



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'enseignement supérieur

Université M'Hamed Bougara - Faculté des sciences de l'ingénieur

Département génie des procédés industriel

Mémoire

Présenté pour l'obtention du diplôme de
MASTER

Spécialité : génie des procédés

Option : génie chimique

THEME

***Etude d'un système de vaporisation de
GPL au niveau de l'unité GPL2 /CIS-HMD***

Réalisé par :

TERKIA sid ali

AICH abdallah

Devant le jury composé de :

Mdm. BEN BOUABDELLAH, A

Mr. AKSAS.H

Mdm. OUSLIMANI, N

Examinatrice

Président

promotrice

Promotion 2019

Résumé

Compte tenu des problèmes rencontrés par l'unité LPG-2 lors de l'expédition de gaz de pétrole liquéfiés vers HEH et de leurs contraintes majeures relatives requises par les récepteurs et afin d'éviter le processus de recyclage utilisé par l'unité qui nuit à la production de condensat, nous avons proposé la solution un échangeur permettant de vaporiser le GPL stocké dans les sphères par transfert de chaleur en utilisant de l'huile (TORADA) comme fluide caloporteur. Des résultats techniques, techniques et économiques satisfaisants ont été obtenus pour l'installation de ce système dans l'unité GPL-2, devenue la meilleure solution à envisager.

Mots clés: GPL, condensat, échangeur, transfert de chaleur

ملخص

بالنظر الى المشكلات التي تواجهها وحدة (2GPL) لشحن غاز البترول المسال الى حوض الحمرة (HEH) وقيدها النسبي للحفاظ على الرئيسي الذي يتطلبه المستقبليون، ولتجنب عمليات إعادة التدوير التي تستخدمها الوحدة عندما تحدث المشكلة. انتاج المكثفات نقتراح مبادل تبخير غاز البترول المسال المخزنة في المجالات بواسطة نقل الحرارة مع استخدام النفط (TORADA) كناقل حراري , حصلنا على النتائج الفنية و التقنية و يعتبر تركيب هذا النظام في الوحدة (2GPL) مرضيا و قد اصبح الحل الأفضل لتقديمه

الكلمات المفتاحية: غاز البترول المسال، المكثفات، المبادل، نقل الحرارة

ABSTRACT

Given LPG-2's problems in shipping liquefied petroleum gases to HEH and their relative major constraints required by the receivers and to avoid the recycling process used by the unit at night to the production of condensate, we proposed the solution an exchanger for vaporizing the LPG stored in the spheres by heat transfer using oil (TORADA) as heat transfer fluid. Satisfactory technical, technical and economic results have been obtained for the installation of this system in the GPL-2 unit, which has become the best solution to consider.

Key words: LPG, condensate, exchanger, heat transfer

REMERCIEMENT

Nous tenons à exprimer toute notre reconnaissance et remerciements à notre promotrice de mémoire, Madame **OUSLIMANI.N** pour nous avoir encadré, conseillé et orienté.

Qui nous a dirigés et qui a été à la hauteur de sa noble tâche.

Nous tenons aussi à remercier profondément tout le

Personnel de Hassi-Messaoud :

Mr. ZAINE MOURAD, Mr TAMAR ABDELMAJID

Pour leurs précieux conseils et explications ainsi que leurs collaborations qui nous ont permis d'aboutir à ces résultats, et tous les travailleurs de l'unité GPL-2.

C'est un immense plaisir que nous présentons nos vives gratitude à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin au déroulement de notre stage pratique.

Nous tenons à remercier également :

Les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant l'évaluation

De notre travail.

Dédicace

Dieu merci

J'ai le grand honneur de dédier ce travail :

Au souvenir de ma défunte mère.

A celui qui a été toujours la source d'inspiration

Et de courage.....merci père.

A ma famille, spécialement a mes frères ; mes sœurs :

Amine, Noureddine, Wassila, Farah.

A mes cousins et cousines et a toute la famille.

A tous les enseignants et à mon professeur de suivi.

A tous ceux qui m'on aidé de près et de loin a la réalisation de ce travail.

A la promotion de Master II.

TERKIA.S

Dédicace

Dieu merci

J'ai le grand honneur de dédier ce travail :

Au souvenir de mon défunt père.

A celle qui a été toujours la source d'inspiration

Et de courage.....merci mère.

A ma famille

A mes cousins et cousines et a toute la famille.

A tous les enseignants et à mon professeur de suivi.

A tous ceux qui m'on aidé de près et de loin a la réalisation de ce travail.

A la promotion de Master II.

AICH.A

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Production annuelle au niveau du CIS et CINA	8
Tableau II.1 : Capacité de l'unité GPL2.....	10
Tableau II.2 : Spécification des produits	11
Tableau II.3 : Bilan de matière design de l'unité (gaz riche).....	11
Tableau IV.1 : Bilan énergétique de l'installation.....	40
Tableau IV.2 : Propriétés et composition de GPL.....	41
Tableau IV.3 : Calcul de point de rosée.....	42
Tableau IV.4 : Calcul de point de bulle	43
Tableau IV.5 : Calcul de la chaleur spécifique standard (C_p°)	44
Tableau IV.6 : Calcul de T_r et P_r du GPL à $T= 50^\circ\text{C}$	44
Tableau IV.7 : Calcul de ω	45
Tableau IV.8 : Calcul de T_r et P_r du GPL à $T= 92,77^\circ\text{C}$	46
Tableau IV.9 : Calcul de Q_2	48
Tableau IV.10 : Détermination de F	51
Tableau IV.11 : Calcul de la surface estimée.....	52
Tableau IV.12 : Caractéristiques des tubes d'échangeur	52
Tableau IV.13 : Calcul de viscosité de GPL	59
Tableau IV. 14 : Caractéristique de GPL a t_c	59
Tableau IV.14 : Propriétés et paramètres de l'évaporateur.....	62

Liste des Figures

Figure I.1: Situation géographique du Champs HMD	3
Figure II.1 : Schémas général de l'unité GPL2.....	9
Figure II.2 : Schéma process de l'unité GPL2	17
Figure III.1 : Origine du GPL.....	20
Figure III.2 : Schéma simplifié d'un échangeur.....	30
Figure III.3 : Schéma d'échangeur double tube.	30
Figure III.4 : la calandre d'échangeur faisceaux calandre.	32
Figure III.5 : disposition des tubes de faisceaux	33
Figure III.6 : Types des chicanes	34
Figure III.7 : Types des boites de distribution.	34
Figure III.8 : les types des déflecteurs.....	35
Figure III.9 : échangeur a plaque tubulaire fixe	35
Figure III.10 : échangeur a tete flottante.....	36
Figure III.11 : échangeur a tube en U.....	36
Figure III.12 : échangeur propre (a droite) et échangeur sale (agauche).....	37
Figure IV.5 : Echangeur à Contre - courant pur	50
Figure IV.6 : Le pas carré, et le pas triangulaire	52
Figure IV.7 : les résistances d'encrassement.....	56
Figure IV.8 : Les chicanes.....	60

Abréviations

C.I.S : Complexe Industriel Sud

C.I.N.A : Complexe Industriel Nord

D.C.S : Distributed control system.

G.P.L : Gaz Pétrole Liquéfié

G.P.L/c : Gaz Pétrole Liquéfié Carburant

H.E.H : Haoud el Hamra

H.P : Haute Pression

T.V.R : Tension de Vapeur Raid

U.V.C : L'unité de Valorisation des Condensats

U.T.B.S : L'unité de Traitement du Brut Sud

Z.C.I.N.A : Nouvelle Zone Centre Industriel

B.T.U : British Thermal Unit

HMD : hassi messoud

Nomenclatureur

Symboles	désignations	unités
C_p	Capacité calorifique spécifique	Kcal/Kg°C
C_{pL}	Capacité calorifique Spécifique liquide	Kcal/Kg°C
C_{pg}	Capacité calorifique Spécifique vapeur	Kcal/Kg°C
C_p°	Capacité calorifique Spécifique standard	Kcal/Kg°C
R	Constante des gaz parfait	Joule/mol k
Us'	Coefficient de transfert sale Estimé	Kcal/h.m ² .°C
K_i	Coefficient équilibre	-
Us	Coefficient de transfert sale Réel	Kcal/h.m ² .°C
K	Coefficient dépendant de la Densité du produit	-
U_p	Coefficient de transfert Propre	Kcal/h.m ² .°C
h_{io}	Coefficient de film interne	Kcal/h.m ² .°C
h_o	Coefficient de film externe	Kcal/h.m ² .°C
f	Coefficient de friction	-
λ	Conductivité thermique	Kcal/h.m.°C
F_1	Débit massique du GPL	Kg/h
F_2	Débit massique d'huile	Kg/h
ΔT_{LM}	Différence de température Moyenne logarithmique	°C
d_e	Diamètre extérieur	m
d_i	Diamètre intérieure	m
D_{eq}	Diamètre équivalent	m
D_c	Diamètre de la calandre	m
B	Distance entre deux chicanes	m
d_4^t	Densité du fluide a la Température t par rapport a la densité de l'eau a 4°C	-
Q_r	Energie reçue par GPL	M Kcal/h
Q_1	Energie reçue de t_1 a t_b (sans Changement d'état)	Kcal/h
Q_2	Energie reçu de t_b a $t_2=t_r$ (avec changement d'état)	Kcal/h
Q_c	Energie cédée par l'huile	M Kcal/h

He	Enthalpie d'entrée	Kcal/kg
Hs	Enthalpie de sortie	Kcal/kg
e	Epaisseur	M
Yi	Fraction molaire (phase vapeur) de chaque constituant	%
Xi	Fraction molaire (phase liquide) de chaque constituant	%
ω	Facteur acentrique	-
A, B, C, D et E	Facteurs donnés pour chaque constituant	-
Fc	Facteur de corrosion	-
L	Longueur de l'échangeur	M
Mi	Masse molaire de chaque constituant	Kg/Kmol
ρ	Masse volumique moyenne Du liquide ou du gaz a la Température calorique	Kg/m ³
nc	Nombre de passe coté Calandre	-
nt	Nombre de passe coté tube	-
N't	Nombre des tubes estimé	-
Nt	Nombres des tubes réels	-
Re	Nombre de Reynolds	-
Pr	Nombre de Prandtl	-
Nu	Nombre de nusselt	-
Nc	Nombre de carbone de constituant	-
Nch	Nombre de chicanes	-
P	Pression	Bars
Pr	Pression réduite	-
Pci	Pression critique de chaque Composant	Bars
Pcm	Pression critique du mélange	Bars
P	Pas triangulaire	M
ΔP	Pertes de charges	Kg/cm ²
ΔP_t	Pertes de charge à l'intérieur Des tubes	Kg/cm ²
ΔP_c	Pertes de charge a l'extérieur Des tubes	Kg/cm ²
Q	Quantité d'énergie	M Kcal/h
R	Résistances de l'échangeur	-
Rsi, Rso	Résistances d'encrassement	h.m ² .c/kcal
E	Rendement de l'échangeur	-
A	Surface de l'échangeur	m ²
at /ac	Section de passage par tube Calandre	m ²
T	Température	°C
Tb	Température de bulle	°C
Tci	Température critique de chaque	K

	composant	
T_{cm}	Température critique du Mélange	K
t_c	Température calorifique du GPL	°C
T_c	Température calorifique d'huile	°C
t_r	Température de rosé	°C
T_2	Température de sortie de L'huile	°C
T_1	Température d'entrée de L'huile	°C
t_1	Température d'entrée de GPL	°C
t_2	Température de sortie du GPL (température de rosée)	°C
T_t	Température de tube	°C
T_r	Température réduite	°C
G_t / G_c	Vitesse massique	Kg/hm^2
μ	Viscosité dynamique	$Kg/h.m$
μ_t	Viscosité dynamique a la Température du tube	Kg/hm

Sommaire

Résumé	
Remerciement	
Dédicace	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Abréviation	
Nomenclateurs	
Introduction générale.....	1

Chapitre I : Présentation du Champ Hassi Messaoud

I.1 Situation Géographique	3
I.2 Le Gisement de Hassi Messaoud.....	4
I.3 Historique.....	4
I.4 Description des installations.....	5
I.5 Capacités annuelles de la production.....	8
I.6 Description du Département GPL.....	8
I.6.1 Service GPL1.....	8
I.6.2 Service GPL2.....	8

Chapitre II : Description de l'unité GPL2

II.1 Historique de l'unité GPL2.....	9
II.2 Description de l'unité GPL2	10
II.2.1 Capacité de l'unité GPL2	10

II.2.2 Bilan de matière GPL2.....	11
II.2.3 Principe de fonctionnement de l'unité GPL2	12
II.3 Description du process de l'unité GPL2	13
II.3.1 Section Manifold	13
II.3.2 Section boosting	13
II.3.3 Section déshydratation	13
II.3.4 Section de refroidissement et de détente	13
II.3.5 Section de fractionnement.....	14
II.3.6 Section de Dépropaniseur	15
II.3.7 Section de stockage et pomperie	15
II.3.8 Section utilités	15
II.3.9 Réseau torche	16
II.3.10 Salle de contrôle.....	16

Chapitre III : Généralités

III.1 Le GPL	19
III.1.1 Définition de GPL	19
III.1.2 Origine de GPL	20
III.1.3 Propriété et Caractéristiques du GPL	20
III.1.4 Les différentes utilisations du GPL.....	24
III.1.5 Avantages écologiques du GPL en tant que carburant	24
III.2 Le condensat.....	24
III.2.1 Définition.....	24
III.2.2 Caractéristiques du condensât	25
III.2.3 Utilisations du condensât	25

III.3 Transfert de chaleur.....	27
III.4 La Vaporisation.....	27
III.4.1 Introduction.....	27
III.4.2 Problèmes de l'évaporation.....	28
III.5 Echangeur de chaleur	29
III.5.1 Introduction.....	29
III.5.2 Différents types d'échangeurs.....	30
III.5.3 Problèmes de fonctionnement	36

Chapitre IV : Dimensionnement de l'évaporateur

IV-1 Bilan Energétique de l'installation.....	40
IV.2 Caractéristiques de GPL à vaporiser	41
IV.2.1 Calcul de point de bulle (t_b) et de point de rosé (t_r).....	41
IV.2.2 Calcul de la Chaleur spécifique (C_p)	43
IV.3 Calcul d'énergie nécessaire pour la vaporisation.....	47
IV.3.1 Calcul d'énergie reçue par le GPL (Q_r).....	47
IV.3.2 L'énergie cédée par l'huile (Q_c)	48
IV.4 Calcul d'échangeur à faisceau et calandre.....	49
IV.4.1 Estimation de la surface A'	49
IV.4.2 Choix de diamètres d et D des deux tubes concentriques	52
IV.4.3 Détermination de nombre des tubes $N't$	53
IV.4.4 Détermination de U_s de l'appareil	53
IV.4.5 Choix des fluides à l'intérieure du faisceau et dans la calandre.....	53
IV.4.6 Température calorique T_c	53
IV.4.7 Calcul de coefficient de transfert propre U_p	55

IV.4.8 Calcul de nombre de chicanes	61
IV.4.9 Calcul de Température de tube T_t	61
IV.4.10 Vérification de la résistance d'encrassement R_s	62
IV.5 Propriétés et paramètres de l'évaporateur	62
Conclusion générale	64
Bibliographie	65
Annexe A : tableaux et graphes de calcul.....	67

Introduction générale

En Algérie, les hydrocarbures occupent une place très importante dans le développement économique du pays. L'accroissement de la rente pétrolière suite à l'augmentation conjointe des volumes produits et de la qualité des hydrocarbures.

Face au pétrole et gaz naturel, le condensat et le GPL représente l'un des produits importants dans l'industrie pétrolière, l'amélioration de ces produits est l'une des priorités de la politique énergétique de SONATRACH, ce qui a permis de constituer un complément à la production du pétrole et du gaz naturel.

L'unité GPL2 a été mise en service en 1997 au niveau du CIS (complexe industriel sud), ayant pour but de récupérer le GPL et le condensat des gaz associés, issus de la séparation du pétrole brut. Le GPL est expédié vers HEH (HOUD EL HAMRA), puis est envoyé vers le complexe d'Arzew à travers les stations de pompes.

Après notre affectation dans le service GPL2 nous avons remarqué des contraintes majeures relatives aux expéditions des GPL, pour cette raison nous avons proposé avec l'ingénieur un système de vaporisation de GPL qui peut d'une part réaliser une indépendance totale entre la production des produits ; de tête (GPL) et de fond (condensat) de la colonne (débutaniseur) et d'autre part pour atteindre les principaux objectifs suivants :

- 1) Maîtriser le stockage de GPL d'une façon adaptée avec la norme de sécurité de l'installation.
- 2) Assurer une production permanente des condensats valorisés de l'unité UVC par le maintien de la production du condensat de l'unité GPL2.
- 3) Faciliter la production de GPL après la résolution du problème de transport de ce dernier.
- 4) Envoyer un gaz résiduel enlevé des C_5^+ vers les stations de compression, qui sont conçues pour comprimer uniquement un gaz traité.

Dans le but d'atteindre les objectifs suscités, le présent mémoire est organisé en deux parties comme suit :

La première partie est consacrée à l'étude technologique qui comporte trois chapitres.

Chapitre I : présentation du champ Hassi Messaoud.

Chapitre II : description de l'unité GPL2.

Chapitre III : généralité.

La deuxième partie comporte un seul chapitre.

Chapitre V : dimensionnement de l'évaporateur.

Chapitre I : Présentation du Champ Hassi Messaoud

I.1 Situation Géographique :

Le champ de Hassi Messaoud se situe à 850 km Sud/Sud Est d'Alger et à 350 km de la frontière Tunisienne, sa localisation en coordonnées LAMBERT Sud Algérie :

X = (790.000 – 840.000) Est. Y = (110.000 – 150.000) Nord.

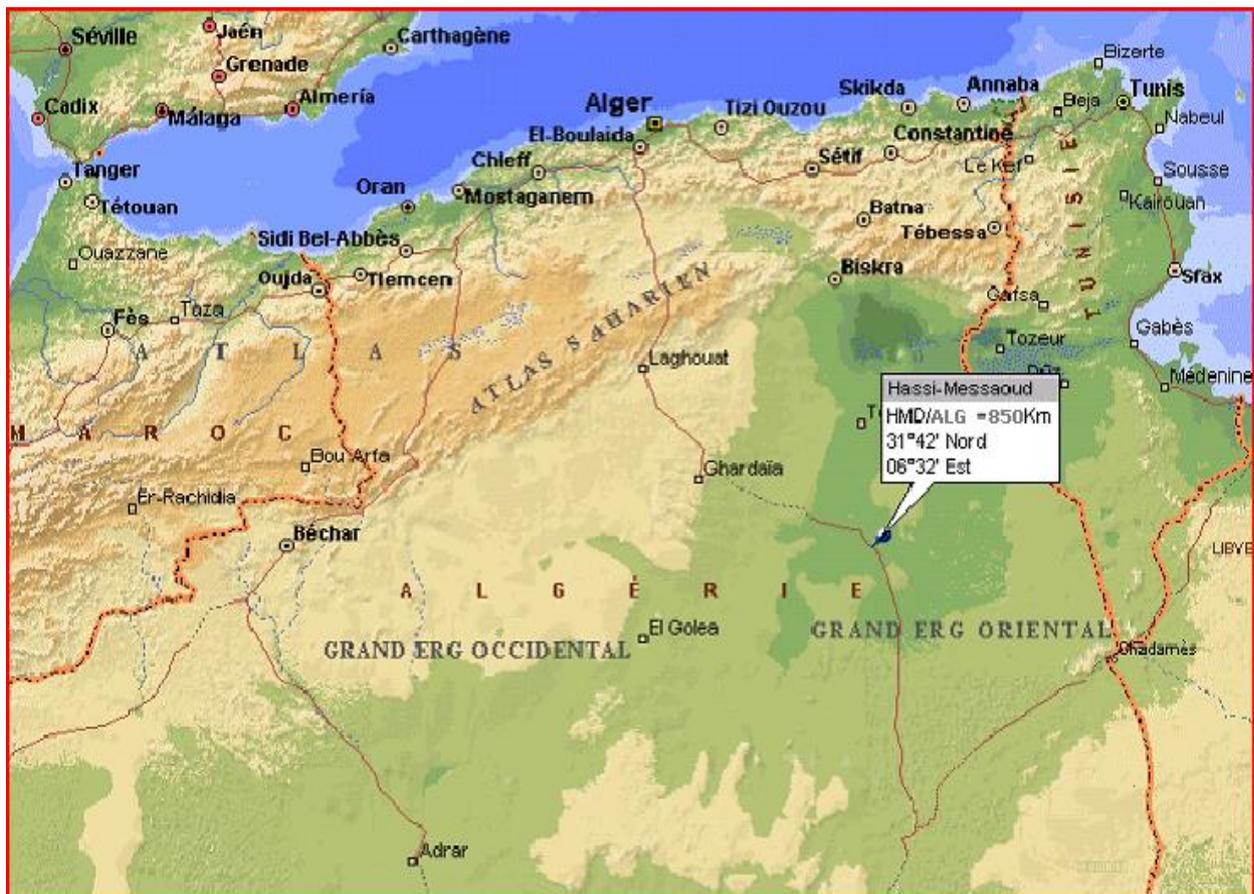


Figure I.1: Situation géographique du Champs HMD

I.2 Le Gisement de Hassi Messaoud :

Le 15 Janvier 1957, le premier forage MD1 a mise en évidence la présence d'huile à 3338 m de profondeur dans les Grés du Cambrien.

En mai 1957, à 7 km au NNW de MD1, le forage OM1 a confirmé l'existence d'huile dans les Grés Cambrien.

Actuellement, le champ est divisé en 25 zones en fonction de l'évolution de la pression des puits et de leur production.

SUPERFICIE : 3300 KM2

FORMATION : CAMBRO-ORDOVICIEN

PROFONDEUR : entre 3250 et 3500 M

EPESEUR : jusqu'à 300M

HUILE LEGERE DE DENSITE API = 45,4

1957 : DECOUVERTE (MD1)

1958 : DEBUT DE LA PRODUCTION EN JUILLET

1993 : PREMIER FORAGE HORIZONTAL (MDZ 453)

1996 : PREMIERE REPRISE EN SHORT-RADIUS (MD 218)

I.3 Historique :

1956 : Découverte du champ (Forage de MD 01)

1958 : Mise en exploitation du champ Sud

1959 : Mise en exploitation du champ Nord

1960 : Création du CIS et CINA

1960-1970 : Réalisation de 05 Unités de séparation ; 02 Unités de Réinjection de gaz ; 01 Toppinget 02 Unités de Stabilisation.

1970-1980 : Réalisation de 02 Unités GPL ; 07 Unités de séparation Satellites ; 01 Raffinerie ;

01 Unité d'injection d'eau ; 05 Unités Boosting et 05 Unités de Réinjection de gaz

1980-1990 : Réalisation de 02 Unités de Réinjection d'eau ; 01 Unité de séparation Satellites ; 06 Unités Boosting ; 01 Unité de séparation et 02 Unités d'injection de gaz.

