

Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2025

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES

Option: GÉNIE PÉTROCHIMIQUE

THÈME

**Contribution à l'étude du problème de givrage de la vanne
PV-X111 au niveau de la section de séparation « complexe
GP1Z »**

Présenté par

- 1- ABADLIA BAGHDAD Khalid
- 2- BEKADA Ahmed Nassim

Soutenu le 03 /06/ 2025 devant le jury composé de :

Président :	TERKHI Mohamed Cherif	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	BOUBEGRA Naima	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	SEFIR Yamina	MCA	Université de Mostaganem
Co-rapporteur :	GUERMOUD Nor Eddine	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2024/2025

Remerciements

Louange à « **Dieu** » qui nous a fourni de la patience au moment de besoin, de la force au moment de la faiblesse et de la volonté contre le désespoir.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à notre encadrante **Mme. SEFFIR Yamina** pour sa gentillesse, pour ces conseils et de nous avoir guidés pas à pas dans notre travail.

Nous tenons à remercier **Mr. GUERMOUD Noredine** qui a bien voulu accepter de valoriser ce travail.

Nous tenons à exprimer notre gratitude aux membres du jury, qui nous font l'honneur de juger ce travail.

Je remercie, tous mes amis et mes collègues, toutes les personnes qui nous ont encouragés soutenu de près ou de loin durant la réalisation de ce travail.

MERCI À TOUS

Dédicaces

Nous remercions tout d'abord **Allah, le Tout-Puissant**, de nous avoir accordé la santé, la force et la patience nécessaires pour mener à bien ce travail.

Nous exprimons toute notre reconnaissance et notre amour à **nos mères**, lumière de nos jours, source de notre motivation et de notre bonheur. Ce travail, aussi modeste soit-il, est une manière simple de leur dire **merci**, et de leur témoigner notre **gratitude éternelle**.

À **nos pères**, nos modèles, nos soutiens inébranlables...

Ceux qui n'ont cessé de se sacrifier pour nous voir réussir.

Que Dieu les protège et leur accorde longue vie.

Nous adressons également nos remerciements à **nos familles**, pour leur présence, leur encouragement et leur confiance tout au long de ce parcours.

Résumé : Cette étude se concentre sur la formation de givre au niveau des vannes PV-X111 dans la section de séparation, résultant des gaz de tête du dé-éthaniseur acheminés vers le four. Son objectif est d'étudier les hydrates : leur composition, leur processus de formation, et de suggérer des approches techniques et financières. Initialement, la condition du fluide en aval de la vanne PVX111 sera déterminée, y compris la température après expansion, comparée à celle de formation des hydrates sous pression constante. Par la suite, les taux d'humidité des flux provenant du fractionnateur et du dé-éthaniseur seront déterminés. Une modélisation utilisant HYSYS servira à établir la quantité précise d'eau à la sortie. En fin de compte, une évaluation par rapport aux conditions opératoires actuelles nous amène à deux options : soit améliorer le contenu en eau, soit mettre en place un échangeur double tube.

Mots clés : Complexe GP1 Z, la vanne PV-X111, Production de givre.

Abstract: This study focuses on the formation of givre at the level of vannes PV-X111 in the separation section, which is brought on by the head gas of the de-ethanizer directed toward the four. She seeks to analyze the structure and formation of hydrates and offer technical and financial solutions. First, the state of the fluid in the vanne PVX111 will be determined, including the temperature after détente, and compared to the formation of hydrates at constant pressure. The water teneur of the currents resulting from the fractionator and de-ethanizer will then be computed. The true teneur en eau à la sortie can be ascertained through a HYSYS simulation. Finally, a comparison with the current operating conditions will point to two solutions: installing a double tube exchanger or optimizing the teneurs in water.

Keywords: GP1 Z Complex, PV-X111 valve, Frost formation.

ملخص في وحدة الفصل الناتجة عن الغازات PV-X111 : تركز هذه الدراسة على ظاهرة تكوّن الجليد على مستوى الصمامات: الخارجة من أعلى عمود نزع الإيثان والمتجهة نحو الفرن. وتهدف إلى تحليل بنية وتكوّن الهدرات، واقتراح حلول تقنية واقتصادية. خاصة درجة الحرارة بعد التخفيف، ومقارنتها بدرجة حرارة تكوّن PV-X111 في البداية، سيتم تحديد حالة المائع بعد صمام الهدرات عند ضغط ثابت. ثم تُحسب نسب المياه في التيارات الخارجة من كل من وحدة التقطير وبرج نزع الإيثان. وسيتم إجراء لتحديد نسبة الماء الحقيقية في الغاز الخارج من أعلى البرج. وفي نهاية المطاف، يقودنا التقييم HYSYS محاكاة باستخدام برنامج في ضوء ظروف التشغيل الحالية إلى خيارين: إما تحسين محتوى الماء أو تركيب مبادل مزدوج الأنابيب

Sommaire :

Remerciements.....	I
Dédicaces.....	II
Résumé	III
Sommaire.....	IV
Liste des Figures	VI
Liste des Tableaux.....	VI
Abréviation	VII
Introduction Générale	1
Chapitre I : Présentation de la complexe GP1 Z.....	2
Introduction	3
La situation géographique.....	3
Historique de la complexe GP1 Z.....	4
Activité principale.....	6
Composants du complexe.....	7
Le travail de l'opérateur.....	7
Chapitre II : Partie théorique.....	8
Introduction.....	9
Section de séparation.....	9
Fractionnateur.....	10
Dé-éthaniseur.....	10
Les hydrates de gaz.....	11
Structure de base des hydrates.....	12
Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates.....	13
Élimination des hydrates.....	14
Chapitre III : Partie pratique.....	16
Introduction.....	17
Problématique.....	17
Causes du problème.....	18
Conséquences du bouchage de la vanne.....	18

Données de base.....	18
Détermination de l'état du fluide.....	20
Détermination de la température après la détente.....	21
Détermination de la température à la quelle il y'a formation d'hydrate.....	22
Détermination des teneurs en eaux dans les différents courants.....	24
Détermination de la teneur en eau à la saturation.....	24
Partie simulation HYSYS	25
Optimisation de la colonne avec les conditions actuelles.....	27
La deuxième solution.....	27
Échangeur tubulaire (concentrique).....	28
Détermination de la température à l'amont de la vanne.....	29
Calcul de débit d'huile nécessaire pour chauffer le mélange gazeux.....	30
Dimensionnement d'un échangeur à double tube.....	32
Étude technico-économique.....	34
Conclusion et recommandations.....	36
Référence.....	38
Annexes.....	40

Liste des figures

Figure I.1 : La carte géographique de la complexe GP1 1.....	3
Figure II.1: Réseau cristallin des structures I , II et H des hydrates.....	12
Figure II.2: Estimation des hydrates à une pression donnée	13
Figure III.1 : Circuit de l'éthane vers four	16
Figure III. 2: circuit de la vanne PVx-111	18
Figure III.3: la variation de l'enthalpie du mélange à pression constante.....	21
Figure III 4: La détermination de la teneur en eau a la saturation	22
Figure III.5: la simulation du procédé donnée par le HYSYS.....	23
Figure III.6 : Variation de la teneur en eau du dé-C2 en fonction de la température.....	24
Figure III.7: Différents profils qualitatifs de température dans un échangeur double-tube....	26
Figure III.8: schéma du circuit modifié	26

Liste des tableaux

Tableau III.1 : détermination de la température de rosée.....	19
Tableau III.2: Détermination de la température de rosée via HYSYS (Année 2024)	20
Tableau III.3 : La détermination des propriétés critiques.....	21
Tableau III.4 : Calcul de l'enthalpie a l'entre de la vanne	21
Tableau III.5 : La détermination de la température après détente.....	21
Tableau III.6 : Détermination de la température de formation des hydrates via HYSYS (2024).....	22
Tableau III.7 : la détermination de la température de formation d'hydrate.....	24
Tableau III.7 : Détermination de la teneur en eau dans le procédé.....	25
Tableau III.8: Optimisation des paramètres opératoire du de-éthaniseur.....	26
Tableau III.9 : Les constantes des constituants de l'équation (5).....	27
Tableau III.10 : résultats.....	37

ABBREVIATIONS

Y_i : Fraction molaire du constituant i en phase vapeur.

X_S : Fraction molaire du même constituant i en phase solide.

K_{VL} : Constante d'équilibre liquide-vapeur de chaque composant

$H^{\circ}_m = \sum Y_i \cdot H_i^{\circ}$: 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

T_c : Température critique

P_c : Pression critique

ω : le facteur des composants purs

MC_2 : Le débit du mélange gazeux en Kg / hr.

M_h : Le débit d'huile en Kg / hr.

$C_p(g)$: La capacité calorifique du mélange gazeux

$C_p(h)$: La capacité calorifique d'huile en Kcal / Kg °C ;

A_g : La section de passage

G_g : La vitesse massique

Re : Le nombre de Reynolds

Pr : Le nombre de Prandtl

h_i : Coefficient de film (côté tube interne du gaz)

h_0 : Coefficient de film (côté section annulaire d'huile)

Deq : Le diamètre équivalent

G_h : La vitesse massique

U : Coefficient d'échange global

S : la surface d'échange de chaleur

L : la longueur

ρ_g : la masse volumique du mélange gazeux

D : Diamètre équivalent

d : la densité d'huile

Φ_t : Facteur de correct



Introduction générale

Introduction Générale

Le Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL), dont l'Algérie figure parmi les principaux producteurs et exportateurs mondiaux, occupe une place centrale dans la stratégie énergétique de SONATRACH. Obtenu par distillation atmosphérique du pétrole brut ou par fractionnement du gaz naturel, le GPL se caractérise par son absence de propriétés lubrifiantes et sa transparence à l'état gazeux. Notons que son évaporation peut entraîner un refroidissement atmosphérique susceptible de condenser, voire de congeler la vapeur d'eau ambiante, rendant ainsi visible le volume occupé par le GPL.

Face aux perspectives d'augmentation de production, SONATRACH s'appuie sur un réseau performant d'installations de production, de transport et de séparation du GPL, optimisé pour les marchés locaux et internationaux. L'optimisation de ces capacités existantes, dans des limites opérationnelles admissibles, représente un enjeu majeur pour l'efficacité économique et la gestion de la production. Ce contexte a motivé notre étude.

Dans le cadre de notre stage au complexe GP1/Z, nous avons analysé les causes de formation d'hydrates [1] au niveau des vannes PV-X111 de la section séparation, phénomène provoquant des obstructions et des perturbations opérationnelles. L'objectif était de proposer des solutions correctives pérennes.

Ce mémoire s'articule en deux parties principales :

1. Une revue bibliographique décrivant la section séparation et les fondamentaux sur la structure et la formation des hydrates
2. Une étude pratique comprenant :
 - La formulation de la problématique
 - L'évaluation des solutions potentielles
 - La validation par simulation
 - Une analyse technico-économique

L'étude se conclut par une synthèse des résultats et des perspectives d'optimisation.

