



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



N° d'ordre : M...../GP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTERACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés
Spécialité : Génie chimique

Thème

**Action pour éliminer le problème de givre au niveau de
la vanne (PV-X111) de la section de séparation du
complexe GP1/Z**

Présenté par :

- BENYAHIA Amel el Kawthar
- BENOURRAD Hasnia

Soutenu le/ 06/ 2019 devant le jury composé de :

Présidente :	Dr.I. TOUMIM.C.B. U	MAB-Mostaganem
Examinatrice :	M ^{me} H. BELHOUARI	M.A.A. UMAB-Mostaganem
Encadreur :	Dr. F. BESSAHAM.C.A. U	MAB-Mostaganem

Année Universitaire : 2018 / 2019

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier Dieu, notre créateur Qui nous a éclairé le chemin du savoir et de la sagesse et qui nous a donné la force pour accomplir ce travail.

Nos parents qui nous ont encouragés et soutenus pendant tout notre parcours.

A tous nos professeurs et particulièrement à notre encadreur Dr BESSAHA Fatiha Maitre conférence A à l'université de Mostaganem, pour ses orientations, ses encouragements, ses conseils.

Nous adressons également nos vifs remerciements à Mme TOUMI Imene, Maître de Conférences B à l'Université de Mostaganem, d'avoir bien voulu présider le jury.

Nous sommes également très reconnaissants à Mme BELHOUARI Houria, Maître assistant A à l'Université de Mostaganem, d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Nous remercierons particulièrement Mr. AOUBDI Sid Ahmed (chef de département de la zone de production – GP1/Z), service technique, a tout personnelles de département de production qui nous ont tant aidé par leur conseils et encouragements dans l'élaboration de cette présent étude, qui nous ont aidé énormément et avec qui nous avons travaillé et qui ont pu le mieux répondu à toutes nos attentes et nos questions.

Nous tenons vivement à remercier Tous ceux, ou celles qui ont contribué de près ou de loin pour réaliser ce modeste travail qui est le fruit de plusieurs années de sacrifice.

Dédicace

Je dédie ce modeste mémoire :

A mes chers parents Mr Miloud et Mm setti qui m'ont toujours poussé et motivé dans mes études. Sans eux, je n'aurais certainement pas fait d'études longues. Ce mémoire représente donc l'aboutissement du soutien et des encouragements qu'ils m'ont prodigués tout au long de ma scolarité.

A mes chères sœurs : Fatiha, Fatima et Amina

A mon unique frère : Mohamed

A mon binôme Amel qui m'a accompagnée durant tout le déroulement de ce projet avec beaucoup de sagesse et de perfection.

A ma famille et à tous les personnes qui mon encouragé et se sont données la peine de me soutenir durent cette formation.

A tous mes amis, et surtout : Hanan, Wafaa et Yousef qui m'ont encouragé

A mes chers enseignants sans aucune exception, surtout l'enseignante BESSAHA Fatiha

Hasnia

Dédicace

Je dédie ce modeste mémoire :

A mes chers parents Mr abdelkader et Mm behdja qui m'ont toujours poussé et motivé dans mes études. Sans eux, je n'aurais certainement pas fait d'études longues. Ce mémoire représente donc l'aboutissement du soutien et des encouragements qu'ils m'ont prodigués tout au long de ma scolarité.

A mon unique frère : Mohammed

A mon binôme Hasnia qui m'a accompagnée durant tout le déroulement de ce projet avec beaucoup de sagesse et de perfection.

A ma famille et à tous les personnes qui mon encouragé et se sont données la peine de me soutenir durent cette formation.

A tous mes amis, et surtout : Fatima, Hanane qui m'a encouragée

A mes chers enseignants sans aucune exception, surtout l'enseignante BESSAHA Fatiha

Amel

Sommaire

INTRODUCTION GENERALE	1
<i>CHAPITRE I</i>	
I.1. INTRODUCTION.....	3
I.2. DESCRIPTION DU COMPLEXE.....	3
I.3. DESCRIPTION DE LA SECTION DE SEPARATION	5
I.4. GENERALITE SUR LES HYDRATES [4]	6
I.5. ÉCHANGEURS DE CHALEUR [5].....	9
I.6.1.5. Échangeur tubulaire.....	10
<i>CHAPITRE II</i>	
<i>PARTIE CALCULS</i>	12
II.1. IDENTIFICATION DU PROBLEME.....	13
II.2. DETERMINATION DE LA TEMPERATURE APRES LA VANNE.....	14
II.3. DETERMINATION DE LA TEMPERATURE EN AMONT DE LA VANNE	19
II.4. CALCUL DE DEBIT D’HUILE NECESSAIRE POUR CHAUFFER LE MELANGE GAZEUX	21
II.4.1. Détermination de la capacité calorifique du l’huile	22
II.5. DIMENSIONNEMENT D’UN ECHANGEUR A DOUBLE TUBE [5].....	22
II.5.1. détermination la quantité de chaleur échangée	23
II.5.2. détermination la différence de température logarithmique moyenne (DTLM).....	23
II.5.4 .Calcul du coefficient h_0 (coté section annulaire d’huile)	29
II.6. CALCUL DE COEFFICIENT D’ECHANGE GLOBAL (U).....	32
II.8. CALCUL DE LA LONGUEUR (L).....	33
II.9. CALCUL DE PERTES DE CHARGES [6]	33
II.9.1. Calcul de pertes de charges pour le coté tube interne du gaz.....	33
II.9.2. Calcul de pertes de charges pour coté section annulaire d’huile (Δp_h)	35
Conclusion générale	42
Bibliographie	43

INTRODUCTION GENERALE

L'Algérie est riche en gisement de pétrole plus particulièrement en sud (Sahara), elle produit 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 exportés doivent subir des traitements, ce qui exige l'installation de grands complexes de séparations. GP1Z est l'un de ces complexes, ou nous avons fait notre stage.

Notre étude porte sur la préoccupation rencontrée dans la marche normale de l'unité est celle de la section séparation où 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 connaître les notions générales de la structure et la formation des hydrates et donner des propositions afin de trouver des solutions économiques.

Le mémoire est divisé en deux chapitres :

Chapitre I : qui comporte des généralités sur la description de complexe GP1Z, on se base sur les détails de la section de séparation, les hydrates et le problème de givrage et on termine par les échangeurs des chaleurs en particulier échangeur à double tube.

Chapitre II, comporte la partie de calculs d'un échangeur de chaleur à double tube pour différentes températures du gaz de 8 à 16 °C, et la détermination des paramètres de l'échangeur tels que : surface spécifique, longueur de l'échangeur, et perte de charge ...etc.

Nous terminons notre travail en regroupons tous les résultats qui ont été suivis pendant notre étude.

CHAPITRE I :

GENERALITE

I.1. INTRODUCTION

Le gaz pétrolier liquéfié est dérivé du pétrole brut après extraction soit par distillation atmosphérique soit par procédé de fractionnement.

Le pétrole brut est un mélange d'un très grand nombre d'hydrocarbure et autre élément minéraux selon l'origine.

GPL est incolore et pratiquement inodore, pour des raisons de détections et de sécurité, on doit lui ajouter un odorant dans les limites appropriées, afin de le commercialisé.

I.2. DESCRIPTION DU COMPLEXE

I.2.1. Présentation du complexe GP1/Z [1]

- Objet

Le complexe GP1Z a pour but de produire le propane et le butane pour le marché national et international

- Situation géographique :

Le complexe Jumbo a une superficie de 120 hectares, il se trouve entre le centre thermique MARSA ELHADJADJ à l'ouest et les complexes GNL à l'est.

- Historique :

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

-En 10 octobre 1980 accès au chantier.

-Commencement En 31 décembre 1983.

-Changement du premier navire de propane a basse température en 20 février 1984.

-Agrandissement du complexe 24 février 1998.

I.2.2. Capacité [1]

Le complexe produit 7200000 tonne/an de GPL : propane, butane, commerciaux et le pentane.

I.2.3. Alimentation de l'usine [1]

L'usine reçoit son alimentation de GPL des sources suivantes : Hassi rmel, adrar, Hassi Massaoud, IN Amenas, Tinfouye Teban Kort, Rhourde Nouss, Gassi Touil.

I.2.4. Utilités [1]

- **Gaz naturel** : provient de RTO, pour l'utilisé comme combustible.
- **Air** : est divisé en :
 - ✓ **Air instrument** : pour l'ouverture des vannes et manipulation des vannes pneumatiques
 - ✓ **Air service** : pour l'entretien et nettoyage des équipements.
- **Gasoil** : cette huile est utilisée en cas de panne d'électricité ou autre.
- **Méthanol** : le méthanol est utilisé pour l'élimination de givre au niveau des vannes.
- **Eau** : Eau distillée, Eau de refroidissement et Eau potable.
- **Vapeur** : la vapeur est produite par la chaudière.
- **Les torches** : pour bruler les quantités surcharges de gaz.

I.2.5. Procédé de fabrication [2]

Le GPL est stocké dans 22 sphères de charge, ensuite ce GPL est aspiré par une pompe vers les 9 trains qui ont une capacité de 10 000 000 tonne /an chacun Chaque train est composé de sections suivantes :

➤ **Section déshydratation**

L'objectif de cette section c'est de réduire la teneur en eau de 100 ppm à 5 ppm, Cela aide à éviter la formation de givre dans les équipements.

➤ **Section séparation**

❖ **Passage par les préchauffeurs**

Le GPL sortant de la section de déshydratation, passe par trois préchauffeurs, afin qu'il rentre dans le fractionnateur à 71 C°.

❖ **Fractionnateur :**

Le GPL entre dans le fractionnateur, ou il subit une séparation, le propane et l'éthane montent en haut de la colonne et le butane descend vers le bas.

Le propane et le butane vont être rejetés vers le de-ethaniseur et le butane sort du bas de la colonne vers la section de réfrigération.

❖ **De-ethaniseur :**

De-ethaniseur sépare entre le l'éthane et le propane. L'éthane sort en tête de la colonne, et le butane sort en bas de la colonne vers la section de réfrigération.

❖ **Dé-pentaniseur :**

Le de-pentaniseur élimine le pentane de butane. Selon le teneur de pentane que contient le GPL.

➤ **Section de réfrigération :**

Cette section a pour but de refroidir le propane à -42 C° et le butane à -5 C° afin de les commercialisé a l'échelle international.

➤ **Section l'huile chaude :**

La section l'huile chaude aide à chauffer l'huile utilisée pour le préchauffeur et le rebouilleur, et le gaz naturel utilisé pour régénération de la section de déshydratation.

➤ **Section de stockage des produits :**

- a) Stockage à température ambiante : dans les sphères pour marcher national.
- b) Stockage à basse température : dans les bacs pour marcher international

➤ **Section BOG :**

- BOG : pour le control des bacs de stockage, en cas de l'augmentation de pression.

I.3. DESCRIPTION DE LA SECTION DE SEPARATION

Le GPL entre dans le train commençant par la section de déshydratation, ou il est déshydraté jusqu'à 5 ppm maximum, pour aller ensuite dans la section de séparation après le passage par trois préchauffeurs, puis la section de réfrigération.

I.3.1. Fractionnateur :

Le fractionnateur est une colonne de distillation a 55 plateaux à clapet [2] son but est de séparer le GPL en deux produits, le butane au fond de la colonne et propane en tête de la colonne.

Le produit en tête de la colonne est condensé par les aéro-réfrigérant et récupéré dans un ballon de reflux, une partie de ce produit est aspirée et refoulée par une pompe vers la colonne, pour garder la température en tête de fractionnateur, et l'autre partie est envoyée vers le de-ethaniseur.

I.3.2. Dé-ethaniseur [3]

Le de-ethaniseur est une colonne de distillation à 25 plateaux à clapet, [3] relié par un condenseur et un ballon de reflux en tête, et un rebouilleur en pied, son objectif est d'éliminer l'éthane contenu dans le propane commercial, l'éthane en tête de la colonne et le propane en bas de la colonne.

L'éthane en tête de la colonne est refroidi par le condenseur et récupéré dans le ballon de reflux la partie condensée est aspirée et refoulée dans la colonne par une pompe, et la partie non condensée est envoyée dans la section fuel gaz par la vanne (PV-X111).

Le propane sortant du bas de la colonne passe par un préchauffeur pour préchauffer le GPL, puis par les aéro-réfrigérants, avant d'entrer dans la section de réfrigération.

I.4. GENERALITE SUR LES HYDRATES [4]

Au commencement de l'exploitation du gaz naturel et de GPL, les problèmes de bouchage de canalisation par des cristaux ont été rencontrés, ces cristaux sont des hydrates apparaissant par le phénomène d'inclusion entre les molécules d'eau et les molécules de gaz, cette cristallisation se forme à une température bien au-dessus de celle de la formation de la glace.

I.4.1. Hydrate de gaz [4]

I.4. 1.1. Structure de base des hydrates

Là où il y a la présence d'eau et de gaz naturel, il y a forcément la formation des hydrates, ces derniers ont une structure cristalline non stœchiométrique, en formant des cages ou des cavités en emprisonnant les molécules de gaz, ces composés se forment à basse température et haute pression.

La cristallinité provient des liaisons d'hydrogène entre les molécules d'eau et les molécules de gaz sous les forces de VAN DER WAALS.

Structure I, structure II, structure H, ont été mises en évidence par diffraction des rayons X.

- **Structure I**

Le méthane (CH₄) réarrange les molécules hôtes (eau) pour former une cage et reste emprisonné à l'intérieur de la cage .

Cette structure comporte deux dodécaèdres pentagonaux (douze face pentagonales contenant 20 molécules d'eau) , et six tétrakaidécaèdres contenant 24 molécules d'eau (douze faces pentagonales et deux faces hexagonales).

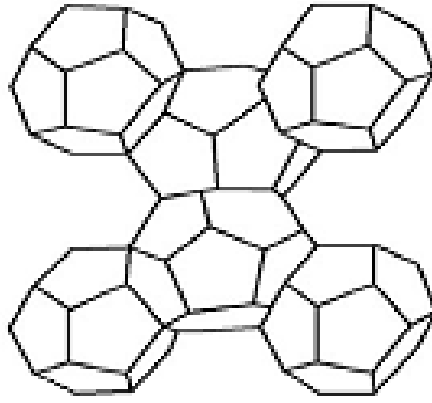


Figure I.1 : Structure d'un hydrate de type I

- **Structure II**

Emprisonne le gaz propane (C_3H_8) dans leurs cages, et Ne peut occuper que la plus grande des deux cages.

