



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
La République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de L'Enseignement Supérieur et la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Université Abdel Hamid Ben Badis – Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M2/IP/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Génie pétrochimique

**Etude et analyse des causes de formation des hydrates
au niveau de la vanne PV-X111 de la section de
séparation**

Présenté par :

1. **ALLOUCH Haitem**
2. **BENFRIHA Hasna**

Soutenu le 24/06/ 2020 devant le jury composé de :

Présidente : M^{me} **ATTOUTI Salima** M.C.B UAB - Mostaganem
Examinatrice : M^{me} **KHELADI Malika** M.A.A UAB - Mostaganem
Encadreur : M^{me} **ZERHOUNI Anissa** M.A.A UAB - Mostaganem

Année Universitaire : 2019 / 2020

REMERCIEMENTS

Premièrement 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 encadreur « **Mme ZERHOUNI ANISSA** » **maitre assistante** à l'université de Abdel Hamid Ibn Badis, qui nous a proposé ce thème de projet si intéressant . Et pour le suivi constant et conseils dont ont a pu bénéficier au cours de ce travail.

Nous tenons à remercier les membres de jury « **Mme ATTOUTI** » **maître de conférence** et « **Mme KHELADI** » **maitre assistante** pour leur évaluations de notre travail.

Un grand merci à nos chers « **parents** » pour leur soutien moral et financier, qui nous a donné un courage pour surmonter toutes les difficultés durant nos années d'études et
Nous avoir aidés à élaborer ce projet.

Nous exprimons nos vifs remerciements à tous le personnel de l'unité
GP1 /Z, pour leurs collaborations et leurs accompagnements durant notre stage.

Nous adressons nos remerciements à ceux qui nous ont encouragé a réalisé ce travail.

Résumé

La présente étude vise principalement à étudier le problème de la formation du givre au niveau des vannes PV-X111 de la section de séparation, Les gaz de tête du dé-éthaniseur évacués vers le four, sont sujets à cette dite formation.

Pour ce fait, nous devons connaître les notions générales de la structure et la formation des hydrates et donner des propositions afin d'évaluer la rentabilité de nos solutions par une étude technico-économique.

Dans un premier temps, nous devons 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, qui sera comparé à la température de formation des hydrates à la pression considérée, puis dans un second nous entamerons les calculs pour déterminer les teneurs en eau contenu dans les différents courants sortant du fractionnateur et du dé-éthaniseur ,et réaliserons une simulation en utilisant le logiciel hysys pour pouvoir déterminer la teneur en eau actuelle dans le gaz sortant en tête du dé-ethaniseur. Une comparaison des teneurs en eau sera effectuée dans les conditions opératoires.

Donc le contexte est de proposé soit une optimisation des teneurs en eau soit de placer un échangeur de double tube.

Abstract

The present study mainly aims at studying the problem of the frost formation at the PV-X111 valves in the separation section. The overhead gases from the de-ethanizer evacuated to the furnace (heating unit) are subject to this so-called formation.

For this fact, the general concepts of the structure and the formation of hydrates should be known and some proposals are provided in order to evaluate the profitability of our solutions by a technical-economic study.

First, we must determine the state of the circulating fluid, and more specifically downstream of the PVX111 valve; this step will allow us to determine the temperature of the gas, after expansion, which will be compared at the hydrate formation temperature at the pressure considered, then secondly ,we will start the calculations to determine the water contents contained in the different streams leaving the fractionator and the de-ethanizer, and will perform a simulation using the hysys software for the ability to determine the current water content in the left gas on the top of the de-ethanizer.

A comparison of the water contents will be carried out under the operating conditions. So this work aims at proposing either an optimization of the water content or placing a double tube exchanger.

ملخص

تهدف هذه الدراسة بشكل أساسي إلى دراسة مشكلة تكوين الصقيع على مستوى الصمامات PV-X111 في قسم

الفصل.

لهذه الحقيقة ، يجب أن نعرف المفاهيم العامة لهيكل وتشكيل الهيدرات وتقديم مقترحات من أجل تقييم ربحية حلولنا من

خلال دراسة تقنية اقتصادية.

أولاً ، يجب أولاً تحديد حالة السائل المتداول ، وبشكل أكثر تحديداً في اتجاه مجرى صمام PVX111 ؛ سنتيح لنا هذه الخطوة تحديد درجة حرارة الغاز ، بعد التمدد ، والذي سيتم مقارنته عند درجة حرارة تكوين الهيدرات عند الضغط المعتبر ، ثم في ثانية ، سنبدأ الحسابات لتحديد محتويات الماء الموجودة في التيارات المختلفة التي تغادر المجزئ وإزالة الإيثان ، وسنجري محاكاة باستخدام برنامج hysys من أجل القدرة على تحديد محتوى الماء الحالي في الغاز مع ترك الجزء العلوي من جهاز إزالة الإيثان ، وسيتم مقارنة محتويات الماء في ظروف التشغيل. لذا فإن السياق هو اقتراح إما تحسين محتوى الماء أو وضع مبادل أنبوب مزدوج.

SOMMAIRE

- Introduction générale	1
-------------------------------	---

PARTIE THEORIQUE

- I.1. Introduction.....	2
- I.2. Section de séparation.....	2
- I.2.1. Fractionnateur	3
- I.2.2. Dé-éthaniseur	3
- I.3. Les hydrates de gaz	4
- I.3.1. Structure de base des hydrates.....	4
- I.3.2. Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates.....	5
- I.4. Elimination des hydrates	7

PARTIE PRATIQUE

- II.1 Introduction.....	8
- II.2 Problématique	8
- II.3 Causes du problème	8
- II.4 Conséquences du bouchage de la vanne.....	9
- II.5 Données de base.....	9
- II.6 Détermination de l'état du fluide.....	10
- II.7 Détermination de la température après la détente.....	11
- II.8 Détermination de la température à la quelle il y'a formation d'hydrate.....	14
- II.9. Détermination des teneurs en eaux dans les différents courants	14
- II.9.1 Détermination de la teneur en eau à la saturation	15
- II.10 Partie simulation HYSYS.....	15
- II.11 Optimisation de la colonne avec les conditions actuelles.....	16
- II.12 La deuxième solution.....	18
- II.12.1 Échangeur tubulaire (concentrique).....	18
- II.12.2 Détermination de la température à l'amont de la vanne	19
- II.13 Calcul de débit d'huile nécessaire pour chauffer le mélange gazeux.....	21
- II.13.1. Dimensionnement d'un échangeur à double tube	22
- II.14 Etude technico-économique.....	31
Conclusion et recommandations	32

Références

Annexe

ABREVIATION

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^om = $\sum Y_i \cdot H_i^o$: 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

ω_m = $\sum Y_i \cdot W_i$: 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 : Temperature critique

P_c : Pression critique

ω: le facteur des composants purs

M_{C2} : 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)

h₀: 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'_e : diamètre équivalent

d' : la densité d'huile

Φ_f : facteur de correction

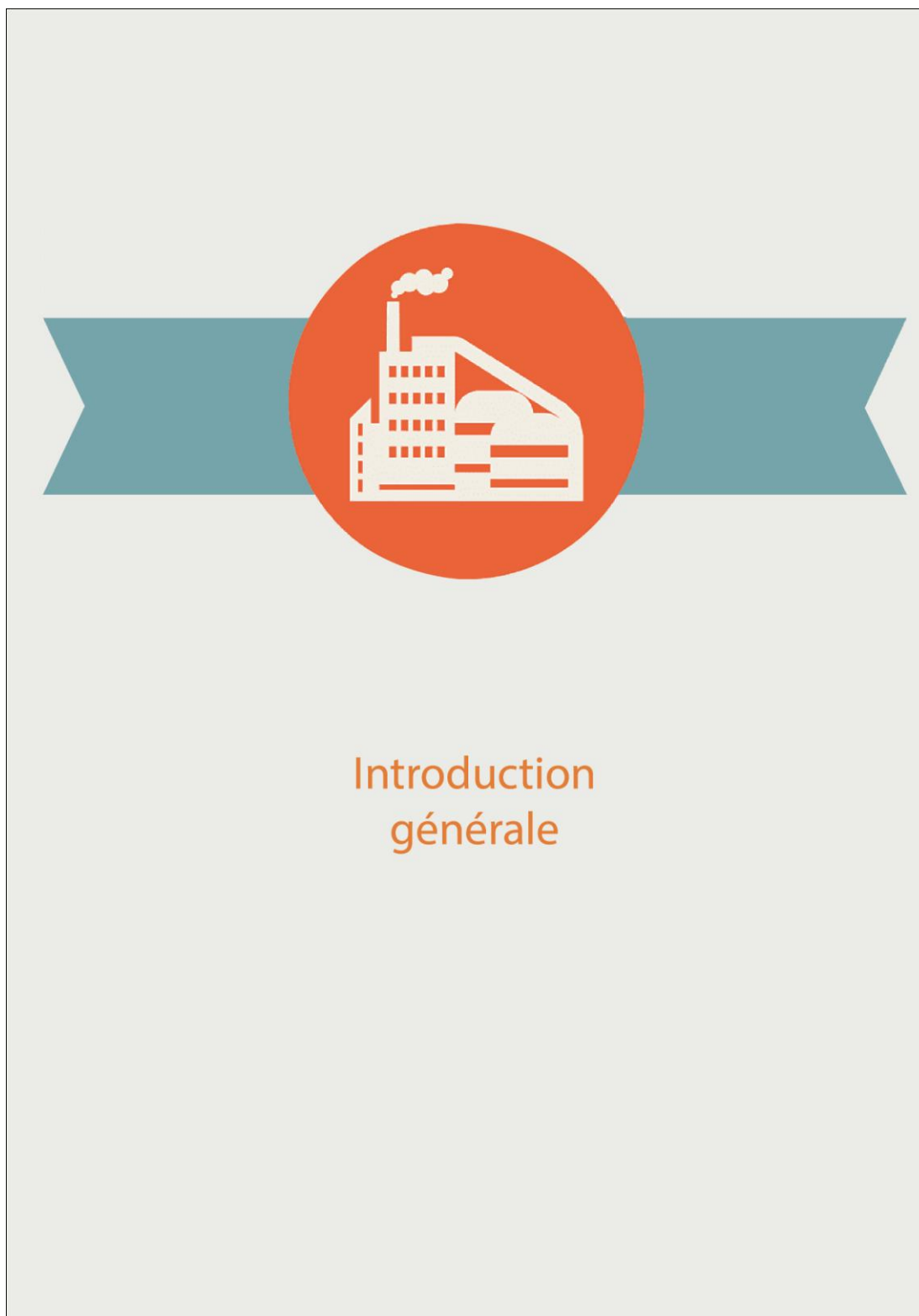
Liste des tableaux

Tableau II.1 : détermination de la température de rosée.....	11
Tableau II.2 : La détermination des propriétés critiques.....	12
Tableau II.3 : Calcul de l'enthalpie a l'entre de la vanne.....	13
Tableau II.4 : La détermination de la température après détente.....	13
Tableau II.5 : la détermination de la température de formation d'hydrate.....	14
Tableau II.6 : détermination de la teneur en eau dans le procédé.....	14
Tableau II. 7: Optimisation des paramètres opératoire du dé-éthaniseur.....	17
Tableau II.8 : Les constantes des constituants de l'équation (5).....	20
Tableau II.9 : Tableau récapitulatif des résultats	30