Chapitre I

Présentation du COMPLEXE GP1/Z

Présentation du COMPLEXE GP1/Z

I.1 Introduction :

L'Algérie possède des différentes richesses naturelles, parmi lesquelles les gisements de pétrole, de gaz naturel et gaz pétrolier c'est pour cela que notre pays a investi dans l'industrie lourde pour pouvoir liquéfier ces gaz et les vendre au marché nationale et internationale.

I.2 La situation géographique :

Le complexe GP1 Z est situé à **Arzew**, dans la **wilaya d'Oran**, à l'ouest de l'Algérie. Il fait partie de la **zone industrielle d'Arzew**, qui regroupe plusieurs installations stratégiques de Sonatrach. Ce complexe est spécialisé dans le **traitement du gaz naturel** et la **production de gaz de pétrole liquéfié (GPL)**, ainsi que d'autres dérivés gaziers. GP1 Z joue un rôle clé dans l'exportation des hydrocarbures algériens, notamment via le port méthanier d'Arzew. Il est doté d'unités de séparation, de compression et déstockage.



Figure I.1 : La carte géographique du complexe GP1 Z.

I.3 Historique:

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité aval de l'entreprise nationale SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de mers El Hadjaj à l'est et les complexes de GNL à l'ouest d'une superficie de 120hectars.

Dans le cadre d'un contrat clé en main et en deux phases de construction le constructeur japonais IHI (Ishikawajima Arima Heavy Industries) et C-ITOH compagnies a construit la phase I contenant 04trains de traitement GPL en 02septembre 1984, la phase II contenant deux trains de traitement en 1998, et la phase III en 2010. La production a été portée de 7,2 millions de tonnes par an à 10,8 millions de tonnes par an, faisant ainsi du complexe le plus important au monde en matière de production de butane et propane liquéfié.

Le complexe a obtenu des certificats Iso 9001-2000 attestant de l'excellence de ses produits. Iso14001-2004 qualité des produits et protection de l'environnement. ISO 18001-1999 qualité, environnement et santé.

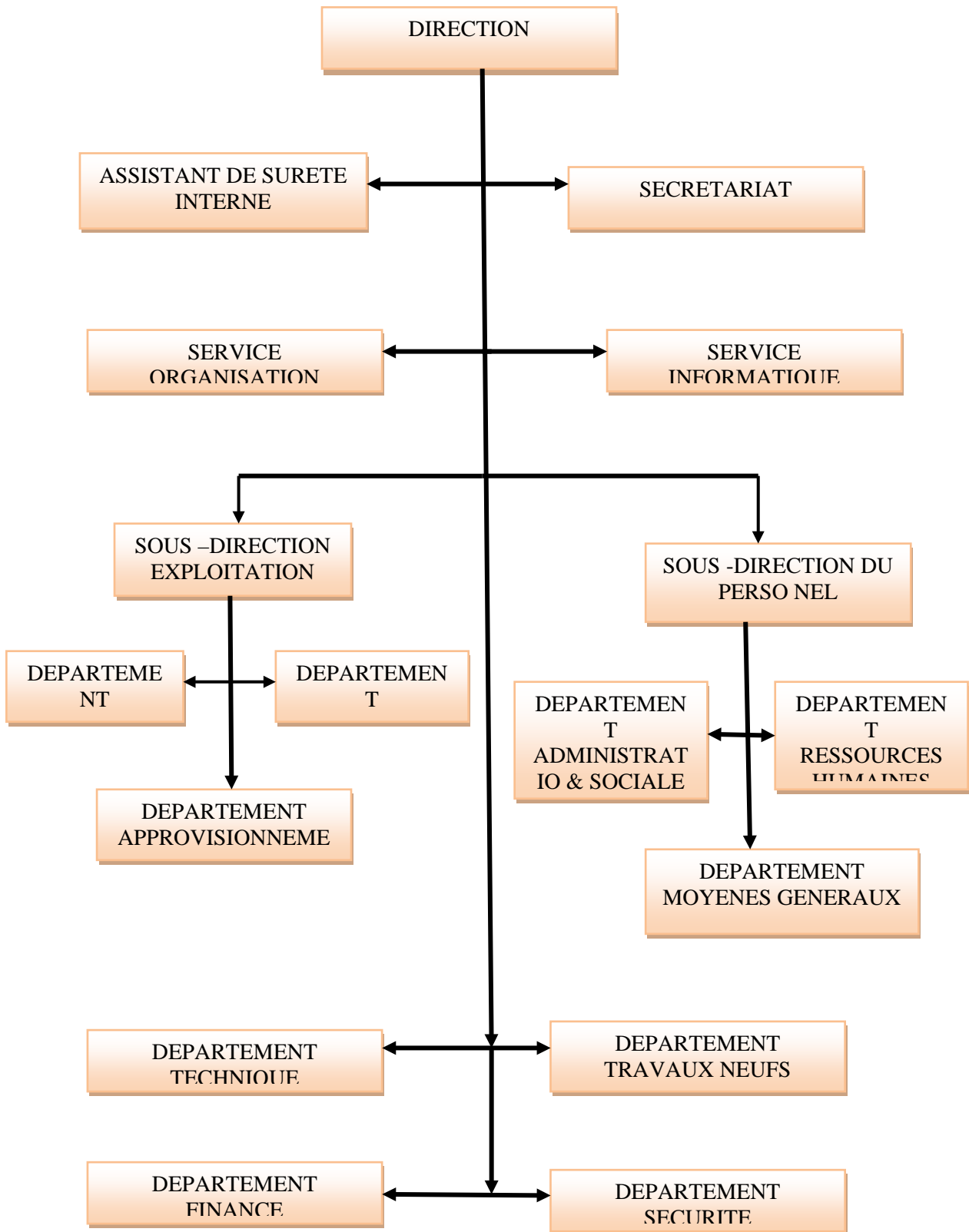


Figure I.2 : Organigramme du plan du complexe.

I.4 Activité principale du complexe :

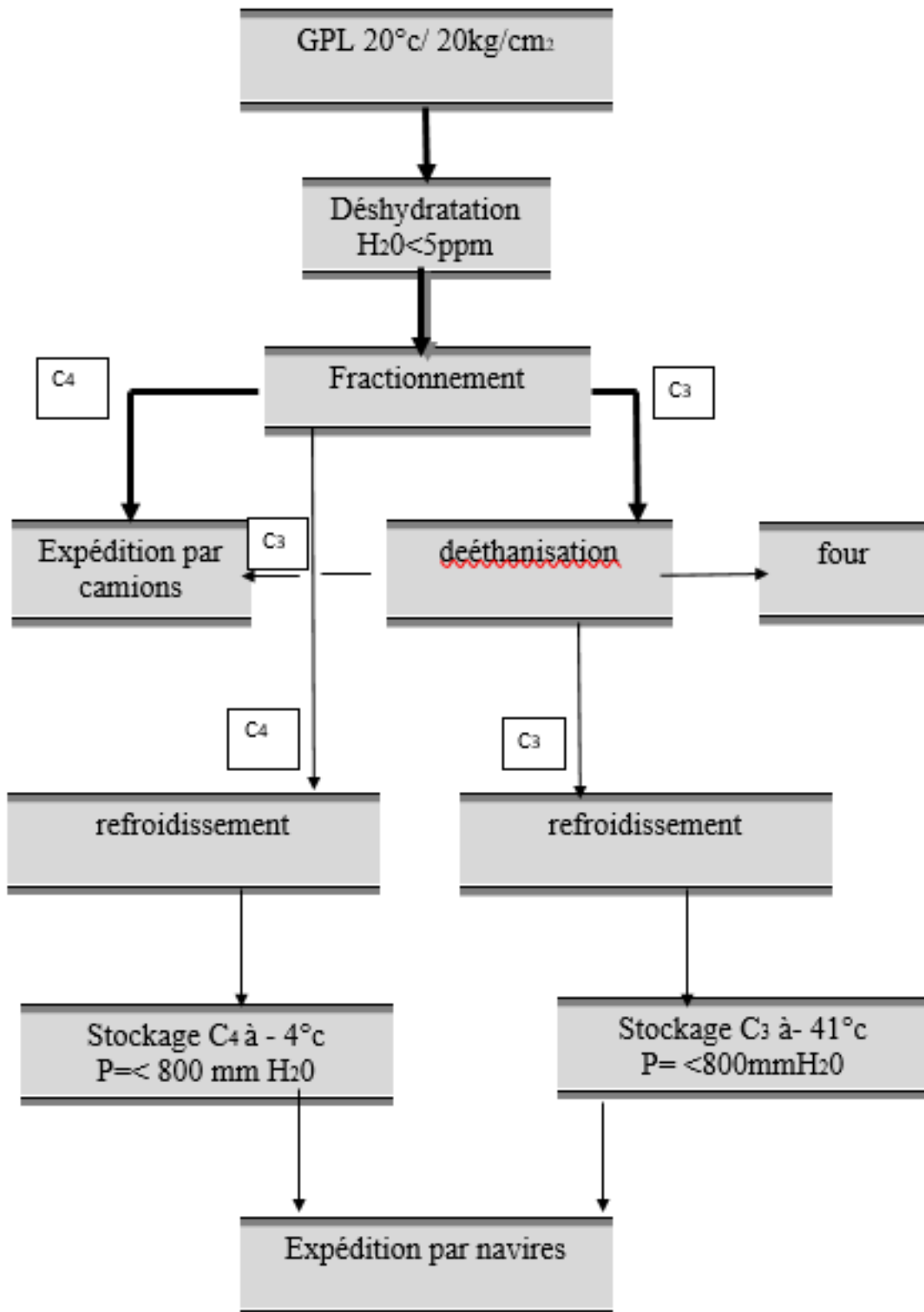


Figure I.3 : Organigramme des activités principales.

Le complexe GP1/Z contient :

- 09 trains de production phase I, II et III.
- UTILITE phase I, II et III.
- 12 sphères de charge phase I, 04 sphères de charge phase II et 06 sphères phase III.
- Une section de DEMERCURISATION
- 08 bac de stockage C3 et C4 a base température et 04 sphères de stockage C3 et C4 à température ambiante.
- Générateur électrique de secours.
- 02 quais de chargement navires.
- 04 rampes de chargement camions.

Le travail de l'opérateur:

- Passation de consigne entre l'équipe sortante et l'équipe entrante.
- Lire le cahier de consigne du train.
- Surveillance des équipements sur site et les paramètres de marche.
- Drainage des points bas des ballons ou sphères.
- Faire des essais à main des arbres des pompes pour voir s'il ya un blocage.
- Faire les relevés chaque 2 heures et voir s'il ya un changement.
- Etre en contact avec le tableautiste et le chef de quart, et suivre les instructions.
- Faire le rapport en fin de quart.

