

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université M'Hamed Bougara-Boumerdès

Faculté des Hydrocarbures et de la chimie

Département Transport et Equipements des Hydrocarbures



**Mémoire de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme de**

Master

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Hydrocarbures

Option : Génie mécanique : Mécanique des unités pétrochimiques

THEME

**Elimination des hydrates au niveau de la vanne PV-X111
du dé-ethaniseur du complexe GP1Z par un échangeur
double tube**

Présenté par : Bouhelassa Wail

	Nom et Prénom	Grade
Examineur	Maftah Sihem	MC/A
Examineur	Bettayeb Mourad	MC/B
Examineur	Sahnoune Khaled	MA/A
Encadrant	Khelifi Touhami	MC/B

Boumerdès 2022

Remerciement

- Avant tout je remercie "Allah" tout puissant qui nous a donné le courage, la volonté et la force pour accomplir ce modeste travail et de je avoir éclairé le chemin de la réussite.

*- Je remercie vivement mon Encadreur Mr Khelifi **Touhami** pour son aide précieuse et ses conseils judicieux, et tous les enseignants du département de transport et équipements des hydrocarbures pour leur contribution et leur disponibilité.*

- mes sincères gratitudes s'adressent aussi aux responsables du complexe GP1Z. Finalement, je remercie à mes amis et à tous ceux ou celles qui ont contribué de près ou de loin à l'accomplissement de ce travail.

Dédicace

Je dédie ce travail à :

*Ma chère mère et mon honorable père pour leur soutien, leur aide
leur patience et leur amour.*

Mes frères, mes sœurs

A tous mes enseignants chacun par son nom

Toute ma famille

Tous mes amis

A tous mes collègues chacun par son nom

A chaque personne qui m'a aidée.

Résumé

L'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôts des hydrates (formation des bouchons). Pour éviter ce problème, les exploitants cherchent à déterminer les conditions auxquelles se forment ces bouchons et d'y remédier.

Ce travail a été réalisé sur le complexe de GP1Z (Arzew), un complexe qui a connu des problèmes de formation d'hydrate. Ces problèmes se trouvent généralement au niveau de section de séparation, lesquels ont provoqués la déstabilisation de cette section.

L'objectif de notre travail est de proposer une solution à ce problème afin d'éviter la formation des hydrates. Et ceci par installation d'un échangeur de chaleur à double tube avant la vanne, par voie d'une simulation en utilisant le logiciel de HYSYS.

Le modèle thermodynamique Peng Robinson est appliqué car il est le plus adéquat pour l'étude de ce type de comportement des gaz.

La procédure de simulation a été validée en comparant les résultats obtenus par notre simulation avec des calculs mesurés au niveau des installations (données de fonctionnement Actuels).

Cette étude propose l'installation d'un échangeur de chaleur à double tube à l'entrée de la vanne PV-X111 (de la colonne de-éthaniseur), et les résultats obtenus par estimation des paramètres de fonctionnement à savoir température, pression, débit, sont probants.

واجه استغلال الغاز الطبيعي صعوبات تتعلق بانسداد الأنابيب بسبب رواسب الهيدرات (تكوين السدادات). ولتجنب هذه المشكلة، يسعى المشغلون إلى تحديد الظروف التي تتشكل فيها هذه المقابس ومعالجتها.

تم تنفيذ هذا العمل على مجمع GP1Z (Arzew) ، وهو مجمع واجه مشاكل في تكوين الهيدرات. وعادة ما تكون هذه المشاكل على مستوى قسم الفصل، مما تسبب في زعزعة استقرار هذا القسم.

الهدف من عملنا هو اقتراح حل لهذه المشكلة من أجل تجنب تكوين الهيدرات. وهذا عن طريق تركيب مبادل حراري دو أنبوب مزدوج قبل الصمام، باستعمال المحاكاة واستخدام برنامج HYSYS.

يتم تطبيق نموذج Peng Robinson للديناميكا الحرارية لأنه الأنسب لدراسة هذا النوع من سلوك الغاز.

تم التحقق من صحة إجراء المحاكاة من خلال مقارنة النتائج التي حصلنا عليها بالمحاكاة بالحسابات المقاسة على مستوى المرفق (بيانات التشغيل الحالية).

تقترح هذه الدراسة تركيب مبادل حراري دو أنبوب مزدوج عند مدخل الصمام PV-X111 (من عمود ازالة الإيثان)، والنتائج التي تم الحصول عليها من خلال تقدير معايير، أي درجة الحرارة والضغط والتدفق، فعالة.

Symboles et notations

- Y_j : Fraction molaire de chaque composant dans la phase vapeur
- X_j : Fraction molaire de chaque composant dans la phase liquide
- K_{VL} : Constant d'équilibre liquide vapeur de chaque composant
- K_{vs} : Constant d'équilibre solide vapeur de chaque composant
- $(\frac{H^0-H}{R.T_c})^0$: L'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple
- $(\frac{H^0-H}{R.T_c})^1$: La corrélation pour la variation de l'enthalpie du fluide réel par rapport au fluide simple dû l'effet de la pression
- H_m^0 : L'enthalpie du mélange gazeux. (Btu/lb)
- T_{cm} : La température pseudo-critique du mélange gazeux. (R^0)
- P_{cm} : La pression pseudo-critique du mélange gazeux. (Psi)
- ω_m : Le facteur acentrique de PITZER du mélange gazeux.
- M_m : La masse molaire du mélange gazeux. (g/mol)
- R : Constante des gaz parfaits. ($J. mol^{-1}. K^{-1}$)
- m_g : Le débit du mélange gazeux. (Kg / hr)
- m_h : Le débit d'huile. (Kg / hr)
- C_{pg} : La capacité calorifique du mélange gazeux. (KJ.kg⁻¹. K⁻¹)
- C_{ph} : La capacité calorifique d'huile. (KJ.kg⁻¹. K⁻¹)
- T_{ge} : Température du gaz entrée.(°C)
- T_{gs} : Température du gaz sortie.(°C)
- T_{he} : Température de l'huile entrée
- T_{hs} : Température de l'huile sortie
- **DTLM** : La moyenne logarithmique de différent de température
- d_1 : Diamètre intérieur du tube intérieur .(mm)
- d_2 : Diamètre extérieur du tube intérieur . (mm)
- D : Diamètre intérieur du tube extérieur. (mm)
- Re_h : Nombre de Reynolds coté tube extérieur.
- Re_g : Nombre de Reynolds coté tube intérieur.
- G_h : La vitesse massique coté calandre. ($\frac{kg}{hr.m^2}$)
- G_g : La vitesse massique coté tube intérieur. ($\frac{kg}{hr.m^2}$)

- **S** : La section annulaire huile. (m^2)
- **D_e** : Diamètre équivalent. (mm)
- **μ_h** : Viscosité (huile). (Centpoise CP)
- **μ_g** : Viscosité (gaz). (Centpoise CP)
- **U** : Coefficient globale de transfert de chaleur .($\frac{w}{m^2 \cdot ^\circ C}$)
- **h₀** : Coefficient locale de transfert de chaleur coté tube extérieur (huile). ($\frac{w}{m^2 \cdot ^\circ C}$)
- **h_i** : Coefficient locale de transfert de chaleur coté tube intérieur (gaz). ($\frac{w}{m^2 \cdot ^\circ C}$)
- **P_r** : Nombre de Prandlt.
- **J_H** : Coefficient de Colburn.
- **λ_g** : Conductivité thermique du mélange gazeux. ($\frac{kJ}{m.s.k}$)
- **λ_h** : Conductivité thermique de l'huile. ($\frac{kJ}{m.s.k}$)
- **ΔP_g** : Pert de charge coté tube interne du gaz. (Bar)
- **ΔP_h** : Pert de charge coté section annulaire d'huile. (Bar)
- **f** : Facteur de friction
- **ρ_g** : Masse volumique du mélange gazeux .($\frac{kg}{m^3}$)
- **ρ_h** : Masse volumique de l'huile .($\frac{kg}{m^3}$)
- **φ_t** : Facteur de correction.
- **Trde** : l'huile (Torada Tc32) chaud entré à l'échangeur
- **Trds** : l'huile (Torada Tc32) sorti à l'échangeur
- **Gaze** : gaze entré à l'échangeur
- **Gazs** : gaz sorti à l'échangeur
- **Vlv-100** : la vanne PV-X111
- **E-100** : échangeur double tube 2''/4'' EV/HO D3W-D1X

Liste des figures

Figure I-1: Circuit de l'éthane vers four.....	3
Figure II-1: Structure cristalline de la glace (a) et de la cavité unitaire d'hydrate (b). [4]	8
Figure II-2: Géométrie des cavités 512(a), 51262 (b), 51264 (c), 435663 (d) et 51268(e)	9
Figure II-3: Géométrie des deux cavités 512 et 51262 avec les différentes molécules ayant une taille suffisamment petite pour s'y incorporer. [4].....	9
Figure II-4: La géométrie des différentes cavités des structures I. II et H.[17]	10
Figure II-5: Structure d'un hydrate de type I. [11]	10
Figure II-6: Hydrates de Structure I.....	11
Figure II-7: Structure d'un hydrate de type II. [11]	11
Figure II-8: Hydrates de Structure II.....	12
Figure II-9: Structure d'un hydrate de type H. [11].....	12
Figure II-10: Hydrates de Structure H.	13
Figure II-11: Caractéristiques des trois structures d'hydrates. [6]	13
Figure II-12: Estimation des hydrates à une pression donnée	14
Figure II-13: Schéma du fonctionnement d'un échangeur	17
Figure II-14: Schéma d'échangeur tubulaire	17
Figure II-15: Schéma du fonctionnement d'un échangeur à plaques	18
Figure II-16: Diagramme ΔTLM pour un échangeur contre-courant.	21
Figure II-17: Diagramme ΔTLM pour un échangeur co-courant	21
Figure III-1: Enthalpie du mélange gazeux en fonction de température à $P=4\text{kgf/cm}^2$	27
Figure III-2: schéma du circuit modifié	29
Figure IV-1: Schéma de simulation de procédé. [21]	41
Figure IV-2 : Composants du mélange gazeux.....	42
Figure IV-3 : Choix du model thermodynamique.....	42
Figure IV-4 : Profil final de vanne.....	43
Figure IV-5 : donnés saisies pour l'entrée 1 (stream1).....	43
Figure IV-6 : les résultats de formation des hydrates	43
Figure IV-7 : Composants du mélange gazeux.....	45
Figure IV-8 : Choix du model thermodynamique.....	45
Figure IV-9 : les spécifications de l'huile TORADA TC32.....	45

Figure IV-10 : Données saisies pour l'échangeur	46
Figure IV-11 : Profil final de schéma de la simulation	46
Figure IV-12: Propriétés de l'échangeur	47
Figure IV-13 : Performance de l'échangeur	47
Figure IV-14 : Données saisies pour la vanne	48
Figure IV-15 : Les résultats du formation des hydrates a la sortie de la vanne (stream gazf) .	48
Figure IV-16 : Performance de hydrates formation	49

Liste des Tableaux

Tableau III-1: Détermination de la température de rosé.....	24
Tableau III-2: Détermination de la température de formation des hydrates	24
Tableau III-3 : propriétés critique	26
Tableau III-4: l'enthalpie standard du mélange gazeux à différentes températures	26
Tableau III-5: l'enthalpie du mélange gazeux (H_m) à différentes températures	26
Tableau III-6: l'enthalpie du mélange gazeux	27
Tableau III-7: tableau de les enthalpies pour calculer	29
Tableau III-8: le C_p de gaz	30
Tableau III-9: Détermination de la viscosité de chaque gaz à la pression atmosphérique	34
Tableau III-10: Détermination de la conductivité thermique de chaque gaz à une atmosphère	35
Tableau IV-1: vérification la température exacte pour éliminer les hydrates	44
tableau IV-2 : Comparaison des résultats du calcul thermique	49

Sommaire

Chapitre I : Introduction générale	1
I.1 : Introduction	2
I.2 : Problématique et objectif du travail :	2
I.2.1 : Présentation du problème	3
I.2.2 : Historique du problème :	3
I.3 : Organisation du mémoire :	4
Chapitre II : Généralités sur les hydrates et les échangeurs.....	5
II.1 : Introduction.....	6
II.2 : L'eau dans le gaz.....	6
II.3 : Les hydrates	7
II.3.1 : Historique sur les hydrates.....	7
II.3.2 : Définition des hydrates	7
II.3.3 : Les cavités des hydrates.....	8
II.3.4 : Formation des hydrates.....	9
II.3.5 : Structures des hydrates	10
II.3.5.1 : Hydrates de Structure I (SI).....	10
II.3.5.2 : Structure II : 16M1 8M3 136H ₂ O.....	12
II.3.5.3 : Hydrates de Structure H (SH).....	12
II.3.6 : Types des hydrates	14
II.3.7 : Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates :	14
II.3.7.1 : Méthode graphique :	14
II.3.7.2 : Méthode basée sur la constante d'équilibre Solide-vapeur (K _{v-s}) :	15
II.3.8 : Elimination des hydrates.....	15
II.3.8.1 : Réchauffement :	15
II.3.8.2 : Les inhibiteurs :	15
II.4 : Théorie sur les échangeurs :	16

II.4.1 : Définition :	16
II.4.2 : Le principe de fonctionnement :	16
II.4.3 : Principaux types des échangeurs :	17
II.4.3.1 : Selon la conception :	17
II.4.3.2 : Selon l'écoulement des fluides :	18
II.4.4 : Calcul thermique d'un échangeur de chaleur :	19
II.4.5 : Dimensionnement d'un échangeur :	19
Chapitre III : Les calculs du vanne et l'échangeur double tube	22
III.1 : Les calculs du vanne PV-X111 :	23
III.1.1 : Composition et paramètres de gaz à l'entrée de la vanne PV-X111 :	23
III.1.2 : La détermination de l'état du fluide après détente :	23
III.1.3 : Détermination de la température de formation des hydrates :	24
III.1.4 : Détermination de la température après détente :	25
III.1.5 : Détermination de la température après détente dans le cas actuel :	27
III.2 : Les calculs d'échangeur	28
III.2.1 : Introduction :	28
III.2.2 : Détermination de l'enthalpie H_m après détente :	28
III.2.3 : Détermination de la température correspondante à l'enthalpie H_m avant détente :	28
III.2.4 : Dimensionnement de l'échangeur : [9]	29
III.2.4.1 : Calculer de la capacité calorifique du mélange gazeux(C_{pg}) :	30
III.2.4.2 : Les paramètres caractéristiques de l'échangeur :	31
III.2.4.3 : Calcul du coefficient d'échange global « U » :	32
III.2.4.4 : Calcul de longueur du tube :	36
III.2.4.5 : Les pertes de charge	36
III.2.4.6 : Conclusion :	38
Chapitre IV : Simulation par le logiciel ASPEN HYSYS	39
IV.1 : Définition de la simulation	40

IV.2 : Présentation du logiciel HYSYS	40
IV.2.1 : Définition de HYSYS	40
IV.2.2 : Schéma de simulation de procédé.....	40
IV.3 : Simulation par Aspen HYSYS :	42
IV.3.1 : Calcul de la détente sons échangeur :	42
IV.3.1.1 : La température exacte qui entre à la vanne pour éliminer les hydrates :	44
IV.3.2 : Calcul de l'échangeur double tube qu'installer avant le détendeur :	44
Conclusion générale :	51
Bibliographie :	53
Annexe :	55

Chapitre I :Introduction générale

I.1 :Introduction

L'Algérie est riche en gisement de pétrole plus particulièrement en sud (Sahara), elle produise et exporte le pétrole et le gaz vers de nombreux pays dans le monde, on y trouve des hydrocarbures en état liquides et gazeux.

Les produits finis avant d'être exporter doivent subir des traitements, ce qui exige l'installation de grands complexes de séparations. GP1Z est l'un de ces complexes, ou j'ai fait mon stage.

Notre étude porte sur la préoccupation rencontrée dans la marche normale de l'unité est celle de la section séparation ou les vannes de contrôles 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 la suite à toute l'unité.

Ce problème, nous pousse à trouver des solutions après l'avoir étudié convenablement.

Pour mieux comprendre le problème nous devons connaitre les notions générales de la structure et la formation des hydrates et donner des propositions afin de trouver des solutions économiques.

I.2 :Problématique et objectif du travail :

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 du fonctionnement de la section qui sera transmise par suite à toute l'unité.

Ce bouchage des canalisations est causé 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.2.1 :Présentation du problème

L'éthane obtenu à partir de la séparation du propane dans le dé-éthaniseur à la pression de 22 Kgf/cm² eff et à la température de 62°C, entre dans le condenseur de tête de colonne puis dans le ballon de reflux et sort à 5 °C et 21.5 Kgf/cm² 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 Kgf/cm² 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 :

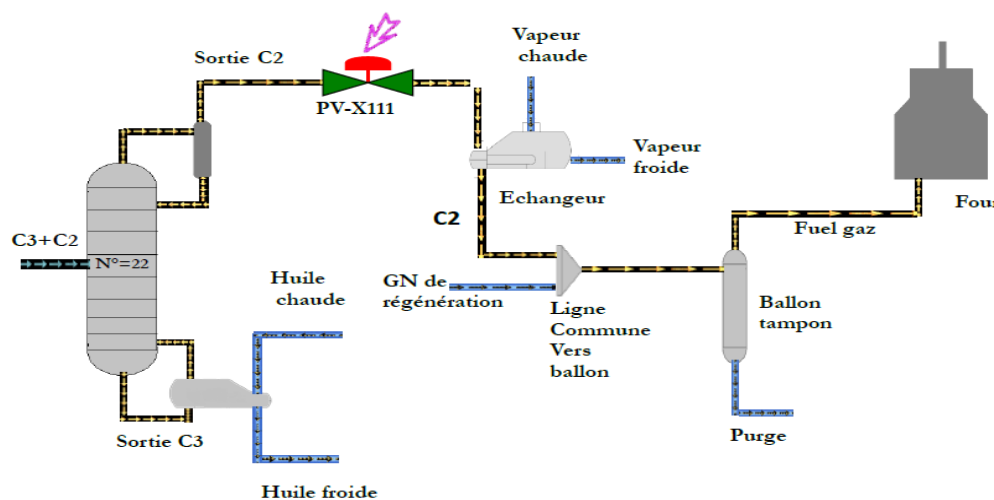


Figure I-1:Circuit de l'éthane vers four

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

I.2.2 :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 d'eau dans le gaz sortant de la tête du dé-éthaniseur.

Pour pallier à ce problème l'opération qui consiste à isoler la ligne et à injecter du méthanol a été utilisée durant les premières années de fonctionnement de cette unité, cette opération présente l'inconvénient du torchage du gaz emprisonné dans la ligne.

Une autre opération qui a été préférée à la première consiste à placer un flexible ou 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 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.

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 Kgf/Cm² 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 Kgf/Cm².

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 augmentation importante de consommation de gaz naturel dans le four.

Une production d'éthane et de propane hors spécifications et par conséquent l'arrêt du dé-éthaniseur.

I.3 :Organisation du mémoire :

Mon travail est divisé en cinq chapitre, comme suite :

- Une introduction générale et présentation du problème avec l'objectif de mon travail, en premier chapitre.
- Le deuxième chapitre, je présente des généralités sur les hydrates.
- Le troisième chapitre comporte la partie de calculs des températures avant et après la vanne PV-X111 et les calculs d'un échangeur de chaleur à double tube pour différentes températures du gaz de 4.77 à 28.4 °C, et la détermination des paramètres de l'échangeur tels que : surface spécifique, longueur de l'échangeur, et perte de charge ...etc.
- Le quatrième chapitre nous utilisons le logiciel ASPEN HYSYS pour mettre en évidence la formation du gel.
- En fin nous terminons notre étude par une conclusion générale.

Chapitre II :Généralités sur les hydrates et les échangeurs

II.1 :Introduction

Les hydrates de gaz ont été mis en évidence dans l'industrie pétrolière pour la première fois par Hammer Schmidt [Hammer Schmidt, 1934] qui montra que le fréquent bouchage des pipelines de gaz aux États-Unis n'était pas causé par la formation de glace, mais plutôt par la formation des hydrates de gaz. L'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par le dépôt des cristaux. Ces cristaux sont, en effet, constitués par des hydrates apparaissant bien au-dessous 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 et en tout premier le propane. Pour éviter le bouchage des canalisations, les installations de production et de transport doivent être protégées des risques de formation des hydrates. Une première façon d'y arriver consiste à déshydrater le gaz. Lorsque ce n'est pas possible, il faut le placer dans des conditions de température et de pression permettant d'éviter la formation des hydrates ou introduire un inhibiteur [4].

II.2 :L'eau dans le gaz

L'eau est un problème dans la phase gazeuse, en traitement du gaz et de transport par pipeline.

Les principaux problèmes avec l'eau dans le gaz sont :

La corrosion.

La formation de glace.

Dans les pipelines où il est connu que le gaz est humide, le problème peut être contré. Si c'est connu dans la phase de conception que du pipeline peuvent être conçus avec la corrosion plus résistante les matériaux ou l'épaisseur matérielle accrue. Si le problème se produit lors de la production, le problème peut être minimisé en injectant des inhibiteurs dans le gaz. Dans les pipelines de gaz sec, les problèmes ne devraient pas se produire, mais peuvent se produire en cas de déshydratation. Si ne pas découvert les problèmes sont plus sérieuses ici, parce que les pipelines ne sont pas conçus pour ces conditions. Lorsque les inhibiteurs des découvertes peuvent, être ajoutés avant déshydratation adéquate est de nouveau disponible.

La formation de glace est seulement un problème lorsque les températures sont suffisamment basses pour glace à formulaire. La glace est particulièrement un problème dans l'équipement de processus et de vannes, où la glace peut créer des blocages. Glace cause un grand problème dans le traitement des gaz à basse température [5.6].

II.3 :Les hydrates

II.3.1 :Historique sur les hydrates

Les hydrates ont été découverts pour la première fois par Humphrey Davy et Michael Faraday alors qu'ils travaillaient sur une solution de chlore et d'eau. Ils ont été surpris par la formation d'un solide ressemblant à la glace, mais bien au-dessus de la température de formation de la glace. Ils réalisèrent qu'ils venaient de découvrir un corps spécial.

Les hydrates restèrent largement une curiosité durant tout le dix-neuvième siècle.

De Forcrand et Villard découvrirent plus tard plusieurs corps qui forment des hydrates.

En 1930, Hammer Schmidt expliqua le bouchage des pipe-lines haute pression par la formation d'hydrates.

Durant le milieu du vingtième siècle, l'industrie du gaz naturel de l'Amérique du Nord intensifia les recherches sur les conditions favorables à la formation d'hydrates et l'université du Michigan sous la direction de Katz réalisa la plupart de ces recherches.

Entre 1940 et 1950, Von Stackelberg étudia la structure des hydrates en les caractérisant par la diffraction aux rayons X.

En 1959, Vander Waals et Platteeuw furent les premiers à publier un modèle thermodynamique rigoureux permettant la prédiction de la température de formation des hydrates à une pression donnée. [7]

Seules les molécules dont le diamètre est compris entre dans une certaine fourchette peuvent former ces inclusions, en effet le diamètre de la molécule doit être inférieur à celui de la cavité pour que la molécule puisse entrer dans la cavité, mais il doit être aussi grand pour que le réseau cristallin soit stable.

II.3.2 :Définition des hydrates

Les hydrates appartiennent à la classe de clathrates, qui sont des composés d'inclusion. Le mot "clathrates" a été utilisé la première fois par Powell en 1948, et dérivé du mot latin "clathratus". Les clathrates sont des solides cristallisés dans lesquels certains atomes ou molécules sont piégés dans des cages ménagées par l'assemblage d'un autre type de molécules. Lorsque le réseau cristallin est formé par des molécules d'eau liées entre elles par des liaisons d'hydrogènes et les cavités sont occupées par des molécules gazeuses, les clathrates formés sont appelés hydrates. [4]

La configuration spatiale des molécules d'eau dans un réseau cristallin d'hydrates est différente de celle de la glace, sachant que dans les deux réseaux, chaque molécule d'eau est reliée à quatre autres molécules d'eau. La glace sous les conditions normales de température et de pression a une structure hexagonale. Les molécules d'eau dans la glace, forment des canaux ininterrompus tandis que ces molécules dans le cas d'hydrates, forment des cavités ayant une taille relativement grande. Les cavités formées sont stabilisées par les molécules de gaz encagées. Dans la figure II.1, on présente la structure de la glace et le motif de base de la structure des hydrates.

Seules les molécules dont le diamètre est compris entre dans une certaine fourchette peuvent former ces inclusions, en effet le diamètre de la molécule doit être inférieur à celui de la cavité pour que la molécule puisse entrer dans la cavité, mais il doit être aussi grand pour que le réseau cristallin soit stable.

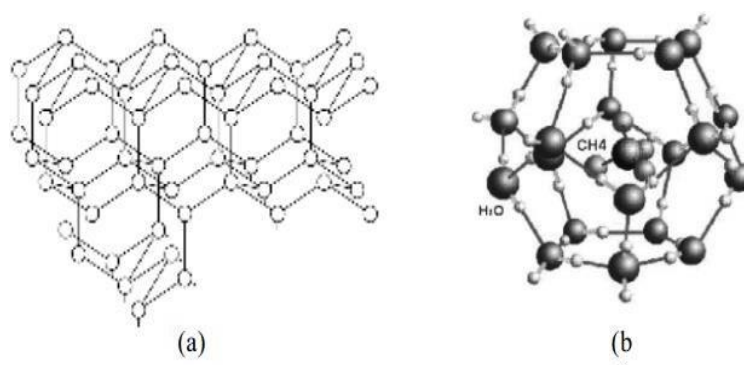


Figure II-1: Structure cristalline de la glace (a) et de la cavité unitaire d'hydrate (b). [4]

II.3.3 : Les cavités des hydrates

Une cavité étant délimitée par plusieurs faces quasi planes et polygonales, chacune de ces faces est caractérisée par son nombre de cotés n affecté de l'exposant m , (m) représente le nombre de fois où la face intervient dans la construction de la cavité. Ainsi la cavité 435663 est limitée par trois faces carrées, six faces pentagonales et trois faces hexagonales. [4]

Il existe plusieurs types de cavités dont 5 types sont plus courants et mieux connus. Ce sont 512, 51262, 51264, 435663 et 51268 respectivement notés C1, C2, C3, C4, et C5. [4]

Les atomes d'oxygène sont localisés aux points d'intersections des lignes. Chaque ligne représente une liaison moléculaire oxygène-hydrogène en interaction avec l'atome d'oxygène voisin. Nous ne représentons que les 5 premiers types de cavités. Figure III.4

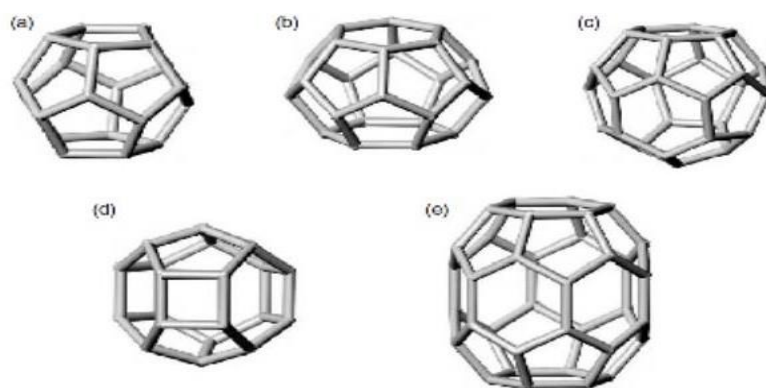


Figure II-2:Géométrie des cavités 512(a), 51262 (b), 51264 (c), 435663 (d) et 51268(e)

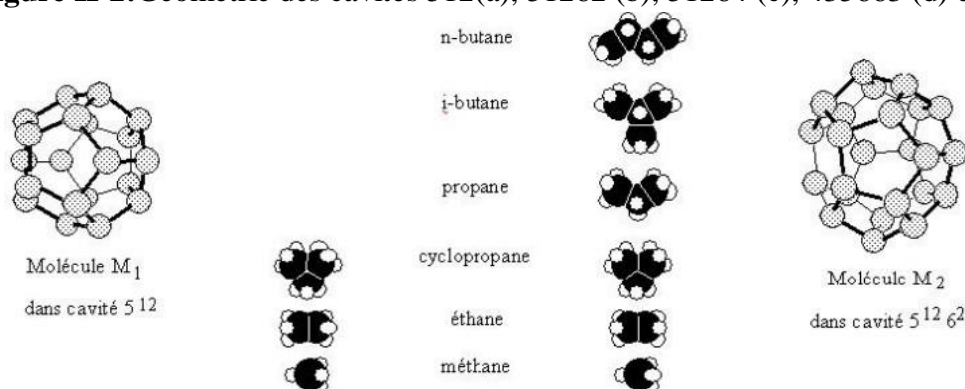


Figure II-3:Géométrie des deux cavités 512 et 51262 avec les différentes molécules ayant une taille suffisamment petite pour s'y incorporer. [4]

M1 désigne une molécule occupant les cavités 512, M2 désigne une molécule occupant les cavités 51262.

