



RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ DE 20 AOÛT 1955 SKIKDA

FACULTÉ DE TECHNOLOGIE

DÉPARTEMENT DE PÉTROCHIMIE ET GÉNIE DES PROCÉDES

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industrie pétrochimique Spécialité :

Raffinage et Pétrochimie

ÉTUDE D'UN SYSTÈME DE VAPORISATION DU GPL AU NIVEAU DE L'UNITÉ GPL-2/ CIS-HMD

Soutenu le 30/07/2024

Réalisé par

Hamreras Amani

Bouzekri Meriem

Encadré par

Belaid Fairouz

Année Universitaire 2023 - 2024

Remerciements :

Premièrement louanges à Dieu qui nous a guidé et soutenu à chaque étape de ce voyage académique et nous a donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tout les professeurs de l'université 20 aout 1955 Skikda , qui nous ont aidé tout au long de notre cursus académique, en particulier notre encadrant « Guendouz Samira » pour son soutien, son expertise et sa guidance précieuse tout au long de notre travail.

Nous remercions nos parents pour tout ce qui ont faire, leur amour, soutien inconditionnel et leur encouragements ,ce mémoire est aussi le vôtre ,merci du fond du cœur.

Nous voudrions exprimer nos plus vifs remerciements à tous le personnel de l'unité GPL2, pour leurs collaborations et leurs accompagnements avec leur savoir-faire et leurs grandes expériences professionnelles.

Nos derniers remerciements vont à tout ce qui nous ont encouragé et participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Dédicace :

J'ai le grand honneur de dédier ce travail à celui qui a fait de moi une femme , la plus chère de ma vie ma mère « Fatma » , à mon cher père « Abdellah » , ce travail est le fruit de vos sacrifices .

*À mes chers frères « Wail » et « Yasser » que Dieu **vous** protège et vous guide dans tous les aspects de votre vie.*

À ma chère sœur « Cheima » je souhaite te voir heureuse dans ta vie.

À mes précieuses amies , compagnes de rires et de larmes, dont le soutien indéfectible a illuminé les jours sombres et doublé la joie des moments lumineux.

À ma professeur « Guendouz Samira » merci d'avoir été un mentor inspirant , toujours prêt à partager votre savoir et à encourager mes aspirations.

À tout l'équipe de travail de l'unité GPL2 Hassi Messaoud , merci pour votre dévouement et votre implication, pour tous les efforts que vous avez déployés.

À toutes les personnes qui ont été mes guides, mes sources d'inspiration et mes soutiens tout au long de ce parcours académique. Puissent ces mots témoigner de

ma gratitude éternelle. Merci d'avoir été les architectes de cette réussite.

AMANI

Dédicace :

Plus profonds à Dieu tout puissant qui m'a donné la force et la patience pour pouvoir accomplir ce travail à terme.

J'ai l'honneur de dédier ce modeste travail à mon marie le chère du monde qui m'ont appris les grandes valeurs et le sens de l'humanité que dieu le protège. A ma très chère maman «Samira» qu'ils trouvent en moi la source de leur fierté à qui je dois tout. Ce travail est le fruit de vos sacrifices que vous êtes consentis pour mon éducation, Au meilleur des pères «Salah».

À ma belle fille « Sidra »

A mes chère soeusr pour les encouragements, la confiance et le soutien moral.

À mes frères, qui je souhaite un avenir radieux plein de réussite.

A toute la famille Bouzekri

À mes ami(e)s, à qui je souhaite le succès en les remerciant pour l'amitié qui nous atoujours unis.

A tous ceux qui me sont chers.

Sommaire

Introduction générale	2
Chapitre I Champ Hassi Messaoud et de l'unité GPL2	4
I-1 Situation géographique du champ	5
I-2 Gisement de Hassi Messaoud.....	6
I-3 Historique du champ Hassi Messaoud	6
I-4 Description des installations.....	7
I-5 Historique de l'unité GPL2	9
I-6 Description de l'unité GPL2	10
I-7 Capacité de traitement et de production l'unité GPL2	10
I-8 Principe de fonctionnement de l'unité GPL2 :.....	11
I-9 Description du process de l'unité GPL2	12
I-9-1 Section Manifold	12
I-9-2 Section boosting	12
I-9-3 Section de déshydratation	13
I-9-4 Section de refroidissement et de détente	14
I-9-5 Section de fractionnement	15
I-9-6 Section d'huile chaude.....	16
I-9-7 Unité de dépropanisation.....	17
I-9-8 Section de stockage et pomperie	18
I-9-9 Réseau torche.....	19
I-9-10 Sale de contrôle	19
I-9-11 Laboratoire de contrôle.....	19
I-9-12 Description de l'unité de valorisation des condensats	20
Chapitre II Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)	21
II-1 Définition du GPL.....	22
II-2 Composition de GPL.....	22
II-3 Origine de GPL	22
II-4 Propriétés et caractéristiques du GPL	23
II-5 Utilisations du GPL.....	25
II-6 Avantages de l'utilisation du GPL.....	25
II-7 Production de GPL issus des champs algériens.....	26
II-8 Demande nationale de GPL	26
II-9 Exportations algériennes de GPL.....	27

II-10 Stockage du GPL	27
II-11 Transport de GPL.....	29
II-11-1 Transport par pipelines (canalisations)	29
II-11-2 Transport par wagon- citernes.....	29
II-11-3 Transport par bateaux (transport maritime)	30
II-11-4 Transport par camions - citernes	31
Chapitre III Généralités sur les échangeurs de chaleur.....	32
III-1 Notions sur les échangeurs	33
III-2 Classification des échangeurs de chaleur	34
III-2-1 Classification selon le processus de transfert.....	34
III-2-2 Classification selon les modes d'écoulement des deux fluides	34
III-2-3 Géométrie de construction	35
III-2-3-1 Echangeurs tubulaires	35
III-2-3-2 Echangeurs à plaques	38
III-2-3-3 Echangeurs avec changement de phase.....	39
III-2-4 Mécanismes de transfert de chaleur	40
III-2-4-1-Échangeur sans changement de phase	40
III-2-4-2-Échangeur avec changement de phase	40
III-3 Rôles des échangeurs.....	40
III-4 Problèmes de fonctionnement	41
III-4-1 Encrassement	41
III-4-1-1 Définition de l'encrassement.....	41
III-4-1-2 Différents types d'encrassement	41
III-4-1-3 Prévention de l'encrassement pendant les phases de fonctionnement ...	42
III-4-1-4 Conséquences de l'encrassement	43
III-4-2 Corrosion.....	43
III-4-2-1 Définition de la corrosion.....	43
III-4-2-2 Lutte de la corrosion.....	44
Chapitre IV Calculs et dimensionnement de l'évaporateur	45
IV-1 Introduction	46
IV-2 Estimation de quantité de chaleur échangée.....	47
IV-2-1 Calcul du point de rosée (t_r) et du point de bulle (t_b).....	48
IV-2-1-1 Point de rosée (t_r)	48
IV-2-1-2 Point de bulle (t_b).....	49
IV-2-2 Calcul de chaleur spécifique C_p	50
IV-2-2-1 Phase liquide	50

IV-2-2-2Phase vapeur	52
IV-2-3 Calcul d'énergie nécessaire pour la vaporisation	53
IV-2-3-1Calcul d'énergie reçue par le GPL (Q_r)	53
IV-3Dimensionner l'échangeur à faisceau et calandre	55
IV-3-2 Choix de diamètres des deux tubes concentriques	57
IV-3-3Détermination de nombre des tubes N_t	58
IV-3-4 Détermination de U_s de l'appareil	59
IV-3-5 Choix des fluides à l'intérieure du faisceau et la calandre	59
IV-3-6 Température calorique $T_c(^{\circ}C)$	59
IV-3-6-1 Détermination des caractéristiques de l'huile	60
IV-3-6-2 Détermination des caractéristiques de GPL	60
IV-3-7 Calcul de coefficient de transfert propre U_p	60
IV-3-7-1 Calcul de coefficient de film interne h_{i0} coté tube	61
IV-3-7-2 Calcul de coefficient de film externe h_0 coté calandre	62
IV-3-8Calcule de nombre de chicanes.....	66
IV-3-9 Calcul de température de tubes T_t	66
IV-3-10 Vérification de la résistance d'encrassement R_s	66
IV-3-11 Calcul de la perte de charges	66
IV-5 Propriétés et paramètres de l'évaporateur	68
Chapitre V Simulation et vérification par Hysys	41
V -Introduction.....	70
V-1 Synthèse sur le fonctionnement de Hysys	71
V-1-1 Composants du gaz	71
V-1-2 Paramètres d'huile.....	72
V-1-3 Modèle thermodynamique	72
V-1-4 Les paramètre de l'évaporateur	73
V-2 La simulation de l'évaporateur	74
V-3 Les résultats obtenus par Hysys.....	76
V-3-1 Le GPL.....	76
V-3-2 L'huile TORADA	77
V-4 Comparaison des résultats	77
V-4 Comparaison des résultats	77
Conclusion Générale	79
Bibliographie	81
Annexes	

Liste des figures

Figure I.1:Situation du champ Hassi Messaoud	5
Figure I.2:Procédés de complexe industriel sud du Champ Hassi Messaoud.....	8
Figure I.3:Schéma simplifié unité GPL2	9
Figure I.4:schémas simplifié de l'unité GPL2.	11
Figure I.5:Manifold 28 bar.....	12
Figure I.6:Section boosting.....	13
Figure I.7:Section déshydratation.	14
Figure I.8:Section de refroidissement et détente.....	15
Figure I.9:Section de fractionnement.....	16
Figure I.10:Section d'huile chaude.	17
Figure I.11:Section de dépropanisation.	18
Figure I.12:Section de stockage.....	19
Figure I.13:Schéma simplifié de l'UVC.	20
Figure II.1:Demande nationale en GPL	26
Figure II.2:Répartition de la demande en GPL.....	27
Figure II.3:Transport de GPL par canalisations.....	29
Figure II.4:Transport du GPL par wagon- citernes.....	30
Figure II.5:Transport du GPL par bateaux.....	30
Figure II.6:Transport du GPL par camions-citernes	31
Figure III.1:Schéma simplifié d'un échangeur de chaleur.....	33
Figure III.2:Evolution qualitative des températures dans un échangeur tubulaire co- courant.....	34
Figure III.3:Evolution qualitative des températures dans un échangeur tubulaire ou à plaques à contre courants	35
Figure III.4:Exemples d'échangeurs à courants croisés	35
Figure III.5:Echangeur monotube	36
Figure III.6:Echangeur coaxial centré.....	36
Figure III.7:Echangeur à tubes et calandre	36
Figure III.8:Principales technologies d'échangeurs à tube et calandre.....	37
Figure III.9:Divers constituants d'un échangeur TEMA type AEL.	38
Figure III.10:Échangeur à plaques brasées : assemblage de plaques.....	39
Figure III.11:Procédé de nettoyage en continu par boules.	43

Figure III.12:Importante corrosion.	44
Figure IV.1:Schéma de l'unité de vaporisation (Capture d'écran)	46
Figure IV.2:Méthode de détermination de tr par itération.	49
Figure IV.3:Pas carré, et le pas triangulaire.....	58
Figure IV.4:Résistances d'encrassement.	61
Figure V.1:Fenêtre de simulation de base (Hysys capture d'écran).	71
Figure V.2:Introduire des composants de GPL (capture d'écran).	71
Figure V.3:Introduire des paramètres d'huile (Hysys capture d'écran).	72
Figure V.4:Introduire de modèle thermodynamique (Hysys capture d'écran).....	72
Figure V.5:Introduire des paramètres de GPL (Hysys capture d'écran).	73
Figure V.6:Introduire des ΔP de l'évaporateur (Hysys capture d'écran).....	74
Figure V.7: simulation par un débit d'huile de 100 T/H (Hysys capture d'écran).	74
Figure V.8:simulation par un débit d'huile de 130 T/H (Hysys capture d'écran).	75
Figure V.9:simulation par un débit d'huile de 150 T/H (Hysys capture d'écran).	75
Figure V.10:simulation par un débit d'huile de 155,7 T/H (Hysys capture d'écran). .	76

Liste des Tableaux

Tableau I.1: Capacité de l'unité GPL2	10
Tableau I.2: Spécification des produits.....	10
Tableau I.3: Process de changement des déshydrateurs	14
Tableau II.1: Composition de GPL.....	22
Tableau II.2: Les spécifications du propane et du butane commercial du GPL	24
Tableau IV.1: Propriétés et composition de GPL	48
Tableau IV.2: Calcul de t_r point de rosé.	49
Tableau IV.3: Calcul de t_b point de bulle.	50
Tableau IV.4: Calcul de chaleur spécifique	51
Tableau IV.5: Calcul de T_r et P_r du GPL à $T=54,6$ °C.....	51
Tableau IV.6: Calcul de ω	52
Tableau IV.7: Calcul de T_r et P_r du GPL à $T=109,44$ °C.....	52
Tableau IV.8: Calcul de Q_2	44
Tableau IV.9: Détermination de facteur de correction F.	56
Tableau IV.10: Calcul de la surface estimée A.....	57
Tableau IV.11: Caractéristiques des tubes d'échangeur.	57
Tableau IV.12: Calcul de viscosité de GPL.....	63
Tableau IV.13: Propriétés et paramètres de l'évaporateur.....	68
Tableau V.1: Les résultats obtenus par Hysys pour le GPL.	76
Tableau V.2: Les résultats obtenus par Hysys pour l'huile TORADA.....	77
Tableau V.3: La comparaison des résultats.	77

Nomenclature

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
U_s'	Coefficient de transfert sale estimé	kcal/h.m ² .°C
K_i	Coefficient d'équilibre	-
U_s	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
F1	Débit massique du GPL	kg/h
F2	Débit massique d'huile	kg/h
ΔTLM	Différence de température moyenne logarithmique	°C
D_e	Diamètre extérieure	m
D_i	Diamètre intérieur	m
D_c	Diamètre de la calandre	m
D_{eq}	Diamètre équivalent	m
D_4^t	Densité du fluide à la température t par rapport à la densité de l'eau à 4°C	
B	Distance entre deux chicanes	m
Q_r	Energie reçue par GPL	Mkcal/h
Q_1	Energie reçue de t_1 à t_b (sans changement d'état)	kcal/h
Q_2	Energie reçue de t_b à $t_2=t_r$ (avec changement d'état)	kcal/h

Q_c	Energie cédée par l'huile	Mkcal/h
H_e	Enthalpie d'entrée	kcal/kg
H_s	Enthalpie desortie	kcal/kg
E	Epaisseur	m
X_i	Fractions molaires (phase liquide) de chaque constituant	%
Y_i	Fractions molaires (phase vapeur) de chaque constituant	%
Ω	Facteur acentrique	-
A, B, C, D, E	Facteurs donnés pour chaque constituant	-
F_c	Facteur de correction	-
L	Longueur de l'échangeur	m
ρ	Masse volumique moyenne à la température calorique	kg/m ³
M_i	Masse molaire de chaque constituant	kg/kmol
N_c	Nombre de passe coté calandre	-
N_t	Nombre de passe coté tube	-
N'_t	Nombre des tubes estimé	-
N_t	Nombre des tubes réel	-
Re	Nombre de Reynolds	-
Pr	Nombre de Prandtl	-
Nu	Nombre de Nusselt	-
N_C	Nombre de carbone de constituant	-
N_{ch}	Nombre de chicanes	-
P	Pression	bars
P_r	Pression réduite	-
P_{ci}	Pression critique de chaque composant	bars
P_{em}	Pression critique du mélange	bars
P	Pas triangulaire	m
Δp	Pertes de charges	kg/cm ²
ΔP_t	Pertes de charge à l'intérieure des tubes	kg/cm ²

ΔP_c	Pertes de charge à l'extérieur des tubes	kg/cm ²
Q	Quantité d'énergie	M kcal/h
R	Résistance de l'échangeur	-
R_{si}, R_{so}	Résistances d'encrassement	h.m ² .°C/kcal
E	Rendement de l'échangeur	-
A'	Surface estimée	m ²
a_t/a_c	Section de passage par tube/calandre	m ²
T	Température	°C
T _b	Température de bulle	°C
T _{ci}	Température critique de chaque composant	K
T _{cm}	Température critique du mélange	K
T _c	Température calorique du GPL	°C
T _c	Température calorique d'huile	°C
T _r	Température de rosée	°C
T _t	Température de tube	°C
T ₂	Température de sortie de l'huile	°C
T ₁	Température d'entrée de l'huile	°C
t ₁	Température d'entrée du GPL	°C
t ₂	Température de sortie du GPL (température de rosée)	°C
T _r	Température réduite	-
G _t / G _c	Vitesse massique	kg/hm ²
μ	Viscosité dynamique	kg/h m
μ_t	Viscosité dynamique à la température du tube	kg/h m

RÉSUMÉ

Pour assurer une production continue de condensat et gérer la production de GPL, nous avons préconisé la revaporisation du GPL en vue de sa réinjection. Pour se faire, Nous avons choisi d'utiliser un échangeur de chaleur à tube et calandre, dimensionné à l'aide de la méthode de l'écart logarithmique moyen. Les caractéristiques calculées de l'évaporateur sont la surface d'échange, la longueur de l'échangeur, le nombre de tubes, et le nombre de chicanes.

Les résultats obtenus par une méthode manuelle ont été comparés à ceux obtenus par simulation à l'aide du logiciel Hysys. L'écart maximal constaté entre les deux méthodes est de 1,7%. Étant donné la satisfaction des résultats techniques obtenus, l'installation de ce système dans l'unité GPL2 est désormais la solution unique et optimale à envisager.

Mots-clés : GPL, Condensat, échangeur de chaleur, Hysys.

ABSTRACT

" To ensure continuous condensate production and manage LPG production, we have recommended the revaporization of LPG for reinjection. To do this, we have chosen to use a shell and tube heat exchanger, sized using the mean logarithmic deviation method. The calculated characteristics of the evaporator are the exchange surface, the length of the exchanger, the number of tubes, and the number of baffles.

Results obtained through manual calculation were compared with those obtained through simulation using Hysys software. The maximum deviation observed between the two methods is 1.7%. Given the satisfactory technical results obtained, the installation of this system in the GPL2 unit is now considered the unique and optimal solution to pursue."

Keywords: LPG, Condensate, heat exchanger, Hysys.

لضمان استمرار إنتاج المكثفات وإدارة إنتاج غاز البترول السائل، أوصينا بإعادة تبخير غاز البترول السائل لإعادة الحقن. تم اختيار استخدام مبادل حراري من نوع أنبوب وقشرة، تم تحجيمه باستخدام طريقة فرق درجة حرارة المتوسط اللوغاريتمي. فيما يلي المواصفات المحسوبة للمبخر: -مساحة تبادل الحرارة، طول المبادل، عدد الأنابيب وعدد الشفرات. تم مقارنة النتائج التي تم الحصول عليها بواسطة الحساب اليدوي مع تلك التي تم الحصول عليها بواسطة المحاكاة باستخدام برنامج Hysys. كانت أقصى انحراف ملاحظ بين الطريقتين هو 1.7%. نظرًا للنتائج التقنية المرضية التي تم الحصول عليها، يُعتبر تركيب هذا النظام في وحدة GPL2 الحل الوحيد والأمثل الذي يجب التفكير فيه الآن.

: غاز البترول المسال، المكثفات، المبادل الحراري، Hysys.

Introduction générale

À mesure que le monde progresse, ses besoins en consommation augmentent. Parmi les ressources les plus consommées par les pays et les populations, l'énergie occupe une place prépondérante, malgré sa présence envahissante dans tous les domaines, l'homme continue de rechercher de nouvelles méthodes et de les développer constamment pour l'obtenir. En effet, l'énergie ne se crée, ni ne disparaît, mais elle peut être transformée d'une forme à une autre.

En raison de l'abondance des réserves en gaz et en pétrole, l'économie nationale de l'Algérie repose principalement sur l'industrie des hydrocarbures. L'Algérie, comme beaucoup d'autres pays, dépend largement des énergies fossiles pour répondre à ses besoins énergétiques, le gaz de pétrole liquéfié GPL émerge comme une ressource stratégique, utilisée dans divers secteurs tels que l'industrie, le transport, et les ménages.

Le pétrole, le gaz naturel, le condensat et le GPL figurent parmi les produits essentiels de l'industrie pétrolière occupant ainsi une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques. L'amélioration de ces produits est une priorité majeure de la politique énergétique de SONATRACH. Cette démarche vise à offrir une complémentarité ou une alternative à la production traditionnelle de pétrole et de gaz naturel. Ainsi, le gaz de pétrole liquéfié GPL a évolué d'une situation où il était autrefois détruit, notamment par torchage, à celle de sa récupération et de sa valorisation [7].

L'unité GPL2 qui a été mise en service au sein du centre industriel sud (CIS) vise à récupérer le GPL ainsi que le condensat des gaz associés, résultant de la séparation du pétrole brut. Le GPL est acheminé vers Houd El Hamra (HEH) via le pipeline LR1, puis dirigé vers le complexe d'Arzew en passant par les stations de pompage. Tout ça requiert la mise en place de diverses unités de traitement équipées d'installations coûteuses. L'introduction d'eau liquide ou d'eau huileuse dans la charge à l'entrée de ces équipements entraîne généralement des problèmes de corrosion et d'obstruction, voire d'érosion, nécessitant des travaux d'entretien et de remplacement, et impactent directement l'exploitation des installations et entraînent des pertes de production considérables [3]. Un défi majeur auquel est confrontée l'unité de production du GPL est la limitation ou l'interruption de l'expédition de celui-ci vers HEH en raison de diverses contraintes internes et externes, entraînant ainsi des interruptions dans la

Introduction générale

production à la fois du GPL et du condensat et ça c'est la problématique proposée par ce travail.

Pour assurer une production continue de condensat et gérer la production de GPL, la solution préconisée est la revaporisation du GPL en vue de sa réinjection.

L'objectif de cette étude est le dimensionnement et le calcul d'une nouvelle installation appelée "système de vaporisation du GPL", qui utilisera l'excès d'énergie thermique de l'unité comme source pour la vaporisation du GPL. Le développement et l'optimisation des systèmes de vaporisation du gaz de pétrole liquéfié GPL sont devenus des préoccupations majeures dans le secteur énergétique contemporain. Au cœur de cette dynamique, l'Unité GPL2 se distingue en tant qu'élément crucial dans la chaîne de production et de distribution du GPL. Cette étude se concentre sur une analyse approfondie de ce système de vaporisation, étant donné son rôle essentiel dans la transformation du GPL en une forme utilisable.

Pour faciliter la compréhension et la progression logique de l'étude, et afin d'atteindre les objectifs mentionnés ci-dessus, le présent mémoire est subdivisé en cinq chapitres :

Le premier chapitre est consacré la présentation sur le lieu de stage le champ de Hassi Messaoud et spécialement l'unité de GPL2.

Le deuxième chapitre est réservé pour un petit aperçu bibliographique sur le GPL.

Troisième chapitre est présenté des généralités sur les échangeurs de chaleur.

Le quatrième chapitre est résumé les différents calculs et résultats obtenus.

Le cinquième chapitre est démontré la simulation effectuée par le simulateur Aspen Hysys version 14.

Chapitre I
Champ Hassi Messaoud et de l'unité
GPL2

I-1 Situation géographique du champ

Le champ de Hassi Messaoud est situé au milieu du Sahara Algérien à 86 km au sud-est d'Ouargla à 172 km au sud de Touggourt et à 800 km au sud-est de la capitale Alger. Il a une superficie de 2000 km², à une altitude de 142 m. Le climat y est désertique avec des températures allant de 0°C à 47°C en moyenne en automne et au printemps, la région est soumise à de fréquents vents de sables avec une vitesse pouvant atteindre les 100 km/h, de direction dominante NNE.

Le champ de Hassi Messaoud est considéré comme étant le plus grand gisement pétrolier de la province triasique algérienne. De par sa superficie et ses réserves, il est le plus grand gisement de pétrole d'Algérie et s'étend sur près de 2200 km² de superficie. Il est limité au :

- ✓ NW par le gisement d'Ouargla, Guellaba, Benkahla et Haoud Berkaoui.
- ✓ SW par le gisement d'el Gassi, Zotti et El Agreb.
- ✓ SE par le gisement de Rhoude-El-Baguel et Mesdar.
- ✓ Est par le gisement de Ghadamés.



FIGURE I.1: SITUATION DU CHAMP HASSI MESSAOU [2].

I-2 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

Epaisseur : jusqu'à 300M

Huile de densité légère API = 45,4

1957 : Découverte (MD1)

1958 : Début de la production en Juillet

1993 : Premier forage horizontal (MDZ 453)

1996 : Première reprise en short-radius (MD 218)

I-3 Historique du champ Hassi Messaoud

Le gisement de Hassi-Messaoud fut découvert par deux compagnies distinctes ; CFPA au niveau de la partie Nord du champ (OM, ON) ; la SN. Répal au niveau sud du champ.

En 1946, La SN.Répal avait commencé sa recherche à travers le Sahara Algérien, trois années plus tard, débutait la prospection géophysique par une reconnaissance gravimétrique.

En 1951, premier tir sismique dans la région d'Ouargla. Cette reconnaissance du pourtour des bassins sahariens permettra à la SN.Répal et son associé la CFPA, de déposer leur première demande de permis de recherche.

- ✓ 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.

I-5 Historique de l'unité GPL2

L'unité GPL2 a été mise en service en juillet 1997 suite à un contrat de partenariat entre la société nationale Sonatrach et la firme japonaise JGC (Japan Gasoline Corporation).

Le démarrage effectif de la production s'est effectué le 05 janvier 1997 par le personnel mixte algéro-japonais.

L'unité GPL-2 est destinée à récupérer le mélange butane-propane (GPL) contenu dans le gaz de charge qui sera expédié vers les complexes de séparation à Arzew par le pipe LR 1 via Haoud El Hamra (HEH).

Les condensats stabilisés sont envoyés vers l'UVC ou réinjectés dans le brut, tandis que le gaz résiduel constitué principalement de méthane et éthane est renvoyé vers les stations de compression pour être réinjecté dans le gisement. [1]

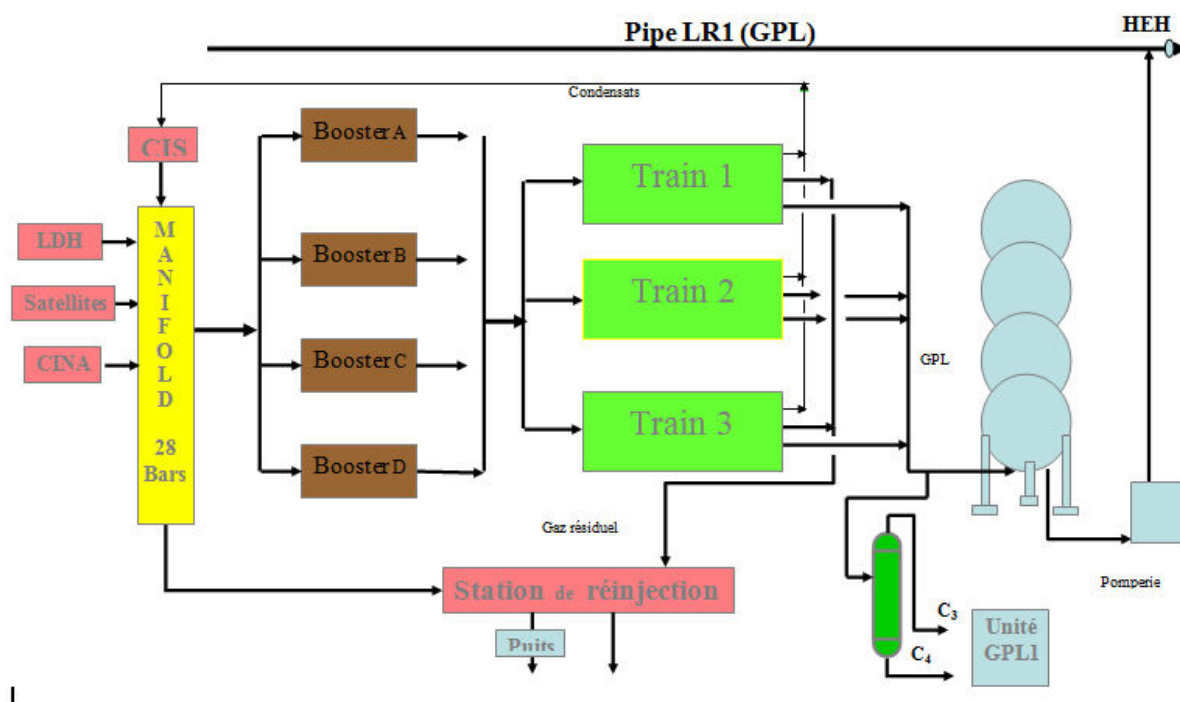


FIGURE I.3:SCHEMA SIMPLIFIE UNITE GPL2[2].

- Stockage et pomperie .
- Dépropanisation (production de propane et butane commerciaux).
- Système de fuel – gaz.
- Utilités (production d’air, d’azote).
- Salle de contrôle .[1]

I-7 Capacité de traitement et de production l’unité GPL2

TABEAU I.1:CAPACITE DE L’UNITE GPL2[4].

	Gaz riche	Gaz pauvre	Production actuelle
Gaz d'alimentation (MMStd ³ /j)	24	24	26
GPL (tonnes/jour)	4890	3050	4400
Condensat(C ₅ +) (tonnes/jour)	1050	600	800
Propane(C ₃) (tonnes/jour)	240	240	240
Butane(C ₄) (tonnes/jour)	160	160	160

TABEAU I.2:SPECIFICATION DES PRODUITS[3].

Produits	Spécifications	Teneur
GPL	C2-	< 3% en mol
	C5+	< 0.4% en mol
	Eau	< 50 ppm

Gaz traité	Pression	≥ 28 bars
	Température	$\leq 55^{\circ}\text{C}$
	Teneur eau	≤ 3 ppmv
Propane	C4+	$< 2.5\%$ en vol
	TVR	< 14.34 barg
Butane	C5+	$< 2\%$ en vol
	TVR	< 4.83 en barg
Condensat	Densité	$0.71 < \text{densité} < 0.725$ en Kg/l
	TVR	≤ 0.75 Kg/cm ²

I-8 Principe de fonctionnement de l'unité GPL2 :

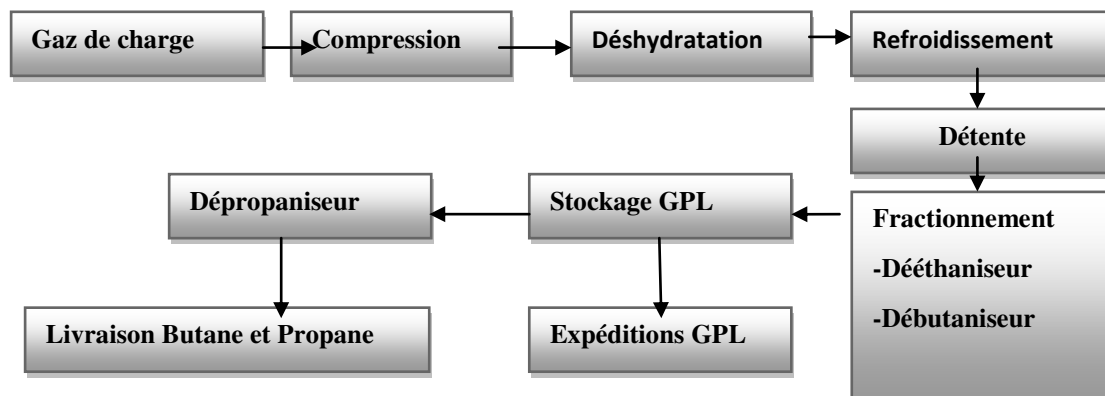


FIGURE I.4: SCHEMAS SIMPLIFIE DE L'UNITE GPL2[2].