1990-2000 : Réalisation de 17 Unités Boosting ; 06 Unités de Réinjection de gaz ; Unité de séparation de gaz ; 01 Unité de GPL et 02 Unités d'azote.

2000 à ce jour : Réalisation de 02 Units de Traitement des eaux Huileuse ; 01 Unité de valorisation des Condensats ; 01 Unité de stabilisation d'huile « UTBS » ; 01 Unité de production de GPL et de Condensat et Unité de séparation LDHP (Ligne Direct Haute Pression) « ZCINA ».

I.4 Description des installations :

La production d'un puits est un mélange triphasique composé d'hydrocarbures liquide et gaz, d'eau et impuretés. Cette production subit un traitement niveau des complexes industriels CIS et CINA avant d'être expédiée.

Les quatre complexes CIS et UTBS et CINA et ZCINA composés d'une chaîne de procédés plus ou moins complexes ont pour fonction le traitement des effluents provenant des puits producteurs.

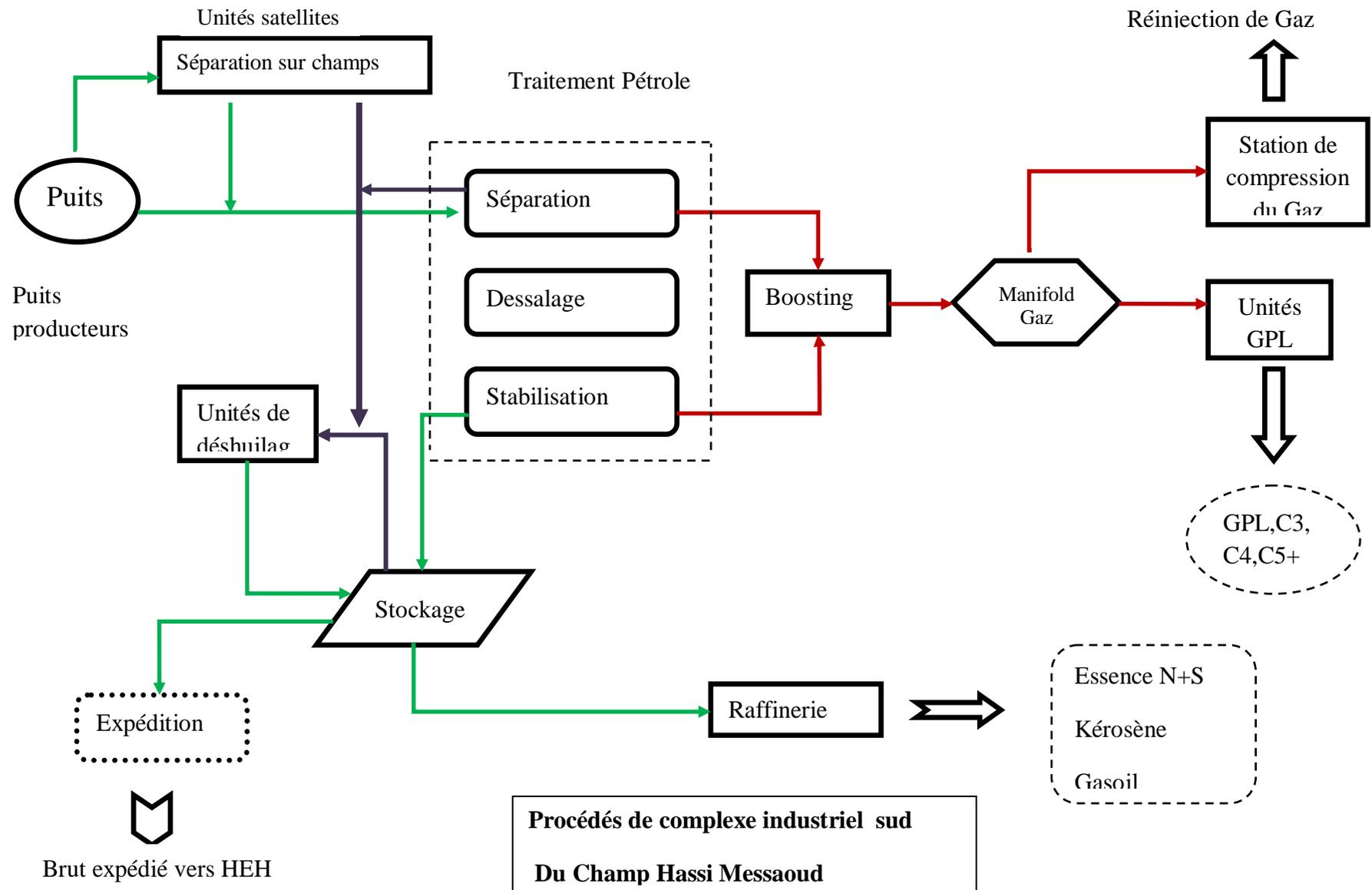
Ces procédés sont faits pour prendre en charge :

Le traitement du pétrole brut : séparation huile-eau gaz, dessalage et stabilisation pour la production d'un pétrole brut conforme aux normes commerciales (TVR, Salinité, Densité...).

Le traitement des gaz associés produits aux cours du processus du traitement du pétrole brut pour la production des GPL et condensats.

Le traitement des eaux huileuses générées lors du processus traitement de pétrole brut pour la protection de l'environnement.

Le raffinage d'une partie du brut pour la production de carburants; approvisionnement du marché local.



I.5 Capacités annuelles de la production :

Le tableau suivant représente la production annuelle (Année 2014) au niveau du CIS et CINA :

Tableau I.1 : Production annuelle au niveau du CIS et CINA

PRODUITS	PRODUCTION EN TONNE	
	CIS	CINA
PETROLE BRUT	8060206,701	8870981,295
CONDENSAT	322855,030	150457,799
GPL	1046232,469	1236061,446
PRODUIT RAFFINES	639542,794	—

I.6 Description du Département GPL :

Le département GPL sud se compose de deux services :

I.6.1 Service GPL1 :

L'unité GPL1 a été mise en service en 1973 par la firme anglaise FLUOR-ENGLAND-LTD dans le but de récupérer le GPL contenu dans les gaz de séparation et de stabilisation du pétrole brut au niveau du complexe industriel sud.

La production de l'unité est d'environ 1330 T/J de GPL et 300T/J de propane et 150 T/J de butane.

I.6.2 Service GPL2 :

L'usine GPL2 a été réalisée en 1994 suite à un contra de partenariat entre SONATRACH et JGC, pour produire environ 4890 T/J de GPL et 1050T/J de condensat et 240T/J de propane et 160 T/J de butane.

II.1 Historique de l'unité GPL2 :

L'unité de traitement de gaz du pétrole liquéfié GPL est implantée au centre industriel sud de HASSI-MESSAOUD. Les travaux de construction ont débutée en 1994 la supervision est assurée par la firme japonaise JGC (japon gasoline corporation), elle a été mise en marche en 1997 dans le but de récupérer le maximum de gaz de propane et de butane (C3&C4).

L'unité GPL2 a été réalise suite a un contra de partenariat entre SONATRACH et JGC .la partie engineering du projet a été confiée a JGC, tandis que les travaux de construction ont été entrepris par des sociétés et les entreprise de construction algériennes réparties comme suite :

- Entreprise de Grand Travaux Pétroliers (GTP) 80%
- Entreprise de génie civil et béton (GCB) 16%
- Entreprise Nationale De Construction Et Charpente (ENCC) 3%
- Sidérurgie Engineering Métallique/Entreprise Chaudronnerie Métallique (SIDEM/ECM) 1%

Le nombre total d'heures de travail effectuées a été de 34.560 heures, le démarrage effectif de la production **le 05 janvier 1997.**

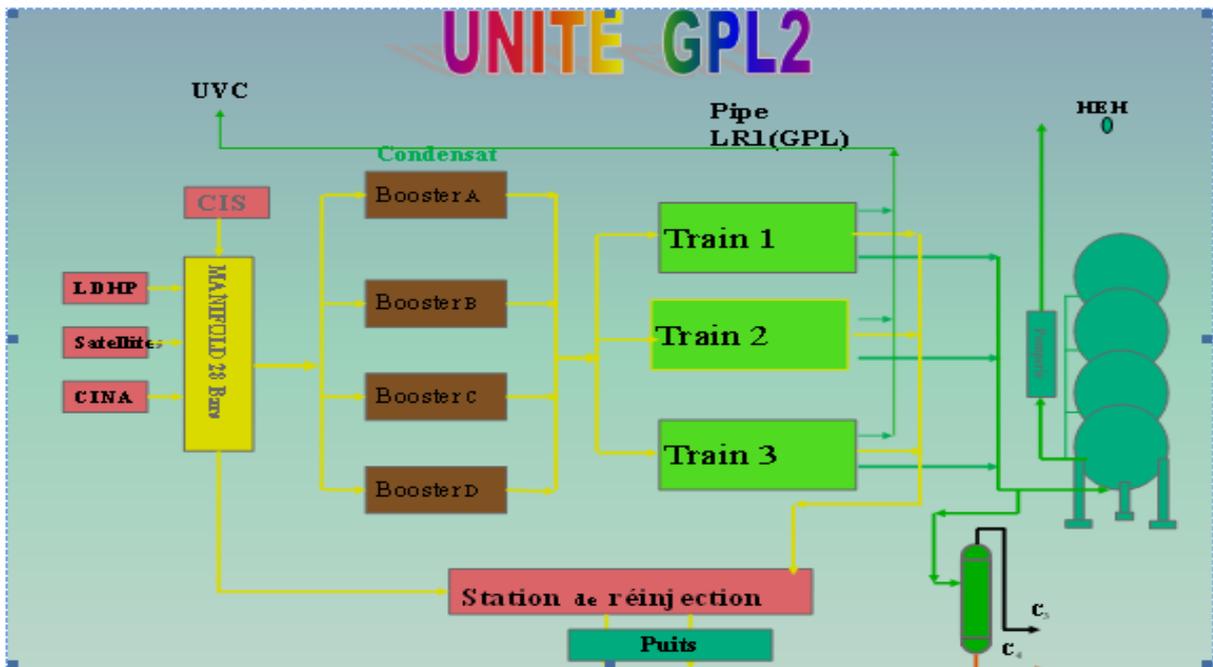


Figure II.2 : schéma générale de l'unité GPL2

II.2 Description de l'unité GPL2 :

L'unité GPL2 est destinée à récupérer le mélange (butane – propane liquéfié) contenu dans les gaz de charge qui sera expédié vers les complexes de séparation à **Arzew** via des stations de pompage (pipe LR1) et **Houad El Hamra**.

Les condensats produits dans l'unité est envoyé vers UVC, tandis que le gaz résiduel constitué principalement de méthane et d'éthane est envoyé vers les stations de compression pour la réinjection dans le gisement.

L'unité est composée des sections suivantes :

- Manifold
- Boosting
- Trains de liquéfaction
- Stockage et pomperie
- dépropaniseur
- utilités
- salle de contrôle

II.2.1 Capacité de l'unité GPL2

Tableau II.2 : capacité de l'unité GPL2

	Gaz riche	Gaz pauvre
Gaz d'alimentation (MMNm ³ /J)	24	24
GPL produit (tonnes/jour)	4890	3050
Condensat (tonnes/jour)	1050	600
Propane (tonnes/jour)	240	240
Butane (tonnes/jour)	160	160

Les spécifications des produits issus de cette unité sont représentées sur le tableau :

Tableau II.3 : spécification des produits

Produits	spécifications	teneurs
GPL	C ₂ ⁻ C ₅ ⁺ Eau	< 3% en mol < 0.4% en mol < 50 ppm
Gaz traité	Pression Température Teneur eau	≥ 28 bars ≤ 55 °C ≤ 3 ppmv
Propane	C ₄ ⁺ TVR	< 2.5% en vol <14.34 bar
Butane	C ₅ ⁺ TVR	< 2% en vol < 4.83% bar
Condensat	Densité TVR	0.71 < densité < 0.725 en kg/l ≤ 0.75 kg/cm ²

II.2.2 bilan de matière de GPL2 :

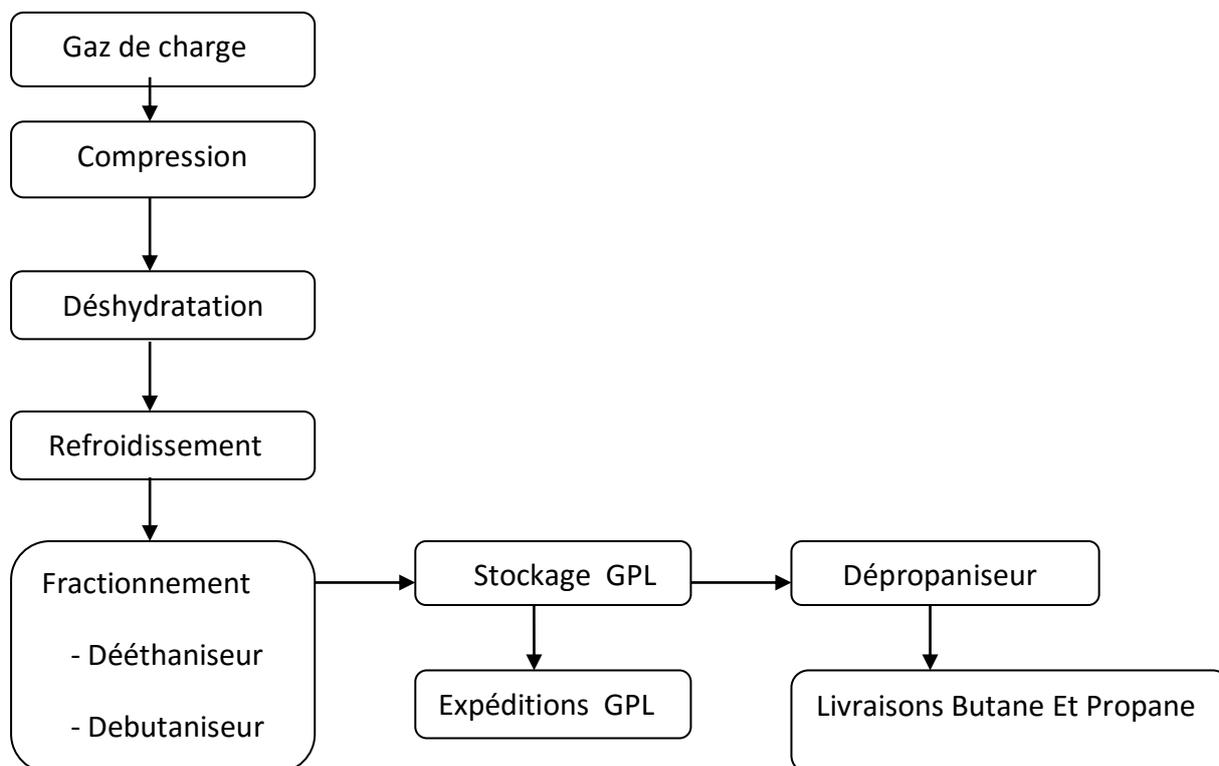
Les bilans design de l'unité GPL2 pour un gaz riche est représentés sur le tableau suivant :

Tableau II .4 : bilan de matière design de l'unité (gaz riche)

NATURE		Charge	Gaz traité	GPL	Cond	Propa	Buta
%	H2O	0.73	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
M	N2	2.68	3.01	0.00	0.00	0.00	0.00
O	CO2	1.53	1.73	0.00	0.00	0.00	0.00
L	C1	63.14	70.92	0.00	0.00	0.00	0.00
A	C2	18.13	20.22	1.38	0.00	2.07	0.00
I	C3	9.16	3.79	65.01	0.00	96.00	3.00

R E	IC4	0.84	0.11	8.29	0.09	1.28	22.32
	NC4	2.43	0.20	24.92	2.00	0.65	73.48
	IC5	0.39	0.01	0.32	26.62	0.00	0.97
	NC5	0.55	0.01	0.08	39.93	0.00	0.23
	C6	0.31	0.00	0.00	22.95	0.00	0.00
	C7	0.11	0.00	0.00	8.41	0.00	0.00
	Total	100	100	100	100	100	100
Poids Mol		24.13	20.00	48.68	77.43	44.08	57.87
Débit kmol/h		13139.0	12477.0	1247.7	187.4	228.3	114.1
Débit Sm ³ /h		314811	298948	-	-	-	-
Débit kg/h		317072	261118	60730	14540	10063	6604
Pression barg		26.0	32.4	14.0	14.4	19.5	19.9
Température °C		60.0	84.3	55.4	55.0	56.6	55.0

II.2.3 Principe de Fonctionnement de L'unité GPL2 :



II.3 Description du process de l'unité GPL2 :

II.3.1 Section manifold :

Le gaz séparé du pétrole brut au niveau des champs satellites et au niveau des complexes industriels nord et sud est collecté dans le manifold **28 bar** pour alimenter les deux unités de GPL (unité GPL1 et GPL2).

Le gaz résiduel de ces deux unités, constituées principalement de méthane-éthane, retourne vers les stations de compression. Une partie de ce dernier est utilisée comme fuel-gaz dans les fours et turbines.

La capacité de réception de ce manifold est d'environ **40 000 000 NM³/J**.

II.3.2 Section boosting :

La section de boosting est composée de 4 compresseurs de 30000 CV unitaire entraîné chacun par une turbine a gaz du type « général Electric fram 5001 », ces quatre compresseurs monté en parallèle aspirent le gaz d'alimentation d'une même collecteur a une pression de **27 bars** et refoulent dans un collecteur commun a une pression de **97 bars** , le gaz étant ensuite dirigé vers les trois trains de liquéfaction .

II.3.3 Section de déshydratation :

Chaque train est composé de trois déshydratations dont 02 en service et 01 en régénération, la capacité de traitement de gaz par train est de l'ordre de **8.000.000 Stdm³/J**.

Cette section a pour but d'éliminer l'eau contenu dans le gaz afin d'éviter la formation des hydrates et le bouchage dans la parties cryogénique a basse température.

II.3.4 Section de refroidissement et de détente :

Le gaz déshydraté subit un pré refroidissement au niveau des échangeurs cryogéniques utilisant l'auto-refroidissement, et sa température chute a **12°C** ce flux est séparé dans le ballon entrée turboexpander (D203).

La phase liquide servira de première charge au dééthaniseur après avoir cédée ses frigories dans des batteries d'échangeurs. La phase vapeur subit une détente au niveau de

l'expander. la température chute a **45°C** et il se produit une condensation partielle du gaz, le mélange biphasique est séparée dans le ballon de refoulement de l'expander (D204).

La phase liquide de séparation, après avoir cédée frigories dans le condenseur de tête du dééthaniseur **E 207** et dans la batterie d'échangeurs, est envoyée comme deuxième charge au dééthaniseur. après avoir cédée ses frigories dans le condenseur de tété du dééthaniseur **E208** et dans la batterie d'échangeurs, est comprimée a **29 bars** par le compresseur **K 201**, entraîné par l'expander ce gaz est ensuite dirigé vers le manifold.

II.3.5 Section de fractionnement :

II.3.5.1 dééthaniseur (11-C-201) :

C'est une colonne de fractionnement constituée de 48 plateaux a clapets et sont rôle consiste en la séparation de la charge en constituants légers (méthane & éthane) en tête est les constituants lourds au fond (propane et plus) ces derniers serviront de charge au débutaniseur. Les paramètres opératoires de cette colonne sont les suivants :

- pression de service : 23.6 bars.
- température de tété : -23°C.
- température de fond : 90°C.
- reflux total.

II.3.5.2 débutaniseur (11-C-202) :

C'est une colonne à 33 plateaux a clapets fonctionnant a une pression de 14 bars. et son rôle consiste en la séparation de la charge issue du fond su dééthaniseur en :

- produit de tété : GPL (mélange de propane et butane)
- produit de fond : condensat (fraction pentane et plus)

Le produit fini (**GPL**) est envoyé vers les sphères de stockage puis expédié vers la pipe **LR1**.

II.3.6 Section de dépropaniseur (14-C-301) :

Le dépropaniseur est une colonne composée de 33 plateaux à clapets, son rôle est de produire du propane comme produit de tête et le butane comme produit de fond.

Les paramètres opératoires de cette colonne sont les suivantes :

- pression de service : 20 bars
- température de tête : 58°C
- température de fond : 11°C

II.3.7 Section de stockage et pomperie :

Le stockage comprend :

- trois sphères d'une capacité unitaire de 500 m³
- deux pompes verticales d'expédition
- deux pompes verticales de recyclage de (C₃ et C₅)

II.3.8 Section utilités :**II.3.8.1 réseaux d'air instrument et d'air service :**

L'air fourni par les compresseurs axiaux des turbines à gaz et les compresseurs d'air à vis sert :

- d'une part pour fournir de l'air service (besoins unité, utilités utilisation pour soufflage nettoyage ou autres).
- d'autre part d'air l'air instrument (air (séché par des sécheurs d'air à alumine) pour les vannes de contrôle et l'instrumentation de l'unité.

II.3.8.2 unités de production d'azote :

Cette unité est conçue pour produire de l'azote à l'état gazeux pour les besoins internes. La capacité de production est de **200 Nm³/h**, l'azote produit est stocké à une pression de **33m³**. Le teneur d'oxygène ne dépassant pas un taux de 2%.

II.3.9 Réseau torche :

Le système de torche est constitué de rois torche distinctes

- torche compresseurs 30'' : elle assure la décompression des compresseurs fonctionnant à une pression de 97.3 bars en moins de 5 minutes.
- Torche haute pression 24'' : Chaque train est doté d'une torche de décompression pour assurer la sécurité de l'installation et de équipements en cas de déclenchement électrique, augmentation de pression.

II.3.10 Salle de contrôle :

En phase de démarrage, les vannes stratégiques de process et celles des machines tournantes sensibles sont actionnées à partir des régulateurs en salle de contrôle pour assurer une évolution graduelle des différents paramètres (pression, température, débit, vitesse de rotation).

La salle de contrôle de l'unité GPL2 est équipée d'un système de contrôle et sophistiqué appelé Distributed Control System (DCS), composé de huit consol I.C.S (Information Control System) assurant l'interface entre l'opérateur et les organes de régulation.