II.3.4 :Formation des hydrates

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou des cages auxquelles sont piégées les molécules de gaz. En raison de cette structure en cage les hydrocarbures appartiennent à la catégorie des composés d'inclusion appelés cathares. 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 des forces de Vander 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 pour que la molécule puisse entrer dans la cavité et en même temps suffisamment grand, pour que le réseau cristallin soit stable [12].

II.3.5 :Structures des hydrates

Trois types de structure ont été clairement identifiés : cubique SI, cubique SII et hexagonal SH représenté sur la figure III.5. Leur stabilité dépend de la pression, de la température et de la composition des gaz [13, 14, 15,

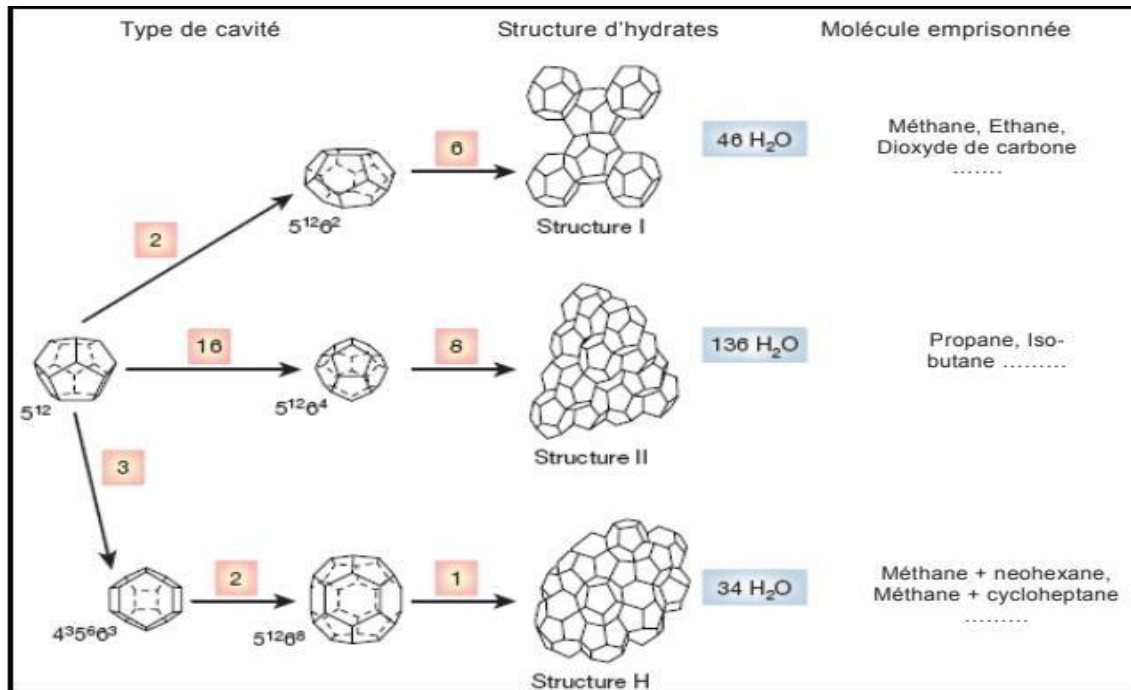


Figure II-4:La géométrie des différentes cavités des structures I. II et H.[17]

II.3.5.1 :Hydrates de Structure I (SI)

La structure type I est une structure cubique de groupe d'espace Pm3n. Son paramètre de maille est d'environ 12 Å (figure III.6). La première étude cristallographique détaillée de la structure I a été menée sur l'hydrate d'oxyde d'éthylène [18].

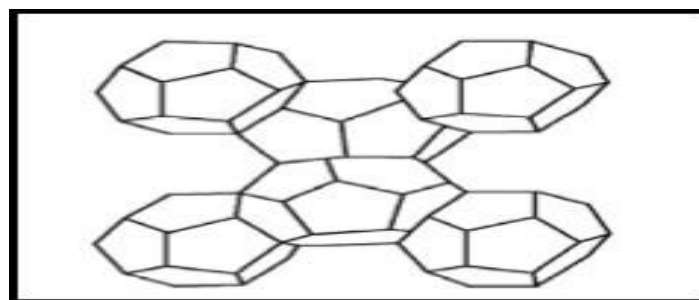


Figure II-5:Structure d'un hydrate de type I. [11]

Le motif de base est un pentagone formé par les molécules d'eau, la maille élémentaire de la structure I est un cube centré de 12 Å de paramètre, composé de deux petites cavités à 12 faces pentagonales (512) et six grandes cavités à 12 faces pentagonales et 2 faces hexagonales (51262) (figure III.7). Aux conditions d'équilibre de pression et de température de formation et

de dissociation des hydrates, le cristal de cette structure est composé de 46 molécules d'eau mélangées avec des composants gazeux : méthane, éthane, dioxyde de carbone.

- **Structure I: 2 M1 6M2 46H₂**

Où :

M1 : représente deux petites cavités (polyèdre constitué de 12 faces pentagonales référencées 512).

M2 : représente les six grandes cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et 2 faces hexagonales et **Hydrates de Structure II (SII)**

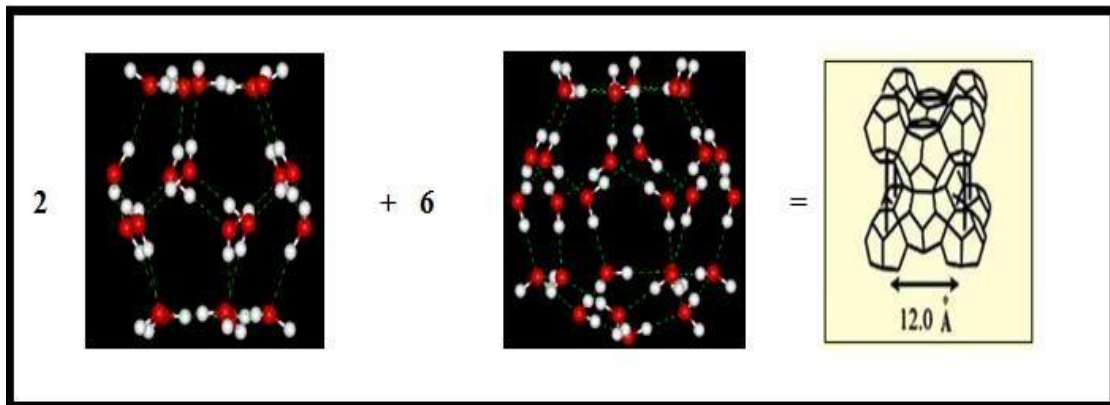


Figure II-6:Hydrates de Structure I.

La structure type II est, comme la structure type I, une structure cubique, mais de groupe d'espace $Fd3m$ et possède une maille d'environ 17 Å (figure III.8). La structure II a été déterminée par diffraction de rayons X d'un hydrate de tetrahydrofuran et de sulfure d'hydrogène. [18]

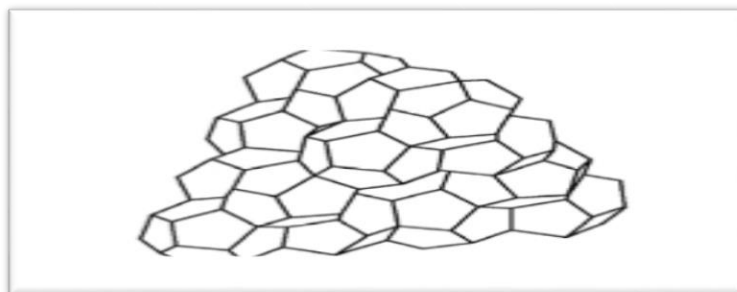


Figure II-7:Structure d'un hydrate de type II. [11]

La maille élémentaire de la structure II est un cube de type diamant, de paramètre 17,3Å, constitue de seize petites cavités (512), et huit grandes cavités à 12 faces pentagonales, et 4

faces hexagonales (51264) (figure III.9). Elle comprend 136 molécules d'eau mélangée avec les hydrocarbures suivants : Propane, i-butane, Azote et peut accueillir 24 molécules hôtes, dont 8 de taille supérieure à celle des molécules hôtes de la structure I.

II.3.5.2 :Structure II : 16M1 8M3 136H₂O.

Où :

M1 : représente les seize petites cavités (polyèdre constitué de 12 faces pentagonales référencées 512).

M3 : représente les huit grandes cavités (polyèdre de 12 faces pentagonales et de 4 faces hexagonales et référencées 51264) [19.20].

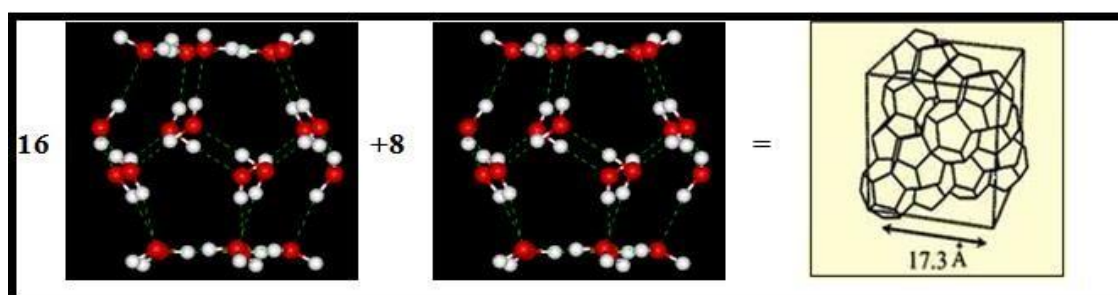


Figure II-8:Hydrates de Structure II.

II.3.5.3 :Hydrates de Structure H (SH)

Elle contient 34 molécules d'eau pour 6 cavités : trois petites cavités (512), deux cavités intermédiaires à 3 faces carrées, 6 faces pentagonales et 3 faces hexagonales (435663) et une grande cavité à 12 faces pentagonales et 8 faces hexagonales (51268) (figure III.11). La grande cavité lui permet d'accueillir des molécules relativement lourdes [19.20].

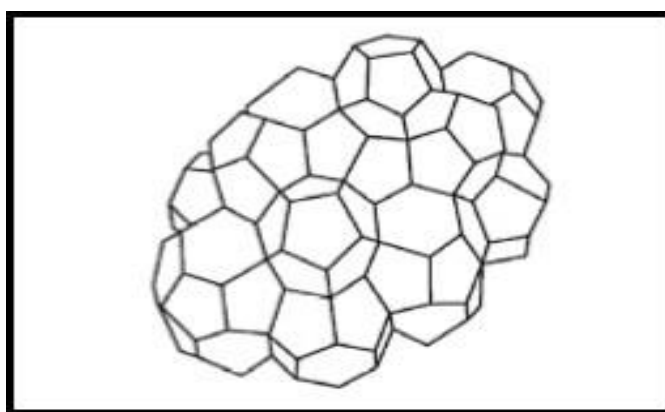


Figure II-9:Structure d'un hydrate de type H. [11]

- **Structure H : 3M1 2M2 34H₂O.**

Où :

M1 : représente les trois petites cavités (polyèdre constitué de 12 faces pentagonales référencées (512)).

M2 : représente deux cavités intermédiaires (polyèdre de 3 faces carrées et 6 faces pentagonales et 3 faces hexagonales référencées (435663)).

M3 : représente une grande cavité (polyèdre de 12 faces pentagonales et de 8 faces hexagonales référencées (51264)) [19.20]

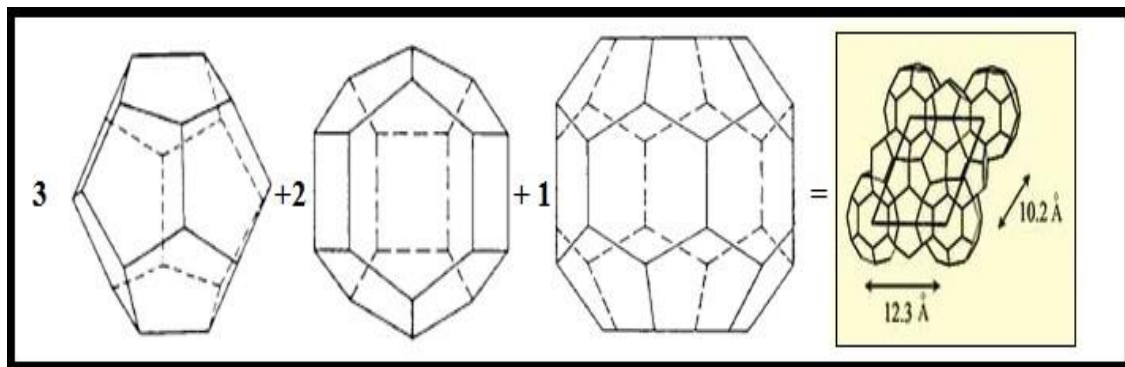


Figure II-10:Hydrates de Structure H.

Structure d'hydrate	sI		sII		sH		
Cavité	Petite	Grande	Petite	Grande	Petite	Moyenne	Grande
Description	5^{12}	$5^{12}6^2$	5^{12}	$5^{12}6^4$	5^{12}	$4^35^66^3$	$5^{12}6^8$
Le nombre de cavités participant à la formation de la maille de chaque structure	2	6	16	8	3	2	1
Le rayon moyen de cavité (Å°)	3.95	4.33	3.91	4.37	3.91	4.06	5.71
Le nombre de coordinations ou nombre d'atomes d'oxygène par cavité	20	24	20	28	20	20	36
Le nombre total de molécules d'eau qui constituent la maille de chaque structure	46		136		34		

Figure II-11:Caractéristiques des trois structures d'hydrates. [6]

II.3.6 : Types des hydrates

On distingue deux types d'hydrates :

- **Les hydrates faisant intervenir des molécules de petite taille :**
 - Le méthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CH_4 , 7 H_2O).
 - L'éthane lié à 7 molécules d'eau (C_2H_6 , 7 H_2O).
 - Le dioxyde de carbone lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CO_2 , 7 H_2O).
- **Les hydrates faisant intervenir des molécules de grande taille liées avec 17 molécules d'eau :**
 - (C_3H_8 , 17 H_2O).
 - (C_4H_{10} , 17 H_2O).

Les tailles des molécules au-delà du n-C₄ sont importantes et ne permettent donc pas la pénétration dans le réseau cristallin, et par conséquent, inhibent la formation des hydrates [22].

II.3.7 : Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates :

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

II.3.7.1 : Méthode graphique :

En 1959 Katz, a proposé un diagramme qui permet de prévoir pour un gaz naturel la température de formation d'hydrates à une pression donnée (ou l'inverse), en fonction de la densité du gaz.

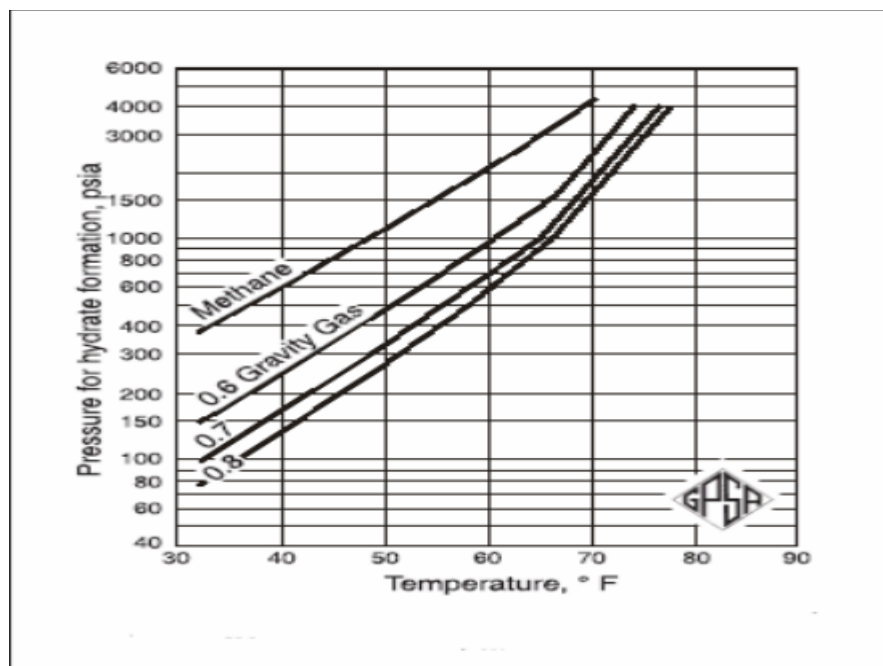


Figure II-12: Estimation des hydrates à une pression donnée

II.3.7.2 :Méthode basée sur la constante d'équilibre Solide-vapeur (K_{vs}) :

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

$$K_{vs} = \frac{Y_i}{X_S}$$

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 4,5 et 6 dans l'annexe. L'estimation de la température ou de la pression de formation des hydrates doit satisfaire la condition suivante :

$$\sum x_s = \sum \left(\frac{y_i}{K_{vs}} \right) = 1$$

II.3.8 :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.

II.3.8.1 :Réchauffement :

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

II.3.8.2 :Les inhibiteurs :

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

- ✓ L'ammoniaque ;
- ✓ Le chlorure de sodium ;
- ✓ Le chlorure de calcium ;
- ✓ Le méthanol ;
- ✓ L'éthylène glycol ;

- ✓ Le 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. L'injection de méthanol est en général utilisée lorsqu'on a besoin d'une injection occasionnelle pour empêcher la formation des hydrates.

II.4 :Théorie sur les échangeurs :

II.4.1 :Définition :

Les échangeurs de chaleurs sont des appareils de transfert de la chaleur entre deux fluides à des différentes températures, généralement sans contact direct entre les fluides, et le transfert s'effectue à travers une surface d'échange.

Le transfert de chaleur du fluide chaud au fluide froid est la résultante de trois phénomènes successifs :

- Convection entre le fluide chaud et la face externe de la paroi solide.
- Conduction à travers cette paroi solide.
- Convection entre la face interne de la paroi solide et le fluide froid.

II.4.2 :Le principe de fonctionnement :

Le principe consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits permettant contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi métallique ce qui favorise les échanges de chaleur.

Un fluide chaud cède de la chaleur à un fluide froid, tel que le fluide premier se refroidit au contact du fluide froid qui se réchauffe, la quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange, des températures d'entrée et des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique) ainsi que des coefficients d'échange par convection.

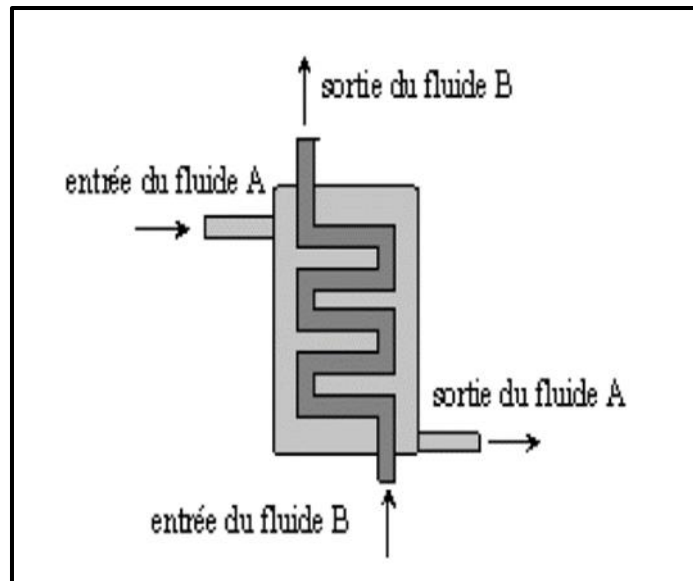


Figure II-13:Schéma du fonctionnement d'un échangeur

II.4.3 :Principaux types des échangeurs :

II.4.3.1 :Selon la conception :

✓ Les échangeurs tubulaires :

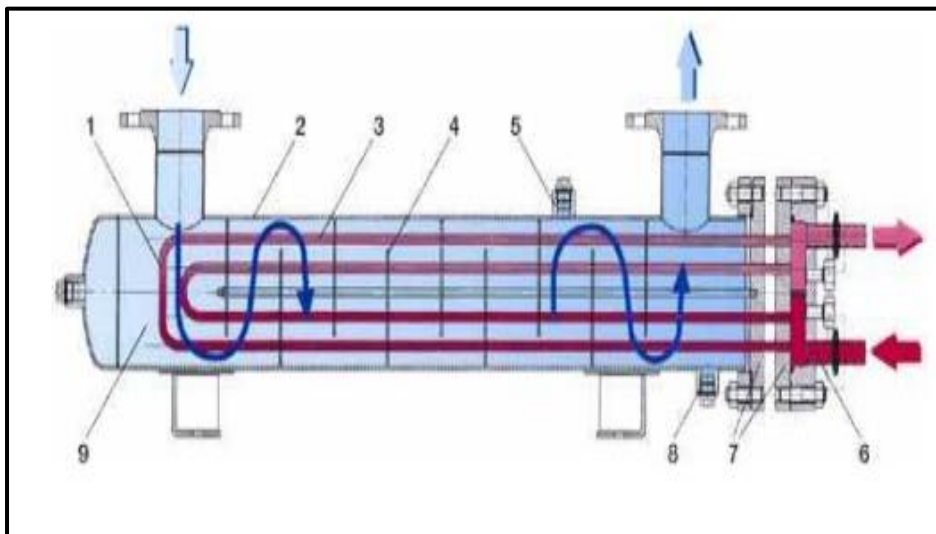


Figure II-14:Schéma d'échangeur tubulaire

1.Faisceau tubulaire. 2.Enveloppe (calandre). 3.Intérieur tube. 4.Chicane. 5.Raccord évent 6. Intérieur boîte à eau .7. Plaque tubulaire 8. Raccord vidange 9. Intérieur enveloppe.

Dans ce type d'échangeurs, l'un des fluides circule dans un réservoir autour de tubes qui le traversent tandis que l'autre fluide circule à l'intérieur des tubes. Peut fonctionner :

- À co-courants (ou à courants parallèles) : les deux fluides circulent dans le même sens.

- A contre-courants : les deux fluides parcourent la surface d'échange dans un sens opposé.

A courants croisés : les deux fluides circulent dans des directions perpendiculaires.

✓ **Les échangeurs à plaque :**

Ils sont constitués de plaques formées dont les alvéoles constituent les chemins empruntés par les fluides. Les plaques sont assemblées de façon que le fluide puisse circuler entre elles. La distribution des fluides entre les plaques est assurée par un jeu de joints de telle sorte que chacun des deux fluides soit envoyé alternativement entre deux espaces inter-plaques successifs. Les fluides peuvent ainsi échanger de la chaleur à travers les plaques.

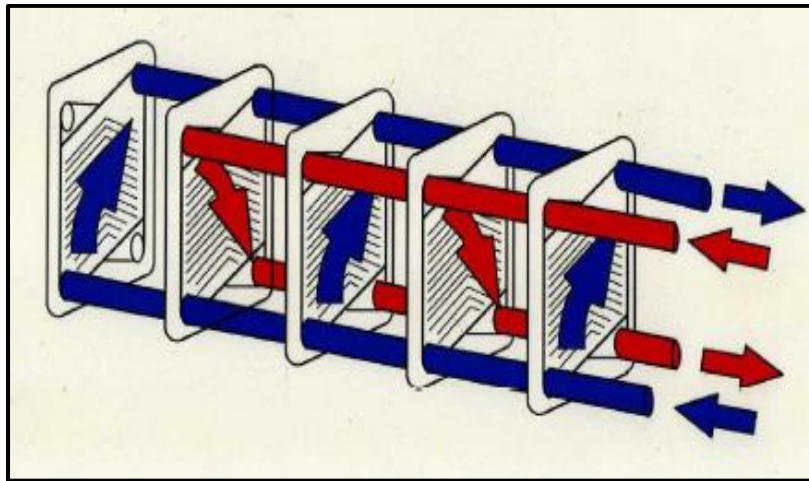


Figure II-15:Schéma du fonctionnement d'un échangeur à plaques

II.4.3.2 :Selon l'écoulement des fluides :

Une classification peut être établie d'après le sens relatif des écoulements des deux fluides. On distingue donc :

- Les échangeurs à courants parallèles ou échangeur anti-méthodique : écoulement des 2 fluides parallèles et dans le même sens.
- Les échangeurs à contre-courant ou échangeur méthodique écoulement des 2 fluides parallèles et en sens contraire.
- Les échangeurs à courants croisés avec ou sans brassage : écoulement des 2 fluides perpendiculairement l'un par rapport à l'autre.

Les deux premiers types d'échangeurs ne sont parfaitement réalisés que dans le cas d'échangeurs très simples tels que les échangeurs coaxiaux.

Dans le troisième type d'échangeur, on cherche à favoriser l'apparition du régime turbulent pour le fluide brassé afin d'augmenter le coefficient d'échange convectif donc de diminuer la surface d'échange.

II.4.4 : Calcul thermique d'un échangeur de chaleur :

Plusieurs critères sont à considérer pour le choix d'un échangeur suivant son utilisation. La puissance thermique est toujours la principale préoccupation, mais le choix définitif de l'échangeur peut dépendre d'autres paramètres tels que :

- Les pertes de charge.
- L'encombrement.
- Les débits.
- L'encrassement.
- Une température de paroi à ne pas dépasser.
- Les matériaux utilisés

Afin de pouvoir caractériser un échangeur, on utilisera deux méthodes de calcul thermiques :

- Les méthodes analytiques globales : basées sur une approche intégrale. Elles s'appuient sur certaines hypothèses :
 - Régime d'écoulement permanent. L'échangeur est parfaitement isolé de l'extérieur (pas de pertes), on néglige la conduction axiale.
 - Les coefficients d'échanges et les propriétés thermo-physiques des fluides sont constants (on prend des valeurs moyennes).
 - La température de chaque fluide est homogène dans une section donnée.
- Les méthodes numériques : visent à améliorer la précision du calcul en décomposant les phénomènes physiques mis en jeu et en prenant en compte la nature de l'écoulement.

Il existe deux objectifs de calcul :

- Calcul de projet ou du dimensionnement.
- Calcul de vérification de la performance de l'échangeur

II.4.5 : Dimensionnement d'un échangeur :

Les débits des fluides chauds et froids et leurs températures sont connus à l'entrée et à la sortie, ainsi que la puissance échangée. On pose également des hypothèses de départ sur le type et la géométrie de l'échangeur. L'objectif consiste alors à déterminer : la surface d'échange requise Dans ce cas on utilisera la méthode des Différences de Températures Logarithmiques Moyennes (ΔT_{LM}).

Le dimensionnement des échangeurs repose principalement sur un calcul de bilan thermique mais également sur la prise en compte des pertes de charges.

Le flux d'échange peut s'écrire de la manière suivante :

$$\dot{Q} = K S \Delta TLM$$

K : est le coefficient de transmission thermique surfacique moyen.

S : la surface d'échange.

ΔTLM : l'écart de température moyen entre les deux fluides.

On suppose que :

- L'échangeur est parfaitement isolé de l'extérieur (pas de pertes), on néglige la conduction axiale.
- Les coefficients K et Cp sont constants.
- La température de chaque fluide est homogène dans une section donnée.