Cette structure à seize dodécaèdres pentagonaux et huit hexakaidécaèdre contenant 28 molécules d'eau, sont formé de douze faces pentagonales et quatre faces hexagonales chacun.

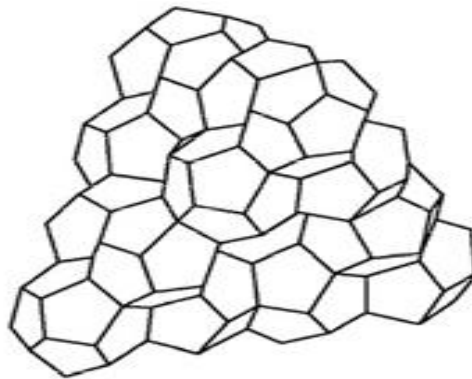


Figure I.2 : Structure d'un hydrate de type II.

- **Structure H**

La structure est composée de trois dodécaèdres pentagonaux, un icosaèdre (douze faces pentagonales et huit faces hexagonales) et deux dodécaèdres irréguliers (trois faces carrés, six faces pentagonales et trois faces hexagonales).

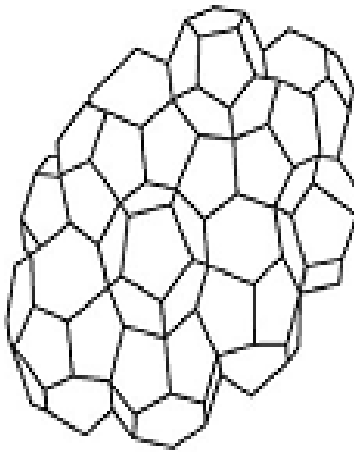


Figure I.3 : Structure d'un hydrate de type H.

-Différentes structures d'hydrates et le type de molécules encagées :

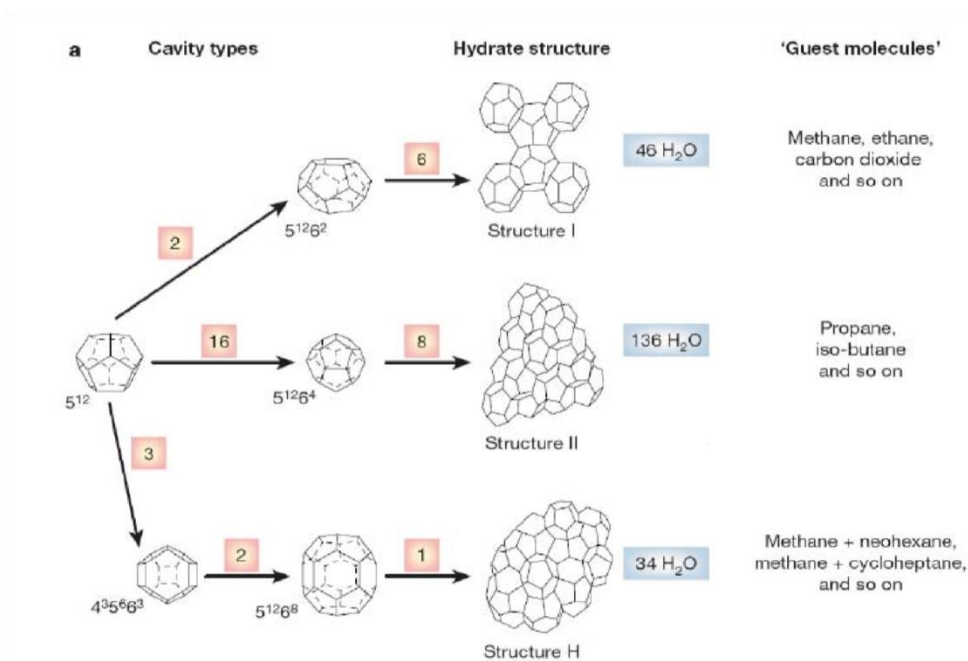


Figure I.4 : Structure des hydrates

I.4 1.2. Méthode de prédiction de formation des hydrates

Cette méthode se fait par la projection de la pression 4 Kg/Cm².eff qui égalent à 400 Kpas sur le diagramme de pression en fonction de température des différents composants.

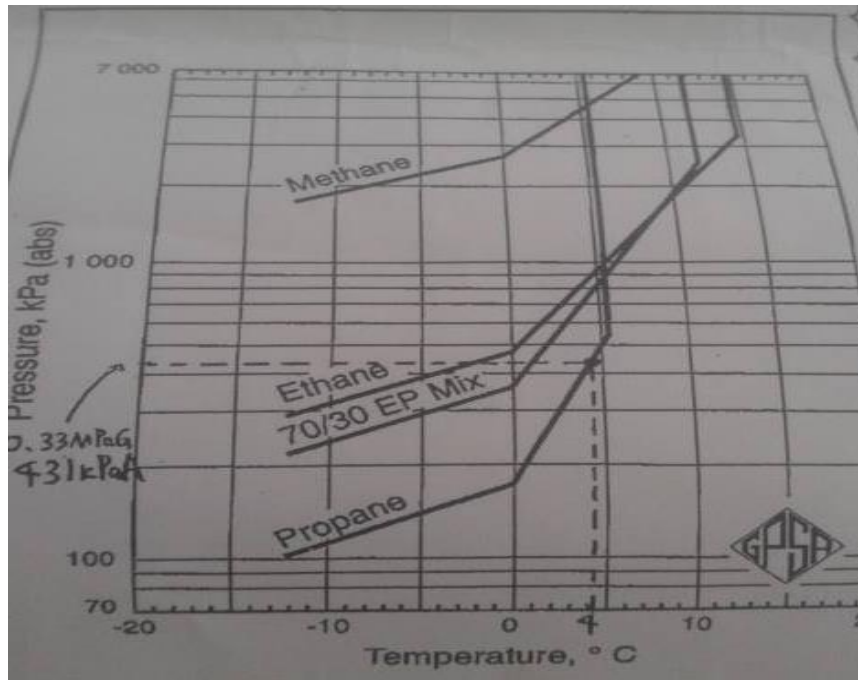


Figure I.5 : Pression de différents composants en fonction de la température.

Sachant que les hydrates se forment avec le propane, on Project pression 431 kPas sur le diagramme de propane, puis sur l'axe de température, on trouve la température de formation de givre est de 4 C°.

I.4 1.3. Comment éviter le problème des hydrates

Après la formation des hydrates, il y a deux méthodes pour les éliminer :

✓ Réchauffement :

L'augmentation de la température est une bonne solution pour l'élimination des hydrates, mais cette solution n'est pas permanente.

✓ Inhibiteurs :

Les inhibiteurs utilisés sont : l'ammoniaque, le chlorure de sodium, le chlorure de calcium, le méthanol, l'éthylène glycol, le di éthylène glycol.

Le méthanol est le moins cher. Mais l'inconvénient difficilement récupérable.

I.5. ÉCHANGEURS DE CHALEUR [5]

Comme leurs noms indique, les échangeurs thermiques sont des dispositifs destinés à favoriser l'échangeur thermique entre deux fluide sans que les fluides ne se mélangent.

Leurs principes se basent à la circulation de deux fluides par des conduites pour qu'il y ait un contact thermique entre eux à travers une paroi généralement métallique, le plus souvent l'échange se fait entre un fluide chaud qui donne de la chaleur au fluide froid.

I.5.1. Types d'échangeurs de chaleurs

I.5.1.1. Echangeur spiral

L'**échangeur de chaleur Spiral** est constitué de 2 canaux concentriques sur lesquels sont soudés des entretoises de la hauteur du canal souhaitée en tenant compte des débits, de la taille des particules pour les fluides chargés et des pertes de charge. Ces entretoises favorisent un écoulement turbulent dans chaque canal.

I.6.1.2. Echangeur a plaque

Les échangeurs a plaque sont des échangeurs très utilisés dans l'industrie, composés de plusieurs plaques parallèles, ou circulent des fluides, ce type d'échangeur facilite l'écoulement des fluides et augmente le coefficient d'échange en favorisant un écoulement turbulent.

I.5.1.3. Echangeur a ailette

Les échangeurs de chaleur à ailettes sont surtout utilisés pour refroidir et échauffer des liquides au moyen de gaz ou inversement.

La construction en ailettes permet de ranger une grande surface extérieure active dans un volume minime.

I.5.1.4. Echangeur à serpent

La construction en ailettes permet de ranger une grande surface extérieure active dans un volume minime.

I.6.1.5. Échangeur tubulaire

Un échangeur tubulaire simple est constitué de deux tubes cylindriques coaxiaux. Un fluide (Généralement le chaud) circule dans le tube intérieur, l'autre dans l'espace compris entre les deux tubes.

Le transfert de chaleur du fluide chaud au fluide froid s'effectue à travers la paroi qui constitue le tube intérieur. Ils sont constitués de tubes dont la paroi forme la surface d'échange.

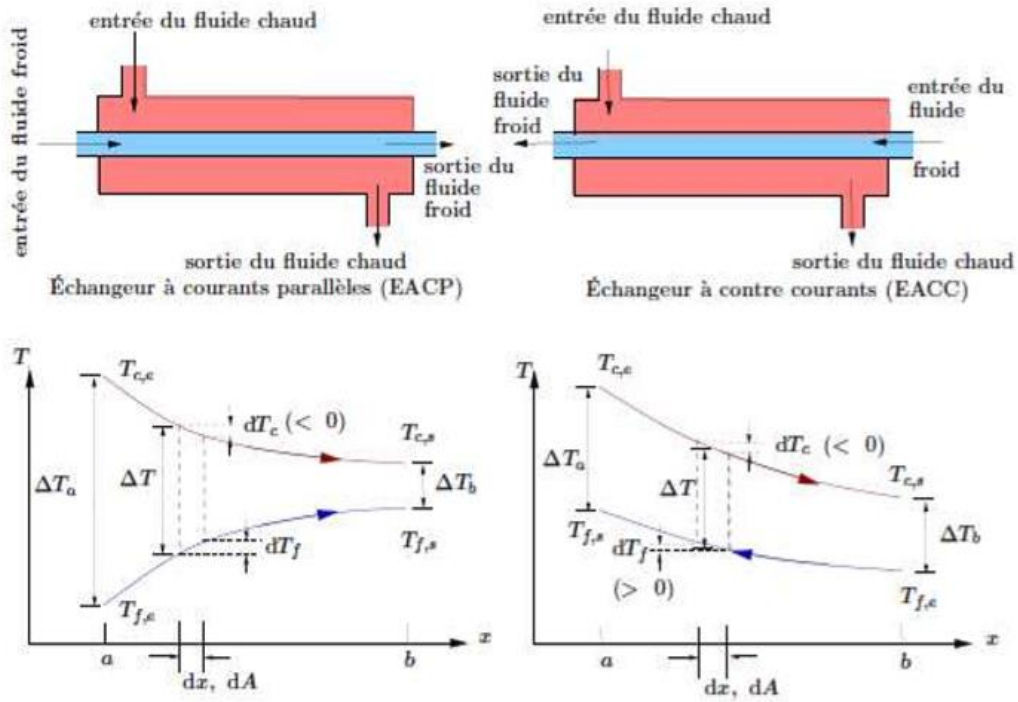


Figure II.6 : Schéma d'un échangeur bitube

Il y a trois types d'échangeur :

- Co courant : les deux fluides circulent dans le même sens.
- Contre-courant : l'un des deux fluides circule au sens contraire de l'autre fluide.
- Courant croisé : Les deux fluides s'écoulent perpendiculairement l'un à l'autre.

CHAPITRE II :
PARTIE CALCULS

II.1. IDENTIFICATION DU PROBLEME

Dans les sections de séparation des différents trains, le problème trouvé c'est le bouchage de la vanne (PV-X111) qui éjecte le gaz sortant de tête de dé éthaniseur vers le réseau de gaz combustible. Ce problème influe sur l'instabilité de la section et plus tard sur toute l'unité

II.1.1. Présentation du problème

Le gaz (C2 et les traces de C1 et C3) sortant du haut de dé éthaniseur a une pression de 22 $\text{kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1}$ et une température de 62 °C, entre dans le condenseur et le ballon de reflux, la partie envoyée vers le réseau de gaz combustible sort du ballon à une pression de 21,5 $\text{kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1}$ et une température de 5 °C.

Ce gaz doit être détendu jusqu'à 4 $\text{kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1}$ pour aller au réseau gaz fuel.

La détente est munie par la vanne (PV-X111), mais il a été remarqué qu'il avait un bouchage au niveau de la vanne, ceci entraîne un dysfonctionnement de dé éthaniseur et de ballon de reflux.

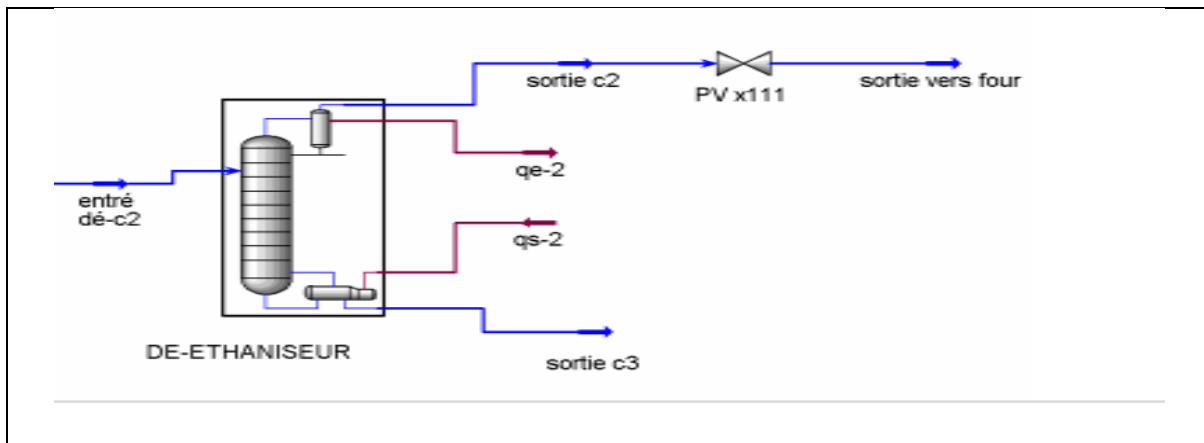


Figure 1 : Schéma circuit de gaz à travers la vanne

II.1.2. Historique du problème

Le problème de bouchage est apparu au début de fonctionnement de l'unité.