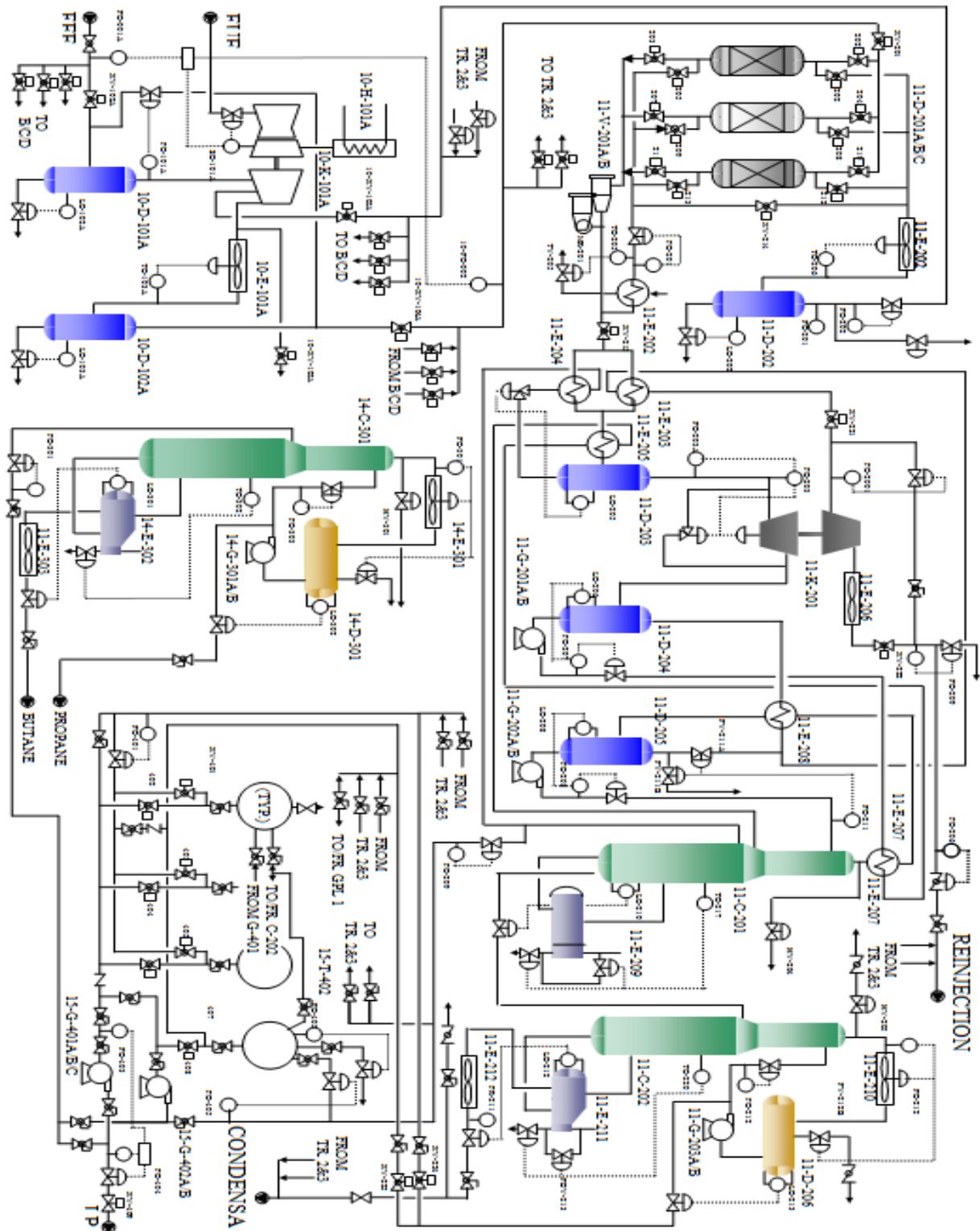


Figure II. 3 : Schéma process de l'unité GPL2

Introduction

Durant la dernière vingtaine d'année, une nouvelle énergie a réussi à se frayer un chemin à côté du pétrole et du gaz naturel ; il s'agit des gaz de pétrole liquéfiés (GPL). Ce produit représente le lait nourricier de l'Algérie, il est considéré comme une importante source d'énergie qui contribue à la satisfaction des besoins éristiques mondiaux. Grâce à leurs atouts d'énergie propre et transportable pour l'industrie et l'automobile (GPL/c).

Le GPL qui est composé essentiellement du propane et du butane, s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation, vu son pouvoir calorifique important et son aspect non polluant car il ne contient pas de soufre. Notons aussi que le GPL constitue une charge pétrochimique intéressante pour la fabrication des polyméries. Ce combustible fait actuellement l'objet de plusieurs utilisations dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et d'autres avantages d'un point de vue écologique. L'atout majeur du propane est la réaction importante considérée comme l'une des préoccupations prioritaires de l'heure à travers le monde, la destruction de la couche d'ozone, l'utilisation du propane pourrait réduire à néant les émissions du dioxyde de soufre, 60% celles du dioxyde de carbone et 50% celles du dioxyde d'azote.

Des les années 70, l'Algérie par le biais de SONATRACH n'a cessé de créer des unités de récupération de GPL dans tout le territoire national y compris la zone de Hassi-Messaoud, avec pour objectif valorisation du brut Algérien en produisant des produits à valeur ajoutée importante et qui ont un impact direct et indirect sur l'évolution économique et la commercialisation des hydrocarbures de la société Algérienne.

III.1 Le GPL :

III.1.1 Définition du GPL :

Le gaz de pétrole liquéfié ou GPL est un mélange gazeux d'hydrocarbures légers (hydrocarbures saturés) à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut être à l'état liquide, dès qu'on le soumet à l'une des conditions suivantes [1] :

- Pression relevée à la température ambiante
- Pression atmosphérique et température basse
- Pression modérée et température partiellement basse

Cette propriété, leur confère l'avantage de manipuler et / ou d'emmagasiner une importante quantité d'énergie sous un très faible volume (1 litre de GPL liquide égale 250 litre de GPL gazeux), ce qui permet de transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées pour pouvoir être liquéfiés à la température ambiante, et de le commercialiser aisément, dans les bouteilles en acier.

La production de ce carburant est issue du raffinage du pétrole (40% des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60% des ressources mondiales). ainsi, les GPL existent aussi à l'état naturel. Dans le passé, le GPL étaient détruits par torchage (brulage des gaz indésirables), gaspillant le potentiel de cette énergie exceptionnelle.

La composition chimique du GPL est variable selon les normes et sa utilisation dans différents pays (50% butane, 50% propane en France et 95% butane, 5% propane aux états-unis). Il peut contenir, le propylène, butène et une faible quantité de méthane (CH_4), éthylène, pentane (C_5H_{12}), et exceptionnellement des hydrocarbures tels que butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique [2].

Le propane et le butane commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

Donc, le GPL est un gaz riche, il contient du $C_3+iC_4+nC_4$ trace de $(C_2+iC_5+nC_5)$. Ce mélange est aussi appelé « BUPRO » car il contient de fortes proportions en C_3 et C_4 .

I : étant l'iso X

N : étant le nombre de carbone

X : étant le nom du carbonyle [3]

III.1.2 Origine de GPL :

Les GPL sont extraits à partir de diverses sources qui peuvent être :

- Du pétrole brut après raffinage comme sous produit
- De la récupération à partir des champs gaziers
- De la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers)
- Comme sous produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel (GNL) [3]



Figure III.1 : origine du GPL [1]

III.1.3 Propriétés et caractéristique des GPL [4] :

Les particularités physico-chimiques des GPL (tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, point d'ébullition) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures.

III.1.3.1 propriétés physiques :

Le GPL a la particularité de pouvoir être liquéfié a température ambiante, sous une faible pression (3bars). A pression atmosphérique, il se liquéfie a une température de l'ordre de -30°C .

Tension de vapeur :

c'est la pression à laquelle est maintenu un gaz à l'intérieur d'un récipient pour qu'il reste à l'état liquide. Le GPL soumis a des températures supérieures aux points d'ébullition du propane et du butane une tension de vapeur a 20°C égale a :

- Pour le butane=2 bars
- Pour le propane=8 bars

A noter que plus la température est élevée plus la pression augmente.

Densité : à l'état gazeux, le GPL est plus lourd que l'air ; la densité du propane égale a 0.51 et celle du butane a 0.58.

Expansion (distillation) : a l'état liquide, le GPL a un coefficient de distillation important dont il faut tenir compte lors de son stockage, car les sphères ne doivent jamais être remplies complètement.

- La distillation du GPL est d'environ 0.25% par degré Celsius.

Température d'ébullition : a la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de -1°C et celle du propane est de -40°C . A toute température inférieure a celle-ci, le butane et le propane sont à l'état liquide.

Pouvoir calorifique : le GPL a un pouvoir calorifique élevé

- Propane 122200 kcal/Nm³.
- Butane 11800 kcal/Nm³.

➤ Le GPL est non corrosif de l'acier mais l'est habituellement pour l'aluminium, le cuivre et ses alliages.

- Le GPL n'a pas de propriétés lubrifiantes et ceci doit être pris en considération lors du dimensionnement et de conception des équipements pour GPL (compresseurs et pompes).
- Inflammable dans des limites relativement faibles.
- Etat gazeux a la température ambiante.
- Ses caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.
- Le GPL est aussi caractérisé par un indice d'octane recherché (NOR) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement des valeurs de RON de chacun de ses constituants. par ailleurs, son indice d'octane moteur (NOM) est lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques [1]

III.1.3.2 propriétés chimiques :

	Propriétés chimiques	Conséquences pratique
Toxicité	Le butane et le propane ne sont pas toxiques	
Couleur et odeur	Le GPL est incolore, soit a l'état vapeur ou liquide. A l'état naturel, le GPL est inodore. il peut donner au contact de l'air, des mélanges explosifs ; pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté. Cet odorant est a base de soufre appelés Mercaptans. Le GPL que l'on trouve dans le commerce contient un additif odorant à base de soufre, afin de faciliter la détection des fuites.	L'odorant permet de signaler l'existence d'une fuite qui est recherchée avec un produit moussant, jamais avec une flamme.

Etat gazeux	Le GPL – aux conditions normales de pression et température est un gaz plus lourd que l'air.	En cas de fuite, il a tendance à s'accumuler dans les points bas.
Etat liquide	Le GPL liquide est plus léger que l'eau	Les réservoirs sur les trains inondables (instables) doivent être ancrés parce qu'ils risqueraient le flotter en cas d'inondation.
Action sur les composés organiques	Le GPL dissout les graisses, les huiles et les vernis	Les joints et les trigones doivent être en caoutchouc synthétique de qualité appropriée.
Solubilité	Il est insoluble dans l'eau	
Fluidité	Très fluide a l'état liquide et gazeux.	Le choix et la réalisation des circuits d'alimentation doivent se faire soigneusement.
impureté	Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes : - Teneur en gaz sec inférieure ou égale à 3 % mol. - teneur en condensat inférieure ou égale a 0.4 % mol.	

III.1.4 Les différentes utilisations du GPL :

Les domaines d'utilisations du propane et du butane sont très nombreux et diversifiés :

- Utilisations domestiques (cuisine, chauffage).
- Utilisations pétrochimiques (production d'oléfines).
- Utilisations industrielles :
 - ✓ Climatisation et refroidissement à l'échelle industrielle.
 - ✓ Production de carburants.
 - ✓ Centrale électrique : combustible pour la génération électrique.

III.1.5 Avantages du GPL en tant que carburant :**III.1.5.1 avantage :**

La promotion du GPL dans le secteur du transport est surtout liée aux préoccupations environnementales ; en effet ce produit présente des caractéristiques non polluantes par rapport aux autres carburants.

Le GPL présente les avantages suivants :

- Il est très peu polluant : absence de plomb tétra-éthyle, soufre ou monoxyde de carbone.
- Absence d'additifs.
- Indice d'octane élevé, supérieur à celui de l'essence.
- Durée de vie du moteur du véhicule plus longue.
- Moins cher que l'essence.

III.2 Le condensat :**III.2.1 Définition :**

Le condensat est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffinique, de l'iso pentane (iC_5H_{12}) jusqu'au dodécane ($C_{12}H_{26}$) et plus, généralement extrait des gisements du gaz a

condensat. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

III.2.2 Caractéristiques du condensat [5] :

Les principales caractéristiques physiques du condensat sont :

Aspect : c'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.

Poids spécifique : le poids spécifique du condensat est compris entre 0.7 à 0.8.

Point d'éclaire : son point d'éclaire est inférieur à -40°C .

Limité d'inflammabilités : Il est très inflammable, car il a un point d'éclaire inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1.4 à 7.6% vol (dans l'air).

Densité de vapeur : les vapeurs de condensat sont plus lourds que l'air, la densité de vapeur est de : 3 à 4 (dans l'air) [6].

Explosivité et inflammabilité : le condensat est un fluide hautement inflammable et évaporable la température et pression normal. Du fait qu'il n'est pas électro conducteur, il présente un danger d'inflammation ou explosion par l'étincelage électrostatique amorcé par un écoulement, filtration, pulvérisation...ect.

Toxicité physiologique : les vapeurs du condensat sont toxiques, lorsqu'un homme s'y expose, le premier symptôme constaté sera l'irradiation des yeux ce qui sera suivi de symptômes névropathies, lorsque la concentration des vapeurs du condensat sont de l'ordre de 0.025 à 0.05% vol. Dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux. Même après plusieurs heures d'inhalation [7].

Précaution hygiéniques : pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensat à moins 3000 ppm.

III.2.3 Utilisation du condensat :

La particularité du condensat réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : la pétrochimie et le raffinage.

Cette bivalence confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqueur.

III.2.3.1 domaines du pétrochimie :

- La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, secteur où la demande est très importante.
- Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines ; dans ce secteur, trois éléments dominent :
- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène. Avec une croissance moyenne annuelle de 4% pour le premier et proche de 5% pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/ éthylène.
- L'accroissement de la contribution de catalytique à la fourniture de propylène.

L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes

Le condensat est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques C₅ - C₇ ayant bon potentiel de production d'oléfine, une faible quantité en hydrocarbures aromatique, qui se transforment en poly-aromatique lors de vapocraquage.

III.2.3.2 domaines du raffinage :

Le condensat est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leur prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensat est moins coûteuse, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence en transformant les normales paraffines en iso paraffines qui ont un haut indice d'octane (NO), utilisé également dans le reforming catalytique.

III.3 Transfert de chaleur :

III.3.1 Introduction :

On définit le transfert de chaleur comme de l'énergie thermique en transit à cause d'une différence de température. On peut observer les phénomènes de transfert de chaleur aussi bien dans des situations industrielles (fours, réacteurs, échangeurs de chaleur, colonnes de distillation, chambres froides...) que dans notre vie quotidienne (le chauffage et l'isolation de la maison, la cuisine des aliments, les vêtements d'hiver et le facteur de refroidissement éolien, le coup de soleil sur la plage...) [8].

Les trois modes de transfert de chaleur sont [9] :

- La conduction
- le rayonnement
- La convection

❖ **La convection** : il s'agit d'un transfert de chaleur qui s'effectue grâce à un mouvement de matière dans un milieu liquide ou gazeux.

En effet, la circulation d'un fluide chauffe et fait circuler la chaleur. C'est donc un terme plutôt réservé aux fluides.

❖ **La conduction** : la conduction correspond au transfert de chaleur direct entre des matières en contact. la conduction thermique est un terme spécifique aux solides.

❖ **Le rayonnement** : tout corps émet des rayonnements dont la fréquence (et donc l'énergie) dépend de la température de ce corps ; ce phénomène est décrit par la loi de Wien à température ambiante la majorité de ces rayonnements sont des infrarouges qui sont absorbés par la matière environnante et en convertis en chaleur.

III.4 La vaporisation :

III.4.1 Introduction :

L'évaporation, telle que nous l'entendons correspond au passage de l'état liquide à l'état vapeur. Nous englobons dans ce même concept la vaporisation calme en surface d'un liquide et celle avec formation de bulles dans la masse que l'on appelle ébullition.

De même, nous ne ferons pas de distinction entre les bouilleurs et les rebouilleurs.

Plus généralement, l'évaporateur est l'appareil, ou l'ensemble d'appareils, destiné à réaliser l'évaporation, c'est-à-dire le passage de tout ou partie d'un liquide à l'état de vapeur.

L'évaporation peut se limiter à un simple changement de phase d'un liquide pur dont la composition ne change pas. Ce phénomène permet le transfert de chaleur d'un fluide à un autre et l'absorption d'énergie des conditions de température et de pression constantes pour un fluide vaporisé. C'est le cas des chaudières ou des vaporiseurs de gaz liquéfiés qui interviennent dans certains procédés et, en particulier, dans les pompes à chaleur à compression [10].

III.4.2 Problèmes des l'évaporation :

Toutes les applications de l'évaporation ne peuvent pas être résolues par un seul type d'appareil. Il faut donc adapter les évaporateurs aux problèmes spécifiques dont les principaux sont énumérés ci-après [11].

III.4.2.1 Température d'ébullition élevée :

Certaines solutions ont une température d'ébullition très supérieure à celle de l'eau à la même pression (soude caustique, acide sulfurique...). Le chauffage de l'évaporateur par la vapeur d'eau doit se faire à des pressions très élevées. Pour cette raison, on préfère parfois d'autres moyens de chauffage (fluides thermiques, sels fondus, chauffage par induction) [11].

III.4.2.2 Sensibilité à la température :

Certains produits, les corps organiques principalement, sont décomposés s'ils sont soumis à une température trop élevée. L'évaporation de ce type de solution doit être réalisée de telle sorte que les conditions critiques (température- temps) de décomposition ne soient pas atteintes. Ainsi, si la paroi d'échange est à température élevée, il faut veiller à ce que le temps de séjour du liquide au contact de cette paroi soit limité [12].

III.4.2.3 Viscosité élevée :

Si les solutions soumises à l'évaporation sont le plus souvent assez fluides, il arrive que l'on ait affaire à des solutions qui, par concentration, atteignent une viscosité telle que le produit s'écoule difficilement. Il se pose alors :

- Le problème de séparation de la vapeur, qui est résolu par un agencement convenable du séparateur (pas nécessairement une augmentation de section) ;
- Le problème de l'homogénéité de la solution, surtout pour éviter la surconcentration de produit au contact de la paroi chauffante, qui ne peut être résolu que par augmentation de la turbulence au contact de cette paroi (circulation forcée, ou évaporateur à film agité. L'élévation de température des solutions permet de diminuer la viscosité dans bien des cas, mais il arrive que les solutions soient à la fois visqueuses et sensibles à la température [13].

III.5 Échangeur de chaleur :

III.5.1 Introduction :

Les échangeurs de chaleur sont des appareils permettant de transférer de la chaleur entre deux fluides à des températures différentes. Dans la plupart des cas, les deux fluides ne sont pas en contact, et le transfert s'effectue à travers une surface d'échange. Au sein de la paroi séparatrice, le mécanisme de transmission de la les phénomènes de convection qui prédominent.

Dans de nombreux cas les fluides restent monophasiques, qu'ils soient gazeux ou liquides. Il existe toutefois trois grandes catégories d'échangeurs dans les quelles surviennent des changements de phase : les vaporiseurs ou évaporateurs ou l'on vaporise un liquide, les condenseurs ou une vapeur est liquéfiée, et les vapo condenseurs dans lesquels les deux fluides changent de phase [14].

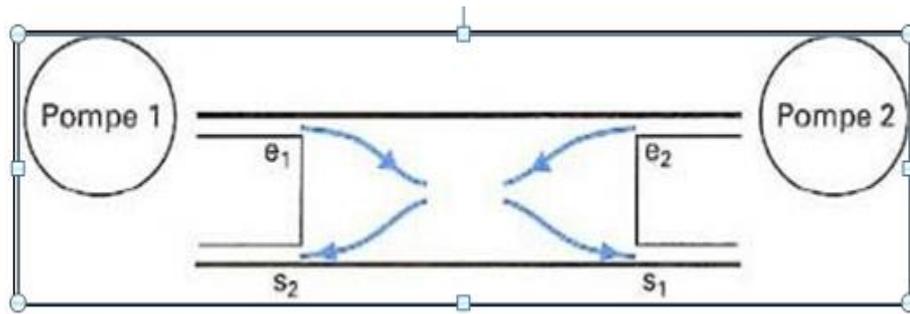


Figure III.2 : schéma simplifié d'un échangeur

Avec e_1 et s_1 respectivement entrée et sortie du fluide 1, e_2 et s_2 respectivement entrée et sortie du fluide 2.

III.5.2 Différents types d'échangeurs :

III.5.2.1 échangeurs doubles tube :

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tube concentriques raccordes a leurs extrémités par des coudes. Les divers éléments sont tous assembles par des raccords a démontage rapide, et un remplacement des tubes est possible [15]. Les problèmes de dilation thermique et d'étanchéité entre le tube intérieur et le tube extérieur sont résolus par l'utilisation de presse étoupe ou de joint torique. Les tubes sont généralement en acier et les longueurs courantes sont de 3.6 -4.5 ou 6 m. on utilise également quelquefois des tubes en verre et en graphite, l'échangeur de chaleur double tube est représenté sur la figure (5-1).

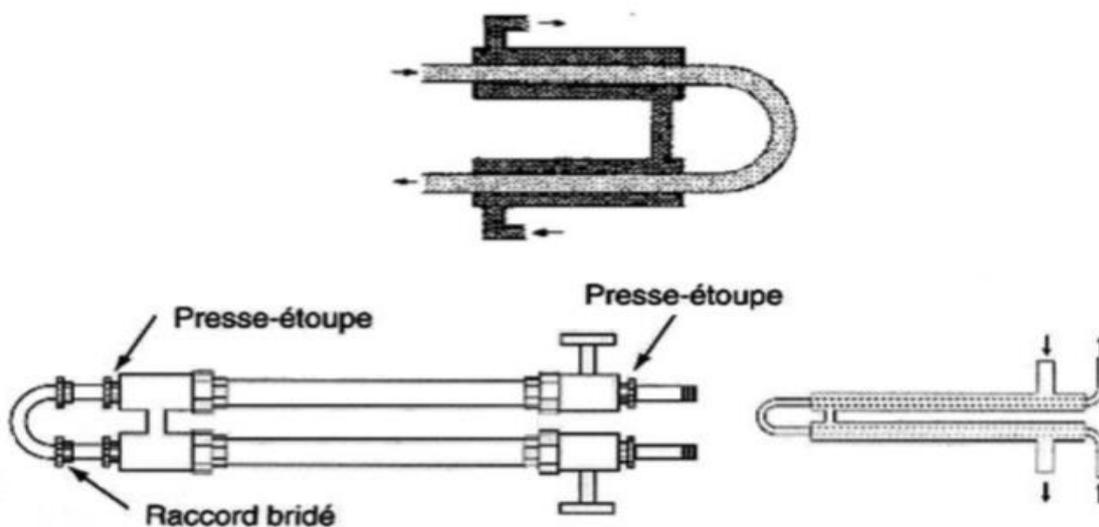


Figure III.3 : schéma d'échangeur double tube [15].

Ces appareilles sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent pour le démontage et l'entretien. Ils peuvent fonctionner en contre-courant pour, ce qui permet d'obtenir de bons rendements. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants :

- Risque de fuites aux raccords.
- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante
- Surface d'échange faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes. Ces échangeurs utilisés depuis l'origine conviennent aux produits sales, pour des débits faibles, des températures et des pressions élevées [15].

III.5.2.2 échangeur faisceau et calandre :

Ce type d'échangeurs est de loin le plus répandu dans les unités de transformation des industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes est situé à l'intérieur d'une calandre dans laquelle circule le deuxième fluide. Cette conception se retrouve également dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours multitubulaires.

Le faisceau est monté en deux plaques en communication avec des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes le faisceau muni de chicanes et logé dans une calandre possédant des tubulures d'entrée et de sortie pour le deuxième fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau selon un chemin imposé par les chicanes [15-16].

