



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم : / ج.م.ك.ع.ت// 2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **INDUSTRIES PETROCHIMIQUES**

Option: **GENIE PETROCHIMIQUE**

Thème

**Elimination du givrage sur la vanne PV -X111-Section
séparation GP1/Z**

Présenté par

- 1- DERDOUR LILIA
- 2- TAHAR BERRADIA ANES

Soutenu le 21/06/2026 devant le jury composé de :

Président :	SEPHIR Yamina	Docteur	Université de Mostaganem
Examineur :	KHELLOUL Nawel	Docteur	Université de Mostaganem
Rapporteur :	BOUBEGRA Naima	Docteur	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Sommaire

Résumé en (français; anglais et en arabe)	
Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation du complexe	
I.1. Introduction	2
I.2. Description du complexe	3
I.2.a. Présentation du complexe GP1/Z	3
I.2.b. Organisation du complexe	3
I.2.c. Principales installations	5
I.2.d. Capacité	6
I.2.e. Alimentation de l'usine	6
I.2.f. Les utilités	6
I.2.g. Procédé de fabrication	7
I.2.h. Schéma du procédé	11
Chapitre II: Description générale de la section separation	
II.1. Introduction	13
II.2. Fractionnateur	14
II.3. Dé-éthaniseur	15
Chapitre III : Généralités sur les hydrates	
III.1. Introduction	18
III.2. Les hydrates de gaz	19
III.2.a. Structure de base des hydrates	19
III.2.b. Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates	22
III.3. Comment éviter le problème des hydrates	24
Chapitre IV : Identification du problème	
IV.1. Introduction	26
IV.2. Présentation du problème	26
IV.3. Historique du problème	27
IV.4. Conséquences du bouchage de la vanne	28
Chapitre V : Etude du problème	
V.1. Données de base	30
V.2. Détermination de l'état du fluide	31
V.3. Détermination de la température après la détente	32
V.4. Détermination de la température de formation des hydrates dans le cas actuel	36
V.5. Partie simulation HYSYS	36
V.5.a. Détermination de la teneur en eau à la saturation	37
V.5.b. Détermination des teneurs en eaux dans plusieurs point dans le procédé	38
V.5.c. Détermination de la température à la quelle il y'a formation d'hydrate	39
Chapitre VI : Solution proposée	
VI.1. Introduction	41
VI.2. Optimisation de la colonne avec les conditions actuelles	42
VI.3. La deuxième solution	43
VI.3.a Échangeur tubulaire (concentrique)	44
VI.3.b Détermination de la température à l'amont de la vanne	44
VI.3.c Calcul de débit d'huile nécessaire pour chauffer le mélange gazeux	47
VI.3.d Dimensionnement d'un échangeur à double tube	47
CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS	59
Annexe	
Bibliographie	

Résumé

Le complexe GP1/Z constitue une installation majeure de séparation du gaz naturel dans le sud algérien. Dans le cadre de notre stage en milieu industriel, nous avons étudié un problème réel rencontré au niveau de la section séparation : la formation d'hydrates au niveau des vannes PV-X111, provoquant du givrage et l'obstruction de l'écoulement du gaz, ce qui engendre des instabilités de fonctionnement. Après une présentation du complexe et de la section séparation, ainsi qu'un rappel des notions générales sur la structure et la formation des hydrates, nous avons identifié les causes du problème et mené une étude détaillée, notamment à l'aide d'une simulation sous HYSYS, afin de déterminer les conditions de température et de teneur en eau favorisant la formation des hydrates. Sur la base de ces résultats, des solutions sont proposées, notamment l'optimisation de la colonne dans les conditions actuelles et la mise en place d'un échangeur tubulaire concentrique, afin d'éliminer durablement ce problème.

Mots-clés : GP1/Z, section séparation, hydrates, vanne PV-X111, HYSYS, échangeur tubulaire.

Abstract

The GP1/Z complex is a major natural gas separation facility located in southern Algeria. As part of our industrial internship, we studied a real operational problem encountered in the separation section: the formation of hydrates at the PV-X111 valves, which causes icing and obstructs gas flow, leading to operating instabilities throughout the section. After presenting the complex and the separation section, and reviewing general notions on the structure and formation of hydrates, we identified the causes of the problem and carried out a detailed study, including a HYSYS simulation, to determine the temperature and water content conditions favoring hydrate formation. Based on these results, solutions are proposed, namely optimizing the column under current operating conditions and installing a concentric tube heat exchanger, in order to durably eliminate this problem.

Keywords: GP1/Z, separation section, hydrates, PV-X111 valve, HYSYS, tube heat exchanger.

ملخص

يعد مركب GP1/Z منشأة رئيسية لغرز الغاز الطبيعي في الجنوب الجزائري. في إطار التبرص الصناعي، قمنا بدراسة مشكلة حقيقية موجودة على مستوى قسم الفصل: تكون الهيدرات على مستوى الصمامات PV-X111، مما يؤدي إلى التلجج وانسداد تدفق الغاز، مما يسبب عدم استقرار في تشغيل القسم. بعد عرض المركب وقسم الفصل، والإشارة إلى المفاهيم العامة حول بنية وتكون الهيدرات، قمنا بتحديد أسباب المشكلة وإجراء دراسة معمقة، بما في ذلك محاكاة بواسطة برنامج HYSYS، للوقوف على شروط درجة الحرارة ونسبة الماء المواتية لتكون الهيدرات. وعلى ضوء هذه النتائج، تم اقتراح حلول، تتمثل في تحسين عمل العمود ضمن الشروط الحالية وتركيب مبادل حراري أنبوبي محوري من أجل التخلص النهائي من هذه المشكلة. الكلمات المفتاحية: GP1/Z، قسم الفصل، الهيدرات، الصمام PV-X111، المبادل الحراري الأنبوبي.

Introduction générale

Introduction générale

Le sud algérien possède d'importantes richesses naturelles, parmi lesquelles figurent les réserves d'hydrocarbures liquides et gazeux. Le gaz naturel extrait des différents champs nécessite une première séparation sur site, suivie d'une séparation finale à proximité des zones de consommation. Afin d'atteindre cet objectif, l'Algérie a investi des sommes considérables dans la réalisation de grands complexes de traitement et de séparation du gaz, à l'image du complexe GP1/Z.

L'un des objectifs de notre stage en milieu industriel est d'étudier un problème réel rencontré au sein du complexe et de proposer, dans la mesure du possible, des solutions adaptées. Dans ce cadre, notre travail porte sur le phénomène de formation des hydrates au niveau des vannes PV-X111 de la section de séparation.

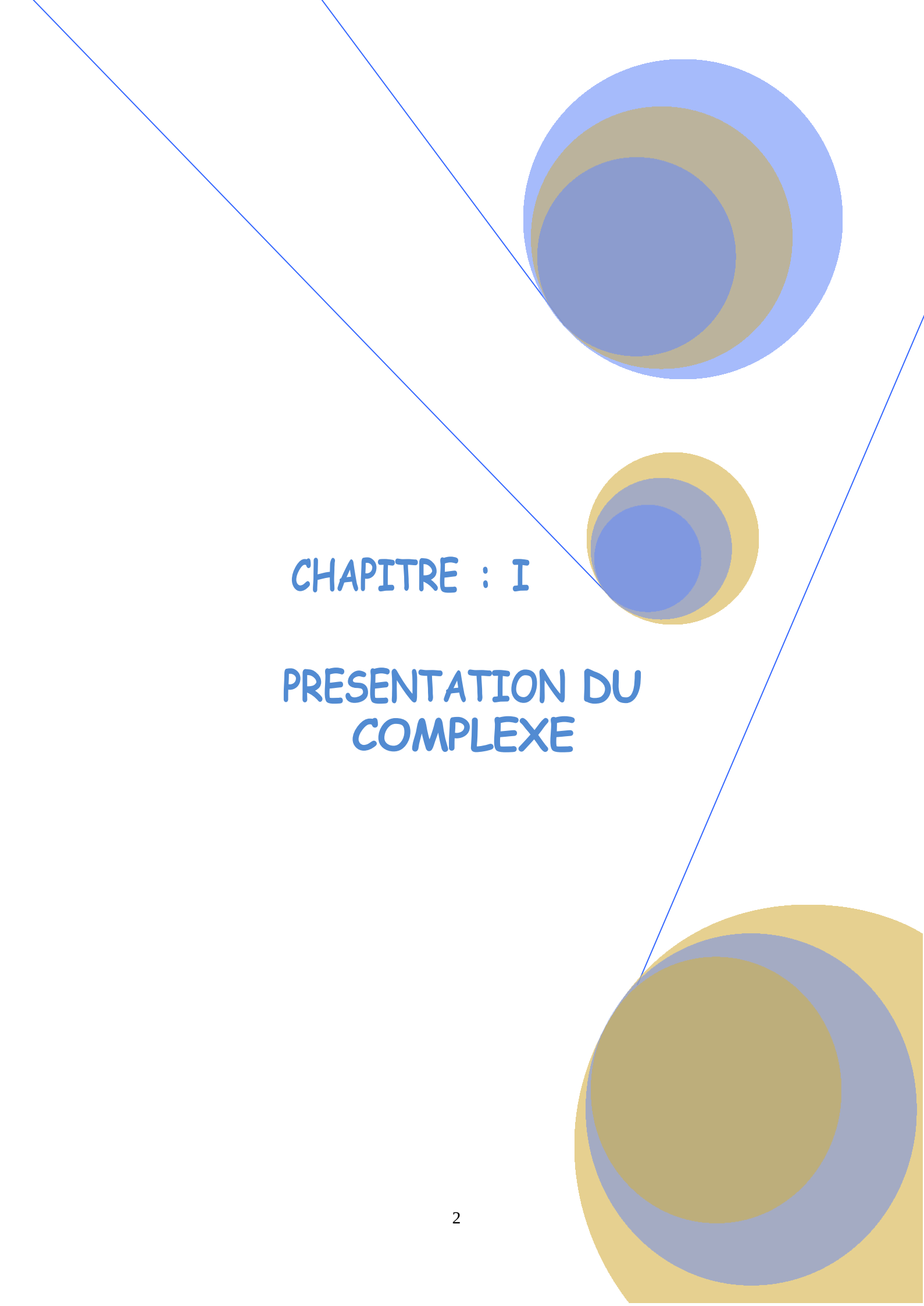
Ces vannes sont sujettes à la formation de givre et d'hydrates, ce qui provoque l'obstruction de l'écoulement du gaz à travers la vanne et engendre des perturbations ainsi que des instabilités de fonctionnement de l'ensemble de la section de séparation.

Notre étude consiste donc à identifier les causes de la formation de ces hydrates et à proposer des solutions techniques permettant de prévenir ou d'éliminer ce phénomène.

Dans un premier temps, nous présenterons le complexe GP1/Z ainsi qu'une description détaillée de la section de séparation. Le troisième chapitre sera consacré aux notions générales relatives à la structure, aux mécanismes de formation et aux conditions d'apparition des hydrates, afin de mieux comprendre le problème étudié. Enfin, nous analyserons les différentes causes susceptibles de favoriser leur formation et proposerons les solutions les plus appropriées pour y remédier.

Au terme de ce travail, nous présenterons les principales conclusions de notre étude ainsi qu'un ensemble de recommandations visant à limiter, voire à éliminer, le phénomène de formation des hydrates au niveau des vannes PV-X111.



The page features a decorative design with three sets of concentric circles. The top set consists of a light blue outer circle, a brown middle circle, and a dark blue inner circle. The middle set consists of a yellow outer circle, a grey middle circle, and a dark blue inner circle. The bottom set consists of a yellow outer circle, a grey middle circle, and a brown inner circle. Two thin blue diagonal lines cross the page, one from the top-left to the middle-right, and another from the top-right to the bottom-left.

CHAPITRE : I

PRESENTATION DU
COMPLEXE

I.1. Introduction [1]

Le gaz de pétrole liquéfié, connu sous le nom de GPL, est obtenu à partir du pétrole brut après une distillation atmosphérique ou dans des champs de production de gaz naturel par utilisation de procédés de fractionnement.

De par son origine, le gaz de pétrole liquéfié est un mélange d'hydrocarbures à teneurs variables en composés légers. À température et pression atmosphériques, il est gazeux, mais peut être liquéfié à température ambiante sous une pression modérée.

Le GPL n'a pas de propriétés lubrifiantes. Il est incolore en phase vapeur. Cependant, lorsque le liquide est évaporé, l'effet de refroidissement de l'air ambiant peut causer une condensation, voire une congélation de la vapeur d'eau contenue dans l'air, ce qui permet de rendre visible un nuage de GPL.

Le GPL est pratiquement inodore et, pour des raisons de détection et de sécurité, un odorant doit être ajouté dans des limites déterminées afin de le commercialiser.

I.2. Description du complexe [1]

I.2.a. Présentation du complexe GP1/Z « JUMBO »

• Objet

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

• Situation géographique

D'une superficie de 120 hectares, le Jumbo GPL est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre la centrale thermique de MARSA EL HADJADJ à l'ouest et les complexes GNL à l'est.

• Historique

Le contrat de construction a été passé avec « IHI-C-ITOH JAPON » le 11 décembre 1978.

L'ouverture du chantier a eu lieu le 10 octobre 1980.

L'inauguration officielle a eu lieu le 31 décembre 1983.

Le chargement du premier navire de propane réfrigéré a été effectué le 20 février 1984.

L'extension du complexe a eu lieu le 24 février 1998.

I.2.b. Organisation du complexe [1]

L'organisation du complexe GP1/Z est étudiée de façon à assurer une coordination complète entre les différentes structures de l'usine afin de permettre une exploitation optimale des ressources disponibles. Le suivi est assuré par quatre équipes, dont une au repos, ainsi que par le personnel de maintenance travaillant en journée normale.

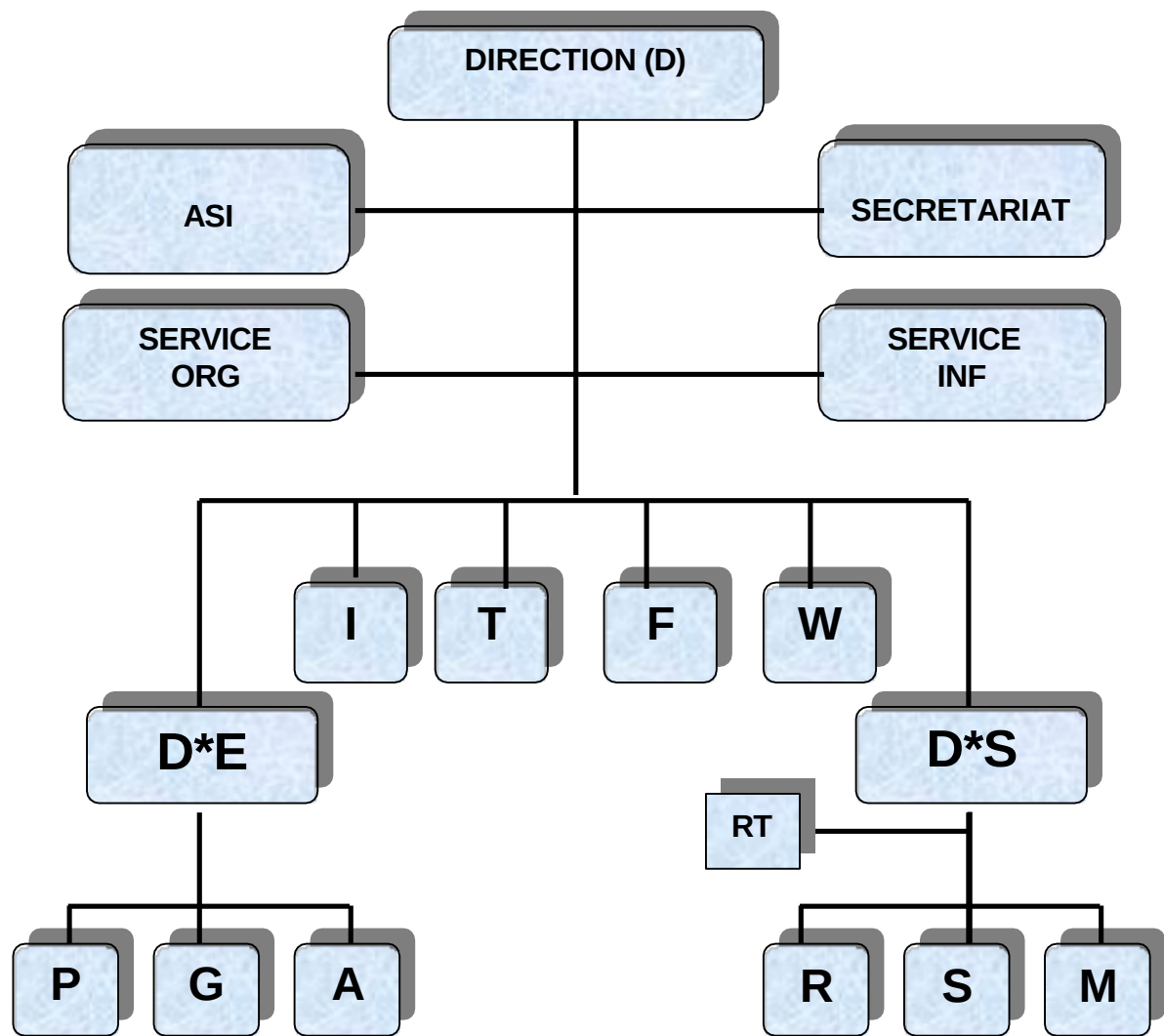


Figure I.1: Organigramme du complexe



SYMBOLES	DEPARTEMENT	SYMBOLES	DEPARTEMENT
D	La Direction	ORG	Organisation
I	Département Sécurité	T	Département Technique
F	Département Finance	W	Département Travaux neufs
D*E	Sous direction exploitation	D*S	Sous Direction du personnel
P	Département Production	RT	Relation de Travail
G	Département Maintenance	R	Dpt Ressources Humaines
A	Département Approvisionnement	S	Administration et social
M	Dpt moyens généraux	ASI	Assistance sûreté interne

Tableau I.1 : Symboles des départements

I.2.c. Principales installations [1]

- 16 sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune.
- 09 trains de traitement du GPL.
- 02 unités de reliquéfaction du gaz évaporé.
- 03 bacs de stockage de propane à basse température de 70 000 m³ chacun.
- 03 bacs de stockage de butane à basse température de 70 000 m³ chacun.
- 04 sphères de stockage des produits à température ambiante (propane et butane) de 500 m³ chacune.
- 01 sphère de stockage de gazoline.
- 05 salles de contrôle.
- 01 sous-station électrique alimentée par la SONELGAS.
- 04 générateurs assurant l'énergie de secours du complexe en cas de coupure de courant.
- 02 quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variant entre 4 000 et 5 000 tonnes.
- Une rampe de chargement de camions.
- Une station de pompage d'eau de mer pour le réseau d'incendie.
- Un système de télésurveillance.