Liste des figures

Figure I.1 : Réseau cristallin des structures I , II et H des hydrates.....	5
Figure I.2: Estimation des hydrates à une pression donnée	6
Figure II.1:Circuit de l'éthane vers four.....	8
Figure II. 2: circuit de la vanne PVx-111	10
Figure II.3: la variation de l'enthalpie du mélange à pression constante	13
Figure II .4: La détermination de la teneur en eau a la saturation	15
Figure II .5: la simulation du procédé donnée par le HYSYS	16
Figure II .6 : Variation de la teneur en eau du dé-C2 en fonction de la température	17
Figure II.7: Différents profils qualitatifs de température dans un échangeur double-tube....	18
Figure II.8: schéma du circuit modifié	19

[Tapez un texte]



[Tapez un texte]

INTRODUCTION

Le gaz pétrole liquéfié connu sous le terme de GPL, dont l'Algérie est l'un des leaders producteurs exportateurs dans le monde, constitue l'une des priorités des plans de développement et de la politique énergétique de la SONATRACH. Il est obtenu à partir de pétrole brut après une distillation atmosphérique ou dans des champs de production du gaz naturel par utilisation de procédés de fractionnement.

Le GPL n'a pas de propriétés lubrifiantes, il est incolore en phase vapeur, cependant quand le liquide est évaporé, l'effet de refroidissement de l'air d'environnement peut causer une condensation et même une congélation de la vapeur d'eau contenue dans l'air ce qui permet de rendre visible un espace de GPL.

Dans le cadre de prévoir des augmentations substantielles de production, SONATRACH dispose déjà 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. Mais, Il serait toujours indispensable d'opter pour une exploitation maximale de cette capacité installée, à des limites tolérables, ce qui sera bénéfique sur le plan économique et sur la gestion de la production. Ceci nous a amené à effectuer une étude dans ce contexte.

Un des objectifs de notre stage au sein du complexe GP1/Z, consiste à analyser les causes probables de la formation des hydrates existant au niveau des vannes PV-X111 de la section séparation et envisager des solutions satisfaisantes pour y remédier.

Ces vannes sont sujettes à la formation de givre et à l'obstruction de l'écoulement du gaz à travers la vanne qui occasionne des instabilités de fonctionnement de toute la section de séparation.

Pour atteindre les objectifs suscités, le présent mémoire est organisé en deux parties comme suit :

La première partie comporte une étude bibliographique qui illustre une description sommaire de la section séparation, nous procédons ensuite à exposer des notions générales sur la structure et la formation des hydrates

La partie suivante est consacrée à une étude pratique, où nous commençons par poser la problématique et ensuite exposer les hypothèses proposées pour résoudre le problème rencontré, puis nous validons nos données par simulation. Compte tenu des résultats obtenus, nous finissons cette partie par une étude succincte sur l'impact financiers et technologiques

Enfin, Cette étude s'achève par une conclusion générale et des perspectives envisagées.

[Tapez un texte]



[Tapez un texte]

I.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.

I.2. Section de séparation

Etant 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 dé-éthaniseur 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.

I.2.1. Fractionnateur [1]

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

PARTIE THEORIQUE

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-refrigérants (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%.

I.2.2. Dé-éthaniseur [1]

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**

- 1- 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).

- 2- Pression**

- **Pression dans la colonne**

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

- 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.

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.

PARTIE THEORIQUE

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.

I.3. Les hydrates de gaz [4]

I.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

PARTIE THEORIQUE

doize faces pentagonales et huit faces hexagonales, formant de grandes cages. La maille élémentaire de la structure H

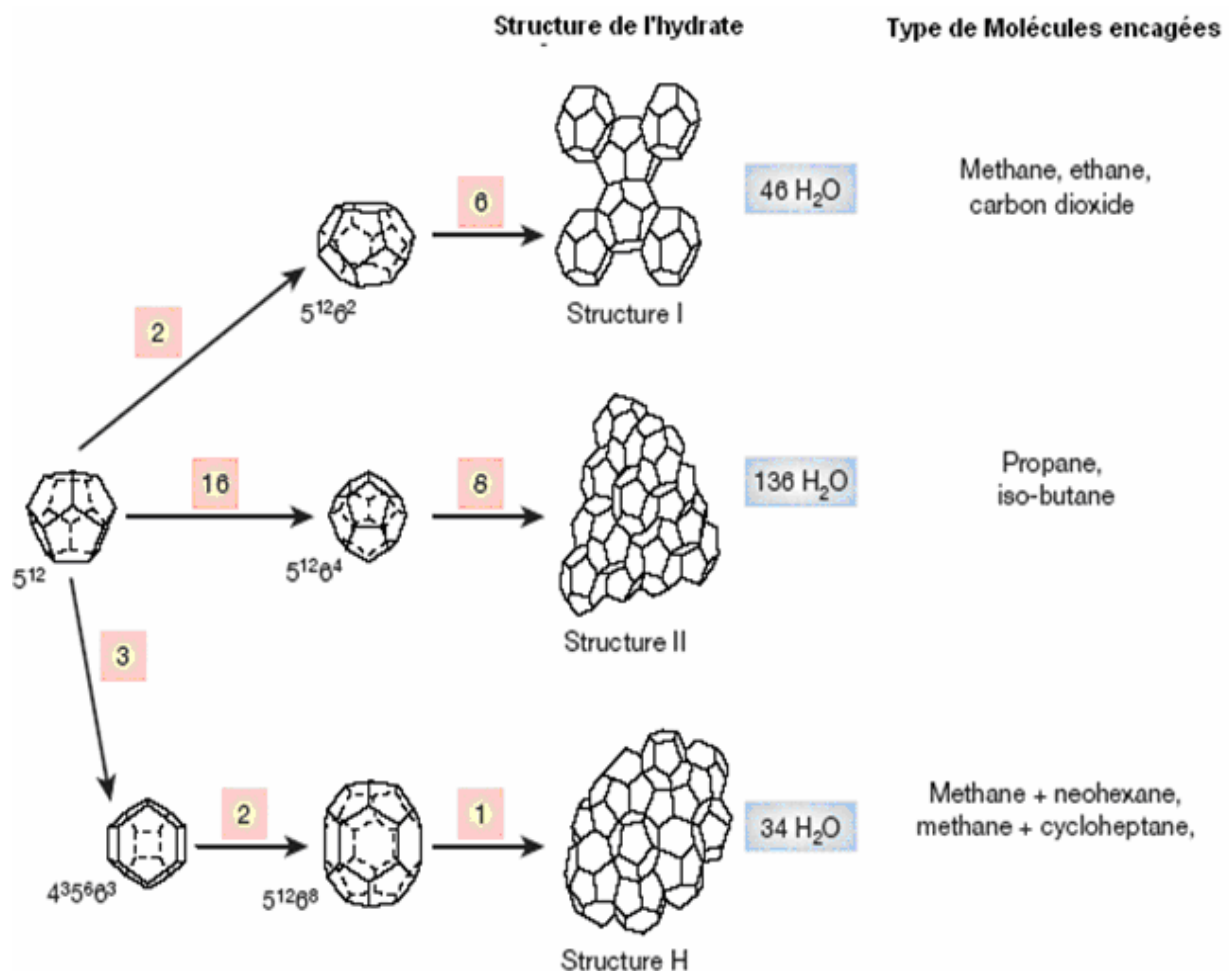


Figure I.1 : Réseau cristallin des structures I , II et H des hydrates

I.3.2. Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates [4]

Plusieurs méthodes ont été présentées pour prédire les conditions de formations des hydrates. 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.