Dans les ouvrages généraux consacrés au transfert de chaleur, on trouvera les schémas des principaux types d'échangeurs à faisceau et calandre. La calandre est généralement réalisée en acier au carbone et les brides portant les boîtes de distribution et le couvercle sont soudés. Les tubes du faisceau répondent à des spécifications très sévères. Le choix du matériau dépend de l'utilisation :

- Acier au carbone pour usage courant.
- Laiton admirauté pour les appareils travaillant avec l'eau de mer.
- Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées.

- Aluminium et cuivre pour la très basse température.

- **Calandre :**

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire, est généralement construite avec l'acier au carbone.

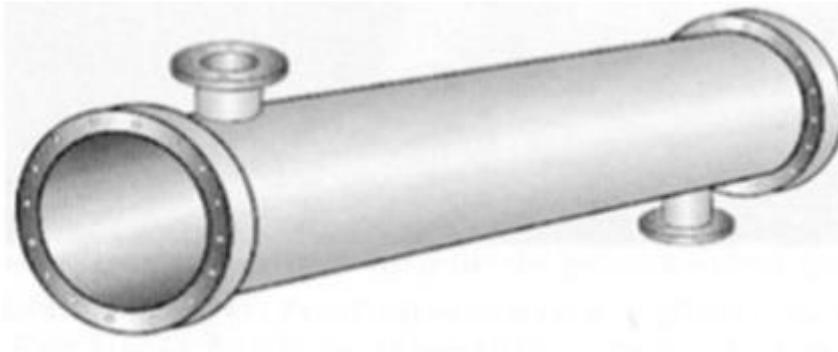


Figure III.4 : la calandre d'échangeur faisceaux calandre.

- **Plaques tubulaires :**

Ce sont des plaques percées supportent les tubes a leurs extrémités, leurs épaisseurs varient entre 5 et 10 cm. Les tubes généralement sont fixes par soudage.

Les tubes généralement sont fixes par soudage.

- **Faisceau :**

C'est l'ensemble des tubes constituant le faisceau, les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham wire gage) [15-16].

Les conditions de fonctionnement imposent le choix du matériau. Exemple :

Acier au carbone pour usage général

Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées

Aluminium ou cuivre pour les très basses températures

- Disposition des tubes :

La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée ; elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire. Le pas triangulaire permet de placer environ 10% de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais en contrepartie, la disposition des tubes rends impossible leur nettoyage extérieur par grattage. Donc il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propre [15-16].

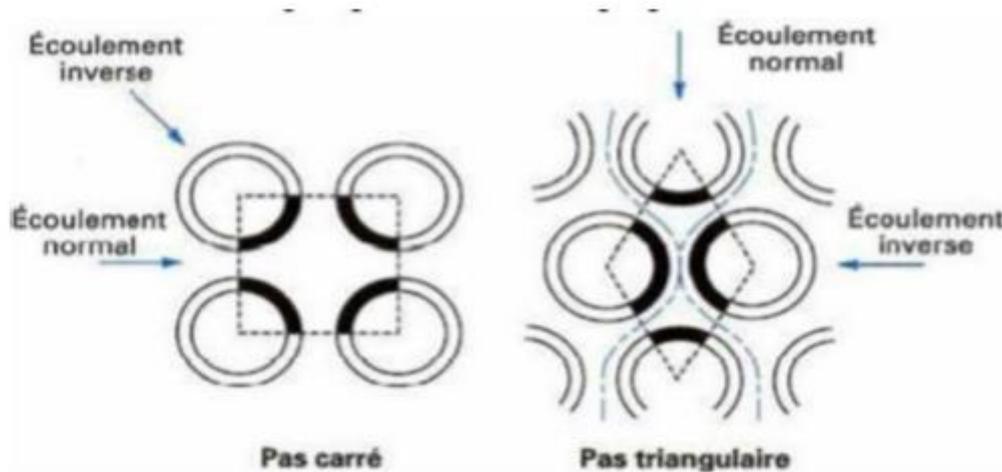


Figure III.5 : disposition des tubes de faisceaux

- Chicane :

Les chicanes peuvent avoir deux rôles :

- Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration
- Augmenter la vitesse du fluide

Il existe deux types de chicanes :

❖ Chicanes transversales :

Sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur celui de la calandre et comportant un segment libre dont la surface représente 20 à 45% de la section totale. Ces chicanes ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre, et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tub.

❖ **Chicanes longitudinales :**

Sont généralement constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller et retour dans la calandre.

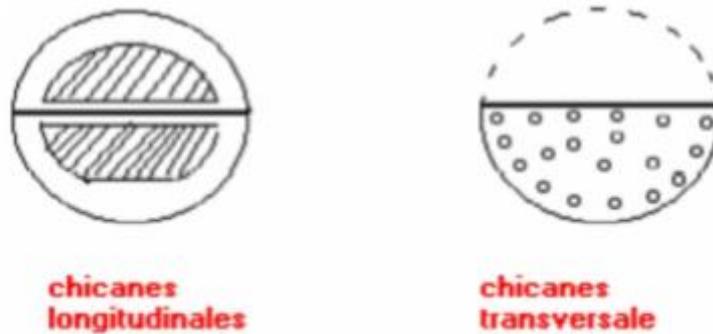


Figure III.6 : type des chicanes [15-17].

- **La boîte de distribution et la boîte de retour :**

La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et sortie, et d'une boîte de retour.



Figure III.7 : types des boîtes de distribution.

- **Défecteurs ou plaque de protection du faisceau :**

Pour éviter ou du moins minimiser l'érosion de tube du faisceau des déflecteurs de protection peuvent être installés face aux tubulures d'entrée du fluide cote calandre, l'obligation de leur mise en place est définie dans les standards (TEMA) en fonction de la

nature, de l'état du fluide et du produit ρ 2 (ρ : masse volumique, u vitesses du fluide). Ces déflecteurs, d'une épaisseur de l'ordre de $\frac{1}{2}$ inch, sont circulaire, carrés ou rectangulaires (fig. 1.8), soudés sur des tirants ou entretoise [15].

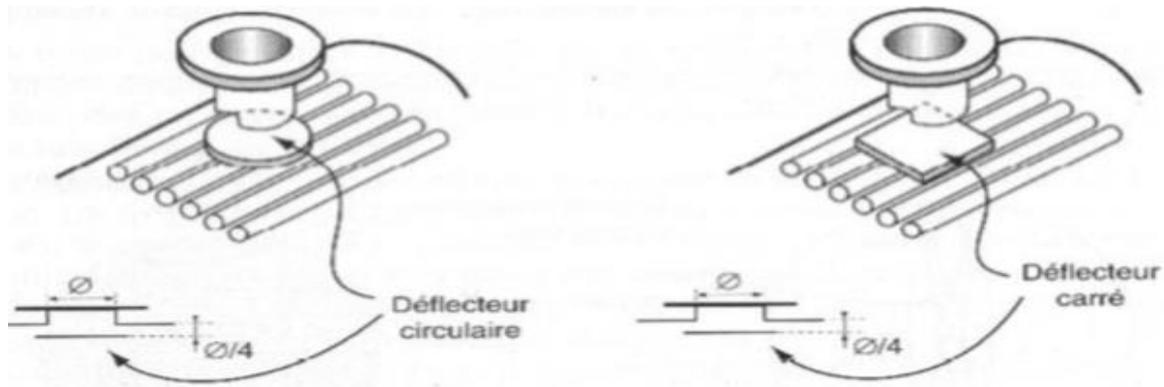


Figure III.8 : les types des déflecteurs.

- **Assemblage faisceau –calandre :**

On distingue trois classes d'appareils :

Les échangeurs à plaques tubulaires fixes : soudées sur la calandre, ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation du faisceau soit acceptable.

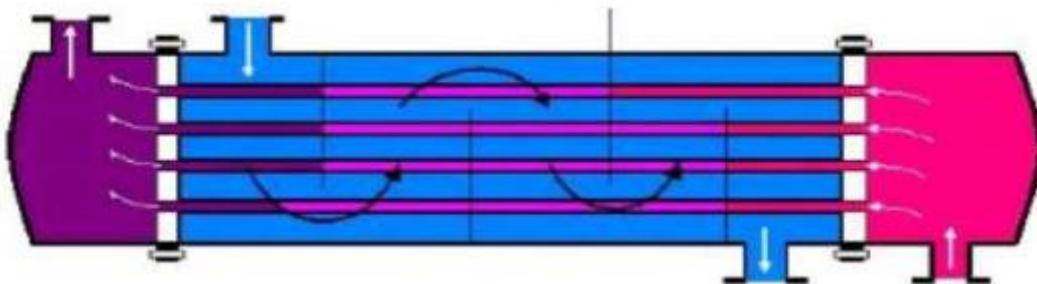


Figure III.9 : échangeur à plaque tubulaire fixe.

Les échangeurs à tête flottante : l'une des plaques tubulaires est fixe, la seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement de l'intérieur du capot qui ferme la calandre. Ces appareils permettent l'expansion thermique du faisceau ainsi

que son que sont nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisées en raffinerie [14].

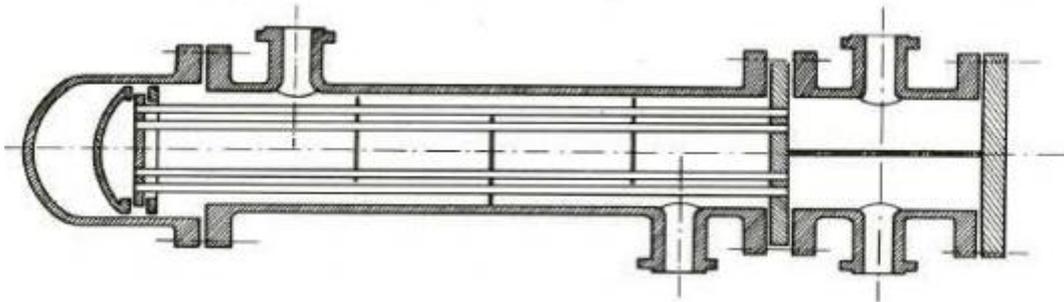


Figure III.10 : échangeur a tête flottante.

Les échangeurs a tube en U : l'utilisation de tubes coudés supprime une plaque tubulaire tout en conservant les propriétés d'expansion de la tête flottante. L'économie réalisée par le cout d'une plaque tubulaire est compensée par l'impossibilité de nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes, ces faisceaux seront surtout utilisés dans les rebouilleurs a vapeurs.

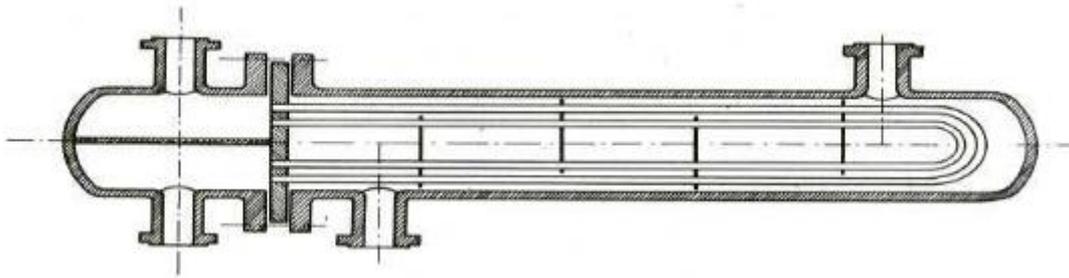


Figure III.11 : échangeur a tube en U.

III.5.3 Problèmes fonctionnement :

Lors de l'exploitation des échangeurs de chaleur, les industriels sont le plus souvent confrontés aux phénomènes liés a l'encrassement, la corrosion et les vibrations, voir la tenue mécanique des appareils. La tenue mécanique des échangeurs peut être considérée comme un problème a part, dans la mesure ou pour les échangeurs de géométrie classique, elle est réglementée par des textes spécifiques et est en phase d'être régie par une normalisation européenne [18].

III.5.3.1 encrassements :

L'encrassement englobe tout processus d'accumulation de particules solides contenues dans un fluide en circulation, soit par dépôt de tartre, soit par apparition de micro-organismes d'origine biologique.



Figure III.12 : échangeur propre (a droit) et échangeur sale (a gauche).

III.5.3.2 types d'encrassement :

Selon le mécanisme de dépôt, on convient de classer les différents types d'encrassement en six catégories [19] :

- Encrassement particulaire.
- Corrosion.
- Entartrage.
- Encrassement biologique.
- Encrassement par réaction chimique.
- Encrassement par solidification.

❖ Encrassement particulaire :

Ce type d'encrassement concerne les phénomènes de dépôt, puis d'accumulation de particules solides sur les surfaces d'échange, charriées par un fluide en écoulement. Ainsi, l'eau d'une chaudière (produits de corrosion), ou d'une tour de refroidissement (poussières, oxydes et hydroxydes de fer) ou encore les fumées industrielles qui déposent un résidu solide

de combustion sont considérés comme des systèmes provoquant de l'encrassement particulaire.

❖ **Corrosion :**

Il s'agit ici du résultat d'une réaction chimique (ou électrochimique) entre la surface d'échange et le fluide en écoulement influencée par plusieurs paramètres dont : la nature du métal, son état de surface, la nature de l'agent agressif et les conditions physico-chimiques (température, vitesse d'écoulement...).

Cela se traduit par un encrassement dû aux produits de la réaction qui se déposent sur la surface d'échange (on parle alors de corrosion). En revanche, les produits de corrosion créés ailleurs, entraînent un encrassement particulaire.

❖ **Entartrage :**

Il intervient généralement quand on est en présence d'une production de solution solide à partir d'une solution liquide. Ce phénomène est rencontré surtout dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières et les systèmes géothermiques.

❖ **Encrassement biologique :**

Il apparaît quand une réaction chimique se déroule près de la surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Ce phénomène se traduit souvent par une polymérisation. En général, les domaines concernés sont l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les systèmes de chauffage utilisant des fluides organiques.

❖ **Encrassement par solidification :**

La solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie se traduit parfois par la formation d'une couche de glace ou givre entraînant l'encrassement par solidification des conduites.

Enfin, on peut assister en réalité plutôt à un mode combiné, car la plupart des dépôts sont le résultat d'au moins deux types d'encrassement. Ainsi, un échangeur refroidi par eau

être sujet à l'entartrage, à l'encrassement particulaire et à l'encrassement biologique par exemple.

III.5.3.2 protections contre la corrosion :

La production contre la corrosion, qui est généralement prise en compte par les fabricants des échangeurs, doit répondre à des sollicitations complexes et variées du point de vue matériaux, mécanisme, milieux agressifs, facteurs mécaniques et physico-chimiques, etc. Il existe une multitude de moyens de lutte contre la corrosion : la très grande majorité d'entre eux font appel à un des deux modes d'action suivants :

Action sur le matériau.

Action sur le milieu agressif

Dans le premier groupe sont compris :

L'utilisation des métaux et alliages ou matériaux non métalliques résistants à la corrosion.

Les traitements de surface améliorant le comportement global de la pièce.

Dans le deuxième groupe sont comprises toutes les actions susceptibles de diminuer l'agressivité du milieu ambiant et notamment l'utilisation d'inhibiteurs de corrosion

Chapitre IV : dimensionnement de l'évaporateur

Le but visé de tout ce qui suit est précisément de calculer les paramètres de cette nouvelle unité de vaporisation avec changement d'état sous les contraintes des températures d'entrée et de sortie des deux fluides circulant dans l'échangeur.

La méthode de KERN est utilisée pour le dimensionnement de l'échangeur E213, cette méthode est basée sur la détermination des paramètres suivants :

- La quantité de chaleur échangée entre les deux fluides.
- La surface d'échange nécessaire.
- Les pertes de charge.

Cet échangeur a pour but de chauffer le GPL d'expédition par l'intermédiaire des vannes Automatiques de 50°C à 92.7°C et 28 bars par Echange de chaleur avec l'huile TORADA 32 Sortie a partir du four 11/12/13H 231 ce dernier va retourner au ballon tampon 11/12/13 D-231.

IV.1 Bilan énergétique de l'installation :

Tableau IV.1 : bilan énergétique de l'installation

Energie	Equipement	Nombre	Q(MMKcal/h)	Nombre*Q
Energie fournie	Récuperateurs	4	11,693	46,772
	Fours	3	17,567	52,701
Σ				99,473
Energie Cédée	E-211	3	10,144	30,432
	E-209	3	8,333	24,999
	E-201A/B/C	3	7,981	23,943
	E-302	1	2,602	2,602
Σ				81,976

Excès d'énergie(MMKcal/h)	17,497
---------------------------	---------------

Cette énergie 17.497 MMkcal/h elle nous permet de vaporisé notre GPL au niveau de l'installation.

IV.2 Caractéristiques de GPL :

Tableau IV.2 : propriétés et composition de GPL

		GPL	
Température	°C	50	54,6
Pression	bar	28	32
Débit massique	tonnes/j	3400	4800
Débit volumique	m ³ /j	8955.67	9056,6
Masse volumique	kg/m ³	536	530
P.M	g/mol	48.40	48,40
Composition		% MOL	
	C ₂	1.18	
	C ₃	74,99	
	iC ₄	6,55	
	nC ₄	17,25	
	iC ₅	0.02	
	nC ₃	0.01	
	TOTAL	100	

IV.2.1 calcul de point de bulle (tb) et de point de rosé (tr) :

IV.2.1.1 point de rosé (t_r=t₂) :

C'est la température de vaporisation de GPL à 28 bars (changement d'état du GPL à l'état vapeur). A l'aide du graphe de Jenny et Scheibel ; graphe 1 (voir l'annexe A) on détermine le coefficient d'équilibre (K_i) a fin de retrouver la température de vaporisation de notre mélange par successive, en vérifiant chaque fois l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum Y_i/K_i = 1 \quad \dots\dots\dots(\text{IV.1})$$

$$\sum X_i = 1 \quad \dots\dots\dots(\text{IV.2})$$

X_i, Y_i : fraction molaires (vapeur, liquide) de chaque constituant.

A : P=28 bars implique P=406,1.

On commence notre itération par T=140°F.

Les résultats obtenus sont démontrés dans le tableau ci-dessus :

Tableau IV.3 : Calcul de point de rosée

Composition	Yi %	Mi (Kg/Kmol)	Ki	Xi=Yi/Ki	Ki	Xi=Yi/Ki	Ki	Xi=Yi/Ki
C ₂	1,18	30,07	2,2	0,0054	2,7	0,0044	3	0,0039
C ₃	74,99	44,094	0,89	0,8426	1,3	0,5768	1,2	0,6249
iC ₄	6,55	58,124	0,49	0,1337	0,62	0,1056	0,71	0,0923
nC ₄	17,25	58,124	0,38	0,4539	0,5	0,3450	0,6	0,2875
iC ₅	0,02	72,151	0,31	0,0006	0,26	0,0008	0,31	0,0006
nC ₅	0,01	72,151	0,19	0,0005	0,22	0,0005	0,24	0,0004
			∑	1,4367	∑	1,0331	∑	1,0097
			140°F		170°F		190°F	

On a : °F= 1.8°C+32  190°F= 87.77°C

Pour mieux assurer la vaporisation on ajoute t=5°C dans ce cas on aura

Tr= 92.77°C

IV.2.1.2 Point de bulle (tb) :

C'est la température de débit de changement d'état de GPL a la quelle apparait la première bulle de vapeur.

$$\sum Xi \cdot Ki = 1 \dots\dots\dots(IV.3)$$

$$\sum Yi = 1 \dots\dots\dots(IV.4)$$

Comme les étapes précédentes pour le calcul de point de rosée, on propose une valeur pour T, et à l'aide de graphe de Jenny et Scheibel on détermine le coefficient d'équilibre (Ki).

A : P=28 bars implique P= 406.1 psia

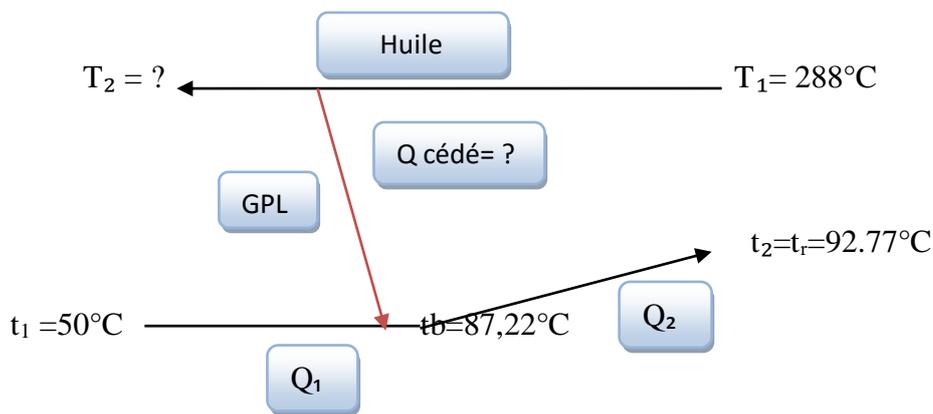
On commence notre itération par T= 170°F :

Tableau IV.4 : calcul de point de bulle

composition	X_i	M_i (Kg/Kmol)	K_i	$Y_i=X_i*K_i$	K_i	$Y_i=X_i*K_i$
C2	1,18	30,07	2,7	0,0319	2,9	0,0342
C3	74,99	44,094	1,3	0,9749	1,1	0,8249
iC4	6,55	58,124	0,62	0,0406	0,72	0,0472
nC4	17,25	58,124	0,5	0,0863	0,54	0,0932
iC5	0,02	72,151	0,26	0,0001	0,29	0,0001
nC5	0,01	72,151	0,22	0,0000	0,25	0,0000
			Σ	1,1337	Σ	0,9995
				170°F		180°F

A : $T=180^\circ\text{F}$: $\Sigma X_i*K_i= 0.9995$, donc $T= 82.22^\circ\text{C}$

Pour mieux assurer les résultats on ajoute 5°C \Rightarrow $T_b= 87.22^\circ\text{C}$



IV.2.2 calcul de la chaleur spécifique (Cp) :

IV.2.2.1 Phase liquide (CpL) : $T= 50^\circ\text{C}$

On utilise la méthode de Rawlinson-bondi [20] :

$$\frac{(Cp - Cp^\circ)}{R} = (0.5 + 2.2\omega)[3.67 + 11.64(1 - Tr)^4 + 0.634(1 - Tr)^{-1}] \dots \dots \dots \text{(IV.5)}$$

Avec :

C_{pl} : chaleur spécifique liquide (Kcal/kg°C).

C_{p° : chaleur spécifique standard (Kcal/Kg °C).

ω : facteur acentrique.

Tr : température réduite °C.

➤ **Calcul de Cp° :**

On utilise la méthode de Rihani et Doraiswamy [21]:

$$Cp^{\circ} = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots(IV.6)$$

Avec : A, B, C et D sont des facteurs donnés pour chaque constituant

T : température de service (T=50°C).