L'équation (1) peut ainsi s'écrire :

$$\dot{Q} = K S \Delta TLM = \dot{m}_c C_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = \dot{m}_f C_{pf} (T_{fs} - T_{fe})$$

Où

\dot{m} : représente le débit massique (kg/s)

C_p : la chaleur spécifique (J/kg K).

Les indices f et c sont relatifs aux fluides froid et chaud et les indices s et e à l'entrée et à la sortie de l'échangeur.

NB : La résolution de cette équation dépend du type d'échangeur considéré.

Méthode ΔTLM :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\log\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

Pour un échangeur à contrecourant :

$$\dot{Q} = K S \Delta TLM = K S \frac{(T_{cs} - T_{fe}) - (T_{ce} - T_{fs})}{\log\left(\frac{T_{cs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fs}}\right)}$$

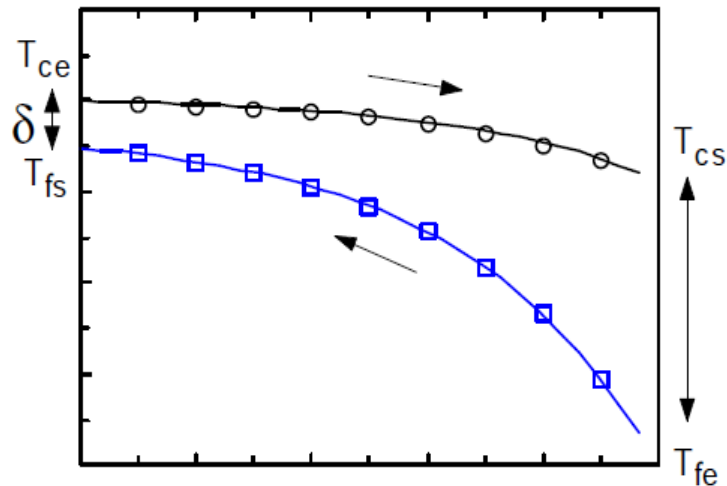


Figure II-16:Diagramme ΔTLM pour un échangeur contre-courant.

Pour un échangeur à co-courant : $\Phi = K S \Delta TLM = K S \frac{(T_{cs} - T_{fs}) - (T_{ce} - T_{fe})}{\log \left(\frac{T_{cs} - T_{fs}}{T_{ce} - T_{fe}} \right)}$

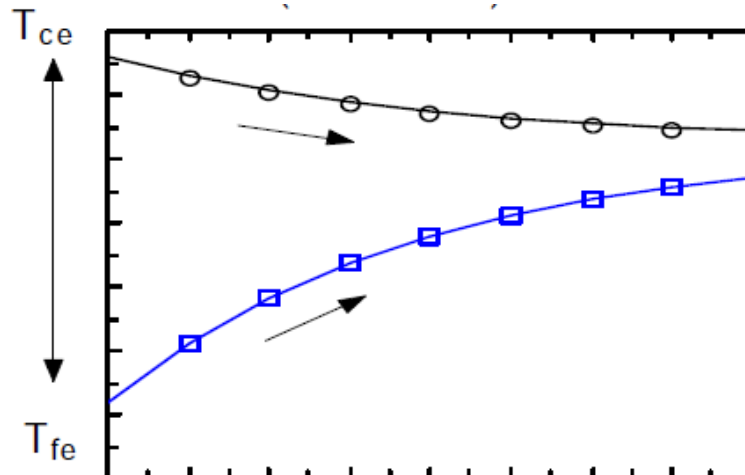


Figure II-17:Diagramme ΔTLM pour un échangeur co-courant

Calcul de performances d'un échangeur :

Les débits des fluides chauds et froids et températures sont connus à l'entrée ainsi que le type de l'échangeur et la surface d'échange. L'objectif consiste alors à déterminer :

- Les températures de sortie
- La puissance échangée Dans ce cas on utilisera la méthode du Nombre d'Unités de Transfert (NUT), appelée également méthode de l'efficacité

Chapitre III :Les calculs du vanne et l'échangeur double tube

III.1 :Les calculs du vanne PV-X111 :

La présente étude vise à vérifier la circulation du fluide d'une part et la température de formation des hydrates en aval de la vanne PV-X111 d'autre part.

Donc il faut déterminer :

- La température au point de rosée après la détente pour définir l'état du fluide.
- La température de formation des hydrates après la détente.
- La température du gaz après la détente.

III.1.1 :Composition et paramètres de gaz à l'entrée de la vanne PV-X111 :

A l'origine, les paramètres de fonctionnement (la température et la pression) d'alimentation de la vanne sont respectivement de 5°C et 21.5 Kg/ cm² selon le design, mais actuellement, la température pendant les mois de mars, on a obtenu les paramètres de fonctionnement qui sont respectivement de 4.77 °C et 21,67 Kg/cm².

On a obtenu le débit moyen du gaz en tête de dé- éthaniseur pour les mois de mars et qui est de l'ordre de 830.21 Nm³/h.

La composition de l'alimentation de la vanne (PV-X111) dépend de la composition de la charge de GPL brut entrée complexe nous a permis de déterminer une composition moyenne de : 40 % en mole de méthane ; 49% en mole d'éthane et 11% en mole de propane.

III.1.2 :La détermination de l'état du fluide après détente :

Pour déterminer l'état du fluide, il faut calculer la température au point de rosée (Formation de la première gouttelette).

A la limite du point de rosée (L=0, V=1) [7]

$$\sum_{k=1}^n X_j = \sum \frac{Y_j}{K_{VL}} = 1$$

Y_j : Fraction molaire de chaque composant dans la phase vapeur.

X_j : Fraction molaire de chaque composant dans la phase liquide.

K_{VL} : constant d'équilibre liquide vapeur de chaque composant. Figures 1, 2,3 (Annexe)

Composants	Y_j	T=-53°F		T=-52°F		T=-51°F	
		K_{VL}	X_j	K_{VL}	X_j	K_{VL}	X_j
C ₁ H ₄	0.40	17.00	0.0235	17.10	0.0234	17.19	0.0233
C ₂ H ₆	0.49	01.20	0.4083	01.23	0.3984	01.26	0.3888
C ₃ H ₈	0.11	00.19	0.5789	00.195	0.5641	00.20	0.55
\sum	1.00		1.0107		0.9859		0.9621

Tableau III-1:Détermination de la température de rosé

Par l'interpolation $\sum_{k=1}^n x_j = 1$ à $T = - 52.568$ °F = - 46.66 °C

Conclusion : La température du fluide après détente est très grande par rapport à cette température de rosée, donc le fluide est à l'état vapeur.

III.1.3 :Détermination de la température de formation des hydrates :

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

On va utiliser pour déterminer cette température la même méthode de détermination de température de rosée, mais à la place d'utiliser la constante liquide-vapeur (K_{VL}) on va utiliser une autre constante solide-vapeur(K_{VS}), (La pression effective après détente est $P=4\text{kgf/cm}^2$).

$$\sum_{k=1}^n X_j = \sum \frac{Y_j}{K_{vs}} = 1$$

Y_j : fraction molaire de chaque composant dans la phase vapeur.

X_j : fraction molaire de chaque composant dans la phase solide.

K_{vs} : constant d'équilibre solide vapeur de chaque composant. Figures 4, 5,6 (Annexe).

Composants	Y_j	T=35°F		T=36°F		T=37°F	
		K_{vs}	X_j	K_{vs}	X_j	K_{vs}	X_j
C ₁ H ₄	0.40	03.80	0.1053	03.90	0.1026	04.05	0.0987
C ₂ H ₆	0.49	01.38	0.3551	01.41	0.3475	01.35	0.3427
C ₃ H ₈	0.11	00.20	0.5500	00.21	0.5238	00.22	0.5000
\sum	1.00		1.0104		0.9738		0.9414

Tableau III-2:Détermination de la température de formation des hydrates

Par l'interpolation $\sum_{k=1}^n x_j = 1$ à $T = 35.2849$ °F = 1.825 °C

III.1.4 :Détermination de la température après détente :

Etant donné le manque de capteur de température à la sortie de la vanne, donc il est nécessaire de la déterminer théoriquement par les calculs.

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 800 fonctionnant à 100% de la capacité du design.

La détente dans la vanne PV-X111 (Joule - Thomson) 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 : [8]

$$(H^0-H)_m = R.T_{cm} [(\frac{H^0-H}{R.T_c})^0 + \omega_m (\frac{H^0-H}{R.T_c})^1]..... III-1$$

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

$$H_m = H_m^0 - (H^0-H)_m..... III-2$$

$(\frac{H^0-H}{R.T_c})^0$: L'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple, Voir figure 7 (Annexe).

$(\frac{H^0-H}{R.T_c})^1$: la corrélation pour la variation de l'enthalpie du fluide réel par rapport au fluide simple dû l'effet de la pression, voir figure 8 (Annexe).

$H_m^0 = \sum Y_j . H_j^0$: L'enthalpie du mélange gazeux.

$T_{cm} = \sum Y_j . T_{cj}$: La température pseudo-critique du mélange gazeux.

$P_{cm} = \sum Y_j . P_{cj}$: La pression pseudo-critique du mélange gazeux.

$\omega_m = \sum P_j . \omega_j$: Le facteur acentrique de PITZER du mélange gazeux.

$M_m = \sum Y_j . M_j$: La masse molaire du mélange gazeux.

R : Constante des gaz parfaits.

- Les T_c , P_c , M_j et le facteur ω des composants purs sont donnés dans la figure 9 (Annexes) (tableau des constantes physiques). D'après ce dernier on a obtenu tableau III-3 des propriétés critiques (voir ci-dessous).
- Détermination de l'enthalpie standard du mélange gazeux à différentes températures dans tableau III-4, qui est obtenue d'après la figure 10 (Annexes).

- Le calcul de l'enthalpie du mélange (H_m) à différentes températures dans tableau III-5. Permet de tracer le graphe (III.1), à partir de ce dernier ceci afin d'éviter les itérations pour la détermination de la température de la détente.

composants	Y_j	M_j (g/mol)	P_{cj} (Psia)	T_{cj} (R^0)	ω_j	$Y_j M_j$ (g/mol)	$Y_j P_{cj}$ (Psia)	$Y_j T_{cj}$ (R^0)	$Y_j \cdot \omega_j$
C_1H_4	0.40	16.04	667.8	343.00	0.0126	06.416	267.12	137.2	0.005
C_2H_6	0.49	30.370	707.8	549.80	0.0978	14.7343	346.82	269.4	0.0479
C_3H_8	0.11	44.1	616.3	665.67	0.1541	04.851	67.793	73.22	0.0169
Σ	1.00					26	681.73	479.82	0.0698

Tableau III-3 :propieties critique

	Y_j	$T(^{\circ}F)$	60	50	40	30	20	10	0	-10	-20	-30	-40
C_1H_4	0.40	H^0 (Btu/ lb)	260	255	250	242. 5	240	232. 5	227. 5	222. 5	217. 5	212. 5	205
C_2H_6	0.49		165	160	155	152. 5	150	145	140	137. 5	135	130	125
C_3H_8	0.11		140	135	132. 5	125	122. 5	120	115	112. 5	110	105	102.5
Σ	1.00		200 .25	195. 25	190. 52	185. 47	182. 97	177. 25	172. 25	168. 75	165. 25	160. 25	154.52

Tableau III-4:l'enthalpie standard du mélange gazeux a différentes températures

$T(^{\circ}F)$	T_r	$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c}\right)^0$	$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c}\right)^1$	H^0 (btu/lb)	$(H^0 - H)_m$ (btu/lb)	H_m (btu/lb)
60	1.08	0.071	0.044	200.25	2.405	197.84
50	1.06	0.074	0.054	195.25	2.525	192.72
40	1.04	0.077	0.061	190.52	2.640	187.88
30	1.02	0.079	0.0678	185.47	2.718	182.75
20	0.99	0.0838	0.0774	182.97	2.896	180.07
10	0.97	0.087	0.083	177.25	3.013	174.23
0	0.95	0.0902	0.0914	172.25	3.130	169.12
-10	0.93	0.094	0.100	168.75	3.278	165.47
-20	0.91	0.0966	0.106	165.25	3.377	161.87
-30	0.89	0.099	0.110	160.25	3.460	156.79
-40	0.87	0.105	0.125	154.52	3.690	150.83

Tableau III-5:l'enthalpie du mélange gazeux (H_m) à différentes températures

On trace le graphe de l'enthalpie en fonction de la température $H_m = f(T)$

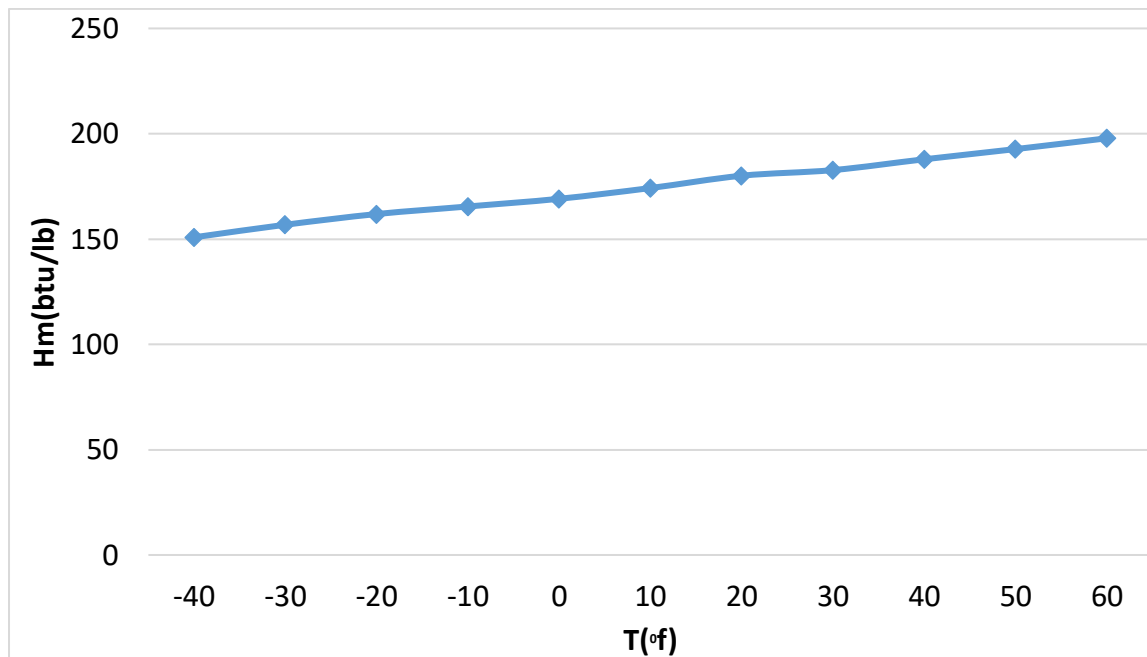


Figure III-1: Enthalpie du mélange gazeux en fonction de température à $P=4\text{kgf/cm}^2$

III.1.5 : Détermination de la température après détente dans le cas actuel :

$$P=21.67 \text{ kgf/cm}^2 = 298.7 \text{ Psia}$$

$$T=4.77 \text{ °C} = 278.15 \text{ K} = 500.67 \text{ °R}$$

$$\omega_m = 0.0698$$

$$\text{Alors : } P_{rm} = P/P_{cm} = 298.7/681.73 = 0.44$$

$$T_{rm} = T/T_{cm} = 500.67/479.82 = 1.043$$

composants	Y_j	P_{rm}	T_{rm}	H^0 (btu/lb)	H_m^0 (Btu/lb)	$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c}\right)^0$	$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c}\right)^1$	$(H^0 - H)_m$ (Btu/lb)	H_m (Btu/lb)
C_1H_4	0.4	0.44	1.043	250	187.80	0.501	0.403	17.18	170.62
C_2H_6	0.49			150					
C_3H_8	0.11			130					

Tableau III-6: l'enthalpie du mélange gazeux

La fonction de graphe : $y = 0.479x + 169.12$

$y \rightarrow H_m$; $x \rightarrow T$

La détente au niveau de la vanne de contrôle est isenthalpique $H_1 = H_2 = 395.42 \text{ Kj/Kg}$.

La température sortie vanne est estimée à $T = 3.13 \text{ °F} = -16.11 \text{ °C}$.

Cette température est inférieure à la température de formation des hydrates, donc il y'a une formation du givre au niveau de la vanne.

III.2 : Les calculs d'échangeur

III.2.1 : Introduction :

Les résultats obtenus concernant la teneur en eau contenu dans le gaz et 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. Le rôle de cet échangeur est de chauffer 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.

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.

Le fluide caloporteur utilisé pour réaliser ce changement thermique est l'huile TORADA TC32 disponible au niveau du complexe, et utilisée avec les mêmes paramètres de températures de fonctionnement du four.

III.2.2 :Détermination de l'enthalpie Hm après détente :

La détente est isenthalpique ($H1 = H2$), donc la température T1 a l'entrée de la vanne (inconnu) dépende à la température T2 de sortie vanne (fixée).

La température T2 est fixée de telle manière a évité la formation de givre, donc il faut ajouter une marge de sécurité (8.175°C) à la température de formation de givre (1.825°C).

$$T2=1.825+8.175=10^{\circ}\text{C}=50^{\circ}\text{F}.$$

$$H2 = 446.6 \text{ Kj/Kg} \quad \text{d'après figure III-1}$$

III.2.3 :Détermination de la température correspondante à l'enthalpie Hm avant détente :

On utilise l'équation III-1 et on fait des itérations de température pour trouver la même enthalpie

$$H1 = H2 = 192.72 \text{ Btu/lb}.$$

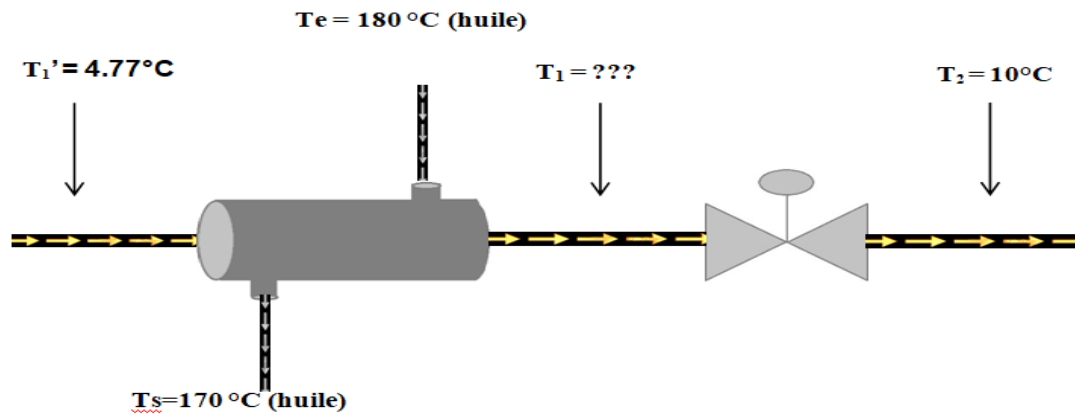


Figure III-2:schéma du circuit modifié

Comp - osants	Y _j	P _{r m}	T _{rm}	H ⁰ (Btu/l b)	H ⁰ _m (Btu/lb)	$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c}\right)^0$	$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c}\right)^1$	(H ⁰ -H) _m (Btu/lb)	H _m (Btu/lb)
C ₁ H ₄	0.40	0.44	1.062	270	208.94	0.444	0.322	16.2	192.72
C ₂ H ₆	0.49			173					
C ₃ H ₈	0.11			147					

Tableau III-7:tableau de les enthalpies pour calculer

Ces résultats de l'enthalpie correspondants à la température **T1=28.4°C** .

III.2.4 :Dimensionnement de l'échangeur : [9]

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.

On a le bilan thermique suivant : [9]

$$Q_g = Q_h \dots \dots \dots \text{III-3}$$

$$m_g C_{pg} (T_{ge} - T_{gs}) = m_h C_{ph} (T_{he} - T_{hs})$$

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

m_h : Le débit d'huile en Kg / hr.

C_{pg} : La capacité calorifique du mélange gazeux

C_{ph} : La capacité calorifique d'huile

$T_{ge} = T'_1 = 4.77^\circ\text{C}$.

$T_{gs} = T_1 = 30^\circ\text{C}$.

$T_{he} = 180^\circ\text{C}$.

$T_{hs} = 170^\circ\text{C}$.

III.2.4.1 : Calculer de la capacité calorifique du mélange gazeux (C_{pg}) :

La capacité calorifique du mélange gazeux est donnée par la relation suivante :

$$C_p(T) = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots \text{III-4}$$

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

composants	a	b. 10^{-2}	c. 10^{-5}	d. 10^{-9}
$C_1 H_4$	4.75	1.20	0.30	-2.63
$C_2 H_6$	1.65	4.12	-1.50	1.73
$C_3 H_8$	-0.97	7.28	-3.76	7.58

Tableau III.8 : Les constantes des constituants de l'équation III-3 Figure 11 (Annexe)

Détermination de la température moyenne :

$$T_m = (T'_1 - T_1)/2 = \frac{4.777 + 28.4}{2} = 16.585^\circ\text{C}$$

Le C_p de chaque gaz du mélange est calculé par l'équation III-4, et le C_p du mélange est calculé par l'équation III-5.

$$C_p(T) = \sum Y_j C_{pj}(T) \dots\dots\dots \text{III-5}$$

Composants	Y_j	C_{pj}	$Y_j C_{pj}$
$C_1 H_4$	0.40	34.32	13.728
$C_2 H_6$	0.49	51.7	25.333
$C_3 H_8$	0.11	71.68	7.88
\sum	1.00		46.94

Tableau III-8: le C_p de gaz

$$C_{pm} = 46.94 \frac{kJ}{kmol.k} = 1.8 \frac{kJ}{kg.k}$$

Calcul de Q_g par l'équation III-5

$$Q_g = m_g C_{pg} (T_{ge} - T_{gs})$$

$$m_g = 830.21 \frac{Nm^3}{hr} = \frac{830.21 \times 26}{22.4} = 963.63 \frac{kg}{hr}$$

$$Q_g = 963.63 \times 1.8 \times (28.4 - 4.77)$$

$$Q_g = 40987.04 \frac{kJ}{hr}$$

Calculer de la capacité calorifique de l'huile TORADA (C_{ph}) :

$$Q_g = Q_h$$

$$Q_h = m_h C_{ph} (T_{he} - T_{hs})$$

On suppose la température de sortie de l'huile $T_{hs} = 170^\circ\text{C}$ et on calcule Q par l'équation (5) :

Détermination de capacité calorifique d'huile par le diagramme Figure 12 (Annexe) :

$$T_{he} = 180^\circ\text{C} \quad C_{pe} = 0.59 \frac{kcal}{kg \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$T_{hs} = 170^\circ\text{C} \quad C_{ps} = 0.582 \frac{kcal}{kg \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$C_{ph} = \frac{C_{pe} + C_{ps}}{2} = \frac{0.59 + 0.582}{2} = 0.586 \frac{kcal}{kg \cdot ^\circ\text{C}} = 2.45 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ\text{C}}$$

Détermination du débit d'huile :

$$Q_h = m_h \cdot 2.45 (180 - 170) = 40987.04 \frac{kJ}{hr}$$

$$m_h = 1672.94 \frac{kg}{hr}$$

III.2.4.2 : Les paramètres caractéristiques de l'échangeur :

Calcul de **DTLM**
$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \dots\dots\dots \text{III-6}$$

Pour l'huile chaude : $T_1 = 180^\circ\text{C}$ $T_2 = 170^\circ\text{C}$

Pour le gaz froid : $t_1 = 4.77^\circ\text{C}$ $t_2 = 28.4^\circ\text{C}$

- Cou- courant : $\Delta T_1 = T_1 - t_1$; $\Delta T_2 = T_2 - t_2$
 $180 - 4.77 = 175.23^\circ\text{C}$; $170 - 28.4 = 141.6^\circ\text{C}$

$$DTLM = 157.81^\circ\text{C}$$

- Contre-courant : $\Delta T_1 = T_1 - t_2$; $\Delta T_2 = T_2 - t_1$

$$180-28.4=151.6\text{ }^{\circ}\text{C} \quad ; \quad 170-4.77=165.23\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{DTLM}=158.31^{\circ}\text{C}$$

Ce DTLM est supérieur au DTLM d'un échangeur co-courant, donc en choisissant un échangeur contre-courant.

En choisissant par exemple un échangeur qu'utiliser déjà en industrie (**échangeur double- tube 2''/ 4'' EV/HO D3W-D1X**).

- $d_1 = 52.5\text{ mm}$ (diamètre intérieur du tube intérieur).
- $d_2 = 60.45\text{ mm}$ (diamètre extérieur du tube intérieur).
- $D = 102.3\text{ mm}$ (diamètre intérieur du tube extérieur).

Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_h = \frac{\rho.V.D_e}{\mu_a} = \frac{G_a.D_e}{\mu_a} \dots\dots\dots \text{III-7}$$

$$G_h = \rho.V = \frac{m_h}{S}$$

$$S = \frac{\pi \times (D^2 - d_2^2)}{4} = 5.35 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \quad G_h = \frac{1672.94}{5.35 \times 10^{-3}} = 312699.06 \frac{\text{kg}}{\text{hr.m}^2}$$

Calculer du μ_h par le diagramme Figure 13 (Annexe) :

$$T_{he}=180^{\circ}\text{C} \rightarrow \mu_e=1.3 \text{ CP}$$

$$T_{hs}=170^{\circ}\text{C} \rightarrow \mu_s=1.45 \text{ CP}$$

$$\mu_h = \frac{\mu_e + \mu_s}{2} = 1.375 \text{ CP}$$

$$D_e = \frac{4S}{P} = \frac{(D^2 - d_2^2)}{d_2} = 0.1126 \text{ mm}$$

$$Re_h = \frac{312699.06 \times 0.1126}{3.6 \times 1.375} = 7113.14$$

$$Re_h > 4000 \rightarrow \text{Le régime est turbulent alors : } j_h = 0.027.R_e^{0.8} = 32.58$$

III.2.4.3 : Calcul du coefficient d'échange global « U » :

$$U = \frac{h_i \times h_0}{h_i + h_0} \dots\dots\dots \text{III-8}$$

$h_0 \rightarrow$ Coefficient d'échange par convection pour l'huile.

$h_i \rightarrow$ Coefficient d'échange par convection pour le mélange gazeux.