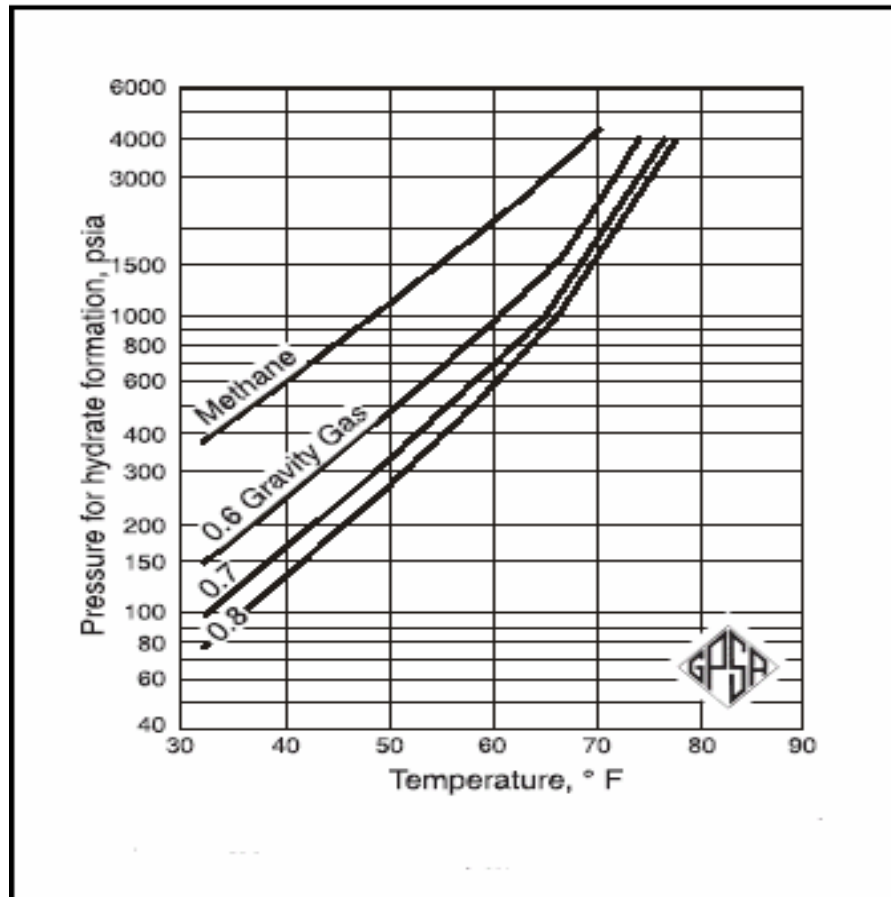


Figure I.2: Estimation des hydrates à une pression donnée

- **Méthode basée sur la constante d'équilibre Solide-vapeur (Kvs)**

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

$$K_{vs} = \frac{Y^i}{x_s} \quad (1)$$

Où :

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

$$\sum X_S = \sum (Y_i / K_{VS})$$

- **Corrélations empiriques**
- L'équation empirique est

PARTIE THEORIQUE

$$\ln P = 2,3026 \beta + 0,1144 (T + kT^2)$$

- T est donnée en °C et la pression en atm ;
- β 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.

I.4. Elimination 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 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.



Partie pratique

III. 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.

II.2 Problématique

L'éthane obtenu à partir de la séparation du propane commercial dans le dé-éthaniseur à la pression de 22 Kg/cm^2 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 $5 \text{ ?}7^\circ\text{C}$ et $21,6 \text{ Kg/cm}^2$ 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^2 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.

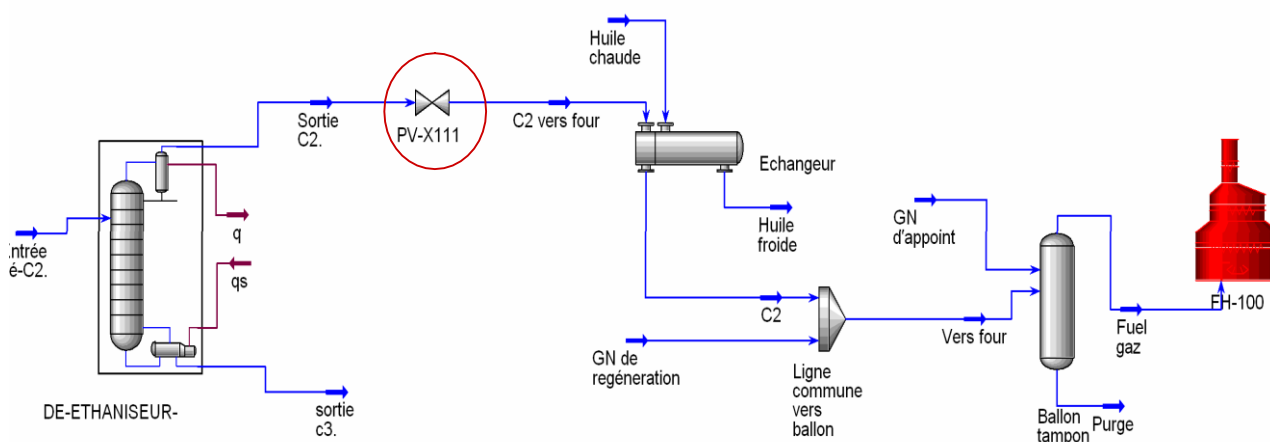


Figure II.1 : Circuit de l'éthane vers four

II .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 laligne

Une autre opération qui a été préféré à la première consiste a placé un flexible ou circule de la

PARTIE PRATIQUE

vapeur d'eau surchauffée sur le corps de la vanne. Cette méthode présente 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.

II .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.

II .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) 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 $1150 \text{ Nm}^3/\text{h}$

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 II-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 $4 \text{ Kg/cm}^2 \text{ eff}$ ($71,69 \text{ Psia}$).

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 :

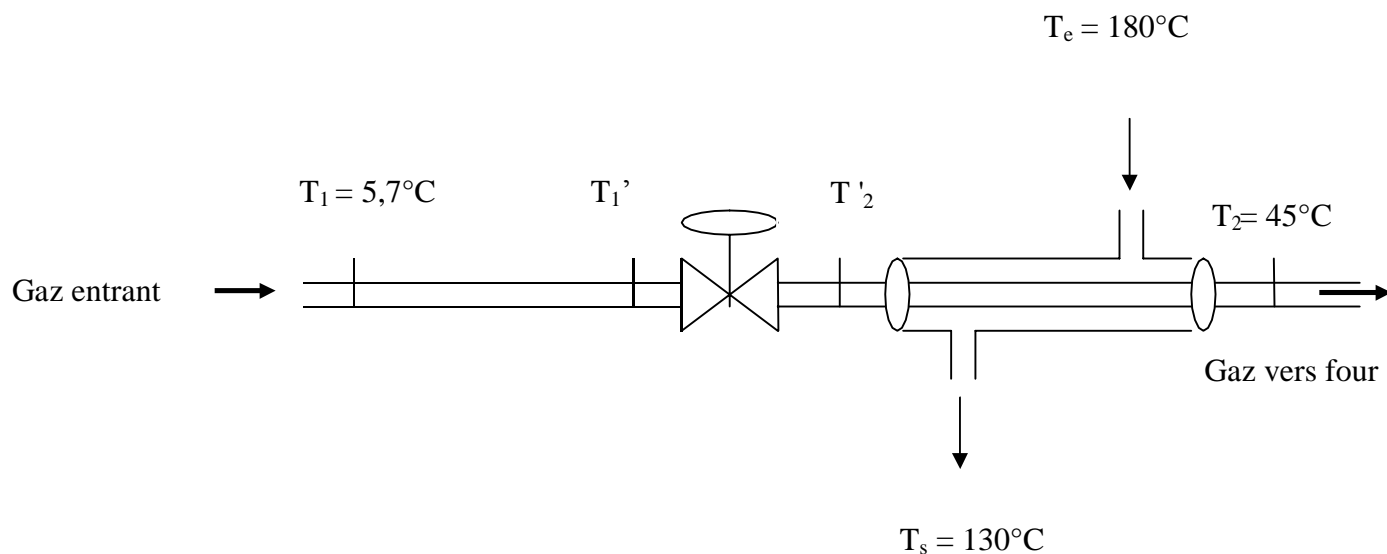


Figure II.2 : circuit de la vanne PVX-111

II.6 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

PARTIE PRATIQUE

température la première gouttelette de liquide. En tenant compte des conditions d'équilibre liquide-vapeur, ceci sera réalisé lorsque : [5]

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n (P_i / K_{\phi} \Lambda) = 1$$

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 qui nous donne les résultats suivants :

Tableau II.1 : détermination de la température de rosée

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				Material Stream: temperature rose		
5				Fluid Package:	Basis-1	
6				Property Package:	Peng Robinson	
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.

II .7 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 : [6]

$$(H^\circ - H)_m = R.Tc_m \{ (H^\circ - H) / R Tc \} + W_m \{ (H^\circ - H) / R Tc \} \quad (2)$$

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

PARTIE PRATIQUE

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

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

{(H° - H)/ R Tc}: L'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple,

(Banque des données du complexe) [3]

{(H° - H) / RTc}: 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) [3]

- Les Tc, Pc, Mi et le facteur ω des composants purs sont donnés dans la banque des données.
- Détermination de l'enthalpie standard du mélange gazeux à différentes températures d'après la banque des données
- Le calcul de l'enthalpie du mélange (Hm) à différentes températures dans le tableau II -4 permet de tracer le graphe II -1, à partir de ce dernier et afin d'éviter les Itérations, la température de la détente sera déterminée. (Voir la figure II .1)

- **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 II.2 : 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

$$Pr = P_1/P_{cm} = 0,46 ;$$

$$Tr = T_1/T_{cm} = 0,95 ;$$

$$\omega_m = 0,0899$$

PARTIE PRATIQUE

Tableau II.3 : Calcul de l'enthalpie à l'entre de la vanne

Pr	Tr	H°(kj /kg)				[(H°-H)/RTc] ⁰	[(H°-H)/RTc] ¹	(H°H) _m	H _m
		C1	C2	C3	H° _m			(kj/kg)	(kj/kg)
0,46	0,95	580	370	310	397,2	0,60	0,64	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 II.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 de la sortie qui a la même enthalpie que celle de l'entrée.