Le principe de fonctionnement implique de récupérer un maximum de gaz propane et butane à partir du gaz d'alimentation, d'envoyer le GPL produit à Arzew via des stations de pompage, de recycler une partie du gaz pour la fractionation, et d'envoyer le condensat stabilisé et le gaz résiduel pour un traitement ultérieur et une réinjection. Le gaz de charge subit une série d'étapes de traitement comprenant la séparation des composants par distillation et compression, pendant ce processus les composants tels que le méthane, l'éthane et le propane sont séparés, et le propane est extrait comme produit principal. L'unité comprend aussi différentes sections ; déshydratation, refroidissement, et les systèmes utilitaires, garantissant un traitement de gaz et une livraison efficace.

I-9 Description du process de l'unité GPL2

I-9-1 Section Manifold

Les gaz issus de la séparation du pétrole brut au niveau des cha44mps satellites sont collectés dans un manifold à une pression de 28 bars et alimentent les quatre trains des deux unités de GPL. Unité GPL-1 (un train) et unité GPL-2 (trois trains). La capacité de charge de ce manifold est d'environ 40 millions Nm³/jour. Ce manifold est pourvu de sécurités, grâce aux vannes de torche qui y sont installées en cas de haute pression[5]. Les gaz venants des complexes CINA (centre industriel nord) et CIS (centre industriel sud section traitement) et UTBS [3]. Les 3 collecteurs primaires reçoivent une charge de telle manière qu'on aura :

- Un collecteur qui regroupe les gaz du satellite Est : E1a, E2a et S1a.
- Un collecteur ouest collecte les gaz du satellite Ouest : W1a, W2a et W1c.
- Un troisième collecteur qui réunit les gaz provenant de la zone de traitement, les gaz de LDHP1, LDHP2, (ligne directe à haute pression) et ceux de LDBP1, LDBP2 (ligne directe à basse pression) qui ont subi une compression. [6]

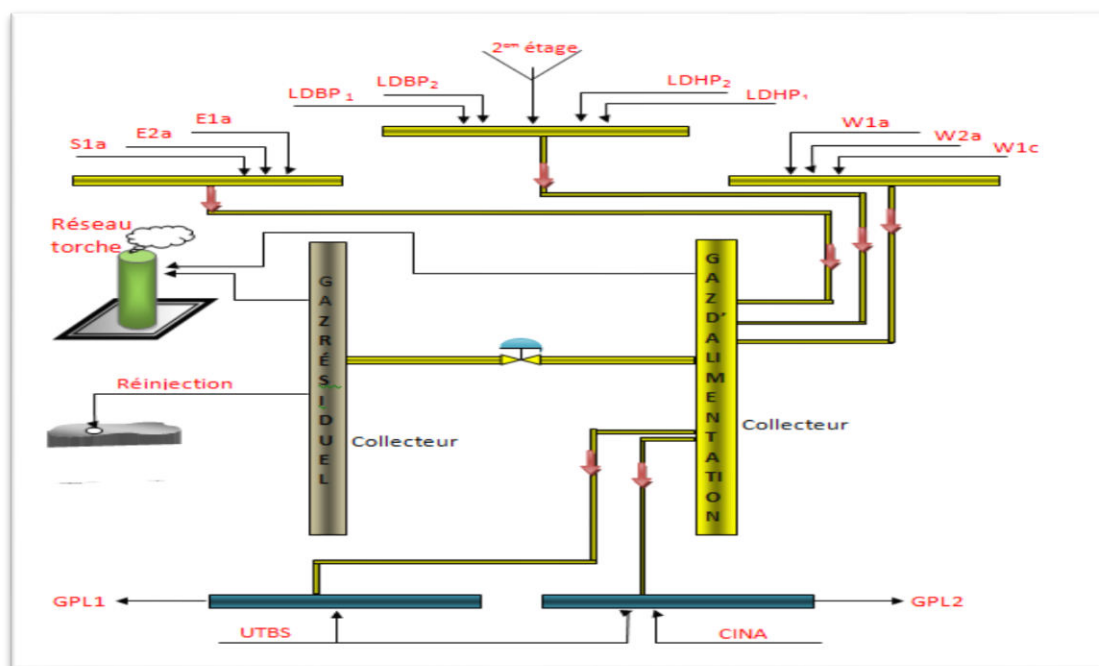


FIGURE I.5: MANIFOLD 28 BAR[3].

I-9-2 Section boosting

Cette unité a pour fonction de comprimer le gaz de charge et d'assurer une pression suffisante pour l'alimentation de l'usine GPL 2, le gaz de charge entre dans le ballon d'aspiration du compresseur booster et passe dans le compresseur vers le ballon de déchargement, le gaz de charge est comprimé de 25 bars à 97.3 bars avant d'être refroidi à 50°C dans le refroidisseur

de gaz de charge, les produits en circulation sont séparé d'une part en liquide est d'autre part en gaz , dans le ballon de décharge compresseur D102 dans lequel la pression de 96.7 bars , à la sortie du D102 le gaz comprimé et combiné avec les trios autres sections de boosting (l'unité possède 4 boosters identiques).

Ensuite, les produits en circulation combinés sont repartis dans la section de sécheur en trois trains, le liquide dans le ballon D102 est refoulé vers le D541.

Une boucle de recyclage est prévue pour éviter l'effet de pompage. [2]

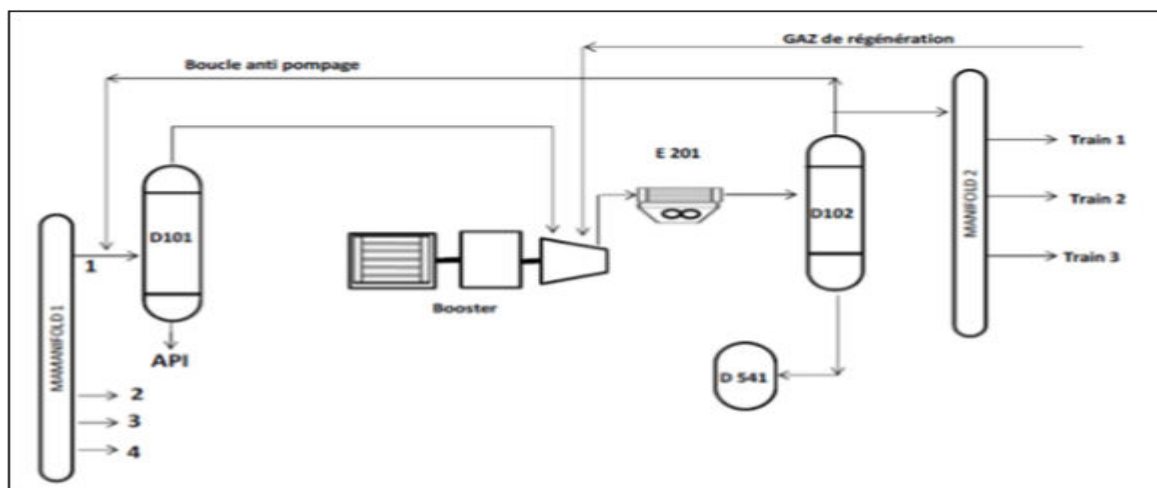


FIGURE I.6:SECTION BOOSTING[7].

I-9-3 Section de déshydratation

Le rôle de cette section est d'éliminé l'eau contenue dans le gaz afin d'éviter la formation d'hydrates dans la zone cryogénique de l'unité où la température atteint -48°C . [5]

Le gaz d'alimentation sortant du collecteur de refoulement des booster à 50°C est 95 bars à une teneur en vapeur de 1700 ppmw il traverse de haut en bas les sécheurs contenant un tamis moléculaire type 4 A° qui réduise la teneur en vapeur d'eau du gaz d'alimentation à moins de 5 ppmw.

Deux filtres à poussière sont placer en aval des trois sécheur sont destinée à éliminer la poussière et les particules du produits desséchant d'un diamètre supérieur à 5 micron a fin d'évité l'érosions des équipement en aval et spécialement le turbo expandeur , un hygromètre est situé sur la conduite de sortie de la section de déshydratation pour mesuré la teneur , après être passé dans ses filtres le gaz d'alimentation est envoyé au échangeur de refroidissement de la section de liquéfaction. Il existe trois sécheurs a lit fixe D201 A/B/C contenant 35.935 T de tamis moléculaire chacun n'importe quel moment deux sécheur adsorbent en parallèle alors que le troisième est en régénération, le processus de changement des désydrateurs est

présenté par le tableau ci-dessous chaque sécheur est en adsorption pendant 8 heures est en régénération pendant 4 heure. [2]

TABLEAU I.3: PROCESS DE CHANGEMENT DES DESHYDRATEURS [2].

Heur	0-4	4-8	8-12	12-16	16-20	20-24
D201/A	Service		Réglé	Service		Réglé
D201/B	Réglé	Service		Réglé	Service	
D201/C	Service	Réglé	Service		Réglé	Service

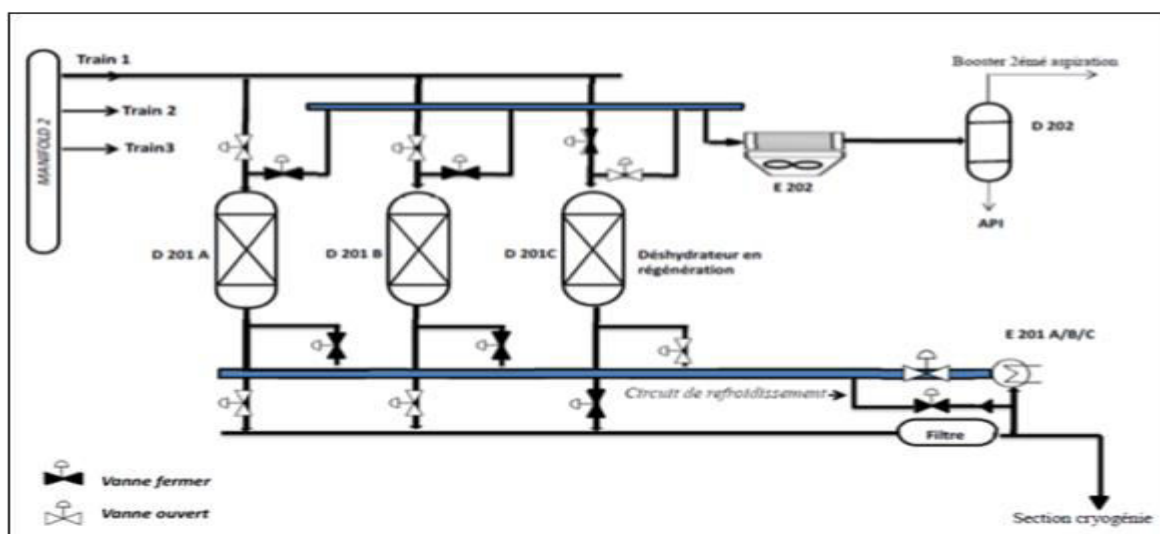


FIGURE I.7: SECTION DESHYDRATATION [7].

I-9-4 Section de refroidissement et de détente

Le gaz entre dans la section de réfrigération à une pression de 97.6 bars et une température de 55°C en deux flux parallèles dans les deux échangeurs E-203 et E-204 pour un premier refroidissement à une température de 14.3°C.

Les deux flux convergent vers l'échangeur E205 où ils se refroidissent à une température de 12°C.

Le produit passe ensuite dans le séparateur haute pression D-203 où la phase liquide séparée est envoyée comme deuxième charge du dééthaniseur tandis que la phase gazeuse subie une détente dans le turbo-expandeur K-201 à une pression finale de 21 bars et une température de - 43°C. Le liquide obtenu après détente est séparé dans le séparateur D-204.

Les gaz froids du D-204, refroidissent les gaz de tête du dééthaniseur dans le E-208, puis s'ajoutent aux gaz du ballon de reflux du dééthaniseur D-205 pour refroidir le gaz de charge dans le E-203.

Les températures de ces gaz sorties E-208 et E-203 sont respectivement de -24.2°C et de 42.3°C . Ces gaz résiduels sont comprimés dans le compresseur du turbo- expandeur K-201 avant d'être envoyé vers l'unité de réinjection.

Le liquide provenant du D-203 refroidit le gaz de charge dans l'échangeur E-204 et alimente le dééthaniseur à une température de 9°C .

Le liquide provenant du D-204, refroidit les gaz de tête du dééthaniseur dans le E-207 et les gaz de charge dans l'échangeur E-205. Les températures à la sortie de chaque échangeur sont respectivement de -16°C et -5.7°C . Celui-ci alimente la colonne dééthaniseur C-201. [5]

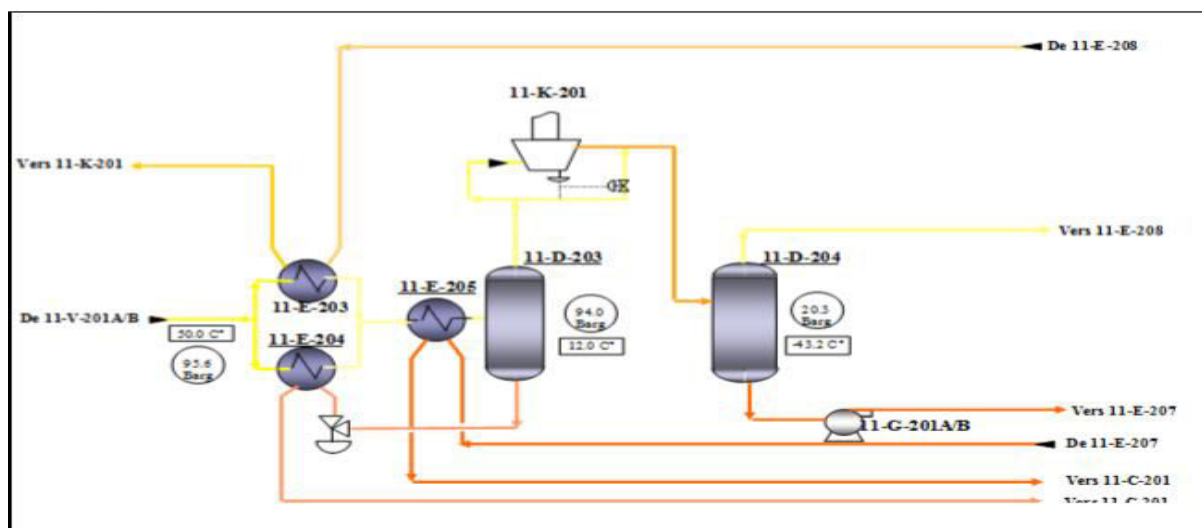


FIGURE I.8: SECTION DE REFROIDISSEMENT ET DETENTE [7].

I-9-5 Section de fractionnement a-Dééthaniseur

Deux circuits garantissent l'alimentation de la colonne :

- La charge supérieure : alimentation provenant du ballon D-204 introduite au 13^{ème} plateau à une température de $-5,7^{\circ}\text{C}$.
- La charge inférieure : liquide provenant du ballon D-203 introduit au 21^{ème} plateau à une température de 9°C .

La colonne de dééthanisation est munie de 48 plateaux à clapets fonctionnant à une pression de 23.6 bars et à une température de tête de -8.2°C . Les vapeurs condensées dans les

échangeurs E-207 et E-208 sont récupérées dans le ballon de reflux D-205 pour être refoulées dans la partie supérieure du dééthaniseur C-201.

Le rebouillage est assuré par le rebouilleur E-209 qui garantit une température de fond de 90°C.

b-Débuthaniseur

C'est une colonne à 33 plateaux à clapets fonctionnant à une pression de 14 bars. Celle-ci est conçue pour séparer le produit de fond du dééthaniseur en :

- Produit de tête : GPL (mélange de propane et butane).
- Produit de fond : Condensat (fraction pentane et plus).

Les vapeurs de tête à 66.6°C sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E-210 où le GPL est recueilli au ballon de reflux D-206 à une température 55.4°C.

Une partie servira de reflux en tête de colonne, l'autre est acheminée vers le stockage.

Le système de rebouillage assure une température de fond de 152°C dans le rebouilleur E-211.

Les condensats chauds sortant de ce dernier sont refroidis dans l'aéroréfrigérant E-212 à une température de 55°C pour être envoyés vers l'unité de traitement de brut existant, actuellement on nous l'envoi vers l'unité de valorisation des condensats (UVC). [5]

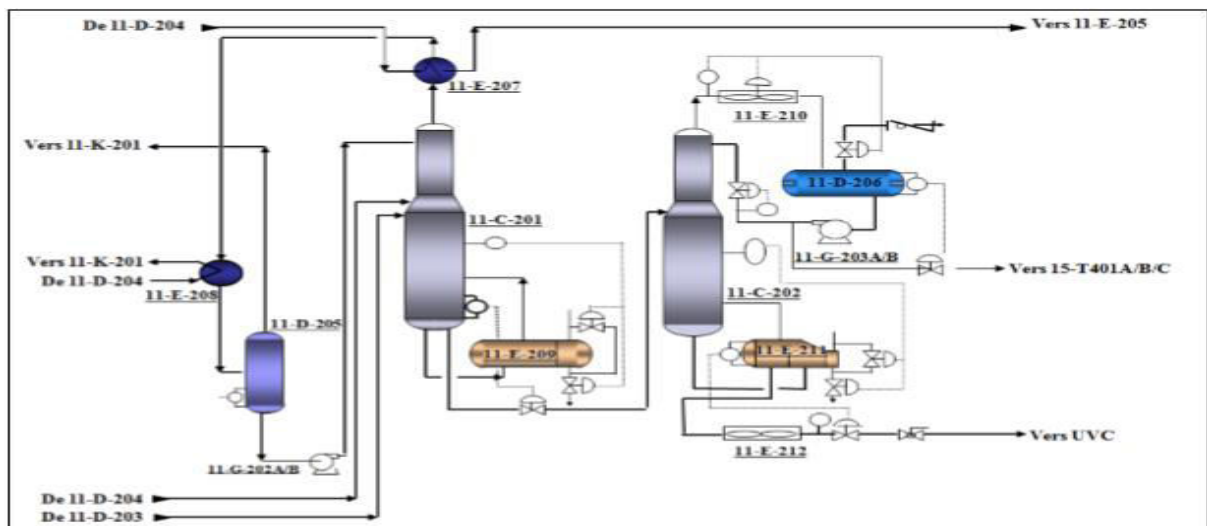


FIGURE I.9: SECTION DE FRACTIONNEMENT [7].

I-9-6 Section d'huile chaude

Un système d'huile chaude est prévu afin d'assurer le chauffage du gaz dans :

- le rebouilleur du dééthaniseur E-209.
- le rebouilleur du débutaniseur E-211.
- le rebouilleur du dépropaniseur 14-E-301.
- les réchauffeurs de gaz de régénération E-201-A/B/C.

Ce système d'huile se compose :

- Du four H-231.
- Du ballon tampon d'huile chaud G-231-A/B/C.
- Du refroidisseur d'huile chaude E-231.
- Des récupérateurs de chaleur de l'échappement des boosters 10-H-101-A/B/C/D.
- Du ballon d'appoint 10-D-103.

Le chauffage est assuré par un fluide caloporteur (TORADA TC). L'huile chaude refoulée par les pompes G-231-A/B/C est transférée du ballon tampon D-231 au récupérateur de chaleur 10-H-101-A/B/C/D afin de subir un préchauffage à une température de 206.8°C (récupérateur de chaleur des gaz chauds d'échappement des turbines) et ensuite chauffée à une température de 288°C dans le four H-231. Après avoir libérée ses calories dans les rebouilleurs et les échangeurs l'huile revient au ballon tampon d'huile, le cycle recommence.

[2]

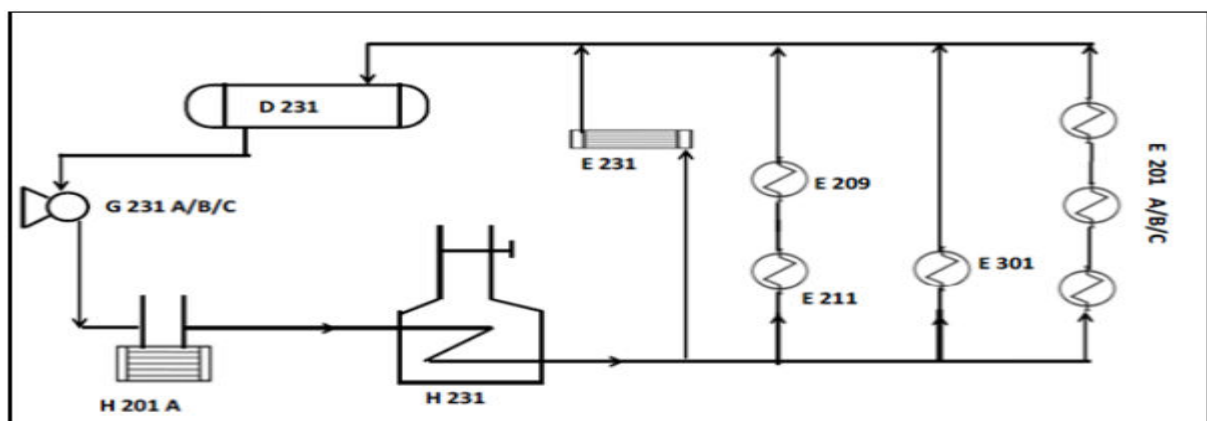


FIGURE I.10: SECTION D'HUILE CHAUDE [7].

I-9-7 Unité de dépropanisation

Le Dépropaniseur est une colonne composée de 33 plateaux à clapets. Le but de cette unité est de fractionner une partie de GPL et de produire du propane et butane commerciaux suivant les

besoins et la demande locale. Les produits finis sont livrés à Naftal (centre enfuteur de Hassi - Messaoud) pour mise en bouteille.

La charge de GPL issue de la sphère de stockage, à une température de 55.4°C alimente le splitter de propane 14-C-301.

L'dépropaniseur fonctionne à une pression de service de 20 bars, une température de tête de 59.5°C et une température de fond de 111°C.

Le propane (produit de tête) et le butane (produit de fond) sont respectivement refroidis dans les échangeurs 14-E-301 et 14-E-303 à une température de 55°C avant d'être envoyés vers le stockage des produits finis de l'unité GPL1 pour livraison à Naftal.[5]

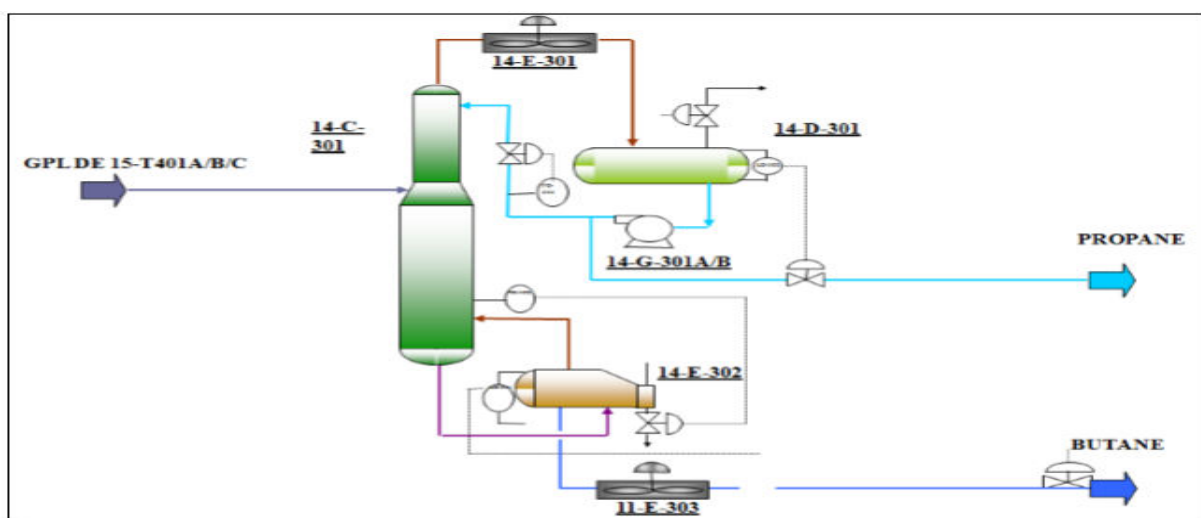


FIGURE I.11: SECTION DE DEPROPANISATION[7].

I-9-8 Section de stockage et pomperie

La section de stockage et pomperie comprend :

- Trois sphères de stockage de GPL 15-T-401-A/B/C d'une capacité unitaire de 500 m³ assurant un stockage tampon de GPL avant expédition.
- Une sphère de stockage 15-T-402 d'une capacité de 500 m³ prévue pour le stockage des éventuels produits off spécifications (produits non conformes devront être recyclés pour retraitement).
- Deux pompes verticales de recyclage 15-G-402-A/B qui alimentent le dépropaniseur en GPL ou pour recycler les produits off spécification vers le dééthaniseur ou le débutaniseur .
- Trois pompes verticales d'expédition 15-G-401-A/B/C, deux en service et l'autre en attente selon le débit à expédier.

- Le GPL produit est expédié vers les unités de séparation d'Arzew via un pipe d'expédition appelé LR1 et transitant par SP1 (station de pompage de Haoud-el-Hamra distante d'environ 20 km). [2]

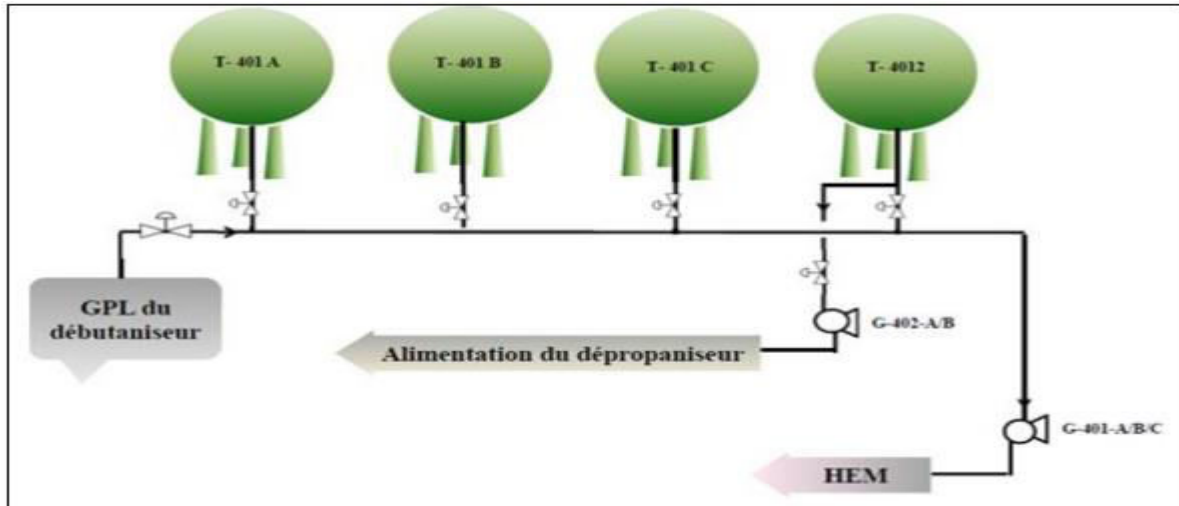


FIGURE I.12: SECTION DE STOCKAGE [7].

I-9-9 Réseau torche

Le système de torche est constitué de trois torches distinctes pour assurer la décompression des compresseurs, des trains pour assurer la sécurité des équipements et envoyer les produits de tête. [3]

I-9-10 Sale de contrôle

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

Des imprimantes permettent de faire ressortir tous les paramètres gérés par le M.I.F (Management Information Field). Il existe également un système de gestion d'arrêt d'urgence de l'unité appelé E.S.D (Emergency Shut Down). [5]

I-9-11 Laboratoire de contrôle

Afin de vérifier la conformité des produits avant la commercialisation ou l'expédition, l'unité est dotée d'un laboratoire d'analyses chromatographiques. [5] Le laboratoire doit coopérer avec le service de production au moyen d'analyses des flux intermédiaires et des produits finis (gaz résiduel, condensât et GPL). [3]

Le laboratoire procède à des prélèvements à différentes étapes du process, les échantillons sont analysés puis transmis au technicien tableau lui permettant de rectifier les paramètres du process selon la teneur des composants.[4]

I-9-12 Description de l'unité de valorisation des condensats

Le projet de valorisation a pour objet de récupérer les condensats sous forme de condensats pré-mélangés avec le Naphta et la gasoline, pour répondre aux spécifications commerciales telles que la TVR et la densité. Condensats qui sont pour l'instant renvoyés aux réservoirs de brut comme slop, entraînant une déstabilisation de l'exploitation des unités de distillation car aucune installation d'exportation n'est disponible pour ces produits de condensat.

Le système de valorisation des condensats sera conçu sur la base des conditions d'exploitation indiquées dans le tableau ci-dessous au niveau de jonction aux unités respectives RHM1, RHM2, GPL1, GPL2 et UFC. [5]

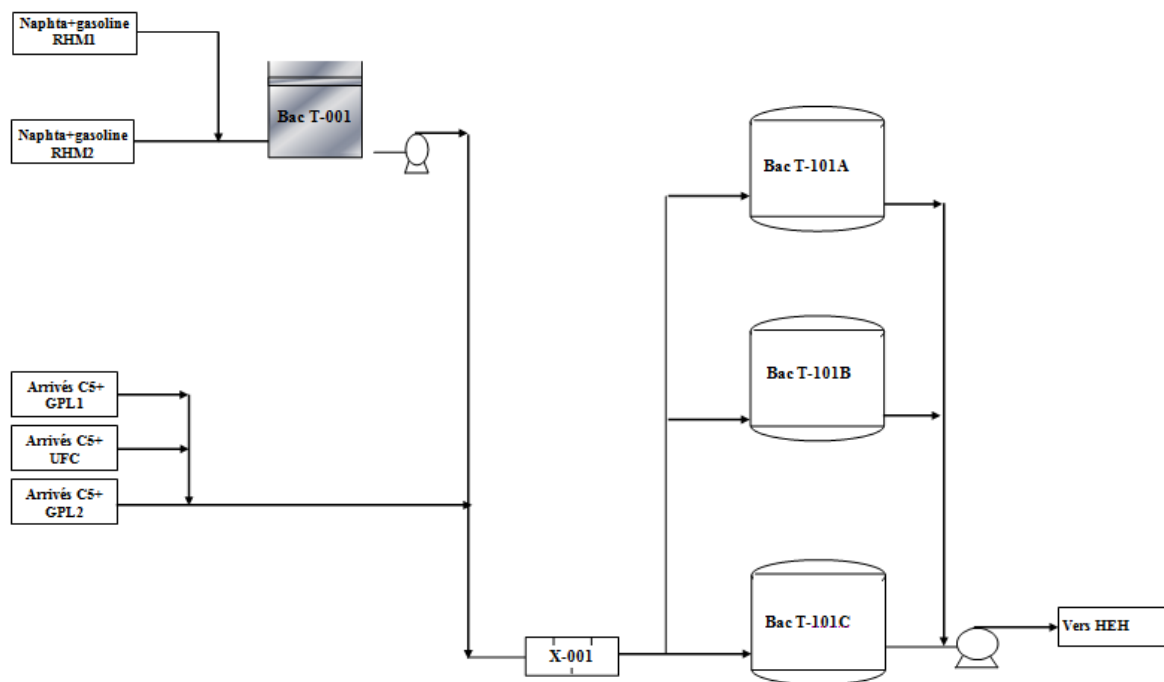


FIGURE I.13: SCHEMA SIMPLIFIE DE L'UVC[2].

