





وزارة التعليم العالي والبحث العلمي  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique  
جامعة عبد الحميد ابن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M2 ...../IP/2021

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **Industries pétrochimiques**

Spécialité : Génie pétrochimie

### *Thème*

**ETUDIER LE PROBLEME DE FORMATION DES HYDRATES AU NIVEAU DE LA  
VANNE (PV-X111)**

Présenté par :

M<sup>me</sup>. HAMCHERIF HAFSA SOUMIA

*Soutenu le 24/06/2023 devant le jury composé de :*

Présidente :	M <sup>me</sup> . H. DELALI	MAA	UMAB - Mostaganem
Examinatrice :	M <sup>me</sup> . Z. MENDES	MCB	UMAB - Mostaganem
Encadreur :	M <sup>me</sup> . N. HADDOU	MCB	UMAB - Mostaganem

Année Universitaire : 2022/ 2023

# Remerciements

Je remercie tout d'abord Dieu Tout-Puissant, le Très Miséricordieux, qui m'a donné la force et la patience pour achever cet humble travail, et dont la volonté est accomplie par les travailleurs et la louange et merci à celui qui nous a guidés sur le droit chemin

Je remercie sincèrement mon encadreur M<sup>me</sup>. **HADDOU Nabila** enseignante à l'Université de Mostaganem et pour son acceptation de mon offre de superviser mon travail et je la remercie pour sa gentillesse et sa gentillesse éternelles et pour son appréciation et sa compréhension constante de notre situation et merci beaucoup pour vos conseils, votre soutien solide et vos encouragements inspirants.

Mes remerciements particuliers aux membres du jury, M<sup>me</sup>. **H. DELALI** enseignante à l'Université de Mostaganem pour avoir accepté de présider ce jury et l'enseignante M<sup>me</sup>. **Z. MENDAS**, pour l'honneur qu'ils ont fait accepter d'examiner notre travail et de fournir un avis, un commentaire ou des conseils à ce sujet.

Sans oublier nos chers professeurs tout au long des années universitaires et les responsables du département de Génie des procédés merci pour l'aide et les précieuses informations et l'expérience unique et enfin pour le bon traitement

Enfin, un grand merci à mes collègues d'étude pour la belle et amusante compagnie, ainsi que pour les bons souvenirs, en particulier le respect mutuel.

**Que Dieu vous bénisse**

## Résumé

Le but de travail était d'étudier la section séparation où les vannes de contrôle de pression (PV-X111) des différents trains qui évacuent les gaz de tête du dé-éthaniseur vers le réseau gaz combustible, sont sujettes à la formation de givre. Le bouchage de ces vannes provoque l'instabilité de la section qui sera transmise par suite à toute l'unité.

Après l'étude avec le simulateur aspen-HYSYS nous proposons un échangeur tubulaire à l'huile de type concentrique de longueur 2 de 20 ft épingleés.

**Mots clés :** aspen-HYSYS, givre, vannes (PV-X111), gaz combustible

## Abstract

The purpose of the work was to study the separation section where the pressure control valves (PV-X111) of the various trains which evacuate the overhead gases from the de-ethanizer to the fuel gas network are subject to the formation of frost. The clogging of these valves causes the instability of the section which will then be transmitted to the whole unit. After the study with the aspen-HYSYS simulator we proposed a concentric type oil-filled tubular heat exchanger of length 2 of 20 ft pinned. The purpose of the work was to study the separation section where the pressure control valves (PV-X111) of the various trains which evacuate the overhead gases from the de-ethanizer to the fuel gas network are subject to the formation of frost. The clogging of these valves causes the instability of the section which will then be transmitted to the whole unit. After the study with the aspen-HYSYS simulator we proposed a concentric type oil-filled tubular heat exchanger of length 2 of 20 ft pinned.

**Keywords :** aspen-HYSYS, givre, valves (PV-X111), fuel gas

## ملخص

الهدف من العمل دراسة قسم الفصل حيث تتعرض صمامات التحكم في الضغط (X111-PV) لمختلف القطرات التي تفرغ الغازات العلوية من مزيل الإيثانيزر إلى شبكة غاز الوقود لتكوين الصقيع. يؤدي انسداد هذه الصمامات إلى عدم استقرار القسم الذي سينتقل بعد ذلك إلى الوحدة بأكملها. بعد الدراسة باستخدام محاكي HYSYS-aspen، اقترحنا مبادل حراري أنبوبي مملوء بالزيت من النوع متحدة المركز بطول 2 من 20 قدما مثبت.

الكلمات الدلالية: HYSYS-aspen، صمامات X111-PV، غاز الوقود

## LISTE DES ABREVIATIONS

GPL	Gaz pétrolier liquéfiée
GP1/Z	Zone de traitement de gaz pétrolier d'Arzew
GL/Z	Zone de traitement de gaz naturel d'Arzew
LCR	Local Control Room
JCR	Jetty Control Room
BOG	Boil- Off- Gas

SONATRACH      La Société Nationale pour la recherche, la Production, le  
Transport, la Transformation et la Commercialisation des  
Hydrocarbures

GNL	Gaz naturel liquéfiée
BP	Basse pression
HP	Haut pression
MP	Moyenne pression

### *Liste des figures*

<b>Figure.II.1.</b> La forme des cavités entrantes dans Structure I.	16
<b>Figure.II.2.</b> La forme des cavités entrantes dans Structure II.	16
<b>Figure.II.3.</b> La forme des cavités entrantes dans Structure H.	17
<b>Figure.II.4.</b> Réseau cristallin des structures I, II et H des hydrates.	17
<b>Figure.II.5.</b> Estimation des hydrates à une pression donnée.	18
<b>Figure.III.1.</b> Circuit de l'éthane vers four.	20
<b>Figure.III.2.</b> la variation de l'enthalpie du mélange à pression constante (4 Kg /cm <sup>2</sup> eff).	26
<b>Figure.III.3.</b> Schéma de la simulation du procédé donnée par le HYSYS.	27

### *Liste des tableaux*

<b>Tableau.III.1.</b> Dans les conditions actuelles	
<b>Tableau.III.2.</b> Les propriétés critiques des composés purs.	25
<b>Tableau. III. 3.</b> Calcul de l'enthalpie à l'entrée de la vanne.	25
<b>Tableau.III.4.</b> La détermination de la température après détente.	25
<b>Tableau.III.5.</b> détermination de la teneur en eau dans le procédé.	27
<b>Tableau.III.6.</b> Optimisation des paramètres opératoire du dé-éthaniseur.	29
<b>Tableau.III.7.</b> Les constantes des constituants.	
<b>Tableau.III.8.</b> Résumé des résultats	

# SOMMAIRE

REMERCIEMENT	
LES LISTES DES FIGURES	
LES LISTE DES TABLEAUX	
RESUMES	
INTRODUCTION GENERALE	1
<i>Chapitre I</i> : Description du complexe GP1/Z	
I. Présentation du complexe GP1/Z « JUMBO »	2
I.1. Situation géographique	2
I.2. Historique	2
I.3. Organisation du complexe	3
I.4. Les principales installations	3
I.5. Capacité	4
I.6. Alimentation de l'usine	4
I.7. Les utilités	4
I.8. Procède de fabrication	5
I.8.1. Section déshydratation	5
I.8.2. Système de fonctionnement	6
I.9. Schéma du procédé	10
<i>Chapitre II</i> : Description détaillée de la section séparation du GPL	
II.1. Introduction	11
II.2. Fractionnateur	11
II.3. Paramètres de fonctionnement	12
II.3.1. Températures	12
II.3.2. Pressions	12
II.3.3. Débit	13
II.4. Paramètres de fonctionnement de de-éthaniseur	13
II.4.1. Températures	13
II.4.2. Pression	13
II.4.3. Débit	13
II.5. Les hydrates de gaz	14
II.5.1. Structure de base des hydrates	15
II.6. Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates	17
II.6.1. Méthode graphique	17
II.6.2. Méthode basée sur la constante d'équilibre Solide-vapeur ( $k_{vs}$ )	18
II.7. Comment éviter le problème des hydrates ?	
II.7.1. Réchauffement	19
II.7.2 Les inhibiteurs	19

### *Chapitre III* : Analyse du problème

III.1. Introduction .....	21
III.2. Présentation du problème .....	21
III.3. Historique du problème .....	21
III.3.1. Conséquences du bouchage de la vanne .....	21
III.4. Données de base .....	22
III.4.1. Entrée de la vanne .....	22
III.4.2. Sortie de la vanne .....	23
III.4.3. Détermination de la température de formation des hydrates dans le cas actuel	26
III.5. Partie simulation hysys .....	26
III.5.1. Détermination des teneurs en eaux dans les différents courants .....	27
III.5.2. Détermination de la teneur en eau à la saturation .....	28
III.5.2.1. Détermination de la température à laquelle il y'a formation d'hydrate ....	29
III.6. Interprétation des résultats .....	29
III.7. La première solution .....	29
III.7.1. Optimisation de la colonne avec les conditions actuelles .....	29
III.8. La deuxième solution .....	30
III.8.1. Échangeur tubulaire (concentrique) .....	30
III.8.1.1. Détermination de la température à l'amont de la vanne .....	31
III.8.1.2. Calcul de débit d'huile nécessaire pour chauffer le mélange gazeux .....	33
III.8.1.3. Dimensionnement d'un échangeur à double tube .....	33
III.8.1.3.1 Calcul de quantité de chaleur échangée .....	34
III.8.1.3.2 Calcul de la différence de température logarithmique moyenne (DTLM)	34
.....	
CONCLUSION GENERALE .....	36
ANNEXE .....	
REFERENES BIBLIOGRAPHIE .....	



## INTRODUCTION GENERAL

Le gaz pétrole liquéfier connu sous le terme de GPL, dont l'Algérie est l'un des leaders producteurs exportateur dans le monde, constitue l'une des priorités des plans de développements et de la politique énergétique de l'Algérie.

Vus la demande du GPL, sur le marché national et international qui, ne cesse de s'accroître et vu la charge importante arrivant des champs pétroliers, chaque pays développe ses propres moyens pour la mise en place d'un plan de développements afin de prévoir des augmentations substantielles de production.

Dans ce cadre SONATRACH dispose d'importantes installations de production, de transport et de séparation des GPL permettant leur valorisation et leur commercialisation aussi bien sur le marché local qu'international.

Le sud algérien possède des richesses naturelles, parmi lesquelles nous citons les réserves en hydrocarbures d'où la présence d'une large gamme de produits relatifs aux gisements de pétrole et gaz.

Pour la séparation de ces produits et de leurs dérivés, notre pays a investi les moyens financiers nécessaires pour acquérir et installer des grands complexes de traitement, répartis en plusieurs unités comme le complexe GP1/Z.

L'objectif de notre travail est de faire une étude la section séparation où les vannes de contrôle de pression (PV-X111) des différents trains qui évacuent les gaz de tête du dé-éthaniseur vers le réseau gaz combustible, sont sujettes à la formation de givre. Le bouchage de ces vannes provoque l'instabilité de la section qui sera transmise par suite à toute l'unité.

Pour se faire, les points suivants sont abordés :

- Nous présenterons en premier lieu une description du complexe GP1/Z.
- Nous détaillerons ensuite la section de la section séparation et la section déshydratation concernées par cette étude.
- Nous citerons dans une troisième étape la problématique et analyse du problème.
- Nous terminerons, enfin, notre étude par une conclusion générale.

