



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem

كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2-GC/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie Chimique

Thème

***ETUDE DE POSSIBILITE D'AUGMENTER
DU TAUX DE CHARGE DE L'UNITE 200
Desasphaltage Au Propane***

Présenté par :

- **Denden Hichem**

Soutenu le 30/06/ 2020 devant le jury composé de :

Président :	Mr TERMOUL MOURAD	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	Mme ATTOUTI SALIMA	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MR HAMMOUDI HABIB	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire : 2019/2020

Remerciement

Toute la gratitude et le merci au Notre Dieu notre créateur qui m'a donné la force pour terminer ce modeste travail.

Nous tenons à remercier vivement notre encadreur M^r : Hammoudi Habib pour ses conseils, orientations et sa disponibilité le long de l'élaboration de ce travail.

Je tiens à remercier sincèrement le président du jury M^r : Termoul Mourad d'avoir accepté une évaluation de mon travail et M^{me}: Attouti Salima d'avoir accepté d'examiner ce travail en particulier à la lumière de cette période chargé et misérable dans notre pays

Nous adresse aussi nos sincères remerciements à l'ensemble des enseignants de l'Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem qui ont contribué à notre étude .

*Nous remercier également toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail en particulier **notre amis.***

SOMMAIRE

Page

Remerciements

Liste des figures

Liste des tableaux

Résumé

Introduction générale

Chapitre I : Présentation de raffinerie d'Arzew

1.1 Historique:.....	1
1.2 Situation du complexe :	1
1.3 Mission et l'objectif assignés :	2
1.4 Capacités annuelles de traitement et production :.....	2
1.5 Présentation des principales installations de RA1Z [2] :.....	3
1.5.1 Département Production P1 :.....	3
1.5.2 Département Production P2:.....	3
1.5.3 Département Production P3:.....	3
1.5.4 Département de production P4:	3
1.5.5 Laboratoire de contrôle :.....	4

Partie théorique

Chapitre II : Chaine de fabrication des huiles de base

2.1 Introduction :.....	5
2.2 Lubrifiants et huiles de graissage:.....	5

2.2.1	Définition d'un lubrifiant :	5
2.2.2	Rôle et l'importance de la lubrification :	5
2.2.3	Caractéristiques principales d'une huile de base:	5
2.2.3.1	Caractéristiques physiques:	5
2.3	Chaine de fabrication des huiles :	6
2.3.1	Distillation atmosphérique de pétrole brut :	6
2.3.2	Unités principales de la zone 5 de fabrication des huiles :	6
2.3.2.1	Unité 100 : Distillation sous vide :	7
2.3.2.2	Unité 200 : Désasphaltage au propane :	7
2.3.2.3	Unité 300 : Extraction au furfural :	8
2.3.2.4	Unité 400 : Déparaffinage au MEC/Toluène :	9
2.3.2.5	Unité 500 : Hydrofinishing :	9
2.3.2.6	Unité 150 : Description du Système d'huile caloporteur :	10
2.4	Compoundage des huiles finies :	11

Chapitre III *Description de l'U200 de désasphaltage au propane*

3.1	Introduction :	12
3.2	Mécanisme de désasphaltage:	12
3.3	Facteurs principaux du procédé (variables opératoires):	13
3.4	Equipements principaux :	13
3.4.1	Colonne d'extraction (RDC) :	13
3.4.2	Echangeurs de préchauffe :	15
3.4.3	Four de préchauffe d'asphalt :	15
3.4.4	Aéroréfrigérants :	15
3.5	Paramètres opératoires de la colonne d'extraction :	15
3.6	Description du procédé de l'unité 200 :	16
3.6.1	Principe de fonctionnement :	16
3.6.2	Circuit de la charge :	16
3.6.3	Circuit de solvant :	16

3.6.4	Système rotatif (RDC) :.....	17
3.6.5	Circuit d'huile désasphalté (DAO) :.....	17
3.6.6	Circuit d'Asphalte :.....	18
3.6.7	Récupération et stockage du solvant :	18
3.6.7.1	Système de récupération du solvant HP:.....	19
3.6.7.2	Système de récupération du solvant BP :.....	19
Problématique :		20

Partie pratique

Chapitre IV : Paramètres design et actuel de la colonne RDC

4.1	Introduction:.....	23
4.2	Bilan de matière :	23
4.2.1	Paramètres du Design :	23
4.2.2	Composition du solvant :.....	23
4.2.3	Conditions opératoires :.....	24
4.3	Contrôle de quantité et qualité de la colonne RDC:.....	24
4.3.1	Taux de charge :.....	24
4.3.1	Calcul des rendements :.....	25
4.4	Résultats des calculs :.....	25
4.5	Analyse de qualité.....	25
4.6	Études comparatives :	27
4.6.1	Rendement DAO :.....	27
4.6.2	Rendement d'asphalte :.....	28
4.6.3	Variation de la viscosité :.....	28

5.1 Calcul du rendement du four :.....	30
5.1.1 Introduction :	30
5.1.2 Cas design :.....	30
5.2 Tableau récapitulatif des compositions des fumées :	30
5.2.1 Réactions de combustion :	33
5.2.2 Calcul de la quantité totale d'oxygène :	34
5.2.3 Calcul de la quantité totale du gaz inerte :	34
5.2.4 Calcul du volume total des fumées :	34
5.2.5 Calcul de la quantité des fumées formées par la combustion de 1 kg de gaz :.....	34
5.2.5.1 Masse moléculaire des fumées :.....	34
5.2.5.2 Masse volumique des fumées aux conditions normales de T et de P :.....	35
5.2.5.3 Masse moléculaire du gaz combustible :.....	35
5.2.5.4 Masse volumique du gaz combustible dans les conditions normales de température et de pression :.....	36
5.2.6 La quantité de l'air nécessaire pour la combustion de 1 kg de gaz :.....	37
5.3 Calcul du rendement du four H201 :	38
5.3.1 Calcul de la quantité de chaleur dégagée $Q_{\text{entrée}}$:.....	38
5.3.1.1 Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q_1 :.....	38
5.3.1.2 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible :.....	39
5.3.2 Calcul des pertes de chaleur par parois :.....	40
5.3.3 Calcul des pertes de chaleur par les fumées :.....	41
5.3.3.1 Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{\text{fumées}}$:.....	41
5.3.3.2 Calcul de débit des fumées $G_{\text{fumées}}$:.....	42
5.3.4 Calcul des pertes totales :.....	42
5.4 Interprétation des résultats :	43
Conclusion :	45
Recomondations :	46

Liste des Figures

Figure	Titre	Page
Fig.I.01	Plan de la raffinerie d'ARZEW	01
Fig.I.02	Schéma de la raffinerie d'ARZEW	04
Fig. II.01	Schéma simplifié de la distillation sous vide	07
Fig. II.02	Schéma simplifié du désasphaltage au propane.	08
Fig. II.03	Schéma simplifié de l'extraction au furfural.	08
Fig. II.04	Schéma simplifié du paraffinage au MEK/Toluène	09
Fig. II.05	Schéma simplifié de l'hydrofinishing	10
Fig. II.06	Schéma simplifié de la boucle d'huile chaude	11
Fig. II.07	Mélange ou compoundage des huiles	11
Fig.III.01	Les trois zones de fonctionnement de la tour d'extraction	12
Fig.III.02	Schéma technologique de la tour d'extraction (RDC)	14
Fig.III.03	Accumulateur de propane	19
Schéma.01	Les données de design	20
Schéma.02	Les données pour meilleure qualité d'huile	21
Schéma.03	Les données pour traiter une charge maximale d'huile	22
Fig.IV.01	Rendement en DAO en fonction des taux de charge	27
Fig.IV.02	Rendement de l'Asphalte en fonction des taux de charge	28
Fig.IV.03	Viscosité de DAO en fonction des taux de charge	28
Fig.V.01	Evolution de la température de paroi du four en fonction du débit fuel gaz	44

