



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique
Université de Tissemsilt

Faculté des Sciences et de la Technologie
Département des Sciences et de la Technologie

Mémoire de fin d'études pour l'obtention du
Diplôme de Master académique

Filière : Industries Pétrochimiques
Spécialité : Génie du Raffinage
Présenté par : GHLIB Maria Nor Elhoda

Thème

**Amélioration du rendement énergétique du four H101 de l'unité
U100 via le redimensionnement du circuit de préchauffe : Cas de la
Raffinerie d'Arzew (RA1Z)**

Soutenu le 27/06/2026

Devant le Jury :

Mme TIFOUR Iman	Président	M.C.B	Univ-Tissemsilt
Mme DAHOU Meriem	Encadreur	M.C.B	Univ-Tissemsilt
Mr LOUCIF Mohamed	Examineur	M.C.B	Univ-Tissemsilt
Mme BERDAA Hanane	Examineur	M.C.B	Univ-Tissemsilt

Remerciements

*Tout d'abord, je tiens à remercier **ALLAH**, l'Omnipotent, qui m'a doté de la force, du courage et de la détermination nécessaires pour accomplir ce modeste travail.*

Je tiens à témoigner ma sincère appréciation à mes parents bien-aimés pour leurs sacrifices, leur soutien inconditionnel, leur motivation et leur accompagnement continu tout au long de mes études supérieures.

*Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à **Madame DAHOU Meriem**, qui m'a encadrée, pour son soutien inestimable, ses encouragements, ses orientations et ses précieux conseils tout au long de la réalisation de ce mémoire.*

*Je tiens également à exprimer ma profonde gratitude à **Monsieur BELAIDI Houari**, Conseiller du Directeur Général de la station KAHRAMA, pour m'avoir intégrée au sein de l'entreprise et m'avoir offert l'opportunité d'effectuer ce stage dans des conditions idéales.*

J'adresse également mes sincères remerciements à l'ensemble des employés de la société pour leur disponibilité, leur coopération et les connaissances qu'ils ont partagées avec moi au cours de cette expérience professionnelle.

*Je tiens aussi à remercier les **membres du jury** qui ont accepté d'évaluer et de juger mon travail.*

J'exprime également ma profonde gratitude à tous les enseignants qui m'ont guidée et formée tout au long de mon parcours universitaire.

Dédicaces

Je consacre ce modeste ouvrage,

*À mon très cher papa, **Ali**, qui a toujours été pour moi un modèle de bravoure, de sagacité et de ténacité. Je te suis reconnaissant pour tous les sacrifices que tu as faits, ton soutien constant et tes conseils inestimables.*

*À ma digne mère, **Khadidja**, dont l'affection, la douceur, les prières et le soutien m'ont guidé tout au long de mon parcours. Aucune expression ne peut capturer pleinement ma profonde reconnaissance et l'immense affection que j'éprouve.*

*Je dédie ce travail à mes chers frères, **Sidahmed, Mohammed, Azzedine et Salim**, pour leur appui indéfectible, leur constante présence et leurs encouragements incessants.*

*À mes chers neveux et nièces, **Noufel, Chiraz et Yassine**, que je souhaite voir grandir dans un futur couronné de succès, de joie et d'épanouissement.*

- *À² tous mes cousins et cousines, pour leur affection et leur soutien précieux.*

À l'ensemble de mes amis, qui ont éprouvé à la fois des moments joyeux et des périodes ardues à mes côtés, et qui n'ont jamais manqué de me soutenir.

Pour conclure, je consacre cette œuvre à tous ceux qui m'ont appuyé, stimulé et encouragé, directement ou indirectement, lors de l'élaboration de ce mémoire et tout au long de ma formation universitaire.

Je tiens à exprimer à chacun d'entre vous ma sincère gratitude, mon respect profond et mon attachement.

ملخص

يتمحور هذا العمل حول تحسين أداء وحدة التقطير تحت الفراغ (U100) بمصفاة أرزيو (RA1/Z) ، والمخصصة لإنتاج المقطرات المستخدمة في صناعة الزيوت الأساسية. تكمن الإشكالية الرئيسية في انخفاض درجة حرارة الشحنة) مخلفات التقطير الجوي - (RAT) عند مدخل الفرن H101 (حيث تنخفض إلى 233 درجة مئوية بدلاً من القيمة الاسمية المحددة بـ 280 درجة مئوية). ويتسبب هذا العجز الحراري في استهلاك مفرط لغاز الوقود (fuel gaz) بالإضافة إلى الانسداد المبكر للحزم الأنبوبية.

ترتكز هذه الدراسة على تقييم ديناميكي حراري (ترموديناميكي) للمردود الحالي للفرن، وإعادة تصميم مبادل حراري جديد من نوع "الحزمة الأنبوبية والغلاف" (faisceau et calandre) ويهدف دمج هذا المعدّ الجديد إلى تحسين شبكة Preheating (القبلية) لتقليل العبء على الفرن، خفض التكاليف الطاقوية، ورفع معدل شحن الوحدة من 80% إلى أكثر من 107%.

الكلمات المفتاحية: التقطير تحت الفراغ، المبادل الحراري، تحسين كفاءة الطاقة، مصفاة أرزيو (RA1/Z) ، الكفاءة الحرارية.

Résumé :

Ce travail porte sur l'amélioration des performances de l'unité de distillation sous vide (U100) de la raffinerie d'Arzew (RA1/Z), dédiée à la production de distillats pour huiles de base. La problématique centrale réside dans l'abaissement de la température de la charge (Brut Atmosphérique - RAT) à l'entrée du four H101 (qui chute à 233°C au lieu de la valeur nominale de 280°C). Ce déficit thermique entraîne une surconsommation de fuel gaz et un encrassement prématuré des faisceaux tubulaires.

L'étude consiste en une évaluation thermodynamique du rendement actuel du four et en le redimensionnement d'un nouvel échangeur de chaleur à faisceau et calandre. L'intégration de cet équipement vise à optimiser le circuit de préchauffe, permettant ainsi de soulager le four, de réduire les coûts énergétiques et d'augmenter le taux de charge de l'unité de 80% à plus de 107%.

Mots clés : Distillation sous vide, Échangeur de chaleur, Optimisation énergétique, Raffinerie d'Arzew (RA1Z) .Efficacité thermique

Abstract

This work focuses on improving the performance of the vacuum distillation unit (U100) at the Arzew refinery (RA1/Z), which is dedicated to the production of distillates for base oils. The core problem lies in the temperature drop of the feed (Atmospheric Residue- RAT) at the inlet of the H101 furnace, falling to 233°C instead of the nominal 280°C). This thermal deficit leads to an overconsumption of fuel gas and premature fouling of the tube bundles. The study involves thermodynamic evaluation of the furnace's current thermal efficiency and designing (sizing) a new shell and tube heat exchanger. The integration of this equipment aims to optimize the preheating circuit, thereby reducing the load on the furnace, lowering energy costs, and increasing the unit's load factor from 80% to over 107%.

Keywords: Vacuum distillation, Heat exchanger, Energy optimization, Arzew Refinery (RA1/Z), Thermal efficiency.

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des abréviations :

Introduction Générale

CHAPTRE I : Présentation de la Raffinerie d'Arzew (RA1Z)

1) Historique :	17
2) Mission et Objectifs assignés :	17
3) Capacités de production :	18

Chapitre II : Généralités sur le Pétrole Brut

1) Définition du pétrole brut :	22
2) Origine du pétrole brut :	22
3) Composition du pétrole brut :	23
4) Caractéristiques physiques :	26
a) La densité (specific gravity) :	26
5) Classification du pétrole :	28

Chapitre III : Théorie et Description de l'Unité de Distillation sous Vide (U100)

1) Introduction :	31
2) Principe de la distillation sous vide :	31
3) Description de la colonne de distillation sous vide :	33
4) Paramètres de contrôle opérationnels :	34
5) Description de l'unité de distillation sous vide (U100) :	36
6) CIRCUITS PRINCIPAUX DU PROCESS.....	36
7) Circuit reflux principal:	38

Chapitre IV : Chaîne de Fabrication des Huiles de Base

1) Introduction :	42
2) Les huiles de base :	42
4) Les additifs :	46
5) Chaîne de fabrication des huiles de base :	48

Chapitre V: Technologie et Théorie du Transfert de Chaleur

1) Théorie sur les modes de transfert de chaleur :	52
2) Technologie des échangeurs de chaleur :	55
3) Classification des échangeurs de chaleur :	55

4) Echangeur faisceau et calandre :	56
5) Rôle des fours dans l'industrie pétrolière :	56
6) Les types des fours industriels :	58

PARTIE II : CALCULS ET RÉSULTATS

Chapitre VI: Caractéristiques Thermiques des Fluides

1) Introduction	61
2) Variation de la Chaleur Spécifique en Fonction de la Température	61
3) Variation de la viscosité dynamique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température	63
4) Variation de la masse volumique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température	65
5) Variation de la conductivité thermique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température	67

Chapitre VII: Vérification du Rendement du Four H101

1) Bilan thermique du four (cas design vs cas réel).....	70
2) Analyse comparative des données opératoires	70
3) Calcul de la chaleur dégagée par la combustion du fuel gaz et des pertes.....	71
4) Excès d'air :	71
5) Détermination du rendement thermique du four H101	71
6) Bilans de composition des fumées	72
7) Calcul la quantité total d'oxygène :	74
8) Calcul la quantité total du gaz inerte :	74
9) Calcul de la quantité des fumées formée par la combustion de 1 kg de gaz:.....	74
10) Masse moléculaire des fumées :	75
11) Masse volumique des fumées aux conditions normales de T° et de P :	75
12) Masse moléculaire du gaz combustible :	75
13) Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales de T° et de P: 75	
14) La quantité de l'air nécessaire pour la combustion de 1 kg de gaz :	76
15) Calcul de la quantité de chaleur totale fournie au four (Q _{entrée})	76
16) Calcul de la chaleur sensible de l'air de combustion (Q ₁)	76
17) Calcul de la chaleur dégagée par la combustion du fuel gaz (Q ₂).....	77
18) Détermination du flux thermique total d'entrée (Q _{entrée})	78
19) Calcul des pertes thermiques par les parois (Q _{parois})	78

20) Calcul des pertes thermiques par les fumées ($Q_{\text{fumées}}$).....	78
21) Évaluation des pertes thermiques totales ($Q_{\text{pertes total}}$)	79
22) Calcul final du rendement thermique η (%) du four	79
23) Tableau récapitulatif du bilan thermique	80
24) Interprétation technique et thermodynamique des résultats.....	81

Chapitre VIII : Dimensionnement du Nouvel Échangeur de Chaleur

1) Données de Base et Bilan Thermique	83
2) Type de l'échangeur choisi et justification technologique.....	83
3) Données de base du dimensionnement.....	83
4) Hypothèses fondamentales de calcul.....	84
5) Choix de la Géométrie de l'Appareil	86
6) Choix de l'emplacement des fluides	86
7) Température Calorique	86
8) Géométrie du Faisceau Tubulaire.....	87
b) Nombre de passes et nombre total des tubes	88
9) Coefficients de Transfert	89
10) Surface d'Échange.....	89
11) Le nombre de tubes estimé est	89
12) Calcul du coefficient propre U_p	89
13) Vérification des Pertes de Charge :	90
14) Vérification de l'Encrassement	91
15) Récapitulatif du Dimensionnement.....	91
16) Conclusion.....	92

Chapitre IX : Étude Économique

1) Introduction :	94
2) Évaluation du gain en consommation de fuel gaz :.....	94
3) Estimation de l'augmentation du taux de charge	96
4) Calcul de la rentabilité de l'investissement	97

Conclusion générale

Recommandations

Bibliographie

Annexes

Liste des figures

Figure I 1 Localisation de la zone d'étude [3].....	17
Figure I 2 Plan de la raffinerie d'ARZEW.....	20
Figure II 1 Ensemble des hydrocarbures présents dans les pétroles bruts [5].....	24
Figure III 1 Schéma d'une distillation sous vide [7].....	33
Figure III 2 Circuit de Préchauffe & chauffe de charge BRA Distillation sous.....	37
Figure III 3 Colonne de distillation sous vide.	38
Figure III 4 circuit d'eau tempérée	40
Figure IV 1 Schéma simplifié du désasphaltage au propane.....	48
Figure IV 2 Schéma simplifié de l'extraction au furfural.	49
Figure IV 3 Schéma simplifié du déparaffinage au MEK/Toluène.....	50
Figure IV 4 Schéma simplifié de l'hydrofinishing.....	50
Figure V 1 Transfert thermique par conduction.....	53
Figure V 2 Transfert de chaleur par convection à travers une surface de contact solide-fluide.....	54
Figure V 3 Echangeur faisceau et calandre	56
Figure V 4 Schéma d'un four classique	57
Figure VI 1 Variation de la chaleur spécifique des deux fluides en fonction de la température	62
Figure VI 2 Variation de la viscosité dynamique des deux fluides en fonction de la température	64
Figure VI 3 Variation de la masse volumique des deux fluides en fonction de la température	66
Figure VI 4 Variation de la conductivité thermique des deux fluides en fonction de la température	68

Liste des tableaux

Tableau I 1 Capacités annuelles de production de différentes unités [3]

Tableau II 1 Classification de pétrole brut selon la densité [6]

Tableau VI 1 Variation de la chaleur spécifique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Tableau VI 2 Variation de la viscosité dynamique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température.

Tableau VI 3 Variation de la masse volumique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Tableau VI 4 Valeurs de la conductivité thermique du BRA et de l'huile de base SAE10 à différentes températures.

Tableau VII 1 Comparaison des conditions de marche du four H101 entre le cas de design et le cas réel

Tableau VII 2 Composition des fumées (cas design).

Tableau VII 3 Composition des fumées (cas réel).

Tableau VII 4 Bilan thermique comparatif du four H101 (Design vs Réel)

Tableau VIII 1 Données nécessaires pour le calcul de l'échangeur.

Tableau VIII 2 Configuration des fluides

Tableau VIII 3 Fiche de spécification récapitulative du nouvel échangeur.

Tableau IX 1 Paramètres de la charge (BRA)

Liste des abréviations :

RA1Z	Raffinerie d'Arzew
U100	Unité de Distillation Sous Vide
H101	Four de chauffe
C101	Colonne de distillation sous vide
BRA	Brut Réduit Atmosphérique
VGO	Vacuum Gas Oil
HVGO	Heavy Vacuum Gas Oil
LVGO	Light Vacuum Gas Oil
MVGO	Medium Vacuum Gas Oil
RSV	Résidu Sous Vide
SPO	Spindle Oil
SAE10	Huile de base SAE 10
SAE30	Huile de base SAE 30
DAO	Deasphalted Oil
FCC	Fluid Catalytic Cracking
BP	Basse Pression
DTLM	Différence de Température Logarithmique Moyenne
C_p	Chaleur spécifique
μ	Viscosité dynamique
ρ	Masse volumique
λ	Conductivité thermique
API	American Petroleum Institute
JGC	Japan Gasoline Company
MEK	Méthyl Éthyl Cétone
RAT	Résidu Atmosphérique

Introduction Générale

Introduction Générale

L'énergie représente une ressource essentielle pour le progrès des activités industrielles et économiques. Parmi les diverses sources d'énergie utilisées dans le monde, le pétrole joue un rôle crucial du fait de son implication directe dans la fabrication de carburants, de produits pétrochimiques et de lubrifiants. Cependant, le pétrole brut ne peut pas être utilisé directement dans son état naturel ; il doit passer par plusieurs étapes de séparation et de transformation appelées raffinage. Ce procédé vise à optimiser la valorisation du brut en générant des fractions de grande valeur ajoutée qui satisfont les attentes des divers secteurs industriels.

Dans l'industrie du raffinage, la fabrication des huiles de base pour la production des lubrifiants revêt une importance capitale. Ces huiles sont cruciales pour diminuer les frottements, protéger les organes mécaniques et prolonger leur longévité. Pour les obtenir, il est nécessaire d'appliquer des procédés spécifiques, dont la distillation sous vide. À la Raffinerie d'Arzew (RA1/Z), l'unité U100 prend en charge cette opération, constituant ainsi l'une des unités clés du train de fabrication des huiles de base [1].

L'unité U100 a pour objectif de traiter le Résidu Atmosphérique ((RAT)) pour produire des coupes lourdes qui approvisionnent les phases aval de production des huiles de base. Les performances de cette unité reposent largement sur le fonctionnement adéquat de ses équipements thermiques, en particulier la batterie d'échange de préchauffage et le four H101, dont la mission est de garantir le chauffage final de la charge avant son entrée dans la colonne de distillation sous vide.

Actuellement, l'unité fait face à une baisse anormale de la température de la charge à l'entrée du four H101 (233 °C au lieu de la valeur nominale de 280 °C). Pour résoudre cette problématique, une alternative axée sur l'ajout d'un nouvel échangeur de chaleur est suggérée pour optimiser la récupération d'énergie, élever la température du BRA à l'entrée du four et diminuer les contraintes thermiques du four H101. Cette initiative s'inscrit dans une approche d'optimisation énergétique cherchant à rehausser les performances techniques et économiques de l'unité U100 [2].

Les objectifs principaux de ce travail sont donc :

La validation de l'efficacité thermique du four H101, via l'élaboration du bilan thermique global, le calcul de l'énergie produite par la combustion du combustible (fuel gas), et l'analyse des diverses pertes d'énergie pour comparer les performances observées aux spécifications de conception ;

Le calcul d'un nouvel échangeur de chaleur, en établissant les propriétés thermiques des fluides, la surface d'échange requise, les coefficients de transfert thermique, ainsi que l'évaluation des pertes de charge et de la résistance au colmatage ;

L'analyse des avantages technico-économiques de la solution suggérée, en particulier la diminution de la consommation de fuel gaz, l'élévation du taux de charge de l'unité de 80 % à plus de 107 %, et l'évaluation de la rentabilité de l'investissement.

Pour parvenir à ces objectifs, ce mémoire se divise en deux principales sections. La section initiale est dédiée à l'analyse bibliographique et technologique concernant le raffinage, la distillation sous vide, l'unité U100 et les dispositifs thermiques. La deuxième section rassemble les calculs, les résultats et l'analyse économique concernant l'évaluation de l'efficacité du four H101 et la conception du nouvel échangeur de chaleur.

Cette recherche vise à présenter une solution d'optimisation pour renforcer l'efficacité énergétique de l'unité U100, garantir le bon fonctionnement du four H101 et augmenter les performances globales de la Raffinerie d'Arzew.

CHAPTRE I : Présentation de la Raffinerie d'Arzew (RA1Z)

1) Historique :

L'édification du complexe a été effectuée par l'entreprise japonaise « JAPAN GAZOLINE COMPANY (JGC) » en partenariat avec la société Sonatrach.

L'inauguration du chantier s'est déroulée le 19 juin 1970. L'activation des unités a été effectuée par les utilities à partir du mois d'août 1972. Toutes les unités de la raffinerie étaient opérationnelles en mars 1973 [3].

Situation géographique :

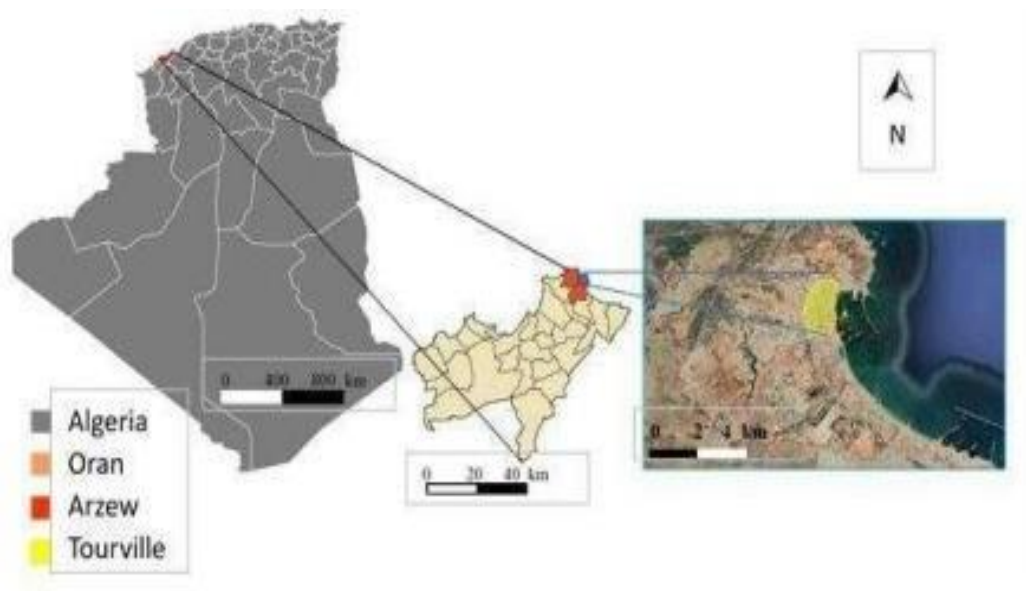


Figure I 1 Localisation de la zone d'étude [3].

La région d'Arzew est une zone urbano-industrielle localisée à l'extrême Est de la wilaya d'Oran, s'étirant sur une distance de 22 Km (Figure I.1). La superficie totale de 8066 ha est délimitée à l'ouest par Cap Carb (Pointe Sotill), à l'est par la centrale électrique et au sud par la route express Oran-Marsa El-Hadjdj.

2) Mission et Objectifs assignés :

La tâche de la raffinerie d'Arzew consiste à garantir, conformément aux standards, une production ajustée aux demandes et aux nécessités du marché domestique et international en matière d'énergie et ses produits dérivés. Elle est destinée à répondre aux exigences suivantes [3] :

- Gérer le brut de Hessi Messaoud et le brut importé ;
- Répondre à la demande grandissante du marché domestique en carburants ;
- Produire des articles stratégiques tels que les lubrifiants et les bitumes ;
- Exporter les produits excédentaires (Naphta, Kérosène, Fiouls).

3) Capacités de production :

Le tableau ci-après illustre les capacités de production annuelles des diverses unités :

Tableau I 1 Capacités annuelles de production de différentes unités [3].

	Quantité	Unité
Propane	30 000 t	Zone 4/Unité13
Butane	92 000 t	Zone 4/Unité13
Kérosène	400 000 t	Zone 4/Unité11
Gas-oil	530 000 t	Zone 4/Unité11
Fuel	590 000 t	Divers unités
Essence Normale	390 000 t	Zone28
Essence Super	103 000 t	Zone28
Huiles de base	170 000 t	Zone 7/Zone5
Huiles finies	150 000 t	Zone6 et Unité 3000
Graisses	1950 t	Zone6 et Unité 3000
Bitumes routier	120 000 t	Zone 10/Unité 14
Bitumes oxyde	20 000 t	Zone 10/Unité 15

Présentation des principales installations de RA1Z [3] :

Quatre départements de production, à savoir le P1, P2, P3 et P4, constituent la raffinerie d'Arzew. Chaque département se compose de différentes zones, chacune ayant des activités particulières.

a) Département Production P1 :

Les installations comprennent :

- Zone 3 : Utilités ;
- Zone 4 : Carburants ;
- Zone 7 : Lubrifiants ;
- Zone 10 : Bitumes.

b) Département Production P2:

Il comprend deux zones :

- Zone 19 : Utilités ;
- Zone 5 : Lubrifiants.

Fabrication des huiles de base (pour lubrifiants) : Elle se compose de 5 unités :

La distillation sous vide (U 100) du brut réduit atmosphérique permet de fractionner le produit pour obtenir les coupes essentielles à la production d'huiles de base semi-finie. Les coupes incluent les gasoils au sommet (VGO), les huiles latérales (SPO, huile mi- visqueuse (MVO), huile visqueuse (VO)), et le résidu court sous vide (Short Résidus, RSV) au fond de la colonne.

Le processus de desasphaltage au propane (U 200) implique un traitement de résidus de distillation sous vide avec le propane pour éliminer l'asphalte et produire de l'huile désasphalté (DAO). Les étapes clés comprennent : le mélange de la charge (RSV) et de propane, l'extraction de l'huile DAO, l'extraction de l'asphalte, et la récupération du propane.

Extraction au furfural (U300) sert à éliminer les aromatiques et naphtènes pour améliorer l'indice de viscosité des huiles. Elle comprend plusieurs étapes : désaération pour prévenir l'oxydation, extraction, récupération du raffinat, récupération de l'extrait contenant le solvant et les aromatiques, et récupération du solvant.

Le déparaffinage des huiles au Mectoluène et déshuilage (U400) implique l'utilisation d'un solvant sélectif composé de méthyle éthyle cétone et de toluène pour éliminer les paraffines et améliorer le point d'écoulement, crucial en hiver. Le procédé inclut plusieurs étapes : le mélange de la charge et du solvant, le refroidissement du mélange à -26 °C, et la filtration pour séparer la paraffine cristallisée de l'huile déparaffinée grâce à des filtres rotatifs sous vide. Le solvant est ensuite récupéré par filtration. Le résultat final est de l'huile déparaffinée et de la paraffine déshuillée, dont la consistance et le point de fusion ont été améliorés. La paraffine non déshuillée est pompée, réchauffée par de la vapeur à 60 °C, pour faciliter son extraction.

L'hydrofinishing (U500) est un processus où les huiles déparaffinées sont traitées à l'hydrogène dans un réacteur avec un catalyseur à base de fer, de cobalt et de molybdène. Ce traitement permet d'éliminer le soufre, l'azote et des composés oxygénés, améliorant ainsi la couleur, l'odeur, la stabilité thermique et la résistance à l'oxydation, aboutissant à la production d'huile de base BO.

L'hydrofinishing des paraffines (U600) améliore la couleur, l'odeur, la stabilité thermique et la résistance à l'oxydation des paraffines, similaire aux huiles, en utilisant de l'hydrogène et un catalyseur.

CHAPITRE I : Présentation de la Raffinerie d'Arzew (RA1Z)

c) Département Production P3:

- ZONE 6 : Fabrication des huiles finies et graisses.

d) Département de production P4:

- Zones 28 : Stockage et expédition ;
- Zones 27 et Unité 1800 : Traitement des effluents.



Figure I 2 Plan de la raffinerie d'ARZEW.

Chapitre II : Généralités sur le Pétrole Brut

1) Définition du pétrole brut :

Le pétrole, souvent désigné sous le terme d'huile de roche, se présente généralement sous la forme d'un liquide noir pouvant arborer des reflets verts. Sa densité, comprise entre 0,7 et 0,9, le rend en règle générale moins dense que l'eau. La consistance du pétrole peut varier, passant d'un état plus liquide à un état plus visqueux, selon ses propriétés spécifiques, lesquelles incluent son origine et son odeur caractéristiques.

De nature complexe, le pétrole est constitué d'un mélange varié de nombreux composés chimiques, principalement des hydrocarbures. Ces derniers trouvent une application essentielle dans plusieurs domaines industriels, notamment en tant que source de carburants pour les moteurs à combustion. Par ailleurs, sa composition peut inclure des traces de substances oxygénées et azotées ainsi que du soufre lorsque des éléments organiques sont présents.

