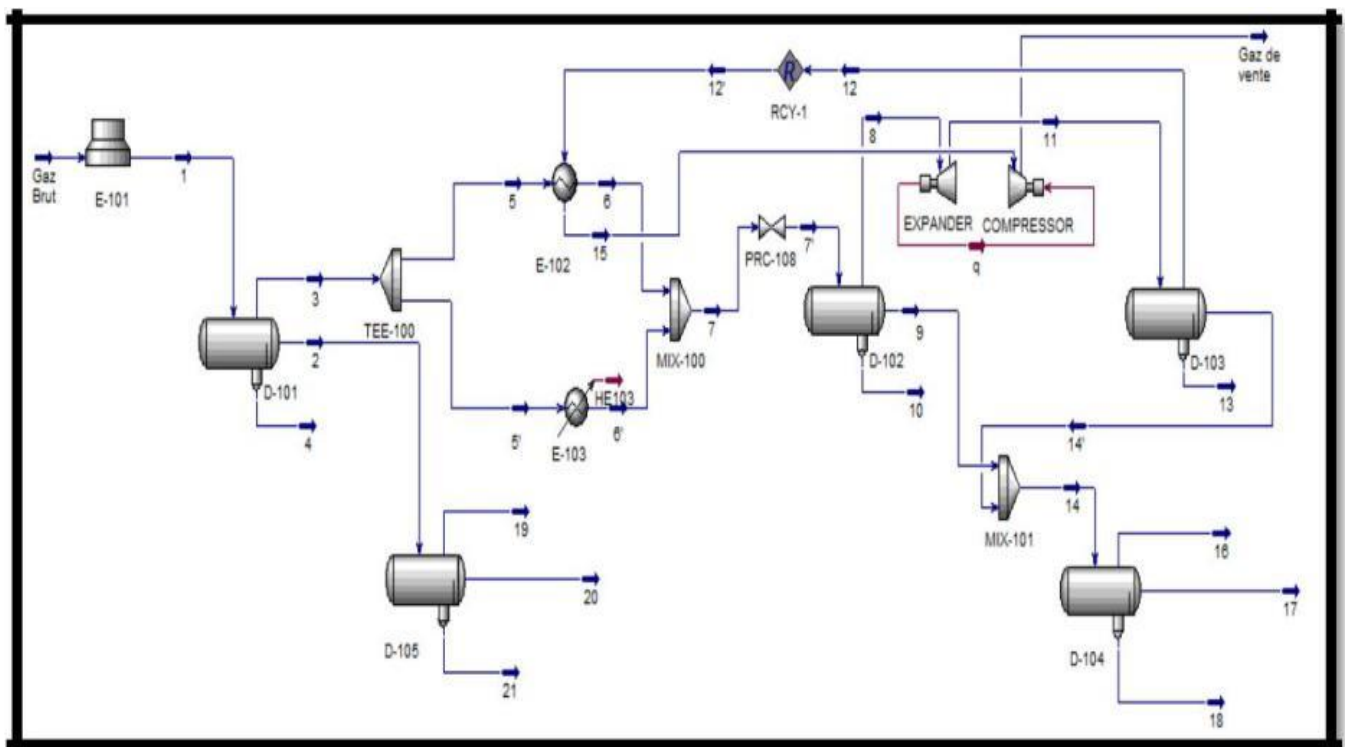


Figure III.2 : Schéma de la section HP (CAS IB) cas design ;



Les paramètres résultants de la simulation sont comparés avec ceux du cas design, et sont regroupés dans les tableaux III.1 et III.2.

**Tableau III.3 :** Spécifications du gaz de vente et du liquide sortant du ballon D 103

	Paramètres	Design	Design simulé	Ecart (%)
<b>Sortie de gaz</b>	Température (C°)	54	54,4	0.74
	Pression(kg/cm <sup>2</sup> <sub>g</sub> )	73.6	71,4	2.99
	Débit (kg/h)	617860	613045	0.78
	PCS (kcal/m <sup>3</sup> )	9450	9342	1.14
	Densité	55.5	55,2	0.54
	Température (C°)	-26	-26,5	1.89
<b>Sortie de liquide D103</b>	Pression (kg/cm <sup>2</sup> <sub>g</sub> )	64.9	64.9	0.00
	Débit (kg/h)	45250	43988	2.79

**Tableau III.4 :** Compositions du gaz de vente et du liquide sortant du ballon D 103

Compositi on	Design		Design simulé	
	Produit s gazeux (%)	Produi ts liquide s (%)	Produit s gazeux (%)	Produit s liquides (%)
N <sub>2</sub>	5,85	1,90	6,19	1,15
CO <sub>2</sub>	0,19	0,46	0,20	0,24
CH <sub>4</sub>	83,81	41,58	83,77	43,14
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,00	15,83	6,92	16,24
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,12	13,61	2,03	14,22
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,34	4,25	0,30	4,47
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,47	8,71	0,42	8,74
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,09	3,10	0,07	3,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,08	4,07	0,07	3,84
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,03	3,65	0,02	3,04
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01	1,86	0,00	1,36
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00	0,65	0,00	0,41



<b>nC<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	0,00	0,22	0,00	0,11
<b>nC<sub>10</sub>H<sub>22</sub></b>	0,00	0,06	0,00	0,03
<b>nC<sub>11</sub>H<sub>24</sub></b>	-	0,03	0,00	0,01
<b>nC<sub>12</sub>H<sub>26</sub></b>	-	0,02	0,00	0,01
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,01	-	0,00	0,00
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>

Des écarts relatifs de moins de 10 % entre le scénario de conception et les résultats des scénarios de conception simulés ont été trouvés, ce qui confirme la validité du modèle sélectionné. Par conséquent, le comportement des mélanges d'hydrocarbures couverts dans la section haute pression peut être expliqué par le modèle de Peng-Robinson.