Chapitre II



II.1 Introduction :

Dés 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.2 Section de séparation

Étant donné l'importance de la section séparation du GPL dans le présent travail, nous avons jugé utile de procéder brièvement 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 5ppm 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 dééthaniseur 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.2.1 Fractionnateur

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 (23^{ème}, 24^{ème}, 25^{ème} 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 aéroréfrigérants (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%.

II.2.2 Dé-éthaniseur :

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 non condensée est envoyée vers la section fuel gaz en passant par la vanne (PV-X111) et la partie condensée est reprise par la pompe (P-X003A/B) pour être utilisée comme reflux.

Paramètres de fonctionnement

Températures

Alimentation du dé-éthaniseur

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).

Pression

Pression dans la colonne

Le dé-éthaniseur est conçu pour fonctionner à une pression fixée à 22 Kg/cm².eff.

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.

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.

II.3 Les hydrate de gaz :

II.3.1 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 tétradécaèdre 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 12Å .

Structure II

Dans le cas de la structure II, le dodécaèdre est associé à un hexadécaèdre 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 17.3Å

Structure H

Une nouvelle structure d'hydrate, structure H a été décrite récemment. Dans cette structure, les dodécaèdre 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

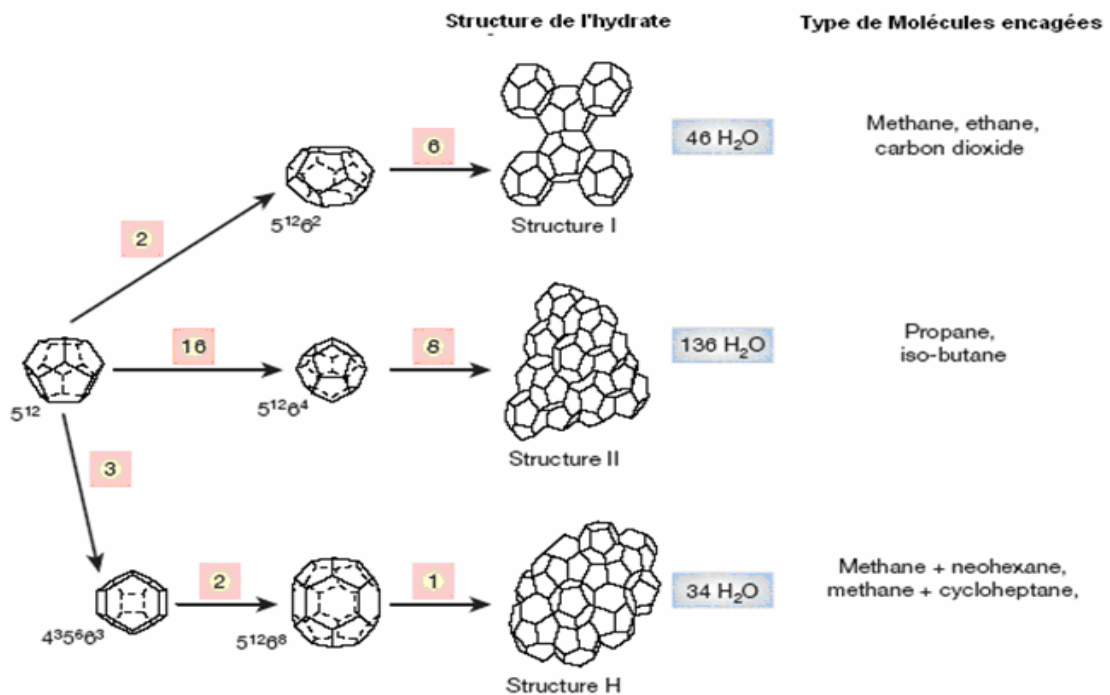


Figure II.1 : Réseau cristallin des structures I, II et H des hydrates [21].

II.3.2 Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates :

Plusieurs méthodes ont été présentées pour prédire les conditions de formations des hydrates [2]. Elles sont classées en trois principales catégories :

- **Méthode graphique**

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

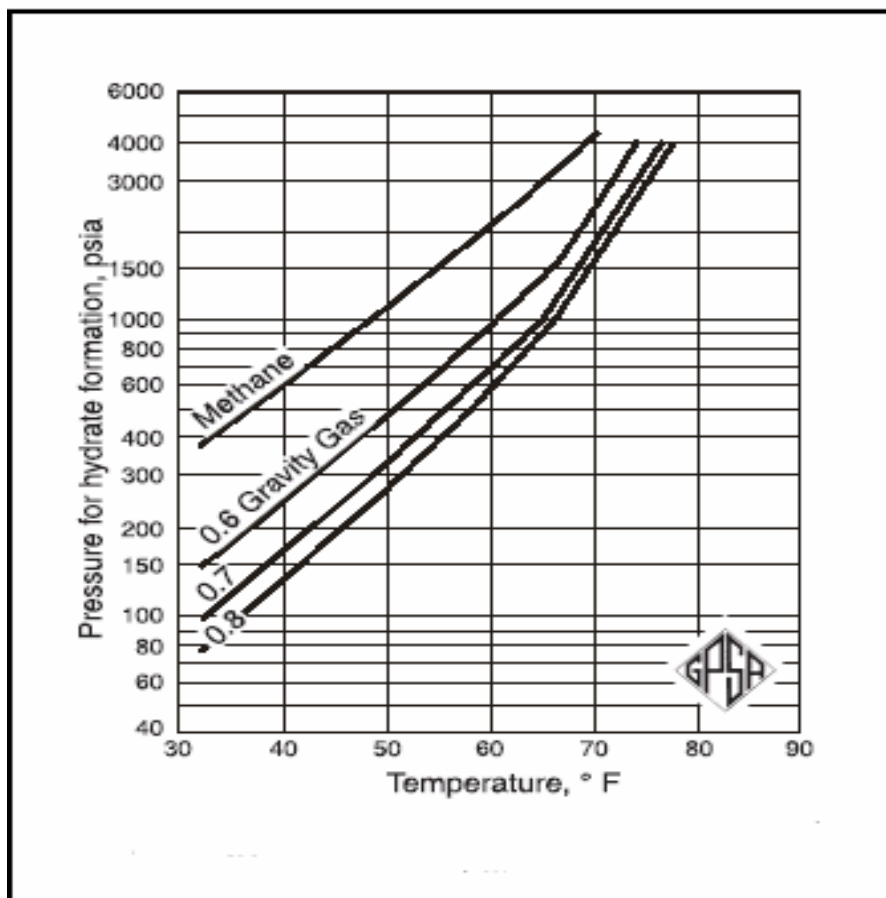


Figure II.2: Estimation des hydrates à une pression donnée [13].

- **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 :

$$K / V_s = Y_i / X_s$$

Où :

Les courbes donnant les valeurs du coefficient d'équilibre K_{vs} en fonction de la température ont été établies. L'estimation de la température ou de la pression de formation des hydrates doit satisfaire la condition suivante :

$$\sum X_s = \sum (Y_i / K_{vs})$$

II.3.3 Élimination 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.

➤ **Réchauffement**

Le réchauffement [3] 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 ou les hydrates se forment après les déperditions de chaleur.

➤ **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).

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.

CHAPITRE III



Partie pratique

III.1 Introduction

L'une des principales préoccupations rencontrées durant l'exploitation normale de l'unité concerne la **section de séparation**, où les **vannes de régulation de pression (PV-X111)**, installées sur les différents trains pour l'évacuation des gaz de tête du dé-éthaniseur vers le **réseau fuel gaz** [4], sont particulièrement exposées au **risque de formation de givre**. Ce phénomène de givrage provoque fréquemment le **bouchage des vannes**, entraînant ainsi une **instabilité du fonctionnement de la section**, qui peut rapidement impacter l'ensemble de l'unité de production.

III.2 Problématique

L'éthane, récupéré après séparation du propane commercial dans la colonne de dé-éthanisation, est initialement à une pression d'environ 22 kg/cm².eff et une température de 62 °C.

Après passage dans le condenseur de tête puis dans le ballon de reflux, il est refroidi et atteint environ 5,7 °C à 21, 6kg/cm².eff. Pour que cet éthane puisse être intégré au réseau de gaz combustible, il doit impérativement être détendu à une pression de 4kg/cm².eff. Ce gaz détendu est ensuite mélangé soit au gaz de régénération, soit au gaz naturel, au niveau du ballon tampon, comme illustré dans le schéma ci-dessous.

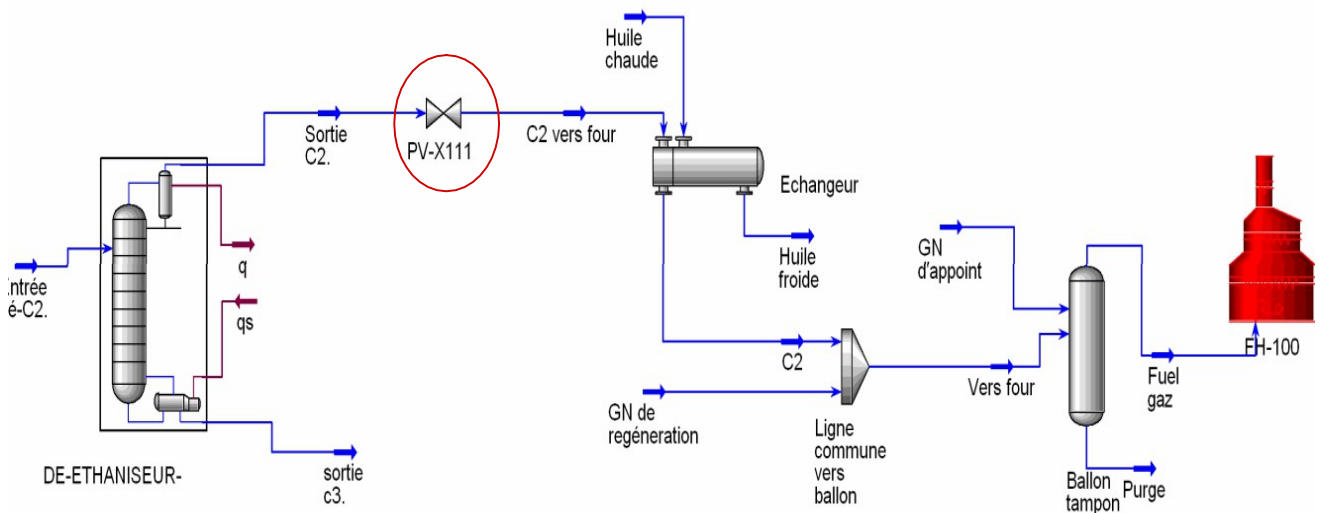


Figure III.1 : Circuit de l'éthane.

III .3.Causes du problème

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-éthaniseur.

Pour palier 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

III.4 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.

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 .5 Données de base

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 300 fonctionnant à 120% de la capacité du design.

