



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



جامعة وهران 2 محمد بن أحمد
Université d'Oran 2 Mohamed Ben Ahmed

معهد الصيانة والأمن الصناعي
Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle

Département de Sécurité Industrielle et Environnement

MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

Filière : *Industries pétrochimiques*

Spécialité: *Pétrochimie*

Thème

ETUDE DU RENDEMENT DE L'UNITE DE DESASPHALTAGE AU PROPANE LIQUIDE (U200) DE LA RAFFINERIE D'ARZEW

Présenté et soutenu publiquement par :

Mr DJELABET Hadj Mohamed Farouk

Mr LEKKAM Ouassim Mohamed Amine

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
Mme LEBSIR.H	MCA	IMSI	Présidente
Mr MESSABIH.H	MCA	IMSI	Encadreur
Mme MECHKEN.A	MCA	IMSI	Examinatrice

Promotion Juin 2016

Dédicaces

*Je dédie ce modeste travail
A mon cher père
Qui m'a toujours encouragé et motivé dans mes études
A ma chère mère
Pour toute l'affection de l'amour qu'elle m'a toujours offert
A aussi à mes frères, et ma Sœur, qui m'ont toujours souhaité le meilleur
A mon oncle, Dahô,
Et à toute ma famille.*

*Je tiens à le dédier aussi à mes amis et mes collègues sans exception,
Et a toutes les personnes qui ont contribué de loin ou de près
A l'élaboration de ce modeste travail.*

Farouk

*J'ai le grand honneur de dédier ce mémoire
A ma famille, pour leur patience, leur amour, leur soutien et leurs
encouragements.*

*A mes frères et ma sœur
A mes amies et mes camarades*

*Sans oublier les professeurs que ce soit du primaire, du moyen, du
secondaire ou de l'enseignement supérieur.*

Quassim

Remerciement

*Toute la gratitude et le merci, **notre Dieu**, le créateur qui nous a donné la force pour terminer ce modeste travail.*

*Nous adressons nos remerciements les plus profonds à l'ensemble du jury qui nous ont honorés par leur présence et particulièrement notre encadreur **Mr MESSABIH** nous tenons à le remercier vivement pour ses conseils, orientations et sa disponibilité le long de l'élaboration de ce travail.*

*Nous tenons aussi à remercier **Mr Habib**, l'ingénieur qui nous accueillis avec beaucoup de gentillesse et qui a pu répondu à nos attentes et nos questions
Nous adresse aussi nos sincères remerciements à l'ensemble des enseignants de **l'IMSI** qui ont contribué à notre formation.*

Nos vifs remerciements vont également à toutes les personnes ayant participé d'une façon ou d'une autre, de loin ou de près ; à la réalisation de ce mémoire.

Nous remercie également nos collègues en particuliers :

Oussama, Yasser, Mohamed, Zayd, Amin, Youcef, Tarek, Nassim, Nounou, Amin, Karim, Zahra, Sanae, Slimane, Amin, Sidahmed, Allal, Mohamed, Baghdad, Ahmed, Abdelhamid, Youcef, Rabie,

Résumé

L'unité de désasphaltage au propane de la zone 5 au niveau de la raffinerie d'Arzew produisait le DAO qui servira après son traitement ultérieur à avoir une huile de base à viscosité élevée (bright stock) très utilisée dans la production des différents grades d'huiles finies.

Après le changement de la viscosité de DAO de 43 à 37 cst, l'unité ne peut plus fonctionner avec taux de charge maximum (100%) car le rendement de l'asphalte augmente de 31% à 45% et en parallèle le rendement de DAO diminue de 69% à 55 %, mais le four de l'asphalte H201 n'a pas la capacité de chauffer toute cette quantité de l'asphalte obtenue avec un taux de charge 100 % (il faut augmenter la pression de gaz fuel ce qu' on ne peut pas le faire parce que la pression maximale des pilotes est de 3 bar). Pour résoudre cette préoccupation, les exploitants ont décidé de faire fonctionner l'unité avec un taux de charge (RSV) de 85 %.

La quantité d'asphalte/propane dirigée vers le four H201 est de l'ordre de 10,5 m³/h pour le cas actuel 85%. Pour augmenter le taux de charge de l'unité il est nécessaire de trouver une solution pour que le four fonctionne normalement. Pour cela, dans cette étude, on a dimensionné un échangeur de chaleur à la sortie du four afin de diminuer sa température de sortie à 240 °C, et le nouvel échangeur nous donne et compense l'écart de température ΔT qui est de 30°C. Ces calculs ont prouvé l'efficacité de l'échangeur étudié après l'estimation du rendement du four dans le cas de fonctionnement à 100%, et une charge d'asphalte + propane de 13 m³/h.

Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Nomenclature	
Introduction générale.....	1
Problématique	2
CHAPITRE I PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ARZEW	
I. Introduction.....	3
I.1.Présentation générale de RA1/Z.....	3
I.1.1 Historique.....	3
I.1.2 Structure hiérarchique de la raffinerie	4
I.1.3.Capacité de production.....	6
I.2.Principaux produits chimiques utilisés	7
I.3 Présentation des principales installations de RA1/Z	8
I.3.1 Département sécurité	8
I.3.2 Départements de production P1/P2/P3 et P4.....	8
I.3.2.1 Zone 01 et 02.....	8
I.3.2.2. Zone 03 et zone 19 (les Utilités de P1 et P2)	9
I.3.2.3. Zone 04 (production des carburants).....	9
I.3.2.4. Zone 07 (P1) et Zone 05 (P2) : (Production des lubrifiants).....	10
I.3.2.5. Zone 06 et unités 3000/U3900 (P3) : (Production des huiles finies).....	10
I.3.2.6. Zone 10 (Production de bitume)	10
I.3.2.7. Zones de Stockage	11
CHAPITRE II DESCRIPTION DE L'UNITE DE DESASPHALTAGE AU PROPANE	
II.1. Introduction	14
II.2. Mécanisme de désasphaltage	14
II.2.1. Précipitation.....	14
II.2.2. Dérésinage	14
II.2.3. Décantation	14
II.3 Facteurs principaux du procédé (variables opératoires).....	15
II.3.1 Nature du solvant.....	15
II.3.2 Rapport solvant-charge (taux de solvant).....	16
II.3.3 Température d'extraction	17
II.3.4 Gradient de température	17
II.3.5. Autres variables	18
II.4 Equipements principaux	19
II.4.1 Colonne d'extraction (RDC)	19
II.4.2 Echangeurs de préchauffe	21
II.4.3 Four de préchauffe d'asphalte	21
II.4.4 Aéroréfrigérants	21
II.5 Paramètres opératoires de la colonne d'extraction	21
II.6 Description du procédé de l'unité 200.	22
II.6.1 Principe de fonctionnement.....	22
II.6.2. Circuit de charge	22
II.6.3. Circuit de solvant.....	22
II.6.4. Système rotatif (RDC)	22
II.6.5.Circuit d'huile désasphalté (DAO)	23
II.6.6. Circuit d'asphalte.....	24
II.6.7 Récupération et stockage du solvant.....	25
II.6.7.1 Système de récupération du solvant HP	25
II.6.7.2 Système de récupération du solvant BP.....	26

II.7 Contrôle et régulation	26
II.8 Spécifications design des produits.	27
II. 9 Conclusion	27

CHAPITRE III GENERALITES SUR LES ECHANGEURS ET LES FOURS

III.1 Echangeurs	28
III.1.1 Introduction	28
III.1.2 Présentation d'un échangeur de chaleur.....	28
III.1.3 Types d'échangeurs	28
III.1.3.1 Echangeurs à plaque.....	28
III.1.3.2 Autres types d'échangeurs	28
III.1.3.3 Echangeurs tubulaires.....	29
III.1.3.3.1 Généralités.....	29
III.1.3.3.2 Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires	30
III.1.4 Rôle des divers constituants d'un échangeur	31
III.1.4.1 Boîtes d'échangeurs	31
III.1.4.2 Calandre	31
III.1.4.3 Plaques tubulaires.....	31
III.1.4.4 Faisceau tubulaire.....	31
III.1.4.5 Chicanes	32
III.1.5 Echangeurs types TEMA	32
III.2 Fours	34
III.2.1 Utilisation des fours tubulaires à la raffinerie	34
III.2.2 Différents types de fours	34
III.2.2.1 Fours à tubes horizontaux	35
III.2.2.2 Fours à tubes verticaux	35
III.2.3 La combustion dans un four	36
III.2.3.1 Réaction de combustion	36
III.2.3.2 Chaleur de combustion.....	36
III.2.3.3 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur.....	37
III.2.3.4 Excès d'air.....	37
II.3 Conclusion	40

CHAPITRE IV : VERIFICATION DU RENDEMENT DE L'UNITE 200

IV.1 Vérification de la qualité et quantité de l'unité 200.	
IV.1.1 bilan matière.....	41
IV.1.1.1 Les Paramètres de design.....	41
IV.1.1.2 Composition du solvant.....	41
IV.1.1.3 Conditions opératoires	42
IV.1.2. Contrôle de quantité et qualité de l'unité 200	42
IV.1.2.1. Calcul du rendement	42
IV.1.3. Résultats des calculs.....	43
IV.1.4. Analyse de qualité.....	43
IV.1.5. Etudes comparatives.....	45
IV.1.5.1 Rendement en DAO	45
IV.1.5.2 Rendement d'asphalte	45
IV.1.5.3 Variation de la viscosité	46
IV.2. calcul de rendement du four H201.	
IV.2.1. Introduction.....	46
IV.2.2. Impact de la viscosité sur le fonctionnement de l'unité	47
IV.2.3 cas design	48
IV.2.3.1 Etude de la combustion	48
IV.2.3.2.Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q_1	55
IV.2.1.2.1 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible.....	56
IV.2.3.3 Calcul des pertes de chaleur par parois	56

IV.2.3.4. Calcul des pertes de chaleur par fumées	56
IV.2.3.4.1. Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{\text{fumées}}$	57
IV.2.3.4.2. Calcul de débit des fumées $G_{\text{fumées}}$	57
IV.2.3.5. Calcul des pertes totales	57
IV.2.4. Cas réel.....	58
IV.2.4.1. Etude de la combustion	58
IV.2.4.2. Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q_1	65
IV.2.4.2.1. Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible.....	65
IV.2.4.3. Calcul des pertes de chaleur par parois	65
IV.2.4.4. Calcul des pertes de chaleur par fumées	66
IV.2.4.4.1. Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{\text{fumées}}$	66
IV.2.4.4.2. Calcul de débit des fumées $G_{\text{fumées}}$	66
IV.2.4.5 Calcul des pertes totales	67
IV.2.5. Interprétation des résultats	67

CHAPITRE V CONCEPTION D'UN NOUVEL ECHANGEUR

V.1.1 Introduction.	68
V.1.1. méthode de Kern	68
V.2. Données de départ	69
V.3. Bilan thermique	69
V.4. Calcul de DTLM	70
V.5. Choix de la géométrie de l'appareil	71
V.5.1. On choisit la valeur initiale de coefficient d'échange	71
V.5.2. Calcul de l'aire d'échange nécessaire au transfert	71
V.5.3. Choix de la longueur de l'échangeur	71
V.5.4. Choix de diamètre extérieur d_0 et intérieur d_i des tubes ainsi que le pas P et l'espacement entre chicane B... ..	71
V.5.5. Surface d'échange d'un tube a_0	71
V.5.6. Estimation du nombre des tubes N_i et du diamètre de la calandre.....	71
V.6. Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre)	72
V.7. Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil.	72
V.8. Température calorique	72
V.9. Calcul du coefficient de transfert propre U_p	72
V.9.1. Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0	72
V.9.1.1. Coté tube	72
V.9.1.1.1. Calcul de section par passe	72
V.9.1.1.2. Calcul de la vitesse massique	73
V.9.1.1.3. Calcul du nombre de Reynolds.....	73
V.9.1.1.4. Détermination de j_h	73
V.9.1.1.5. Détermination de coefficient d'échange de film interne h_{i0}	73
V.9.1.2. Coté calandre	73
V.9.1.2.1. Calcul de section par calandre	73
V.9.1.2.2. Calcul de vitesse massique transversale de fluide chaud	73
V.9.1.2.3. Calcul de diamètre équivalent	74
V.9.1.2.4. Calcul du nombre de Reynolds.....	74
V.9.1.2.5. Détermination de j_h' et f'	74
V.9.1.2.6. Détermination de coefficient d'échange de film externe h_0	74
V.9.2. Calcul de la température des tubes	74
V.9.3. Calcul de φ_c et de φ_i	74
V.9.3. Calcul du Coefficient de transfert propre	75
V.10. Calcul de la résistance d'encrassement	75
V.10.1. La résistance d'encrassement calculée	75
V.10.2. Calcul de la résistance d'encrassement admissible	75
V.11. Calcul des pertes de charge	76

V.11.1. Côté tube	76
V.11.2. côté calandre	76
V.12. Interprétation des résultats	77
V.13. Calcul du taux de charge de l'RDC ζ.....	78
V.14. Estimation du rendement du four et la chaleur absorbée.....	78
V.15. Interprétation des résultats	79
V.16. Etude économique	80
V.16.1. Introduction	80
V.16.2. Perte de production avant la modification.....	80
VI.16.3. Gain de production après la modification	80
V.16.4. Estimation de coût de l'échangeur.....	81
Conclusion générale	82
Recommandation.....	83
Bibliographique.....	84
Annexes.....	85

Liste des abréviations

HMD : Hassi Messaoud.
JGC : Japon Gazoline Company
BRA : Brut Résidus Atmosphérique.
BRI : Brut réduit importé.
RSV : Résidu Sous Vide.
LSRN: Light Strught Run Naphta.
HSRN: Heavy Straight Run Naphtha.
GPL/LPG : Gaz de Pétrole Liquéfié / Liquefied Petroleum Gas.
LGO: Light Gazoil.
HGO: Heavy Gasoil.
VGO : Gas-oil Sous Vide.
MVGO : Medium Vacuum Gasoil.
HVGO: Heavy Vacuum Gasoil.
SPO : Spendil Oil.
MVO : Mi-Visqueuse Oil.
VO : Visqueuse Oil.
SAE : Society of Automotive Engineers.
RDC : Colonne à Disque Rotatif.
DAO: De-Asphalted Oil.
CO/MO : Cobalt / Molybdène.
MEC : Méthyle-Ethyle-Cétone.
BS: Bright Stock.
PCI : Pouvoir Calorifique Inferieur.
PCS : Pourvoir Calorifique Supérieur.
BP : Base Pression.
MP : Moyenne Pression.
HP: Haut Pression.
HB3 : Huile de base 3.
API : American Petroleum Institute.
ASME : American Society of Mechanical Engineers.
TEMA : Tubular Exchanger Manufacturers Association.

Liste des Tableaux

Tableau I.1 : Production annuelle en produits de la raffinerie d'Arzew	6
Tableau I.2 : Consommation annuelle des produits chimiques au niveau de la raffinerie d'Arzew.....	7
Tableau II.1 : Conditions opératoires de la colonne d'extraction	21
Tableau II.2 : Spécifications design des produits	27
Tableau III.1 : Les différents types d'échangeurs les plus utilisés dans l'industrie	33
Tableau IV.1 : Les paramètres de design	41
Tableau IV.2 : composition du solvant (propane).....	41
Tableau IV.3 : conditions opératoire de la colonne d'extraction(RDC)	42
Tableau IV.4 : Spécification du RSV dans le cas du design et le cas actuel.....	43
Tableau IV.5 : Spécification de la DAO en cas du design et l'actuel	44
Tableau IV.6 : Spécification de l'asphalte dans le cas du design et le cas actuel	44
Tableau IV.7 : Les différentes données du four H201	48
Tableau IV.8 : Analyse chromatographique de fuel gaz	50
Tableau IV.9 : Composition des fumées	53
Tableau IV.10 : Enthalpie des fumées (cas design).....	57
Tableau IV.11 : Analyse chromatographique de fuel gaz (cas réel)	58
Tableau IV.12 : Tableau récapitulatif de la composition des fumées	62
Tableau IV.13 : Enthalpie des fumées (cas réel).....	66
Tableau IV.14 : Paramètres de fonctionnement du four pour le cas réel et le design	67
Tableau V.1 : Données nécessaires pour le calcul de l'échangeur	69
Tableau V.2 : Caractéristiques des tubes	71
Tableau V.3 : Rendement et charge de l'unité 200	78
Tableau V.4 : Dimensionnement constructives de l'échangeur	77
Tableau V.5 : perte de production	80
Tableau V.6 : Gain de production	80

Liste des Figures

Fig. I.1 : Organigramme structural du complexe de raffinage d'Arzew.....	04
Fig. I.2 : Schéma synoptique du process de raffinage du pétrole à la RA1/Z.....	05
Fig. I.3 : Le plan de masse de la Raffinerie d'Arzew.....	12
Fig. II.1 : Les trois zones de fonctionnement de la tour d'extraction.....	15
Fig. II.2 : Extraction par le propane.....	16
Fig. II.3 : Rendement en huile en fonction de la proportion propane/résidu.....	17
Fig. II.4 : Point de ramollissement de l'asphalte en fonction de la proportion propane/résidu.....	17
Fig. II.5 : Influence de la température opératoire sur la sélectivité d'extraction.....	18
Fig. II.6 : Schéma technologique de la tour d'extraction (RDC).....	20
Fig. II.7 : Circuit DAO dans l'unité 200.....	23
Fig. II.8 : Circuit asphalte dans l'unité 200.....	24
Fig. II.9 : Accumulateur de propane (D201).....	25
Fig. III.1 : Echangeur à tête flottante et tubes droit.....	34
Fig. III.2 : Vue d'un four horizontale (cabine).....	38
Fig. III.3 : Vue d'un four vertical.....	39
Fig. IV.1 : Rendement en DAO en fonction du temps.....	45
Fig. IV.2 : rendement de l'asphalte en fonction du temps.....	45
Fig. IV.3 : viscosité en fonction du temps.....	46
Fig. IV.4 : Evolution de la température de la paroi du four en fonction du débit de gaz.....	47

Nomenclature

A	Surface d'échange	[m ²]
a_t	Surface d'échange du tube	[m ²]
G_t	Vitesse massique du fluide chaud	[kg/s.m ²]
$G_{c t}$	Vitesse massique transversal du fluide froid	[kg/s.m ²]
G_{cl}	Vitesse massique longitudinale du fluide froid	[kg/s.m ²]
G_c	Vitesse massique total du fluide froid	[kg/s.m ²]
L	La longueur du tube	[m]
D_C	Diamètre de la calandre	[m]
D_e	Diamètre équivalent	[m]
d_i	Diamètre intérieur de tube	[m]
d_o	Diamètre extérieur de tube	[m]
$DTLM$	Différence de température logarithmique moyenne	[°C]
P	Le pas	[m]
U_s'	Coefficient d'échange par choix	[kcal / h.m ² °C]
U_s	Coefficient d'échange estimé	[kcal / h.m ² °C]
U_p	Coefficient de transfert propre	[kcal / h.m ² °C]
Q	Quantité de chaleur	[Kcal/kg]
R_s	Résistance d'encrassement	[h.m. ² °C/kcal]
t_1	Température d'entrée côté calandre	[°C]
t_2	Température de sortie côté calandre	[°C]
T_1	Température d'entrée côté tube	[°C]
T_2	Température de sortie côté tube	[°C]
T_c	Température calorique côté tube	[°C]
t_c	Température calorique côté calendre	[°C]
t_t	Température du tube	[°C]
\dot{m}	Débit du fluide froid	[kg/h]
\dot{M}	Débit du fluide chaud	[kg/h]
C_p	La chaleur spécifique	[kcal/ kg °C]
H	Enthalpie	[kcal/kg]

L	Chaleur latent de vapeur d'eau	[kcal/kg]
PCI	Pouvoir calorifique inferieur	[kcal/Nm ³]
ΔP_t	Perte de charge côté tube	[kg/cm ²]
ΔP_c	Perte de charge côté calandre	[kg/cm ²]
B	Espace entre les chicanes	[m]
λ'	Conductivité thermique du fluide	[Kcal/h.m ²]
μ'	viscosité dynamique de fluide froid	[Kg/h.m]
λ	Conductivité thermique	[Kcal/h.m ²]
μ	Viscosité dynamique de fluide chaud	[Kg/h.m]
π	3,14159	Radians
η	Rendement de four	[%]
ρ	Masse volumique du fluide	[kg/m ³]

Nombres adimensionnels

E	Efficacité
Re	Nombre de Reynolds
A_i	Coefficient stœchiométrique
$Kuop$	Facteur de Watson
N_t	Nombre de tubes
n_t	Nombre de passe côté tube
n_c	Nombre de passe côté calandre
R	Rapport calorifique
N_c	Nombre des chicanes
ζ	Le taux de charge

Introduction générale

Le pétrole figure actuellement comme le promoteur du développement industriel et économique de nombreux pays dans le monde. Il constitue une source d'énergie indispensable dans la vie quotidienne. L'importance de ses produits a fait de cette richesse un centre d'intérêt stratégique autour duquel se concentrent les plus grandes puissances mondiales.

Vu leur grande importance dans le trafic terrestre, aérien et maritime, les carburants sont les produits les plus recherchés à partir du traitement de pétrole brut. Les résidus pétroliers renferment des hydrocarbures plus intéressants, notamment les constituants des huiles lubrifiantes, leurs séparations nécessitent un traitement spécifique afin d'obtenir des produits et dérivés pétroliers.

Le désasphaltage au propane permet l'obtention d'une base d'huile, qui après avoir subi des traitements spécifiques (extraction des aromatiques, déparaffinage et hydrofinishing), rentre dans la formulation d'une gamme très variable d'huiles commercialisées. L'unité de désasphaltage au propane de la zone des lubrifiants (zone 5) de la raffinerie d'Arzew traite le résidu sous vide provenant de l'unité de distillation sous vide en utilisant comme solvant le propane pour la précipitation des asphaltènes contenues dans le résidu.

Ce traitement permet de préparer une huile de base qui rentre dans la formulation de plusieurs grades d'huiles commerciales, et un asphalte qui peut être valoriser en tant que fuel ou par traitement pour l'obtention des bitumes oxydés et routiers (zone10).

L'opération de désasphaltage permet d'obtenir une huile désasphaltée (DAO) riche en propane (C₃H₈) d'une part et d'autre part l'asphalte pauvre en propane, qui rentrent dans un système de récupération de solvant. L'asphalte est dirigé vers le four H201 afin de préchauffé le mélange pour permettre la séparation et la récupération du solvant. A cause du changement des caractéristiques des produits obtenus, la quantité de l'asphalte fait augmenter. Alors, il est impossible de faire fonctionner l'unité avec un taux de charge maximum car le four ne supporte pas toute cette quantité d'asphalte. Pour éviter ce phénomène l'unité fonctionnait avec un taux de charge réduit (85%).

Le but de la présente étude consistera à la recherche des causes et proposer des solutions permettant de fonctionner l'unité avec un taux de charge maximum.

Afin de réaliser ce travail, nous avons divisé ce mémoire en cinq chapitres, à savoir :

- 1- Présentation de la raffinerie d'Arzew ;
- 2- Description de l'unité de désasphaltage au propane ;
- 3- Généralité sur les échangeurs et les fours ;
- 4- Vérification du rendement de l'unité avec le calcul du rendement de DAO et la vérification du rendement du four H201 pour les deux cas : design et réel ;
- 5- Calcul de la conception d'un nouvel échangeur à la sortie du four H201, comme solution pour augmenter le taux de charge à 100%.

Problématique

A l'issue du suivi de contrôle de paramètres de marche ainsi que la quantité et la qualité de produits traités à l'unité, le problème rencontré au niveau de l'unité de désasphaltage au propane (unité 200) est l'augmentation de débit de charge entrant dans le four H201 qui va provoquer un mauvais échange thermique.

Après le changement de la qualité de l'huile désasphaltée (viscosité de 43 à 37 Cst) qui a été prise par l'ensemble des responsables de la raffinerie d'Arzew, le débit de la charge du four (FIC15) à la sortie de la colonne d'extraction C201 est de l'ordre de 13 m³/h (le cas du taux de charge 100%) qui provoque une augmentation de consommation de fuel gaz pour atteindre l'échange thermique, et le four de l'unité ne peut pas accepter cette quantité de l'asphalte parce que sa provoque l'augmentation de la température de la paroi de four et aussi la température de fumé, et sa présente un risque pour les personnels et les équipements.

Cette défaillance a poussé les exploitants à travailler avec un taux de charge (RSV) de 85 %. Le sujet consiste à déterminer les différentes causes qui empêchent le bon fonctionnement de l'unité de désasphaltage au propane avec un taux de charge de 100% et à proposer une solution qui permettra de faire fonctionner l'unité à sa capacité maximale afin d'éviter des problèmes d'exploitation.

Pour cela, nous avons procédé à la vérification des paramètres et le rendement du four H201 et de faire des calculs de conception d'un nouvel échangeur à la sortie du four en réduisant la température de sortie du four pour gagner un écart de température ($\Delta T=30^{\circ}\text{C}$) avec le nouveau échangeur et on préserve le four en diminuant le débit de fuel gaz ainsi la température des parois.

I. Introduction

La raffinerie d'Arzew met en œuvre des techniques de séparation et de transformation pour produire à partir du brut des produits allant des gaz, essences jusqu'aux lubrifiants, résidu, asphaltes et bitumes.

Sa position dans l'industrie du raffinage de pétrole en Algérie, la raffinerie d'Arzew est le seul complexe qui fabrique les lubrifiants par leurs différents grades pour satisfaire le marché national et international par ces produits commercialisés.

Un dernier produit issu de la distillation du pétrole a vu son rôle grandir, c'est le bitume qui a apporté une très grande contribution aux immenses progrès de la technique de revêtement des routes.

I.1 Présentation générale de RA1/Z

I.1.1 Historique

L'implantation de l'usine a été réalisée sur un site d'une superficie de 170 ha, située sur le plateau d'EL-MOHGOUN de la Daïra d'Arzew, à 40 Km de la ville d'Oran. La raffinerie a été conçue pour :

- Valoriser le pétrole brut de Hassi Messaoud (HMD) par son traitement local ;
- Satisfaire les besoins de consommation en carburants pour la région Ouest et en lubrifiants et bitumes pour le marché national ;
- Permettre des rentrées devises grâce à l'exportation des produits excédentaires (naphta, kérosène, fiouls).

La raffinerie d'Arzew représente pour l'Algérie l'une des réalisations industrielles les plus importantes en Afrique du Nord.

Les appels d'offres ont été lancés en juin 1968, et le contrat de construction a été signé le 31 juillet 1969, avec la société japonaise JGC (Japon Gazoline Company).

Le démarrage des unités a été lancé à partir du mois de juillet 1972, et l'inauguration officielle a eu lieu le 16 juin 1973.

La pose de la première pierre a eu lieu le 19 juin 1970. Le démarrage des unités a été lancé, par la mise en exploitation des utilités, à partir du mois de juillet 1972. L'ensemble des unités de la raffinerie était en service en mars 1973. La réception provisoire eut lieu le 17 juin 1973.

La raffinerie a connu une évolution importante:

- En 1975, pour répondre à la demande du marché, les travaux d'extension des unités de production de bitumes ont été lancés et ont duré (02) années. La capacité des unités de production de bitumes direct et oxydé fut augmentée respectivement de 65000 t/an à 120 000 t/an, et de 5000 t/an à 20000 t/an ;
- En 1978, suite aux besoins importants en lubrifiants, la réalisation d'un ensemble intégré de production de 120000 t/an d'huiles de base a été lancée ;

- En 1997, a été lancée la construction d'une nouvelle unité d'emballages divisionnaires des huiles finies. La réalisation a été confiée à la firme allemande BATTENFELD GMBH ;
- En 2013 : démarrage de nouvelle unité d'isomérisation (production des essences sans plomb).