Tableau IV.5 : Calcul de la chaleur spécifique standard (Cp°)

Constituant	M(kg/Kmol)	% molaire	M*%molaire	Coefficients				CP ₀	%MOL*CP°
				A	B	C	D		
C ₂	30,07	1,18	0,35	1,292	4,25E-02	4,25E-02	2,08E-09	13,374	0,158
C ₃	44,094	74,99	33,07	-1,009	7,32E-02	7,32E-02	7,68E-09	18,924	14,191
iC ₄	58,124	6,55	3,81	-0,332	9,19E-02	9,19E-02	6,92E-09	24,982	1,636
nC ₄	58,124	17,25	10,03	2,266	7,91E-02	7,91E-02	-6,74E-10	25,041	4,320
iC ₅	72,151	0,02	0,01	-2,275	1,21E-01	1,21E-01	1,37E-08	30,467	0,006
nC ₅	72,151	0,01	0,01	-0,866	1,16E-01	1,16E-01	1,27E-08	30,728	0,003
		100,00	47,28						
									20,314
Cp° (cal/g mol K) 20,314									

➤ **Calcul de Tr et Pr :**

Tableau IV.6 : calcul de Tr et Pr du GPL a T= 50°C

Constituant	M(Kg/kmol)	% molaire	Tci (°K)	Tci*%MOL	Pci (bars)	Pci*%MOL
C ₂	30,07	1,18	305,42	3,604	48,8	0,576
C ₃	44,094	74,99	369,82	277,328	42,49	31,863
iC ₄	58,124	6,55	408,14	26,733	36,48	2,389
nC ₄	58,124	17,25	425,18	73,344	37,97	6,550
iC ₅	72,151	0,02	460,43	0,092	33,81	0,007
nC ₅	72,151	0,01	469,65	0,047	33,69	0,003
Total		100,00		381,148		41,388

P (bars)	Pcm=∑Pci*%MOL	Pr=P/Pcm	T(°K)	Tcm=∑Tci*%MOL	Tr=T/Tcm
28	41,01	0,676	323	381.14	0,847

Tci : la température critique de chaque composant.

Pci : la pression critique de chaque composant.

Tcm : la température critique du mélange.

Pcm : la pression critique du mélange.

Tr : la température réduite.

Pr : la pression réduite.

➤ **Calcul de déviation :**

Tableau IV.7 : calcul de ω

constituant	yi	ω	yi* ω
C ₂	1,18	0,099	0,001
C ₃	74,99	0,152	0,114
iC ₄	6,55	0,177	0,012
nC ₄	17,25	0,199	0,034
iC ₅	0,02	0,228	0,000
nC ₅	0,01	0,249	0,000
Total	100,00		0,161

En remplaçant les valeurs de Cp°, Tr et ω dans la relation de Rowlinson-bondi, on aura :

$$\frac{C_{pl} - C_{p^\circ}}{R} = (0.5 + 2.2 * 0.1611445) [3.67 + 11.64(1 - 0.847)^4 + 0.634(1 - 0.847)^{-1}]$$

$$(C_{pl} - 20.314) / 1.98 = 6.681840$$

Cpl = 33.527 cal/mol°k	Cpl = 0.709 Kcal/Kg°C
------------------------	-----------------------

IV.2.2.2 Phase vapeur (Cpg) : T = 92.77°C

On utilise la méthode de Lee-Kesler [22] :

$$C_{pg} = C_{p^\circ} + \Delta C_p \dots\dots\dots(\text{IV.7})$$

$$C_{p^\circ} = \sum C_{pi} \dots\dots\dots(\text{IV.8})$$

$$(\Delta C_p)^\circ = (\Delta C_{p^\circ}) + \omega (\Delta C_p)^1 \dots\dots\dots(\text{IV.9})$$

$$(\Delta Cp)^\circ = (Cp - Cp^\circ)^\circ/R \dots\dots\dots(IV.10)$$

$$(\Delta Cp)^1 = (Cp - Cp^\circ)^1/R \dots\dots\dots(IV.11)$$

Avec R =8.314 462 jK⁻¹mol⁻¹

A l'aide des tableaux 1 et 2 (voir annexe A) on détermine (Δ Cp) °, (Δ Cp) ¹ a partir Tr et Pr :

Tableau IV.8 : Calcul de Tr et Pr du GPL a T = 50°C

Compositio	%MOL	ωi	ωi*%MOL	Tci	Tci*%MOL	Pci	Pci*%MOL
C2	1,18	0,099	0,001	305,4	3,604	48,8	0,576
C3	74,94	0,152	0,114	369,8	277,143	42,49	31,842
IC4	6,55	0,177	0,012	408,1	26,733	36,48	2,389
NC4	17,25	0,199	0,034	425,2	73,344	37,97	6,550
IC5	0,02	0,228	0,000	460,4	0,092	33,81	0,007
NC5	0,01	0,249	0,000	469,7	0,047	33,69	0,003
			0,161		380,963		41,367

P (bars)	Pcm=∑Pci*%MOL	Pr=P/Pcm	T (°K)	Tcm=∑Tci*%MOL	Tr=T/Tcm
28	41.367	0.67	365.77	380.963	0.96

$$(Cp^\circ - Cp)/R = A + \omega B \dots\dots\dots(IV.12)$$

$$(\Delta Cp)^\circ = 2,941$$

$$(\Delta Cp)^1 = 10.928$$

$$Cp^\circ - Cp/R = 3.4652 + (0.161 * 10.5755)$$

$$\Delta Cp = 39.08 Kcal/Kg^\circ C$$

$$Cpg = (Cp^\circ + \Delta Cp)/M$$

$$= (20.314+ 39.08)/48.4 \longrightarrow Cpg = 1.22 Kcal/kg^\circ C$$

IV.3 calcul d'énergie nécessaire pour la vaporisation :

IV.3.1 calcul d'énergie reçu par le GPL (Qr) :

$$Q_r = Q_1 + Q_2 \dots\dots\dots (IV.13)$$

Q_r : l'énergie reçue par GPL.

Q₁ : l'énergie reçue de t₁ a t_b (sans changement d'état).

Q₂ : l'énergie reçue de t_b a t₂=t_r (avec changement d'état).

IV.3.1.1 calcul de Q1 :

$$Q_1 = F_1 * \Delta C_p * \Delta t \dots\dots\dots (IV.14)$$

F₁: débit massique du GPL en (kg/h)

C_p : chaleur spécifique du GPL en (kcal/kg °C)

F1 (T/J)	t (°C)	Cp (kcal/kg°C)
3400	50	0.6847
	87.22	1.22

$$F_1 = 3400 * 1000 / 24 = 1.41 * 10^5 \text{ kg/h}$$

$$Q_1 = 1.41 * 10^5 [(87.22 * 1.22) - (50 * 0.6847)] \quad \longrightarrow \quad Q_1 = 1.017 * 10^7 \text{ kcal/h}$$

IV.3.1.2 Calcul de Q2 :

$$Q_2 = \sum Y_i * \Delta H * F_1 \dots\dots\dots (IV.15)$$

Y_i : fraction molaire de GPL.

$$\Delta H_i = (H_s - H_e) \dots\dots\dots (IV.16)$$

H_s : enthalpie de sortie en kcal/kg

H_e : enthalpie d'entrée en kcal/kg.

1 cal	0.00396 BTU
1 cal	4.18 joule
1 kj/kg	0.4299 BTU/LB

Pour les valeurs des enthalpies ; graphes 2, 3, 4,5 (voir A).

Tableau IV.9 : calcul de Q₂

Compositio	Yi	Hi,e(BTU/LB)	Hi,e(Kcal/Kg)	Hi,s(BTU/LB)	Hi,s(Kcal/Kg)	(ΔHi)	Q2=Yi*(ΔHi)*F1
C ₂	1,36	515	286,592	579	322,207	35,615	69769,755
C ₃	66,98	385	214,248	443	246,524	32,276	3695431,945
C ₄	31,26	330	183,641	381	212,022	28,381	1018953,768
C ₅	0,4	320	178,076	377	209,796	31,720	1241,665
Σ	100						4785397,133

$$Q_2 = 4.78490 * 10^6$$

Donc Q_r = Q₁ + Q₂

$$= 1.017 * 10^7 + 4.78490 * 10^6$$



$$Q_r = 14.95 \text{ MMKcal/h}$$

IV.3.2 L'énergie cédée par l'huile (Q_c) :

➤ **Température de sortie de l'unité T₂ :**

Pour calculer le débit l'huile on propose d'abord T₂ de sortie d'huile, la proposition est selon les températures de sorties d'autres unités qu'elles sont en relation avec ce débit d'huile :

- Assurer le bon fonctionnement des pompes.
- Maintenir la température de sorti de four constante a 288°C

Donc T°C proposé 160°C de sortie huile.

Pour calcule Q_c on utilise la même méthode du (tableau 9) :

$$Q_c = 1,749 * 10^7 \text{ Kcal /h}$$

$$Q_c = 17,49 \text{ MMcal/h}$$

➤ **Calcul de débit d'huile [23] :**

A partir d'équilibre on a $Q_r = Q_c$

$$F_2 = Q_c / (\Delta C_p * \Delta T) \dots\dots\dots(IV.17)$$

F_2 : débit d'huile en kg/h.

C_p : chaleur spécifique d'huile en Kcal/kg°C

D'après le graphe de C_p huile figure 11 (voir annexe A).

	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
Entrée	288	0.679
Sortie	160	0.570

$$F_2 = 1,498 * 10^7 / [(288 * 0.679) - (160 * 0.570)]$$

$$F_2 = 143552,591 \text{ kg/h}$$



$$F_2 = 143.55 \text{ T/h}$$

➤ **Calcul du rendement R% :**

$$R = Q_r / Q_c$$

$$R = 14,95 / 17,49$$



$$R = 0,85477 = 85,47 \%$$

IV.4 Calcul d'échangeur a faisceau et calandre :

IV.4.1 Estimation de la surface A' (m²) [24] :

La surface d'échange sera calculée à partir de l'équation suivante :

$$A' = Q_c / (U_s' * F * \Delta TLM) \dots\dots\dots(IV.18)$$

Avec A' : surface estimé en (m²).

U_s' : coefficient de transfert sale (Kcal/h.m².°C).

ΔTLM : la différence de température moyenne logarithmique

F : facteur de correction sans unité.

IV.4.1.1 Calcul de ΔT_{LM} (°C) :

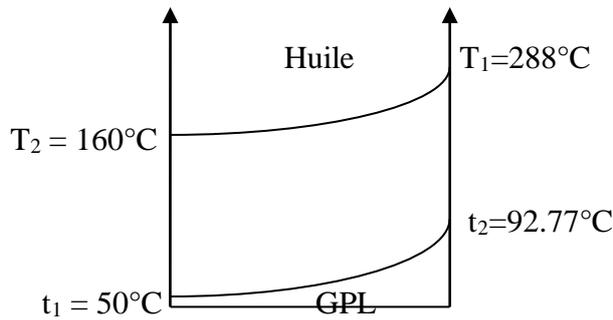
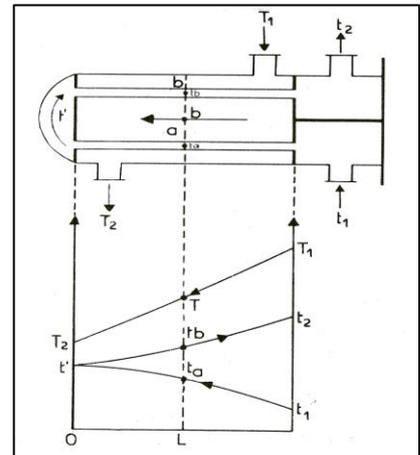


Figure IV.5 : Echangeur a contre-courant pur.

$T_{max} = T1 - t2$	288-92.77	195.23
$T_{min} = T2 - t1$	160-50	110
$\Delta T_{max}/\Delta T_{min}$	1.774	



Le rapport de $\Delta T_{max}/\Delta T_{min} < 1.8$ donc on utilise cette équation :

$$\Delta T_{LM} = (\Delta T_{max} + \Delta t_{min})/2 \dots\dots\dots(IV.19)$$

$$\Delta T_{LM} = (195.23 + 110)/2 \implies \Delta T_{LM} = 152.615 \text{ °C}$$

IV.4.1.2 calcul de facteur de correction F :

Le terme mesure l'efficacité de l'appareil par rapport à l'écoulement contre courant pur. Déterminer en fonction de R : sa résistance, E : caractérise le rendement de l'échangeur.

$$E = (t2 - t1)/(T1 - t1) \dots\dots\dots(IV.20)$$

$$E = (92.77 - 50)/(288 - 160) \quad E = 0.11$$

$$R = (T1 - T2)/(t2 - t1) \dots\dots\dots(IV.21)$$

$$R = (288 - 160)/(92.77 - 50) \quad R = 2.99 \approx 3$$

D'après les graphes de facteur de correction en fonction de (E, R) graphes ; 6, 7, 8 et 9 (voir annexe A), on détermine F :

Tableau IV.10 : détermination de F.

F	Appareil 1 passe coté calandre, 2 passe coté tube	0.97
	Appareil 2 passe coté calandre, 4 passe coté tube	0.99
	Appareil 3 passe coté calandre, 6 passe coté tube	1
	Appareil 4 passe coté calandre, 8 passe coté tube	1

Donc : $\Delta TLM \text{ corrigé} = \Delta TLM * F = 152.615 * 0.97 \rightarrow \Delta TLM_{\text{corrigé}} = 148.03 \text{ } ^\circ\text{C}$

Premièrement on choisit : appareil 1 passe coté calandre, 2 passe coté tube Echangeur (1-2).

Nc	Nt
1	2

IV.4.1.3 estimation de U_s :

Pour les coefficients de transfert sal quant il s'agit d'une circulation de produit lourd (huile) avec un gaz léger (GPL). Et d'après le tableau 3 (voir annexe A), on trouve U_s' entre

[150-300] Kcal/h.m²°C donc on prend :

$$U_s' = 300 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

Donc pour un échangeur (1-2) :

$$A' = 1.495 * \frac{10^7}{300 * 0.97 * 152.615}$$

$$A' = 336.62 \text{ m}^2.$$

Tableau IV.11 : calcul de la surface estimée.

Appareil 1 passe coté calandre, 2 passe coté tube : échangeur (1-2)	336,62 m ²
Appareil 2 passe coté calandre, 4 passe coté tube : échangeur (2-6)	329,82 m ²
Appareil 3 passe coté calandre, 6 passe coté tube : échangeur (3-6)	326,53m ²
Appareil 4 passe coté calandre, 8 passe coté tube : échangeur (4-8)	326,53 m ²

IV.4.2 Choix de diamètres d et D des deux tubes concentriques :

Selon le diamètre extérieur ($d_e = 0.01905m$) et la longueur ($L = 6.096m$) d' »changeurs existants dans l'unité de GPL2, et a partir de tableau 4 (voir annexe A), on a choisit :

Tableau IV.12 : caractéristique des tubes d'échangeur.

Diamètre extérieur (In,m)	Calibre Birmingham WIREGAGE WBG	Pas Triangulaire	Nature	Epaisseur (mm)	Diamètre Intérieure (m)	Section (Cm ²)	Pois (kg)
0.01905m	14	(15/16)	Acier	2.10	0.01483	1.727	0.963
		0.02381m					

Le pas : c'est la disposition des tubes d'échangeurs, il s'effectue selon des pas carré ou triangulaire. Tableau 5 (voir annexe A).

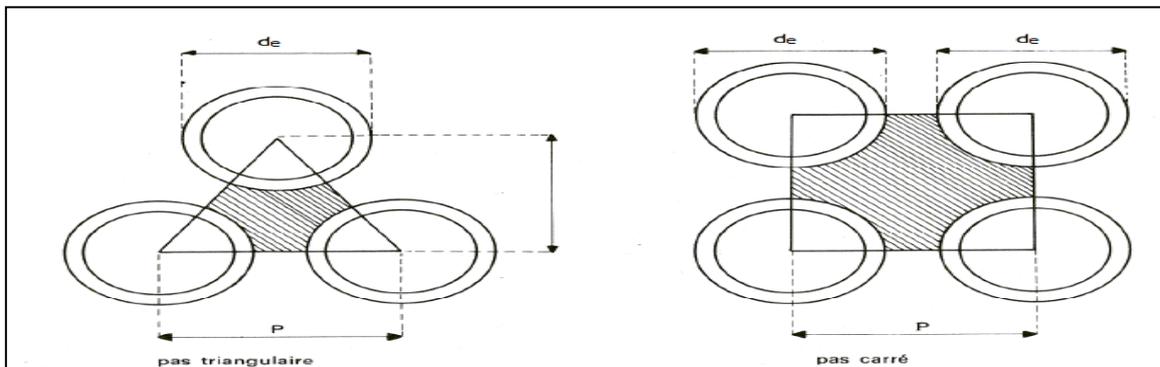


Figure IV.6 : le pas carré, et le pas triangulaire.

IV.4.3 Détermination de nombre des tubes N't [25] :

$$N't = (A') / (\pi * d_{ext} * L) \dots\dots\dots(IV.22)$$

$$N't = 336.62 / (3.14 * 0.01905 * 6.096)$$

$$N't = 923 \text{ tubes}$$

A partir de tableau 6 : disposition des tubes en triangle (voir annexe A), on détermine Nt et Dc selon la valeur de N't :

Caractéristique	Symbole	La dimension
Nombre des tubes	Nt	938
Diamètre de la calandre	Dc	83.8 cm

IV.4.4 Détermination de Us de l'appareil :

$$U_s = U's (N't/Nt) \dots\dots\dots(IV.23)$$

$$U_s = 300 * (924/938)$$

$$U_s = 295.52 \text{ (Kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$$

IV.4.5 choix des fluides a l'intérieure du faisceau et dans la calandre :

Pour mieux assurer le fonctionnement et la protection de l'échangeur on choisit :

- Coté tube : HUILE TORADA T=28°C.
- Coté calandre : GPL.

IV.4.6 Température calorique Tc (°C) :

L'intensité de l'échange de chaleur dépend du régime hydrodynamique du courant ainsi que des paramètres physiques des produits, ces paramètres dépendent à la température, qui n'est pas constante dans toutes les sections de l'échangeur, d'où la nécessité de fixer une température moyenne à laquelle les paramètres physiques sera considérée.

Cette température moyenne n'est autre que la température calorifique (Tc) qui dépend de la température d'entrée (Te) et de sorti (Ts) du froid chaud, définie par :

$$Tc = T_2 + Fc(T_1 - T_2) \dots\dots\dots(\text{IV.24})$$

Fc : facteur de correction donnée par la formule suivante :

$$Fc = f(Kc, \Delta Tfr, \Delta Tch) \dots\dots\dots(\text{IV.25})$$

Kc : coefficient donnée par la formule suivante :

$$Kc = f(Te, Ts, d^t) \dots\dots\dots(\text{IV.26})$$

Kc ,Fc déterminés a l'aide du graphe 10 (voir annexe A)

$$d^t_4 = d^{15}_4 - K * (t - 15) \dots\dots\dots(\text{IV.27})$$

ΔTfr (°C)	(T1-t2)	195.23
ΔTch (°C)	(T2-t1)	110

$$\Delta Tfr / \Delta Tch = 1.77$$

IV.4.6.1- Huile :

Huile	T1(°C)	T2 (°C)	t= T1-T2
TORADA TC 32	288	160	128

K est un coefficient dépendant de la densité du produit. Selon le tableau suivant [16] :

d^{15}_4	0,60 – 0,70	0,70 – 0,76	0,76 – 0,80	0,80 – 0,85	0,85 – 0,88	0,88 – 0,90
K	0,0009	0,00085	0,0008	0,00075	0,00065	0,00062

$$d^{15}_4 = 0.871 \text{ Kg/m}^3 \text{ donc : } K = 0.00065.$$

$$d^{128}_4 = 0.871 - 0.00065 * (128-15)$$

$$d^{128}_4 = 0.797.$$

Les résultats obtenus sont démontrés dans le tableau ci- dessus :

d^{15}_4 (Kg/m ³)	K	d^{134}_4 (Kg/m ³)	Kc	Fc	Tc (°C)
0.871	0.00065	0.797	0.20	0.53	227.84

IV.4.6.2. GPL :

On utilise la même relation que l'huile :

Fluide	T1 (°C)	T2 (°C)	t= T1-T2
GPL	50	92.77	42.77

$d^{15}_4 = 0.525 \text{Kg/m}^3$ donc : $K = 0.001$.

$d^{42,77}_4 = 0.525 - 0.001 * (42.77 - 15)$

$d^{42,77}_4 = 0.552$.

d^{15}_4 (Kg/m ³)	K	$d^{54,84}_4$ (Kg/m ³)	Kc	Fc	Tc (°C)
0.525	0.001	0.552	0.1	0.52	80.90

IV.4.7 Calcul de coefficient de transfert propre Up [26] :

Lorsque l'échangeur est neuf, les résistances Rsi, Rso sont nulles et on définit alors un coefficient de transfert propre Up, telle que :

$(1/U_p) = (1/h_o) + (1/h_i) \dots\dots\dots(\text{IV.28})$

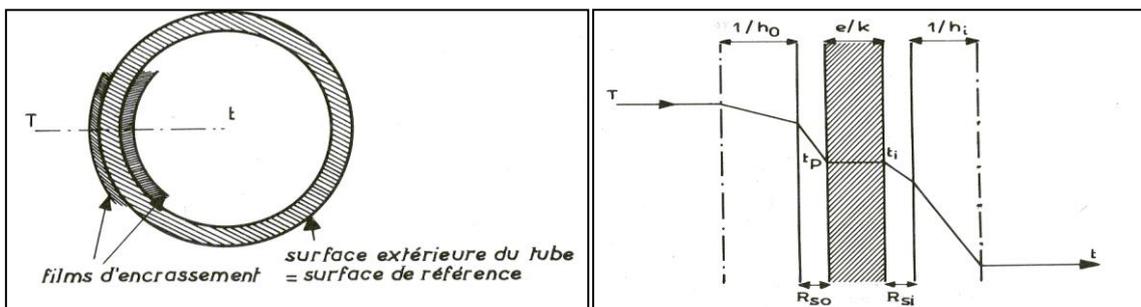


Figure IV.7 : Les résistances d'encrassement.

IV.4.7.1 calcul de coefficient de film interne h_{i0} (coté tube) :

- **Caractéristiques d'huile a $T_c = 227.84$ °C :**

Les paramètres physiques tels que la viscosité, la conductivité thermique, la chaleur spécifique, et la densité doivent être déterminés à la température calorifique T_c définie précédemment.