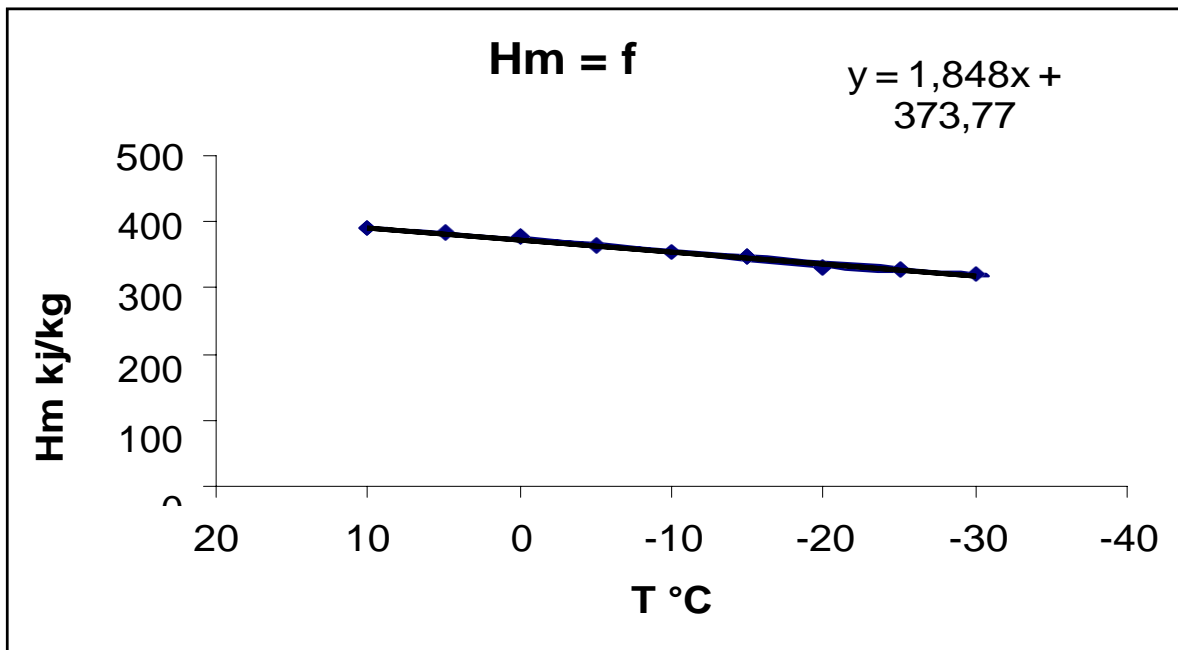


Figure II. 3 : variation de l'enthalpie du mélange à pression constante (4Kg/cm² eff)

PARTIE PRATIQUE


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.

II.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 déterminer la température de la formation des hydrates qui est donnée dans le tableau suivant

Tableau II. 5 : la détermination de la température de formation d'hydrate

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\Users\DJILLALI\Documents\SIMULATION SEPARATION.hsc	
2				Unit Set:	calcul de flash	
3				Date/Time:	Tue Feb 11 10:03:48 2020	
4				Hydrate Formation Utility: Hydrate Formation Utility-1		
5				HYDRATE FORMATION		
6		Hydrate Formation at Stream Conditions:	Formation Temperature at Stream Pressure:	Formation Pressure at Stream Temperature:		
7		Will Form	1.087 C	1.630 kg/cm2		
8	Hydrate Type Formed:	Type I & II	Type I & II	Type I & II		
9	Calculation Mode	Assume Free Water	Assume Free Water	Assume Free Water		

La température de formation d'hydrates est de $1,09 \text{ °C}$.

II.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. 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 II.6 : 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.

II.9.1 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

PARTIE PRATIQUE

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.

Le tableau ci-dessous nous donne les résultats obtenus dans le cas où le gaz est saturé en eau :

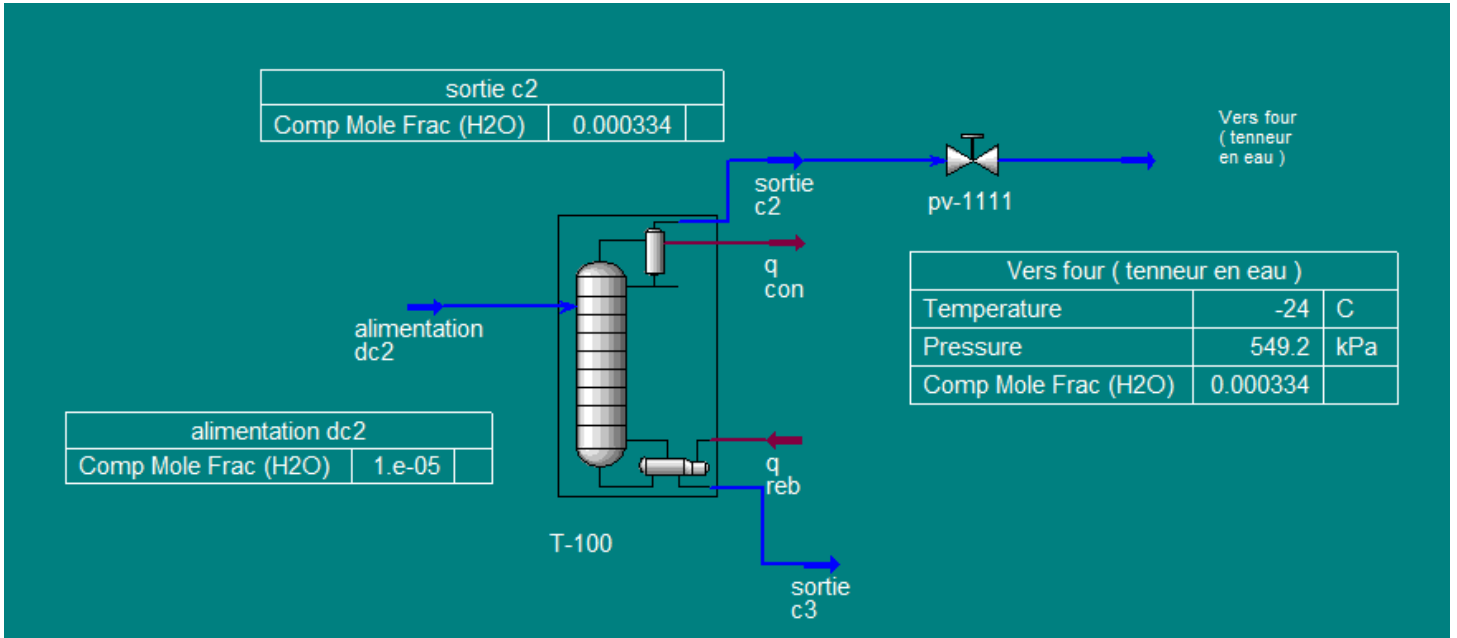


Figure II .4 : La détermination de la teneur en eau a la saturation

II .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.

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

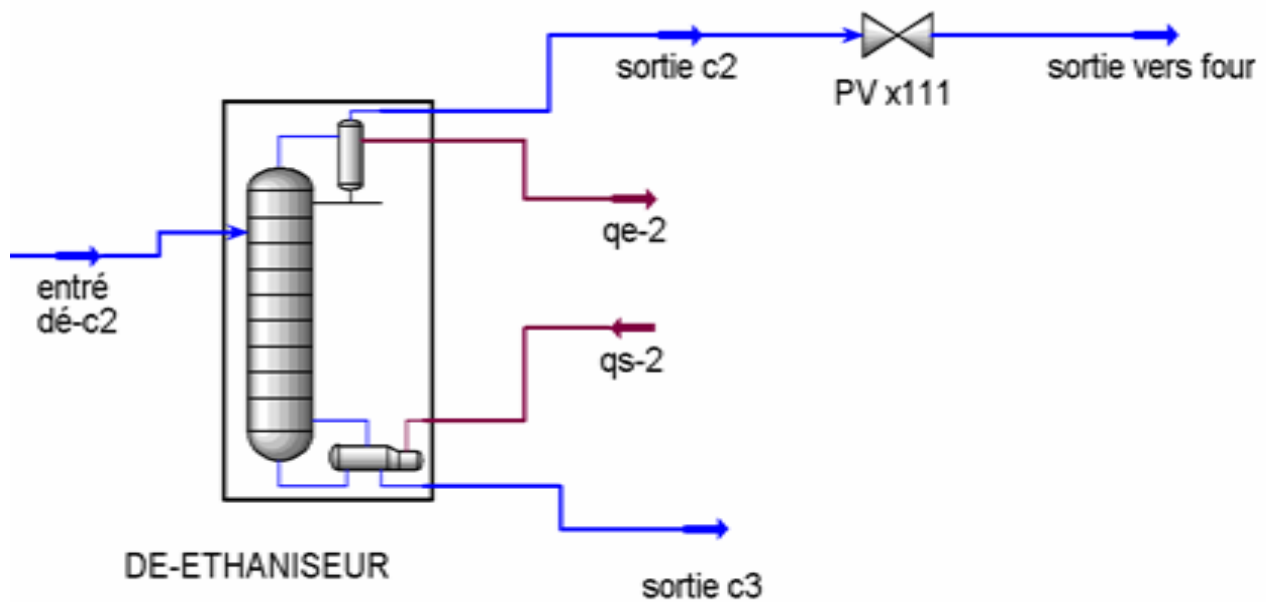


Figure II .5: la simulation du procédé donnée par le HYSYS

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.

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

II.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

PARTIE PRATIQUE

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 II. 7: 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
H ₂ O Tête de dé-c ₂ (ppm)	483	429	390	362	340	323	309	300	300	281	275
Débit H ₂ O Tête de dé-C ₂ (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
C ₃ Tête de dé-C ₂ (%)	13,29	12,24	11,83	11,52	11,35	11,15	11	10,9	10,77	10,7	10,7
C ₃ Fond de dé-C ₂ (%)	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 II.2.