I.1.2 Structure hiérarchique de la raffinerie

La structure hiérarchique de la gestion de la raffinerie d'Arzew (figure I.1) prévoit à son sommet un Directeur duquel dépendent divers départements techniques et administratifs comme le montre l'organigramme suivant :

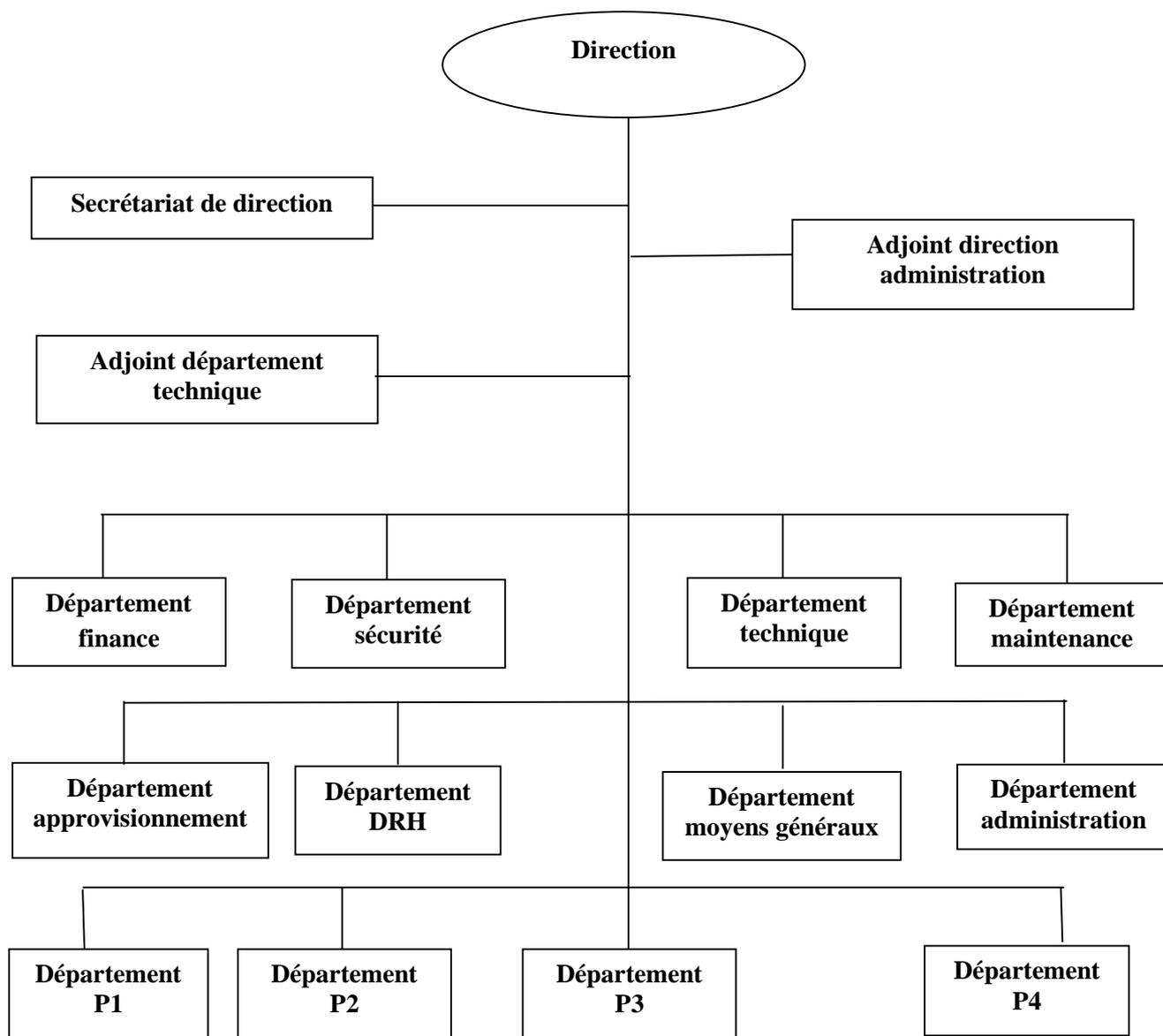


Fig.I.1 : Organigramme structural du complexe de raffinage d'Arzew.

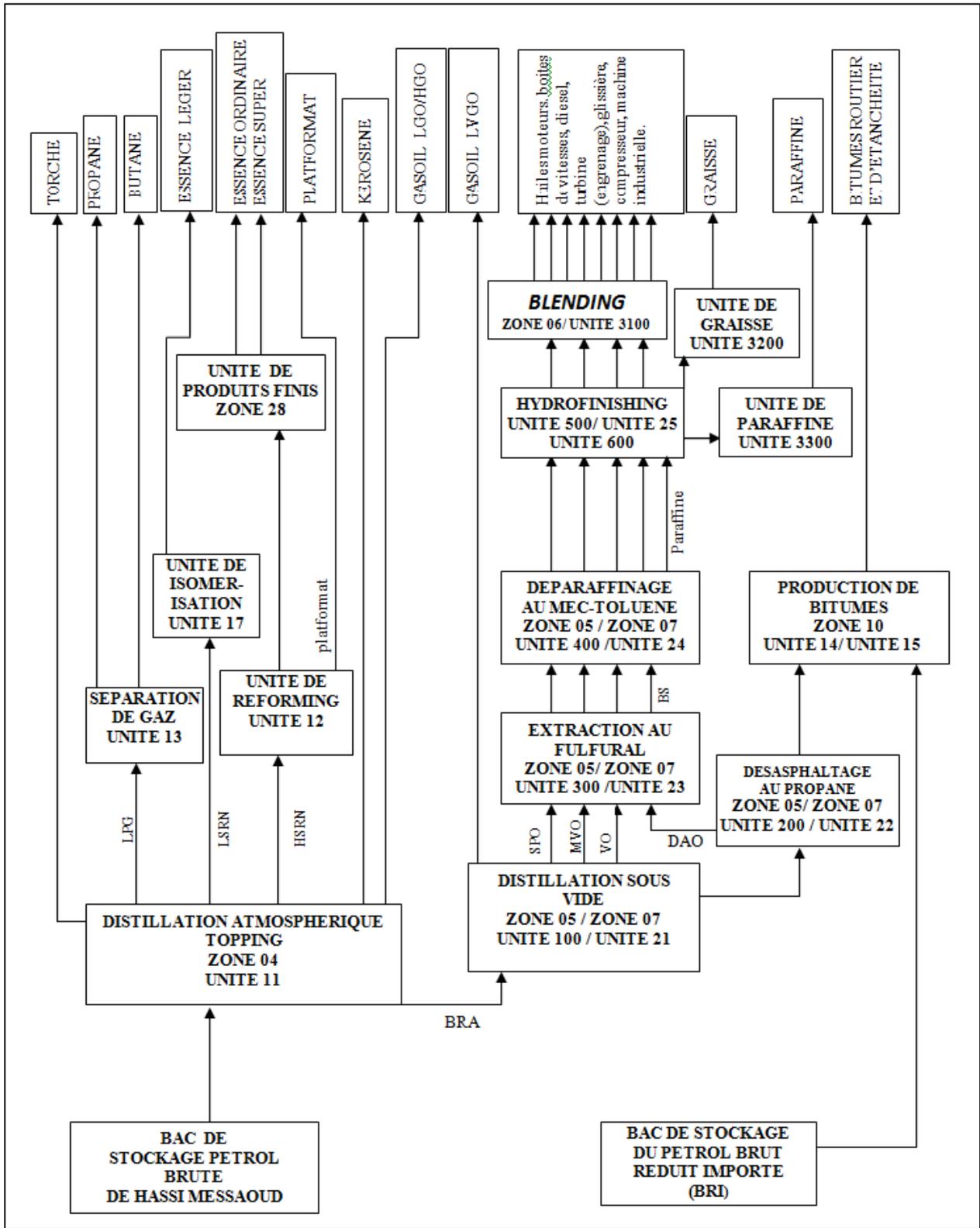


Fig.I.2 : Schéma synoptique du process de raffinage du pétrole à la RA1/Z.

I.1.3 Capacité de production

Le complexe RA1/Z traite **3,75 millions tonnes/an** de pétrole brut de Hassi-Massaoud et plus de **279.000 tonnes/an** de brut importé pour la production de bitumes. La production annuelle de différents produits est donnée par le tableau suivant :

Tableau I.1: Production annuelle en produits de la raffinerie d'Arzew.

Nature du produit	Quantité (t/an)	Unité
Propane	15 000	Zone 4/Unité13
Butane	70 000	Zone 4/Unité13
Naphta	160 000	Zone 4/Unité11
Kérosène	120 000	Zone 4/Unité11
Gazole	980 000	Zone 4/Unité11
Fuel (BTS)	550 000	Divers unités
Fuel (HTS)	70 000	Divers unités
Essence Normale	490 000	Zone28
Essence Super	70 000	Zone28
Huiles de base	130 000	Zone 7/Zone5
Huiles finies	170 000	Zone6 et Unité 3000
Graisses	7000	Zone6 et Unité 3000
Bitumes routiers	120 000	Zone 10/Unité 14
Bitumes oxydés	20 000	Zone 10/Unité 15

I.2 Principaux produits chimiques utilisés

La raffinerie d'Arzew nécessite l'utilisation de produits chimiques, essentielles aux différents process des unités, présenté dans le tableau suivant :

Tableau.I.2 : Consommation annuelle des produits chimiques au niveau de la raffinerie d'Arzew.

produit	Quantité consommée/An	Quantité stockée	Nature du produit	Unités
Furfural	1 130 000 Kg	300 000 Kg	Solvant	U 23-300
MEC	770 000 Kg	29 000 Kg	Solvant	U 24-400
Toluène	870 000 Kg	186 000 Kg	Solvant	U 25-500
Acide sulfurique	423 000 Kg	13 500 Kg	Neutralisant	Zone 3-19
La soude	26 000 Kg	18 000 Kg	Neutralisant	Zone 3-19-4
La javel	59 000 Kg	3000 Kg	Désinfectant	Zone 3-19
Sulfite de sodium	752 Kg	5 Kg	Inhibiteur de corrosion	Zone 3-19
Phosphate de sodium	824 Kg	6 Kg	Neutralisant	Zone3-19

I.3 Présentation des principales installations de RA1/Z

I.3.1 Département sécurité

L'induction à la raffinerie d'Arzew a commencé par la visite du département Sécurité. Ce département comprend les services : Prévention, Intervention et le service de protection de l'Environnement.

❖ Service prévention

Assure les travaux de maintenance, les animations (photos et conseils sensibilisant sur les lieux de travail), l'hygiène de l'unité, et les statistiques des accidents de travail.

❖ Service intervention

Assure l'entretien des équipements de lutte contre l'incendie (fixe et mobile), la formation du groupe d'intervention de réserve (GIR), la gestion des produits extincteurs, les travaux de maintenance l'exécution du planning de sauvetage journalier et du programme d'exercices des plans d'attaques contre les incendies.

❖ Service protection de l'environnement

Surveille et contrôle l'activité environnementale au sein du complexe.

I.3.2 Départements de production P1/P2/P3 et P4

Le complexe est constitué de plusieurs zones de production divisées:
Des zones de production divisées:

- ❖ **Production 1** : zones: Z3, Z4, Z7 et Z10 ;
- ❖ **Production 2** : zone : Z5 (HB3/HB4) et Z19 ;
- ❖ **Production 3** : Zone : Z6 et U3000/U3900 (production et conditionnement des huiles finies) ;
- ❖ **Production 4** : Zone : Z28 (stockage et expédition), Z30 (chargement de camions), Z27/U1800 (traitement des effluents liquides).

I.3.2.1 Zone 01 et 02

Ce sont des zones de parking et station de veille.

I.3.2.2 Zone 03 et zone 19 (les Utilités de P1 et P2)

Les utilités constituent une zone importante au sein de la raffinerie d'Arzew, elles assurent la production de l'eau distillée, la vapeur, l'électricité, air service et air instrument, le refroidissement de l'eau, la distribution de fuel gaz et la distribution de l'azote [1].

Les deux zones (3 et 19) comprennent les unités suivantes :

- **Unité 31/Unité 1100** : production de vapeur HP, BP, MP au moyen des chaudières alimentées en eau distillée ;
- **Unité 32/Unité 1600** : production d'eau distillée à l'aide d'évaporateur ;
- **Unité 33/Unité 1300** : Tours de refroidissement (distribution d'eau de refroidissement) ;
- **Unité 34/Unité 1200** : production d'électricité ;
- **Unité 35/Unité 1400** : réception et distribution de fuel gaz ;
- **Unité 36/Unité 1500** : production d'air service et instrument ;
- **Unité 37** : réseau d'incendie ;
- **Unité 280** : production gaz inerte.

I.3.2.3 Zone 04 (production des carburants)

C'est le point de départ du process de raffinage du pétrole brut de HMD, elle est constituée de cinq (5) unités suivantes [1]:

1. **Unité 11** : distillation atmosphérique permet d'obtenir les coupes suivantes :
 - GPL ;
 - LSRN (Naphta léger) ;
 - HSRN (Naphta lourd) ;
 - Kérosène ;
 - Gasoil léger (LGO) ;
 - Gasoil lourd (HGO) ;
 - BRA (brut réduit atmosphérique) : utilisé comme charge alimentant les zones 05 et 07 pour la fabrication des lubrifiants.
2. **Unité 12** : Platforming ou reforming catalytique avec trois (03) réacteurs. Le naphta lourd (HSRN) provenant de l'unité 11 contient des impuretés ; L'unité est destinée donc à transformer et à éliminer les composants indésirables pour augmenter l'indice d'octane.

3. **Unité 13** : gaz plant pour la production des gaz butane et propane. Cette unité consiste en une séparation et récupération du propane et butane des gaz de tête unité 11 comme charge.
4. **Unité 17** : isomérisation de naphta léger (LRSN) pour encore valoriser en qualité et en quantité des essences.
5. **Unité 18** : cette unité a pour objet de chauffer l'huile pour qu'elle assure la chauffe des produits dans la batterie d'échange.

I.3.2.4 Zone 07 (P1) et Zone 05 (P2) : (Production des lubrifiants)

Ces deux zones ont pour but d'obtenir des huiles de base considérées comme matière première pour la fabrication des lubrifiants à partir du BRA qui est un composé pétrolier lourd et visqueux recueilli au fond du topping [1].

La chaîne de fabrication de l'huile de base est composée de cinq (5) unités :

1. **Unité 21/100 (distillation sous vide)** : destinée à séparer les coupes nécessaires de distillats.
2. **Unité 22/200 (désasphaltage au propane)** : a pour but éliminer l'asphalte et d'avoir le distillat lourd (grade d'huile lourd).
3. **Unité 23/300 (extraction au furfural)** : Destinée à extraire les aromatiques et améliorer l'indice de viscosité (VI) des distillats.
4. **Unité 24/400 (déparaffinage au MEC/Toluène)** : Destinée à améliorer le point d'écoulement (PP) et d'éliminer les paraffines.
5. **Unité 25 /500 (Hydrofinishing)** : éliminer les impuretés et pour avoir une huile de base ayant une couleur appropriée et thermiquement stable.

I.3.2.5 Zone 06 et unités 3000/U3900 (P3) : (Production des huiles finies)

Composées des unités suivantes [1] :

1. **Unité 51 / 3100** : Unité de mélange et conditionnement des huiles. (huiles de base + additifs) pour obtenir des huiles finies.
2. **Unité 52 / 3200** : Unité de traitement et conditionnement des paraffines et fabrication des graisses.

I.3.2.6 Zone 10 (Production de bitume)

Cette zone est destinée à la fabrication des bitumes à partir de pétrole brut réduit importé, elle comprend deux unités [1] :

1. Unité 14 (distillation sous vide - Fabrication du bitume routier)

Le procédé consiste à surchauffer le BRI pour faciliter sa pénétration dans la colonne de distillation sous vide. Les coupes latérales soutirées sont :

- LVGO (gasoil léger) ;
- MVGO (gasoil moyen) ;

- HVGO (gasoil lourd) ;
- Résidu sous vide par oxydation permettra d'obtenir du bitume routier.

2. Unité 15 (Fabrication du bitume oxydé)

Le mélange (85% du résidu sous vide et 15% de HVGO) alimente la colonne d'oxydation pour obtenir des bitumes oxydés.

I.3.2.7 Zones de Stockage

Elles comprennent [1] :

Zones 8A, 8B : stockage des huiles de base.

Zone 9 : Stockage du Brut Réduit Atmosphérique

Zone 11, 12,13 : Stockage du brut.

Zone 16 : Stockage du NAPHTA et stockage d'eau brut pour incendie.

Zone 17 : Stockage du kérosène et stockage de l'essence de la première distillation.

Zone 18 : Stockage du fuel pour mélange et stockage du slop.

Zone 20 : Réception et approvisionnement des produits chimiques et pièces de rechanges.

Zone 22, 23 et 24: Stockages des carburants et du gazole.

Zone 25 : Stockage du fuel.

Zone 26 : Stockage Gaz de pétrole liquéfié (LPG)

Zone 27 : Stations de traitement des eaux usées industrielles.

Zone 28 : Zone d'expédition : essences, gazole, kérosène et propane/butane.

Zone 29 : Stockage du BRI.

Zone 30 : zone de chargement des carburants par camion.

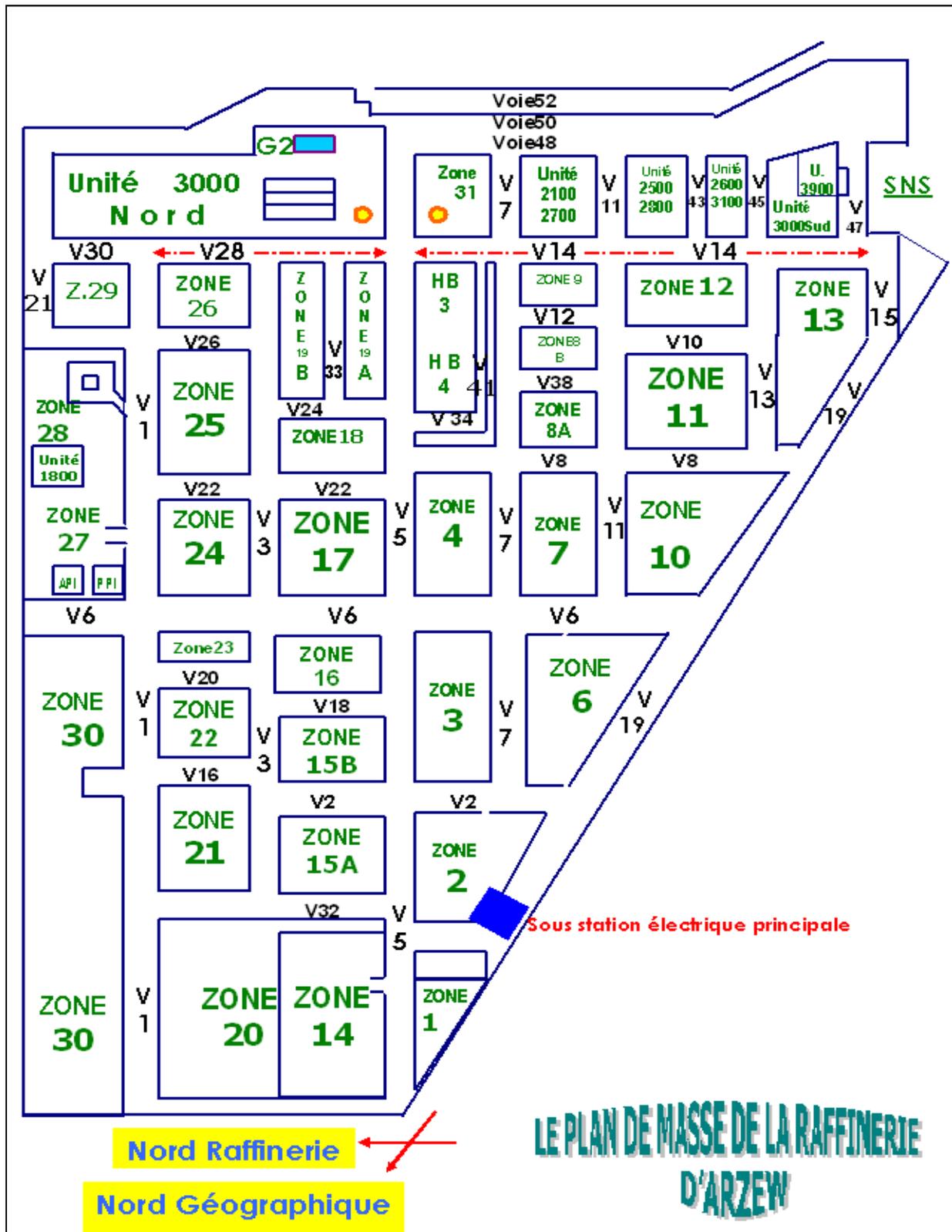


Fig.I.3 : Le plan de masse de la Raffinerie d'Arzew.

II.1 Introduction

L'unité de désasphaltage au propane (U200) est destinée à traiter le résidu sous vide provenant de l'unité de distillation sous vide (U100). Pour produire l'huile désasphaltée (DAO) contenue dans le résidu, le propane sert à précipiter l'asphalte. L'huile désasphaltée est destinée à préparer la "Bright stock" alors que l'asphalte constitue la charge d'unité de production de bitume ou bien il est utilisé comme fuel. L'unité est prévue de traiter une charge de 382 T/J de résidu sous vide (design).

II.2 Mécanisme de désasphaltage

Le principe de fonctionnement de la tour d'extraction (figure II.1) peut être résumé en trois étapes suivantes :

II.2.1 Précipitation

La précipitation de l'asphalte consiste à rompre l'équilibre existant entre le milieu malténique et la phase asphaltique. Cette précipitation est conditionnée par les variables suivantes : la nature du solvant, le taux de solvant et la température dans la tour d'extraction.

La section de précipitation est constituée de deux zones : [2] [3]

1. Une zone de prédilution avant l'injection de la charge pour diminuer sa viscosité à l'approche de la saturation ;
2. Une zone d'entrée de charge où s'effectue la séparation entre l'asphalte et l'huile.

II.2.2 Dérésinage

Le dérésinage consiste à créer un reflux interne permettant d'améliorer la séparation entre le milieu huileux et les résines. Le mélange (solvant-huile) est chauffé en tête d'extracteur par des serpentins à vapeur. Sous l'effet de l'accroissement de la température, les fractions résiniques sont précipitées et descendent dans l'extracteur, où le mélange solvant/charge montant à plus faible température et les fractions résiniques les plus légères sont redissoutes. Le gradient de température imposé en zone de dérésinage permet de maintenir ce cycle de précipitation-redissolution. [2] [3]

On doit respecter dans cette zone :

- Un temps de résidence minimal du milieu solvant + huile + résines ;
- Une vitesse ascensionnelle maximale du mélange pour décanter les particules.

II.2.3 Décantation

Cette opération consiste à laver l'émulsion d'asphalte par le solvant pur dans le mélange (solvant-huile). L'augmentation de taux de solvant favorise l'épuisement de l'asphalte et cela à la plus basse température possible.

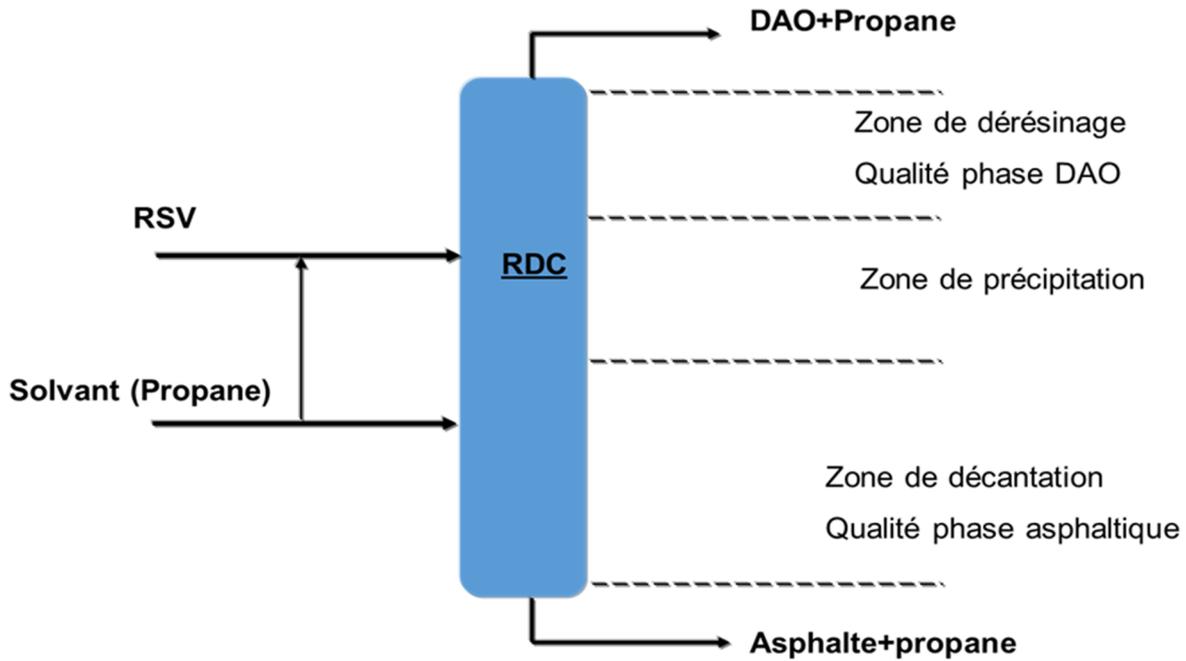


Fig.II.1 : Les trois zones de fonctionnement de la tour d'extraction.

II.3 Facteurs principaux du procédé (variables opératoires)

II.3.1 Nature du solvant

La nature de la charge et sa composition déterminent le rendement et la qualité des produits issus de l'opération d'extraction.

Pour les mêmes conditions opératoires, l'accroissement de la teneur en fraction légères d'un résidu conduit à un accroissement du rendement en huile désasphaltée au détriment de sa qualité.

Les gaz liquéfiés d'hydrocarbures légers et même les premiers hydrocarbures saturés de la série, liquides aux températures et pressions ambiantes, précipitent tous plus ou moins l'asphalte des résidus de distillation. Mais ils le font de manière très diverse, comme le montre le graphique de la figure II.2 qui représente la relation entre le poids moléculaire de l'hydrocarbure solvant employé et le pourcentage d'asphalte précipité. [2]

L'éthane précipite non seulement l'asphalte, mais aussi une bonne partie des huiles qui l'accompagnent. L'hexane, le pentane et le butane n'en précipitent au contraire pas assez et ils retiennent en dissolution plus ou moins une grande partie des résines neutres qui n'en ont pas leur place dans les huiles lubrifiantes.

Les essais effectués sur des résidus de bruts du Proche Orient font ressortir des résultats tout à fait semblables et l'on trouve aussi que le propane précipite bien sélectivement les matières asphaltiques et résineuses.

On constate que même la présence de bonnes proportions de propylène dans le propane ne modifie pas sensiblement la précipitation d'asphalte. Par contre, les solvants plus lourds (butane, pentane) ont déjà un peu de pouvoir solvant des matières résineuses et laissent précipiter un asphalte dur. En outre, les huiles désasphaltées sont instables par suite de leur trop grande teneur en résines.

Le propane a également une propriété intéressante pour le désasphaltage. Il dissout mieux, en effet, aux températures moyennes (40 à 50°C) les hydrocarbures paraffiniques que ceux des autres séries. Le choix de solvant pour un procédé d'extraction liquide-liquide constitue une étape primordiale pour réaliser une extraction efficace. Généralement il est déterminé suite à un compromis entre des considérations technico-économiques et propriétés physico-chimiques, cependant il est impératif que le solvant présente un certain nombre de caractéristiques. [2] [3]

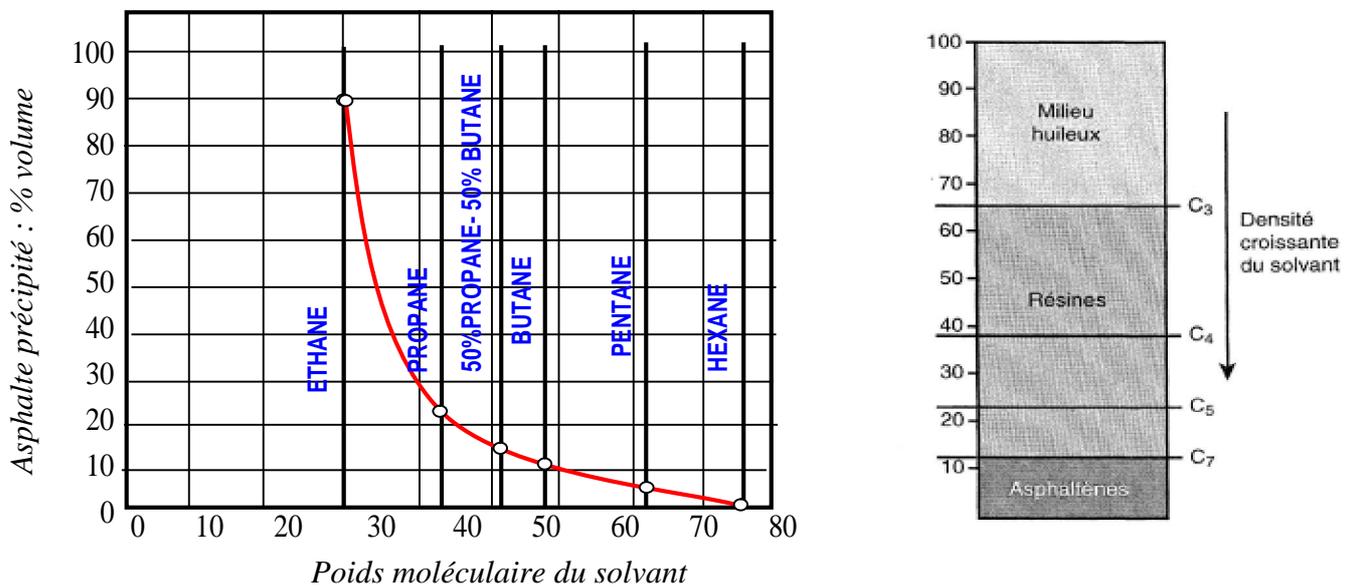


Fig. II.2 : Extraction par le propane.

II.3.2 Rapport solvant-charge (taux de solvant)

Une augmentation de la proportion de propane par rapport au résidu sous vide accroît le rendement en huile désasphaltée. Au fur et à mesure de l'augmentation de cette proportion de propane, et par conséquent du rendement, le poids moléculaire, la densité et la viscosité de l'huile augmentent, ainsi que son carbone Conradson.