I.2.d. Capacité [1]

À partir d'un traitement du GPL brut algérien en provenance des champs gaziers et pétroliers du Sud, la production du complexe est de 9 000 000 tonnes/an de GPL : propane, butanes commerciaux et pentane.

I.2.e. Alimentation de l'usine [1]

• Les sources d'alimentation

L'usine reçoit son alimentation en GPL des sources suivantes : Hassi Messaoud, Hassi R'Mel, Alrar, In Amenas, Tinfouye Tabankort (TFT), Rhourde Nouss et Gassi Touil.

I.2.f. Les utilités [1]

Elle alimente les diverses zones de production en :

- **Fuel (gaz naturel)** : utilisé comme combustible.
- **Air** : il est divisé en deux :
 - ✓ **Air instrument** : c'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité. Cet air est utilisé pour l'ouverture des vannes et la commande des boucles de régulation (vannes pneumatiques).
 - ✓ **Air de service** : c'est de l'air utilisé pour le nettoyage et l'entretien.
- **Vapeur** : on utilise le dessaleur pour obtenir de l'eau distillée et, à partir de la chaudière, on produit de la vapeur à 10 kg/cm² qui sert au traçage des lignes pour le maintien de la température, ainsi qu'au fonctionnement des échangeurs de chaleur des évaporateurs des produits.
- **Eau** :
 - l'eau distillée.
 - l'eau de refroidissement : utilisée pour les équipements (pompes).
 - l'eau potable.
- **Méthanol** : il est utilisé pour le dégivrage.
- **Gasoil** : il est utilisé pour les générateurs de secours.
- **Azote** : ballon d'azote. Il y a deux circuits :
 - circuit gazeux (HELIOS) ;
 - circuit d'azote liquide (COGIZ) : l'azote liquide est transformé en vapeur pour l'inertage des équipements.
- **Un générateur électrique** de secours d'une capacité de 25 617 kW.
- Un système de sécurité **vide-vite (blow-down)**.
- **Les torches** : deux torches haute pression et une torche basse pression servant à brûler la quantité de gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains.



I.2.g. Procédé de fabrication [2]

Le GPL venant de l'extérieur est stocké dans 16 réservoirs sphériques, dans la section de stockage de la charge. Ensuite, le GPL brut est acheminé vers les 9 trains identiques installés en parallèle. Chaque train est conçu de manière à produire 1 000 000 de tonnes/an et comprend les sections suivantes :

• Section déshydratation

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

1- Principe de fonctionnement

Le procédé de déshydratation est constitué de trois colonnes remplies d'adsorbant.

À tout instant, une colonne est en adsorption, une autre en régénération, tandis que la troisième est en attente.

La durée d'adsorption est de 36 heures. À l'expiration de ce temps, la colonne en attente est mise en ligne et la colonne qui était en service passe en régénération. À ce moment, la troisième colonne a achevé son cycle de régénération et passe en attente.

La charge contenant de l'eau dissoute passe de bas en haut dans la première colonne en traversant le lit adsorbant de tamis moléculaires.

2- Cycle de régénération

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

➤ Drainage

La séquence de régénération commence par le drainage du GPL restant dans la colonne d'adsorption. Le GPL brut est évacué vers les réservoirs sphériques d'alimentation sous la pression du gaz naturel (20 kg/cm²eff.) introduit en haut de la colonne. Le temps prévu pour le drainage est d'environ 1 heure.

➤ Dépressurisation

Afin de préparer la colonne à la séquence de chauffage, il convient de réduire la pression de 20 à 4,5 kg/cm²eff. Cela est réalisé par l'évacuation du gaz naturel vers la section fuel gaz. L'opération demande environ une demi-heure.



➤ Réchauffage

Cette séquence représente l'opération principale du cycle de régénération. Le chauffage se fait par le passage du gaz naturel chauffé à 280 °C dans la zone de convection du four. Ce passage se fait du haut vers le bas et l'eau contenue dans les tamis moléculaires est ainsi évaporée. L'aéro-réfrigérant (E-X001) est mis en service pour refroidir le gaz sortant du lit et condenser une partie de l'eau contenue dans ce gaz. Ce dernier entre dans le séparateur de drainage (V-X002), où l'eau libre est séparée et s'écoule vers les égouts des eaux huileuses. Le gaz refroidi passe ensuite en tête vers le réseau fuel gaz.

La période de chauffage nécessite une durée de 11 heures. Ensuite, le cycle est arrêté par le programmeur qui signale que le fond du lit a atteint sa température de régénération de 200 °C.

➤ Refroidissement

La colonne chaude, après la séquence de réchauffage, est refroidie par du gaz naturel froid à 12,7 °C. Le gaz utilisé pendant le cycle de refroidissement continue à s'écouler vers le réseau fuel gaz. La durée de refroidissement est d'environ 5 heures.

➤ Pressurisation

Avant le remplissage de la colonne en GPL, il faut augmenter sa pression par l'injection de gaz naturel à 20 kg/cm² eff afin d'éviter une détente brusque du GPL et la détérioration du tamis moléculaire. L'opération demande une demi-heure.

➤ Remplissage

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

• Section séparation

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

1- Passage par les préchauffeurs

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



2- Fractionnateur

C'est une colonne de fractionnement équipée de 55 plateaux à clapets. C'est dans cette colonne que l'on effectue la séparation entre le propane et l'éthane, sortant en tête, et le butane et le pentane, sortant au fond de la colonne.

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

3- Dé-éthaniseur

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

4- Dépentaniseur

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

• Section réfrigération

Cette section reçoit le propane et le butane de la section séparation, les réfrigère jusqu'aux basses températures correspondant aux points de saturation liquide au voisinage de la pression atmosphérique et les dirige vers les bacs de stockage à basse température.

Chacun des deux produits, propane et butane, passe à travers trois refroidisseurs (chillers) pour être réfrigéré suivant un cycle ouvert par détente successive en trois niveaux de pression : HP, MP et BP, par détente du propane (fluide frigorigène) après compression.

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

• Section d'huile chaude

La section du fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le préchauffeur final de la charge. Le fluide caloporteur circulant dans la boucle est l'huile TORADA TC 32.

La température du fluide caloporteur à la sortie du four, qui représente la température d'entrée pour chaque utilisation, est maintenue à 180 °C.

Le four (H-X501) fournit également la chaleur nécessaire au gaz naturel pour la régénération des tamis moléculaires de la section déshydratation, tout en chauffant ce dernier dans un petit serpentin de la section de convection à une température constante de 280 °C, avec un débit de 2 000 Nm³/h.

- **Section de stockage des produits**

Il existe deux types de stockage :

1- Stockage à température ambiante

Prévu pour la commercialisation du gaz à l'échelle nationale, le chargement des camions se fait à partir des quatre sphères ayant une capacité de 500 m³ chacune, dans lesquelles sont stockés le propane et le butane sous pression.

2- Stockage à basse température

Les gaz réfrigérés sont véhiculés vers les bacs où ils sont stockés à basse température, sachant que la capacité de chacun est de 70 000 m³. Ils sont munis de pompes immergées assurant la circulation du gaz et le chargement des navires.

Le service Stockage et Expédition chapeaute trois zones :

- **BOG (Boil-Off Gas)** : s'occupe de la gestion des bacs (produits finis). Il comprend deux salles de contrôle (LCR) et (JCR).

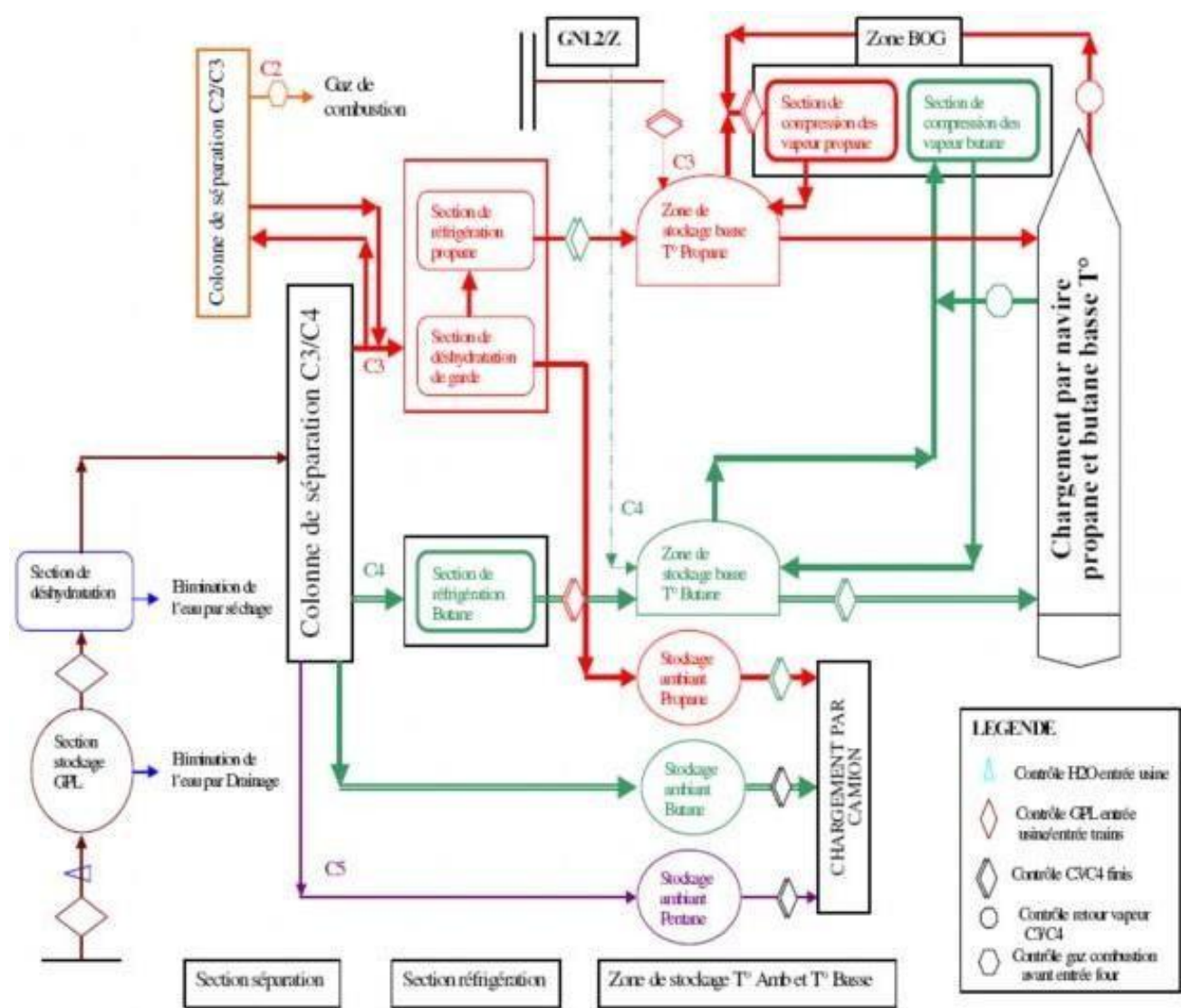
La **LCR** s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis et de la section de récupération BOG (gaz évaporé), tandis que la **JCR** assure les opérations de chargement des navires.

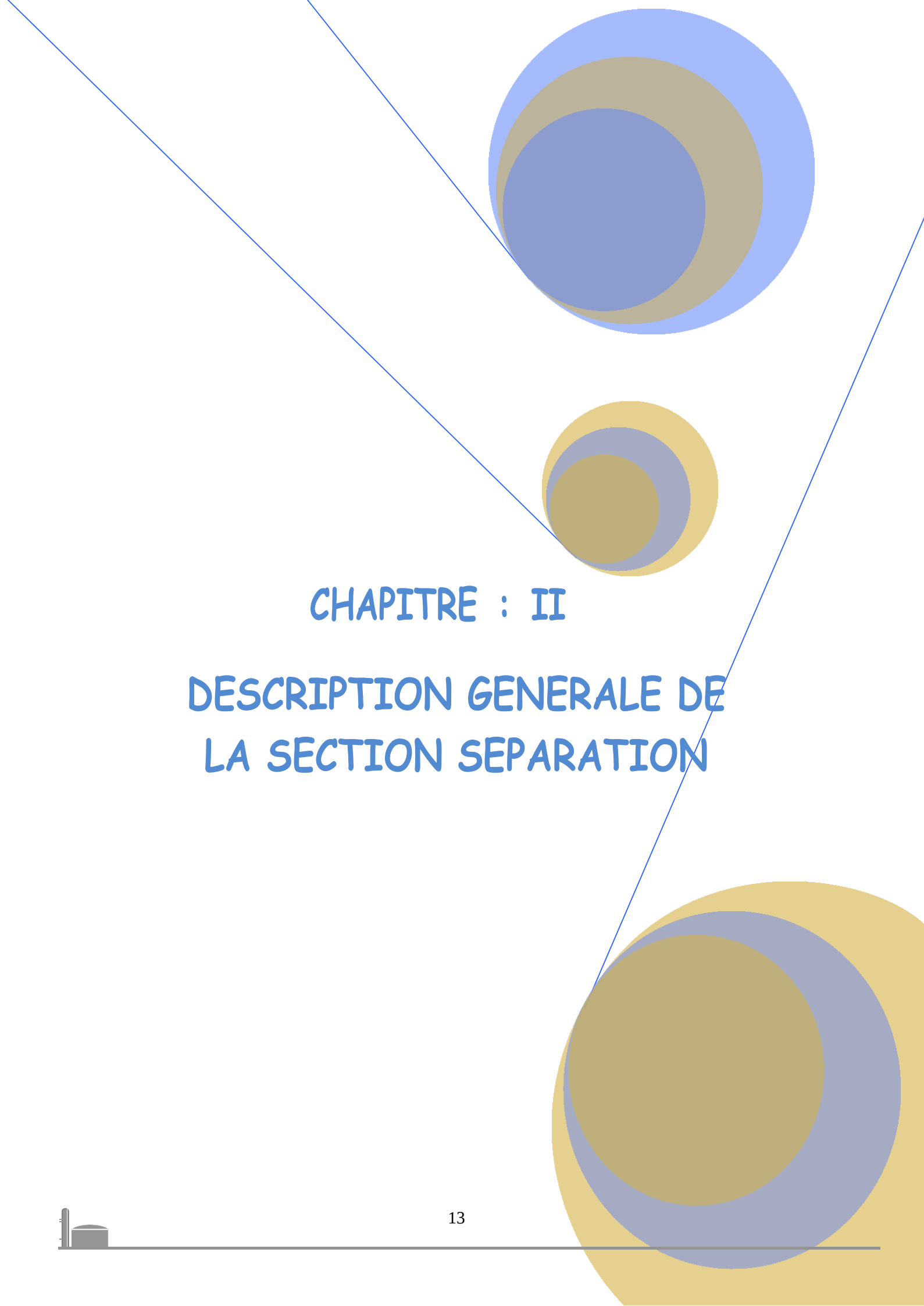
- **Section jetée (CN)** : s'occupe des enlèvements par navire. Il y a deux jetées : D1, destinée aux petits navires, et M6, destinée aux grands navires (les enlèvements par navire sont appelés postes de chargement navire).
- **Section chargement par camion (CC)** : s'occupe de la gestion des enlèvements par camion au niveau de la rampe de chargement (clients NAFTAL et opérateurs privés).