Au début, la solution a été d'injecter le méthanol après avoir isolé la ligne, mais l'inconvénient c'était d'envoyer le gaz emprisonné au lieu de le récupérer.

Une autre solution qui a été préférée c'est de placer un flexible de vapeur d'eau surchauffée sur le corps de la vanne. Mais cette méthode représente aussi des inconvénients qui sont :

Consommation très élevée de la vapeur d'eau, sans la récupérer et corrosion de l'équipement.

II.1.3. Conséquences de bouchage de la vanne

La vanne (PV-X111) est une vanne JOULE THOMSON, en amont de cette vanne le gaz est à une pression de 21,5 $\text{kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1}$ et une température de 5 °C, en aval de cette vanne le gaz est à une pression de 4 $\text{kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1}$

En cas de bouchage de cette vanne, le niveau de ballon sera déstabilisé et la pression de dé-éthaniser ne va pas cesser d'augmenter qui entrainera l'arrêt de de-éthaniseur. Ce dysfonctionnement influera sur toute l'unité.

II.2. DETERMINATION DE LA TEMPERATURE APRES LA VANNE

Cette température on doit la calculer théoriquement, à cause de l'absence de capteur de température à la sortie de la vanne.

Sachant que la détente est isenthalpique au niveau de la vanne, et les valeurs de pression et de température son connues, l'enthalpie H est déterminée par la relation suivantes [6]

$$(H^{\circ}-H) m= R. T_{cm}. [(H^{\circ}-H/RTc)^{\circ} + W_m (H^{\circ}-H/RTc)^1] \quad (II.1)$$

Cette équation aide a utilisé un mélange gazeux pour calculer la variation de l'enthalpie.

À température et pression précises, l'enthalpie est calculée par équation suivante :

$$H_m = H^{\circ}m - (H^{\circ}-H) m \quad (II.2)$$

$[H^{\circ}-H/RTc]^{\circ}$: l'effet de la pression sur l'enthalpie d'un fluide simple

$[H^{\circ}-H/RTc]^1$: la corrélation pour la variation de l'enthalpie du fluide réel par rapport au fluide simple dû à l'effet de la pression

$H^{\circ}m$: l'enthalpie du mélange.

T_{cm} : température pseudo-critique du mélange.

P_{cm} : pression pseudo-critique du mélange.

W_m : le facteur acentrique de PRITZER.

M_m : la masse molaire du mélange ;

R : la constante des gaz parfait.

P_r : pression de rosé du mélange gazeux.

T_r : température de rosé du mélange gazeux.

Données de base :

Avant la vanne :

$$T_1 = 5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 41 \text{ }^{\circ}\text{F} = 278,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_1 = 21,5 \text{ kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1} = 320,46 \text{ Psia}$$

Après la vanne :

$$T_2 = ?$$

$$P_2 = 4 \text{ kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1} = 71,1 \text{ Psia.}$$

D'après le tableau on détermine les propriétés critiques

Tableau II.1 : Tableau des constantes physiques des hydrocarbures

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

Les paramètres des constituants sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau II.2 : Présentation des constantes physiques des hydrocarbures

Composés	Y_i	M_i	T_{Ci}	P_{Ci}	W_i
CH ₄	0,27234	16,043	191	666	0,0104
C ₂ H ₆	0,55428	30,070	305	707	0,0979
C ₃ H ₈	0,17338	44,097	370	617	0,1522

$$P_r = P_1/P_{cm} = \frac{320,46}{680,22} \rightarrow P_r = 0,47$$

$$T_r = T_1/T_{cm} = \frac{278,15}{285,24} \rightarrow T_r = 0,98$$

$$W_m = 0,0834$$

L'enthalpie est déterminée à partir des tableaux **Tableau II.3** et **II.4** :

Tableau II.3 : Détermination de $[H^{\circ}-H/RTc]$ 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	11,098	11,096	11,095	11,091	11,083	11,076	11,069	11,062	11,055	11,044	11,027	10,992	10,935	10,872	10,781
0,35	10,656	10,655	10,654	10,653	10,650	10,646	10,643	10,640	10,637	10,632	10,624	10,609	10,581	10,554	10,529
0,40	10,121	10,121	10,121	10,120	10,121	10,121	10,121	10,121	10,121	10,121	10,122	10,123	10,128	10,135	10,150
0,45	9,515	9,515	9,516	9,517	9,519	9,521	9,523	9,525	9,527	9,531	9,537	9,549	9,576	9,611	9,663
0,50	8,868	8,869	8,870	8,872	8,876	8,880	8,884	8,888	8,892	8,899	8,909	8,932	8,978	9,030	9,111
0,55	0,080	0,211	0,212	0,215	0,221	0,226	0,232	0,238	0,243	0,252	0,267	0,298	0,360	0,425	0,531
0,60	0,059	0,247	0,248	0,253	0,261	0,268	0,275	0,282	0,289	0,300	0,317	0,349	0,425	0,500	0,629
0,65	0,045	0,267	0,268	0,274	0,283	0,292	0,301	0,309	0,317	0,330	0,348	0,382	0,469	0,554	0,700
0,70	0,034	0,285	0,286	0,293	0,303	0,313	0,323	0,332	0,341	0,356	0,375	0,411	0,509	0,604	0,770
0,75	0,027	0,302	0,303	0,311	0,322	0,333	0,344	0,354	0,364	0,381	0,401	0,439	0,548	0,652	0,840
0,80	0,021	0,319	0,320	0,329	0,341	0,353	0,365	0,375	0,385	0,404	0,426	0,475	0,594	0,707	0,920
0,85	0,017	0,336	0,337	0,347	0,360	0,373	0,386	0,396	0,406	0,427	0,451	0,502	0,631	0,753	1,000
0,90	0,014	0,353	0,354	0,365	0,379	0,393	0,407	0,417	0,427	0,449	0,475	0,528	0,667	0,798	1,080
0,93	0,012	0,369	0,370	0,382	0,397	0,412	0,427	0,437	0,447	0,471	0,498	0,553	0,701	0,832	1,150
0,95	0,011	0,385	0,386	0,399	0,415	0,431	0,446	0,456	0,466	0,491	0,519	0,576	0,733	0,864	1,220
0,97	0,010	0,401	0,402	0,416	0,433	0,450	0,466	0,476	0,486	0,512	0,541	0,600	0,767	0,898	1,300
0,98	0,010	0,417	0,418	0,433	0,451	0,468	0,484	0,494	0,504	0,531	0,560	0,620	0,797	0,928	1,400
0,99	0,009	0,433	0,434	0,450	0,468	0,486	0,502	0,512	0,522	0,550	0,580	0,641	0,827	0,958	1,500
1,00	0,009	0,449	0,450	0,467	0,486	0,504	0,520	0,530	0,540	0,568	0,598	0,660	0,855	0,986	1,600
1,01	0,009	0,465	0,466	0,484	0,503	0,521	0,537	0,547	0,557	0,586	0,616	0,679	0,883	1,014	1,700
1,02	0,008	0,481	0,482	0,500	0,519	0,537	0,553	0,563	0,573	0,603	0,633	0,697	0,911	1,042	1,800
1,05	0,007	0,514	0,515	0,533	0,553	0,571	0,587	0,597	0,607	0,637	0,667	0,731	0,945	1,076	1,900
1,10	0,006	0,557	0,558	0,576	0,596	0,614	0,630	0,640	0,650	0,680	0,710	0,774	0,988	1,119	2,000
1,15	0,005	0,610	0,611	0,629	0,649	0,667	0,683	0,693	0,703	0,733	0,763	0,827	1,041	1,172	2,100
1,20	0,004	0,673	0,674	0,692	0,712	0,730	0,746	0,756	0,766	0,796	0,826	0,890	1,104	1,235	2,200
1,30	0,003	0,756	0,757	0,775	0,795	0,813	0,829	0,839	0,849	0,879	0,909	0,973	1,187	1,318	2,300
1,40	0,002	0,869	0,870	0,888	0,908	0,926	0,942	0,952	0,962	0,992	1,022	1,086	1,300	1,431	2,400
1,50	0,001	1,012	1,013	1,031	1,051	1,069	1,085	1,095	1,105	1,135	1,165	1,229	1,443	1,574	2,500
1,60	0,000	1,187	1,188	1,206	1,226	1,244	1,260	1,270	1,280	1,310	1,340	1,404	1,618	1,749	2,600
1,70	0,000	1,392	1,393	1,411	1,431	1,449	1,465	1,475	1,485	1,515	1,545	1,609	1,823	1,954	2,700
1,80	-0,000	1,637	1,638	1,656	1,676	1,694	1,710	1,720	1,730	1,760	1,790	1,854	2,068	2,199	2,800
1,90	-0,001	1,922	1,923	1,941	1,961	1,979	1,995	2,005	2,015	2,045	2,075	2,139	2,353	2,484	2,900
2,00	-0,001	2,247	2,248	2,266	2,286	2,304	2,320	2,330	2,340	2,370	2,400	2,464	2,678	2,809	3,000
2,20	-0,001	2,712	2,713	2,731	2,751	2,769	2,785	2,795	2,805	2,835	2,865	2,929	3,143	3,274	3,200
2,40	-0,001	3,227	3,228	3,246	3,266	3,284	3,300	3,310	3,320	3,350	3,380	3,444	3,658	3,789	3,400
2,60	-0,001	3,802	3,803	3,821	3,841	3,859	3,875	3,885	3,895	3,925	3,955	4,019	4,233	4,364	3,600
2,80	-0,001	4,447	4,448	4,466	4,486	4,504	4,520	4,530	4,540	4,570	4,600	4,664	4,878	5,009	3,800
3,00	-0,001	5,172	5,173	5,191	5,211	5,229	5,245	5,255	5,265	5,295	5,325	5,389	5,603	5,734	4,000
3,50	-0,002	6,517	6,518	6,536	6,556	6,574	6,590	6,600	6,610	6,640	6,670	6,734	6,948	7,079	4,200
4,00	-0,002	8,262	8,263	8,281	8,301	8,319	8,335	8,345	8,355	8,385	8,415	8,479	8,693	8,824	4,400

Tableau II.4 : Détermination de $[H^{\circ}-H/RTc]^{\circ}$

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	5,162	5,159	5,153	5,141	5,129	5,116	5,104	5,091	5,073	5,041	4,976	4,842	4,704	4,492
0,65	0,023	0,118	5,008	5,002	4,991	4,980	4,968	4,956	4,945	4,927	4,896	4,833	4,702	4,565	4,353
0,70	0,020	0,101	0,213	4,848	4,838	4,828	4,818	4,808	4,797	4,781	4,752	4,689	4,566	4,432	4,221
0,75	0,017	0,088	0,183	4,687	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	4,312	4,302	4,269	4,173	4,056	3,857
0,90	0,012	0,062	0,126	0,264	0,596	4,074	4,094	4,108	4,118	4,127	4,132	4,119	4,043	3,935	3,744
0,93	0,011	0,058	0,118	0,246	0,545	0,960	3,920	3,953	3,976	4,000	4,020	4,024	3,963	3,863	3,678
0,95	0,011	0,056	0,113	0,235	0,516	0,885	3,763	3,825	3,865	3,904	3,940	3,958	3,910	3,815	3,634
0,97	0,011	0,054	0,109	0,225	0,490	0,824	1,356	3,658	3,732	3,796	3,853	3,890	3,856	3,767	3,591
0,98	0,010	0,053	0,107	0,221	0,478	0,797	1,273	3,544	3,652	3,736	3,806	3,854	3,829	3,743	3,569
0,99	0,010	0,052	0,105	0,216	0,466	0,773	1,206	3,376	3,558	3,670	3,758	3,818	3,801	3,719	3,548
1,00	0,010	0,051	0,103	0,212	0,455	0,750	1,151	2,584	3,441	3,598	3,704	3,782	3,774	3,695	3,525
1,01	0,010	0,050	0,101	0,208	0,445	0,728	1,102	1,796	3,283	3,516	3,652	3,744	3,746	3,671	3,506
1,02	0,010	0,049	0,099	0,203	0,434	0,708	1,060	1,627	3,039	3,422	3,595	3,705	3,718	3,647	3,484
1,05	0,009	0,046	0,094	0,192	0,407	0,654	0,955	1,359	2,034	3,030	3,398	3,583	3,632	3,575	3,420
1,10	0,008	0,042	0,086	0,175	0,367	0,581	0,827	1,120	1,487	2,203	2,965	3,353	3,484	3,453	3,315
1,15	0,008	0,039	0,079	0,160	0,334	0,523	0,732	0,968	1,239	1,719	2,479	3,091	3,329	3,329	3,211
1,20	0,007	0,036	0,073	0,148	0,305	0,474	0,657	0,857	1,076	1,443	2,079	2,807	3,166	3,202	3,107
1,30	0,006	0,031	0,063	0,127	0,259	0,359	0,545	0,698	0,860	1,116	1,560	2,274	2,825	2,942	2,858
1,40	0,005	0,027	0,055	0,110	0,224	0,341	0,463	0,588	0,716	0,915	1,253	1,857	2,486	2,679	2,602
1,50	0,005	0,024	0,048	0,097	0,196	0,297	0,400	0,505	0,611	0,774	1,046	1,549	2,175	2,421	2,402
1,60	0,004	0,021	0,043	0,086	0,173	0,261	0,350	0,440	0,531	0,667	0,894	1,318	1,904	2,177	2,227
1,70	0,004	0,019	0,038	0,076	0,153	0,231	0,309	0,387	0,466	0,583	0,777	1,139	1,672	1,953	2,017
1,80	0,003	0,017	0,034	0,068	0,137	0,206	0,275	0,344	0,413	0,515	0,683	0,996	1,476	1,751	1,817
1,90	0,003	0,015	0,031	0,062	0,123	0,185	0,246	0,307	0,368	0,458	0,606	0,880	1,309	1,571	1,637
2,00	0,003	0,014	0,028	0,056	0,111	0,167	0,222	0,276	0,330	0,411	0,541	0,782	1,167	1,431	1,497
2,20	0,002	0,012	0,023	0,046	0,092	0,137	0,182	0,226	0,269	0,334	0,437	0,629	0,937	1,143	1,210
2,40	0,002	0,010	0,019	0,039	0,076	0,114	0,150	0,187	0,222	0,275	0,359	0,513	0,761	0,924	1,000
2,60	0,002	0,008	0,016	0,032	0,064	0,095	0,125	0,155	0,185	0,228	0,297	0,422	0,621	0,756	0,832
2,80	0,001	0,007	0,014	0,027	0,054	0,080	0,105	0,130	0,154	0,190	0,246	0,348	0,508	0,614	0,680
3,00	0,001	0,006	0,011	0,023	0,045	0,067	0,088	0,109	0,129	0,159	0,205	0,288	0,415	0,495	0,550
3,50	0,001	0,004	0,007	0,015	0,029	0,043	0,056	0,069	0,081	0,099	0,127	0,174	0,239	0,270	0,300
4,00	0,000	0,002	0,005	0,009	0,017	0,026	0,033	0,041	0,048	0,058	0,072	0,095	0,115	0,110	0,110

Enthalpie des composants purs d'un gaz parfait calorifique est déterminée à partir de la Figure 2.