L'indice de viscosité de l'huile diminue légèrement. On peut concevoir qu'au-dessus d'une proportion donnée propane-résidu le propane dissout de plus en plus l'huile non paraffinique. Simultanément, l'asphalte précipité, son point de fusion va augmenter avec la proportion propane-résidu. Les courbes des figures II.3 et II.4 portent en abscisses la proportion propane-résidu et en ordonnées le rendement en huile et le point de fusion de l'asphalte précipité. On voit qu'à une température quelconque d'opération, le rendement en huile augmente bien avec la dilution et qu'il en est de même du point de fusion de l'asphalte.[2]

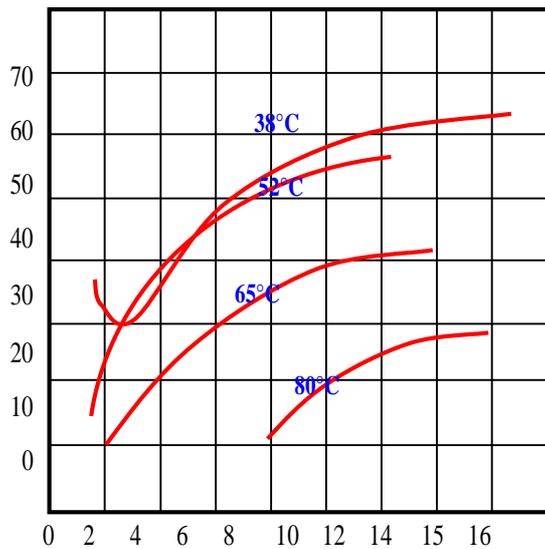


Fig.II.3 : Rendement en huile en fonction de la proportion propane/résidu.

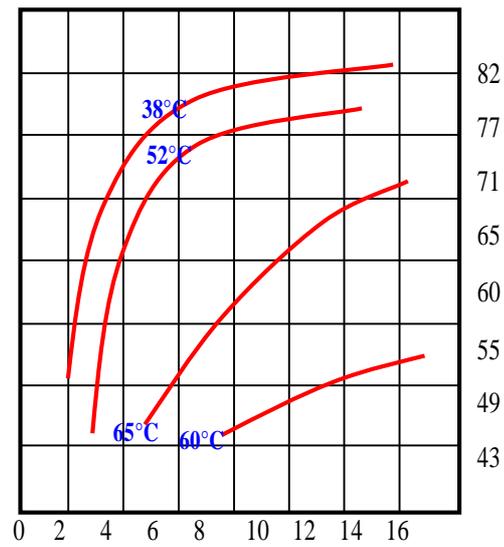


Fig.II.4 : Point de ramollissement de l'asphalte en fonction de la proportion propane/résidu.

II.3.3 Température d'extraction

Le comportement du propane au-dessus de 40°C environ est inverse de celui des solvants usuels, tels le furfural, le phénol, etc...qui ont un pouvoir solvant pour les huiles qui croît avec la température d'opération.

Avec le propane au-dessus de 40°C, le pouvoir solvant pour les huiles diminue au fur et à mesure que la température augmente. Cela tient à ce que le propane en se rapprochant de sa température critique 96,4°C, retrouve progressivement ses propriétés de gaz. Sa tension superficielle diminue ainsi que son pouvoir solvant. Si on élève la température la proportion d'asphalte précipité augmente tandis que celle d'huile désasphaltée diminue.

L'asphalte est de plus en plus mou, car il est de plus en plus dilué par les fractions d'huile qui se montrent insolubles dans le propane à la température de l'opération.

Si nous voulons obtenir le meilleur rendement possible en huile désasphaltée, il nous faut employer une grande proportion de propane par rapport à la matière première et que nous ne devons pas opérer à trop hautes températures. [2]

II.3.4 Gradient de température

C'est le paramètre principal pour le contrôle de la qualité. Pour un solvant et une charge donnés :

- Une augmentation de la température en tête résulte en un produit de tête plus léger, dont le rendement et la viscosité diminuent, conduit à un durcissement de l'asphalte.

- Une augmentation de la température en fond décroît la solubilité des composants lourds et entraîne une augmentation du rendement en asphalte
- Une augmentation de la température différentielle à travers la tour entraîne une augmentation du contre-courant interne en composants lourds et entraîne de ce fait une amélioration de la qualité des produits. donc plus la température différentielle est grande plus la vitesse du rotor faible pour une efficacité maximale.

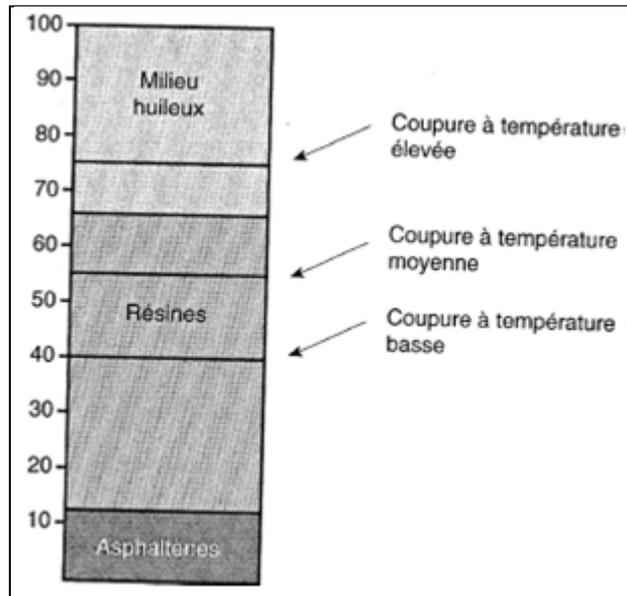


Fig.II.5 : Influence de la température opératoire sur la sélectivité d'extraction.

II.3.5 Autres variables

- ✓ **Débit de charge** : le débit de charge n'affecte les rendements et qualités des produits de désasphaltage que dans la mesure où l'on dépasse la capacité maximale de l'extracteur (engorgement) ;
- ✓ **Pression opératoire** : la pression opératoire doit être maintenue à une valeur supérieure à la pression critique du solvant utilisé. Le désasphaltage s'effectue à une pression légèrement supérieure à la pression des vapeurs saturées du propane liquéfié, afin d'éviter une évaporation éventuelle du solvant ;
- ✓ **Solvant de prédilution** : la prédilution de la charge est un moyen efficace pour réduire sa viscosité et approcher sa saturation ;
- ✓ **Vitesse de rotation du rotor** : permet une bonne dispersion de la charge.

Résumé :

Paramètres	Actions sur le paramètre	Rendement De DAO	Couleur	Viscosité
Taux de solvant	↗	↗	↗	↗
Température de solvant	↗	↘	↘	↘
Taux de charge	↗	↘	↘	↘
Température de charge	↗	↘	↘	↘
Température de tête	↗	↘	↘	↘
Vitesse de rotation RDC	↗	↗	↗	↗

II.4 Equipements principaux**II.4.1 Colonne d'extraction (RDC)**

La colonne d'extraction est l'appareil le plus important dans l'unité de désasphaltage au propane. Parmi les colonnes destinées pour ce procédé, le contacteur à disques rotatifs (RDC) est le type le plus utilisé à l'échelle Industrielle, comme c'est le cas de la raffinerie d'Arzew.

Technologie :

La colonne d'extraction (figure **II.5**) est caractérisée par une efficacité de traitement élevée et une bonne souplesse d'utilisation qui est assurée par la variation de la vitesse de rotation des disques.

Elle est garnie de plaques circulaires appelées rotors, montées sur un arbre central, et des anneaux périphériques appelés stators fixés sur la virole, qui sont interposés entre les rotors. Le diamètre de ces derniers est inférieur au diamètre des stators.

Les dimensions et le nombre de ces éléments sont obtenus à partir des essais pilotes avec une colonne de taille laboratoire.

La surface couverte par ces éléments constitue la section de contact qui assure la séparation des phases. En haut et en bas de la tour, on trouve les zones de décantation des deux solutions d'huile désasphaltée et d'asphalte. [2] [3] [4]

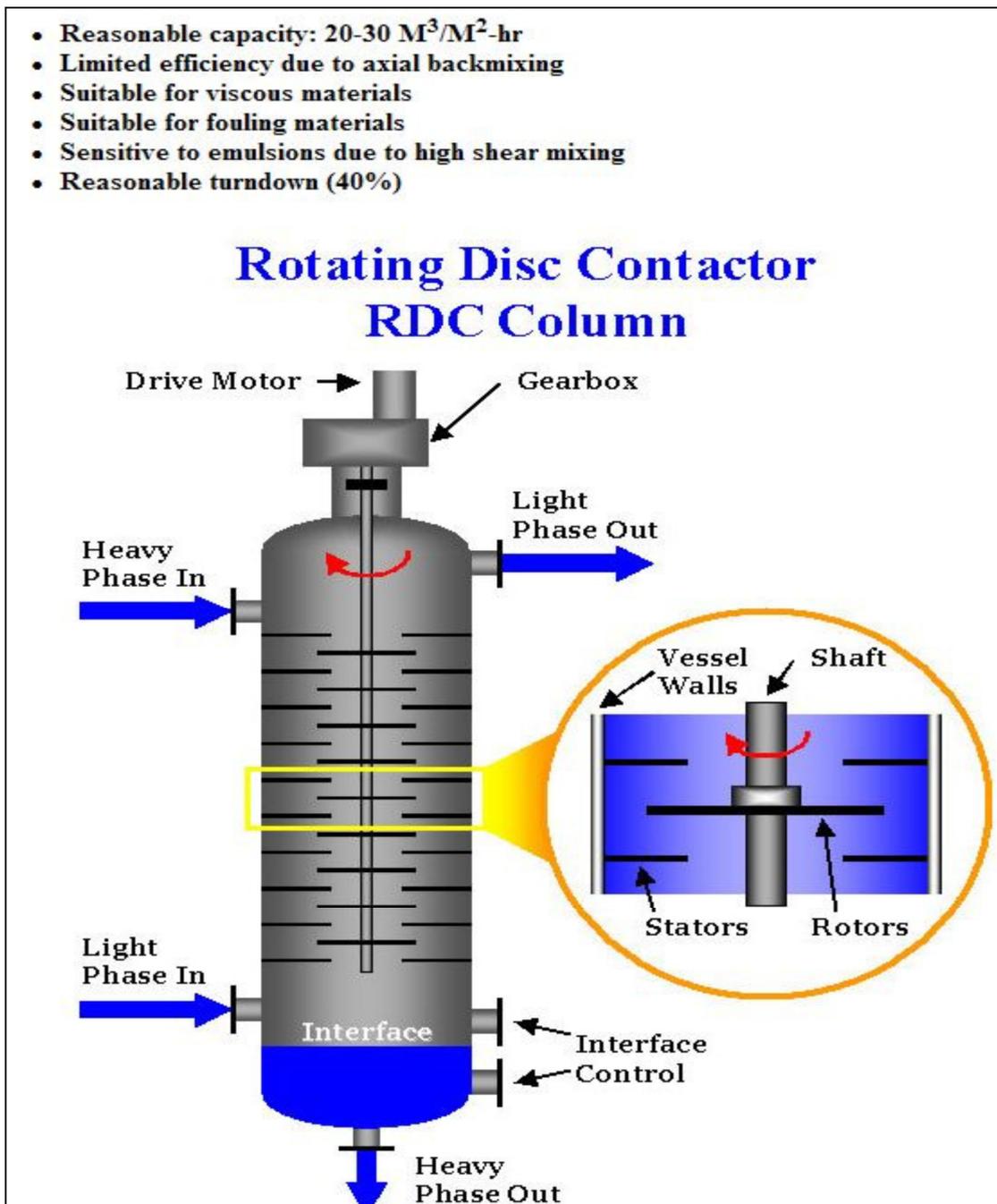


Fig.II.6 : Schéma technologique de la tour d'extraction (RDC).

Dans la partie supérieure de la colonne, un serpentin alimenté en vapeur d'eau est installé pour contrôler le gradient de température. Aux limites supérieure et inférieure de la zone de contact, deux grilles de tranquillisation sont installées pour stabiliser les solutions dans les zones de décantation afin de faciliter leur séparation.

L'entrée de la charge se trouve au milieu de la colonne et celle du solvant juste au-dessus de la grille inférieure. Les deux solutions qui résultent de l'opération sont extraites à partir du sommet et du fond de la tour.

L'arbre central est entraîné par un moteur électrique situé au sommet de la colonne. Pour un débit de charge donné, ce mécanisme permet de varier la vitesse des rotors, nécessaire pour maintenir une efficacité maximale de l'opération d'extraction.

La zone la plus sensible de cet équipement est la partie supérieure, où l'huile désasphaltée est débarrassée de l'asphalte. Les turbulences sont à éviter dans cette zone pour avoir une huile répondant aux spécifications demandées.

Le problème d'engorgement existe aussi dans le RDC. Ce phénomène est observé lorsque l'accumulation de la phase dispersée (asphalte) devient importante, engendrant ainsi une altération de l'huile par le passage d'une partie de cette phase dans la solution de tête.

II.4.2 Echangeurs de préchauffe

L'unité comprend deux échangeurs de type « KETTLE » qui assure la séparation du propane sec à partir de la DAO. La majeure partie du propane est récupérée dans le premier qui fonctionne avec de la vapeur surchauffée à basse pression (3kg/cm²). Le reste du solvant est séparé de l'huile dans le deuxième échangeur à l'aide de la vapeur surchauffée à haute pression (25kg/cm²). [4]

II.4.3 Four de préchauffe d'asphalte

Cet équipement assure la récupération du solvant à partir de la solution d'asphalte. En effet, le chauffage permet l'évaporation du propane, puis sa séparation par un flash dans une colonne.

II.4.4 Aéroréfrigérants

Tout le propane vapeur récupéré à partir des différents équipements est condensé dans cette batterie d'aéroréfrigérants.

II.5 Paramètres opératoires de la colonne d'extraction

Les conditions de fonctionnement de la colonne d'extraction sont représentées dans le tableau ci-dessous. [4]

Tableau II.1 : Conditions opératoires de la colonne d'extraction.

Désignation	Valeurs
Taux de solvant, (volume solvant/volume charge)	15
Température en tête de la tour d'extraction, °C.	65-85
Température d'alimentation du solvant, °C.	46
Température d'alimentation de la charge, °C.	68
Pression en tête de la tour d'extraction, bars effectifs.	41,38
Vitesse du rotor, tours/min.	10-50

II.6 Description du procédé de l'unité 200

II.6.1 Principe de fonctionnement

L'opération de désasphaltage est accomplie dans l'extracteur (RDC) C201 dans lequel sont mis en contact la charge et le solvant (le propane) qui favorise la précipitation de la fraction asphaltique. La séparation de la fraction asphaltique et de la fraction huileuse désasphaltique (DAO) est améliorée en opérant avec un gradient de température entre le sommet et le fond de l'extracteur. Le solvant dans la phase DAO mixte est enlevé par un système de chauffe et de détente successives avec finition par stripping à vapeur dans une colonne à basse pression. Le solvant dans la phase asphaltique est récupéré après son passage dans le four H201 où sa température atteint 288 °C, par une détente puis par stripping à la vapeur d'eau. Les circuits collecteurs de propane comportent une série des condenseurs pour le propane vaporisé à haute pression, des ballons séparateurs d'eau et un compresseur (K201) pour le propane vaporisé à basse pression. Les différents flux de propane liquide sont collectés dans l'accumulateur (D201) pour être recyclés dans la colonne (C201). [4]

II.6.2 Circuit de la charge

Le résidu sous vide (RSV), refoulé par les pompes de charge (P201 A/B) sous contrôle de débit, est envoyé vers le réfrigérant de charge (E201). Une prédilution avec le propane est effectuée en aval de la vanne sous contrôle du régulateur de débit (FRC003) pour réduire la viscosité de la charge pour être saturer par le solvant. Le mélange charge/solvant passe dans les réfrigérants à eau (E201 A/B). La température d'entrée de la colonne est une variable importante du procédé. La vanne automatique (TRC01) ajuste la température du mélange en by-passant les réfrigérants (E201 A/B). La charge est ensuite dirigée vers la colonne RDC par deux entrées sous contrôle de débit. [4]

II.6.3 Circuit de solvant

Le solvant utilisé est le propane liquide de qualité commerciale de densité de 0,505. Le rapport volumique charge/solvant dans la colonne RDC est de 1/15 (design) et de 1/10 en fonctionnement normal. L'alimentation de la colonne RDC en solvant se fait à un niveau plus bas que celle de la charge. Elle est introduite dans la colonne (C201) sous contrôle de débit (FRC005). [4]

II.6.4 Système rotatif (RDC)

Dans une colonne à disques rotatifs (RDC), la zone active est formée par une série d'anneaux fixes (stator), entre lesquels se trouvent des disques entraînés en rotation par un axe central (rotor). Le flux à contre-courant est engendré par le chauffage à la vapeur qui passe dans un serpentin en tête de colonne. La différence de température entre la tête de colonne et le fond crée un gradient de température qui amène ce contre-courant.

Le gradient de température est une variable très importante du procédé. Il est contrôlé automatiquement par action de la vanne (TRC02) assurant une marge de température de 65 à 85 °C, en agissant sur la quantité de vapeur introduite dans les serpentins situés en tête du RDC. Le mélange asphalte/solvant quitte le fond de colonne sous contrôle de débit (FRC15) pour alimenter le four d'asphalte. La pression de service de la colonne est de 41,38 bars. [4]

II.6.5 Circuit d'huile désasphalté (DAO)

Le mélange DAO/solvant est dirigé vers le système de récupération (unité 200). Il subira un premier chauffage dans deux échangeurs E 203A/B et un second au niveau de l'échangeur E 204 où une partie de solvant est vaporisée. Le mélange bi-phasique passe ensuite dans la colonne de flash à haute pression C202A. En tête de colonne, les vapeurs sont condensées dans trois échangeurs successifs (E 205, E 208Ar, E 209) et envoyées vers le système de récupération du solvant D201. Les traces de solvant restantes sont éliminées dans la colonne flash C 202 B à basse pression.

L'épuisement du solvant se poursuit par remouillage dans E 206 utilisant de l'huile chaude comme fluide caloporteur. La DAO sortant de l'échangeur E 206 est dirigé vers le stripper C203 (colonne sans plateaux) où les dernières traces de solvant sont strippées par la vapeur surchauffée à basse pression. Le DAO strippé est refroidi avant d'être acheminé vers l'unité de stockage.[4]

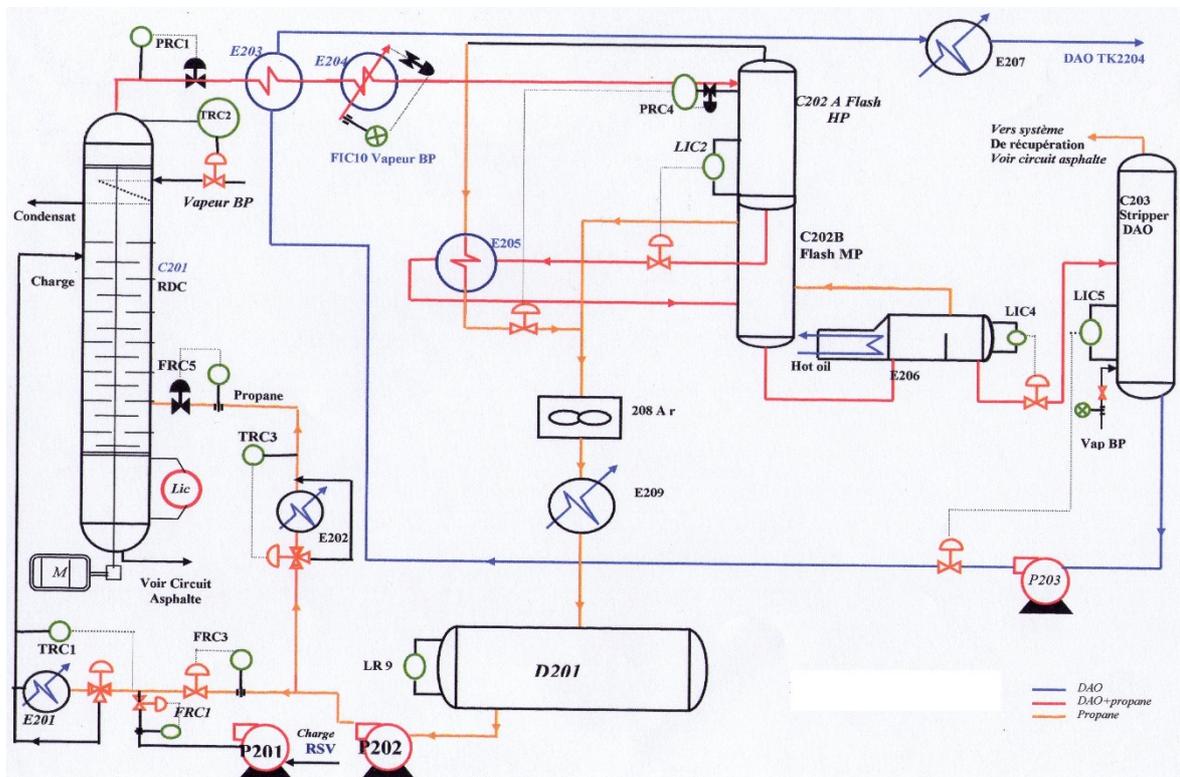


Fig.II.7 : Circuit DAO dans l'unité 200.

II.6.6 Circuit d'Asphalte

Le mélange asphalte/solvant quitte le fond de colonne (C201), sous contrôle de débit, vers le four (H201). Ce mélange sort à une température de 288°C et alimente la tour de flash d'asphalte (C204) où une grande partie du solvant vaporisé est séparée et condensée dans l'échangeur (E211) avec les vapeurs refoulées par le compresseur (K201).

Le liquide de fond passe par le stripeur d'asphalte (C205) où les dernières traces de solvant sont strippées par la vapeur BP surchauffée (**figure II.7**).

L'asphalte déshuilé et débarrassé du solvant est refoulé par les pompes (204A/B) à travers le générateur de vapeur (E212) sous contrôle de niveau. Ainsi, elle est refroidie au moyen d'eau tempérée dans le réfrigérant (E213) et expédiée vers la zone 10. [4].

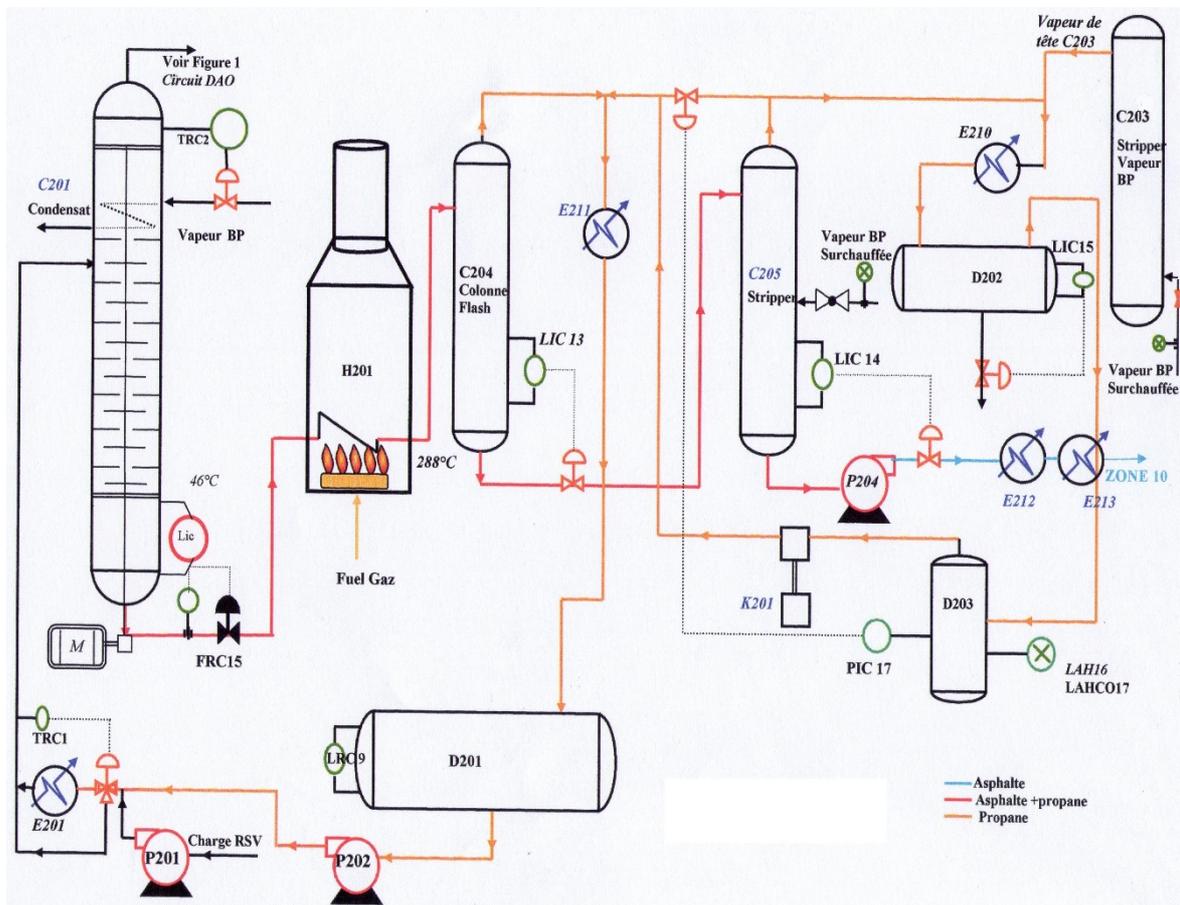


Fig.II.8 : Circuit asphalte dans l'unité 200.

II.6.7 Récupération et stockage du solvant

Le solvant est récupéré de plusieurs endroits et plusieurs niveaux de pression. Il y a deux systèmes de récupération qui sont : [4]

II.6.7.1 Système de récupération du solvant HP

Le solvant vapeur HP de la colonne (C202A) est condensé sous contrôle de pression. Le solvant vapeur MP résultant de la colonne de flash (C202B) et celui produit dans le rebouilleur (E206) passent dans l'aérocondenseur (E208Ar) et ensuite dans le condenseur (E209) où il est condensé totalement et recueilli dans le ballon (D201).

figure II.8.

En cas de basse pression dans le ballon (D201), la régulation de pression PRC7 agissant sur la vanne PV 007 permet de by passé une partie des aéro-réfrigérants et du condenseur final (E208Ar –E 209).

- En cas de haute pression dans le ballon (D201), le HIC004 agissant sur la vanne HV004 permet d'évacuer l'excédent du gaz vers le ballon D204.
- Le solvant vapeur MP, provenant de la colonne de flash (C204), est condensé dans le condenseur (E211) au moyen de l'eau de refroidissement avant d'être recueilli dans le ballon (D201).

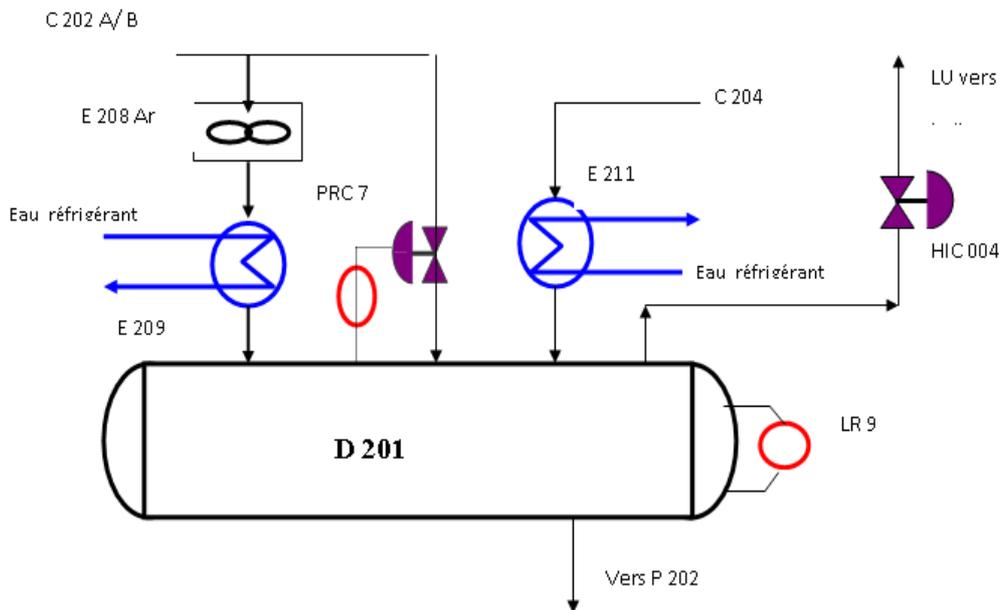


Fig.II.9 : Accumulateur de propane (D201).

II.6.7.2 Système de récupération du solvant BP

Les traces de solvant vapeur récupéré dans les stripeurs (C203) et (C205), qui sont mélangées avec la vapeur de stripping, passent dans le condenseur (E210) qui effectue la condensation de la vapeur stripping uniquement.