Les multiples usages du pétrole englobent la production d'énergie électrique, le chauffage direct, le raffinage, ainsi que l'industrie pétrochimique, qui génère des matériaux tels que les plastiques, les huiles industrielles et les détergents. Ces applications témoignent de son rôle fondamental dans l'économie contemporaine [4].

2) Origine du pétrole brut :

Plusieurs hypothèses ont été proposées pour expliquer son apparition, mais la théorie selon laquelle le pétrole a une origine organique semble actuellement capter l'attention des chercheurs. D'après cette théorie, le pétrole a pour origine les résidus organiques, principalement issus des organismes végétaux et organismes vivant dans l'eau (plancton) ou sur le fond marin (benthos) des océans [4]. À l'issue du processus de diagenèse, la roche mère, ainsi que le kérogène qu'elle contient, poursuivent leur enfouissement à une vitesse estimée en moyenne à 50 mètres par million d'années. Cette subsidence s'accompagne d'une élévation progressive de la température, typiquement de l'ordre de 25 à 30 °C par kilomètre, et de la pression, augmentant de 20 à 30 bars par kilomètre. Lorsqu'une profondeur et une température plus élevées, avoisinant les 100 °C, sont atteintes, un phénomène de craquage thermique se déclenche. Ce dernier entraîne une restructuration progressive du kérogène. Dans un premier temps, ce processus conduit à la formation de bitume, suivie d'un second craquage conduisant à la production de pétrole. Parallèlement, certains hydrocarbures peuvent également être générés directement à partir du kérogène. La plage de profondeurs au sein de laquelle la roche mère devient source d'hydrocarbures liquides est désignée sous le terme de « fenêtre à huile », et correspond à la phase de catagenèse. Durant cette étape de catagenèse, une production continue de gaz hydrocarbures dits « humides » (constitués de 1 à 5 atomes de carbone : C1 à C5) est observée, concomitante à la formation du pétrole. La genèse de celui-ci à des échelles significatives exige une exposition prolongée de la

matière organique aux conditions nécessaires durant plusieurs millions, voire des dizaines de millions d'années. Ce processus repose sur des mécanismes cinétiques complexes, où le « craquage » induit par l'énergie thermique joue un rôle central. Plus précisément, ce craquage résulte de la rupture des liaisons chimiques au sein des macromolécules composant la matière organique initiale sous forme solide. Ces ruptures donnent naissance à des molécules de taille plus réduite qui forment un liquide, le pétrole. À mesure que la température continue d'augmenter, ces molécules sont elles-mêmes dégradées en composés encore plus petits qui constituent le gaz. Au cours de la catagenèse, on constate une prévalence des hydrocarbures ayant des masses moléculaires faibles à moyennes. Parmi ceux-ci, les n-alcanes et les iso-alcanes tiennent une place particulièrement importante dans cette fraction d'hydrocarbures générés [5].

3) Composition du pétrole brut :

Les pétroles bruts se manifestent sous forme de liquides dont la viscosité varie considérablement, constitués principalement d'hydrocarbures différant par leur volatilité ainsi que par leur nature chimique (figure II.1). Leur composition chimique est fortement hétérogène et est influencée par le type de matière organique initialement présent lors de leur dépôt, mais aussi par le degré de maturité de l'huile et par les processus géologiques ayant marqué son évolution.

a) Hydrocarbures :

Les hydrocarbures présents dans le pétrole brut contiennent entre 1 et plus de 50 atomes de carbone, ce qui leur confère une gamme étendue de volatilité. À température et pression ambiantes, leur état physique varie selon la longueur de leur chaîne carbonée comme suit :

- à l'état gazeux lorsque la chaîne carbonée comporte jusqu'à 4 atomes de carbone (C1 à C4).
- à l'état liquide pour des chaînes contenant de 5 à 16 atomes de carbone (C5 à C16).
- à l'état solide au-delà de cette limite.

Ces hydrocarbures peuvent être classés en différentes catégories, appelées "familles" :

- les hydrocarbures saturés.
- les hydrocarbures naphténiques.
- les hydrocarbures aromatiques.

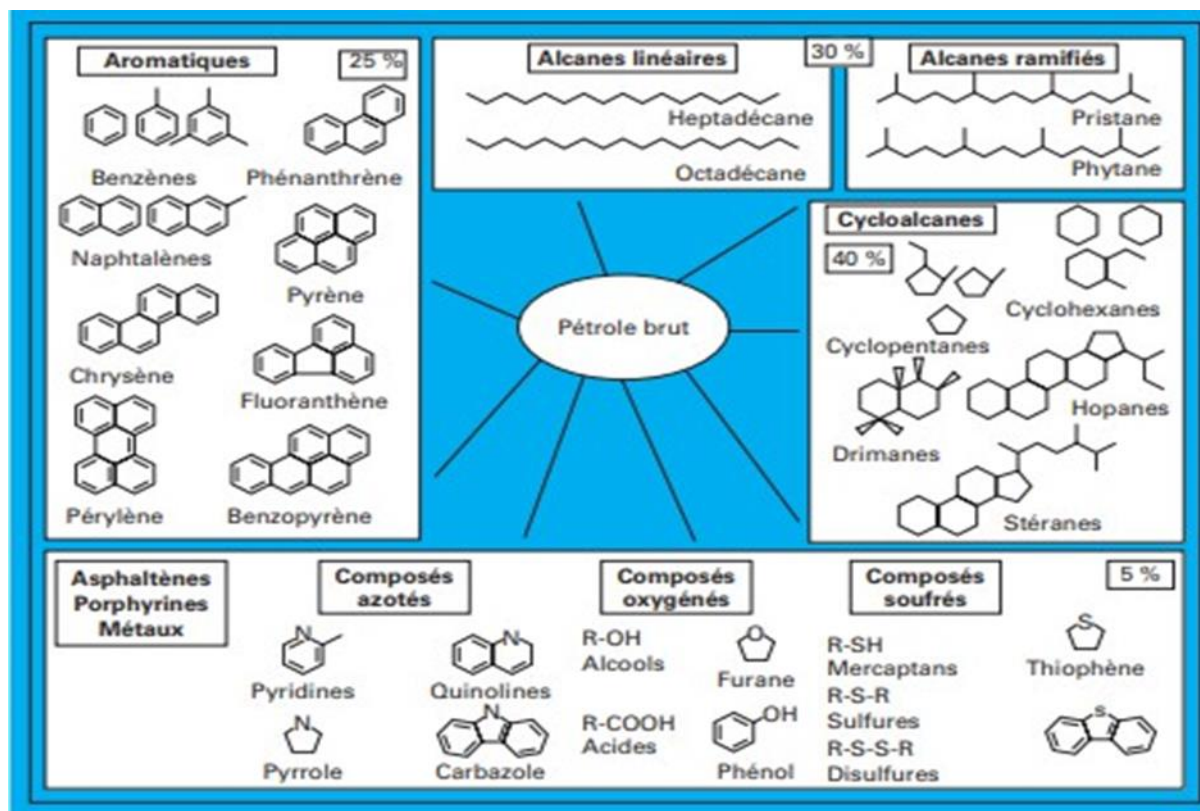


Figure II 1 Ensemble des hydrocarbures présents dans les pétroles bruts [5].

Ces familles se distinguent par des structures moléculaires bien définies qui leur confèrent diverses propriétés exploitées lors de leur utilisation comme produits pétroliers.

Les hydrocarbures saturés incluent les paraffines, aussi appelées alcanes. Les paraffines normales, ou n-paraffines, sont composées de chaînes linéaires, tandis que les isoparaffines présentent des chaînes ramifiées. Ces deux types de paraffines sont abondamment présentes dans les gaz naturels, les pétroles bruts ainsi que les produits pétroliers disponibles sur le marché. Cependant, la configuration de la chaîne carbonée entraîne des différences notables dans leurs propriétés. Par exemple, les isoparaffines se distinguent des n-paraffines par une meilleure résistance au froid et un comportement spécifique lors de la combustion dans des moteurs à essence ou diesel.

Les hydrocarbures naphténiques : aussi appelés cycloalcanes, se caractérisent par la présence de cycles saturés dans leur structure moléculaire, généralement composés de 5 ou 6 atomes de carbone.

La troisième grande famille d'hydrocarbures contenus dans les pétroles bruts est celle des hydrocarbures aromatiques. Ces derniers sont constitués d'un ou plusieurs cycles benzéniques. Apprécies pour leur contribution aux performances des carburants destinés aux moteurs à essence, les composés aromatiques s'avèrent, en revanche, particulièrement préjudiciables à la qualité des carburants utilisés dans les moteurs diesel ainsi que dans les réacteurs d'avions [4].

b) Autres composés contenus dans le pétrole brut :

i) Composés oxygénés :

La majorité des huiles renferment des composés oxygénés, principalement concentrés dans le diesel et les huiles.

Dans le pétrole, ces composés se présentent sous la forme de phénols et d'acides carboxyliques, notamment les acides naphthéniques (de formule générale $R-COOH$).

Bien que présents en faible proportion (généralement moins de 1 à 2 %), les acides naphthéniques représentent un excellent additif pour les huiles, car ils rehaussent la teneur en naphthénique (Détergent), et il peut aussi être employé comme fertilisant ou comme nourriture pour les poules [3].

ii) Composés azotés :

Ce sont des composés hétérocycliques contenant l'élément d'azote, leur teneur dans le pétrole varie de 0.02-2.5%, elle augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition des fractions, on le retrouve sous forme de quinoléine et pyridine [3]. Ces composés sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, car ils s'avèrent toxiques pour les catalyseurs des procédés de conversion (comme l'hydrotraitement ou le craquage catalytique).

iii) Composés soufrés :

Les composés soufrés se trouvent sous les formes suivantes :

- Le sulfure d'hydrogène (H_2S), présent en petites quantités.
- Les mercaptans, substances acides et fortement malodorantes.
- Les sulfures non acides, qui ne sont ni corrosifs ni très odorants.
- Les composés thiocycliques, comme le thiophène (C_4H_4S) et le benzothiophène (C_8H_6S) [5].

On désigne les pétroles bruts contenant une teneur en soufre inférieure à 0,5 % comme des bruts doux ou à Basse Teneur en Soufre (BTS).

Au-delà de ce seuil, les pétroles bruts sont classifiés comme sulfurés ou à Haute Teneur en Soufre (HTS).

iv) Composés minéraux :

Le pétrole brut contient de l'eau qui, lorsqu'elle est mélangée aux hydrocarbures, crée une émulsion pouvant demeurer stable. En outre, il renferme des sédiments (argiles, sables) ainsi que des sels dissous (chlorures de sodium, de calcium et de magnésium).

4) Caractéristiques physiques :

a) La densité (specific gravity) :

La densité possède une grande importance commerciale, car la cotation des pétroles bruts dépend de cette propriété, souvent exprimée en degrés API. Au sein d'une même région géographique, la densité du brut peut varier d'un gisement à l'autre. Par ailleurs, on constate également des différences de densité entre les puits d'un même champ pétrolier.

b) *Point d'écoulement* :

Lorsque le pétrole brut est soumis à des températures basses, il ne passe pas brusquement de l'état liquide à l'état solide, comme le ferait une substance pure. Au contraire, on observe d'abord une augmentation progressive, mais variable, de sa viscosité. Si la température continue de baisser, le pétrole brut perd progressivement sa fluidité pour adopter une consistance proche de l'état solide.

La détermination du point d'écoulement des pétroles bruts est effectuée afin de fournir une estimation approximative de leur aptitude au pompage. Toutefois, l'agitation induite par le processus de pompage peut perturber ou inhiber la formation des cristaux de paraffine, ce qui confère au pétrole une certaine fluidité même en dessous de la température d'écoulement mesurée.

En règle générale, le point d'écoulement des pétroles bruts se situe dans une plage allant de - 60 °C à +30 °C

c) *Viscosité* :

La détermination de la viscosité des pétroles bruts à diverses températures revêt une importance capitale pour estimer les pertes de charge dans les pipelines, ainsi que pour définir les caractéristiques des pompes et des échangeurs de chaleur. La viscosité d'un brut paraffinique tend à augmenter rapidement avec la diminution de la température, tandis que pour un brut naphénique ou mixte, cette augmentation se manifeste de manière plus progressive.

d) *Tension de vapeur et point d'éclair* :

La détermination de la tension de vapeur et du point d'éclair du pétrole brut constitue une méthode essentielle pour évaluer la concentration en hydrocarbures légers. De manière générale, il est reconnu qu'un pétrole brut présentant une tension de vapeur supérieure à 0,2 bar à une température de 37,8 °C possède un point d'éclair inférieur à 20 °C

e) *Teneur en soufre* :

Le pétrole brut renferme des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous et, dans certains cas, du soufre en suspension. En règle générale, la teneur totale en soufre d'un pétrole brut

se situe entre 0,05 et 5 % en poids. Ce pourcentage correspond à la proportion de soufre présente dans les résidus organiques ayant contribué à la formation initiale du pétrole brut.

f) Teneur en azote :

Le pétrole brut contient des hydrocarbures azotés, qui peuvent se présenter soit sous une forme basique (telle que la quinoléine, l'isoquinoléine ou la pyridine), soit sous une forme neutre (comme le pyrrole, l'indole ou le carbazole).

Ces composés peuvent être à l'origine d'odeurs désagréables, bien que certains présentent une odeur agréable.

Sous l'effet de la chaleur, ces molécules se décomposent, produisant des bases organiques ou de l'ammoniac. Ces produits de dégradation peuvent avoir des effets néfastes, notamment en diminuant l'acidité des catalyseurs utilisés dans les processus de transformation du pétrole.

g) Teneur en eau sédiments et sels

Le pétrole brut contient, bien que dans des quantités extrêmement faibles, de l'eau, des sédiments et des sels minéraux. Ces derniers sont en grande partie dissous dans l'eau, tandis qu'une fraction résiduelle est présente sous forme de cristaux extrêmement fins. La présence de ces composés peut engendrer des dégradations significatives des installations industrielles, provoquant des phénomènes tels que la corrosion, l'érosion, la formation de dépôts ou encore l'obstruction des équipements.

Dans le pétrole brut, l'eau est partiellement dissoute ou se présente sous forme d'émulsions plus ou moins stables. Cette stabilité s'explique par la présence de composés comme les asphaltènes ou certains agents tensioactifs, notamment les mercaptans et les acides naphthéniques, qui contribuent à maintenir la dispersion [5].

Les sédiments, pour leur part, se composent de particules solides non solubles dans les hydrocarbures ou dans l'eau. Ces particules, qui peuvent être entraînées avec le flux du pétrole brut, comprennent des grains très fins de sable, des résidus de boue de forage et des fragments rocheux. Leur présence dans le pétrole brut constitue une problématique importante, car ils risquent d'obstruer les conduites et de dégrader la qualité des produits finis, tels que les combustibles.

Enfin, les sels minéraux présents dans le pétrole posent également d'importants défis au cours des procédés de traitement. Bien qu'ils soient généralement présents en quantités relativement faibles – de l'ordre de quelques dizaines de parties par million (ppm) – leur impact peut être nuisible tant pour les systèmes de raffinage que pour la performance globale des installations.

5) Classification du pétrole :

Lorsqu'un gisement de pétrole est découvert, celui-ci fait l'objet d'une série d'analyses visant à permettre sa classification. La classification du pétrole revêt une importance capitale, car elle nous renseigne sur les méthodes de traitement adaptées à chaque type de pétrole, qu'il s'agisse du condensat, le plus léger et le moins riche en soufre, ou du brut, le plus lourd et le plus chargé en soufre. Elle permet également de déterminer l'assortiment ainsi que les qualités des produits à obtenir. On recense deux principales catégories de classification [6] :

a) Selon le degré API° :

Les bruts sont catégorisés sur la base de leur degré API (American Petroleum Institute), qui dépend directement de leur densité (voir Tableau II-1). La relation entre la densité et le degré API est définie par l'expression mathématique suivante :

$$API^{\circ} = [141.5 / d(15^{\circ}C)] - 131.5$$

Selon la valeur API° on distingue :

Tableau II 1 Classification de pétrole brut selon la densité [6].

Classification	API°	Densité
Pétrole léger	>31.1°	<0.870
Pétrole moyen	22.3 – 31.1°	0.870 – 0.920
Pétrole lourd	10 – 22.3°	0.920 – 1
Pétrole extra-lourd	< 10°	> 1

b) Selon teneur en soufre :

Le pétrole est qualifié de brut à faible teneur en soufre lorsque sa concentration en soufre ne dépasse pas 0,5%. Il est considéré comme brut sulfuré lorsque sa teneur en soufre se situe entre 0,5% et 2%. Enfin, il est classé comme très sulfuré lorsque sa teneur en soufre excède 2 % [6].

c) Selon leur teneur en classes d'hydrocarbures :

Le pétrole est généralement classé en fonction de ses principaux composants. On distingue ainsi trois grandes catégories de bruts [4]:

- Les bruts à prédominance paraffinique.
- Les bruts à prédominance naphténique.
- Les bruts à prédominance aromatique.

d) Selon leur provenance :

On identifie diverses origines telles que le Golfe Persique, la mer du Nord, le Venezuela et le Nigeria. Parmi les pétroles bruts les plus réputés figurent l'Arabian Light, qui représente la référence pour le Moyen-Orient, le Brent, servant de référence pour l'Europe, et le West Texas Intermediate (WTI), considéré comme le brut de référence aux États-Unis [3]. On peut également citer le Sahara Blend, qui est le brut algérien de référence, caractérisé par sa grande légèreté et sa très faible teneur en soufre.

Chapitre III : Théorie et Description de l'Unité de Distillation sous Vide (U100)

1) Introduction :

La distillation sous pression réduite est une méthode de séparation des constituants d'un mélange liquide selon leurs températures d'ébullition, effectuée sous une pression inférieure à la pression atmosphérique. Cette approche permet d'extraire des fractions à des températures inférieures, diminuant ainsi le risque de décomposition thermique des composés sensibles à la chaleur.

La distillation est une méthode ancienne, datant de plus de trois mille ans, provenant de la Perse et de l'Égypte. Les premiers dispositifs de distillation étaient composés d'une cornue (cucurbite), d'un récipient de condensation (ambix) et d'un récipient pour le distillat (phiale). Le mot "ambix" a donné naissance au terme "alambic", se référant à l'instrument de distillation. Au cours du Moyen Âge, des alchimistes comme Geber ont amélioré ces méthodes pour purifier des substances chimiques, influençant l'évolution de la distillation contemporaine.

La distillation à basse pression, en particulier, a été conçue pour traiter des substances réactives à la chaleur, telles que les huiles essentielles et divers réactifs chimiques. Elle est fréquemment employée dans le secteur pétrolier afin de fractionner les résidus lourds du pétrole brut.

En effet, pour dissocier ces coupes lourdes tout en prévenant leur craquage thermique, la distillation sous vide s'impose comme le procédé idéal. Réalisée dans une colonne de fractionnement opérant à une pression nettement inférieure à la pression atmosphérique, cette technique abaisse les points d'ébullition des hydrocarbures à haut poids moléculaire [7]. Cela permet d'effectuer leur séparation et leur récupération sans altération de leur structure chimique.

2) Principe de la distillation sous vide :

La distillation sous pression réduite est une méthode de séparation des constituants d'un mélange liquide fondée sur les variations de leurs températures d'ébullition, effectuée sous une pression inférieure à celle de l'atmosphère [6].

Le principe essentiel est basé sur le lien entre la pression hydrodynamique et la température d'ébullition. En réduisant la pression dans la colonne, les températures d'ébullition des substances baissent également, ce qui favorise leur vaporisation à des températures plus basses. Cette propriété est particulièrement cruciale pour les hydrocarbures lourds thermosensibles.

Dans ce processus, la séparation se réalise par un contact permanent entre une phase vapeur montante et une phase liquide descendante. Ce contact engendre un transfert de matière où les composés les plus volatils (légers) migrent vers la phase vapeur alors que les composés les moins

volatils (lourds) demeurent dans la phase liquide. Ce phénomène de reflux et de rectification renforce la qualité de la séparation

En comparaison avec la distillation à pression atmosphérique, la distillation sous vide offre plusieurs avantages. Elle diminue les risques de détérioration thermique (craquage), améliore la qualité des produits finis et rend possible le traitement de fractions qui seraient sinon non exploitables. Elle est donc essentielle dans les installations de raffinage contemporaines pour les applications suivantes :

- Préparation de la charge pour le craquage catalytique : Les distillats obtenus, tels que le gazole sous vide (VGO : Vacuum Gas Oil), peuvent être dirigés vers des unités de craquage catalytique en lit fluidisé (FCC) afin de générer des combustibles plus légers et à haut valeur ajoutée, comme l'essence et le diesel

Production de lubrifiants : Les huiles lourdes isolées durant la distillation sous vide

- servent de matière première (bases neutres) pour la fabrication de lubrifiants, indispensables dans plusieurs domaines industriels
- **Distillation sous vide destinée à la production de bases d'huiles :** Les colonnes de distillation sous vide utilisées pour la production de bases lubrifiantes sont équipées de strippers latéraux pour ajuster le point d'éclair des différents distillats. La colonne possède des zones de fractionnement distinctes entre chaque soutirage.
- **Distillation sous vide destinée à la production des bitumes :** Les colonnes de distillation destinées à la production de bitumes possèdent un système de strippage à la vapeur en bas de la colonne. Elles fonctionnent en mode de distillation « humide » et opèrent sous un vide poussé.

Désalphaltage au propane : Les résidus lourds peuvent être traités par désalphaltage par propane pour supprimer les asphaltènes, rehaussant ainsi la qualité des produits fini

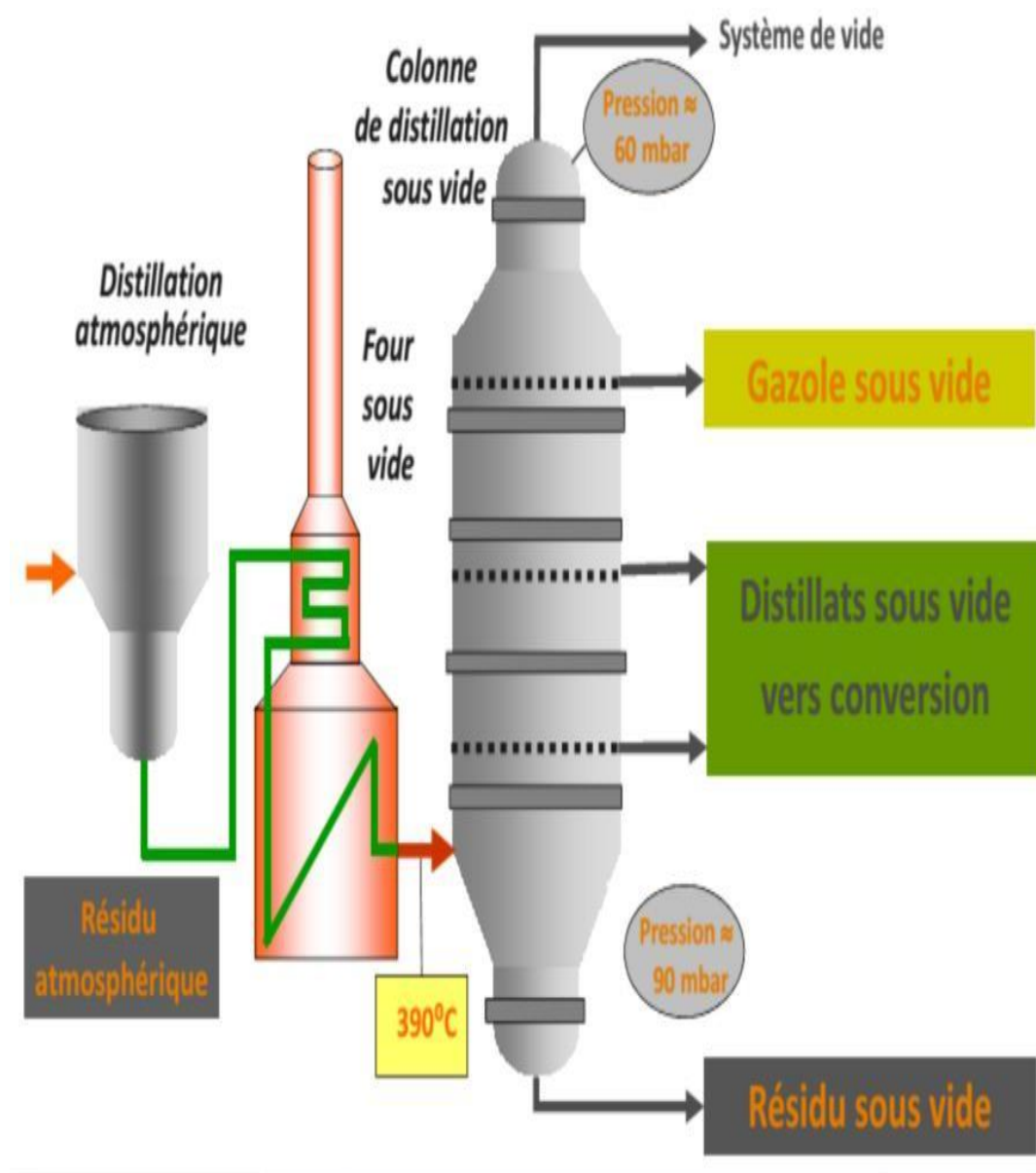


Figure III 1 Schéma d'une distillation sous vide [7]

3) Description de la colonne de distillation sous vide :

a) Colonne sans zone de fractionnement :

La colonne peut, dans certains cas spécifiques, ne pas posséder de zone de fractionnement entre les coupes. Cela signifie qu'il n'y a pas de spécification stricte (pas de fractionnement net) sur le point final ni sur le point initial du distillat sous vide. Dans ce type de configuration, on trouve principalement :

- Une zone de transfert de chaleur au-dessus du soutirage HVGO (Heavy Vacuum Gas Oil) ;
- Une zone de transfert de chaleur située au-dessus du soutirage LVGO (Light Vacuum Gas Oil)

b) Colonne avec zones de fractionnement (type "Bases Huiles") :

Quand l'unité de transformation fixe des exigences concernant le produit final du distillat, il est essentiel d'anticiper le design. Une zone de fractionnement est alors intégrée entre soutirage HVGO et slop Cut. L'approvisionnement de cette zone est assuré par le reflux interne sous le niveau de soutirage du HVGO.