Chapitre II

Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

II-1 Définition du GPL

Le gaz de pétrole liquéfié ou GPL est un mélange d'hydrocarbures légers stocké à l'état liquide issu du raffinage du pétrole (40 % des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60 % des ressources mondiales). Le GPL est composé de butane (C_4H_{10}) et de propane (C_3H_8) ce sont tous les deux des hydrocarbures « saturés » qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène [9]. Il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars). Ceci, présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit (1 litre de GPL liquide égal 250 litres de GPL gazeux), ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier. Il se gazéifie au moment de son utilisation [2].

II-2 Composition de GPL

La composition molaire du gaz du pétrole liquéfié est variable selon leur source, les normes et ces utilisations dans différents pays :

TABLEAU II.1: COMPOSITION DE GPL [12].

Composants	% molaires	Formule chimique
Ethane	1.12	C_2H_6
Propane	60.95	C_3H_8
Iso butane	15.46	i- C_4H_{10}
Normale butane	22.14	C_4H_{10}
Iso pentane	0.01	i- C_5H_{12}

II-3 Origine de GPL

Les GPL peuvent être produits à partir de diverses sources de traitement des hydrocarbures tels que :

- L'extraction du gaz naturel et du pétrole brut.
- Le raffinage du pétrole brut.
- La liquéfaction du gaz naturel (GNL).
- La récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers).

En Algérie le majeur parti des GPL provient des champs pétroliers 79% ; 10 % est produit au niveau des raffineries et 11 % dans les complexes de gaz naturel [10].

II-4 Propriétés et caractéristiques du GPL

❖ Indice d'octane (NO)

Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément la valeur de 98. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est un peu plus élevé que celui des essences classiques [12].

❖ 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 à des températures supérieures aux points d'ébullition du propane et du butane qui ne peuvent être amenés à l'état liquide que sous pression ou par réfrigération. Le GPL a une tension de vapeur à 20 °C égale à :

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

À noter que plus la température est élevée plus la pression augmente [1].

❖ Densité

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

❖ Expansion (Dilatation)

Lorsqu'il est dans son état liquide, le GPL présente une expansion significative, un aspect à considérer attentivement lors de son entreposage, car il est crucial de ne jamais remplir complètement les sphères. En effet, le GPL se dilate d'environ 0,25% par degré Celsius.

❖ Température d'ébullition

À la pression atmosphérique, le butane commence à bouillir à -1°C tandis que le propane le fait à -40°C. Par conséquent, à toute température en dessous de ces valeurs, le butane et le propane se trouvent à l'état liquide [7].

❖ Pouvoir calorifique

Le GPL a un pouvoir calorifique élevé :

- Propane 12200 Kcal / Nm³.
- Butane 11800 Kcal / Nm³.

❖ Odeur et couleur

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

Que ce soit à l'état liquide ou bien gazeux, Le GPL est incolore et pratiquement inodore, pour des raisons de sécurité on ajoute une certaine odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans). Pour la détection des fuites [2].

❖ La corrosion

Généralement le GPL est corrosif par le cuivre, l'alliage de cuivre ou d'aluminium et non corrosif vis-à-vis l'acier.

• Explosibilité et inflammabilité

Le GPL est un gaz explosif lorsqu'il se mélange avec l'air ou l'oxygène. GPL s'enflamme facilement en cas de fuite parce que son point d'éclair est très bas, et le minimum inflammable de GPL est également très basse.

• Spécifications du propane et du butane commercial

Les spécifications du propane et butane commercial sont données dans le tableau suivant :

TABLEAU II.2: LES SPECIFICATIONS DU PROPANE ET DU BUTANE COMMERCIAL DU GPL[12].

Caractéristiques	BUTANE	PROPANE
Masse volumique	Egale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C	Egale ou supérieure à 0,502 kg/l à 15°C
Poids moléculaire (g/mol)	58,123	44,096
Point d'ébullition (1,013 bar) °C	- 0,5	- 42,1
Température critique (°C)	152	96,6
Pression critique (bar)	37,96	42,5
Facteur de compressibilité (z) à 1,013 bar et 15 °C	0,9625	1,0193
Chaleur spécifique(Cp) à pression constante 1 bar et 25 °C (kJ/mole. °K)	0,096	0,075
Point de fusion (°C)	-138	-187,7
Température d'autoinflammation (°C)	365	470
Chaleur latente de vaporisation	80,165	94,98

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

- **Toxicité physiologique**

Le GPL devient légèrement narcotique lorsqu'il inhale en grande quantité.

- **Impuretés**

Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en gaz sec inférieur ou égale à 3 % mol.
- Teneur en condensat inférieur ou égale à 0.4 % mol [12].

II-5 Utilisations du GPL

Les applications du propane et du butane sont variées et vastes, incluant :

- Utilisations domestiques telles que la cuisine et le chauffage.
- Utilisations pétrochimiques, notamment dans la production d'oléfines.
- Utilisations industrielles, telles que la climatisation et le refroidissement à grande échelle, la production de carburants, et l'utilisation comme combustible dans les centrales électriques pour la génération d'électricité [2].

II-6 Avantages de l'utilisation du GPL

En dépit de ses caractéristiques, le GPL présente les avantages suivants :

- La pureté et la propreté ; les GPL/C sont exempts de soufre et de plomb, ce qui réduit les risques de pollution et de corrosion lors de leur combustion.
- Le stockage et le transport en phase liquide des GPL/C sont possibles dans des réservoirs fixes alimentés par des camions citernes.
- Pollution plus faible.
- Economie sur l'achat du carburant.
- Espacement des vidanges (double le kilométrage), ce qui n'est pas négligeable puisque l'huile est aussi un produit pétrolier.
- Conduite plus souple (couple moteur disponible à plus bas régime).
- L'utilisation du GPL réduit l'usure du moteur: c'est-à-dire ni encrassement, ni dépôt de calamine dans le moteur [11].

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

II-7 Production de GPL issus des champs algériens

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très importante, sa production suivie une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industriels par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

L'offre issue des champs (gisement d'hydrocarbures) représente 79 % de l'offre nationale. Le plan adopté depuis les années 1990, s'articule autour de deux axes :

- Le développement de nouveaux champs de gaz situés au Sud-Est et de Hassi R'mel pour la récupération du gaz sec, du condensât et de GPL.
- La récupération des GPL, issus des champs, dépasse 330.000 tonnes en 1996 ; cet accroissement est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs suivants :
 - 1979 : Hassi R'mel.
 - 1985 : Adrar.
 - 1993: HaoudBerkaoui.
 - 1995 : Haoud el-Hamra.
 - 1996 : Oued Noumer.

Les champs de Hassi R'mel avec un apport de 3 millions de tonnes, contribue à lui seul à plus de 65% dans cette production, soit 57 % de l'offre nationale des GPL [1].

II-8 Demande nationale de GPL

Le niveau de la demande nationale des GPL est de l'ordre de 1.4 millions de tonnes dont 90 % de butane, 5 % de propane et 5 % de GPL carburant (GPL/c).

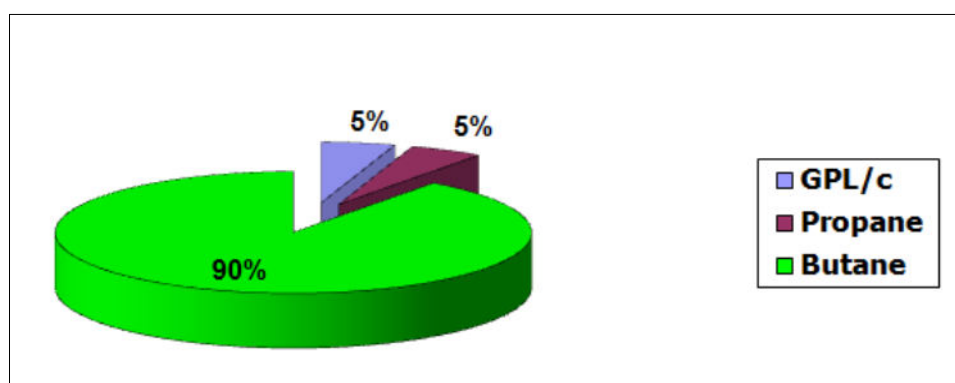


FIGURE II.1: DEMANDE NATIONALE EN GPL [9].

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

Elle est répartie comme suit (figure II-2):

-36.000 tonnes (24 %) dans la région Ouest.

-516.000 tonnes (37 %) dans la région Est

-401.000 tonnes (29 %) dans la région Centre.

-Et en fin (10%) au Sud.

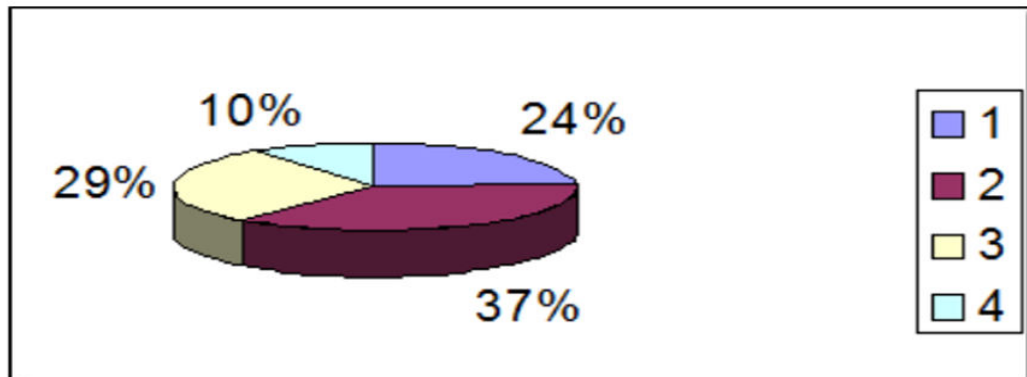


FIGURE II.2: REPARTITION DE LA DEMANDE EN GPL [1].

II-9 Exportations algériennes de GPL

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005, 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane.

- Méditerranée : 80% (France, Italie, Espagne, Portugal, Maroc, Turquie, Egypte, Liban, Tunisie, Syrie).
- USA : 14%.
- Amérique latine : 3% (Brésil, Mexique, Equateur, Guatemala, Porto Rico).
- Asie : 2% (Corée, Chine, Japon, Singapour, Australie)
- Europe du Nord : 1% (Hollande, Suède, Belgique, Finlande, Angleterre).

II-10 Stockage du GPL

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de GPL pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage.

L'extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de GPL excédentaires est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de GPL à

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le GPL sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de GPL liquide et possibilité de stocker de grands volumes de GPL avec un investissement minime en plus la possibilité de déstocker à n'importe quel moment.

La distribution des GPL a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage dans les récipients en acier ou en aluminium de capacité pouvant varier de 150 g à 3000 T dans les années 1960. le GPL est stocké en utilisant plusieurs techniques :

❖ Stockage sous pression

Le GPL est stocké à l'état liquide sous pression de 14 à 14,5 bars à la température ambiante et cette pression est maintenue avec fuel gaz, dans le but d'éviter la perte des vapeurs de GPL qui se dégagent par ébullition et ce qui permet d'avoir un volume plus réduit (plus de 250 fois). Les réservoirs utilisés pour le stockage sont sous formes sphérique ou bien cylindrique à axe horizontal (cigare) à des capacités différentes, revêtus d'une peinture qui réfléchit la chaleur et munis d'une soupape de sécurité.

❖ Stockage réfrigéré

Sous pression où les gaz liquéfiés sont stockés à des températures voisines ou inférieures à 0°C, cela permet une réduction importante de la pression de stockage c'est le cas des produits volatils (ex : propylène, butadiène stocké à 0°C et 4,5 bars).

❖ Stockage cryogénique

Pour les gaz incondensables à la température ambiante. La pression de stockage est légèrement supérieure à la pression atmosphérique, la température est alors voisine de la température normale d'ébullition du produit [9].

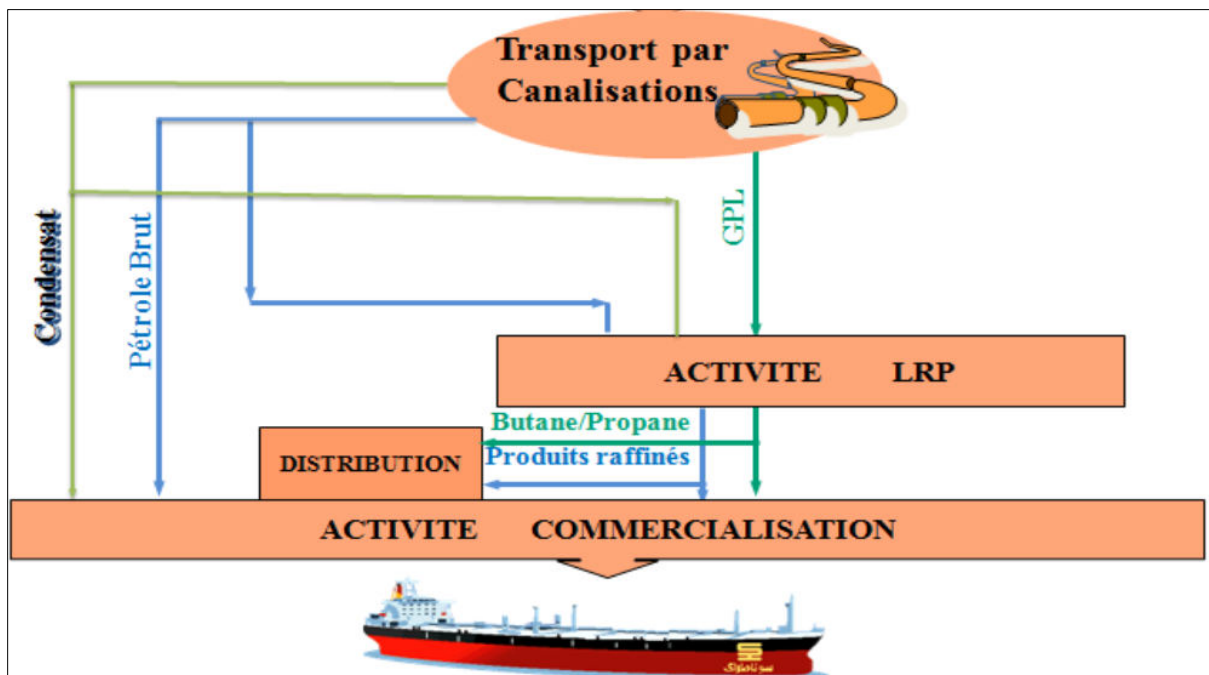
II-11 Transport de GPL

Le GPL est transporté selon différentes modes [7]:

II-11-1 Transport par pipelines (canalisations)

Ce mode de transport est utilisé dans le cas d'un transfert de quantités importantes de GPL de leur point de récupération vers des unités de séparations ou vers les stockages importants.

Ce mode de transport est retenu également dans le cas d'acheminement des GPL sur de longues distances ; et il est plus économique.



FIGUREII. 3:TRANSPORT DE GPL PAR CANALISATIONS[7].

II-11-2 Transport par wagon- citernes

Pour des quantités plus petites, il est préférable d'utiliser la voie ferroviaire. Dans ce cas le train comporte plusieurs wagons-citernes dont la capacité unitaire est de 50 tonnes. Les wagons - citernes sont sous pression et sont fabriqués conformément à des normes contrôlées.

Ce mode de transport est surtout utilisé pour la livraison des GPL à partir des raffineries vers des stockages primaires ou à partir des stockages primaires vers des stockages secondaires.



FIGURE II.4: TRANSPORT DU GPL PAR WAGON- CITERNES[7].

II-11-3 Transport par bateaux (transport maritime)

Ce mode de transport est utilisé fréquemment pour les échanges internationaux. Dans ce cas, les GPL sont stockés dans des réservoirs réfrigérés (jusqu'à -50°) ou sous pression.



FIGURE II.5: TRANSPORT DU GPL PAR BATEAUX [7].

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié (GPL)

II-11-4 Transport par camions - citernes

C'est le mode de transport le plus utilisé pour le transport de petites quantités de GPL sur de courtes distances à partir des centres de stockages vers les utilisateurs.



FIGURE II.6: TRANSPORT DU GPL PAR CAMIONS-CITERNES

Chapitre III

Généralités sur les échangeurs de chaleur

III-1 Notions sur les échangeurs

Dans les sociétés industrielles, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel pour une bonne maîtrise de l'énergie. Une grande part (90 %) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés. On les utilise principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.).[2]

Un échangeur de chaleur est un équipement qui permet d'assurer un transfert de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid. Le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux phases : C'est le cas des condenseurs ; évaporateurs ; rebouilleurs ou des tours de refroidissement [22].

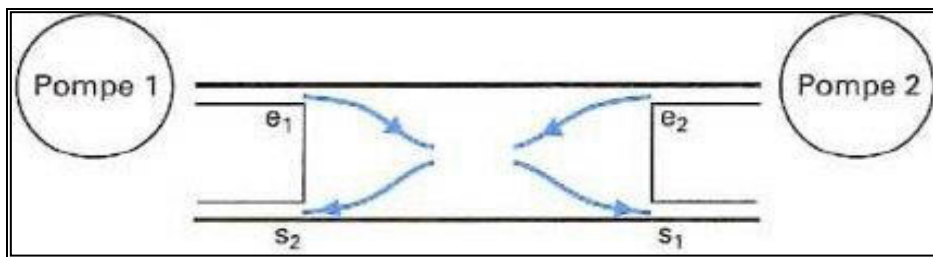


FIGURE III.1: SCHEMA SIMPLIFIE D'UN ECHANGEUR DE CHALEUR [22].

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.

Il est entendu que l'on connaît par ailleurs les caractéristiques thermo physiques de chacun des deux fluides et notamment :

- la capacité thermique massique (chaleur massique) C_p ;
- la masse volumique ρ ;
- la conductivité thermique λ ;
- la viscosité dynamique μ ;

Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur

III-2 Classification des échangeurs de chaleur

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés selon plusieurs critères :

- Processus de transfert : contact direct ou contact indirect.
- Types d'écoulement : courants parallèles, contre-courant ou écoulements croisés.
- Géométrie de construction
- Mécanismes de transfert de chaleur : une ou deux phases.

III-2-1 Classification selon le processus de transfert

➤ Échangeurs avec contact direct

Le type le plus simple comprend un récipient ou canalisation dans lequel les deux fluides sont directement mélangés, et atteignent une température finale (Température d'équilibre).

➤ Échangeurs avec contact indirect

Les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi [10].

III-2-2 Classification selon les modes d'écoulement des deux fluides

On peut distinguer 3 modes d'écoulement différents :

➤ Écoulement co-courants (Écoulement des deux fluides parallèles et de même sens)

Il s'agit d'échangeurs dits à co-courants ou la température de fluide froid ne peut pas être supérieure à la température de sortie du fluide chaud. Les températures des fluides évoluent pendant leur traversée longitudinale de l'échangeur, à moins que l'un des fluides ne subisse un changement de phase. [23]

La figure III-2 donne l'évolution qualitative de ces températures le long d'un échangeur tubulaire à co-courants très simple, la longueur de l'échangeur a été portée en abscisse, les températures sont repérées à l'aide d'indices e signifiant entrée et s sortie [24], 1 désignant le fluide chaud et 2 le fluide froid.

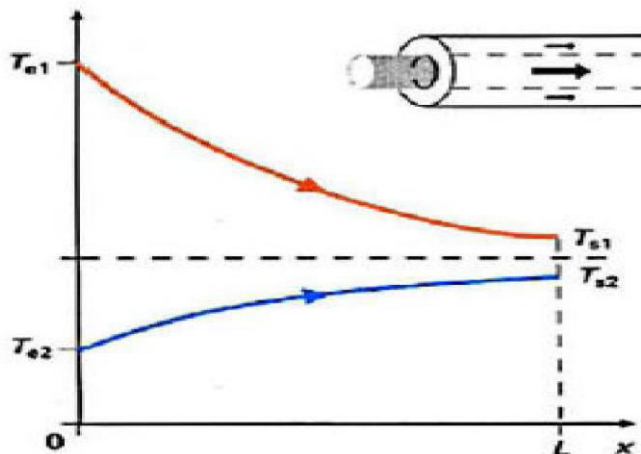


FIGURE III.2: ÉVOLUTION QUALITATIVE DES TEMPÉRATURES DANS UN ÉCHANGEUR TUBULAIRE CO-COURANT [24].

- Écoulement contre courants (Écoulement des fluides parallèles mais de sens contraires) :

Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur

Il s'agit d'échangeurs à contre courants ou la température du fluide froid peut dépasser la température de sortie du fluide chaud. Cette disposition est l'une des plus favorables pour l'échange thermique.

L'avantage de l'échangeur à contre-courant par rapport à l'échangeur à co-courant est de nécessiter, pour un même flux de chaleur, des surfaces d'échanges plus faibles.

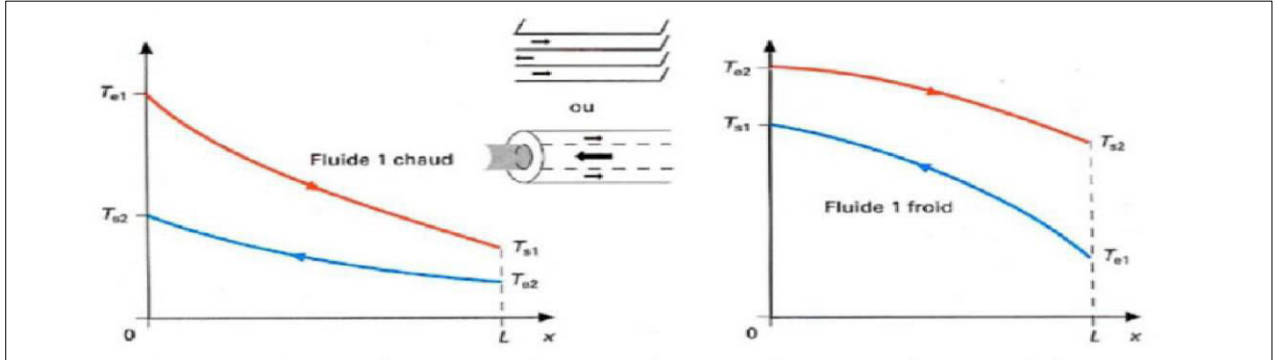


FIGURE III.3: EVOLUTION QUALITATIVE DES TEMPERATURES DANS UN ECHANGEUR TUBULAIRE OU A PLAQUES A CONTRE COURANTS[24].

➤ Ecoulement des fluides croisés avec ou sans brassage

Les deux fluides s'écoulent perpendiculairement l'un à l'autre (Figure II.4), le fluide non brassé est canalisé : c'est celui dont la veine est divisée entre plusieurs canaux parallèles distincts et de faible section l'autre fluide circule librement entre les veines et peut être considéré comme partiellement brassé du fait des tourbillons générés par les tubes. Le brassage a pour effet d'homogénéiser les températures dans les sections droites de la veine fluide. Sans cela, les températures varient non seulement avec la direction de l'écoulement, mais aussi dans la section de veine. [8]

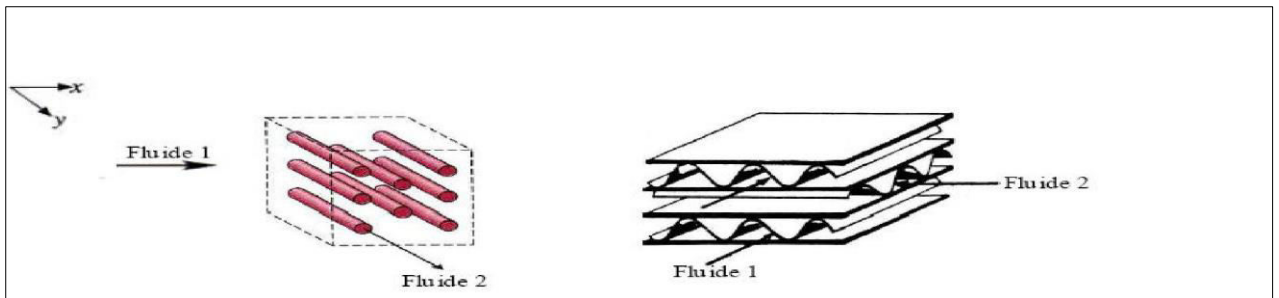


FIGURE III.4: EXEMPLES D'ECHANGEURS A COURANTS CROISES[8].

III-2-3 Géométrie de construction

III-2-3-1 Echangeurs tubulaires

Les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée. [25]

Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur

- ❖ **Echangeur monotube** : Le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpentín ;

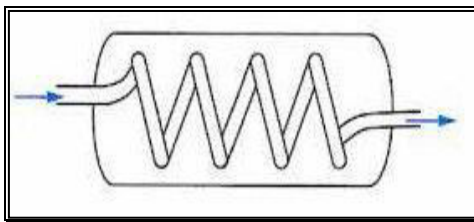


FIGURE III.5: ECHANGEUR MONOTUBE[25].

- ❖ **Echangeur coaxial** : Dans lequel les tubes sont le plus souvent centrés ; en général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur.

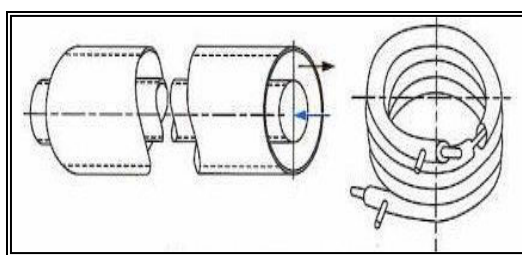


FIGURE III.6: ECHANGEUR COAXIAL CENTRE[25].

- ❖ **Echangeur multitubulaire** : Existant sous quatre formes :

- 1) Echangeur à tubes séparés
- 2) Echangeur à tubes rapprochés
- 3) Echangeur à tubes ailettes
- 4) Echangeurs à tubes et calandre : c'est l'échangeur actuellement le plus répandu.

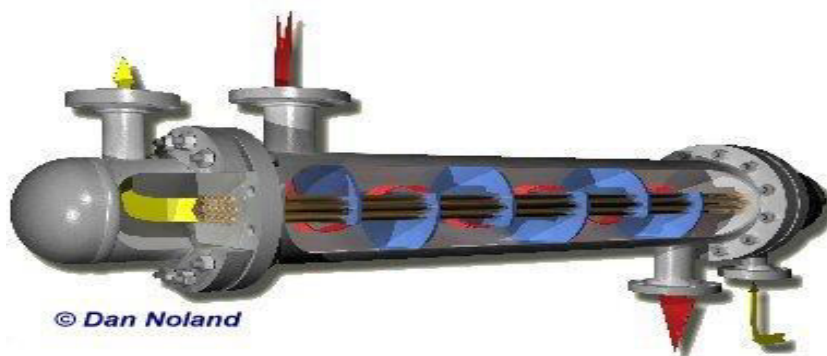


FIGURE III.7: ECHANGEUR A TUBES ET CALANDRE[25].

Les principales technologies d'échangeurs à tubes et calandre sont représentées sur la figure III.7 ; l'encrassement et l'écart de température entre les deux fluides sont deux paramètres qui différencient les principales technologies.[26]

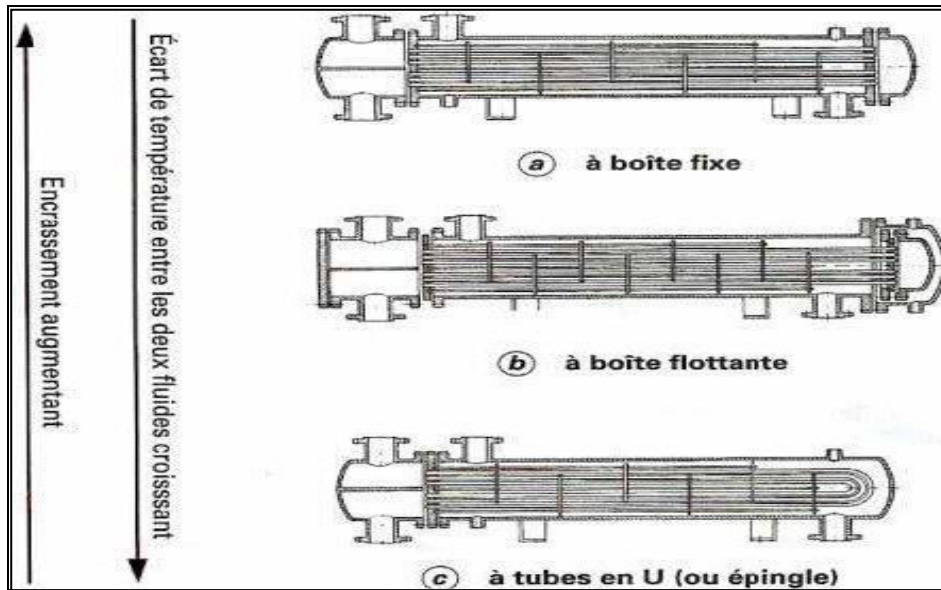


FIGURE III.8: PRINCIPALES TECHNOLOGIES D'ÉCHANGEURS À TUBE ET CALANDRE [26].

La désignation la plus couramment appliquée par ce type d'échangeur est celle du standard américain TEMA (Tabular Exchanger Manufacture Association), dans lequel il existe trois classes : C, B et R, par ordre de sévérité croissante.

* La classe C est réservé aux échangeurs ne présentant aucun risque d'utilisation, par exemple les préparateurs d'eau chaude.

* La classe B est adopté pour la majorité des cas.

* La classe R est réservée aux échangeurs fonctionnant dans des conditions que l'on juge très dures au point de vue mécanique ou dans des conditions inhabituelles (gaz toxique par exemple).

Un échangeur TEMA est désigné par trois lettres représentant respectivement le type de boîte avant, de calandre et de boîte arrière de l'échangeur.