Le mélange solvant/vapeur/condensat passe ensuite dans les ballons séparateurs (D202) et (D203). Le solvant est repris par le compresseur (K201) pour être refoulé dans le ballon (D201) après passage dans le condenseur (E211).

Les condensas accumulés au fond des ballons (D202 et D203) sont purgés périodiquement.

II.7 Contrôle et régulation

Pour conduire l'unité de désasphaltage, il faut avant tout connaître les valeurs prises par les différents paramètres. Ce rôle d'information revient aux appareils de mesure, dont l'ensemble constitue le contrôle ou l'instrumentation de l'installation. Il n'est pas possible de surveiller en permanence tous les paramètres de fonctionnement ; aussi les dérèglements importants seront-ils signalés aux opérateurs par des alarmes sonores et visuellement, pour que les défauts puissent être localisés rapidement. Si le défaut persiste, des dispositifs de sécurité agissant sur des automatismes assureront la protection du matériel en modifiant certains points de consigne ou en arrêtant l'installation s'il n'y a pas d'autre solution.

Si tous les paramètres restaient parfaitement fixés, la régulation serait inutile ; s'ils variaient tous en même temps et de façon indépendante, la régulation deviendrait impossible. Il faut donc s'efforcer de maintenir constant le plus grand nombre possible de paramètres et l'on aura bien assez à faire avec ceux dont les variations ne sont pas contrôlables.

Il y a plusieurs vannes automatiques (niveau, température, pression et de débit).

Les capacités (fonds de colonne, ballons) sont généralement munies de deux alarmes de niveau : une alarme de niveau bas pour éviter de faire cavité les pompes, une alarme de niveau haut pour éviter de noyer les autres équipements plateaux inférieurs de la colonne, le rebouilleur ou le condenseur. Si le déclenchement de l'alarme de niveau haut a pour cause l'arrêt d'une pompe, un automate pourra provoquer le démarrage de la pompe de secours.

La pression en tête de colonne est un paramètre essentiel du fonctionnement de celle-ci. Sa régulation est réalisée à l'aide d'une vanne placée à la sortie d'huile désasphaltée PIC01. La mesure des pressions à l'aspiration et au refoulement des pompes ainsi que la mesure de l'intensité absorbée par le moteur apportent des renseignements précieux sur le fonctionnement des circuits (bouchage, entrées d'air, cavitation, par exemple).

Les régulations en cascade permettent de s'affranchir de certaines perturbations. La variable de commande, au lieu d'agir directement sur l'organe de contrôle (vanne), fixe le point de consigne d'un second régulateur (de débit, par exemple) qui agit sur la vanne. Les variations de débit qui se produisent sans que la variable de commande ait changé de valeur sont automatiquement corrigées.

La marche de l'unité est contrôlée par un système de contrôle distribué "DCS" Honnewell qui assure la régulation des paramètres de procédé. [4]

II.8 Spécifications design des produits

Tableau.II.2 : Spécification design des produits (RSV/DAO/Asphalte).

Caractéristiques	Résidu Sous vide (RSV)	Huile désasphalté (DAO)	Asphalte
Densité à 15/4 °C	0.950	0.915	1.022
Viscosité à 100°C (cst)	120 -130	41-45	-
Point d'éclair °C	+300	+288	/
Teneur en soufre % poids	0.29	0.11	0.23
Carbone Conradson % poids	7.2	2	/
Couleur	/	5.5 - 6.5	/
Indice de viscosité VI	/	82	/
Indice de réfractaire à 70 °C	/	1.492	/

II.9 Conclusion

Le but du procédé de désasphaltage est de séparer les asphaltènes et les résines contenus de ses fractions huileuses.

Le désasphaltage permet aussi:

- **Valorisation des fractions huileuses**
 - Fabrication d'huiles de base visqueuses (Bright stock).
- **Valorisation des fractions asphaltique**
 - fabrication de bitumes routiers;
 - utilisation comme constituants de fuels industriels ou combustibles solides.

L'unité de désasphaltage au propane est destinée à traiter le résidu sous vide provenant de l'unité de distillation sous vide pour la production d'une huile désasphaltée (DAO) et de l'asphalte. L'huile est ensuite envoyée vers l'unité d'extraction des aromatiques par le furfural pour l'amélioration de son indice de viscosité puis vers l'unité de déparaffinage au MEC-Toluène afin d'améliorer le point d'écoulement. Enfin, elle subit un traitement de finition pour la débarrasser des impuretés et l'amélioration de ses caractéristiques.

L'unité est prévue pour traiter une charge de 382 tonnes/jour de Résidu sous vide issu du brut de hassi-Messaoud traité à la raffinerie d'Arzew.

III.1. Echangeurs

III.1.1 Introduction

Les procédés utilisés dans l'industrie pétrolière et pétrochimique demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase. Au cours de diverses opérations auxquelles ces produits sont soumis, la chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie. Il est alors nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible de chaleur au profit des fluides de procédés ou d'utilités.

Cette opération est généralement effectuée dans des appareils où les deux fluides circulent avec un contact indirect, où le transfert de chaleur se fait par l'effet de la convection.

Ces appareils sont appelés échangeurs de chaleur. Ils peuvent être constitués de deux tubes coaxiaux (l'un des fluides circulant dans le tube central et l'autre dans l'espace annulaire), ou d'un faisceau de tube parallèles contenus dans une enveloppe (l'un des fluides circule dans les tubes et l'autre dans l'espace enveloppe), ou encore de système plus complexes permettent d'atteindre une compacité élevée comme dans les échangeurs à plaques. Notons encore que d'autres types d'appareils mettant en jeu la fluidisation de particules solides permettent d'augmenter l'intensité du transfert de chaleur lorsque l'un des fluides (ou les deux) et un gaz.

III.1.2 Présentation d'un échangeur de chaleur

Un échangeur de chaleur est un appareil qui permet le transfert de la chaleur d'un fluide à un autre circulant à contre-courant ou à co-courant. Il est constitué un nombre de tubes, localisés dans une chambre appelée calandre où le transfert de chaleur est effectué. Les tubes sont maintenus entre eux constituant le faisceau de l'échangeur se logeant ainsi la calandre.

Des chicanes sont utilisées pour diriger le fluide qui circule dans la calandre et augmenter le temps de séjour de ce dernier. Ceci assurera ainsi un transfert de chaleur suffisant pour obtenir les températures requises par le procédé. [5]

III.1.3 Types d'échangeurs

III.1.3.1 Echangeurs à plaque

Il y'a deux types d'échangeurs à plaque, à savoir :

- a. Echangeurs à plaque soudées ou cassettes ;
- b. Echangeurs à plaques et joints. [5]

III.1.3.2 Autres types d'échangeurs

- Echangeurs à chaleur spiralés ;
- Echangeurs à tube et ailettes ;
- Aérothermes industriels (aéro-réfrigérants) ;
- Echangeurs thermiques à surfaces raclée ;
- Echangeurs rotatifs ;
- Echangeurs à changement de phase (caloduc) ;

- Echangeurs à blocs ;
- Echangeurs compact. [5]

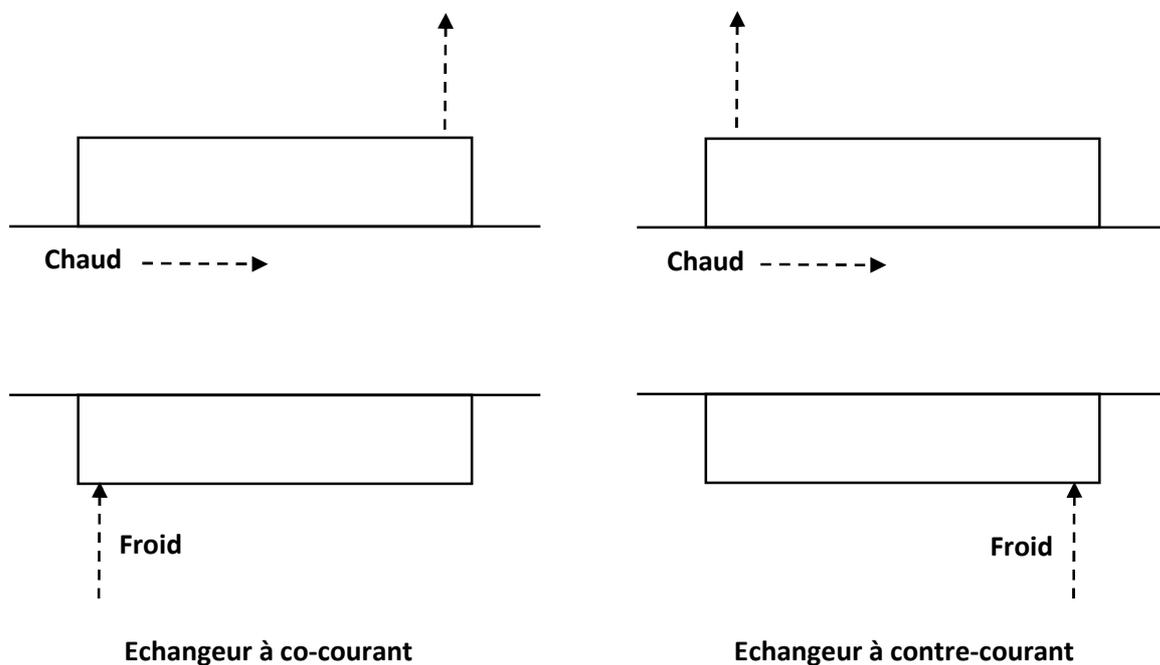
III.1.3.3 Echangeurs tubulaires

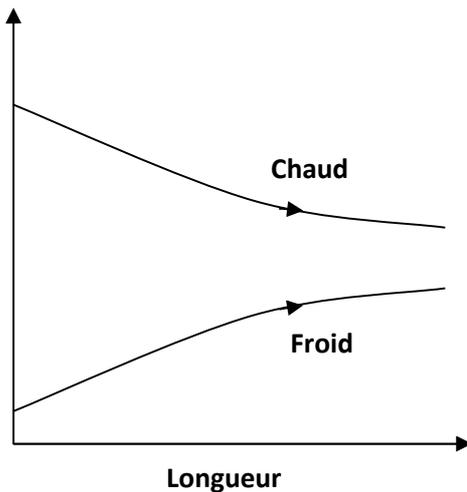
III.1.3.3.1 Généralités

Les échangeurs tubulaires peuvent être utilisés pour effectuer des transferts de chaleur entre deux fluides ne subissant pas de changement de phase, mais aussi pour condenser une vapeur ou évaporer un liquide.

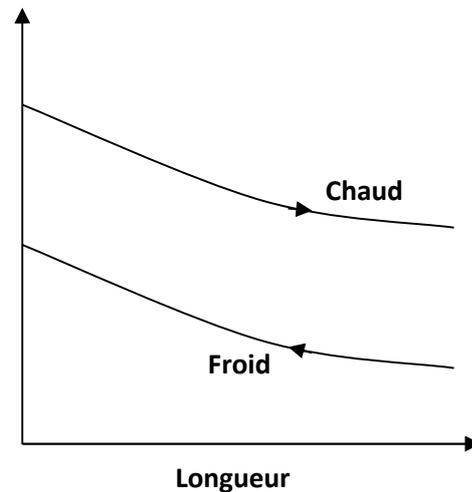
Le modèle le plus simple se compose d'un tube ou d'une conduite placée concentriquement à l'intérieur d'un autre tube qui tient alors lieu d'enveloppe.

Comme les deux fluides ne traversent l'échangeur qu'une seule fois. Ce système est appelé "**échangeur de chaleur à un seul passage**". Si les deux fluides s'écoulent dans la même direction, l'échangeur est du type à "**écoulement parallèle**" ou à "**co-courant**". Si les deux fluides se déplacent en sens contraire, l'échangeur est du type à "**contre-courant**". [6]





Profil des températures le long
d'un échangeur co-courant



Profil des températures le long
d'un échangeur contre-courant

Ce modèle peut être développé en remplaçant le tube central unique par un faisceau de tube parallèle placé dans une enveloppe encore appelée "**calandre**". On peut utiliser d'autres types de circulation des fluides ; lorsque le fluide s'écoule dans l'espace enveloppe perpendiculairement aux tubes, l'échangeur est dit à "**courant croisés**". Afin d'augmenter la surface effective d'échange par unité de la longueur de l'appareil, on prévoit parfois de faire traverser l'échangeur plusieurs fois par le fluide circulant dans le tube et éventuellement par celui s'écoulant dans l'enveloppe. Ce type d'échangeur est appelé "échangeur multi passes". L'écoulement du fluide dans l'enveloppe est alors déterminé par des chicanes longitudinales. Ces échangeurs sont caractérisés par deux chiffres. Le premier indique le nombre de passage du fluide circulant dans l'enveloppe, c'est-à-dire le nombre de parcours qu'il effectue entre les deux extrémités de l'appareil le second correspond au nombre de passages du fluide dans les tubes. [6]

III.1.3.3.2 Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires

➤ Avantages

- Faciliter le démontage et l'entretien de l'échangeur ;
- Possibilité de fonctionner à contre-courant, ce qui permet d'obtenir de bons rendements ;
- Convenance aux produits impropres, agressifs ou incrustants ;
- Fonctionnement à des températures et à des pressions élevées.

➤ Inconvénients

- Risque de fuites aux raccords ;

- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante ;
- Comparativement aux autres types d'échangeurs, la surface d'échange est faible par rapport au volume global de l'appareil en raison du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes. [5]

III.1.4 Rôle des divers constituants d'un échangeur

III.1.4.1 Boîtes d'échangeurs

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes sauf pour les tubes en U. Il y a deux boîtes aux deux extrémités de l'échangeur.

La disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes.

III.1.4.2 Calandre

C'est l'enveloppe entourant le faisceau tubulaire. Il semble que la limite technologique pour des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 mètres.

III.1.4.3 Plaques tubulaires

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur, varie de 5 à 10 cm, est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, les contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part.

Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif. Les tubes peuvent être fixés à la plaque tubulaire par dudgeonnage ou par soudure, quelque fois aussi par dudgeonnage allié à une soudure qui sert alors simplement à assurer l'étanchéité. Les plaques tubulaires sont des parties délicates des échangeurs. Les interstices entre tubes et plaques, sont des liens privilégiés de corrosion.

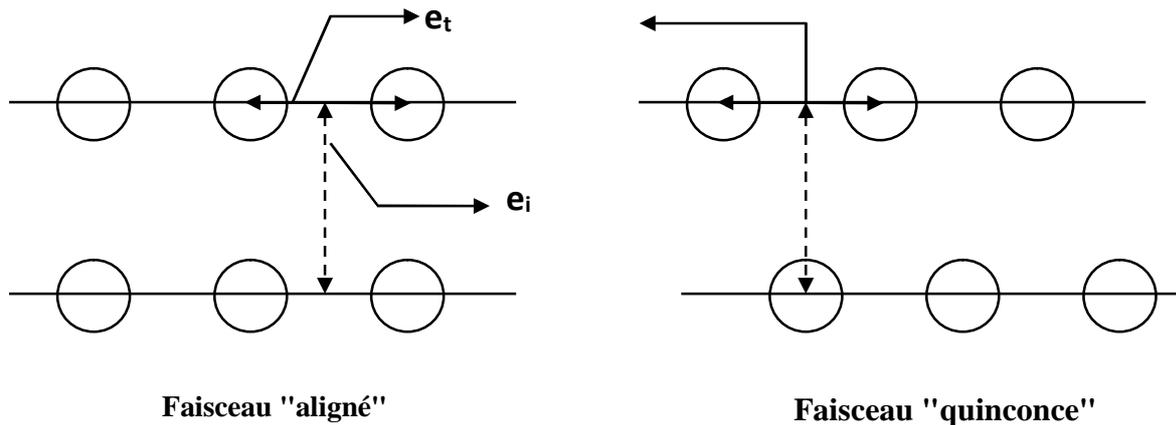
Par ailleurs, les dilatations différentielles excessives peuvent faire sauter les dudgeonnages ou les soudures.

III.1.4.4 Faisceau tubulaire

Ce sont des tubes normalisés particuliers dont le diamètre annoncé, en pouces, correspond exactement au diamètre extérieur (à la différence des tubes utilisés en tuyauterie).

La disposition géométrique des tubes dépend du pas choisi, il existe deux catégories de pas :

- Pas triangulaire ;
- Pas carré.



La disposition en pas cassé offre une plus grande facilité de nettoyage (toute la surface extérieure des tubes est accessible par le jet d'eau sous pression ou par instrument de nettoyage). La disposition en pas triangulaire est plus compacte donc plus économique.[6]

III.1.4.5 Chicanes

Les chicanes peuvent avoir deux rôles :

- Augmenter le temps de séjour du fluide ainsi que la vitesse du fluide (turbulence) ;
- Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration.

a. Dans le cas d'un transfert de chaleur sans changement de phase, il est intéressant d'augmenter la vitesse du fluide pour améliorer le coefficient d'échange. La vitesse sera d'autant plus élevée que les chicanes seront plus rapprochées et qu'elles auront un pourcentage d'ouverture facile.

Là encore un équilibre devra être trouvé pour avoir simultanément un coefficient global d'échange et pertes de charges acceptables.

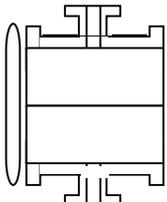
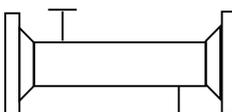
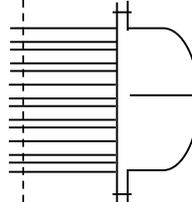
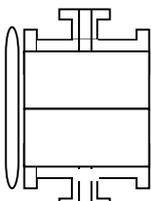
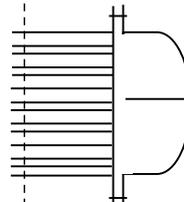
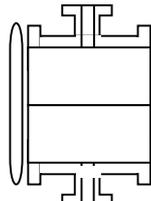
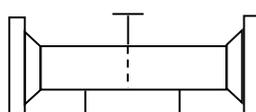
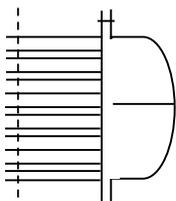
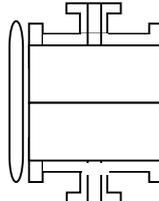
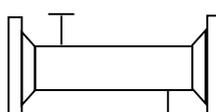
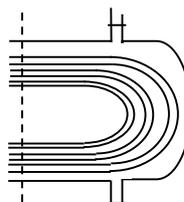
b. Par ailleurs, les chicanes sont nécessaires pour augmenter la rigidité du faisceau.

III.1.5 Echangeurs types TEMA

Tous les éléments entrants dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association) qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. Cette normalisation est complétée par d'autres codes tels que ceux de l'A.P.I. et de l'A.S.M.E.[7]

Le tableau suivant montre les caractéristiques de certains échangeurs utilisés dans l'industrie.

Tableau III.1 : Les différents types d'échangeurs les plus utilisés dans l'industrie.

Distributeurs	Calandres	Faisceaux/Tête flottante	Observation
<p>AES</p> 			<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes droits. -Tête Flottante à passes multiples. - Calandre une seule entrée, et une seule sortie.
<p>AHS</p> 			<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes droits. -Tête Flottante à passes multiples. - Calandre deux entrées, et deux sorties.
<p>AJS</p> 			<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes droits. - Tête Flottante à passes multiples. - Calandre une seule entrée, et deux sorties.
<p>AEU</p> 		<p>tube en U</p> 	<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes en U. - Calandre une seule entrée, et une seule sortie.

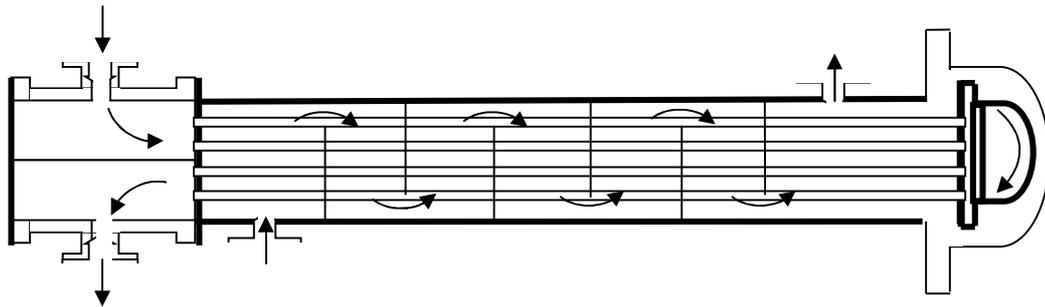


Fig.III.1 : Echangeur à tête flottante et tubes droit.

- Les avantages de ces types d'échangeurs (AES, AJS et AHS) sont :

- La facilité de maintenance (nettoyage et retubage partiel) ;
- Moins de risques d'érosion des tubes ;
- Il supporte des conditions opératoires, pression et température plus sévères ;
- meilleure efficacité.

III.2 Fours

III.2.1 Utilisation des fours tubulaires à la raffinerie

Dans la plupart des installations de raffinage ou de pétrochimie, l'apport des calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes, d'où le nom de « fours tubulaires » que l'on donne à ce type d'appareils.

Les usages de ces fours sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées.

III.2.2 Différents types de fours

Les fours sont caractérisés par la forme de la chambre de combustion et la disposition de la zone de convection quand elle existe.

On peut classer les fours en deux grandes catégories :

- Les fours où les tubes de la zone de radiation sont horizontaux ;
- Les fours où les tubes de la zone de radiation sont verticaux. [11]

III.2.2.1 Fours à tubes horizontaux

On distingue :

- Ceux ayant la chambre de combustion à une section à peu près carrée; ce sont les plus classiques. Dans ces fours les brûleurs sont en général montés sur les parois latérales du four et donnent une flamme horizontale.
- D'autres ont une chambre de combustion dont la hauteur est d'environ 1.5 à 2.5 fois la largeur. Les tubes sont placés le long des parois latérales du four, les brûleurs sont situés dans la salle et leur flamme dirigée vers le haut. La zone de convection est construite immédiatement en dessus de la chambre de combustion et la cheminée montée directement sur le four.

Dans certains cas, le faisceau tubulaire est placé dans le plan axial du four, les brûleurs étant situés horizontalement sur les parois latérales.

III.2.2.2 Fours à tubes verticaux

Ils sont normalement cylindriques, les tubes étant dans la plupart des cas circonférentielle ment le long de la paroi intérieure. Les brûleurs verticaux sont disposés dans la salle du four. La zone de convection constituée des tubes verticaux placés directement dans la cheminée, ou des tubes horizontaux, est en général très courte, située dans une chambre spéciale entre la chambre de combustion et la cheminée ; celle-ci est montée directement sur le four.

Les fours cylindriques verticaux présentent l'avantage de l'encombrement au sol réduit. Un autre avantage commun aux fours à brûleurs verticaux, est que la chambre de combustion intervient dans le tirage au niveau de la salle, ce qui permet de réduire la hauteur de la cheminée d'autant plus que le circuit des gaz de combustion est direct : des brûleurs à la cheminée. Les dimensions d'un four sont définies principalement par la hauteur des tubes et leur nombre; ce dernier dépend de la capacité du four et du taux de transfert adapté. [12]

On peut citer quelques exemples de fours :

- **Fours à convection** : les premiers fours tubulaires construits ont été de ce type.

Leur capacité est faible et les tubes des rangées inférieures sont soumis à des surchauffes préjudiciables.

- **Fours classiques «Base Heather»** : les dimensions de ces fours sont multiples, des coups de feu arrivent souvent sur les tubes placés le long du mur d'autel. C'est un four de très large capacité qui peut être utilisé dans une unité de distillation de grande capacité, il comprend plusieurs faisceaux placés dans le même four. Une des cellules sert au réchauffage du brut pour la distillation primaire, l'autre pour la distillation secondaire et les autres pour l'apport des calories en fond de colonne.

Ces fours sont clos car ils nécessitent une cheminée de grandes dimensions, ils ont un faible transfert par radiations.

- **Fours cabines** : ce type de fours est très répandu, ils sont adaptés pour les capacités moyennes ou importantes et ils peuvent fonctionner avec un taux de transfert élevé et régulier.
- **Fours type «Seles»** : sont employés surtout dans les installations de craquage de gaz à haute température.
- **Fours cylindriques verticaux** : utilisés pour toutes les capacités, adoptés pour la combustion du fuel et du gaz.
- **Fours Pétrochem** : Ce sont des fours cylindriques verticaux qui peuvent être équipés dans le cas où le fluide réchauffé impose une très bonne répartition du taux de transfert d'un cône de rayonnement suspendu à la base de la cheminée ou dans la zone de convection.

Dans ce type de fours, la zone de convection est souvent réalisée par un manchon circulaire créant un espace annulaire où la fumée circule à vitesse élevée. Les tubes sont munis d'ailettes qui permettent d'obtenir un coefficient de film important, côté fumées. [2]

III.2.3 La combustion dans un four

La combustion dans les fours pétroliers classiques se fait dans une chambre appelée également zone de rayonnement. Le faisceau absorbant en radiation étant disposé également le long des murs réfractaires est donc soumis au rayonnement direct de la flamme qui se développe très souvent entièrement dans la chambre.

Les combustibles utilisés dans les fours de raffinerie sont des gaz (gaz naturel ou gaz de raffinerie provenant des opérations de distillation) ou bien des liquides (distillation des résidus ou fuels oil commerciaux) ; ces combustibles sont des mélanges d'hydrocarbures.

La combustion s'effectue à l'aide des brûleurs à pulvérisation de vapeur capable de brûler des combustibles liquides ou gazeux aux caractéristiques variables et très différentes.

La combustion se fait suivant les équations de réaction classique avec des excès d'air variant de 10% à 40% selon les équipements de chauffe. [2] [11]

III.2.3.1 Réaction de combustion



III.2.3.2 Chaleur de combustion

On appelle (chaleur de combustion) à pression constante d'un corps simple ou d'un composé chimique défini le nombre de grande calorie dégagée par la combustion avec l'oxygène d'une partie de ce combustible égale à une unité de masse. La combustion a lieu à la pression normale de 760 mm Hg avec le combustible, l'oxygène, les fumées pris à la température initiale 0 °C, et l'eau produite par la combustion est totalement condensée.

III.2.3.3 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur

On appelle pouvoir calorifique supérieur (**PCS**) la quantité de chaleur, exprimée en **Kcal**, dégagée par la combustion à pression constante de **760 mm Hg** de **1Kg** ou de **1Nm³** d'un combustible à la température de (**0°C**), les produits de la combustion étant ramenée à la température de référence (**0°C**).

On appelle pouvoir calorifique inférieur (**PCI**) la quantité de chaleur, exprimée en **Kcal**, dégagée dans les mêmes conditions que le (**PCS**), mais en admettant que la vapeur provenant de la réaction n'est pas condensée. [2]

III.2.3.4 Excès d'air

Pour avoir une combustion complète, c'est-à-dire sans présence d'oxygène de carbone (CO) dans les fumées sortant du four, il est nécessaire d'introduire dans le four une quantité d'air supérieure à celle strictement nécessaire à la combustion. Cette quantité est l'excès d'air que l'on exprime en % de la quantité d'air thermique.

Cette notion d'excès d'air est extrêmement importante. En effet, l'air en excès qui est inutile à la combustion, est réchauffé au cours de son passage dans le four à la température des fumées, ce qui constitue une perte supplémentaire. Il y a donc intérêt à réduire l'excès d'air au minimum, sans toutefois descendre au-dessous d'une limite raisonnable, car l'apparition de CO dans les fumées réduit considérablement la quantité de chaleur dégagée par la combustion et peut fort bien rendre nécessaire d'augmenter la quantité de combustible, donc en définitive, diminuer le rendement plus que ne le ferait un excès d'air légèrement plus élevé permettant une combustion complète.