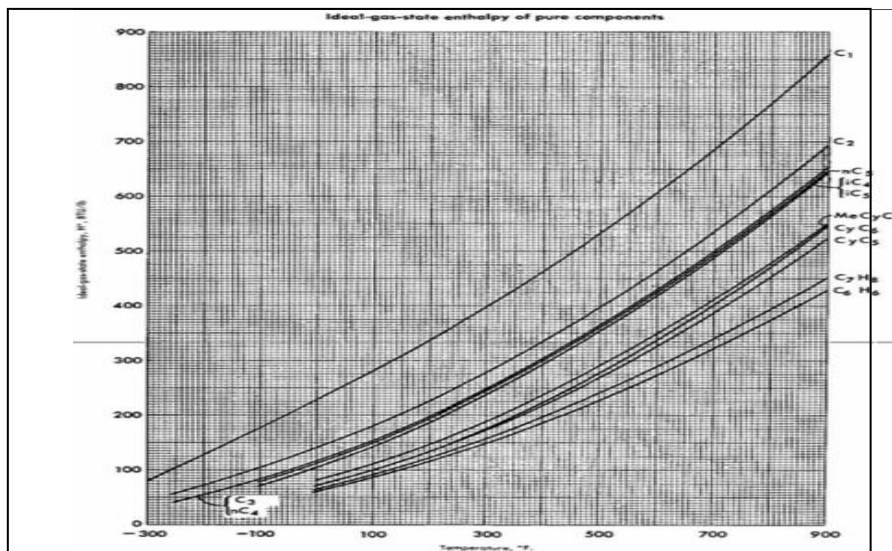


Figure 2 : Enthalpie des composants purs d'un gaz parfait calorifique

Les paramètres des constituants sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau II.5 : Calcul de l'enthalpie à l'entrée de la vanne

P _r	T _r	H°(kJ/kg)				[H°- H/RT _c] ^o	[H°- H/RT _c] ¹	(H°-H) _m	H _m (kJ/kg)
		CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	H° _m (kJ/kg)				
0,47	0,98					0,589	0,568	54,541	355,376
		579,2	360,5	302,38	409,92				

Après calculs, l'enthalpie à l'entrée de la vanne est : 355,376 kJ/kg.

Après la vanne :

$$P = 4 \text{ kg.cm}^{-2}.\text{eff}^{-1}$$

$$P_r = \frac{71,1}{680,22} = 0,1$$

Tableau II.6 : Détermination de la température après la détente :

T (°C)	T _r	H° (kJ/kg)	(H°-H/RT _c) ^o	(H°-H/RT _c) ¹	(H°-H) _m (kJ/kg)	H _m (kJ/kg)
-5	0,94	400,265	0,115	0,120	10,358	389,907
-10	0,92	386,468	0,120	0,132	10,855	375,613
-15	0,90	374,586	0,126	0,144	11,435	363,151
-20	0,88	366,167	0,132	0,159	12,036	354,131
-25	0,86	355,871	0,138	0,174	12,636	343,235

La température à la sortie de la vanne a la même enthalpie que celle de l'entrée, donc il faut tracer la courbe de l'enthalpie en fonction de la température $H_m = f(T)$.

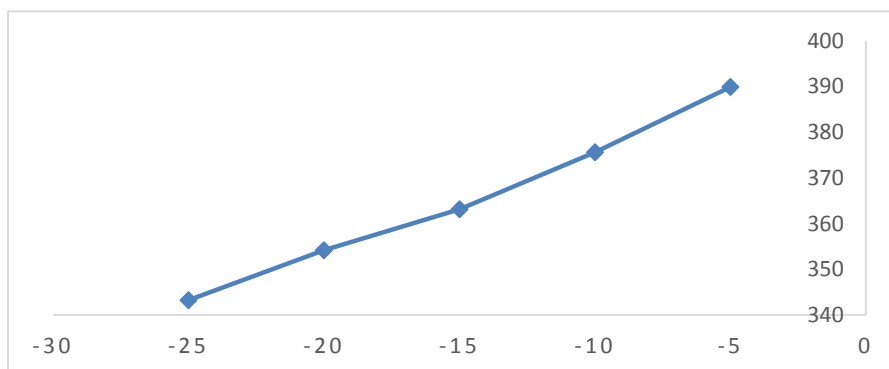


Figure 3 : Graphe variation de l'enthalpie en fonction de la température.

Au niveau de la vanne, la détente est isenthalpique donc : $H_1 = H_2 = 355.376 \text{ kJ/kg}$.

On Project cette enthalpie sur la courbe puis sur l'axe de température. On trouve la température à la sortie de la vanne est de -20 °C.

II.3. DETERMINATION DE LA TEMPERATURE EN AMONT DE LA VANNE

La température en aval de la vanne après détente est fixée à 16 °C, pour qu'il n'aura pas de formation de givre.

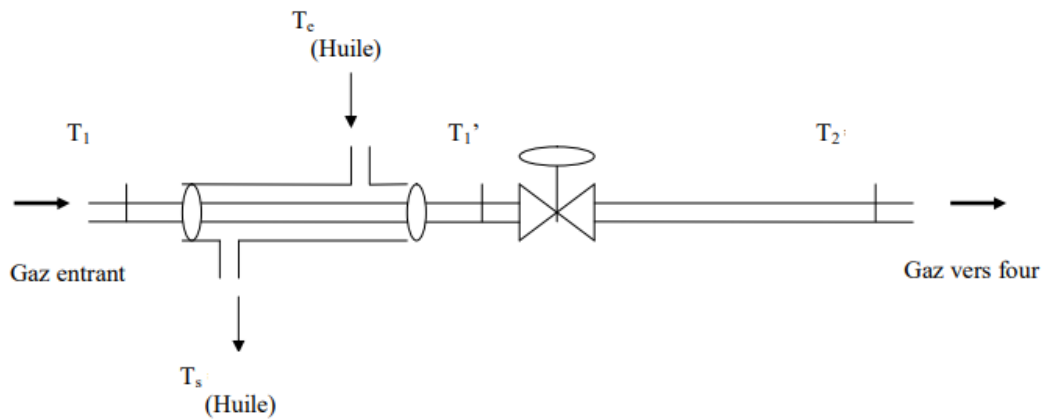


Figure 4: Schéma du circuit du gaz

On calcul la température en amont de la vanne T_1' comme suivant :

$$C_p (T_1' - T_1) = (H_1' - H_1) = (H_2 - H_1) \quad (\text{II-3})$$

La détente de la vanne est isenthalpique : $H_1' = H_2$

$$M_g \cdot C_p (T_1' - T_1) = M_g \cdot C_p (H_1' - H_2) \quad (\text{II-4})$$

On suppose une température T_1' et on calcul C_p , ensuite on fait l'égalité de l'équation (II-3) pour vérification jusqu'à atteindre une température T_1' voulue :

- ✓ La masse molaire du mélange gazeux : $M_m = 28,608 \text{ kg.kmole}^{-1}$
- ✓ Le débit du mélange gazeux : $M_g = 2457,829 \text{ Nm}^3.\text{hr}^{-1}$

$$M_g = \frac{2457,829 \cdot 28,608}{22.4} = 3139 \text{ kg.hr}^{-1}$$

- ✓ C_p et C_p' sont calculés par les équations suivantes :

$$C_p(T) = a + bT + dT^2 + cT^3 \quad (\text{II.5})$$

$$C_p(T) = \sum (Y_i \cdot C_{p_i}) \quad (\text{II.6})$$

Tableau II.7 : Constante relatives a, b, c et d de la capacité calorifique.

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
n-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-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
n-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
n-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

Les constantes relatives des constituants de méthane, éthane et propane sont déterminées d'après le tableau II.7 et sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau II.8 : Présentation des constante relatives a, b, c et d de la capacité calorifique

Composés	A	b.10 ⁺²	c.10 ⁺⁵	d.10 ⁺⁹
CH4	4,753	1,20	0,302	-2,631
C2H6	1,649	4,12	-1,531	1,747
C3H8	-0,965	7,2	-3,757	7,586

Y_i : fraction molaire des constituants.

T : température moyenne des constituants.

T₁ = 5 °C ; H₁ = 355,376 kJ/kg.

T₂ = 16 °C ; H₂ = ?

Tableau II.9 : Détermination de l'enthalpie de H₂

P _r	T _r	H°(kJ.kg ⁻¹)				[H° - H/RTc] ^o	[H° - H/RTc] ¹	(H°-H) m	H _m (kJ/kg)
		CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	H° _m (kJ.kg ⁻¹)				
0,1	1,01	603,597	383,790	327,966	433,48	0,101	0,089	8,985	424.495

H₂ sont déterminées à partir de graphe

On aura donc :

$$H_2 - H_1 = 424,495 - 355,376$$

$$H_2 - H_1 = 69,119 \text{ kJ.kg}^{-1}$$

$$= 16,519 \text{ kcal.kg}^{-1}$$

L'équation devient :

$$C_p (T'_1 - 278,15) = 16,519 \text{ kcal.kg}^{-1}$$

Itération 1 :

Soit : $T' = 40 \text{ °C} = 313,15 \text{ °K}$

C_p' est déterminé d'après l'équation (II-6)

$$C_p' = 12,835 \text{ kJ.kmol}^{-1}.\text{K}^{-1}$$

$$C_p (T'_1 - 278,15) = 16,519 \text{ kcal.kg}^{-1}$$

Itération 2 :

Soit : $T'_1 = 43 \text{ °C} = 316,15 \text{ °K}$

C_p' est déterminé d'après l'équation (II-6)

$$C_p' = 13,681 \text{ kJ.kmole}^{-1}.\text{K}^{-1}$$

$$C_p (T'_1 - 278,15) = 16,519 \text{ kcal.kg}^{-1}$$

Par interpolation entre température 40 et 43 °C on trouve T'_1 égale 41,23 °C

Tableau II.10 : Détermination de la chaleur spécifique à température 41,23 °C

Composés	Y _i	C _{pi}	Y _i .C _{pi}
CH ₄	0,27234	8,742	2,380
C ₂ H ₆	0,55428	13,142	7,284
C ₃ H ₈	0,17338	18,192	3,066
Σ	1,00	/	12,730

$$C_p = 12,730 \text{ kJ.kmol}^{-1}.\text{K}^{-1} = 0,445 \text{ kcal.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$$

II.4. CALCUL DE DEBIT D'HUILE NECESSAIRE POUR CHAUFFER LE MELANGE GAZEUX

Le transfert de chaleur entre l'huile et gaz se traduit par :

$$M_g \cdot C_p(g) \cdot (T' - T_1) = M_h \cdot C_p(h) \cdot (T_e - T_s) \quad (\text{II.7})$$

M_g : le débit du mélange gazeux en kg.h^{-1}

M_h : le débit d'huile en kg.h^{-1}

$C_p(g)$: la capacité calorifique du mélange gazeux calculé à la température $T'=41.23 \text{ C}^\circ$ en $\text{kcal.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$

$C_p(h)$: la capacité calorifique d'huile en $\text{kcal.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$

II.4.1. Détermination de la capacité calorifique du l'huile

D'après la figure on a déterminé la capacité calorifique du l'huile

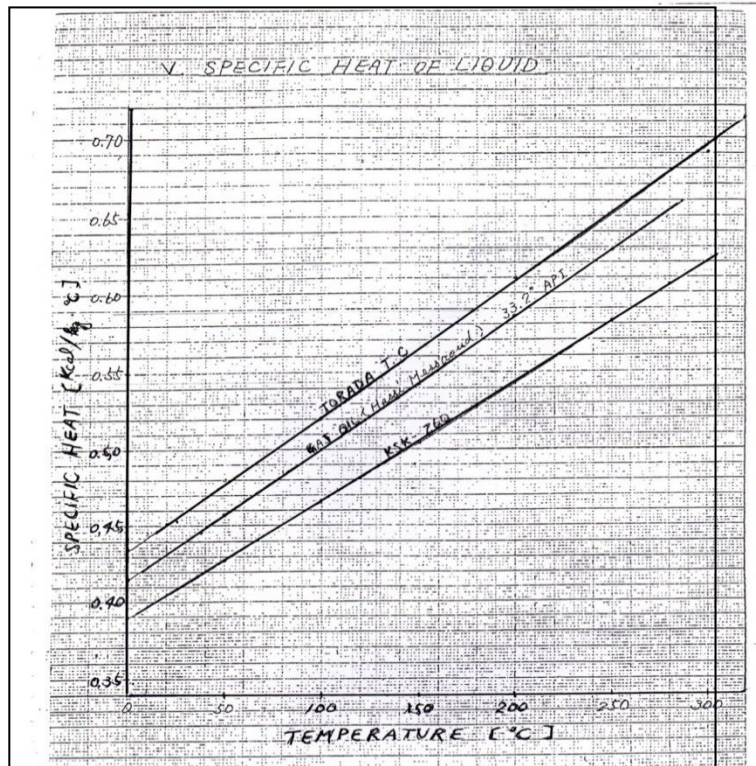


Figure 5 : Capacité calorifique du liquide

$$T_{in} = 180 \text{ }^\circ\text{c} \rightarrow C_p = 0,590 \text{ kcal.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$$

$$T_{ex} = 164 \text{ }^\circ\text{c} \rightarrow C_p = 0,576 \text{ kcal.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$$

$$\frac{C_{pin} + C_{pex}}{2} = \frac{0,590 + 0,576}{2} \rightarrow C_p(h) = 0,583 \text{ kcal.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$$

$$M(h) = \frac{M_g \cdot C_p(g) \cdot (T' - T_1)}{C_p(h) \cdot (T_e - T_s)} \quad (\text{II-8})$$

$$= 5535,119 \text{ kg.h}^{-1}$$

II.5. DIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR A DOUBLE TUBE [5]

Chaque échangeur à ses propres dimensions, ce qui veut dire, qu'il a sa propre perte de charge.