## **I.PRESENTATION DU COMPLEXE GP1/Z « JUMBO »**

Important complexe, construit dans la zone industrielle d'ARZEW dans le but de traiter le mélange brut GPL, afin de produire du propane commercial et du butane commercial.

### **I.1. Situation géographique**

D'une superficie de 120 hectares, le jumbo GPL est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre le central thermique MARS ELHADJADJ à l'ouest et les complexes GNL à l'est.

### **I.2. Historique**

° Le complexe GP1/Z dénommé "JUMBO-GPL" est le premier dans le monde pour ces grandes capacités de production 10.8 millions de tonnes par an.

° Le traitement d'une charge GPL venant de plusieurs sources du sud algérien (HASSI-MESSAOUD et HASSI-RMEL) pour la production des produits PROPANE et BUTANE liquéfiés.

° Le complexe a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI-C-ITACHI dans le cadre d'un contrat clé en main.

° Situer dans la zone industrielle d'ARZEW d'une superficie de 120 hectares entre la centrale thermique (MERS EL HADJAJ) à l'EST et le complexe GL/Z à l'OUEST, entre la mer méditerranée et la route nationale N°1.1.

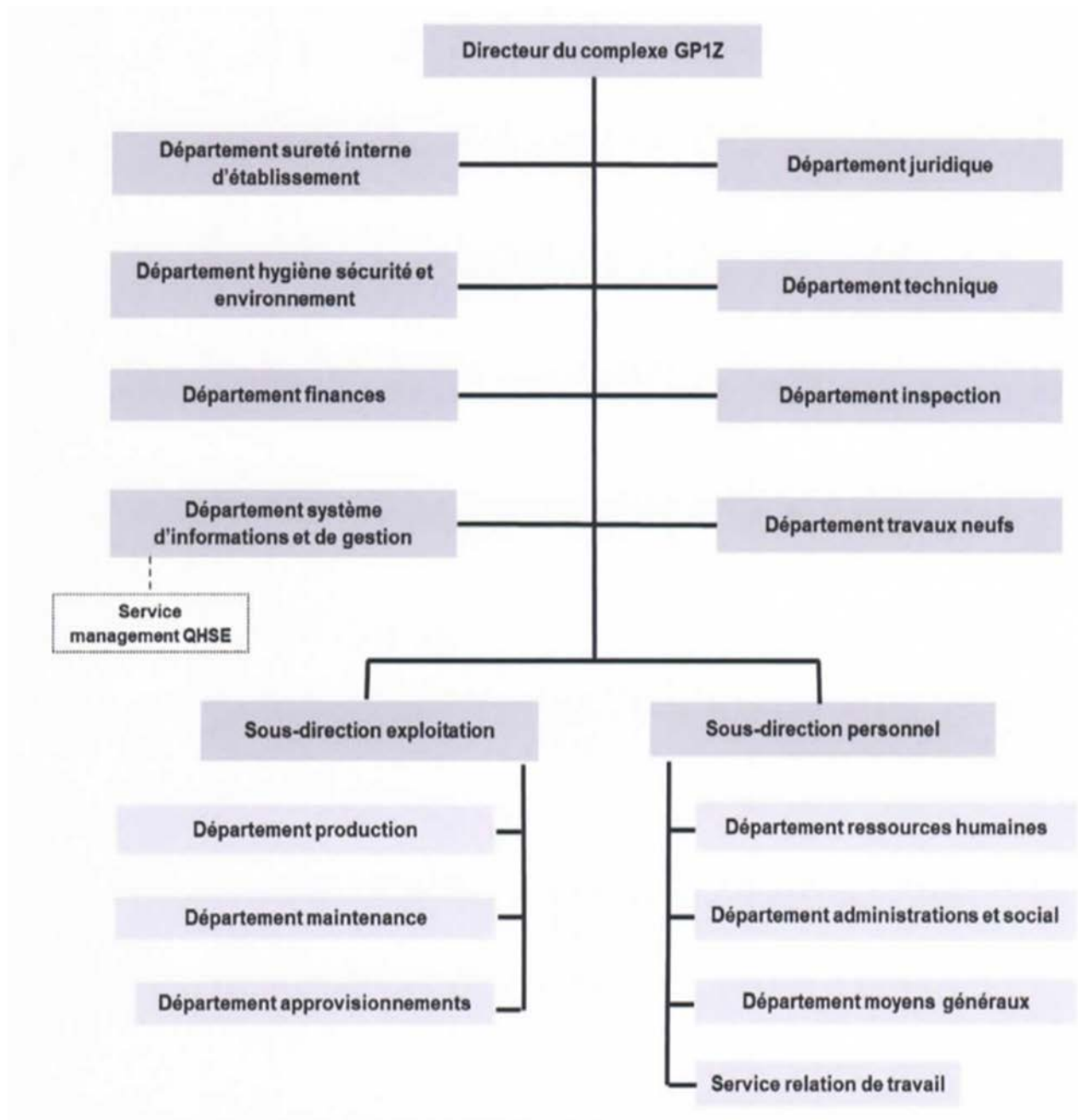
➤ En trois phases de construction :

*Phase 1* : En 1983, disposait de 4 trains de traitement GPL, pour la production de 4.8 millions de tonnes par an.

*Phase 2* : en 1998, l'extension du complexe (2 trains) qui a augmenté la production jusqu'à 7.2 million de tonnes par an.

*Phase 3* : en mars 2010, une dernière extension du complexe (3 trains) pour atteindre 10.8 millions de tonnes par an.

### I.3. Organisation du complexe



### I.4. Les principales installations

- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m<sup>3</sup> chacune.
- 09 Trains de traitement du GPL.
- 02 Unités de liquéfaction du gaz évaporé.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacun.

- 04 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacun.
- 04 Sphères de stockage de produits à température ambiante (propane et Butane) de 500 m<sup>3</sup> chacune.
- 01 Sphère de stockage gazoline.
- 05 Salles de contrôle.
- 02 Sous-station électrique alimentée par la SONEGAS.
- 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe en cas de coupure de courant.
- 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 20000 et 45000 tonnes.
- Une rampe de chargement de camions.
- Une station de pompage d'eau de mer pour le réseau d'incendie.
- Un système de télésurveillance.

## **I.5. CAPACITE**

A partir d'un traitement du GPL brut Algérien en provenance des champs gaziers et pétroliers du sud, la production du complexe est de 10.800.000 tonne/an de GPL : propane, butane commerciaux et pentane.

## **I.6. ALIMENTATION DE L'USINE**

L'usine reçoit son alimentation de GPL des sources suivantes : Hassi Messaoud, Hassi Ramel, Alrar, In amenas, TinfouyeTabanKort (TFT), RhourdeNouss, GassiTouil.....

## **I.7. LES UTILITES**

Elle alimente les diverses zones de production en :

- *Fuel* (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- *Air* : elle est divisée en deux :

*Air instrument* : C'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité, cet air aide pour ouvrir les vannes et la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).

*Air service* : C'est du l'air qui sert pour le nettoyage et l'entretien.

- *Vapeur* : On utilise l'eau distillée à partir de la chaudière on produit de la vapeur.
- *Eau* :
  - \**L'eau distillée* : On utilise le dessaleur pour avoir l'eau distillée à partir de l'eau de mer ;
  - \**L'eau de refroidissement* ;
  - \**L'eau potable*.
- *Méthanol* : Il est utilisé pour le dégivrage.
- *Gasoil* : Il est utilisé pour les générateurs de secours.
- *Azote* : il y'a deux circuits
  - \*Circuit Gazeuse (HELIOS) ;
  - \*Circuit l'azote liquide (COGIZ) : Ballon d'azote, On le transforme en vapeur pour l'inertage des équipements.
- Un générateur électrique de secours d'une capacité de 25.617 KW.
- Un système de sécurité vide-vite (Blow-down).
- Les torches : deux hautes pressions et une basse pression sert à brûler la quantité de gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains.

## **I.8. PROCEDE DE FABRICATION**

### **I.8.1. Section déshydratation**

Le but de cette section est de réduire la teneur en eau de 100 ppm à 5 ppm dans le déshydrateur de charge et de 5 ppm à environ 1 ppm dans le déshydrateur de garde (dans la section réfrigération) et cela pour éviter la formation du givre dans les équipements en aval.

## I.8.2. Système de fonctionnement

Le procédé de déshydratation est constitué de trois colonnes remplies d'adsorbant. A tout instant, une colonne est en adsorption, l'autre en régénération tandis que la troisième en attente. La durée d'adsorption est de 36 heures. À l'expiration de ce temps, la colonne en attente est mise en ligne et la colonne qui était en service passe en régénération. A ce moment, la troisième colonne a achevé son cycle de régénération et passe en attente. La charge contenant de l'eau dissoute passe de bas en haut dans la première colonne en traversant le lit adsorbant de tamis moléculaires.

### ➤ *Cycle de régénération :*

Il est composé de plusieurs séquences : drainage, dépressurisation, réchauffage, refroidissement, pressurisation, remplissage. La durée totale de la régénération est de 19 heures.

### ➤ *Drainage :*

La séquence de régénération commence par le drainage du GPL restant dans la colonne d'adsorption, le GPL brut est évacué vers les réservoirs sphériques d'alimentation sous la pression du gaz naturel (20 Kg/cm<sup>2</sup>eff) introduit en haut de la colonne. Le temps prévu pour le drainage est d'environ 1 heure.

### ➤ *Dépressurisation :*

Afin de préparer la colonne à la séquence de chauffage il convient de réduire la pression de 20 à 4.5 Kg/cm<sup>2</sup>, cela est réalisé par l'évacuation le gaz naturel vers la section fuel gaz. L'opération demande environ ½ heure.

### ➤ *Réchauffage :*

Cette séquence représente l'opération principale du cycle de régénération, le chauffage se fait par le passage du gaz naturel chauffé à 280 °C dans la zone de convection du four. Ce passage se fait du haut en bas et l'eau contenue dans les tamis moléculaires sera donc évaporée. L'aéro-réfrigérant (E-X001) est mis en service pour refroidir le gaz sortant du lit et pour condenser une partie d'eau contenue dans ce gaz. Ce dernier entre dans le séparateur de drainage (V-X002) où l'eau libre est séparée et s'écoule vers les égouts des eaux huileuses, le gaz refroidi passe en tête vers le réseau fuel gaz. La période de chauffage nécessite une durée de 11 heures ensuite le cycle est arrêté par le programmeur qui signale que le fond du lit a atteint sa température de régénération 200°C.

➤ **Refroidissement :**

La colonne chaude après la séquence de réchauffage est refroidie par le gaz naturel froid à 12.7°C. Le gaz utilisé pendant le cycle de refroidissement continue à s'écouler vers le réseau fuel gaz. La durée de refroidissement est environ 5 heures.

➤ **Pressurisation :**

Avant le remplissage de la colonne en GPL, il faut augmenter sa pression par l'injection du gaz naturel à 20 Kg/cm<sup>2</sup> pour éviter une détente brusque du GPL et la détérioration du tamis moléculaire. L'opération demande ½ heure.

➤ **Remplissage :**

Après la remise sous pression de l'adsorbent, le GPL liquide peut être réintroduit dans la colonne sans risque de détente et au fur et à mesure qu'il remonte dans la colonne, le gaz naturel est refoulé vers le ballon séparateur.