Les fours modernes qui sont équipés de brûleurs bien adaptés au combustible utilisé peuvent être conduits avec un excès d'air de 20 à 30 % pour les gaz et de 30 à 40 % pour le fuel-oil avec une pulvérisation correcte. [2]

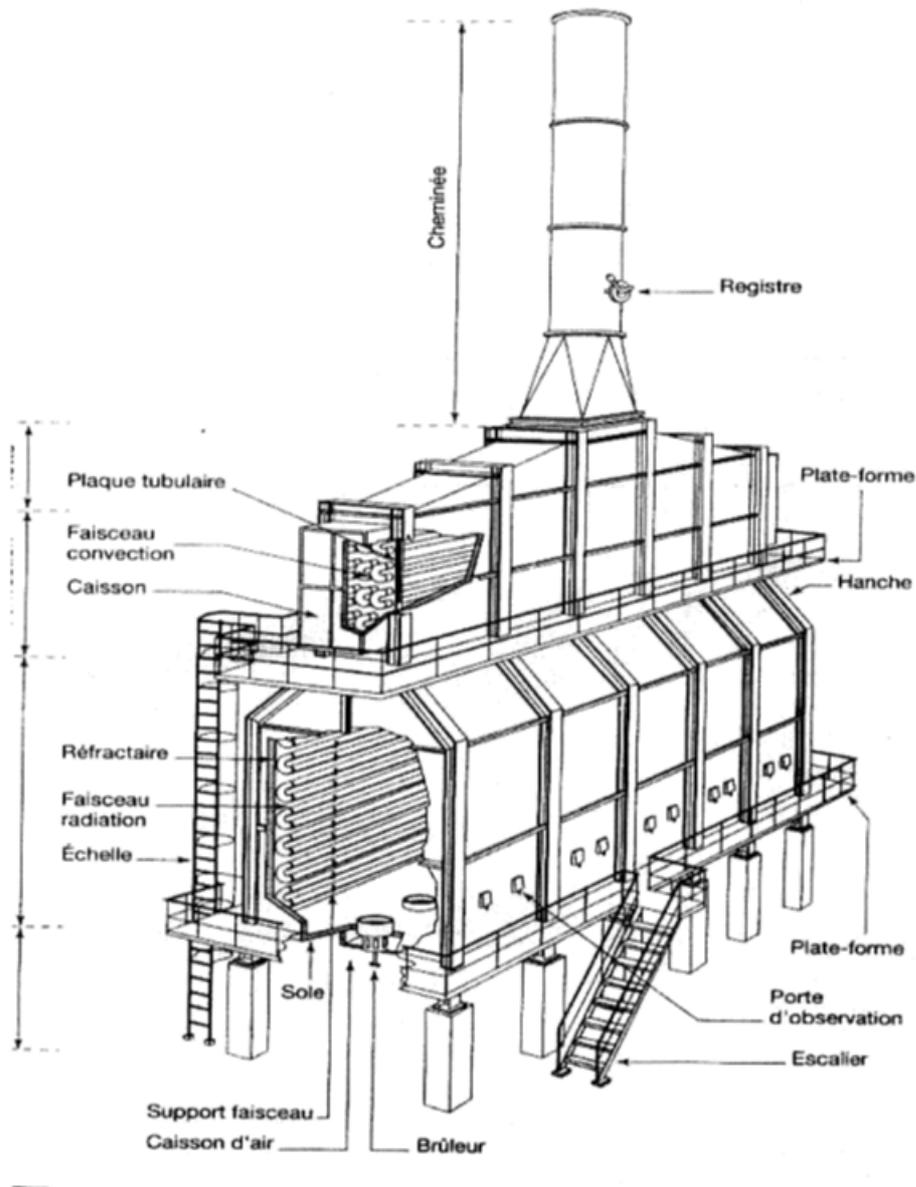


Fig.III.2 : Vue d'un four horizontale (cabine).

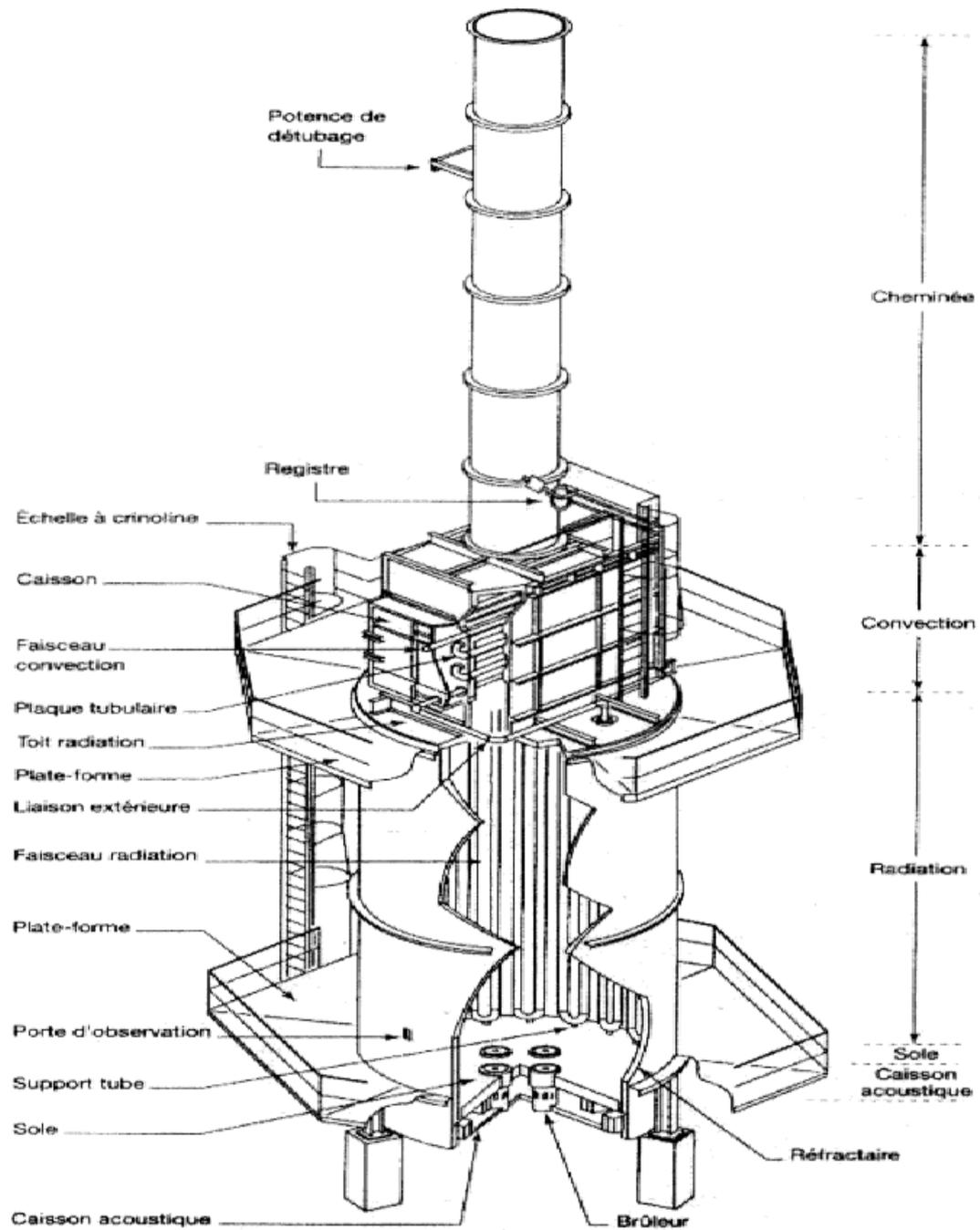


Fig.III.3 : Vue d'un four vertical.

II.3 Conclusion

Les fours et les échangeurs sont des équipements très utilisés et très importants dans l'industrie en générale et dans le raffinage spécialement. Les fours sont utilisés comme préchauffeur de charge, et comme élément d'augmentation de température très efficace on peut avoir 100°C à l'aide du four. Ainsi que les échangeurs sont utilisés comme un moyen d'échange thermique pour chauffer ou refroidir les produits, et aussi un rôle économique surtout, ils servent à récupérer l'énergie thermique (chaleur) obtenue à partir du procédé et la fournir pour le chauffage.

IV Introduction

Dans ce chapitre on a vérifié la performance de l'unité, à partir du calcul et de vérification de la qualité et quantité du rendement de l'unité 200 en huile DAO pour une période de 9 jours. Ainsi le calcul du rendement du four pour les deux cas design et réel.

IV.1 Vérification de la qualité et quantité de l'unité 200

IV.1.1 bilan matière

IV.1.1.1 Les paramètres de design

Les valeurs de ce tableau sont obtenues à partir du manuel opératoire du constructeur au niveau du service HB3 (zone 5)

Tableau IV.1 : Les paramètres de design.

Entrée			Sortie	
Produits	RSV	Propane	DAO	Asphalte
Densité	0.94	0.5	0.9	1.07
Viscosité à 100°C (cst)	120-130	/	43	/
Q _m (T/J)	382	3046	264	118
η(%)	/		69	31

IV.1.1.2 Composition du solvant

La composition du solvant (propane) utilisé dans l'unité de desasphaltage est représenté dans le tableau ci-dessous

Tableau IV.2 : composition du solvant (propane).

Constituant	% (en volume)
Ethane et plus léger	3,0 max
Propane	95,0 min
Butane	2,0 max
TOTAL	100

IV.1.1.3 Conditions opératoires

Les paramètres opératoires principaux de la tour d'extraction (RDC) sont données dans le tableau ci-dessous. [4]

Tableau IV.3 : conditions opératoire de la colonne d'extraction(RDC).

Conditions opératoires	unité	Design	Réel
Taux de solvant (charge RSV /solvant C 3)	vol	1/15	1/10
Pression de tête de l'extracteur	bar	41,38	37, 3
Température de tête de l'extracteur	°C	65 - 85	76
Température de la charge	°C	64	75
Température de fond de l'extracteur	°C	46	50
Propane dans le mélange d'huile désasphaltées	%	69	55
Propane dans le mélange asphaltique	%	31	45
Vitesse de rotation	Tr /min	10 à 50	-

IV.1.2 Contrôle de quantité et qualité de l'unité 200

L'unité 200 fonctionne suivant les paramètres de design : Une viscosité de 43 cSt pour 16,9 m³/h de RSV et un rapport $RSV/C_3H_8=1/15$.

Suite à un changement des caractéristiques de l'huile désasphaltée (DAO) notamment la viscosité de 43 cSt à 37 cSt. Réellement on a les paramètres de marche actuelle 15 m³/h d'RSV et un rapport $RSV/C_3H_8=1/10$.

Ceci exige un suivi de contrôle de quantité (taux de charge ; rendement DAO ; débit (asphalte + propane) ; et les résultats sont apportés aux tableaux ci-dessous.

IV.1.2.1 Calcul du rendement

L'élaboration d'un bilan matière en se basant sur les relevés des niveaux des bacs de stockage.

On prend le niveau des bacs de stockage pendant 24 heures pour obtenir des débits massiques. [8]

A) Taux de charge du résidu sous vide RSV

Le taux de charge de l'unité 200 T_{RSV} est calculé comme suit :

$$T_{RSV} = Q_{RSV} / Q_{design}$$

Avec :

Q_{RSV} = Débit d'entrée de résidu sous vide

Q_{design} = Débit du design de RSV (16,9 m³/h)

B) Le rendement de DAO

Le rendement de l'huile désasphaltée est calculé comme suit :

$$\eta\% = (Q_{\text{DAO}} / Q_{\text{RSV}}) \times 100\%$$

Q_{RSV} : Débit d'entrée de résidu sous vide.

Q_{DAO} : Débit de sortie de l'huile désasphaltée DAO.

IV.1.3 Résultats des calculs

Les tableaux suivants représentent les résultats de calcul de taux de charge de RSV (Tableau IV.4), et le rendement de l'huile désasphaltée (DAO) (Tableau IV.5) de l'unité de désasphaltage au propane (U200) pendant une période allant de 24/3/2016 jusqu'à 01/4/2016.

Tableau IV.4 : Spécification du RSV dans le cas du design et le cas actuel

	Débit RSV (T/J) (design)	Débit RSV (m3/h) (design)	Débit RSV (T/J) (actuel)	Débit RSV (m ³ /h) (actuel)	Densité (RSV)	Taux de charge de RSV(%)
24/3/2016	382	16.9	322	14.98	0.9477	84.3
25/3/2016	382	16.9	332	15.03	0.9453	86.9
26/3/2016	382	16.9	331	15.02	0.9482	86.6
27/3/2016	382	16.9	315	15.01	0.9492	82.3
28/3/2016	382	16.9	325	15.01	0.949	85.1
29/3/2016	382	16.9	325	14.99	0.9486	85.1
30/3/2016	382	16.9	325	15.04	0.952	85
31/3/2016	382	16.9	325	15.03	0.9516	85
01/4/2016	382	16.9	313	14.03	0.9515	81.9

IV.1.4 Analyse de qualité

Les analyses de l'huile DAO de l'unité 200 sont données dans le tableau 5 pendant une période allant de 24/3/2016 jusqu'à 01/4/2016.

Tableau IV.5 : Spécification de la DAO en cas du design et le réel.

	Débit DAO (T/J) design	Débit DAO (m ³ /h) design	Débit DAO (T/J) réel	Densité (DAO)	η % DAO design	η % DAO réel	Viscosité DAO (cSt) réel	Viscosité DAO (cSt) Design
24/03/16	264	12.22	196	0.9068	69	60.8	39.52	37
25/03/16	264	12.22	181	0.906	69	54.6	38.92	37
26/03/16	264	12.22	196	0.9064	69	59.2	38.56	37
27/03/16	264	12.22	193	0.9062	69	61.3	37.25	37
28/03/16	264	12.22	190	0.9071	69	58.5	39.38	37
29/03/16	264	12.22	190	0.9066	69	58.5	38.15	37
30/03/16	264	12.22	186	0.907	69	57.3	37.9	37
31/03/16	264	12.22	179	0.9049	69	55.2	37.71	37
01/04/16	264	12.22	198	0.9026	69	61	37.89	37

Aussi, les analyses de l'asphalte de l'unité 200 sont données dans Tableau IV.6 ci-dessous :

Tableau IV.6 : Spécification de l'asphalte dans le cas du design et le cas réel.

	Débit Asphalte (T/J) (design)	Debit Asphalt (m ³ /h) (design)	Débit de propane (m ³ /h) (actuel)	Débit Asphalte + propane (m ³ /h) (Actuel)	η Asphalte (%)
24/03/2016	118	4.68	149.74	10.50	39.2
25/03/2016	118	4.68	149.68	10.45	45.4
26/03/2016	118	4.68	150	10.52	40.8
27/03/2016	118	4.68	150.27	10.51	38.7
28/03/2016	118	4.68	150.13	10.49	41.5
29/03/2016	118	4.68	150.21	10.51	41.5
30/03/2016	118	4.68	149.86	10.48	42.7
31/03/2016	118	4.68	149.78	10.45	44.8
01/04/2016	118	4.68	150.19	10.50	39

IV.5 Etudes comparatives

IV.5.1 Rendement en DAO

La représentation graphique nous montre l'évolution des paramètres dans les deux cas : design et réel.

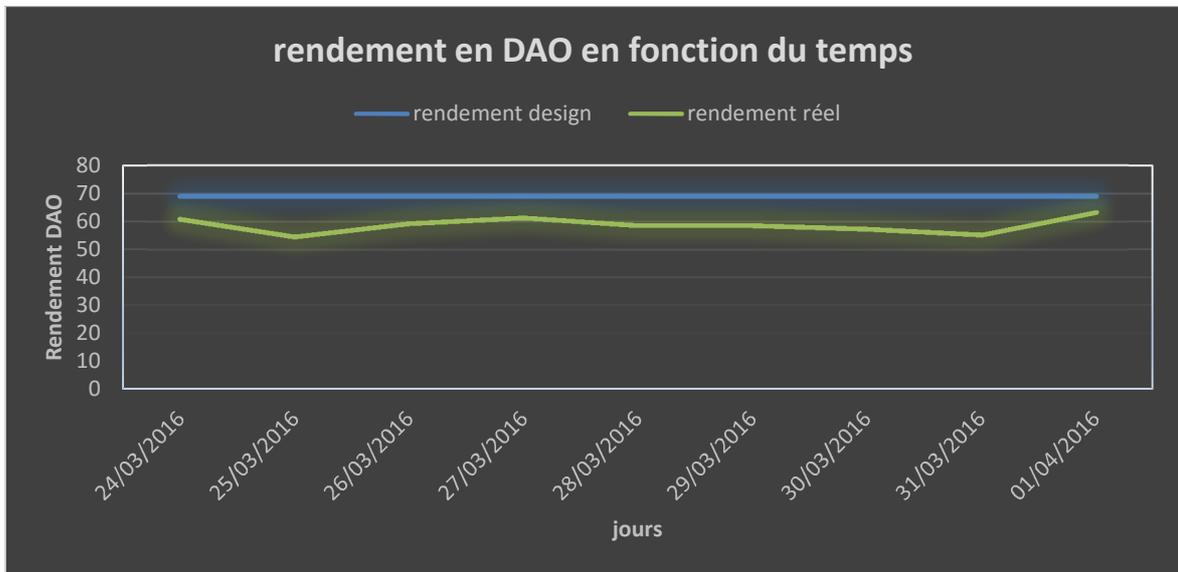


Fig.IV.1 : Rendement en DAO en fonction du temps.

Nous remarquons que le rendement en DAO du cas réel est environ de 55 à 60%, par contre le rendement en DAO dans le cas de design est égale 69%.

IV.5.2 Rendement de l'asphalte

La figure ci-dessous représente le rendement de l'asphalte en fonction des jours

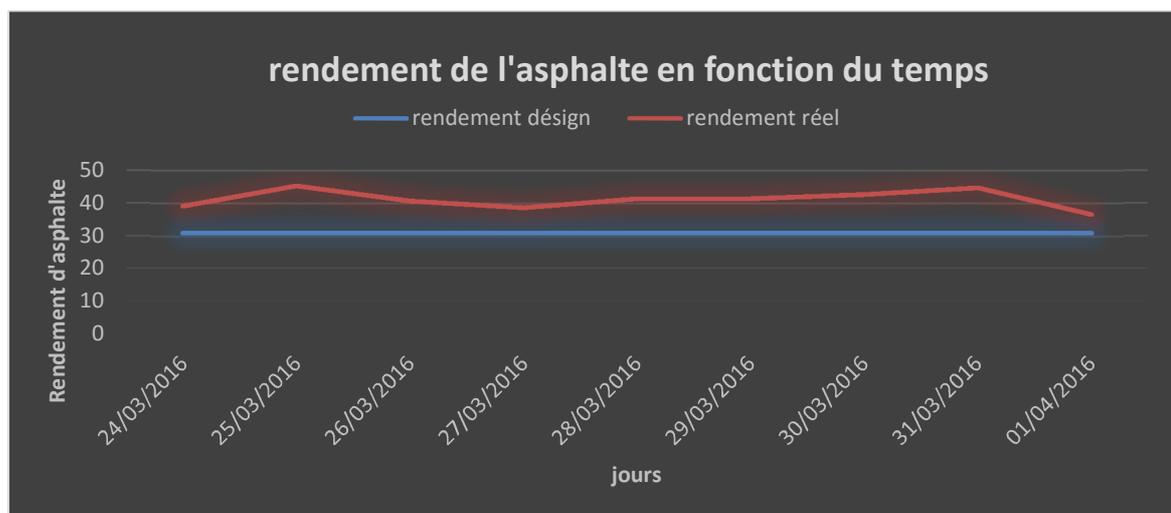


Fig.IV.2 : rendement de l'asphalte en fonction du temps.

Nous remarquons que le rendement d'asphalte actuel est environ de 40-45%, par contre le rendement d'asphalte de désigne est égale 31%.

IV.5.3 Variation de la viscosité

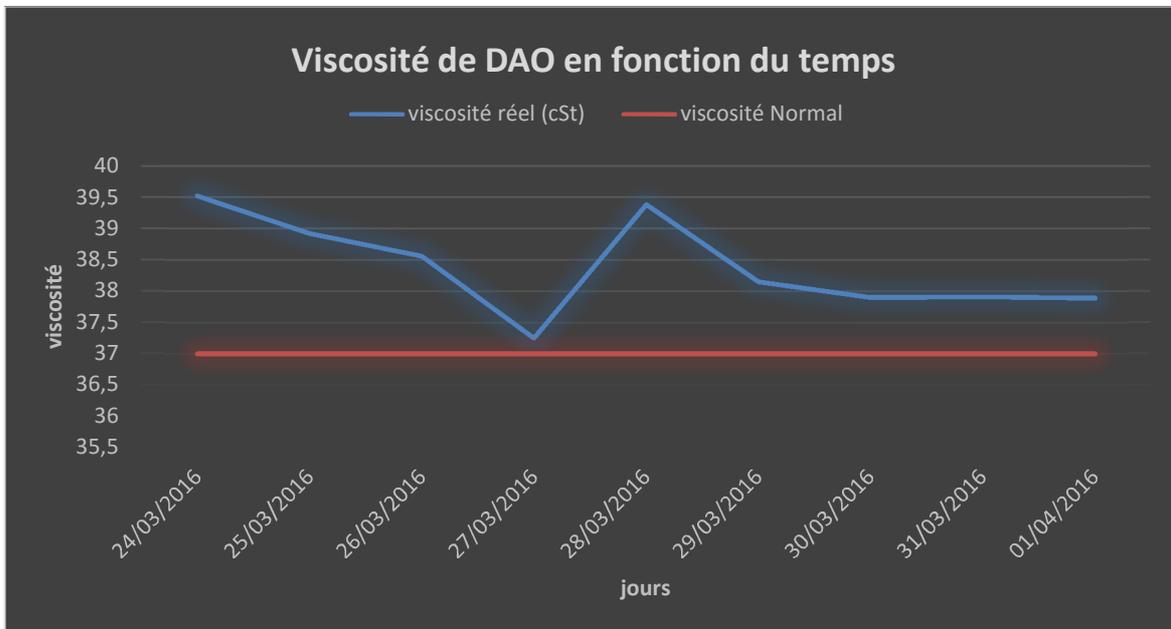


Fig.IV.3 : viscosité en fonction du temps.

Nous avons constatés que la viscosité de la DAO varie de façon aléatoire selon la nature de la charge jusqu' à devenir constante et se rapproche de la viscosité voulu et par conséquent on travaillera avec le taux de charge approprié $\zeta=85\%$.

IV.2 calcul de rendement du four H201

IV.2.1 Introduction

Dans la plupart des unités de raffinage ou de pétrochimie, l'apport de l'énergie thermique requise par le procédé se fait par l'intermédiaire de fours à chauffage direct dans lesquels l'énergie produite par la combustion est transmise directement au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes. Cela justifie l'appellation four tubulaire généralement donnée à ce type d'appareil.

Le four est conçu et dimensionné pour permettre de transférer au fluide une quantité de chaleur donnée par heure. Le débit et la température d'entrée étant fixés à l'avance. Il faut donc faire apparaître dans le four une quantité de chaleur suffisante à la température voulue, pour réchauffer le fluide et compenser les pertes, et transférer la chaleur disponible au fluide dans des conditions telles que celui-ci ne soit pas détérioré.

IV.2.2 Impact de la viscosité sur le fonctionnement de l'unité

Au niveau de l'unité de désphaltage, la colonne d'extraction liquide-liquide est conçue pour traiter un taux de charge (résidus sous vide) de 382 tonnes/jour, soit 100%. Ce qui donne un rendement de 69% d'huile désasphaltée (DAO) et 31% d'asphalte. L'huile obtenue possède une viscosité de 43 cst. Pour une meilleure qualité, l'huile doit avoir une faible viscosité. Ceci aura pour conséquence une:

1. Extraction facile au niveau de l'unité d'extraction des aromatiques au furfural (U300) nécessitant un taux de solvant élevé. Etant donné que ce dernier n'est pas toujours disponible, la diminution de la viscosité est un moyen de remédier le problème.
2. Augmentation du point d'écoulement au niveau de l'unité de déparaffinage au MEC/Toluène. Une élévation de viscosité de la DAO empêche la filtration de paraffine.
3. Dont le but de produire une DAO avec une viscosité de 37 cst, il est essentiel d'augmenter le rendement d'asphalte de 31 à 45%. En parallèle, le rendement de DAO diminue de 69 à 55%. Pour cela, il faut jouer sur deux paramètres la température et le taux de solvant. Bien que cette opération soit importante, elle présente un inconvénient au niveau du four H201. En effet, ce dernier est conçu pour chauffer un mélange asphalte + propane à raison de 31%. L'augmentation de ce rendement à 45% a nécessité une augmentation de la quantité du fuel gaz ce qui est néfaste pour le four tels que le cockage, l'augmentation de la température des parois (figure IV.4). Pour résoudre le problème, les responsables de la raffinerie et spécialement de la zone 5 (HB3) ont baissé le taux de charge à 85%.

On calcule le rendement du four pour le cas réel et design et on compare les résultats.

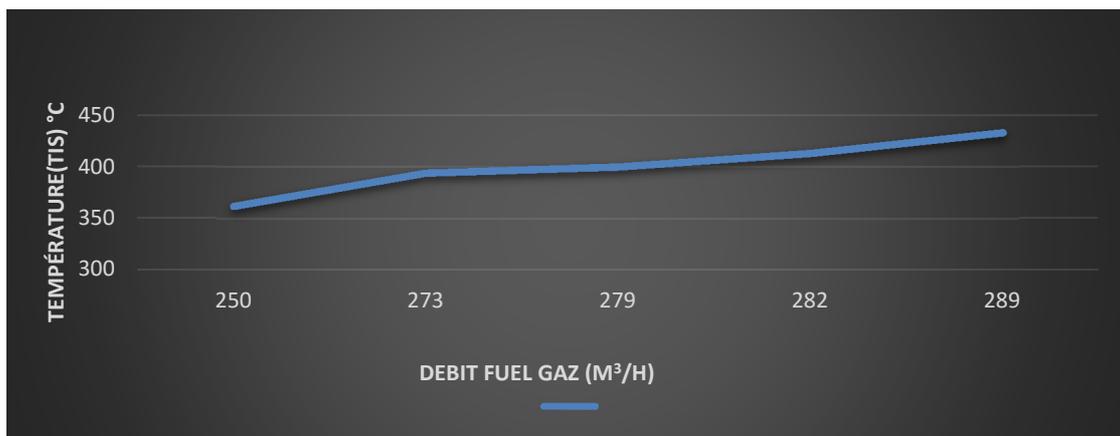


Fig.IV.4 : Evolution de la température de la paroi en fonction du débit de gaz.

La figure ci-dessus fait apparaître clairement qu'au fur et à mesure que le débit de fuel gaz augmente, la température des parois du four augmente aussi.

RQ : le type de four étudié et placé à l'unité 200, c'est un four tubulaire cylindrique à trois brûleurs.

IV.2.3 Cas design

Le tableau suivant représenté des données nécessaire de l'unité de désasphaltage au propane (U200) pour calculer le rendement du four H201 dans les deux cas design et actuel.

Tableau IV.7: Paramètres de four H201.

TAUX	T_e (°C)	T_s (°C)	$m_{f.g}$ (m ³ /h)	$m_{Asphalt+C3}$ (m ³ /h)
Design 100%	46	288	253	10
Actuelle 85% (réel)	50	270	273	10,5

IV.2.3.1 Etude de la combustion

Pour assurer une combustion complète, les brûleurs provoquent un mélange intime de l'air et du combustible.

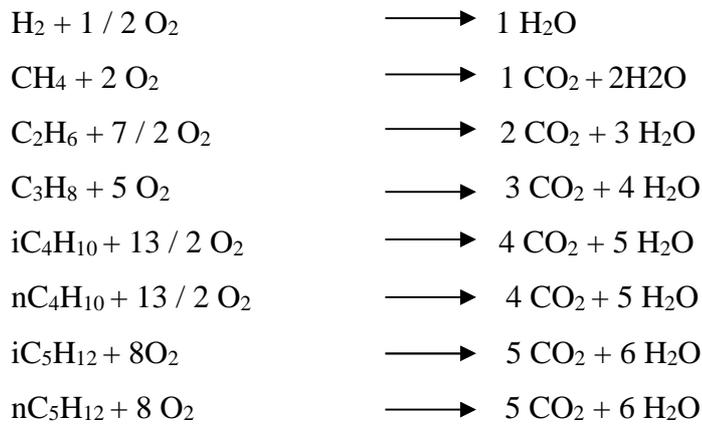
Le combustible alimentant le four **H201** est le fuel gaz. Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures pouvant contenir des impuretés, en particulier du soufre dont la teneur est négligeable.

➤ Réactions de combustion

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



Les réactions qui peuvent avoir lieu sont :



Ces réactions permettent de déterminer la quantité d'oxygène, et donc d'air nécessaire à la combustion ainsi que la quantité des fumées formées lors de la combustion.

➤ **Tableau récapitulatif des fractions molaire et PCI**

La composition du gaz combustible est donnée par l'analyse chromatographique. Les fractions molaires sont citées dans le tableau IV.8 ci-dessous.

Tableau IV.8 : Analyse chromatographique de fuel gaz.