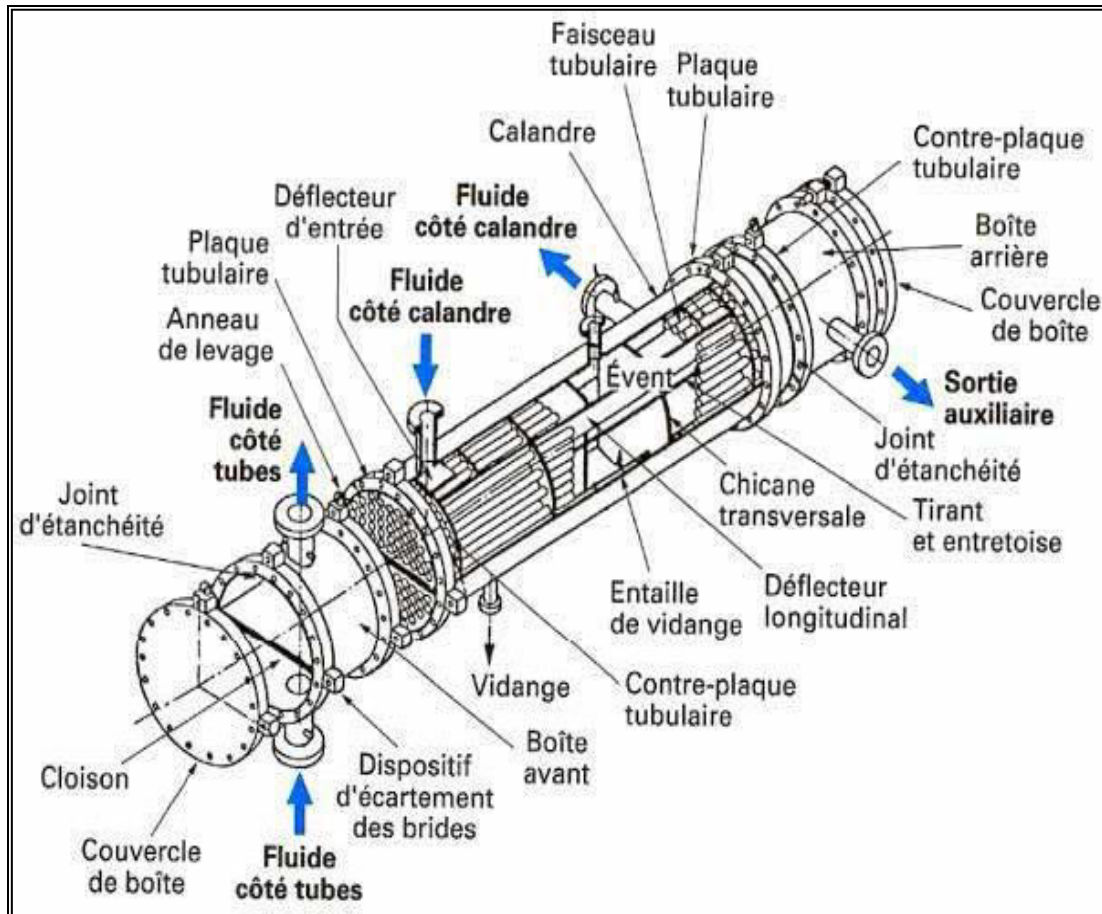


FIGURE III.9: DIVERS CONSTITUANTS D'UN ECHANGEUR TEMA TYPE AEL[26].

III-2-3-2 Echangeurs à plaques

Les échangeurs à plaques ont subi depuis leur création, il y a environ 60 ans, des améliorations substantielles. Ils sont formés par l'emplacement d'un ensemble de plaques métalliques embouties, au travers desquelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides. S'ils ne peuvent pas toujours être utilisés pour les températures élevées et les fortes pressions, les échangeurs à plaques bénéficient d'avantages tenant notamment à leur meilleur rendement et à leur compacité. Plusieurs technologies sont en concurrence. La principale, et la plus ancienne, est celle des échangeurs à plaques avec joints. Un joint par plaque assure l'étanchéité de l'échangeur ainsi que la répartition des fluides dans les canaux formés par deux plaques. Ces échangeurs ne peuvent être utilisés que pour des pressions maximales de 30 bars et des températures maximales de 200 degrés Celsius.

D'autres technologies plus récentes permettent de remédier aux inconvénients de l'existence de joints, comme les échangeurs à plaques soudées, ces dernières sont

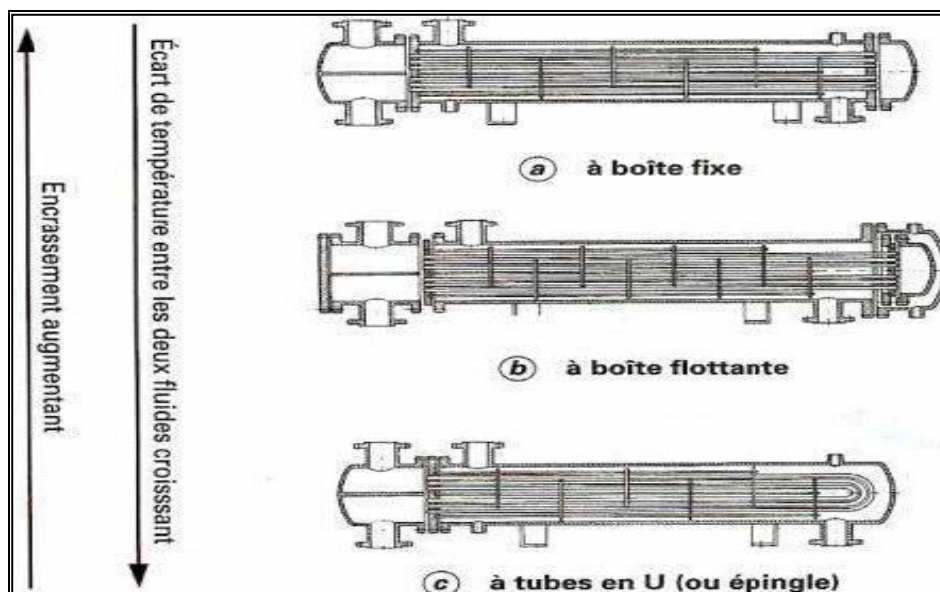


FIGURE III.8: PRINCIPALES TECHNOLOGIES D'ÉCHANGEURS À TUBE ET CALANDRE [26].

La désignation la plus couramment appliquée par ce type d'échangeur est celle du standard américain TEMA (Tabular Exchanger Manufacture Association), dans lequel il existe trois classes : C, B et R, par ordre de sévérité croissante.

* La classe C est réservée aux échangeurs ne présentant aucun risque d'utilisation, par exemple les préparateurs d'eau chaude.

* La classe B est adoptée pour la majorité des cas.

* La classe R est réservée aux échangeurs fonctionnant dans des conditions que l'on juge très dures au point de vue mécanique ou dans des conditions inhabituelles (gaz toxique par exemple).

Un échangeur TEMA est désigné par trois lettres représentant respectivement le type de boîte avant, de calandre et de boîte arrière de l'échangeur.

III-2-4 Mécanismes de transfert de chaleur

III-2-4-1-Échangeur sans changement de phase

Les échangeurs de chaleur sans changement de phase correspondent aux échangeurs dans lesquels l'un des fluides se refroidit pour réchauffer le deuxième fluide sans qu'il y ait changement de phase. Les températures des fluides sont donc variables, tout le long de l'échangeur.

III-2-4-2-Échangeur avec changement de phase

Les échangeurs avec changement de phase sont caractérisés par deux cas différents:

- L'un des fluides se condense alors que l'autre se vaporise: ces échangeurs sont rencontrés dans les machines frigorifiques.
- Le fluide secondaire se vaporise en recevant de la chaleur du fluide primaire, lequel ne subit pas de changement d'état, ils sont appelés évaporateurs.

III-3 Rôles des échangeurs

- **Fonction réfrigération** : Dans le cas d'un réfrigérant il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire, généralement de l'eau.[30]
- **Fonction réchauffage** : Réchauffeur veut dire qu'il réchauffe également un fluide de procédé mais le terme s'emploie surtout pour désigner l'appareil qui réchauffe un produit stocké généralement pour assurer sa pompabilité.
- **Fonction condensation** : Il existe trois types de fonction de condensation :
 1. **Condenseur** : Il assure la condensation totale (total condenser) ou partielle (Partial condenser) de vapeur par circulation d'eau ou d'un fluide de procédé suffisamment froid.
 2. **Aérocondenseur** : Il a la même fonction que le précédent en utilisant l'air comme fluide froid.
 3. **Subcooler** : Il assure simultanément la condensation de vapeur et le refroidissement généralement des condensats par circulation d'eau.[30]
- **Fonction vaporisation** : Dans ce type, il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation.
- **Fonction particulière** : Évaporateur: terme plutôt utilisé pour désigner l'appareil qui concentre des solutions aqueuses par évaporation.[30]

Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur

III-4 Problèmes de fonctionnement

Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'échangeur de chaleur ont trait aux phénomènes d'encrassement, de corrosion, de vibrations et de tenue mécanique.

III-4-1 Encrassement

III-4-1-1 Définition de l'encrassement

L'encrassement, peut être défini comme l'accumulation d'éléments solides indésirables sur une interface, affecte une grande variété d'opérations industrielles. Ces dépôts engendrent une résistance au transfert de chaleur et réduit donc l'efficacité de l'échangeur de chaleur. Le problème d'encrassement est produit par une certaine forme de contaminant dans le fluide, souvent à très faible concentration, par exemple, des particules solides ou des micro-organismes [31].

III-4-1-2 Différents types d'encrassement

Il est possible de classer l'encrassement selon le mécanisme qui contrôle la vitesse de dépôt, selon les conditions d'utilisation de l'échangeur ou selon le mécanisme dominant, même s'il ne contrôle pas la vitesse de dépôt. Six types différents peuvent être définis :

a) Encrassement particulaire

Il s'agit du dépôt, puis de l'accumulation de particules solides sur les surfaces d'échange, charriées par un fluide en écoulement. [32]

b) Corrosion

C'est le résultat d'une réaction chimique (ou électrochimique) entre la surface d'échange et le fluide en écoulement. Cela se traduit par un encrassement dû aux produits de la réaction qui se déposent sur la surface d'échange. [33]

c) Entartrage

A lieu 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. [34]

d) Encrassement biologique

Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur

Le développement de micro-organismes tels que les bactéries, les algues, etc. crée un film au contact de la surface thermique. Ce type d'encrassement bien qu'apparaissant comme un processus naturel (les bactéries sont présentes dans l'eau) peut être particulièrement favorisé par les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs. [35]

e) Encrassement par réaction chimique

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),

f) 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.

III-4-1-3 Prévention de l'encrassement pendant les phases de fonctionnement

Les procédés mécaniques ou chimiques de prévention de l'encrassement pendant la phase de fonctionnement de l'échangeur peuvent améliorer de façon significative les performances de l'appareil, mais également permettent d'augmenter le temps de service entre deux arrêts de maintenance.

Les techniques utilisées pour les liquides sont bien adaptées lorsque les dépôts sont tendres et fragiles, avec une résistance de réentraînement faible. Diverses techniques sont disponibles sur le marché pour le nettoyage en continu de la surface interne d'échangeurs tubulaires : à boules, à brosses ou à ressort.

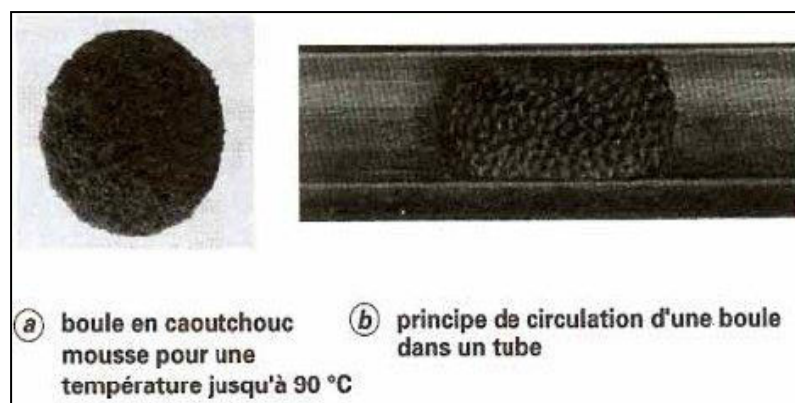


FIGURE III.11: PROCÉDE DE NETTOYAGE EN CONTINU PAR BOULES [36].

Pour les échangeurs fonctionnant avec des gaz poussiéreux, il existe différents procédés mécaniques de nettoyage (vapeur, air comprimé, eau) ou de grenailage, de soufflage acoustique, etc.

Le procédé à retenir dépend du type de dépôt et de la nature de la surface d'échange.

III-4-1-4 Conséquences de l'encrassement [36]

Comme il a été déjà signalé, les conséquences de l'encrassement sont :

- Une dépense d'énergie supplémentaire.
- Le remplacement des appareils corrodés.
- Les coûts d'arrêt des installations pour démontage et nettoyage.
- Un surdimensionnement des appareils dans les bureaux d'étude [22].

III-4-2 Corrosion

III-4-2-1 Définition de la corrosion

La corrosion est la dégradation des matériaux sous l'action du milieu ambiant.

Initialement, le terme corrosion a été utilisé pour le processus de dégradation des matériaux métalliques par un milieu agressif. Il a été étendu ultérieurement à la dégradation par un milieu agressif des matériaux non métalliques.

L'encrassement par corrosion est un promoteur potentiel pour tous les autres types d'encrassement, les produits de corrosion peuvent servir de germes de nucléation pour des solutions sursaturées, piéger les particules en suspension, servir d'abris pour le développement de micro-organismes et mêmes catalyser certaines réactions [33].

Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur

Le développement de micro-organismes tels que les bactéries, les algues, etc. crée un film au contact de la surface thermique. Ce type d'encrassement bien qu'apparaissant comme un processus naturel (les bactéries sont présentes dans l'eau) peut être particulièrement favorisé par les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs. [35]

e) Encrassement par réaction chimique

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),

f) 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.

III-4-1-3 Prévention de l'encrassement pendant les phases de fonctionnement

Les procédés mécaniques ou chimiques de prévention de l'encrassement pendant la phase de fonctionnement de l'échangeur peuvent améliorer de façon significative les performances de l'appareil, mais également permettent d'augmenter le temps de service entre deux arrêts de maintenance.

Les techniques utilisées pour les liquides sont bien adaptées lorsque les dépôts sont tendres et fragiles, avec une résistance de réentraînement faible. Diverses techniques sont disponibles sur le marché pour le nettoyage en continu de la surface interne d'échangeurs tubulaires : à boules, à brosses ou à ressort.

Chapitre IV

Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

IV-1 Introduction

L'objectif de notre travail est de calculer et dimensionner les caractéristiques d'une nouvelle unité de vaporisation avec changement d'état, en prenant en compte les températures d'entrée et de sortie des deux fluides circulant dans l'échangeur. Le calcul est basé sur :

- Le bilan énergétique de nouvelle installation.
- La quantité de chaleur échangée entre les deux fluides.
- La surface d'échange.
- Les dimensions de l'évaporateur.
- La résistance d'encrassement.
- Les pertes de charges.

L'implantation de cet évaporateur est pour chauffer le GPL d'expédition, en le faisant passer de 54,6°C à une température cible (T_r) de 32 bar, en utilisant un échange de chaleur avec de l'huile chaude (TORADA TC 32) à 288 °C. Cette huile chaude est acheminée à travers les fours 11/12/13H 231, puis elle retourne au ballon tampon 11/12/13 D-231.

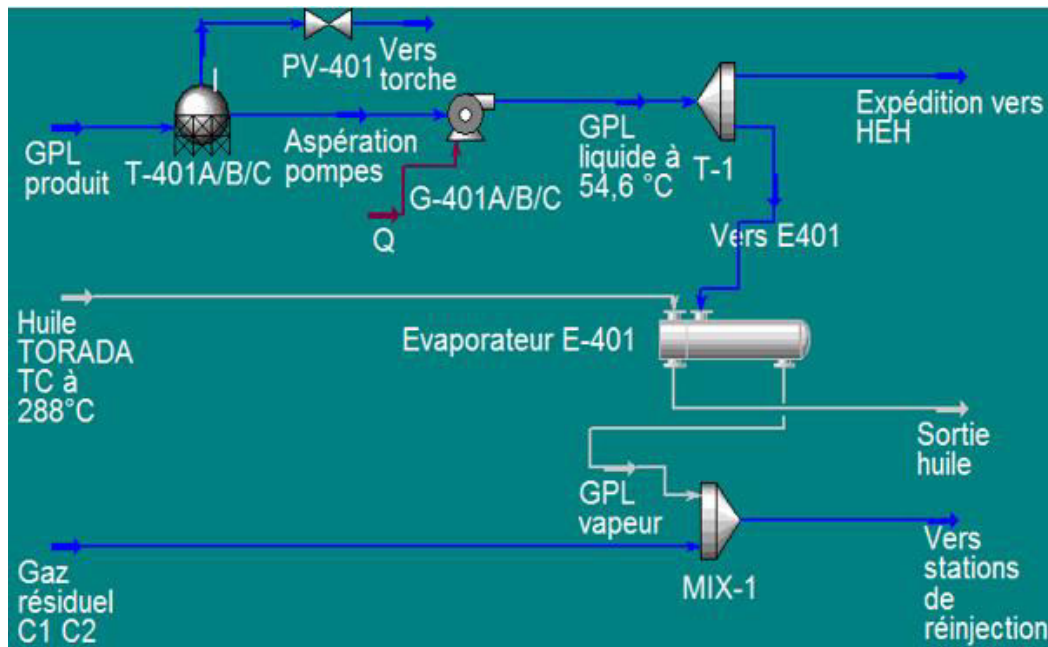


FIGURE IV.1: SCHEMA DE L'UNITE DE VAPORISATION (CAPTURE D'ECRAN)

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

L'énergie d'excès de l'unité a été utilisée comme source d'énergie de la nouvelle installation.

Energie d'excès de l'installation = Energie fournie – Energie cédée

•Energie fournie :

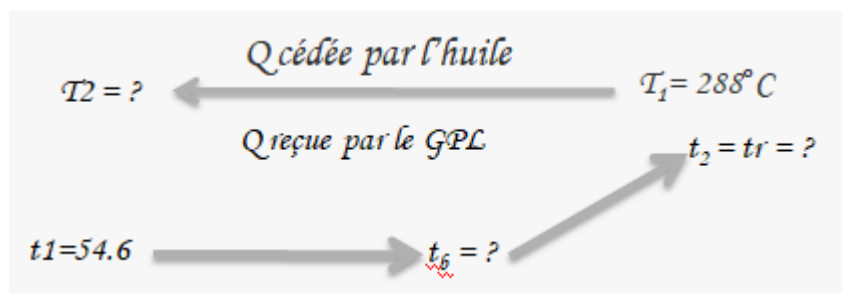
Equipement	Nombre	Q(MKcal/h)	Q totale(MKcal/h) (Nombre*Q)
Récupérateurs	4	11.693	46.772
Fours	3	18.600	55.8
$\Sigma=102.572$			

•Energie cédée :

Equipement	Nombre	Q(MKcal/h)	Q totale(MKcal/h) (Nombre*Q)
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	2.802	2.802
$\Sigma=82.176$			

Energie fournie MKcal/h	Energie cédée MKcal/h	Energie d'excès MKcal/h
102.52	82.176	20.306

IV-2 Estimation de quantité de chaleur échangée



Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

IV-1 Introduction

L'objectif de notre travail est de calculer et dimensionner les caractéristiques d'une nouvelle unité de vaporisation avec changement d'état, en prenant en compte les températures d'entrée et de sortie des deux fluides circulant dans l'échangeur. Le calcul est basé sur :

- Le bilan énergétique de nouvelle installation.
- La quantité de chaleur échangée entre les deux fluides.
- La surface d'échange.
- Les dimensions de l'évaporateur.
- La résistance d'encrassement.
- Les pertes de charges.

L'implantation de cet évaporateur est pour chauffer le GPL d'expédition, en le faisant passer de 54,6°C à une température cible (T_r) de 32 bar, en utilisant un échange de chaleur avec de l'huile chaude (TORADA TC 32) à 288 °C. Cette huile chaude est acheminée à travers les fours 11/12/13H 231, puis elle retourne au ballon tampon 11/12/13 D-231.

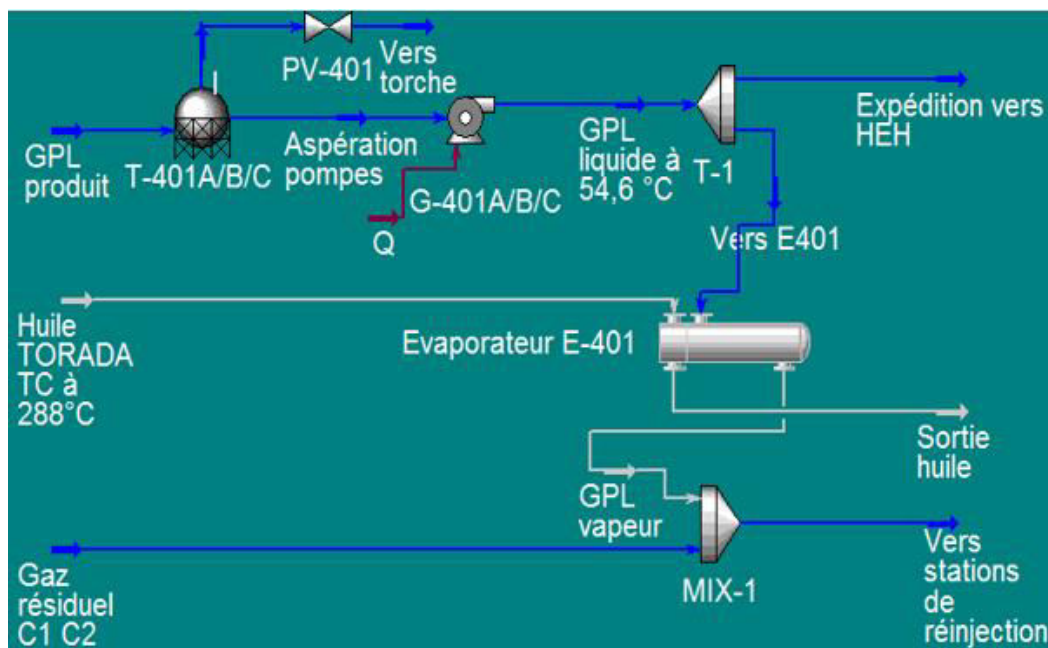
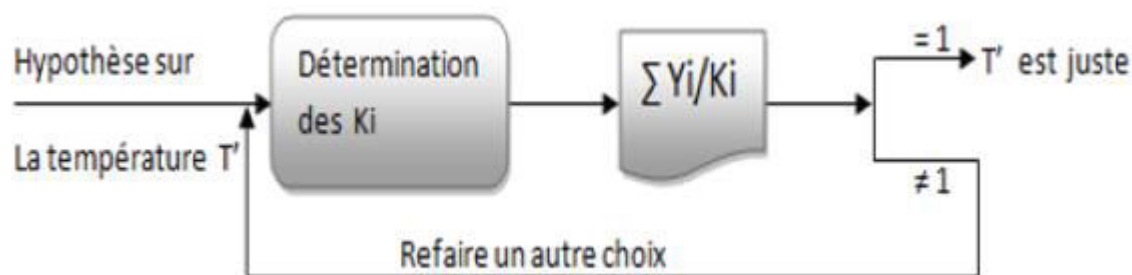


FIGURE IV.1: SCHEMA DE L'UNITE DE VAPORISATION (CAPTURE D'ECRAN)

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur



FIGUREIV2: METHODE DE DETERMINATION DE TR PAR ITERATION.

TABEAUIV2: CALCUL DE TR POINT DE ROSE.

	Y _i %	M _i (Kg/Kmol)	K _i (160°F)	X _i =Y _i /K _i	K _i (180°F)	X _i =Y _i /K _i	K _i (200°F)	X _i =Y _i /K _i	K _i (220°F)	X _i =Y _i /K _i
C2	1,36	30,07	1,78	0,0076	2	0,0068	2,1	0,0065	2,2	0,0062
C3	66,98	44,094	0,93	0,7202	1,05	0,6379	1,14	0,5875	1,22	0,5490
IC4	7,93	58,124	0,57	0,1391	0,74	0,1072	0,76	0,1043	0,8	0,0991
NC4	23,33	58,124	0,49	0,4761	0,58	0,4022	0,64	0,3645	0,69	0,3381
IC5	0,32	72,151	0,26	0,0123	0,33	0,0097	0,4	0,0080	0,47	0,0068
NC5	0,08	72,151	0,24	0,0033	0,29	0,0028	0,34	0,0024	0,4	0,0020
Σ	100			1,3587		1,1666		1,0732		1,0012

Les résultats illustrés sur le tableau IV.3 montre bien que pour une température de 220 °F (104.44 °C), on a trouvé $\sum Y_i / K_i$ est presque égale 1.0012. Pour assurer une meilleure vaporisation on ajoute 5°C, donc **tr= 109,44°C**

IV-2-1-2 Point de bulle (tb)

C'est la température de début de changement d'état du GPL, marquée par l'apparition de la première bulle de vapeur, est déterminée de manière similaire aux étapes précédentes pour le calcul du point de rosée, une valeur initiale Test proposée. En utilisant le graphe de Jenny et Scheibel (graphe 1, voir annexe A), le coefficient d'équilibre (K_i) est déterminé, et une itération successive est effectuée jusqu'à ce que l'équation d'isotherme de la phase liquide soit satisfaite :

$$\sum X_i \cdot K_i = 1$$

$$\sum Y_i = 1$$

A P= 32 bar = 464,1 psia , on commence notre itération par T= 180 °F.

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

TABEAU IV.3: CALCUL DE TB POINT DE BULLE.

	X _i %	M _i (kg/kmol)	K _i (180°F)	Y _i =X _i *K _i	K _i (200°F)	Y _i =X _i *K _i	K _i (210°F)	Y _i =X _i *K _i
C2	1,36	30,07	2	0,0272	2,1	0,0286	2,14	0,0291
C3	66,98	44,094	1,05	0,7033	1,14	0,7636	1,2	0,8038
IC4	7,93	58,124	0,74	0,0587	0,76	0,0603	0,79	0,0626
NC4	23,33	58,124	0,58	0,1353	0,64	0,1493	0,67	0,1563
IC5	0,32	72,151	0,33	0,0011	0,4	0,0013	0,44	0,0014
NC5	0,08	72,151	0,29	0,0002	0,34	0,0003	0,37	0,0003
Σ	100			0,9258		1,0033		1,0535

Les résultats illustrés sur le tableau IV.4 montre bien que pour une température de 200 °F (93.33 °C), on a trouvé $\sum Y_i / K_i$ est presque égale 1.0033. Pour assurer une meilleure vaporisation on ajoute 5°C, donc $t_b = 98.33^\circ\text{C}$.

IV-2-2 Calcul de chaleur spécifique C_p

IV-2-2-1 Phase liquide

On utilise la méthode de Rowlinson-Bondi :

$$\frac{(C_{pL} - C_p^\circ)}{R} = (0.5 + 2.2\omega) [3.67 + 11.64(1 - T_r)^4 + 0.634\omega(1 - T_r)^{-1}]$$

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

C_p[°]: chaleur spécifique standard (Kcal/kg mol °C).

ω : facteur acentrique.

T_r : température réduite °C.

➤ Calcul de C_p[°]

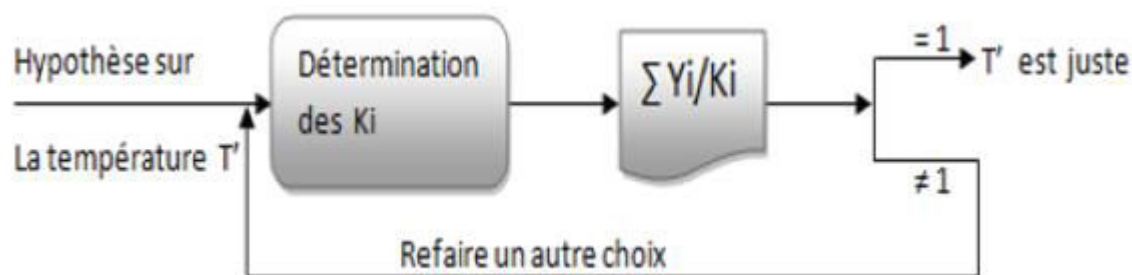
On utilise la méthode de Sternling et Brown :

$$C_p^\circ = A + BT + CT^2 + DT^3$$

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

T : température de service (T=54.6°C)

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur



FIGUREIV2: METHODE DE DETERMINATION DE TR PAR ITERATION.

TABEAUIV2: CALCUL DE TR POINT DE ROSE.

	Y _i %	M _i (Kg/Kmol)	K _i (160°F)	X _i =Y _i /K _i	K _i (180°F)	X _i =Y _i /K _i	K _i (200°F)	X _i =Y _i /K _i	K _i (220°F)	X _i =Y _i /K _i
C2	1,36	30,07	1,78	0,0076	2	0,0068	2,1	0,0065	2,2	0,0062
C3	66,98	44,094	0,93	0,7202	1,05	0,6379	1,14	0,5875	1,22	0,5490
IC4	7,93	58,124	0,57	0,1391	0,74	0,1072	0,76	0,1043	0,8	0,0991
NC4	23,33	58,124	0,49	0,4761	0,58	0,4022	0,64	0,3645	0,69	0,3381
IC5	0,32	72,151	0,26	0,0123	0,33	0,0097	0,4	0,0080	0,47	0,0068
NC5	0,08	72,151	0,24	0,0033	0,29	0,0028	0,34	0,0024	0,4	0,0020
Σ	100			1,3587		1,1666		1,0732		1,0012

Les résultats illustrés sur le tableau IV.3 montre bien que pour une température de 220 °F (104.44 °C), on a trouvé $\sum Y_i / K_i$ est presque égale 1.0012. Pour assurer une meilleure vaporisation on ajoute 5°C, donc **tr= 109,44°C**

IV-2-1-2 Point de bulle (tb)

C'est la température de début de changement d'état du GPL, marquée par l'apparition de la première bulle de vapeur, est déterminée de manière similaire aux étapes précédentes pour le calcul du point de rosée, une valeur initiale Test proposée. En utilisant le graphe de Jenny et Scheibel (graphe 1, voir annexe A), le coefficient d'équilibre (K_i) est déterminé, et une itération successive est effectuée jusqu'à ce que l'équation d'isotherme de la phase liquide soit satisfaite :

$$\sum X_i * K_i = 1$$

$$\sum Y_i = 1$$

A P= 32 bar = 464,1 psia , on commence notre itération par T= 180 °F.