Coefficient d'échange par convection pour l'huile :

$$h_0 = j_H . C_{ph} . G_h . (Pr)^{-2/3} \dots\dots\dots \text{III-9}$$

$$J_H = \frac{j_h}{Re_h} = 4.58 \times 10^{-3}$$

$$P_r = \frac{C_{ph} \cdot \mu_h}{\lambda_h}$$

λ_h : La conductivité thermique de l'huile. Figure 14 (Annexe)

$$T_{he} = 180^\circ\text{C} \rightarrow \lambda_{he} = 0.1045 \frac{\text{kcal}}{\text{m.hr.}^\circ\text{C}}$$

$$T_{hs} = 170^\circ\text{C} \rightarrow \lambda_{hs} = 0.1051 \frac{\text{kcal}}{\text{m.hr.}^\circ\text{C}}$$

$$\lambda_{hm} = 0.1048 \frac{\text{kcal}}{\text{m.hr.}^\circ\text{C}}$$

$$P_r = \frac{0.586 \times 1.375 \times 10^{-3} \times 3600}{0.1048} = 27.68$$

$$h_0 = 0.00458 \times 0.586 \times 312699.06 \times 27.68^{-2/3}$$

$$h_0 = 91.71 \frac{\text{kcal}}{\text{hr.m}^2.^\circ\text{C}}$$

$$h_0 = 106.658 \frac{\text{W}}{\text{m}^2.^\circ\text{C}}$$

Coefficient d'échange par convection pour le mélange des gaz :

$$h_i = j_H \cdot C_{pg} \cdot G_g \cdot (P_r)^{-2/3} \dots\dots\dots III-10$$

$$Re_g = \frac{G_g \times d_1}{\mu_g} = ?$$

$$G_g = \rho \cdot V = \frac{m_g}{S} = ?$$

$$S = \frac{\pi \times d_1^2}{4} = 2.16 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$G_g = \frac{963.63}{2.16 \times 10^{-3}} = 446.12 \times 10^3$$

Calcul du μ_g :

Toutes les propriétés seront calculées pour cette température moyenne :

$$T_m = \frac{4.77 + 28.4}{2} = 16.585^\circ\text{C} = 61.853^\circ\text{F} = 521.52^\circ\text{R.}$$

Et pour la pression $P = 21.67 \text{ kg/cm}^2 \text{ eff} = 308.22 \text{ Psia}$

- Détermination de la viscosité de chaque gaz à la pression atmosphérique

$$\mu_{g1} = \frac{\sum \mu_j \cdot Y_j \cdot M_j^{1/2}}{\sum Y_j \cdot M_j^{1/2}} \dots\dots\dots III-11$$

$\mu_j \rightarrow$ Figure 15 (Annexe)

composants	Y_j	M_j	$M_j^{1/2}$	$Y_j \cdot M_j^{1/2}$	μ_j	$Y_j \cdot M_j^{1/2} \cdot \mu_j$
C_1H_4	0.40	16.04	4.00	1.6	0.010	0.016
C_2H_6	0.49	30.07	5.48	2.685	0.009	0.024
C_3H_8	0.11	44.10	6.64	0.73	0.008	0.0058
Σ				5.015		0.0458

Tableau III-9:Détermination de la viscosité de chaque gaz à la pression atmosphérique

$$\mu_{g1} = \frac{0.0458}{5.015} = 0.0091 \text{ CP}$$

- Rapport de viscosité du mélange gazeux :

$$\frac{\mu_g}{\mu_1} = 1.04 \text{ Figure 16 (Annexe)}$$

$$\text{À } (P_r=0.45 \text{ et } T_r=1.086)$$

- La viscosité du mélange gazeux à haute pression :

$$\mu_g = \left(\frac{\mu_g}{\mu_1} \right) \times \mu_{g1}$$

$$\mu_g = 1.04 \times 0.0091 = 0.00946 \text{ CP}$$

$$Re_g = \frac{446120 \times 0.0525}{3600 \times 10^{-3} \times 0.00946}$$

$$Re_g = 687729.03$$

$Re_g > 400 \rightarrow$ (le régime est turbulent)

$$j_h = 0.027 \cdot Re^{0.8} = 1262.69$$

$$J_h = \frac{j_h}{Re_g} = 1.83 \times 10^{-3}$$

$$P_r = \frac{c_{pg} \cdot \mu_g}{\lambda_g}$$

- Détermination de la conductivité thermique de chaque gaz à une atmosphère

$$\lambda_{g1} = \frac{\sum \lambda_g \cdot Y_j \cdot M_j^{1/3}}{\sum Y_j \cdot M_j^{1/3}} \dots\dots\dots \text{III-12}$$

$\lambda_j \rightarrow$ Figure 17 (Annexe)

composants	Y_j	M_j	$M_j^{1/3}$	$Y_j \cdot M_j^{1/3}$	λ_j	$\lambda_j \cdot Y_j \cdot M_j^{1/3}$
C_1H_4	0.40	16.04	2.52	1.008	0.019	0.01915
C_2H_6	0.49	30.07	3.11	1.524	0.0114	0.01737
C_3H_8	0.11	44.10	3.53	0.3883	0.0095	0.0037
Σ				2.92		0.04

Tableau III-10: Détermination de la conductivité thermique de chaque gaz à une atmosphère

$$\lambda_{g1} = \frac{0.04}{2.92} = 0.0136 \frac{btu}{hr.Ft.^{\circ}F}$$

- Rapport de conductivité thermique du mélange gazeux :

$$\frac{\lambda_g}{\lambda_1} = 1.15 \quad \text{Figure 18 (Annexe)}$$

$$\dot{\lambda} \quad (Pr=0.45 \text{ et } T_r=1.086)$$

- La conductivité thermique du mélange gazeux à haute pression :

$$\lambda_g = \left(\frac{\lambda_g}{\lambda_1}\right) \times \lambda_{g1} = 1.15 \times 0.0136 = 1.56 \times 10^{-2} \frac{btu}{hr.Ft.^{\circ}F}$$

$$P_r = \frac{C_{pg} \cdot \mu_g}{\lambda_g}$$

$$C_{pg} = 1.8 \frac{kJ}{kg.k}$$

$$\mu_g = 9.46 \times 10^{-6} \frac{kg}{m.s}$$

$$\lambda_g = 1.56 \times 10^{-2} \frac{btu}{hr.Ft.^{\circ}F} = 1.49 \times 10^{-5} \frac{kJ}{m.s.k}$$

$$P_r = 1.142$$

$$h_i = 1344.39 \frac{kJ}{m^2.hr.k} = 373.44 \frac{w}{m^2.^{\circ}C}$$

Correction de h_i :

$$h_{i0} = h_i \times \frac{d_1}{d_2} = 324.32 \frac{w}{m^2.^{\circ}C}$$

Calcule du U :

$$U = \frac{324.32 \times 106.658}{324.32 + 106.658} = 80.26 \frac{w}{m^2.^{\circ}C}$$

Calcul de surface d'échange :

Applique l'équation de Fourier :

$$Q = S \times U \times DTLM \dots\dots\dots III-13 \rightarrow S = \frac{Q}{U \times DTLM}$$

$$S = \frac{11385.28}{158.31 \times 80.26} = 0.896 \text{ m}^2$$

III.2.4.4 : Calcul de longueur du tube :

$$S = \pi \cdot d_2 \cdot L \dots\dots\dots III-14 \rightarrow L = \frac{S}{\pi \cdot d_2} = 4.72 \text{ m}$$

III.2.4.5 : Les pertes de charge

Pour le côté tube interne du gaz :

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

$$\Delta P_g = \frac{f \cdot G_g^2 \cdot L}{d_1 \cdot \rho_g \cdot \Phi_t} \dots\dots\dots III-15$$

Calcul des paramètres de l'équation :

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

$$f = 0.007 + 0.528 \cdot (R_{eg})^{-0.42} \dots\dots\dots III-16$$

Avec $R_{eg} = 687729.03$

$$f = 0.0088$$

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

$$\rho_g = \frac{P \cdot M_m}{R \cdot T \cdot Z} \dots\dots\dots III-17$$

Sachant que :

$$P = 21.67 \text{ kg/cm}^2 \text{ eff} = 308.22 \text{ Psia}$$

$$M_m = 26 \text{ kg/k moles}$$

$$R = 0.082 \text{ atm/mol.k}$$

$$T = 4.77 \text{ }^\circ\text{C} = 500.256 \text{ }^\circ\text{R} = 277.92 \text{ }^\circ\text{K}$$

Z en fonction de T_r et P_r :

$$T_r = 1.042 ; P_r = 0.45$$

$$Z = 0.85 \rightarrow \text{Figure (19 Annexe)}$$

$$\rho_g = \frac{21.67 \times 26}{0.082 \times 0.85 \times 277.92} = 29.08 \text{ kg/m}^3$$

c) Calcul de nombre de Nusselt (Nu) :

D'après Sieder et Tate :

$$Nu = 0.027 \times (Re)^{0.8} \times (Pr)^{1/3} \times \phi_t = \frac{h_i \cdot d_1}{\lambda_g} = 1315.81$$

$$\phi_t = \frac{Nu}{0.027 \times Re^{0.8} \times Pr^{1/3}} = 0.99 \quad \Delta P = \frac{f \cdot G_g^2 \cdot L}{d_1 \cdot \rho_g \cdot \Phi_t} = 422.02 \text{ Pa} = 0.00422 \text{ bar}$$

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 :

$$\Delta P_h = \frac{2 \cdot G_h^2}{\rho_h} \left[\frac{f \cdot L}{D_e' \cdot \phi_t} + \frac{1}{4} \right] \dots \dots \dots III-18$$

Calcul des paramètres de l'équation :

a) Calcul de diamètre équivalent (D_e') :

$$D_e' = (D - d_2) = (102.3 - 60.45) = 41.85 \times 10^{-3} \text{ m}$$

b) Calcul du nombre Reynolds (Re') :

$$Re' = \frac{G_h \cdot D_e'}{\mu_h} \dots \dots \dots III-19$$

$$\text{Sachant que : } G_h = 312699.06 \frac{\text{kg}}{\text{hr} \cdot \text{m}^2} ; \mu_h = 1.375 \text{ CP}$$

$$Re' = \frac{41.85 \times 10^{-3} \times 312699.06}{1.375 \times 10^{-3} \times 3600} = 2643.73$$

c) Détermination du facteur de friction à partir de la figure 20 (Annexe) :

$$\text{Alors } f = 0.196$$

d) Calcul du nombre de Nusselt à partir de l'équation suivante :

$$Nu = \frac{h_o \cdot D_{eq}}{\lambda_h} = 0.027 \times (Re)^{0.8} \times (Pr)^{1/3} \times \phi_t$$

$$Nu = \frac{h_o \cdot D_{eq}}{\lambda_h} = \frac{91.71 \times 0.1126}{0.1048} = 98.53$$

e) Calcul la densité d'huile(d') à partir de la figure 21 (Annexe) :

$$T_{he} = 180^\circ\text{C} \rightarrow d_{he} = 0.770$$

$$T_{hs} = 170^\circ\text{C} \rightarrow d_{hs} = 0.775$$

$$d' = 0.7725$$

$$\rho_h = d' \times \rho_{eau} = 772.5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

f) Calcul du facteur de correction :

$$\phi_t = \frac{Nu}{0.027 \times Re^{0.8} \times Pr^{1/3}}$$

$$\text{Sachant que : } Re = 7113.14 ; Pr = 27.68$$

$$\phi_t = \frac{98.53}{0.027 \times 7113.14^{0.8} \times 27.68^{1/3}} = 0.99$$

$$\text{Donc : } \Delta P_h = \frac{2.G_h^2}{\rho_h} \left[\frac{f.L}{D_e \cdot \phi_t} + \frac{1}{4} \right] = \frac{2 \times 312699.06^2}{772.5 \times 3600^2} \times \left[\frac{0.196 \times 4.72}{41.85 \times 10^{-3} \times 0.99} + \frac{1}{4} \right] = 441.04 \text{ Pa} = 0.00441 \text{ bar}$$

Les longueurs des tubes normalisées disponibles sur le marché sont :

6, 8, 12, 16, 20 (pi) Avec 1 pi = 30, 48 cm, On propose 16 pi donc L = 6 m

Echangeur à double tube	Coté tube (gaz)	Section annulaire (huile)
La température d'entrée de l'échangeur en °C	4.77	180
La température de sortie de l'échangeur en °C	28.4	170
Le débit en Kg /hr	963.63	1672.94
La surface d'échange en m ²	0.896	
la longueur en m	6	
La perte de charge en bar	0.00422	0.00441

Tableau : résumé des résultats

III.2.4.6 :Conclusion :

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 la plus économique pour arriver à ce résultat.

Chapitre IV :Simulation par le logiciel ASPEN HYSYS

IV.1 :Définition de la simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide des modèles mathématiques permettant de décrire son comportement. Autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes : transfert de masse, de chaleur et de quantité de mouvement, qui se produisent dans les opérations unitaires, par l'intermédiaire des modèles utilisant des équations analytiques [22].

IV.2 :Présentation du logiciel HYSYS

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PFD - Process Flow Diagrams). [23]

IV.2.1 :Définition de HYSYS

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant certains appareils spécifiques (ballons, compresseurs, colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.). Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'informations généré dans ces opérations. Donc, le logiciel HYSYS n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie. À l'aide du logiciel HYSYS, on peut calculer la capacité de production, dimensionner les appareils qui composent une unité donnée, déterminer les limites de la marche de cette unité et comprendre les phases critiques du procédé. De plus, ce même logiciel permet d'envisager l'écoulement en temps réel, de fixer les limites de la marche de l'unité et de mesurer les risques en fonction de l'évolution des Paramètres (P, T, etc.) [22]

IV.2.2 :Schéma de simulation de procédé

Pour que le logiciel HYSYS puisse résoudre le schéma de procédé et/ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit au préalable :

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Etablir le schéma PFD de la section d'étude.

- Choisir un modèle thermodynamique convenable.

Ce modèle est utilisé pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des composés ou des mélanges.

La réussite de la simulation dépend donc du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandé.

Notons, toutefois, que pour les procédés de traitement du gaz, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé. Dans notre travail on utilise "Peng robinson" comme modèle thermodynamique, puisque on a un procédé de traitement du gaz et il y a une phase de la charge, phase vapeur [22].

Dans la figure (IV.1), on définit la méthode générale d'utilisation de simulateur de procédé comme suite :

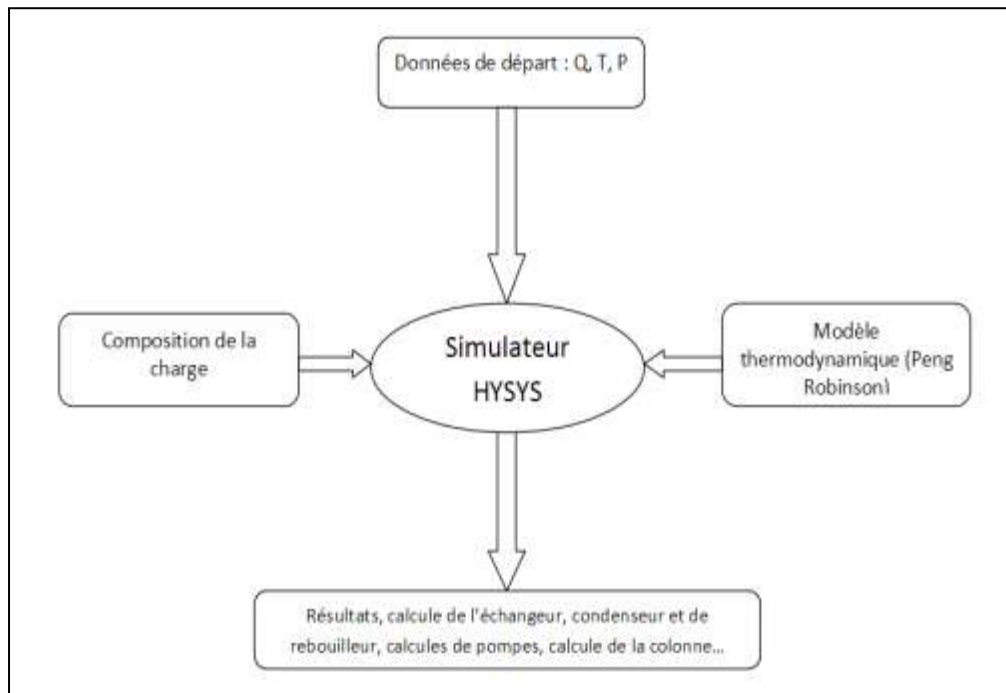


Figure IV-1:Schéma de simulation de procédé. [21]

IV.3 : Simulation par Aspen HYSYS :

En notre cas consiste le cas introduit par le constructeur selon les conditions (pression et température, débit) du train 400 de GP1Z (ARZEW), en mois mars 2022. les données utilisés sont actuelles pour le gaz entré à la vanne PV-X111 (température $T = 4.77\text{ }^{\circ}\text{C}$ et la pression $P = 21.67\text{ kg/cm}^2$, débit massique 963.63 kg/hr).

J'ai suivi les étapes pour faire la simulation en HYSYS pour présenter le problème, l'équation d'état de Peng-Robinson (généralement recommandé pour les applications de raffinage-pétrochimie et de traitement de gaz) a été choisi comme modèle thermodynamique.

IV.3.1 : Calcul de la détente sons échangeur :

Les étapes de simulation de vanne :

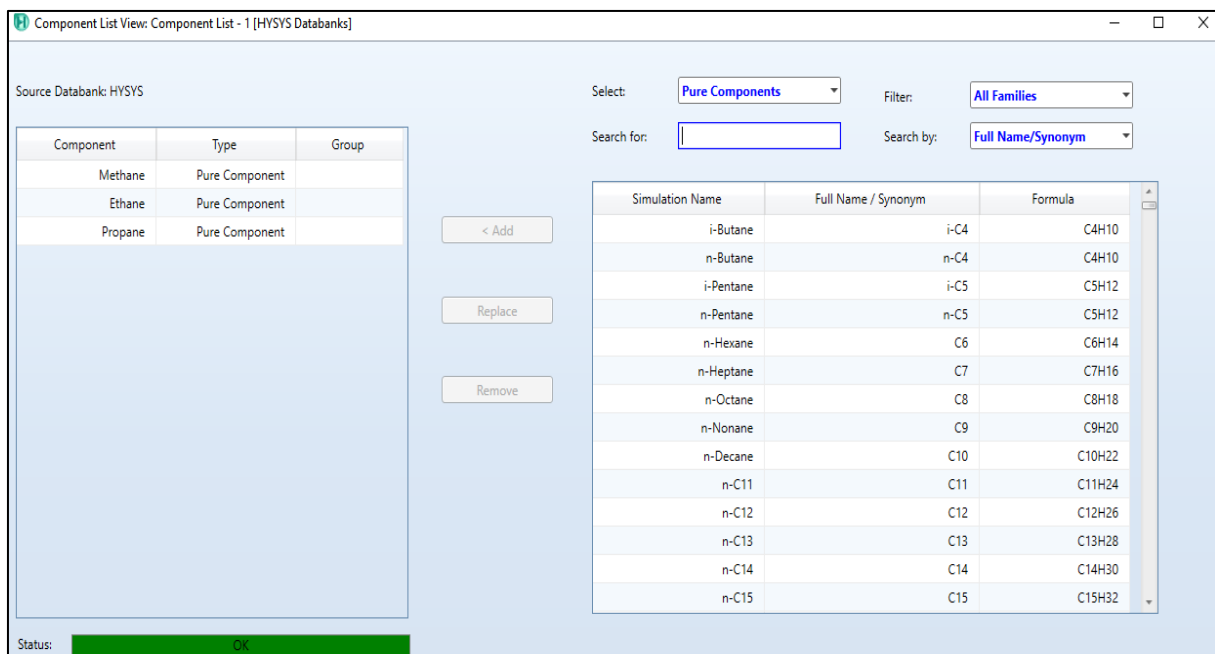


Figure IV-2 : Composants du mélange gazeux

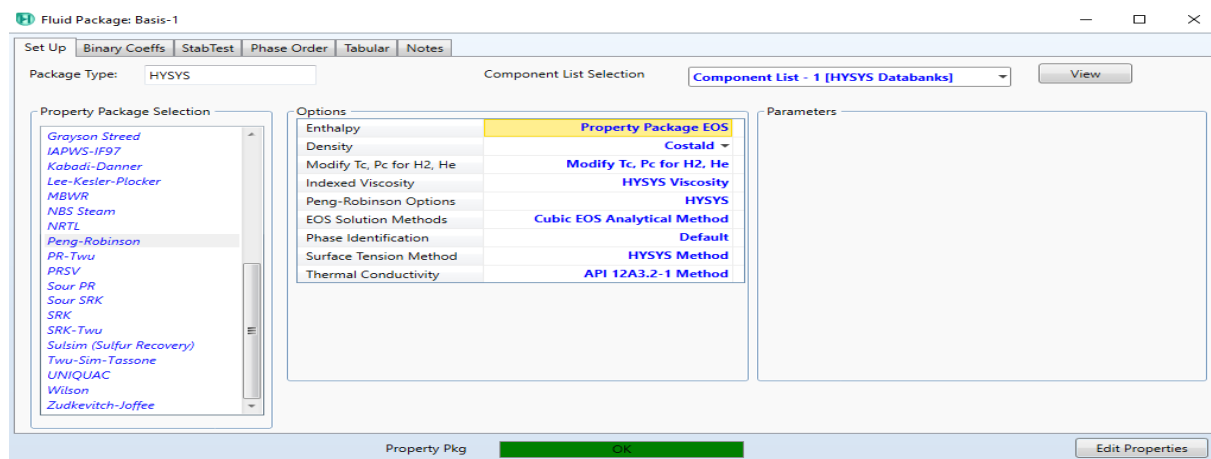


Figure IV-3 : Choix du modèle thermodynamique

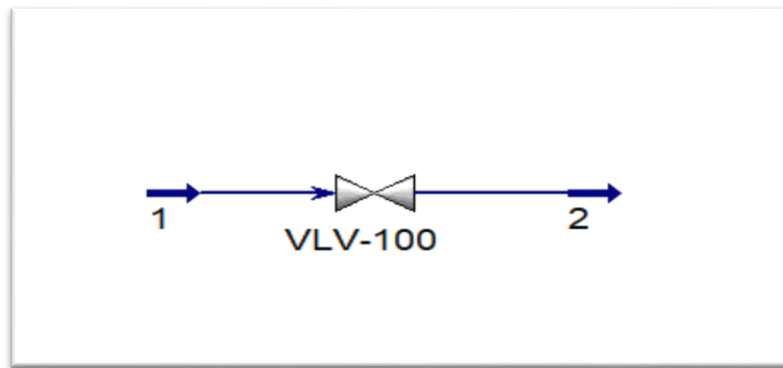


Figure IV-4 :Profil final de vanne

Material Stream: 1			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet	Stream Name	1	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	4,770	4,770
Composition	Pressure [bar]	21,25	21,25
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	37,06	37,06
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	963,6	963,6
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	405,2	405,2
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,503e+004	-8,503e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	163,5	163,5
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-875,3	-875,3
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1,314e+005	1,314e+005
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Figure IV-5 :données saisies pour l'entrée 1 (stream1)

Hydrate Formation: Hydrate Formation-2

Design Performance Dynamics

Design

Name: Hydrate Formation-2

Stream: 2

Model: Ng & Robinson

Hydrate Formation at Stream Conditions

Hydrate Formation Flag	Will Form
Hydrate Type Formed	Type II
Calculation Mode	Assume Free Water

Hydrate Suppression

☐ Inhibitor Flow Calculation

Inhibitor:

Total Inhibitor in Stream [kg/h]	<empty>
Minimum Required to Suppress [kg/h]	<empty>

OK

Hydrate Formation: Hydrate Formation-2

Design Performance Dynamics

Performance

Formation T/P

Formation Temperature at Stream Pressure	
Formation Temperature [C]	-11,6204
Hydrate Type Formed	Ice Forms First
Calculation Mode	Assume Free Water
Equilibrium Phases	V - Aq - H
Inhibitor Calculation	Not Included

Formation Pressure at Stream Temperature

Formation Pressure [bar]	3,2607
Hydrate Type Formed	Type II
Calculation Mode	Assume Free Water
Equilibrium Phases	V - Aq - H
Inhibitor Calculation	Not Included

Figure IV-6 :les résultats de formation des hydrates

IV.3.1.1 : La température exacte qui entre à la vanne pour éliminer les hydrates :

Donc il y a formation des hydrates à la sortie du vanne parce que la température minimale de formation est -11.6204°C et la température de sortie est -15.8°C (donner par logiciel HYSYS) .

- Pour éliminer les hydrates on augmenter la température progressivement du gaz avant la vanne par HYSYS :

Température avant la vanne ($^{\circ}\text{C}$)	Formation des hydrates après la vanne
4.77	Il existe
5	Il existe
6	Il existe
7	Il existe
8	Il existe
9	Il n'existe pas
10	Il n'existe pas

Tableau IV-1: vérification la température exacte pour éliminer les hydrates

En HYSYS présenter à 8.276°C (formation des hydrates) et à 8.277 (disparition les hydrates)

Conclusion :

En absence de l'échangeur de chaleur avant détente les hydrates se forment effectivement a la sortie de détendeur vu que la température d'entrée c'est que 4.77°C . pour éliminer la formation du gel les responsables ont installé un échangeur double tube avant la détendeur pour augmenter la température du gaz jusqu'à 26°C .

Cet échangeur de chaleur utilise l'huile Torada Tc32 comme fluide chauffant, nous allons introduire le calcul de cet équipement par le logiciel ASPEN HYSYS.

IV.3.2 : Calcul de l'échangeur double tube qu'installer avant le détendeur :

Nous utilisons de l'huile Torada Tc32 pour chauffer le gaz avec utilisation de paramètres de fonctionnement de gaz (température, pression et débit) et la composition de l'alimentation moyenne précédentes.

Les caractéristiques d'huile sur le tableau suivant :

La masse moléculaire	495.6
Point d'ébullition $^{\circ}\text{C}$	463
La densité (kg/m^3)	861

Les caractéristiques d'huile Torada TC32

En suivant les étapes pour atteindre le profil final de la simulation.