Liste des Tableaux

Tableau	Titre	page
Tableau I.01	Capacités annuelles de production de différentes unités	03
Tableau III.01	Conditions opératoires de la colonne d'extraction	15
Tableau IV.01	Paramètre désigne	23
Tableau IV.02	Composition de solvant	23
Tableau IV.03	Spécification du RSV dans le cas design et cas réel	25
Tableau IV.04	Spécification de la DAO en cas design et actuel	26
Tableau IV.05	Spécification de l'asphalte en cas design et actuel	27
Tableau V.01	Les différentes données du four H201	30
Tableau V.02	Tableau récapitulatif de la composition des fumées (cas design)	31
Tableau V.03	Tableau récapitulatif de la composition des fumées (cas réel)	32
Tableau V.04	Tableau de composition des fumées	35
Tableau V.05	Tableau de composition de gaz combustible	36
Tableau V.06	Paramètres de fuel gaz	38
Tableau V.07	Analyse chromatographique de fuel gaz (cas design)	39
Tableau V.08	Analyse chromatographique de fuel gaz (cas réel)	40
Tableau V.09	Enthalpie des fumées (cas design)	41
Tableau V.10	Enthalpie des fumées (cas réel)	42
Tableau V.11	Bilan thermique du four H201	43
Tableau V.12	Paramètres de fonctionnement du four pour le cas réel et le design	43

Liste des abréviations

API: American petroleum institute
BRA : Brut Réduit Atmosphérique
BRI : Brut Réduit Importé
BP: Basse Pression
BTS :Haute Teneur en Soufre
BS : Bright Stock
DAO : De-Asphalted Oil
GPL/LPG : Gaz de Pétrole Liquéfié / Liquefied Petroleum Gas
HGO: Heavy Gas Oil
HB2 : Huile de Base 2
HB3 : Huile de Base 3
HP : Haute Pression
HSRN: Heavy Straight Run Naphtha
HTS: Basse Teneur en Soufre
LGO: Light Gas Oil
LSRN: Light Straight Run Naphtha
MEC :Méthyle Ethyle Cétone
MP: Moyen Pression
RDC: Rotating Disc Contactor. Contacteur à Disque Rotatif.
RSV: Résidu Sous Vide
SAE: Society of Automotive Engineers
SPO: Spindle Oil
VGO: Vacuum Gasoil

Nomenclature

<i>C_p</i>	Chaleur spécifique	[J/kg°C]
<i>G</i>	Débit de fluide	[kg/h]
<i>H</i>	Enthalpie	[kcal/kg]
<i>PCI</i>	Pouvoir calorifique inférieur	[kJ/kg]
<i>Q</i>	Quantité de chaleur	[kcal/kg]

Lettres grecques

<i>T</i>	Température	[°C]
<i>μ</i>	Viscosité dynamique du fluide	[kg/m.s]
<i>η</i>	Rendement de four	[%]
<i>ρ</i>	Masse volumique du fluide	[kg/m ³]
<i>ζ</i>	Taux de charge	[%]
<i>V</i>	Volume	[m ³]

Indices

<i>e</i>	Entrée
<i>s</i>	Sortie

Résumé

La raffinerie d'Arzew est constituée de plusieurs unités dont chacune est chargée d'une activité bien spécifique. L'unité de desasphaltage au propane traite le brut réduit atmosphérique BRA pour la fabrication des huiles de base. L'objectif du travail est d'étudier la possibilité que la colonne de desasphaltage au propane puisse accueillir une charge en BRA de 100%, alors qu'elle est actuellement de 85%. L'étude montre que cette augmentation a des conséquences sur le fonctionnement du four situé en aval, ce qui a nécessité d'effectuer une étude spécifique sur le four afin d'évaluer le rendement, la consommation de fuel gaz et d'autres paramètres aussi importants. Le travail est complété par une proposition de dimensionnement d'un échangeur de chaleur, que nous avons choisi de placer en aval du four afin de diminuer les contraintes qui pèsent sur ce dernier, les résultats de calculs encourageants obtenus nous ont permis d'atteindre théoriquement l'objectif.

Abstract

The refinery of Arzew is established by several units, which each one is loaded of a very specific activity. The unit desasphalting with propane handles the reduced atmospheric crude oil BRA for the manufacturing of basic oil.

The objective of the work is to study the possibility that the column of desasphalting with propane can welcome a feed in BRA of 100 %, while it is at 85 %. The study shows that this increase has consequences on the functioning of the oven situated downstream, what required to make a specific study on the oven to estimate the efficiency, the consumption of fuel oil gas and other important parameters. The work is completed by a proposal of sizing a heat exchanger, which we choose to place downstream to the oven.

To decrease the constraints, the encouraging results that we obtained allowed us to reach theoretically the goal.



Introduction

générale

Introduction Générale

Le pétrole est considéré comme le promoteur du développement industriel et économique de nombreux pays dans le monde. Il constitue une source d'énergie et de matières premières indispensables dans la vie quotidienne grâce au raffinage et à la pétrochimie.

Le pétrole brut ne peut être utilisé tel quel, car c'est un mélange très complexe de constituants hydrocarbonés. Il est donc indispensable d'utiliser différents processus de traitement et de transformation afin de récupérer un maximum de produits à haute valeur commerciale.

Avec l'avènement de l'ère industrielle, le développement de la technologie s'est accrue, beaucoup de machines, d'équipement, d'outils, de moteurs, de pièces mécaniques nécessitent la lubrification. Les huiles lubrifiantes assurant cette fonction ont pris une part importante dans le procédé de raffinage, et les procédés ne cessent de s'améliorer pour produire des huiles les plus performantes de très grande qualité répondant aux spécifications requises à leur utilisation.

Parmi les cinq raffineries algériennes, seule celle d'Arzew (RA1/Z) assure la fabrication des huiles lubrifiantes. Suite à une demande plus importante en huiles lubrifiantes, la raffinerie d'Arzew a réalisé un nouveau département de production. Les huiles lubrifiantes produites par la raffinerie d'Arzew sont comparables du point de vue qualitatif aux meilleures huiles produites dans le monde.

L'unité de fabrication des lubrifiants est d'une importance capitale pour le fonctionnement du complexe de raffinage. Elle comporte une série d'équipements importants pour son fonctionnement tels que les échangeurs, les fours et les colonnes. L'optimisation du procédé consiste à exploiter ces équipements dans les meilleures conditions de rendement et de sécurité.

L'unité de désasphaltage au propane de la zone des lubrifiants de la raffinerie d'Arzew, traite le résidu sous vide provenant de l'unité de distillation sous vide, en utilisant comme solvant le propane produit dans la zone des carburants.

Ce traitement permet de préparer une base d'huile, qui après avoir subi des traitements spécifiques (extraction des aromatiques, déparaffinage et hydrofinishing), rentre dans la formulation de plusieurs grades d'huiles commerciales, et un asphalte qui

Introduction Générale

peut être valorisé en tant que fuel ou par traitement pour l'obtention des bitumes oxydés et routiers.