### III.4. Simulation et optimisation du cas réel

#### III.4.1. Vérification des paramètres actuels de la section HP (Cas IB)

La température, le PCS, la densité, la teneur en C5+ et la composition du gaz de vente sont les paramètres sélectionnés pour la comparaison des données dans les deux scénarios d'exploitation présentés dans les figures ci-dessous, ainsi que la comparaison des données du cas réel avec les données du cas réel simulé lorsque le Turbo-Expander est en service.

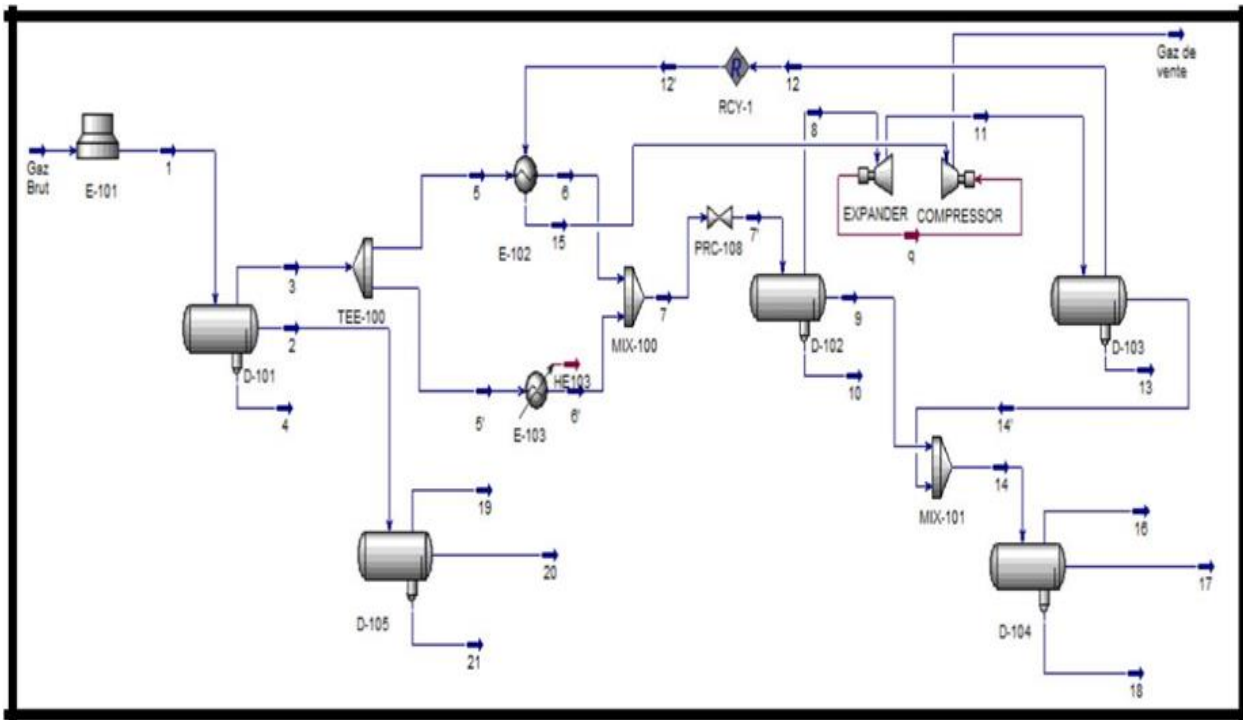
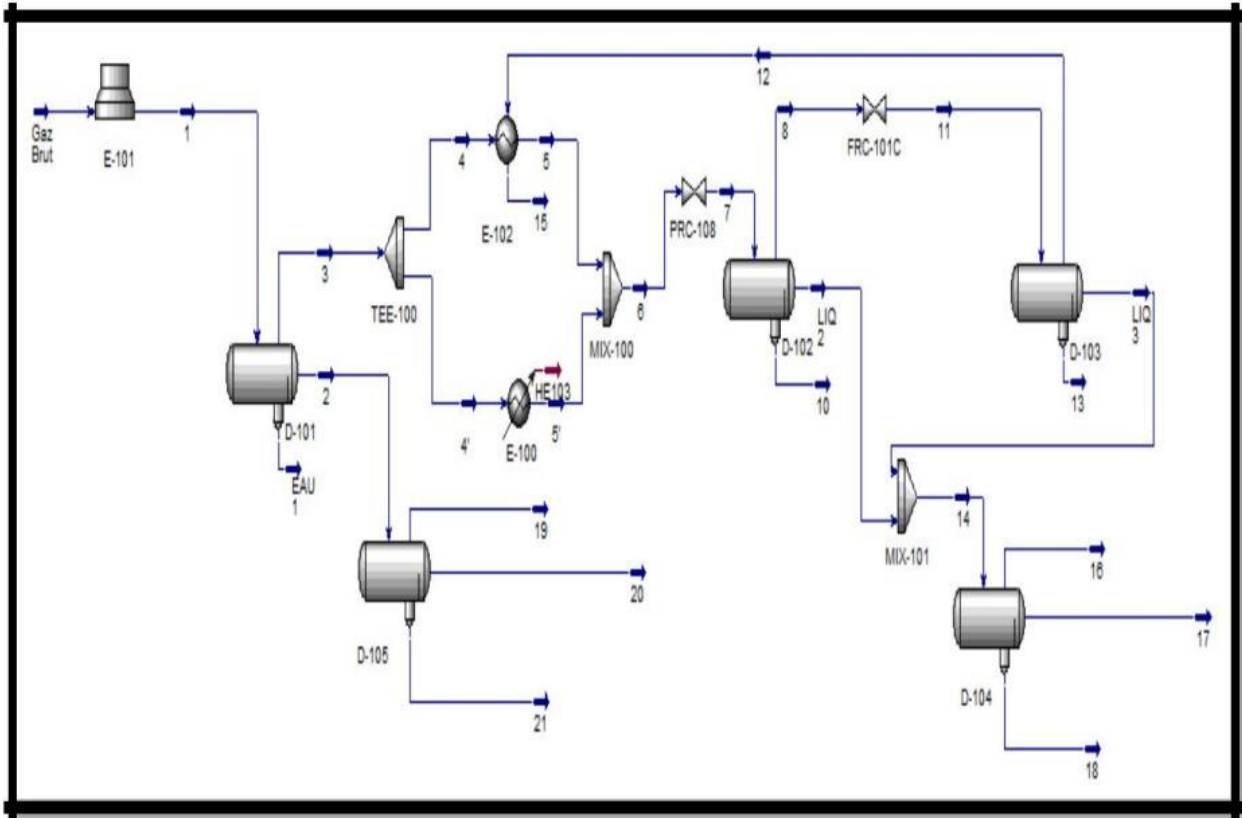