Entrée de la vanne

a)- Température – pression

A l'origine, les paramètres de fonctionnement (la température et la pression) [5] d'alimentation de la vanne sont respectivement de 5,7°C et 21,6 Kg/ cm² eff selon le design, mais actuellement, d'après la banque des données du complexe les relevés de la pression et de la température pendant le mois de janvier, on a obtenu les paramètres de fonctionnement qui sont respectivement de 8,6 °C et 21,86 Kg/cm²eff.

b)- Débit

D'après la banque des données du complexe, on a obtenu le débit moyen du gaz en tête de dé-éthaniseur pour le mois janvier et qui est de l'ordre de 1150 Nm³/h

c)- 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 au tableau III-1 dans l'annexe effectué durant la dernière semaine du mois de janvier, nous a permis de déterminer une composition moyenne de : 27,86 % en mole de méthane ; 58,32% en mole d'éthane et 13,99% en mole de propane.

Sortie de la vanne

Selon les données design la pression est fixée à 4 Kg/cm² 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, comme le montre la figure ci-dessous :

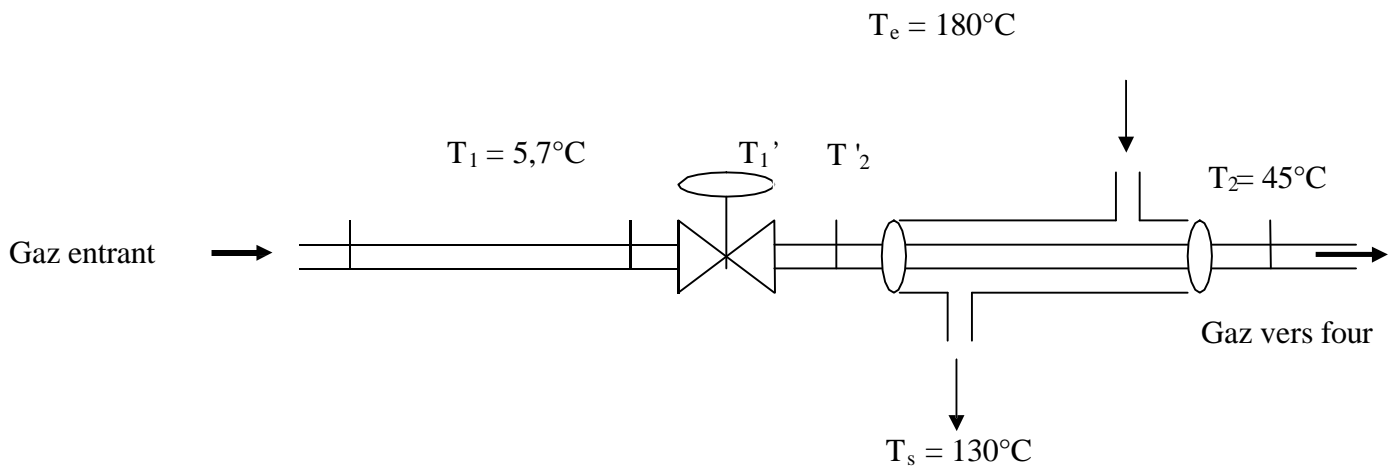


Figure III.2 : Circuit de la vanne PVx-111.

III.6 Détermination de l'état du fluide

Pour déterminer l'état du fluide [6] 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 : $t=1$

Et où Y_i et P sont des données et où la température et le pourcentage liquide des différents composants X_i seront à déterminer.

Notre calcul pour déterminer la température de rosée du gaz est basé sur le simulateur

HYSYS [7] qui nous donne les résultats suivants :

Tableau III.1 : détermination de la température de rosée 2020.

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	F:\simulation échangeurs PV1111\HYSYS.Process 2.2 Build 3797\NoNar
2				Unit Set:	calcul de flash
3				Date/Time:	Wed Feb 05 10:05:55 2020
4				Fluid Package:	Basis-1
5				Property Package:	Peng Robinson
6	Material Stream: temperature rose				
7	CONDITIONS				
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
9	Vapour / Phase Fraction	0.9916	0.9916	0.0084	
10	Temperature: (C)	-42.00 °	-42.00	-42.00	
11	Pressure: (kg/cm2_g)	4.000 °	4.000	4.000	
12	Molar Flow (m3/h_gas)	1150 °	1140	9.603	
13	Mass Flow (kg/h)	1368	1353	15.39	
14	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.710	3.675	3.471e-002	
15	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.800e+004	-3.790e+004	-4.985e+004	
16	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	40.21	40.36	21.34	
17	Heat Flow (kW)	-1194	-1181	-13.08	
18	Std Liq Volume Flow (m3/h)	---	---	3.357e-002	

D'après les résultats obtenus, la température de rosée est de -42 °C , la température opératoire après détente est supérieure à celle de la température de rosée, donc le fluide est à l'état vapeur.

Tableau III.2: Détermination de la température de rosée via HYSYS (Année 2024).

Paramètre	Valeur	Unité	Remarque
Pression d'entrée du gaz	21,86	kg/cm ² .eff	Pression en amont de la vanne PV-X111
Température du gaz (après ballon)	5,7	°C	Température mesurée à l'entrée de la vanne
Teneur en eau réelle	300	ppm	Mesurée par analyseur en ligne
Teneur en eau à la saturation	203	ppm	Calculée via HYSYS à 5,7 °C et 21,86 kg/cm ² .eff
Température de rosée (HYSYS)	1,09	°C	Température où la condensation commence
Conclusion	Risque de formation d'hydrates	—	Car 300 ppm > 203 ppm et T < T _{rosée}

III .7 Détermination de la température après la détente

Étant 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 iso enthalpique, 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.

$$(H^\circ - H)_m = R.T_c m \left\{ \left\{ \frac{(H^\circ - H)}{R T_c} \right\} + Wm \left\{ \frac{(H^\circ - H)}{R T_c} \right\} \right\}$$

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 [8] est déterminée à partir de l'équation suivante :

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

$\left\{ \frac{(H^\circ - H)}{R T_c} \right\}$: L'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple,

(Banque des données du complexe)

$\left\{ \frac{(H^\circ - H)}{R T_c} \right\}$: La corrélation pour la variation de l'enthalpie du fluide réel par rapport au fluide simple dû à l'effet de la pression, (Banque des données du complexe).

Dans les conditions actuelles Avant la vanne :

$$T_1 = 5,7^{\circ}\text{C}$$

$$P_1 = 21,6 \text{ Kg/cm}^2.\text{eff}$$

Après la vanne :

$$T_2 = ?$$

$$P_2 = 4 \text{ kg /cm}^2.\text{eff} = 71,6 \text{ Psia}$$

Tableau III.3 : La détermination des propriétés critiques

	Yi	MWi	Tc (k)	Pc (Kpa)	Wi
C1methnae	0,2786	16,04	190,55	4602	0,0108
C2ethane	0,5832	30,07	305,43	4878	0,0972
C3propane	0,1399	44,10	369,82	4247	0,1515

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

Tableau III.4 : Calcul de l'enthalpie a l'entrée de la vanne

Pr	Tr	H°(kj /kg)				[(H°-H)/RTc] ⁰	[(H°-H)/RTc] ¹	(H°H) _m (kj/kg)	H _m (kj/kg)
		C1	C2	C3	H° _m	0,60	0,64		
0,46	0,95	580	370	310	397,2			54,81	342,4

D'après ces calculs l'enthalpie à l'entrée de la vanne est de 342,4 kj/kg

Après la vanne PV X 111 :

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

$$Pr = P / P_{pc} = 496 / 4771 = 0,11$$

Tableau III.5 : 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 de la sortie qui a la même enthalpie que celle de l'entrée.

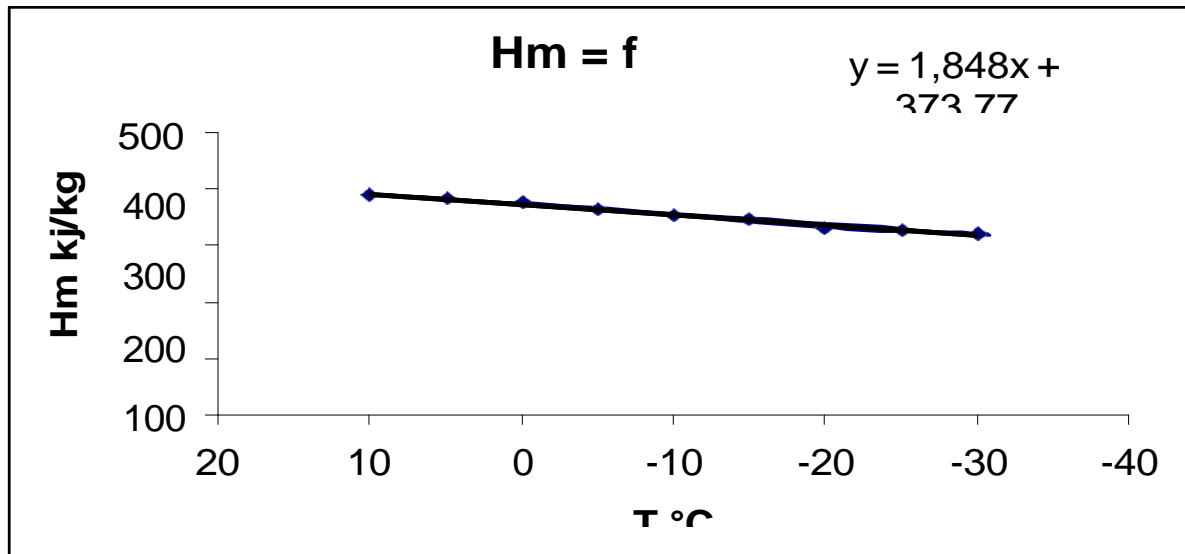


Figure III.3: la variation de l'enthalpie du mélange à pression constante [14].

La détente au niveau de la vanne de contrôle est isenthalpique $H_1 = H_2 = 342,4 \text{ kJ/kg}$,

La température sortie vanne est estimée à $T = -17 \text{ °C}$ en utilisant la Figure II .3.