A partir des graphes ; 11, 12, 13, 14 de caractéristiques d'huile (voir annexe A), on détermine les valeurs de C_p' , λ' , d' , et μ' a la température calorifique T_c :

C_p' (Kcal/Kg °C)	0.63
d' (Kg/m ³)	0.742
λ' (Kcal/h.m.°C)	0.1175
μ' (Kg/h.m)	3.22

- **Section de passage (at) :**

$$at = Nt * \pi * (dit^2)/4 * nt \dots\dots\dots (IV.31)$$

$$at = (938 * 3.14 * 0.00022)/(4 * 2)$$

$$at = 0.080 \text{ m}^2.$$

- **Vitesse massique (Gt) [27] :**

$$Gt = \frac{F2}{at} \dots\dots\dots(IV.32)$$

$$Gt = 1.435 * 10^5 / 0.080$$

$$Gt = 1793750 \text{ Kg/h.m}^2$$

- **Calcul de nombre de Reynolds (Re) [28] :**

$$Re = (Gt * di) / \mu \dots\dots\dots (IV.33)$$

$$Re = (1793750 * 0.01483) / (3.22)$$

$$Re = 8261.277 \quad \longrightarrow \quad Re > 2300 \text{ donc le régime est turbulent.}$$

- Calcul de nombre de Prandtl (Pr) [28] :

$$Pr = C_p * \mu / \lambda \dots\dots\dots (IV.34)$$

$$Pr = (0.63 * 3.22) / (0.1175)$$

$$Pr = 17.2646$$

- Calcul de nombre de Nusselt (Nu) [28] :

$$Nu = 0.021(Re)^{0.8} (Pr)^{0.43} \dots\dots\dots (IV.35)$$

$$Nu = 0.021 (8261,277)^{0.8} (17,2646)^{0.43}$$

$$Nu = 97.237$$

Donc :

Le coefficient de film interne : $h_i = (97.237 * 0.1175) / (0.01905)$

$$h_{i0} = 599.755 \text{ Kcal /h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

IV.4.7.2 Calcul du coefficient du film externe h_i (coté calandre) :

$$h_i = Nu * \mu / \lambda \dots\dots\dots (IV.36)$$

- Les caractéristique de GPL a $t_c = 80,90^\circ\text{C}$:

1) Chaleur calorifique spécifique :

Lorsque on a $t_c < t_b$ ($80,90 < 87.22$) donc toujours le GPL est a l'état liquide, avec $t_c = 80.90^\circ\text{C}$ donc on utilise la méthode de Rowlinson-bondi.

T_{cm} (°C)	381.14
R (Kcal/Kmol°c)	1.98
T_c (°k)	353.90
$\omega = \sum \omega_i * Y_i$	0.161
T_r (°C)	0.925
C_p° (Kcal/kg) °C)	0.415

$$(C_{pl} - C_{p^{\circ}})/R = (0,5 + 2,2 * \omega)[3,67 + 11,64(1 - Tr)^4 + 0,634[1/(1 - Tr)]]$$

$$C_{pl} = 0,877 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C}$$

2) Calcul de densité ($d^{80,90}_4$) :

$$d = d_0 - k*(t-15)$$

$$d^{80,90}_4 = 0,525 - 0,001 * (80,90-15)$$

$$d^{80,90}_4 = 0,4591 \text{ Kg/m}^3$$

3) Calcul de viscosité dynamique :

Selon la méthode d'Orrick et Erbar :

$$\ln \mu = \sum Y_i \ln \mu_i \dots\dots\dots \text{(IV.37)}$$

$$\ln[\mu_i / (M * \rho_i)] = A + B/T \dots\dots \text{(IV.38)}$$

A et B : sont des facteurs calculés par les équations suivantes :

$$A = -(6,95 + 0,21 * N_c) \dots\dots\dots \text{(IV.39)}$$

$$B = 275 + (99 * N_c) \dots\dots\dots \text{(IV.40)}$$

Avec N_c : représente le nombre de carbone de constituant.

Tableau IV.13 : calcul de viscosité de GPL

Constituant	M	% molaire	N_c	A	B	ρL	$\exp(A+B/T)$	μ_i (cp)	$\ln \mu_i$	$y_i * \ln \mu_i$
C2H6	30,07	1,18	2	-7,37	473	0,548	0,0024	0,0392	-3,2403	-0,0441
C3H8	44,094	74,99	3	-7,58	572	0,582	0,0025	0,0653	-2,7294	-1,8281
IC4h10	58,124	6,55	4	-7,79	671	0,557	0,0027	0,0881	-2,4292	-0,1926
NC4h10	58,124	17,25	4	-7,79	671	0,579	0,0027	0,0916	-2,3904	-0,5577
IC5h12	72,151	0,02	5	-8	770	0,626	0,0029	0,1316	-2,0283	-0,0065
NC5h12	72,151	0,01	5	-8	770	0,626	0,0029	0,1316	-2,0283	-0,0016
Total		100								-2,6306

$$\ln \mu = \sum Y_i \ln \mu_i$$

$$\ln \mu = - 2,6306$$

$$\mu = \exp(-2.6459) = 0.072 \text{ cp}$$

On a: $1\text{cp} = 0.02381 \text{ Kg/h m}$ donc



$$\mu = 0.259 \text{ Kg/h m}$$

4) **Calcul de conductivité thermique λ :**

Déterminer graphiquement voir annexe.

$$\lambda = 0.177 \text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$$

Donc les caractéristique de GPL a $t_c = 80.90^\circ\text{C}$:

Tableau IV.14 : caractéristiques du GPL a t_c

C_p (Kcal/Kg $^\circ\text{C}$)	0.946
d (Kg/m 3)	0.459
λ (Kcal/h. $^\circ\text{C}$)	0.177
μ (Kg/h m)	0.259

- **Diamètre équivalent Deq :**

$$Deq = [(3.464p^2)/(\pi * de)] - de \dots\dots\dots \text{(IV.41)}$$

$$De = [(3.464*(0.02381)^2)/(3.14*0.01905)] - 0.01905$$

$$Deq = 0.0138 \text{ m}$$

- **Section de passage par calandre :**

$$ac = (Dc/p)(p - de)B \dots\dots\dots \text{(IV.42)}$$

$$ac = (0.93/ 0.02381) (0.02381-0.01905)*0.58$$

$$ac = 0.1148 \text{ m}^2$$

B : la distance entre deux chicanes : on prend $B = 0.58 \text{ m}$

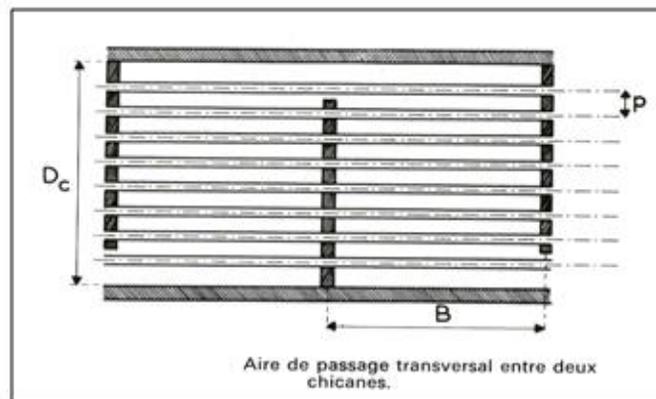


Figure V.8 : les chicanes

- **Vitesse massique :**

$$G_c = F_1 / a_c \dots\dots\dots (IV.43)$$

$$G_c = 141666.66 / 0.1148$$

$$G_c = 1234030.14 \text{ Kg/h.m}^2$$

- **Calcul de nombre de Reynolds :**

$$Re = G_c * D_{eq} / \mu \dots\dots\dots (IV.44)$$

$$Re = (1234030.14 * 0.0138) / (0.259)$$

$$Re = 65751.4128 \longrightarrow (Re > 2300 \text{ donc le régime est turbulent})$$

- **Calcul de nombre de Prandtl (Pr) :**

$$Pr = C_p * \mu / \lambda$$

$$Pr = (0.946 * 0.259) / 0.177$$

$$Pr = 1.384$$

- **Calcul de nombre de Nusselt (Nu) :**

$$Nu = 0.021(Re)^{0.8}(Pr)^{0.43}$$

$$Nu = 0.021(65751.412)^{0.8} (1.348)^{0.43}$$

$$Nu = 170.727$$

Donc : $h_o = (170.727 \cdot 0.177) / (0.01905)$

$$h_o = 1674.165 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

Le coefficient de transfert propre :

$$U_p = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$U_p = (564.614 \cdot 1674.165) / (564.614 + 1674.165)$$

$$U_p = 422.219 \text{ Kcal / .m}^2 \cdot \text{°C}$$

IV.4.8 Calcul de nombre de chicanes :

$$N_c = L/B \dots\dots\dots (IV.45)$$

$$B = (P \cdot a_t) / D_c(P - d_e)$$

$$B = (0,02381 \cdot 0,080) / 0,838(0,02381 - 0,01905)$$

$$B = 0,47$$

Nc : nombre de chicanes.

L : longueur de l'échangeur.

B : la distance entre deux chicanes.

$$N_c = 6,096 / 0.47 \quad \longrightarrow \quad N_c = 12,89 \approx 13$$

IV.4.9 Calcul de température de tube Tt :

$$T_t = T_c - [h_i / (h_o - h_i)] [T_c - t_c] \dots\dots\dots (IV.46)$$

Tc (°C)	tc (°C)	hi(Kcal/h.°C)	ho(Kcal/h.°C)	Tt (°C)
227.84	80.90	546.614	1674.165	161.97

IV.4.10 Vérification de la résistance d'encrassement Rs :

$$R_s = (1/U_p) + (1/A') \dots\dots\dots (IV.47)$$

$$R_s = (1/448.509) + (1/336.62)$$

$$R_s = 0.0052 \text{ h.m}^2.\text{°C/Kcal}$$

IV.5 propriété et paramètres de l'évaporateur :

Tableau IV.14 : résultats de calcul

Propriétés et parameter		symbole	design	actuel
Energie échangée		Qc	17.12 MMKcal/h	14.95 MMKcal/h
Nombre de tube nécessaire		N't	1212	923
Nombre de tube réel		Nt	1330	938
Surface d'échange		A'	441.516m ²	336.626m ²
Difference de température logarithmique		$\Delta TLM_{\text{corrigé}}$	129.25°C	148.03°C
Coefficient de transfert sale		Us	273.15Kcal/hm ² °C	295.52Kcal/hm ² °C
Coefficient de transfert propre		Up	390.42Kcal/hm ² °C	448.509Kcal/hm ² °C
Coefficient de film interne		h _i	482.56Kcal/hm ² °C	599.755Kcal/hm ² °C
Coefficient de film externe		h _e	2044.9Kcal/hm ² °C	2181.095Kcal/hm ² °C
Résistance d'encrassement		R _s	0.0048hm ² °C/Kcal	0.0052hm ² °C/Kcal
Coté tube	Nombre de passé	n _t	2	2
	Diamètre extérieur	De	19.05 mm	19.05 mm
	Diamètre intérieur	Di	14.83 mm	14.83 mm
	Épaisseur	E	2.10 mm	2.10 mm
	Pas triangulaire	P	23.81 mm	23.81 mm
	Longuer	L	6.096 m	6.096 mm
	Débit d'huile	F ₂	157.73 T/h	153.42 T/h
	température d'entrée d'huile	T ₁	288 °C	288 °C
	Température de Sortie d'huile	T ₂	154 °C	160 °C
	Nombre de passé	n _c	1	1
	Diamètre	Dc	99	83.3
	Débit de GPL	F ₁	200 T/h	141.666 T/h

Coté calandre	Température d'entrée de GPL	t_1	54.6 °C	50 °C
	Température de sortie de GPL	t_2	109.44 °C	92.77 °C
	Nombre de chicanes	Nc	11	11

Interpretation des resultants:

D'après les calculs que nous avons faits sur les paramètres de fonctionnement de l'échangeur, on a constaté que les résultats des calculs actuels son acceptables avec les valeurs des paramètres de design.

Conclusion

Ce travail élaboré durant notre stage au sein du CIS de HASSI MESSAOUD nous a été très bénéfique car il nous a permis d'apprendre considérablement sur l'industrie de gaz pétrole liquéfié et les équipements qui font partie dans ce processus de traitement et en particulier l'échangeur de chaleur.

Notre étude réalisée sur cet appareil a apporté à nos connaissances des idées très claires sur la technologie des échangeurs de chaleurs en général mais surtout sur celles des échangeurs a tube et calandre et aussi bien comprendre leur fonctionnement et leur utilité dans le domaine de la production de gaz.

Le système de vaporisation de GPL a bien montré son efficacité opérationnelle en matière de :

- ✓ Maintenir la production de condensat de l'unité GPL2 pour assurer une production permanente des condensats valorisés de l'unité GPL2.
- ✓ Résoudre le problème de recyclage de l'unité.
- ✓ Maitrise le stockage de GPL.
- ✓ Garantir une reprise facile et rapide de la production de GPL, après la résolution du problème des expéditions de ce dernier.
- ✓ Assurer un gaz combustible traité pour les fours et les turbines de l'unité GPL2 et pour les stations de compression.

Ainsi d'après les résultats techniques et technico-économiques obtenus et jugés satisfaisants permettent de prouver que l'installation de ce système de vaporisation dans l'unité GPL2 est devenue la meilleure solution à prévoir et ceci Vue la méthode de recyclage.

Référence Bibliographie

- [1] C.Chouat. «Etude de l'unité GTFT en mode Turn Down». Janvier 2017.
- [2] Z.Hanichi « optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseur », mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES .2005.
- [3] A.Hadji. « Etude de la section de déshydratation de l'unité GPL-2 HASSI MESSAOUD». Aout 2005
- [4] N.Hocini «Etude d'un système de vaporisation du GPL au niveau de l'unité GPL-2», Université BADJI MOKHTAR-ANNABA. Juin 2018.
- [5] A .BENLAGHA & A. SETTI. « Optimisation des paramètres opératoires relatifs a la section de stabilisation en vue de récupérer le maximum de produits finis», mémoire de fin d'étude université MOHAMED KHIDER-BISKRA. Juin 2012.
- [6] résumé des journées scientifiques et techniques, Alger. Avril 1998
- [7] manuel opératoire du module 0.
- [8] B. GRANDJEAN. Transfert de chaleur, volume1. 2013
- [9] <http://direns.mines-paristech.fr>
- [10] <http://www.techniques-ingenieur.fr>
- [11] <http://www.technique-ingenieur.usthb.dz>
- [12] J. G. Moore & W. E. Hesler «evaporation of heat sensitive material», Chemical Engineering Progress.
- [13] J .Coates & B. A. Pressburg « How Heat Transfer Occurs In Evaporators», Chemical Engineering.
- [14] <http://direns.mines-paristech.fr>
- [15] A. ZIOUCHI« échangeur de chaleur». UFR maintenance industrielle.
- [16] P. WUITHIER « Le raffinage et génie chimique» tome 2, Institut française du pétrole, 1972.
- [17] P. WUITHIER « Le raffinage et génie chimique » tome 1, Institut française du pétrole. 1972.

Référence Bibliographie

[18] contrat-programme SH DP/ENTGP N°23/SH .DP/2013.

[19] K. HANNACHI « étude et simulation de la station de récupération des condensats pollues a base d'une série d'échangeurs de chaleur», mémoire de fin d'étude, Université BADJI MOKHTAR-ANNABA. 2016/2017.

[20-21] <https://cloudfront.ualberta.ca>

[22] C. Chitour, Raffinage « Les propriétés thermique » tome 3, 1999.

[23] M .Fater « Echangeurs de chaleur-Master en mécanique Energétique, Physique Energétique » P.42.

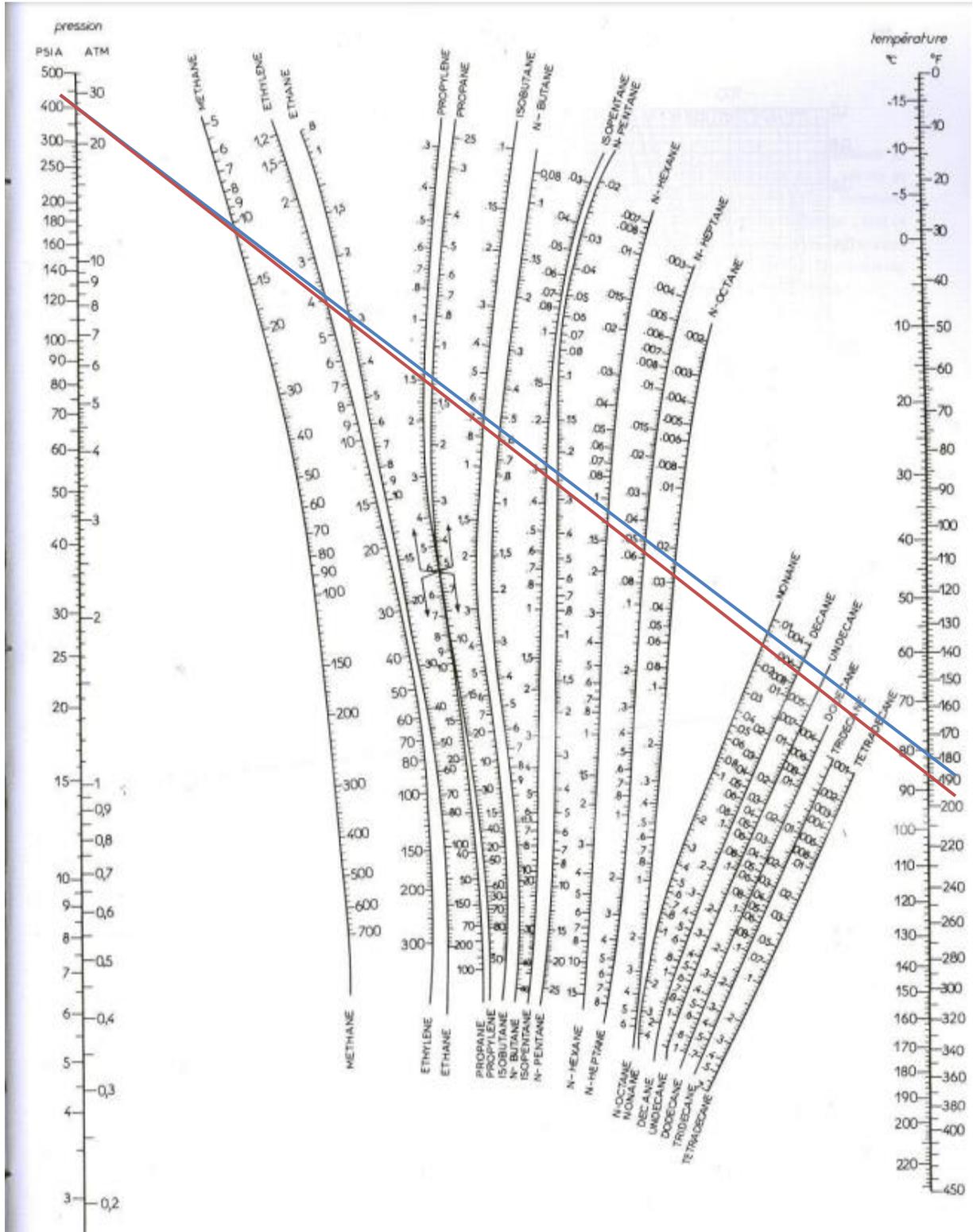
[24] <http://www.grandjean-bpa.com>

[25] F, Oudina «Echangeurs de Chaleur-cours & Exercices corrigés» Editions AL-Djazair,P 44.

[26] J.Albe & P.caro «transfert de chaleur – Etude d'un échangeur plaques et joins» Avril 2014. P 7.

[27] A.Mekhnache «Echangeur de chaleur » Ecole des techniques pétroliers SKIKDA.IAP

[28] A. Giovanni & B. bédad «transfert de chaleur» Année 2012, P 339



Graphe 1 : Diagramme de JENNY ET SHEIBEL

Annexe

TABLE 5-8 Residual Heat Capacities [47]
Simple fluid $\left(\frac{C_p - C_p^\circ}{R}\right)^{(1)}$

T_r	P_r						
	0.010	0.050	0.100	0.200	0.400	0.600	0.800
0.30	2.805	2.807	2.809	2.814	2.830	2.842	2.854
0.35	2.808	2.810	2.812	2.815	2.823	2.835	2.844
0.40	2.925	2.926	2.928	2.933	2.935	2.940	2.945
0.45	2.989	2.990	2.990	2.991	2.993	2.995	2.997
0.50	3.006	3.005	3.004	3.003	3.001	3.000	2.998
0.55	0.118	3.002	3.000	2.997	2.990	2.984	2.978
0.60	0.089	3.009	3.006	2.999	2.986	2.974	2.963
0.65	0.069	0.387	3.047	3.036	3.014	2.993	2.973
0.70	0.054	0.298	0.687	3.138	3.099	3.065	3.033
0.75	0.044	0.236	0.526	3.351	3.284	3.225	3.171
0.80	0.036	0.191	0.415	1.032	3.647	3.537	3.440
0.85	0.030	0.157	0.336	0.794	4.404	4.158	3.957
0.90	0.025	0.131	0.277	0.633	1.858	5.679	5.095
0.93	0.023	0.118	0.249	0.560	1.538	4.208	6.720
0.95	0.021	0.111	0.232	0.518	1.375	3.341	9.316
0.97	0.020	0.104	0.217	0.480	1.240	2.778	9.585
0.98	0.019	0.101	0.210	0.463	1.181	2.563	7.350
0.99	0.019	0.098	0.204	0.447	1.126	2.378	6.038
1.00	0.018	0.095	0.197	0.431	1.076	2.218	5.156
1.01	0.018	0.092	0.191	0.417	1.029	2.076	4.516
1.02	0.017	0.089	0.185	0.403	0.986	1.951	4.025
1.05	0.016	0.082	0.169	0.365	0.872	1.648	3.047
1.10	0.014	0.071	0.147	0.313	0.724	1.297	2.168
1.15	0.012	0.063	0.128	0.271	0.612	1.058	1.670
1.20	0.011	0.055	0.113	0.237	0.525	0.885	1.345
1.30	0.009	0.044	0.089	0.185	0.400	0.651	0.946
1.40	0.007	0.036	0.072	0.149	0.315	0.502	0.711
1.50	0.006	0.029	0.060	0.122	0.255	0.399	0.557
1.60	0.005	0.025	0.050	0.101	0.210	0.326	0.449
1.70	0.004	0.021	0.042	0.086	0.176	0.271	0.371
1.80	0.004	0.018	0.036	0.073	0.150	0.229	0.311
1.90	0.003	0.016	0.031	0.053	0.129	0.196	0.265
2.00	0.003	0.014	0.027	0.055	0.112	0.170	0.229
2.20	0.002	0.011	0.021	0.043	0.086	0.131	0.175
2.40	0.002	0.009	0.017	0.034	0.069	0.104	0.138
2.60	0.001	0.007	0.014	0.028	0.056	0.084	0.112
2.80	0.001	0.006	0.012	0.023	0.046	0.070	0.093
3.00	0.001	0.005	0.010	0.020	0.039	0.058	0.078
3.50	0.001	0.003	0.007	0.013	0.027	0.040	0.053
4.00	0.000	0.002	0.005	0.010	0.019	0.029	0.038