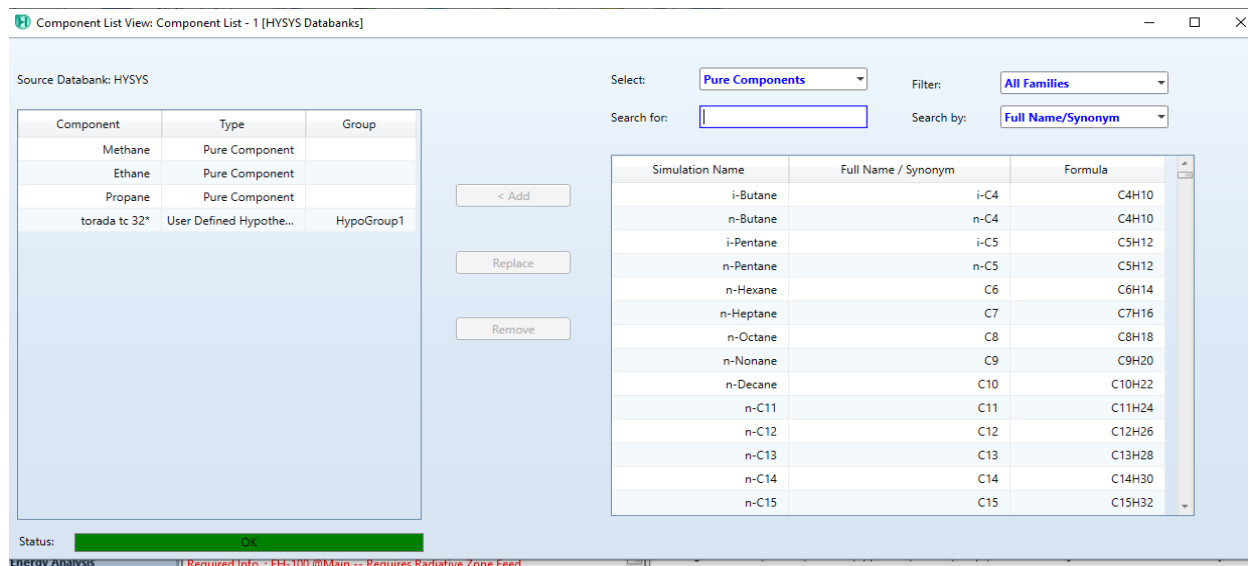


Figure IV-7 : Composants du mélange gazeux

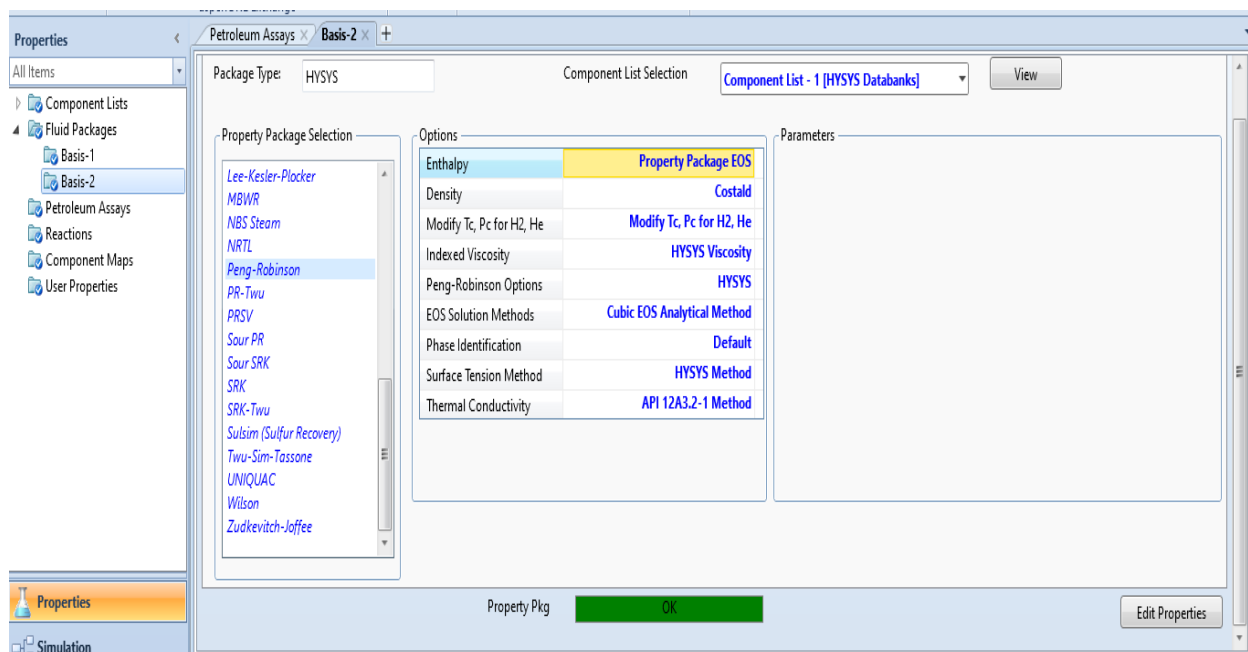


Figure IV-8 : Choix du model thermodynamique

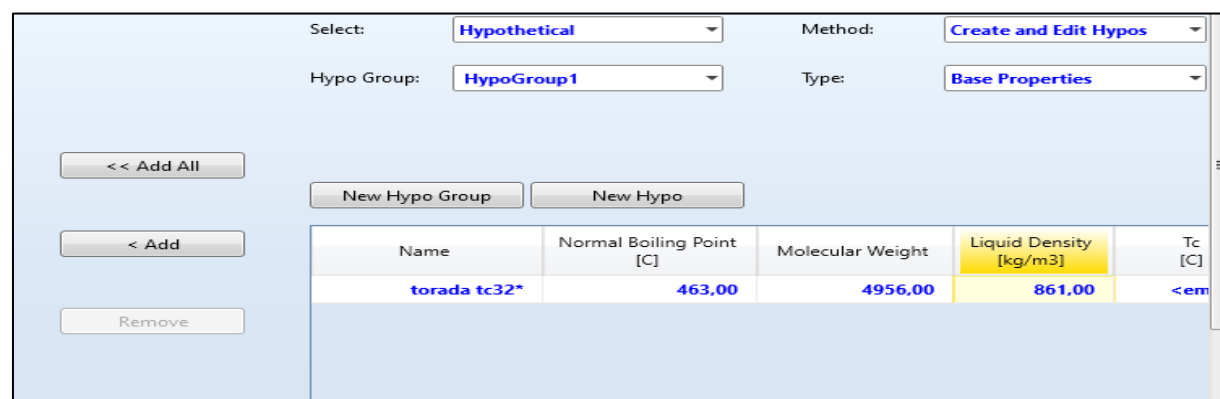


Figure IV-9 : les spécifications de l'huile TORADA TC32

Heat Exchanger: E-100					
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
Worksheet	Name	gaze	gazs	trde	trds
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	4,770	26,27	180,0	170,0
Composition	Pressure [bar]	21,25	21,25	10,00	10,00
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	37,06	37,06	3,375	3,375
	Mass Flow [kg/h]	963,6	963,6	1673	1673
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	405,2	405,2	293,3	293,3
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,503e+004	-8,385e+004	-8,593e+005	-8,723e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	163,5	167,6	2105	2076
	Heat Flow [kW]	-875,3	-863,1	-805,5	-817,7

Figure IV-10 :Données saisies pour l'échangeur

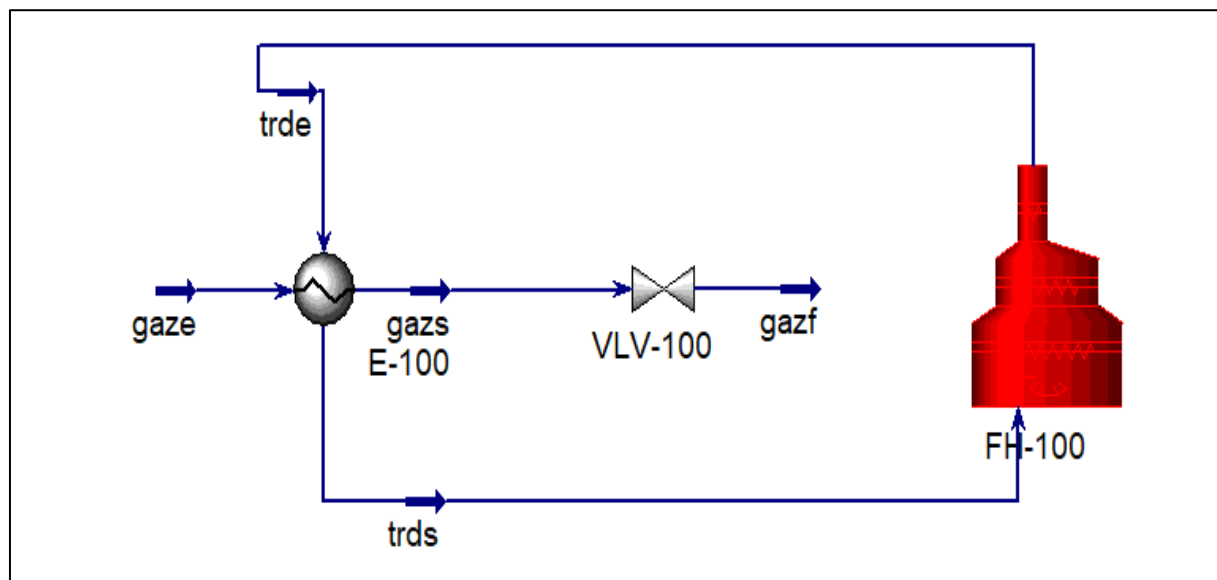


Figure IV-11 :Profil final de schéma de la simulation

Remarque : Le fluide à la sortie du four (Torada Tc32) est maintenue a 180 °C dans circuit fermé , nous avons stabilisé la température du fluide à 170 °C (stream trds).

Heat Exchanger: E-100					
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
Worksheet	Name	gaze	trde	gaze	trds
Conditions	Molecular Weight	26,00	495,7	26,00	495,7
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	1,109	1,512	0,9844	1,526
Composition	Mass Density [kg/m3]	28,83	749,4	25,60	756,4
PF Specs	Act. Volume Flow [m3/h]	33,42	2,232	37,65	2,212
	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-3270	-1733	-3225	-1760
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	6,286	4,245	6,444	4,187
	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	55,24	1309	55,02	1290
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,124	2,640	2,116	2,603
	LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	1,246e+006	<empty>	1,246e+006	<empty>
	HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	1,357e+006	<empty>	1,357e+006	<empty>
	HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	5,219e+004	<empty>	5,219e+004	<empty>
	CO2 Loading	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
	LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	4,792e+004	<empty>	4,792e+004	<empty>
	Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	0,0000	1,000	0,0000
	Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	0,0000	1,000	0,0000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	0,0000	1,000	0,0000
	Mass Exergy [kJ/kg]	279,7	74,64	278,2	65,87
	Partial Pressure of CO2 [bar]	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	33,42	<empty>	37,65	<empty>
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	13,81	1,737	13,81	1,737
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	55,24	1309	55,02	1290
	Std. Gas Flow [MMSCFD]	0,7427	6,763e-002	0,7427	6,763e-002
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	359,0	861,0	359,0	861,0
	Act. Liq. Flow [m3/h]	<empty>	2,232	<empty>	2,212
	Z Factor	0,8295	0,1756	0,8671	0,1779
	Watson K	18,48	12,73	18,48	12,73

Figure IV-12: Propriétés de l'échangeur

Heat Exchanger: E-100

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
--------	--------	-----------	-------------	----------	---------------------

Performance

Details
Plots
Tables
Setup
Error Msg

Overall Performance

Duty	1,218e+01 kW
Heat Leak	0,000e-01 kW
Heat Loss	0,000e-01 kW
UA	7,65e+01 W/C
Min. Approach	153,725 C
LMTD	159,2 C

Detailed Performance

UA Curvature Error	0,0000 W/C
Hot Pinch Temp	180,0000 C
Cold Pinch Temp	26,2745 C
Ft Factor	0,999
Uncorrected LMTD	159,409 C

Figure IV-13 : Performance de l'échangeur

Valve: VLV-100			
Design Rating Worksheet Dynamics			
Worksheet	Name	gazs	gazf
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	26,27	9,319
Composition	Pressure [bar]	21,25	3,923
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	37,06	37,06
	Mass Flow [kg/h]	963,6	963,6
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	405,2	405,2
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,385e+004	-8,385e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	167,6	180,6
	Heat Flow [kW]	-863,1	-863,1

Figure IV-14 :Données saisies pour la vanne

Hydrate Formation: Hydrate Formation-gazf

Design Performance Dynamics

Design

Name: Hydrate Formation-gazf

Stream: gazf [Select Stream...](#)

Model: Ng & Robinson

Hydrate Formation at Stream Conditions

Hydrate Formation Flag	Will NOT Form
Hydrate Type Formed	No Types
Calculation Mode	Assume Free Water

Hydrate Suppression

☐ Inhibitor Flow Calculation

Inhibitor:

Total Inhibitor in Stream [kg/h]	<empty>
Minimum Required to Suppress [kg/h]	<empty>

OK

Figure IV-15 :Les résultats du formation des hydrates a la sortie de la vanne (stream gazf)

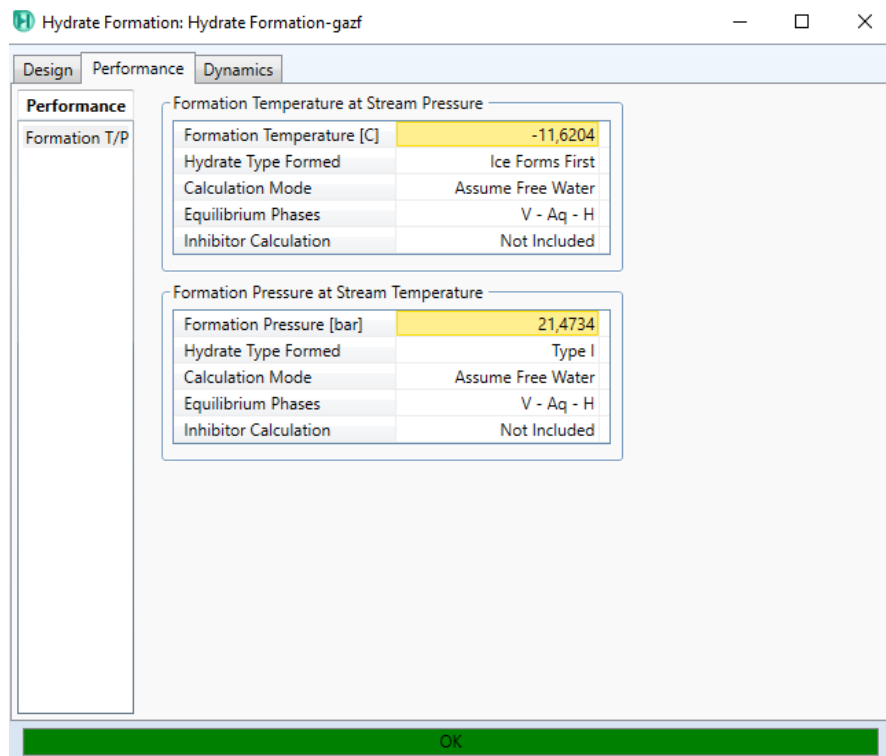


Figure IV-16 :Performance de hydrates formation

Comparaison entre les résultats du calculs et les résultats du simulation HYSYS :

paramètres	Les calculs	HYSYS
T_1 (la sortie de l'échangeur)°C	28.4	26.27
T_2 (la sortie de la vanne) °C	10	9.319
DTLM	158.31	159.2
C_p de gaz($\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$)	1.8	1.83
C_p de huile ($\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$)	2.45	2.35

tableau IV-2 :Comparaison des résultats du calcul thermique

Conclusion :

Après avoir utilisé l'échangeur de chaleur les hydrates ne se forment pas à la sortie du détendeur. Cette solution appliquée par Sonatrach est adéquate pour protéger les équipements en aval du détendeur suite à la formation du gel.

Conclusion générale

Ce travail consiste à étudier la formation des hydrates au niveau du détendeur.

Nous avons effectué un calcul analytique thermique d'un échangeur de chaleur huile-gaz double tube et un calcul de la détente du gaz au niveau de la vanne PV-X11.

Vu certaines difficultés pour mettre en évidence la formation du gel analytiquement nous sommes passé à la simulation par ASPEN HYSYS. Ce logiciel à donner des résultats intéressant Pour avoir la température d'entrée pour éviter la formation du gel à la sortie du détendeur.

Enfin nous avons confirmé le fois d'utilisation de l'échangeur pour éviter le présent problème. Il s'est avéré que le température 26,27 ne permet pas la formation du gel au leurs de l'exploitation.

Bibliographie

- [1] – schéma de section séparation et le problème. Usine GP1Z
- [2] _les données désignes et l'échangeur double tube 2''/4'' EV/HO. Département technique GP1Z
- [3] _ **Bourret, B.** Les échangeurs de chaleur. INSA Toulouse.P05-06-07-08.
- [4] _J-STEPHANE, « Étude du mécanisme d'action d'un inhibiteur cinétique sur la cristallisation de l'hydrate de méthane » ; thèse de doctorat : l'Institut nationale polytechnique de Grenoble et de l'Ecole supérieure des Mines de saint –Etienne ; 1999.
- [5] _Natural Gas – Production, Processing, Transport; A. Rojey et.al; Editions Technip; 1997.
- [6] _Fundamentals of Natural Gas Processing; Arthur J. Kidnay and William R. Parrish; Taylor & Francis Group 2006.
- [7] _John Carroll, natural gaz hydrates, guide pour les ingénieurs.
- [8] _Sloan, E.D., et C.A. Koh (2008), Clathrate Hydrates of Natural Gases, Third Edition, CRC Press, Boca Raton.
- [9] _M. Sellami. Cours de traitement du gaz naturel. Université Ouargla. 2012.
- [10] _A. Rojey, Le Gaz Naturel, Production, Traitement et Transport, Editions Technip, Paris, France (1994).
- [11] _M. M Mooijer – van den Heave, Phase Behaviour and Structural Aspects of Ternary Casthrate Hydrates Systems, these de doctorat: Technische Universiteit Delft (2004).
- [12] _E. Berecz, M. Bella-achs, Gas
- [13] _A. L. Bllared, A non-ideal hydrate solid solution model for a multiphase equilibria program, Ph.D thesis: Colorado School of Mines, 2002.
- [14] _E. Dendy Sloan, Fundamental Principles and applications of natural gas hydrates, Centre for Hydrate Research, Colorado School of Mines, Nature Publishing Group, Vol 426, November 2003.

- [15] _Exploitation de laboratoire analyse chimique MPP II.
- [16] _Dow chemical company; G. conditioning Fact book; USA, Midlands, michigan1962.
- [17] _S- SAMER ; « Etude de mesure et prédiction des conditions de formations des hydrates a gaz a condensat » ; Mémoire de magister université de BOUMERDES ; 2011.
- [18] _G.D.Holder, S.P. Zetts, N.Pardhan, Phase behaviour in systems containing clathrate hydrates, Rev. Chem.Eng, Vol 5, P.1-70, (1998).
- [19] _ E.Bercez, M.Bella-achs, Gas Hydrates, Edition Elsevier(1983).
- [20] _E.Dendy Sloan, C.A. Koh, Clathrate hydrates of Natural Gas, Third Edition, Taylor and Francis Group (2008).
- [21] _Mémoire de Master 2, Département de Raffinage et pétrochimique Université Hammalakhdar ELOUED ; Optimisation des paramètres de fonctionnement des deux colonnes (dééthaniseur et débutaniseur) pour améliorer la quantité et la qualité du condensât et de GPL, 2016 présenté par BACI Abderrahmane.
- [22] _Mémoire de Master 2, Département de Génie chimique Université de OUARGLA ; Vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 de Hassi R'mel, 2016présenté par A. Kerbouche, B. Kaabouche.
- [23] _Mémoire de Master 2, Département de Génie chimique Université ABDELHAMID IBN BADIS MOSTAGANEM ; Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur f751du complexeGNL1/Z, 2019 présenté par AMAR Nadia.

Annexe

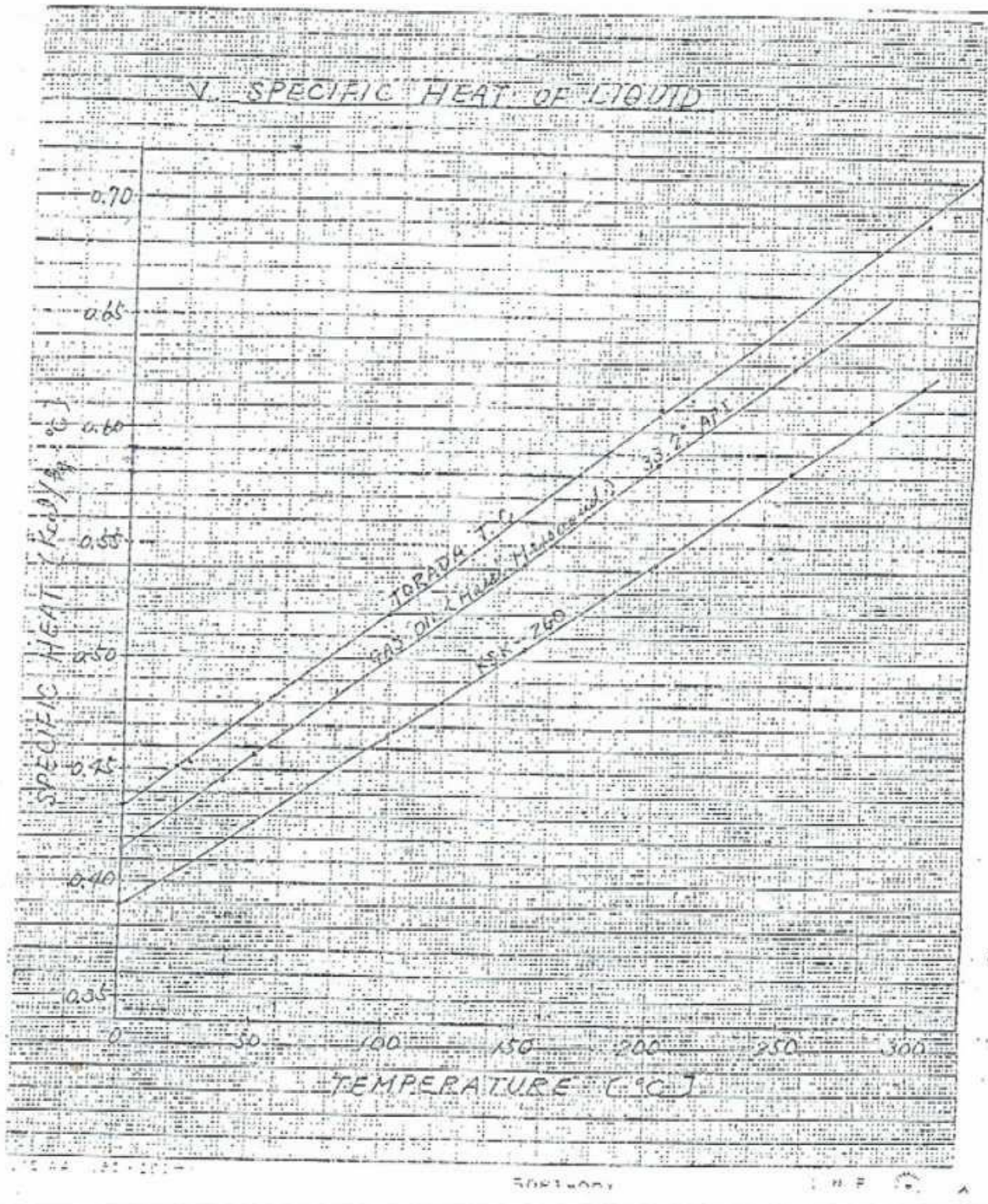


Figure 12

Capacité calorifique du liquide

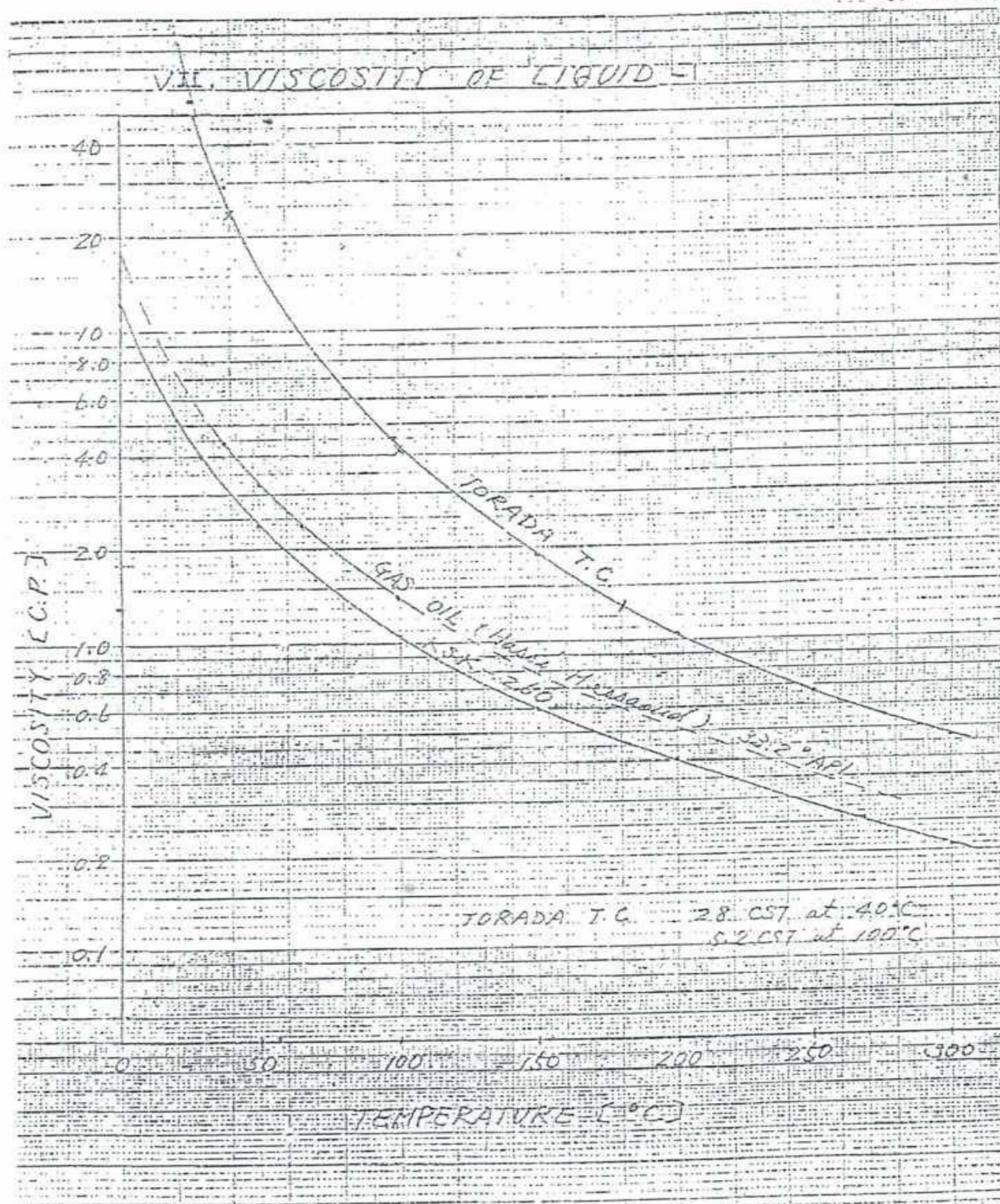


Figure 13 : La viscosité du liquide

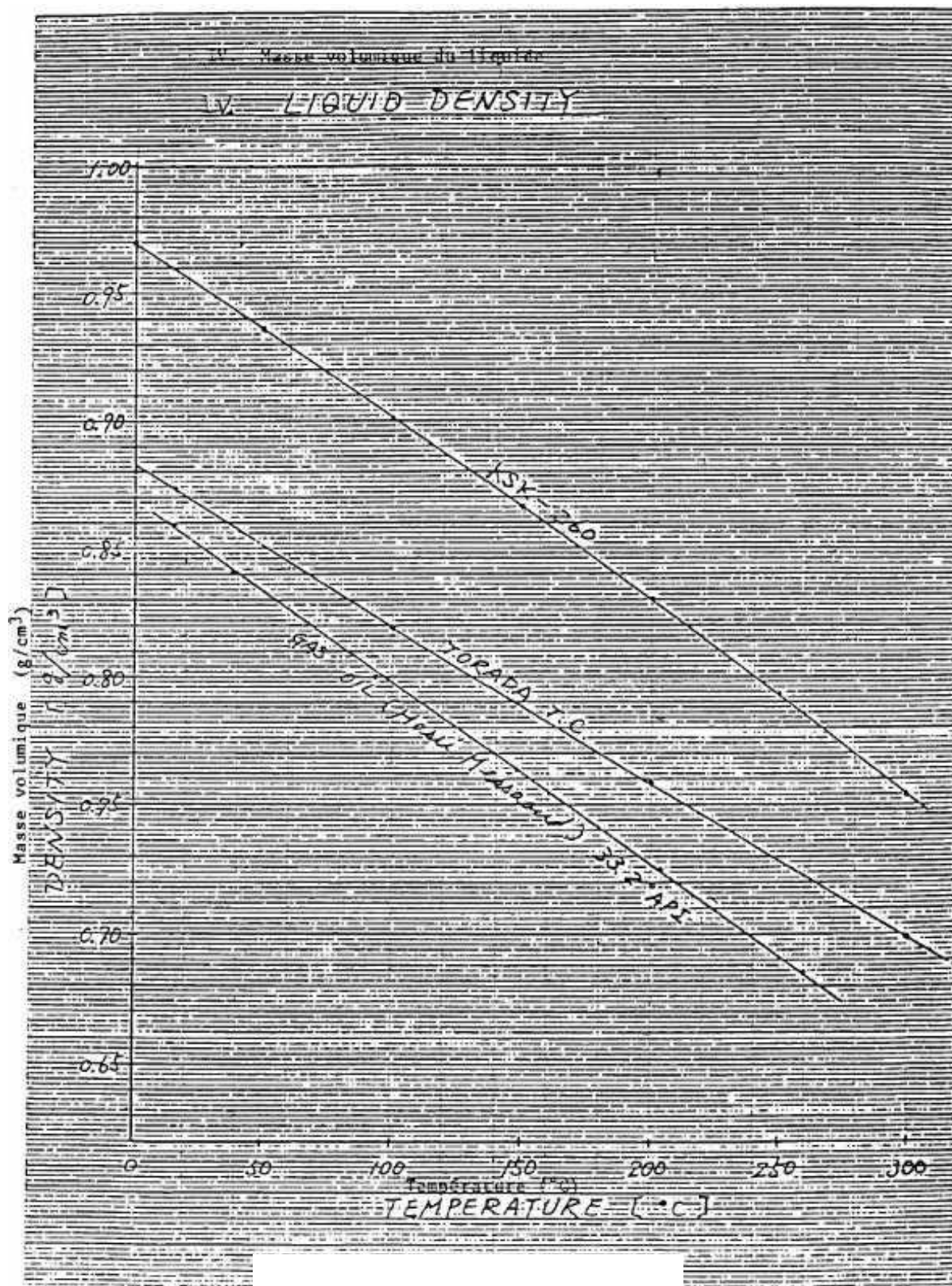
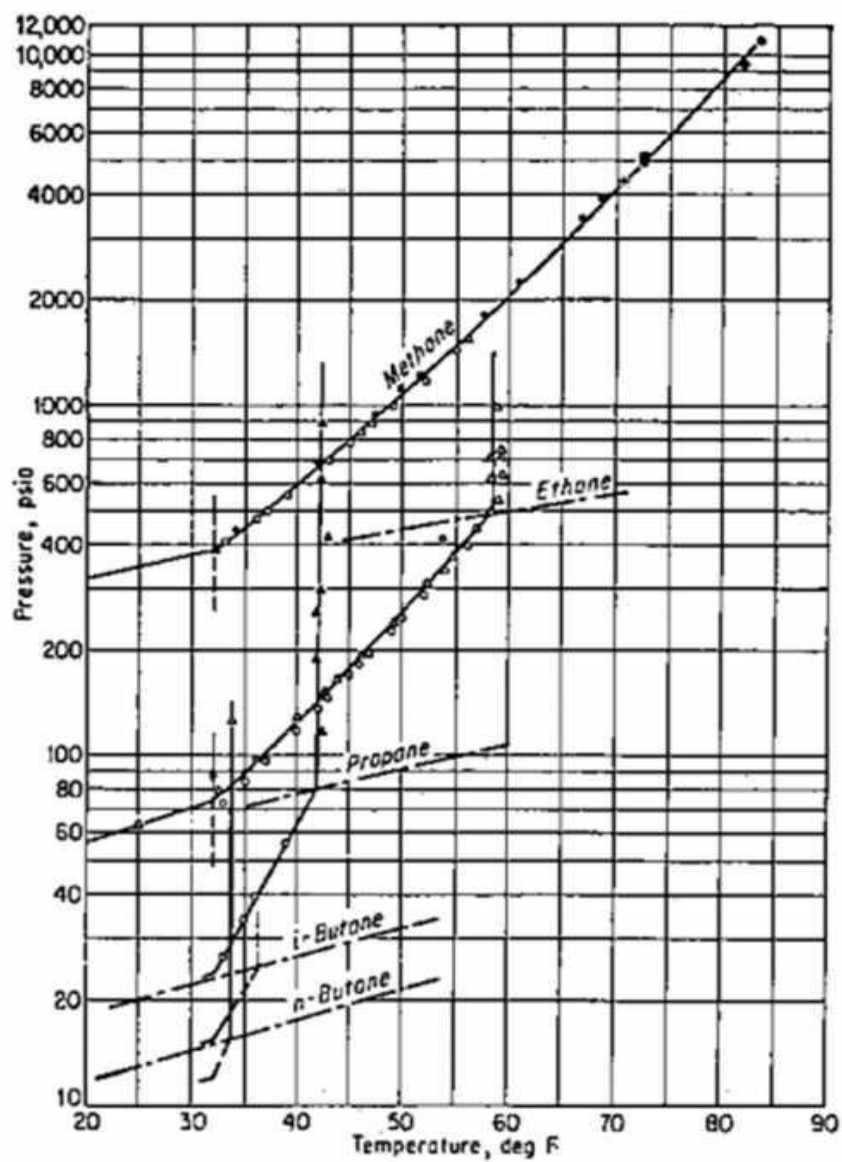