III.8.Détermination de la température à la quelle il y'a formation d'hydrate

Dans les conditions de la sortie de la vanne on a pu détermine la température de la formation des hydrates qui est donnée dans le tableau suivant [9] :

Tableau III.6 – Détermination de la température de formation des hydrates via HYSYS (2024)

Paramètre	Valeur	Unité	Remarque
Composition du gaz	Éthane majoritaire	—	Gaz récupéré en tête du dé-éthaniseur
Pression en amont de la vanne	21,86	kg/cm ² .eff	Mesurée avant la vanne PV-X111
Température d'entrée	5,7	°C	Température à l'entrée de la vanne
Pression aval (réseau fuel gaz)	4	kg/cm ² .eff	Pression après détente
Température de formation des hydrates	1,09	°C	Déterminée par la simulation HYSYS à 4 kg/cm ² .eff
Température réelle après détente	-17	°C	Calculée par détente isenthalpique (effet Joule-Thomson)
Conclusion	Formation d'hydrates probable	—	Car T réelle < T formation → risque élevé de bouchage

III.9 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 [10]. 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.7 : détermination de la teneur en eau dans le procédé

	Dé-éthaniseur		Vanne PVx111
	Entrée (gaz)	Sortie tête de colonne (gaz)	Entrée (gaz)
La teneur en eau (ppm)	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.9 Détermination de la teneur en eau à la saturation

Pour cerner notre problème on a voulu étudier les conditions pour les quelles 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-éthaniseur [11]. Le tableau ci-dessous nous donne les résultats obtenus dans le cas où le gaz est saturé en eau :

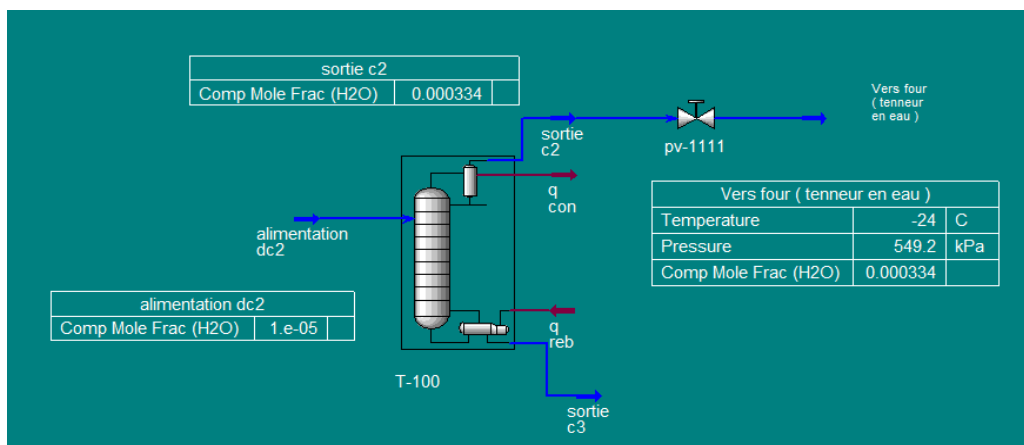


Figure III .4 : La détermination de la teneur en eau a la saturation.

III .10 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 leurs teneurs en eau.

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 hydrateur.

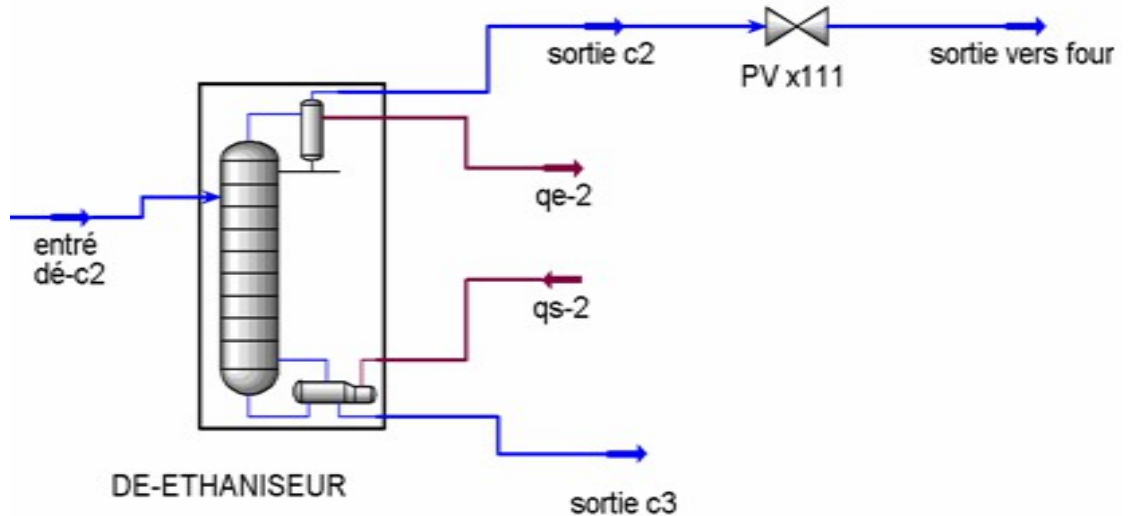


Figure III .5: la simulation du procédé donnée par le HYSYS [21].

Interprétation des résultats

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°C qui est inférieure à la température de formation des hydrates $1,09^{\circ}\text{C}$. 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 [12].

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.11. 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 [15].

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

Tableau III. 8: Optimisation des paramètres opératoire du dé-éthaniseur

Temp du plateau sensible °C	59,6	59,8	60	60,2	60,4	60,6	60,8	61	61,2	61,4	61,6
H2O Tête de dé-c2 (ppm)	483	429	390	362	340	323	309	300	300	281	275
Débit H2O Tête de dé-c2 (kgmole/hr)*10 ²	0,949	1,00	1,03	1,04	1,043	1,045	1,047	1,048	1,049	1,05	1,052
C3 Tête de dé-c2 (%)	13,29	12,24	11,83	11,52	11,35	11,15	11	10,9	10,77	10,7	10,7
C3 Fond de dé-c2 (%)	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 [16]., et cela est illustré dans la Figure III.2.

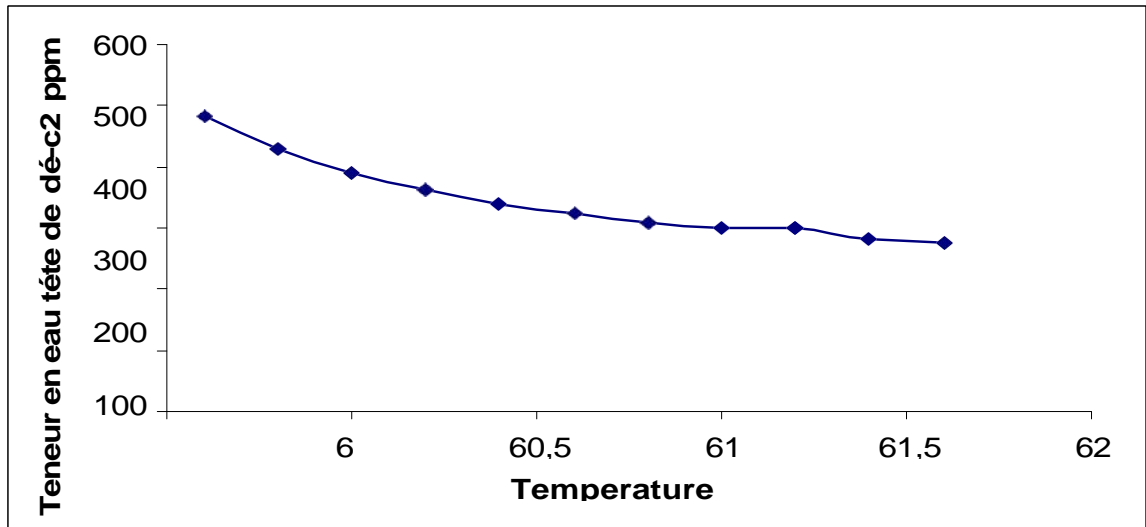


Figure III .6 : Variation de la teneur en eau du dé-C2 en fonction de la température du plateau sensible.

Interprétation des résultats

La variation de la température du plateau sensible à 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 du à la divergence du logiciel.

Malgré que cette alternative n'a 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. [17].

III.12 La deuxième solution

Les résultats obtenus concernant la température de formation des hydrates à l'aval de la vanne et la température du gaz après détente nous mènent à considérer l'alternative qui se résume à chauffer le gaz avant son introduction dans la vanne. Ce chauffage nécessite un équipement d'échange thermique qui dans notre cas sera un échangeur double tube.

Ces appareils sont intéressants pour la facilité qu'ils offrent au point de vue démontage et

transformation. Ils réalisent un contre-courant pur qui se traduit par un bon rendement, et l'espace occupé est assez faible.

III.12.1 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.

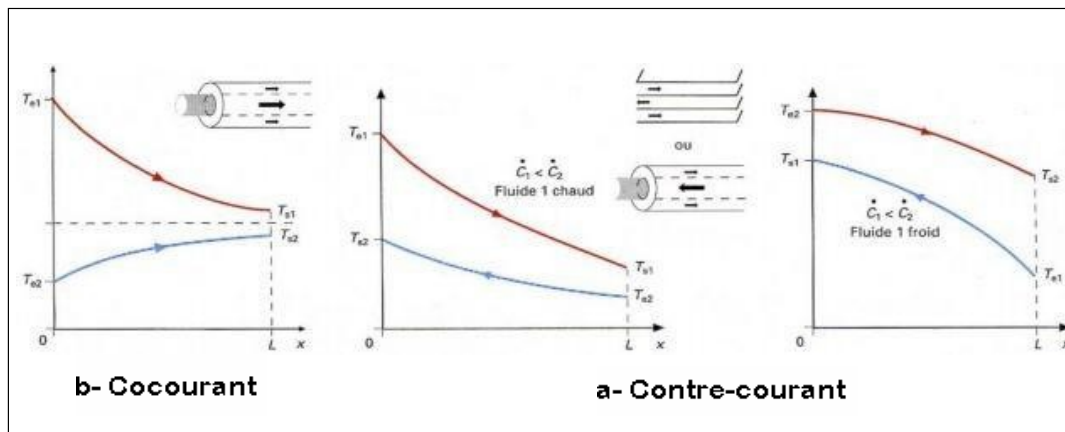


Figure III.7 : Différents profils qualitatifs de température dans un échangeur double-tube.