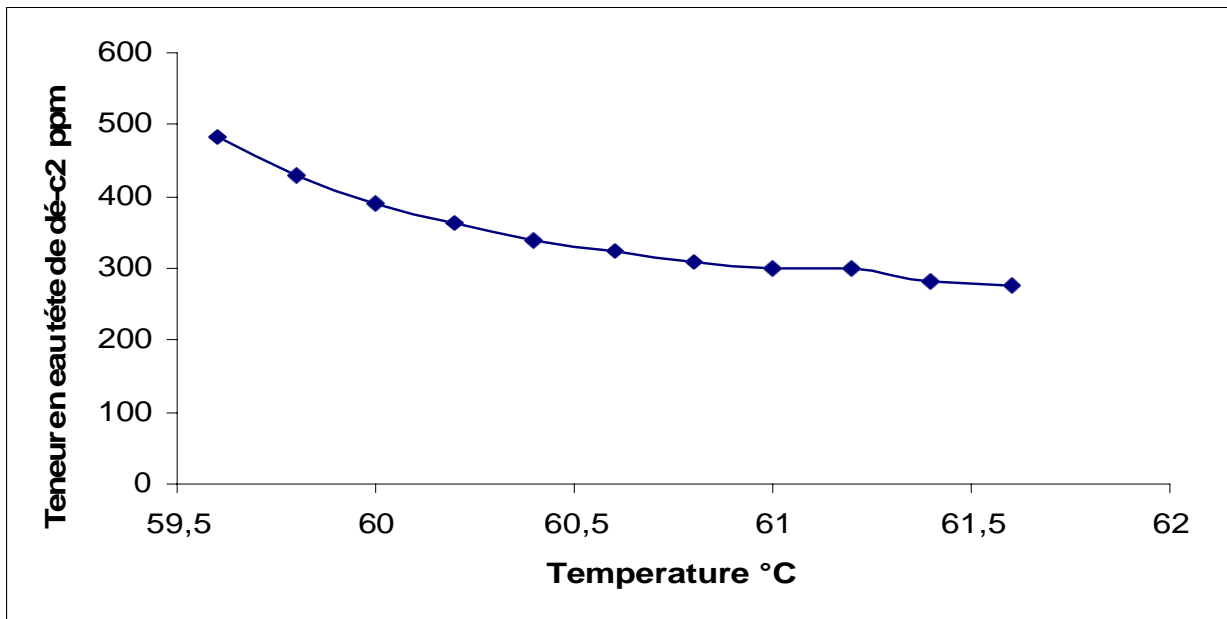


Figure II .6 : Variation de la teneur en eau du dé-C₂ en fonction de la température du plateau sensible

Interprétation des résultats

La variation de la température du plateau sensible 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.

PARTIE PRATIQUE

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.

II.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.

II.12.1 Échangeur tubulaire (concentrique) [8]

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.

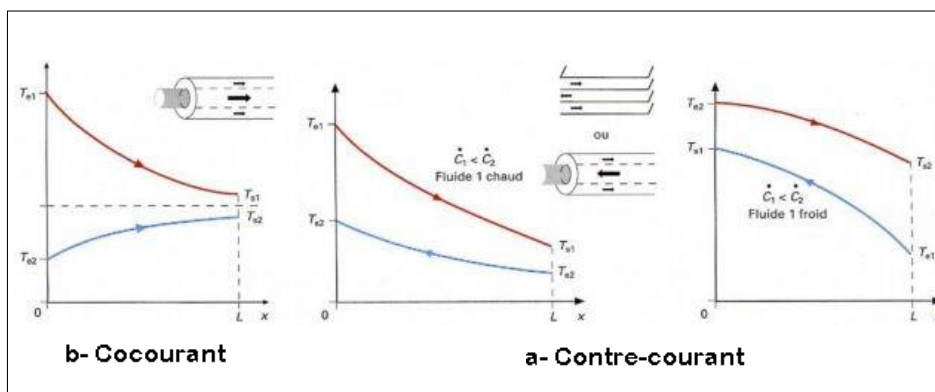


Figure II.7 : Différents profils qualitatifs de température dans un échangeur double-tube

PARTIE PRATIQUE

II.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 :

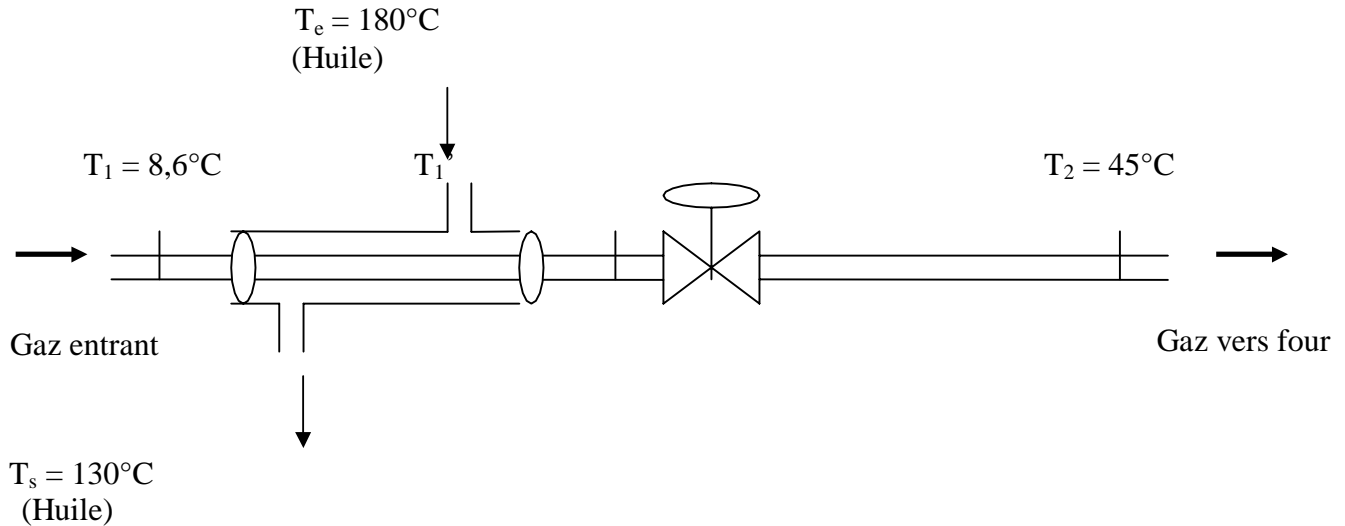


Figure II.8 : schéma du circuit modifié

La température à laquelle le mélange gazeux doit être chauffé en amont de la vanne est la valeur T'_1 calculée comme suit : [7]

$$C_p (T'_1 - T_1) = (H'_1 - H_1) = (H_2 - H_1) \quad (3)$$

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

$$H'_1 = H_2 \quad MC_2 C_p (T'_1 - T_1) = MC_2 (H'_1 - H_1) \quad (4)$$

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 : $Mc_2 = 1150 \text{ Nm}^3 / \text{hr}$

$$Mc_2 = \frac{1150 \times 29,25}{22,4} = 927,14 \text{ kg/hr}$$

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

$$C_p(T) = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (5)$$

$$C_p'(T) = \sum (Y_i \times C_p(T)) \quad (6)$$

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

PARTIE PRATIQUE

Tableau II.8 : Les constantes des constituants de l'équation (5)

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

T_m=Température moyenne des constituants en °K.

T₁ = 8,6°C ; H₁ = 342,4 kJ/kg.

T₂ = 45°C ; H₂ = 456,93 kJ/kg.

H₁ et H₂ sont déterminées à partir du graphe (II-1).

On aura donc : H₂ - H₁ = (456,93 - 342,4) ⇒ H₂ - H₁ = 114,53 kJ/kg.
= 27,4 Kcal /Kg

L'équation (3) devient :

$$C_p (T'_{1-} - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg.}$$

1^{ère} itération :

Soit T' ₁ = 60 °C = 333 °K.

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

= 04,21 Kcal/Kmol. °C,

$$\Rightarrow C_p (T'_{1-} - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg.}$$

2^{ème} itération :

Soit T' ₁ = 65 °C = 338 °K.

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

= 13,69 Kcal/Kmol. °C,

$$\Rightarrow C_p (T'_{1-} - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg.}$$

3^{ème} itération :

Soit T' ₁ = 70 °C = 343 °K.

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

C_p = 13,85 Kcal/Kmol. °C,

$$\Rightarrow C_p (T'_{1-} - 281,75) = 27,4 \text{ Kcal /Kg.}$$

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.

II.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 : [7]

$$M_{C2} C_{p(g)} (T'_1 - T_1) = m_h C_{p(h)} (T_e - T_s) \quad (7)$$

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

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

$$m_h = \frac{M_{C2} \times C_{p(g)} (T'_1 - T_1)}{C_{p(h)} (T_e - T_s)} = \frac{927,14 \times 0,470 (339,15 - 281,75)}{0,5685 (453 - 403)} \Rightarrow m_h = 880 \text{ Kg/h}$$

PARTIE PRATIQUE

II.13.1. Dimensionnement d'un échangeur à double tube [8]

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.

- **calcul de quantité de chaleur échangée**

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

$$\Rightarrow Q = m_h C_{p(h)}(T_e - T_s) = M_{C2} C_{p(g)}(T_s - T_e) \quad (8)$$

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

- **Calcul de la différence de température logarithmique moyenne (DTLM)**

$$DLTM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

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

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

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

$$\Rightarrow DTLM = 109 \text{ °C}$$

-Contre courant pur

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

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

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

PARTIE PRATIQUE

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 II-2 dans l'annexe).