Constituants	Y_i % Fraction molaire	ρ_{com} Kg/m ³	PCI _i (kj/ Kg)	PCI _i (kcal/ m ³)	PCI _i * Y _i (kcal/Nm ³)
H ₂	1.25	0.089	120 971	2573.174	32.16
C ₁	84.29	0.714	50 009	8533.835	7193.17
C ₂	7.6	1.339	47 794	15295.083	1162.43
C ₃	5.97	1.964	46 357	21759.790	1299.06
iC ₄	0.29	2.589	45 752	28224.002	81.85
nC ₄	0.44	2.589	45 613	28310.011	124.56
iC ₅	0.1	3.214	45 357	34751.693	34.75
nC ₅	0.06	3.214	45241	34840.798	20.90
Total	100	-	-	-	9948.88 cas design

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz combustible est calculé à partir de l'équation suivante : $PCI(\text{gaz}) = \Sigma (PCI \times Y_i)$

Y_i : pourcentage molaire du gaz combustible

➤ **Calcul de la quantité d'oxygène théorique nécessaire à la combustion**

$$N_{(O_2)th} = \Sigma(A_i \times Y_i)$$

$$N_{(O_2)th} = \left(\frac{1}{2} \times 1,25 + 2 \times 84,29 + \frac{7}{2} \times 7,6 + 5 \times 5,95 + \frac{13}{2} \times 0,29 + \frac{13}{2} \times 0,44 + 8 \times 0,1 + 8 \times 0,06 \right) / 100$$

$$N_{(O_2)th} = 2,3158 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul de la quantité d'oxygène pratique**

En tenant compte de l'excès d'air ($\alpha = 15\%$)

$$N_{(O_2)P} = N_{(O_2)th} \times (1 + \alpha)$$

$$N_{(O_2)P} = 2,31 \times (1 + 0,15)$$

$$N_{(O_2)P} = 2,6632 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul de la quantité d'air théorique à la combustion**

Soit la teneur de l'oxygène dans l'air est 21 %

$$N_{(air)th} = N_{(O_2)th} \times \frac{100}{21}$$

$$N_{(air)th} = 2,32 \times \frac{100}{21}$$

$$N_{(air)th} = 11,0276 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul de la quantité d'air pratique**

$$N_{(air)P} = N_{(air)th} \times (1 + \alpha)$$

$$N_{(air)P} = 11,06 \times (1 + \alpha)$$

$$N_{(air)P} = 12,6817 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul des quantités des produits de la combustion (composition des fumées)**

Les produits de combustion sont O₂, CO₂, N₂ et H₂O

➤ **La quantité de dioxyde de carbone (CO₂) dégagé**

$$N_{(CO_2)} = \Sigma(A_i \times Y_i)$$

$$N_{(CO_2)} = (84,29 + 2 \times 7,9 + 3 \times 5,97 + 4 \times 0,44 + 4 \times 0,1 + 5 \times 0,06 + 0,29 \times 4 + 0,44 \times 4) / 100$$

$$N_{(CO_2)} = 1,20688 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité d'eau (H₂O) dégagé par la combustion**

$$N_{(H_2O)} = \Sigma(A_i \times Y_i)$$

$$N_{(H_2O)} = 1,25 + 2 \times 84,29 + 3 \times 7,6 + 4 \times 5,97 + 5 \times 0,29 + 5 \times 0,44 + 6 \times 0,1 + 6 \times 0,06$$

$$N_{(H_2O)} = 2,212 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité de l'eau dégagée avec l'humidité d'air**

C'est le nombre de mole de l'eau, dans l'air ou la teneur de vapeur d'eau dans l'air de combustion à 25°C, donné par l'équation d'Avogadro Dalton :

$$N_{(H_2O)} = \frac{N_{(air)_P} \times P_{(H_2O)}}{(P - P_{(H_2O)})}$$

Avec P_{H_2O} : pression partielle d'eau = 23,7 mmHg

P : pression atmosphérique = 760 mmHg

$$N_{(H_2O)} = \frac{12,6817 \times 23,7}{(760 - 23,7)}$$

$$N_{(H_2O)} = 0,4082 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité d'eau avec l'humidité d'air**

En tenant compte l'humidité relative d'air = 40%

$$N'_{(H_2O)} = N_{(H_2O)} \times \frac{40}{100}$$

$$N'_{(H_2O)} = 0,4082 \times \frac{40}{100}$$

$$N'_{(H_2O)} = 0,1633 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité d'eau totale**

$$N_{(H_2O)_T} = N'_{(H_2O)} + N_{(H_2O)}$$

$$N_{(H_2O)_T} = 2,212 + 0,1633$$

$$N_{(H_2O)_T} = 2,3753 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité d'azote dans l'air**

Soit la composition d'air : 79 % d'N₂

$$N_{N_2} = \frac{N_{(air)_P} \times 79}{100}$$

$$N_{N_2} = (12,6917 \times 79)/100$$

$$N_{N_2} = 10,0185 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **tableau récapitulatif des compositions des fumées**

Le tableau IV.9 indique la composition et la quantité obtenue des fumées ainsi que la quantité théorique d'oxygène nécessaire pour la combustion.

Tableau IV.9 : Composition des fumées.

Constituants du combustible	%vol (molaire) Y_i	O ₂ de la combustion (kmoles)	Composition des fumées				Constituants du combustible
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
H ₂	1,25	0,63	-	1,25	-	-	H ₂
C ₁	84,29	168,58	84,29	168,58	-	-	C ₁
C ₂	7,60	26,60	15,20	22,80	-	-	C ₂
C ₃	5,97	29,85	17,91	23,88	-	-	C ₃
iC ₄	0,29	1,89	1,16	1,45	-	-	iC ₄
nC ₄	0,44	2,86	1,76	2,20	-	-	nC ₄
iC ₅	0,1	0,80	0,50	0,60	-	-	iC ₅
nC ₅	0,06	0,48	0,30	0,36	-	-	nC ₅
TOTAL	100	231,58	-	-	-	-	Air de combustion
O ₂ dans l'excès d'air (15%)		34,74	120,688	221,12	34,74	1001,85	
O ₂ dans l'air de combustion		266,32	8,76%	16,04%	2,53%	72,68%	Pourcentage molaire
N ₂ dans l'air de comb.		1001,85					
Nombres de kmoles d'air de combustion pour 100 kmoles de gaz combustible		1268,17	1378,40				Nbr de kmoles de fumées pour 100 kmoles de gaz combustible

Pour établir ce tableau, plusieurs calculs intermédiaires ont été effectués comme suite :

➤ **Calcul de la quantité totale d'oxygène**

$$Q_{(O_2)_T} = Q_{(O_2)consommée} + Q_{(O_2) dans l'excès d'air}$$

$$Q_{(O_2)_T} = 231,58 + 34,74$$

$$Q_{(O_2)_T} = 266,32 \text{ Nm}^3$$

La composition finale des fumées = la somme des composants à la sortie du four

$$Q_{T \text{ fumées}} = CO_2 + H_2O + O_{2 \text{ en excès}} + N_{2T}$$

$$Q_{T \text{ fumées}} = 1378,40 \text{ Nm}^3$$

➤ **Calcul des spécifications des fumées et des gaz combustibles**

➤ **La masse moléculaire des fumées**

$$M_f = \sum_i^n (M_i \times Y_i)$$

$$M_f = M_{CO_2} \times Y_{CO_2} + M_{O_2} \times Y_{O_2} + M_{H_2O} \times Y_{H_2O} + M_{N_2} \times Y_{N_2}$$

$$M_f = (44 \times 8,84 + 18 \times 16,13 + 32 \times 2,53 + 28 \times 72,5) / 100$$

$$M_f = 27,8954 \text{ Kg/Kmol}_{\text{gaz}}$$

➤ **La masse volumique des fumées**

$$\rho_f = \frac{M_f}{22,4}$$

$$\rho_f = \frac{27,8954}{22,4}$$

$$\rho_f = 1,2453 \text{ Kg/Nm}^3$$

➤ **Volume des fumées formées par la combustion de 1Nm³ de fuel gaz**

Le volume de fumées pour 100 Nm³ de gaz est 1378,40 Nm³ ➔ Alors ; la quantité de fumées dégagée par la combustion de 1Nm³ de gaz est 13,7840Nm³.

➤ La masse volumique du combustible

$$\rho_{gc} = \frac{M_{gc}}{22,4}$$

$$\rho_{gc} = \frac{18,9568}{22,4}$$

$$\rho_{gc} = 0,8463 \text{ Kg/Nm}^3$$

➤ Débit volumique d'air sec pour 1kg de combustible

$$L_s = \rho_{air} \times \left(\frac{N_{(air)th}}{\rho_{gc}} \right)$$

$$L_s = 1,2875 \times \frac{11,0276}{0,8463}$$

$$L_s = 16,8363 \text{ Kg/Kg}_{\text{combustible}}$$

➤ La quantité pris de fumées par la combustion si on considère l'humidité d'air

Si l'on considère l'humidité de l'air, on peut calculer la quantité prise des fumées par la combustion de 1kg de combustible :

$$G_f = V_f \times \left(\frac{\rho_f}{\rho_{gc}} \right) \times \rho_f$$

$$G_f = 13,601 \times \frac{1,2453}{0,8463} \times 1,2453$$

$$G_f = \frac{24,9337 \text{ kg}_{\text{fumées}}}{\text{kg}_{\text{comb}}}$$

IV.2.3.2 Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q₁

$$Q_1 = Q_{sen} \times G_{com} \times \rho_{com}$$

Avec. G_{com} : débit du fuel gaz.

ρ_{com} : masse volumique de combustible.

Q_{sen} : Chaleur sensible de l'air

$$Q_{sen} = m_{air} \times C_{pair} \times (T_{20} - T_0)$$

$$m_{air} = N_{air} \times \rho_{air} / \rho_{com}$$

$$m_{\text{air}} = (12,6817 \times 1,2875) / (0,8463) = 19,293 \text{ Kg}$$

$$Q_{\text{sen}} = 19,293 \times 0,242 \times 20 = 93,3781 \text{ Kcal/Kg de gaz}$$

Avec $C_{p_{\text{air}}}$: chaleur spécifique de l'air prise à partir de l'annexe C. $C_{p_{\text{air}}} = 0.242 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$.

▪ **Chaleur dégagée par l'air**

➤ Pour le cas design :

$$Q_1 = 93,3781 \times 253 \times 0,8463 = 19993,5492 \text{ kcal/h}$$

IV.2.1.2.1 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible

$$Q_2 = \text{PCI}_{\text{com}} \times G_{\text{com}}$$

Avec PCI_{com} : pouvoir calorifique inférieur de fuel gaz.

Donc la quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz :

$$Q_2 = 253 \times 9948,88 = 2517066,64 \text{ Kcal/h}$$

La quantité de chaleur totale dégagée par le combustible

$$Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2 = 20092,22 + 2517066,64 = 2537158,86 \text{ kcal/h}$$

IV.2.3.3 Calcul des pertes de chaleur par parois

Nous admettons que les pertes au niveau du four sont réparties comme suit :

Pertes par parois en zone de radiation : 1%

Pertes par parois en zone de convection : 0.5%

$$Q_{\text{parois}} = 2537158,86 \times 0,015 = 38057,38 \text{ kcal/h}$$

IV.2.3.4 Calcul des pertes de chaleur par fumées

Les pertes les plus important sont les pertes à la cheminée, dissipé à l'atmosphère par les fumées qui sortant du four à une température assez élevé.

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

Avec $G_{\text{fumées}}$: débit des fumées (kg/h).

$H_{\text{fumées}}$: enthalpie des fumées (kcal/kg).

IV.2.3.4.1 Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{\text{fumées}}$

$$H_i = C_p \times t$$

Avec C_{p_i} : chaleur spécifique des constituants du fumées (kcal/kg °C).

t: température des fumées (°C).

Chaleur spécifique des constituants du fumées est déterminée par l'annexe C.

La température des fumées dans le cas actuel est égale 670 °C.

Tableau IV.10 : Enthalpie des fumées (cas design)

Composition des fumées	C_p Kcal/ Kg.°C	$Y_i\%$	H_i Kcal / k g	H fumées $H_i \times Y_i$ (kcal/kg)
O ₂	0.240	0.0252	160.8	4.05
N ₂	0.259	0.7268	173.53	126.12
H ₂ O	0.480	0.1605	321.6	51.62
CO ₂	0.256	0.0876	171.52	15.03
				196.82 cas design

IV.2.3.4.2 Calcul de débit des fumées $G_{\text{fumées}}$

$$G_{\text{fumées}} = G_{\text{com}} \times \rho_{\text{com}} \times m_f = 253 \times 0,8463 \times 20,2837 = 4343,022 \text{ kg/h}$$

Donc :

$$Q_{\text{fumées}} = 4343,022 \times 196,82 = 855054,1937 \text{ kcal/h}$$

IV.2.3.5. Calcul des pertes totales

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

$$Q_{\text{pertes totales}} = 38057,38 + 855054,1937 = 893111,5737 \text{ Kcal/h}$$

Donc le rendement du four H201

$$\eta = \frac{(2537158,86 - 893111,5737)}{2537158,86} \times 100 = 64,80\%$$

IV.2.4 Cas réel

IV.2.4.1 Etude de la combustion

➤ **Tableau récapitulatif des fractions molaire et PCI**

La composition du gaz combustible est donnée par l'analyse chromatographique. Les fractions molaires sont citées dans le tableau IV.11.

Tableau IV.11 : Analyse chromatographique de fuel gaz (cas réel).

Constituants	Y _i % Fraction molaire	ρ_{com} Kg/m ³	PCI _i (kcal/ Kg)	PCI _i (kcal/ m ³)	PCI _i * Y _i (kcal / Nm ³)
H ₂	26.34	0.089	28770	2586	677,78
C ₁	58,94	0.714	11950	8580	5057
C ₂	7,91	1.339	11340	15370	1215,8
C ₃	5,44	1.964	11070	22350	1215,8
iC ₄	0.5	2.589	10890	29450	147,27
nC ₄	0.81	2.589	10930	29450	238,55
iC ₅	0.04	3.214	10800	34640	13,86
nC ₅	0.02	3.214	10800	34640	6,93
Total	100	-	-	-	8573 cas réel

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz combustible est calculé à partir de l'équation suivante : $PCI(gaz) = \Sigma (PCI_i \times Y_i)$

Y_i : pourcentage molaire du gaz combustible

➤ **Calcul de la quantité d'oxygène théorique nécessaire à la combustion**

$$N_{(O_2)th} = \Sigma(A_i \times Y_i)$$

$$N_{(O_2)th} = \left(\frac{1}{2} \times 26,34 + 2 \times 58,94 + \frac{7}{2} \times 7,91 + 5 \times 5,44 + \frac{13}{2} \times 0,5 + \frac{13}{2} \times 0,81 + 8 \times 0,04 + 8 \times 0,02 \right) / 100$$

$$N_{(O_2)th} = 1,9493 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul de la quantité d'oxygène pratique**

En tenant compte de l'excès d'air ($\alpha = 15\%$)

$$N_{(O_2)P} = N_{(O_2)th} \times (1 + \alpha)$$

$$N_{(O_2)P} = 1,9493 \times (1 + 0,15)$$

$$N_{(O_2)P} = 2,2417 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul de la quantité d'air théorique à la combustion**

Soit la teneur de l'oxygène dans l'air est 21%

$$N_{(air)th} = N_{(O_2)th} \times \frac{100}{21}$$

$$N_{(air)th} = 2,24 \times \frac{100}{21}$$

$$N_{(air)th} = 10,675 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul de la quantité d'air pratique**

$$N_{(air)P} = N_{(air)th} \times (1 + \alpha)$$

$$N_{(air)P} = 10,675 \times (1 + \alpha)$$

$$N_{(air)P} = 12,2759 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **Calcul des quantités des produits de la combustion (composition des fumées)**

Les produits de combustion sont O₂, CO₂, N₂ et H₂O

➤ **La quantité de dioxyde de carbone (CO₂) dégagé**

$$N_{(CO_2)} = \Sigma(A_i \times Y_i)$$

$$N_{(CO_2)} = (58,94 + 2 \times 7,91 + 3 \times 5,44 + 4 \times 0,5 + 4 \times 0,81 + 5 \times 0,04 + 0,02 \times 5)/100$$

$$N_{(CO_2)} = 0,9664 \text{Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité d'eau (H₂O) dégagé par la combustion**

$$N_{(H_2O)} = \Sigma(A_i \times Y_i)$$

$$N_{(H_2O)} = 26,34 + 2 \times 58,94 + 3 \times 7,91 + 4 \times 5,44 + 5 \times 0,5 + 5 \times 0,81 + 6 \times 0,04 + 6 \times 0,02$$

$$N_{(H_2O)} = 1,9662 \text{Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité de l'eau dégagée avec l'humidité d'air**

C'est le nombre de mole de l'eau, dans l'air ou la teneur de vapeur d'eau dans l'air de combustion à 25°C, donné par l'équation d'Avogadro Dalton :

$$N_{(H_2O)} = \frac{N_{(air)_P} \times P_{(H_2O)}}{(P - P_{(H_2O)})}$$

Avec P_{H_2O} : pression partielle d'eau = 23,7 mmHg

P : pression atmosphérique = 760 mmHg

$$N_{(H_2O)} = \frac{12,2759 \times 23,7}{(760 - 23,7)}$$

$$N_{(H_2O)} = 0,395 \text{Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La quantité d'eau avec l'humidité d'air**

En tenant compte l'humidité relative d'air = 40%

$$N'_{(H_2O)} = N_{(H_2O)} \times \frac{40}{100}$$

$$N'_{(H_2O)} = 0,395 \times \frac{40}{100}$$

$$N'_{(H_2O)} = 0,1581 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ La quantité d'eau totale

$$N_{(H_2O)_T} = N'_{(H_2O)} + N_{(H_2O)}$$

$$N_{(H_2O)_T} = 1,9662 + 0,1581$$

$$N_{(H_2O)_T} = 2,1243 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ La quantité d'azote dans l'air

Soit la composition d'air : 79 % d' N_2

$$N_{N_2} = \frac{N_{(air)_P} \times 79}{100}$$

$$N_{N_2} = (12,2759 \times 79)/100$$

$$N_{N_2} = 9,69796 \text{ Kmol/Kmol}_{gaz}$$

➤ tableau récapitulatif des compositions des fumées

Le tableau IV.12, ci-dessous, indique la composition et la quantité obtenue des fumées ainsi que la quantité théorique d'oxygène nécessaire pour la combustion.

Tableau IV.12 : Tableau récapitulatif de la composition des fumées

Constituants du combustible	Pourcentages molaires Y_i	O_2 de la combustion Nm^3	Composition des fumées				Constituants du combustible
			CO_2	H_2O	O_2	N_2	
H_2	26.34	13,17	-	26,34	-	-	H_2
C_1	58.94	117,88	58,94	117,88	-	-	C_1
C_2	7.91	27,685	15,82	23,73	-	-	C_2
C_3	5.44	27,2	16,32	21,76	-	-	C_3
iC_4	0.5	3,25	2	2,5	-	-	iC_4
nC_4	0.81	5,265	3,24	4,05	-	-	nC_4
iC_5	0.04	0,32	0.2	0,24	-	-	iC_5
nC_5	0.02	0,16	0.1	0.12	-	-	nC_5
TOTAL	100	194,93	-	-	-	-	Air de combustion
O_2 dans l'excès d'air		29,24	96,62	196,62	29,24	969,796	TOTAL
O_2 dans l'air de combustion		224,17	7,48	15,22	2,26	75,05	% molaire
N_2 dans l'air de combustion		969,796					
Nbr de Nm^3 d'air de combustion pour 100 Nm^3 de gaz combustible		1193,97	1292,28				Nbr de Nm^3 de fumées pour 100 Nm^3 de gaz comb.

Pour établir ce tableau, plusieurs calculs intermédiaires ont été effectués comme suite :

➤ **Calcul de la quantité totale d'oxygène**

$$Q_{(O_2)T} = Q_{(O_2)consommée} + Q_{(O_2) dans l'excès d'air}$$

$$Q_{(O_2)T} = 194,93 + 29,24 \quad Q_{(O_2)T} = 224,17 \text{ Nm}^3$$

La composition finale des fumées = la somme des composants à la sortie du four

$$Q_{T_{fumées}} = CO_2 + H_2O + O_{2 \text{ en excès}} + N_{2T}$$

$$Q_{T_{fumées}} = 1292,28 \text{ Nm}^3$$

➤ **Calcul des spécifications des fumées et des gaz combustibles**

➤ **La masse moléculaire des fumées**

$$M_f = \sum_i^n (M_i \times Y_i)$$

(II.21)

$$M_f = M_{CO_2} \times Y_{CO_2} + M_{O_2} \times Y_{O_2} + M_{H_2O} \times Y_{H_2O} + M_{N_2} \times Y_{N_2}$$

$$M_f = (44 \times 7,48 + 18 \times 15,22 + 32 \times 2,26 + 28 \times 75,05) / 100$$

$$M_f = 27,768 \text{ Kg/Kmol}_{gaz}$$

➤ **La masse volumique des fumées**

$$\rho_f = \frac{M_f}{22,4}$$

$$\rho_f = \frac{27,768}{22,4}$$

$$\rho_f = 1,2396 \text{ Kg/Nm}^3$$

➤ **Volume des fumées formées par la combustion de 1Nm³ de fuel gaz**

Le volume de fumées pour 100 Nm³ de gaz est 1292,28Nm³ → Alors ; la quantité de fumées dégagée par la combustion de 1 Nm³ de gaz est 12,9228 Nm³.

➤ La masse volumique du combustible

$$\begin{aligned} \text{➤ } M_{\text{com}} &= 2 \times 0,2634 + 16 \times 0,5894 + 30 \times 0,0791 + 44 \times 0,0544 + 58 \times 0,005 + 58 \times 0,0081 + 72 \\ &\times 0,0004 + 72 \times 0,0002 = 15,53 \text{ kg/kmole} \end{aligned}$$

$$\rho_{gc} = \frac{M_{gc}}{22,4}$$

$$\rho_{gc} = \frac{15,53}{22,4}$$

$$\rho_{gc} = 0,693 \text{ Kg/Nm}^3$$

➤ Débit volumique d'air sec pour 1kg de combustible

$$L_s = \rho_{\text{air}} \times \left(\frac{N_{(\text{air})_{\text{th}}}}{\rho_{gc}} \right)$$

$$L_s = 1,2875 \times \frac{10,675}{0,693}$$

$$L_s = 19,8327 \text{ Kg/Kg}_{\text{combustible}}$$

➤ La quantité pris de fumées par la combustion si on considère l'humidité d'air

Si l'on considère l'humidité de l'air, on peut calculer la quantité prise des fumées par la combustion de 1kg de combustible :

$$G_f = V_f \times \left(\frac{\rho_f}{\rho_{gc}} \right) \times \rho_f$$

$$G_f = 12,928 \times \frac{1,2396}{0,693} \times 1,2453$$

$$G_f = \frac{23,125 \text{ kg}_{\text{fumées}}}{\text{kg}_{\text{comb}}}$$

IV.2.4.2 Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q_1

$$Q_1 = Q_{\text{sen}} \times G_{\text{com}} \times \rho_{\text{com}}$$

Avec. G_{com} : débit du fuel gaz.

ρ_{com} : masse volumique de combustible.

Q_{sen} : Chaleur sensible de l'air

$$Q_{\text{sen}} = m_{\text{air}} \times C_{\text{p air}} \times (T_{20} - T_0)$$

$$m_{\text{air}} = N_{\text{air}} \times \rho_{\text{air}} / \rho_{\text{com}}$$

$$m_{\text{air}} = (12,2759 \times 1,2875) / (0,693) = 22,81 \text{ Kg}$$

$$Q_{\text{sen}} = 22,81 \times 0,242 \times 20 = 110,3857 \text{ Kcal/Kg de gaz}$$

Avec $C_{\text{p air}}$: chaleur spécifique de l'air prise à partir de l'annexe C. $C_{\text{p air}} = 0.242 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$.

- **Chaleur dégagée par l'air**

$$Q_1 = 110,3857 \times 273 \times 0,693 = 20883,76 \text{ kcal/h}$$

IV.2.4.2.1 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible

$$Q_2 = PCI_{\text{com}} \times G_{\text{com}}$$

Avec PCI_{com} : pouvoir calorifique de fuel gaz.

Donc la quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz :

$$Q_2 = 273 \times 8573 = 2340429 \text{ Kcal/h}$$

La quantité de chaleur totale dégagée par le combustible :

$$Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2 = 20883,76 + 2340429 = 2361312,76 \text{ Kcal/h}$$

IV.2.4.3 Calcul des pertes de chaleur par parois

Nous admettons que les pertes au niveau du four sont réparties comme suit :

Pertes par parois en zone de radiation : 1%

Pertes par parois en zone de convection : 0.5%

$$Q_{\text{parois}} = 2361312,76 \times 0,015 = 35419,6914 \text{ kcal/h}$$

IV.2.4.4 Calcul des pertes de chaleur par fumées

Les pertes les plus importantes sont les pertes à la cheminée, dissipées à l'atmosphère par les fumées qui sortent du four à une température assez élevée.

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

Avec $G_{\text{fumées}}$: débit des fumées (kg/h).

$H_{\text{fumées}}$: enthalpie des fumées (kcal/kg).

IV.2.4.4.1 Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{\text{fumées}}$

$$H_i = C_p \times t$$

Avec C_p : chaleur spécifique des constituants des fumées (kcal/kg °C).

t : température des fumées (°C).

Chaleur spécifique des constituants des fumées est déterminée par l'annexe C.

- La température des fumées dans le cas actuel est égale 694 °C. (17/03/2016)

Tableau IV.13 : Enthalpie des fumées (cas réel).

Composition des fumées	C_p Kcal/ Kg. °C	$Y_i\%$	H_i Kcal / k g	$H_{\text{fumées}}$ $H_i \times Y_i$ (kcal/kg)
O ₂	0.241	0.0255	167,25	4,265
N ₂	0.26	0.7357	180,44	132,750
H ₂ O	0.496	0.1632	344,22	56,177
CO ₂	0.261	0.07566	181,13	13,704
				206,896 cas réel

IV.2.4.4.2 Calcul de débit des fumées $G_{\text{fumées}}$

$$m_f = N_f \times \rho_f / \rho_{\text{com}}$$

$$m_f = 12,9228 \times 1,2396 / 0,693$$

$$m_f = 23,16 \text{ Kg}$$

- $G_{\text{fumées}} = G_{\text{com}} \times \rho_{\text{com}} \times m_f = 273 \times 0,693 \times 23,16 = 4381,62 \text{ kg/h}$

Donc :

$$Q_{\text{fumées}} = 4381,62 \times 206,896 = 906539,65 \text{ kcal/h}$$

IV.2.4.5 Calcul des pertes totales

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

➤ Pour le cas réel

$$Q_{\text{pertes totales}} = 35419,6914 + 906539,65 = 941959,3414 \text{ Kcal/h}$$

Donc le rendement du four H201

➤ Pour le cas réel

$$\eta = \frac{(2361312,76 - 941959,3414)}{2361312,76} \times 100 = 60,11\%$$

IV.2.5 Interprétation des résultats

Tableau IV.14 : Paramètres de fonctionnement du four pour le cas réel et le design.

	T_e (°C)	T_s (°C)	T_f (°C)	Tis	Q_{Fg} (kcal)	η (%)
Cas design	46	288	670	353	253	64,80
Cas actuel	50	270	694	394	273	60,11

D'après les valeurs du tableau IV.14, on remarque que le rendement du four a diminué pour un taux de charge 85% ($\eta=60,11\%$) par rapport à celui du design (64,8%) pour un taux de charge 100%, ce qui s'explique par la présence de cokes dans le four. Par ailleurs, l'augmentation de la température des parois ($TIS = 353^\circ\text{C}$ design et $TIS = 394^\circ\text{C}$ réel) et l'augmentation de la température de fumées fait apparaître clairement la consommation importante en fuel gaz. Donc, cette valeur de température de parois et de fumées présente un risque pour les installations notamment l'endommagement du four H201 et il est impossible de faire fonctionner l'unité à 100%. Pour cela, on propose de mettre en place un échangeur de chaleur après le four et de diminué la température de sortie du four et limiter la consommation du fuel gaz, et en parelle l'augmentation de taux de charge de l'unité.

V.1 Introduction

Tout nouvel équipement installé dans un circuit déjà en service doit répondre aux conditions du process avec un prix d'achat acceptable.

Dans ce chapitre nous avons procédé à dimensionner l'échangeur que nous avons proposé, en utilisant la norme TEMA classe R.

L'échangeur que nous avons choisi est un échangeur de type calandre – faisceau. Ce type d'échangeur est, le plus répandu dans l'industrie pétrolière et gazière. Le principe du faisceau logé à l'intérieur d'une calandre a été retenu également dans la construction des condenseurs et rebouilleurs.

L'échangeur est constitué par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes.

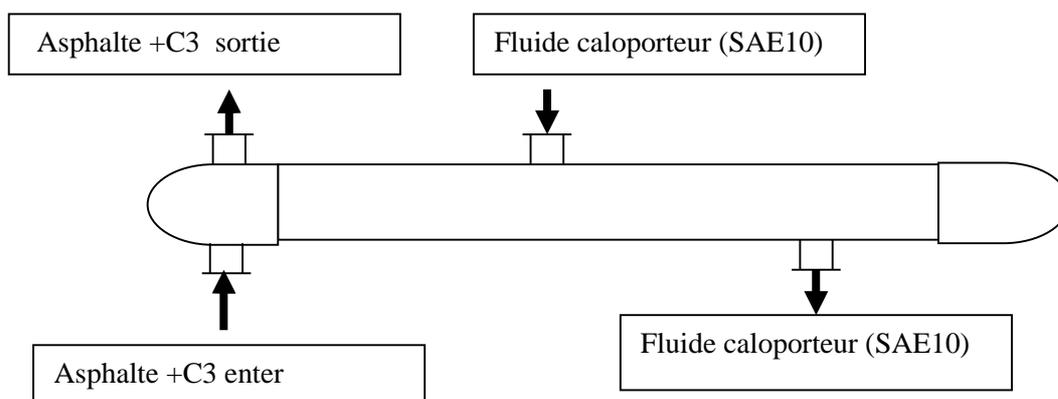
A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrants dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association) qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. Cette normalisation est complétée par d'autres codes tels que ceux de l'A.P.I. et de l'A.S.M.E. [7] [11]

V.1.1 méthode de Kern

Dans cette partie de travail nous avons procédé à dimensionner l'échangeur proposé en utilisant la méthode de Kern.