III.12.2 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 le montre le schéma Ci-dessous :

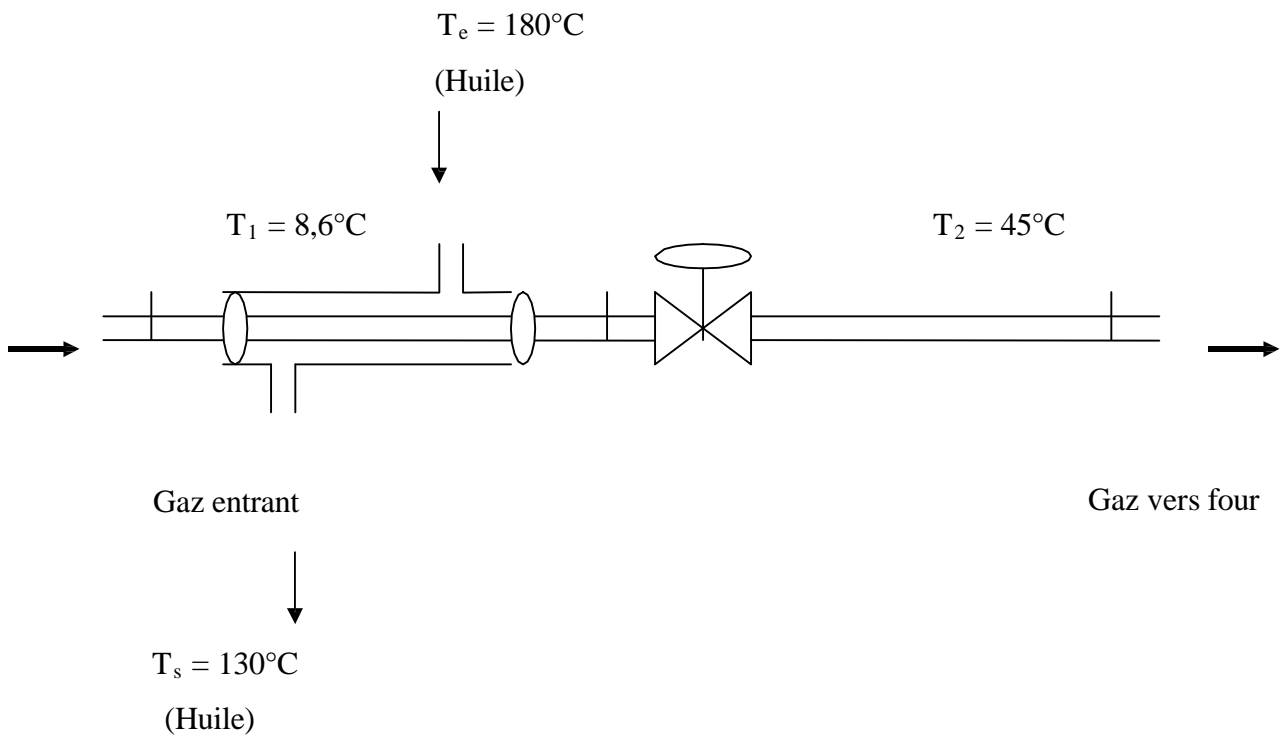


Figure III.8 : schéma du circuit modifié.

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 ;

$$H'_1 = H_2 \quad MC_2 C_p (T'_1 - T_1) = MC_2 (H'_1 - H_2)$$

La température T'_1 est supposée à partir de laquelle C_p est déterminé, puis l'égalité de l'équation (II -11) 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 : Mc_2

=1150

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

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

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

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

Tableau III.9 : Les constantes des constituants de l'équation (5).

Composition	a	b .10 ⁺²	c .10 ⁺⁵	d .10 ⁺⁹
C1 Methane	4,75	1,20	0,30	-2,63
C2 éthane	1,65	4,12	-1,53	1,74
C3 Propane	-0,97	7,28	-3,76	7,58

T_m = 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 du graphe (III-1).

On aura donc : $H_2 - H_1 = (456,93 - 342,4) = 114,53 \text{ kJ/kg} = 27,4$

Kcal /Kg

L'équation (3) devient :

$C_p(T_2 - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg}$.

1^{ère} itération :

Soit $T_1 = 60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{K}$.

C_p est déterminé d'après l'équation (6).

$C_p = 04,21 \text{ Kcal/Kmol} \cdot ^\circ\text{C} = 27,4 \text{ Kcal}$

2^{ème} itération :

Soit $T'_1 = 65\text{ °C} = 338\text{ °K}$.

C_p est déterminé d'après l'équation (6).

$C_p = 13,69\text{ Kcal/Kmol. °C}$

3^{ème} itération :

Soit $T'_1 = 70\text{ °C} = 343\text{ °K}$.

C_p est déterminé d'après l'équation (6).

$C_p = 13,85\text{ Kcal/Kmol. °C}$,

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 .

III.13 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 :

$$M_{C2}C_{p(g)}(T'_1 - T_1) = m_h C_{p(h)}(T_e - T_S)$$

$C_{p(g)} = 13,82\text{ Kcal / Kmole.°C} = 0,470\text{ Kcal /Kg. °C}$; a la température de 109 °C .

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

$$m_h = \frac{M_{c2} \times Cp(g) (T_1 - T_2)}{Cp(h) (T_e - T_s)} = \frac{927,14 \times 0,470 (339,15 - 281,75)}{0,5685 (453 - 403)} \Rightarrow m_h = 880 \text{ Kg/h}$$

III.13.1 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 processus 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.13.2 Calcul de quantité de chaleur échangée

La quantité de chaleur [18] est déterminée d'après le bilan thermique suivant :

$$\Rightarrow Q = m_h Cp(h) (T_e - T_s) = M_{c2} Cp(g) (T_s - T_e)$$

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

III.13.3 Calcul de la différence de température logarithmique moyenne

(DTLM) DLTM

Pour l'huile chaude $T_1 = 180^\circ\text{C}$; $T_2 = 130^\circ\text{C}$

Pour le gaz froid $t_1 = 8,6^\circ\text{C}$; $t_2 = 66^\circ\text{C}$

-Courant parallèle

$$\Delta t_1 = T_1 - t_1 \quad ; \quad \Delta t_2 = T_2 - t_2$$

$$\Delta t_1 = 180 - 8,6 \quad ; \quad \Delta t_2 = 130 - 66$$

$$\Rightarrow DTLM = 109^\circ\text{C}$$

Contre courant pur

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 \quad ; \quad \Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$\Delta t_1 = 180 - 66 ; \quad \Delta t_2 = 130 - 8,6$$

$$\Rightarrow DTLM = 117,7 \text{ }^\circ\text{C}$$

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 échangeur de type : 3- by 2inch I.P.S (voir le tableau III-2 dans l'annexe) [19].

$$d_1 = 5,250 \text{ cm ;}$$

$$d_2 = 6,045 \text{ cm ;}$$

$$D_1 = 7,793 \text{ cm ;}$$

Calcul du coefficient h_i (côté tube interne du gaz)

$$\text{La section de passage (A}_g\text{)} : A_g = 2,16 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$\text{La vitesse massique (G}_g\text{)} : G_g = 429,2 \cdot 10^{+3} \text{ Kg/hr m}^2$$

$$\text{Le nombre de Reynolds (Re)} : Re = 584968,85$$

$$Re > 10\ 000, \text{ donc le régime est turbulent, alors : } j_h = 0,027 \cdot (Re)^{0,8}$$

$$\text{Le nombre de } j_h : j_h = 0,027 \cdot (Re)^{0,8} \Rightarrow j_h = 1109,35$$

Calcul de la densité d'huile (d')

D'après la figure III-3 dans l'annexe :

$$\text{À } T=155^\circ\text{C } \rho' = 785 \text{ kg / m}^3.$$

Tableau III.10 : résultats obtenus.

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 ²	2.3	
la longueur en m	12	
La perte de charge en bar	0,01	0,06

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

III.14 Étude technico-économique

On utilise un échangeur tubulaire simple et moins coûteux, qui est fabriqué localement par notre compétence. Ce type d'échangeur utilise par effectuer un transfert de chaleur, le fluide utilisé dans l'échangeur est fait par nos soins du complexe [20], et très proche de l'emplacement de notre échangeur qui nous donne un gain d'argent, temps et d'énergies.



Conclusion et recommandations

Conclusion

Ce travail a été consacré à l'étude d'un phénomène récurrent et critique dans la section de séparation du complexe GP1/Z d'Arzew : la formation d'hydrates au niveau de la vanne de régulation de pression PV-X111. À travers une analyse détaillée du procédé de séparation, et en s'appuyant sur des données réelles et des simulations sous HYSYS, nous avons pu identifier les conditions précises menant à ce dysfonctionnement.

Il a été démontré que la chute de pression brutale à travers la vanne provoque une baisse significative de la température, atteignant -17 °C , ce qui favorise fortement la formation d'hydrates en présence d'eau. L'étude a également mis en évidence que les solutions temporaires, comme l'usage du flexible à vapeur, ne sont ni durables ni suffisamment efficaces.

Face à cette problématique, une solution technique viable a été proposée : le préchauffage de l'éthane avant la détente à l'aide d'un échangeur tubulaire utilisant l'huile thermique disponible dans l'unité. Cette solution, validée par simulation, permet de maintenir la température du gaz au-dessus de la température de formation des hydrates, assurant ainsi la stabilité et la continuité du procédé.

Enfin, nous recommandons d'élargir cette étude à l'ensemble des trains du complexe afin d'évaluer les bénéfices économiques et opérationnels d'une généralisation de cette solution



BIBLIOGRAPHIE
ET
REFERENCES

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

1. Sloan, E. D. (2008). *Clathrate Hydrates of Natural Gases*. CRC Press.
2. Carroll, J. (2020). *Natural Gas Hydrates: A Guide for Engineers*. Gulf Professional Publishing.
3. GPSA Engineering Data Book, 14th Edition, 2019.
4. Perry, R. H., & Green, D. W. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8th Edition. McGraw-Hill.
5. Smith, J.M., Van Ness, H.C., & Abbott, M.M. (2005). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*.
6. Coulson, J.M., & Richardson, J.F. (2002). *Chemical Engineering Volume 6: Chemical Engineering Design*.
7. AspenTech. (2020). *Aspen HYSYS Simulation Guide*.
8. Barrufet, M.A., & Bishnoi, P.R. (1996). *Thermodynamic modeling of hydrate formation*. Fluid Phase Equilibria.
9. SONATRACH. (2015). *Rapport technique annuel du complexe GPI/Z*.
10. INPED. (2017). *Cours de génie des procédés appliqué au gaz naturel*.
11. Riazi, M. (2005). *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*. ASTM International.
12. Walas, S. M. (1991). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Butterworth-Heinemann.
13. Faghri, A., & Zhang, Y. (2006). *Transport Phenomena in Multiphase Systems*.
14. Mah, R.S.H. (1985). *Chemical Process Structures and Information Flows*.
15. Mokhatab, S., Poe, W.A., & Speight, J.G. (2015). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*.
16. McCabe, W.L., Smith, J.C., & Harriott, P. (2001). *Unit Operations of Chemical Engineering*.
17. Engineering ToolBox (2024). *Steam properties and heat transfer coefficients*.
18. NIST Chemistry WebBook. (2024). *Thermophysical Properties of Fluid Systems*.
19. Equipe de Simulation HYSYS – Université de Mostaganem (2023). *Notes internes*.
20. Démarche qualité SONATRACH. (2022). *Normes internes sur la régulation et la sécurité process*.

21. La partie des annexes obtenue de mémoire « Etude et analyse des causes de formation des hydrates au niveau de la vanne PV-X111 de la section de séparation » présenté par ALLOUCH Haitem et BENFRIHA Hasna le 24/06/ 2020.



ANNEXES

Tableau III-1 : Relevé d'une semaine du mois de juillet de la composition du mélange [21].

<i>DATE</i>	<i>C₁</i>	<i>C₂</i>	<i>C₃</i>
<i>20/01/2020</i>	<i>29.71</i>	<i>56.65</i>	<i>13.64</i>
<i>21/01/2020</i>	<i>28.14</i>	<i>58.04</i>	<i>13.82</i>
<i>22/01/2020</i>	<i>27.30</i>	<i>59.46</i>	<i>13.24</i>
<i>23/01/2020</i>	<i>25.17</i>	<i>61.66</i>	<i>13.17</i>
<i>24/01/2020</i>	<i>24.29</i>	<i>61.86</i>	<i>13.85</i>
<i>25/01/2020</i>	<i>31.52</i>	<i>52.25</i>	<i>16.23</i>
<i>MOYENNE</i>	<i>27.86</i>	<i>58.32</i>	<i>13.99</i>

Tableau III-2 : Dimensionnement des tubes en aciers IPS [21].