Figure III.3. Schéma du CAS IB (Turbo-Expander en service) actuel.



**Figure III.4 :** Schéma du CAS IIB (Turbo-Expander en arrêt) actuel.

La Comparaison entre les données actuelles et actuelles simulées des paramètres de fonctionnement enregistrés dans le cas où le Turbo-Expander est en service sont regroupés dans le tableau suivant

Données actuelles et actuelles simulées



**Tableau III.5 :** Paramètres de fonctionnement dans le cas IB (Turbo-Expandre en service).

	<b>Valeur laboratoire</b>	<b>Valeur HYSYS</b>	<b>L'écart (%)</b>
<b>Température(°C)</b>	28	28,88	1,31
<b>Pression(kg/cm<sup>2</sup>)</b>	71.2	71.33	0,18
<b>PCS (kcal/m<sup>3</sup>)</b>	9378	9384	0.01
<b>Densité</b>	0.65	0.62	4,16
<b>c5+</b>	0.16	0.12	0,25
<b>Composition du gaz de vente (%)</b>			
<b>N<sub>2</sub></b>	5,98	5,93	
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,22	0,21	
<b>CH<sub>4</sub></b>	84,23	84,36	
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	7,25	7,17	
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	1,69	1,67	
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,20	0,23	
<b>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,29	0,32	
<b>iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,06	0,05	
<b>nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,06	0,05	
<b>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	0,03	0,02	

On constate que les paramètres du cas de courant simulé correspondent à ceux du cas de courant réel dans la section HP sur la base des résultats de simulation acquis. Cela atteste de la fonctionnalité du simulateur.

### III.4.2. Comparaison entre Cas IB (Turbo-Expandre en service) et le Cas IIB (Turbo-Expandre a l'arrêt)

Les paramètres fonctionnels ainsi que la composition des fluides sortant du ballon D103 dans les deux cas étudiés sont représentés dans les tableaux ci-après.



**Tableau III.6 :** Compositions actuelle des fluides sortant du Ballon D103 dans les deux cas de fonctionnement

Composition	CAS IB		CAS IIB	
	Produits gazeux (%)	Produits liquides (%)	Produits gazeux (%)	Produits liquides (%)
N <sub>2</sub>	5,93	1,19	5,84	1,17
CO <sub>2</sub>	0,21	0,27	0,21	0,25
CH <sub>4</sub>	84,36	46,73	83,68	44,78
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,17	18,35	7,42	16,75
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,67	12,91	1,90	12,13
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,23	3,72	0,29	3,78
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,32	7,30	0,44	7,80
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,05	2,40	0,08	2,94
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,05	3,05	0,08	3,93
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,02	2,75	0,04	4,16
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00	0,81	0,00	1,36
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00	0,35	0,00	0,62
nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00	0,13	0,00	0,23
nC <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,00	0,04	0,00	0,07
nC <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00
nC <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,00	0,01	0,00	0,02
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tableau III.7. :** Paramètres de fonctionnement actuels (CAS IB et CAS IIB)

Paramètres	CAS IB	CAS IIB
<b>Teneur du GPL Entraîné dans le gaz de vente (%)</b>	2.22	2.64
<b>Débits des fractions liquides récupérées (kg/h)</b>	54275,64	31866,77
<b>Température (C°)</b>	-33.30	-24.95

On remarque que l'entraînement du GPL (C<sub>3</sub>, IC<sub>4</sub>, nC<sub>4</sub>) avec le gaz de vente dans le cas IIB est relativement plus important c'est-à-dire la mauvaise récupération de la richesse sur le plan quantitatif et qualitatif.