Le dimensionnement du nouvel échangeur par la méthode de Kern consiste en premier lieu d'estimer le coefficient de transfert thermique sale U_S afin de calculer la surface d'échange. Une autre estimation est nécessaire pour les dimensions des tubes et de la calandre pour évaluer les propriétés dynamiques des fluides (asphalte et SAE10), enfin un calcul du coefficient de transfert propre U_p qui doit respecter la relation suivante : U_p est supérieur à U_S pour donner une résistance d'encrassement admissible. Si la résistance d'encrassement n'est pas admissible on ré-estime U_S jusqu'à une valeur adéquate. [6] [9]



V.2 Données de départ

La méthode de KERN a été appliquée dans cette partie.

Les propriétés thermiques de l'huile de base SAE 10 et de Asphalt+C3 sont données à la température moyenne de service $T_{\text{moySAE10}} = 296.75 \text{ °C}$ et $T_{\text{asphalt+c3}}=255 \text{ °C}$.

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

Propriété du fluide	Côté calandre Fluide chaud	Côté tube Fluide froid
Nature de fluide	Huile de base SAE 10	Asphalt+C3
Température d'entrée T_e [°C]	300	240
Température de sortie T_s [°C]	A déterminé ? 293.5	270
Capacité calorifique C_p moy [kJ/kg°C]	2.798	2.174
Conductivité thermique λ moy [W/m°C]	0.09	0.103
Viscosité dynamique μ moy [Kg/m s]	0,000594	0.0044
Masse volumique ρ (kg/m ³)	865	710
Débit massique Kg/h	33050	9230

V.3 Bilan thermique

A partir des données de tableau ci-dessus, on calcule la quantité de chaleur absorbée par l'Asphalte + C3 suivant la formule:

$$Q_{\text{abs}} = \dot{m} \times C_{p_{\text{asp+c3}}} \times (t_2 - t_1) = \left(\frac{9230}{3600}\right) \times 2174 \times (270 - 240) = 167.22 \text{ kw}$$

Avec : Q_{abs} : quantité de chaleur absorbée par l'Asphalt+C₃H₈.

\dot{m} : débit de l'Asphalte + C₃H₈.

t_1 : température d'entrée du l'Asphalte + C₃H₈ dans l'échangeur

t_2 : température de sortie du l'Asphalte + C₃H₈

On a

$$Q_{\text{dég}} = \dot{M} \times C_{p_h} \times (T_1 - T_2) = \dot{m} \times C_{p_{\text{asp+c3}}} \times (t_2 - t_1)$$

$Q_{\text{dég}}$: quantité de chaleur dégagée par le fluide caloporteur (huile de base HB).

\dot{M} : débit de Huile de base SAE10.

T_1 : température d'entrée du SAE10.

T_2 : température de sortie du SAE10.

Donc la température d'huile caloporteur nécessaire est:

$$T_2 = T_1 - \frac{Q_{abs}}{M \times Cp_h} = 300 - \frac{167220 \times 3600}{2798 \times 33050} = 293.5^\circ\text{C}$$

V.4 Calcule de DTLM

L'écoulement contre-courant est représenté comme suit:

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Tel que : $\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 300 - 270 = 30^\circ\text{C}$

$\Delta T_1 = T_2 - t_1 = 293.5 - 240 = 53.5^\circ\text{C}$

$$DTLM = \frac{53.5 - 30}{\ln\left(\frac{53.5}{30}\right)} = 40.62^\circ\text{C}$$

$$DTLM_{corrigé} = F \times DTLM$$

Où F : facteur de correction déterminé graphiquement à partir de R et E (voir l'annexe F).

Avec : Le rapport calorifique : $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{300 - 293.5}{270 - 240} = 0.22$

Le rendement thermique de l'échangeur : $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{270 - 240}{300 - 240} = 0.5$

Donc $F = 0.98$ (voir l'annexe F)

$$DTLM_{corrigé} = 0.98 \times 39.15 = 39.81^\circ\text{C}$$

Remarque

Selon la littérature, lorsque le coefficient de correction F est supérieure à 0.8 ($F > 0.8$) Il n'aura pas un croisement de température. L'échangeur installé sera de type 1.2.

Après le calcul, s'est avéré que les résultats trouvés ne sont pas satisfaisant. Nous proposons donc l'installation d'un échangeur de type 1.6 (une passe côté calandre et six passes côtés tubes).

V.5 Choix de la géométrie de l'appareil

V.5.1 Le coefficient d'échange

Selon la nature des fluides misent en service (voir annexe I) :

$$U'_s = 125 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ \text{C} = 145.14 \text{ W/ m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}.$$

V.5.2 Calcul de l'aire d'échange nécessaire au transfert

$$A_s' = \frac{Q_{abs}}{U'_s \times DTLM_{corrigé}} = \frac{167220}{145.14 \times 39.81} = 28.94 \text{ m}^2$$

V.5.3 Choix de la longueur de l'échangeur

Les longueurs des tubes normalisées les plus utilisées industriellement sont (en ft) :

8 – 12 – 16 – 20.

On propose 16 ft donc $l = 4.877 \text{ m}$ (1 ft = 30,48 cm).

V.5.4 Choix de diamètre extérieur d_o et intérieur d_i des tubes ainsi que le pas P et l'espacement entre chicane B

La disposition des tubes des échangeurs utilisés dans l'industrie de raffinage est en carré normal (pas carré), c'est-à-dire les axes des tubes sont situés aux sommets d'un carré.

L'espacement entre chicane B est déterminé par l'annexe L (les limites admissibles $D_c/5 < B < D_c$).

D'après l'annexe G, on choisit les caractéristiques suivantes avec un calibre BWG de 14 (Birmingham Wire Gage):

Tableau V.2 : Caractéristiques des tubes.

d_o (m)	d_i (m)	e (m)	P (m)
$19.05 \cdot 10^{-3}$	$1.575 \cdot 10^{-2}$	$2.10 \cdot 10^{-3}$	$25.4 \cdot 10^{-3}$

V.5.5 Surface d'échange d'un tube a_0

$$a_0 = \pi \times d_o \times l = \pi \times 19.05 \times 10^{-3} \times 4.877 = 0.292 \text{ m}^2$$

V.5.6 Estimation du nombre des tubes N_t' et du diamètre de la calandre

$$N_t' = \frac{A_s'}{a_0 \times nc} = \frac{28.94}{0.292 \times 1} = 99.1 \Rightarrow N_t' = 102 \text{ tubes}$$

A partir de l'annexe H avec un pas de 0.0254 et un nombre de passe côté tube égale à 6, on trouve : $N_t = 108$, et le diamètre de la calandre, $D_c = 0.387 \text{ m}$.

V.6 Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre)

Comme l'asphalte + C₃H₈ est le fluide le plus sale par rapport à l'huile de base SAE10, cette dernière passe côté calandre et l'asphalte + C₃H₈ passe côté tubes. De plus, le débit de l'huile colporteuse est supérieur à celui de l'asphalte+ C₃H₈.

V.7 Détermination de coefficient d'échange Us de l'appareil

$$U_s = \frac{U'_s \times N'_t}{N_t} = \frac{145.14 \times 102}{108} = 137.08 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

V.8 Température calorique

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

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

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta T_{fr}}{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}} = \frac{DTLM - \Delta T_1}{\Delta T_2 - \Delta T_1} = \frac{39.81 - 53.5}{30 - 53.5} = 0.58$$

$$T_c = 293.5 + 0,58 \times (300 - 293.5) = 297,3^\circ\text{C}$$

$$t_c = 240 + 0,58 \times (270 - 240) = 257,4^\circ\text{C}$$

V.9 Calcul du coefficient de transfert propre U_p

V.9.1 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h₀

V.9.1.1 Coté tube

V.9.1.1.1 Calcul de section par passe

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi \times d_i^2}{4} = \frac{108}{6} \times \frac{\pi \times 0.01483^2}{4} = 0,0031 \text{ m}^2$$

Avec : n_t : Nombre de passe côté tubes.

N_t : Nombre de tubes.

d_i : Diamètre intérieur de tubes (m).

V.9.1.1.2 Calcul de la vitesse massique

$$G_t = \frac{\dot{m}}{a_t} = \frac{9230}{3600 * 0.0031} = 827,1 \text{ kg/s.m}^2$$

Avec. \dot{m} : Débit massique fluide froid (kg/h).

V.9.1.1.3 Calcul du nombre de Reynolds

$$Re_t = \frac{G_t \times d_i}{\mu_c} = \frac{827,1 \times 0.01483}{0,0044} = 2787,7$$

Avec : μ_c : La viscosité dynamique de fluide froid (kg/s.m)

$Re_t > 2000$ donc Régime turbulent

V.9.1.1.4 Détermination de j_h

D'après l'annexe (J), $j_h = f(Re_t, L/d_i)$ avec : $L = 4,877$

$$\frac{L}{d_i} = \frac{4,877}{0,01575} = 328,86$$

$$\begin{cases} \frac{L}{d_i} = 328,86 \\ Re_t = 2787,7 \end{cases} \rightarrow j_h = 6.5 \text{ et } f = 0,0275$$

V.9.1.1.5 Détermination de coefficient d'échange de film interne h_{io}

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \times \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 6,5 \times \frac{0.103}{0,01483} \times \left(\frac{2174 \times 0,0044}{0,103} \right)^{\frac{1}{3}} = 204,44 \text{ w/m}^2\text{C}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_o} = 204,44 \times \frac{0,01483}{0,01905} = 159,15 \text{ w/m}^2\text{C}$$

V.9.1.2 Coté calandre**V.9.1.2.1 Calcul de la section par calandre**

$$a_{cT} = \frac{D_c}{P} (P - d_o) \times \beta = \frac{0,387}{0,0254} (0,0254 - 0,01905) \times \frac{0,387}{2} = 0,019 \text{ m}^2$$

Avec. β : Espace ente chicanes (m) ($\beta = D_c/2$) ; Voir annexe M

V.9.1.2.2 Calcul de la vitesse massique transversale de fluide chaud

$$G_{cT} = \frac{\dot{M}}{a_{cT}} = \frac{33050}{0,019 \times 3600} = 483,19 \text{ Kg/s.m}^2$$

Remarque :

Constatant que, pour des chicanes normalisées dont la hauteur du segment libre représente 25% du diamètre intérieur de la calandre ($h/D_c = 0.25$ (25% l'ouverture) à partir de l'annexe M), les vitesses massiques transversales G_{cT} et longitudinales G_{cL} sont de même ordre de grandeur, KERN se contente de calculer la vitesse transversale G_{cT} qu'il utilise en association avec le diamètre équivalent D_e .

V.9.1.2.3 Calcul de diamètre équivalent

$$D_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_o} - d_o = \frac{4 \times (0,0254)^2}{\pi \times 0,01905} - 0,01905 = 0,024 \text{ m}$$

V.9.1.2.4 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{D_e \times G_{cT}}{\mu_h} = \frac{0,024 \times 483,19}{5,94 \times 10^{-4}} = 19522,83$$

V.9.1.2.5 Détermination de j_h' et f'

D'après l'annexe (K).

$$\left\{ \begin{array}{l} Re_c = 19522,83 \rightarrow j_h' = 78 \text{ et } f_{ct} = f' = 0,14 \end{array} \right.$$

V.9.1.2.6 Détermination de coefficient d'échange de film externe h_o

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j_h' \times \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{Cp' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 78 \times \frac{0,09}{0,024} \left(\frac{2,798 \times 10^3 \times 0,594 \times 10^{-3}}{0,09} \right)^{\frac{1}{3}} = 773,14 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

V.9.2 Calcul de la température des tubes

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{io}}{\phi_t}}{\frac{h_o}{\phi_c} + \frac{h_{io}}{\phi_t}} (T_c - t_c) = 297,3 - \frac{137,12}{773,14 + 137,12} (297,3 - 257,4) = 291,29 \text{ °C}$$

V.9.3 Calcul de ϕ_c et de ϕ_t

✓ La viscosité μ_t est donner à la température des tubes

Pour des valeurs de $Re > 2100$ (régime turbulent), $\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0,14}$

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t}\right)^{0.14} = \left(\frac{5.94 \times 10^{-4}}{5.41 \times 10^{-4}}\right)^{0.14} = 1.01$$

Donc

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_c}\right) \phi_c = 773.14 \times 1.01 = 780.87 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

✓ La viscosité μ_t est donnée à la température des tubes

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14} = \left(\frac{4.4 \times 10^{-3}}{4.11 \times 10^{-4}}\right)^{0.14} = 1.39$$

Donc

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_t}\right) \phi_t = 137.12 \times 1.39 = 190.6 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

V.9.3 Calcul du Coefficient de transfert propre

$$U_p = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{190.6 \times 780.87}{190.6 + 780.87} = 153.20 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

V.10 Calcul de la résistance d'encrassement

V.10.1 La résistance d'encrassement calculée

$$R_{s \text{ calculée}} = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{153.2 - 137.08}{153.2 \times 137.08} = 7.68 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

V.10.2 Calcul de la résistance d'encrassement admissible

$$R_s = R_{s0} + R_{si} \times \frac{d_o}{d_i}$$

À partir de l'annexe (N) :

$R_{si} = 0,002 \text{ hm}^2\text{C/kcal} = 1.72 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$ (résistance d'encrassement interne)

$R_{s0} = 0,0002 \text{ hm}^2\text{C/kcal} = 1.72 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$ (résistance d'encrassement externe)

$$R_s = R_{s0} + R_{si} \times \frac{d_o}{d_i} = 1.72 \cdot 10^{-4} + 1.72 \cdot 10^{-3} \times \frac{0.01905}{0.01575} = 2.25 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

V.11 Calcul des pertes de charge

V.11.1 Côté tubes

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \emptyset_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 6 \times (827.1 \times 3600)^2}{1.271 \times 10^{15} \times 0.71} \left[\frac{0.024 \times 4.877}{0.01483 \times 1.39} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 0.45 \text{ kg/cm}^2 < 0.5 \text{ bar admissible}$$

G_t en $\text{Kg/h} \cdot \text{m}^2$

V.11.2 côté calandre

$$\Delta P_C = \frac{n_c \times f_{CT} \times G_{CT}^2 \times (N_C + 1) \times D_C}{1.271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \emptyset_C}$$

Où N_C : le nombre de chicanes $N_C = \frac{l}{B} = \frac{4.877}{\frac{0.387}{2}} = 25$

$$\Delta P_C = \frac{1 \times 0.14 \times (483.19 \times 3600)^2 \times (25 + 1) \times 0.387}{1.271 \times 10^{15} \times 0.865 \times 0.024 \times 1.01}$$

$$\Delta P_t = 0.16 \text{ kg/cm}^2 < 0.5 \text{ bar admissible}$$

D'après le calcul de la surface d'échange, on peut déterminer les dimensions constructives de l'échangeur à placer. Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant

Tableau V.2 Dimensionnement constructives de l'échangeur.

Dimensions de l'échangeur	Valeurs (SI)	Valeurs (anglo-saxon)
Nombre des tubes	108	108
Diamètre extérieur (m)	$19,05 \times 10^{-3}$	$\frac{3}{4}$ in
Diamètre intérieur (m)	$1,483 \times 10^{-2}$	-
Epaisseur (m)	$2,1 \times 10^{-3}$	-
Longueur (m)	4,877	16ft
Pas (m) carré	$2,54 * 10^{-2}$	1 in
Espacement entre chicane (m)	0,1935	-
Surface (m ²) (avec U_p)	27,42	-
Diamètre de calandre (m)	0,387	15 $\frac{1}{4}$ in

V.12 Interprétation des résultats

Le calcul dimensionnel de l'échangeur installé, disposé entre le four et le ballon de flash est jugé très satisfaisant d'une part parce que le coefficient d'échange est assez important permettant un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides assuré par la surface totale d'échange (nombre de tubes) et d'autre part les pertes de charge qui sont jugées minimales. On constate que les résultats de calcul dénotent la possibilité d'augmenter la température de l'asphalte à la sortie du four jusqu'à 270 °C favorisant la diminution de température des tubes du four.

Ces avantages cités justifient la justesse de la modification de l'installation.

A noter que les dimensions de cet échangeur correspondent parfaitement à l'espace délimitée dans l'unité 200 entre le four et le ballon de flash.

V.13 Calcul du taux de charge de l'RDC ζ

La charge réel du four $m=10,5 \text{ m}^3/\text{h}$, la charge proposé pour notre étude est $m_2=13 \text{ m}^3/\text{h}$. Actuellement, au niveau de l'unité de désalphaltage au propane, le taux de charge est de $\zeta=85\%$. Rappelons qu'au début l'unité fonctionnait avec $\zeta=100\%$. En diminuant la viscosité ce dernier a chuté de 100 à 85%. La proposition concernant le placement d'un échangeur à la sortie du four a permis d'augmenter ce taux. Les résultats de calcul de la charge du four montrent une valeur de $\zeta= 105.24\%$.

Tableau V.3 : Rendement et charge de l'unité 200.

$\zeta(\%)$	$m_\zeta \text{ (T/J)}$	$\eta_{\text{DAO}}(\%)$	$\eta \text{ asp}(\%)$	$m_{\text{DAO}} \text{ (T/J)}$	$m \text{ asphalte} \text{ (T/J)}$
85	325	55	45	178,75	146,25
105,4	403	55	45	221,65	181,35

D'après cette augmentation de taux de charge de 85 % à 105,4 %. On obtient une augmentation de la quantité de DAO presque de 179 à 222 tonnes/jour, en parallèle l'asphalte de 146 à 181 tonnes/jour.

V.14 Estimation du rendement du four et la chaleur absorbée

Bien que de point de vue pratique, on ne peut pas calculer avec exactitude le rendement d'un four. On a essayé d'estimer sa valeur en calculant la quantité de chaleur selon la formule suivante :

$$Q_{\text{abs}} = m_{\text{(asph+C3H8)}} ((h_2 - h_1) + e (H_2 - h_2))$$

Q_{abs} : La quantité de chaleur nécessaire absorbée par la charge (asphalte + propane) dans la zone de radiation .

On tire les enthalpies (liquide et vapeur), leur correction du Kuop et de pression à partir de l'abaque général des enthalpies des fractions pétrolières :

Charge : mélange (Asphalte + propane)

► SP/ GR =0,71

T= 50 °C & Kuop =11,5

$h_1=25 \text{ Kcal /kg}$

Correction = 0,975

Donc l'enthalpies : $h_1=24,025 \text{ Kcal/Kg}$

► SP/ GR =0,71

T= 240°C & Kuop =11,5

$h_2 = 147 \text{ Kcal /kg}$

Correction = 0,975

Donc :

$h_2=146,025 \text{ Kcal/Kg}$

► SP/ GR =0,71

T= 240°C & P= 18 Kg/m³

Kuop =11,5

$H_2(1\text{atm}, k=11,5) = 205 \text{ Kcal/Kg}$

Correction de Kuop = -1

$H_2(1\text{atm}, k=11,5) = 204 \text{ Kcal/Kg}$

Correction de pression = -5

Donc : $H_2 (18 \text{ Kg/cm}^2, k=11,5)$

→

$H_2=198 \text{ Kcal/Kg}$

$Q_{\text{abs1}}=m_{(\text{asp}=c3)} ((h_2-h_1) + e (H_2 - h_2))$

$Q_{\text{abs1}}=13 \times 710 \times [(146,025-24.025) + 0,5 (198 - 146,025)]$

$Q_{\text{abs1}}=1,12609.10^6 \text{ Kcal/h}$

V.14.2 Calcul du rendement de four

$$\eta_{(\text{four})} = \frac{1,12609 \times 10^6}{203 \times 8573} = 0.647 = 64.7\%$$

V.15 Interprétation des résultats

Nous remarquons que le rendement a augmenté de 60,11% pour un taux de charge de 85% à 64.7 % pour un taux de charge de 105%. Cette valeur est la même que pour le design. En choisissant la valeur (203 m³/h) pour la quantité de fuel gaz, c'est-à-dire économisé la consommation du fuel en parallèle la diminution de la température de la parois TIS et celle du fumées. Ce changement, augmente le rendement et le taux de charge au même temps la conservation du four et sa durée de vie. Nos résultats obtenus sont satisfaisant, ce qui confirme nos calculs sur l'efficacité de l'échangeur étudié.

V.16 Etude économique

V.16.1 Introduction

Pour mettre en valeur notre étude, nous avons trouvé que c'est intéressant de la finaliser par un calcul économique en traduisant les gains qui doivent bénéficier la zone de fabrication des huiles de base (l'unité 200) par la mise en exploitation de nos résultats.

V.16.2 Perte de production avant la modification

L'unité de désasphaltage au propane est prévue pour fonctionner 333 J/an, elle est destinée pour traiter une charge de 382 T/J de RSV. [4]

Les pertes de production = la charge à un taux de 100 % - la charge à un taux de 85 %.

Les pertes de production = $382 - 325 = 57$ T/J.

Tableau V.5: Perte de production.

<i>Perte de production en t/h</i>	2.375
<i>Perte de production en t/j</i>	57
<i>Perte de production en t/333 jours</i>	18981
<i>Perte de production en tonne pendant 10 ans</i>	189810

VI.16.3 Gain de production après la modification

Après la modification : le taux de charge devient 105,4 % équivalent de 402 T/J

Le gain de production = $403 - 325 = 78$ T/J.

Tableau V.6: Gain de production.

<i>Gain de production en t/h</i>	3.25
<i>Gain de production en t/j</i>	78
<i>Gain de production en t/333 jours</i>	25974
<i>Gain de production en tonne pendant 10 ans</i>	259740

V.16.4 Estimation de coût de l'échangeur

Le coût unitaire C du m^2 de surface d'échange dépend de la surface totale de l'échangeur ; il prend en compte les coûts de matière et de main-d'œuvre, ces derniers étant relativement peu différenciés selon la taille. [10]

Le coût dépend également du faisceau de tubes choisi (diamètre, BWG, longueur, disposition des tubes), des matériaux, du type d'échangeur et de la pression de calcul.

Ces différents facteurs influent selon la formule suivante:

$$C = c \times A_s \times F_0 \times F_1 \times F_2 \times F_3 \times F_4 \times (F_5 + F_6) \quad [10]$$

Avec:

C : coût de l'échangeur

c : coût unitaire du m^2 de surface de l'échangeur de référence

A_s : surface d'échange en m^2

F_0, F_1, \dots, F_6 coefficients correcteurs indiqués dans les tableaux

$F_0 = 1,2$ (voir l'annexe O)

$F_1 = 1$ (voir l'annexe P)

$F_2 = 1,05$ (voir l'annexe Q)

$F_3 = 1,10$ (voir l'annexe R)

$F_4 = 1,0$ (voir l'annexe S)

$F_5 = 0,45$ pour ($P = 31$ bar) (voir l'annexe U)

$F_6 = 0,66$ pour ($P = 11,5$ bar) (voir l'annexe U)

$$A_s = 27,42 \text{ m}^2$$

$$c = 800 \text{ EURO /m}^2 \text{ (annexe V)}$$

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

$$C = 800 \times 27,42 \times 1,2 \times 1 \times 1,05 \times 1,1 \times 1 \times (0,45 + 0,66)$$

$$C = 33747,66 \text{ EURO.}$$

Toute comparaison économique doit tenir compte aussi des frais de transport et d'installation de l'échangeur.

Conclusion Générale

Le procédé de désasphaltage au propane du résidu sous vide constitue une très importante étape dans la chaîne de production des huiles de base, dans le sens qu'elle permet l'obtention d'une huile à viscosité élevée (DAO).

Cette huile désasphaltée (DAO), après avoir subi leurs traitements ultérieurs, elle va servir avec les trois autres distillats (SAE10, SAE30 et SPO), pour la production d'une gamme variée des huiles finies.

Pour produire une DAO avec une viscosité de 37 cst, il est nécessaire impérativement l'augmentation du rendement de l'asphalte de 31 à 45%. En parallèle, le rendement de DAO diminue de 69 à 55%. Bien que cette opération soit importante, elle présente un inconvénient au niveau du four H201. En effet, ce dernier est conçu pour chauffer un mélange asphalte et propane à raison de 31%. L'augmentation de la quantité de l'asphalte nécessite une augmentation du fuel gaz.

Le passage de la viscosité de l'huile désasphaltée de 43 cSt à 37 cst exige un changement de paramètres de marche, ceci implique, la limitation de taux de charge à 85%.

Selon notre étude, les résultats obtenus, suite aux calculs de dimensionnements, ont montré l'efficacité de l'installation d'un échangeur de chaleur qui permettra à l'augmentation du rendement de four H201, c'est-à-dire économiser la consommation du fuel et en parallèle la diminution de la température de la paroi (TIS) et celle de fumées.

Donc, un fonctionnement de l'unité avec un taux de charge maximum évitera les risques liés à la température de parois et de fumées.

L'étude économique a prouvé un gain de production dans le cas de fonctionnement à 100%. Soit pour la quantité de DAO traitée et aussi pour l'asphalte.

Recommandations

Afin de compléter la présente étude, on propose d'une part, de valider notre étude et la prendre en considération, pour l'appliquer au futur.

D'autre part on recommande d'autres solutions qui peuvent être efficace pour résoudre le problème (fonctionner l'unité avec un taux de charge (RSV) à 100% et avoir une viscosité de DAO bien déterminée de 37 cst) :

1. Faire un décokage pour éliminer totalement les dépôts de coke qui se dépose sur les parois intérieures des tubes du four.

2. La composition du combustible doit être prise également en considération.

3. Prendre en compte la viscosité de la charge (RSV), car si à l'unité 100 on laisse quelque traces légers passe avec le résidu sous vide donc on aura une charge de RSV pour l'unité 200 avec une viscosité inférieure ce qui facilite l'obtention de l'huile désasphaltée en meilleure qualité.

Bibliographies

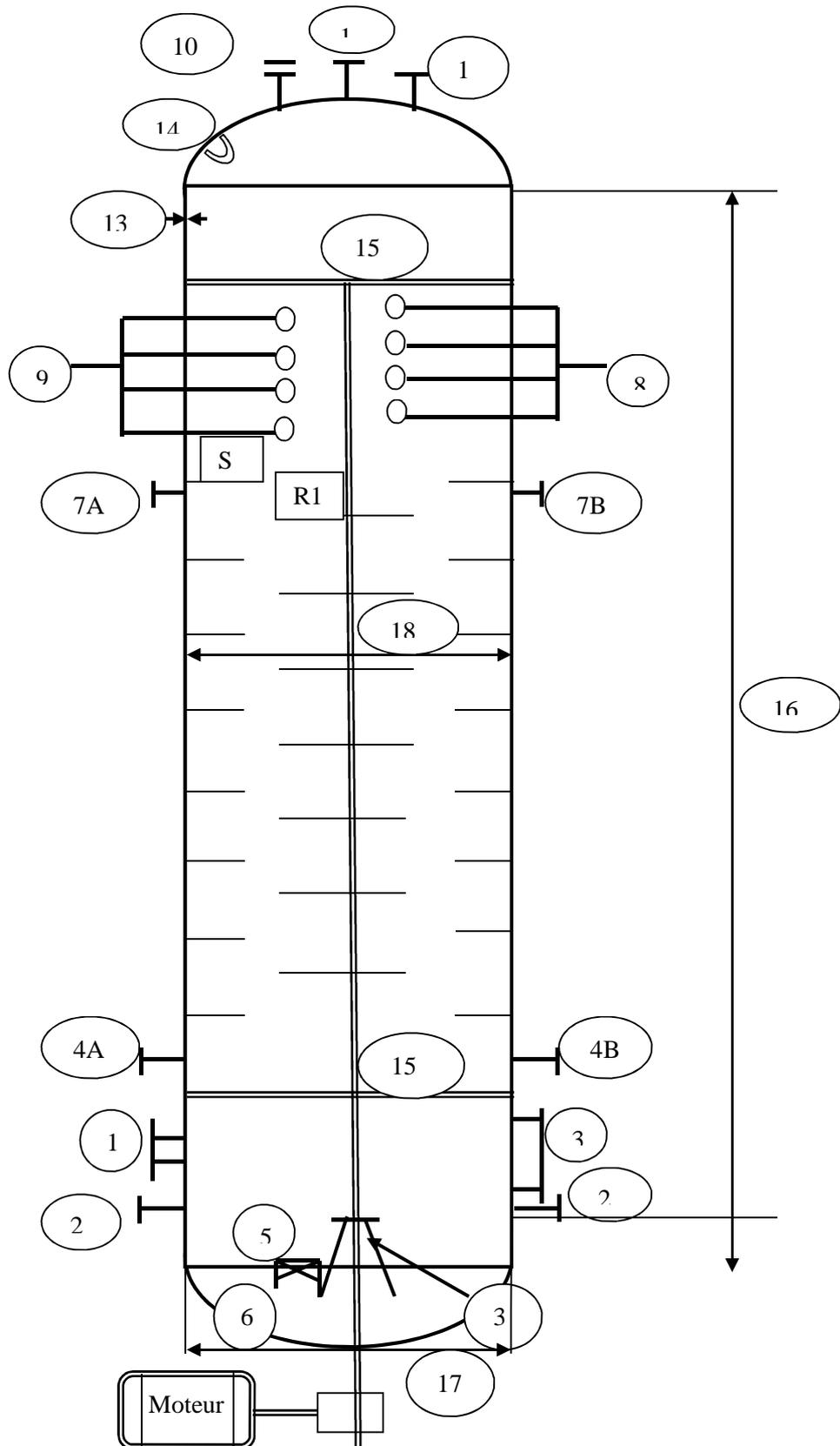
Livres

- [2] P.Wuithier, 'Le Pétrole, Raffinage et Génie chimique', vol. I, Paris, Edition Technip, IFP, 1972.
- [3] J.P.Wauquier, 'Raffinage de Pétrole, Procédé de Séparation', Tome 2, Paris, Edition Technip, 1998.
- [7] M. Bennajah, 'Chaouni, Echangeurs de chaleur', Paris, Edition Technip, 2014.
- [12] P.Wuithier, 'Le Pétrole, Raffinage et génie chimique', Tome 2, Paris, Edition technip, 1972.
- [10] P. Trambouze, 'Raffinage de Pétrole, Matériels et Equipement', Tome 4, Paris, Edition Technip, 1999.