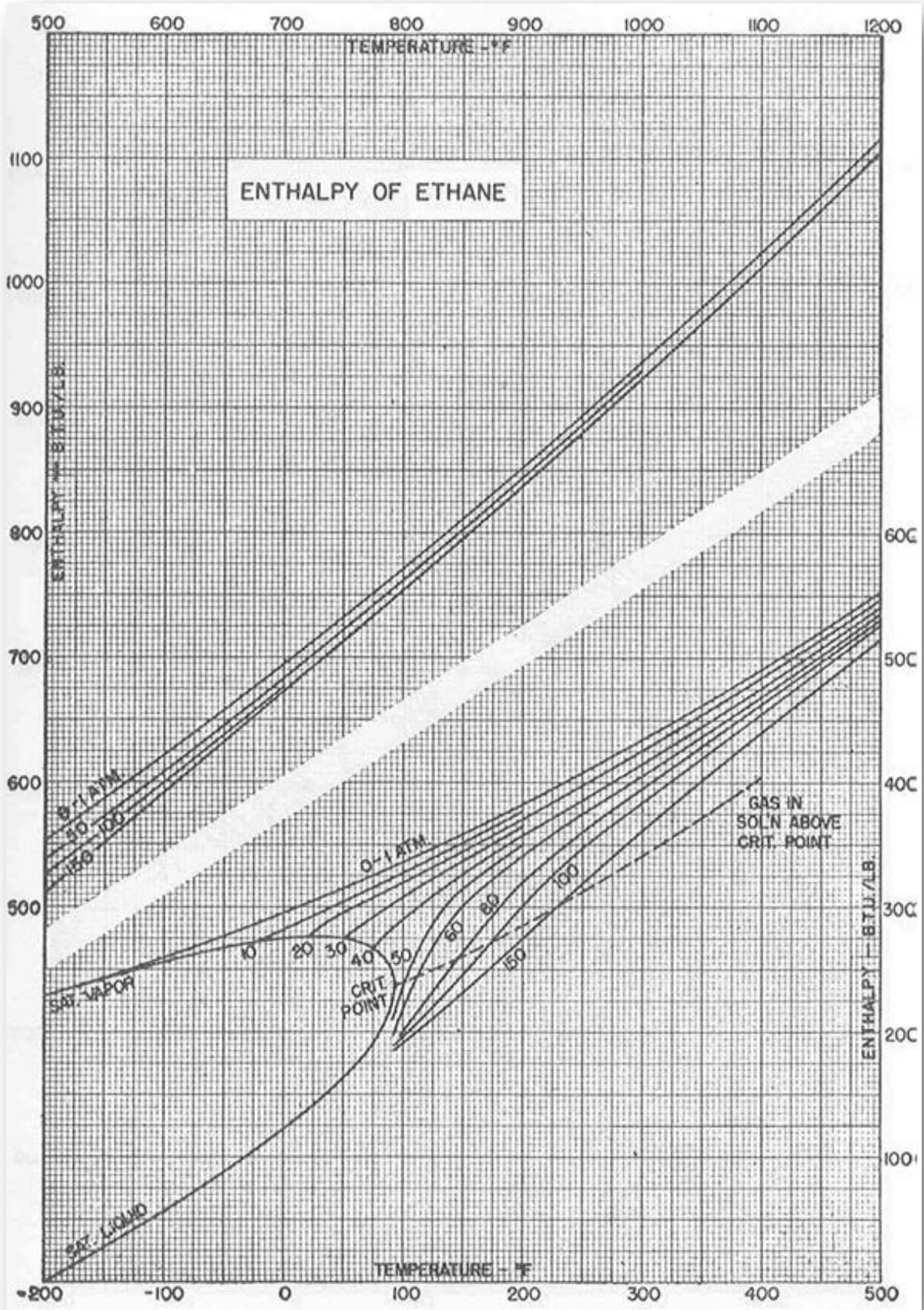
Tableau 1 : $(\Delta C_p)^\circ$ en fonction de t_r et p_r

TABLE 5-9 Residual Heat Capacities [47]

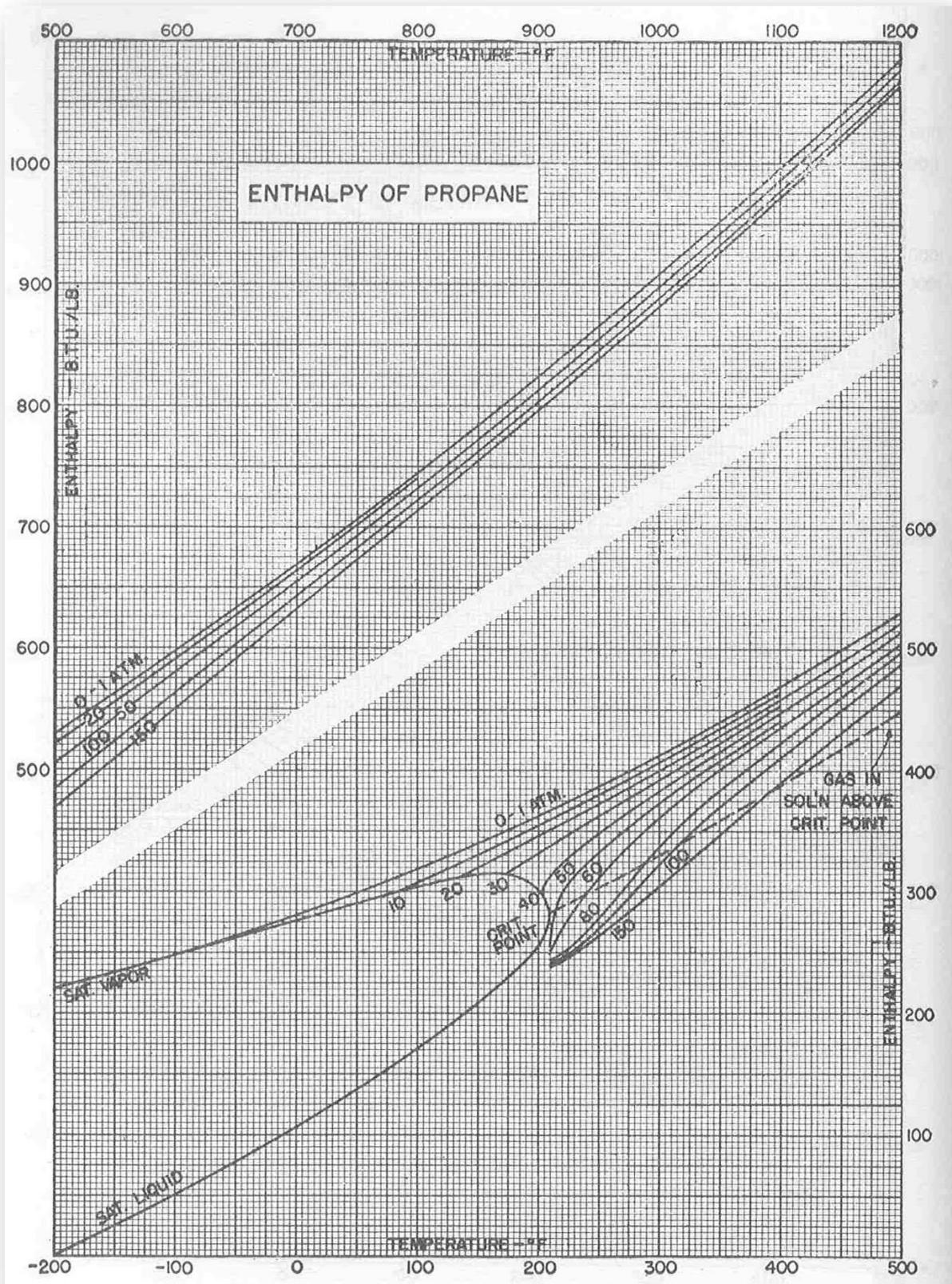
Deviation function $\left(\frac{C_p - C_p^o}{R}\right)^{(1)}$

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

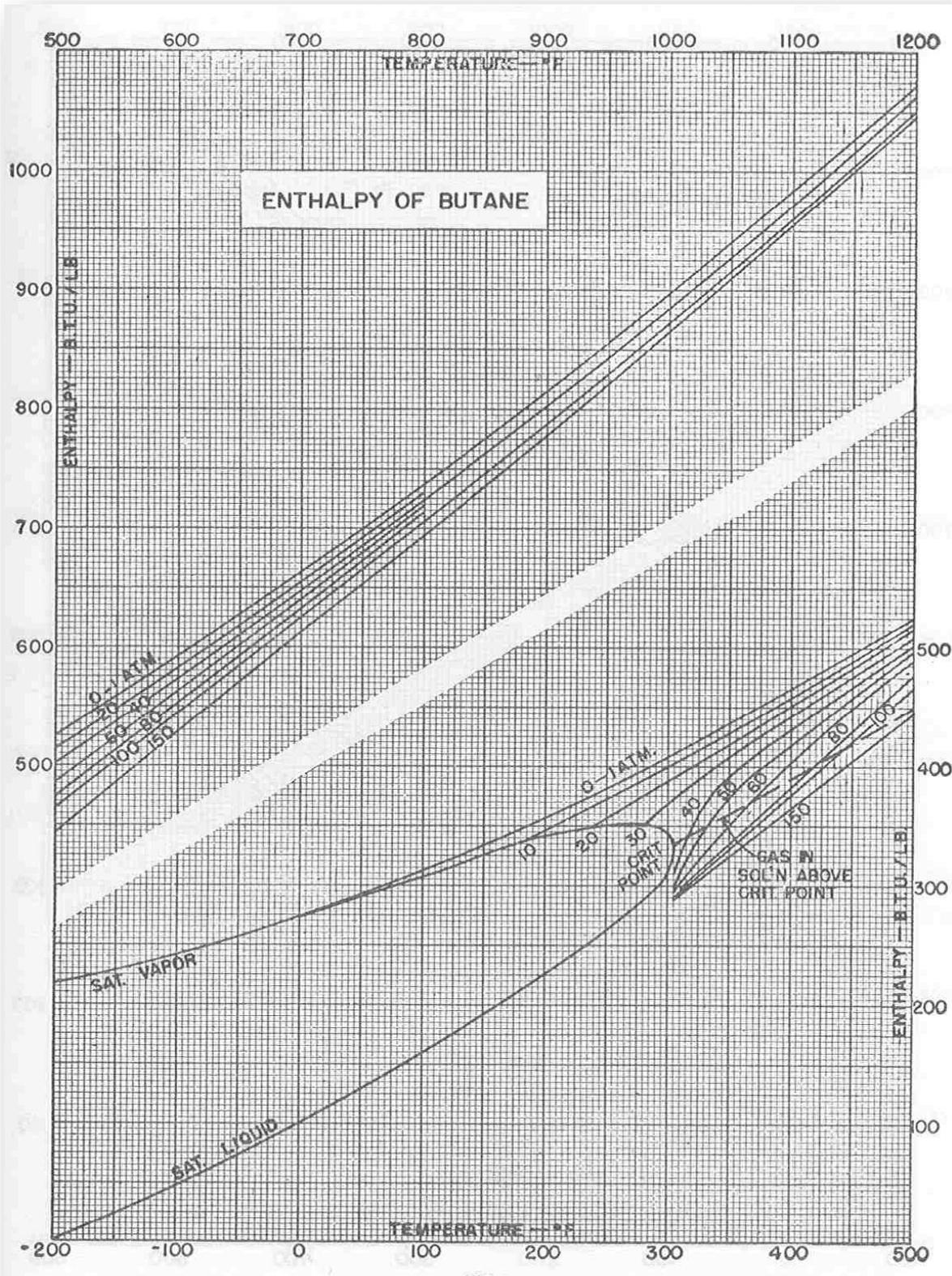
Tableau 2 : $(\Delta C_p)^1$ en fonction de t_r et p_r



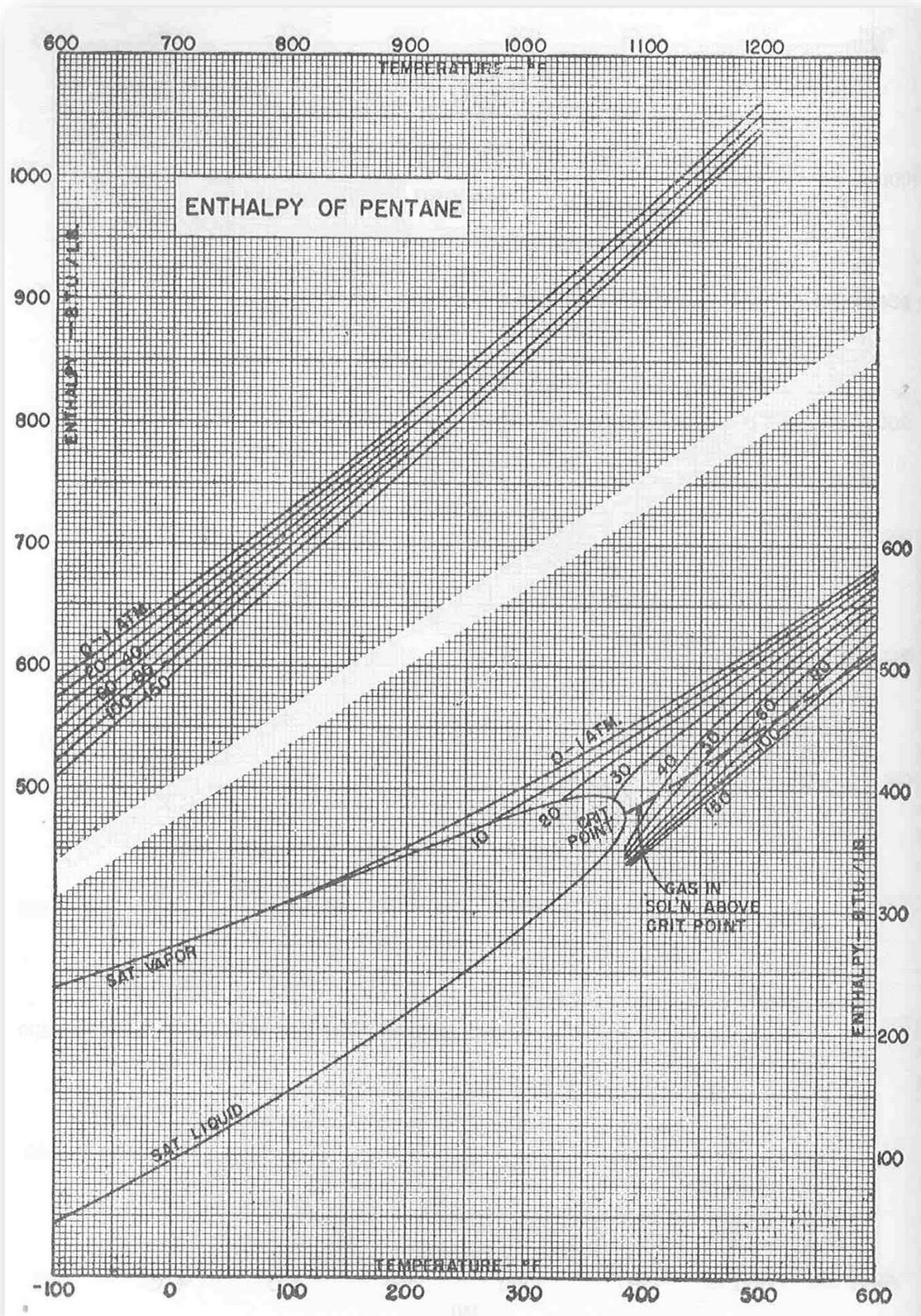
Graphe 2 : Enthalpie d'éthane



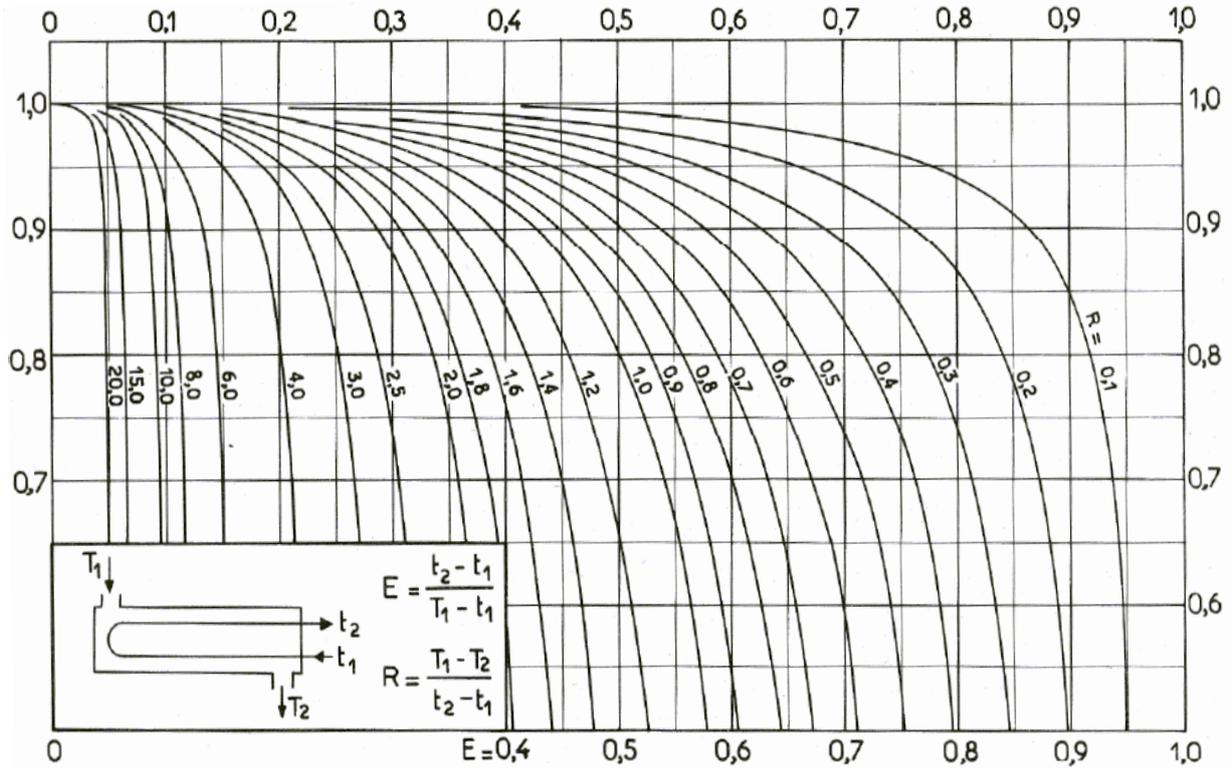
Graphe 3 : Enthalpie de propane



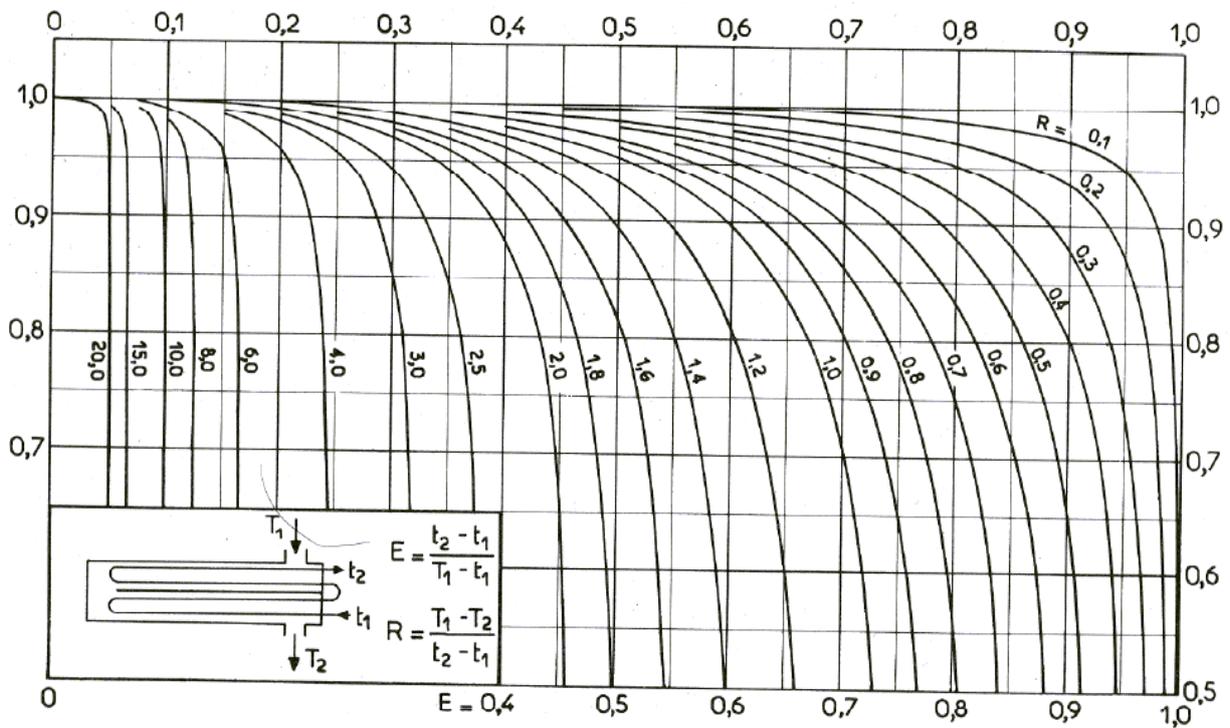
Graphe 4 : Enthalpie de butane



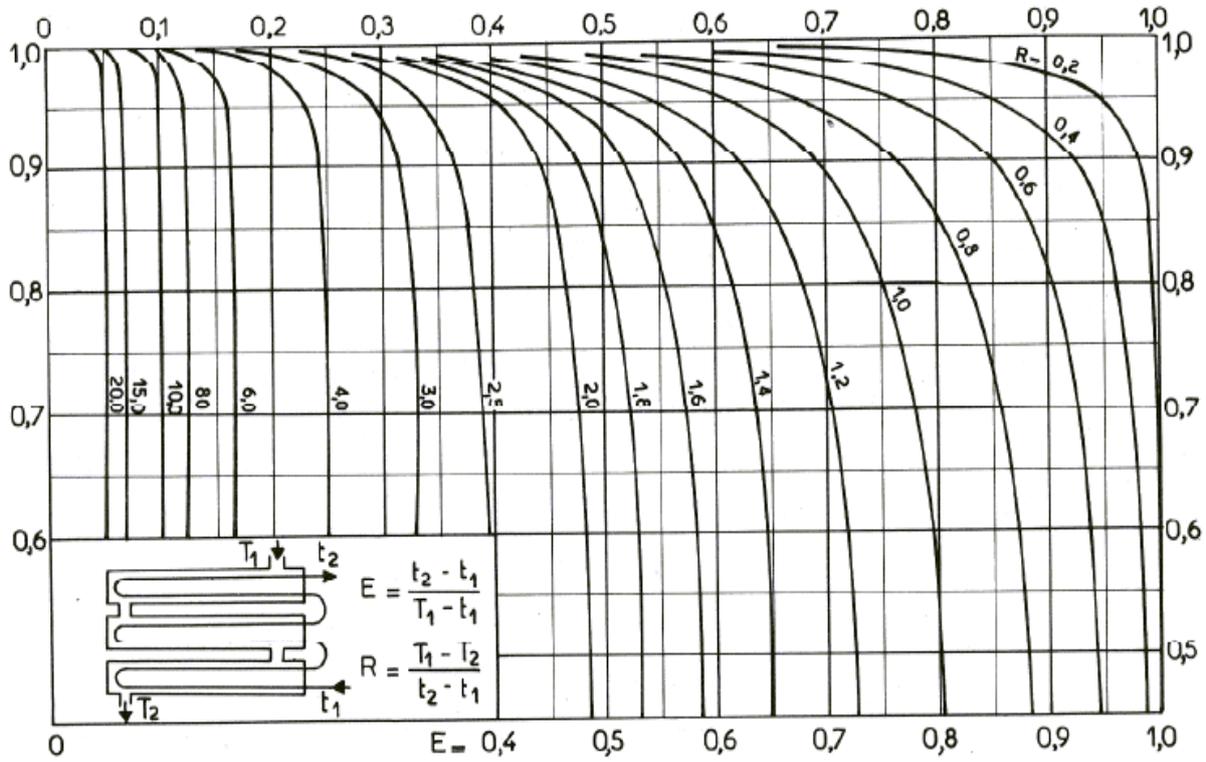
Graphe 5 : Enthalpie de pentane



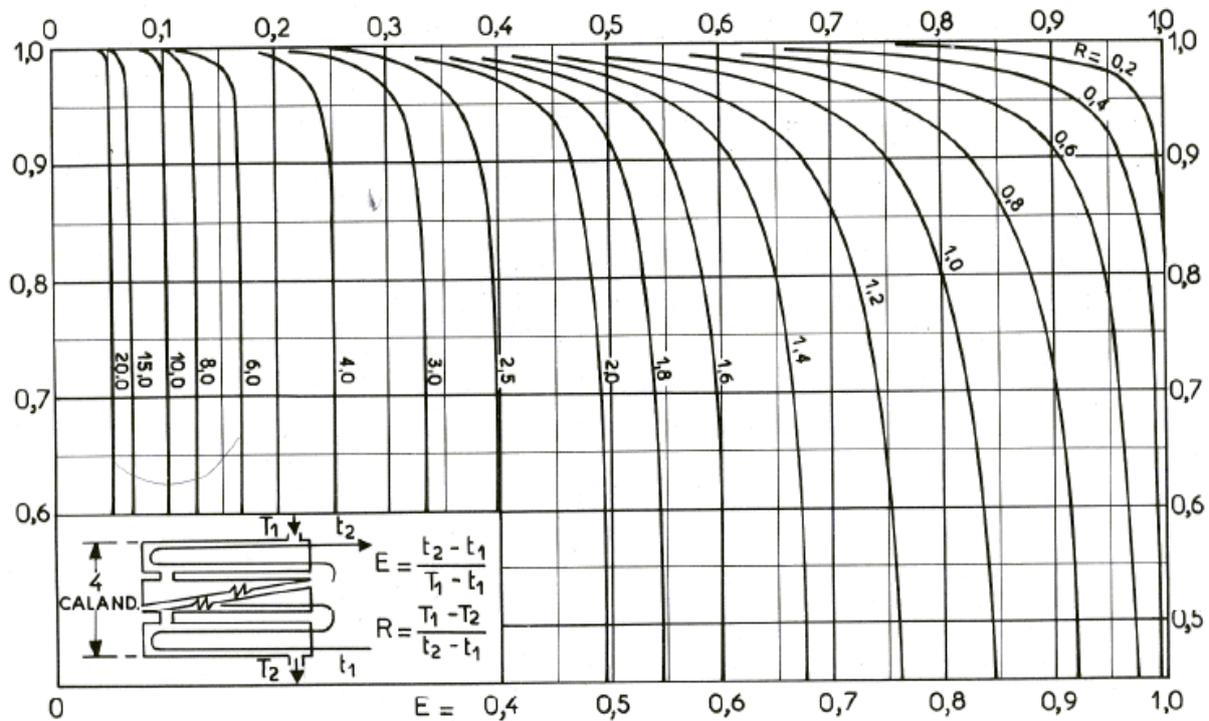
Graphe 6: Facteur de correction Appareil 1 passe coté calandre, 2 passes coté tube