L'objectif du travail qui nous a été confié, consiste à régler le problème de chauffe de l'unité 200 (coté asphalte) et fonctionner la colonne de désasphaltage avec un taux de charge de 100%, alors qu'actuellement il n'est que de 85%, dont le but est d'augmenter le rendement de DAO (huile désasphalté) produite tout en conservant la qualité.

Le manuscrit est organisé comme suit :

Partie théorique :

Chapitre I :Présentation de la raffinerie RA1Z.

Chapitre II :Chaine de fabrication des huiles de base.

Chapitre III :Description de l'unité de désasphaltage au propane.

Problématique

Partie calcul :

Chapitre IV : Contrôle de la qualité et la quantité de la colonne RDC.

Chapitre V : Vérification du rendement du four dans le cas design et actuel.

Conclusion et Recommandations.



Chapitre I

1.1 Historique :

La construction du complexe a été réalisée par la société japonaise « JAPAN GAZOLINE COMPANY (JGC) » en collaboration avec l'entreprise Sonatrach.

La pose de la première pierre a eu lieu le 19 juin 1970. Le démarrage des unités a été à partir du mois d'Août 1972 par les utilités. L'ensemble des unités de la raffinerie était en service en mars 1973 [1].

1.2 Situation du complexe :

Elle est implantée dans la zone industrielle d'Arzew sur le plateau d'Al-Mohgoune de la Daïra d'Arzew, à 40 km d'Oran et à environ 5 km de la mer méditerranée. Elle occupe 170 hectares et se situe au voisinage du port d'Arzew, lui permettant les enlèvements par bateau [2].

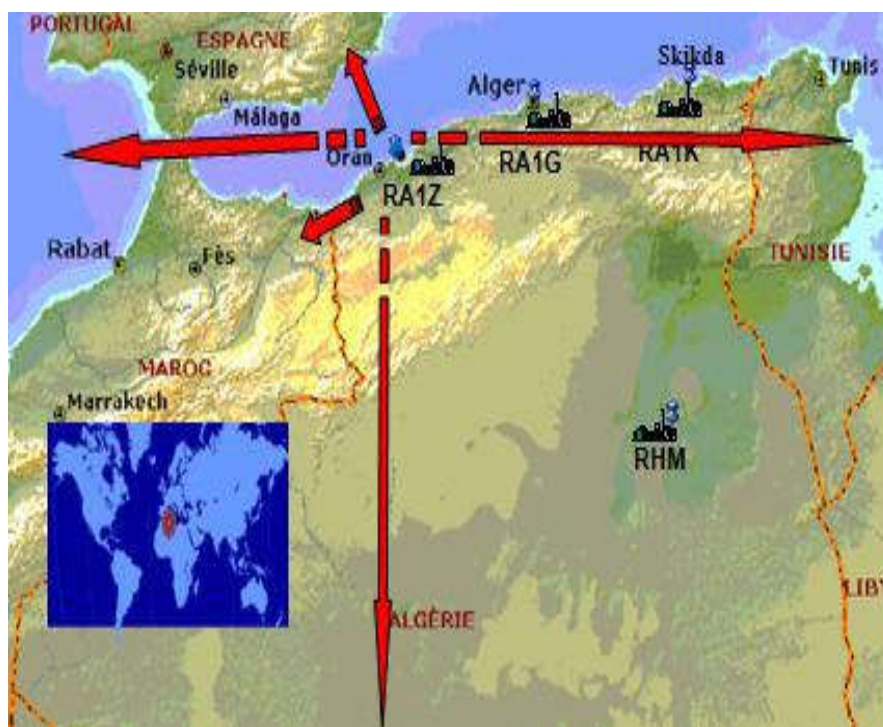


Figure I.01 : schéma de la raffinerie d'ARZEW.

1.3 Mission et Objectifs assignés :

La mission de la raffinerie d'Arzew est d'assurer dans les normes une production adaptée aux exigences et aux besoins du marché national et international en termes d'énergie et ses dérivés. Elle a été conçue pour répondre aux impératifs suivants [2] :

- Traiter le brut de Hassi Messaoud et le brut importé ;
- Satisfaire à la consommation croissante du marché national en carburants ;
- Fabriquer des produits stratégiques tels que les lubrifiants et les bitumes ;
- Exportation des produits excédentaires (Naphta, Kérosène, Fiouls).

1.4 Capacités annuelles de traitement et production :

La raffinerie d'Arzew traite en moyenne :

- **2,5 millions** de tonnes par an de pétrole brut Saharien (Hassi Messaoud) ;
- **280000** tonnes par an de brut réduit importé (BRI) pour la production de bitume.

Les capacités annuelles de production des différentes unités sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau I.01 : Capacités annuelles de production de différentes unités [2].

	Quantité	Unité
Propane	30 000 t	Zone 4/Unité13
Butane	92 000 t	Zone 4/Unité13
Kérosène	400 000 t	Zone 4/Unité11
Gas-oil	530 000 t	Zone 4/Unité11
Fuel	590 000 t	Divers unités
Essence Normale	390 000 t	Zone28
Essence Super	103 000 t	Zone28

Huiles de base	170 000 t	Zone 7/Zone5
Huiles finies	150 000 t	Zone6 et Unité 3000
Graisses	1950 t	Zone6 et Unité 3000
Bitumes routier	120 000 t	Zone 10/Unité 14
Bitumes oxyde	20 000 t	Zone 10/Unité 15

1.5 Présentation des principales installations de RA1Z [1] :

La raffinerie d'Arzew comprend quatre départements de production le P1, P2, P3 et P4.

Chaque département est constitué de plusieurs zones ayant des activités spécifiques.

1.5.1 Département Production P1 :

Les installations sont constituées de :

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

1.5.2 Département Production P2:

En 1978, suite aux besoins importants en lubrifiants, la réalisation d'un ensemble de production de 120000 T/an d'huile de base fut lancée. Le démarrage de cet ensemble fut en 1982. Il comprend deux zones :

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

1.5.3 Département Production P3:

- **ZONE 6** : Fabrication des huiles finies et graisses.

1.5.4 Département de production P4:

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

1.5.5 Laboratoire de contrôle :

Durant toutes les étapes de raffinage au niveau des différentes unités, les produits semifinis et finis sont soumis selon un programme bien défini à un contrôle de qualité rigoureux au niveau du laboratoire.

Le laboratoire contrôle aussi la qualité des eaux, les rejets et procède aux analyses des différents échantillons spéciaux [3].