De la même manière, si le gazole présent dans la charge doit être valorisé, ou si l'unité en aval exige une faible concentration en légers ou un point de départ précis du distillat sous vide, une zone de séparation entre les soutirages LVGO et MVGO (Medium Vacuum Gas Oil) est mise en place

c) Fond de la colonne :

Le fond de la colonne est muni de 4 à 6 plateaux classiques à clapets pour une distillation sous vide humide, afin de garantir le strippage des fractions légères entraînées. Le temps de présence en bas de colonne du résidu sous vide doit être minimisé autant que possible pour prévenir le phénomène de cokage.

d) Cas particuliers : Distillation à deux étages :

Dans certains cas, pour réaliser des coupes particulièrement lourdes, l'option d'une distillation sous vide en deux étapes peut être considérée. La première tour est généralement opérée en mode sec (sans injection de vapeur), tandis que la seconde est humide (avec injection de vapeur). Le fond de la première tour sert alors de charge pour alimenter la seconde

4) Paramètres de contrôle opérationnels :

La surveillance des paramètres opérationnels est cruciale pour garantir un fonctionnement optimal de la distillation sous vide. Ces facteurs impactent directement la qualité des produits, l'efficacité du processus ainsi que la stabilité de l'installation industrielle. Une mauvaise gestion peut provoquer une détérioration des coupes pétrolières ou une séparation moins efficace

a) Pression :

La pression constitue le facteur le plus crucial dans la distillation sous vide. Elle est maintenue à des niveaux très bas (habituellement entre 10 et 40 mm Hg, soit environ 13 à 53 mbar) grâce à des dispositifs de vide ou des éjecteurs à vapeur combinés à des condenseurs ou des pompes à vide. La réduction de la pression permet de diminuer les températures d'ébullition des hydrocarbures lourds.

Une pression excessive entraîne une élévation des températures d'ébullition, ce qui peut causer une dégradation thermique des produits. Au contraire, une pression soigneusement maîtrisée facilite la séparation et maintient la qualité des fractions produites

b) Température :

La température a une importance essentielle dans la vaporisation des constituants. Elle est régulée et contrôlée principalement au niveau du four de charge ainsi qu'à divers plateaux de soutirage de la colonne [8].

Une température excessive peut entraîner le craquage thermique des hydrocarbures (avec formation de gaz incondensables et de coke), alors qu'une température trop basse restreint la vaporisation et diminue l'efficacité du processus. Il est donc essentiel de conserver un équilibre thermique adéquat pour assurer une séparation efficace

c) Débit d'alimentation :

Le débit d'alimentation représente la quantité de résidu atmosphérique (RAT) injectée dans la colonne par unité de temps. Ce paramètre a un impact direct sur la vitesse spatiale et le temps de séjour du fluide dans la zone de transfert.

Un débit trop important peut provoquer une surcharge engorgeant la colonne, diminuant ainsi l'efficacité de la séparation. En revanche, un débit correctement réglé favorise les échanges de matière et de chaleur, améliorant l'efficacité du procédé

d) Reflux :

Le reflux est une opération qui consiste à rediriger une portion du liquide condensé en haut de la colonne vers l'intérieur de celle-ci. Ce phénomène accroît le nombre d'interactions entre la phase liquide descendante et la phase vapeur montante. L'augmentation du taux de reflux favorise la qualité et la pureté des produits obtenus, mais elle entraîne également une hausse de la charge thermique au niveau du four et des condenseurs. Il est donc essentiel de parvenir à un équilibre entre la qualité de séparation et la consommation énergétique.

e) Injection de vapeur :

L'injection de vapeur sert à favoriser la vaporisation des hydrocarbures lourds en diminuant leur pression partielle au sein de la phase gazeuse (loi de Dalton). Cette méthode aide à optimiser la séparation sans élever de manière excessive la température globale de la charge.

Elle aide également à réduire la formation de coke dans les tubes du four et le fond de la colonne tout en optimisant l'efficacité globale du procédé. Cependant, une quantité excessive de vapeur peut surcharger le système de condensation du sommet et perturber le profil de pression.

f) Niveau de liquide dans la colonne :

Le niveau de liquide dans les différentes sections de la colonne doit être contrôlé avec précision. Un niveau trop élevé peut entraîner un entraînement de liquide avec la vapeur (phénomène d'engorgement), tandis qu'un niveau trop bas risque d'endommager les pompes de fond par cavitation ou de réduire l'efficacité des échanges [8].

Le contrôle de ce paramètre est essentiel pour maintenir un fonctionnement stable et éviter les pertes de produits.

5) Description de l'unité de distillation sous vide (U100) :

L'unité U100 de la raffinerie d'Arzew inclut :

- Une colonne de distillation sous vide, désignée C101 ;
- Trois strippers latéraux qui permettent la production simultanée des trois distillats lubrifiants : Spindle, SAE 10 et SAE 30.
- Un four sous vide modèle H101
- Un dispositif de génération du vide (condenseur, éjecteur multi-étages), comprenant les équipements (J101) et (J102), (D110) (E114)... etc.
- Les trains d'échangeurs requis pour la préchauffe de la charge et le refroidissement des produits
- Un dispositif de génération de vapeur à basse pression (BP).
- Un circuit de circulation d'eau tempérée.

6) CIRCUITS PRINCIPAUX DU PROCESS

a) Préchauffe de la charge :

L'unité est alimentée en brut réduit provenant du stockage ou directement de l'unité atmosphérique. Ce flux est préchauffé au moyen d'un train d'échangeur de chaleur en récupérant les calories du reflux principal circulant, du résidu sous vide, des différents distillats et finalement à nouveau par le résidu sous vide en fin de boucle.

b) Chauffe de la charge :

La distillation nécessite une température de flash spécifique qui est obtenue dans le four H101, où une partie de la charge est vaporisée.

Le flux de charge est réparti en deux passes parallèles à l'entrée du four. De la vapeur de stripping est introduite dans les tubes contenant la charge dans la zone de radiation afin de rehausser la vitesse linéaire, d'abaisser la pression partielle des hydrocarbures et de réduire le risque de cokage.

La chaleur émanant des fumées dans la zone de convection et la cheminée du four est aussi utilisée pour surchauffer la vapeur BP employée dans l'unité en tant que vapeur de strippage.

Le four H 101 dispose d'un système automatique de régulation qui évalue la température du fluide chauffé à sa sortie. Cette mesure de température influence directement le régulateur de débit du gaz combustible situé avant les brûleurs.

La charge alimentant l'unité de distillation sous vide est chauffée par ce four qui est de type cabine, il comporte :

- **Une zone de radiation** : C'est une région où les tubes sont exposés directement à la flamme et reçoivent principalement la chaleur des produits de combustion par radiation. Cette région constitue la chambre de combustion.
- **Une zone de convection** : Elle se trouve à l'échappement des gaz de combustion, au-dessus de la chambre de combustion ; elle est formée d'un assemblage de tubes disposés en alternance perpendiculairement au flux des fumées.

c) Colonne de distillation :

Le résidu de pétrole brut après distillation atmosphérique est traité par distillation sous vide afin d'extraire des fractions à haute température d'ébullition, indispensables pour la production d'huiles de base. Ces coupes doivent présenter des spécifications précises telles que la densité, la viscosité, l'indice de viscosité (IV), le point d'écoulement et des critères de couleur. Cette opération de séparation est primordiale pour prévenir la décomposition des molécules par craquage thermique.

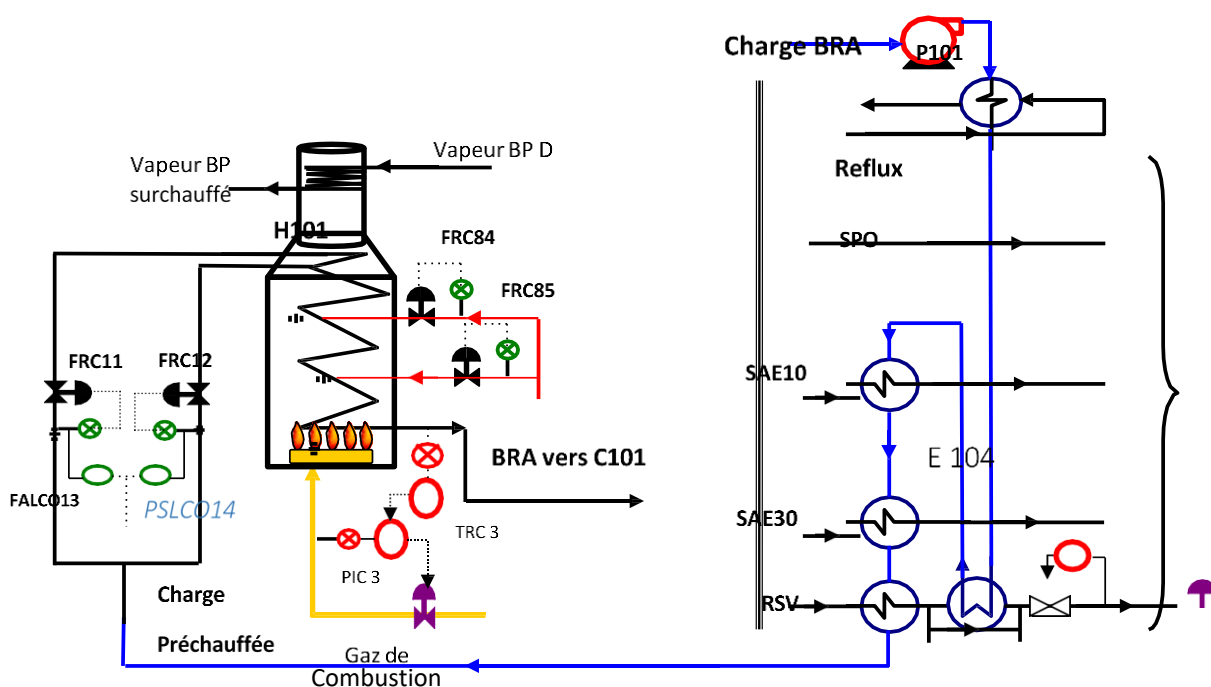


Figure III 2 Circuit de Préchauffe & chauffe de charge BRA Distillation sous

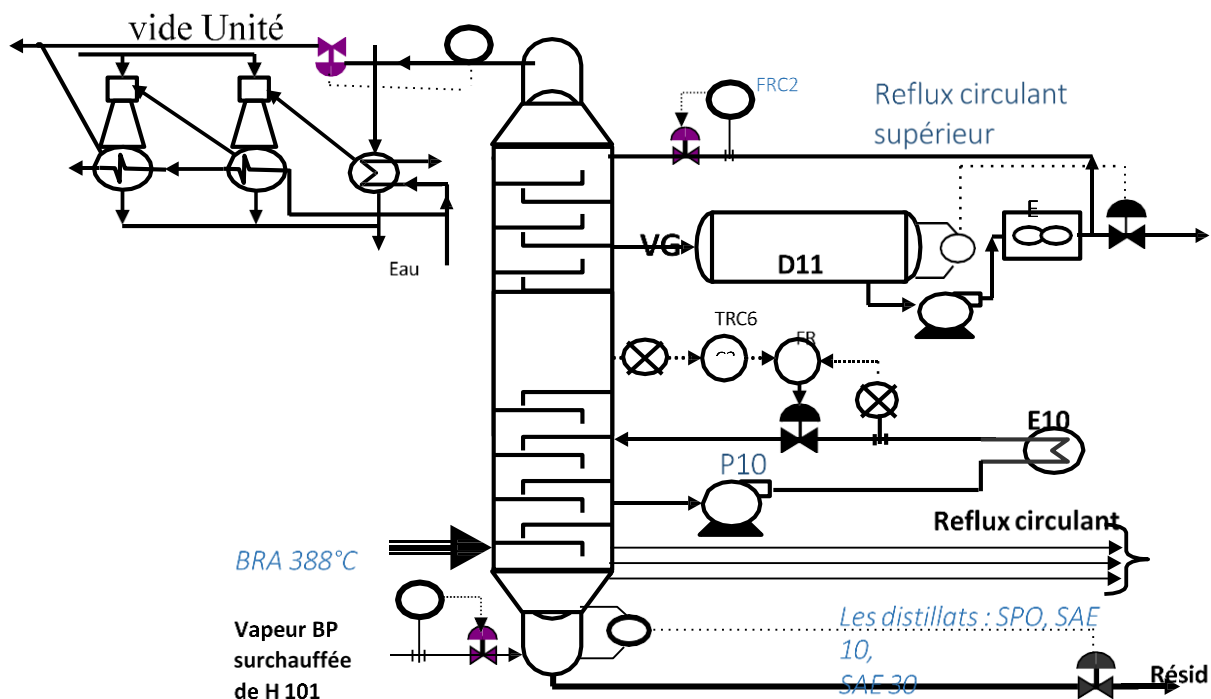


Figure III 3 Colonne de distillation sous vide.

7) Circuit reflux principal:

La circulation d'un débit régulier de gazole sous vide (VGO) en tant que reflux circulant vers le sommet de la colonne C101 assure le soutirage des calories et la condensation des fractions légères.

a) Circuit Spindle :

Le distillat spindle (SPO) est obtenu à partir du plateau 23 de la C101 et acheminé vers le stripper C102 à une température de 265°C. La vanne de régulation LV15 contrôle le niveau de ce stripper où le distillat est soumis à un strippage à la vapeur BP à 313°C, ce qui permet aux composants légers de remonter vers la tour C101 au-dessus du plateau 24. La pompe P104 A/B aspire le distillat traité, tandis qu'une ligne de circulation alternative est mise en place lors des phases de démarrage ou d'arrêt. Une autre portion du distillat transite par l'échangeur charge/produit l'E107 à 255°C, puis sort à 162°C, et ensuite passe dans le refroidisseur E117 pour abaisser sa température à 80°C afin d'être dirigé vers stockage.

b) Circuit Slop-cut léger :

Le Slop-cut léger est aspiré par la pompe P105 A/B au niveau du plateau numéro 20 et échange sa chaleur avec l'eau de chaudière à 284 °C dans l'échangeur E108. Il en sort à une température de 162°C avant de céder le reste de ses calories dans le refroidisseur E118, d'où il sort à 80°C (température de stockage).

c) Circuit SAE10 :

Le distillat de base lubrifiante SAE 10 est soutiré au niveau du plateau 17 de la colonne C101 à une température intermédiaire et dirigé vers le stripper latéral C103. Après strippage à la vapeur basse pression pour ajuster son point d'éclair, le produit est extrait en fond de stripper par la pompe P106 A/B. Il traverse ensuite l'échangeur E102 pour préchauffer la charge, puis passe par le refroidisseur final E119 pour atteindre sa température de stockage de 80 °C.

d) Circuit Slop cut lourd :

La pompe P107 soutire Slop cut-lourd au niveau du plateau 13 et échange ses calories (à une température de 324°C) avec la charge dans l'échangeur E103, d'où il ressort à une température de 259°C. Ensuite, elle pénètre dans l'E110, cédant sa chaleur à l'eau de chaudière pour être finalement refroidi à une température de stockage fixée à 80°C.

e) SAE 30 :

Le distillat SAE30 est prélevé du plateau 11 à une température de 345°C. Il est purifié dans le stripper C104 par la vapeur BP surchauffée (316°C) provenant du four H101. Les composants légers, qui sont extraits par la partie supérieure du stripper C104, sont renvoyés au-dessus de la plateforme 9 delà C101 [8].

Le produit est introduit dans l'E104 à 355°C pour un échange thermique avec la charge, puis il est transféré dans l'E111 à 264°C où il échange sa chaleur avec l'eau de chaudière pour générer de la vapeur BP au niveau du ballon de détente D105. Il sort ensuite à une température de 162°C et traverse l'échangeur E121 pour atteindre une température de stockage fixée à 80 °C.

f) Résidu sous vide :

Le résidu sous vide RSV est prélevé par la pompe P111 A/B à partir du bas de la colonne de distillation à une température de 357°C. Il entre alors dans l'E105 A/B pour être refroidi en contre-courant avec la charge. Le RSV sort de l'E105 à une température de 282°C, puis il est acheminé vers l'E106 où il chauffe à nouveau la charge avant de sortir à 239°C. Ensuite, il chauffe l'eau d'alimentation de la chaudière pour générer de la vapeur BP dans l'E112 où elle sort à 160°C.

Par la suite, il transite à travers l'E113 pour réchauffer l'eau de la chaudière et sort à une température d'entreposage de 124°C.

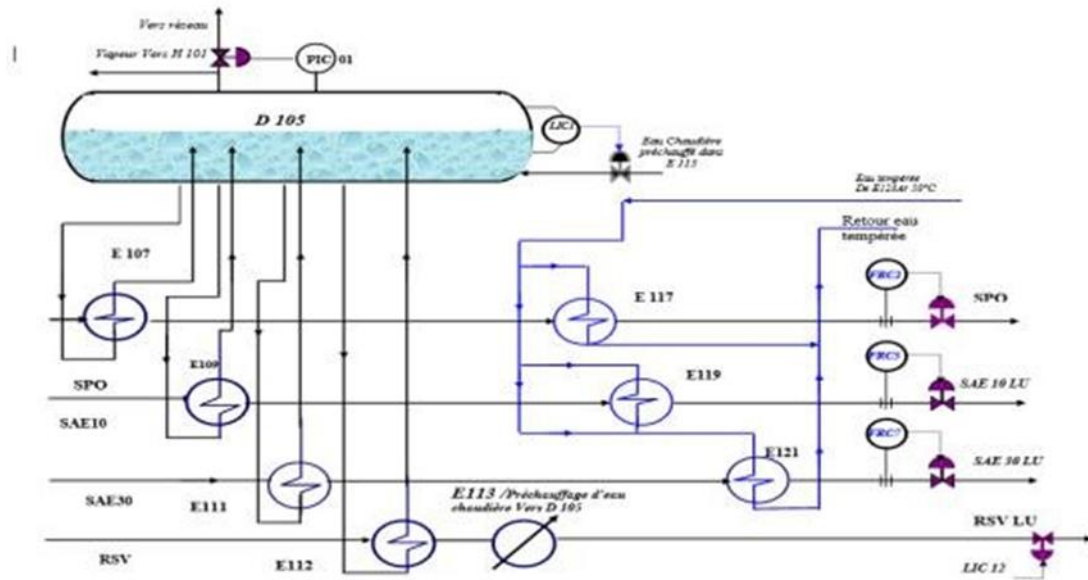


Figure III 4 circuit d'eau tempérée

Chapitre IV : Chaîne de Fabrication des Huiles de Base

1) Introduction :

En dépit des avancées constantes dans le raffinage du pétrole et la pétrochimie, les huiles de base minérales ou synthétiques pures ne disposent presque jamais de l'ensemble des caractéristiques nécessaires pour leurs applications principales dans les secteurs automobile, industriel, maritime ou aéronautique. De plus, il est essentiel d'ajouter aux lubrifiants terminés (huiles et graisses) des additifs dont la quantité peut fluctuer de moins de 1 % pour certaines huiles industrielles à plus de 25 % pour les récentes formulations destinées aux moteurs diesel de véhicule lourds fortement sollicités, ou pour certains lubrifiants employés dans le travail des métaux.

Les additifs sont destinés soit à améliorer certaines caractéristiques intrinsèques des huiles de base telles que le point d'écoulement, l'indice de viscosité, la résistance à l'oxydation, les propriétés antiusure et antifriction ou la capacité de protection antirouille, soit à leur conférer des caractéristiques qu'elles ne détiennent pas naturellement, comme la capacité de détergence, le pouvoir dispersif, l'alcalinité pour neutraliser les composés acides, la protection contre la corrosion des métaux non ferreux, ou les propriétés d'extrême pression (EP). Dans certaines situations, ils peuvent également corriger des effets indésirables causés par d'autres additifs. Par conséquent, les agents antimousse préviennent la formation de mousse causée par la présence d'additifs tensioactifs dans le lubrifiant tels que les détergents, les dispersants, les additifs pour l'onctuosité et les antirouilles [9].

L'élaboration d'un lubrifiant comportant de nombreux additifs, parfois jusqu'à vingt, est généralement une tâche longue, pouvant nécessiter deux à trois ans de recherche. Elle exige une profonde expertise et des compétences multidisciplinaires, et elle peut s'avérer très onéreuse en raison des nombreux tests effectués en laboratoire, sur bancs d'essai ou en conditions réelles. A titre exemple, le coût d'un unique essai moteur varie entre 15 000 et 75 000 euros, et il est nécessaire d'en effectuer un nombre considérable pour qualifier une formule d'huile moteur.

2) Les huiles de base :

a) Les huiles minérales :

Les huiles minérales sont issues de la distillation du pétrole brut. À un coût modéré, elles affichent des performances « moyennes ». La méthode d'extraction de ces huiles n'est pas sans défaut : les molécules obtenues présentent des tailles diverses, ce qui affecte l'uniformité de l'huile et restreint ses usages possibles. Cette huile de base contient aussi des produits indésirables (paraffines, solvants légers, etc.). Les huiles minérales sont de loin les plus employées, tant dans les domaines automobile qu'industrie [10].

b) Les huiles de semi synthèse

Les huiles semi-synthétiques sont produites grâce à un mélange d'huiles minérales et d'huiles synthétiques (habituellement 70 à 80% d'huile minérale et 20 à 30% d'huile synthétique).

c) Les huiles de synthèse ou synthétiques

Pour l'huile synthétique, on crée la molécule dont on a exactement besoin, ce qui nous permet d'obtenir une huile de base ayant un comportement très similaire à celui d'une substance pure. En concevant un produit avec des caractéristiques physiques et chimiques déterminées, on optimise ses propriétés. On ajoute ensuite les additifs nécessaires pour obtenir les performances requises. Ces huiles présentent d'excellentes performances, notamment pour des objectifs et des conditions de fonctionnement sévères [10].

Ces huiles proposent des performances de premier ordre :

- Un indice de viscosité supérieur.
- Une meilleure stabilité thermique.
- Une plus grande résistance à l'oxydation

3) Propriétés des Lubrifiants

a) Densité :

Elle est déterminée à 15 °C par rapport à l'eau à 4 °C, en utilisant un densimètre inséré dans une éprouvette. Les valeurs habituelles pour les huiles pétrolières oscillent entre 0,85 et 0,95, et sont déterminées par la provenance des produits. La densité décroît avec la température selon des lois complexes, mais dans une première approche, on peut estimer qu'elle diminue de 0,00062 par kelvin. Quelques lubrifiants synthétiques présentent des densités nettement supérieures, atteignant jusqu'à 1,5. La détection de contaminations potentielles peut être effectuée en comparant la densité d'une huile utilisée à celle d'une huile neuve.

b) Couleur :

Concernant les huiles pétrolières, leur teinte va généralement du blanc éclatant au rouge sombre, en incluant le jaune citron et le jaune orange. On procède à leur évaluation par rapport aux verres étalons numérotés selon les méthodes de coloration (anciennement NPA National Petroleum Association).

c) Chaleur massique :

Elle est exprimée en Joules par kilogramme multipliés par Kelvin ($\text{J/kg}\cdot\text{K}$). Elle s'accroît avec la température, d'environ 20% pour 100°C, et décroît avec la densité. On peut considérer 2 $\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$ comme référence autour de 100 °C.

d) Conductivité thermique :

Elle caractérise le transfert de chaleur à travers un matériau en raison d'un gradient de température (exprimée en watts par mètre- kelvin). Il est possible d'estimer la valeur moyenne pour les huiles minérales à 0,14 W/m.K.

e) Viscosité :

C'est l'une des caractéristiques essentielles des huiles de graissage, qui détermine leur utilisation dans la plupart des situations. Par exemple, un liquide avec une viscosité plus élevée s'écoulera sur une période de temps plus longue. Par conséquent, le concept de viscosité implique également celui de mouvement. Effectivement, on pourrait définir la viscosité comme étant l'opposition qu'un fluide présente au glissement de ses molécules entre elles, en d'autres termes, sa résistance à la déformation. $V=F/S$

f) Index (ou indice) de viscosité :

L'« indice de viscosité » offre une indication sur la modification de la viscosité de l'huile en fonction de la température. Dean et Davis ont élaboré le concept de l'indice de viscosité (VI = viscosité index) en 1929. Deux séries d'huiles de référence ont été sélectionnées, l'une présentant les plus importantes variations de viscosité avec la température (indice 0), et l'autre affichant les plus petites variations (indice 100). L'indice de viscosité d'une huile spécifique est déterminé en le comparant à ces deux catégories d'huiles de référence, désignées L et H pour les indices 0 et 100 respectivement (le VI d'une huile peut être calculé par des formules normalisées ASTM D2270).

$$VI=100\frac{L-U}{L-H}$$

g) Compressibilité :

Dans un contexte isotherme, le module de compressibilité se situe autour de 6.105. De ce fait, la réduction du volume est approximativement de 2% à 350 bars et de 4% à 700 bars. La compressibilité des huiles diminue à mesure que la pression augmente, que la viscosité augmente et que la température s'abaisse.

h) Coefficient de viscosité-pression :

Si la pression augmente, la mobilité des molécules se réduit et la viscosité s'accroît selon une loi exponentielle. Pour une huile minérale standard, la viscosité à 350 bars est approximativement le double de celle à la pression atmosphérique, ce qui correspond à l'effet d'une réduction de température de 10 à 15 °C.

i) Point d'écoulement :

Les huiles minérales, lorsqu'elles refroidissent, s'épaississent et peuvent prendre une consistance solide. Cependant, cela ne soit pas une congélation au sens strict, car elles sont des

mélanges. Les hydrocarbures paraffiniques lourds flocculent d'abord, ce qui rend l'huile trouble. Une norme précise la méthode de détermination de la température à laquelle une huile ne coule plus et ne peut plus être pompée, acceptant un écart de reproductibilité de 6 °C. Toutefois, le point d'écoulement seul ne suffit pas pour évaluer la performance d'une huile à froid ; il est préférable de mesurer la viscosité à basse température avec un viscosimètre Brookfield pour évaluer le couple résistant.

j) Point d'éclair

Au-delà d'une certaine température, les éléments volatils de l'huile émettent des vapeurs susceptibles de se consumer brièvement lorsqu'ils entrent en contact avec une flamme pilote. (Sans que la combustion ne se maintienne).

k) Point de feu

À mesure que le chauffage s'intensifie, il survient un point où la combustion devient continue (pendant au moins 5 secondes).

l) Température d'auto-inflammation :

C'est à cette température (approximativement 400 °C) que commence une oxydation spontanée dans l'air. Cette température dépasse largement celle du point d'éclair.

m) Détergence, dispersivité :

Ces propriétés se rapportent principalement aux huiles moteur. On doit neutraliser et maintenir en suspension les dépôts de combustion qui se forment à basse température et des produits issus de la décomposition de l'huile à des températures élevées. En réalité, la détermination de la détergence et de la dispersivité est particulièrement ardue en raison de leur nature physicochimique.

n) Teneur en cendres :

On met en parallèle le reste de la calcination de l'huile avec la masse de départ. En général, une huile minérale pure de qualité présente un taux de cendres qui varie entre 0,001 et 0,05 %. Si l'huile contient des additifs organométalliques ou autres, la concentration peut être nettement plus élevée et sa mesure devient donc plus complexe.

o) Teneur en soufre :

Après le raffinage, les lubrifiants ne contiennent généralement plus de soufre libre, cependant, on peut fréquemment retrouver du soufre sous forme combinée dans des composés comme les mercaptans. On intègre parfois du « soufre actif » sous forme d'additifs renforçant la caractéristique anti-soudure ou anti-grippage. Si l'huile se dégrade, et en fonction de la présence d'un environnement réducteur ou oxydant, on peut observer une émission indésirable de sulfure d'hydrogène ou de dioxyde de soufre.

p) Teneur en eau :

L'eau figure parmi les adversaires majeurs des lubrifiants. Dans les milieux humides, lorsque l'eau atteint un lubrifiant, soit directement, soit par condensation de vapeur, ses performances ont tendance à se voir considérablement réduites. La réactivité à l'eau varie considérablement d'un produit à l'autre, elle est assez basse pour les glycols et beaucoup plus élevée pour les oléfines. Un niveau d'humidité excessif est un indicateur préoccupant avant une éventuelle panne du mécanisme en question.

q) Capacité de rétention d'impuretés et résistance à l'oxydation :

De nombreux lubrifiants contemporains ont la réputation paradoxale de générer aisément des boues ou des vernis, tout en présentant une grande résistance à l'oxydation. Afin de saisir ce paradoxe, nous avons introduit le concept de Capacité de Rétention d'Impuretés (IHC : Incinerator/Insoluble Holding Capacity), qui peut être compris comme la capacité à retenir les impuretés. Cette caractéristique se réfère à la capacité de très petites particules, dont la taille est inférieure au μm , issues de la décomposition des produits ou de l'émulsifiations d'autres liquides, à demeurer en suspension dans le liquide jusqu'à un certain niveau (point de décharge), comme si elles étaient en phase de dissolution. Au-delà de ce stade, la concentration devient trop élevée, tout semble indiquer qu'elles deviennent insolubles et elles précipitent alors pour produire des boues et des vernis.