➤ **Section séparation :**

Le GPL provenant de la section déshydratation est introduit dans le fractionnateur à un débit constant nécessaire de telle manière à obtenir la quantité requise de produits.

➤ **Passage par les préchauffeurs :**

Le GPL déshydraté entre dans le fractionnateur à une température 71°C après un passage par trois préchauffeurs.

➤ **Fractionnateur :**

C'est une colonne de fractionnement équipée de 55 plateaux à clapets.

C'est dans cette colonne que l'on effectue la séparation entre le propane, éthane sortant en tête et le butane, pentane sortant au fond de la colonne.

Le produit de tête du fractionnateur est envoyé vers le dé-éthaniseur au moyen d'une pompe de reflux qui assure en même temps la charge de dé-éthaniseur et le reflux du fractionnateur. Le butane sortant du fond est dirigé vers la section réfrigération.

➤ ***Dé-éthaniseur :***

C'est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Cette colonne est utilisée pour l'élimination de l'éthane contenu dans le propane, l'éthane sort en tête et le propane sort au fond de la colonne.

➤ ***Dé-péntaniseur :***

C'est une colonne de fractionnement équipée de 50 plateaux à clapets. Cette colonne est utilisée pour éliminer le pentane contenu dans le butane et ceci selon la teneur en pentane de la source d'approvisionnement.

➤ ***Section réfrigération :***

Cette section reçoit le propane et le butane de la section séparation, les réfrigère jusqu'aux basses températures correspondantes aux points de saturation liquide au voisinage de la pression atmosphérique et les dirige vers les bacs de stockage à basse température. Chaque un des deux produits, propane et butane passent à travers trois refroidisseurs (chillers) pour être réfrigérés suivant un cycle ouvert par détente successive en trois niveaux de pression HP, MP, et BP par détente du propane (fluide frigorigère) après compression.

Les vapeurs résultants de l'évaporation du propane réfrigérant dans les chillers et les condenseurs de têtes du dé-éthaniseur sont collectées dans les trois ballons d'aspiration HP, MP et BP pour être aspirées par le compresseur centrifuge entraîné par une turbine à gaz dans la phase I et par un moteur électrique dans la phase II, puis elles sont condensées dans les condenseurs de type aéro-réfrigérant (E-X027).

➤ ***Section d'huile chaude :***

La section du fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le préchauffeur final de la charge. Le fluide caloporteur circulant dans la boucle est l'huile TORADA TC 32. La température du fluide caloporteur à la sortie du four représente la température d'entrée pour chaque utilisation, est maintenue à 180°C. Le four (H-X501) fournit également la chaleur nécessaire au gaz naturel pour la régénération des tamis moléculaire de la section déshydratation tout en chauffant ce dernier dans un petit



serpentin de la section de convection à une température constante de 280°C à un débit de 2000 Nm<sup>3</sup>/h.

➤ **Section de stockage des produits :**

Elle s'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions. Le contrôle est assuré par deux salles :

- LCR (Local Control Room) : s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé).
- JCR (Jetty Control Room) : s'occupe de la supervision des opérations de chargement par navire.

➤ **Stockage à température ambiante :**

Prévu pour la commercialisation du gaz à l'échelle nationale ; le chargement camions se fait à partir des 4 sphères ayant une capacité de 500 m<sup>3</sup> chacune dans lesquelles sont stockés le propane et le butane sous pression.

- Une sphère (1) pour le Propane de 500 m<sup>3</sup>.
- Trois sphère (3) pour le Butane de 500 m<sup>3</sup> chacune.

➤ **Stockage à basses températures :**

Les gaz réfrigérés sont véhiculés aux bacs où ils seront stockés dans les conditions de basse température sachant que la capacité de chacun est 70.000 m<sup>3</sup> et sont munis de pompes immergées pour la circulation du gaz et le chargement navires.

- Trois (4) bacs pour le Propane de 70000 m<sup>3</sup> chacun
- Trois (4) bacs pour le Butane de 70000 m<sup>3</sup> chacun.

➤ **Section BOG (Boil- Off- Gas) :**

La section de ré-liquéfaction des vapeurs (BOG), a pour but le contrôle de la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement les vapeurs excédentaires récupérées sont comprimées pour qu'elle puissent être ré-liquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse

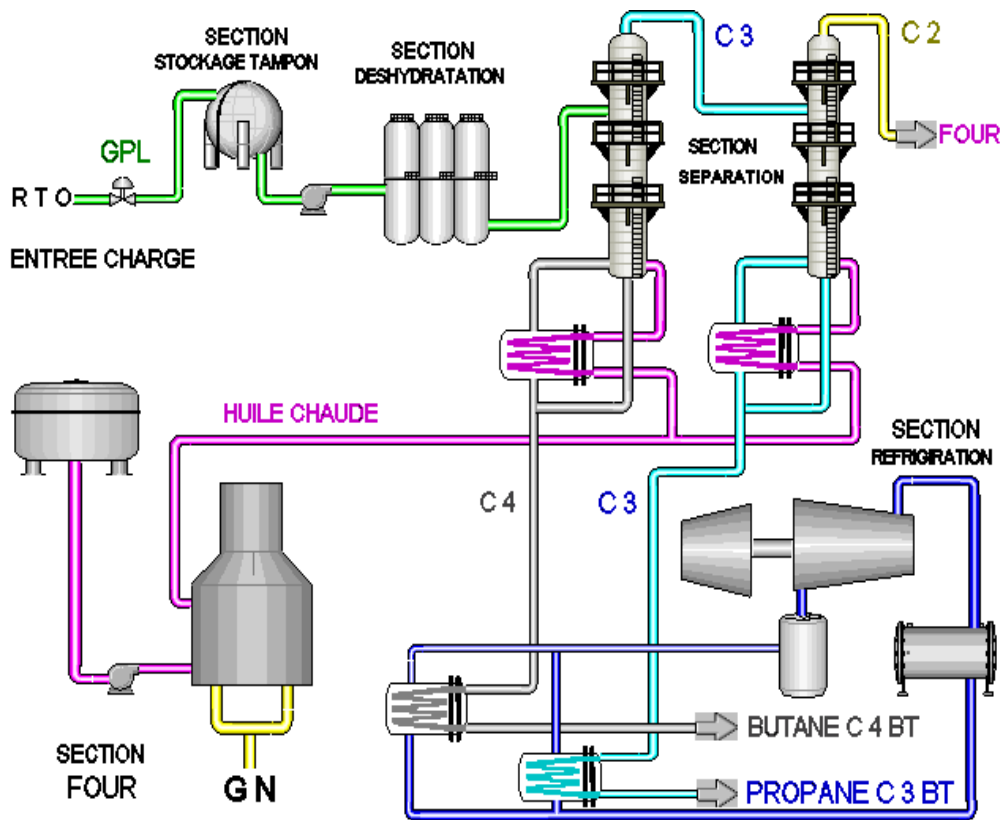
température afin de maintenir la pression dans les bacs entre 300 et 800 mmH<sub>2</sub>O pour éviter une surpression.

➤ *La section BOG comporte deux unités :*

*Unité BOG Propane :* équipé de 05 compresseurs à pistons pour la phase I et 03 compresseurs pour la phase III. Chaque phase comprend : un ballon d'aspiration des vapeurs de propane, un ballon récepteur de condensât propane et, 03 économiseurs (refroidisseurs).

*Unité BOG Butane :* comportant 03 compresseurs à pistons pour la phase I et deux compresseurs pour la phase III (ce si est dû au débit d'évaporation du butane qui est moins important par rapport au débit d'évaporation du propane). Chaque phase comprend : 02 économiseurs, un ballon d'aspiration des vapeurs de butane et un ballon récepteur de condensât butane.

### I.9. SCHEMA DU PROCEDE



## II.1. INTRODUCTION

Etant donné l'importance de la section séparation du GPL dans le présent travail, nous avons jugé utile de procéder à une description détaillée de cette section.

Après son entrée dans un train de fonctionnement, le GPL brut est d'abord déshydraté dans la section de déshydratation de la charge ; la teneur en eau à la sortie de l'unité étant fixée à 5 ppm au maximum. Le GPL entre ensuite dans la section de séparation comme alimentation du fractionnateur (V-X101).

Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane, produit sortant du fond du dé-éthaniser dans le préchauffeur (E-X004), ensuite il y a une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur (E-X005 A/B/C/D), cette fois-ci sur le produit du fond de fractionnateur.

Le GPL brut est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur (E-X013) par le biais d'une l'huile chaude.

## II.2. FRACTIONNATEUR [3]

La séparation du propane et du butane dans le fractionnateur est une opération essentielle pour réaliser les taux de récupération voulus de chaque produit. Le fractionnateur (V-X101) est une colonne de distillation à 55 plateaux à clapet, son rôle est de réaliser la séparation du GPL brut, le propane en tête et le butane au fond.

Le GPL est introduit à travers une des trois alimentations (23ème, 24ème, 25ème plateaux) suivant la composition de la charge. La séparation du propane et du butane dans le fractionnateur est obtenue en choisissant les taux de reflux et de rebouillage optimaux. On utilise la température au plateau 36 comme critère de fonctionnement pour régler le débit du fluide caloporteur vers les (E-X003 A/B) (rebouilleurs) et de déterminer la teneur en propane dans le butane commercialisé.

Les produits de tête du fractionnateur sont condensés à travers les aéro-refrigérant (E-X002), récupérés au niveau du ballon de reflux (V-X003), puis aspirés et refoulés par la pompe de reflux

(P-X002 A/B), une partie est envoyée vers la colonne comme reflux pour refroidir les produits de tête, l'autre partie est envoyée vers le dé-éthaniseur le (V-X102) si la teneur en éthane est supérieure à 2%.

## Chapitre II : Description détaillée de la section séparation du GPL

Avant que le propane sortant du dé-éthaniseur ne soit envoyé vers la section réfrigération, il est refroidi dans le préchauffeur de la charge (E-X004) en cédant une partie de sa chaleur au GPL brut cité auparavant, ensuite refroidi à travers les aéro-refroidisseur (E-X011).

### II.3. PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT

#### II.3.1. Températures

##### *Alimentation du fractionnateur :*

La température de l'alimentation de la colonne en GPL brut se fait à son point d'ébullition, son point de consigne est maintenu constant à 71°C.

##### *Plateau sensible 36 :*

La température au 36ème plateau, contrôle le taux de rebouillage dans le fractionnateur et en particulier la teneur en propane du produit de fond et par conséquent la teneur en propane du butane commercial.

#### II.3.2. Pressions

##### *Pression de la colonne :*

Le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20.2 Kg/cm<sup>2</sup> .eff, pour toutes les conditions de charge et de production en vue de fonctionnement optimum.

##### *Ballon de reflux :*

Ce ballon fonctionne à une pression constante de 19,5 Kg/cm<sup>2</sup> eff. Un contrôleur sert à éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire, essentiellement par accumulation de composants inertes.

##### *Pression de tête :*

Une différence de pression est fixée et maintenue entre la pression en haut de la colonne réglée par (PIC-X101) et la pression du (V-X003) afin d'obtenir un fonctionnement stable du condenseur.

### II.3.3. Débit

Pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux est maintenu constant à 400 m<sup>3</sup>/heure, afin d'obtenir le fractionnement voulu pour le taux de récupération garanti du propane et du butane avec toutes les sources de charge possibles.