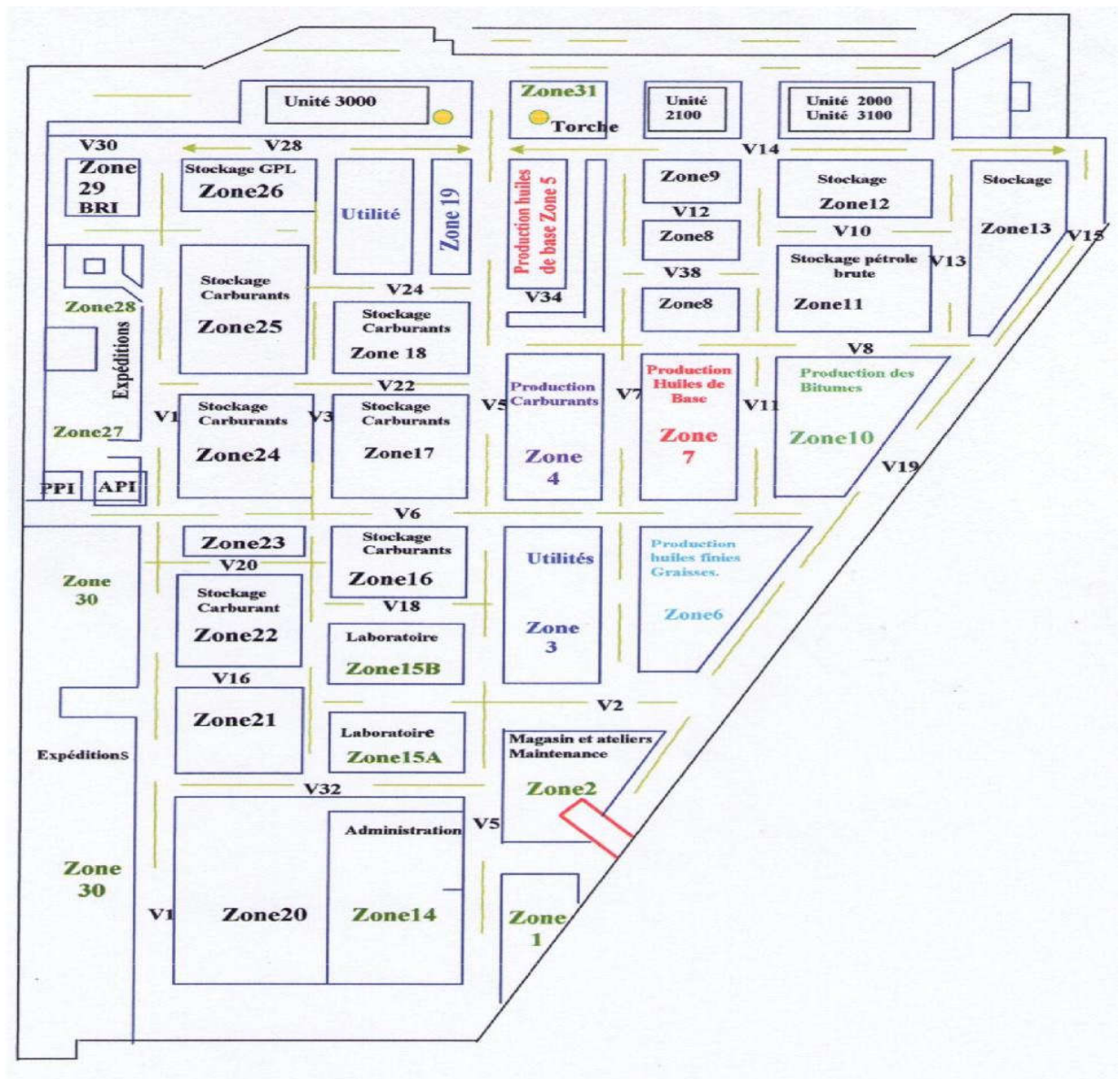


Figure I.02 : plan de la raffinerie d'ARZEW.



Chapitrell

2.1 Introduction :

Une huile est une fraction pétrolière lourde et visqueuse à haut point d'ébullition.

Elle est constituée d'un mélange d'hydrocarbures appartenant aux séries aliphatiques, naphthéniques, aromatiques et contenant des proportions de soufre, d'azote et d'oxygène. Les lubrifiants modernes sont des produits complexes, qui outre les constituants de base, contiennent des additifs de fonctions très variées, destinés à les adapter plus particulièrement à une application donnée. [4,5].

2.2 Lubrifiants et huiles de graissage:

2.2.1 Définition d'un lubrifiant :

Un lubrifiant est une matière onctueuse, d'une couleur claire, soit liquide, semi plastique ou solide, elle est fabriquée à partir d'un mélange d'huiles de base (**80%-90%**) et d'additifs (**10%-20%**) qui confère aux produits finis des propriétés physico-chimiques selon le domaine d'application.

2.2.2 Rôle et l'importance de la lubrification :

La lubrification assure également d'autres rôles tels que le refroidissement, la dispersion et la neutralisation des produits de combustion des fuels.

2.2.3 Caractéristiques principales d'une huile de base:

2.2.3.1 *Caractéristiques physiques:*

Ces huiles de base doivent avoir des propriétés précises, déterminées au niveau des laboratoires. Les protocoles opératoires suivent pour la plupart la norme ASTM [3], nous pouvons citer :

- ✓ **Viscosité (norme ASTM D445) [6,7] ;**
- ✓ **Indice de viscosité (norme ASTM D2270) [6,7] ;**
- ✓ **La densité ;**
- ✓ **Teneur en soufre ;**
- ✓ **Point d'éclair (norme ASTM D92) [8] ;**

- ✓ **Point d'écoulement (norme ASTM D97) [7] ;**
- ✓ **Couleur (norme ASTM D1500) [8].**

2.3 Chaîne de fabrication des huiles :

2.3.1 Distillation atmosphérique de pétrole brut :

La distillation est le plus ancien procédé du raffinage. Il s'agit d'une séparation élémentaire en cascade, réalisée à contre-courant. Elle permet d'obtenir, à partir d'un mélange de plusieurs constituants. Ces dernières sont : GPL, LSRN (Naphta léger), HSRN (Naphta lourd), Kérosène, Gasoil léger (LGO), Gasoil lourd (HGO) et BRA.

2.3.2 Unités principales de la zone 5 de fabrication des huiles :

Les installations de fabrication des huiles regroupent un ensemble de cinq unités disposées en chaîne, ayant chacune un procédé de traitement spécifique.

La zone de lubrifiants 2 (zone 5) assure la production des huiles de base à partir de brut réduit atmosphérique (BRA), la capacité de production est de 120 000 t/an.

Elle englobe deux compartiments [9] :

HB2 composé des unités suivantes :

- ✓ **Unité 100** : distillation sous vide ;
- ✓ **Unité 150** : huile caloporteur ;
- ✓ **Unité 200** : désasphaltage au propane ;
- ✓ **Unité 300** : extraction au Furfural.

HB3 comprend les unités suivantes :

- ✓ **Unité 400** : déparaffinage/déshuilage au MEC-Toluène ;
- ✓ **Unité 500** : hydrofinishing ;
- ✓ **Unité 600** : production de la paraffine.

L'**Annexe A** représente la chaîne de fabrication des huiles de base.

2.3.2.1 Unité 100 : Distillation sous vide :

❖ But de l'unité

L'unité de distillation sous vide est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huile de base.

La charge de l'unité est du BRA (Brut Réduit Atmosphérique) venant de la zone 4. Les coupes recherchées sont : VGO, SPO (Spindle), SAE10, SAE30 et Résidu sous vide (RSV). [9].