Figure 21

La densité du liquide



Conditions de formation des hydrates

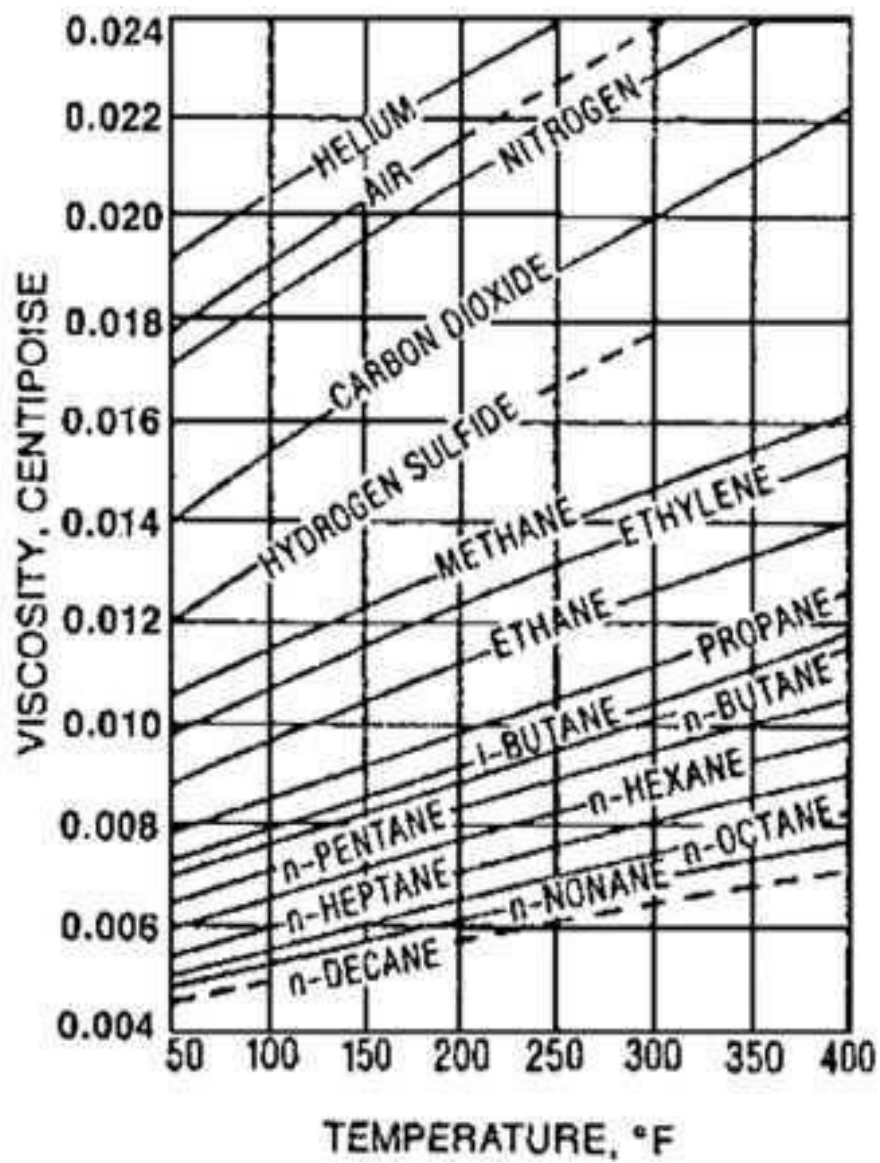


Figure 15

La viscosité du gaz a la pression atmosphérique

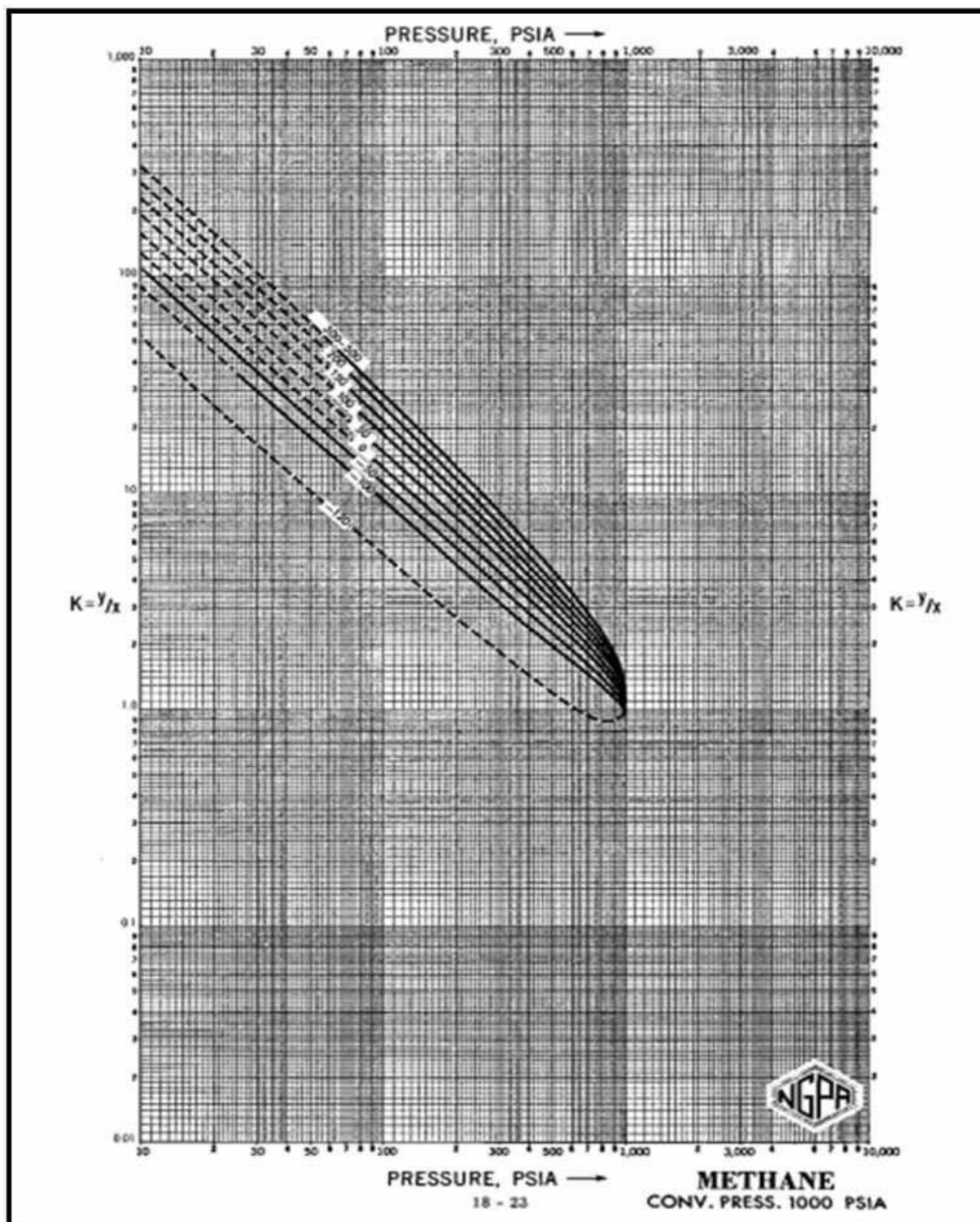


Figure 1

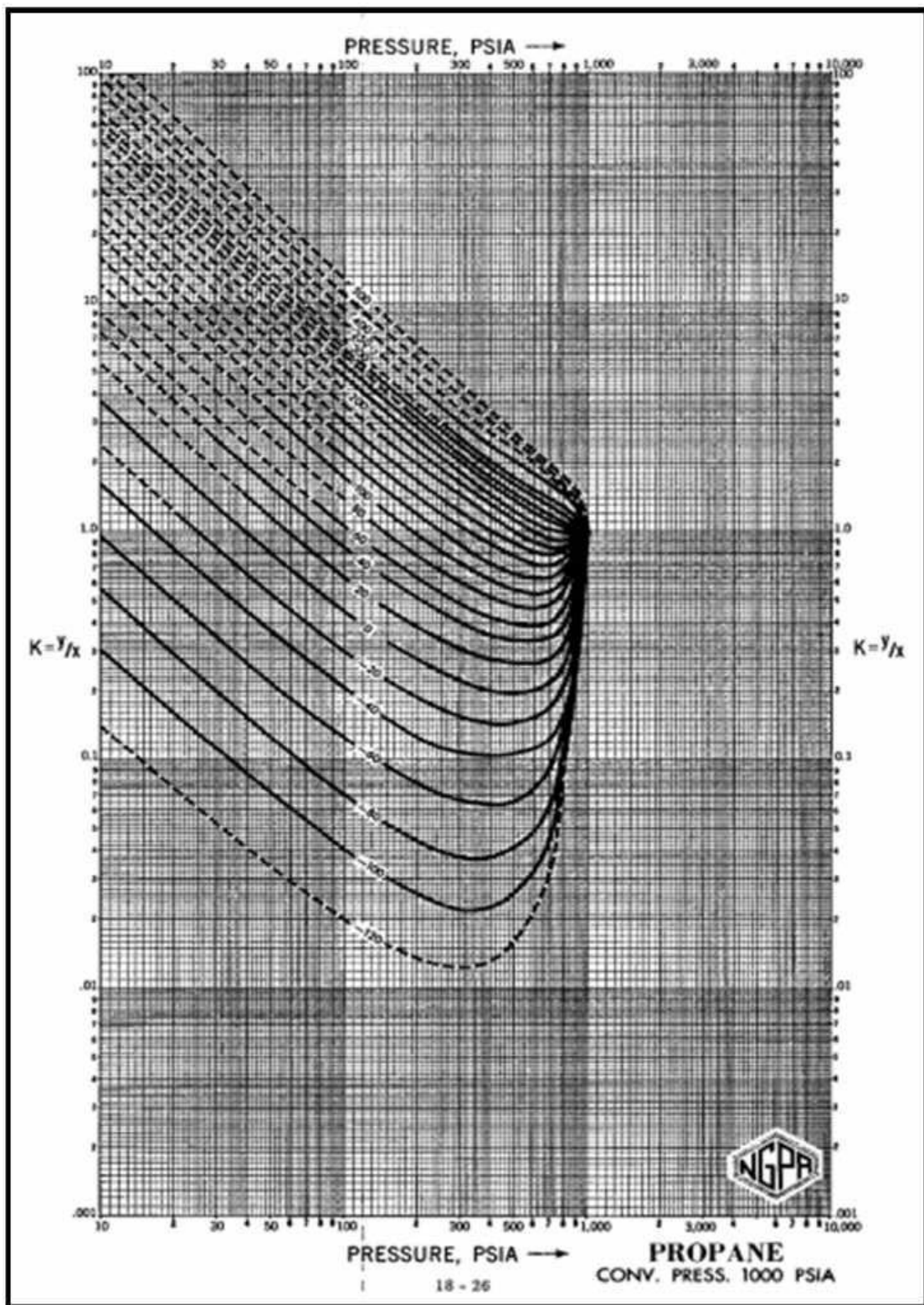


Figure 3

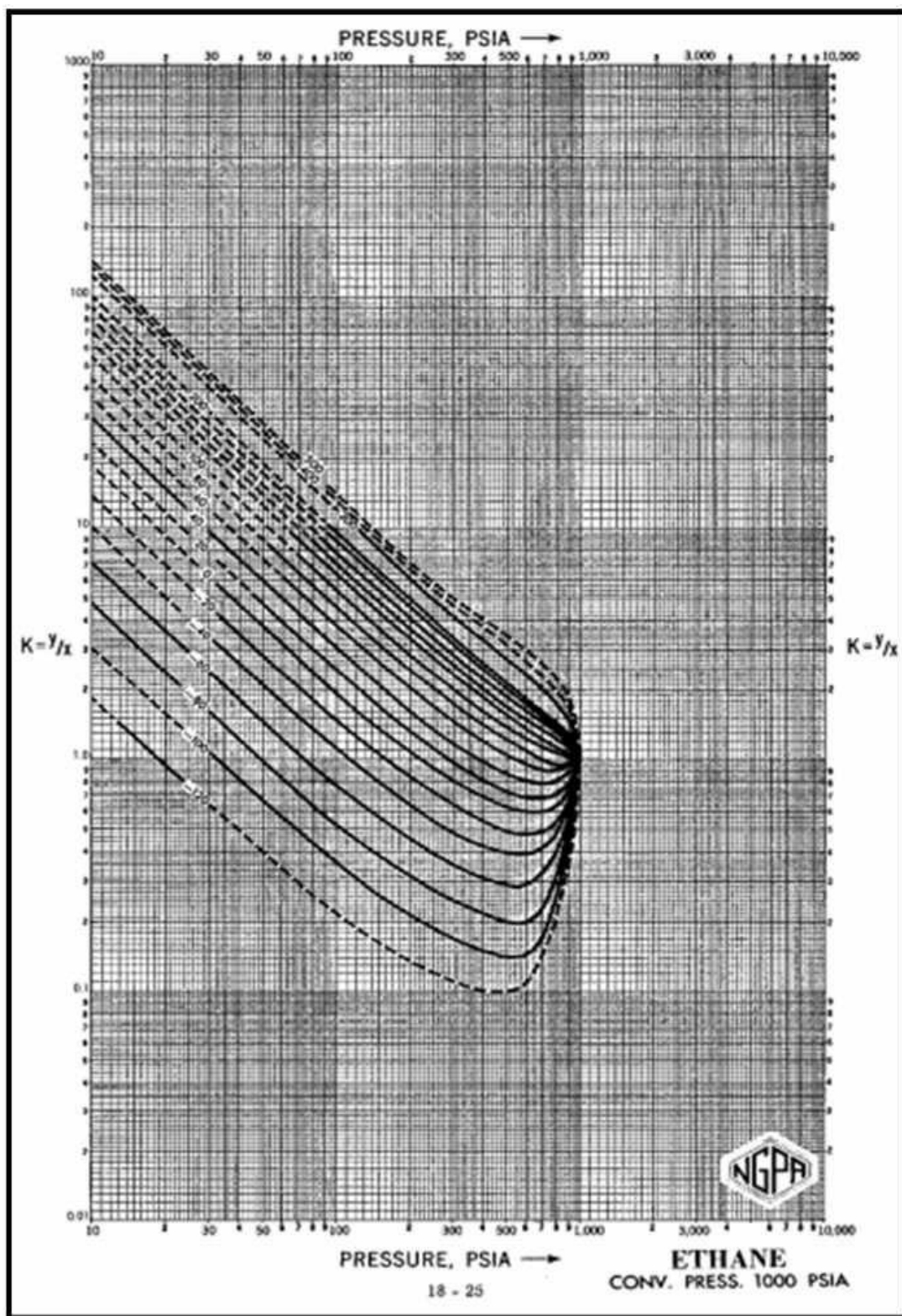


Figure 2

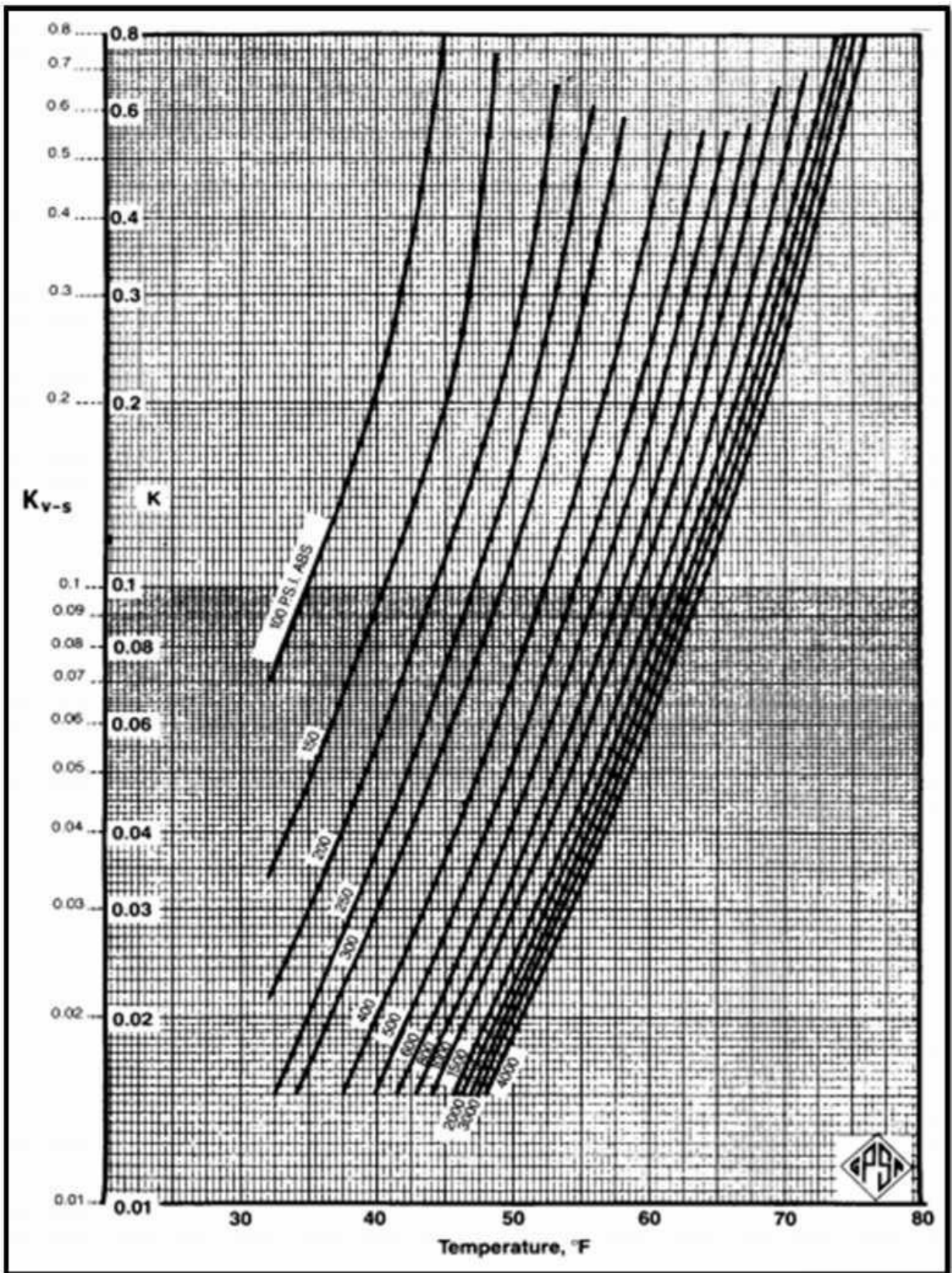


Figure 6

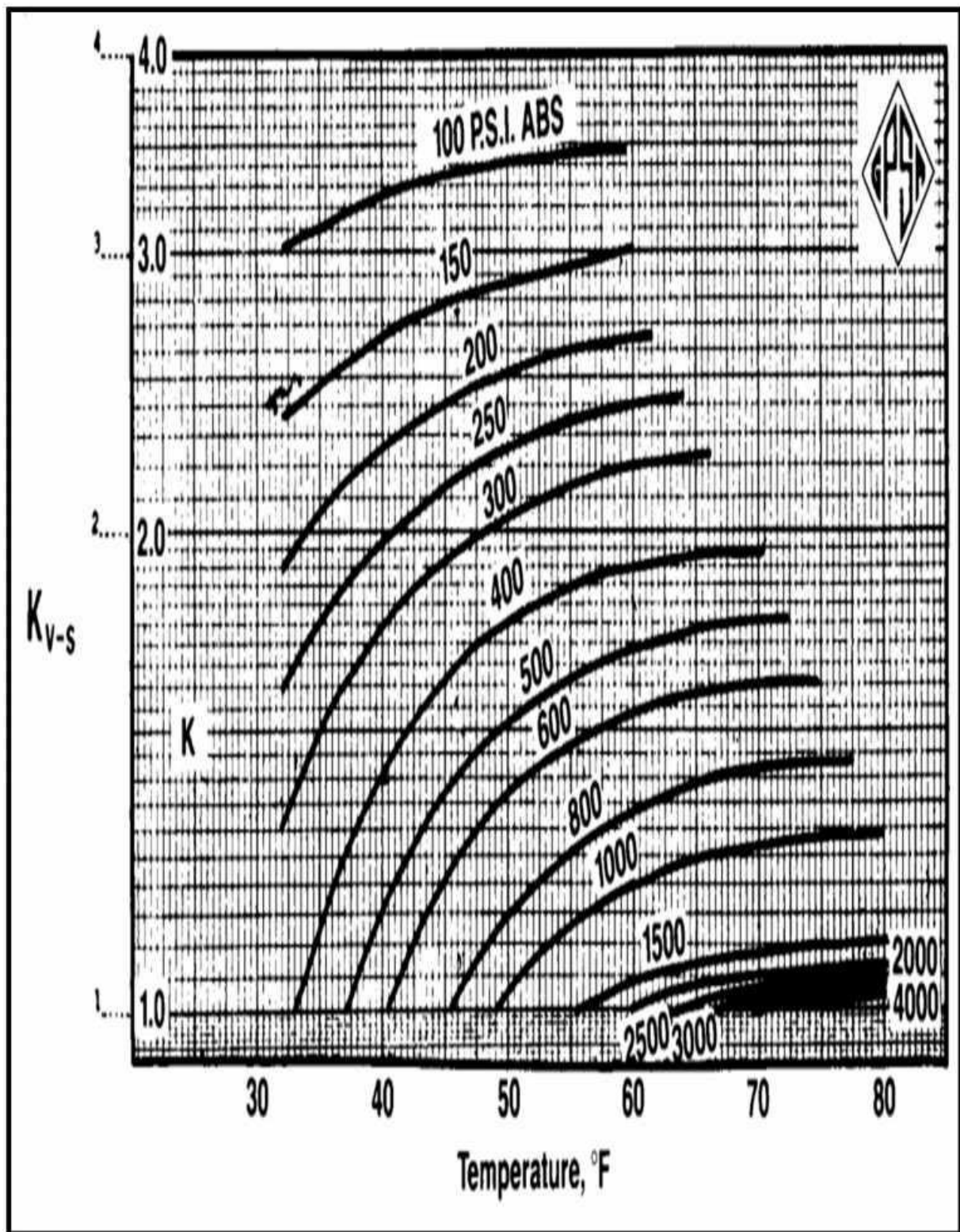


Figure 4

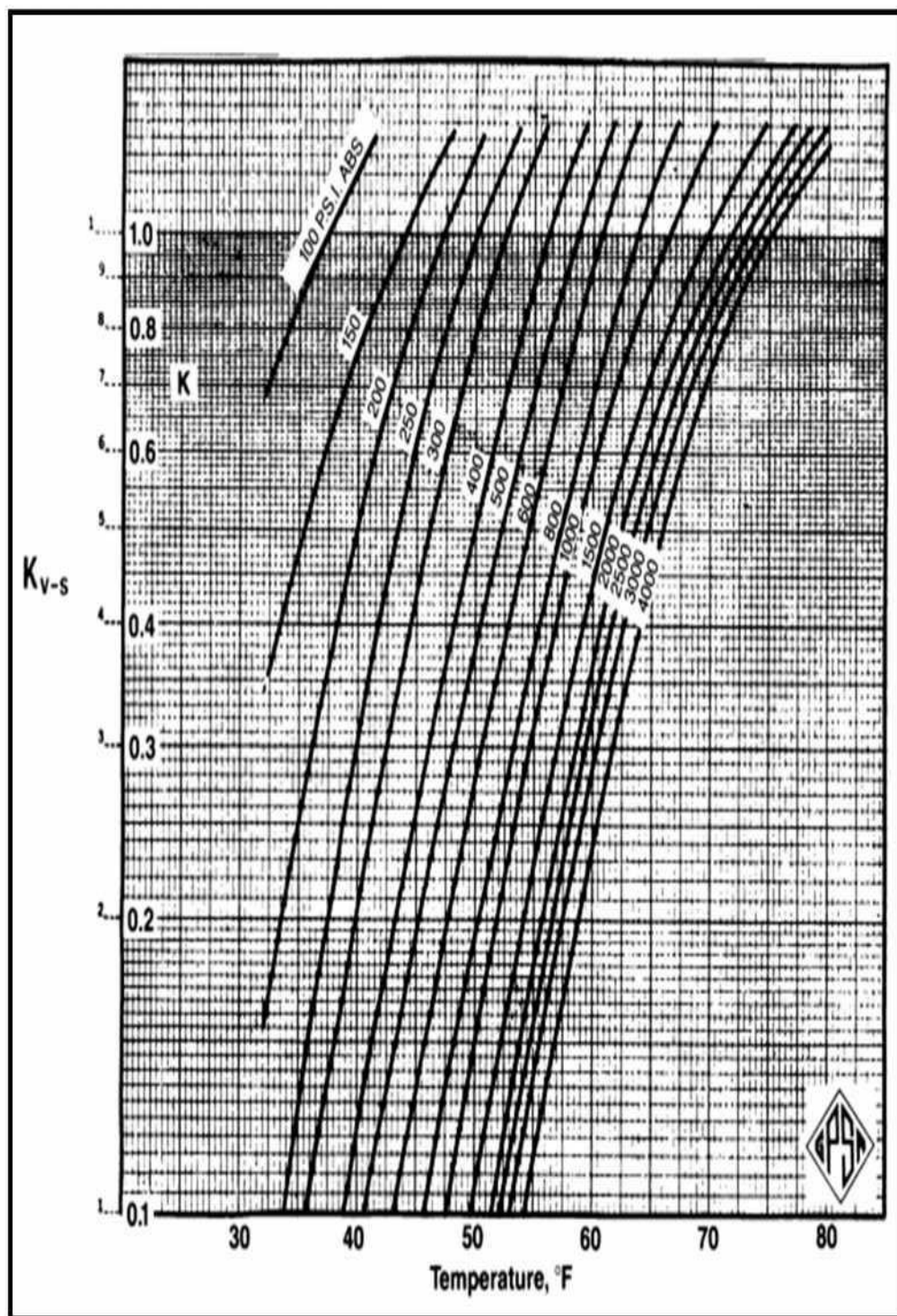


Figure 5

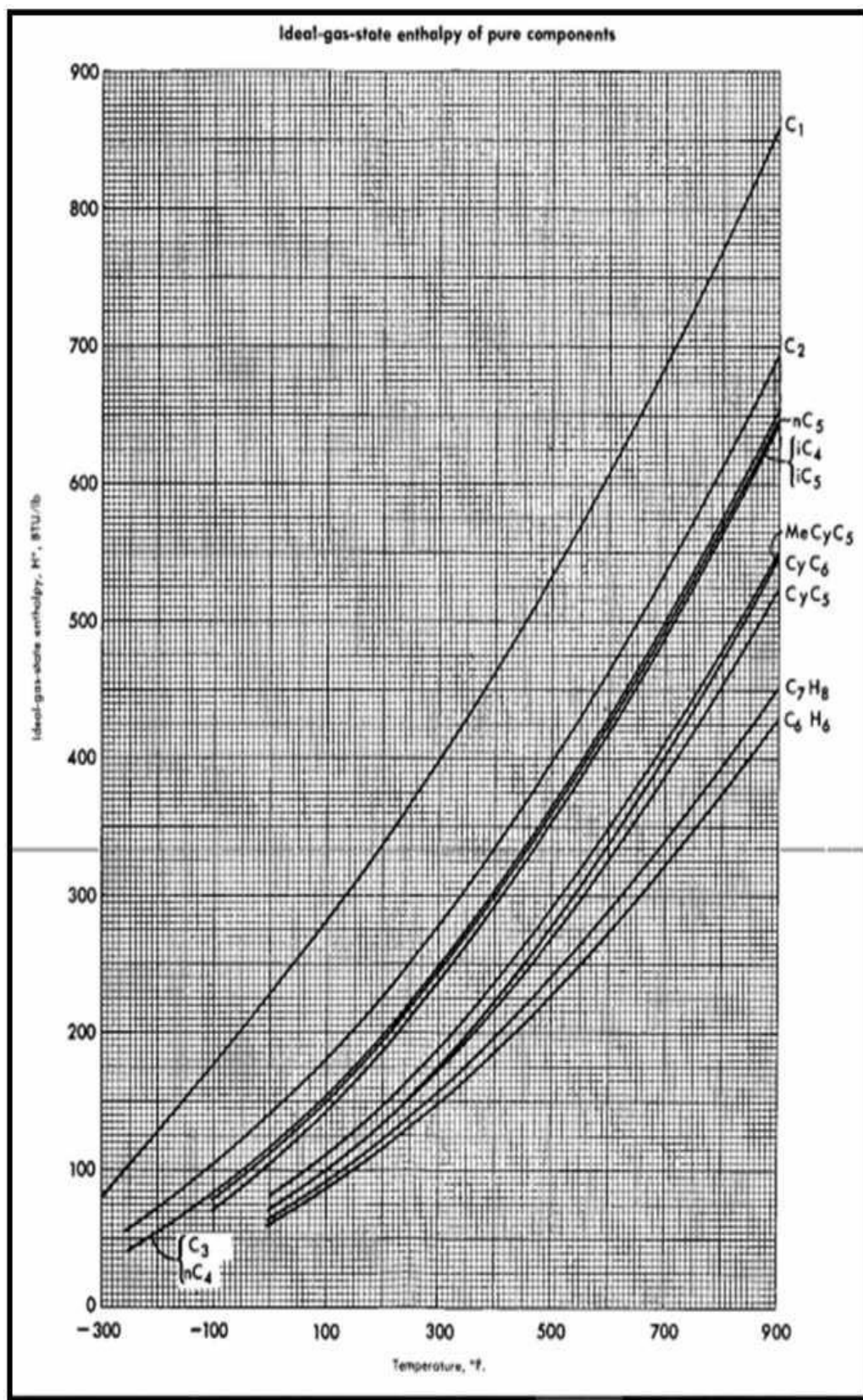
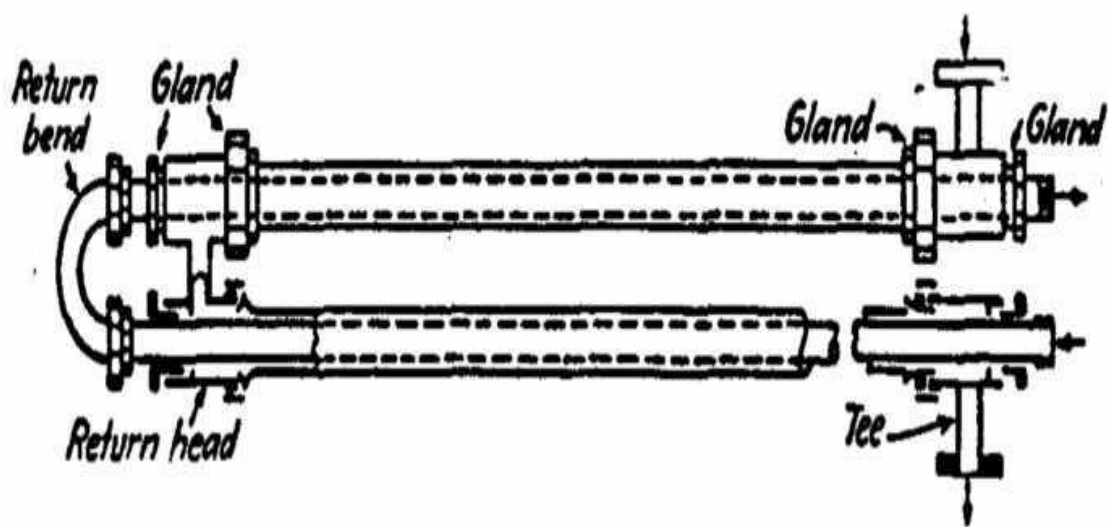


Figure 10

Enthalpie des composants purs
d'un gaz parfait



Echangeur double tube épinglé

TABLE A-2

Ideal-gas specific heats of various common gases (Concluded)

(c) As a function of temperature

$$c_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

(T in K, c_p in kJ/kmol · K)

Substance	Formula	a	b	c	d	Temperature range, K	% error	
							Max.	Avg.
Nitrogen	N ₂	28.90	-0.1571×10^{-2}	0.8081×10^{-5}	-2.873×10^{-9}	273–1800	0.59	0.34
Oxygen	O ₂	25.48	1.520×10^{-2}	-0.7155×10^{-5}	1.312×10^{-9}	273–1800	1.19	0.28
Air	—	28.11	0.1967×10^{-2}	0.4802×10^{-5}	-1.966×10^{-9}	273–1800	0.72	0.33
Hydrogen	H ₂	29.11	-0.1916×10^{-2}	0.4003×10^{-5}	-0.8704×10^{-9}	273–1800	1.01	0.26
Carbon monoxide	CO	28.16	0.1675×10^{-2}	0.5372×10^{-5}	-2.222×10^{-9}	273–1800	0.89	0.37
Carbon dioxide	CO ₂	22.26	5.981×10^{-2}	-3.501×10^{-5}	7.469×10^{-9}	273–1800	0.67	0.22
Water vapor	H ₂ O	32.24	0.1923×10^{-2}	1.055×10^{-5}	-3.595×10^{-9}	273–1800	0.53	0.24
Nitric oxide	NO	29.34	-0.09395×10^{-2}	0.9747×10^{-5}	-4.187×10^{-9}	273–1500	0.97	0.36
Nitrous oxide	N ₂ O	24.11	5.8632×10^{-2}	-3.562×10^{-5}	10.58×10^{-9}	273–1500	0.59	0.26
Nitrogen dioxide	NO ₂	22.9	5.715×10^{-2}	-3.52×10^{-5}	7.87×10^{-9}	273–1500	0.46	0.18
Ammonia	NH ₃	27.568	2.5630×10^{-2}	0.99072×10^{-5}	-6.6909×10^{-9}	273–1500	0.91	0.36
Sulfur	S ₂	27.21	2.218×10^{-2}	-1.628×10^{-5}	3.986×10^{-9}	273–1800	0.99	0.38
Sulfur dioxide	SO ₂	25.78	5.795×10^{-2}	-3.812×10^{-5}	8.612×10^{-9}	273–1800	0.45	0.24
Sulfur trioxide	SO ₃	16.40	14.58×10^{-2}	-11.20×10^{-5}	32.42×10^{-9}	273–1300	0.29	0.13
Acetylene	C ₂ H ₂	21.8	9.2143×10^{-2}	-6.527×10^{-5}	18.21×10^{-9}	273–1500	1.46	0.59
Benzene	C ₆ H ₆	-36.22	48.475×10^{-2}	-31.57×10^{-5}	77.62×10^{-9}	273–1500	0.34	0.20
Methanol	CH ₃ O	19.0	9.152×10^{-2}	-1.22×10^{-5}	-8.039×10^{-9}	273–1000	0.18	0.08
Ethanol	C ₂ H ₅ O	19.9	20.96×10^{-2}	-10.38×10^{-5}	20.05×10^{-9}	273–1500	0.40	0.22
Hydrogen chloride	HCl	30.33	-0.7620×10^{-2}	1.327×10^{-5}	-4.338×10^{-9}	273–1500	0.22	0.08
Methane	CH ₄	19.89	5.024×10^{-2}	1.269×10^{-5}	-11.01×10^{-9}	273–1500	1.33	0.57
Ethane	C ₂ H ₆	6.900	17.27×10^{-2}	-6.406×10^{-5}	7.285×10^{-9}	273–1500	0.83	0.28
Propane	C ₃ H ₈	-4.04	30.48×10^{-2}	-15.72×10^{-5}	31.74×10^{-9}	273–1500	0.40	0.12
<i>n</i> -Butane	C ₄ H ₁₀	3.96	37.15×10^{-2}	-18.34×10^{-5}	35.00×10^{-9}	273–1500	0.54	0.24
<i>i</i> -Butane	C ₄ H ₁₀	-7.913	41.60×10^{-2}	-23.01×10^{-5}	49.91×10^{-9}	273–1500	0.25	0.13
<i>n</i> -Pentane	C ₅ H ₁₂	6.774	45.43×10^{-2}	-22.46×10^{-5}	42.29×10^{-9}	273–1500	0.56	0.21
<i>n</i> -Hexane	C ₆ H ₁₄	6.938	55.22×10^{-2}	-28.65×10^{-5}	57.69×10^{-9}	273–1500	0.72	0.20
Ethylene	C ₂ H ₄	3.95	15.64×10^{-2}	-8.344×10^{-5}	17.67×10^{-9}	273–1500	0.54	0.13
Propylene	C ₃ H ₆	3.15	23.83×10^{-2}	-12.18×10^{-5}	24.62×10^{-9}	273–1500	0.73	0.17

Source: B. G. Kyle, *Chemical and Process Thermodynamics* (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984). Used with permission.

Figure 11

Les constantes relatives a, b, c et d de la capacité calorifique

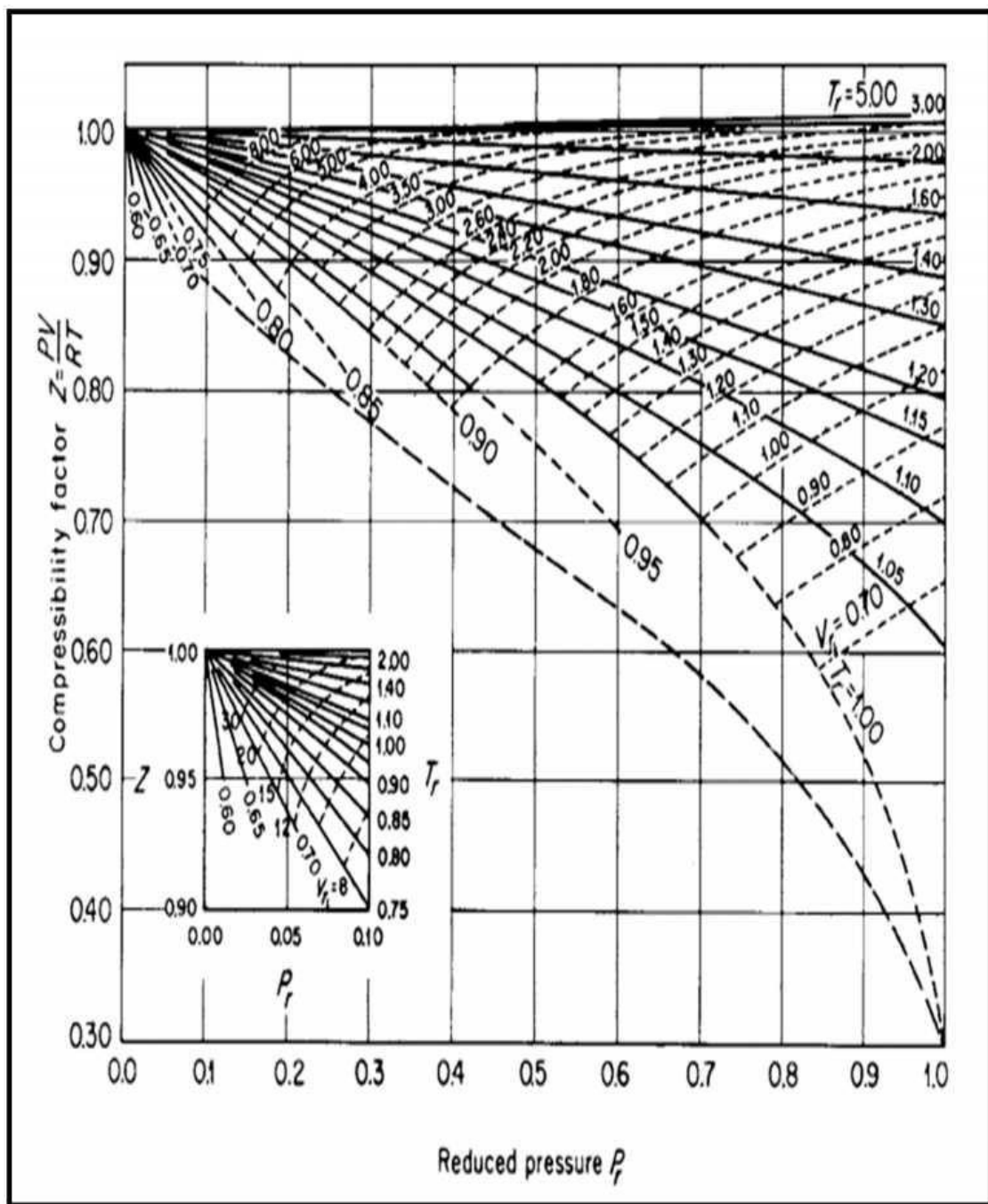


Figure 19

Compound	Molecular Weight	z_c	Critical Temperature		Critical Pressure		EMR	Acentric Factor ω
			$^{\circ}\text{R}$	K	psia	MPa		
C ₁	16.043	0.29	343	191	666	4.60	14.19	0.0104
C ₂	30.070	0.29	550	305	707	4.88	24.37	0.0979
C ₃	44.097	0.28	666	370	617	4.25	34.63	0.1522
iC ₄	58.124	0.28	734	408	528	3.65	44.74	0.1852
nC ₄	58.124	0.27	765	425	551	3.80	44.24	0.1995
iC ₅	72.151	0.27	829	460	491	3.39	55.30	0.2280
nC ₅	72.151	0.27	845	470	489	3.37	55.27	0.2514
nC ₆	86.178	0.26	913	507	437	3.01	65.58	0.2994
nC ₇	100.205	0.26	972	540	397	2.74	75.88	0.3494
nC ₈	114.232	0.26	1024	569	361	2.49	86.19	0.3977
nC ₉	128.259	0.25	1070	595	332	2.29	96.53	0.4445
nC ₁₀	142.286	0.25	1112	618	305	2.10	106.86	0.4898
nC ₁₁	156.302	0.24	1150	639	285	1.97	117.17	0.5350
nC ₁₂	170.338	0.24	1185	658	264	1.82	127.50	0.5620
N ₂	28.016	0.29	227	126	493	3.40	9.71	0.0372
CO ₂	44.010	0.28	548	304	1071	7.38	14.44	0.2667
H ₂ S	34.076	0.28	672	373	1300	8.96	20.28	0.0948
O ₂	32.000	0.29	278	155	731	5.04	8.69	0.0216
H ₂	2.016	0.30	60	33	188	1.30	4.23	-0.2202
H ₂ O	18.015	0.235	1165	647	3199	22.06		0.3443

Figure 9

Tableau des constantes physiques des hydrocarbures