4) Les additifs :

a) Anti-oxydant :

Ils ont pour rôle d'éliminer ou à tout le moins d'atténuer, les processus d'oxydation du lubrifiant. Ils participent à l'allongement des intervalles de vidange grâce à une meilleure résistance aux températures élevées.

b) Anti-corrosion :

Ils permettent d'éviter l'attaque et la corrosion des métaux ferreux et non ferreux, qui sont provoquées par l'action combinée de l'eau, de l'oxygène présent dans l'air et de certains oxydes générés lors de la combustion ou de la dégradation de l'huile.

c) Anti-friction (usure) :

Ils visent à accroître l'effet protecteur du film de lubrifiant afin de réduire l'usure directe et d'optimiser le coefficient de friction entre les composants en mouvement.

d) Améliorants du point d'écoulement :

Ils permettent au lubrifiant de maintenir une fluidité adéquate à basse température (de -15°C à -45°C) en inhibant la cristallisation des cires paraffiniques.

e) Anti-mousse :

Le moussage de l'huile peut être provoqué par :

- L'ajout d'autres additifs. Les additifs détergents fonctionnent dans l'huile de la même manière que le savon dans l'eau : ils nettoient le moteur tout en ayant tendance à stabiliser la mousse.
- La configuration du circuit de lubrification : certaines géométries entraînent des turbulences pendant le flux du lubrifiant, favorisant ainsi le mélange air-huile et la création des bulles.

f) Anti-émulsion :

Ils évitent la formation d'un mélange stable entre les fluides étrangers (comme l'eau) et l'huile, et favorisent la décantation (séparation rapide) des phases [10].

g) Détergent (utilisés à raison de 3 à 15 %) :

Ils évitent l'accumulation de dépôts ou de vernis sur les zones les plus chaudes du moteur, comme les rainures des pistons et les segments.

h) Dispersants (utilisés à raison de 3 à 15 %) :

À la différence des détergents, ils fonctionnent principalement à basse température en inhibant l'apparition de dépôts ou de boues noires. Leur rôle est de maintenir en suspension toutes les impuretés solides générées pendant le fonctionnement du moteur : résidus de combustion incomplète, gomme, boues, suies de diesel ainsi que les dépôts éliminés par les détergents.

i) Désaérant :

Ils favorisent la libération et la séparation rapide des gaz et de l'air occlus dans l'huile.

j) Améliorants de l'indice de viscosité. (Utilisés à raison de 5 à 10 %) :

Ils permettent à l'huile d'être :

- Assez fluide à froid pour faciliter le démarrage (en particulier le point d'écoulement entre -15 et -45°C selon les huiles).
- Suffisamment visqueuse à chaud pour maintenir un film protecteur et éviter le contact direct entre les pièces mobiles.

k) Additif extrême pression :

Ils permettent de :

- Diminuer les couples de frottement et, par conséquent, d'économiser de l'énergie.
- Préserver les surfaces soumises à des charges importantes (éviter le grippage et le microsoudage des aspérités métalliques).

1) De basicité :

Ils sont conçus pour neutraliser les résidus acides issus de la combustion des carburants, principalement sur un moteur diesel.

5) Chaîne de fabrication des huiles de base :

a) Désasphaltage au propane

L'objectif de ce processus est de produire une huile de base très visqueuse connue sous le nom de distillat « Bright Stock » à partir du résidu sous vide (RSV). Lors de cette opération, les produits asphaltiques et résineux, qui affectent la stabilité thermique de l'huile et lui donnent une couleur indésirable sont éliminés. L'élimination de l'asphalte est une méthode d'extraction liquide-liquide effectuée par le biais du raffinage au moyen de solvants. Le processus de désasphaltage au propane est l'un des plus couramment employés.

Dans une colonne d'extraction à disques tournants (RDC : Rotating Disc Contactor), cette opération est réalisée en contre-courant entre le résidu sous vide et le propane. La phase huileuse, communément appelée « DAO, Deasphalted Oil », qui est soluble dans le propane, se sépare du d'un mélange de résines et d'asphalte qui se dépose au fond de la colonne [10].

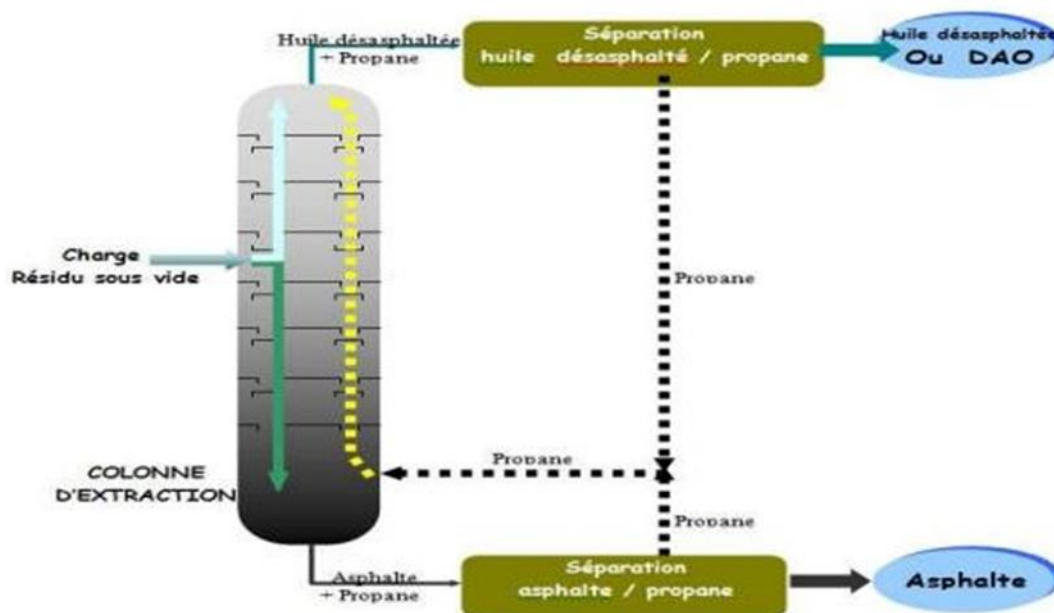


Figure IV 1 Schéma simplifié du désasphaltage au propane.

b) Extraction au furfural :

Cette opération vise à optimiser l'indice de viscosité en éliminant les composés instables et sensibles à l'oxygène.

La méthode employée repose sur l'élimination des composés aromatiques lourds contenus dans les distillats. Elle s'effectue par l'utilisation d'un solvant sélectif comme le furfural, qui présente une solubilité préférentielle.

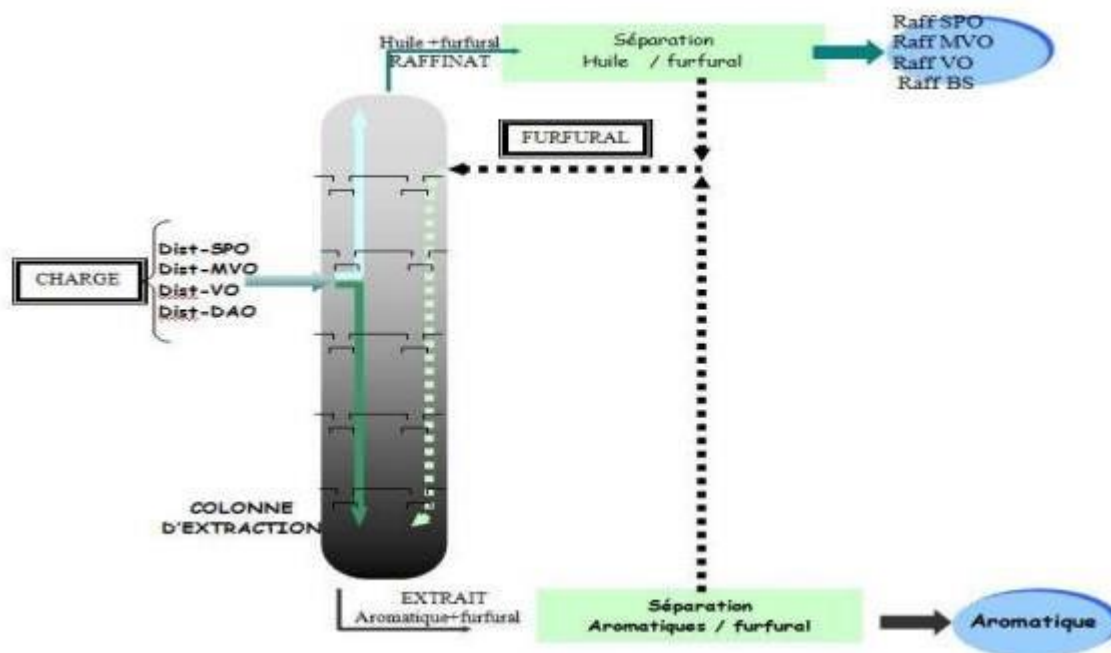


Figure IV 2 Schéma simplifié de l'extraction au furfural.

c) Déparaffinage

L'objectif du déparaffinage est de générer des huiles de base à faible point d'écoulement et des paraffines dures (solide) à faibles concentrations en huile. C'est une procédure effectuée grâce à un mélange de solvants (MEC-Toluène : Méthyl-Éthyl-Cétone / Toluène) qui vise à rendre l'huile de base soluble tout en facilitant la cristallisation à basse température des paraffines.

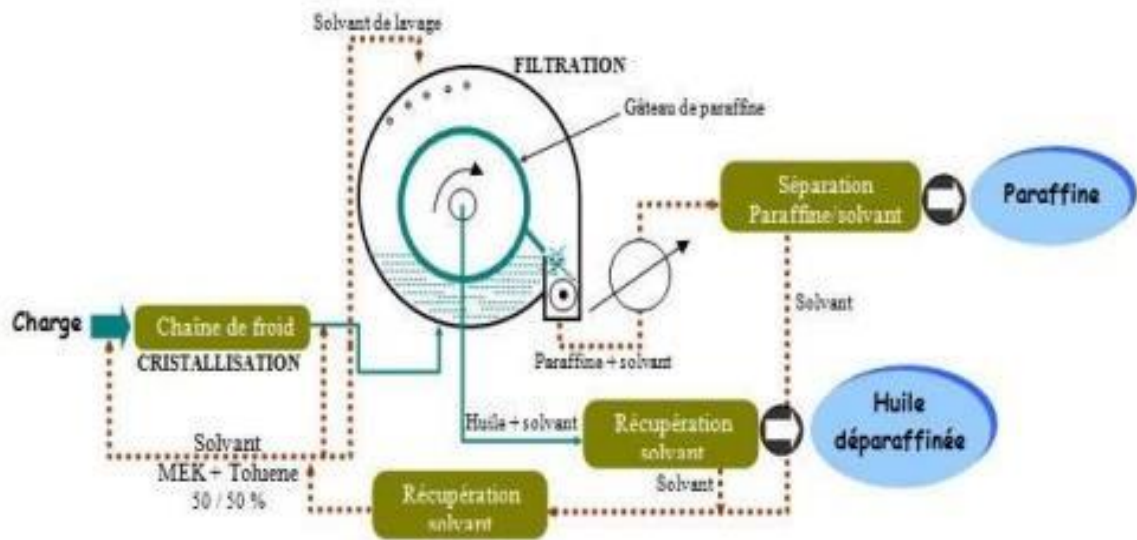


Figure IV 3 Schéma simplifié du déparaffinage au MEK/Toluène

d) Hydrofinishing :

L'unité d'hydrofinissage est classée comme une unité d'hydrotraitement de faible sévérité. Son rôle consiste à saturer les composés oléfiniques et à éliminer les impuretés contenant du soufre et de l'azote afin d'améliorer les propriétés suivantes :

- La stabilité de la couleur ;
- La résistance à l'oxydation ;
- La réduction du taux d'impuretés.

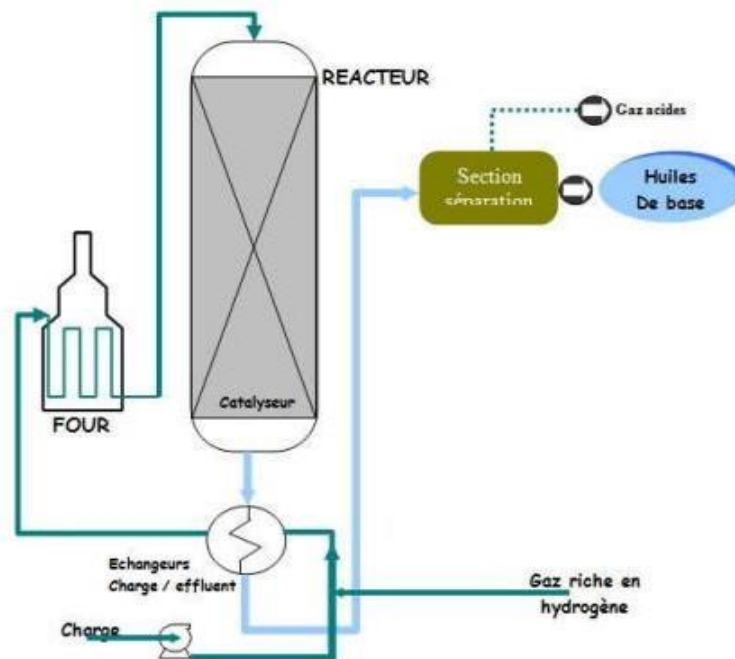


Figure IV 4 Schéma simplifié de l'hydrofinishing

Chapitre V: Technologie et Théorie du Transfert de Chaleur

1) Théorie sur les modes de transfert de chaleur :

Dans le secteur du raffinage et de la pétrochimie, la quasi-totalité des processus s'appuie sur la température en tant que variable opérationnelle majeure, que ce soit pour la vaporisation d'un mélange d'hydrocarbures lors de la distillation ou pour d'autres opérations unitaires.

Il est toujours indispensable de régler la température au niveau nécessaire pour l'opération à effectuer. Les équipements permettant de régler cette variable opératoire sont essentiels à de nombreux aspects d'un processus.

La science du transfert thermique ou la théorie de l'échange thermique étudie la diffusion de la chaleur entre des corps ou des substances à des températures distinctes T_1 et T_2 . On distingue trois modes de transmission thermique : la conduction, la convection et le rayonnement.

a) Transfert de chaleur par conduction :

La conduction thermique représente un passage d'énergie interne résultant des interactions microscopiques entre les particules formant le système. On la retrouve dans toutes les matières, peu importe leur forme physique (solide, liquide ou gaz). La théorie de la conduction est basée sur la loi de Fourier. Dans le contexte d'une conduction unidirectionnelle le long de l'axe des x , cette dernière se formule comme suit :

$$\phi = - \lambda S \frac{dT}{dx}$$

ϕ : Flux de chaleur transmis par conduction (w)

λ : Conductivité thermique du milieu (w/m K) ou (kcal/h. m. °C)

$\frac{dT}{dx}$: Gradient de température le long de l'axe x (K/m)

S : Surface de passage du flux de chaleur, S est perpendiculaire à la direction du flux de chaleur (m²)

(-) : Signifie que le flux de chaleur progresse dans le sens opposé au gradient de température, c'est-à-dire, des températures les plus élevées vers les températures les plus basses (ce qui traduit le second principe de la thermodynamique).

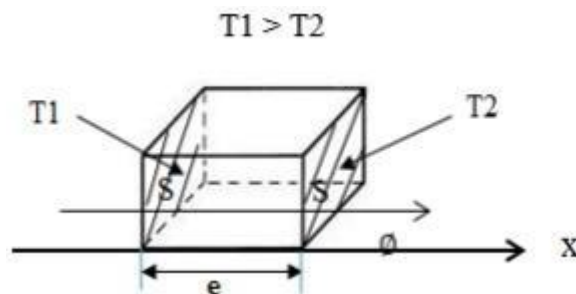


Figure V 1 Transfert thermique par conduction

La relation de Fourier peut s'écrire sous la forme suivante :

$$R_{th} = \frac{e}{\lambda S}$$

R_{th} : Résistance thermique (K /w) ou (°C/w)

b) Transfert de chaleur par convection :

Cette méthode de transfert est propre aux fluides. Outre le transfert de chaleur par conduction qui est toujours présent dans les substances (à l'échelle microscopique), les fluides présentent un transfert de chaleur induit par leur mouvement (à l'échelle macroscopique). Ainsi, la convection peut être décrite comme la combinaison de deux formes de transfert thermique. On distingue deux catégories de convection.

i) Transfert de chaleur par convection naturelle :

La convection naturelle a lieu lorsque le déplacement du fluide est uniquement causé par la force de flottabilité d'Archimède. Par exemple, l'air chaud s'élève tandis que l'air froid descend. Ce phénomène se rencontre dans diverses situations, telles que le transfert de chaleur entre un radiateur et les zones froides d'une pièce.

ii) Transfert de chaleur par convection forcée :

Dans le cas de la convection forcée, le mouvement du fluide est attribué à une influence extérieure (pompe, ventilateur, agitation, etc.). Dans ce type de transfert, la force d'Archimède est souvent négligeable.

La loi de Newton régit le transfert de chaleur par convection.

$$\phi = h (T_P - T_{\infty})$$

ϕ : Flux de chaleur transmis par convection (w)

h : Coefficient de transfert de chaleur par convection (w /m K)

T_P : Température de surface du solide (K) ou (°C)

T_{∞} : Température du fluide loin de la surface du solide (K) ou ($^{\circ}\text{C}$)

S : Surface de contact solide /fluide (m^2)

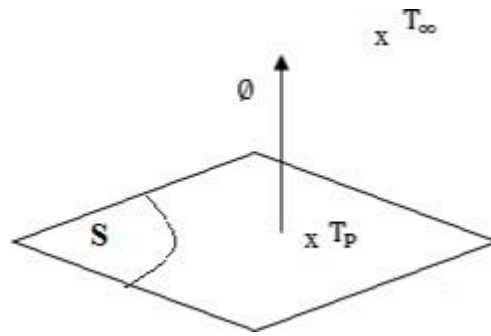


Figure V 2 Transfert de chaleur par convection à travers une surface de contact solide-fluide

c) Transfert de chaleur par rayonnement :

Le transfert de chaleur par rayonnement désigne le passage d'énergie thermique sous forme d'ondes électromagnétiques similaire à celle de la lumière.

En réalité, tout objet, même lorsqu'il est dans le vide, produit de l'énergie thermique sous forme de rayonnement. Cette émission prend d'autant plus d'importance lorsque la température du corps émetteur est élevée. La loi de Stefan-Boltzmann régit le rayonnement pour un corps noir :

$$\phi = \sigma S T^4$$

ϕ : Flux de chaleur transmis par rayonnement ()

σ : Constante de Stefan-Boltzmann égale à $5.67 \cdot 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{K}^{-4}$

T : Température du corps (K) ou ($^{\circ}\text{C}$)

S : Surface du corps (m^2)

Pour un corps réel (corps gris), on introduit l'émissivité ε (avec $0 < \varepsilon < 1$). Pour un transfert de chaleur par rayonnement entre une surface solide et le milieu environnant, la relation de Stefan-Boltzmann s'écrit :

$$\phi = \sigma S \varepsilon (T_p^4 - T_{\infty}^4)$$

T_p : Température de la paroi (K)

T_{∞} : Température du milieu environnant (K)

2) Technologie des échangeurs de chaleur :

Un échangeur de chaleur, comme son nom le suggère, est un dispositif conçu pour transférer la chaleur d'un fluide à un autre. Dans les échangeurs de chaleur standard, une paroi sépare les deux fluides et l'échange thermique s'effectue principalement par conduction, la transmission de chaleur du fluide à la paroi étant essentiellement due à la convection.

Les échangeurs de chaleur peuvent remplir diverses fonctions, potentiellement simultanées, en lien avec les objectifs concernant l'un ou les deux fluides impliqués dans l'échange.

- La fonction de refroidissement
- La fonction de réchauffement
- La fonction de condensation
- La fonction d'évaporation

3) Classification des échangeurs de chaleur :

a) Selon les procédés de transfert :

Un échangeur à contact direct : dans ce type d'échangeur, le transfert thermique s'effectue par mélange intime entre deux (ou plusieurs) fluides.

Les échangeurs à contact indirect : dans ce type d'échangeur, le transfert de chaleur se produit à travers une surface solide qui sépare les fluides.

b) Selon la compacité :

La compacité d'un échangeur se définit par le rapport entre la surface d'échange et le volume de l'échangeur.

c) Selon le sens d'écoulement des fluides :

Trois types d'échangeurs peuvent être identifiés en fonction des directions d'écoulement des deux fluides :

- Échangeur à co-courant (ou à flux parallèle) : les deux fluides circulent parallèlement et dans la même direction.
- Échangeur à contre-courant : les deux fluides circulent parallèlement mais dans des directions contraires
- Échangeur à courants croisés : les deux fluides circulent selon des directions perpendiculaires.

d) Selon la surface d'échange :

- Les échangeurs à plaques

- Les échangeurs spiraux
- Les échangeurs à double tube
- Echangeur à faisceau et calandre

4) Echangeur faisceau et calandre :

Dans les unités de transformation des secteurs chimique et pétrochimique, ce genre d'échangeurs est de très loin le plus courant. Un ensemble de tubes est positionné au sein d'une calandre où s'écoule le second fluide. On retrouve également ce concept dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours à plusieurs tubes.

Le faisceau est installé sur deux plaques tubulaires connectées à des boîtes de distribution, qui garantissent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passages. Le faisceau équipé de chicanes est contenu dans une calandre qui possède des conduits d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule en dehors des tubes du faisceau, suivant un trajet déterminé par les chicanes.

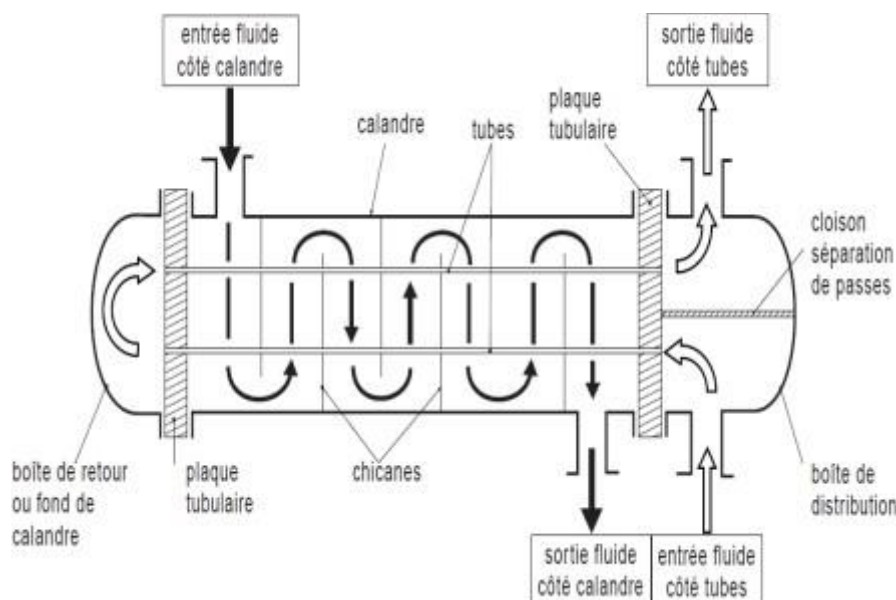


Figure V 3 Echangeur faisceau et calandre

5) Rôle des fours dans l'industrie pétrolière :

Dans la majorité des installations, l'énergie thermique nécessaire au processus est fournie par des fours à chauffage direct où l'énergie générée par la combustion est directement transmise au fluide à réchauffer qui passe à l'intérieur d'un serpentin tubulaire (ou faisceau de tubes). En fonction de l'impact de la chaleur sur le fluide de procédé, on peut différencier :

a) Les fours de réchauffage sans changement de phase :

Dans ces cas, le fluide de charge ne reçoit que la chaleur sensible, qu'elle soit sous forme de liquide ou de vapeur. C'est le cas, par exemple :

- Des fours d'unités de reformage catalytique où la charge, déjà sous forme gazeuse à l'entrée des fours, est portée à la température requise pour permettre les réactions chimiques sur les lits catalytiques.
- Des fours (à huile chaude) employés en tant que fluide caloporteur (moyen de transfert thermique).
- Des chauffeurs de vapeur autonomes, indépendants des fours de vapocraquage, lorsque la vapeur dès les échangeurs de chaleur ne sont pas en surchauffe dans la zone de convection.

b) Les fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle :

On trouve notamment ce type de fonctionnement dans les unités de distillation : fours de distillation sous vide ou atmosphérique, et fours de rebouillage. Dans ces fours, la charge est chauffée au-delà de son point de bulle en utilisant la chaleur sensible et la chaleur latente de vaporisation afin d'atteindre le degré de vaporisation requis.