#### *Dé-éthaniseur : [3]*

Le dé-éthaniseur normalement exploité en vue d'une production de propane commercial de faible teneur en éthane. On peut le by passer lorsque les charges en cours présentent une faible teneur en éthane, étant donné que la teneur maximale admissible en éthane dans le propane commercial est de 2 % mole (norme Sonatrach). Cependant, dès que le rapport C<sub>2</sub>/ (C<sub>3</sub>+C<sub>2</sub>) dans la charge approche et dépasse 2 % mole, le dé-éthaniseur doit être mis en service.

Le dé-éthaniseur est une colonne de distillation à 25 plateaux à clapets munis d'un condenseur de tête, d'un ballon de reflux et d'un rebouilleur. Les produits de tête du dé-éthaniseur sont condensés partiellement à l'aide des échangeurs (E-X006A/B) à 5°C. La partie condensée est reprise par la pompe (P-X003A/B) pour être utilisée comme reflux.

Le propane soutire au fond de la colonne passe en premier lieu dans le préchauffeur primaire (E-1004) pour préchauffer le GPL brut, puis envoyé vers les aéro-refrigérants (E-X011), ou il va être refroidi avant d'être acheminé vers la section réfrigération.

## II.4. PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT DE DE-ETHANISEUR

### II.4.1. Températures

La température d'alimentation de la colonne est maintenue constante à 62°C.

- **Plateau sensible 22**

La température au plateau 22 a été choisie pour contrôler le rebouillage au niveau du (E-X007), Un point de consigne de 61°C doit être utilisé pour produire du propane contenant 1% mole d'éthane, la teneur en éthane contenue dans le propane devrait être entre 1-2% mole.

### II.4.2. Pression

- **Pression dans la colonne**

Le dé-éthaniseur est conçu pour fonctionner à une pression fixée à 22 Kg/cm<sup>2</sup>.eff. À cette pression, la qualité du gaz de purge est contrôlée directement par la température du ballon de

reflux et la qualité du propane commercial est contrôlée directement par la température au plateau 22.

### **II.4.3. Débit**

Le débit de reflux de tête est réglé en cascade avec le régulateur de niveau dans le ballon de reflux ainsi, le débit de reflux dépend directement du taux de rebouillage.

La section de séparation est conçue pour les conditions suivantes des normes

N.G.P.A :

Le % max du C4 dans le C3 produit est de 2,2% en mole ;

Le % max du C2 dans le C3 produit est de 4,8% en mole ;

Le % max du C3 dans le C4 produit est de 25 % en mole ;

Le % max de C4 dans le C5 produit est de 10% en mole ;

Le % max de C3 dans le C2 gazeux produit en tête de dé-éthaniseur est de 12% en mole ;

Le % max de C5 dans le C4 produit est de 1,75% en mole.

Les conditions suivantes pour les normes de Sonatrach GP1/Z :

Le% max du C2 dans le C3 produit est de 2% en mole ;

Le% max du C4 dans le C3 produit est de 1% en mole ;

Le% max du C3 dans le C4 produit est de 1% en mole ;

Le% max du C5 dans le C4 produit est de 1,75% en mole.

## II.5. LES HYDRATES DE GAZ

Dès le début du siècle, l'exploitation du gaz naturel et du GPL s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôt de cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux sont, en fait, constitués par des hydrates apparaissant bien au-dessus de la température de formation de la glace. Il s'agit de composés d'inclusion que forment avec l'eau certains des constituants du gaz naturel et en tout premier lieu le méthane. La formation des hydrates étant liée à la présence d'eau dans le GPL.

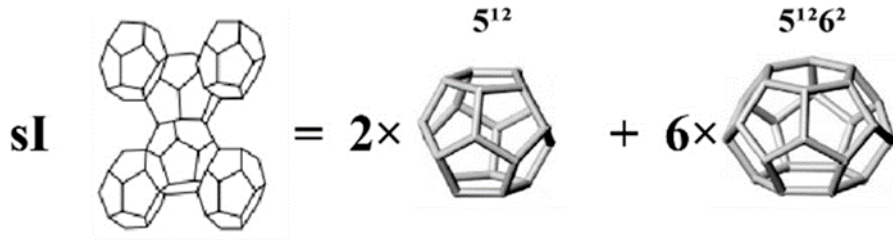
Pour éviter le bouchage des canalisations, les installations de production doivent être protégées des risques de formation d'hydrates. Une première façon d'y arriver consiste à déshydrater le GPL. Lorsque ce n'est pas possible, il faut se placer dans des conditions de température et de pression permettant d'éviter la formation des hydrates ou introduire un inhibiteur.

### II.5.1. Structure de base des hydrates

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages, dans lesquelles sont piégées les molécules de gaz. En raison de cette structure en cage, les hydrates appartiennent à la catégorie des composés d'inclusions appelés clathrates. Le réseau cristallin est dû aux liaisons hydrogène entre les molécules d'eau et il est stabilisé par les molécules de gaz, qui sont elles-mêmes retenues dans les cages par les forces de VAN DER WAALS. Seuls les molécules dont le diamètre est compris dans une certaine fourchette peuvent former ces inclusions, en effet, le diamètre de la molécule doit être inférieur au diamètre de la cavité (ou voisin de ce diamètre) pour que la molécule puisse entrer dans la cavité et en même temps suffisamment grand, pour que le réseau cristallin soit stable. Différentes structures du réseau cristallin, appelées structure I, structure II, et structure H ont été mises en évidence par diffraction des rayons X.

- **Structure I :**

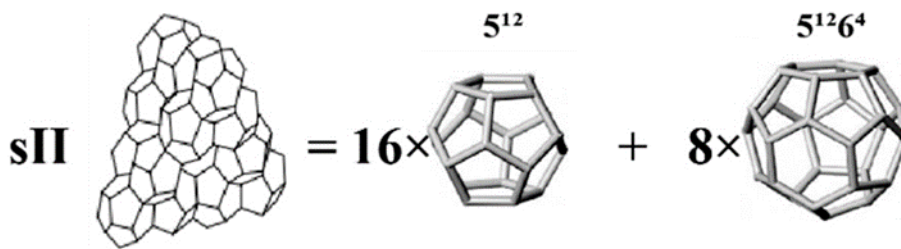
Dans le cas de la structure I, le dodécaèdre est associé à un tétra décaèdre formé de douze faces pentagonales et deux faces hexagonales (désigné par la notation  $5^{12}6^2$ ). La maille élémentaire de la structure I est un cube de  $12\text{Å}$ .



*Figure.II.1.* La forme des cavités entrantes dans Structure I.

- **Structure II :**

Dans le cas de la structure II, le dodécaèdre est associé à un hexa décaèdre formant douze faces pentagonales et quatre faces hexagonales (désigné par la notation  $5^{12}6^4$ ). Chacun de ces polyèdres forme une cage qui peut contenir un des constituants du gaz avec lequel se forme l'hydrate. La maille élémentaire de la structure I est un cube de  $17.3\text{Å}$ .



*Figure.II.2.* La forme des cavités entrantes dans Structure II.

- **Structure H :**

Une nouvelle structure d'hydrate, structure H a été décrite récemment. Dans cette structure, les dodécaèdres  $5^{12}$  coexistent avec des dodécaèdres  $4^3 5^6 6^3$  ainsi que des polyèdres  $5^{12} 6^8$ , à douze faces pentagonales et huit faces hexagonales, formant de grandes cages. La maille élémentaire de la structure H est composée de :

- ° 3 cavités à 12 faces pentagonales ( $5^{12}$ ).
- ° 2 cavités à 3 faces carrées, 6 faces pentagonales et 3 face hexagonales ( $4^3 5^6 6^3$ ).
- ° 1 cavité à 12 faces pentagonales et 8 faces hexagonales ( $5^{12} 6^8$ ).



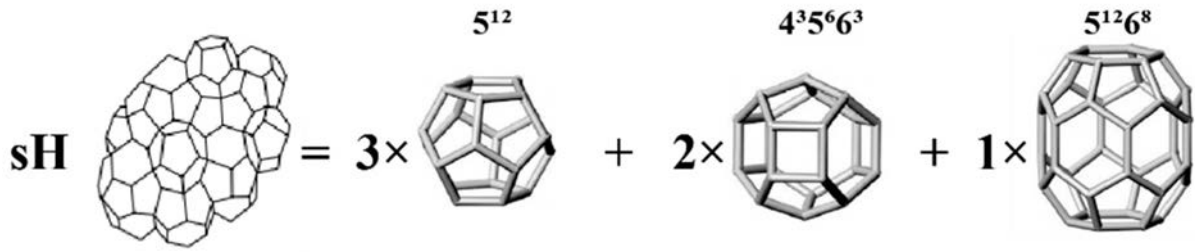


Figure.II.3. La forme des cavités entrantes dans Structure H.

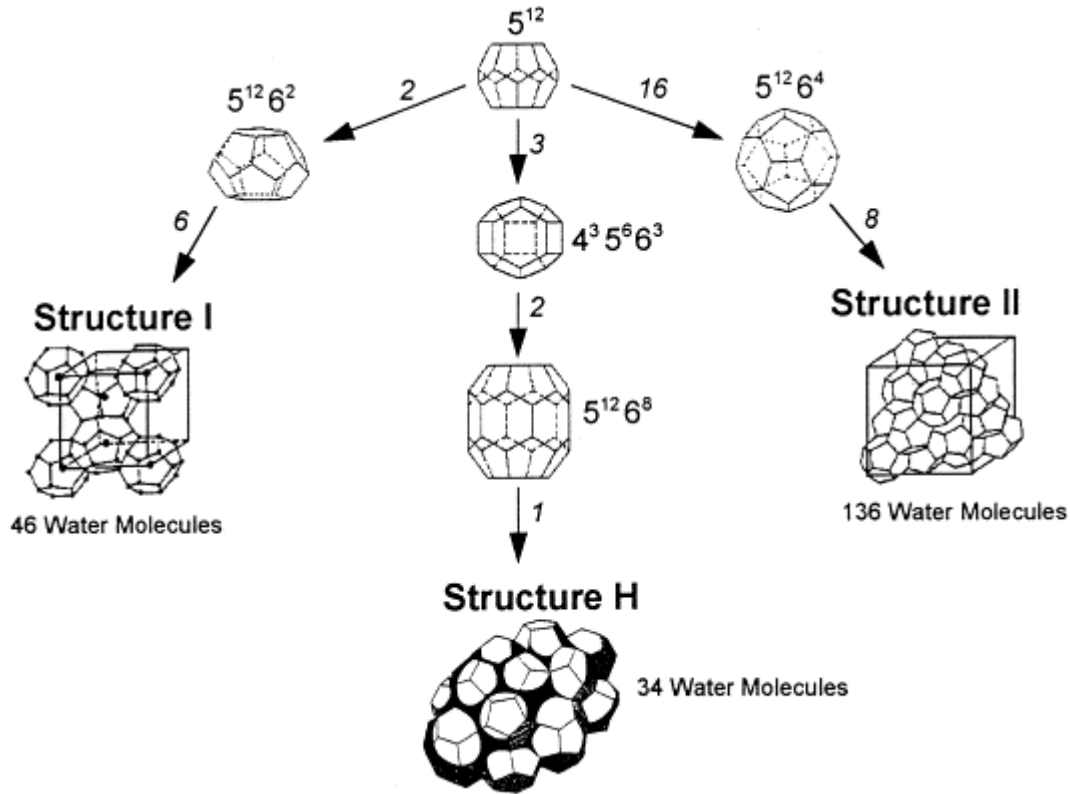


Figure.II.4. Réseau cristallin des structures I, II et H des hydrates.