Divers

- [1] Documentation Raffinerie d'Arzew.
- [4] F.Wheeler, Manuel opératoire design (RA1/Z - zone 05).
- [5] Ramesh K. Shah¹, Alfred C. Mueller, "Heat Exchange" in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Wiley-VCH,' http://www.corbelet.com/echangeur_de_chaleur.php'.
- [6] Yacoubi.K, 'cours échangeur de chaleur', IMSI, Oran, 2014.
- [8] Service HB3. Zone 5.
- [9] M. A. Masri, 'Equipements D'échange Thermique, Echangeurs Faisceau-Calandre', IAP, 2010.
- [11] M. TOUIKER, 'Séminaire, Exploitation des fours dans l'industrie pétrolière', IAP Skikda, 2008.

Annexe A : schéma descriptif de la colonne (RDC).



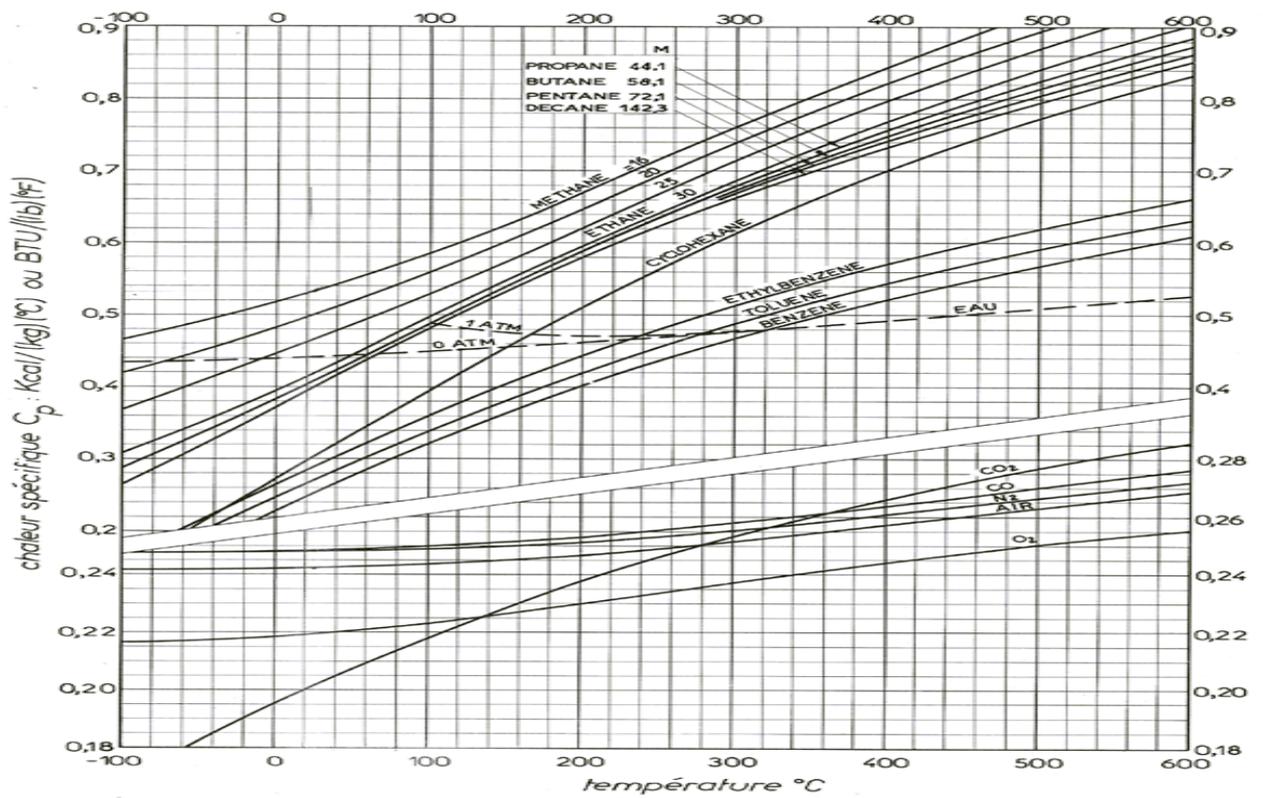
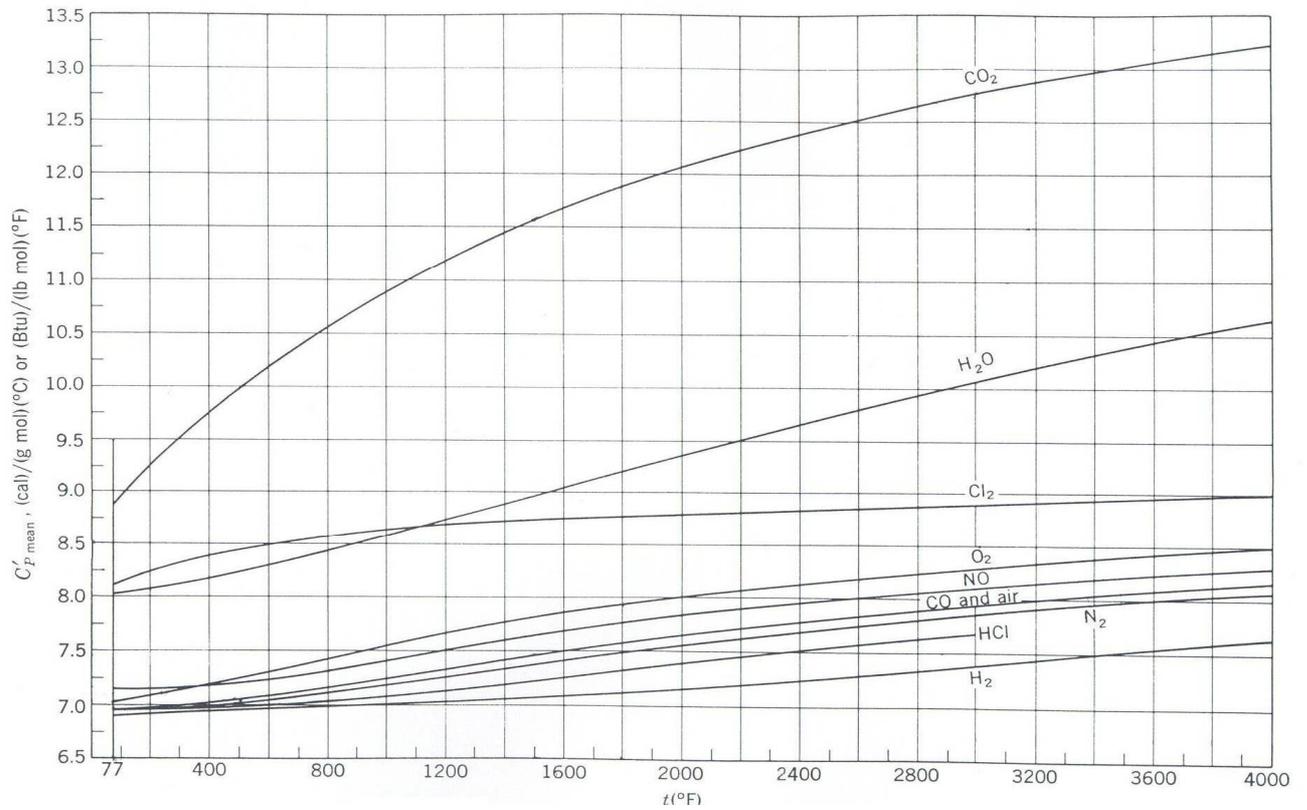
nomenclatures des composantes de la tour d'extraction

NUMEROTATION	ϕ (en ")	NOMENCLATURES
1	24	TROU D'HOMME
2 (A et B)	4	Dilution d'asphalte par propane (2m ³ /h)
3		Niveau à glace
4 (A et B)	8	Entrée de propane sur deux passes
5		Anti-tourbillon (Vortex)
6	3	Sortie mélange asphalte
7 (A et B)	3	Entrée résidu sous vide (RSV)
8 (A, B, C, D)	4	Entrée vapeur BP
9(A, B, C, D)	4	Sortie condensats
10	6	ventilation
11	8	Sortie mélange huile désasphalté
12	1.5	Indicateur de température (TI)
13		Epaisseur de la vérole (70mm)
14	1	04 Anneaux de lavage
15 (A et B)		Grille supérieur et inférieur (tamis)
16		Hauteur de la colonne (H=16290mm)
17	140	Diamètre extérieur de la colonne
18	134	Diamètre intérieur de la colonne
S		stator
R		rotor

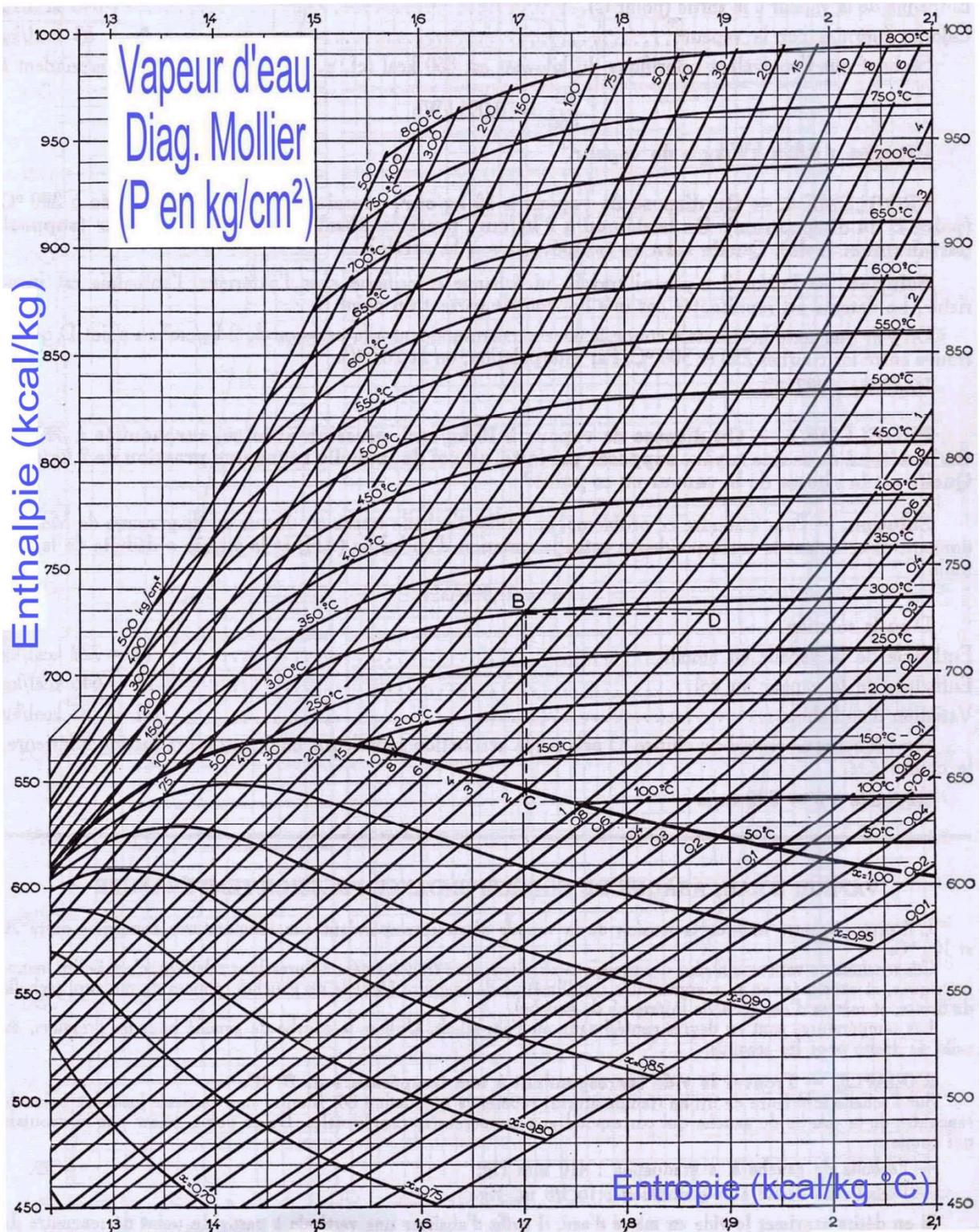
Annexe B : Pouvoir calorifique inférieur massique PCI_m de composés organiques purs (à 20 °C).

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	Tertiobutanol	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
Dioléfinés		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

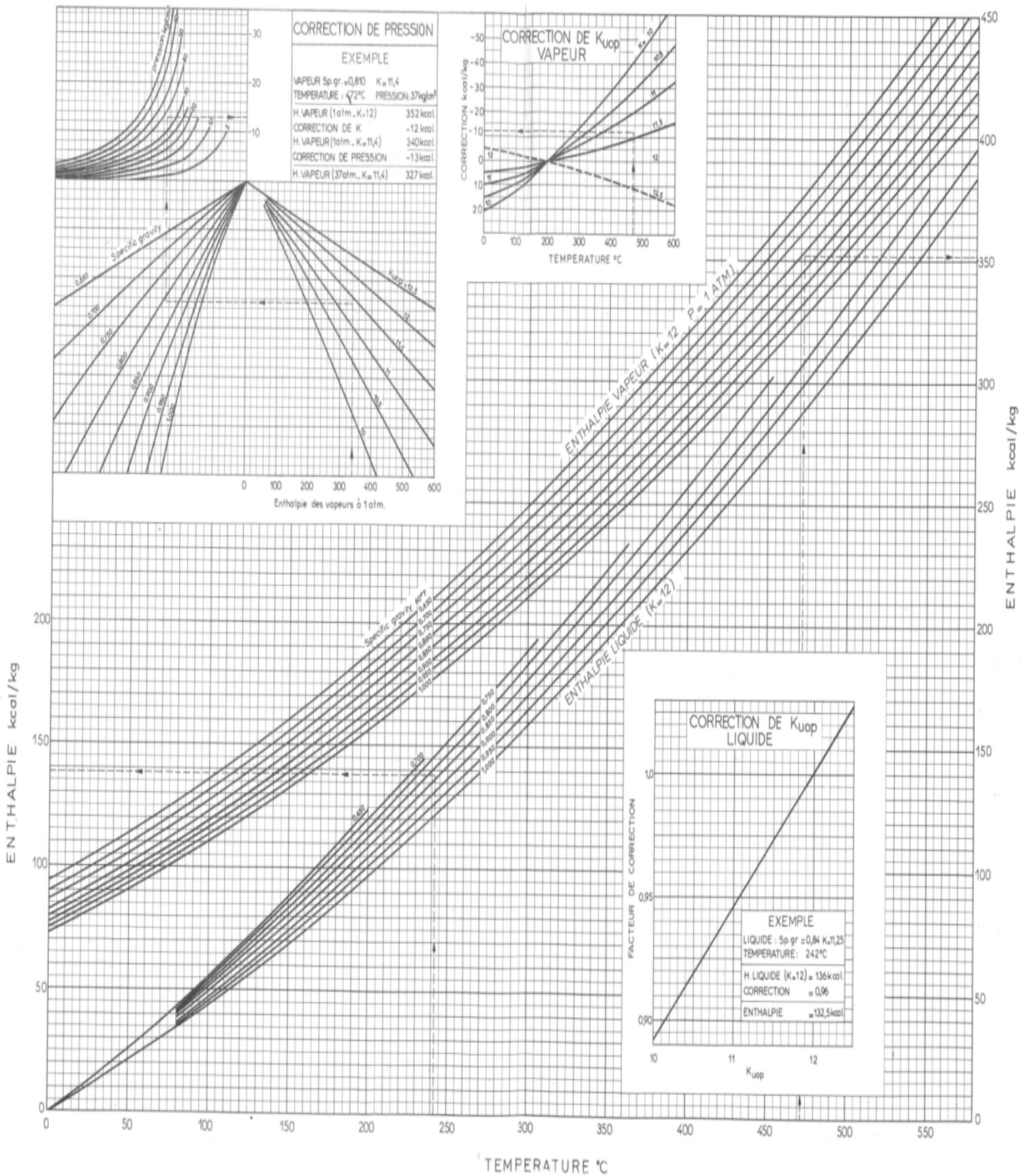
Annexe C : Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression atmosphérique.



Annexe D : Diagramme de Mollie.



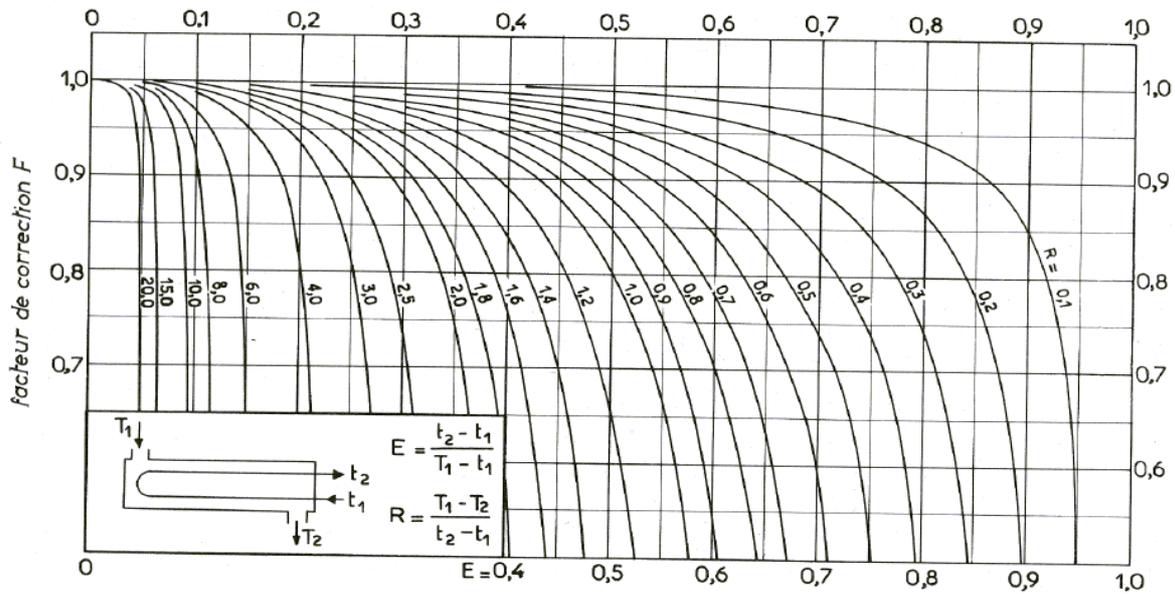
Annexe E: Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières



P 88-99

Fig. 1.63. — Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières.

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



a. une passe côté calandre, deux passes côté tubes.

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

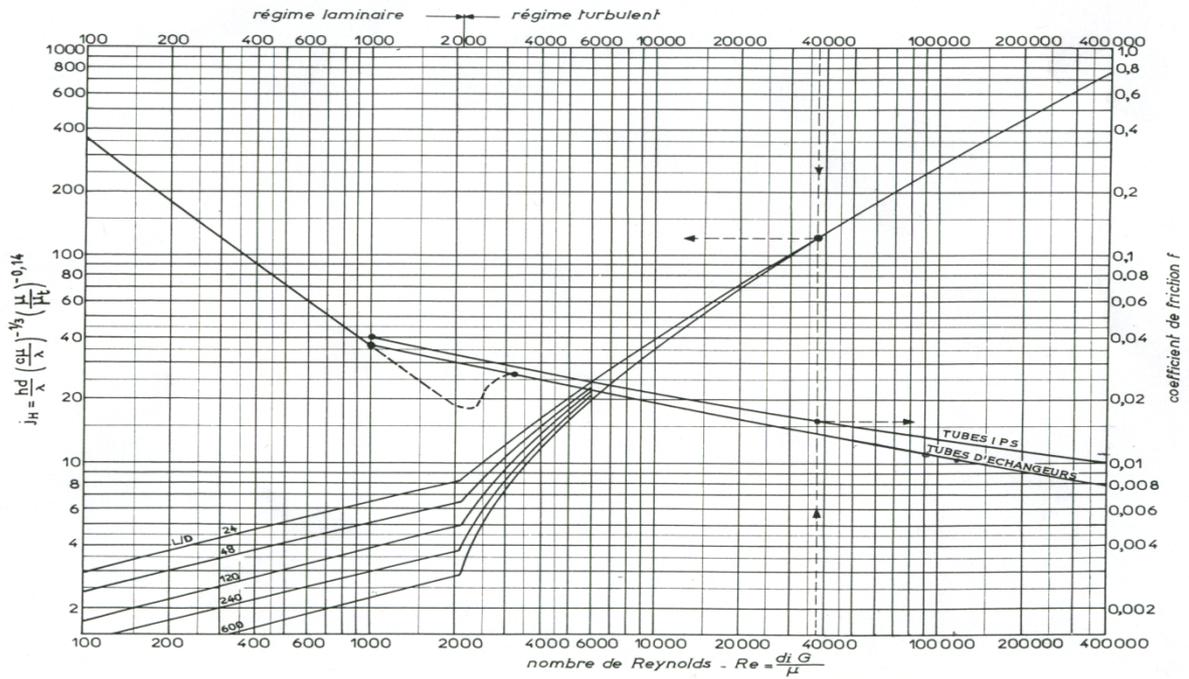
Annexe H : Disposition des tubes en carré.

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						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

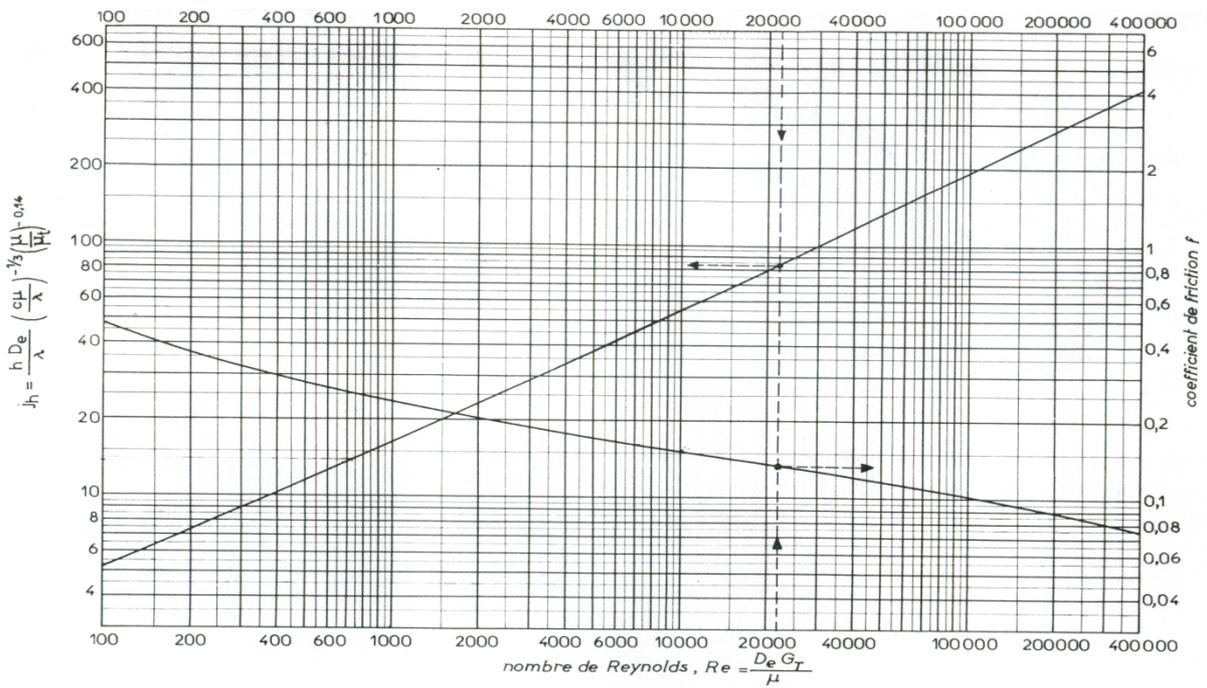
Annexe I : Coefficient de transfert sale Us.

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 lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	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.



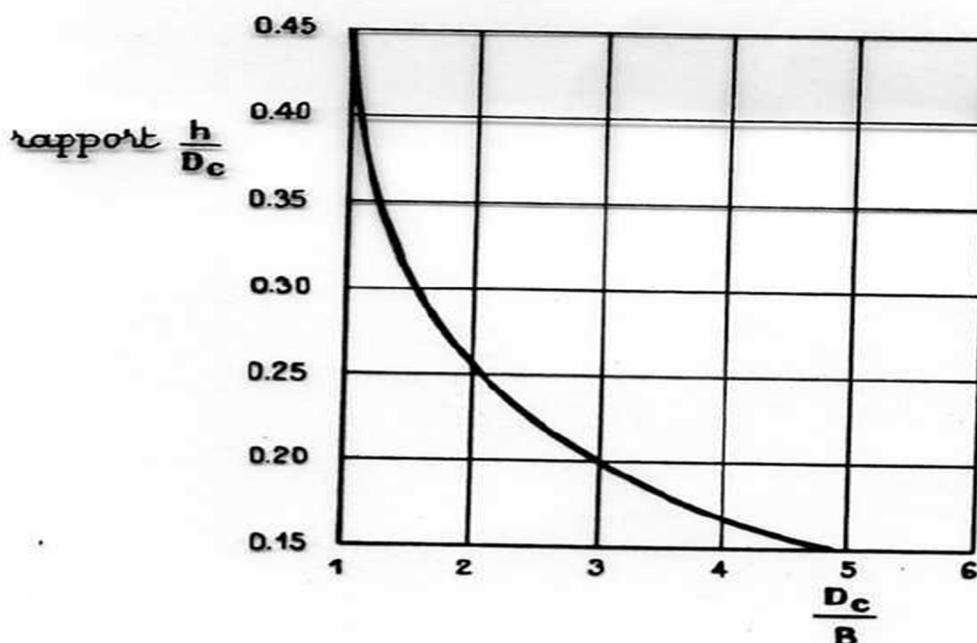
Annexe K : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.



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 de h/D_c en fonction du rapport D_c/B .



Annexe N : Résistance d'encrassement $R_s \cdot 10^{-4} (\text{h.m}^2\text{°C/Kcal})$.

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 O : Tableau variation de F_0 avec le type de l'échangeur.

Tubes : $d_e = 1$ in BWG 12 et $\frac{3}{4}$ in BWG 14	F_0	1.20
--	-------	------

Annexe P : Tableau variation de F_1 avec le type de l'échangeur

Type	AEM	AES	AKT	BEM	BES	BEU	BKT	BKM	BKU	AEU
F_1	0,92	1,00	1,25	0,90	0,95	0,85	1,20	1,05	1,03	0,90

Annexe Q : Tableau variation de F_2 avec la longueur des tubes.

Longueur des tubes (ft)	10	16	20	24
F_2	1,20	1,05	1,00	0,95

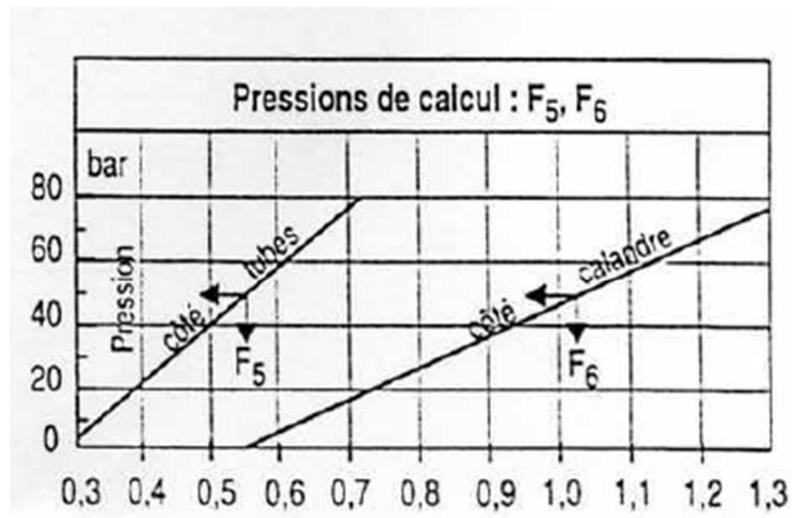
Annexe S : Tableau variation de F_3 avec la disposition des tubes.

Disposition des tubes		
F_3	1,10	1,00

Annexe T : Tableau variation de F_4 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	Inox 316	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
20%Cr – 25%Ni	20%Cr – 25%Ni	07

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



Annexe V : Prix des échangeurs.

UNITE : EURO /M²