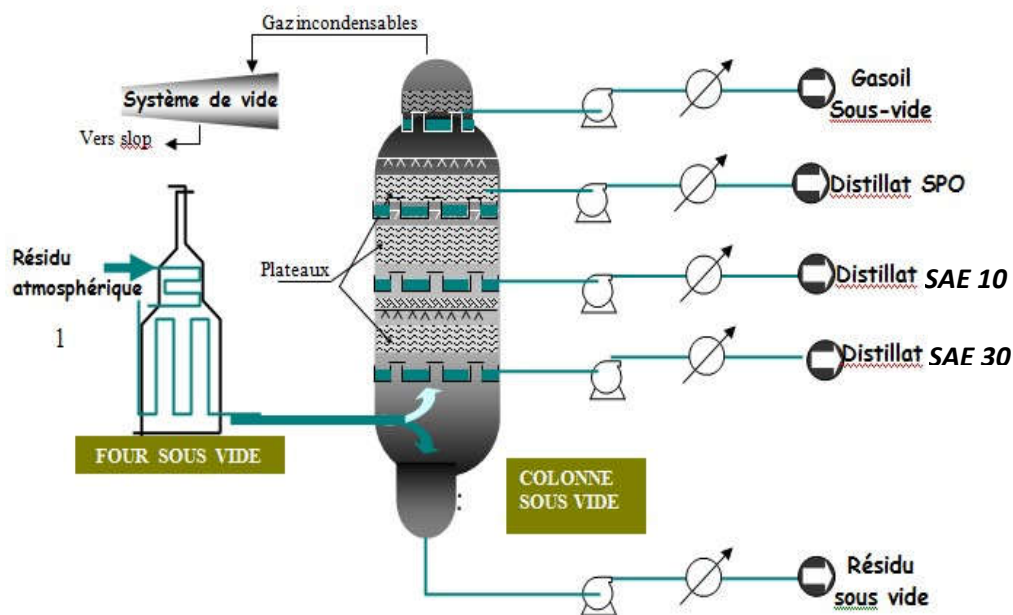


Figure II.01 : Schéma simplifié de la distillation sous vide.

2.3.2.2 Unité 200 : Désasphaltage au propane :

Le but de ce procédé est d'obtenir une huile lourde appelée distillat « bright stock » à partir du résidu sous vide, où sont éliminés les produits asphaltiques et résineux qui nuisent à la stabilité thermique de l'huile et donne une mauvaise couleur.

Le désasphaltage est un procédé d'extraction réalisé par raffinage au solvant. Le désasphaltage au propane est parmi les procédés les plus utilisés.

Dans une colonne à disques rotatifs, cette opération est conduite à contre courant d'un flux de résidu sous vide et flux de propane. La phase huileuse appelée souvent « DAO » ; soluble dans le propane est séparée d'un mélange résines-asphalté qui décante au fond de la colonne [9].

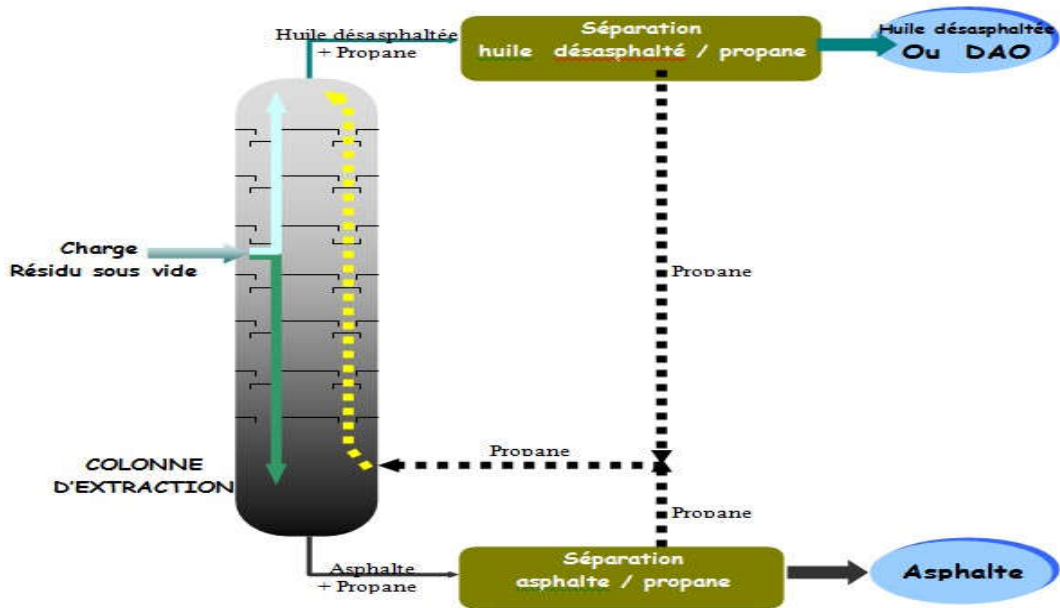


Figure II.02 : Schéma simplifié du désasphaltage au propane.

2.3.2.3 Unité 300 : Extraction au furfural :

Le but de cette opération est l'amélioration de l'indice de viscosité, en se débarrassant des composés instables à l'oxygène.

Le principe utilisé est l'élimination des constituants aromatiques des distillats et est réalisé par l'emploi d'un solvant sélectif tel que le furfural qui possède une solubilité préférentielle [9].

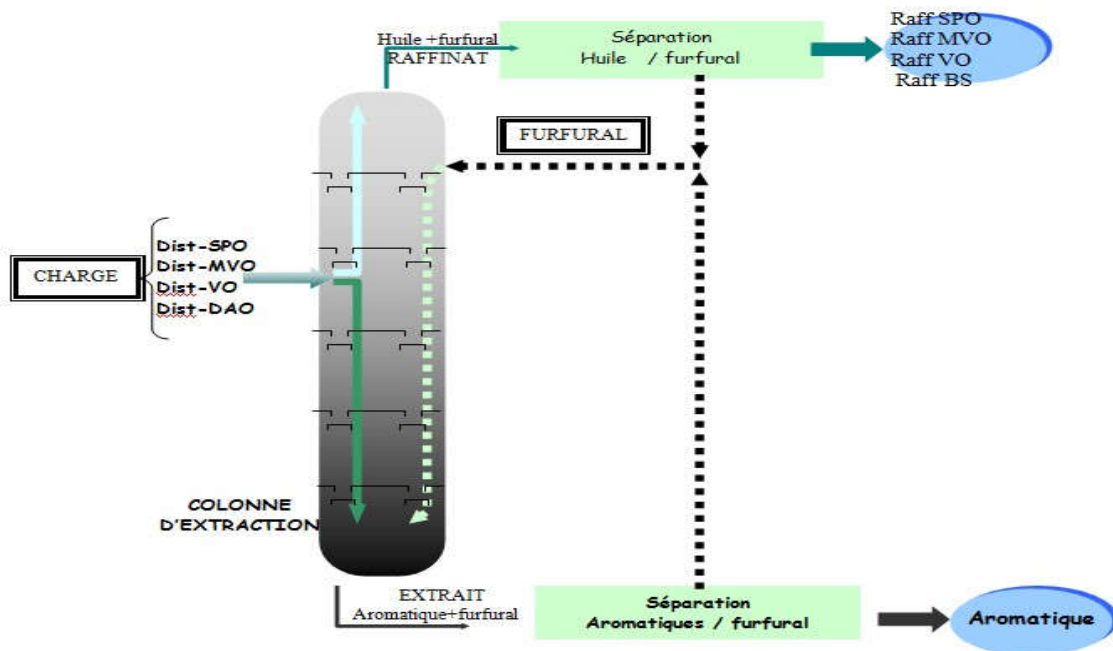


Figure II.03 : Schéma simplifié de l'extraction au furfural.