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

TABLEAU IV6: CALCUL DE ω

Constituant	Yi	ω	Yi * ω
C2	1,36	0,099	0,001
C3	66,98	0,152	0,102
iC4	7,93	0,177	0,014
nC4	23,33	0,199	0,046
iC5	0,32	0,228	0,001
nC5	0,08	0,249	0,000
Total	100		0,165

En remplaçant les valeurs de C_p° , T_r et ω dans la relation de Rowlinson-Bondi, on aura :

$$\frac{(C_{pL} - C_p^\circ)}{R} = [0,5 + (2,2 * 0,165)] [3,67 + 11,64(1 - 0,85)^4 + 0,634(1 - 0,85)^{-1}]$$

$$\frac{(C_{pL} - 21,053)}{1,98} = 6,82$$

$$C_{pL} = 0,713 \text{ (Kcal/kg } ^\circ\text{C)}$$

Avec l'erreur de calcul on prend $C_{pL} = 0,707 \text{ (Kcal /Kg } ^\circ\text{c)}$

IV-2-2-2 Phase vapeur

On utilise la méthode de Lee-Kesler :

$$C_{pg} = C_p^\circ + \Delta C_p$$

$$C_p^\circ = \sum C_{pi}$$

$$\Delta C_p = (\Delta C_p)^\circ + \omega (\Delta C_p)^1$$

$$(\Delta C_p)^\circ = (C_p - C_p^\circ) / R$$

$$(\Delta C_p)^1 = (C_p - C_p^\circ)^1 / R$$

A l'aide des tableaux 1 et 2 (voir annexe A) on détermine $(\Delta C_p)^\circ$ et $(\Delta C_p)^1$ à partir de T_r et P_r

TABLEAU IV7: CALCUL DE T_r ET P_r DU GPL A $T = 109,44^\circ\text{C}$.

Composition	%MOL	C_p° Kcal/Kg $^\circ\text{C}$	C_p° * %MOL	ω_i	ω_i * %MOL	T_{ci}	T_{ci} * %MOL	P_{ci}	P_{ci} * %MOL
C2	1,36	0,45	0,006	0,099	0,001	305,4	4,153	48,8	0,664
C3	66,98	0,434	0,291	0,152	0,102	369,8	247,692	42,5	28,467
iC4	7,93	0,435	0,034	0,177	0,014	408,1	32,362	36,5	2,894
nC4	23,33	0,436	0,102	0,199	0,046	425,2	99,199	38	8,865
iC5	0,32	0,428	0,001	0,228	0,001	460,4	1,473	33,8	0,108
nC5	0,08	0,431	0	0,249	0,000	469,7	0,376	33,7	0,027
Total	100		0,434		0,165		385,256		41,025

P	$P_{cm} = \sum P_{ci} * \%MOL$	$P_r = P / P_{cm}$	T($^\circ\text{K}$)	$T_{cm} = \sum T_{ci} \%MOL$	$T_r = T / T_{cm}$	R(Latm/
---	--------------------------------	--------------------	-----------------------	------------------------------	--------------------	---------

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

TABLEAU IV4: CALCUL DE CHALEUR SPECIFIQUE

	M (Kg/kmol)	%molaire	M*%mol	Coefficients				C _p [°]	%mol*C _p [°]
				A	B	C	D		
C2	30,07	1,36	0,41	1,292	4,25E-2	-1,66E-5	2,08E-9	13,523	0,184
C3	44,094	66,98	29,53	-1,009	7,32E-2	-3,79E-5	7,68E-9	19,158	12,832
IC4	58,124	7,93	4,61	-0,33	9,19E02	-4,41E-5	6,92E-9	25,282	2,005
NC4	58,124	23,33	13,56	2,266	7,91E02	-2,65E-5	-6,74E10	25,324	5,908
IC5	72,151	0,32	0,23	-2,276	1,21E01	-6,52E-5	1,37E-8	30,849	0,099
NC5	72,151	0,08	0,06	-0,86	1,16E01	-6,16E5	1,27E-8	31,098	0,025
Σ		100	48,4						21,053

On donne: C_p[°] = 21.053 (cal/g mol K)

➤ **Calcul de T_r et P_r**

Les résultats de calculs obtenus sont illustrés sur le tableau IV.6

TABLEAU IV5: CALCUL DE TR ET PR DU GPL A T=54,6 °C.

	M (Kg/Kmol)	%mol	T _{ci} (°K)	T _{ci} *%mol	P _{ci} (bars)	P _{ci} *%mol
C2	30,07	1,36	305,42	4,154	48,8	0,664
C3	44,094	66,98	369,82	247,705	42,49	28,460
IC4	58,124	7,93	408,14	32,366	36,48	2,893
NC4	58,124	23,33	425,18	99,194	37,97	8,858
IC5	72,151	0,32	460,43	1,473	33,81	0,108
NC5	72,151	0,08	469,65	0,376	33,69	0,027
Total		100		385,268		41,010

P(bars)	P _{cm} =ΣY _i *P _{ci} (bars)	P _r =P/P _{cm}	T(°K)	T _{cm} =ΣY _i *T _{ci} (K)	T _r =T/T _{cm}
32	41,010	0,780	327,6	385,268	0,850

Avec :

T_{ci} :La température critique de chaque composant.

P_{ci}:La pression critique de chaque composant.

T_{cm} :La température critique du mélange.

P_{cm} : La pression critique du mélange.

T_r : La température réduite.

P_r : La pression réduite.

➤ **Calcul de déviation**

En tenant compte du gaz réel

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

H_e : Enthalpie d'entrée en Kcal/kg.

Tableau IV.8 : Calcul de Q_2

	Y_i	H_{ie} (BTU/LB)	H_{ie} (Kcal/kg)	H_{is} (BTU/LB)	H_{is} (Kcal/kg)	ΔH_i	Q_2 (cal/h)
C2	1,36	515	286,592	579	322,207	35,615	96872,8
C3	66,98	385	214,248	443	246,524	32,276	4323692,96
C4	31,3	330	183,641	381	212,022	28,381	1776650,6
C5	0,4	320	178,076	377	209,796	31,72	25376
Σ	100						6222592,36

Rappel :

1cal	0.00396 BTU
1cal	4.18 Joule
1Kj/kg	4.4299 BTU/LB

Donc : $Q_r = 1,090 \cdot 10^7 + 6,220 \cdot 10^6$

$Q_r = 17.12$ MKcal/h

IV-2-3-2 Calcul de l'énergie cédée par l'huile (Q_c)

A partir de la loi de la conservation d'énergie, la quantité de chaleur cédée est égale la quantité de chaleur reçue.

Donc :

$Q_c = Q_r = 17.12$ Mkcal/h

➤ Température de sortie de l'huile

Pour calculer le débit de l'huile il faut d'abord proposer la température T_2 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 pour :

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

Donc la température d'huile proposé est : $T_2 = 150^\circ\text{C}$.

➤ Calcul de débit d'huile

En utilisant l'équation suivante pour calculer le débit de l'huile

$$F_2 = \frac{Q_c}{\Delta C_p \Delta T}$$

F_2 : Débit d'huile en kg/h.

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

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

D'après le graphe de C_p de l'huile graphe 7 (Voir annexe A) ;

	T (°C)	C _p (Kcal/kg °C)
Entrée	288	0.679
Sortie	150	0.565

$$F_2 = 1,712 \cdot 10^7 / [(288 \cdot 0,679) - (150 \cdot 0,565)]$$

$$F_2 = 154554.482 \text{ (Kg/h)}$$

$$F_2 = 154.55 \text{ T/h}$$

IV-3 Dimensionner l'échangeur à faisceau et calandre

IV-3-1 Estimation de la surface d'échange

On peut l'estimer par l'équation suivante :

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta TLM$$

Alors :

$$A = \frac{Q_c}{U \cdot F \cdot \Delta TLM}$$

A : La surface totale d'échange offerte par l'appareil (m²).

U : Le coefficient de transfert de chaleur global (Kcal/h.m². °C).

ΔTLM : La différence de température moyenne logarithmique du fluide.

F : facteur de correction issu d'abaques.

➤ Calcul de la différence de température moyenne logarithmique du fluide

ΔTLM

	T ₁	T ₂
Huile	288	150
GPL	54.6	109.44

Echangeur à contre-courant ;

$$\Delta T_{\max} = T_1 - t_2 = 288 - 109.44 = 178.56$$

$$\Delta t_{\min} = T_2 - t_1 = 150 - 54.6 = 95.4$$

$$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = 1.87$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

H_e : Enthalpie d'entrée en Kcal/kg.

Tableau IV.8 : Calcul de Q_2

	Y_i	H_{ie} (BTU/LB)	H_{ie} (Kcal/kg)	H_{is} (BTU/LB)	H_{is} (Kcal/kg)	ΔH_i	Q_2 (cal/h)
C2	1,36	515	286,592	579	322,207	35,615	96872,8
C3	66,98	385	214,248	443	246,524	32,276	4323692,96
C4	31,3	330	183,641	381	212,022	28,381	1776650,6
C5	0,4	320	178,076	377	209,796	31,72	25376
Σ	100						6222592,36

Rappel :

1cal	0.00396 BTU
1cal	4.18 Joule
1Kj/kg	4.4299 BTU/LB

Donc : $Q_r = 1,090 \cdot 10^7 + 6,220 \cdot 10^6$

$Q_r = 17.12$ MKcal/h

IV-2-3-2 Calcul de l'énergie cédée par l'huile (Q_c)

A partir de la loi de la conservation d'énergie, la quantité de chaleur cédée est égale la quantité de chaleur reçue.

Donc :

$Q_c = Q_r = 17.12$ Mkcal/h

➤ Température de sortie de l'huile

Pour calculer le débit de l'huile il faut d'abord proposer la température T_2 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 pour :

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

Donc la température d'huile proposé est : $T_2 = 150^\circ\text{C}$.

➤ Calcul de débit d'huile

En utilisant l'équation suivante pour calculer le débit de l'huile

$$F_2 = \frac{Q_c}{\Delta C_p \Delta T}$$

F_2 : Débit d'huile en kg/h.

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

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

D'après le graphe de C_p de l'huile graphe 7 (Voir annexe A) ;

	T (°C)	C _p (Kcal/kg °C)
Entrée	288	0.679
Sortie	150	0.565

$$F_2 = 1,712 \cdot 10^7 / [(288 \cdot 0,679) - (150 \cdot 0,565)]$$

$$F_2 = 154554.482 \text{ (Kg/h)}$$

$$F_2 = 154.55 \text{ T/h}$$

IV-3 Dimensionner l'échangeur à faisceau et calandre

IV-3-1 Estimation de la surface d'échange

On peut l'estimer par l'équation suivante :

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta TLM$$

Alors :

$$A = \frac{Q_c}{U \cdot F \cdot \Delta TLM}$$

A : La surface totale d'échange offerte par l'appareil (m²).

U : Le coefficient de transfert de chaleur global (Kcal/h.m². °C).

ΔTLM : La différence de température moyenne logarithmique du fluide.

F : facteur de correction issu d'abaques.

➤ Calcul de la différence de température moyenne logarithmique du fluide

ΔTLM

	T ₁	T ₂
Huile	288	150
GPL	54.6	109.44

Echangeur à contre-courant ;

$$\Delta T_{\max} = T_1 - t_2 = 288 - 109.44 = 178.56$$

$$\Delta t_{\min} = T_2 - t_1 = 150 - 54.6 = 95.4$$

$$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = 1.87$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

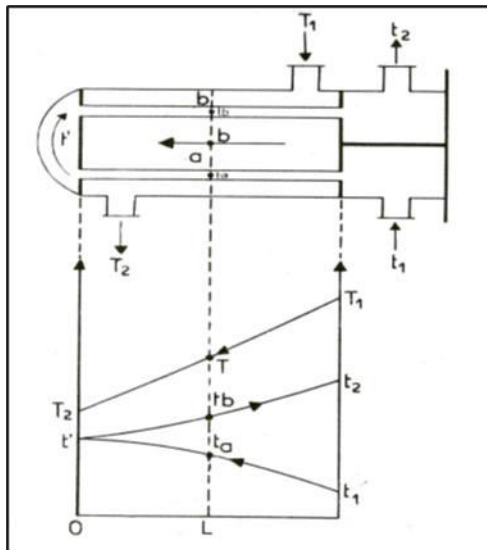
On utilise cette équation :

$$\Delta T_{LTM} = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln \left(\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} \right)}$$

$$\Delta T_{LTM} = 132.85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ Calcul du facteur de correction F

Le terme **F** mesure l'efficacité de l'appareil par rapport à l'écoulement contre-courant pur, déterminé en fonction de sa résistance R et le rendement de l'échangeur E.



En effet, la limite supérieure de la température de sortie de t_2 du fluide froid est égale à T_1 température d'entrée de fluide chaud donc:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{109.44 - 54.6}{288 - 54.6} = 0.23$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{288 - 150}{109.44 - 54.6} = 2.51$$

E	0.23
R	2.51

D'après les graphes 2,3,4,5 du facteur de correction en fonction de (E,R) on détermine F :

TABLEAU IV9: DETERMINATION DE FACTEUR DE CORRECTION F.

F	Appareil 1 passe côté calandre, 2 passes côté tube	0,94
	Appareil 2 passes côté calandre, 4 passes côté tube	0,98
	Appareil 3 passes côté calandre, 6 passes côté tube	1
	Appareil 4 passes côté calandre, 8 passes côté tube	1

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

Pour notre calcul en premier lieu, on choisit : un appareil 1 passe côté calandre, 2 passes côté tube, échangeur (1 - 2).

Donc : $\Delta TLM_{\text{corrigé}} = \Delta TLM * F = 132.85 * 0.94 = 124.87$

$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = 124.87 \text{ } ^\circ\text{C}$
--

➤ Estimation de coefficient de transfert de chaleur global U

Pour le coefficient de transfert, quand il s'agit d'une circulation de produit lourd (huile) avec un gaz léger (GPL), et d'après le tableau3 (voir annexe A), on trouve Uentre [150-300], on prend $U = 300 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}$.

Donc pour un échangeur (1-2) : $A = \frac{Q_c}{(U * F * \Delta TLM)}$

$$A = \frac{1,712 * 10^7}{(300 * 0,93 * 124,85)}$$

$$A = 491.48 \text{ m}^2$$

Pour déterminer U pour les autres appareils, on procède les mêmes calculs :

TABLEAU IV10: CALCUL DE LA SURFACE ESTIMÉE A.

Appareil 1 passe coté calandre, 2 passe coté tube : Echangeur (1 - 2)	491.48 m ²
Appareil 2 passe coté calandre, 4 passe coté tube : Echangeur (2 - 4)	466.41 m ²
Appareil 3 passe coté calandre, 6 passe coté tube : Echangeur (3 - 6)	457.08 m ²
Appareil 4 passe coté calandre, 8 passe coté tube : Echangeur (4 - 8)	457.08 m ²

IV-3-2 Choix de diamètres des deux tubes concentriques

Selon les dimensionnement d'échangeurs de chaleur existants dans l'unité de GPL2 (le diamètre extérieure ($d_e = 0,01905 \text{ m}$) et la longueur ($L = 6,096 \text{ m}$) d'échangeurs), et à partir de tableau 4 (Voir annexe A), on a choisi les caractéristiques suivantes:

TABLEAU IV11: CARACTERISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEUR.

Diamètre extérieure (m)	BWG	Pas Triangulaire	Nature	Epaisseur (mm)	Diamètre Intérieur (m)	Section (cm ²)	Poids (kg)

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

IV-3-6-1 Détermination des caractéristiques de l'huile

Huile	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	t = T ₁ -T ₂
TORADA TC 32	288	150	138

Le coefficient K varie en fonction de la densité du produit, selon le tableau ci-dessous :

d_4^{15}	0,60 – 0,70	0,70 – 0,76	0,76 – 0,80	0,80 – 0,85	0,85 – 0,88	0,88 – 0,90
$K \cdot 10^3$	0,9	0,85	0,8	0,75	0,65	0,62

$$d_4^{15} = 0,871 \text{ kg/m}^3 \Rightarrow k = 0,00065$$

$$d_4^{134} = 0,871 - 0,00065 \cdot (134 - 15) \Rightarrow d_4^{134} = 0,793$$

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

d_4^{15} (Kg/m ³)	K	d_4^{134} (Kg/ m ³)	K _c	F _c	T _c (°C)
0,871	0,00065	0,793	0,21	0,54	226,36

IV-3-6-2 Détermination des caractéristiques de GPL

On suivra la même procédure utilisée pour déterminer les caractéristiques de l'huile :

Fluide	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	t = T ₁ -T ₂
GPL	54,6	109,44	54,84

$$d_4^{15} = 0,525 \text{ kg/m}^3 \Rightarrow K = 0,001$$

$$d_4^{54,8} = 0,525 - 0,001 \cdot (54,84 - 15)$$

$$d_4^{54,8} = 0,485$$

d_4^{15} (Kg/m ³)	K	$d_4^{54,8}$ (Kg/m ³)	K _c	F _c	T _c (°C)
0,525	0,001	0,485	0,1	0,53	83,66

IV-3-7 Calcul de coefficient de transfert propre U_p

Lorsque l'échangeur est nouvellement installé, les résistances R_{si} et R_{so} sont toutes deux nulles, ce qui permet de définir un coefficient de transfert propre U_p :

$$\left(\frac{1}{U_p} \right) = \left(\frac{1}{h_o} \right) + \left(\frac{1}{h_i} \right)$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

IV-3-4 Détermination de Us de l'appareil

$$U = \frac{U'}{(N't / N_t)}$$

$$U = 300 * \left(\frac{1212}{1330} \right)$$

$$U = 273.15 \text{ kcal/hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV-3-5 Choix des fluides à l'intérieure du faisceau et la calandre

Pour garantir un fonctionnement optimal et assurer la protection de l'échangeur, on choisit :

•Coté tube : Huile TORADA Tc 32.

•Coté calandre : GPL.

IV-3-6 Température calorique T_c ($^\circ\text{C}$)

L'efficacité du transfert de chaleur est influencée par le régime hydrodynamique du flux ainsi que par les caractéristiques physiques des fluides, ces dernières variant avec la température. Comme la température varie à travers différentes sections de l'échangeur, il est nécessaire d'établir une température moyenne pour considérer ces paramètres physiques. Cette température moyenne est dénommée température calorique (T_c) et dépend des températures d'entrée (T_e) et de sortie (T_s) du fluide chaud ou froid, définie par l'équation suivante :

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

F_c : Facteur de correction donnée par la formule suivante :

$$F_c = f \left(K_c, \frac{\Delta T_{fr}}{\Delta T_{ch}} \right)$$

K_c : coefficient donné par l'équation suivant :

$$K_c = f(T_e, T_s, d_4^t)$$

d_4^t : Densité du fluide à la température t par rapport à la densité de l'eau à 4°C .

$$d_4^t = d_4^t - K (t-15)$$

K_c, F_c déterminés à l'aide de graphe 6 (voir annexe A) ;

$\Delta T_{fr} (^\circ\text{C})$	$(T_1 - t_2)$	178.56
$\Delta T_{ch} (^\circ\text{C})$	$(T_2 - t_1)$	95.4

$$\Delta T_{fr} / \Delta T_{ch} = 1.87$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

IV-3-6-1 Détermination des caractéristiques de l'huile

Huile	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	t = T ₁ -T ₂
TORADA TC 32	288	150	138

Le coefficient K varie en fonction de la densité du produit, selon le tableau ci-dessous :

d_4^{15}	0,60 – 0,70	0,70 – 0,76	0,76 – 0,80	0,80 – 0,85	0,85 – 0,88	0,88 – 0,90
$K \cdot 10^3$	0,9	0,85	0,8	0,75	0,65	0,62

$$d_4^{15} = 0,871 \text{ kg/m}^3 \Rightarrow k = 0,00065$$

$$d_4^{134} = 0,871 - 0,00065 \cdot (134 - 15) \Rightarrow d_4^{134} = 0,793$$

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

d_4^{15} (Kg/m ³)	K	d_4^{134} (Kg/ m ³)	K _c	F _c	T _c (°C)
0,871	0,00065	0,793	0,21	0,54	226,36

IV-3-6-2 Détermination des caractéristiques de GPL

On suivra la même procédure utilisée pour déterminer les caractéristiques de l'huile :

Fluide	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	t = T ₁ -T ₂
GPL	54,6	109,44	54,84

$$d_4^{15} = 0,525 \text{ kg/m}^3 \Rightarrow K = 0,001$$

$$d_4^{54,8} = 0,525 - 0,001 \cdot (54,84 - 15)$$

$$d_4^{54,8} = 0,485$$

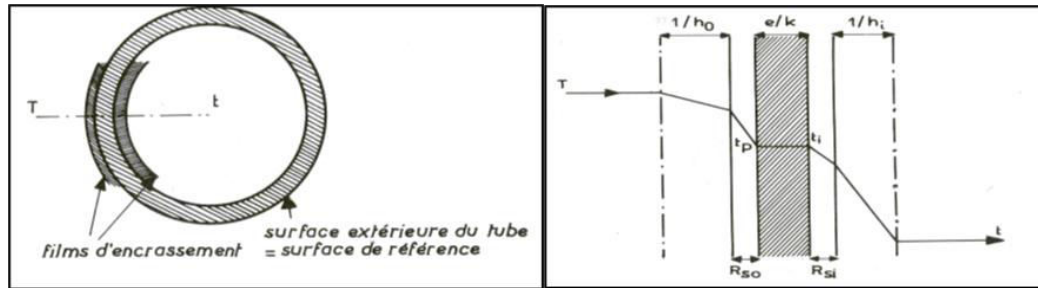
d_4^{15} (Kg/m ³)	K	$d_4^{54,8}$ (Kg/m ³)	K _c	F _c	T _c (°C)
0,525	0,001	0,485	0,1	0,53	83,66

IV-3-7 Calcul de coefficient de transfert propre U_p

Lorsque l'échangeur est nouvellement installé, les résistances R_{si} et R_{so} sont toutes deux nulles, ce qui permet de définir un coefficient de transfert propre U_p :

$$\left(\frac{1}{U_p} \right) = \left(\frac{1}{h_o} \right) + \left(\frac{1}{h_i} \right)$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur



FIGUREIV4: RESISTANCES D'ENCRASSEMENT.

IV-3-7-1 Calcul de coefficient de film interne h_{i0} coté tube

$$h_{i0} = h_i * \frac{d_i}{d_e}$$

$$h_i = \frac{Nu \lambda}{d_i}$$

• Caractéristiques d'huile à T_c

Les propriétés physiques telles que la viscosité, la conductivité thermique, la capacité calorifique et la densité doivent être évaluées à la température calorifique T_c précédemment définie.

En utilisant les graphes 7, 8, 9 et 10 des caractéristiques de l'huile (voir annexe A), on peut déterminer les valeurs de C_p' , d' , λ' et μ' à la température calorifique T_c :

C_p' (Kcal/Kg°C)	0,629
d' (Kg/m ³)	0,745
λ' (Kcal/h.m°C)	0,1173
μ' (Kg/h m)	3,24

• Section de passage a_t :

$$a_t = \frac{Nt * \pi * d_{it}^2}{4nt}$$

$$a_t = \frac{1330 * 3.14 * 0.00022}{4 * 2}$$

$$a_t = 0,1148 \text{ m}^2$$

• Vitesse massique G_t

$$G_t = \frac{F_2}{a_t}$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

On a : $\ln\mu = -2,6306$

Alors : $\mu = \exp(-2,6306) = 0.072 \text{ cp}$

Et on a : $1\text{cp} = 3,6 \text{ Kg/h m}$ donc : $\mu = 0,259 \text{ kg/h m}$

- **Calcul de conductivité thermique λ**

La conductivité thermique est déterminée graphiquement ; $\lambda = 0,18 \text{ kcal/h m } ^\circ\text{C}$

On résume les caractéristiques de GPL à $T_c = 83.66^\circ\text{C}$:

Cp (Kcal/Kg$^\circ\text{C}$)	0,854
d (Kg/m3)	0,456
λ (Kcal/h.m.$^\circ\text{C}$)	0,18
μ (Kg/h m)	0,259

- **Diamètre équivalent**

$$D_{eq} = \frac{3,464 * p^2}{\pi * d_e} - d_e$$

P: c'est le pas triangulaire.

$$D_{eq} = \frac{3.464 * 0.02381^2}{3.14 * 0.01905} - 0.01905$$

$$D_{eq} = 0,0138\text{m}$$

- **Section de passage par calandre**

$$a_c = (D_c/p) (p - d_e) B$$

D_c : C'est le diamètre de la calandre.

P : c'est le pas triangulaire.

d_e : c'est le diamètre extérieur.

B : c'est la distance entre deux chicanes: on prend $B = 0,58 \text{ m}$

$$a_c = (0,93/0,02381)(0,02381 - 0,01905) * 0,58$$

$$a_c = 0,1148 \text{ m}^2$$

- **Vitesse massique**

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

$T_{cm}(^{\circ}C)$	385,268
$R(kcal/Kmol\ ^{\circ}C)$	1,98
$T_c (^{\circ}k)$	356,66
$\omega = \sum \omega_i * Y_i$	0,165
$T_r (^{\circ}C)$	0,925
$C_p^{\circ} (kcal/Kg\ ^{\circ}C)$	0,435
$C_{pL}(kcal/Kg\ ^{\circ}C)$	0,854

- Calcul de densité $d_4^{83,66}$

$$d_4^T = d_4^{15} - K * (T - 15)$$

$$d_4^{83,66} = 0,525 - 0,001 * (83,66 - 15)$$

$$d_4^{83,66} = 0,456 \text{ Kg/m}^3$$

- Calcul de viscosité dynamique

On utilise la méthode d'Orrick et Erbar :

$$\text{Ln } \mu = \sum Y_i \text{ Ln } \mu_i$$

$$\text{Ln} \left[\frac{\mu_i}{(M * \rho_i)} \right] = A + \frac{B}{T}$$

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

$$A = - (6,95 + 0,21 * N_c)$$

$$B = 275 + (99 * N_c)$$

avec N_c est le nombre de carbon de constituant.

TABLEAU IV12: CALCUL DE VISCOSITE DE GPL.

	M	Y_i	N_c	A	B	p_i	$\exp(A+B/T_c)$	$\mu_i(\text{cp})$	$\text{Ln } \mu_i$	$Y_i \text{ Ln } \mu_i$
C_2H_6	30,07	1,36	2	-7,37	473	0,548	0,0024	0,0392	-3,2403	-0,0441
C_3H_8	44,094	66,98	3	-7,58	572	0,582	0,0025	0,0653	-2,7294	-1,8281
IC_4H_{10}	58,124	7,93	4	-7,97	671	0,557	0,0023	0,0736	-2,6092	-0,2069
NC_4H_{10}	58,124	23,33	4	-7,97	671	0,579	0,0023	0,0765	-2,5704	-0,5997
IC_5H_{12}	72,151	0,32	5	-8	770	0,626	0,0029	0,1316	-2,0283	-0,0065
NC_5H_{12}	72,151	0,08	5	-8	770	0,626	0,0029	0,1316	-2,0283	-0,0016
Total		100								-2,6869

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

On a : $\ln\mu = -2,6306$

Alors : $\mu = \exp(-2,6306) = 0.072 \text{ cp}$

Et on a : $1\text{cp} = 3,6 \text{ Kg/h m}$ donc : $\mu = 0,259 \text{ kg/h m}$

- **Calcul de conductivité thermique λ**

La conductivité thermique est déterminée graphiquement ; $\lambda = 0,18 \text{ kcal/h m } ^\circ\text{C}$

On résume les caractéristiques de GPL à $T_c = 83.66^\circ\text{C}$:

Cp (Kcal/Kg$^\circ\text{C}$)	0,854
d (Kg/m3)	0,456
λ (Kcal/h.m.$^\circ\text{C}$)	0,18
μ (Kg/h m)	0,259

- **Diamètre équivalent**

$$D_{\text{eq}} = \frac{3,464 * p^2}{\pi * d_e} - d_e$$

P: c'est le pas triangulaire.

$$D_{\text{eq}} = \frac{3.464 * 0.02381^2}{3.14 * 0.01905} - 0.01905$$

$$D_{\text{eq}} = 0,0138\text{m}$$

- **Section de passage par calandre**

$$a_c = (D_c/p) (p - d_e) B$$

D_c : C'est le diamètre de la calandre.

P : c'est le pas triangulaire.

d_e : c'est le diamètre extérieur.

B : c'est la distance entre deux chicanes: on prend $B = 0,58 \text{ m}$

$$a_c = (0,93/0,02381)(0,02381 - 0,01905) * 0,58$$

$$a_c = 0,1148 \text{ m}^2$$

- **Vitesse massique**

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

• Détermination de Facteur Φ_t

L'écoulement non-isothermique entraîne des écarts dans le transfert de chaleur. Pour remédier à cela, Sider et Tate suggèrent de modifier l'équation de Frining en introduisant un facteur nommé Φ_t dans sa formulation. [3]

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14}$$

D'après la méthode de Orrick et Erbaron calcul de μ_t on trouve :

	μ	μ_t à T_t	Φ_t
Coté tube	3,24	4,68	0,95
Coté Calandre	0,259	0,171	1,06

• Calcul de f

D'après la courbe de coefficient de friction en fonction de Reynolds on trouve :

Coté	Re	f
Coté tube	6288,65	0,22
Coté Calandre	92906,45	0,11

➤ Les pertes de charges à l'intérieure des tubes

$$\Delta P = (n_c * N_t * G_t^2 / 1.271.10^{15} d_{Tt}) (f_t * l / d_i * \omega_t + 2)$$

A partir de graphe 8 (voir annexe A), on détermine de La masse volumique d'huile à T_t :

$$D'Tt = 768 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Donc : } \Delta P = (1 * 1330 (1373919,86)^2 / 1,271 * 10^{15} * 768) (0,22 * 6,096 / 0,01483 * 0,95 + 2)$$

$$\Delta P = 0,387 \text{ Kg/cm}^2$$

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

IV-3-8 Calcul de nombre de chicanes

$$N_c = \frac{L}{B}$$

N_c : Nombre de chicanes.

L : La longueur de l'échangeur.

B : La distance entre deux chicanes

$$N_c = 6,092 / 0.58$$

$N_c = 11$ chicanes

IV-3-9 Calcul de température de tubes T_t

$$T_t = T_c - \left[\frac{h_i}{(h_{i0} - h_i)} \right] [T_c - t_c]$$

$$T_t = 226.56 - \left[\frac{482.56}{(2044.91 - 482.56)} \right] [226.56 - 83.66]$$

$$T_t = 182.54 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV-3-10 Vérification de la résistance d'encrassement R_s

$$R_s = \left(\frac{1}{U_p} \right) + \left(\frac{1}{A} \right)$$

$$R_s = \left(\frac{1}{390,42} \right) + \left(\frac{1}{441,516} \right)$$

$$R_s = 0,0048 \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$$

IV-3-11 Calcul de la perte de charges

Selon l'équation de Friningvalable en transfertisotherme :

$$\Delta p = (f * G^2 * L)$$

Δp : Perte de charge (Kg/cm^2).

f : Coefficient de friction en fonction de Reynolds.

G : Vitesse massique (Kg/h.m)

ρ : Masse volumique moyenne du liquide ou de gaz à température calorique.

L : Longueur (m).