Grâce au système de contrôle distribué (DCS) installé à travers tout le complexe, on peut visualiser et obtenir tous les renseignements.



I.2.h. Schéma du proceed



A decorative graphic featuring three sets of overlapping circles in blue, brown, and yellow, connected by thin blue lines that form a triangular shape around the central text.

CHAPITRE : II

DESCRIPTION GENERALE DE LA SECTION SEPARATION



II.1. Introduction

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

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

Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane, produit sortant du fond du dé-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 du fractionnateur. Le GPL brut est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur (E-X013) par le biais d'une huile chaude.

II.2. Fractionnateur [3]

La séparation du propane et du butane dans le fractionnateur est une opération essentielle pour réaliser les taux de récupération voulus de chaque produit. Le fractionnateur (V-X101) est une colonne de distillation à 55 plateaux à clapets ; 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 l'une des trois alimentations (23e, 24e ou 25e plateau), 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 déterminer la teneur en propane dans le butane commercialisé.

Les produits de tête du fractionnateur sont condensés à travers les aéro-réfrigérants (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 (V-X102) si la teneur en éthane est supérieure à 2 %.

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

- **Paramètres de fonctionnement**

1- Températures

o Alimentation du fractionnateur

La température de l'alimentation de la colonne en GPL brut est maintenue à son point d'ébullition. Son point de consigne est fixé à 71 °C.

o Plateau sensible 36

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

2- Pressions

o Pression de la colonne

Le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20,2 kg/cm²eff., quelles que soient les conditions de charge et de production, en vue d'un fonctionnement optimal.

o Ballon de reflux

Ce ballon fonctionne à une pression constante de 19,5 kg/cm²eff. Un contrôleur sert à éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire, essentiellement par accumulation de composants inertes.

o Pression de tête

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

3- Débit

Pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux est maintenu constant à 400 m³/heure afin d'obtenir le fractionnement voulu pour le taux de récupération garanti du propane et du butane, quelles que soient les sources de charge.



II.3. Dé-éthaniseur [3]

Le dé-éthaniseur est normalement exploité en vue d'une production de propane commercial à faible teneur en éthane. On peut le by-passer lorsque les charges en cours présentent une faible teneur en éthane, étant donné que la teneur maximale admissible en éthane dans le propane commercial est de 2 % mole (norme Sonatrach). Cependant, dès que le rapport $C2/(C3+C2)$ dans la charge approche ou dépasse 2 % mole, le dé-éthaniseur doit être mis en service.

Le dé-éthaniseur est une colonne de distillation à 25 plateaux à clapets, munie 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-X006 A/B) à 5 °C. La partie non condensée est envoyée vers la section fuel gaz en passant par la vanne (PV-X111), tandis que la partie condensée est reprise par la pompe (P-X003 A/B) pour être utilisée comme reflux.

Le propane soutiré au fond de la colonne passe en premier lieu dans le préchauffeur primaire (E-X004) pour préchauffer le GPL brut, puis est envoyé vers les aéro-réfrigérants (E-X011), où il est refroidi avant d'être acheminé vers la section réfrigération.

• 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). Un point de consigne de 61 °C doit être utilisé pour produire un propane contenant 1% mole d'éthane. La teneur en éthane contenue dans le propane doit être comprise entre 1 et 2% mole.

2- Pression

• Pression dans la colonne

Le dé-éthaniseur est conçu pour fonctionner à une pression fixée à 22 kg/cm²eff. À cette pression, la qualité du gaz de purge est contrôlée directement par la température du ballon de reflux, et la qualité du propane commercial est contrôlée directement par la température au plateau 22.



3- Débit

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

- La section de séparation est conçue pour les conditions suivantes des normes N.G.P.A. :

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

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

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

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

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

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



The slide features a decorative background with three sets of overlapping circles in shades of yellow, grey, and blue. Two thin blue diagonal lines cross the slide from the top-left to the bottom-right. The text is centered in a blue, sans-serif font.

CHAPITRE : III

GENERALITES SUR LES HYDRATES



III.1. Introduction

Dès le début du siècle, l'exploitation du gaz naturel et du GPL s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôt de cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux sont, en fait, constitués d'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 contre les risques de formation d'hydrates. Une première façon d'y parvenir 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.

III.2. Les hydrates de gaz [4]

III.2.a. Structure de base des hydrates

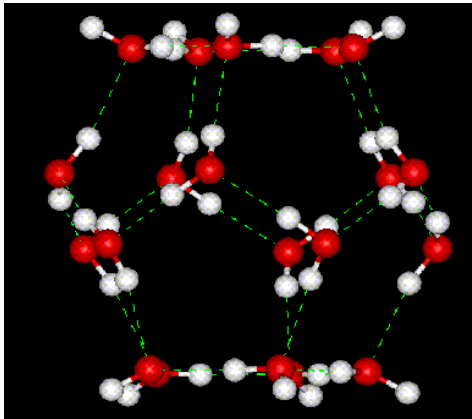
En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités, ou cages, dans lesquelles sont piégées les molécules de gaz. En raison de cette structure en cage, les hydrates appartiennent à la catégorie des composés d'inclusion appelés **clathrates**. 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.

Seules 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 celui-ci) pour que la molécule puisse entrer dans la cavité et, en même temps, suffisamment grand pour que le réseau cristallin soit stable.

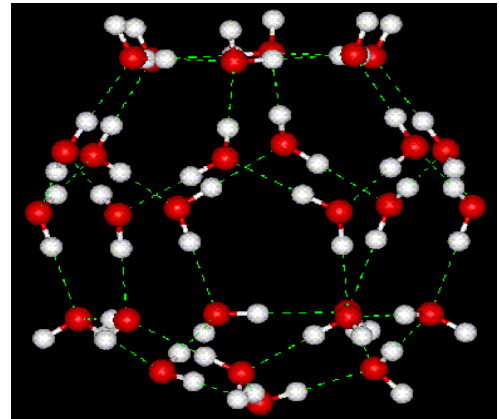
Différentes structures du réseau cristallin, **appelées structure I, structure II et structure H**, ont été mises en évidence par diffraction des rayons X.

➤ *Structure I*

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

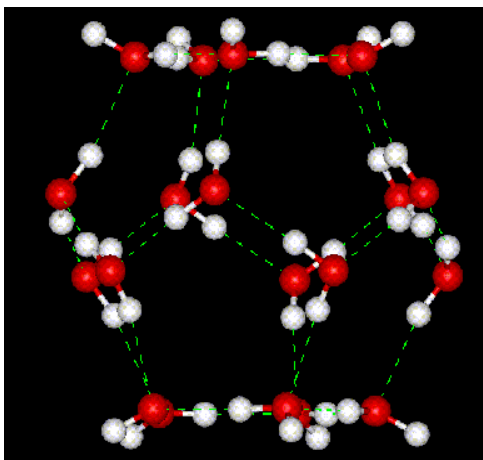


&

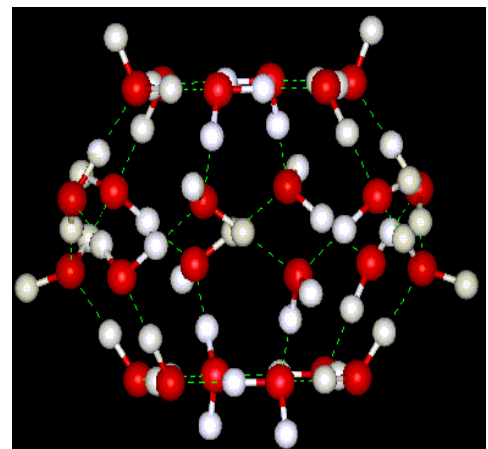


➤ *Structure II*

Dans le cas de la structure II, le dodécaèdre est associé à un hexadécaèdre formé de douze faces pentagonales et de quatre faces hexagonales (désigné par la notation $5^{12}6^4$). Chacun de ces polyèdres forme une cage qui peut contenir l'un des constituants du gaz avec lequel se forme l'hydrate. La maille élémentaire de la structure II est un cube de 17,3 Å.



&



➤ Structure H

Une nouvelle structure d'hydrate, appelée **structure H**, a été décrite récemment. Dans cette structure, les dodécaèdres 5^{12} coexistent avec des dodécaèdres $4^3 5^6 6^3$, ainsi qu'avec des polyèdres $5^{12} 6^8$, à douze faces pentagonales et huit faces hexagonales, formant de grandes cages.

La maille élémentaire de la structure H est composée de :

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

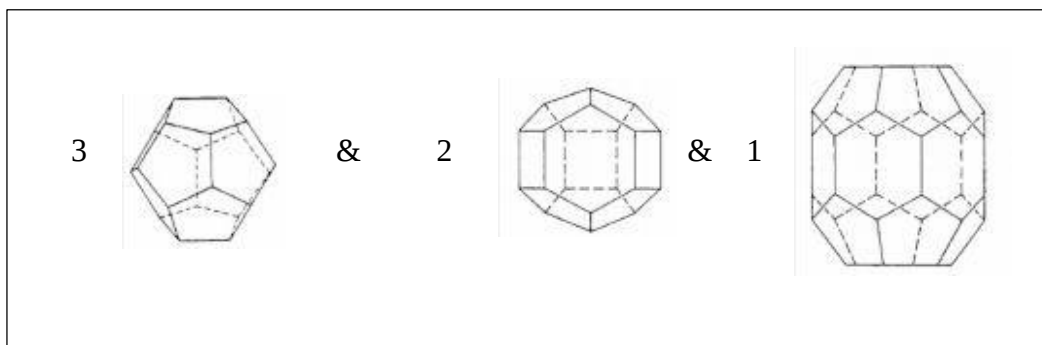


Figure III-1 : La forme des cavités entrantes dans la structure H

La figure ci-dessous représente les différentes structures d'hydrates ainsi que les types de molécules qu'elles peuvent encapsuler.

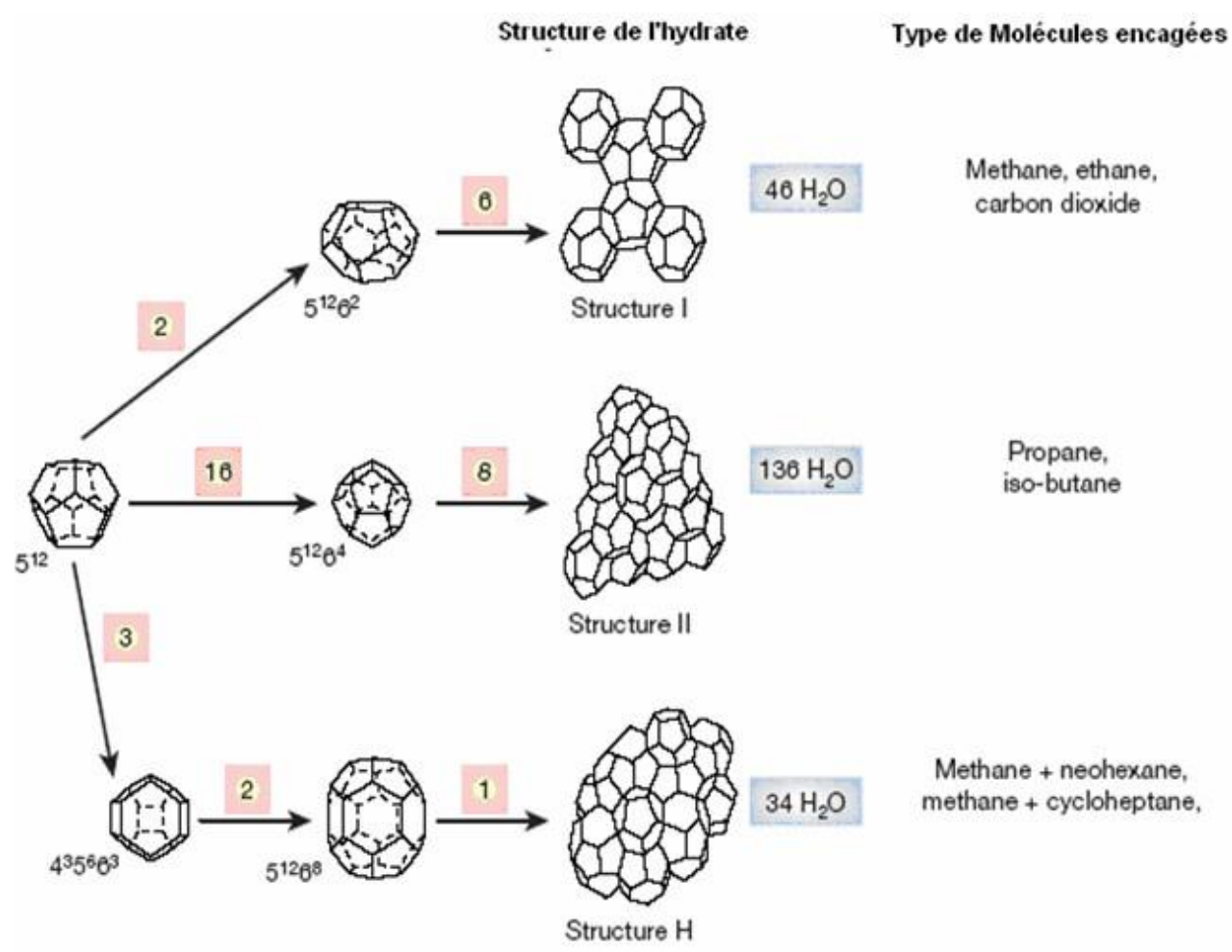


Figure III-2 : Réseau cristallin des structures I, II et H des hydrates

III.2.b. Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates [4]

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

- *Méthode graphique*

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

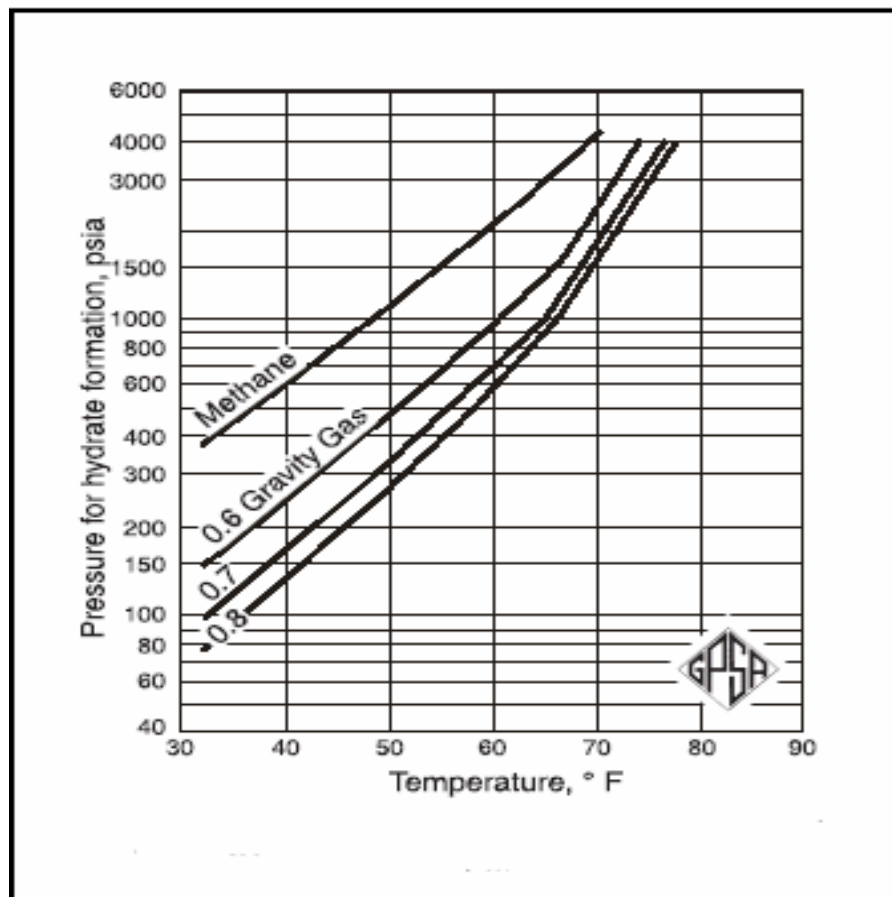


Figure III-3 : Estimation des hydrates à une pression donnée



• **Méthode basée sur la constante d'équilibre solide-vapeur (K_{vs})**

Elle est basée sur la prédiction de la formation des hydrates en utilisant les coefficients d'équilibre solide-vapeur définis par :

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

Où :

y_i : Fraction molaire du constituant i en phase vapeur.