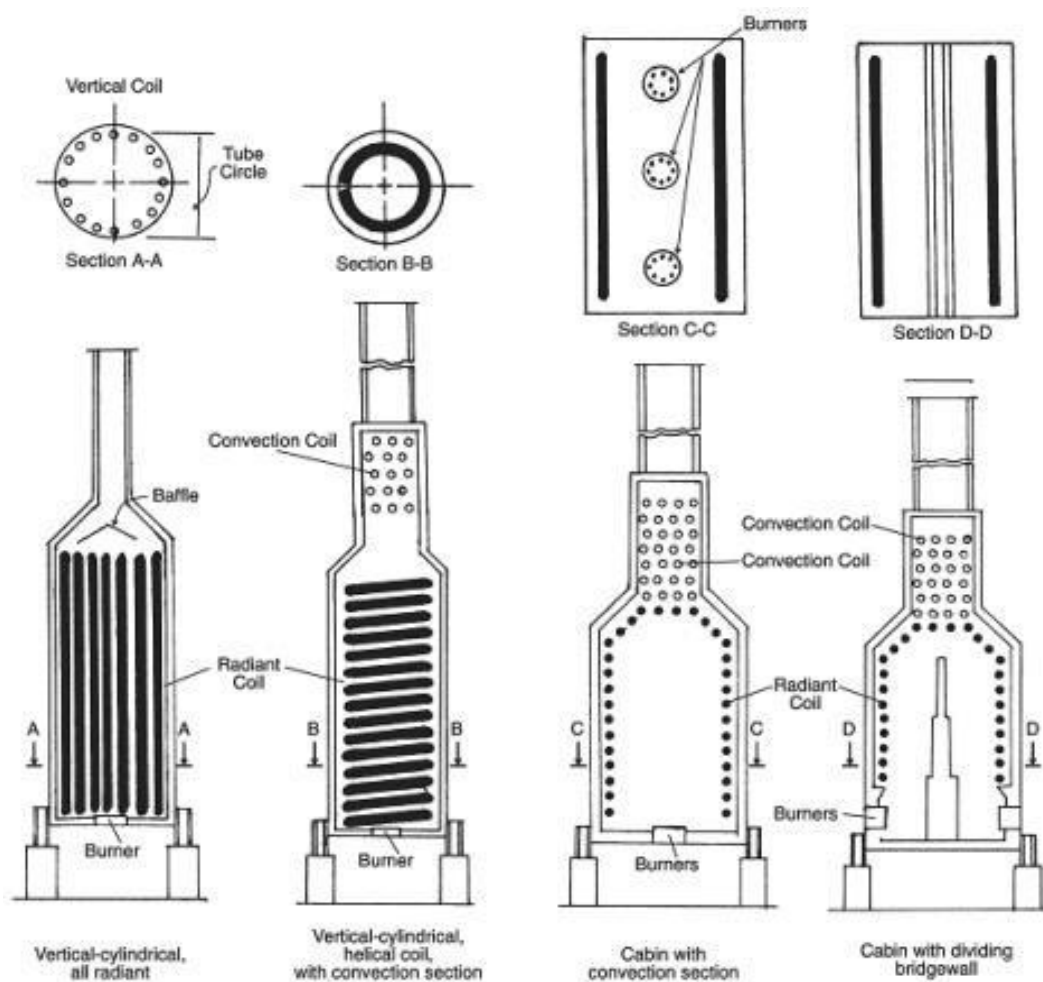


Figure V 4 Schéma d'un four classique

6) Les types des fours industriels :

On classe essentiellement les fours industriels selon leur mode d'opération (continu ou intermittent) et selon le procédé utilisé (fusion, traitement thermique, cuisson). Ils emploient diverses sources d'énergie (gaz, électricité, fuel) et englobent des catégories variées adaptées aux exigences de chaque secteur, tels que la métallurgie, la cimenterie, la céramique et le raffinage pétrolier.

Voici une description détaillée des différentes catégories de fours industriels :

a) Classification par méthode de fonctionnement :

Fours à passage continu : Le produit circule en continu à travers le four. Ce mode est couramment employé dans la production à grande échelle (Fours tunnels, fours de raffinerie).

Fours à charge intermittente (ou discontinus) : La charge demeure statique durant le processus, avec un cycle thermique programmé dans le temps (fours à chambre, à sole, à cloche).

b) Classification par procédé ou secteur industriel :

Traitement thermique : Fours à plat fixe, fours à cloche, fours à circulation d'air.

Métallurgie et Fusion : Fours à arc électrique, fours à induction, fours à creuset.

Usine de ciment et minéraux : fours rotatifs.

Céramique : Fours à sole élévatrice, fours intermittents.

Séchage et Revêtement : Étuves et fours de séchage.

c) Classification par méthode de chauffage :

Direct : Interaction directe entre les gaz de combustion et les produits (le transfert thermique se fait sans barrière physique).

Indirect : Réchauffement via une paroi étanche (moufle ou tubes de serpentín), couramment employé pour prévenir toute contamination ou interaction chimique indésirable avec les gaz de combustion.

d) Classification par type d'énergie utilisée :

Gaz naturel ou gaz de pétrole liquéfié (GPL) / Gaz de raffinerie (Fuel Gas) Énergie électrique. Fuel lourd (FL) ou fuel domestique (FOD).

PARTIE II : CALCULS ET RÉSULTATS

Chapitre VI: Caractéristiques Thermiques des Fluides

1) Introduction

Les caractéristiques thermiques des fluides sont cruciales pour l'analyse et la conception des dispositifs de transfert de chaleur employés dans le secteur pétrolier. Les caractéristiques les plus notables incluent la chaleur spécifique, la conductivité thermique, la densité et la viscosité dynamique. Ces caractéristiques affectent directement les processus de transfert thermique ainsi que le mouvement des fluides dans les tuyaux et les échangeurs de chaleur. Dans ce chapitre, une analyse comparative des propriétés thermiques du Brut Réduit Atmosphérique (BRA) et de l'huile de base SAE10 est conduite dans une plage de températures allant de 200 à 300 °C. L'évolution de chaque caractéristique en fonction de la température est illustrée par des tableaux de valeurs et des représentations graphiques. Des relations de corrélation sont également créées pour quantifier le comportement de ces deux fluides. L'examen des résultats mettra en lumière l'impact de la température sur les caractéristiques thermiques du BRA et de l'huile de base SAE10, tout en soulignant les disparités entre ces deux fluides de procédé.

2) Variation de la Chaleur Spécifique en Fonction de la Température

Tableau VI 1 Variation de la chaleur spécifique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Température (°C)	Chaleur spécifique (kcal/kg °C)	
	BRA	Huile de base SAE10
200	0,6138	0,599
220	0,6358	0,6164
240	0,6578	0,6338
260	0,6798	0,6512
280	0,7018	0,6686

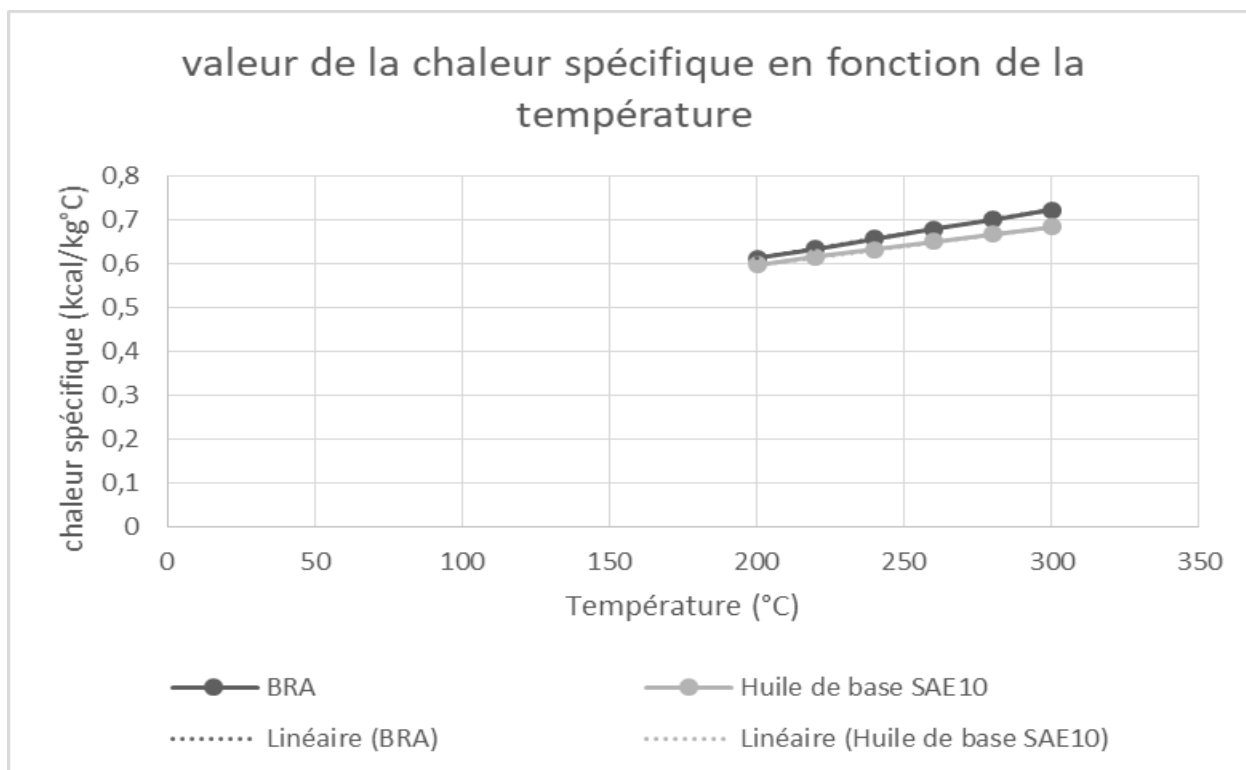


Figure VI 1 Variation de la chaleur spécifique des deux fluides en fonction de la température

La variation de la chaleur spécifique en fonction de la température est approximativement Linéaire dans l'intervalle étudié. On a obtenu les équations de régression suivantes :

Équation de Brut Réduit Atmosphérique (BRA)

$$C_{p_{BRA}} = 0.0011T + 0.3938 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C}$$

Équation de Huile de base SAE10

$$C_{p_{SAE10}} = 0.00087T + 0.425 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C}$$

Avec un coefficient de détermination $R^2 \approx 1$.

3) Variation de la viscosité dynamique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Tableau VI 2 Variation de la viscosité dynamique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température.

Température (°C)	Viscosité dynamique (Kg/m.s)	
	BRA	Les huile de base SAE10
200	0,00251145	0,00115
220	0,00168986	0,00097488
240	0,00113674	0,00082643
260	0,00076445	0,00070058
280	0,00051395	0,0005939

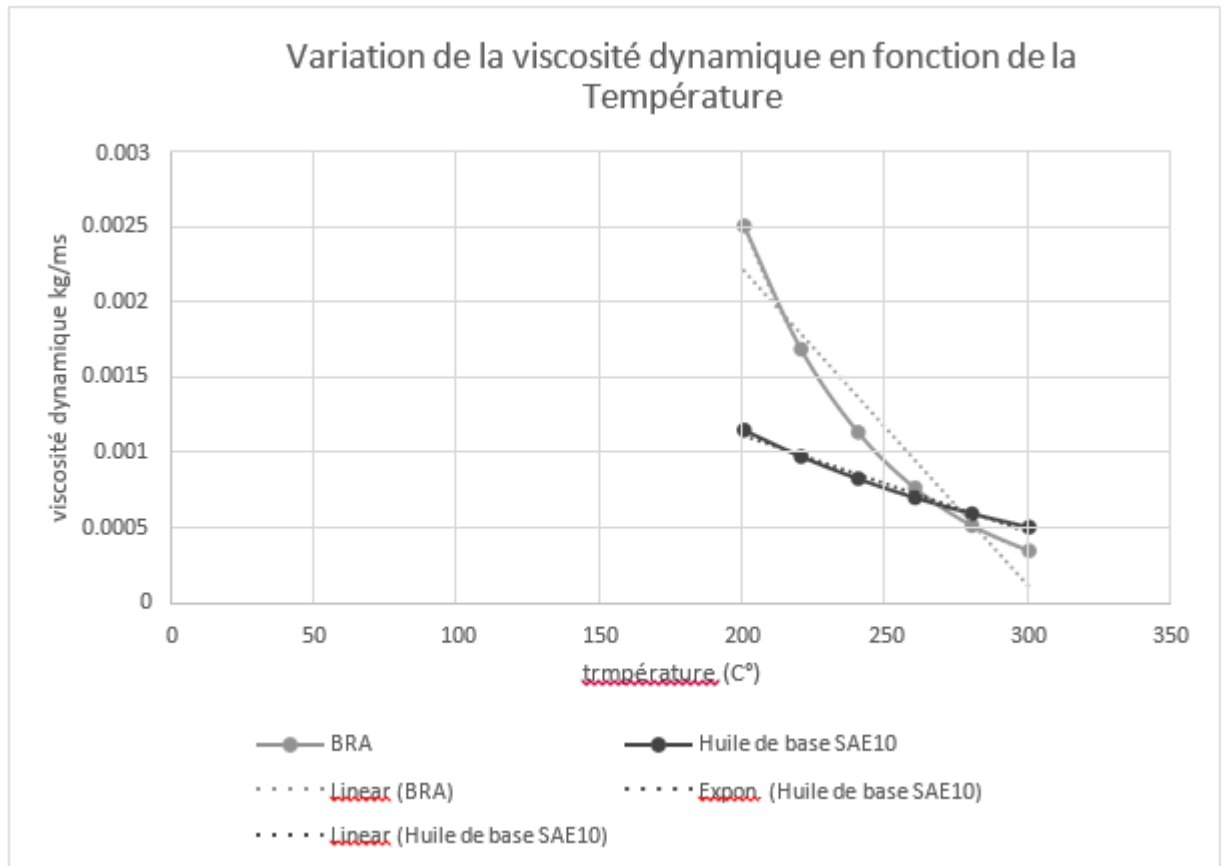


Figure VI 2 Variation de la viscosité dynamique des deux fluides en fonction de la température

Équation de Brut Réduit Atmosphérique (BRA)

$$\mu_{\text{BRA}} = 0,0996e^{-0,0189T} \text{ kg/m. s}$$

Équation de Huile de base SAE10

$$\mu_{\text{SAE10}} = 0,00642e^{-0,0085T} \text{ kg/m. s}$$

La diminution de la viscosité est plus prononcée pour le BRA que pour l'huile de base SAE10, suggérant une réaction plus sensible de ce liquide à la hausse de la température.

4) Variation de la masse volumique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Tableau VI 3 Variation de la masse volumique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Température (°C)	Masse volumique	
	BRA	Les huiles de base SAE10
200	787,16	757,2
220	774,5	746,26
240	761,84	735,32
260	749,18	724,38
280	736,52	713,44
300	723,86	702,5

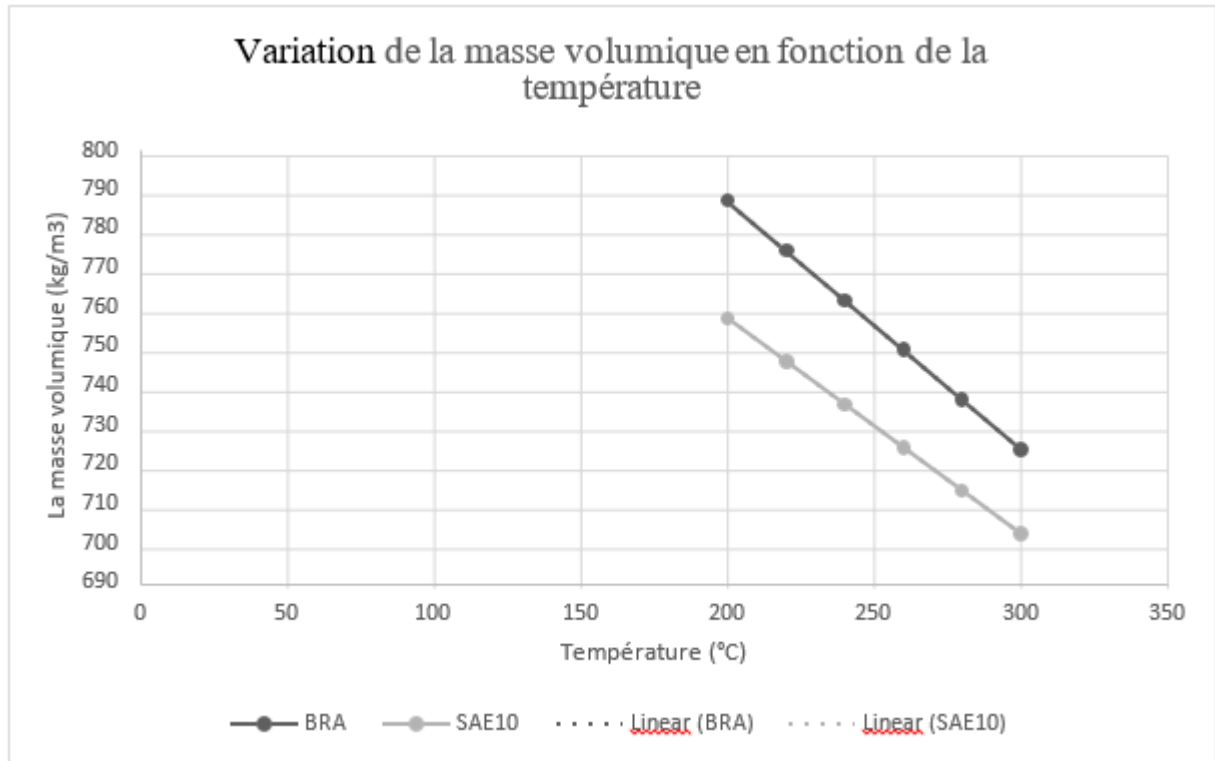


Figure VI 3 Variation de la masse volumique des deux fluides en fonction de la température

Équation de Brut Réduit Atmosphérique (BRA)

$$\rho_{\text{BRA}} = -0.633T + 913.76 \text{ kg/m}^3$$

Équation de Huile de base SAE10

$$\rho_{\text{SAE10}} = -0.547T + 866.60 \text{ kg/m}^3$$

Il est observé que la densité du BRA dépasse celle de l'huile de base SAE10 sur l'ensemble de l'éventail de températures analysé. Avec l'élévation de la température, la densité des deux liquides se réduit.

5) Variation de la conductivité thermique du BRA et de l'huile de base SAE10 en fonction de la température

Tableau VI 4 Valeurs de la conductivité thermique du BRA et de l'huile de base SAE10 à différentes températures.

Température (°C)	Conductivité thermique	
	BRA	Les huiles de base SAE10
200	0,0935	0,119
220	0,0915	0,1178
240	0,0895	0,1166
260	0,0875	0,1154
280	0,0855	0,1142
300	0,0835	0,113

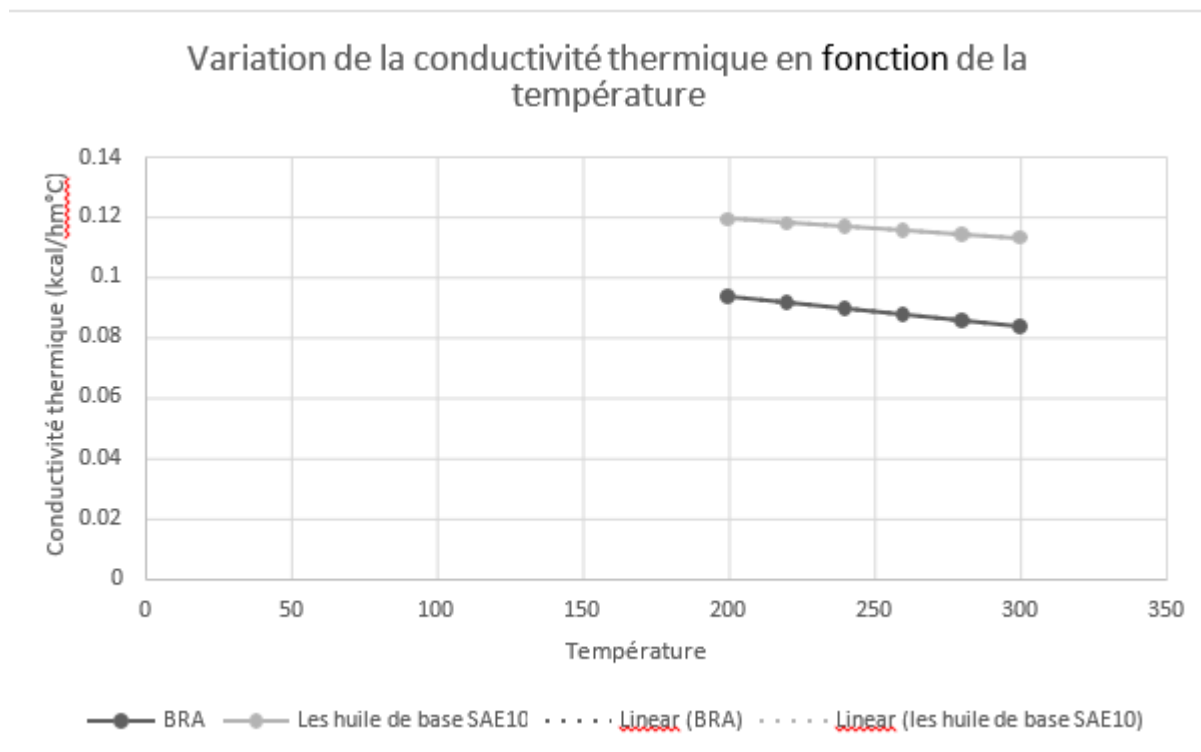


Figure VI 4 Variation de la conductivité thermique des deux fluides en fonction de la température

Équation de la conductivité thermique du BRA

$$\lambda_{\text{BRA}} = -0,0001T + 0,1135 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}$$

Équation de la conductivité thermique de l'huile de base SAE10

$$\lambda_{\text{SAE10}} = -0,0006T + 0,131 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}$$

On constate que la conductivité thermique de l'huile de base SAE 10 est plus élevée que celle du BRA. La conductivité thermique des deux liquides décroît avec l'élévation de la température

Chapitre VII: Vérification du Rendement du Four H101

1) Bilan thermique du four (cas design vs cas réel)

Dans l'unité U100, les conditions d'opération réelles ont été évaluées et comparées avec les données de conception initiales du four H101.

Tableau VII 1 Comparaison des conditions de marche du four H101 entre le cas de design et le cas réel

Caractéristiques	Cas Design	Cas Réel
Nombre de passes (Radiation / Convection)	2 / 2	2 / 2
Nombre de tubes (Radiation / Convection)	52 / 24	52 / 24
Température d'entrée de la charge (°C)	280	233
Température de sortie de la charge (°C)	380	380
Débit de la charge (t/h)	56.50	45.16
Débit de fuel gaz (m ³ /h)	884	960
Perte de charge (bar)	8	8

Les conditions de fonctionnement réelles ont été mesurées au niveau de l'unité U100 et comparées avec les données de conception du four H101. Les résultats obtenus soulignent une détérioration des performances thermiques du four H101 dans les conditions d'utilisation opérationnelles.

2) Analyse comparative des données opératoires

L'analyse comparative révèle une dégradation significative des performances thermiques du four H101 dans les conditions d'exploitation réelles.

En effet, bien que le débit de charge (Résidu atmosphérique RAT) traité soit inférieur à la valeur nominale (45,16 t/h par rapport à 56,50 t/h), soit un taux de charge de seulement 80 %), la consommation de fuel gaz (gaz combustible) est nettement plus élevée, atteignant 960 Nm³/h contre 884Nm³/h selon les données de conception. Cette surconsommation résulte directement de la diminution de la température d'entrée du RAT (233 °C au lieu de 280 °C), ce qui illustre un manque évident d'efficacité du train de préchauffe en amont.

3) Calcul de la chaleur dégagée par la combustion du fuel gaz et des pertes

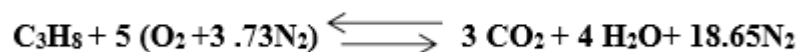
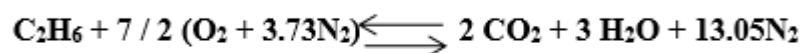
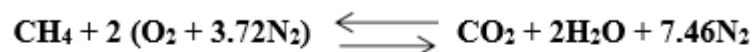
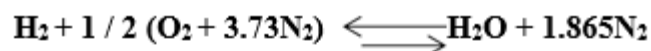
a) Réactions de combustion

Le calcul est basé sur les équations stœchiométriques de la combustion des hydrocarbures ayant la formule chimique générale suivante :



Soit la composition d'air : $N_2 = 78.07 \%$, $O_2 = 20.93\%$ et 1% autre gaz, donc on trouve pour Chaque mole O_2 un nombre de 3.73 de N_2

Les réactions qui peuvent avoir lieu sont :



Ces réactions aident à calculer le volume d'oxygène, et par conséquent d'air requis pour la combustion, ainsi que la quantité de fumées produite lors du processus de combustion.

4) Excès d'air :

Pour garantir une combustion totale et prévenir la production de monoxyde de carbone, l'utilisation d'un surplus d'air est indispensable. Toutefois, une quantité trop importante accroît les pertes thermiques à travers les fumées. Pour les fours qui fonctionnent au gaz, il est habituellement conseillé d'utiliser un surplus d'air variant entre 20 et 30 %. Dans ce travail de recherche, on a arrêté une proportion de 25 %.

5) Détermination du rendement thermique du four H101

Pour évaluer l'efficacité du four H101 design, il est nécessaire de connaître la valeur design du surplus d'air (25%) et la température des fumes (335C°).

$$\eta (\%) = \frac{H_c - H_f - H_{perte}}{Q_{entrée}} * 100$$

- H_f = L'enthalpie des fumées est déterminée en fonction de leur composition à la température de sortie de la cheminée.
- H_c = représente l'enthalpie de combustion, qui est équivalente au pouvoir calorifique du gaz combustible ajouté à la chaleur sensible de la combustion et à la chaleur sensible de l'air de combustion.
- H_{pertes} = la quantité de chaleur perdue par les parois du four près plus la quantité de chaleur absorbée à l'intérieur du four.

Le tableau présente la composition et le volume de fumées produit, ainsi que le besoin théorique en oxygène pour la combustion, calculé à partir de 100 Nm³ de gaz combustible.

6) Bilans de composition des fumées

Les tableaux VII.2 et VII.3 synthétisent les volumes d'oxygène requis et la composition des fumées générées pour une base de calcul de 100Nm³ de fuel gaz.

Tableau VII 2 Composition des fumées (cas design).