## II.6. METHODES DE PREDICTION DES CONDITIONS DE FORMATION DES HYDRATES :

Plusieurs méthodes ont été présentées pour prédire les conditions de formations des hydrates. Elles sont classées en trois principales catégories :

### II.6.1. Méthode graphique

Elle permet d'estimer la formation des hydrates à une pression donnée, en considérant comme paramètre la densité du gaz.

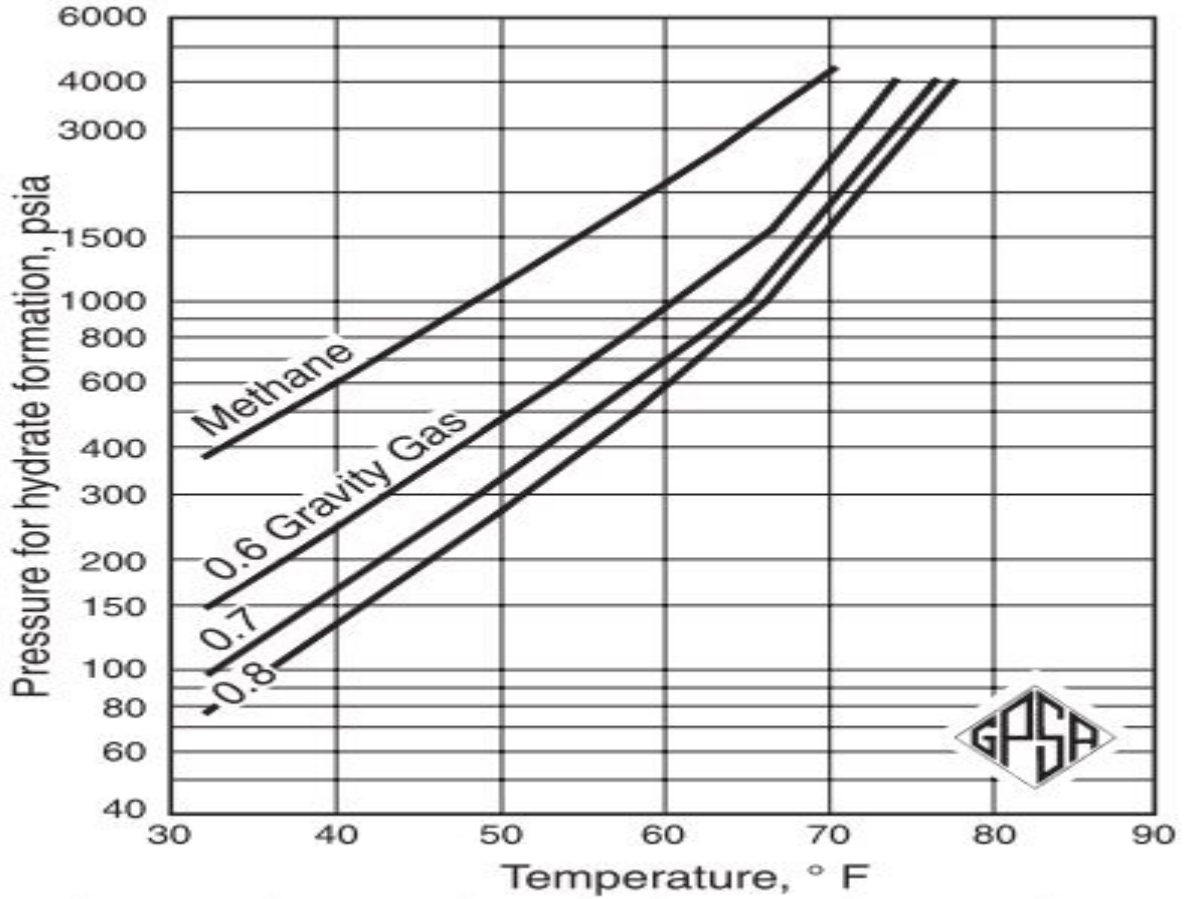


Figure.II.5. Estimation des hydrates à une pression donnée.

### II.6.2. Méthode basée sur la constante d'équilibre Solide-vapeur ( $k_{vs}$ )

Elle se base sur la prédiction de la formation des hydrates en utilisant les coefficients d'équilibres solide-vapeur définis par :

$$k_{vs} = \frac{y_i}{x_s}$$

Où :

$y_i$  : Fraction molaire du constituant i en phase vapeur.

$x_s$  : Fraction molaire du même constituant i en phase solide.

Les courbes donnant les valeurs du coefficient d'équilibre  $k_{vs}$  en fonction de la température ont été établie, pour le méthane, l'éthane et le propane. L'estimation de la température ou de la pression de formation des hydrates doit satisfaire la condition suivante :

$$\sum X_s = \sum \left( \frac{Y_i}{K_{vs}} \right) = 1$$

**Corrélations empiriques :**

L'équation empirique est  $\ln P = 2.3026\beta + 0.1144 (T + kT^2)$

- T est donnée en °C et la pression en atm ;
- $\beta$  et k sont donnés comme suit :

$$\beta = 2.681 - 3.811G + 1.679G^2$$

$$k = -0.006 + 0.011G + 0.011G^2$$

G : Débit massique de gaz en Kg / hr.

## II.7. COMMENT EVITER LE PROBLEME DES HYDRATES ?

Les méthodes utilisées pour éliminer les hydrates lorsqu'ils sont formés, sont :

- ✓ Le réchauffement à une température supérieure à celle de la formation des hydrates.
- ✓ L'introduction d'inhibiteurs destinés à abaisser la température de formation des hydrates.

### II.7.1. Réchauffement

Le réchauffement pour éviter la formation des hydrates au moment de la réduction de pression peut être efficace un certain temps, mais peut ne faire que passer le problème à un autre où les hydrates se forment après les déperditions de chaleur.

### II.7.2 Les inhibiteurs

Les substances solubles dans l'eau qui sont utilisées pour inhiber la formation des hydrates comprennent :

- L'ammoniaque ;
- Le chlorure de sodium ;
- Le chlorure de calcium ;
- Le méthanol ;
- L'éthylène glycol ;
- Le diéthylène glycol (DEG).

## Chapitre II : Description détaillée de la section séparation du GPL

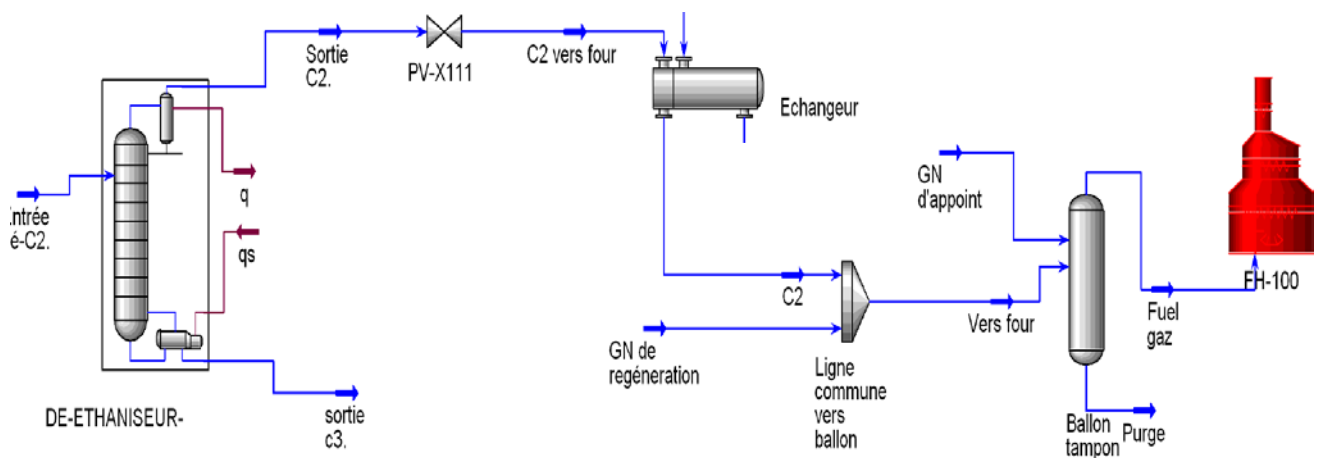
Le méthanol est un inhibiteur bien moins cher que le DEG, mais il n'est pas aussi facilement récupérable à cause mélange azéotropique qui le forme avec le gaz, ainsi que son coût est relativement élevé. L'injection de méthanol est en général utilisée lorsqu'on a besoin d'une injection occasionnelle pour empêcher la formation des hydrates.

### III.1. INTRODUCTION

La préoccupation rencontrée dans la marche normale de l'unité est celle de la section séparation où les vannes de contrôle de pression (PV-X111) des différents trains qui évacuent les gaz de tête du dé-éthaniseur vers le réseau gaz combustible, sont sujettes à la formation de givre. Le bouchage de ces vannes provoque l'instabilité de la section qui sera transmise par suite à toute l'unité.

### III.2. PRESENTATION DU PROBLEME

L'éthane obtenu à partir de la séparation du propane commercial dans le dé-éthaniseur à la pression de 22 Kg/cm<sup>2</sup> eff et à la température de 62°C, entre dans le condenseur de tête de colonne puis dans le ballon de reflux et sort à 5 °C et 21.5 Kg/cm<sup>2</sup> eff. Afin que l'éthane récupéré puisse être injecté dans le réseau fuel gaz, il est impératif de le détendre jusqu'à une pression de 4 Kg/cm<sup>2</sup> eff. Ce gaz est mélangé soit au gaz utilisé pour les besoins de la régénération, soit au gaz naturel au niveau du ballon tampon comme le montre la figure ci-dessous.



*Figure.III.1. Circuit de l'éthane vers four.*

La détente du gaz riche en éthane est assurée par la vanne (PV-X111), mais il a été constaté une obstruction au niveau du corps de la vanne qui cause un dysfonctionnement au niveau du dé-éthaniseur.

### III.3. HISTORIQUE DU PROBLEME

Ce problème de fonctionnement a pris naissance dès l'exploitation de cette unité.

Les causes de l'apparition de ce problème ont été attribuées à la présence d'une teneur excessive d'eau dans le gaz sortant de la tête du dé-ethaniseur.

Pour pallier à ce problème l'opération qui consisté à isoler la ligne et à injecter du méthanol a été utilisée durant les premières années de fonctionnement de cette unité.

Cette opération présente l'inconvénient du torchage du gaz emprisonné dans la ligne

Une autre opération qui a été préféré à la première consiste a placé un flexible ou circule de la vapeur d'eau surchauffée sur le corps de la vanne. Cette méthode pressente l'avantage de ne pas suspendre l'écoulement du gaz riche en éthane. Cette opération a résolu le problème d'une manière provisoire, mais elle présente des inconvénients :

- Consommation importante de la vapeur d'eau, non récupérée.
- Erosion de la vanne et de la ligne à long terme, causée par le contact direct du jet de vapeur.
- Corrosion de la charpente métallique causée par le ruissellement des vapeurs d'eau condensées.

#### III.3.1. Conséquences du bouchage de la vanne

Il est clair que la formation des hydrates au niveau de la vanne (PV-X111) à une influence sur le fonctionnement du dé-éthaniseur et du ballon de reflux.