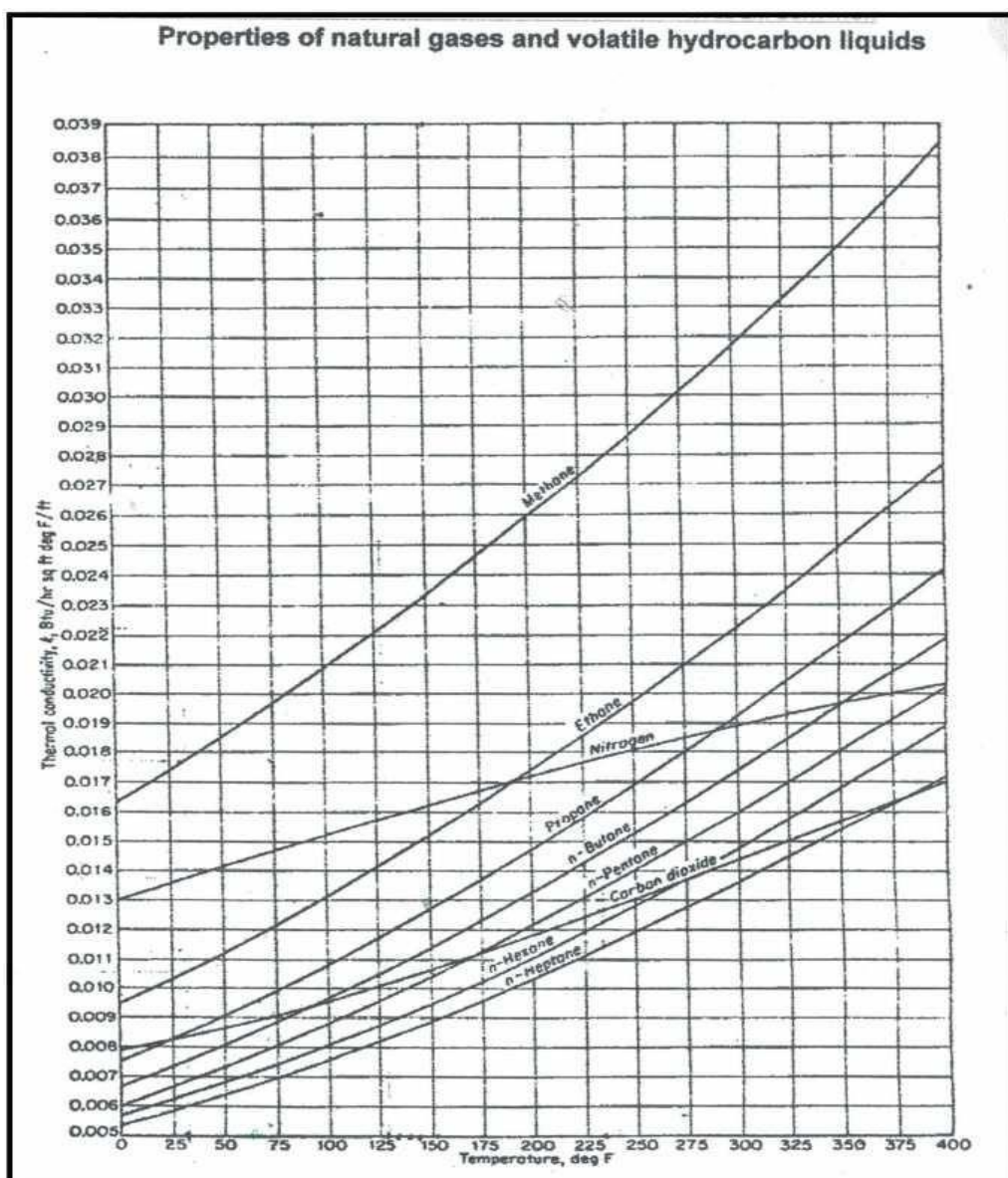


Figure 17

La conductivité thermique des gaz à la pression atmosphérique

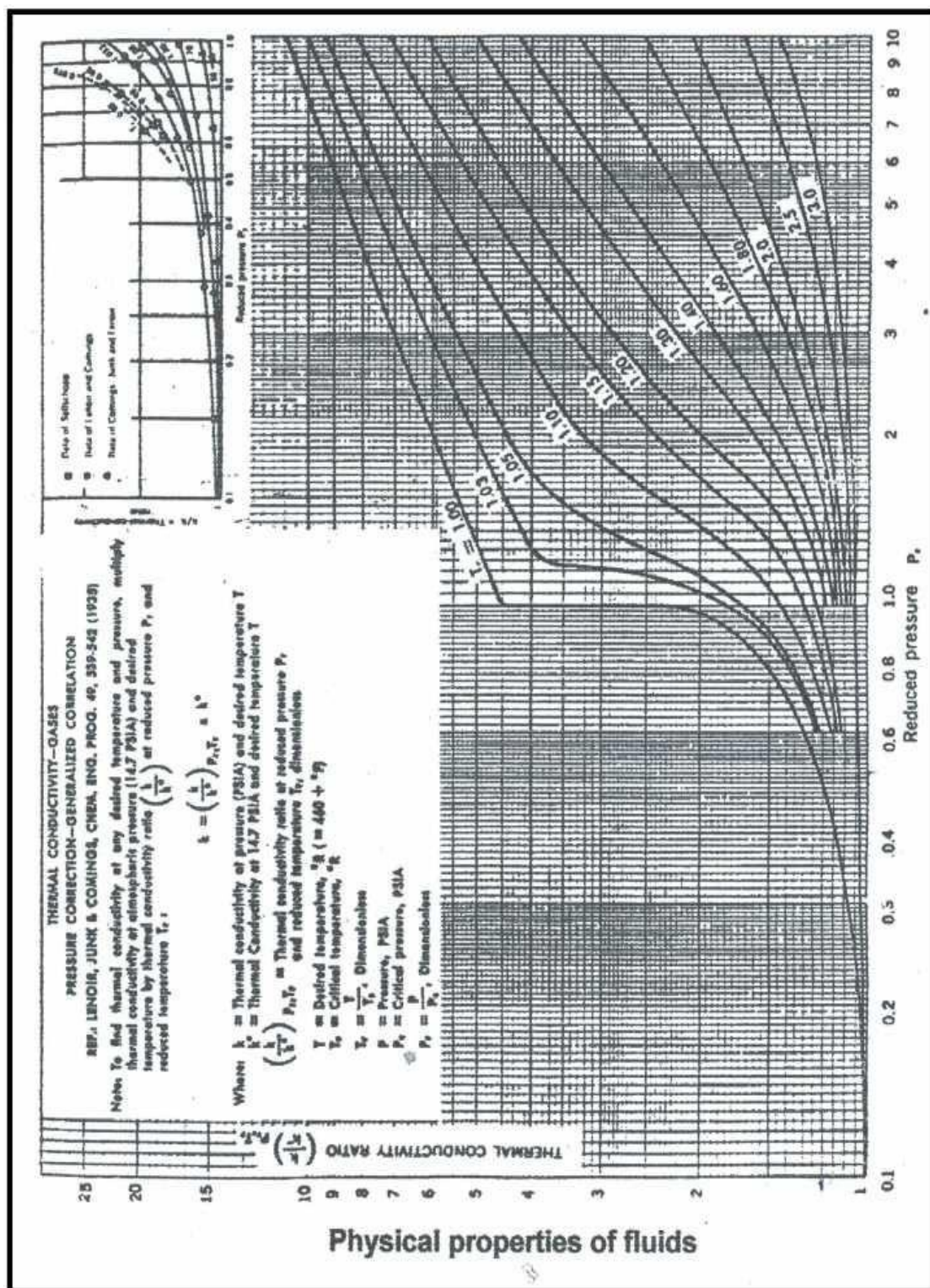


Figure 18

La conductivité thermique à haut pression

T_f	P_f						
	0.010	0.050	0.100	0.200	0.400	0.600	0.800
0.30	11.096	11.096	11.095	11.091	11.083	11.076	11.069
0.35	10.656	10.655	10.654	10.653	10.650	10.646	10.643
0.40	10.121	10.121	10.121	10.120	10.121	10.121	10.121
0.45	9.515	9.515	9.516	9.517	9.519	9.521	9.523
0.50	8.868	8.869	8.870	8.872	8.876	8.880	8.884
0.55	0.060	0.211	0.212	0.215	0.221	0.226	0.232
0.60	0.059	7.568	7.570	7.573	7.579	7.585	7.591
0.65	0.045	0.217	6.949	6.952	6.959	6.966	6.973
0.70	0.034	0.185	0.415	6.360	6.367	6.373	6.381
0.75	0.027	0.142	0.306	5.796	5.802	5.809	5.816
0.80	0.021	0.110	0.234	0.542	5.266	5.271	5.278
0.85	0.017	0.087	0.162	0.401	4.753	4.754	4.758
0.90	0.014	0.074	0.144	0.308	0.751	4.254	4.248
0.93	0.012	0.061	0.126	0.265	0.612	1.236	3.942
0.95	0.011	0.056	0.115	0.241	0.542	0.944	3.737
0.97	0.010	0.052	0.105	0.219	0.483	0.837	1.616
0.98	0.010	0.050	0.101	0.209	0.457	0.776	1.324
0.99	0.009	0.048	0.097	0.200	0.433	0.722	1.154
1.00	0.009	0.046	0.093	0.191	0.410	0.675	1.034
1.01	0.009	0.044	0.089	0.183	0.389	0.632	0.944
1.02	0.008	0.042	0.085	0.175	0.370	0.594	0.863
1.05	0.007	0.037	0.075	0.153	0.318	0.490	0.691
1.10	0.006	0.030	0.061	0.123	0.251	0.391	0.567
1.15	0.005	0.025	0.050	0.099	0.199	0.296	0.385
1.20	0.004	0.020	0.040	0.080	0.158	0.232	0.297
1.30	0.003	0.013	0.026	0.052	0.106	0.142	0.177
1.40	0.002	0.008	0.016	0.032	0.060	0.082	0.101
1.50	0.001	0.005	0.009	0.018	0.032	0.042	0.048
1.60	0.000	0.002	0.004	0.007	0.012	0.013	0.011
1.70	0.000	0.000	0.000	-0.000	-0.003	-0.009	-0.017
1.80	-0.000	-0.001	-0.003	-0.006	-0.015	-0.025	-0.037
1.90	-0.001	-0.002	-0.005	-0.011	-0.023	-0.037	-0.053
2.00	-0.001	-0.002	-0.007	-0.015	-0.030	-0.047	-0.065
2.20	-0.001	-0.003	-0.011	-0.024	-0.040	-0.062	-0.083
2.40	-0.001	-0.006	-0.012	-0.023	-0.047	-0.071	-0.095
2.60	-0.001	-0.009	-0.013	-0.026	-0.052	-0.078	-0.104
2.80	-0.001	-0.007	-0.014	-0.028	-0.055	-0.082	-0.110
3.00	-0.001	-0.007	-0.014	-0.029	-0.058	-0.086	-0.114
3.50	-0.002	-0.008	-0.016	-0.031	-0.062	-0.092	-0.122
4.00	-0.002	-0.008	-0.016	-0.032	-0.064	-0.096	-0.127
1.000	11.062	11.055	11.044	11.027	10.992	10.935	10.872
1.200	10.640	10.637	10.632	10.624	10.609	10.581	10.554
1.400	10.121	10.121	10.121	10.122	10.123	10.128	10.135
1.600	9.525	9.527	9.531	9.537	9.549	9.576	9.611
1.800	8.888	8.892	8.899	8.909	8.932	8.978	9.030
2.000	8.238	8.243	8.252	8.267	8.298	8.360	8.425
2.200	7.596	7.603	7.614	7.632	7.669	7.745	7.824
2.400	6.980	6.987	6.997	7.017	7.059	7.147	7.239
2.600	6.388	6.395	6.407	6.429	6.475	6.574	6.677
2.800	5.824	5.832	5.845	5.868	5.918	6.027	6.142
3.000	5.285	5.293	5.306	5.330	5.385	5.506	5.632
3.200	4.763	4.771	4.784	4.810	4.872	5.008	5.149
3.400	4.249	4.255	4.268	4.298	4.371	4.530	4.688
3.600	3.734	3.737	3.751	3.787	3.873	4.051	4.222
3.800	3.212	3.213	3.230	3.273	3.373	3.604	3.777
4.000	2.690	2.693	2.710	2.753	2.853	3.084	3.257
4.200	2.168	2.171	2.188	2.231	2.331	2.562	2.735
4.400	1.646	1.649	1.666	1.709	1.809	2.040	2.213
4.600	1.124	1.127	1.144	1.187	1.287	1.518	1.691
4.800	0.602	0.605	0.622	0.665	0.765	0.996	1.169
5.000	0.080	0.083	0.090	0.107	0.150	0.250	0.350
5.200	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
5.400	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
5.600	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
5.800	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
6.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
6.200	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
6.400	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
6.600	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
6.800	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
7.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
7.200	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
7.400	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
7.600	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
7.800	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
8.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
8.200	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
8.400	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
8.600	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
8.800	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
9.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
9.200	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
9.400	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
9.600	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
9.800	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000
10.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000	-0.000