Constituants du combustible	Pourcentags molaires Y _i	O ₂ de la combustin Nm ³	Composition des fumées				Constituants du combustible
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
H ₂	1.25	0.625	-	1.25	-	2.33	H ₂
C ₁	84.29	168.58	84.2 9	168.5 8	-	629	C ₁
C ₂	7.6	26.6	15.2	22.8	-	99	C ₂
C ₃	5.97	29.85	17.9 1	23.88	-	111.4	C ₃
iC ₄	0.29	1.885	1.16	1.45	-	7.03	iC ₄
nC ₄	0.44	2.86	1.76	2.2	-	10.7	nC ₄
iC ₅	0.1	0.8	0.5	0.6	-	3.0	iC ₅
nC ₅	0.06	0.48	0.3	0.36	-	1.8	nC ₅
TOTAL	100	231.68	-	-	-	864.2 0	Air de combustion
O ₂ dans l'excès d'air		57.92	121.12	221.12	57.92	1080	TOTAL
O ₂ dans l'air de Combustion		289.6	08.18%	14.94	03.91	72.97	Pourcentage molaire
N ₂ dans l'air de		1080		%	%	%	

Combustion						
Nombres de Nm³ d'air de combustion pour 100 Nm³ de gaz combustible	1369.8	1480				Nombre de Nm³ de fumées pour 100 Nm³ de gaz combustible

Tableau VII 3 Composition des fumées (cas réel).

Constituants du combustible	Pourcentags molaires Y _i	O ₂ de la combustin Nm ³	Composition des fumées				Constituants du combustible
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
H ₂	26.68	13.34	-	26.68	-	49.7	H ₂
C ₁	67.04	134.08	67.04	134.08	-	50.01	C ₁
C ₂	4.82	16.87	9.64	14.46	-	62.9	C ₂
C ₃	0.92	4.7	2.82	3.76	-	17.5	C ₃
iC ₄	0.22	1.43	0.88	1.1	-	5.1	iC ₄
nC ₄	0.21	1.37	0.84	1.05	-	5.3	nC ₄
iC ₅	0.04	0.32	0.2	0.24	-	1.5	iC ₅
nC ₅	0.05	0.4	0.25	0.3	-	1.2	nC ₅
TOTAL	100	172.51	-	-	-	643.3	Air de combustion
O₂ dans l'excès		43.13	81.67	181.67	43.13	804.3	TOTAL
O₂ dans l'air de combustion		215.64	7.35%	16.36 %	3.88 %	72.41	Pourcentage molaire
N₂ dans l'air de		804.3				%	

Nombres de Nm³ d'air de combustion pour 100 Nm³ de gaz combustible	1019.93	1110.77	Nombre de Nm³ de fumées pour 100 Nm³ de gaz combustible
---	---------	---------	--

7) Calcul la quantité total d'oxygène :

L'excès d'air est égal à 25 %(voir Annexe A), le rapport $N_2/O_2 = 3.73$

Pour le cas design :

$$Q_{O_2 \text{ total}} = Q_{O_2 \text{ consommée}} + Q_{O_2 \text{ dans l'excès d'air}} = 231.68 + 57.92 = 289.6 \text{ Nm}^3$$

Pour le cas réel :

$$Q_{O_2 \text{ total}} = Q_{O_2 \text{ consommée}} + Q_{O_2 \text{ dans l'excès d'air}} = 172.51 + 43.13 = 215.64 \text{ Nm}^3$$

8) Calcul la quantité total du gaz inerte :

Pour le cas design :

$$\text{Le débit du gaz inerte (N}_2\text{) est : } 3.73 \times 289.6 = 1080 \text{ Nm}^3$$

Pour le cas réel :

$$\text{Le débit du gaz inerte (N}_2\text{) est : } 3.73 \times 215.64 = 804.34 \text{ Nm}^3$$

La composition finale des fumées = la sommes des composants au sorite du fur Pour le cas design:

$$Q_{\text{tt fumées}} = CO_2 + H_2O + O_2 \text{ en excès} + N_2 \text{ total} = 1480 \text{ Nm}^3$$

Pour le cas réel :

$$Q_{\text{tt fumées}} = CO_2 + H_2O + O_2 \text{ en excès} + N_2 \text{ total} = 1110.81 \text{ Nm}^3$$

9) Calcul de la quantité des fumées formée par la combustion de 1 kg de gaz:

La quantité des fumées formées par la combustion de 1 kg de gaz combustible est déterminée en calculant les paramètres suivants :

10) Masse moléculaire des fumées :

Pour le cas design :

$$M_F = \sum (M_i * Y_i) = M_{CO_2} * Y_{CO_2} + M_{O_2} * Y_{O_2} + M_{H_2O} * Y_{H_2O} + M_{N_2} * Y_{N_2}$$

$$M_F = 27.97 \text{ kg / kmole.}$$

Pour le cas réel :

$$M_F = \sum (M_i * Y_i) = M_{CO_2} * Y_{CO_2} + M_{O_2} * Y_{O_2} + M_{H_2O} * Y_{H_2O} + M_{N_2} * Y_{N_2}$$

$$M_F = 27.69 \text{ kg/kmole}$$

11) Masse volumique des fumées aux conditions normales de T° et de P :

Pour le cas design :

$$\rho_F = 27.97 / 22.4 = 1.248 \text{ kg / Nm}^3$$

Pour le cas réel :

$$\rho_F = 27.69 / 22.4 = 1.236 \text{ kg/Nm}^3$$

12) Masse moléculaire du gaz combustible :

Pour le cas design :

$$M_{com} = \sum (M_i * Y_i) = M_{H_2} * Y_{H_2} + M_{C_1} * Y_{C_1} + M_{C_2} * Y_{C_2} + M_{C_3} * Y_{C_3} + M_{iC_4} * Y_{iC_4} + M_{nC_4} * Y_{nC_4} + M_{iC_5} * Y_{iC_5} + M_{nC_5} * Y_{nC_5}.$$

$$M_{com} = 18.956 \text{ kg / kmole.}$$

Pour le cas réel :

$$M_{com} = \sum (M_i * Y_i) = M_{H_2} * Y_{H_2} + M_{C_1} * Y_{C_1} + M_{C_2} * Y_{C_2} + M_{C_3} * Y_{C_3} + M_{iC_4} * Y_{iC_4} + M_{nC_4} * Y_{nC_4} + M_{iC_5} * Y_{iC_5} + M_{nC_5} * Y_{nC_5}.$$

$$M_{com} = 13.434 \text{ kg / kmole.}$$

13) Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales de T° et de P:

Pour le cas design :

$$\rho_{com} = M_{com} / 22.4 = 18.956 / 22.4 = 0.8462 \text{ kg / Nm}^3$$

Pour le cas réel :

$$\rho_{com} = M_{com}/22.4 = 13.434/22.4 = 0.5997 \text{ kg/Nm}^3$$

- Le volume de fumées :

$$\text{Pour } 100 \text{ Nm}^3 \text{ de fuel gaz} \rightarrow V_f = 1480 \text{ Nm}^3$$

Donc 1 Nm³ de gaz dégage un volume de fumées $V_f = 14.80 \text{ Nm}^3$

Pour 1 kg de fuel gaz $\rightarrow$ la masse des fumées:

$$m_f = \frac{\rho_f * V_f}{\rho_{com}} = \frac{1.248 * 14.80}{0.8462} = 21.82 \text{ kg}$$

Pour le cas réel :

10 Nm³ de fuel gaz dégagent un volume de fumées $V_f = 1110.77 \text{ Nm}^3$

Donc 1 Nm³ de gaz dégage un volume de fumées $V_f = 11.1077 \text{ Nm}^3$

$$m_f = \frac{\rho_f * V_f}{\rho_{com}} = \frac{1.236 * 11.1077}{0.5997} = 22.89 \text{ kg}$$

14) La quantité de l'air nécessaire pour la combustion de 1 kg de gaz :

Pour le cas design :

1Nm³ de gaz combustible nécessite 13,698 Nm³ d'air La masse volumique de l'air = 1,294 kg/Nm³

Pour le cas réel :

100 Nm³ de fuel gaz nécessitent 1019.93 Nm³ d'air. Donc 1Nm³ de gaz combustible nécessite 10.1993 Nm³ d'air. La masse volumique de l'air = 1,294 kg/Nm³

15) Calcul de la quantité de chaleur totale fournie au four ($Q_{entrée}$)

Le volume total de chaleur intégré dans le four H101 ($Q_{entrée}$) est constitué de la chaleur engendrée par la combustion spécifique du gaz (Q_2), à laquelle s'ajoute la chaleur sensible générée par l'air de combustion réchauffé ou introduit (Q_1).

$$Q_{entréd} = Q_1 + Q_2$$

16) Calcul de la chaleur sensible de l'air de combustion (Q_1)

Le flux d'air produit la chaleur, sa dépendance est relative au taux de combustible, à la masse d'air nécessaire par kilogramme de gaz et à la hausse de température. Elle est contrôlée par l'expression :

$$Q_{sens} = m_{air} C_{p_{air}} (T_{air} - T_0)$$

Où :

- $C_{p_{air}} = 0,24 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$ Chaleur spécifique de l'air, extraite de l'Annexe C).
- $T_{air} - T_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ (Écart thermique d'admission).

Le flux thermique horaire injecté par l'air est donné par :

$$Q_1 = G_{com} \cdot \rho_{com} \cdot Q_{sens}$$

Valeurs calculées à insérer :

Cas Design :

$$Q_{sens, design} = 20,95 \times 0,24 \times 20 = 100,56 \text{ kcal/kg de gaz}$$

$$Q_1 = 884 \times 0,8462 \times 100,56 = 75\,222,98 \text{ kcal/h}$$

Cas Réel :

$$Q_{sens} = 22,01 \times 0,24 \times 20 = 105,65 \text{ kcal/kg de gaz}$$

$$Q_1 = 960 \times 0,5997 \times 105,65 = 60\,814,94 \text{ kcal/h}$$

17) Calcul de la chaleur dégagée par la combustion du fuel gaz (Q2)

L'énergie thermique générée à partir du potentiel chimique du gaz naturel est étroitement liée au Pouvoir Calorifique Inférieur (PCI_{com}) du mélange gazeux ainsi qu'au débit massique horaire :

$$Q_2 = G_{com} \cdot PCI_{com}$$

Le calcul du pouvoir calorifique inférieur global se fait à partir de la fraction molaire Y_i et du pouvoir calorifique individuel des composants que vous avez présents dans vos analyses chromatographiques (Tables VII.2 et VII.3) :

$$PCI_{design} = 9\,948,88 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$PCI_{réel} = 7\,502,22 \text{ kcal/Nm}^3$$

Valeurs calculées à insérer :

Cas Design :

$$Q_2 = 884 \times 9\,948,88 = 8\,794\,809,92 \text{ kcal/h}$$

Cas Réel :

$$Q_2 = 960 \times 7\,7502,22 = 7\,202\,131,20 \text{ kcal/h}$$

18) Détermination du flux thermique total d'entrée ($Q_{\text{entrée}}$)

En sommant les apports de l'air et du gaz combustible ($Q_1 + Q_2$), on obtient :

Cas Design :

$$Q_{\text{entrée, design}} = 75\,222,98 + 8794\,809,92 = 8\,870\,032,90 \text{ kcal/h}$$

Cas Réel :

$$Q_{\text{entrée, réel}} = 60\,814,94 + 7202\,131,20 = 7\,262\,946,14 \text{ kcal/h}$$

19) Calcul des pertes thermiques par les parois (Q_{parois})

Conformément aux spécifications techniques du constructeur du four H101, les pertes thermiques à travers les parois réfractaires et la structure du four sont réparties de la manière suivante :

- Pertes par les parois en zone de radiation : 1% de $Q_{\text{entrée}}$
- Pertes par les parois en zone de convection : 0,5% de $Q_{\text{entrée}}$
- Pertes globales cumulées par les parois : 1,5% de $Q_{\text{entrée}}$

La formule générale est :

$$Q_{\text{parois}} = 0,015 \cdot Q_{\text{entrée}}$$

Valeurs calculées à insérer :

Cas Design :

$$Q_{\text{parois, design}} = 0,015 \times 8\,870\,032,90 = 133\,050,49 \text{ kcal/h}$$

Cas Réel :

$$Q_{\text{parois, réel}} = 0,015 \times 7\,262\,946,14 = 108\,944,19 \text{ kcal/h}$$

20) Calcul des pertes thermiques par les fumées ($Q_{\text{fumées}}$)

Les pertes par la cheminée représentent la principale source de perte d'énergie. Elles sont entraînées par la quantité de gaz brûlés évacués à une température élevée :

$$Q_{\text{fumées}} = G_{\text{fumées}} \cdot H_{\text{fumées}}$$

Où :

$G_{\text{fumées}}$ est le débit massique des fumées ($G_{\text{fumées}} = G_{\text{com}} \cdot \rho_{\text{com}} \cdot m_{\text{fumées}}$).

$H_{\text{fumées}}$ est l'enthalpie massique globale des fumées calculée à partir des chaleurs spécifiques individuelles et de la température de sortie de la cheminée ($T_{\text{design}} = 335^{\circ}\text{C}$ et $T_{\text{réel}} = 360^{\circ}\text{C}$).

$$H_{\text{fumées, design}} = 97,043 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{\text{fumées, réel}} = 105,92 \text{ kcal/kg}$$

Le débit massique horaire des fumées s'établit à :

Le débit massique horaire des fumées s'établit à :

$$\text{Cas Design : } G_{\text{fumées}} = 884 \cdot 0,8462 \cdot 21,82 = 16\,324,37 \text{ kg/h}$$

$$\text{Cas Réel : } G_{\text{fumées}} = 960 \cdot 0,599 \cdot 22,89 = 13\,178,05 \text{ kg/h}$$

Valeurs calculées à insérer :

Cas Design :

$$Q_{\text{fumées, design}} = 16\,324,37 \times 97,043 = 1\,584\,685,99 \text{ kcal/h}$$

Cas Réel :

$$Q_{\text{fumées, réel}} = 13\,178,05 \times 105,92 = 1\,395\,819,06 \text{ kcal/h}$$

21) Évaluation des pertes thermiques totales ($Q_{\text{pertes total}}$)

La quantité totale de chaleur perdue se détermine en additionnant les pertes dues aux fuites par les murs et celles causées par la cheminée.

$$Q_{\text{pertes total}} = Q_{\text{parois}} + Q_{\text{fumées}}$$

Valeurs calculées à insérer :

Cas Design :

$$Q_{\text{pertes total, design}} = 133\,050,49 + 1\,584\,685,99 = 1\,717\,736,48 \text{ kcal/h}$$

Cas Réel :

$$Q_{\text{pertes total, réel}} = 108\,944,19 + 1\,395\,819,06 = 1\,504\,763,25 \text{ kcal/h}$$

22) Calcul final du rendement thermique η (%) du four

Le rendement thermique du four H101 s'exprime comme le rapport de la chaleur utile effectivement absorbée par la charge sur la chaleur totale injectée par le combustible :

$$\eta (\%) = [(Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{pertes total}}) / Q_{\text{entrée}}] \cdot 100$$

Valeurs calculées à insérer :

Cas Design : η (%) = 80.63%

Cas Réel : η (%) = 79.28%

23) Tableau récapitulatif du bilan thermique

Le tableau VII.4 propose un récapitulatif complet des flux énergétiques qui entrent, sortent et sont perdus dans le four H101, facilitant ainsi une comparaison directe entre les performances de conception et les performances effectives en opération.

Tableau VII 4 Bilan thermique comparatif du four H101 (Design vs Réel)

Postes du Bilan Thermique	Cas Design (Flux en 10^6 kcal/h)	Cas Réel (Flux en 10^6 kcal/h)
Chaleur totale fournie ($Q_{\text{entrée}}$)	8,87	7,26
Chaleur perdue par les parois (Q_{parois})	0,133	0,109
Chaleur perdue par les fumées ($Q_{\text{fumées}}$)	1,585	1,396
Total des pertes thermiques ($Q_{\text{pertes total}}$)	1,718	1,505
Rendement Thermique η Global (%)	80,63 %	79,28 %

24) Interprétation technique et thermodynamique des résultats

L'analyse quantitative du bilan thermique démontre que le rendement thermique réel du four H101 dans les conditions de marche actuelles (79,28%) subit une baisse significative comparativement à sa valeur nominale de conception (80,63%).

D'un point de vue thermodynamique, cette baisse d'efficacité est intrinsèquement liée à la baisse de la température d'entrée de la charge de Brut Réduit Atmosphérique (RAT), mesurée à 233°C au lieu des 280°C prévus au design. Ce déficit thermique à l'admission de la charge résulte de l'encrassement ou de la perte d'efficacité du train d'échangeurs de préchauffe situé en amont de l'unité U100. Pour compenser ce manque de calories et maintenir la température de sortie de la charge à sa valeur consigne de 380°C, le four est contraint d'augmenter son taux de combustion.

Cela engendre une surconsommation de fuel gaz (960 m³/h au lieu de 884 m³/h au design) et une augmentation corrélative de la température des fumées à la cheminée (360°C au lieu de 335°C), ce qui accroît les pertes par chaleur sensible dans l'atmosphère et dégrade le rendement global de l'installation.

Chapitre VIII : Dimensionnement du Nouvel Échangeur de Chaleur

1) Données de Base et Bilan Thermique

En vue d'optimiser l'efficacité énergétique de l'unité de distillation sous vide U100 de la raffinerie Arzew (RA1/Z), il est suggéré d'installer d'un nouvel échangeur thermique, spécifiquement un échangeur à faisceau tubulaire et calandre (Shell and Tube Heat Exchanger). Cet équipement est conçu pour capter une portion de l'énergie thermique des rejets chauds du processus afin de préchauffer la charge de Résidu Atmosphérique (RAT). Cela réduit considérablement la consommation de fuel gaz au niveau du four H101 et optimise l'efficacité thermique globale de l'installation.

L'équipement introduit un gain thermique intermédiaire de 47°C sur le fluide froid (le portant de 160 °C à 207 °C), contribuant de cette manière à rétablir la température finale de préchauffe globale à la température cible de 280 °C.

2) Type de l'échangeur choisi et justification technologique

Le choix retenu pour le nouvel équipement est un échangeur de chaleur à faisceau et calandre. Selon les normes du secteur du raffinage (notamment les standards TEMA - Tubular Exchanger Manufacturers Association) [8], cette décision s'appuie sur des critères techniques rigoureux :

Configuration géométrique de l'appareil : Il se compose d'une enveloppe cylindrique (calandre) abritant à un faisceau de tubes fixés à des plaques tubulaires. Le flux se réalise à travers deux circuits indépendants : le circuit « tubes » et le circuit « calandre ».

Systèmes de direction (Chicanes) : Des chicanes transversales segmentées sont mises en place pour le fluide qui passe côté calandre, dans l'optimisation de modifier le sens du flux, d'accroître sa vitesse, de générer une turbulence intense et de par conséquent de maximiser le coefficient de transfert thermique local, essentiel pour le traitement des huiles visqueuses.

Justification industrielle : Ce genre d'équipement normalisé présente une excellente robustesse mécanique face aux hautes pressions et températures de la distillation sous vide, une vaste flexibilité de surface et autorise un nettoyage mécanique intégral, ce qui est essentiel pour les fluides fortement encrassant tels que le RAT ou le Résidu Sous Vide (RSV).

3) Données de base du dimensionnement

Le calcul de la capacité calorifique et de la surface d'échange nécessaire s'appuie sur la détermination précise des paramètres opérationnels et des propriétés physico-chimiques des deux fluides, évaluées à leurs températures moyennes de mélange (température calorique).

Tableau VIII 1 Données nécessaires pour le calcul de l'échangeur.

Propriété du fluide	Côté calandre (fluide chaud)	Côté tube (fluide froid)
Nature du fluide	Huile de base SAE10	Brut Réduit Atmosphérique
Température d'entrée T_e (°C)	300	160
Température de sortie T_s (°C)	260	207
Capacité calorifique moyenne C_p (kJ/kg°C)	2.798	2.495
Conductivité thermique λ (W/m .K)	0.133	0.110
Viscosité dynamique μ (kg/m.s)	0.000594	0.00310
Masse volumique ρ (kg/m ³)	713	797
Débit massique (kg/h)	À déterminer	45 160

4) Hypothèses fondamentales de calcul

Dans le cadre de l'exécution des équations de transfert, les hypothèses simplificatrices usuelles du génie des procédés sont retenues :

Régime permanent : les débits et les températures en tout point de l'appareil sont indépendants du temps ($\partial/\partial t = 0$)

Échange adiabatique total : Grâce à l'isolation thermique de l'enveloppe, les déperditions de chaleur à travers la calandre vers l'environnement extérieur sont considérées comme négligeables.

Absence de changement de phase : La transmission d'énergie se réalise en mode monophasique pur (uniquement par le biais de la chaleur sensible).

Constance des propriétés thermophysiques : On suppose que les chaleurs spécifiques (C_p) et les coefficients de transfert locaux demeurent fixes calculés aux températures caloriques moyennes des fluides

a) Bilan thermique

La puissance calorifique globale de l'échangeur est calculée par la relation fondamentale de conservation de l'énergie (premier principe de la thermodynamique). En configuration adiabatique, la puissance cédée par le fluide chaud est intégralement reçue par le fluide froid :

$$Q = m_h \cdot C_{ph} \cdot (T_{h,e} - T_{h,s}) = m_c \cdot C_{pc} \cdot (T_{c,s} - T_{c,e})$$

Puissance thermique réelle absorbée par le BRA (Q_{abs}):

$$m_{BRA} = 45610/3600 = 12.544 \text{ kg/s}$$

$$Q_{abs} = 12,544 \times 2,495 \times (206 - 161) = 1408,43 \text{ KW} = 1,41 \text{ MW}$$

Débit d'huile de base nécessaire (M), avec un rendement standard de l'échangeur de $\eta_c = 0,94$:

$$M = 1408,43 / [0,94 \times 2,798 (300 - 260)] = 13,39 \text{ kg/s} = 48\,190 \text{ kg/h} (48,19 \text{ T/h})$$

b) DTLM et facteur de correction

La force motrice thermique fluctue à travers tout l'appareil. Dans un écoulement à contrecourant pur, cette force motrice moyenne est symbolisée par la Différence de Température Logarithmique Moyenne (DTLM), établie par l'équation de Kern :

$$DTLM = \Delta T_1 - \Delta T_2 / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$$

Avec les pincements thermiques aux extrémités de l'appareil :

$$\Delta T_1 = T_{h,e} - T_{c,s} = 300 - 206 = 94 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,s} - T_{c,e} = 260 - 160 = 100 \text{ °C}$$

$$DTLM = 100 - 93 / \ln (100/93)$$

$$DTLM = 96,4 \text{ °C}$$

Pour un échangeur à faisceau et calandre avec plusieurs passes coté tubes, il est obligatoire d'introduire un facteur de correction F.

Les paramètres adimensionnels sont:

$$R = (T_{h,e} - T_{h,s}) / (T_{c,s} - T_{c,e}) = (206 - 160) / (300 - 160) = 0,89$$

$$P = (T_{c,s} - T_{c,e}) / (T_{h,e} - T_{c,e}) = (207 - 160) / (300 - 160) = 0,336$$

Pour un échangeur 1-4 (1 passe calandre, 4 passes tubes), le facteur F lu sur l'abaque de Kern

(l'annexe P) est : $F = 0,97$.

La différence de température effective est donc :

$$DTLM_{\text{corrigée}} = 0,97 \times 96,48 = 93,59^{\circ}\text{C}$$

5) Choix de la Géométrie de l'Appareil

L'échangeur de chaleur récemment conçu pour l'installation U100 de la raffinerie d'Arzew est calibré en conformité avec les normes TEMA (Tubulaire Exchanger Manufacturer Association) Classe R, appropriées aux opérations pétrolières rigoureuses. Le modèle sélectionné est le TEMA AES avec tête flottante, qui permet l'obtention du faisceau pour le nettoyage et la vérification.

6) Choix de l'emplacement des fluides

L'établissement de la localisation des fluides dans l'échangeur à faisceau tubulaire est essentiel pour le dimensionnement thermique et hydraulique.

Pour le nouvel échangeur situé à l'unité U100, le Résidu Atmosphérique (RAT) est disposé du côté des tubes. Le choix est motivé par son caractère fortement encrassant, qui nécessite des actions de nettoyage périodique. La traversée du RAT à travers les tubes facilite les opérations de nettoyage mécanique et d'entretien du faisceau tubulaire.

En contrepartie, le fluide chauffé est placé du côté de la calandre. Cette configuration optimise le transfert thermique global. : L'installation des chicanes transversales permet de générer une turbulence intense au sein de la calandre, maximisant ainsi le coefficient de transfert de chaleur.

Tableau VIII 2 Configuration des fluides

Paramètre	Configuration
Fluide froid (RAT)	Cote tubes
Fluide caloporteur (huile SAE10)	Cote calandre
Mode d'écoulement	A contre-courant
Type TEMA	AES, Classe R (service raffinerie)
Disposition tubes	Carrée (pour nettoyage mécanique)

7) Température Calorique

La température calorique (également connue sous le nom de température de film) est la température de référence à laquelle il faut évaluer les propriétés thermophysiques des fluides pour effectuer des calculs de transfert thermique. Contrairement à une simple moyenne arithmétique, elle

prend en considération la variation non linéaire des propriétés physiques (particulièrement la viscosité) le long de l'échangeur.

D'après la méthode de Kern, le calcul de la température calorique s'exprime par les relations suivantes:

$$T_1=300^{\circ}\text{C}, T_2=260^{\circ}\text{C} \text{ (fluide chaud : SAE 10)}$$

$$t_1=160^{\circ}\text{C}, t_2=207^{\circ}\text{C} \text{ (fluide froid : RAT)}$$

Facteur de correction

$$K_c \text{ (SAE 10)}=0,55 \text{ (fluide contrôlant)}$$

$$K_c \text{ (RAT)}=0,25 F_c=0,5 \text{ (lu sur l'abaque de Colburn – Kern Fig. 17)}$$

Calcul des températures caloriques Fluide chaud :

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

$$T_{c,h}=260+0,5 (300-260)=276,8^{\circ}\text{C}$$

Fluide froid

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

$$T_{c,c}=160+0,5(207-160)=179,7^{\circ}\text{C}$$

Le tableau suivant présente les caractéristiques physiques des deux fluides examinées à des températures calorifiques :

8) Géométrie du Faisceau Tubulaire

a) Diamètre, épaisseur et longueur des tubes

Longueur des tubes : 16 ft = 4,877m

Tubes : Diamètre extérieur $d_0 = 19,05 \cdot 10^{-3}$ m, intérieur $d_i = 14,83 \cdot 10^{-3}$ m (BWG 14 pour la tenue mécanique) .

Surface extérieure d'un tube

$$A_o = \pi \cdot d_o \cdot L$$

Avec :

A_o : surface extérieure du tube (m^2)

d_o : diamètre extérieur du tube (m)

L : longueur du tube (m)

Application :

$$A_o = \pi \times 0,01905 \times 16$$

$$A_o = 0,292 \text{ m}^2$$

Pour la surface intérieure :

$$A_i = \pi \cdot d_i \cdot L$$

Avec :

A_i : surface intérieure du tube (m^2)

d_i : diamètre intérieur du tube (m)

Application :

$$A_i = \pi \times 0,01575 \times 16$$

$$A_i = 0,297 \text{ m}^2$$

Le rapport des surfaces est :

$$\frac{A_o}{A_i} = \frac{d_o}{d_i}$$

Application :

$$\frac{A_o}{A_i} = \frac{19,05}{15,75} = 1,21$$

b) Nombre de passes et nombre total des tubes

Le nombre de tubes est fixé en fonction de la surface d'échange requise et des restrictions de vitesse imposées par les fluides visqueux. On recherche une vitesse de passage du Résidu Atmosphérique RAT dans les tubes comprise entre 0,6 et 2,0 m/s afin d'assurer un transfert thermique efficace tout en minimisant l'érosion mécanique et les pertes de charge.