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

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

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

➤ Calcul du coefficient hi (côté tube interne du gaz)

• La section de passage (A_g)

$$A_g = \frac{\pi \cdot d_1^2}{4} \quad (10)$$

$$A_g = \frac{\pi}{4} \cdot (5,25 \cdot 10^{-2})^2 \quad \Rightarrow \quad A_g = 2,16 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

• La vitesse massique (G_g)

$$G_g = \frac{M C 2}{A_g} = \frac{927,1}{2,16 \times 10^{-3}} \quad \Rightarrow \quad G_g = 429,2 \cdot 10^{+3} \text{ Kg/hr m}^2 \quad (11)$$

• Le nombre de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{d_1 \times G_g}{\mu_g} ; \quad \mu_g = ? \quad (12)$$

Calcul de la température calorifique :

$$t_c = t_1 + Fc(t_2 - t_1)$$

$$t_c = 37 \text{ °C} = 310 \text{ °K.}$$

$$M_g = 29,25 \text{ g/mole}$$

$$P_{cm} = 4771 \text{ Kpa}$$

$$T_{cm} = 293,1 \text{ °K}$$

D'après le Tableau II-3. dans l'annexe $\mu_1 = 0,0103 \text{ cp}$

$$T_c = \frac{310}{293,1} = 1,05 ; \quad Pr = \frac{2143,7}{4771} = 0,45$$

PARTIE PRATIQUE

On estime $\frac{\mu_g}{\mu_1}$

$$\frac{\mu_g}{\mu_1} = 1,04$$

$$\frac{\mu_g}{\mu_1} = 1,04 \Rightarrow \mu_g = 1,04 \cdot 0,0103 \Rightarrow \mu_g = 0,0107 \text{ cp}$$

$$\text{Donc } Re = \frac{d_1 \times G_g}{\mu_g} = \frac{5,25 \times 10^{-2} \times 429200}{107 \times 10^{-4} \times 3,6} \Rightarrow Re = 584968,85$$

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

- **Le nombre de j_h**

$$j_h = 0,027 \cdot (Re)^{0,8} \Rightarrow j_h = 1109,35 \quad (13)$$

- **Le nombre de J_H**

$$J_H = \frac{j_h}{R} \Rightarrow J_H = 1,896 \cdot 10^{-3} \quad (14)$$

- **Le nombre de Prandtl (Pr)**

$$Pr = \frac{Cp_g \cdot \mu_g}{\lambda_g} \Rightarrow \lambda_g = ? ; \quad (15)$$

D'après la figure II-2 dans l'annexe

$$\frac{\lambda_g}{\lambda_1} = 1,09$$

λ_1 : La conductivité thermique une pression atmosphérique.

D'après la figure II -2 dans l'annexe

$$\Rightarrow \lambda_1 = 0,016 \text{ Btu/ hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\lambda_g}{\lambda_1} = 1,1 \Rightarrow \lambda_g = 1,76 \times 10^{-2} \text{ Btu/ hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Donc } Pr = \frac{Cp_g \cdot \mu_g}{\lambda_g} = \frac{0,470 \cdot 0,0107 \cdot 3,6 \times}{0,0176 \cdot 1,487} \Rightarrow Pr = 0,690$$

PARTIE PRATIQUE

Donc pour le coefficient de transfert interne

$$h_i = J_H \times C_{p_g} \times G_g \times (\text{Pr})^{-2/3} \quad (16)$$

$$h_i = 1,896 \cdot 10^{-3} \cdot 0,470 \cdot 429,2 \cdot 10^{+3} \cdot (0,690)^{-2/3} = 489,80 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Calcul du coefficient h_0 (côté section annulaire d'huile)**

• **Le diamètre équivalent (Deq)**

$$Deq = \left(\frac{(D_1)^2 - (d_2)^2}{d_2} \right) = \frac{(7,793 \times 10^{-2})^2 - (6,045 \times 10^{-2})^2}{6,045 \times 10^{-2}} \Rightarrow Deq = 4 \cdot 10^{-2} \text{ m} \quad (17)$$

• **La section de passage (A_h)**

$$A_h = \frac{\pi}{4} \cdot (D_1)^2 - (d_2)^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (7,793 \cdot 10^{-2})^2 - (6,045 \cdot 10^{-2})^2 \Rightarrow A_h = 19 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

• **La vitesse massique (G_h)**

$$G_h = \frac{mh}{A_h} = \frac{880}{19 \times 10^{-4}} \Rightarrow G_h = 46,32 \cdot 10^4 \text{ Kg / m}^2\text{hr} \quad (18)$$

• **Le nombre de Reynolds (Re)**

$$Re = \frac{Deq \times G_h}{\mu_h} \quad ; \mu_h = ?$$

Calcul de la température calorifique

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$T_c = 155^\circ\text{C}$$

D'après la figure II-4 dans l'annexe

$$\mu_h = 1,825 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{Deq \times G_h}{\mu_h} = \frac{4 \times 10^{-2} \times 463200}{3600 \times 1,825 \times 10^{-3}} \Rightarrow Re = 2819$$

$2100 < Re < 10000$, donc le régime est transitoire, on déterminera donc la valeur de j_h

$$j_h = 15,5$$

• **Le nombre de J_H**

$$J_H = \frac{j_h}{Re} \Rightarrow J_H = 5,51 \cdot 10^{-3}$$

PARTIE PRATIQUE

- **Le nombre de Prandtl (Pr)**

$$Pr = \frac{Cp_h \times \mu_h}{\lambda_h} ; \quad \lambda_h = ?$$

$$\lambda_h = 0,1060 \text{ Kcal / m hr } ^\circ\text{C}.$$

$$Pr = \frac{Cp_h \times \mu_h}{\lambda_h} = \frac{0,5685 \times 1,825 \times 10^{-3} \times 3600}{0,1060} \Rightarrow Pr = 31,9 \quad (19)$$

Donc pour le coefficient de transfert externe

$$h = J \times Cp \times G \times (Pr)^{-2/3}$$

$$\text{Alors } h_0 = 5,51 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5685 \cdot 46,32 \cdot 10^4 \cdot (31,9)^{-2/3} \quad h_0 = 144,25 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Calcul de coefficient d'échange global (U)**

$$U = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} ; \quad h_{i0} = h_i \cdot \frac{d_1}{d_2}$$

Donc :

$$h_{i0} = 489,80 \cdot \frac{5,250}{6,045} \Rightarrow h_{i0} = 425,4 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_p = \frac{425,4 \times 144,4}{425,4 + 144,4} \Rightarrow U_p = 107,72 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Estimation des résistances de salissement**

D'après le tableau II-3 dans l'annexe

$$R_{s0} = 0,0002 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R_{si} = 0,0002 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R_{si0} = R_{si} \frac{d_1}{d_2}$$

PARTIE PRATIQUE

$$R_{si0} = 0,0002 \cdot \frac{5,250}{6,045} = 1,73 \cdot 10^{-4} \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R_s = R_{si0} + R_{s0}$$

$$R_s = 2 \cdot 10^{-4} + 1,73 \cdot 10^{-4} = 3,73 \cdot 10^{-4} \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_s = \frac{1}{1/U_p + R_s}$$

$$U_s = \frac{1}{1/107,72 + 3,73 \cdot 10^{-4}} = 103,6 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Calcul la surface d'échange de chaleur (S)**

$$Q = S \times U \times DTLM \quad ; \quad S = \pi \times d_2 \times L$$

$$S = \frac{Q}{U \times DTLM}$$

$$S = \frac{25014}{103,6 \times 117,7} \Rightarrow S = 2,05 \text{ m}^2$$

- **Calcul de la longueur (L)**

$$L = \frac{S}{\pi \times d_2} = \frac{2,05}{\pi \times 6,045 \times 10^{-2}} \Rightarrow L = 10,80 \text{ m.}$$

Donc on propose un échangeur de 20 ft épingle.

- **Calcul de pertes de charges**

- **Pour le côté tube interne du gaz**

Pour tenir compte de la non-isothermicité de l'écoulement qui provoque les mêmes déviations qu'en transfert de chaleur, Sieder et Tate proposent l'équation suivante :

$$\Delta P = \frac{f \times G_g^2 \times L}{d_1^5 \times \rho_g \times \Phi_t} \quad (21)$$

Le calcul des termes de l'équation (21)

a)- Calcul de facteur de friction par la relation suivante :

$$f = 0,0070 + 0,528 \times (\text{Re})^{-0,42} \quad (22)$$

Sachant que : $\text{Re} = 584968,85$

PARTIE PRATIQUE

$$f = 0,0070 + 0,528 \times (584968.85)^{-0,42} \Rightarrow f = 0,009$$

b)- calcul de la masse volumique du mélange gazeux (ρ_g) :

$$\rho = \frac{P \times M}{Z \cdot R \times T} \quad (23)$$

Sachant que :

$$P = 21,86 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \text{ eff} = 311 \text{ Psia.}$$

$$M = 29,25 \text{ kg} / \text{k moles.}$$

$$R = 0,0821 \text{ atm} / \text{mole} \text{ } ^\circ\text{K.}$$

$$T = 8,6 \text{ } ^\circ\text{C} = 507,5 \text{ } ^\circ\text{R.}$$

Z en fonction de Tr et Pr.

$$\text{Tr} = T / \text{Tcm} = 507,5 / 528,66 \Rightarrow \text{Tr} = 0,96.$$

$$\text{Pr} = P / \text{Pcm} = 311 / 692,3 \Rightarrow \text{Pr} = 0,47.$$

$$Z = 0,8$$

$$\text{Alors } \rho_g = \frac{21,86 \times 29,25 \times 10^{-3}}{0,8 \times 0,0821 \times 10^{-3} \times 281,6} \Rightarrow \rho_g = 34,66 \text{ kg} / \text{m}^3$$

c)- calcul de nombre de Nusselt (Nu)

D'après Sieder et Tate :

$$Nu = \frac{h_i \times d_1}{\lambda_g} = 0,027 \times (\text{Re})^{0,8} (\text{Pr})^{1/3} \times \Phi \quad (24)$$

$$d_1 : 5,250 \text{ cm.}$$

$$h_i: 489,80 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$\lambda_g = 1,76 \times 10^{-2} \text{ Btu} / \text{hr ft } ^\circ\text{F} = 2,617 \cdot 10^{-2} \text{ Kcal/ hr m } ^\circ\text{C.}$$

$$Nu = \frac{489,80 \times 5,25 \times 10^{-2}}{2,617 \times 10^{-2}} = Nu = 982,60$$

Alors à partir de l'équation (24) :

$$\Phi = \frac{\left(\frac{Nu}{0,027 \times (\text{Re})^{0,8} \times (\text{Pr})^{1/3}} \right)}{\left(\frac{982,6}{0,027 \times (584968.85)^{0,8} \times (0,69)^{1/3}} \right)} \Rightarrow \Phi_t = 1,00$$

PARTIE PRATIQUE

Donc :

$$\Delta P = \frac{f \times G_g \times L}{d \times \rho \times \Phi t}$$
$$\Delta P = \frac{0,009 \times (429200)^2 \times 12}{5,25 \times 10^{-2} \times 34,66 \times (3600)^2 \times (1,00)} \Rightarrow \Delta P_g = 0,95 \text{ KPa}$$
$$\Rightarrow \Delta P_g = 0,01 \text{ bar}$$

Pour le côté section annulaire d'huile

Les pertes de charges secondaires, dues aux orifices d'entrée et de sortie ainsi qu'aux connexions entre tubes. Si n un nombre d'épingles de l'appareil, la perte de charge totale dans la section annulaire sera donnée par :

$$\Delta P_h = \frac{2 \times G^2}{\rho h} \left[\frac{f \times L \times 1}{D_e' \Phi t 4} \right]$$

ρ_h : La masse d'huile en Kg / m³.