### III.4.3. Optimisation des paramètres du cas actuel

Dans cette section du projet, nous examinerons comment la chute de pression du gaz brut affecte les exigences du produit final, les températures des ballons de séparation et les flux d'hydrocarbures récupérés.

L'objectif de cette simulation est de trouver de nouveaux paramètres de fonctionnement de la section HP pour une séparation et une récupération efficace du liquide.

#### III.4.3.1 Étude de l'effet de la chute de pression la composition des produits issus du D103

La composition des produits gazeux et liquides récupérées sortant de ballon D103 ainsi que dans les deux cas de fonctionnement à différentes pressions est représenté dans les tableaux suivants.

**Tableau III.8 :** Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la pression 105 kg/cm<sup>2</sup>g

Composition	CAS IB		CAS IIB	
	Produits gazeux (%)	Produits liquides (%)	Produits gazeux (%)	Produits liquides(%)
N <sub>2</sub>	5,97	1,23	5,86	1,21
CO <sub>2</sub>	0,21	0,27	0,21	0,25
CH <sub>4</sub>	84,58	48,12	83,84	45,80
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,06	18,57	7,36	16,99
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,59	12,61	1,85	12,06
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,21	3,51	0,28	3,67
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,29	6,79	0,41	7,48
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,04	2,18	0,08	2,74
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,04	2,76	0,08	3,63
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,01	2,54	0,03	3,83
nC <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00	0,80	0,00	1,31
nC <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00	0,38	0,00	0,65
nC <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00	0,15	0,00	0,26



<b>nC10H22</b>	0,00	0,05	0,00	0,09
<b>nC11H24</b>	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>nC12H26</b>	0,00	0,02	0,00	0,03

**Tableau III.9 :** Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la Pression 102 Kg/cm<sup>2</sup>g

Composition	CAS IB		CAS IIB	
	Produitsgaz eux (%)	Produits liquides (%)	Produits gazeux (%)	Produits liquides(%)
<b>N<sub>2</sub></b>	5,94	1,23	5,86	1,21
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,21	0,27	0,21	0,25
<b>CH<sub>4</sub></b>	84,58	48,12	83,84	45,80
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	7,06	18,57	7,36	16,99
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	1,59	12,61	1,85	12,06
<b>iC4H10</b>	0,21	3,51	0,28	3,67
<b>nC4H10</b>	0,29	6,79	0,41	7,48
<b>iC5H12</b>	0,04	2,18	0,08	2,74
<b>nC5H12</b>	0,04	2,76	0,08	3,63
<b>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	0,01	2,54	0,03	3,83
<b>nC<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>	0,00	0,80	0,00	1,31
<b>nC<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	0,00	0,38	0,00	0,65
<b>nC<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	0,00	0,15	0,00	0,26
<b>nC10H22</b>	0,00	0,05	0,00	0,09
<b>nC11H24</b>	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>nC12H26</b>	0,00	0,02	0,00	0,03
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	0,00	0,00



**Tableau III.10** : Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la Pression 98 kg/cm<sup>2</sup>g

Composition	CAS IB		CAS IIB	
	Produits gazeux (%)	Produits liquides (%)	Produits gazeux (%)	Produits liquides (%)
<b>N<sub>2</sub></b>	5,91	1,17	5,83	1,16
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,21	0,26	0,21	0,24
<b>CH<sub>4</sub></b>	84,27	46,15	83,62	44,36
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	7,22	18,24	7,45	16,65
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	1,70	13,01	1,92	12,14
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,23	3,80	0,30	3,82
<b>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,33	7,51	0,45	7,92
<b>iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,05	2,50	0,09	3,02
<b>nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,05	3,18	0,09	4,06
<b>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	0,02	2,85	0,04	4,32
<b>nC<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>	0,00	0,82	0,01	1,39
<b>nC<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	0,00	0,34	0,00	0,61
<b>nC<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	0,00	0,12	0,00	0,22
<b>nC<sub>10</sub>H<sub>22</sub></b>	0,00	0,04	0,00	0,07
<b>nC<sub>11</sub>H<sub>24</sub></b>	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>nC<sub>12</sub>H<sub>26</sub></b>	0,00	0,01	0,00	0,02
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	0,00	0,00



**Tableau III.11** : Compositions des produits gazeux et liquide sortant de Ballon D103 à la Pression 95 kg/cm<sup>2</sup>g

Composition	CAS IB		CAS IIB	
	Produits gazeux (%)	Produits liquides (%)	Produits gazeux (%)	Produits liquides(%)
<b>N<sub>2</sub></b>	5,89	1,14	5,82	1,14
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,21	0,26	0,21	0,24
<b>CH<sub>4</sub></b>	84,13	45,25	83,53	43,70
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	7,28	18,06	7,48	16,48
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	1,76	13,13	1,95	12,14
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,25	3,93	0,31	3,87
<b>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	0,35	7,83	0,47	8,09
<b>iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,06	2,66	0,09	3,14
<b>nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	0,06	3,40	0,09	4,26
<b>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	0,02	3,02	0,04	4,58
<b>nC<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>	0,00	0,84	0,01	1,45
<b>nC<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	0,00	0,33	0,00	0,61
<b>nC<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	0,00	0,11	0,00	0,21
<b>nC<sub>10</sub>H<sub>22</sub></b>	0,00	0,03	0,00	0,06
<b>nC<sub>11</sub>H<sub>24</sub></b>	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>nC<sub>12</sub>H<sub>26</sub></b>	0,00	0,01	0,00	0,01
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	0,00	0,00



**III.4.3.2. Étude de l’influence de la chute de pression sur la température**

L’étude par simulation de l’effet de la variation de pression sur la température des constituants dans le dernier ballon de séparation à donner les résultats présentés dans le tableau suivant.