La vitesse dans les tubes a été calculée à partir de la section de passage correspondante à chaque configuration, puis le nombre de Reynolds a été déterminé afin de vérifier le régime d'écoulement

9) Coefficients de Transfert

L'application de la méthode de Kern permet de valider la surface finale de l'appareil :

Pré-dimensionnement : Avec un coefficient global industriel estimé à $U_s' = 203,44 \text{ W/m}^2\text{°C}$

10) Surface d'Échange

$$A_s' = 1408430 / 203,44 \times 93,59 = 73,89 \text{ m}^2$$

11) Le nombre de tubes estimé est

$$N_t' = 73,89 / 0,292 = 253 \text{ tubes.}$$

Pour respecter un pas carré standardisé de 25,4 mm et 4 passes tubes, les tables TEMA imposent un diamètre de calandre $D_c = 0,591 \text{ m}$ logeant $N_t = 308$ tubes. La surface réelle disponible s'élève ainsi à $A_s = 308 \times 0,292 = 89,936 \text{ m}^2$.

Coefficients de film réels :

Côté Tubes (BRA) : Section par passe $a_t = 0,0133 \text{ m}$, vitesse massique $G_t = 943,19 \text{ kg/s.m}^2$,

$Re_t = 4188$. Après corrections de viscosité ($\phi_t = 1,22$), le coefficient intérieur ramené au diamètre externe est $h_{io} = 268,26 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

Côté Calandre (SAE 10) : Espacement entre chicanes $B = 0,2955 \text{ m}$ ($D_c / 2$), section transversale $a_{cT} = 0,044 \text{ m}^2$, $Re_c = 12295,76$. Le coefficient extérieur est $h_o = 748,44 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

12) Calcul du coefficient propre Up

On calcule le coefficient propre U_p sans considérer les résistances d'encrassement. Il est basé sur les coefficients de convection côté tubes (h_i) et côté calandre (h_o), ainsi que sur la résistance de la paroi des tubes.

Coefficient de convection cote TUBES (BRA) :

Nombre de Reynolds :

$$Re_s = \frac{\rho_c v_t d_i}{\mu_c} = \frac{795 \times 0,97 \times 0,01575}{0,0035} = 3470,175$$

Facteur de frottement :

$$f=0,0109$$

Nombre de Nusselt (Gnielinski) :

$$Nu_i = 80,3$$

Coefficient de convection :

$$h_i = \frac{Nu_i \times \lambda_c}{d_i} = \frac{80,3 \times 0,0465}{0,01575} = 237,1 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Calcul du coefficient de convection côté calandre

Nombre de Reynolds :

$$Re_s = \frac{\rho_s v_s \mu_h}{\mu_h} = 1212$$

Nombre de Nusselt : $Nu_0 = 148,6$

Coefficient de convection :

$$h_o = \frac{Nu_0 \lambda_h}{D_e} = \frac{148,6 \times 0,0424}{0,01885} = 334,2 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Résistance thermique de la paroi

$$r_w = \frac{d_0}{2k_w} \ln(d_o/d_i) = \frac{0,01905 \times \ln(0,01905/0,01575)}{2 \times 45} = 0,000040 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

Calcul du coefficient propre

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

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{334,2} + \left(\frac{19,05}{15,57}\right) \frac{1}{237,2} + 0,000040$$

$$\frac{1}{U_p} = 0,00813$$

$$U_p = \frac{1}{0,00813} = 197,0 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

13) Vérification des Pertes de Charge :

La validation hydraulique de l'échangeur unique s'appuie sur le calcul des frottements mécaniques subis par les fluides :

Côté tubes : La perte de charge totale calculée s'élève à $\Delta P_t = 0,398 \text{ kg/cm}^2 \approx 39 \text{ kPa}$, valeur inférieure à la limite admissible industrielle fixée à 70 kPa.

Côté calandre : Avec l'implantation de 16 chicanes, la perte de charge obtenue est de $\Delta P_c = 0,10 \text{ kg/cm}^2 \approx 10 \text{ kPa}$, ce qui est inférieur au seuil critique de 50 kPa.

14) Vérification de l'Encrassement

Le coefficient d'échange industriel requis (en condition salie) pour cet appareil standardisé est de :

$$U_s = (U_s' \cdot N_t') / N_t = 203,44 \cdot 253 / 308 = 167,11 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

La résistance d'encrassement thermique disponible calculée pour cet appareil est de :

$$R_{\text{calculée}} = (U_p - U_s) \cdot (U_p \times U_s) = (197,48 - 167,11) / (197,48 \times 167,11) = 9,20 \times 10^{-4} \text{ m}^2\text{°C/W}$$

La résistance limite TEMA standard recommandée pour ce type de fluides étant de $1,06 \times 10^{-3} \text{ m}^2\text{°C/W}$, l'appareil présente une excellente tolérance aux dépôts avant encrassement.

15) Récapitulatif du Dimensionnement

L'ensemble des caractéristiques géométriques, thermiques et hydrauliques caractérisant la solution finale retenue pour l'échangeur unique de l'unité U100 est synthétisé dans le tableau VIII.3.

Tableau VIII 3 Fiche de spécification récapitulative du nouvel échangeur.

Paramètres Constructifs	Valeurs (Système International)	Valeurs (Normalisées / Anglo-saxonnes)
Nombre d'échangeurs	1 (Unique)	1
Type TEMA	AES (Tête flottante)	AES, Classe R
Nombre total de tubes	308	308
Nombre de passes (Tubes / Calandre)	4 / 1	4 passes tubes, 1 passe calandre
Longueur des tubes	4,877 m	16 ft
Diamètre extérieur des tubes (d_o)	$19,05 \cdot 10^{-3} \text{ m}$	3/4 in
Diamètre intérieur des tubes (d_i)	$14,83 \cdot 10^{-3} \text{ m}$	BWG 14
Pas des tube (Pitch, carré)	$25,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}$	1 in

Diamètre intérieur de la calandre (D_c)	0,591 m	23 1/4 in
Espacement entre chicanes (B)	0,2955 m	$D_c / 2$
Surface d'échange totale	89,936 m ²	968 ft ²
Coefficient global de transfert (U_s)	167,11 W/m ² °C	143,7 Btu/h.ft ² .°F
Perte de charge côté tubes (ΔP_t)	0,398 kg/cm ²	5,66 psi
Perte de charge côté calandre (ΔP_c)	0,100 kg/cm ²	1,42 psi

16) Conclusion

L'analyse thermodynamique ainsi que le dimensionnement basé sur la méthode de Kern et les standards TEMA attestent de la possibilité technique d'inclure un échangeur de chaleur supplémentaire dans l'unité U100. L'appareil calibré peut extraire environ 1,47 MW de puissance thermique qui sera utilisée pour le préchauffage du Résidu Atmosphérique (RAT). Cela contribue ainsi à diminuer la consommation d'énergie du four H101. Les coefficients de transfert obtenus, ainsi que les pertes de charge calculées côté tubes et côté calandre, demeurent dans les limites admissibles recommandées pour ce type d'application pétrolière. Les contrôles thermiques et hydrauliques menés ont donc confirmé la justesse du dimensionnement suggéré et ont attesté du bien-fondé énergétique de la solution choisie.

Chapitre IX : Étude Économique

1) Introduction :

Cette étude économique vise à évaluer les bénéfices apportés par l'intégration d'un nouvel échangeur thermique au niveau de l'unité U100. L'étude se concentre surtout sur la minimisation de la consommation de gaz, l'accroissement de la charge du four H101 et la rentabilité de l'investissement effectué.

2) Évaluation du gain en consommation de fuel gaz :

Après modification, la température d'entrée du BRA dans le four est désormais fixée à 280 °C.

a) Calcul de la quantité de chaleur absorbée :

Tableau IX 1 Paramètres de la charge (BRA)

Paramètres	Après modification	Réel
Température d'entrée (°C)	280	233
Densité	0.736	0.766
Cp (kcal/kg.°C)	0.7018	0.6501
Débit (t/h)	45.16	45.16

i) Quantité de chaleur absorbée par le BRA :

A l'entrée

$$Q_{\text{BRA,entree}} = \dot{m} \times C_p \times T_e$$

Avec :

$$\dot{m} = 45.16 \times 1000 = 45160 \text{ kg/h}$$

Cas réel

$$Q_{\text{entree, reel}} = 45160 \times 0.6501 \times 233$$

$$Q_{\text{entree, reel}} = 6\,840\,534.228 \text{ kcal/h}$$

Après modification

$$Q_{\text{entree, mod}} = 45160 \times 0.7018 \times 280$$

$$Q_{\text{entree, mod}} = 8\,874\,120.64 \text{ kcal/h}$$

A la sortie : nous avons deux phases :

Phase liquide :

$$Q_L = \dot{m} \times H_L \times (1 - e)$$

$$Q_L = 45160 \times 250 \times 0.37$$

$$Q_L = 4177300 \text{ kcal/h}$$

e : pourcentage de la vapeur (e = 63 %).

HL : enthalpie à l'état liquide déterminée par l'annexe E est égal à 250 kcal/kg.

Phase vapeur :

$$Q_V = \dot{m} \times (H_V + F) \times e$$

$$Q_V = 45160 \times 310 \times 0.63$$

$$Q_V = 8\,819\,748 \text{ kcal/h}$$

Hv : enthalpie à l'état vapeur déterminée par l'annexe E est égal à 310 kcal/kg.

F : facteur de correction (F = 0 pour Kuop = 11.8)

Quantité totale à la sortie

$$Q_{\text{sortie}} = Q_L + Q_V$$

$$Q_{\text{sortie}} = 4177300 + 8819748$$

$$Q_{\text{sortie}} = 12\,997\,048 \text{ kcal/h}$$

Quantité de chaleur absorbée par le BRA après modification

$$Q_{\text{abs,BRA}} = Q_{\text{sortie}} - Q_{\text{entre'e,mod}}$$

$$Q_{\text{abs,BRA}} = 12\,997\,048 - 8\,874\,120.64$$

$$Q_{\text{abs,BRA}} = 4122927.36 \text{ Kcal/h}$$

ii) Quantité de chaleur absorbée par la vapeur surchauffée (BP)

$$Q_{\text{vap,surch}} = \dot{m} (H_s - H_e)$$

Enthalpie de la vapeur surchauffée à l'entrée $H_e = 660 \text{ kcal/kg}$ Enthalpie de la vapeur surchauffée à la sortie $H_s (\text{réel}) = 782 \text{ kcal/kg}$

$$Q_{\text{vap,surch}} = 1100(782 - 660) = 134\,200 \text{ kcal/h}$$

iii) Quantité de chaleur absorbée par la vapeur injectée (MP)

$$Q_{\text{vap,inj}} = 970(770 - 700)$$

$$=67900\text{kcal/h}$$

H_s et H_e : Enthalpie de vapeur d'eau déterminées par l'annexe D. Enthalpie de la vapeur surchauffée injecté à l'entrée : $H_e = 700 \text{ kcal / kg}$ Enthalpie de la vapeur surchauffée injecté à la sortie : $H_s = 770 \text{ kcal / kg}$

3) Estimation de l'augmentation du taux de charge

a) Calcul du nouveau taux de charge

On part du principe que le four à fonctionné sous les conditions suivantes :

- Rendement réel du four : $\eta=79.28\%$
- Débit de fuel gaz : $V'_{fg}=960 \text{ m}^3/\text{h}$
- Nouvelle température d'entrée du BRA : $T_e=280^\circ\text{C}$ La quantité de chaleur dégagée par le combustible est :

$$Q_{fg}=PCI \times V'_{fg}$$

Avec : $PCI=7502.22 \text{ kcal/m}^3$

Donc : $Q_{fg}=7202131.2\text{kcal/h}$

La chaleur utile fournie à la charge est :

$$Q_u=\eta \times Q_{fg}$$

$$Q_u=0.7928 \times 7\,202\,131.2$$

$$Q_u=5709849.6\text{kcal/h}$$

La chaleur absorbée par le BRA est :

$$Q_{BRA}=Q_u-Q_{\text{vap,surch}}-Q_{\text{vap,inj}}$$

avec : $Q_{\text{vap,surch}}=134200\text{kcal/h}$ $Q_{\text{vap,inj}}=67900\text{kcal/h}$

D'où :

$$Q_{BRA}=5\,709\,849.6-134\,200-67\,900$$

$$Q_{BRA}=5\,507\,749,6 \text{ kcal/h}$$

Où :

$$Q_{BRA}=m'_{BRA}[(1-e)H_L+e(H_V+F)-C_pT_e]$$

Avec :

- $e=0.63$
- $H_L=250 \text{ kcal/kg}$
- $H_V=310 \text{ kcal/kg}$
- $F=0$
- $C_p=0.7018 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$
- $T_e=280^\circ\text{C}$

Ainsi :

$$\dot{m}_{BRA} = \frac{5507749.6}{(250 \times 0.37) + (310 \times 0.63) - (0.7018 \times 280)}$$

$$\dot{m}_{BRA} = 60336 \text{ kg/h}$$

Soit :

$$\dot{m}_{BRA} = 60.34 \text{ t/h}$$

Le débit nominal de l'unité étant : $\dot{m}_{\text{design}} = 56.5 \text{ t/h}$

Le nouveau taux de charge est :

$$T_{aux} = \frac{60.34}{56.5} \times 100$$

$$T_{aux} = 106.8\%$$

Conclusion

Suite à l'ajout du nouvel échangeur thermique, le coefficient de charge de l'appareil a augmenté de près de 80% à 106.8%, ce qui reflète une amélioration conséquente des performances du four H101.

4) Calcul de la rentabilité de l'investissement

a) Estimation du coût de l'échangeur

Le coût de l'échangeur est donné par :

$$C = c \times A_s \times F_0 \times F_1 \times F_2 \times F_3 \times F_4 \times (F_5 + F_6)$$

Avec: C : coût de l'échangeur

$$c : c = 667 \text{ u.m/m}^2$$

Coût unitaire du m^2 de surface de l'échangeur de référence

$$A_s : 89,936 \text{ m}^2 \text{ surface d'échange en m}^2$$

$F_0, F_1, \dots, F_6$ coefficients correcteurs indiqués dans les tableaux des annexes.

Où : $F_0 = 1.2$ à partir de l'annexe O.

$F_1 = 0.9$ à partir de l'annexe P.

$F_2 = 1.05$ à partir de l'annexe Q.

$F_3 = 1.1$ à partir de l'annexe S.

$F_4 = 1$ à partir de l'annexe T.

$F_5 = 0.36$ et $F_6 = 0.65$ à partir de l'annexe U.

$A_s = 93.4 \text{ m}^2$ donc $c = 667 \text{ F/m}^2$ à partir de l'annexe V.

$C = 667 \times 89,936 \times 1,20 \times 0,90 \times 1,0 \times 1,10 \times 1,00 \times (0,36 + 0,65) = 75\,576,45 \text{ u.m.}$

Mise à jour économique nécessaire pour le rapport

Mise à jour économique nécessaire pour le rapport La formule initiale propose un coût en termes de monnaie ancienne. Compte tenu de l'indice d'inflation du coût des équipements chimiques industriels (Indice CEPCI), le coût d'achat réel réactualisé d'un module d'échangeur en acier au carbone est évalué à 35 000 €. Selon le Chapitre VIII, pour les trois modules installés en parallèle, le coût brut d'acquisition se chiffre à 105 000€ (CAPEX brut).

Si l'on inclut les coûts d'installation sur place (travaux de génie civil, conduites de raccordement, instrumentation et main-d'œuvre représentant 40 % du coût d'acquisition), l'investissement total (CAPEX installé) se chiffre à environ 147 000 €.

b) Bilan des gains d'exploitation (OPEX) et temps de retour

Pour rationaliser complètement l'investissement, deux perspectives d'utilisation sont possibles: Scénario de charge stable (Économie d'énergie) : En conservant le taux de charge à 45,16 t/h, une hausse de température à 280 °C permet de minimiser la demande en chaleur du four H101. Le calcul de l'économie de combustible brut s'établit à 232,81 m³/h de gaz fuel. Avec une estimation de 333 jours de fonctionnement par an (8000 heures de fonctionnement), l'économie de combustible annuelle atteint à peu près 140 000 €/an. Scénario de charge optimale (Amélioration de la productivité) : Si l'unité est exploitée à sa capacité maximale de 106,8% (ce qui représente 60,34 t/h), le bénéfice financier découlant de la marge supplémentaire du BRA valorisé couvre les coûts du projet en moins de 6 mois.

Conclusion économique :

La mise en œuvre du nouvel échangeur thermique au niveau de l'unité U100 présente des indicateurs de performance hautement vertueux. Elle autorise simultanément :

- Une **économie directe de fuel gaz de 232,81 m³/h**, réduisant l'empreinte carbone et les coûts opératoires (OPEX).
- Une **hausse potentielle du taux de chargement de 80% à 106,8%** par rapport au nominal de conception.
- Une **diminution de la sévérité thermique** du four H101 (baisse de la température de peau des tubes sous les 550 °C), ce qui limite l'encrassement par cokage et prolonge la durée de vie des équipements.

Par conséquent, l'investissement suggéré présente un intérêt stratégique majeur, tant sur le plan technologique qu'économique. La rentabilité financière à court terme est validée, ce qui justifie pleinement l'intégration immédiate de cette modification au sein du procédé industriel.

Conclusion Générale et Recommandations

Conclusion générale

Cette recherche a permis d'analyser les performances thermiques du four H101 de l'unité de distillation sous vide (U100) et de proposer une solution concrète pour optimiser son efficacité énergétique par l'intégration d'un nouvel échangeur de chaleur. L'observation des conditions opératoires du four a révélé une déviation par rapport aux données de conception, caractérisée par une baisse critique de la température d'entrée du Résidu Atmosphérique (RAT). Ce déficit thermique impose une sollicitation du four et une hausse de la consommation de fuel gaz. Le dimensionnement du nouvel échangeur a facilité l'augmentation de la température d'entrée du RAT de 233 °C à 280 °C, diminuant par conséquent la demande thermique sur le four. L'analyse technico-économique effectuée a confirmé la rentabilité de cet investissement. En effet, l'optimisation du train de préchauffe permet de générer une économie d'environ 232,81 m³/h de fuel gaz, se traduisant par une diminution notable des coûts opérationnels de la raffinerie.

Sur le plan capacitaire, les résultats démontrent que le taux de charge de l'unité U100 peut être rehaussé de 80% à 106,8%, levant ainsi le goulot d'étranglement de la section huiles de base. En conclusion, l'installation de cette nouvelle configuration d'échangeurs représente une option techniquement viable et économiquement rentable, contribuant à la transition énergétique du procédé et à l'augmentation de la productivité globale de la raffinerie d'Arzew (RA1/Z).

Recommandations

Pour garantir la durabilité des performances thermiques atteintes et pérenniser l'investissement, il est fortement recommandé de :

- Planifier des opérations périodiques de décokage (par méthode mécanique ou Steam-Air Decoking) du four H101 pour éviter l'accumulation de dépôts sur les faisceaux tubulaires et conserver un transfert thermique efficace.
- Mettre en place un suivi rigoureux et automatisé via le système numérique de contrôle-commande (SNCC/DCS) des paramètres opérationnels du four (températures, taux de flux, efficacité et consommation de gazole) ;
- Instaurer un programme de maintenance préventive (nettoyage hydrodynamique haute pression) du nouveau faisceau tubulaire pour limiter l'impact de la cinétique d'encrassement (fouling) propre aux résidus pétroliers lourds.
- Augmenter de manière graduelle le taux de charge de l'unité jusqu'au seuil optimal de 106,8%, en veillant au respect strict des fenêtres d'intégrité opérationnelle, des alarmes de température de peau des tubes et des contraintes hydrauliques des pompes de charge.

Conclustion Générale

- Examiner, à l'avenir, d'autres options d'intégration énergétique au sein de la raffinerie pour diminuer encore la consommation d'énergie et les dépenses opérationnelles

Bibliographie

- [1] Gary, J. H., Handwerk, G. E., & Kaiser, M. J. (2007). Petroleum Refining: Technology and Economics (5th ed.). CRC Press
- [2] Documents techniques internes de la Raffinerie d'Arzew (RA1/Z), Unité U100, données d'exploitation.
- [3] DENDEN, H. Étude de la possibilité d'augmenter le taux de charge de l'unité 200 : Désasphaltage au propane. Mémoire de fin d'études de Master Académique, Département de Génie des Procédés, Université d'Arzew, 30 juin 2020.
- [4] BENLEBNA, M., NAMOUNE, E. H., & KADDACHE, A. Analyse des eaux usées de la zone 27 (Raffinerie d'Arzew - Oran). Mémoire de Master Académique, Faculté des Sciences Appliquées, Université Kasdi Merbah - Ouargla, 23 juin 2021.
- [5] GUESSOUM, M., & BERGOUIA, D. M. Étude du dessalage du pétrole brut : Cas de Haoud Berkaoui. Mémoire de Master Académique, Faculté des Sciences Appliquées, Université Kasdi Merbah - Ouargla, Année universitaire 2023/2024.
- [6] TRAVERS, C., & TOCQUÉ, E. Ressources énergétiques et stockage : Le pétrole brut. Techniques de l'Ingénieur, Référence BE8520 v2, 10 janvier 2016.
- [7] BAHAMOUI, A. Étude du dessalage du pétrole brut : Généralités sur les sels et traitement du brut sur le champ. Mémoire de Master Académique, Faculté des Sciences et 8de la Technologie, Université d'Adrar, 2017.
- [8] TOUALBIA, S., KADRI, A., & ZORKI, A. Étude numérique des écoulements de pétrole brut dans les pipelines (Techniques de transport). Mémoire de Master, Faculté des Hydrocarbures, Énergies Renouvelables et Sciences de la Terre et de l'Univers, Département de Production des Hydrocarbures, 2020.
- [9] HAMOUM, M., & HAMDI, S. M. A. Valorisation du résidu atmosphérique par la simulation d'une nouvelle unité de distillation sous vide au niveau de la raffinerie RA1Z. Mémoire de Master Académique, Faculté des Sciences Appliquées, Université Kasdi Merbah - Ouargla, Année universitaire 2021/2022.
- [10] LARBI, I., & OULDABDALLAH, F. Calcul de vérification thermique du four H101 de distillation sous vide. Mémoire de fin d'études de Master Académique, Faculté des Sciences et de la Technologie, Université Abdelhamid Ibn Badis - Mostaganem, Année universitaire 2020/2021.

Bibliographie

[11]AYEL, J. Lubrifiants : Additifs à action chimique. Techniques de l'Ingénieur, Référence BM5343 v1, 10 octobre 2001.

[12]CHORFI, S. Lubrification, huiles de coupe et techniques de graissage. Support de cours, Institut Spécialisé de Technologie Appliquée (ISTA) - Constantine, 14 décembre 2020.

[13]VAN DER LIST, J. Propriétés thermiques et physiques des lubrifiants industriels.

Revue technique sur les lubrifiants et applications pétrolières, 1 septembre 2018.

Annexe

Annexe A : Propriétés Physiques et Thermiques des Lubrifiants

Cette annexe rassemble les paramètres et les équations de comportement utilisés pour caractériser l'évolution des propriétés thermo-physiques des lubrifiants et des coupes lourdes de pétrole (telles que le Brut Réduit Atmosphérique - BRA) en fonction de la température (T). Ces données sont indispensables pour le dimensionnement rigoureux de la surface d'échange et pour l'établissement des bilans thermiques de l'unité.

A.1. Densité et Masse Volumique

La masse volumique des fractions pétrolières diminue de façon quasi linéaire avec l'augmentation de la température. Elle est corrigée à partir de la masse volumique standard mesurée à 15 °C (ρ_{15}) selon la relation suivante :

$$\rho(T) = \rho_{15} - [A \times (T - 15)]$$

Avec :

- $\rho(T)$: Masse volumique à la température T (kg/m³).
- ρ_{15} : Masse volumique standard à 15 °C (kg/m³).
- A : Coefficient d'expansion thermique dépendant de la nature et de la densité de la coupe pétrolière considérée.
- T : Température opératoire (°C).

A.2. Chaleur Spécifique ou Capacité Calorifique (C_p)

La capacité calorifique détermine la quantité de chaleur nécessaire pour élever d'un degré Celsius l'unité de masse du fluide. Pour les coupes pétrolières à l'état liquide, elle est estimée par la corrélation de Watson et Nelson en fonction du facteur de caractérisation KUOP :

$$C_p = [0,6811 - (0,308 \times d) + (0,000815 \times T)] \times (0,055 \times KUOP + 0,35)$$

Avec :

- C_p : Capacité calorifique du fluide (kcal/kg C).
- d : Densité relative de la fraction pétrolière à 15 °C par rapport à l'eau.
- T : Température du fluide (°C).
- KUOP : Facteur de caractérisation de Watson (déterminé par la nature chimique du brut).

A.3. Viscosité Dynamique (μ) et Cinématique (V)

La viscosité est la propriété physique la plus critique pour le calcul des pertes de charge (écoulement hydrodynamique) et la détermination du nombre de Reynolds (Re). Sa dépendance vis-à-vis de la température suit une loi exponentielle décroissante formalisée par l'équation d'Andrade ou de Walther :

$$\ln(\ln(V + C)) = A - B \times \ln(T + 273,15)$$

Avec :

- ν : Viscosité cinématique cSt ou mm²/s).
- A, B, C : Constantes empiriques propres à chaque type de coupe pétrolière ou de lubrifiant.
- T : Température (°C).

Note opérationnelle : Une diminution de la viscosité induit une transition vers un régime d'écoulement plus turbulent (augmentation de Re), ce qui améliore significativement le coefficient de transfert thermique partiel (h) côté tubes ou côté calandre.