Chapitre V

Simulation et vérification par Hysys

Chapitre IV : Calculs et dimensionnement de l'évaporateur

➤ Les pertes de charges à l'extérieur des tubes

$$\Delta P = (n_c * f_c * G_c^2 (N_c + 1) D_c / 1.27 * 10^{15} d_{Tt} D_e \omega_{tc})$$

La densité de GPL à $T_t = 182,42 \text{ °C}$:

$$d^{Tt} = d^{15}_4 - K * (T_t - 15)$$

$$d^{182,42} = 0,525 - 0,001 * (182,42 - 15)$$

$$d^{182,42} = 0,357 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Donc : } \Delta P = (1 * 0,11 * (1743679,16)^2 * (11 + 1) * 0,99 / (1.27 * 10^{15} * 0,357 * 0,0138 * 1,06))$$

$$\Delta P = 0,599 \text{ Kg/cm}^2$$

IV-5 Propriétés et paramètres de l'évaporateur

Tableau IV.13: Propriétés et paramètres de l'évaporateur.

Propriété & paramètre		symbole	La valeur
Energie échangée		Q_c	17,12 MM Kcal/h
Nombre de tubes nécessaires		$N't$	1212
Nombre de tubes réels		N_t	1330
Surface d'échange		A'	491,48 m ²
Différence de température moyenne logarithmique		$\Delta TLM_{\text{corrigée}}$	124,87 °C
Coefficient de transfert sale		U_s	273,15 Kcal/h.m ² .°C
Coefficient de transfert propre		U_p	390,42 Kcal/h.m ² .°C
Coefficient de film interne		h_{io}	473,44 Kcal/h.m ² .°C
Coefficient de film externe		h_o	2044,91 Kcal/h.m ² .°C
Résistance d'encrassement		R_s	0,0048 h.m ² .°C/Kcal
Coté Tube	Nombre de passe	n_t	2
	Diamètre extérieur	d_e	19,05 mm
	Diamètre intérieur	d_i	14,83 mm
	Épaisseur	e	2,10 mm
	Pas triangulaire	P	23,81 mm
	Longueur	L	6,096 m
	Débit d'huile	F_2	157,73 T/h
	Température d'entrée d'huile	T_1	288 °C
	Température de sortie d'huile	T_2	154 °C
	Perte de charges	ΔP_t	0,387 Kg/cm ²
Coté calandre	Nombre de passe	n_c	1
	Diamètre	D_c	99 cm
	Débit de GPL	F_1	200 T/h
	Température d'entrée de GPL	t_1	54,6 °C
	Température de sortie de GPL	t_2	109,44 °C
	Perte de charges à l'extérieur des tubes	ΔP_c	0,599 Kg/cm ²
	Nombre de chicanes	N_c	11

Chapitre Simulation et verification par Hysys

V-1 Synthèse sur le fonctionnement de Hysys

Après avoir lancé Hysys , sur la barre d'outils sous l'onglet "New case", on peut cliquer sur la fenêtre "Propriétés" pour entrer les composants du gaz et de l'huile ainsi que le modèle thermodynamique.

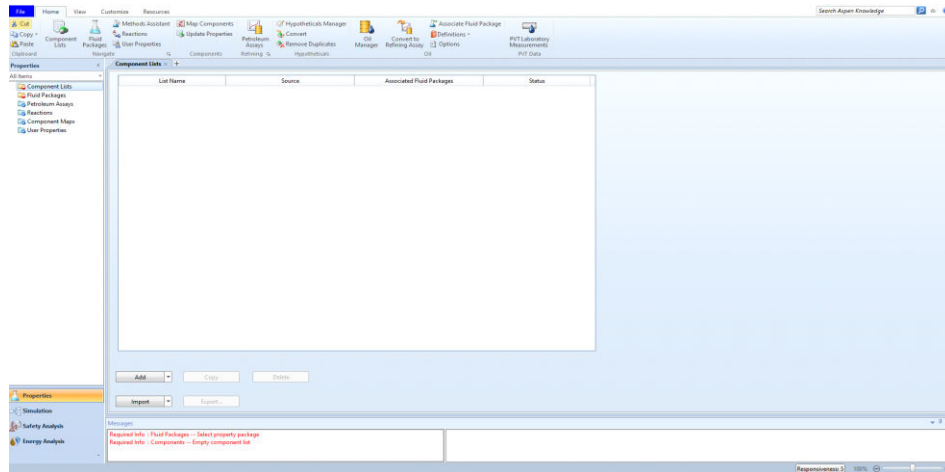


FIGURE V.1: FENETRE DE SIMULATION DE BASE (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-1-1 Composants du gaz

Lorsqu'on clique sur "Component list", une fenêtre s'affiche contenant tous les composants chimiques avec leurs formules. Ensuite, on ajoute les éléments désirés en cliquant sur "add".

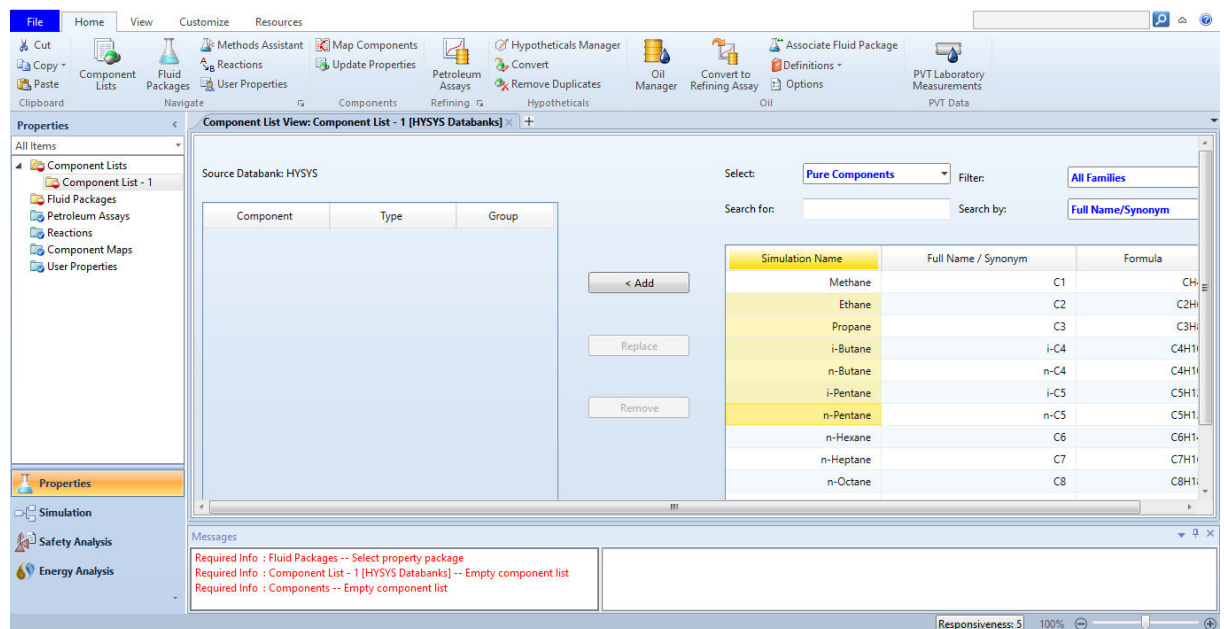


FIGURE V.2: INTRODUIRE DES COMPOSANTS DE GPL (CAPTURE D'ECRAN).

Chapitre Simulation et verification par Hysys

V-1-2 Paramètres d'huile

Pour introduire les paramètres d'huile on clique sur "oil manager" , "Input Assay" , "Add" , puis on choisit "Bulk properties" .

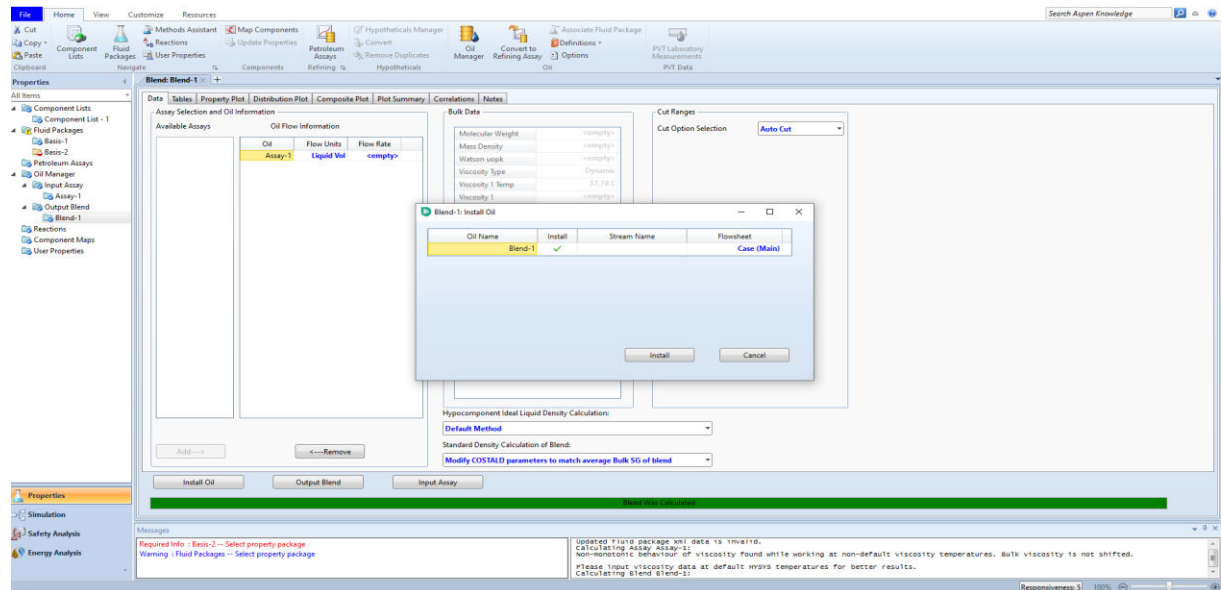


FIGURE V.3: INTRODUIRE DES PARAMETRES D'HUILE (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-1-3 Modèle thermodynamique

Pour la simulation de notre évaporateur, en bas de la fenêtre "simulation basis manager", on procède comme suit : on clique sur "fluidpkgs", puis "add", et on choisit "peng-robinson".

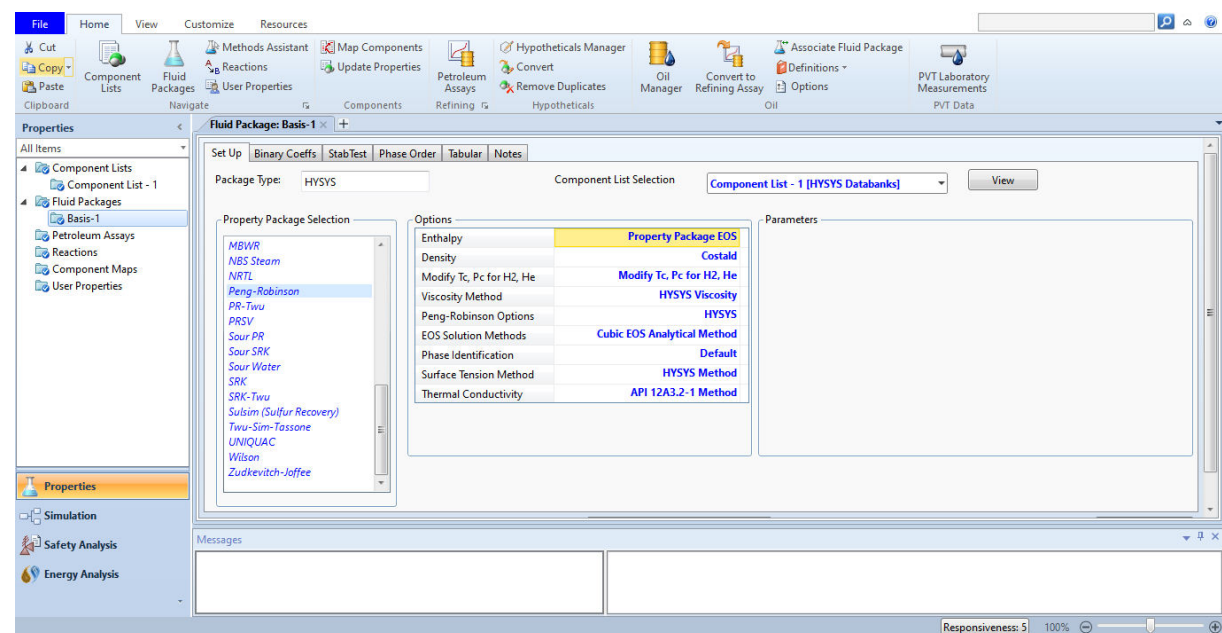


FIGURE V.4: INTRODUIRE DE MODELE THERMODYNAMIQUE (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

Chapitre Simulation et verification par Hysys

Après avoir fermé cette fenêtre, en se dirigeant vers la commande "**simulation**" pour installer notre évaporateur, une fenêtre d'activité s'affiche. On place les deux fluides sous forme de flèches et on clique pour introduire les paramètres tels que la fraction, le débit, la pression et la température. L'accord, c'est-à-dire la conversion, est signalé par le changement de couleur du "rectangle de confirmation", passant du jaune au vert pour indiquer que les paramètres sont suffisants.

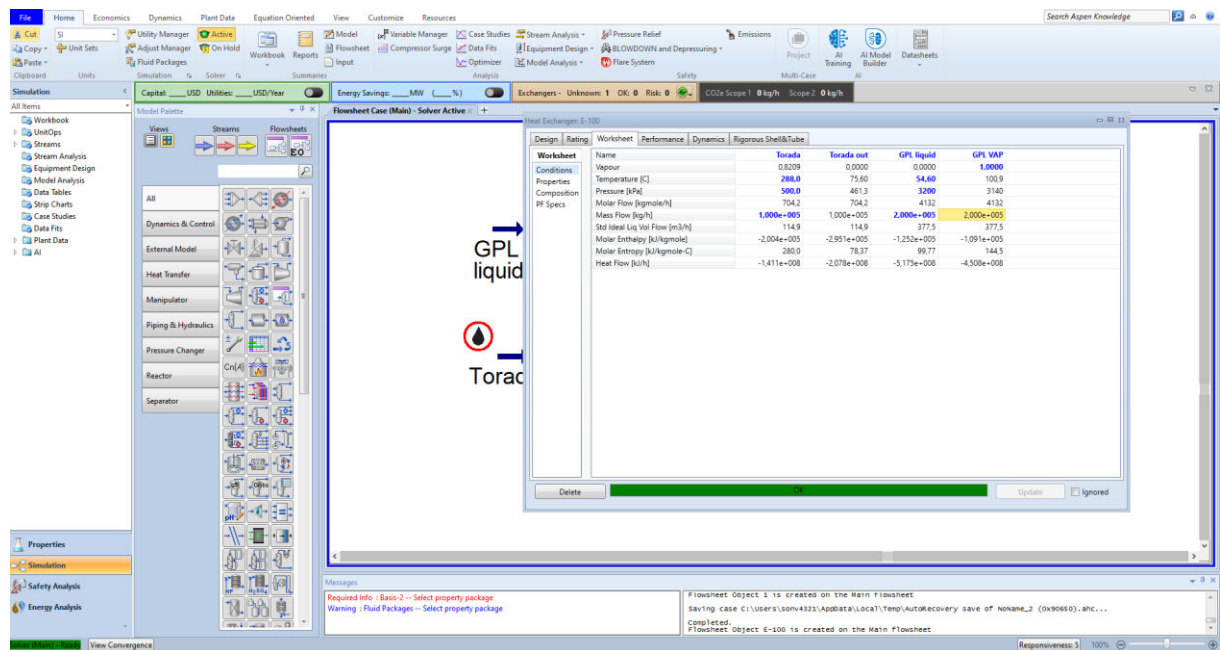


FIGURE V.5: INTRODUIRE DES PARAMETRES DE GPL (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-1-4 Les paramètre de l'évaporateur

Après avoir installé notre évaporateur, on double-clique pour introduire ses paramètres, tels que les fluides passants sur le côté tube et calandre, ΔP , ainsi que les paramètres dimensionnels. Dès que la couleur du "rectangle de confirmation" change, cela signifie que notre équipement a convergé.

Chapitre Simulation et verification par Hysys

V-1-2 Paramètres d'huile

Pour introduire les paramètres d'huile on clique sur "oil manager" , "Input Assay" , "Add" , puis on choisit "Bulk properties" .

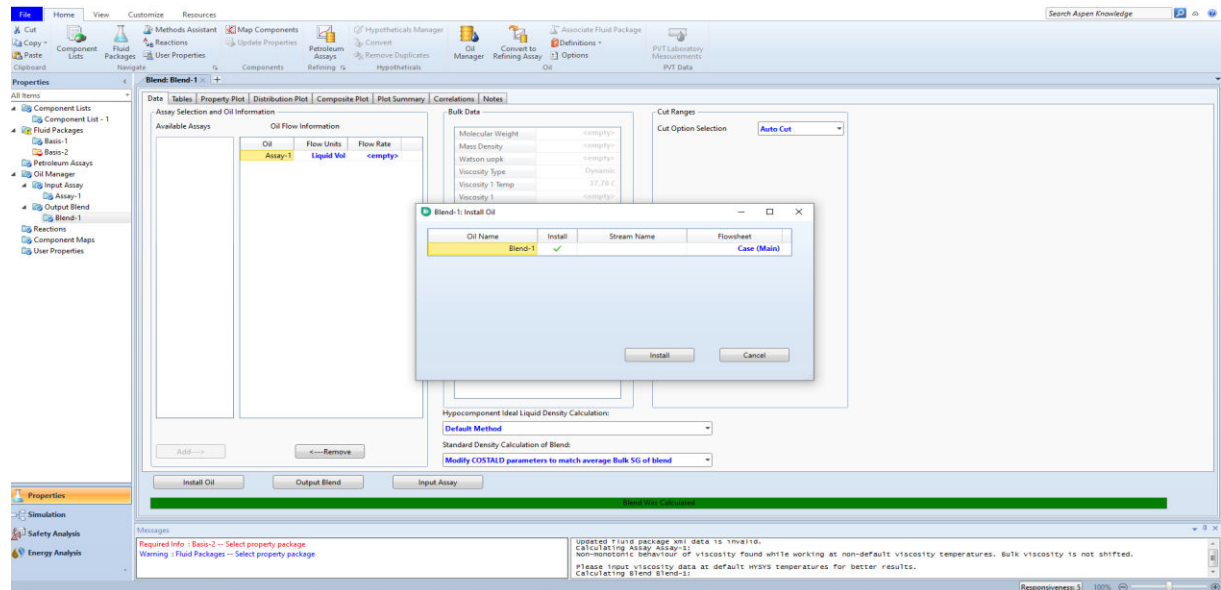


FIGURE V.3: INTRODUIRE DES PARAMETRES D'HUILE (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-1-3 Modèle thermodynamique

Pour la simulation de notre évaporateur, en bas de la fenêtre "simulation basis manager", on procède comme suit : on clique sur "fluidpkgs", puis "add", et on choisit "peng-robinson".

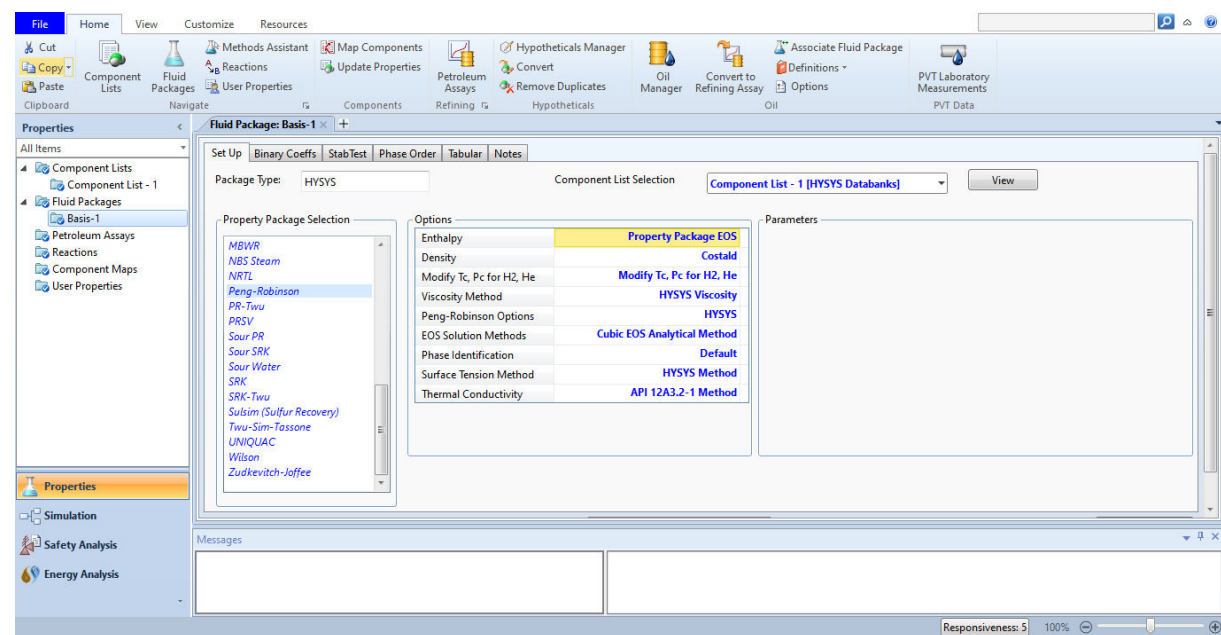


FIGURE V.4: INTRODUIRE DE MODELE THERMODYNAMIQUE (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

Chapitre Simulation et verification par Hysys

Après avoir fermé cette fenêtre, en se dirigeant vers la commande "**simulation**" pour installer notre évaporateur, une fenêtre d'activité s'affiche. On place les deux fluides sous forme de flèches et on clique pour introduire les paramètres tels que la fraction, le débit, la pression et la température. L'accord, c'est-à-dire la conversion, est signalé par le changement de couleur du "rectangle de confirmation", passant du jaune au vert pour indiquer que les paramètres sont suffisants.

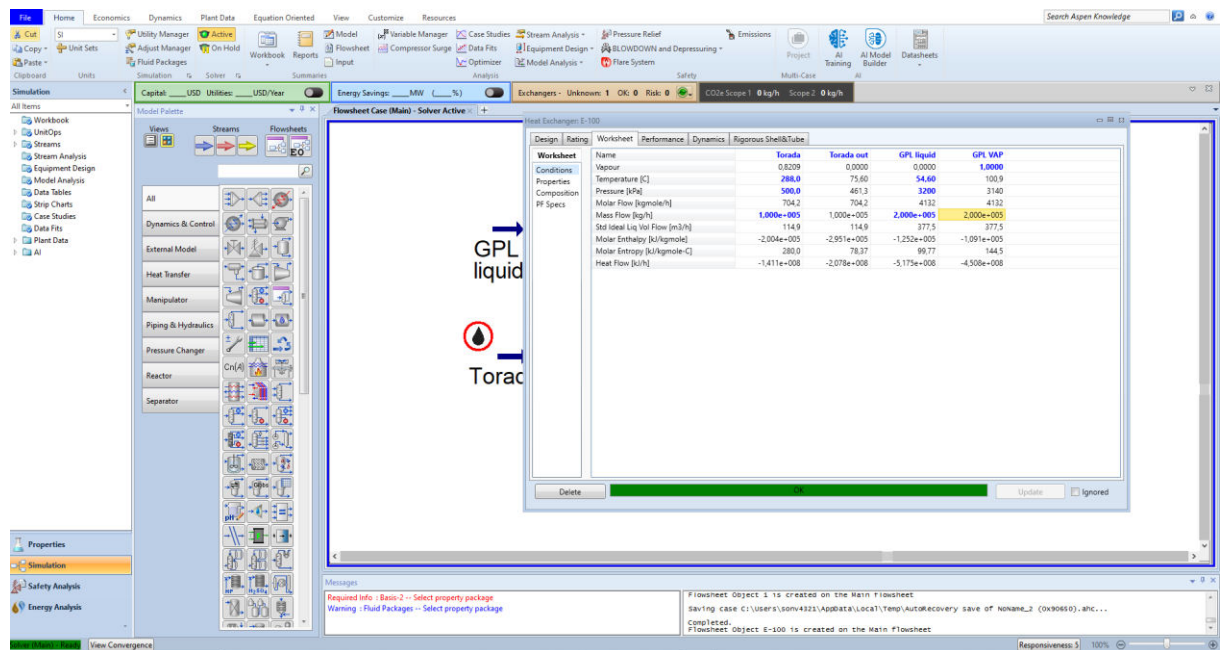


FIGURE V.5: INTRODUIRE DES PARAMETRES DE GPL (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-1-4 Les paramètre de l'évaporateur

Après avoir installé notre évaporateur, on double-clique pour introduire ses paramètres, tels que les fluides passants sur le côté tube et calandre, ΔP , ainsi que les paramètres dimensionnels. Dès que la couleur du "rectangle de confirmation" change, cela signifie que notre équipement a convergé.

Chapitre Simulation et verification par Hysys

En remarquant que 100% de GPL est devenu à l'état vapeur dans la température $T = 102,3^{\circ}\text{C}$.

Pour mieux assurer la vaporisation de GPL on ajoute 5°C , environ 7 T/H d'huile.

• La simulation finale (Débit d'huile $Q = 157,7 \text{ T/H}$) :

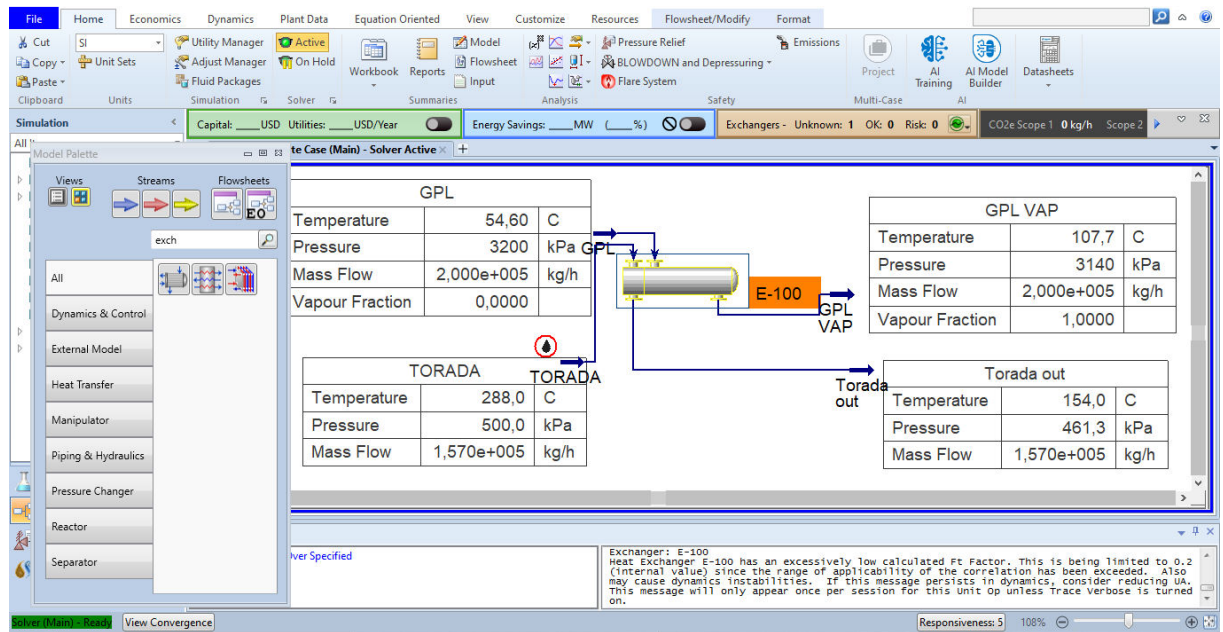


FIGURE V.10: SIMULATION PAR UN DEBIT D'HUILE DE 155,7 T/H (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-3 Les résultats obtenus par Hysys

V-3-1 Le GPL

TABLEAU V.1: LES RESULTATS OBTENUS PAR HYSYS POUR LE GPL.

Propriété		Unité	GPL	
			Entrée	Sortie
Fraction Molaire	Éthane	%	1,36	
	Propane		66,98	
	i-butane		7,93	
	n-butane		23,33	
	i-pentane		0,32	
	n-pentane		0,08	
Température		C^0	54,6	107,7
Pression		Kpa	3200	3140
Masse moléculaire		Kg/Kmol	48,40	
Densité massique		Kg/m^3	483,5	79,22

Chapitre Simulation et verification par Hysys

Débit massique	Kg/h	2 *10 ⁵	
Débit molaire	Kmol/h	4132	
Enthalpie massique	Kj/Kg	-2587,3	-2231,8
Capacité calorifique massique	Kj/kg.C ⁰	2,95	3,08
Conductivité thermique	w/m.k	7,85*10 ⁻²	3,06*10 ⁻²
Viscosité	Cp	9,17*10 ⁻²	1,29*10 ⁻²

V-3-2 L'huile TORADA

TABLEAU V.2: LES RESULTATS OBTENUS PAR HYSYS POUR L'HUILE TORADA

Propriété	Unité	Huile TORADA	
		Entrée	Sortie
Température	C ⁰	288	154
Pression	Kpa	500	461,3
Masse moléculaire	Kg/Kmol	152,4	
Densité massique	Kg/m ³	561,4	698,3
Débit massique	Kg/h	1,577*10 ⁵	
Débit molaire	Kmol/h	1034,77	
Enthalpie massique	Kj/Kg	-1476,2	-1927
Capacité calorifique massique	Kj/kg.C ⁰	2,51	2,21
Conductivité thermique	w/m.k	7,27*10 ⁻²	0,1153
Viscosité	Cp	0,1151	0,3087

V-4 Comparaison des résultats

TABLEAU V.3: LA COMPARAISON DES RESULTATS.

Paramètre	Unité	Calcul manuel	Simulation HYSYS	La déférence
Point de rosé	°C	109,44	107,7	1,74
point de bulle	°C	98,33	96,7	1,63
Chaleur spécifique moyenne	cal/kg°C	826,5	825,2	1,3
Energie échangée	MM Kcal/h	17,12	17,01	0,11
Débit d'huile	T/h	157,73	157,7	0,03
Différence de température moyenne logarithmique	°C	124,87	126,5	2,75
Surfaced'échange	m ²	491,48	442,2	0,684
Coefficient de transfert sale	Kcal/h.m ² .°C	273,15	277,27	4,12

Chapitre Simulation et verification par Hysys

En remarquant que 100% de GPL est devenu à l'état vapeur dans la température $T = 102,3^{\circ}\text{C}$.

Pour mieux assurer la vaporisation de GPL on ajoute 5°C , environ 7 T/H d'huile.