**Tableau III.12 :** Évolution de la température au niveau du ballon séparateur D103 avec la chute de pression dans les deux cas de fonctionnement.

<b>Pression kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>105</b>	<b>102</b>	<b>98</b>	<b>95</b>
<b>Température (C°) CAS IB</b>	-35,53	-34,21	-32,35	-30,86
<b>Température (C°) CAS IIB</b>	-26.86	-25.73	-24,15	-22,91

Dans les deux scénarios de travail, la température du ballon D103 augmente en raison de la réduction de pression.

Mais dans le cas d’une opération IB, les températures les plus basses sont atteintes en raison de l’expansion isentropique que le Turbo-Expander fait, ce qui permet d’extraire un volume important de liquide. Cette augmentation de température aura un impact négatif sur le processus de séparation des composants du gaz naturel.

**III.4.3.3. Étude de l’influence de la chute de pression sur l’entraînement du GPL.**

Le tableau ci-après montre clairement que la chute de pression est accompagnée par l’entraînement de produits indésirables avec le gaz destiné à la commercialisation.

Ce problème est dû à l’augmentation de la température au niveau du ballon de séparation D103. Le phénomène de perte est plus important lors d’un fonctionnement IIB.

**Tableau III.13 :** Évolution de la teneur des GPL entraînés dans le gaz de vente avec la chute de pression

<b>Pression kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>105</b>	<b>102</b>	<b>98</b>	<b>95</b>
<b>% Molaire des GPL CAS IB</b>	2,08	2,16	2,27	2,35
<b>% Molaire des GPL CAS IIB</b>	2,54	2,60	2,67	2,73



### III.4.3.4. Étude de l'influence de la chute de pression sur la récupération de liquide

L'étude par simulation de l'effet de la variation de pression sur la récupération des fractions liquides a donné les résultats présentés dans le tableau suivant.

**Tableau III.14 :** Évolution des débits des phases liquides avec la chute de pression.

<b>Pression kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>105</b>	<b>102</b>	<b>98</b>	<b>95</b>
<b>Débit liquide (kg/h) CAS IB</b>	65660,15	58801,24	49803,68	43220,64
<b>Débit liquide (kg/h) CAS IIB</b>	40591,39	35312,24	28498,28	23623,34

Comme on peut le constater, une réduction du pourcentage de liquide récupéré se produit avec la chute de pression, ce qui signifie qu'en cas d'opération IB, une bonne récupération se produit au niveau du ballon D103.

En raison des concentrations des éléments lourds dans la phase gazeuse, la récupération du liquide dans l'opération IIB est faible à la fois quantitativement et qualitativement, et cela s'explique toujours par la relaxation qui a été effectuée.

La récupération la plus élevée est notée à une pression idéale de 105 kg/cm 2g.

Après avoir mené cette étude, on découvre que la pression d'entrée détermine la rentabilité du module IV ; plus la pression est élevée, meilleur est le résultat. Le renforcement de l'unité Boosting et/ou l'établissement de plus d'unités Boosting est désormais nécessaire car la surexploitation des gisements entraînera une baisse de pression.

## III.5 Détermination des Quantités de GPL et Condensat Récupéré et Estimation Economique du Traitement

### III.5.1. Détermination des quantités de GPL et condensat récupérés

#### III.5.1.1. Cas avant optimisation

Les résultats montrés dans le tableau ci-dessous sont obtenus par calcul (voir Annexe 1)



**Tableau III.15** : Production actuelle du GPL et Condensat dans ballon D103

	<b>GPL (T/J)</b>	<b>Condensât (T/J)</b>
<b>Turbo-Expander (CAS IB)</b>	473,33	298,86
<b>V. J Thomson (CAS IIB)</b>	257,75	231,48
<b>GAINS T/J</b>	<b>215,58</b>	<b>67,38</b>

D’après ces résultats et qui illustre justement le cas actuel on peut noter que :

- L’utilisation du Turbo-Expander offre un grand avantage au module IV en matière de récupération des hydrocarbures liquides (condensat et surtout le GPL).
- Avec un Turbo-Expander en service, la production du GPL a augmenté de 84% alors que la production de condensat a augmenté de 29%.

### III.5.1.2. Cas après optimisation

Les résultats montrés dans le tableau ci-dessous sont obtenus par calcul (voir Annexe 2)

**Tableau III.16.** Production du GPL et Condensat dans ballon D103 Après optimisation

	<b>GPL (T/J)</b>	<b>Condensât (T/J)</b>
<b>Turbo-Expander (CAS IB)</b>	546,38	357,15
<b>V. J Thomson (CAS IIB)</b>	334,92	291,21
<b>GAINS T/J</b>	<b>211,46</b>	<b>65,94</b>

D’après les résultats obtenus on constate que :

- Un gain en production de 73,05 tonnes /jour de GPL et 58.29 tonnes / jour de condensât a été réalisé après l’optimisation des paramètres de fonctionnement de Turbo-Expander.