Alors, puisqu'on veut installer un échangeur de chaleur, ce dernier doit être choisit avec une quantité de chaleur dans des conditions économiques adéquate et les frais opératoire et d'investissement acceptables.

Pour cela on va faire deux études : transfert de chaleur et perte de charge, pour choisir un équipement qui répond 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.

II.5.1. détermination la quantité de chaleur échangée

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

$$Q = M_{(h)} \cdot C_{p(h)} \cdot (T_e - T_s) = M_{(g)} \cdot C_{p(g)} \cdot (T_s - T_e) \quad (\text{II.9})$$

$$\begin{aligned} Q &= 3139 \cdot 0,455 (314,38 - 278,15) \\ &= 51745,316 \text{ kcal.h}^{-1} \end{aligned}$$

II.5.2. détermination la différence de température logarithmique moyenne (DTLM)

$$DLTM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \quad (\text{II.10})$$

Pour l'huile chaude $T_1=180 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_2=164 \text{ }^\circ\text{C}$
 Pour le gaz froid $t_1=5 \text{ }^\circ\text{C}$; $t_2=41,23 \text{ }^\circ\text{C}$

-courant parallèle

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_1 \quad ; \quad \Delta t_2 = T_2 - t_2 \\ \Delta t_1 &= 180 - 5 \quad ; \quad \Delta t_2 = 164 - 41,23 \\ \text{➤ DLTM} &= 147,345 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

- contre-courant

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \quad ; \quad \Delta t_2 = T_2 - t_1 \\ \Delta t_1 &= 180 - 41,23 \quad ; \quad \Delta t_2 = 164 - 5 \\ DLTM &= 148,655 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Alors on prend la DTLM la plus grand, donc l'écoulements est à contre-courant.

On va proposer pour chauffer ce mélange gazeux température de $5 \text{ }^\circ\text{C}$ à $41,23 \text{ }^\circ\text{C}$ par un échangeur double tube de type : 4-by 2 inch I.P.S.

D'après le tableau on détermine les diamètres des échangeurs

Dimension nominale	Diamètre extérieur (mm)	Poids nominal fileté et manchonné (lb/ft)	Épaisseur		Diamètre intérieur (mm)	Poids calculé extrémités lisses (kg/m)	de poids pour finition des extrémités (kg)	Soudé par rapprochement (kg/cm ²)	Grade A (kg/cm ²)	Grade B (kg/cm ²)
			(in)	(mm)						
1/8	10,3	0,25	0,068	1,73	6,8	0,36	0,09	49	49	49
1/8	13,7	0,43	0,088	2,24	9,2	0,63	0,09	49	49	49
3/8	17,1	0,57	0,091	2,31	12,5	0,85	0,09	49	49	49
1/2	21,3	0,86	0,109	2,77	15,8	1,26	0,09	49	49	49
3/4	26,7	1,14	0,113	2,87	21,0	1,68	0,09	49	49	49
1	33,4	1,70	0,133	3,38	26,6	2,50	0,09	49	49	49
1 1/4	42,2	2,30	0,140	3,56	35,1	3,38	0,27	70	70	70
1 1/2	48,3	2,75	0,145	3,68	40,9	4,05	0,18	70	70	70
2	60,5	3,75	0,154	3,91	52,5	5,43	0,54	70	70	70
2 1/2	73,0	5,90	0,203	5,16	62,7	8,62	0,82	70	70	70
3	88,9	7,70	0,216	5,49	77,9	11,28	0,82	70	70	70
3 1/2	101,6	9,25	0,226	5,74	90,1	13,56	1,45	84	84	84
4	114,3	11,00	0,237	6,02	102,3	16,06	2,00	84	84	84
5	141,3	15,00	0,258	6,55	128,2	21,76	2,54	-	84	84
6	168,3	19,45	0,280	7,11	154,1	28,23	3,27	-	84	84
8	219,1	25,55	0,277	7,04	205,0	36,76	6,72	-	84	84
8	219,1	29,35	0,322	8,10	202,7	42,49	6,56	-	91	112
10	273,0	32,75	0,279	7,09	258,8	46,43	0,08	-	70	84
10	273,0	35,75	0,307	7,80	257,4	50,96	8,72	-	70	84
10	273,0	41,85	0,305	9,27	254,5	60,24	7,90	-	84	84
12	323,8	45,45	0,330	8,38	307,0	65,14	14,80	-	70	84
12	323,8	51,15	0,375	9,52	304,8	73,76	13,98	-	77	84
14 D	355,6	57,00	0,375	9,52	336,6	81,21	11,17	-	67	77
16 D	406,4	65,30	0,375	9,52	387,4	93,13	13,62	-	60	70
18 D	457,2	73,00	0,375	9,52	438,2	105,05	16,16	-	53	63
20 D	508,0	81,00	0,375	9,52	489,0	116,97	19,07	-	49	56

Tableau II.11 : Tableau des diamètres des échangeurs

Les diamètres de l'échangeur qu'on a choisi (4-by 2 inch I.P.S.) sont ci-dessous :

$d_1 = 52.5$ mm (diamètre interne du tube interne)

$d_2 = 60.3$ mm (diamètre externe du tube interne)

$D = 102,3$ mm (diamètre interne du tube externe)

II.5.3. Calcul du coefficient h_i (coté tube du gaz)

- La section de passage (A_g)

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

$$A_g = \frac{\pi}{4} \cdot (5,25 \cdot 10^{-2})^2$$

$$A_g = 2,163 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

- La vitesse massique (G_g)

$$G_g = \frac{M_g}{A_g}$$

$$G_g = \frac{3139}{2,163 \cdot 10^{-3}}$$

$$G_g = 1451225,15 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

- le nombre de Reynold (Re)

$$Re = \frac{d_1 \cdot G_g}{\mu_g}$$

➤ Détermination de la température moyenne

$$T_{\text{moy}} = \frac{T' - T_2}{2}$$

$$T_{\text{moy}} = \frac{41,23 - 5}{2}$$

$$T_{\text{moy}} = 23,115 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 21,5 \text{ kg.cm}^{-2}.\text{effi}^{-1}$$

➤ **Détermination de la viscosité de gaz à la pression atmosphérique**

D'après la figure on détermine la viscosité de gaz à la pression atmosphérique

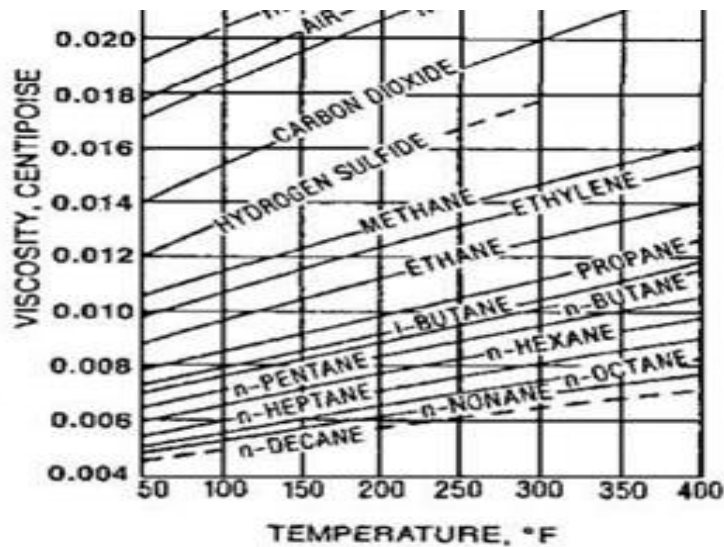


Figure 6 : Viscosité de gaz à la pression atmosphérique.

Les viscosités des constituants (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8) sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau II.12 : Présentation la viscosité de gaz à la pression atmosphérique

Composés	Y_i	μ_i	$Y_i \cdot \mu_i$
CH_4	0,27234	0,0108 C_p	0,0029 C_p
C_2H_6	0,55428	0,0091 C_p	0,0050 C_p
C_3H_8	0,17338	0,0081 C_p	0,0014 C_p
Σ	1	/	0,0093 C_p

Donc :
$$\mu_1 = \Sigma Y_i \cdot \mu_i = 0,0093 \cdot C_p$$

μ_1 : la viscosité thermique une pression atmosphérique en C_p

Rapport de viscosité du mélange de gaz

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

D'après la figure on détermine Rapport de viscosité du mélange de gaz

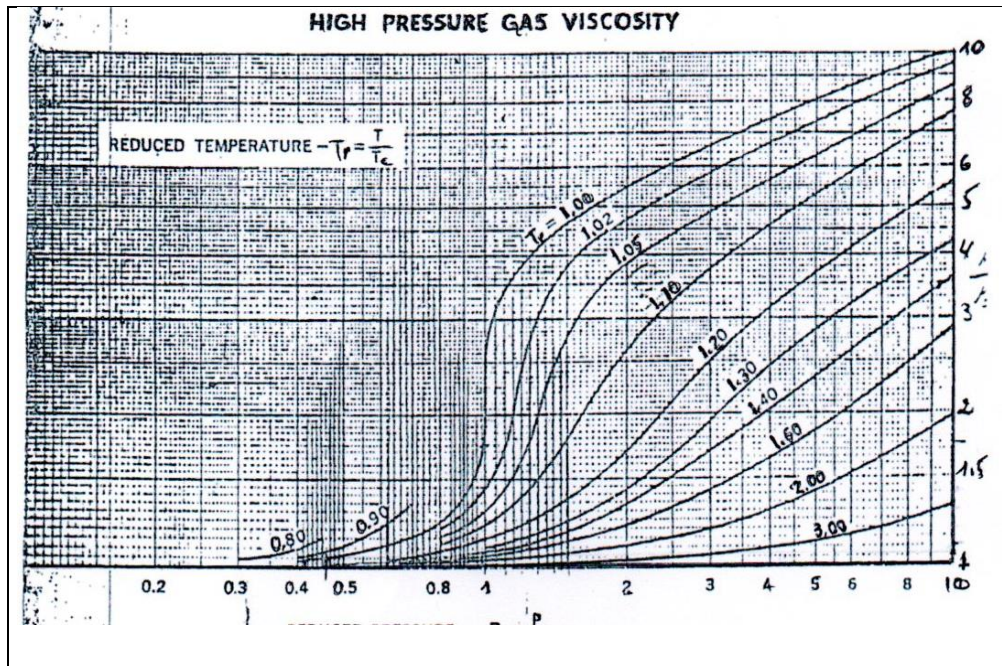


Figure 7 : Rapport de viscosité du mélange de gaz

$$P_r = \frac{p_1}{p_{cm}} = \frac{320,46}{680,22}$$

$$= 0,47$$

$$T_r = \frac{T_{moy}}{T_{cm}} = \frac{296,265}{285,24}$$

$$= 1,03$$

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

➤ La viscosité du gaz à haute pression (μ_g)

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

$$\mu_g = 1,04 \cdot 0,0093$$

$$\mu_g = 9,672 \cdot 10^{-3} \text{ Cp}$$

$$\text{Donc : } Re = \frac{d \cdot G_g}{\mu_g} \rightarrow \frac{0,0525 \cdot 1451225,15}{9,672 \cdot 10^{-3} \cdot 10^{-3} \cdot 3600}$$

$$= 2188141,036$$

$Re > 10000$, donc le régime est turbulent

• Le nombre de j_h

$$j_h = 0,027 \cdot (Re)^{0,8}$$

$$j_h = 0,027 \cdot (2188141,036)^{0,8}$$

$$j_h = 3187,307$$

• Le nombre de j_H

$$j_H = \frac{j_h}{Re}$$

$$j_H = 1,456 \cdot 10^{-3}$$

- Le nombre de prandtl (P_r)

$$P_r = \frac{C_p(g) \cdot \mu_g}{\lambda_g} \rightarrow \lambda_g = ?$$

$C_p(g)$: la chaleur spécifique du mélange gazeux.