• La simulation finale (Débit d'huile $Q = 157,7 \text{ T/H}$) :

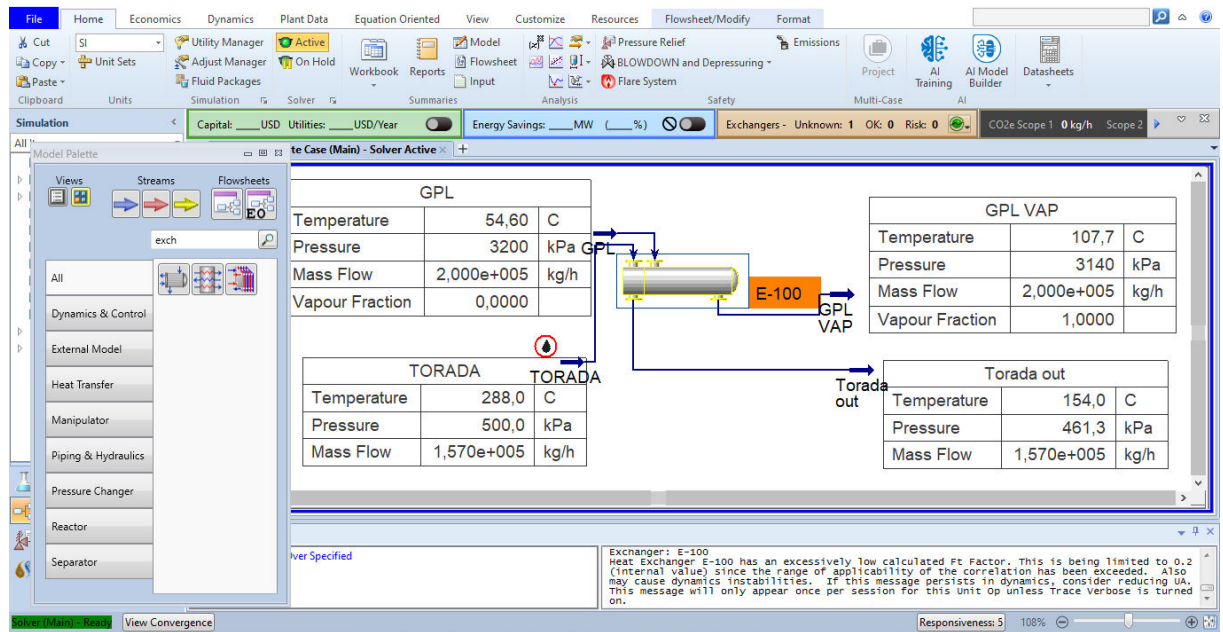


FIGURE V.10: SIMULATION PAR UN DEBIT D'HUILE DE 155,7 T/H (HYSYS CAPTURE D'ECRAN).

V-3 Les résultats obtenus par Hysys

V-3-1 Le GPL

TABLEAU V.1: LES RESULTATS OBTENUS PAR HYSYS POUR LE GPL.

Propriété		Unité	GPL	
			Entrée	Sortie
Fraction Molaire	Éthane	%	1,36	
	Propane		66,98	
	i-butane		7,93	
	n-butane		23,33	
	i-pentane		0,32	
	n-pentane		0,08	
Température		C^0	54,6	107,7
Pression		Kpa	3200	3140
Masse moléculaire		Kg/Kmol	48,40	
Densité massique		Kg/m^3	483,5	79,22

Conclusion Générale

L'Algérie procède depuis plusieurs années à une gestion optimale et efficace des hydrocarbures dont dispose le pays. Dans sa stratégie de valorisation de ces ressources en hydrocarbures, l'Algérie par le biais de la société nationale SONATRACH a mis en place un important plan de développement actuellement en cours de réalisation.

Actuellement la crise du pétrole (diminution des réserves et augmentations de prix de revient), le GPL est devenu de plus en plus demandé par les secteurs utilisant ce dernier comme source d'énergie.

Durant notre étude à l'université de SKIKDA , on a pu acquérir une base théorique sur le génie mécanique , qui nous a permis de réaliser notre stage pratique au niveau de l'unité GPL-2 de HASSI-MESSAOUD. Cette mise en situation professionnelle nous a permis de nous familiariser avec le secteur des équipements mécaniques ainsi que les hydrocarbures, en touchant de près les problèmes réels entre autres celui lié au dimensionnement et calcul des échangeurs à changement de phase (évaporateurs) et de mettre en application les bases théoriques acquises durant notre cursus.

Le problème majeur de l'unité GPL-2 est l'interruption de l'expédition du GPL. Afin d'y remédier, ce dernier doit être revaporisé pour sa réinjection. Une nouvelle installation de vaporisation du GPL utilisant l'excès d'énergie de l'unité doit être implanté. Le thème de notre mémoire consiste au dimensionnement et le calcul des paramètres de cette installation.

On a opté pour un échangeur de chaleur tube calandre et la méthode de l'écart logarithmique moyen a été utilisée pour dimensionner cet échangeur.

Ainsi , les caractéristiques de l'évaporateur calculé sont :

- ✓ La surface d'échange : 491.48 m².
- ✓ Longueur de l'échangeur : 6,096 m.
- ✓ Nombre des tubes : 1212 tubes.
- ✓ Nombre des chicanes : 11 chicanes.

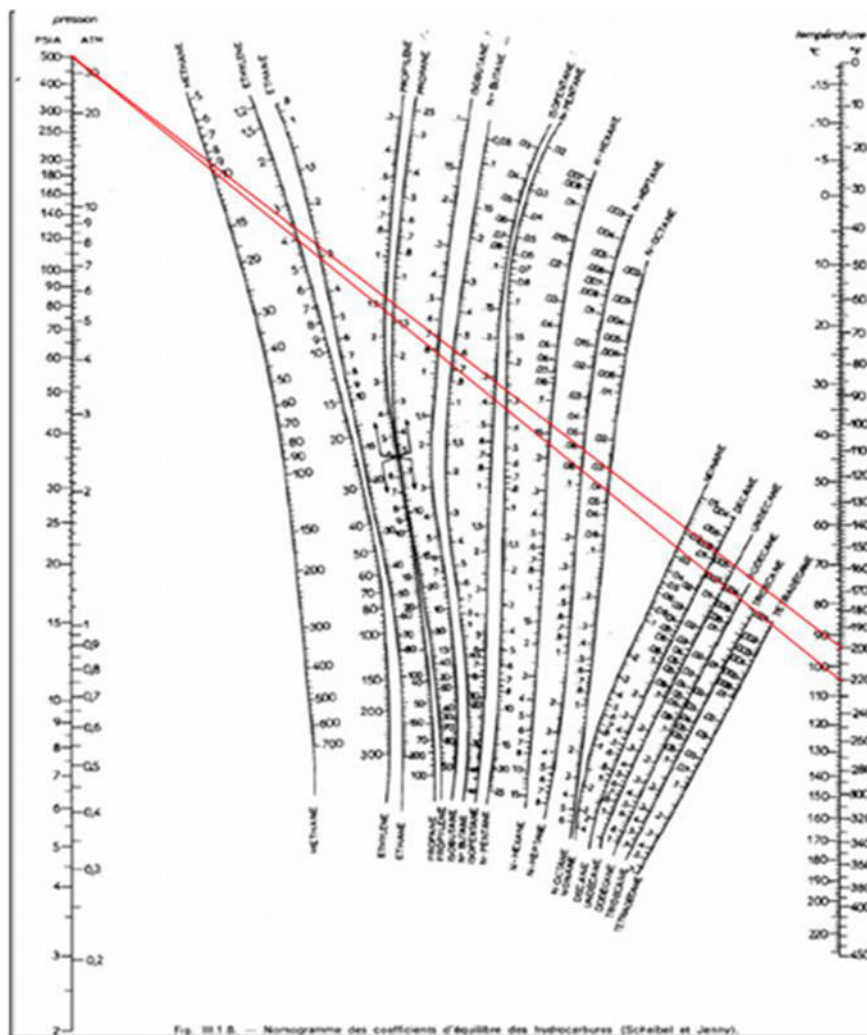
Ces résultats obtenus par une méthode manuelle ont été confrontés à ceux obtenus à l'aide de la simulation par le logiciel Hysys.

Les résultats techniques obtenus jugés satisfaisants, l'installation de ce système dans l'unité GPL2 est devenue l'unique et la meilleure solution à prévoir.

Références bibliographiques

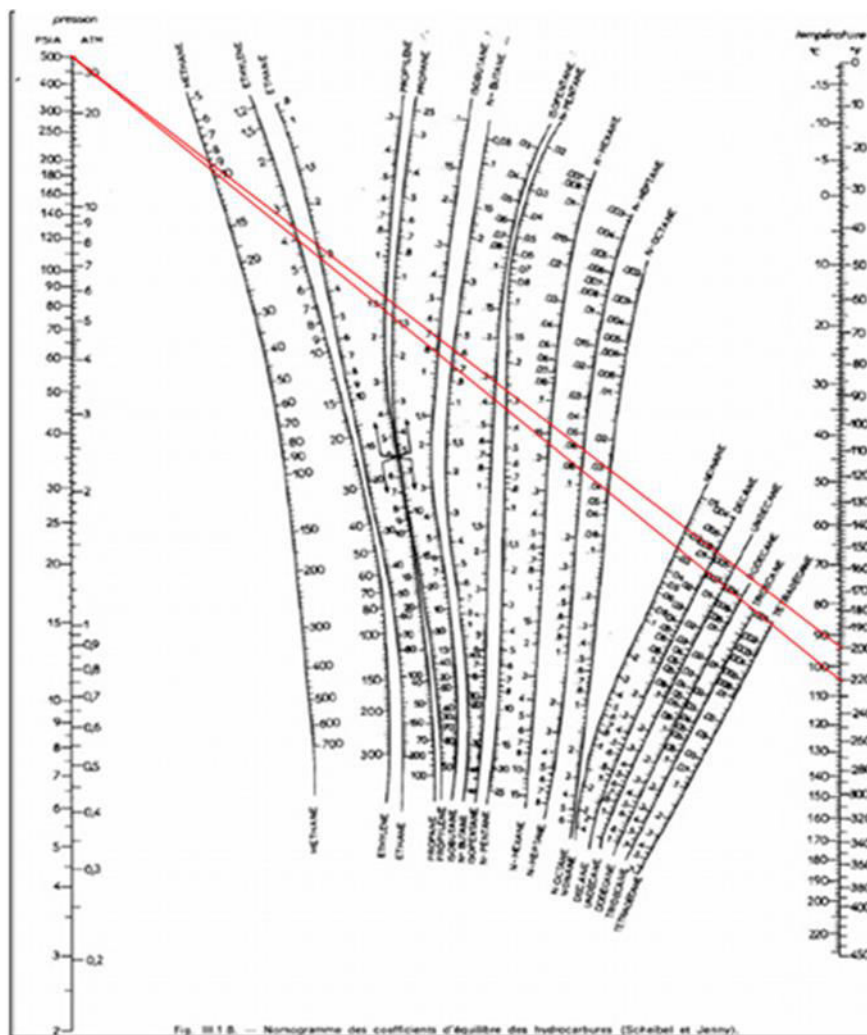
- [1] HociniNourelhouda.Etude d'un système de vaporisation du GPL au niveau de l'unité GPL-2/ CIS-HMD.Université Badji Mokhtar-Annaba.Mémoire de master .2018 ;93P
- [2] DaddiouAbdelaziz. Etude de la section déshydratation au niveau de l'unité GPL2 HASSI--MESSAOUD.2015; 124P.
- [3] Trabelsi Kriker,Ghedari.Caractérisation Pétro-physique d'un réservoir cambro-ordovicien de la zone 13 du champ HMD par l'utilisation de diagraphies et des Mesures sur carottes. 2019 ;94P.
- [4] Rapport de training unité GPL2.Description de GPL2.
- [5] GPL2 infos générales.
- [6] Meharzi Mahfoud.Analyse des gaz et condensats. Université Badji Mokhtar-Annaba.Mémoire de master .2012 ;83P
- [7] Description GPL2.
- [8] Bordji Aimad Eddine , Labeled Takia Eddine . Etude et redimensionnement d'un déshydratation dans l'unité GPL2/HMD. Université deOuargla.Mémoire de master.2020 ;48P.
- [9] Etude et calcul de materiel .
- [10] Chouat Chahinez. Etude de l'unité GTFT en mode Turn Down.Université deOuargla.Mémoire de Master . 2017; 61P.
- [11]Habani Ouardia , Adda Hourri .Optimisation de la régénération de tamis moléculaires de la section déshydratation du complexe GP1/Z .Université de ahmed ben yahya el wancharissi tissemsilt. Mémoire master.2019 ;81.
- [12] **Adda houria ,Tissemsilt 2019 .**
- [13] N.Rbai.Initiation au simulateru Hysys.
- [14]Bentitraoui Tahar.Etude du processus de liquéfaction et séparation des gaz de l'air.Université M'haked Bougara Boumerdes. Mémoire de master .2022 ;87P.
- [15]Abbaci, Youcef. Calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur (Unité38, Traitement du GPL) à HASSI-R'MEL. 2012; 60P.
- [16]Conférence sur Le GPL. Hassi Messaoud. 2000
- [17]« Séminaire sur le développement et la production du GPL ». Mars 1997BENLAGHA AHMED, SETTI AMINE. OPTIMISATION DES PARAMETRES OPERATOIRES RELATIFS A LA SECTION DESTABILISATION EN VUE DE RECUPERER LE MAXIMUM DE PRODUITS FINIS(GPL, CONDENSAT).2012 ; 17P.
- [18] Kaabouche, Boumedien. Description de la section de stockage de l'unité GPL-1.UniversitéBouira.Mémoire de master .2018 ;93P.
- [19]Benziad, Housseem. Réalisation d'une colonne de stabilisation du condensat au niveau de l'unité de traitement de gaz. 2008; 124P.
- [20]Etude des fours tubulaires de l'unité GPL-1 à HASSI-MESSAOUD. Septembre 2015; 91P
- [21]Boumaza, A. Introduction à la chaine pétrolière et gazière. 2015; 197P
- [22]Bott ,T,R , , «Fouling Of heat Exchanger »Edition Elsevier .(1995)

- [23] Goyhenetche, M, « Diagnostic technique et économique de l'encrassement des équipements de transfert thermique dans l'industrie française ». (1991).
- [24] Pritchard, A, M « the economics of fouling, fouling science and technology » editions, L, F, P13-43 (1991).
- [25] Garret Price, B, A, Suito, J, W, « Fouling of Heat Exchanger , Costs Prevention, Control And Removal » Chapitre 2, Pp, 9. (1985)
- [26] Masri, M, A, « Méthodologie D'approche D'étude De l'encrassement D'un Train De Préchauffe » Jour, Sci De Sonatrach N 1449. (1993)
- [27] Michel Robert, Michel Porte « Capteurs Intelligents Et Méthodologie D'évaluation », HERMES (1983)
- [28] Croix, J., « Généralité sur l'encrassement des échangeur » Note Technique Greth 83 /12 (1993)
- [29] Harkat Yamina, Diagnostic de l'encrassement par monitoring des paramètres de service aux bornes d'un échangeur de chaleur. 2007 ; p21
- [30] Bouchemal Mohammed Lamine, Laouici Houssam Eddine. *Modélisation d'Échangeurs de Chaleur* .2018 ; p15.
- [31] M. Nacer-Bey, S. Russeil, and B. Boudoin, « Effet de l'espacement inter ailettes sur la structure fer à cheval en amont d'un tube muni de deux ailettes », présenté au 16ème Congrès Français de Mécanique, Nice, France, 2003.
- [32] Nancollas, G. H. Reddy, M.M " The Crystallization Of Calcium Carbonate, Part I: Calcite Growth Mechanism ", J .Colloid Interface Sci 37, 824-830. 1971
- [33] Yves Jannot, « Transfert Thermique », Ecole des Mines de Nancy, 2003
- [34] Rodier, J " L'analyse Chimique Et Physicochimique De L'eau " Editions Dunod, 1971.
- [35] Epstein, N " Fouling: Technical Aspects In Fouling Of Heat Transfer Equipment ", Somerscales Efc, Kundsén J G. Hemispheres, WASHDCP3, 1981.
- [36] M. Bennejah, N. Chaouni "Echangeur de Chaleur", Technologie, calcul et design- Edition Techip, Paris, France, 2014.

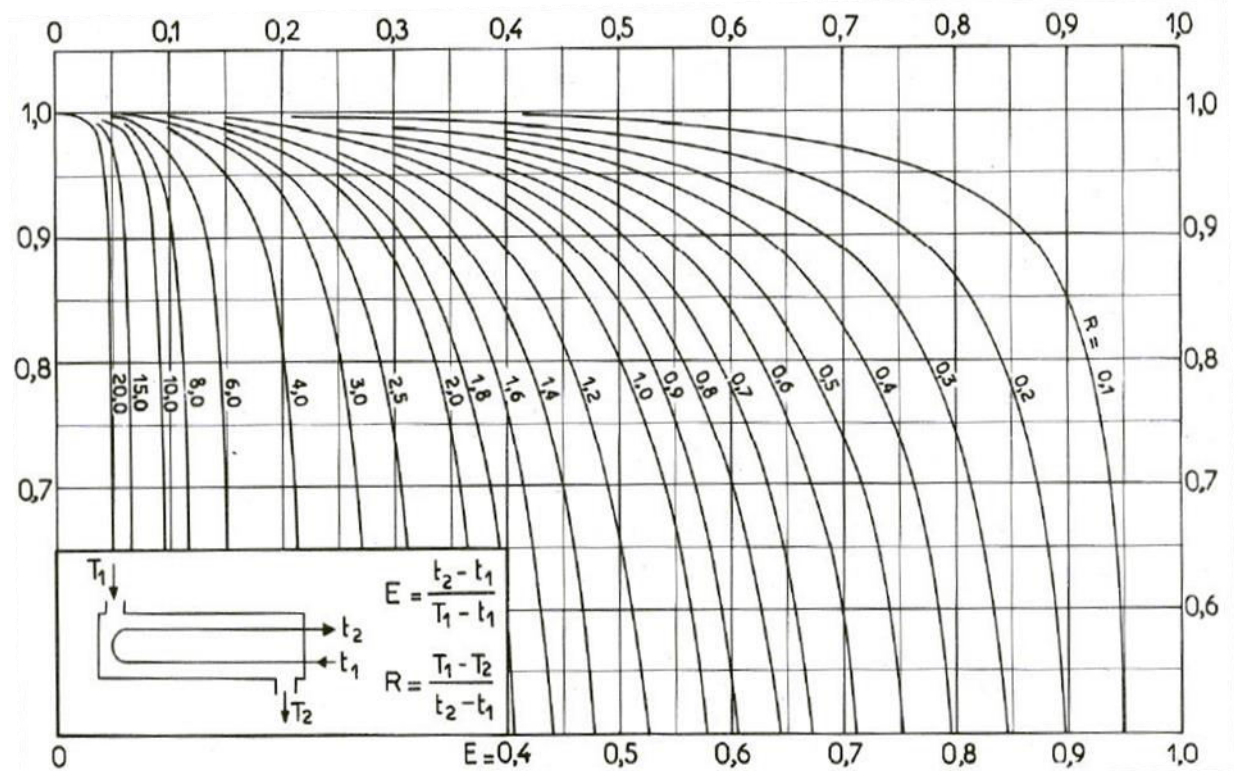


Graphe 1 : Diagramme de JENNY ET SHEIBEL.

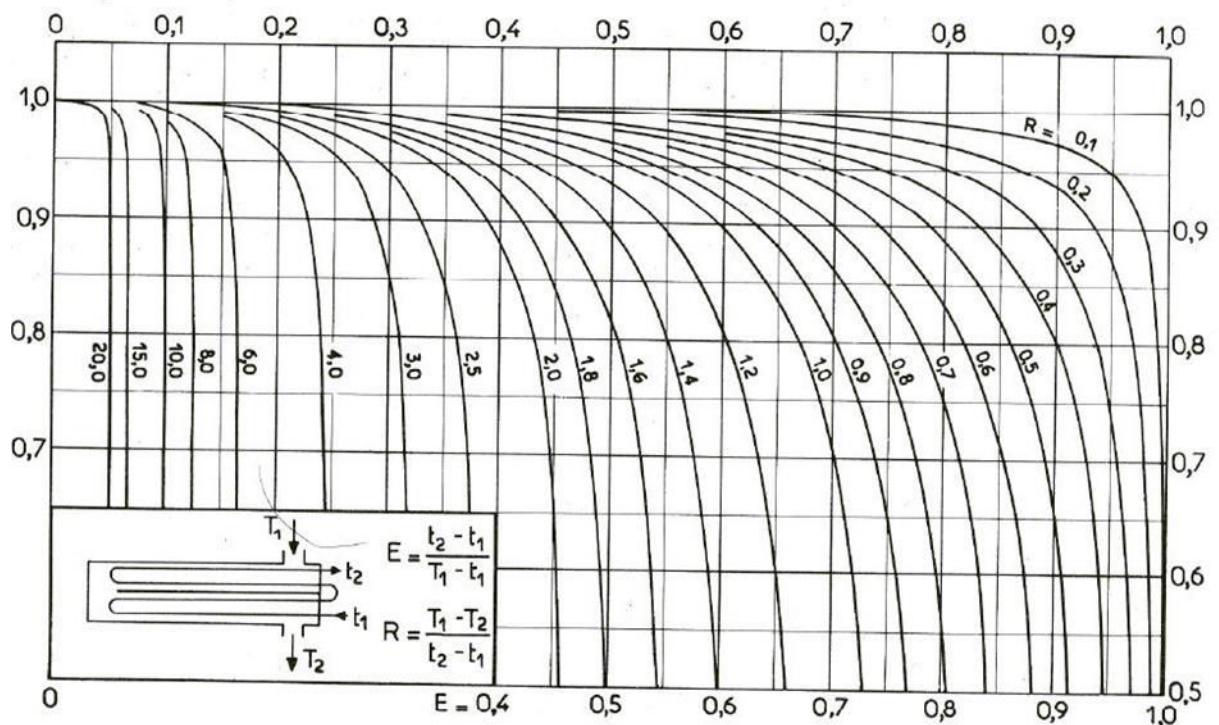
- [23] Goyhenetche, M, « Diagnostic technique et économique de l'encrassement des équipements de transfert thermique dans l'industrie française ». (1991).
- [24] Pritchard, A, M « the economics of fouling, fouling science and technology » editions, L, F, P13-43 (1991).
- [25] Garret Price, B, A, Suito, J, W, « Fouling of Heat Exchanger , Costs Prevention, Control And Removal » Chapitre 2, Pp, 9. (1985)
- [26] Masri, M, A, « Méthodologie D'approche D'étude De l'encrassement D'un Train De Préchauffe » Jour, Sci De Sonatrach N 1449. (1993)
- [27] Michel Robert, Michel Porte « Capteurs Intelligents Et Méthodologie D'évaluation », HERMES (1983)
- [28] Croix, J., « Généralité sur l'encrassement des échangeur » Note Technique Greth 83 /12 (1993)
- [29] Harkat Yamina, Diagnostic de l'encrassement par monitoring des paramètres de service aux bornes d'un échangeur de chaleur. 2007 ; p21
- [30] Bouchemal Mohammed Lamine, Laouici Houssam Eddine. *Modélisation d'Échangeurs de Chaleur* .2018 ; p15.
- [31] M. Nacer-Bey, S. Russeil, and B. Boudoin, « Effet de l'espacement inter ailettes sur la structure fer à cheval en amont d'un tube muni de deux ailettes », présenté au 16ème Congrès Français de Mécanique, Nice, France, 2003.
- [32] Nancollas, G. H. Reddy, M.M " The Crystallization Of Calcium Carbonate, Part I: Calcite Growth Mechanism ", J .Colloid Interface Sci 37, 824-830. 1971
- [33] Yves Jannot, « Transfert Thermique », Ecole des Mines de Nancy, 2003
- [34] Rodier, J " L'analyse Chimique Et Physicochimique De L'eau " Editions Dunod, 1971.
- [35] Epstein, N " Fouling: Technical Aspects In Fouling Of Heat Transfer Equipment ", Somerscales Efc, Kundsén J G. Hemispheres, WASHDCP3, 1981.
- [36] M. Bennejah, N. Chaouni "Echangeur de Chaleur", Technologie, calcul et design- Edition Techip, Paris, France, 2014.



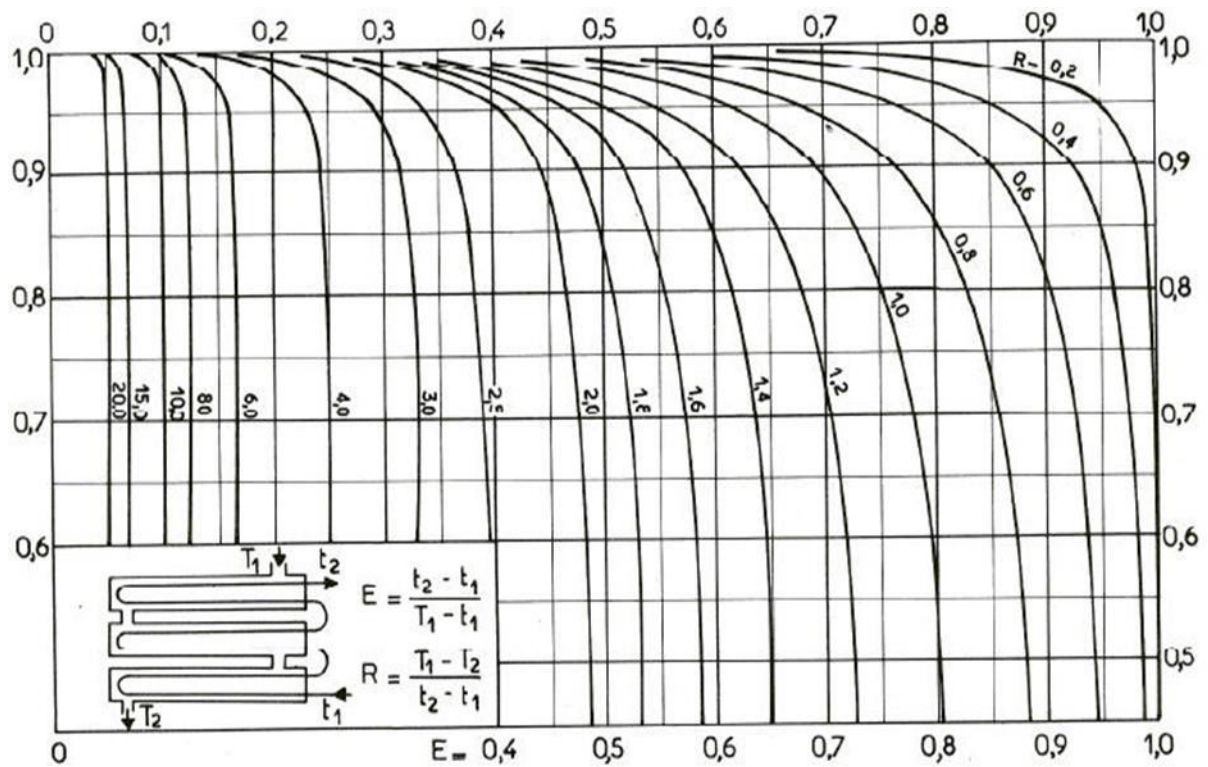
Graphe 1 : Diagramme de JENNY ET SHEIBEL.



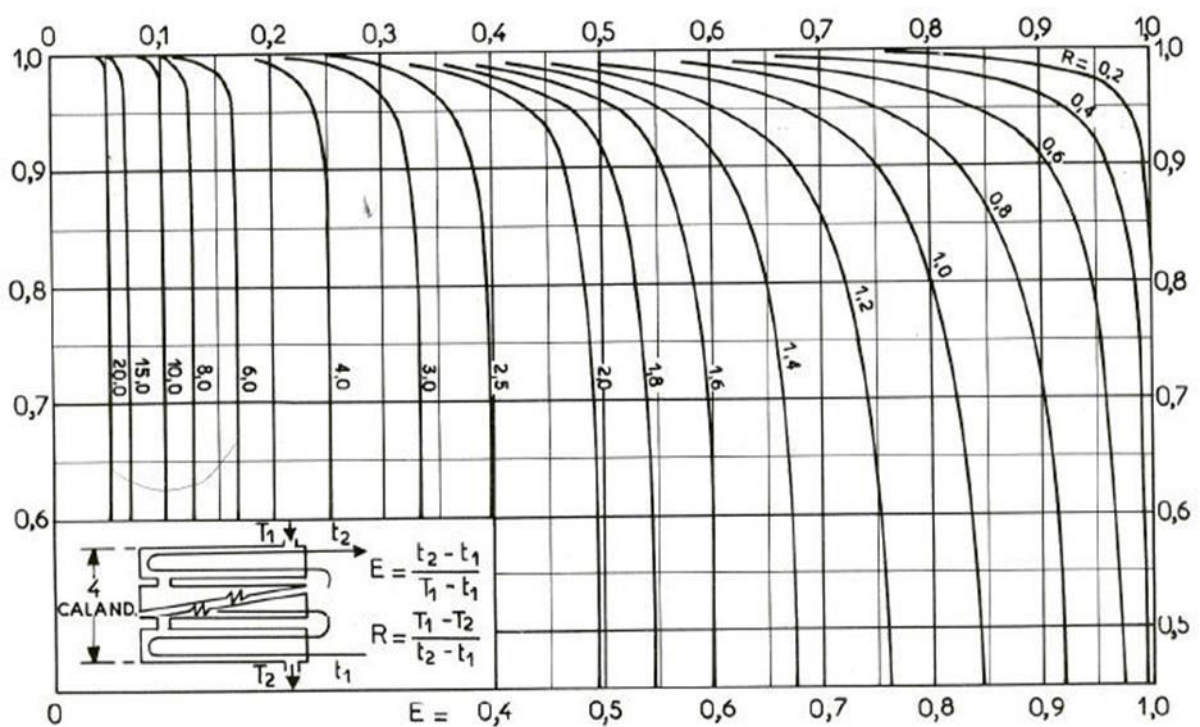
Grphe 2: Facteur de correction Appareil 1 passe côté calandre, 2 passes côté tube.