Graphe 7 : Facteur de correction Appareil 2 passes coté calandre, 4 passes coté tube



Graph 8 : Facteur de correction Appareil 3 passes coté calandre, 6 passes coté tube



Graph 9 : Facteur de correction Appareil 4 passes coté calandre, 8 passes coté tube

Annexe

COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U_s ⁽¹⁾

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Tableau 3 : Coefficients de transfert sale U_s

Annexe

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694			
	18	1,24	1,021	0,819			
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434			
	14	2,10	1,483	1,727			
	16	1,65	1,575	1,948			
	18	1,24	1,656	2,154			
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098			
	14	2,10	2,118	3,523			
	16	1,65	2,210	3,836			
	18	1,24	2,291	4,122			
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375			
	14	2,10	2,743	5,909			
	16	1,65	2,845	6,357			
	18	1,24	2,921	6,701			
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300			
	14	2,10	3,378	8,962			
	16	1,65	3,480	9,512			
	18	1,24	3,556	9,931			

Tableau 4 : Caractéristiques des tubes d'échangeurs

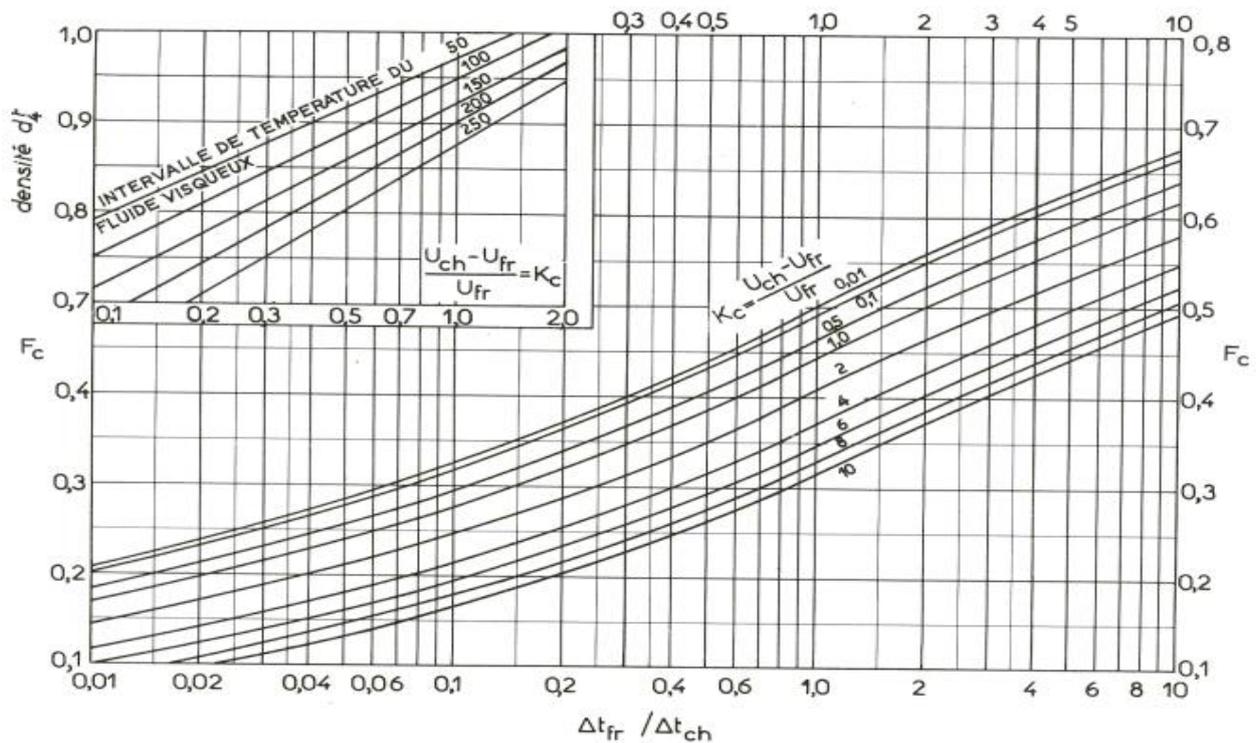
DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (1)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

Tableau 5 : disposition des tubes d'échangeurs

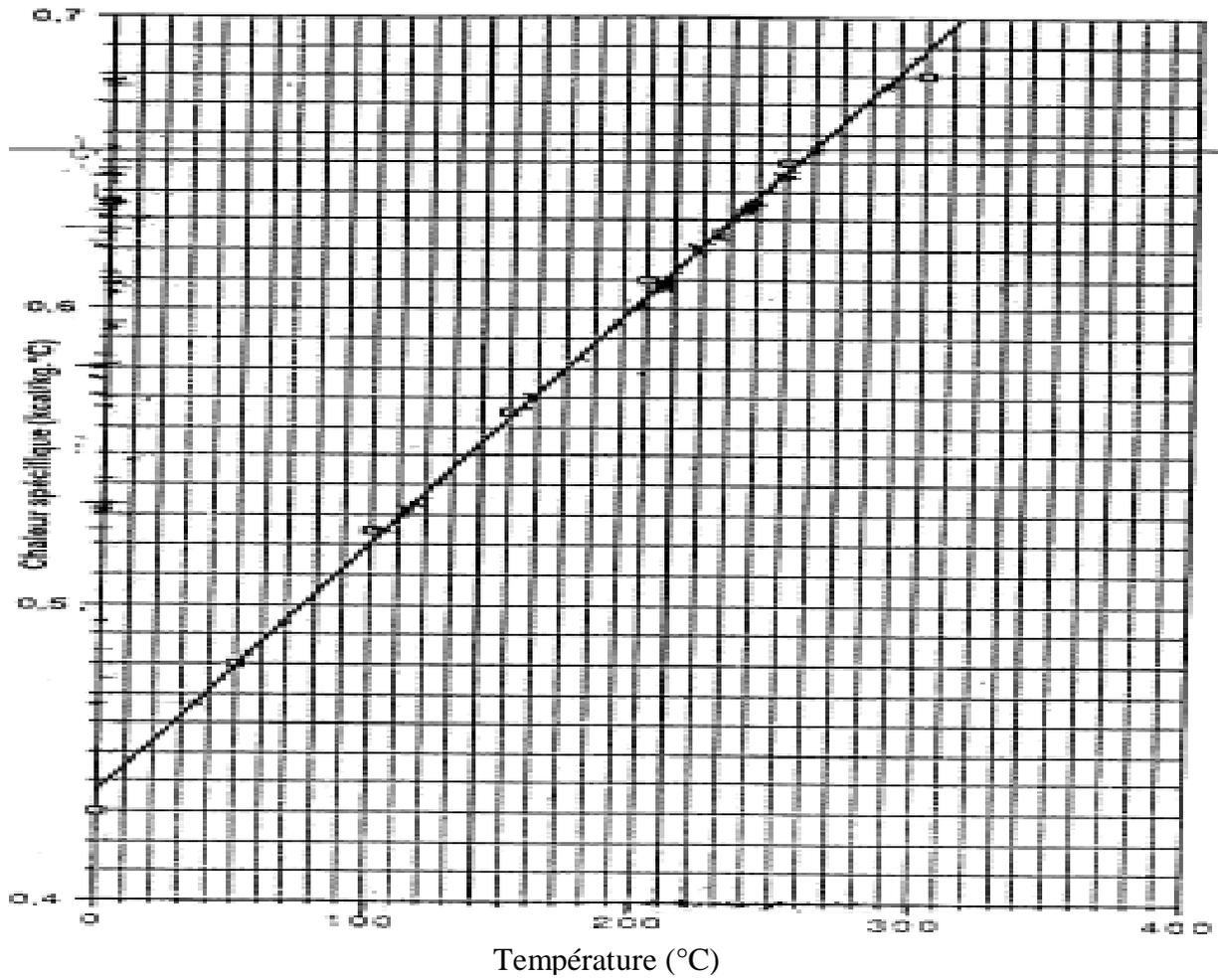
Annexe

D _e calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _i				nombre de passes : n _e				nombre de passes : n _e			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

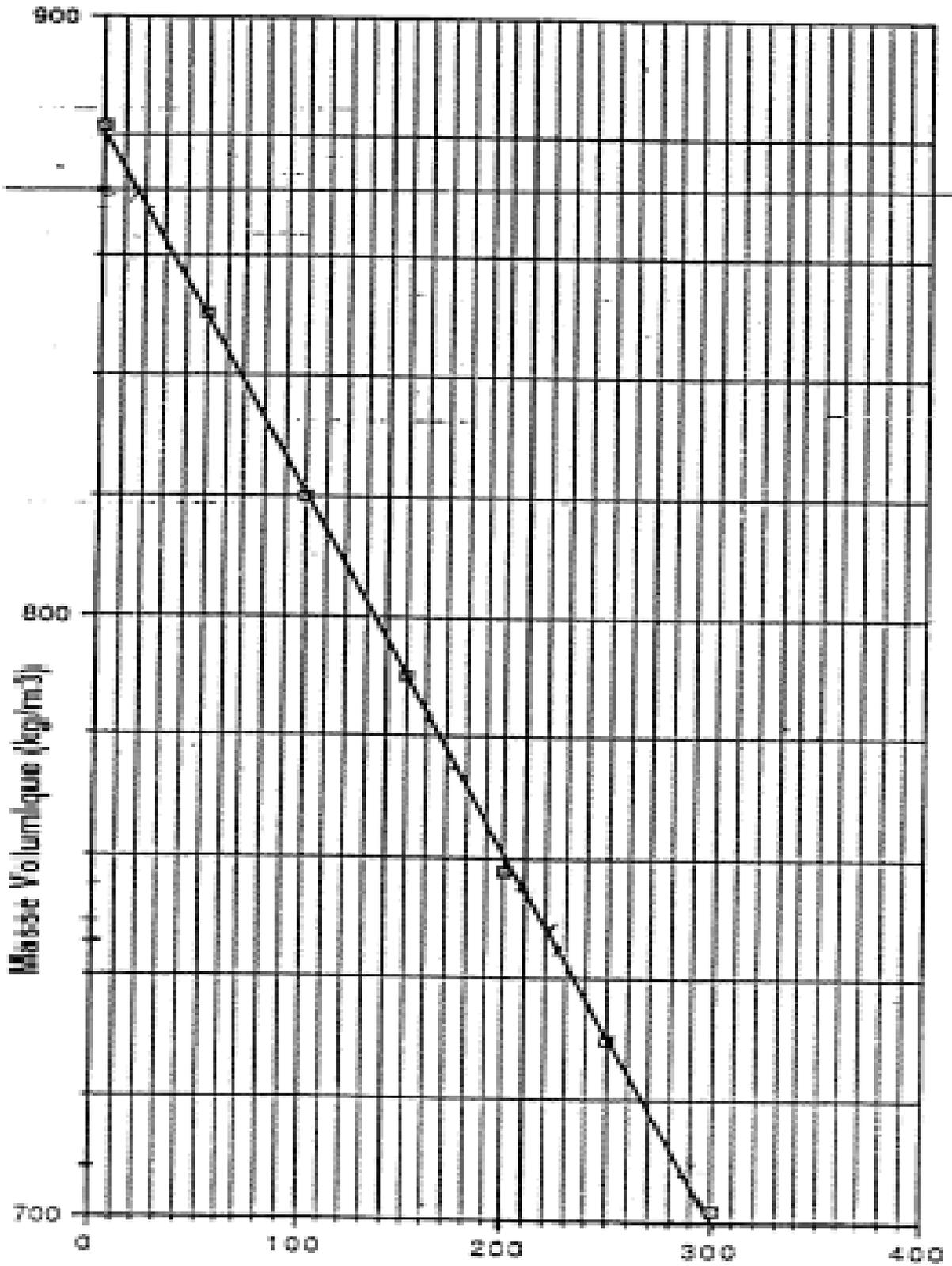
Tableau 6 : Disposition des tubes en triangle



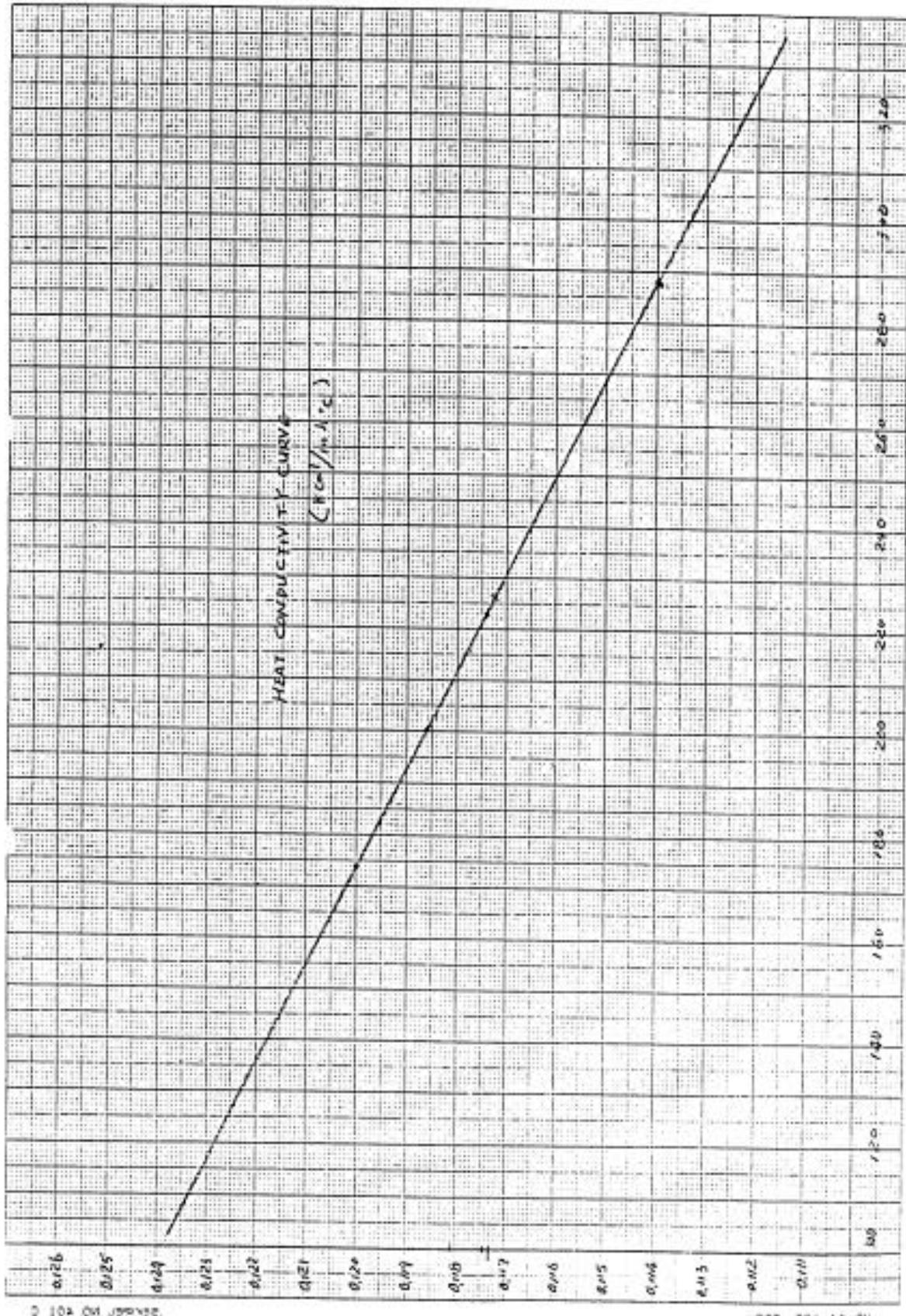
Graphe 10 : Détermination des facteurs Kc et Kf



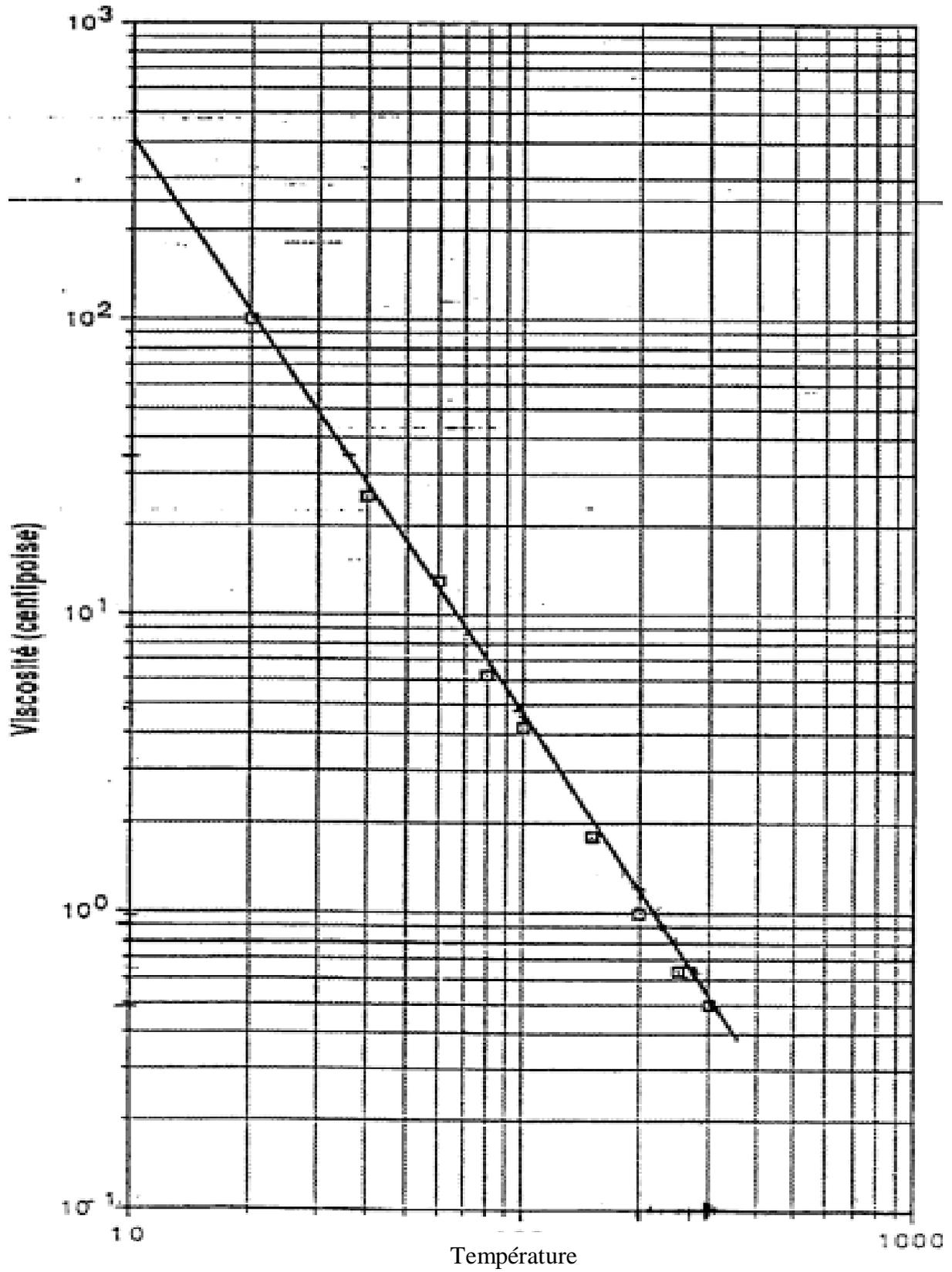
Graphe 11 : La chaleur spécifique d'huile TORADA TC 32



Graphe 12 : La masse Volumique (kg/m³) et Température (°C) de TORADA TC 32



Graphe 13 : La conductivité thermique d'huile TORADA TC 32



Graphe 14 : La viscosité d'huile TORADA TC 32