- Un gain en production de 76,25 tonnes /jour de GPL et 59.73 tonnes / jour de condensât a été réalisé après l’optimisation des paramètres de fonctionnement de Vanne Joule Thomson.

**III.5.2. Estimation de l’économie réalisée en Dinars algérien**

L’estimation économique représentée dans le tableau ci-dessus :

**Tableau III.17 : Argent gagnée après l’optimisation CAS IB ;**

<b>PRODUITS</b>	<b>GAIN T/AN</b>	<b>PRIX UNITAIRE EN €</b>	<b>PRIX EN €</b>
<b>GPL</b>	26 663,25	367,50€	9 798 744,38€
<b>CONDENSAT</b>	21 275,85	449,40€	9 561 366,99 €
		<b>TOTAL EN €</b>	<b>19 360 111,37 €</b>
	<b>GAIN T/AN</b>	<b>PRIX UNITAIRE EN DZ</b>	<b>PRIX EN DZ</b>
<b>GPL</b>	26 663,25	42 735,70 DZ	1 139 472 653,03 DZ
<b>CONDENSAT</b>	21 275,85	52 258,40 DZ	1 111 841 879,64 DZ
		<b>TOTAL EN DZ</b>	<b>2 251 314 532,67 DZ</b>

Donc le gain d’argent pour un seul train est de **2 251 314 532,67 DA/AN OU 19 360 111,37 €.**

$$\text{GAIN D’UN MODULE} = \text{GAIN D’UN TRAIN} \times 03$$

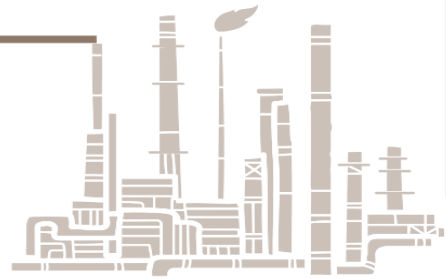
Donc le gain d’argent pour un seul module est de **6 753 943 598,01DA/AN OU 58 080 334.11 €**

$$\text{GAIN D’UN 03 MODULE} = \text{GAIN D’UN MODULE} \times 03$$

Donc le gain d’argent pour les trois modules est de **20 261 830 794,03 DA/AN OU 174 241 002.33 €**

Avec ces chiffres inattendus obtenus à la fin de cette étude la maintenance du Turbo-Expander devient une obligation afin d’éviter au maximum son arrêt.

# CONCLUSION GENERALE





Au terme de ce travail nous pouvons tirer les conclusions suivantes :

- Le comportement des mélanges d'hydrocarbures couverts dans la section haute pression du module IV peut être expliqué à l'aide du modèle de Peng-Robinson.
- L'arrêt involontaire du turbodétendeur existant pourrait entraîner une forte augmentation des ventes de gaz de pétrole liquéfié et, par conséquent, une faible récupération de la richesse tant sur le plan quantitatif que qualitatif.
- L'augmentation de la température et l'importante poussée de GPL dans le gaz de vente sont causées par la réduction de la pression du gaz brut de 105 kg/cm<sup>2</sup>g à 95 kg/cm<sup>2</sup>g, ce qui aura un impact sur le volume et la composition des fluides récupérés du ballon de séparation de la section haute pression finale. Bien que ces phénomènes soient observés dans les deux scénarios de fonctionnement, ils sont plus visibles lorsque le turbo-expandeur est refusé.
- 105 kg/cm<sup>2</sup>g est la pression idéale du gaz brut; plus la pression est élevée, plus l'extraction des richesses est sûre et lucrative.
- Sur le plan économique, l'optimisation de la pression d'entrée donne un gain de 2 251 314 532,67 DA/AN ou 19 360 111,37 € par train, 6 753 943 598,01 DA/AN ou 58 080 334.11 € par module dont le module IV et 20 261 830 794,03 DA/AN ou 174 241 002.33 € Pour la totalité des modules exploités au niveau de Hassi R'mel et employant le procédé Hudson.
- Ainsi, nous recommandant la révision permanente de turbo expandre afin de réduire au maximum les effets néfastes pouvant avoir lieu suite à son arrêt.
- Nous recommandant également la création d'une station de " boosting " dans un proche avenir afin d'augmenter la pression du gaz avant de l'exploiter.

# REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES



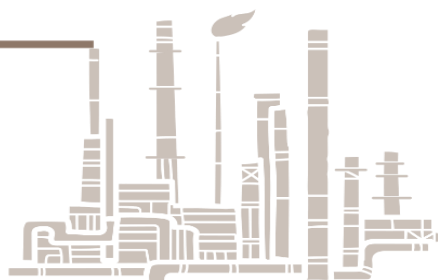


- [1]: BELHIMEUR, Houssein Eddine, Kamel BOURADI, and F. HAFSI. « Les problèmes de la production de gaz dans la région de Hassi R'mel 2018/2019 ».
- [2] : NEDJAA, Mohammed Saïd ingénieur exploitation chez Sonatrach le responsable de l'Optimisation des paramètres de marche de la section déstabilisation du condensat (module "0" Hassi R'mel).2024
- [3] : MESSAOUDI M, HADJADJ AOUEL ME. Etude des conditions opératoires de la chromatographie en phase gazeuse dans le but d'améliorer l'analyse du gaz de vente et GPL de MPP0 à Hassi R'mel. 2009-2010
- [4] : Manuel opératoire du module IV.
- [5] : PFD, SONATRACH. (Design). Consulté le 01/02/2024
- [6] : Abdelazziz. A : « Détermination de la température optimale lors de la détente isentropique dans le turbo-expander en vue de récupérer une fraction liquide optimale ». Etude réalisée au niveau du module III.2018
- [7] : Gaz naturel, production, traitement et transport. Publication d'IFP. Edition Technique.
- [8] : Manuel opératoire Boosting, HassiR'mel. Algérie, JGC Corporation. 2004.
- [9] : HUMPHREY, Jimmy L/ L. KELLER, George : Procédées de séparation. Paris.
- [10] : DATA BOOK Engineering (GPSA) pour les abaques et les diagrammes.
- [11] : Guide de maintenance du compresseur-expander JGC corporation.
- [12] : CHAOURAR Abdenour. : « Analyse et optimisation des paramètres actuels et futur au module IV ». Projet d'induction. GNL. IAP Boumerdès. 2004.

### Autres

- [1\*] : Fiches design du module IV.
- [2\*] : Design et spécifications techniques module IV, (volume 7).2024
- [3\*] : Fiches d'analyses. Laboratoire module IV 05/02/2024
- [4\*]: Site: BP Statistical Review 2017 10/05/2024
- [5\*]: Site: <https://commoprices.com> 10/05/2024

# Annexes



## Annexe 1

Actuellement le débit de gaz sortant de D102 avant l'optimisation est égal à 39370 Kmol/h

### A). Avec Turbo-Expander en service

On calcule le flash à la sortie du Turbo-Expander:

Avec  $T_s \text{ réel} = -33.30 \text{ }^\circ\text{C}$  et  $P = 64 \text{ kg/cm}^2\text{g}$

A.1). La quantité de GPL récupérée dans une Kmole de la phase liquide du D103 est:

$Q \text{ massique GPL} = M_{wC3} \times \% \text{ mol } C3 + M_{wiC4} \times \% \text{ mol } iC4 + M_{wnC4} \times \% \text{ mol } nC4$

$Q \text{ massique GPL} = 44,09 \times 12,91 \% + 58,12 \times 3,72 \% + 58,12 \times 7,30\%$

$Q \text{ massique GPL} = 12,10 \text{ kg/k.mole}$

**A.2). La quantité de condensat récupérée dans une Kmole de la phase liquide du D103 est :**

$Q \text{ massique condensat} = M_{wiC5} \times \% \text{ mol } iC5 + M_{wnC5} \times \% \text{ mol } nC5 + M_{wC6} \times \% \text{ mol } C6 + M_{wC7+} \times \% \text{ mol } C7+$

$Q \text{ massique condensat} = 72,15 \times 2,40\% + 72,15 \times 3,05\% + 86,15 \times 2,75 \% + 100,2 \times 1.34\%$

$Q \text{ massique condensat} = 7,64 \text{ kg/k.mole}$

Donc la quantité de GPL récupérée dans le ballon D103 est:

$Q_{GPL} = Q \text{ massique GPL} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire journalier de gaz à l'entrée du Turbo-Expander.}$

$Q_{GPL} = 12,10 \times 0,0414 \times 39370 \times 24$

$Q_{GPL} = 473,33 \text{ Tonnes/Jour}$

Et la quantité de condensat récupérée dans le ballon D103 est:

$Q_{\text{condensat}} = Q_{\text{massique condensat}} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire journalier de gaz à l'entrée du Turbo-Expander.}$

$$Q_{\text{condensat}} = 7,64 \times 0,0414 \times 39370 \times 24$$

$$Q_{\text{condensat}} = 298,86 \text{ Tonnes/Jour}$$

### **B). Avec la vanne Joule Thompson en service (Turbo-Expander en arrêt)**

De même, dans ce cas de fonctionnement, on calculera le flash à la sortie de la vanne Joule Thompson avec :

$$T_s \text{ réel} = -24,95^\circ\text{C} \text{ et } P = 70 \text{ kg/cm}^2$$

#### **B.1). La quantité de GPL récupérée dans une kmole de phase liquide du D103 est:**

$$Q_{\text{massique GPL}} = M_w C_3 \times \% \text{ mol } C_3 + M_w iC_4 \times \% \text{ mol } iC_4 + M_w nC_4 \times \% \text{ mol } nC_4$$

$$Q_{\text{massique GPL}} = 44,09 \times 12,13\% + 58,12 \times 3,78\% + 58,12 \times 7,80\%$$

$$Q_{\text{massique GPL}} = 12,07 \text{ kg/kmole}$$

#### **B.2). La quantité de condensat récupérée dans une kmole de phase liquide de D103 est :**

$$Q_{\text{massique condensat}} = M_w iC_5 \times \% \text{ mol } iC_5 + M_w nC_5 \times \% \text{ mol } nC_5 + M_w C_6 \times \% \text{ mol } C_6 + M_w C_7 \times \% \text{ mol } C_7 +$$

$$Q_{\text{massique condensat}} = 72,15 \times 2,94\% + 72,15 \times 3,93\% + 86,15 \times 4,16\% + 100,2 \times 2,3\%$$

$$Q_{\text{massique condensat}} = 10,84 \text{ kg /kmole}$$

Donc la quantité de GPL récupérée dans le ballon D103 par jour est :