La vanne (PV-X111) est une vanne « JOULE-THOMSON ». En amont de cette vanne, le gaz se trouve selon le design, à une pression de 21.5Kg/Cm<sup>2</sup>.eff et à une température de 5°C. Ce gaz est détendu pour être utilisé comme gaz combustible dans le four. La pression en aval est alors de l'ordre de 4 Kg/Cm<sup>2</sup>.eff.

En cas de bouchage de la vanne (PV-X111), le niveau du ballon de reflux se trouve déstabilisé, la pression dans le dé-éthaniseur ne cessera d'augmenter d'où le contrôle par l'ouverture de la vanne manuelle qui est pratiquement difficile. Ceci entraînera une production d'éthane et de propane hors spécifications et par conséquent l'arrêt du dé-éthaniseur.

### **III.4. DONNEES DE BASE**

L'étude que nous allons entreprendre devrait nous permettre de déterminer tout d'abord l'état du fluide qui circule, et plus spécifiquement à l'aval de la vanne PVX111. Cette étape va nous permettre de déterminer la température du gaz après détente et cette dernière sera comparée à la température de formation des hydrates à la pression considérée.

Une deuxième étape de calcul sera également menée pour déterminer les teneurs en eau contenu dans les différents courants sortant du fractionnateur et du dé-éthaniseur, cette étape sera réalisée en utilisant le logiciel Hysys et cela nous permettra de déterminer la teneur en eau actuelle dans le gaz sortant en tête du dé-éthaniseur. Cette teneur en eau sera comparée à la teneur en eau à la saturation de ce même gaz aux conditions opératoires existantes au niveau du ballon de reflux.

Pour pouvoir procéder au calcul thermodynamique, il est nécessaire de définir les divers paramètres de fonctionnement en amont et en aval de la vanne (PV-X111).

Cette étude est basée sur des données réelles à partir du train 400 fonctionnant à 120% de la capacité du design.

#### **III.4.1. Entrée de la vanne**

##### ***Température – pression***

A l'origine, les paramètres de fonctionnement (la température et la pression) d'alimentation de la vanne sont respectivement de 5°C et 21.5 Kg/ cm<sup>2</sup> eff selon le design, mais actuellement, d'après les relevés de la pression et de la température pendant les mois décembre et janvier, on a obtenu les paramètres de fonctionnement qui sont respectivement de 8,6 °C et 21,86 Kg/cm<sup>2</sup> eff.

##### ***Débit***

D'après le graphe V-3 dans l'annexe, on a obtenu le débit moyen du gaz en tête de dé-éthaniseur pour les mois de décembre et janvier et qui est de l'ordre de 710 Nm<sup>3</sup>/h.

##### ***La composition***

La composition de l'alimentation de la vanne (PV-X111) dépend de la composition de la charge de GPL brut entrée complexe. Le suivi de cette composition indiquée comme suit : 0.01% en mole de méthane ; 3.25% en mole d'éthane et 96.74 % en mole de propane

### III.4.2. Sortie de la vanne

Selon les données design la pression est fixée à 4 Kg/cm<sup>2</sup> eff (71.69 Psia).

Les données concernant les températures de sortie ne sont pas disponibles sur site.

La température indiquée par le design est de 45° après l'échangeur.

#### *Détermination de l'état du fluide*

Pour déterminer l'état du fluide après détente, on doit calculer le point de rosée hydrocarbure du gaz. La température de rosée correspond à l'apparition de la première goutte de liquide et qui se fera aux conditions suivantes :

Le fluide est à l'état gazeux (V = 1) donc (L = 0), et on assiste à l'apparition à cette température la première gouttelette de liquide. En tenant compte des conditions d'équilibre liquide-vapeur, ceci sera réalisé lorsque :

$$\sum_{i=1}^N X_i = \sum \left( \frac{Y_i}{K_{vl}} \right) = 1$$

Y<sub>i</sub> : Fraction molaire de chaque composant dans la phase vapeur.

X<sub>i</sub> : Fraction molaire de chaque composant dans la phase liquide.

K<sub>v1</sub> ; Constante d'équilibre liquide-vapeur de chaque composant.

Notre calcul pour déterminer la température de rosée du gaz est basé sur le simulateur HYSYS qui nous donne les résultats, la température de rosée est de -49.13°C, la température opératoire après détente est supérieure à celle de la température de rosée, donc le fluide est à l'état vapeur.

#### *Détermination de la température après la détente*

Etant donné le manque de capteur de température à la sortie de la vanne, on se doit donc de la déterminer théoriquement par les calculs.

La détente au niveau de la vanne est isenthalpique, connaissant la température et la pression à l'entrée de la vanne, l'enthalpie H à l'entrée de la vanne peut être déterminée à partir de la relation suivante :

$$(H^\circ - H)m = RT_{cm} \left( \left( \frac{H^\circ - H}{RT_c} \right) \right)_0 + W_m \left( \left( \frac{H^\circ - H}{RT_c} \right) \right)_1$$



### Chapitre III : Analyse du problème

Cette équation donne la corrélation à utiliser pour calculer la variation de l'enthalpie d'un mélange gazeux.

La valeur de l'enthalpie du mélange à la température et la pression voulues est déterminée à partir de l'équation suivante :

$$H_m = H_m^0 - (H^0 - H)m$$

$\{(H^0 - H) / R T_c\} (0)$  : L'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple ;

$\{(H^0 - H) / R T_c\} (1)$  : La corrélation pour la variation de l'enthalpie du fluide réel par rapport au fluide simple dû à l'effet de la pression,

$H^0_m = \sum Y_i \cdot H_i^0$  : L'enthalpie du mélange gazeux ;

$T_{cm} = \sum Y_i \cdot T_{ci}$  : La température pseudo-critique du mélange gazeux ;

$P_{cm} = \sum Y_i \cdot P_{ci}$  : La pression pseudo-critique du mélange gazeux ;

$\omega_m = \sum Y_i \cdot \omega_i$  : Le facteur accentrique de Pitzer du mélange gazeux ;

$M_m = \sum Y_i \cdot M_i$  : La masse molaire du mélange gazeux ;

R : La constante des gaz parfaits.

\* Les  $T_c$ ,  $P_c$ ,  $M_i$  et le facteur  $\omega$  des propriétés critiques des composants purs sont donnés dans le tableau IV.1.

\* Détermination de l'enthalpie standard du mélange gazeux à différentes températures dans le tableau IV.2, qui est obtenue d'après la figure 1 dans l'annexe.

\* Le calcul de l'enthalpie du mélange ( $H_m$ ) à différentes températures dans le tableau IV.3 permet de tracer la Figure.IV.1, à partir de ce dernier et afin d'éviter les itérations la température de la détente sera déterminée.

**Tableau.III.1.** Dans les conditions actuelles

<i>Avant la vanne</i>	<i>Après la vanne</i>
$T_1 = 8,6 \text{ } ^\circ\text{C} = 47,48 \text{ } ^\circ\text{F} = 281,75 \text{ } ^\circ\text{K}$	$T_2 = ?$
$P_1 = 21,86 \text{ Kg/cm}^2 \text{ eff} = 2118,24 \text{ Kpa}$	$P_2 = 4 \text{ kg /cm}^2 \text{ eff} = 71,6 \text{ Psia}$

**Tableau.III.2.** Les propriétés critiques des composés purs.

	Yi	Mi	Tc (K)	Pc(KPa)	ωi
C1	0.001	16.04	190.55	4602	1.8*10 <sup>-4</sup>
C2	0.9676	30.07	305.43	4878	0.3225
C2	0.0325	44.10	369.82	4247	0.0159

$$P_r = P_1/P_{cm} = 0,46 ; \quad T_r = T_1/T_{cm} = 0,95 ; \quad \omega_m = 0,0899$$

**Tableau. III. 3.** Calcul de l'enthalpie à l'entrée de la vanne

Pr	Tr	H°(kj/kg)				[(H°H)/RTc]0	[(H°-H)/RTc]1	(H°-H) (kj/kg)	Hm
		C1	C2	C3	H°m				
0.46	0.95	580	370	310	397.2	0.60	0.64	54.81	342.4

*Après la vanne PV X 111*

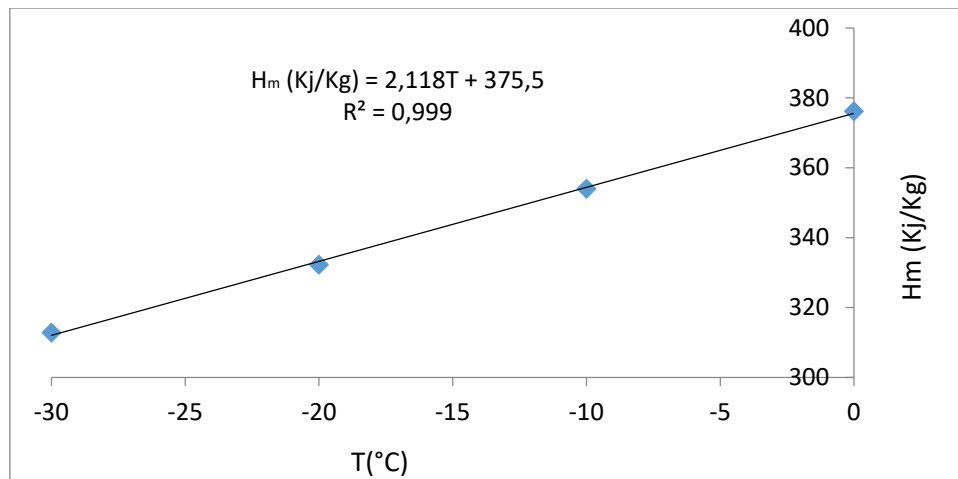
$$P_2 = 4 \text{ kg/cm}^2 = 496 \text{ Kpa}$$

$$P_r = P / P_{pc} = 496 / 4771 = 0.11$$

**Tableau.III.4.** La détermination de la température après détente.

T°C	Tr	H° (kj /kg)	[(H°-H)/RTc]0	[(H°-H)/RTc]1	(H°-H) m (kj/kg )	H m (kj/kg)
0	0.93	387.2	0.120	0.140	11.05	376.15
-10	0.90	365.6	0.125	0.160	11.61	354.00
-20	0.86	346.1	0.150	0.180	13.85	332.25
-30	0.83	327.6	0.160	0.200	14.83	312.80

A partir de ce tableau on trace la courbe  $H_m = f(T)$ , pour la détermination de la température a la sortie qui a la même enthalpie que celle de l'entrée.



**Figure.III.2.** la variation de l'enthalpie du mélange à pression constante (4 Kg / cm<sup>2</sup> eff).

La détente au niveau de la vanne de contrôle est isenthalpique  $H_1 = H_2 = 342.4$  kj/kg. La température sortie vanne est estimée à  $T = -17$  °C en utilisant la figure.III.1.

#### **III.4.3. Détermination de la température de formation des hydrates dans le cas actuel**

Cette température permet de nous renseigner sur l'apparition du premier cristal qui provoque un éventuel bouchage au niveau de la vanne.

On va utiliser pour déterminer cette température les conditions de température, pression, débit et des compositions réelles citées précédemment à la sortie de la vanne.