Figure 08 : $\left(\frac{H^0-H}{R.T_c}\right)^1$

T_r	P_r							P_r							
	0.010	0.050	0.100	0.200	0.400	0.600	0.800	1.000	1.200	1.500	2.000	3.000	5.000	7.000	10.000
0.30	6.045	6.043	6.040	6.034	6.022	6.011	5.999	5.987	5.975	5.957	5.927	5.868	5.748	5.628	5.446
0.35	5.906	5.904	5.901	5.895	5.882	5.870	5.858	5.845	5.833	5.814	5.783	5.721	5.595	5.469	5.278
0.40	5.763	5.761	5.757	5.751	5.738	5.726	5.713	5.700	5.687	5.668	5.636	5.572	5.442	5.311	5.113
0.45	5.615	5.612	5.609	5.603	5.590	5.577	5.564	5.551	5.538	5.519	5.486	5.421	5.288	5.154	4.950
0.50	5.465	5.463	5.459	5.453	5.440	5.427	5.414	5.401	5.388	5.369	5.336	5.270	5.135	4.999	4.791
0.55	0.032	5.312	5.309	5.303	5.290	5.278	5.265	5.252	5.239	5.220	5.187	5.121	4.986	4.849	4.638
0.60	0.027	5.142	5.139	5.133	5.120	5.107	5.094	5.081	5.068	5.049	5.016	4.950	4.815	4.678	4.466
0.65	0.023	0.118	5.008	5.002	4.989	4.976	4.963	4.950	4.937	4.918	4.885	4.819	4.684	4.547	4.335
0.70	0.020	0.101	0.213	4.848	4.838	4.828	4.818	4.808	4.797	4.781	4.752	4.693	4.566	4.432	4.221
0.75	0.017	0.080	0.183	4.667	4.679	4.672	4.664	4.655	4.646	4.632	4.607	4.554	4.434	4.303	4.095
0.80	0.015	0.078	0.160	0.345	4.507	4.504	4.499	4.494	4.488	4.478	4.459	4.413	4.303	4.178	3.974
0.85	0.014	0.069	0.141	0.300	4.309	4.313	4.316	4.316	4.316	4.314	4.302	4.269	4.173	4.056	3.851
0.90	0.012	0.062	0.126	0.254	4.074	4.074	4.074	4.074	4.074	4.074	4.074	4.074	4.074	4.074	3.874
0.95	0.011	0.058	0.118	0.246	0.545	0.960	3.920	3.953	3.976	4.000	4.024	3.963	3.863	3.763	3.563
0.99	0.011	0.056	0.113	0.235	0.516	0.885	3.763	3.825	3.865	3.904	3.944	3.958	3.910	3.815	3.615
1.00	0.011	0.054	0.109	0.225	0.490	0.824	1.356	3.658	3.732	3.796	3.853	3.894	3.856	3.767	3.567
1.05	0.010	0.053	0.107	0.221	0.478	0.757	1.273	3.544	3.652	3.736	3.806	3.854	3.829	3.743	3.543
1.10	0.010	0.051	0.105	0.216	0.466	0.713	1.206	3.476	3.558	3.670	3.758	3.818	3.801	3.719	3.519
1.15	0.010	0.051	0.103	0.212	0.455	0.750	1.151	3.404	3.441	3.598	3.704	3.782	3.774	3.695	3.495
1.20	0.010	0.050	0.101	0.208	0.445	0.728	1.102	3.336	3.283	3.516	3.652	3.744	3.746	3.671	3.471
1.25	0.010	0.049	0.099	0.203	0.434	0.708	1.058	3.272	3.239	3.422	3.595	3.705	3.718	3.647	3.447
1.30	0.009	0.046	0.094	0.192	0.407	0.654	0.955	3.204	3.184	3.330	3.398	3.583	3.632	3.575	3.375
1.35	0.008	0.042	0.086	0.175	0.367	0.581	0.827	3.128	3.087	3.203	2.965	3.353	3.484	3.453	3.313
1.40	0.008	0.039	0.079	0.160	0.334	0.523	0.732	3.068	3.039	3.119	2.879	3.091	3.329	3.329	3.211
1.45	0.007	0.036	0.073	0.144	0.305	0.474	0.657	3.007	2.976	3.043	2.807	3.007	3.166	3.232	3.157
1.50	0.006	0.031	0.063	0.127	0.259	0.359	0.545	2.948	2.916	3.000	2.764	2.925	2.942	2.942	2.867
1.55	0.005	0.027	0.055	0.111	0.224	0.341	0.463	2.889	2.856	2.915	2.679	2.857	2.879	2.879	2.804
1.60	0.005	0.024	0.048	0.097	0.196	0.297	0.400	2.830	2.800	2.874	2.644	2.849	2.875	2.875	2.800
1.65	0.004	0.021	0.043	0.086	0.173	0.281	0.359	2.771	2.741	2.867	2.614	2.818	2.844	2.844	2.769
1.70	0.004	0.019	0.038	0.076	0.153	0.231	0.309	2.712	2.682	2.853	2.583	2.819	2.845	2.845	2.770
1.75	0.003	0.017	0.034	0.066	0.137	0.206	0.275	2.653	2.623	2.815	2.553	2.809	2.835	2.835	2.760
1.80	0.003	0.015	0.031	0.062	0.123	0.185	0.246	2.594	2.564	2.796	2.523	2.800	2.826	2.826	2.751
1.85	0.003	0.014	0.028	0.056	0.111	0.167	0.222	2.535	2.505	2.772	2.502	2.792	2.818	2.818	2.743
1.90	0.002	0.012	0.023	0.045	0.092	0.137	0.182	2.476	2.446	2.748	2.482	2.782	2.808	2.808	2.733
1.95	0.002	0.010	0.019	0.038	0.074	0.111	0.150	2.417	2.387	2.724	2.458	2.758	2.784	2.784	2.709
2.00	0.002	0.008	0.016	0.032	0.064	0.095	0.125	2.358	2.328	2.700	2.432	2.734	2.760	2.760	2.685
2.05	0.001	0.007	0.014	0.027	0.054	0.080	0.105	2.299	2.269	2.676	2.408	2.710	2.736	2.736	2.661
2.10	0.001	0.006	0.011	0.023	0.045	0.067	0.088	2.240	2.210	2.652	2.384	2.686	2.712	2.712	2.637
2.15	0.001	0.004	0.007	0.015	0.034	0.043	0.056	2.181	2.151	2.628	2.360	2.662	2.688	2.688	2.613
2.20	0.001	0.003	0.005	0.011	0.021	0.029	0.032	2.122	2.092	2.604	2.336	2.638	2.664	2.664	2.589
2.25	0.001	0.002	0.004	0.008	0.017	0.023	0.023	2.063	2.033	2.580	2.312	2.614	2.640	2.640	2.565
2.30	0.001	0.001	0.003	0.006	0.013	0.017	0.017	2.004	1.974	2.556	2.288	2.590	2.616	2.616	2.541
2.35	0.001	0.001	0.002	0.004	0.010	0.013	0.013	1.945	1.915	2.532	2.264	2.566	2.592	2.592	2.517
2.40	0.001	0.001	0.001	0.003	0.008	0.011	0.011	1.886	1.856	2.508	2.240	2.542	2.568	2.568	2.493
2.45	0.001	0.001	0.001	0.002	0.006	0.009	0.009	1.827	1.797	2.484	2.216	2.518	2.544	2.544	2.469
2.50	0.001	0.001	0.001	0.001	0.005	0.007	0.007	1.768	1.738	2.460	2.192	2.494	2.520	2.520	2.445
2.55	0.001	0.001	0.001	0.001	0.004	0.006	0.006	1.709	1.679	2.436	2.168	2.470	2.496	2.496	2.421
2.60	0.001	0.001	0.001	0.001	0.003	0.005	0.005	1.650	1.620	2.412	2.144	2.446	2.472	2.472	2.397
2.65	0.001	0.001	0.001	0.001	0.002	0.004	0.004	1.591	1.561	2.388	2.120	2.422	2.448	2.448	2.373
2.70	0.001	0.001	0.001	0.001	0.002	0.003	0.003	1.532	1.502	2.364	2.096	2.398	2.424	2.424	2.349
2.75	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.002	0.002	1.473	1.443	2.340	2.072	2.374	2.400	2.400	2.325
2.80	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	1.414	1.384	2.316	2.048	2.350	2.376	2.376	2.301
2.85	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	1.355	1.325	2.292	2.024	2.326	2.352	2.352	2.277
2.90	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	1.296	1.266	2.268	2.000	2.302	2.328	2.328	2.253
2.95	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	1.237	1.207	2.244	1.976	2.278	2.304	2.304	2.229
3.00	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	1.178	1.148	2.220	1.952	2.254	2.280	2.280	2.205

Figure 07 : $\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_C}\right)^0$

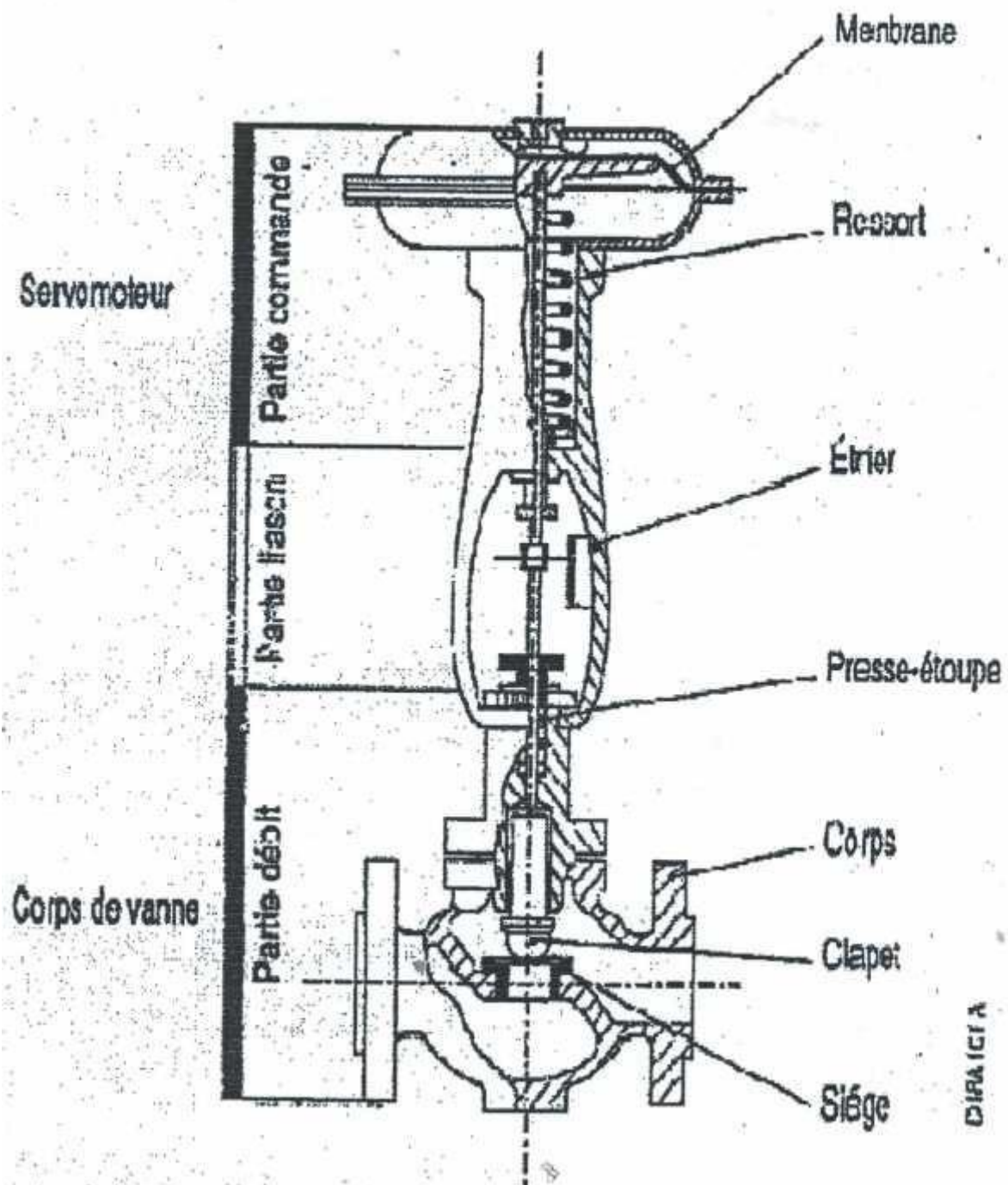


Schéma d'une vanne de détente

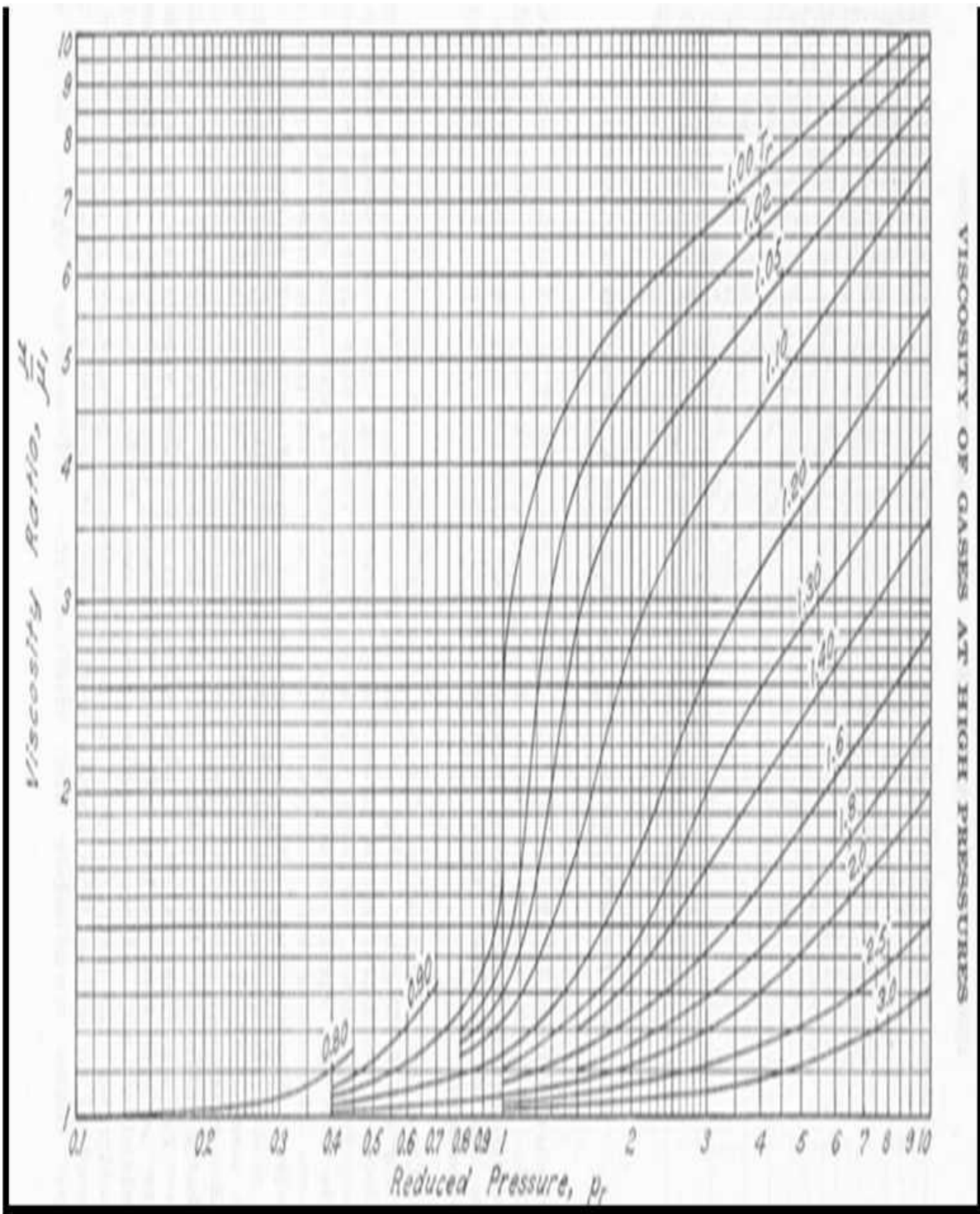


Figure 16
Viscosité du gaz a haut pression

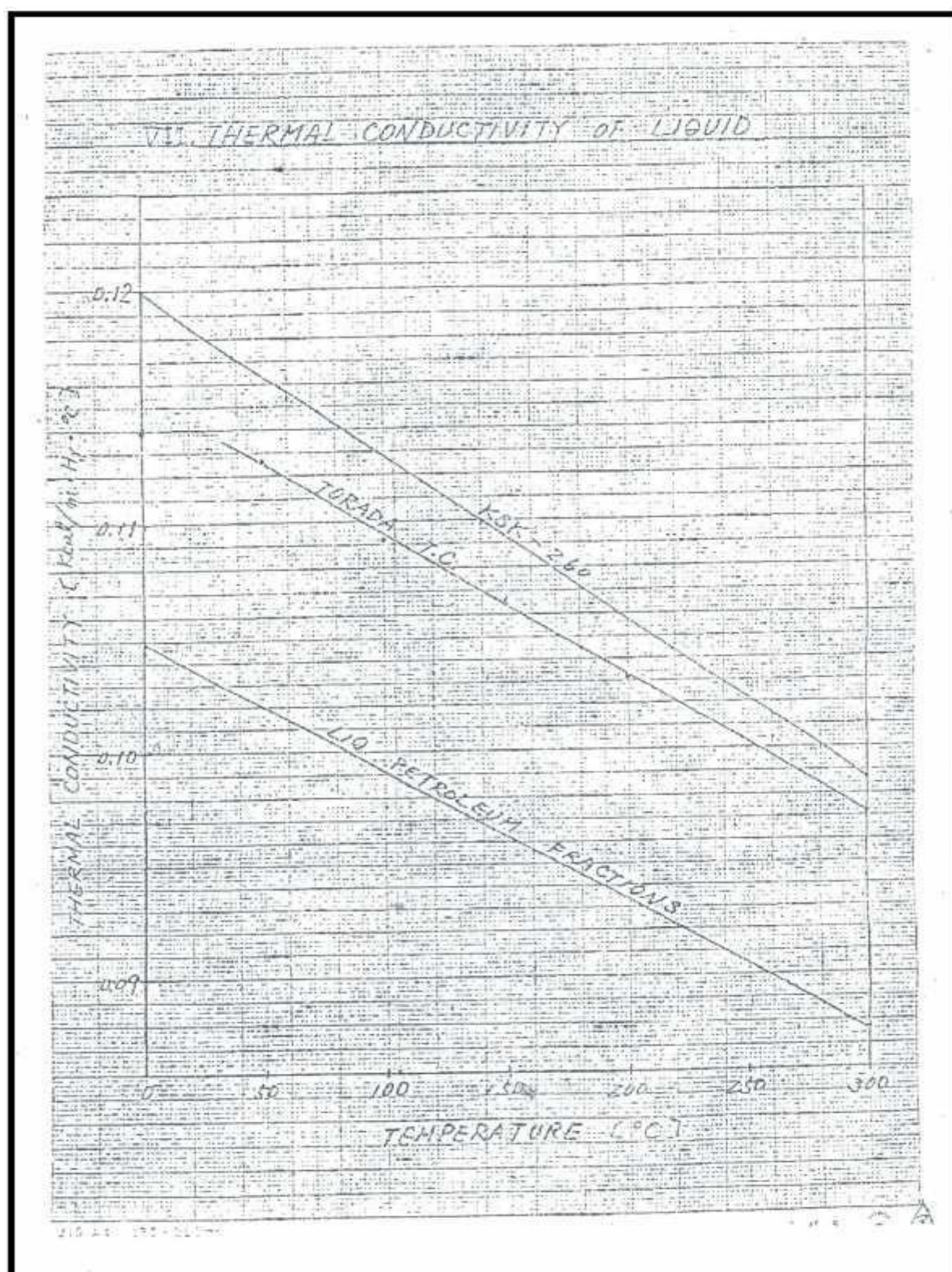


Figure 14

La conductivité thermique de
l'huile TORADA

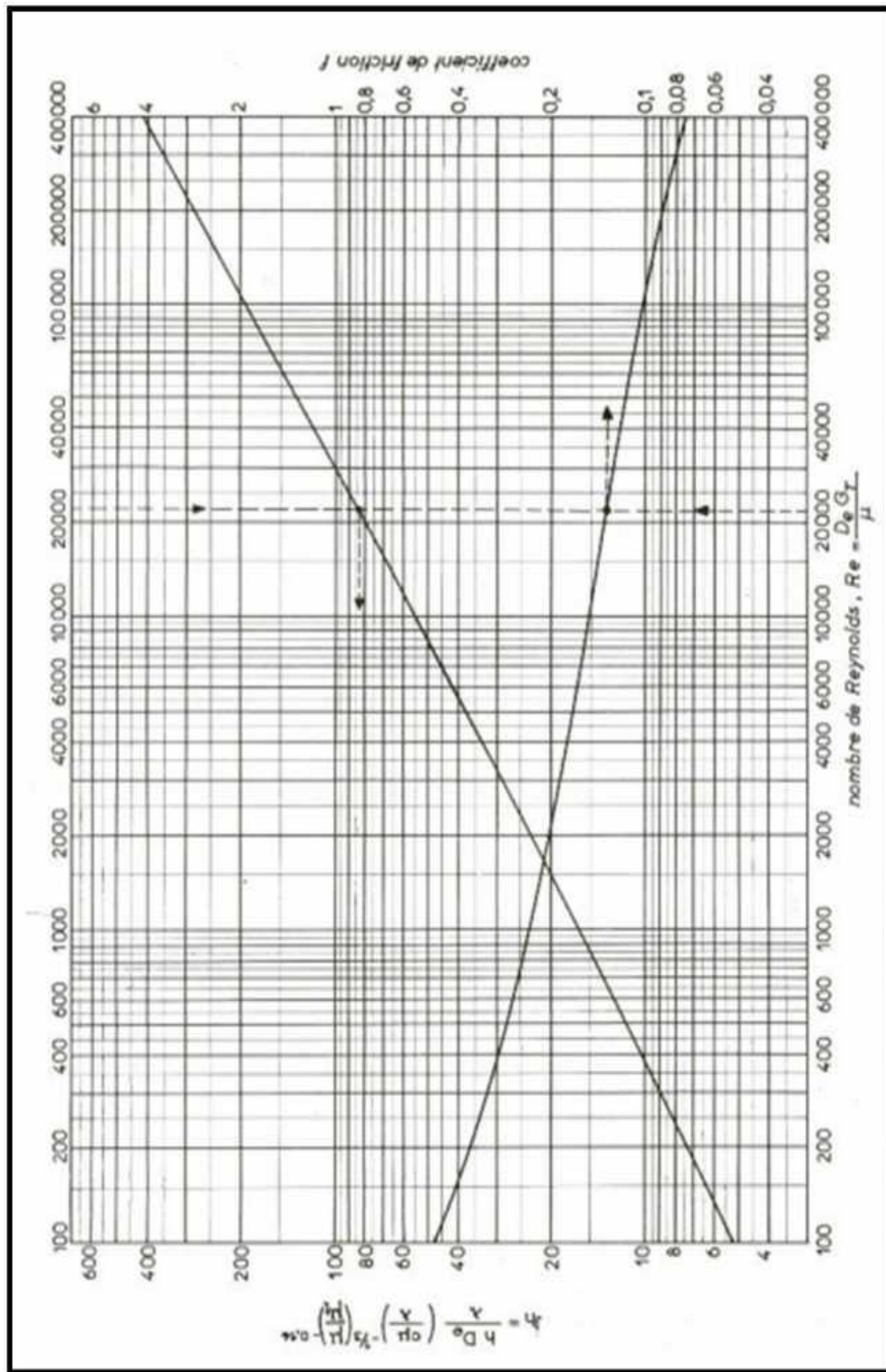


Figure 20

DIAMÈTRE NOMINAL (in)	DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (cm)	SCHEDULE (n°)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE AU m LÉNAIRE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/8	1,029	40	0,683	0,366	0,0323	0,0215	0,372
		80	0,546	0,234		0,0171	0,476
1/4	1,372	40	0,925	0,672	0,0431	0,0290	0,640
		80	0,767	0,462		0,0241	0,803
3/8	1,715	40	1,252	1,231	0,0539	0,0393	0,848
		80	1,074	0,906		0,0337	1,100
1/2	2,134	40	1,680	1,961	0,0670	0,0496	1,265
		80	1,387	1,511		0,0436	1,622
3/4	2,667	40	2,093	3,440	0,0838	0,0657	1,680
		80	1,887	2,797		0,0593	2,200
1	3,353	40	2,665	6,578	0,1053	0,0837	2,500
		80	2,431	4,641		0,0784	3,230
1 1/4	4,216	40	3,506	9,649	0,1324	0,1101	3,393
		80	3,246	8,275		0,1020	4,464
1 1/2	4,826	40	4,089	13,132	0,1516	0,1285	4,047
		80	3,810	11,400		0,1197	5,416
2	6,045	40	5,250	21,647	0,1899	0,1650	5,446
		80	4,925	19,050		0,1547	7,485
2 1/2	7,315	40	6,271	30,886	0,2298	0,1970	8,630
		80	5,900	27,340		0,1853	11,414
3	8,890	40	7,793	47,698	0,2793	0,2448	11,280
		80	7,367	42,626		0,2314	15,327
4	11,430	40	10,226	82,130	0,3591	0,3213	16,070
		80	9,718	74,173		0,3053	22,320
6	16,827	40	15,405	186,386	0,5286	0,4840	28,27
		80	14,633	168,173		0,4597	42,56
8	21,907	40	20,272	322,763	0,6882	0,6369	42,56
		80	19,367	294,588		0,6084	64,58
10	27,305	40	25,451	508,745	0,8578	0,7996	60,27
		60	24,765	481,690		0,7780	81,55
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

Tableau :
Dimensionnement des
tubes en aciers IPS