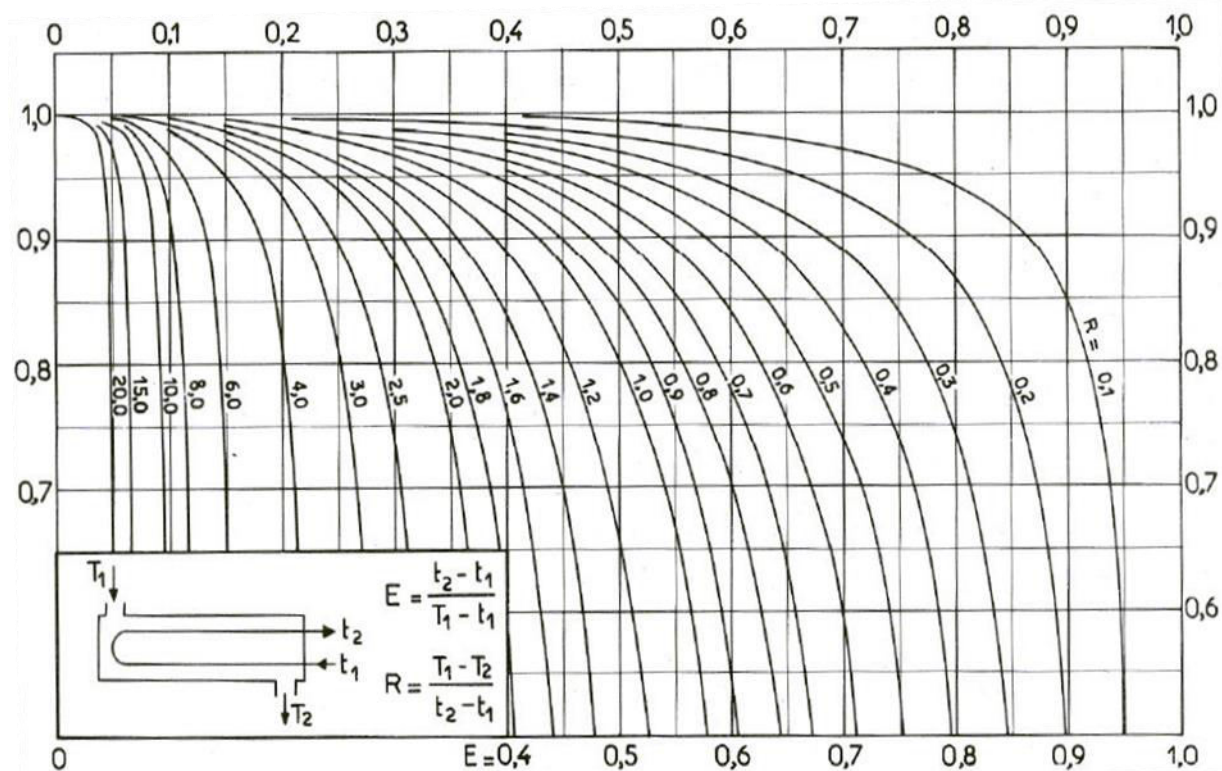
Grphe 3 : Facteur de correction Appareil 2 passes côté calandre, 4 passes côté tube.



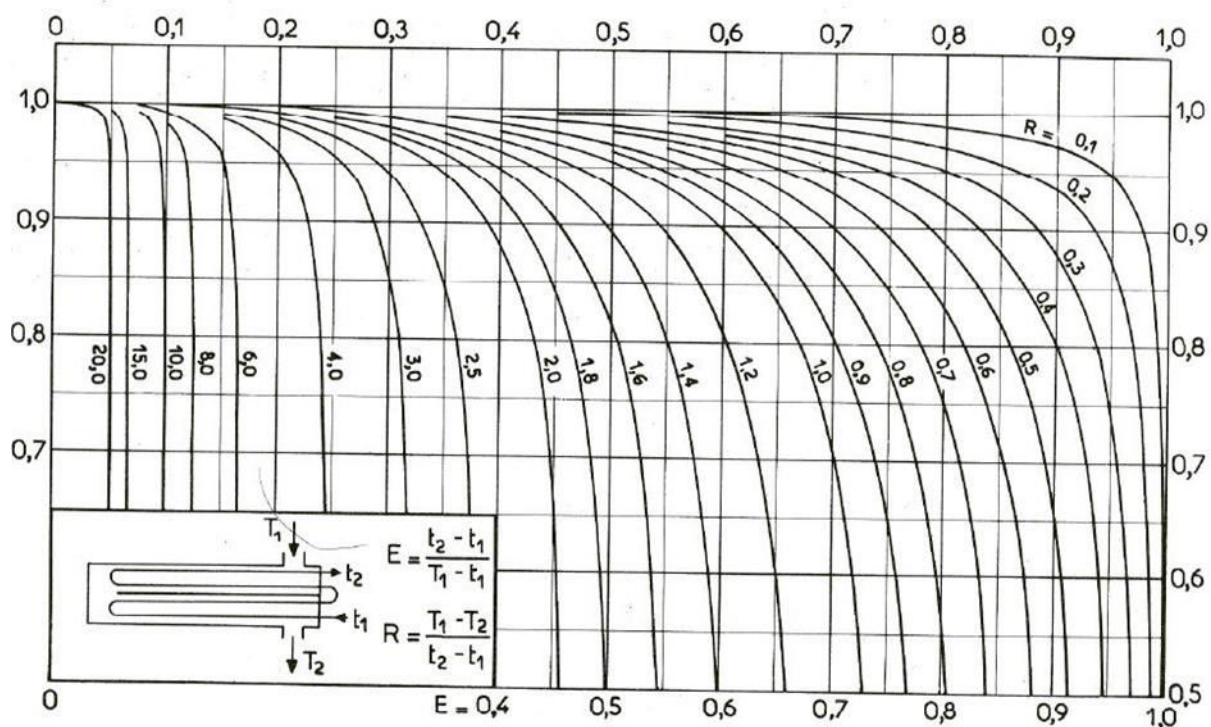
Graph 4 : Facteur de correction Appareil 3 passes côté calandre, 6 passes côté tube.



Graph 5 : Facteur de correction Appareil 4 passes côté calandre, 8 passes côté tube.



Grphe 2: Facteur de correction Appareil 1 passe côté calandre, 2 passes côté tube.



Grphe 3 : Facteur de correction Appareil 2 passes côté calandre, 4 passes côté tube.

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		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
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		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
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		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
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		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
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		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

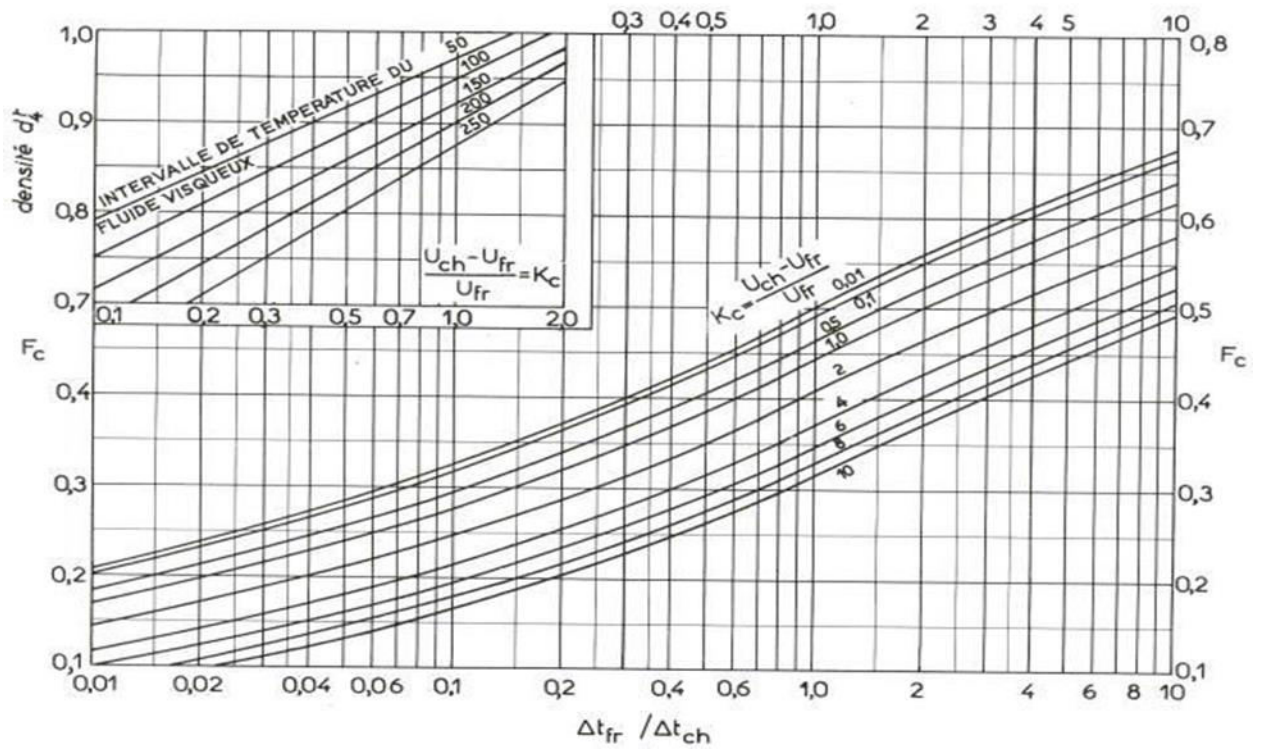
Tableau 4 : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (')
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

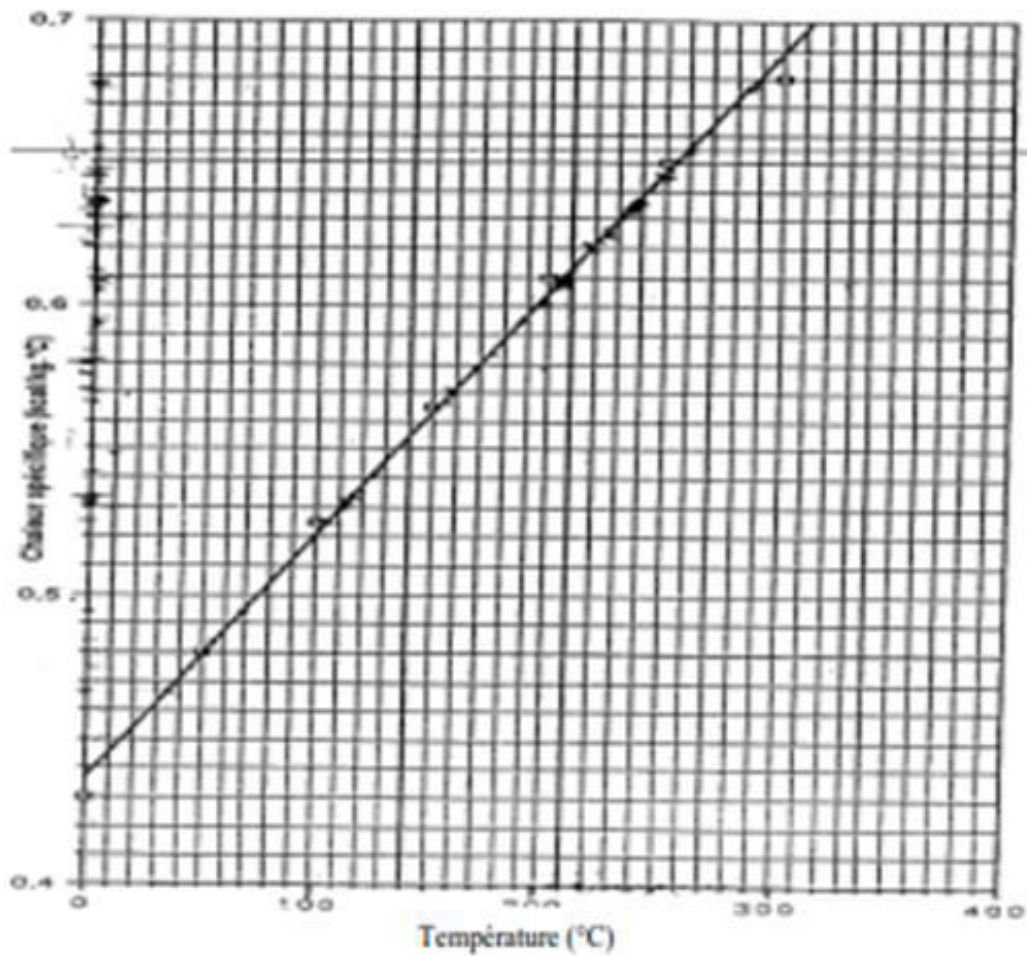
Tableau 5 : Disposition des tubes d'échangeurs.

D _c 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 _i			
(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

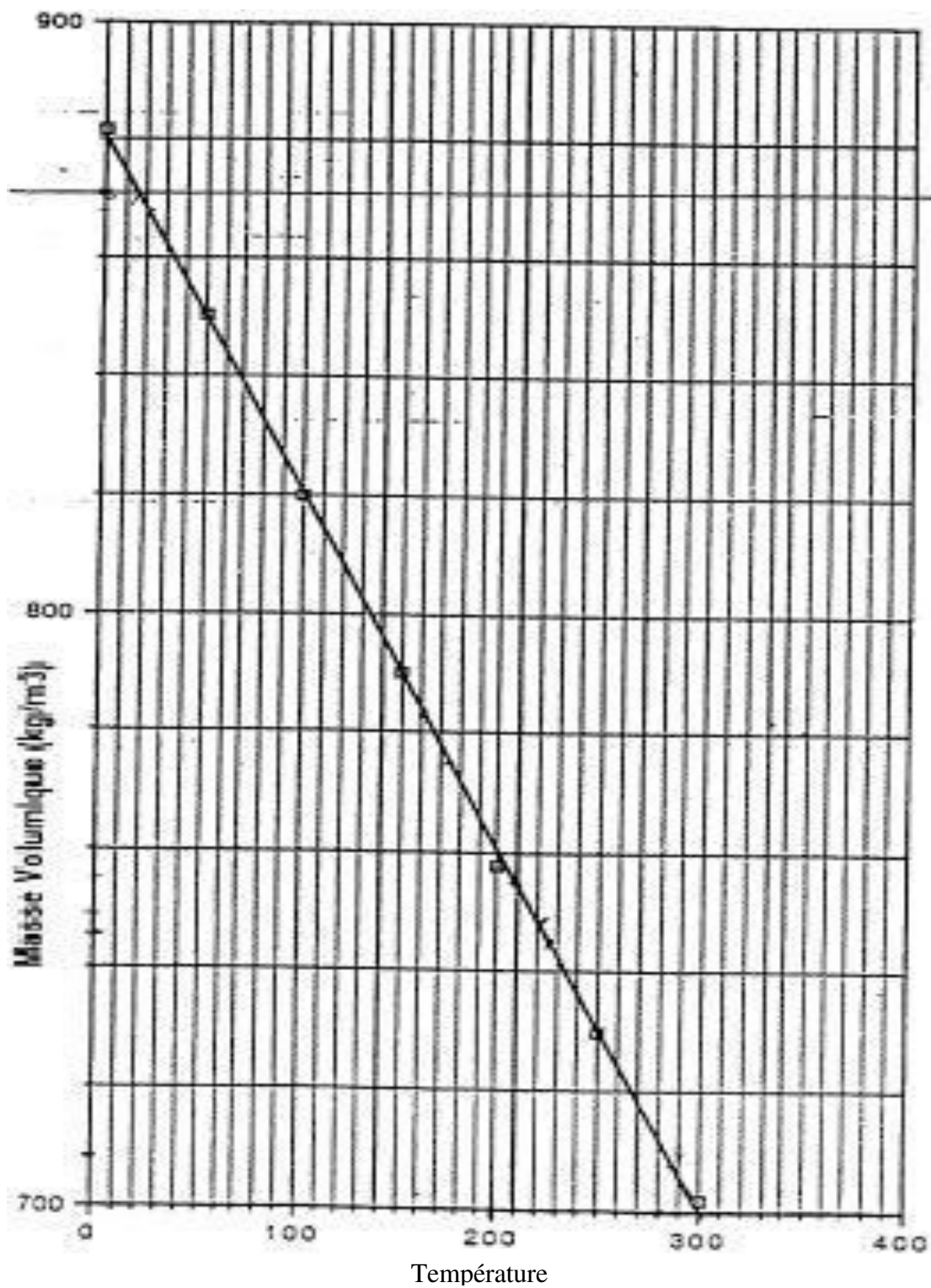
Tableau 6 : Disposition des tubes en triangle.



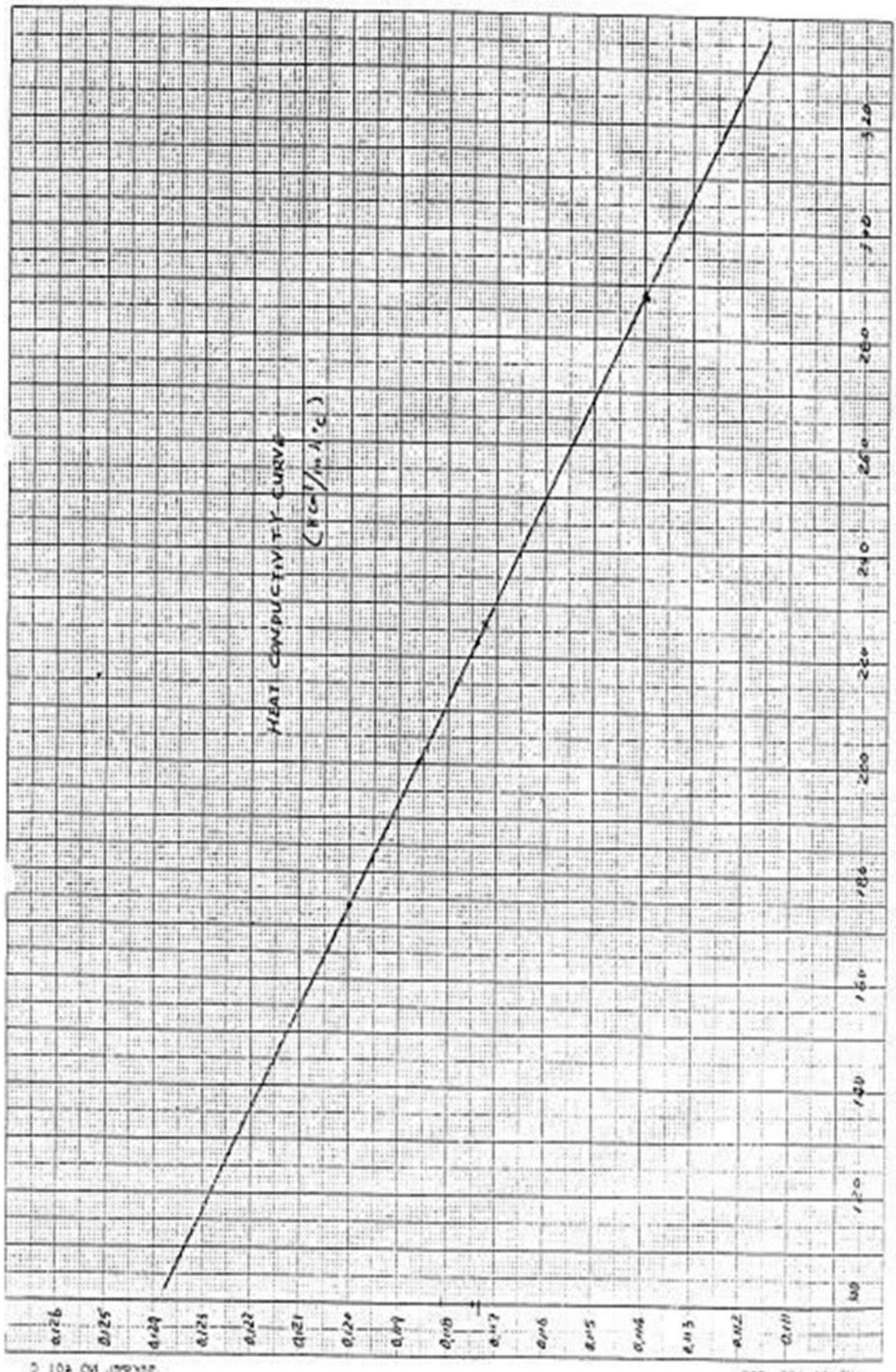
Graphe 6 :Détermination des facteurs K_c et F_c .



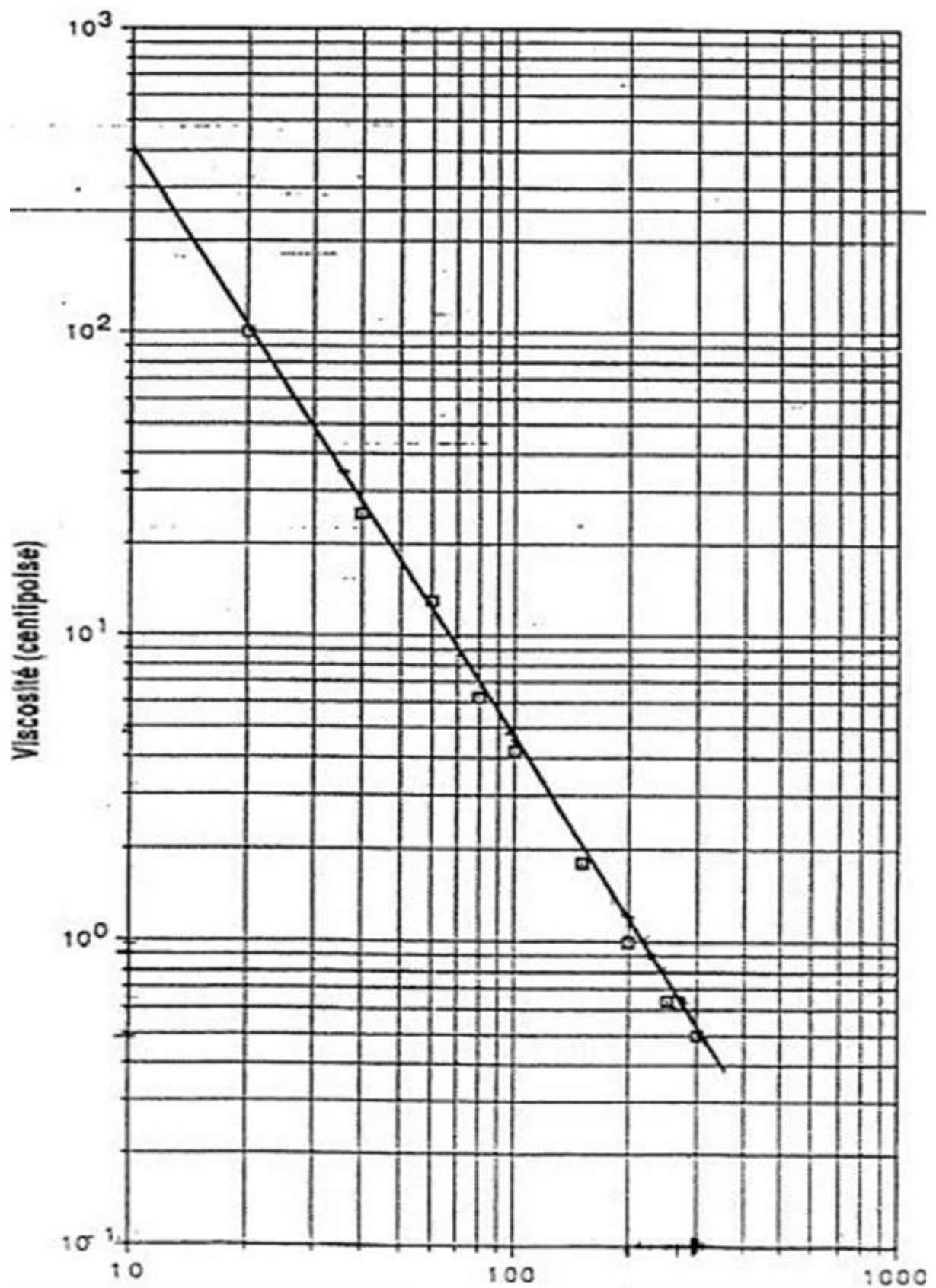
Graphe 7 : La chaleur spécifique d'huile TORADA TC 32 .



Graphe 8 : La masse volumique d'huile TORADA TC 32.

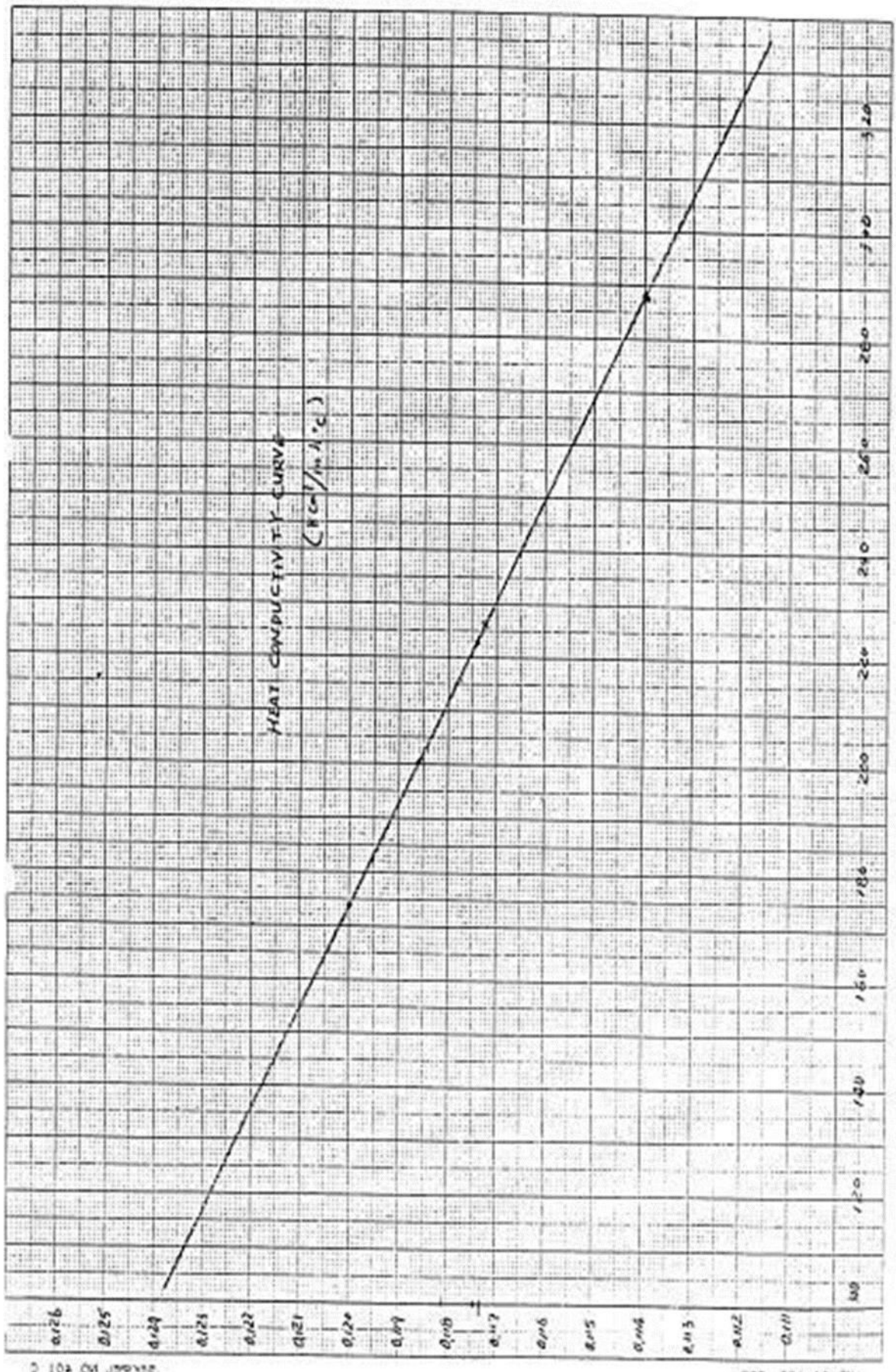


Grphe 9 : La conductivité thermique d'huile TORADA TC 32.

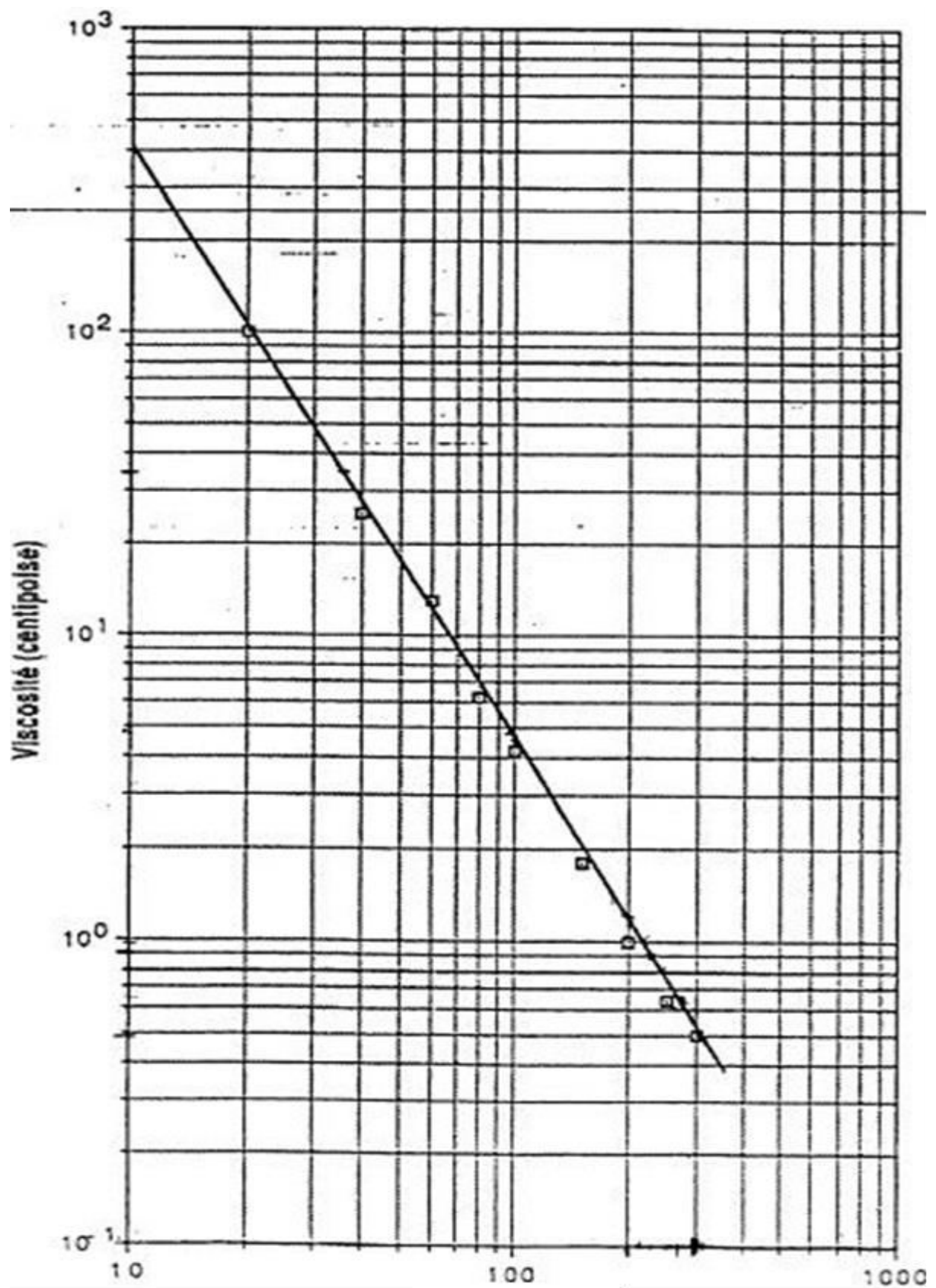


Température(°C)

Graphe 10 : La viscosité d'huile TORADA TC 32.



Grphe 9 : La conductivité thermique d'huile TORADA TC 32.



Température(°C)

Graph 10 : La viscosité d'huile TORADA TC 32.