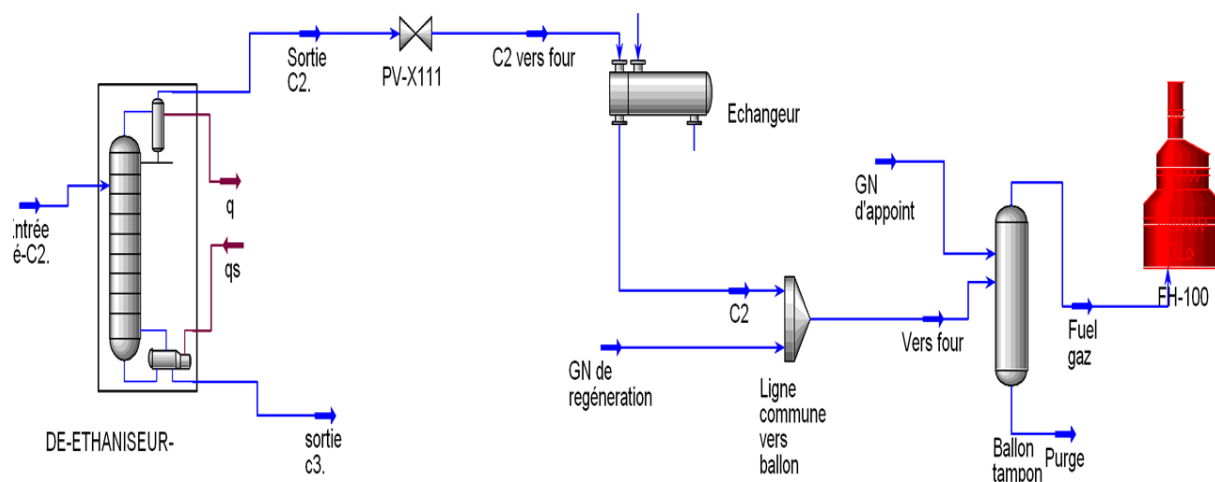
La température de formation des hydrates est déterminée par le simulateur HYSYS qui nous donne les résultats, La température de formation d'hydrates est de  $-3.65$  °C.

Cette température est supérieure à la température à la sortie de la vanne, donc elle favorise la formation des hydrates.

#### **III.5. PARTIE SIMULATION HYSYS**

Dans cette partie on va procéder à une simulation de la section séparation et cela va nous permettre de déterminer les compositions des différents courants ainsi que leur teneur en eau.

Notre travail consiste à réaliser une simulation en considérant la charge réelle à l'entrée de la section séparation et en fixant une teneur en eau de 5 ppm qui est la valeur à la sortie du des hydrateurs.



**Figure.III.3.** Schéma de la simulation du procédé donnée par le HYSYS.

### III.5.1. Détermination des teneurs en eaux dans les différents courants

Afin de mieux étudier le problème, il est nécessaire de procéder à la détermination de la teneur en eau dans différents courants dans la section séparation. Le logiciel HYSYS nous a permis de générer les valeurs de la teneur en eau dans les différents courants et cela est représenté dans le tableau suivant :

**Tableau.III.5.** Détermination de la teneur en eau dans le procédé.

	Fractionnateur		Dé-éthénéseur		PV-X111
	Entrée (liquide)	Sortie de tête de la colonne (gaz)	Entrée (gaz)	Sortie de tête de la colonne (gaz)	Entrée (gaz)
La teneur en eau (ppm)	5	8	8	300	300

D'après ce tableau on remarque que la teneur en eau de notre gaz à l'entrée de la vanne est de 300 ppm.

### **III.5.2. Détermination de la teneur en eau à la saturation**

Pour cerner notre problème on a voulu étudier les conditions pour lesquelles il y a une formation des hydrates. Pour cela, on a procédé à la détermination de l'eau à la saturation dans le gaz sortant de la tête du dé-ethaniseur.

Les résultats obtenus dans le cas où le gaz est saturé en eau, la teneur est de 203 ppm.

#### **III.5.2.1. Détermination de la température à laquelle il y'a formation d'hydrate**

Dans les conditions de la sortie de la vanne on a pu déterminer la température de la formation des hydrates qui de type I et II.

La température de formation d'hydrates est de  $-3.34^{\circ}\text{C}$ .

### **III.6. INTERPRETATION DES RESULTATS**

D'après les résultats obtenus, la température à la sortie de la vanne dans le cas actuel (condition P, débit et composition) est de  $-17^{\circ}\text{C}$  qui est inférieure à la température de formation des hydrates  $-3.65^{\circ}\text{C}$ . La formation des hydrates est fortement probable si la teneur en eau dans le gaz actuel est égale à sa teneur en eau à saturation.

La teneur en eau actuelle est de 300 ppm à l'entrée de la vanne PV x111 (valeur calculée par HYSYS), et la teneur en eau à la saturation à l'aval de la vanne est de 203 ppm cette constatation nous permet de conclure qu'il y aura la formation d'une phase eau condensée et l'apparition des hydrates aux conditions à l'aval de la vanne.

Cette teneur en eau élevée dans le gaz sortant du dé-ethaniseur est la principale cause de la formation des hydrates. Ceci nous a conduits à mener une étude d'optimisation du fonctionnement du dé-ethaniseur dont le but de diminuer cette teneur.

### III.7. LA PREMIERE SOLUTION

#### III.7.1. Optimisation de la colonne avec les conditions actuelles

Le but recherché est de diminuer la teneur en eau en tête de la colonne tout en étant conforme aux spécifications du propane commercial et du gaz de tête de colonne.

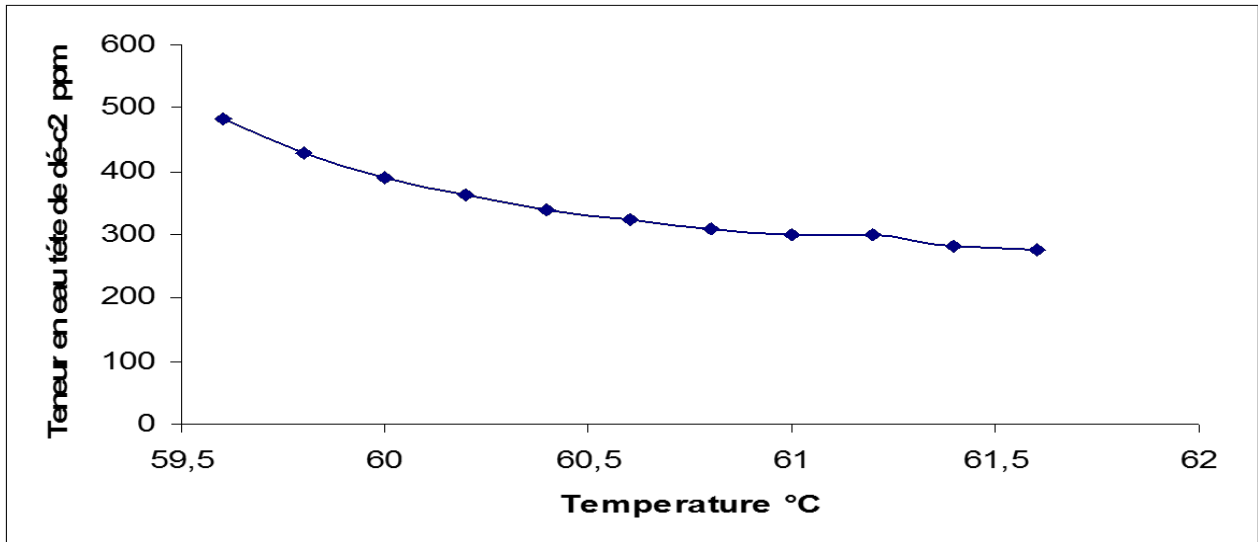
Il a été indiqué précédemment que la teneur en eau maximale dans le gaz de tête de colonne ne doit pas dépasser la valeur 203 ppm. Le changement des conditions opératoires de la colonne va concerner uniquement la variation de la température du plateau sensible qui est situé au plateau 22.

Les résultats de cette simulation sont mentionnés dans le tableau ci-dessous :

**Tableau.III.6.** Optimisation des paramètres opératoire du dé-éthaniseur.

Temp du plateau sensible °C	59.6	59.8	60.0	60.2	60.4	60.6	60.8	61.0	61.2	61.4	61.6
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> tête de dé-C <sub>2</sub> (ppm)	483	429	390	362	340	323	309	300	300	281	275
Débit H <sub>2</sub> O de tête de dé-C <sub>2</sub> *10 <sup>2</sup> (kgmol/hr )	0.0949	1.00	1.03	1.04	1.043	1.045	1.047	1.048	1.049	1.05	1.052
C <sub>3</sub> tête de dé-C <sub>2</sub> (%)	13.29	12.24	11.83	11.52	11.35	11.15	11	10.9	10.77	10.7	10.7
C <sub>3</sub> fond de dé-C <sub>2</sub> (%)	97	97.7	98	98	98.2	98.3	98.4	98.5	98.6	98.6	98.7

Pour plus de clarté, la courbe indiquant la variation de la teneur en eau de la tête du dé-éthaniseur en fonction de la température du plateau sensible a été tracée, et cela est illustré dans la figure. III.3.



**Figure.III.3.** Variation de la teneur en eau du dé-C<sub>2</sub> en fonction de la température du Plateau sensible.

### *Interprétation des résultats*

La variation de la température du plateau sensible a un effet certain sur la teneur en eau dans le gaz de sortie. En effet, une augmentation de la température de 2,5 °C provoque une augmentation du débit d'eau et une diminution de 208 ppm.

Telle qu'il a été indiqué précédemment la teneur en eau recherchée dans le gaz de sortie devrait être inférieure à 203 ppm. Cette teneur en eau n'a pu être atteinte avant l'introduction du gaz dans la vanne du fait que la température sensible n'a pu être augmentée au-delà de 61,6°C dû à la divergence du logiciel.

Malgré que cette alternative n'ait pas donné le résultat recherché, nous pensons qu'il sera intéressant d'investiguer l'effet du changement des conditions opératoires (P, T) de cette colonne sur la teneur en eau.

## **III.8. LA DEUXIEME SOLUTION**

### **III.8.1. Échangeur tubulaire (concentrique)**

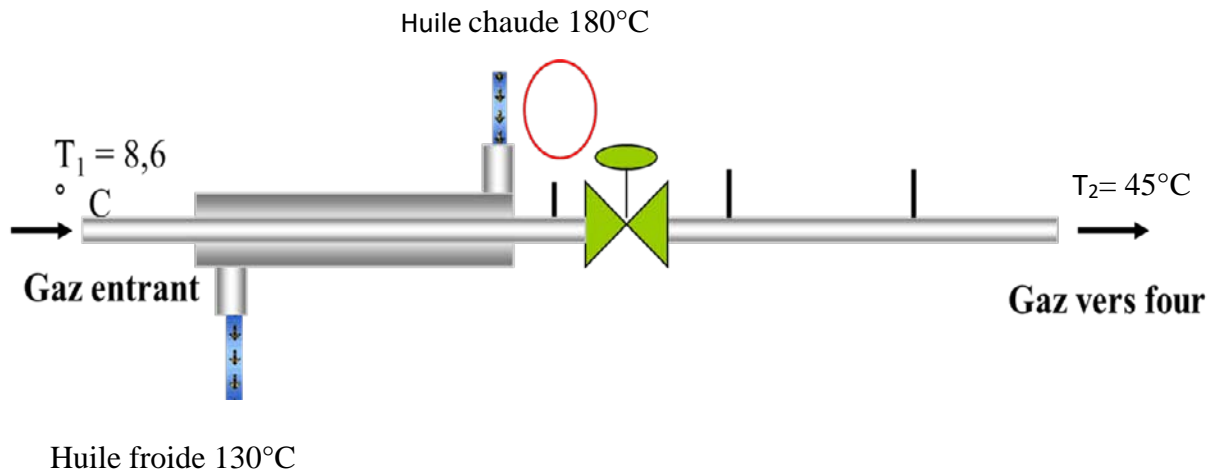
C'est l'échangeur le plus simple, le moins coûteux et le mieux connu dans l'industrie.