Le calcul des paramètres de l'équation (24)

a)- calcul de diamètre équivalent (D_e')

$$D_e' = D_1 - d_2 \Rightarrow D_e' = 7,793 - 6,045 \Rightarrow D_e' = 1,748 \text{ cm}$$

b)- calcul de nombre Reynolds (Re)

$$Re' = \frac{D_e' G_h}{\mu_h} = \frac{1,748 \times 10^{-2} \times 463200}{1,825 \times 10^{-3} \times 3600} \Rightarrow Re' = 1232,40$$

$$f = 0,22$$

c)- calcul de nombre de Nusselt à partir de l'équation suivante :

$$Nu = \frac{D_e q \times h_0}{\lambda} = 0,027 \times (Re)^{0,8} (Pr)^{1/3} \times \Phi \quad (25)$$

$$Nu = \frac{4 \times 10^{-2} \times 144,25}{0,1060} \Rightarrow Nu = 54,43$$

d)- calcul de la densité d'huile (d')

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

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

e)- calcul de facteur de correction à partir de l'équation (25) :

Φ_t

PARTIE PRATIQUE

$$\Phi' = \frac{3 \cdot Nu}{(0,027 \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{1/3})} = \frac{54,43}{0,027 \times (2819)^{0,8} \times (31,9)^{1/3}} \Rightarrow \Phi' = 1,1$$

$$\Delta P_h = \frac{2 h \times G^2}{\rho h} \left[\frac{f \times L \times 1}{D e' \Phi r 4} \right]$$

$$\text{Donc } \Delta P_h = \frac{2 \times (46,32 \times 10^4)^2 \times \left[\frac{0,22 \times 12}{1,748 \times 10^{-2} \times 1,1 \times 4} \right]}{785 \times (3600)^2} \Rightarrow \Delta P_h = 06 KPa$$

$$\Rightarrow \Delta P_h = 0,06 \text{ bar}$$

Tableau II.9 : Tableau récapitulatif 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 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

II .14 Etude technico-économique

Pour mettre en valeur notre travail, nous devons le finaliser par une étude sur l'impact financier et technologique traduisant les gains dont doit bénéficier le complexe GP1/Z par la mise en exploitation de nos propositions.

Du point de vue technique, une conduite près de la vanne sera placée en utilisant un échangeur tubulaire simple et ses accessoires fabriqués localement par nous même, chose qui est rentable vis-à-vis le coût.

Ce type d'échangeur utilise pour effectuer un transfert de chaleur, le fluide utilisé dans l'échangeur est fait par nos soins du complexe, et très proche de l'emplacement de notre échangeur qui nous donne un gain d'argent, temps et d'énergie.



Conclusion
et
recommandations

CONCLUSION ET RECOMMANDATION

L'objectif général notre travail consiste 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 300 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.

Dans cette étude nous avons eu recours à la simulation dont Les résultats, 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 d'avoir un intérêt économique très important d'une telle réalisation.



BIBLIOGRAPHIE
ET
REFERENCES

REFERENCES

- [1] . Manuel Opérateur GP1/Z (section séparation) Volume 1 , phase II.
- [2]. Généralités sur la fabrication GP1/Z Phase I, T305 a, I.H.I .
- [3]. Banque de données GP1/Z (Généralités sur le complexe GP1/Z)
- [4]. Séminaire sur les hydrates présenté par Mr cherief IAP Boumerdes , 2008
- [5]. A.rojet, B,Durand , C.jahret , S.Jullian , M. valais LE GAZ NATUREL (production traitement et transport) Publication de l'institut français du pétrole
- [6]. Engineering Data book , Volome I et , II , FPS 11th Edition (Electronic)
- [7]. ROBERT C . REID, JHON M PRAUSNITZ et THOMAS K. SHERWOOD
The properties of gases and liquids. Third Editions .
- [8]. PIERRE WUTHIER Raffinage et Génie chimique Volume II.



ANNEXES

Tableau II-1 : Relevé d'une semaine du mois de juillet de la composition du mélange

<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 II-2 : Dimensionnement des tubes en aciers IPS

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
			1,887	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	1,9150	1,8553	140,9

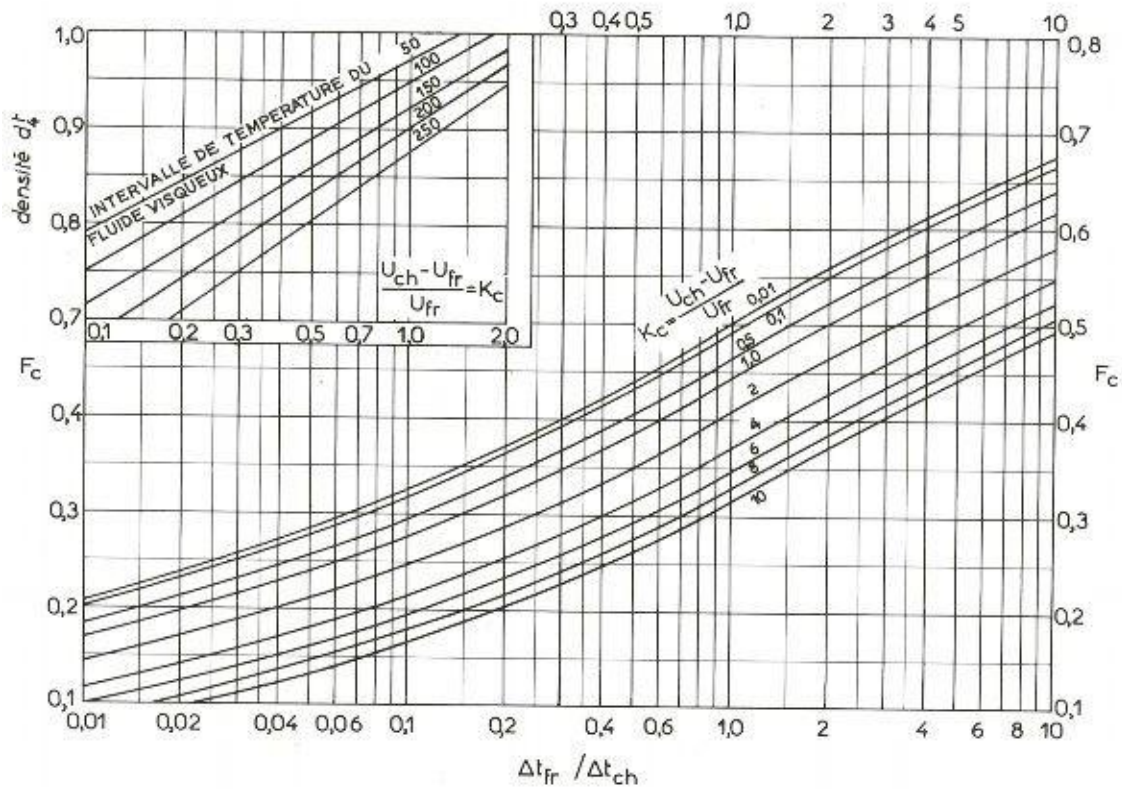


Figure II-1 : Détermination des facteurs Kc et Fc

Tableau II-3 : Estimation des résistance d'encrassement

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 (furfuro!, 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 II.3: (ΔC_p)₁ en fonction de Tr et Pr