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

Les courbes donnant les valeurs du coefficient d'équilibre K_{vs} en fonction de la température ont été établies pour le méthane, l'éthane et le propane, comme il est indiqué dans les figures IV-4, IV-5 et IV-6 de l'annexe B.

L'estimation de la température ou de la pression de formation des hydrates doit satisfaire la condition suivante :

$$\sum x_s = \sum (y_i / K_{vs}) = 1$$

• **Corrélations empiriques**

1. L'équation empirique est :

$$\ln P = 2.3026 \beta + 0.1144 (T + kT^2)$$

Avec :

- T est donnée en °C et la pression P en atm.
- β et k sont donnés comme suit :

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

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

Où :

- G : débit massique de gaz en kg/h.



III.3. Comment éviter le problème 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 pendant un certain temps, mais il peut ne faire que déplacer le problème vers un autre endroit où les hydrates se forment après les déperditions de chaleur.

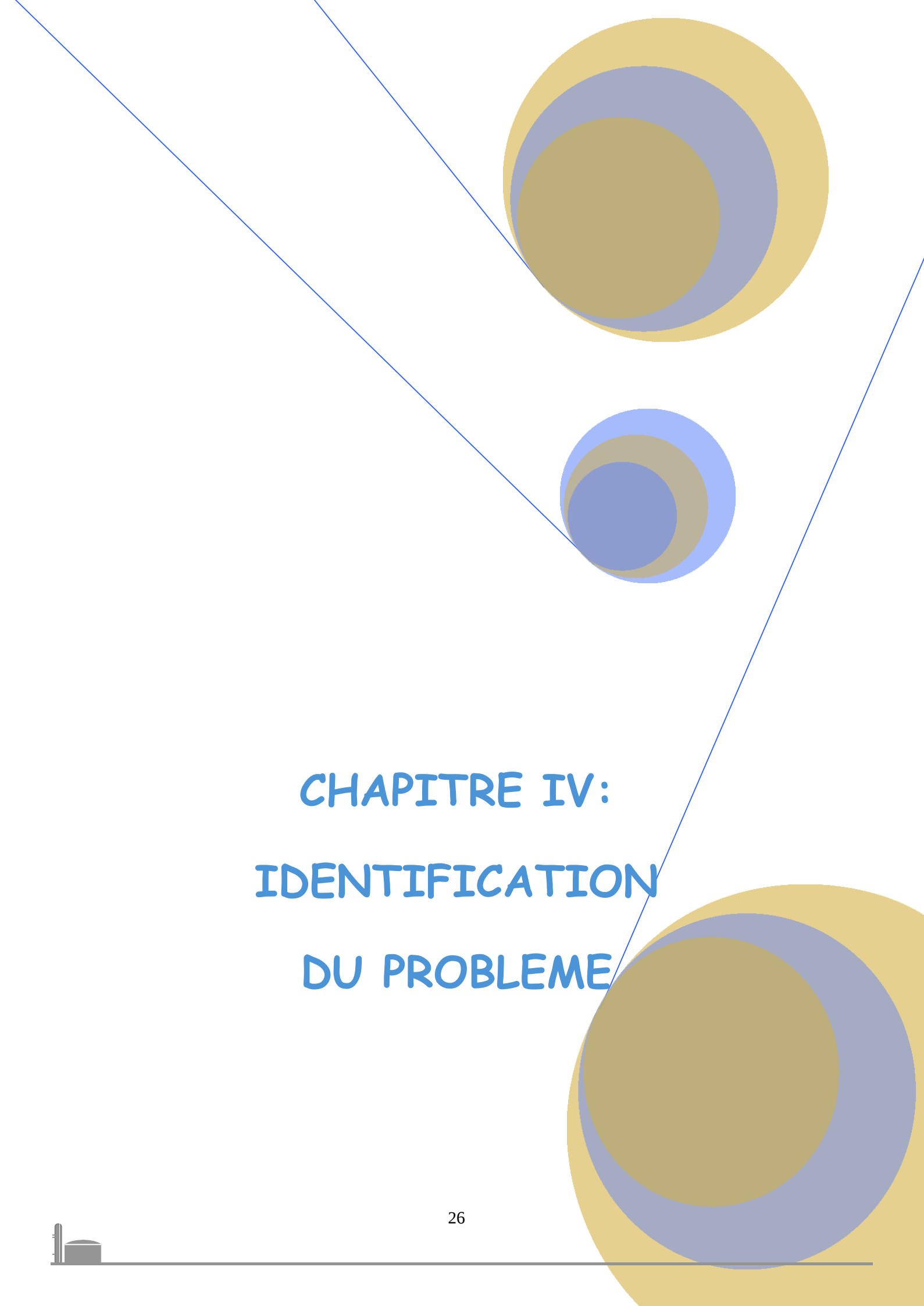
➤ *Les inhibiteurs*

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

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

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



A decorative graphic featuring three sets of concentric circles in yellow, blue, and brown. Two thin blue lines intersect at a point, forming an 'X' shape that passes through the center of the page. The circles are positioned in the top right, middle right, and bottom right areas of the page.

CHAPITRE IV: IDENTIFICATION DU PROBLEME



IV.1. Introduction

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

IV.2. Présentation du problème

L'éthane obtenu à partir de la séparation du propane commercial dans le dé-éthaniseur, à la pression de 22 kg/cm²eff. Et à la température de 62 °C, entre dans le condenseur de tête de colonne puis dans le ballon de reflux, et en sort à 5 °C et 21,5 kg/cm²eff.

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/cm²eff. 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.

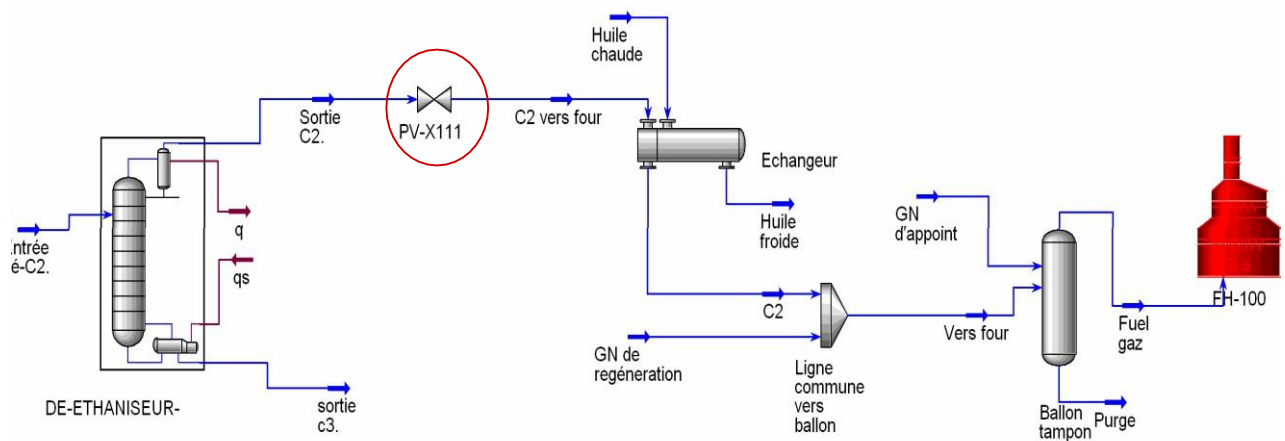


Figure IV-1 : Circuit de l'éthane vers le four

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

IV.3. Historique 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 en eau dans le gaz sortant de la tête du dé-éthaniseur.

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

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

Une autre opération, préférée à la première, consiste à placer un flexible dans lequel circule de la 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 les inconvénients suivants :

- Consommation importante de vapeur d'eau, non récupérée.
- Érosion 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.

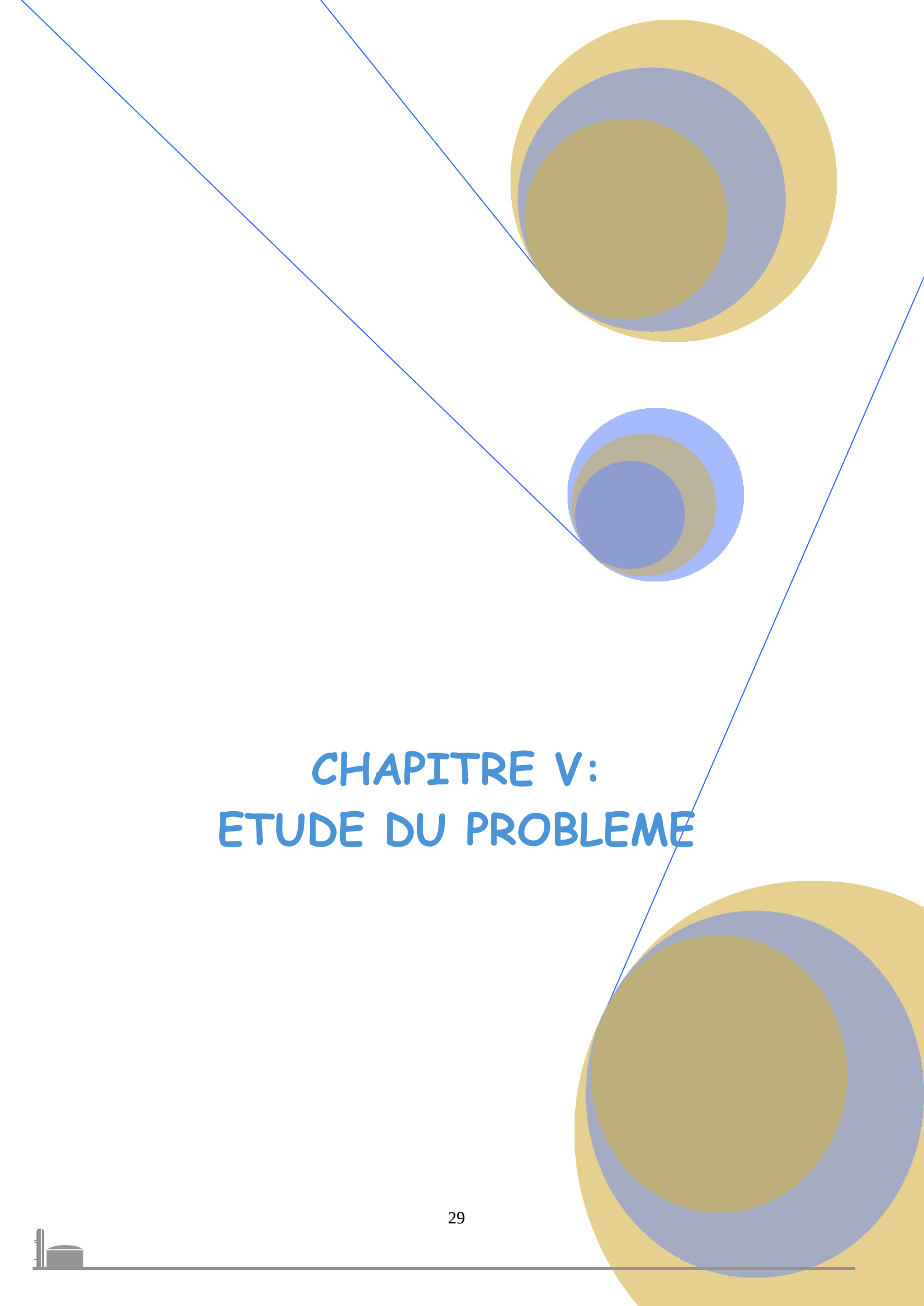
IV.4. Conséquences du bouchage de la vanne

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

La vanne (PV-X111) est une vanne « Joule-Thomson ». En amont de cette vanne, le gaz se trouve, selon le design, à une pression de 21,5 kg/cm²eff. Et à une température de 5 °C. Ce gaz est détendu pour être utilisé comme gaz combustible dans le four. La pression en aval est alors de l'ordre de 4 kg/cm²eff.

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.



The page features a decorative background with three sets of concentric circles in yellow, blue, and brown. Two thin blue diagonal lines cross the page. The title is centered in a blue, hand-drawn font.

CHAPITRE V: ETUDE DU PROBLEME

L'étude que nous allons entreprendre devrait nous permettre de déterminer tout d'abord l'état du fluide qui circule, et plus spécifiquement à l'aval de la vanne PV-X111. Cette étape va nous permettre de déterminer la température du gaz après détente, et cette dernière sera comparée à la température de formation des hydrates à la pression considérée.

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

V.1. 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 400 fonctionnant à 120 % de la capacité de design.

➤ Entrée de la vanne

a) Température – pression

À l'origine, les paramètres de fonctionnement (la température et la pression) à l'alimentation de la vanne sont respectivement de 5 °C et 21,5 kg/cm²eff., selon le design. Mais actuellement, d'après les graphes V-1 et V-2 de l'annexe, qui présentent les relevés de la pression et de la température pendant les mois de juin et juillet, on obtient les paramètres de fonctionnement suivants : 8,6 °C et 21,86 kg/cm²eff.

b) Débit

D'après le graphe V-3 de l'annexe, on obtient un débit moyen du gaz en tête du dé-éthaniseur, pour les mois de juin et juillet, de l'ordre de 710 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 entrant dans le complexe. Le suivi de cette composition, indiqué dans le tableau V-1 de l'annexe et effectué

durant la dernière semaine du mois de juillet, nous a permis de déterminer une composition moyenne de : 15,8 % en mole de méthane, 74,24 % en mole d'éthane et 9,96 % en mole de propane.

➤ Sortie de la vanne

Selon les données de design, la pression est fixée à 4 kg/cm²eff. (71,69 Psia).

Les données concernant la température de sortie ne sont pas disponibles sur site.

La température indiquée par le design est de 45 °C après l'échangeur, comme le montre la figure ci-dessous.

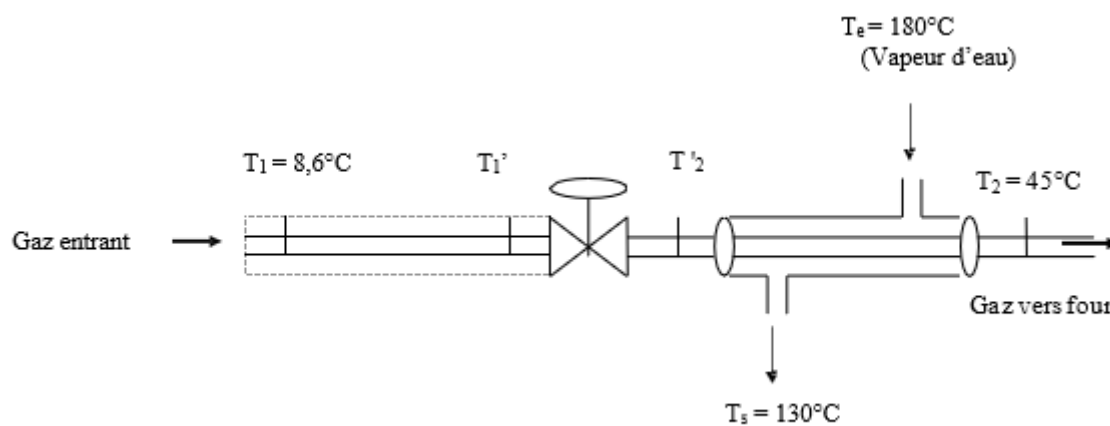


Figure V-1 : Schéma du circuit de la vanne PV-X111

V.2. Détermination de l'état du fluide

Pour déterminer l'état du fluide après détente, on doit calculer le point de rosée des hydrocarbures du gaz. La température de rosée correspond à l'apparition de la première goutte de liquide, qui se produit dans les conditions suivantes :

Le fluide est à l'état gazeux ($V = 1$), donc ($L = 0$), et l'on assiste, à cette température, à l'apparition de la première gouttelette de liquide. En tenant compte des conditions d'équilibre liquide-vapeur, ceci sera réalisé lorsque : [5]

$$\sum_{i=1}^N X_i = \sum (Y_i / K_{VL}) = 1$$

Où Y_i et P sont des données, tandis que la température et les fractions molaires liquides des différents composants X_i sont à déterminer.

- Y_i : fraction molaire de chaque composant dans la phase vapeur.
- X_i : fraction molaire de chaque composant dans la phase liquide.
- K_{VL} : constante d'équilibre liquide-vapeur de chaque composant.