Ce type peut être utilisé pour effectuer des transferts de chaleur entre deux fluides ne subissant pas de changement de phase et aussi pour condenser une vapeur ou évaporer un liquide. Il se compose d'un tube ou d'une conduite concentriquement à l'intérieur d'un autre tube qui tient alors lieu d'enveloppe.

On peut distinguer aussi deux types d'échangeurs et cela selon la direction de l'écoulement des deux fluides.

### III.8.1.1. Détermination de la température à l'amont de la vanne

On a fixé la température opératoire après détente à 45°C pour éviter la formation des hydrates comme la montre la figure ci-dessous :



**Figure.III.4.** Schéma du circuit modifié.

La température à laquelle le mélange gazeux doit être chauffé en amont de la vanne est la valeur  $T'_1$  calculée comme suit :

$$C_p (T'_1 - T_1) = (H'_1 - H_1) = (H_2 - H_1)$$

La détente au niveau de la vanne est isenthalpique donc on aura :

$$H'_1 = H_2, M_{c2} C_p (T'_1 - T_1) = M_{c2} (H'_1 - H_1)$$

La température  $T'_1$  est supposée à partir de laquelle  $C_p$  est déterminé, puis l'égalité de la première l'équation sera vérifiée jusqu'à atteindre la valeur  $T'_1$  cherchée par itération.

\*La masse molaire du mélange gazeux :  $M_m = 29.25 \text{ Kg / Kmoles}$ .

\* Le débit du mélange gazeux :  $M_{c2} = 710 \text{ Nm}^3 / \text{hr}$ .

$$M_{c2} = (710 * 29.25) / 22.4 = 927.14 \text{ Kg/hr}$$

$C_p$  et  $C_p'$  déterminées aux différentes températures de  $T'_1$  et  $T'_2$ . Par l'équation suivante :

$$C_p(T) = a + bT + cT^2 + dT^3$$



### Chapitre III : Analyse du problème

$$C_p'(T) = \sum(Y_i * C_p(T))$$

Les constantes relatives a, b, c et d des constituants sont résumées dans le tableau suivant et pour une température dans la marge suivante :  $273\text{k} \leq T \leq 1500\text{k}$

**Tableau.III.7.** Les constantes des constituants.

composition	A	b* $10^{-2}$	C* $10^{-5}$	d* $10^{-9}$
<b>C1</b>	4.75	1.20	0.30	-2.63
<b>C2</b>	1.65	4.12	-1.53	1.74
<b>C3</b>	-0.97	7.28	-3.76	7.58

$Y_i$  : Fractions molaires des constituants.

T : Température moyenne des constituants en k.

$T_1 = 8,6^\circ\text{C}$  ;  $H_1 = 342.4 \text{ kJ/kg}$ .

$T_2 = 45^\circ\text{C}$  ;  $H_2 = 456,93 \text{ kJ/kg}$ .

$H_1$  et  $H_2$  sont déterminées à partir de la figure. IV..

On aura donc :  $H_2 - H_1 = (456,93 - 342.4) \implies H_2 - H_1 = 114,53 \text{ kJ/kg}$ .

= 27,4 Kcal /Kg

L'équation devient :  $C_p(T'_1 - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg}$ .

#### *1<sup>ère</sup> itération*

Soit  $T'_1 = 60^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$

Donc on peut déterminer  $C_p$  est :  $C_p = 04,21 \text{ Kcal/Kmol. }^\circ\text{C}$

#### *2<sup>ème</sup> itération*

Soit  $T'_1 = 65^\circ\text{C} = 338 \text{ K} \implies C_p = 13,69 \text{ Kcal/Kmol. }^\circ\text{C}$

#### *3<sup>ème</sup> itération*

Soit  $T'_1 = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K.} \implies C_p = 13,85 \text{ Kcal/Kmol. }^\circ\text{C}$ ,

P  $C_p(T'_1 - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg}$ .

## Chapitre III : Analyse du problème

Par interpolation la température  $T'_1$  est de 66 °C.

Donc on doit chauffer le mélange gazeux en amont de la vanne jusqu'à atteindre la température 66 °C. La même température est donnée par le simulateur HYSYS.

### III.8.1.2. Calcul de débit d'huile nécessaire pour chauffer le mélange gazeux

Le transfert de chaleur s'effectue entre l'huile et le mélange gazeux se traduit par la formule suivante :

$$M_{c2} * C_{pg}(T'_1 * T_1) = m_h * C_{ph}(T_e - T_s)$$

$M_{c2}$  : Le débit du mélange gazeux en Kg / hr.

$m_h$  : Le débit d'huile en Kg / hr.

$C_{pg}$  : La capacité calorifique du mélange gazeux calculé à la température  $T' = 109^\circ\text{C}$ .

$C_{pg} = 13,82 \text{ Kcal / Kmole. }^\circ\text{C} = 0,470 \text{ Kcal / Kg. }^\circ\text{C}$  ;

$C_{ph}$  : La capacité calorifique d'huile en Kcal / Kg °C ;

$C_{ph} = 0,5685 \text{ Kcal / Kg }^\circ\text{C}$  à la température calorifique moyenne de 155°C.

$m_h = 880 \text{ Kg / hr}$ .

### III.8.1.3. Dimensionnement d'un échangeur à double tube

Dans tout calcul d'échangeur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

La dualité transfert de chaleur-pertes de charge domine tout le problème. Donc le calcul de tout appareil comportera toujours deux études parallèles : transfert de chaleur et perte de charge.

Tout nouvel équipement installé dans un circuit déjà en service doit répondre aux conditions du process avec un prix d'achat acceptable.

Dans cette partie de travail nous avons procédé à dimensionner l'échangeur proposé en utilisant la méthode de Kern.

### III.8.1.3.1 Calcul de quantité de chaleur échangée

La quantité de chaleur est déterminée d'après le bilan thermique suivant :

$$Q = m_h \cdot C_{ph}(T_e - T_s) = M_{c2} \times C_{pg}(T_s - T_e)$$

$$Q = 880 \times 0,5685 (180 - 130) \quad Q = 25\,014 \text{ Kcal / h.}$$

### III.8.1.3.2 Calcul de la différence de température logarithmique moyenne (DTLM)

$$DTLM = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)$$

- Pour l'huile chaude  $T_1 = 180 \text{ °C}$  ;  $T_2 = 130 \text{ °C}$
- Pour le gaz froid  $t_1 = 8,6 \text{ °C}$  ;  $t_2 = 66 \text{ °C}$
- Courant parallèle  $\Delta T_1 = T_1 - t_1$  et  $\Delta T_2 = T_2 - t_2$

$$\implies DTLM = 109 \text{ °C}$$

- Contre-courant pur  $\Delta t_1 = T_1 - t_2$   $\Delta t_2 = T_2 - t_1$

$$\implies DTLM = 117,7 \text{ °C}$$

Alors on prend la DTLM la plus grande, donc l'écoulement est à contre-courant pur. On va proposer pour chauffer ce mélange gazeux de 8,6 °C à 66 °C par un échange de type :

3- by2inch I.P.S.

**Tableau.III.8.** Résumé des résultats

Echangeur à double tube	Coté tube (gaz)	Section annulaire (huile)
La température d'entrée de l'échangeur en °C	8,6	180
La température de sortie de l'échangeur en °C	66	130
Le débit en Kg /hr	927.1	880
La surface d'échange en m <sup>2</sup>		2.3
la longueur en m		12
La perte de charge en bar	0.01	0.06

### Chapitre III : Analyse du problème

L'objectif du calcul d'un échangeur est l'évaluation d'une surface et d'une géométrie capables de réaliser le service thermique exigé par le client. Il s'agit alors de proposer l'appareil le plus économique pour arriver à ce résultat.

## CONCLUSION GENERALE

La préoccupation rencontrée dans la marche normale de l'unité est celle de la section séparation où les vannes de contrôle de pression (PV-X111) des différents trains qui évacuent les gaz de tête du dé-éthaniseur vers le réseau gaz combustible, sont sujettes à la formation de givre. Le bouchage de ces vannes provoque l'instabilité de la section qui sera transmise par suite à toute l'unité.

Rappelons que notre travail consistait à étudier le problème de formation des hydrates au niveau de la vanne (PV-X111) dans la section séparation, et vue que l'utilisation d'un flexible à la vapeur d'eau sur la conduite de la vanne (PV-X111) n'est pas considérée comme étant une solution permanente.

A partir des résultats obtenus, nous pouvons dégager ce qui suit :

- Pour fonctionner à 120% pour le train 400 il est nécessaire d'augmenter la température à l'entrée de la vanne à 66 °C maximum en préchauffant l'éthane produit par l'intermédiaire d'un échangeur tubulaire à l'huile de type concentrique de longueur de 20 ft épinglés.

Ceci donnera une température après détente supérieure à celle de formation des hydrates, et ainsi le bouchage de la vanne par les hydrates sera évité

Les résultats de la simulation, font clairement ressortir que cette solution est efficace contrairement à celle de l'optimisation du dé-éthaniseur.

L'huile TORADA TC 32 utilisé est disponible au niveau du complexe, et utilisée avec les mêmes paramètres de températures de fonctionnement du four.

Pour le circuit d'huile, les lignes principales sont voisines à la vanne et il suffit d'utiliser une ligne secondaire pour cela.

Nous recommandons une éventuelle étude sur tous les trains afin de voir l'intérêt économique de telle réalisation.

Relevé d'une semaine du mois de Décembre de la composition du mélange

Date	C1	C2	C3
19/12/2022	0.02	3.18	96.8
20/12/2022	0.005	3.22	96.775
21/12/2022	0.01	3.18	96.81
22/12/2022	0.005	3.42	96.575
25/12/2022	0.01	3.35	96.64
26/12/2022	0.01	3.12	96.87
Moyenne	0.01	03.25	96.74

Dimensionnement des tubes en aciers IPS

Diamètre du tuyau		Nombre de filets par pouce*	Longueur de jauge C	Profondeur du filet D
Dia. int. nominal	Dia. ex. actuel B			
1/8	9,728	28	4	0,581
1/4	13,157	19	6	0,856
3/8	16,662	19	6,4	0,856
1/2	20,955	14	8,2	1,162
3/4	26,441	14	9,5	1,162
1	33,249	11	10,4	1,479
1 1/4	41,910	11	12,7	1,479
1 1/2	47,803	11	12,7	1,479
2	59,614	11	15,9	1,479
2 1/2	75,184	11	17,5	1,479
3	87,884	11	20,6	1,479
3 1/2	100,330	11	22,2	1,479
4	113,030	11	25,4	1,479
5	138,430	11	28,6	1,479
6	163,830	11	28,6	1,479

1 pouce = 2,54 cm