λ_g : La conductivité thermique du mélange gazeux

➤ **Détermination de la conductivité thermique des gaz**

La conductivité thermique des gaz est déterminée d'après la figure suivante

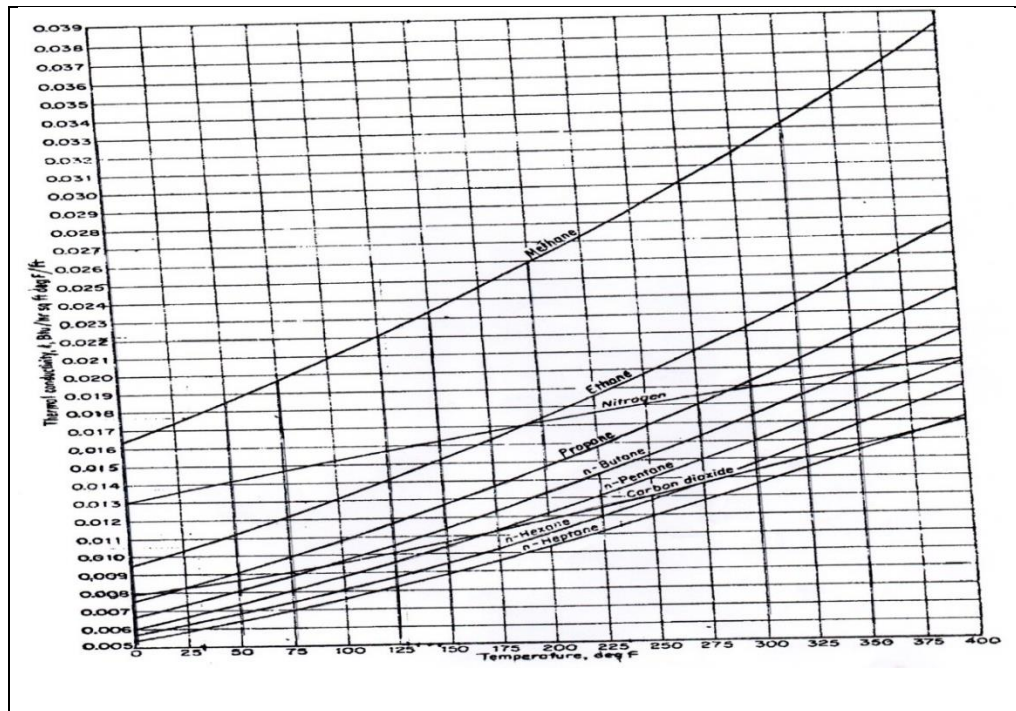


Figure 8 : Conductivité thermique des gaz à la pression atmosphérique.

Les conductivités thermiques des composés (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8) sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau II.13 : Présentation la conductivité thermique des gaz à la pression atmosphérique

Composés	Y_i	λ_i	$Y_i \cdot \lambda_i$
CH_4	0,27234	0,0197	$3,395 \cdot 10^{-3}$
C_2H_4	0,55428	0,0120	$6,651 \cdot 10^{-3}$
C_3H_8	0,17338	0,0091	$1,577 \cdot 10^{-3}$
Σ	/	/	0,0135

Donc :

$$\lambda_1 = \sum y_i \cdot \lambda_i = 0,0135 \text{ Btu/h.ft.} \cdot ^\circ\text{F}$$

λ_1 : La conductivité thermique une pression atmosphérique.

➤ Rapport de conductivité du mélange de

$$\frac{\lambda_g}{\lambda_1} = ?$$

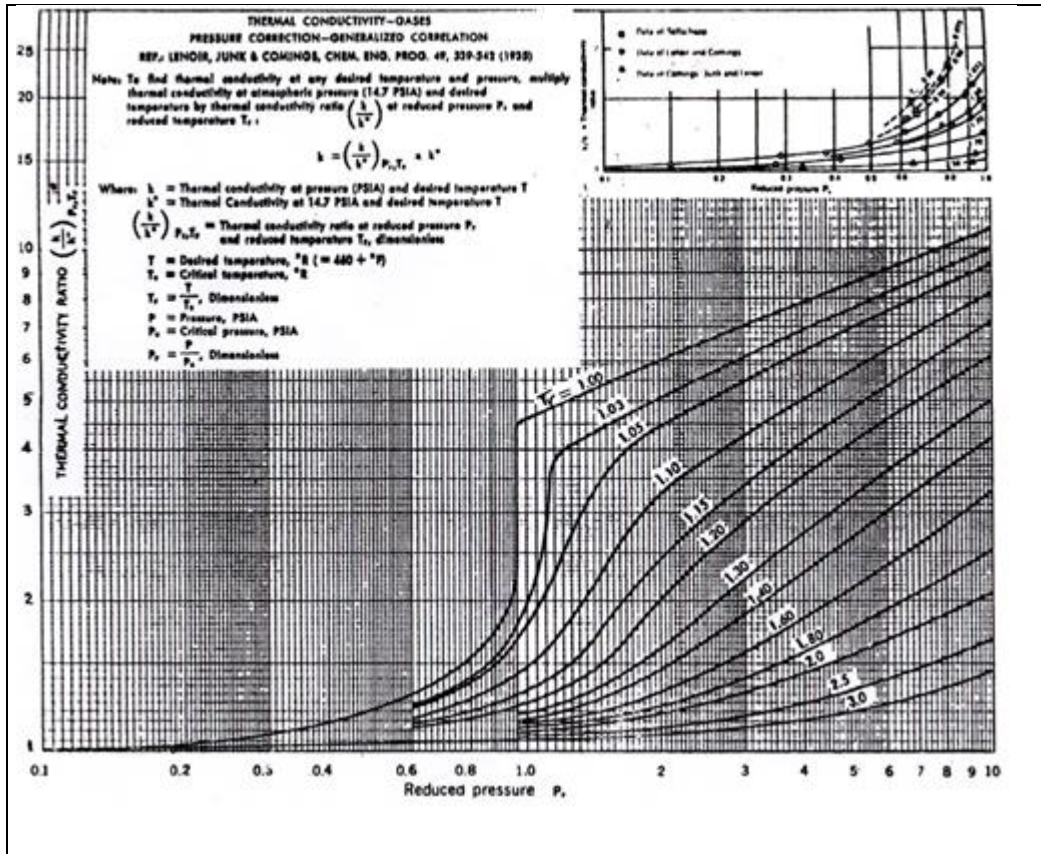


Figure 9 : Conductivité thermique à haut pression

$$p_r = \frac{p_1}{p_{cm}} = \frac{320,46}{680,22}$$

$$p_r = 0,47$$

$$T_r = \frac{T_{moy}}{T_{cm}} = \frac{296,265}{285,24}$$

$$= 1,03$$

$$\frac{\lambda_g}{\lambda_1} = 1,04$$

➤ La conductivité de gaz à haut pression

$$\lambda_g = \frac{\lambda_g}{\lambda_1} \cdot \lambda_1$$

$$\lambda_g = 1,04 \cdot 0,0135$$

$$\lambda_g = 1,404 \cdot 10^{-2} \text{ Btu.h}^{-1} \cdot \text{ft}^{-1} \cdot \text{°F}^{-1}$$

Donc :

$$Pr = \frac{Cp(g) \cdot \mu_g}{\lambda_g} = \frac{0,455 \cdot 9,672 \cdot 10^{-3} \cdot 3600 \cdot 10^{-3}}{1,404 \cdot 10^{-2} \cdot 1,487}$$

$$= 0,758$$

Alors pour le coefficient de transfert interne

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

$$h_i = 1,456 \cdot 10^{-3} \cdot 0,455 \cdot 1451225,15 \cdot (0,758)^{-2/3}$$

$$h_i = 1156,453 \text{ kcal.h}^{-1}\text{m}^{-2} \text{ C}^{-1}$$

II.5.4 .Calcul du coefficient h_0 (coté section annulaire d'huile)

- **Diamètre équivalent (D_{eq})**

$$D_{eq} = \frac{(D1)^2 - (d2)^2}{d2}$$

$$D_{eq} = \frac{(10,23 \cdot 10^{-2})^2 - (6,03 \cdot 10^{-2})^2}{6,03 \cdot 10^{-2}}$$

$$D_{eq} = 0,113 \text{ m}$$

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

$$A_h = \frac{\pi}{4} \cdot (D)^2 - (d_2)^2$$

$$A_h = \frac{\pi}{4} \cdot (10,23 \cdot 10^{-2})^2 - (6,03 \cdot 10^{-2})^2$$

$$A_h = 5,360 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

- **La vitesse massique (G_h)**

$$G_h = \frac{wh}{A_h}$$

$$G_h = \frac{5535,119}{5,360 \cdot 10^{-3}}$$

$$G_h = 1032671,455 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$$

- **Le nombre Reynolds**

$$Re = \frac{G_h \cdot D_{eq}}{\mu h} = ?$$

D'après la figure ci- dessous on a déterminé la viscosité

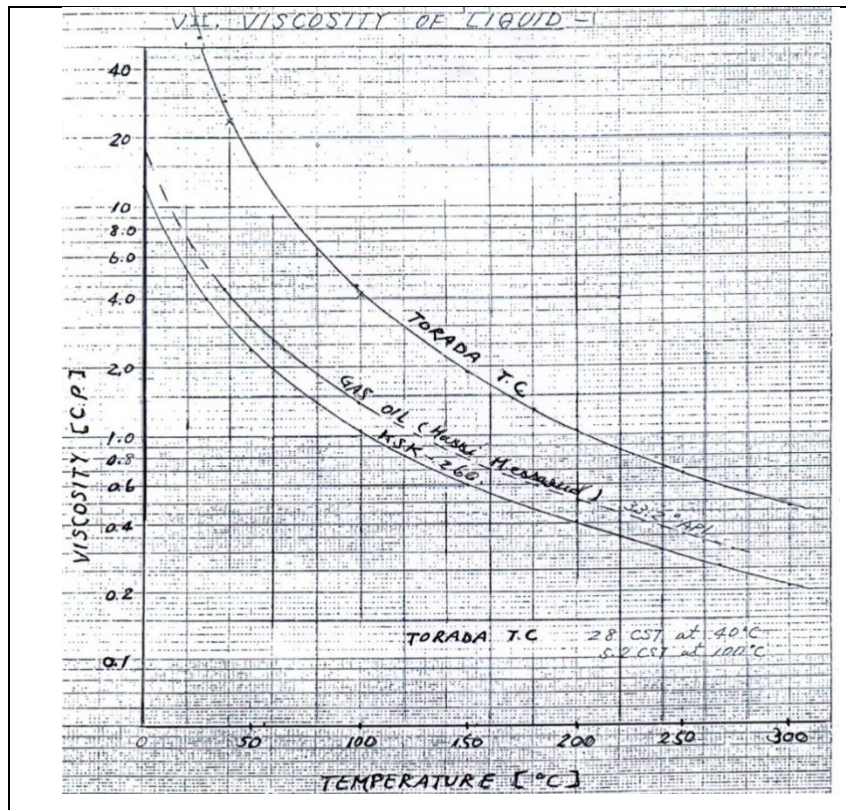


Figure 10 : Viscosité du liquide

$$T_{in} = 180 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow \mu_{in} = 1,3 \text{ C}_p$$

$$T_{ex} = 164 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow \mu_{ex} = 1,6 \text{ C}_p$$

$$\frac{\mu_{in} + \mu_{ex}}{2} = \frac{1,3 + 1,6}{2} \rightarrow \mu_h = 1,45 \text{ C}_p$$

$$Re = \frac{1032671,455 \cdot 0,113}{1,45 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}$$

$$Re = 22354,765$$

2100 < Re < 10000, donc le régime est transitoire

- Nombre de j_h

$$j_h = 0,027(Re)^{0,8}$$

$$j_h = 0,027(22354,765)^{0,8}$$

$$j_h = 81,444$$

- Nombre de J_H

$$J_H = \frac{j_h}{Re}$$

$$J_H = \frac{81,444}{22354,765}$$

$$J_H = 3,643 \cdot 10^{-3}$$

- Nombre de prandt

$$Pr = \frac{cp(h) \cdot \mu(h)}{\lambda(h)}$$

$C_p(h)$: la chaleur spécifique de l'huile.

$\lambda(h)$: la conductivité thermique de l'huile.

$\mu(h)$: la viscosité thermique de l'huile.

$$\lambda(h) = ?$$

On détermine la conductivité thermique de l'huile à partir de la figure suivante

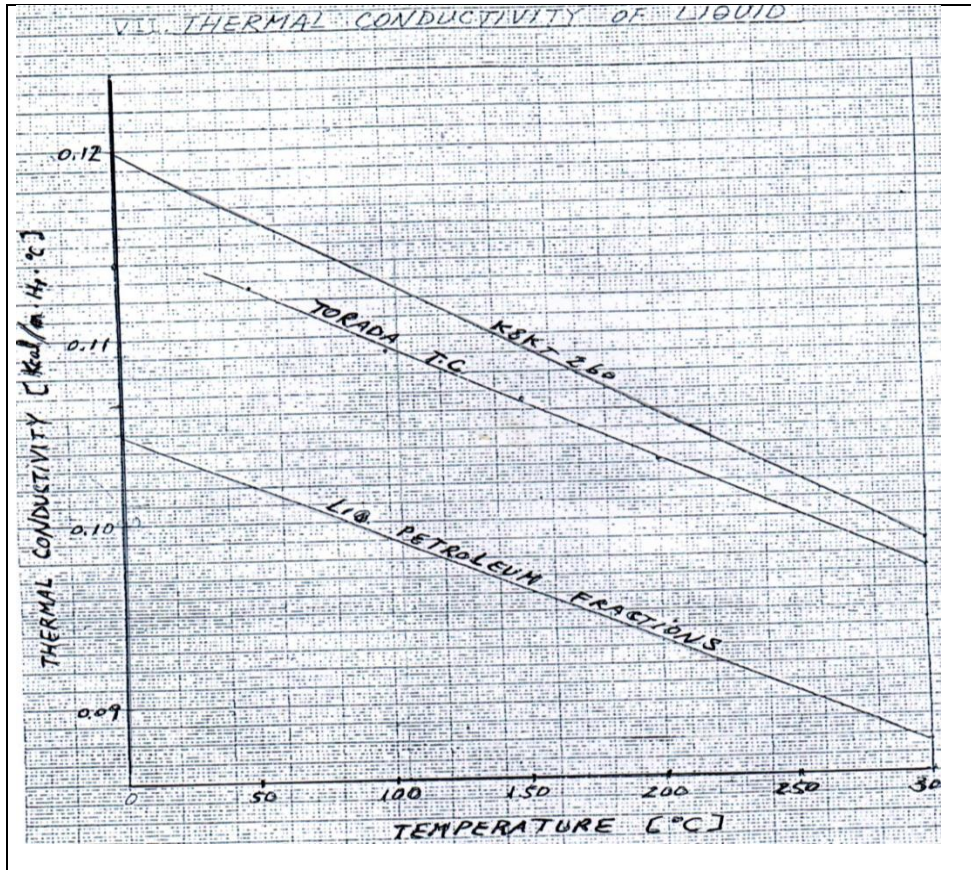


Figure 11 : Conductivité thermique de l'huile torada

$$T_{in} = 180 \text{ °C} \rightarrow \lambda_{in} = 0,1045 \text{ kcal.m}^{-1}.\text{h}^{-1}.\text{°C}^{-1}$$

$$T_{ex} = 164 \text{ °C} \rightarrow \lambda_{ex} = 0,1056 \text{ kcal.m}^{-1}.\text{h}^{-1}.\text{°C}^{-1}$$

$$\lambda(h) = \frac{\lambda_{in} + \lambda_{ex}}{2} = \frac{0,1045 + 0,1056}{2}$$

$$\lambda(h) = 0,10505 \text{ kcal.m}^{-1}.\text{h}^{-1}.\text{°C}^{-1}$$

$$Pr = \frac{0,583 \cdot 1,45 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0,1056}$$

$$Pr = 28,818$$

Alors pour le coefficient de transfert externe h_0

$$h_0 = JH \cdot C_p(h) \cdot G_h \cdot (Pr)^{-2/3}$$

$$h_0 = 3,643 \cdot 10^{-3} \cdot 0,583 \cdot 1032671,455 \cdot (28,818)^{-2/3}$$

$$h_0 = 233,335 \text{ kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{C}^{-1}$$

II.6. CALCUL DE COEFFICIENT D'ÉCHANGE GLOBAL (U)

$$U = \frac{1}{\frac{1}{u_p} + R_s}$$

$$U_p = \frac{h_{i0} \cdot h_0}{h_{i0} + h_0} \rightarrow h_{i0} = ?$$

h_i : coefficient de film interne du gaz en $\text{Kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}$.

h_0 : coefficient de film externe d'huile en $\text{Kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}$.

h_{i0} : coefficient de film interne du gaz rapporté à la surface externe de tube en $\text{kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}$.