2.3.2.4 Unité 400 : Déparaffinage au MEC/Toluène :

Le rôle du déparaffinage est de produire des huiles de base à bas point d'écoulement et des paraffines dures à basses teneurs en huile. C'est une opération réalisée grâce à un mélange de solvants (MEC- toluène) qui ont pour but de solubiliser l'huile de base en facilitant la cristallisation à froid des paraffines [10].

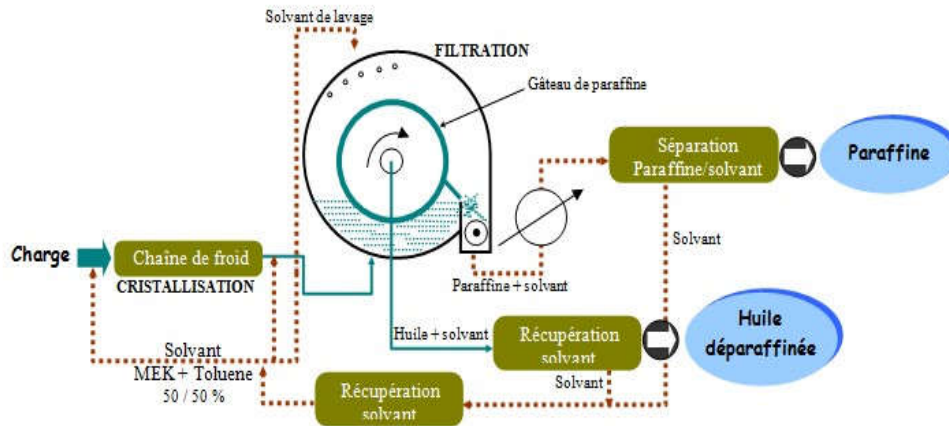


Figure II.04 : Schéma simplifié du déparaffinage au MEK/Toluène

2.3.2.5 Unité 500 : Hydrofinishing :

La section d'hydrofinissage est une unité de faible sévérité. Elle a pour rôle d'éliminer les impuretés insaturées telles que le soufre et l'azote dans le but d'améliorer les propriétés suivantes:

- Stabilité de la couleur ;
- Stabilité à l'oxydation ;
- Teneur minimum en impuretés.

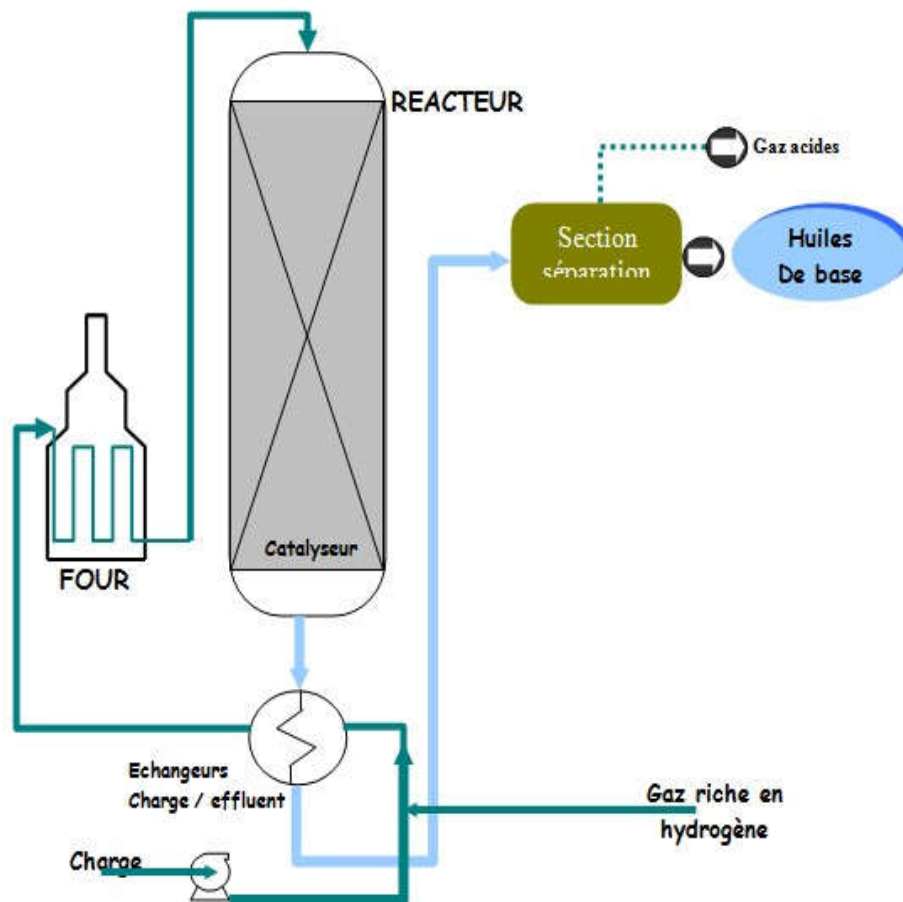


Figure II.05 : Schéma simplifié de l'hydrofinishing

2.3.2.6 Unité 150 : Description du Système d'huile caloporteur :

L'unité 150 a pour but d'assurer la chauffe des différents produits des unités de la chaîne de fabrication des huiles de base (la zone 5), les unités sont : Unité 200, Unité 300, Unité 400 [9].

Le four H151 qui réchauffe l'huile de base (SAE 10) est de type cylindrique qui comprend une zone de radiation et une zone de convection. Il est équipé de neuf (9) brûleurs à air induit. Le four H151 fonctionne dans les conditions de service suivantes :

- Température d'entrée, $T_e = 260 \text{ °C}$
- Température de sortie, $T_s = 300 \text{ °C}$
- Débit $M = 1365 \text{ m}^3 / \text{h}$ [9].

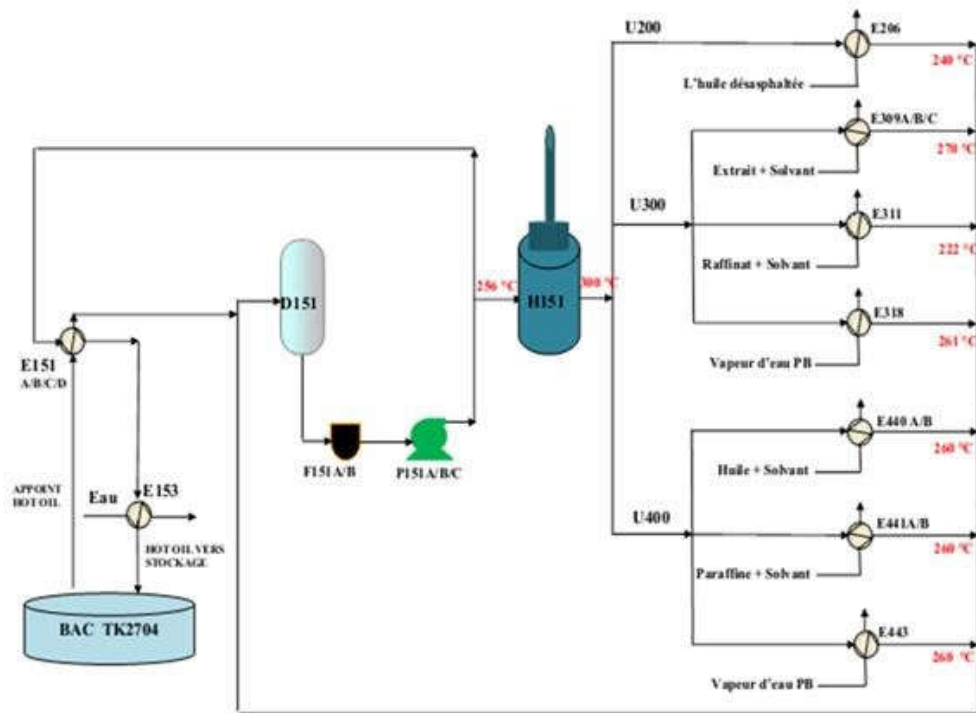


Figure II.06 : schéma simplifier de la boucle d'huile chaude [9].