$Q_{\text{GPL}} = Q_{\text{massique GPL}} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire de gaz journalier à l'entrée de la vanne joule Thompson.}$

$$Q_{\text{GPL}} = 12,07 \times 0,0226 \times 39370 \times 24$$

$$Q_{GPL} = 257,75 \text{ Tonnes/Jour}$$

Et la quantité de condensat récupérée dans le ballon D103 est :

$Q_{\text{condensat}} = Q_{\text{massique condensat}} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire journalier de gaz à l'entrée de la vanne Joule Thomson.}$

$$Q_{\text{condensat}} = 10,84 \times 0,0226 \times 39370 \times 24$$

$$Q_{\text{condensat}} = 231.48 \text{ Tonnes/Jour}$$

## Annexe 2

Le débit de gaz sortant de D102 après l'optimisation est égal à 39421Kmol/h

### B.1) Avec Turbo-Expander en service

On calcule le flash à la sortie du Turbo-Expander:

Avec  $T_s \text{ réel} = -35.53 \text{ °C}$  et  $P = 64 \text{ kg/cm}^2\text{g}$

#### B.1.1). La quantité de GPL récupérée dans une Kmole de la phase liquide du D103 est :

$Q \text{ massique GPL} = M_w C_3 \times \% \text{ mol } C_3 + M_w iC_4 \times \% \text{ mol } iC_4 + M_w nC_4 \times \% \text{ mol } nC_4$

$Q \text{ massique GPL} = 44,09 \times 12,61\% + 58,12 \times 3,51\% + 58,12 \times 6,79\%$

$Q \text{ massique GPL} = 11,55 \text{ kg/k.mole}$

#### B.1.2). La quantité de condensat récupérée dans une Kmole de la phase liquide du D103 est :

$Q \text{ massique condensat} = M_w iC_5 \times \% \text{ mol } iC_5 + M_w nC_5 \times \% \text{ mol } nC_5 + M_w C_6 \times \% \text{ mol } C_6 + M_w C_{7+} \times \% \text{ mol } C_{7+}$

$Q \text{ massique condensat} = 72,15 \times 2,18\% + 72,15 \times 3,05\% + 86,15 \times 2,75\% + 100,2 \times 1,4\%$

$Q \text{ massique condensat} = 7,55 \text{ kg/k.mole}$

Donc la quantité de GPL récupérée dans le ballon D103 est :

$Q_{\text{GPL}} = Q \text{ massique GPL} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire journalier de gaz à l'entrée du Turbo-Expander.}$

$Q_{\text{GPL}} = 11,55 \times 0,05 \times 39421 \times 24$

$Q_{\text{GPL}} = 546,38 \text{ Tonnes/Jour}$

Et la quantité de condensat récupérée dans le ballon D103 est :

$Q_{\text{condensat}} = Q_{\text{massique condensat}} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire journalier de gaz à l'entrée du Turbo-Expander.}$

$$Q_{\text{condensat}} = 7,55 \times 0,05 \times 39421 \times 24$$

$$Q_{\text{condensat}} = 357,15 \text{ Tonnes/Jour}$$

## **B.2. Avec la vanne Joule Thompson en service (Turbo-Expander en arrêt)**

De même, dans ce cas de fonctionnement, on calculera le flash à la sortie de la vanne Joule Thompson avec :

$$T_s \text{ réel} = -26,86^\circ\text{C} \text{ et } P = 70 \text{ kg/cm}^2$$

**B.2.1). La quantité de GPL récupérée dans une kmole de phase liquide du D103 est :**

$$Q_{\text{massique GPL}} = M_{wC3} \times \% \text{ mol } C3 + M_{wiC4} \times \% \text{ mol } iC4 + M_{wnC4} \times \% \text{ mol } nC4$$

$$Q_{\text{massique GPL}} = 44,09 \times 12,06\% + 58,12 \times 3,67\% + 58,12 \times 7,48\%$$

$$Q_{\text{massique GPL}} = 11,80 \text{ kg/kmole}$$

**B.2.2). La quantité de condensat récupérée dans une kmole de phase liquide de D103 est :**

$$Q_{\text{massique condensat}} = M_{wiC5} \times \% \text{ mol } iC5 + M_{wnC5} \times \% \text{ mol } nC5 + M_{wC6} \times \% \text{ mol } C6 + M_{wC7+x} \times \% \text{ mol } C7+$$

$$Q_{\text{massique condensat}} = 72,15 \times 2,74\% + 72,15 \times 3,63\% + 86,15 \times 3,83\% + 100,2 \times 2,34\%$$

$$Q_{\text{massique condensat}} = 10,26 \text{ kg /kmole}$$

Donc la quantité de GPL récupérée dans le ballon D103 par jour est:

$Q_{\text{GPL}} = Q_{\text{massique GPL}} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire de gaz journalier à l'entrée de la vanne joule Thompson.}$

$$Q_{\text{GPL}} = 11,80 \times 0,03 \times 39421 \times 24$$

$$Q_{GPL} = 334,92 \text{ Tonnes/Jour}$$

Et la quantité de condensat récupérée dans le ballon D103 est :

$Q_{\text{condensat}} = Q_{\text{massique condensat}} \times \text{fraction molaire de liquide} \times \text{débit molaire journalier de gaz à l'entrée de la vanne Joule Thomson.}$

$$Q_{\text{condensat}} = 10,26 \times 0,03 \times 39421 \times 24$$

$$Q_{\text{condensat}} = 291.21 \text{ Tonnes/Jour}$$