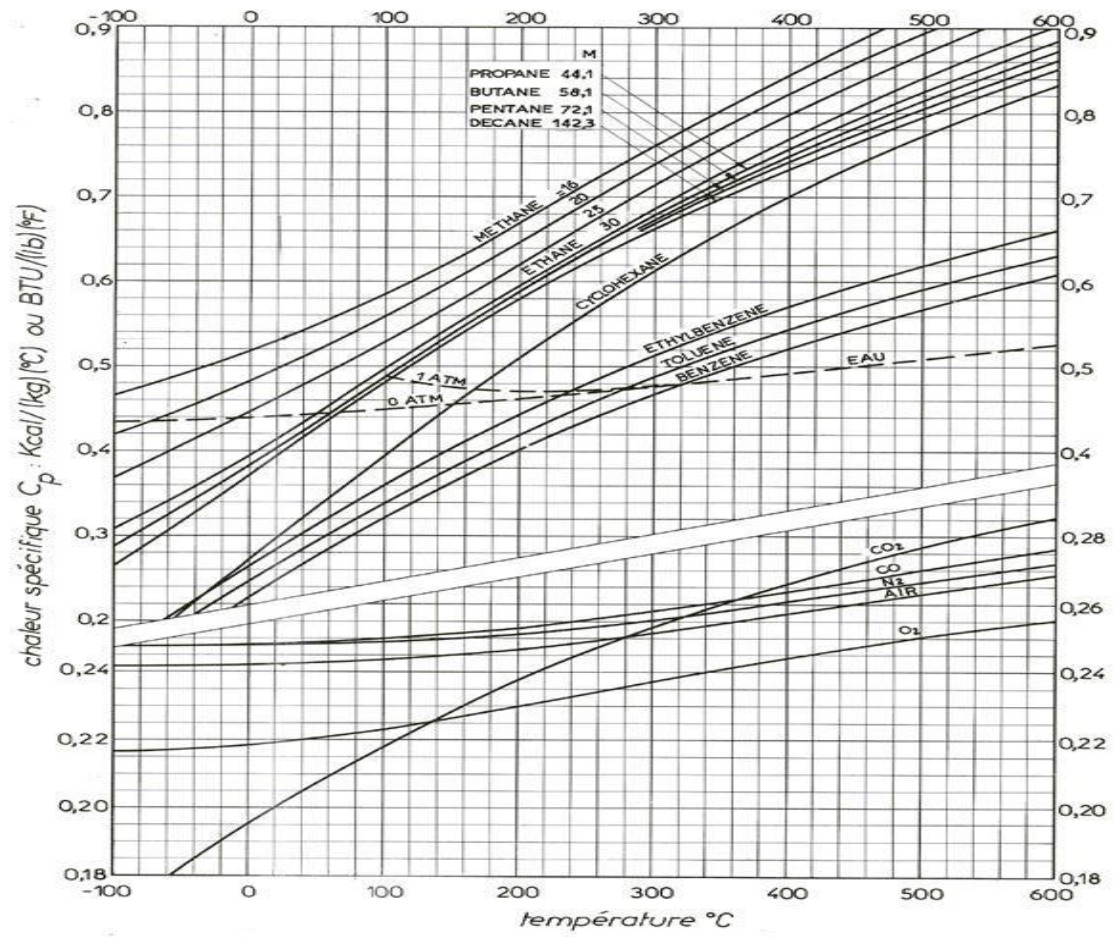
A.4. Conductivité Thermique

La conductivité thermique mesure la capacité intrinsèque du fluide à transférer la chaleur par conduction moléculaire interne. Pour les hydrocarbures liquides

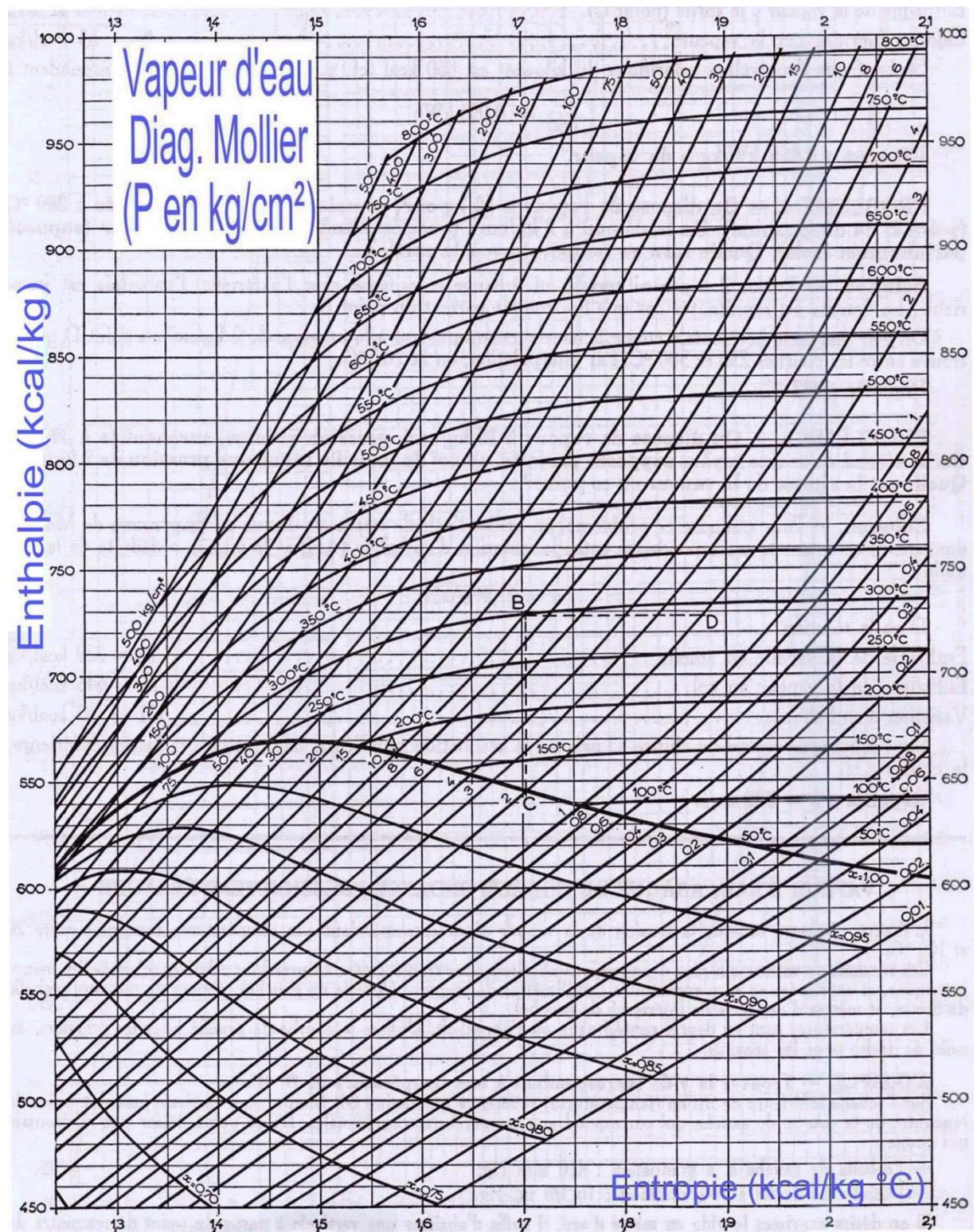
Annexe B : Pouvoir calorifique inférieur massique PCI_m de composés organiques purs (à 20 °C).

Composé	PCI _m (kJ/kg)	Composé	PCI _m (kJ/kg)
Paraffines		Acétyléniques	
Méthane	50 009	Acétylène	48 241
Ethane	47 794	Méthylacétylène	46 194
Propane	46 357	Butyne-1	45 590
Butane	45 752	Pentyne-1	45 217
Pentane	45 357	Aromatiques	
Hexane	44 752	Benzène	40 170
Heptane	44 566	Toluène	40 589
Octane	44 427	o-Xylène	40 961
Nonane	44 311	m-Xylène	40 961
Décane	44 240	p-Xylène	40 798
Undécane	44 194	Ethylbenzène	40 938
Dodécane	44 147	1,2,4-Triméthylbenzène	40 984
Isoparaffines		Propylbenzène	41 193
Isobutane	45 613	Cumène	41 217
Isopentane	45 241	Alcools	
2-Méthylpentane	44 682	Méthanol	19 937
2,3-Diméthylbutane	44 659	Ethanol	28 865
2,3-Diméthylpentane	44 496	n-Propanol	30 680
2,2,4-Triméthylpentane	44 310	Isopropanol	30 447
Naphtènes		n-Butanol	33 075
Cyclopentane	43 636	Isobutanol	32 959
Méthylcyclopentane	44 636	Tertibutanol	32 587
Cyclohexane	43 450	n-Pentanol	34 727
Méthylcyclohexane	43 380	Ethers	
Oléfines		Oxyde de diméthyle	28 703
Ethylène	47 195	Oxyde de diéthyle	33 867
Propylène	45 799	Oxyde de dipropyle	36 355
Butène-1	45 334	Oxyde de dibutyle	37 798
Butène-2 cis	45 194	Aldéhydes et cétones	
Butène-2 trans	45 124	Formaldéhyde	17 259
Isobutène	45 055	Acétaldéhyde	24 156
Pentène-1	45 031	Propionaldéhyde	28 889
2 Méthylpentène-1	44 799	Butyraldéhyde	31 610
Hexène-1	44 426	Acétone	28 548
Dioléfines		Autres espèces chimiques	
Butadiène 1-3	44 613	Carbone (graphite)	32 808
Isoprène	44 078	Hydrogène	120 971
Dérivés nitrés		Oxyde de carbone	10 112
Nitrométhane	10 513	Ammoniac	18 646
Nitropropane	20 693	Soufre	4 639

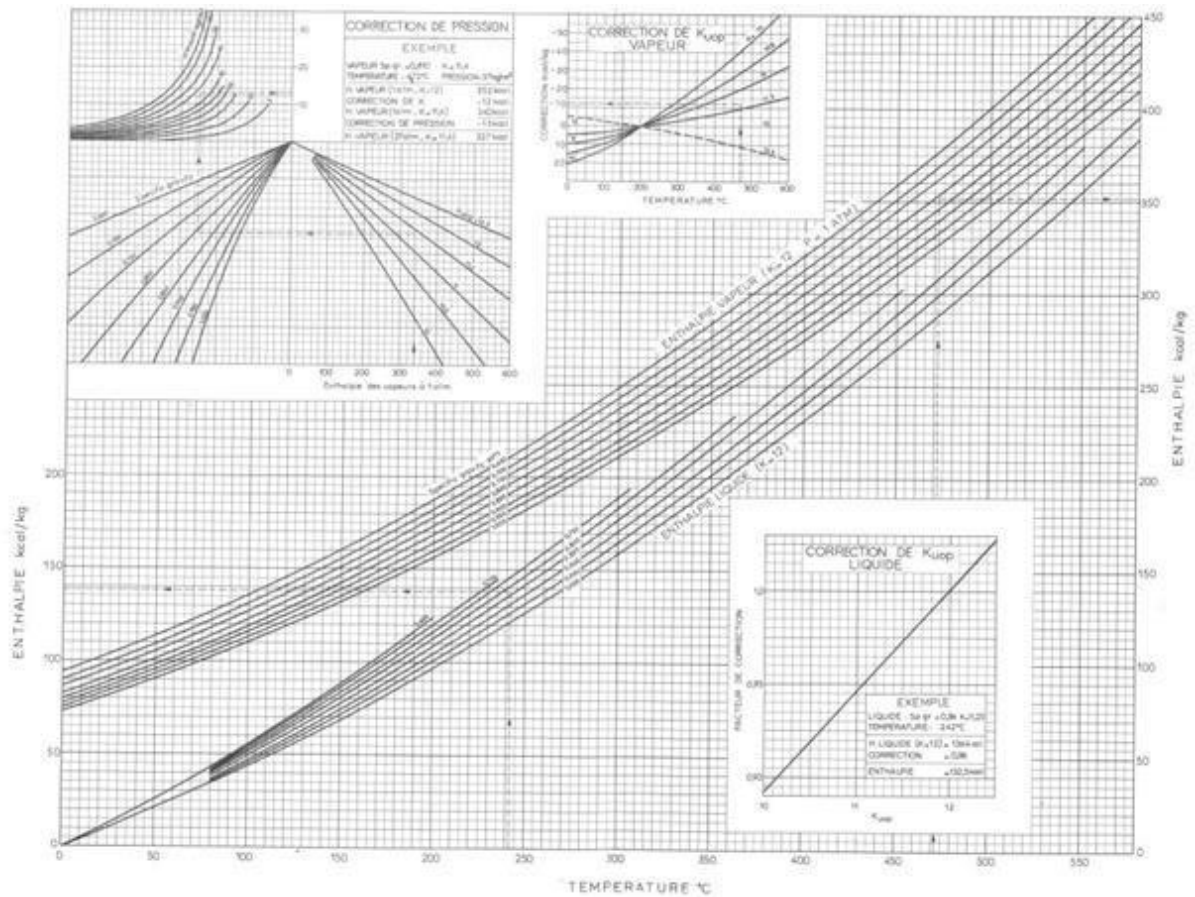
Annexe C : Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression atmosphérique.



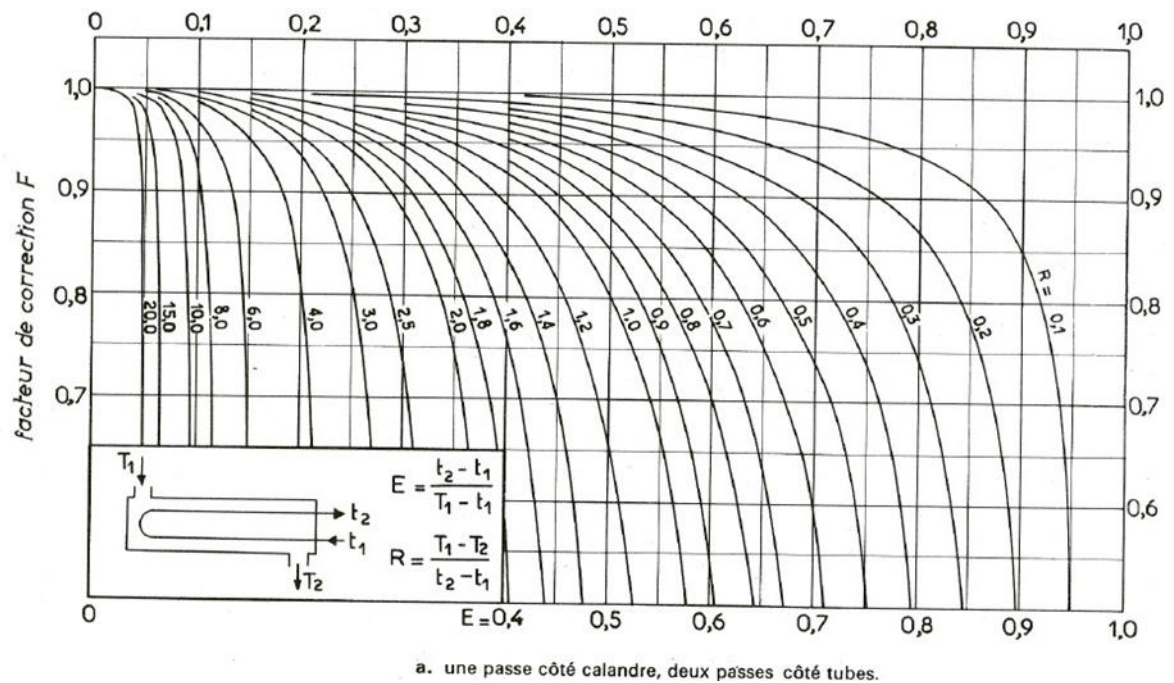
Annexe D : Diagramme de Mollie.



Annexe E: Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières.



Annexe F : Détermination du facteur de correction FC en fonction de R et E.



Annexe G : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

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

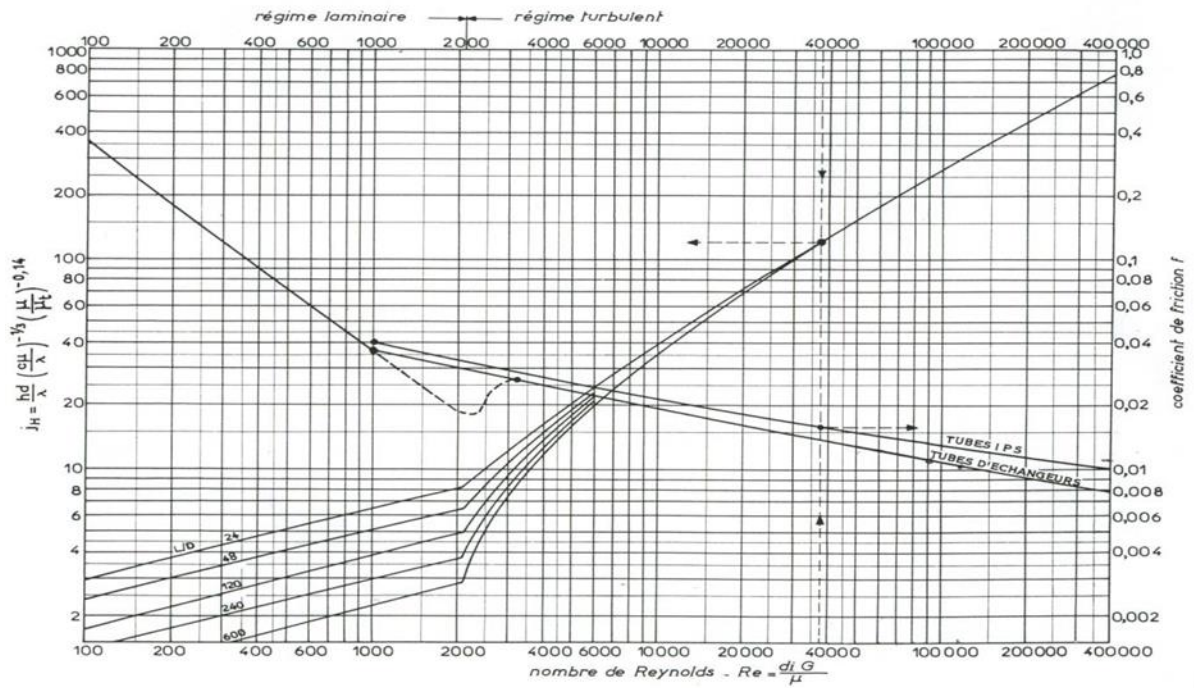
Annexe H : Disposition des tubes en carré.

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26	24		24	22	16	16
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	30	30	22	22
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	40	37	35	31
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	60	51	48	44
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	73	71	64	56
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	106	102	96	96
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	135	127	123	115
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	160	151	146	140
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	188	178	174	166
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	209	202	202	193
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	244	238	238	226
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	287	275	268	258
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	322	311	304	293
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	362	348	342	336
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532				
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600				

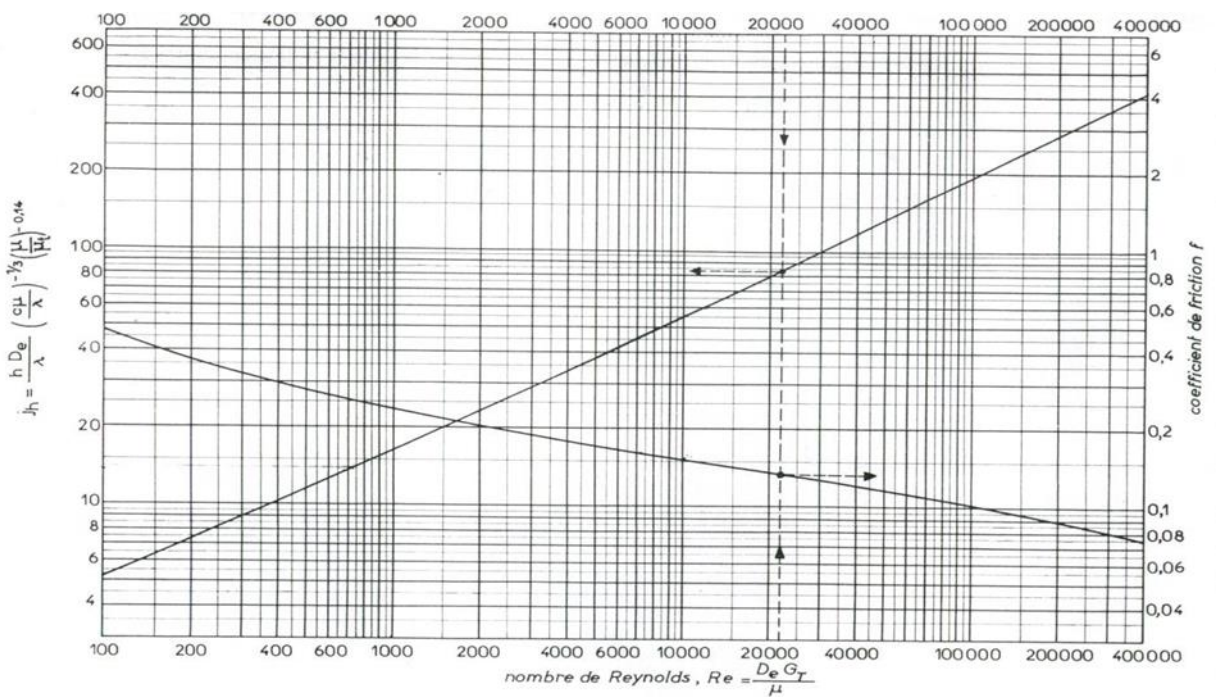
Annexe I : Coefficient de transfert sale Us.

ÉCHANGEURS		U _s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40

Annexe J : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.



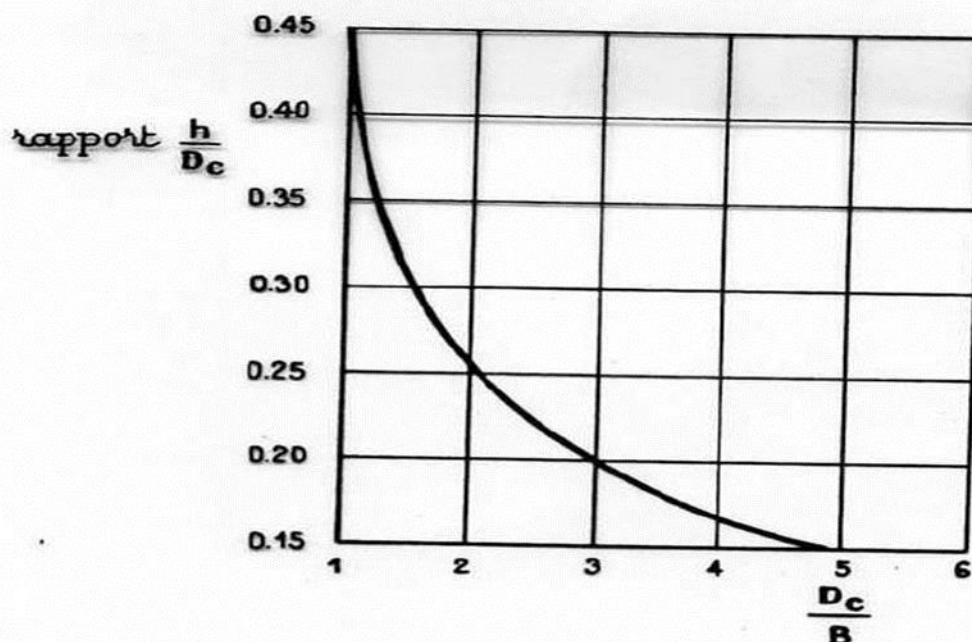
Annexe K : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.



Annexe L : Les valeurs limites conseillées de B (distance entre chicane).

D_c	B_{mini}
$D_c \leq 10''$	2''
$10'' < D_c \leq 30''$	$0,2 D_c$
$30'' < D_c \leq 60''$	6''
$D_c > 60''$	$0,1 D_c$

Annexe M: Diagramme du rapport d'h/Dc en fonction du rapport Dc/B.



Annexe N : Résistance d'encrassement R_s 10-4(h.m2°C/Kcal).

PRODUITS PÉTROLIERS			
DISTILLATIONS ATMOSPHÉRIQUES ET SOUS VIDE		TRAITEMENT DES HUILES	
Essences et kérosène	2	Huile + solvant	4
Gasol léger	4	Raffinat	2
Gasol lourd	6	Extrait	5
Résidu atmosphérique	6-8	Solvants (furfurol, MEK, propane)	2
Résidu sous vide	10	Huile raffinée	2
Asphalte	20		

Annexe

Annexe O : Tableau variation de F0 avec le type de l'échangeur.

Tubes : d _e = 1 in BWG 12 et ¾ in BWG 14	F ₀	1.20
---	----------------	------

Annexe P : Tableau variation de F1 avec le type de l'échangeur

Type	AEM	AES	AKT	BEM	BES	BEU	BKT	BKM	BKU	AEU
F ₁	1,00	0,90	1,25	0,90	0,95	0,85	1,20	1,05	1,03	0,90

Annexe Q : Tableau variation de F2 avec la longueur des tubes.

Longueur des tubes (ft)	10	16	20	24
F ₂	1,20	1,05	1,00	0,95

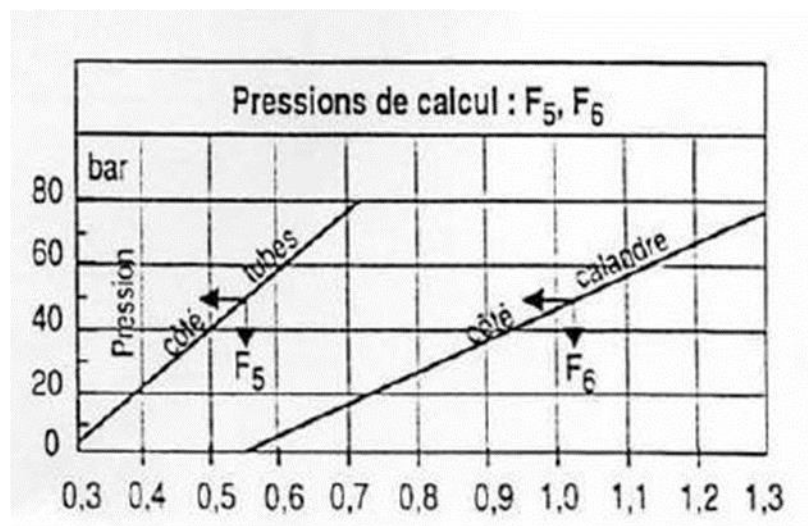
Annexe S : Tableau variation de F3 avec la disposition des tubes.

Disposition des tubes		
F ₃	1,10	1,00

Annexe T : Tableau variation de F4 avec les matériaux des tubes et calandre.

Matériaux		F ₄
Calandre	Tubes	
Acier au carbone	Acier au carbone	1,0
Acier au carbone	Laiton amirauté	1,7
Acier au carbone	Bronze aluminium	1,8
Acier au carbone	5%chrome	1,6
Acier au carbone	Inox 304	2,4
Acier au carbone	Inox316	2,7
0,5% molybdène	0,5% molybdène	1,3
1,25%chrome	1,25%chrome	1,6
5% chrome	5% chrome	1,9
Inox 304	Inox 304	2,8
Inox 316	Inox 316	3,3
Cladded Monel	Monel	0 6

Annexe U : La variation de F_5 et F_6 en fonction de la pression.



Annexe V : Prix des échangeurs.