Notre calcul, pour déterminer la température de rosée du gaz, est basé sur le simulateur HYSYS, qui nous donne les résultats suivants :

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

<



Tableau V-1 : détermination de la température de rosée

D'après les résultats obtenus, la température de rosée est de **-49,13 °C**. La température opératoire après détente est supérieure à la température de rosée ; le fluide est donc à l'état vapeur.

V.3. Détermination de la température après la détente

Étant donné l'absence de capteur de température à la sortie de la vanne, il est nécessaire de la déterminer théoriquement par le calcul.

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]

$$(H^0 - H)_m = R.T_{cm} \left\{ \left\{ (H^0 - H) / R.T_c \right\}^{(0)} + W_m \left\{ (H^0 - H) / R.T_c \right\}^{(1)} \right\} \quad V-1$$

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 à la pression voulues est déterminée à partir de l'équation suivante :

$$H_m = H_m^0 - (H^0 - H)_m \quad V-2$$

$\left\{ (H^0 - H) / R.T_c \right\}^{(0)}$: L'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple,
(Voir la figure V-4 dans l'annexe)

$\left\{ (H^0 - H) / R.T_c \right\}^{(1)}$: La corrélation pour la variation de l'enthalpie du fluide réel par rapport au fluide simple dû à l'effet de la pression,
(Voir la figure V-5 dans l'annexe)

$H_m^0 = \sum Y_i . H_i^0$: L'enthalpie du mélange gazeux ;

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

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

$\omega_m = \sum Y_i . W_i$: Le facteur accentrique de PITZER du mélange gazeux ;

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

R : La constante des gaz parfaits.

- Les **T_c**, **P_c**, **M_i** et le facteur ω des composants purs sont donnés dans le tableau V-2 des constantes physiques (voir annexe). D'après ce dernier, on a obtenu le tableau V-2 des propriétés critiques (voir ci-dessous).
- La détermination de l'enthalpie standard du mélange gazeux à différentes températures est présentée dans le tableau V-3, obtenu d'après la figure V-4 de l'annexe.
- Le calcul de l'enthalpie du mélange (**H_m**) à différentes températures, présenté dans le tableau V-4, permet de tracer le graphe V-1. À partir de ce dernier, et afin d'éviter les itérations, la température après la détente sera déterminée (voir le graphe V-1).

• **Dans les conditions actuelles**

Avant la vanne :

$$T_1 = 8,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 47,48^{\circ}\text{F} = 281.75 \text{ }^{\circ}\text{K}.$$

$$P_1 = 21,86 \text{ Kg/cm}^2\text{eff} = 2118.24 \text{ Kpa}$$

Après la vanne :

$$T_2 = ?$$

$$P_2 = 4 \text{ kg /cm}^2 \text{ eff} = 71.6 \text{ Psia}$$

	Y _i	MW _i	T _c (k)	P _c (Kpa)	W _i
C1	0.158	16.04	190.55	4602	0.0108
C2	0.7424	30.07	305.43	4878	0.0972
C3	0.0996	44.10	369.82	4247	0.1515

Tableau V- 2 : La détermination des propriétés critiques

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

Pr	Tr	H°(kj /kg)	[(H°-H)/RT _c] ⁰	[(H°-H)/RT _c] ¹	(H°H) _m	H _m
----	----	------------	--	--	--------------------	----------------



0,46	0,95	C1	C2	C3	H° _m	0,60	0,64	(kj/kg)	(kj/kg)
		580	370	310	397.2			54.81	342.4

Tableau V- 3 : Calcul de l'enthalpie a l'entre de la vanne

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

Après la vanne PV-X111

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

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

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

Tableau V- 4 : La détermination de la température après détente

À partir de ce tableau, on trace la courbe (**H_m = f(T)**) afin de déterminer la température de sortie, qui possède la même enthalpie que celle de l'entrée.

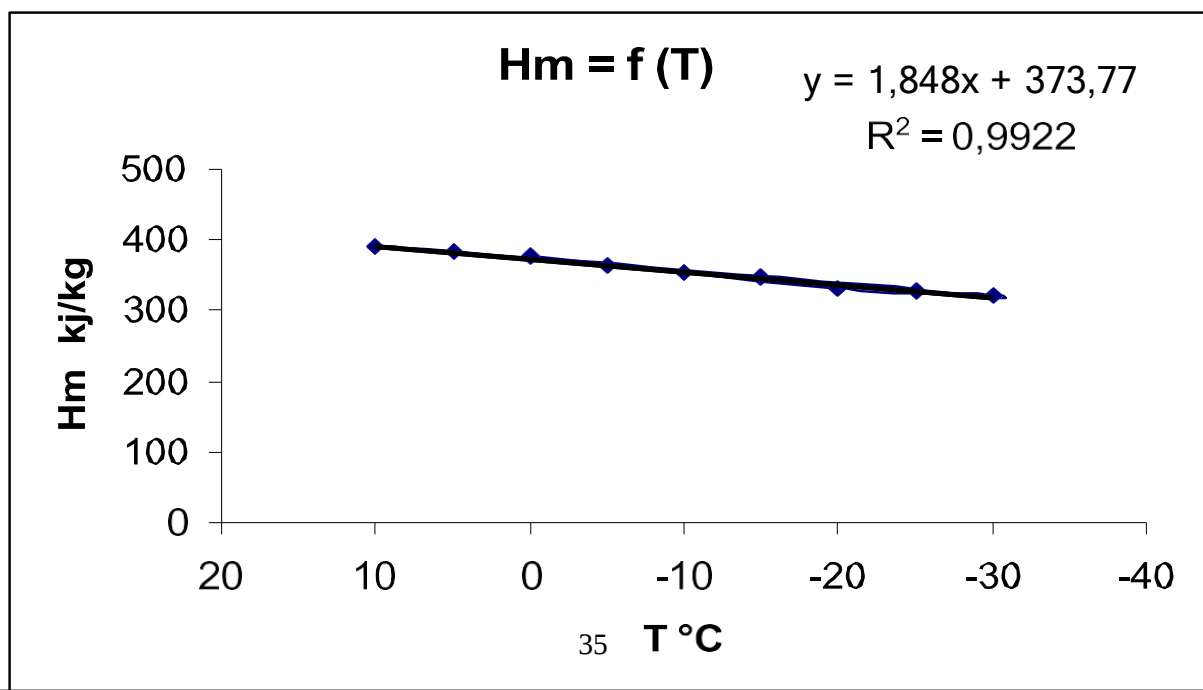


Figure V-1 : Variation de l'enthalpie du mélange en fonction de la température à pression constante (4 kg/cm² eff.).

La détente au niveau de la vanne de contrôle est isenthalpique ($H_1 = H_2 = 342,4 \text{ kJ/kg}$). La température de sortie de la vanne est estimée à $T = -17^\circ\text{C}$ en utilisant le graphe V-1.

V.4. Détermination de la température de formation des hydrates dans le cas actuel

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

Pour déterminer cette température, on utilise les conditions réelles de température, de pression, de débit et de composition, citées précédemment, à la sortie de la vanne.

La température de formation des hydrates est déterminée à l'aide du simulateur HYSYS, qui nous donne les résultats suivants :

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:KADA SIDAHMED MSP/MSP SIDH.HSC	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Tue Oct 07 22:39:11 2008	
4				
5				
6	Stream: condition operatoire		Hydrate Formation Utility: Hydrate Formation Utility	
7				
8	HYDRATE FORMATION			
9				
10				
11		Hydrate Formation at	Formation Temperature at	Formation Pressure at
12		Stream Conditions:	Stream Pressure:	Stream Temperature:
13		Will Form	-3.649 C	300.4 kPa
14	Hydrate Type Formed:	Ice Forms First	Type I & II	Type I & II
15	Calculation Mode	Free Water Found	Vapour Phase	Vapour Phase

Tableau V- 5 : la détermination de la température de formation d'hydrate

La température de formation des hydrates est de $-3,65^\circ\text{C}$.

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



V.5. Partie simulation HYSYS

Dans cette partie, nous allons procéder à une simulation de la section séparation. Celle-ci nous permettra 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'entrée de la section séparation et en fixant une teneur en eau de **5 ppm**, qui est la valeur à la sortie du déshydrateur.

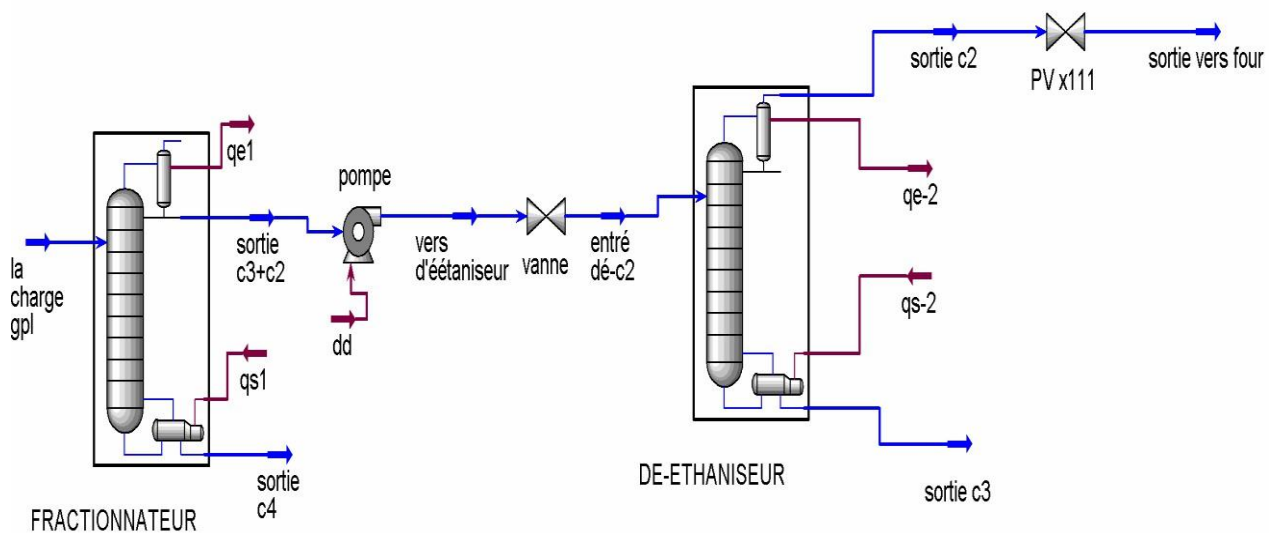


Figure V-2 : Schéma de la simulation du procédé donnée par le HYSYS



V.5.a. Détermination des teneurs en eau dans les différents courants

Afin de mieux étudier le problème, il est nécessaire de déterminer la teneur en eau dans les différents courants de la section séparation.

Le logiciel **HYSYS** nous a permis de déterminer les teneurs en eau dans les différents courants. Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant :

	Fractionnateur		Dé-éthaniseur		Vanne PVx111
	Entrée (liquide)	Sortie tête de colonne (gaz)	Entrée (gaz)	Sortie tête de colonne (gaz)	Entrée (gaz)
La teneur en eau (ppm)	5	8	8	300	300

Tableau V-6 : détermination de la teneur en eau dans le procédé

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

V.5.b. Détermination de la teneur en eau à saturation

Pour mieux cerner notre problème, nous avons voulu étudier les conditions dans lesquelles il y a formation des hydrates. Pour cela, nous avons procédé à la détermination de la teneur en eau à saturation dans le gaz sortant de la tête du dé-éthaniseur.

Le tableau ci-dessous présente les résultats obtenus dans le cas où le gaz est saturé en eau.



1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name:

FIKADA SIDAHMED MSPMSP SIDH.HSC

Unit Set:

SI

Date/Time:

Wed Oct 06 12:26:08 2008

Material Stream: teneur en eau a la saturation

Fluid Package:

Basis-1

Property Package:

Peng-Robinson

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
True VP at 37.8 C (kPa)	5374	5374	8.066		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	2.559	2.559	0.0000		

COMPOSITION

Overall Phase					Vapour Fraction	1.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	2.1706	0.0719314	34.8227	0.0376	0.1163	0.0467
Ethane	24.4074	0.8088368	733.9292	0.7915	2.0634	0.8279
Propane	3.5918	0.1190288	158.3881	0.1708	0.3126	0.1254
i-Butane	0.0000	0.0000000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0061	0.0002029	0.1103	0.0001	0.0001	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	30.1760	1.0000	927.2503	1.0000	2.4925	1.0000

Tableau V- 7 : La détermination de la teneur en eau a la saturation

Donc d'après ce tableau cette teneur est de 203 ppm.

V.5.c. Détermination de la température à laquelle il y a formation des hydrates

Dans les conditions de sortie de la vanne, on a pu déterminer la température de formation des hydrates, qui est donnée dans le tableau suivant.

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\KADA SIDAHMED MSP\MSP SIDH.HSC		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Tue Oct 07 21:28:19 2008		
4					
5					
6	Stream: sortie vers four		Hydrate Formation Utility: Hydrate Formation Utility		
7					
8					
9	HYDRATE FORMATION				
10					
11		Hydrate Formation at	Formation Temperature at	Formation Pressure at	
12		Stream Conditions:	Stream Pressure:	Stream Temperature:	
13		Will Form	-3.341 C	190.6 kPa	
14	Hydrate Type Formed:	Ice Forms First	Type I & II	Type I & II	
15	Calculation Mode	Free Water Found	Vapour Phase	Vapour Phase	

Tableau V- 8 : la détermination de la température de formation d'hydrate

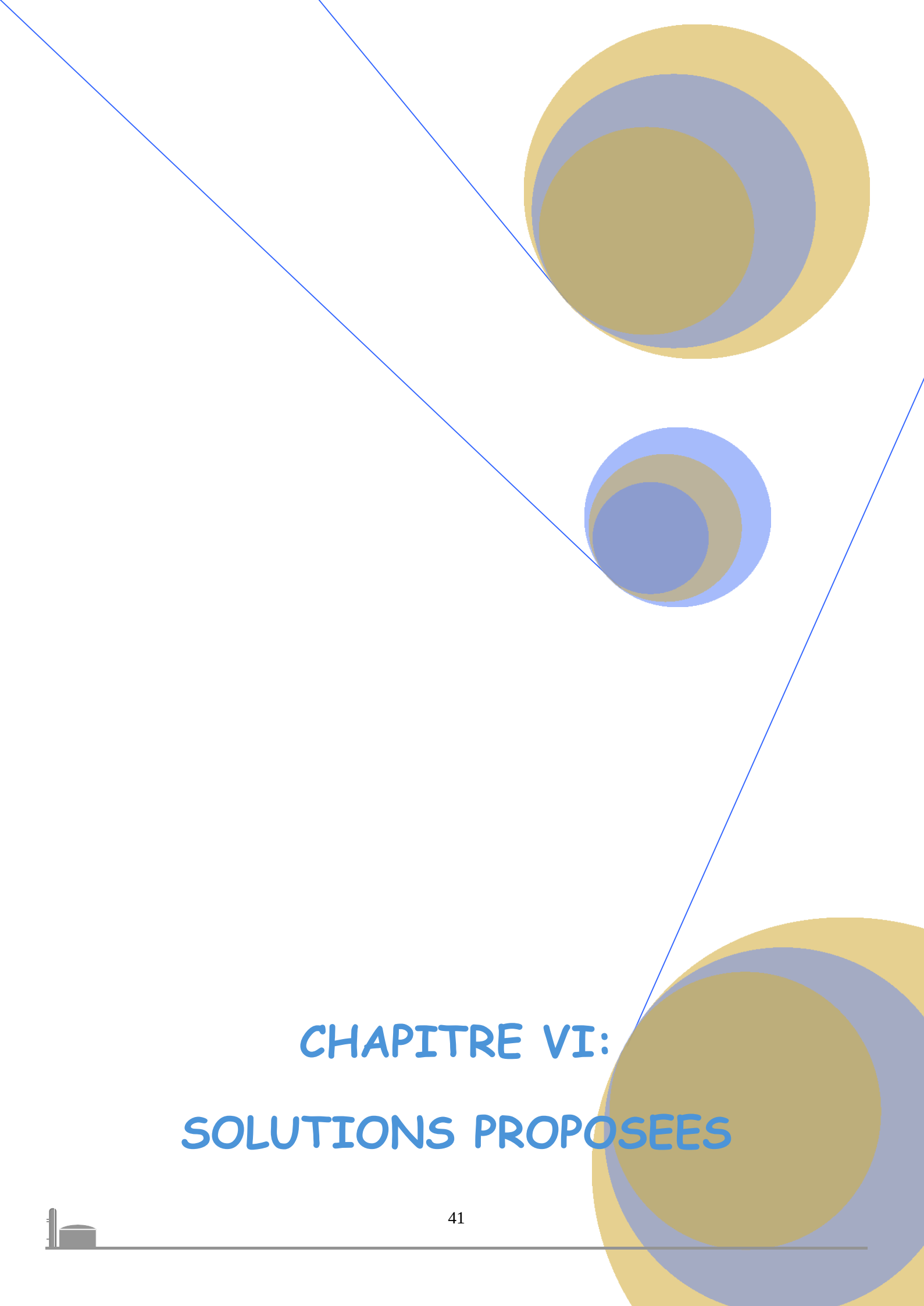
La température de formation des hydrates est de **-3,34 °C**.