DIAMÈTRE NOMINAL (in)	DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (cm)	SCHEDULE (n°)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE AU m LINÉAIRE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/8	1,029	40	0,683	0,366	0,0323	0,0215	0,372
			0,546	0,234		0,0171	
1/4	1,372	40	0,925	0,672	0,0431	0,0290	0,640
			0,767	0,462		0,0241	
3/8	1,715	40	1,252	1,231	0,0539	0,0393	0,848
			1,074	0,906		0,0337	
1/2	2,134	40	1,580	1,961	0,0670	0,0496	1,265
			1,387	1,511		0,0436	
3/4	2,667	40	2,093	3,440	0,0838	0,0657	1,680
			1,867	2,797		0,0593	
1	3,353	40	2,665	5,578	0,1053	0,0837	2,500
			2,431	4,641		0,0764	
1 1/4	4,216	40	3,505	9,649	0,1324	0,1101	3,393
			3,246	8,275		0,1020	
1 1/2	4,826	40	4,089	13,132	0,1516	0,1285	4,047
			3,810	11,400		0,1197	
2	6,045	40	5,250	21,647	0,1899	9,1650	5,446
			4,925	19,050		0,1547	
2 1/2	7,315	40	6,271	30,886	0,2298	0,1970	8,630
			5,900	27,340		0,1853	
3	8,890	40	7,793	47,698	0,2793	0,2448	11,280
			7,367	42,626		0,2314	
4	11,430	40	10,226	82,130	0,3591	0,3213	16,070
			9,718	74,173		0,3053	
6	16,827	40	15,405	186,386	0,5286	0,4840	28,27
			14,633	168,173		0,4597	
8	21,907	40	20,272	322,763	0,6882	0,6369	42,56
			19,367	294,588		0,6084	
10	27,305	40	25,451	508,745	0,8578	0,7996	60,27
			24,765	481,690		0,7780	
12	32,385	30	30,709	740,7	1,0174	0,9647	65,18
14	35,56	30	33,655	889,6	1,1108	1,0573	81,25
16	40,64	30	38,735	1178,4	1,2767	1,2170	93,15
18	45,72	20	43,815	1507,8	1,4363	1,3765	108,18
20	50,80	20	48,895	1877,7	1,5960	1,5360	116,96
22	55,88	20	53,975	2288,1	1,7555	1,6957	125,00
24	60,96	20	59,055	2739,1	1,9160	1,8553	140,9

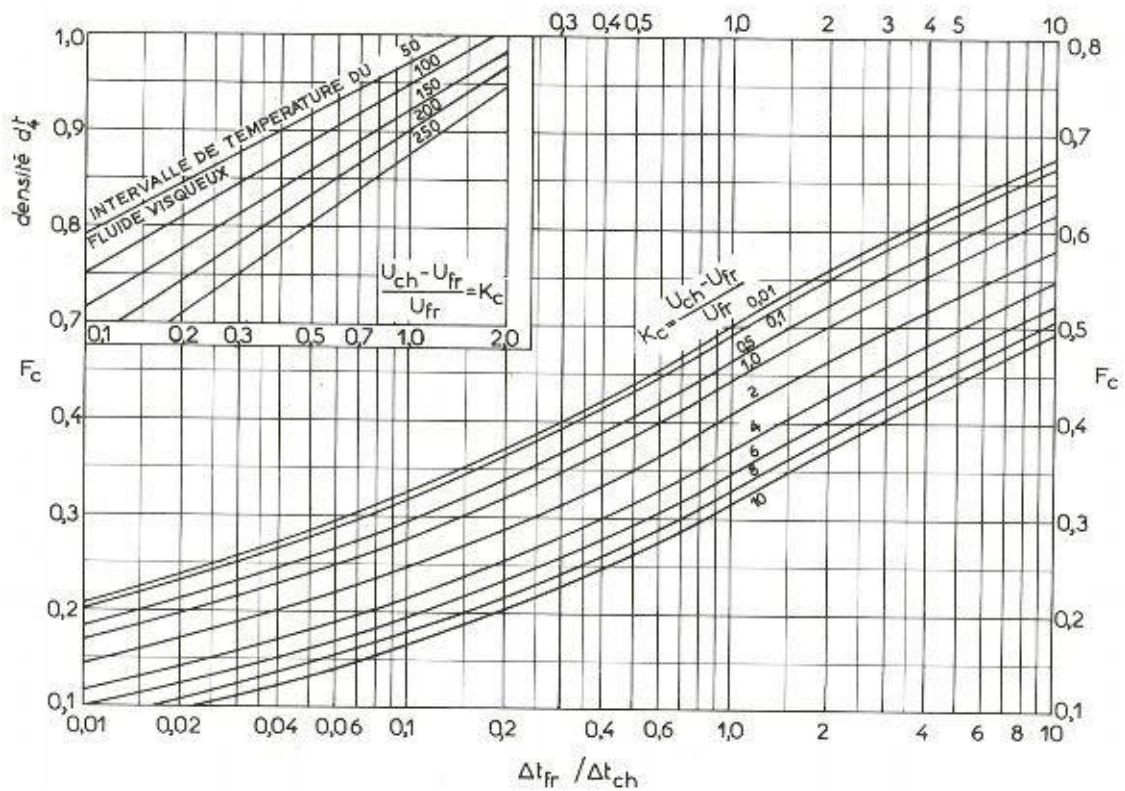


Figure III-1 : Détermination des facteurs K_c et F_c [21].

Tableau III-3 : Estimation des résistance d'encrassement [21].

PRODUITS PÉTROLIERS			
DISTILLATIONS ATMOSPHÉRIQUES ET SOUS VIDE		TRAITEMENT DES HUILES	
Essences et kérosène	2	Huile + solvant	4
Gasol léger	4	Raffinat	2
Gasol lourd	6	Extrait	5
Résidu atmosphérique	6-8	Solvants (furfurol, MEK, propane)	2
Résidu sous vide	10	Huile raffinée	2
Asphalte	20		
UNITÉS DE CRAQUAGE		FRACTIONNEMENT DES GAZ	
Vapeurs de tête	4	Alimentation et produits de tête	2
Distillat léger	4	Résidus au rebouilleur	4
Distillat lourd	6-10		

Tableau III.3: $(\Delta C_p)_1$ en fonction de Tr et Pr [21].

TABLE 5-9 Residual Heat Capacities [47]

Deviation function $\left(\frac{C_p - C_p^0}{R}\right)^{(1)}$

T_r	P_r							
	0.010	0.050	0.100	0.200	0.400	0.600	0.800	
0.30	8.462	8.445	8.424	8.381	8.281	8.192	8.102	
0.35	9.775	9.762	9.746	9.713	9.646	9.568	9.499	
0.40	11.494	11.484	11.471	11.438	11.394	11.343	11.291	
0.45	12.651	12.643	12.633	12.613	12.573	12.532	12.492	
0.50	13.111	13.106	13.099	13.084	13.055	13.025	12.995	
0.55	0.511	13.035	13.030	13.021	13.002	12.981	12.961	
0.60	0.345	12.679	12.675	12.668	12.653	12.637	12.620	
0.65	0.242	1.518	12.148	12.145	12.137	12.128	12.117	
0.70	0.174	1.026	2.698	11.557	11.564	11.563	11.559	
0.75	0.129	0.726	1.747	10.967	10.995	11.011	11.019	
0.80	0.097	0.532	1.212	3.511	10.490	10.536	10.566	
0.85	0.075	0.399	0.879	2.247	9.999	10.153	10.245	
0.90	0.058	0.306	0.658	1.563	5.486	9.793	10.180	
0.93	0.050	0.263	0.560	1.289	3.890	*****	10.285	
0.95	0.046	0.239	0.505	1.142	3.215	9.389	9.993	
0.97	0.042	0.217	0.456	1.018	2.712	6.588	*****	
0.98	0.040	0.207	0.434	0.962	2.506	5.711	*****	
0.99	0.038	0.198	0.414	0.911	2.324	5.027	*****	
1.00	0.037	0.189	0.394	0.863	2.162	4.477	10.511	
1.01	0.035	0.181	0.376	0.819	2.016	4.026	8.437	
1.02	0.034	0.173	0.359	0.778	1.884	3.648	7.044	
1.05	0.030	0.152	0.313	0.669	1.559	2.812	4.679	
1.10	0.024	0.123	0.252	0.528	1.174	1.968	2.919	
1.15	0.020	0.101	0.205	0.424	0.910	1.460	2.048	
1.20	0.016	0.083	0.168	0.345	0.722	1.123	1.527	
1.30	0.012	0.058	0.116	0.235	0.476	0.715	0.938	
1.40	0.008	0.042	0.083	0.166	0.329	0.484	0.624	
1.50	0.006	0.030	0.061	0.120	0.235	0.342	0.437	
1.60	0.005	0.023	0.045	0.089	0.173	0.249	0.317	
1.70	0.003	0.017	0.034	0.068	0.130	0.187	0.236	
1.80	0.003	0.013	0.027	0.052	0.100	0.143	0.180	
1.90	0.002	0.011	0.021	0.041	0.078	0.111	0.140	
2.00	0.002	0.008	0.017	0.032	0.062	0.088	0.110	
2.20	0.001	0.005	0.011	0.021	0.040	0.057	0.072	
2.40	0.001	0.004	0.007	0.014	0.028	0.039	0.049	
2.60	0.001	0.003	0.005	0.010	0.020	0.028	0.035	
2.80	0.000	0.002	0.004	0.008	0.014	0.021	0.026	
3.00	0.000	0.001	0.003	0.006	0.011	0.016	0.020	
3.50	0.000	0.001	0.002	0.003	0.006	0.009	0.012	
4.00	0.000	0.001	0.001	0.002	0.004	0.006	0.008	