2.4 Compoundage des huiles finies :

La dernière étape essentielle pour obtenir des huiles finies, consiste à mélanger ces huiles de base traitées précédemment dans des proportions bien déterminées additionnées de quelques additifs nécessaires dans le but d'apporter des améliorations aux qualités correspondant aux différents emplois [11].

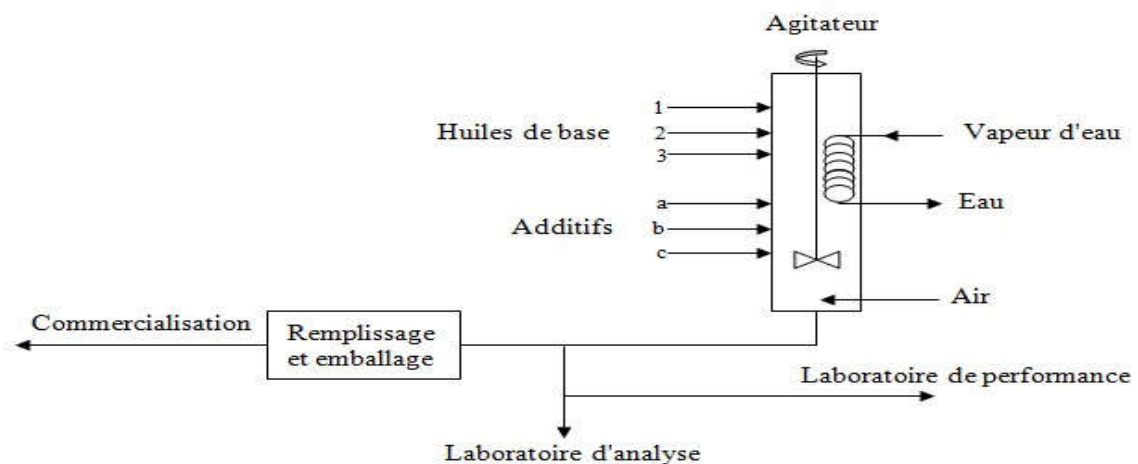


Figure II.07 : Mélange ou compoundage des huiles [11].



Chapitre III

3.1 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) et l'asphalte. L'huile désasphaltée est destinée à préparer la "Bright stock" (huile lubrifiante de haute viscosité utilisée pour moteur) alors que l'asphalte constitue la charge d'unité de production de bitume ou bien il est utilisé comme fuel après fluxage.

L'unité est prévue pour traiter 382 t/j selon les données design. [9].

3.2 Mécanisme de désasphaltage:

Le principe de fonctionnement de la tour d'extraction (**Figure III.01**) peut être résumé en trois étapes :

- ✓ Précipitation [4,5] ;
- ✓ Dérésinage [4,5] ;
- ✓ Décantation .

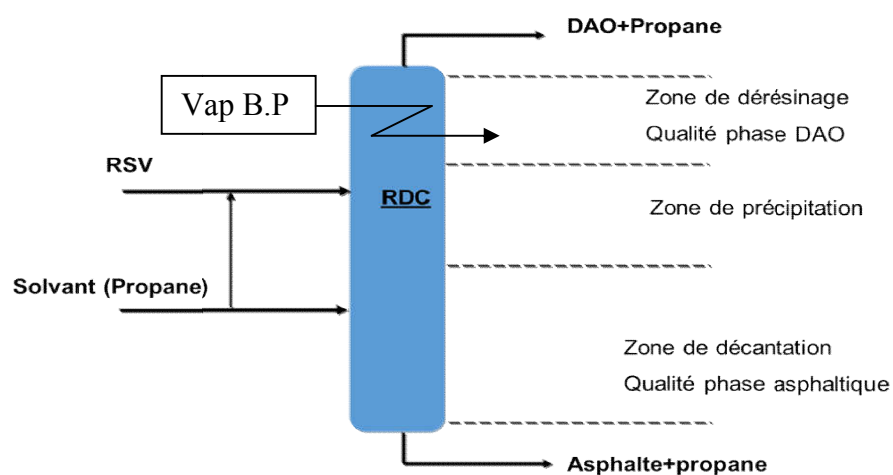


Figure III.01 : Les trois zones de fonctionnement de la tour d'extraction

3.3 Facteurs principaux du procédé (variables opératoires) [4] :

- ✓ Nature du solvant;
- ✓ Rapport solvant-charge (taux de solvant);

- ✓ Température d'extraction;
- ✓ Débit de charge;
- ✓ Pression opératoire;
- ✓ Solvant de prédilution;
- ✓ Vitesse de rotation du rotor.

3.4 Equipements principaux :

3.4.1 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 III.02** 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. [5-12].

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.

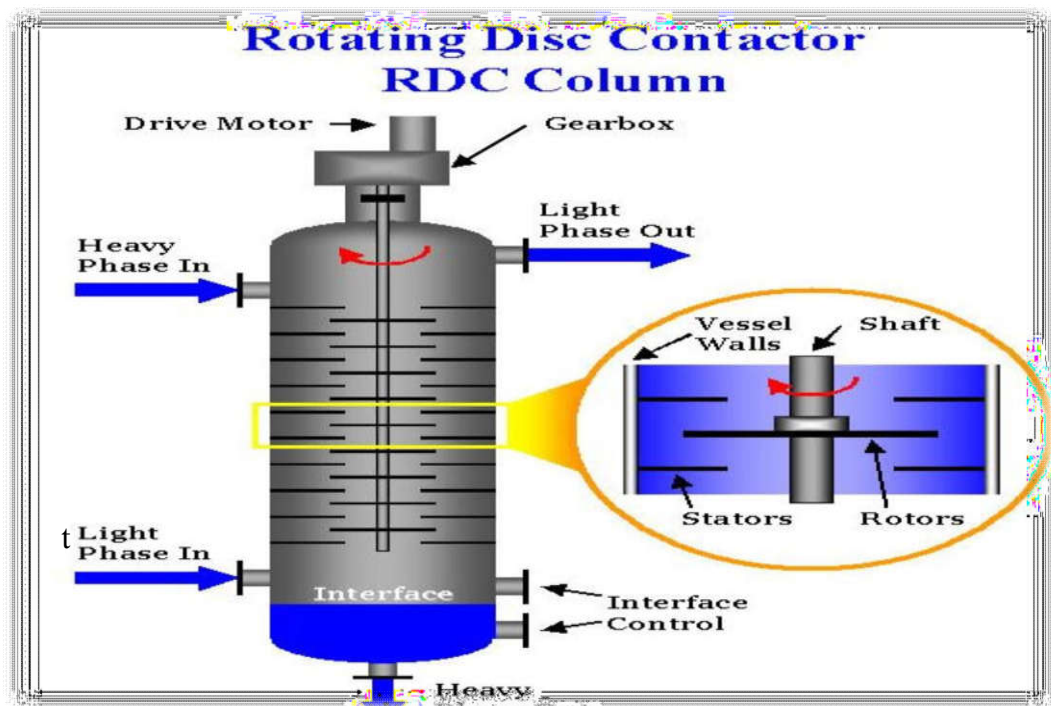


Figure III.02 : Schéma technologique de la tour d'extraction (RDC)

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.