Interprétation des résultats

D'après les résultats obtenus, la température à la sortie de la vanne, dans les conditions actuelles (pression, débit et composition), est de **-17 °C**, ce qui est inférieur à la température de formation des hydrates (**-3,65 °C**). La formation des hydrates est donc fortement probable si la teneur en eau du gaz 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**), tandis que la teneur en eau à saturation à l'aval de la vanne est de **203 ppm**. Cette constatation nous permet de conclure qu'il y aura formation d'une phase aqueuse condensée ainsi que l'apparition d'hydrates dans les conditions régnant à l'aval de la vanne.

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



CHAPITRE VI: SOLUTIONS PROPOSEES

VI.1. Introduction

Pour résoudre le problème de l'apparition du givre au niveau de la vanne **PV-X111**, la première solution recherchée est de diminuer la teneur en eau dans le gaz de sortie en tête du dé-éthaniseur. La teneur en eau dans ce gaz doit être inférieure à la teneur en eau à saturation du gaz prévalant à l'aval de la vanne.

La teneur en eau dans le gaz riche en éthane est fonction des conditions opératoires du dé-éthaniseur. Mais ces dernières doivent être choisies en tenant compte des spécifications du propane commercial obtenu en bas de colonne. Les spécifications du propane commercial actuellement en vigueur indiquent une concentration inférieure à **2 % de C2** et à **1 % de C4**. La deuxième contrainte est liée à la teneur en **C3** dans le gaz de tête de colonne utilisé comme gaz combustible, qui ne doit pas dépasser **12 %**.

Une deuxième solution proposée consiste à installer un échangeur double tube en amont de la vanne. Le rôle de cet échangeur est de réchauffer le gaz de tête de colonne avant la vanne de détente, de telle sorte que la température à l'aval de la vanne soit supérieure à la température de formation des hydrates.

VI.2. 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 respectant les spécifications du propane commercial et du gaz de tête de colonne.

Il a été indiqué précédemment que la teneur maximale en eau dans le gaz de tête de colonne ne doit pas dépasser **203 ppm**. La modification des conditions opératoires de la colonne concerne uniquement la variation de la température du plateau sensible, situé au **plateau 22**.

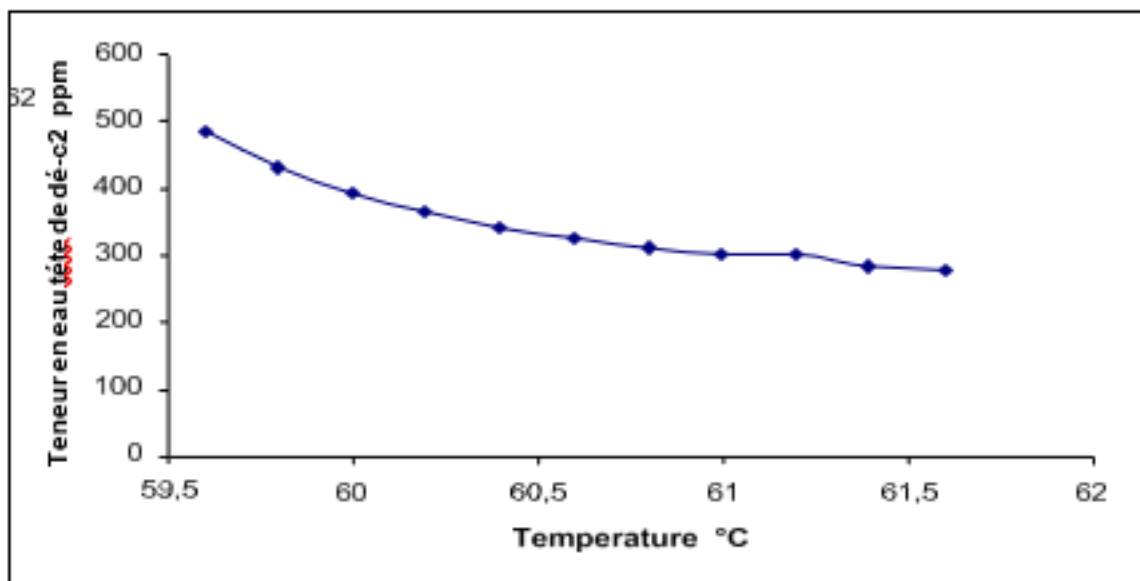
Les résultats de cette simulation sont présentés dans le tableau ci-dessous.

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

Tableau VI-1: Optimisation des paramètres opératoire du dé-éthaniseur

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 le figures VI-1



Figures VI-1 : 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 la teneur en eau de **208 ppm**.



Tel 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 du plateau sensible n'a pas pu être augmentée au-delà de **61,6 °C**, en raison de la divergence du logiciel.

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

VI.3. 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 conduisent à considérer une autre alternative, qui consiste 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 à double tube.

Ces appareils sont intéressants pour la facilité qu'ils offrent du point de vue du démontage et des transformations. Ils réalisent un véritable contre-courant, ce qui se traduit par un bon rendement, et l'espace occupé est relativement faible.

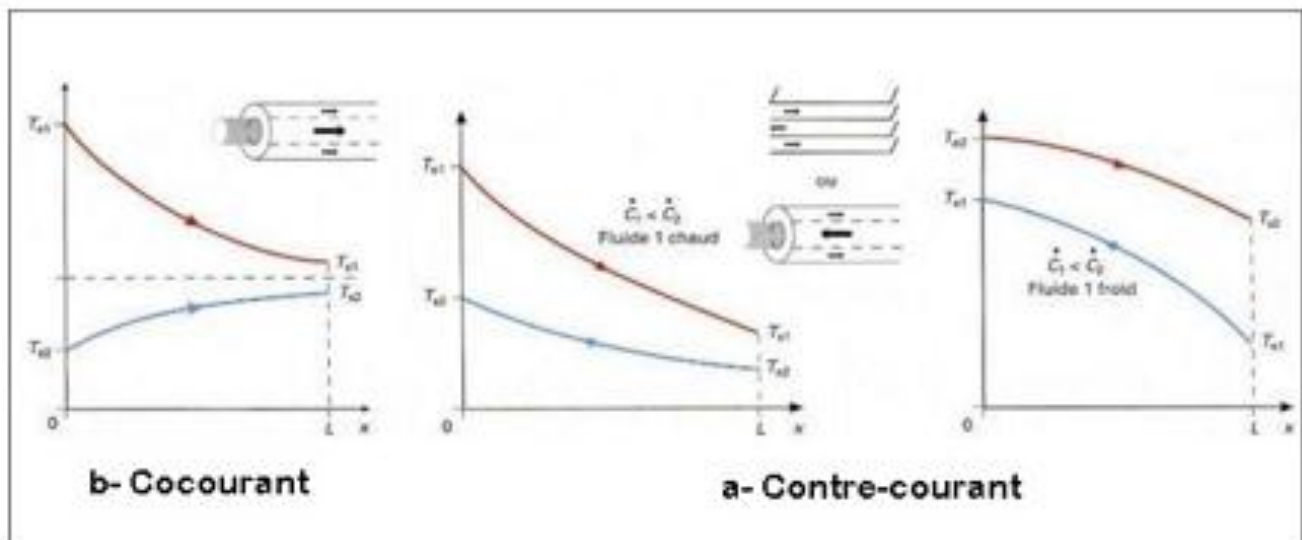
VI.3.a. Échangeur tubulaire (concentrique) [8]

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, mais aussi pour condenser une vapeur ou évaporer un liquide.

Il se compose d'un tube, ou d'une conduite, placé concentriquement à l'intérieur d'un autre tube, qui tient alors lieu d'enveloppe.

On distingue également deux types d'échangeurs, selon le sens d'écoulement des deux fluides.

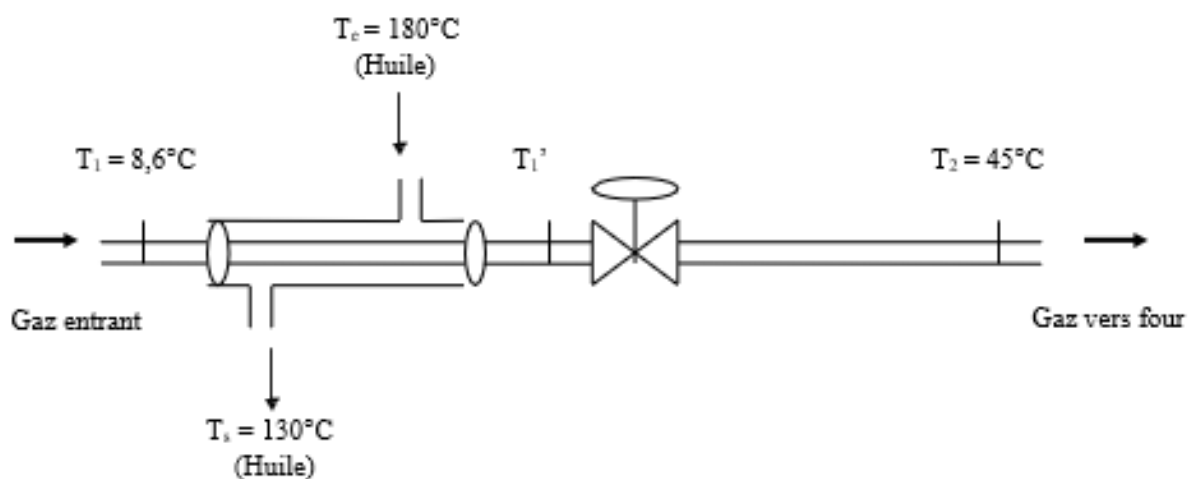




Figures VI-1 : Différents profils qualitatifs de température dans un échangeur double-tube

VI.3.b. Détermination de la température à l'amont de la vanne

On a fixé la température opératoire après détente à **45 °C** afin d'éviter la formation des hydrates, comme le montre le schéma ci-dessous.



Figures VI-2 : 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]

$$C_p(T'_1 - T_1) = (H'_1 - H_1) = (H_2 - H_1) \quad \text{VI-1}$$

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

$$H'_1 = H_2 \quad ; \quad M_{C2} C_p(T'_1 - T_1) = M_{C2} (H'_1 - H_2) \quad \text{VI-2}$$

La température T'_1 est supposée à partir de laquelle C_p est déterminé, puis l'égalité de l'équation (VI-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 : $M_{C2} = 710 \text{ Nm}^3 / \text{hr}$

$$M_{C2} = \frac{710 \times 29.25}{22.4} = 927.14 \text{ Kg/ hr}$$

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

$$C_p(T) = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad \text{VI-3}$$

$$C_p'(T) = \sum (Y_i \cdot C_p(T)) \quad \text{VI-4}$$

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

Composition	a	b .10 ⁺²	C .10 ⁺⁵	d .10 ⁺⁹
C ₁	4.75	1.20	0.30	-2.63
C ₂	1.65	4.12	-1.53	1.74
C ₃	-0.97	7.28	-3.76	7.58

Tableau VI-2 : Les constantes des constituants de l'équation (VI-3)

Y_i : Fractions molaires des constituants.

T : Température moyenne des constituants en °K.



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

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

H_1 et H_2 sont déterminées à partir du graphe (V-1).

On aura donc : $H_2 - H_1 = (456,93 - 342.4) \Rightarrow H_2 - H_1 = 114,53 \text{ kJ/kg}$.
 $= 27,4 \text{ Kcal /Kg}$

L'équation (VI-1) devient :

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

1^{ère} itération :

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

C_p est déterminé d'après l'équation (VI-4). $C_p = 04,21 \text{ Kcal/Kmol. }^\circ\text{C}$,

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

2^{ème} itération :

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

C_p est déterminé d'après l'équation (VI-4). $C_p = 13,69 \text{ Kcal/Kmol. }^\circ\text{C}$,

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

3^{ème} itération :

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

C_p est déterminé d'après l'équation (VI-4). $C_p = 13,85 \text{ Kcal/Kmol. }^\circ\text{C}$,

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

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

On doit donc chauffer le mélange gazeux en amont de la vanne jusqu'à atteindre la température de **66 °C**.

NB : La même température est obtenue à l'aide du simulateur **HYSYS**.

VI.3.c. Calcul du débit d'huile nécessaire pour chauffer le mélange gazeux

Le transfert de chaleur entre l'huile et le mélange gazeux est décrit par la formule suivante : [7]


$$M_{C2} C_{p(g)} (T''_1 - T_1) = m_h C_{p(h)} (T_e - T_s) \quad (\text{VI-5})$$

M_{C2} : Le débit du mélange gazeux en Kg / hr.

m_h : Le débit d'huile en Kg / hr.

$Cp_{(g)}$: La capacité calorifique du mélange gazeux calculé à la température $T' = 109^\circ\text{C}$ selon l'équation (VI-4) en Kcal / Kg $^\circ\text{C}$.

$$Cp_{(g)} = 13,82 \text{ Kcal / Kmole}^\circ\text{C} = 0,470 \text{ Kcal / Kg }^\circ\text{C}$$

$Cp_{(h)}$: La capacité calorifique d'huile en Kcal / Kg $^\circ\text{C}$

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

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

VI.3.d. 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 représentent un compromis entre les frais d'investissement et les frais d'exploitation.

La dualité **transfert de chaleur – pertes de charge** domine tout le problème. Ainsi, le calcul de tout appareil comporte toujours deux études parallèles : le transfert de chaleur et les pertes de charge.

Tout nouvel équipement installé dans un circuit déjà en service doit répondre aux exigences du procédé tout en présentant un coût d'acquisition acceptable.

Dans cette partie du travail, nous avons procédé au dimensionnement de l'échangeur proposé en utilisant la méthode de Kern.

S

• Calcul de la quantité de chaleur échangée

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

$$\Rightarrow Q = m_h Cp_{(h)}(T_e - T_s) = M_{C2} Cp_{(g)}(T'_s - T'_e) \quad (\text{VI-6})$$

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

• Calcul de la différence de température logarithmique moyenne (DTLM)

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (VI-7)$$

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

Pour le gaz froid $T_1 = 8,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 66 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Courant parallèle

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

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

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

Contre-courant pur

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

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

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

Alors, on retient la **DTLM** la plus grande ; l'écoulement est donc à contre-courant pur.

Pour chauffer ce mélange gazeux de **8,6 °C** à **66 °C**, nous proposons d'utiliser un échangeur de type **3-by 2 inch I.P.S** (voir le tableau VI-1 de l'annexe).

- $d_1 = 5,250 \text{ cm}$
- $d_2 = 6,045 \text{ cm}$
- $D_1 = 7,793 \text{ cm}$

➤ **Calcul du coefficient h_i (côté tube interne du gaz)**

- **La section de passage (A_g)**

$$A_g = \frac{\pi}{4} \cdot d_1^2$$

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

- **La vitesse massique (G_g)**

$$G_g = \frac{M_{c2}}{A_g} = \frac{927,1}{2,16 \cdot 10^{-3}} \quad \Rightarrow \quad G_g = 429,2 \cdot 10^3 \text{ Kg/hr m}^2$$

- Le nombre de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{d_1 \cdot G_g}{\mu_g} \quad ; \quad \mu_g = ?$$

Calcul de la température calorifique :

Fc est déterminé à partir de la figure VI-1 dans l'annexe $t_c = t_1 + Fc(t_2 - t_1)$

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

$$M_g = 29.25 \text{ g/mole}$$

$$Tr = \frac{310}{293.1} = 1.05 \quad ; \quad Pr = \frac{2143.7}{4771} = 0.45$$

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

$$T_{cm} = 293.1 \text{ °K}$$

D'après la figure VI-2 dans l'annexe $\mu_1 = 0.0103 \text{ cp}$

D'après la figure VI-3 on estime $\frac{\mu_g}{\mu_1}$

$$\frac{\mu_g}{\mu_1} = 1.04$$

$$\frac{\mu_g}{\mu_1} = 1.04 \Rightarrow \mu_g = 1.04 \cdot 0.0103 \Rightarrow \mu_g = 0.0107 \text{ cp}$$

$$\text{Donc } Re = \frac{d_1 \cdot G_g}{\mu_g} = \frac{5.25 \cdot 10^{-2} \cdot 429200}{0.0107 \cdot 10^{-4} \cdot 3.6} \Rightarrow Re = 384908.80$$

$Re > 10\,000$, donc le régime est turbulent, alors : $j_h = 0.027 \cdot (Re)^{0.8}$

- Le nombre de (Jh)

$$j_h = 0.027 \cdot (Re)^{0.8} \Rightarrow j_h = 1109.35$$

- Le nombre de (JH)

$$J_H = \frac{j_h}{Re} \Rightarrow J_H = 1.896 \cdot 10^{-3}$$

- Le nombre de Prandtl (Pr)

$$Pr = \frac{Cp_g \cdot \mu_g}{\lambda_g} \Rightarrow \lambda_g = ?$$



D'après la figure VI-4 dans l'annexe

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

λ_1 : La conductibilité thermique une pression atmosphérique.