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

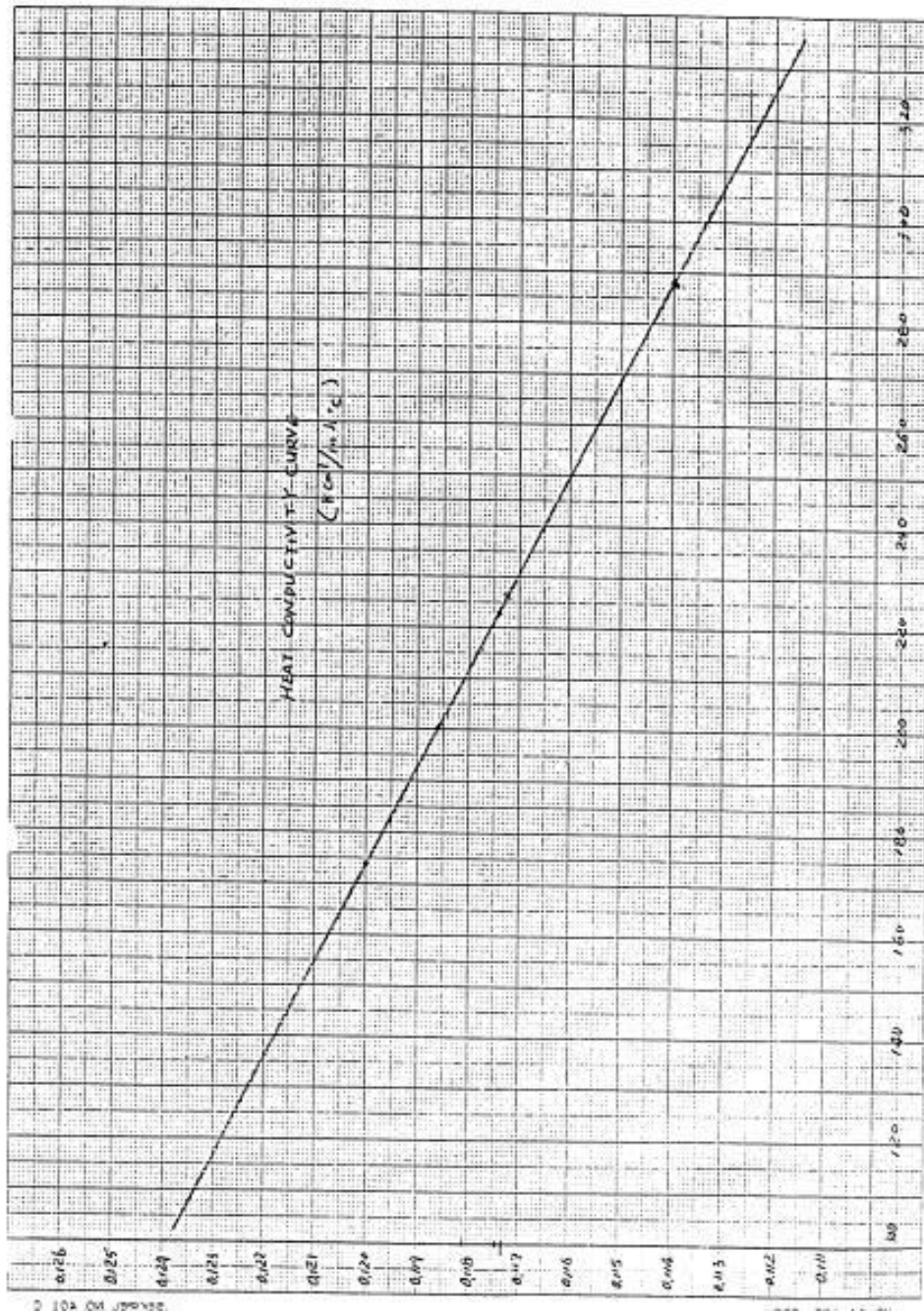


figure II-2 La conductivité thermique

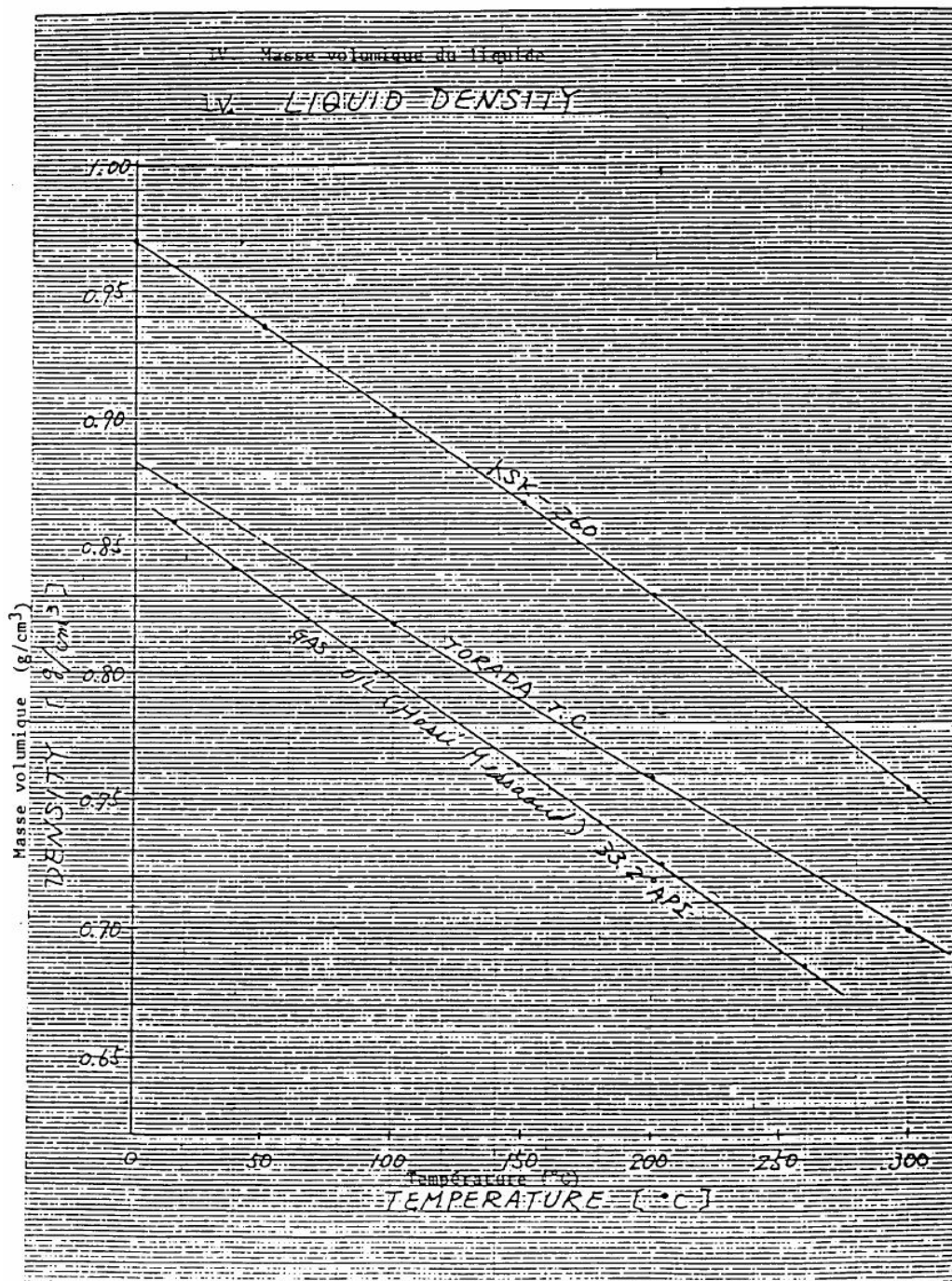


Figure II-3 : la densité d'huile TORADA

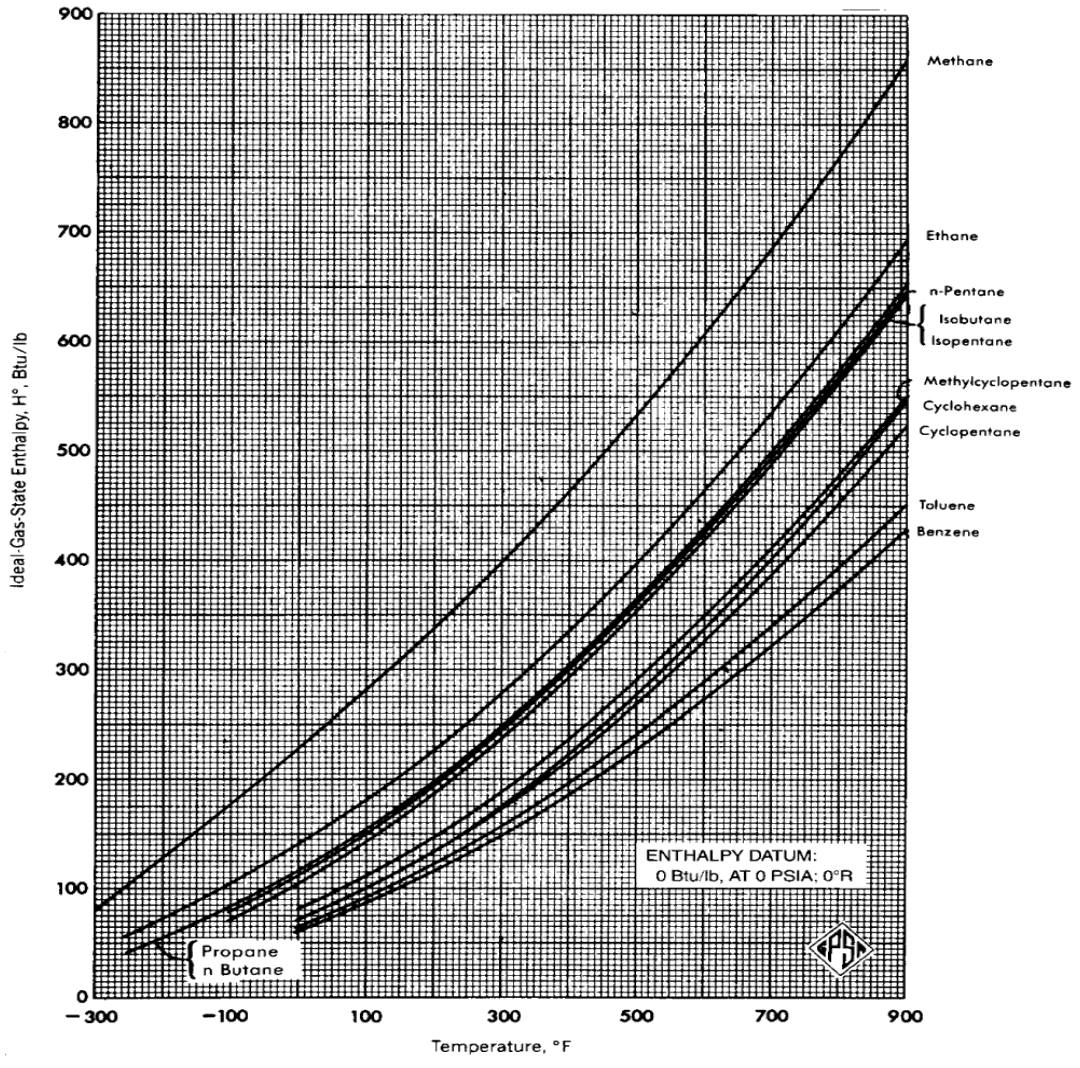


figure II-4 Coefficients de transfert sale Us