Donc :

$$h_{i0} = h_i \cdot \frac{d_1}{d_2}$$

$$h_{i0} = 1156,453 \cdot \frac{5,25}{6,03}$$

$$h_{i0} = 1006,862 \text{ kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$$

$$U_p = \frac{h_{i0} \cdot h_0}{h_{i0} + h_0}$$

$$U_p = \frac{1006,862 \cdot 233,335}{1006,862 + 233,335}$$

$$U_p = 189,434 \text{ kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$$

- Estimation des résistances d'encrassement

D'après le tableau de résistance on a déterminé des résistances d'encrassement $\times 10^4$ en $\text{h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$.

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

Tableau II.14 : Tableau des résistances d'encrassement $\times 10^4$

$$R_{s0} = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}.$$

$$R_{si} = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}.$$

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

$$R_{si0} = 0,0002 \cdot \frac{5,25}{6,03}$$

$$R_{si0} = 1,741 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}.$$

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

$$R_s = 1,741 \cdot 10^{-4} + 2 \cdot 10^{-4}$$

$$R_s = 3,741 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C.kcal}^{-1}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{189,434} + 3,741 \cdot 10^{-4}}$$

$$U = 176,897 \text{ kcal.h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{°C}^{-1}$$

II.7. CALCUL LA SURFACE D'ÉCHANGEUR DE CHALEUR (S)

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

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

$$S = \frac{51745,316}{176,897 \cdot 148,655}$$

$$S = 1,967 \text{ m}^2$$

II.8. CALCUL DE LA LONGUEUR (L)

$$S = \pi \cdot d_2 \cdot L$$

$$L = \frac{S}{\pi \cdot d_2}$$

$$L = \frac{1,967}{\pi \cdot 6,03 \cdot 10^{-2}}$$

$$L = 10,388 \text{ m}$$

II.9. CALCUL DE PERTES DE CHARGES [6]

II.9.1. Calcul de pertes de charges pour le côté tube interne du gaz

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

$$\Delta p_g = \frac{f \cdot G g^2 \cdot L}{d_1 \cdot \rho \cdot \phi t} \quad (\text{II-11})$$

➤ Le calcul des termes de l'équation (II.9)

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

$$f = 0,0070 + 0,528 (\text{Re})^{-0,42} \quad (\text{II-12})$$

Sachant que : $\text{Re} = 2188141,036$

$$f = 0,0070 + 0,528 (2188141,036)^{-0,42}$$

$$f = 0,008$$

b) Calcul de la masse volumique du mélange gazeux (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{p \cdot M(g)}{z \cdot R \cdot T} \quad (\text{II-13})$$

$$T = 5 \text{ °C.}$$

Sachant que :

$$P = 21,5 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2} \cdot \text{eff}^{-1}$$

$$M(g) = 28,608 \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$$

$$R = 0,0821 \text{ atm} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{°K}^{-1}$$

Z = en fonction de T_r et P_r

$$T_r = \frac{T}{T_{cm}}$$

$$T_r = \frac{278,15}{285,24}$$

$$T_r = 0,97$$

$$P_r = \frac{P}{P_{cm}}$$

$$P_r = \frac{320,46}{680,22}$$

$$P_r = 0,47$$

À partir de la figure.12 ci-dessous on détermine le facteur compressibilité

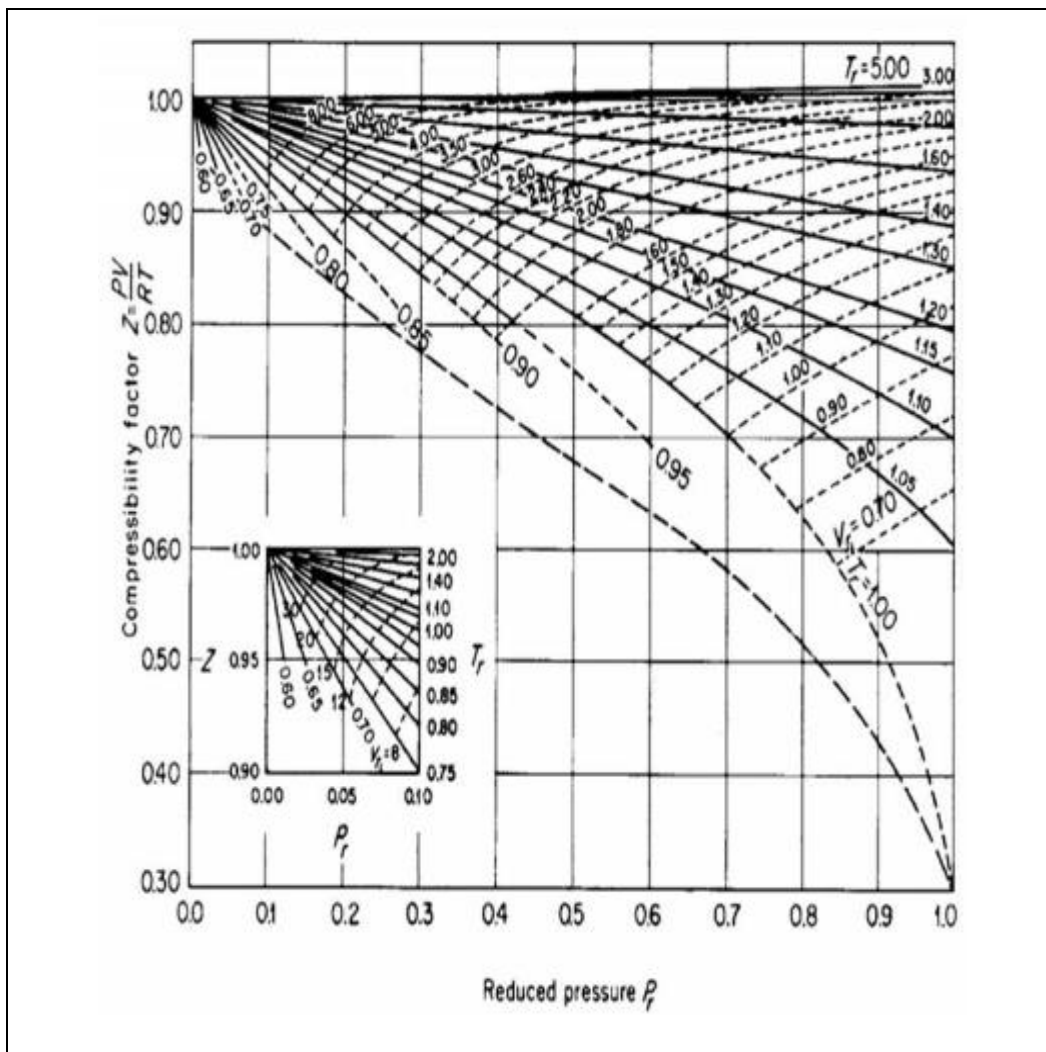


Figure 12: Facteur compressibilité

On trouve $Z = 0,79$

Alors :

$$\rho_g = \frac{21,5 \cdot 28,608}{0,47 \cdot 0,0082 \cdot 278,15}$$

$$\rho_g = 34,135 \text{ kg.m}^{-3}$$

c) Calcul de nombre de Nusselt

D'après Sieder et Tate :

$$\text{Nu} = \frac{hi \cdot d1}{\lambda_g} = 0,027 \cdot (\text{Re})^{0,8} \cdot (\text{pr})^{1/3} \cdot \phi \quad (\text{II-14})$$

Sachant que :

$$d_1 = 5,25 \cdot 10^{-2}$$

$$h_i = 1156,453 \text{ kcal.h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{°C}^{-1}$$

$$\lambda_g = 1,404 \cdot 10^{-2} \text{ btu/h.ft.}^{\circ}\text{f} = 2,087 \cdot 10^{-2} \text{ Kcal.h}^{-1} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{°C}^{-1}$$

Alors :

$$\text{Nu} = \frac{1156,453 \cdot 5,25 \cdot 10^{-2}}{2,087 \cdot 10^{-2}}$$

$$\text{Nu} = 2909,141$$

d) Calcul le facteur correction (ϕ_t)

$$\phi_t = \frac{\text{Nu}}{0,027 \cdot (\text{Re})^{0,8} \cdot (\text{pr})^{1/3}}$$

$$\phi_t = \frac{2909,141}{0,027 \cdot (2188141,036)^{0,8} \cdot (0,758)^{1/3}}$$

$$\phi_t = 1,000$$

Donc :

$$\Delta p_g = \frac{f \cdot Gg^2 \cdot L}{d1 \cdot \rho \cdot \phi t}$$

$$\Delta p_g = \frac{0,008 \cdot (1451225,15)^2 \cdot 10,388}{5,25 \cdot 10^{-2} \cdot 34,135 \cdot (3600)^2 \cdot 1}$$

$$\Delta p_g = 7535,764 \text{ Pas}$$

$$\Delta p_g = 7,535 \text{ kPas}$$

II.9.2. Calcul de pertes de charges pour coté section annulaire d'huile (Δp_h)

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 total dans la section annulaire sera donnée par :

$$\Delta p_h = \frac{2 \cdot G(h)^2}{\rho(h)} \left[\frac{f \cdot L}{De' \cdot \phi t} + \frac{1}{4} \right] \quad (\text{II-15})$$

$\rho(h)$: La masse volumique d'huile en kg.m^{-3} .

De' : diametre équivalent en m .

➤ Le calcul des termes de l'équation (II.13)

a)- Calcul le diamètre équivalent (De')

$$De' = D_1 - d_2$$

$$De' = (10,23 - 6,03) \cdot 10^{-2} = 4,2 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

b)- Calcul de nombre Reynolds (Re)

$$Re' = \frac{De' \cdot G(h)}{\mu(h)}$$

Sachant que :

$$\mu(h) = 1,45 C_p$$

$$G(h) = 1032671,455 \text{ kg/h}$$

Alors :

$$Re' = \frac{4,2 \cdot 10^{-2} \cdot 1032671,455}{1,45 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}$$

$$Re' = 8308,850$$

c)- Calcul de facteur de friction (f)

À partir de la figure on détermine le facteur de friction on trouve :

$$f = 0,49$$

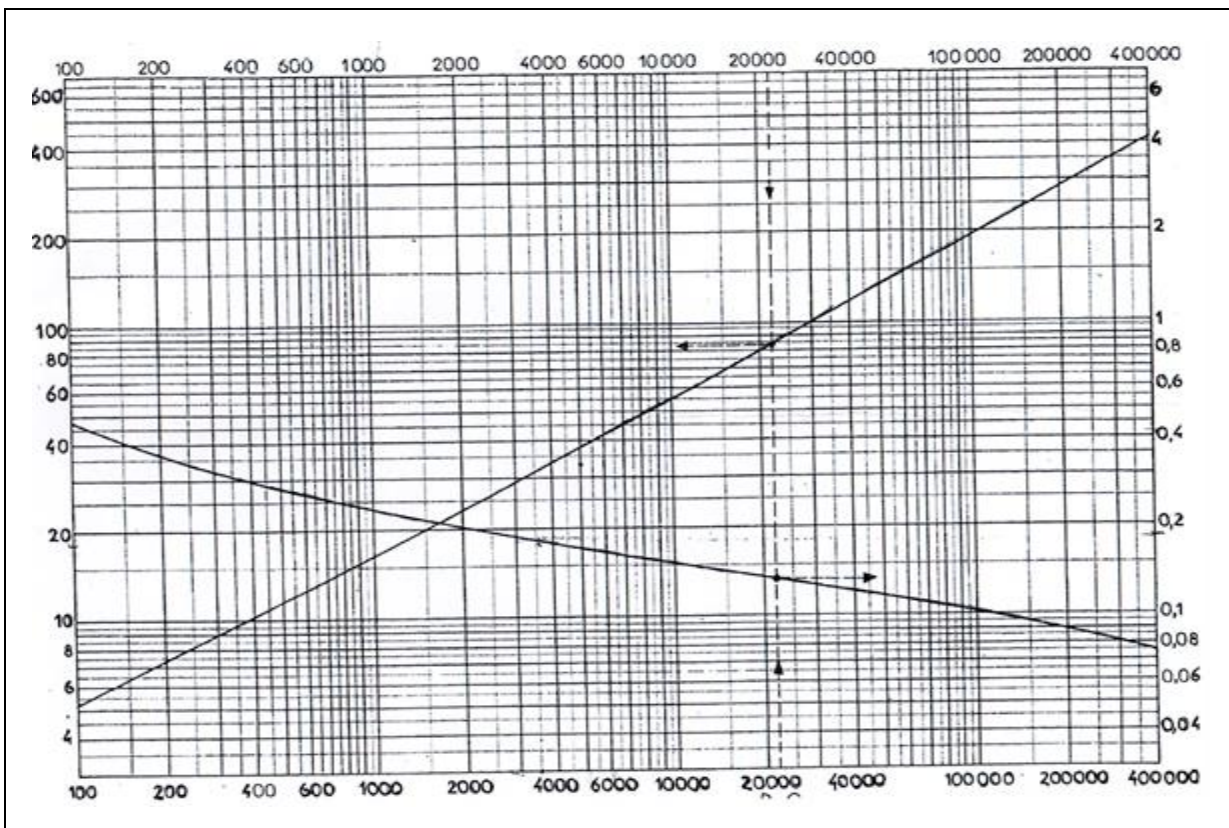


Figure 13 : Facteur friction

d)- Calcul de nombre Nuselt (Nu)