D'après la figure VI-5 dans l'annexe

$$\Rightarrow \lambda_1 = 0.016 \text{ Btu/ hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\lambda_g}{\lambda_1} = 1,1 \Rightarrow \lambda_g = 1.76 \cdot 10^{-2} \text{ Btu/ hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Donc } Pr = \frac{Cp_g \cdot \mu_g}{\lambda_g} = \frac{0.470 \cdot 0.0107 \cdot 3.6}{0.0176 \cdot 1.487} \Rightarrow Pr = 0.690$$

Donc pour le coefficient de transfert interne

$$h_i = J_H \cdot Cp_g \cdot G_g \cdot (Pr)^{-2/3}$$

$$h_i = 1,896 \cdot 10^{-3} \cdot 0.470 \cdot 429.2 \cdot 10^{+3} \cdot (0.690)^{-2/3} = 489,80 \text{ Kcal/hr m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ Calcul du coefficient h_0 (côté section annulaire de l'huile)

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

• 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)

$$G_h = \frac{m_h}{A_h} = \frac{880}{19 \cdot 10^{-4}} \Rightarrow G_h = 46,32 \cdot 10^4 \text{ Kg / m}^2 \cdot \text{hr}$$

• Le nombre de Reynolds (Re)

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

Calcul de la température calorifique

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

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

D'après la figure VI-6 dans l'annexe

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

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

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

$$j_h = 15.5$$

• Le nombre de JH

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

• Le nombre de Prandtl (Pr)

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

D'après la figure VI-7 dans l'annexe

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

$$Pr = \frac{Cp_h \cdot \mu_h}{\lambda_h} = \frac{0,5685 \cdot 1,825 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0,1060} \Rightarrow Pr = 31.9$$

Donc pour le coefficient de transfert externe

$$h = J_H \cdot Cp_h \cdot G_h \cdot (Pr)^{-2/3}$$

$$\text{Alors } h_0 = 5,51 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5685 \cdot 46,32 \cdot 10^4 \cdot (31.9)^{-2/3} \Rightarrow h_0 = 144,25 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

• Calcul de coefficient d'échange global (U)

$$\frac{1}{U} = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} ; h = h_i \cdot \frac{d_1}{d_2}$$

h_i : Coefficient de film interne du gaz en $\text{Kcal / hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$



ho Coefficient de film externe d'huile en Kcal / hr m² °C

h_{i0} : Coefficient du film interne de gaz rapporté à la surface externe de tube en Kcal/hrm²°C.

Donc :

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

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

• Estimation des résistances de salissement

D'après le tableau VI-2 dans l'annexe

$$R_{s0} = 0.0002 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ °C}$$

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

$$R_{si} = 0.0002 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ °C}$$

$$R_{si0} = 0.0002 \cdot \frac{5,250}{6,045} = 1,73 \cdot 10^{-4} \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ °C}$$

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

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

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

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

• Calcul la surface d'échange de chaleur (S)

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

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

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

• Calcul de la longueur (L)

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

On propose donc un échangeur épinglé de **20 ft**.

➤ Calcul des pertes de charge

• Côté tube interne (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 :

$$\Delta P_g = \frac{f \cdot G_g^L \cdot L}{d_1 \cdot \rho_g \cdot \Phi_t} \quad (\text{VI-8})$$

Calcul des termes de l'équation (VI-8)

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

$$f = 0,0070 + 0,528 \cdot (\text{Re})^{-0,42} \quad (\text{VI-9})$$

Sachant que : $\text{Re} = 584968.85$

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

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

$$\rho_g = \frac{P \cdot M_m}{Z \cdot R \cdot T} \quad (\text{VI-10})$$

Sachant que :

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

$$P_{\text{sia}}. M_m = 29,25 \text{ kg} / \text{k moles}.$$

$$R = 0,082 \text{ l atm} / \text{mole } ^\circ\text{K}.$$

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

Z en fonction de Tr et Pr.

$$\text{Tr} = T / T_{\text{cm}} = 507,5 / 528.66 \Rightarrow \text{Tr} = 0,96.$$

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

Donc à partir de la figure VI-8 dans l'annexe : $Z = 0,8$

$$\text{Alors } \rho_g = \frac{21,86 \cdot 29,25 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 0,082 \cdot 10^{-3} \cdot 281,6} \Rightarrow \rho_g = 34.66 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

c)- calcul de nombre de Nusselt (Nu)

D'après Sieder et Tate :



$$Nu = \frac{h_i \cdot d_1}{\lambda_g} = 0,027 \cdot (Re)^{0,8} (Pr)^{1/3} \cdot \Phi_t \quad (VI-11)$$

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

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

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

$$Nu = 982,60$$

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

Alors à partir de l'équation (VI-11) :

$$\Phi_t = \left(\frac{Nu}{0,027 \cdot (Re)^{0,8} \cdot (Pr)^{1/3}} \right) = \left(\frac{982,6}{0,027 \cdot (584968,85)^{0,8} \cdot (0,69)^{1/3}} \right) \Rightarrow \Phi_t = 1,00$$

Donc :

$$\Delta P_g = \frac{f \cdot G_g^2 \cdot L}{d_1 \cdot \rho_g \cdot \Phi_t}$$

$$\Delta P_g = \frac{0,009 \cdot (429200)^2 \cdot 12}{5,25 \cdot 10^{-2} \cdot 34,66 \cdot (3600)^2 \cdot (1,00)} \Rightarrow \Delta P_g = 0,95 \text{ KPa}$$

$$\Rightarrow \Delta P_g = 0,01 \text{ bar}$$



• **Pour le côté section annulaire de l'huile**

Les pertes de charge secondaires sont dues aux orifices d'entrée et de sortie, ainsi qu'aux connexions entre les tubes.

Si **n** est le nombre d'épingles de l'appareil, la perte de charge totale dans la section annulaire est donnée par :

$$\Delta P_h = \frac{2 \cdot G_h^2}{\rho_h} \left[\frac{f \cdot L}{D_e' \Phi_t} + \frac{1}{4} \right] \quad (\text{VI-12})$$

ρ_h : masse volumique de l'huile, en **kg/m³**.

Calcul des paramètres de l'équation (VI-12)

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**)

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

b)- détermination de facteur de friction à partir de la figure VI-9 dans l'annexe. Alors **f** = 0,22

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

$$Nu = \frac{D_{eq} \cdot h_0}{\lambda_h} = 0,027 \cdot (Re)^{0,8} (Pr)^{1/3} \cdot \Phi_t \quad (\text{VI-13})$$

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

d) Calcul de la densité de l'huile (**ρ'**)

D'après la figure VI-10 de l'annexe :

À **T = 155 °C**, **ρ** = 785 kg/m³

e) Calcul du facteur de correction **Φ_t** à partir de l'équation (VI-13)

$$\Phi_t = \left(\frac{Nu}{0,027 \cdot (Re)^{0,8} \cdot (Pr)^{1/3}} \right)^{1/4} = \frac{54,43}{0,027 \cdot (2819)^{0,8} \cdot (31,9)^{1/3}} \Rightarrow \Phi_t = 1,1$$

$$\Delta P_h = \frac{2 \cdot G_h^2}{\rho_h} \left[\frac{f \cdot L}{D_e' \Phi_t} + \frac{1}{4} \right]$$

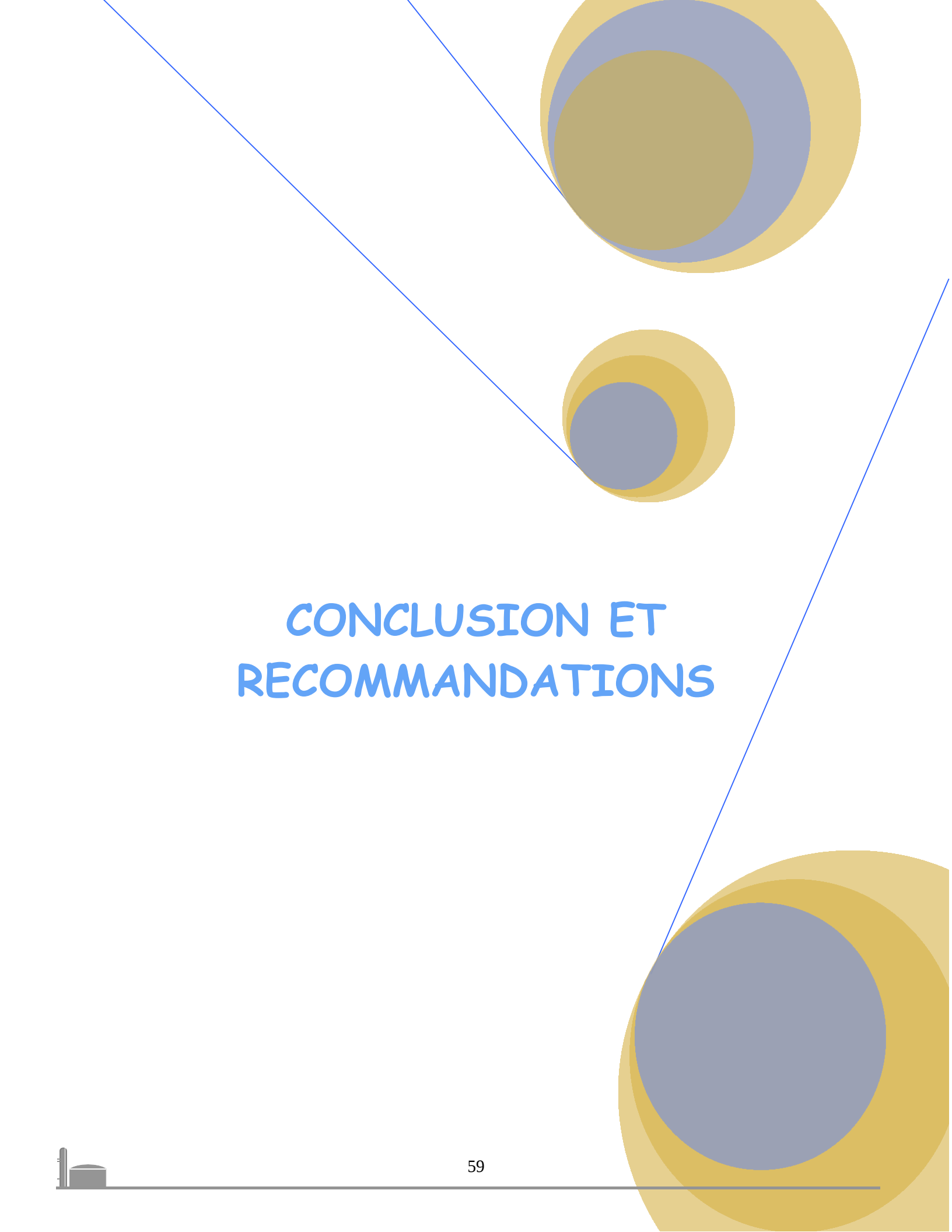
$$\text{Donc } \Delta P_h = \frac{2 \cdot (46,32 \cdot 10^4)^2}{785 \cdot (3600)^2} \left[\frac{0,22 \cdot 12}{1,748 \cdot 10^{-2} \cdot 1,1} + \frac{1}{4} \right] \Rightarrow \Delta P_h = 06 \text{ KPa}$$

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

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

Tableau VI-3 : Résumé des résultats

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

A decorative graphic featuring three sets of overlapping circles in shades of yellow and grey. Two thin blue lines intersect at a point near the top center, forming a V-shape. The circles are positioned in the top right, middle right, and bottom right areas of the page.

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

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

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

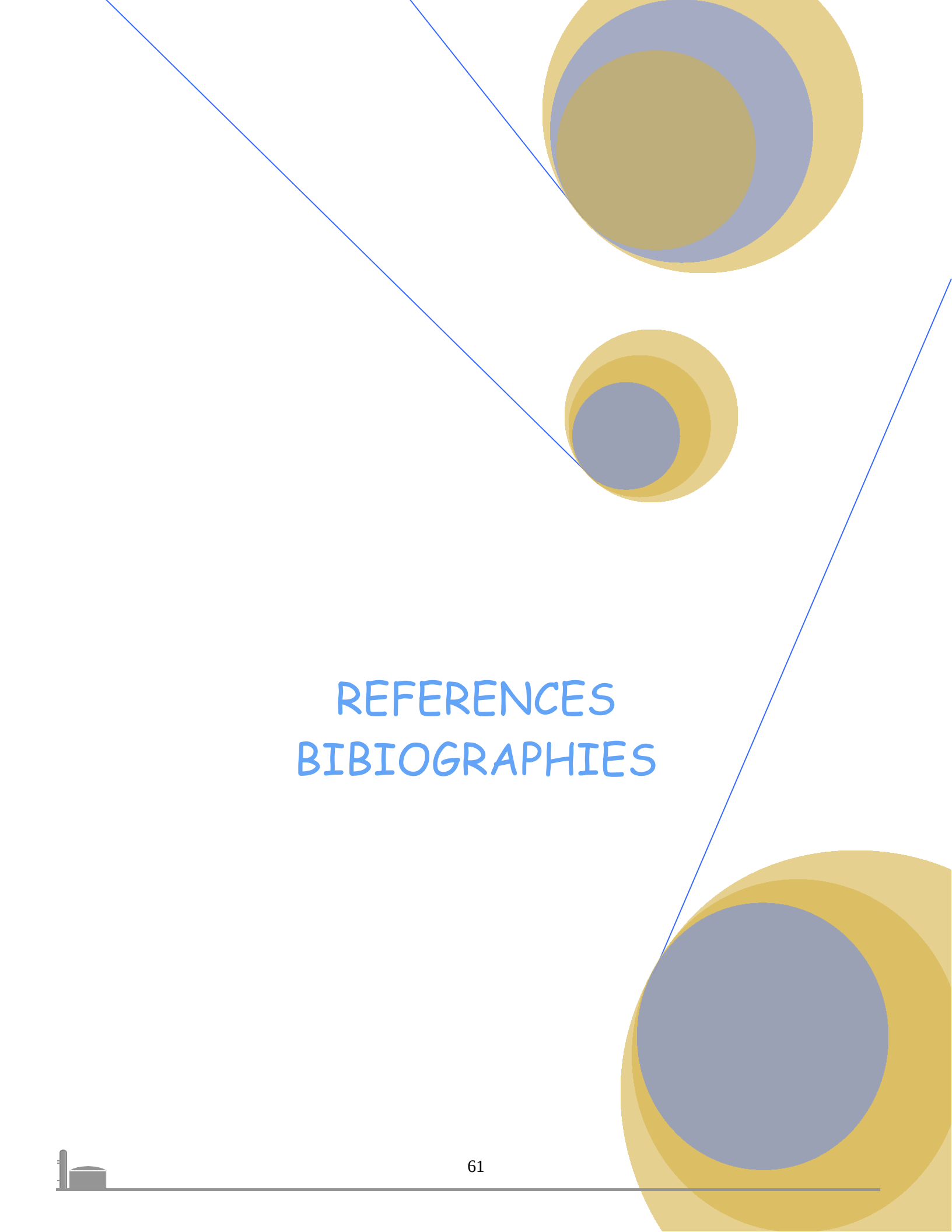
Pour fonctionner à 120% pour le train 400 il est nécessaire d'augmenter la température à l'entrée de la vanne à 66 °C maximum en préchauffant l'éthane produit par l'intermédiaire d'un échangeur tubulaire à l'huile de type concentrique de longueur de 20 ft épinglés. Ceci donnera une température après détente supérieure à celle de formation des hydrates, et ainsi le bouchage de la vanne par les hydrates sera évité.