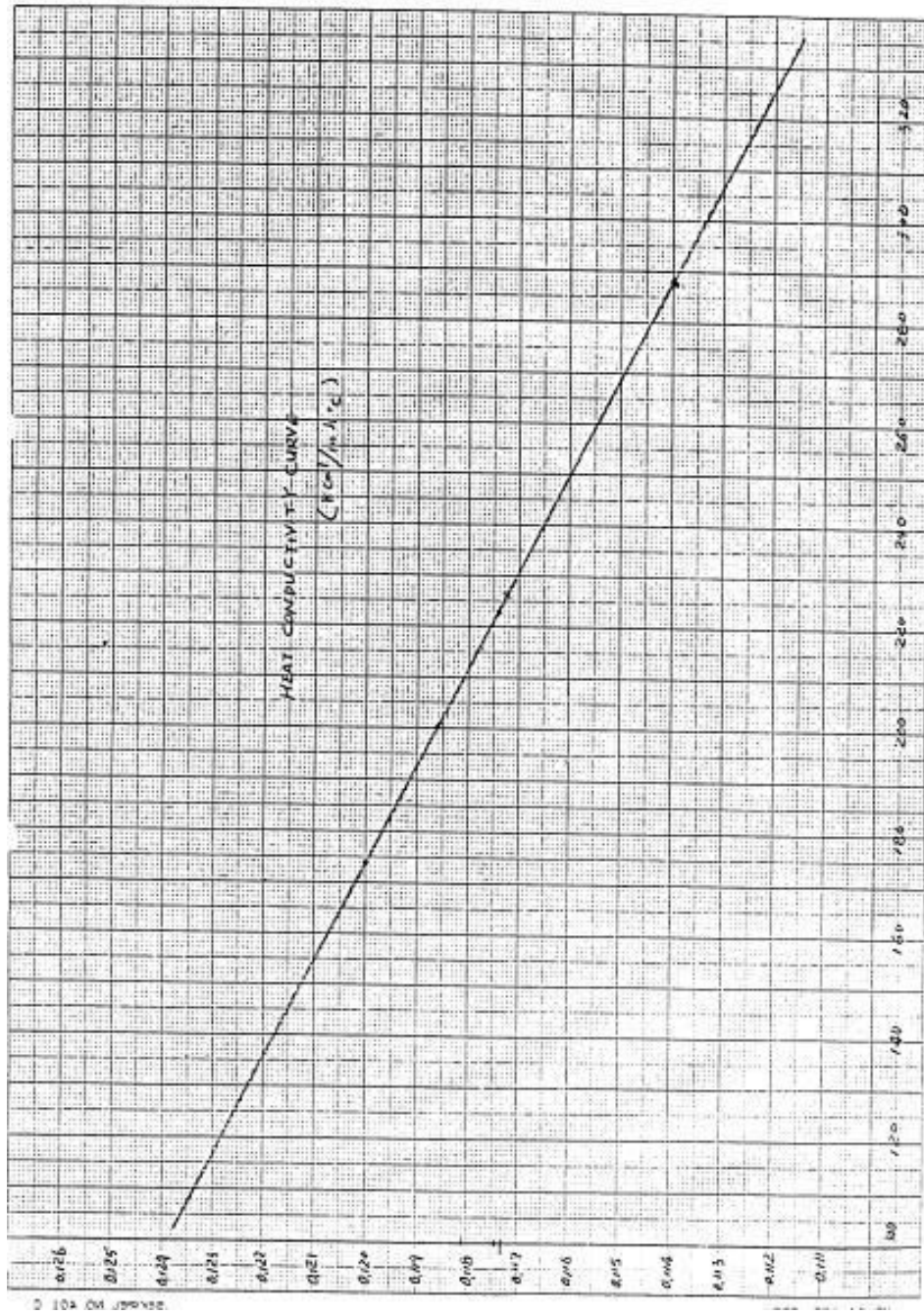


figure III-2 La conductivité thermique [21].

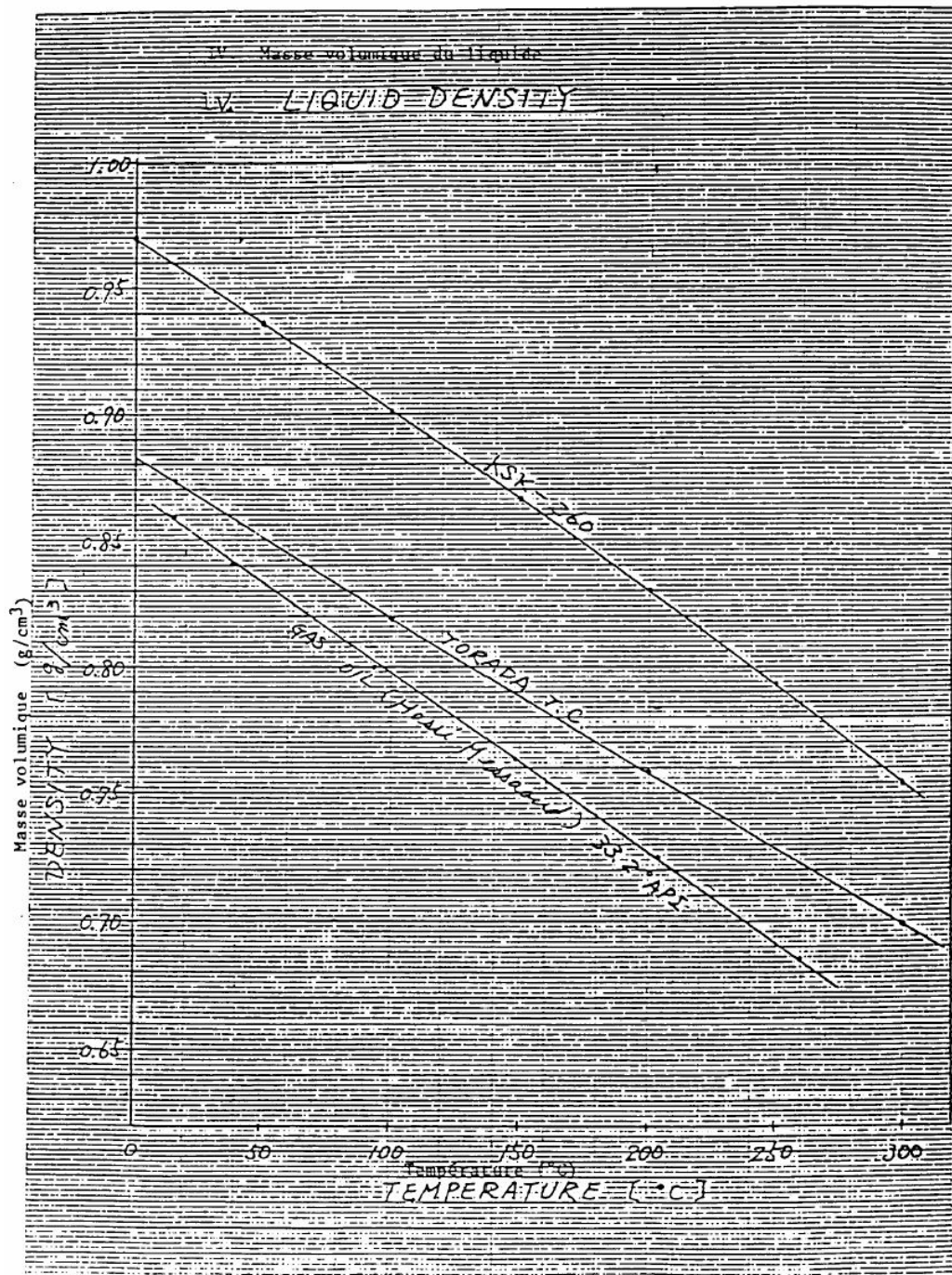


Figure III-3 : la densité d' huile TORADA [21].

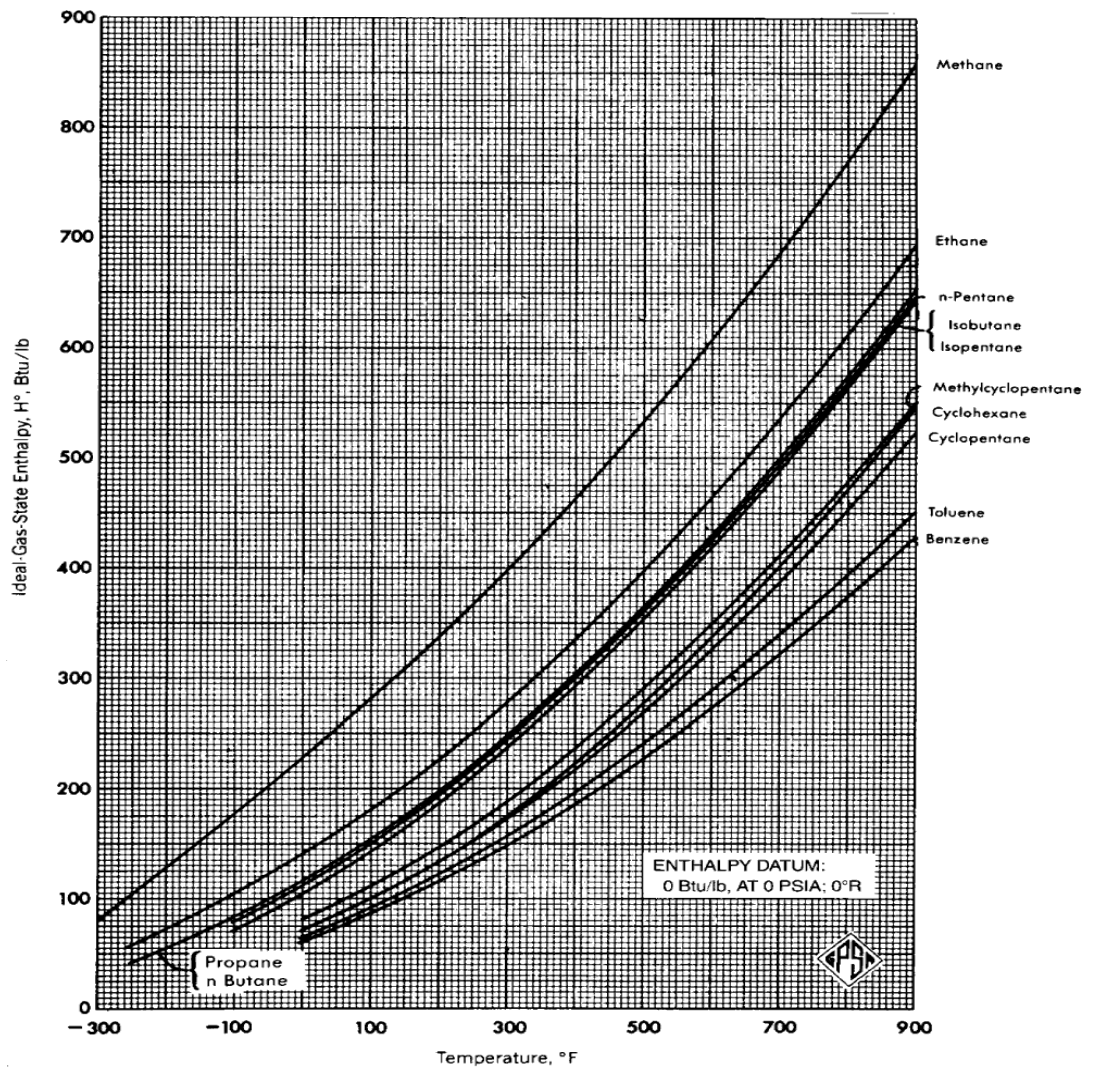


figure III-4 :Coefficients de transfert sale Us [21]..