À parti de l'équation suivant :

$$Nu = \frac{h0 \cdot De'}{\lambda h} = 0,027 \cdot (Re)^{0,8} \cdot (Pr)^{1/3} \cdot \phi_t \quad (II-16)$$

Sachant que :

$$h_0 = 233,335 \text{ kcal.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$$

$$\lambda_h = 0,10505 \text{ kcal.m}^{-1}.\text{h}^{-1}.\text{°C}^{-1}$$

Donc :

$$\text{Nu} = \frac{233,335 \cdot 4,2 \cdot 10^{-2}}{0,10505}$$

$$\text{Nu} = 93,289$$

e)- Calcul de la densité d'huile (d')

On détermine la densité d'huile à partir de la figure 14

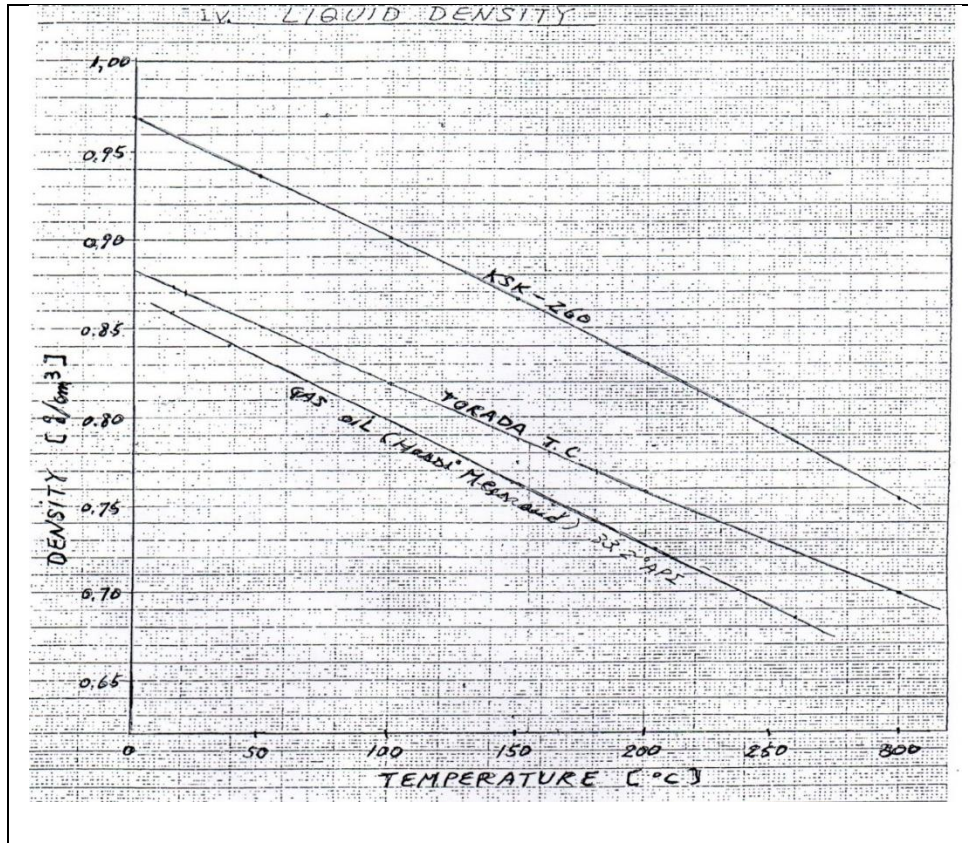


Figure 14 : Densité l'huile torada

$$T_{in} = 180 \text{ °c} \rightarrow d'_{in} = 0,74 \text{ g.cm}^{-3}$$

$$T_{ex} = 164 \text{ °c} \rightarrow d'_{ex} = 0,75 \text{ g.cm}^{-3}$$

$$d'_{moy} = \frac{0,74 + 0,75}{2}$$

$$d'_{moy} = 0,745 \text{ g.cm}^{-3}$$

alors la masse volumique $\rho_h = d'_{moy} \cdot \rho_{eau} = 745 \text{ kg.m}^{-3}$

f)- Calcul le facteur correction (ϕ_t)

À partir d'équation

$$\phi_t = \frac{\text{Nu}}{0,027 \cdot (\text{Re})^{0,8} \cdot (\text{Pr})^{1/3}}$$

Sachant que :

$$Re = 22354,765$$

$$Pr = 28,818$$

Donc :

$$\phi_t = \frac{93,289}{0,027 \cdot (22354,765)^{0,8} \cdot (28,818)^{1/3}}$$

$$\phi_t = 0,374$$

Donc :

$$\Delta p_h = \frac{2 \cdot G(h)^2}{\rho(h)} \left[\frac{f \cdot L}{De' \cdot \phi_t} + \frac{1}{4} \right]$$

$$\Delta p_h = \frac{2 \cdot (1032671,455)^2}{745 \cdot (3600)^2} \left[\frac{0,49 \cdot 10,388}{4,2 \cdot 10^{-2} \cdot 0,374} + \frac{1}{4} \right]$$

$$\Delta p_h = 71636,652 \text{ Pas}$$

$$\Delta P_h = 77,636 \text{ kPas}$$

Résultats de calculs des différents paramètres de l'échangeur à double tube sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau II.15 : Résultats de calculs de l'échangeur de chaleur pour une température 16 °C

Echangeur à double tube	Coté tube (gaz)	Section annulaire (huile)
T d'entrée de l'échangeur en ° C	5	180
T de sortie de l'échangeur en °C	41.23	164
Débit en kg.h ⁻¹	3139	5535,119
Surface d'échange en m ²	1,967	
Longueur en m	10,338	
Perte de charge en kPas	7,535	77,636

Afin d'obtenir la température à la sortie de la vanne 16 °C, l'échangeur doit avoir une surface d'échange de 1,967 m² et une longueur de 10,338 m, et un débit d'huile de torada de 5535 ,1 Kg/h et une perte de charge de 77.636 kPas

Les calculs des différentes températures de 8,12 et 14 °C, à la sortie de la vanne, sont regroupés dans les tableaux suivants :

Tableau II.16 : Paramètres pour une température 8 °C

Echangeur à double tube	Coté tube (gaz)	Section annulaire (l'huile)
T d'entrée de l'échangeur en °C	5	180
T de sortie de l'échangeur en °C	31,08	164
La Chaleur spécifique en kcal.kg ⁻¹ .°K ⁻¹	0,460	0,583
Le débit en kg. h ⁻¹	3139	4037,08
Vitesse massique en kg.m ⁻² .h ⁻¹	1451225,15	753186,567
Type de courant	Contre-courant	
Quantité de chaleur d'échangé en kCal. h ⁻¹	37657,955	
Surface d'échange en m ²	1,690	
Longueur en m	8,925	
Perte de charge en kPas	6,500	53,053

Pour avoir une température à la sortie de la vanne 8 °C, l'échangeur doit avoir une surface d'échange de 1,690 m², une longueur de 8,925 m, une perte de charge coté tube (circuit du gaz) de 6,5 kPas, et un débit d'huile 4037,08 kg.h⁻¹

Tableau II.17 : Résultats pour température 12 °C

Echangeur à double tube	Coté tube (gaz)	Section annulaire (huile)
T d'entrée de l'échangeur en °C	5	180
T de sortie de l'échangeur en °C	40,37	164
Chaleur spécifique en kcal.kg ⁻¹ .°K ⁻¹	0,450	0,583
Débit en kg. h ⁻¹	3139	5356,120
Vitesse massique en kg.m ⁻² .h ⁻¹	1451225,15	999276,119
Type de courant	Contre-courant	
Quantité de chaleur d'échangé en kCal h ⁻¹	49961,893	
Surface d'échange en m ²	1,938	
Longueur en m	10,235	
Perte de charge en kPas	7,454	69,514

Lorsqu'on fixe la température à la sortie de la vanne à 12 °C, l'échangeur a une surface d'échange de 1,938 m², une longueur de 10,235 m, un débit d'huile de 5356,120 kg.h⁻¹ et une perte de charge de gaz de 7,454 kPas.

Tableau II.18 : Résultats pour température 14 °C sont regroupés dans le tableau suivant :

Echangeur à double tube	Coté tube (gaz)	Section annulaire (huile)
T d'entrée de l'échangeur en C°	5	180
T de sortie de l'échangeur en C°	40,91	164
Chaleur spécifique	0,454 kcal.kg ⁻¹ .K ⁻¹	0,583 kcal.kg ⁻¹ .C ⁻¹
Débit en kg.h ⁻¹	3139	5486,230
vitesse massique en kg.m ⁻² .h ⁻¹	1451225,15	1023550,373
Type de courant	Contre-courant	
Quantité de chaleur d'échangé en kCal. h ⁻¹	51175,556	
Surface d'échange en m ²	1,956	
Longueur en m	10,330	
Perte de charge en kPas	7,508	70,699

Et encore lorsqu'on fixe la température à la sortie de la vanne à 14 °C, l'échangeur a les paramètres suivants : une surface d'échange de 1,956 m², une longueur de 10,330 m, un débit d'huile de 5486,230 kg h⁻¹ et une perte de charge de gaz de 7,508 kPas.

Une comparaison entre les différents paramètres trouvés avec les différentes températures de 8 à 16 °C, est représentée dans le tableau suivant :

Tableau II.18 : Paramètres de l'échangeur pour les différentes valeurs de températures

T (°C)	8	12	14	16
Surface d'échange en m ²	1,690	1,938	1,956	1,967
Longueur en m	8,925	10,235	10,330	10,338
Débit d'huile en kg.h ⁻¹	4037,08	5356,120	5486,230	5535,119
Perte de charge de gaz en kPas	6,500	7,454	7,508	7,535

On remarque que pour une température de 8 °C, on a obtenu une longueur de l'échangeur de 8,925 m, mais pour une marge de sécurité on ne peut pas travailler avec cette température parce que cette température reste très proche à la température de formation de givre. Pour une température de 12 °C, on a trouvé la longueur de 10,235 m, et celle pour 14 °C on a trouvé 10,330 m de longueur, et 10,338 m pour 16 °C.

On remarque que pour les températures 12, 14 et 16 °C, la surface d'échange et la longueur de l'échangeur presque la même. La perte de charge augmente avec la température, après stabilise pour les températures 14 et 16 °C.

En plus le débit d'huile de Torada augmente avec l'augmentation de température. Comme conséquence de l'augmentation du débit de cette huile est bien sure l'augmentation du cout de la production du GPL. Sachant que l'huile de Torada est importée de l'extérieur.

Pour le bon fonctionnement de l'installation on a choisi une température de 14 °C.

Conclusion

L'installation d'un échangeur de chaleur est la solution d'éviter la formation des hydrates, mais pour question d'argent et de sécurité on doit trouver un échangeur le plus économique et on même temps efficace pour régler le problème, c'est pour cette raison que le calcul de l'échangeur a été fait.

Après tous les calculs, on constate qu'à chaque fois que la température à la sortie de l'changeur augmente, la longueur de l'échangeur ainsi que sa perte de charge augmente.

Une température de 14 °C à la sortie de la vanne a été choisie pour éviter la formation de givres et pour assurer une marche de sécurité.

CONCLUSION GENERALE

Le travail effectué est 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.

Sachant qu'il y a un problème de formation des hydrate au niveau de la vanne (PV-X111), la solution d'utilisation d'un flexible a la vapeur d'eau sur la conduite n'est pas conforme.

On a proposé d'installer un échangeur de chaleur à double tube.

On remarque que pour une température de 8 °C, on a obtenu une longueur de l'échangeur de 8,925 m, mais pour une marge de sécurité on ne peut pas travailler avec cette température parce que cette température reste très proche à la température de formation de givre. Pour une température de 12 °C, on a trouvé la longueur de 10,235 m, et celle pour 14 °C on a trouvé 10,330 m de longueur, et 10,338 m pour 16 °C.

On a remarqué que pour les températures 12, 14 et 16 °C, la surface d'échange et la longueur de l'échangeur presque la même. La perte de charge augmente avec la température, après stabilise pour 14 et 16 °C.

On peut choisir la température 16 C°, mais en comparant les résultats obtenus avec celle de 14 C°, on a décidé de choisir la température 14 C°, ceci revient à la différence de la longueur, la perte de charge de l'échangeur et le débit d'huile de Torada.

Donc l'échangeur qui cède de la chaleur afin que la température soit 14 C° après la vanne, il est efficace est plus économique.

L'huile TORADA TC 32 travail avec les mêmes paramètres du four et elle est disponible dans le complexe.

Les lignes d'huile sont proche de la vanne ce qui est un avantage pour ne pas utiliser un grand équipement, il suffit d'ajouter une ligne pour travailler.

Comme perspective on va essayer de changer l'huile de torada avec une autre huile de composition différente, qui va donner des paramètres de l'échangeur de chaleur différent et plus efficace. Surtout concernant la longueur de l'échangeur de chaleur qui est très important.

Comme autre perspective on va faire la simulation de l'échangeur de chaleur par logiciel Hysys.

Bibliographie

- [1] banque de données GP1Z (Généralité sur le complexe GP1Z).
- [2] Généralité sur la fabrication GP1Z (phase I, T405 a, I.H.I).
- [3] manuel opératoire GP1Z (section séparation). Tome 1, phase II
- [4] Christophe bourry; Physical and geochemical characterization of gas hydrates from different geological environments. Université de Brest ; le 10 Décembre 2008.
- [5] Engineering data Book, Tome I et Tome II, FPS
11th Edition (electronic).
- [6] PIERRE WUITHIER, raffinage et Génie chimique Tome II.