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

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

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

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

A decorative graphic featuring three sets of overlapping circles in shades of yellow and grey. Two thin blue lines intersect at the top left, and a single thin blue line runs diagonally from the top right towards the bottom right. The text 'REFERENCES BIBLIOGRAPHIES' is centered in the middle of the page.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIES



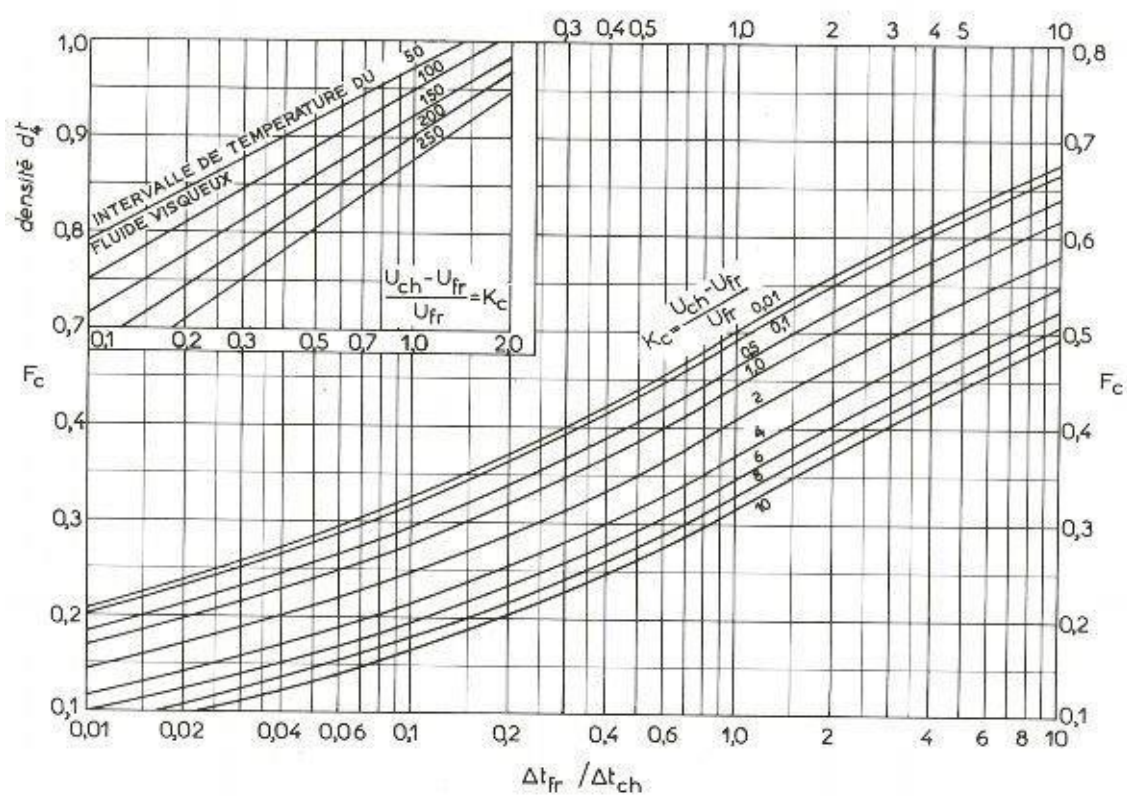


Tableau VI-2 : Estimation des résistance d'encrassement

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 (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		

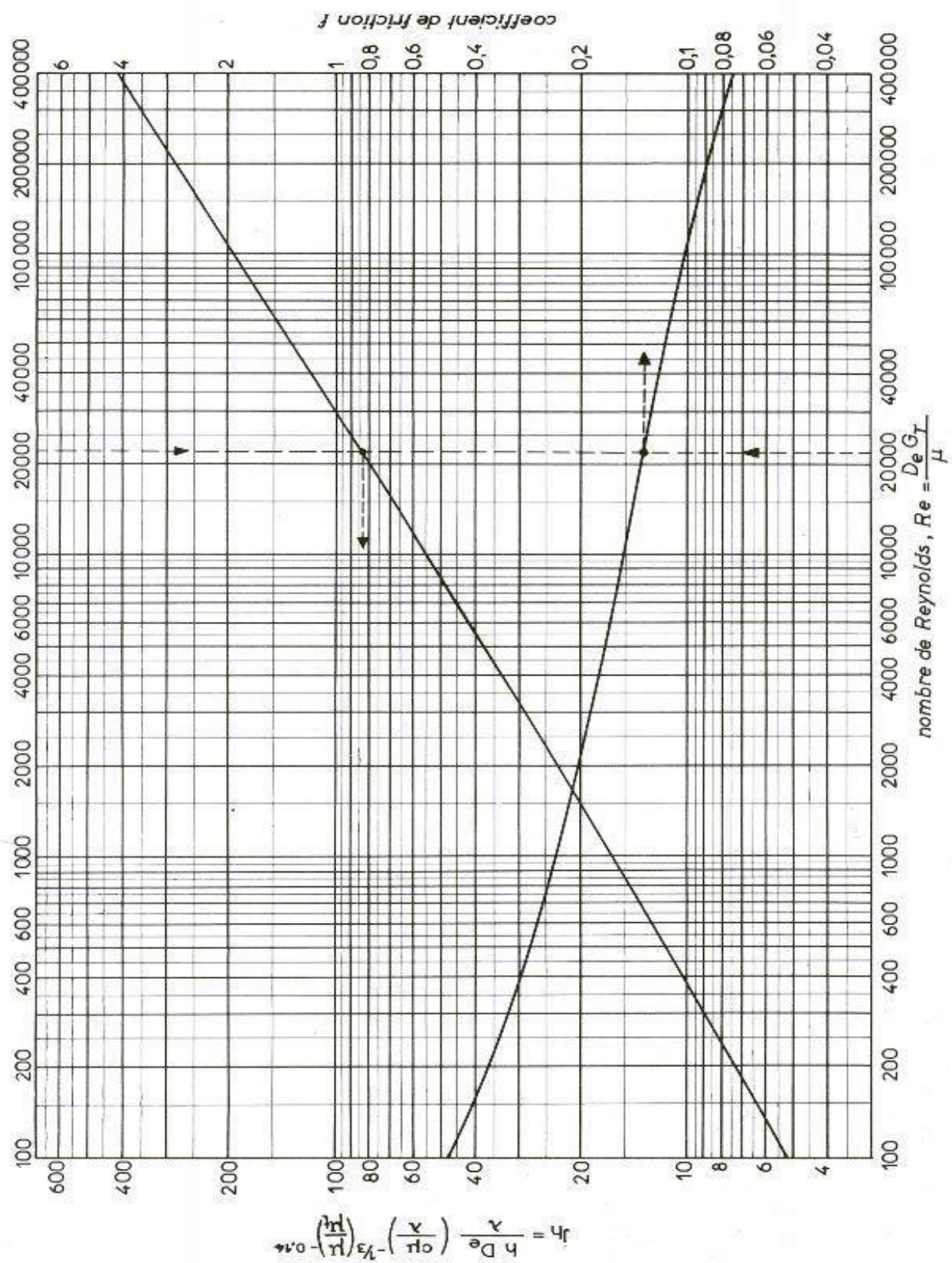


Figure VI-9 : détermination de facteur de friction en fonction du Reynolds

température, degrés fahrenheit

TEMPERATURE DEGRES FAHRENHEIT

5081-001

A.S.T.M. STANDARD VISCOSITY-TEMPERATURE CHARTS
FOR LIQUID PETROLEUM PRODUCTS (D 341-43)
CHART C: KINEMATIC VISCOSITY, HIGH RANGE

L'Entreprise Nationale SONATRACH

Projet Usine CPL-ARZEW Phase 1

Fluide caloporteur (TORADA T.C.)
HOT OIL (TORADA T.C.)

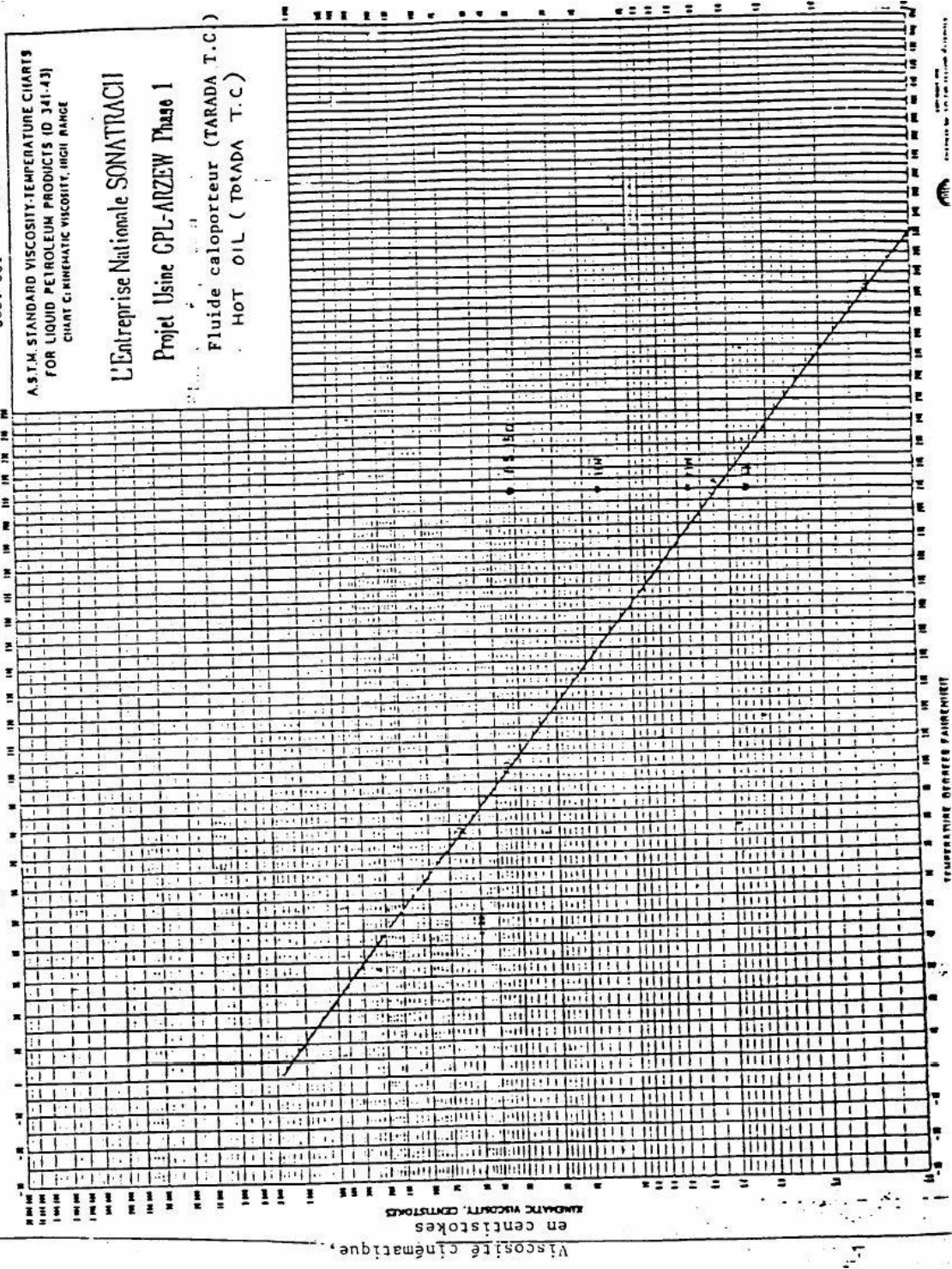


Figure VI-6 : viscosité d'huile TORADA

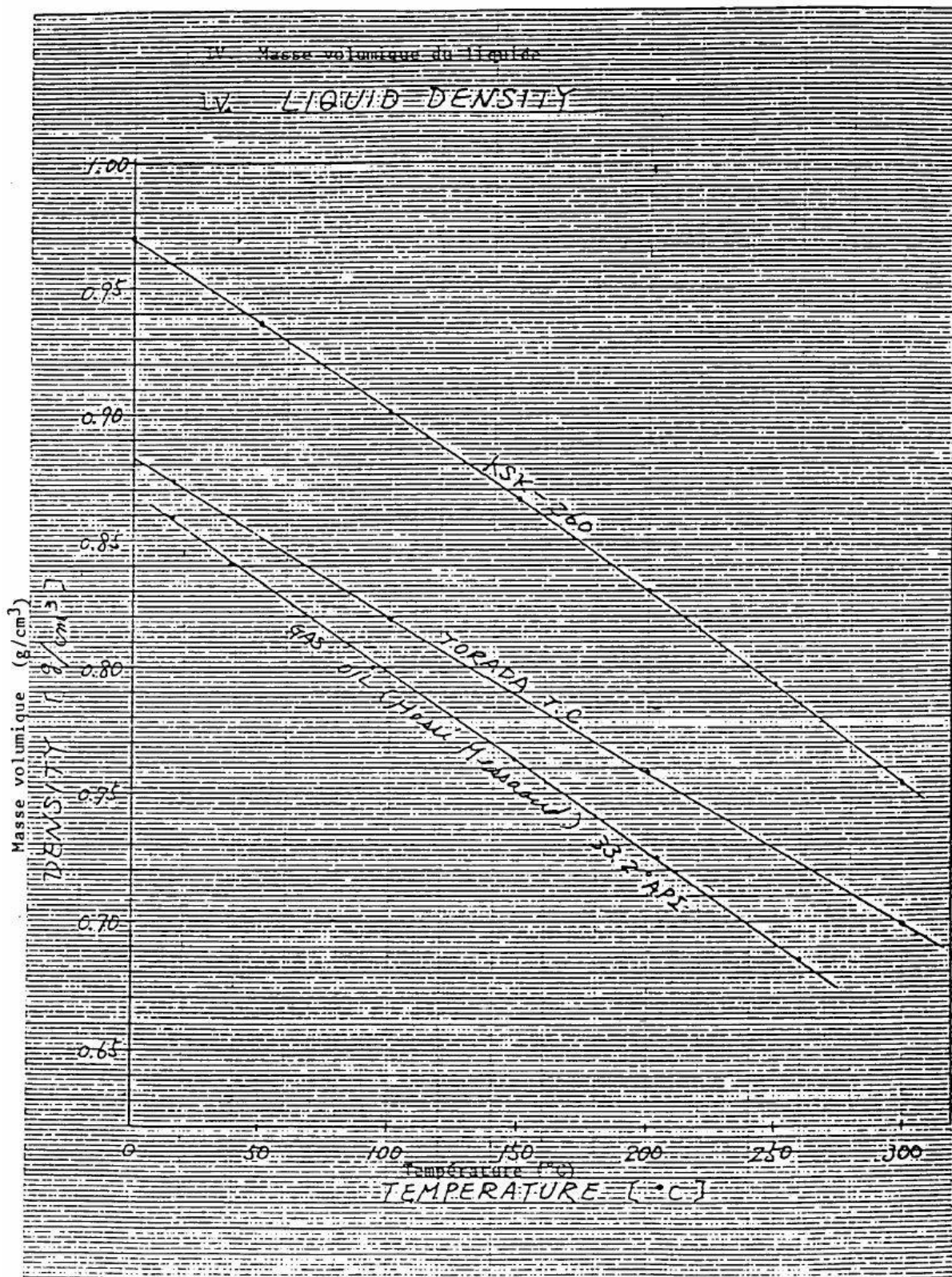


Figure VI-10 : la densité d'huile TORADA

- [1]. Banque de données GP1/Z (Généralités sur le complexe GP1Z)
- [2]. Généralités sur la fabrication GP1/Z Phase I,
T405 a, I.H.I.
- [3]. Manuel Opératoire GP1/Z (section séparation) Volume 1, phase II.
- [4]. Séminaire sur les hydrates présenté par Mr cherief IAP Boumerdes, 2008
- [5]. A.Rojet, B.Durand, C.Jahhret, S.Jullian, M. Valais LE GAZ NATUREL (production traitement et transport)
Publication de l'institut français du pétrole.
- [6]. Engineering Data Book, Volume I et II, FPS 11th Edition (Electronic)
- [7]. ROBERT C. REID, JOHN M. PRAUSNITZ et THOMAS K. SHERWOOD The Properties of Gases and Liquids, Third Edition.
- [8]. PIERRE WUITHIER Raffinage et Génie Chimique Volume II.

للصور تقديمية جملة

- التالي ... (Figure) يوضح الشكل
- يمثل الشكل البياني أدناه
- كما هو موضح في الصورة التالية
- يبين الرسم التوضيحي الآتي
- تظهر الصورة المقابلة
- التالي (Figure) يُلاحظ من خلال الشكل
- نلاحظ في الصورة أدناه
- كما يتضح من الصورة المرفقة

للجداول تقديمية جملة

- التالي ... (Tableau) يوضح الجدول
- يُبين الجدول أدناه
- كما هو مُبين في الجدول المقابل
- الآتي (Tableau) نستنتج من الجدول
- تظهر النتائج في الجدول التالي
- أدناه (Tableau) يتضح من الجدول
- نلاحظ في الجدول المرفق
- حسب البيانات الموضحة في الجدول