3.4.2 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 .Le reste du solvant est séparé de l'huile dans le deuxième échangeur à l'aide de la vapeur surchauffée à haute pression.

3.4.3 Four de préchauffe d'asphalt :

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.

3.4.4 Aéroréfrigérants :

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

3.5 Paramètres opératoires de la colonne d'extraction :

Les conditions de fonctionnement de la colonne d'extraction sont représentées dans le tableau III.01.

Tableau III.01 : Conditions opératoires de la colonne d'extraction [9].

Désignation	Valeurs
Taux de dilution, (volume solvant/volume charge)	15
Température en tête de la tour d'extraction, °C.	63-85
Température d'alimentation du solvant, °C.	43-46
Température d'alimentation de la charge, °C.	46-68
Pression en tête de la tour d'extraction, bars effectifs.	37
Vitesse du rotor, tours/min.	10-50

3.6 Description du procédé de l'unité 200 :

3.6.1 Principe de fonctionnement :

L'opération de desasphaltage est accomplie dans (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 passage dans le four H201 où sa température atteint 288 °C, par une détente puis par un 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) [9].

3.6.2 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 et la 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 [9].

3.6.3 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) [9].

3.6.4 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 - 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 [9].

3.6.5 Circuit d'huile désasphalté (DAO) :

La plus grande quantité de solvant sort en tête de colonne avec l'huile désasphalté (DAO). Le mélange DAO/solvant est envoyé vers le système de récupération sous contrôle de pression par la vanne automatique (PRC 01). Le mélange passe à travers les échangeurs (E203 A/B) où il est préchauffé avant d'accéder à l'évaporateur de solvant(E204). Le débit de vapeur est contrôlé par le régulateur (FIC10). Le mélange diphasique passe ensuite dans la colonne de flash HP (C202A) dont la pression de service est de 28 bars.

Le mélange liquide (DAO) plus solvant débarrassé presque totalement de solvant repasse dans la colonne (C202B) pour subir un second flash BP sous contrôle du régulateur de niveau (LIC02).

Les deux colonnes de flash sont protégées respectivement de toute surpression par les soupapes PSV04 (C202A) tarée à 35,5 bars et PSV05(C202B) tarée à 19,8 bars.

L'épuisement du solvant se poursuit par le rebouilleur (E206) avec l'huile caloporteur provenant de l'unité 150.

La DAO quitte l'échangeur (E206), sous contrôle de niveau, vers le stripeur (C203) où les dernières traces de solvant sont strippées par la vapeur BP surchauffée.

La DAO strippée, reprise par la pompe (P203) cède la chaleur dans les échangeurs (E203A/B) avant d'être refroidie à l'eau dans le réfrigérant (E207). Elle est ensuite envoyée, sous contrôle de niveau, vers le bac de stockage (TK2204A et TK2204B) [5].

(Voir l'annexe P)

3.6.6 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) sous contrôle de régulateur de niveau (LIC13) où les dernières traces de solvant sont strippées par la vapeur BP surchauffée.

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 [5].

(Voir l'annexe Q)

3.6.7 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 [9] :

3.7.1 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 III.03)** 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.

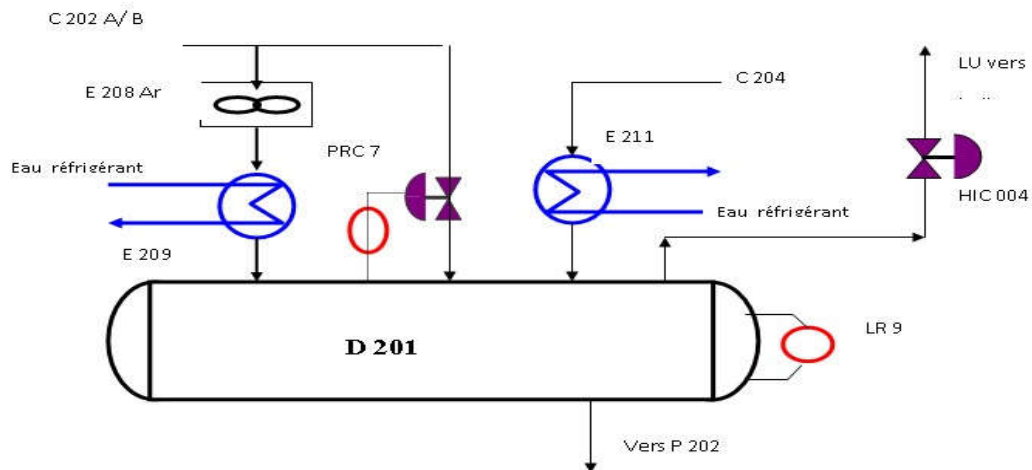


Figure III.03. Accumulateur de propane (D201) [9].

3.7.2 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 condensats accumulés au fond des ballons D202 et D203 sont purgés périodiquement.



Problématique

Problématique

L'unité de désasphaltage, fonctionne avec une colonne d'extraction liquide-liquide qui est conçue pour recevoir une alimentation de 382 tonnes par jour en résidus sous vide. Le rendement en huile désasphaltée (DAO) est de 69% d'huile désasphaltée (DAO) et 31% en asphalte. La viscosité de l'huile obtenue est de 42 cSt. Le schéma N°01 résume les données du design.

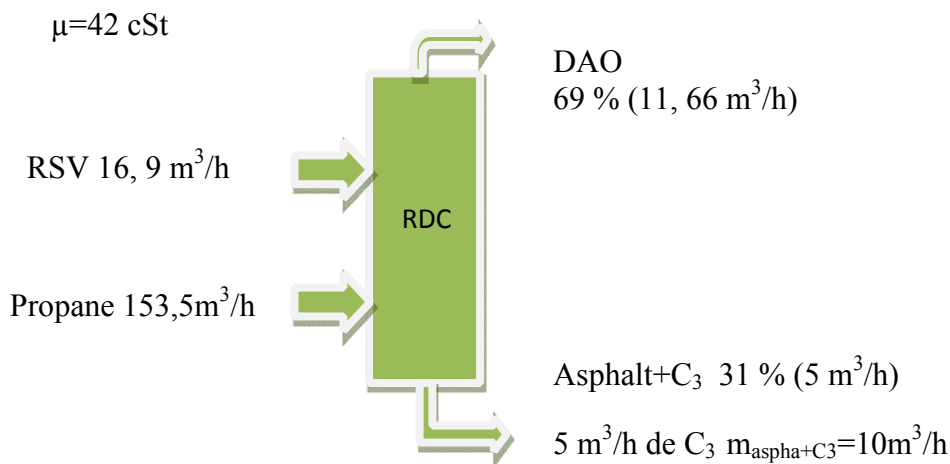


Schéma.01 : Les données de design.

L'unité 300 reçoit l'huile désasphaltée de l'unité 200 et a comme objectif, l'extraction des aromatiques au furfural. Pour des raisons logistiques et économiques, l'unité souhaiterait baisser la quantité de solvant (furfural) consommée, et cette diminution ne serait possible que si la viscosité de la DAO diminue également. Ainsi, une valeur de 37cSt garantie une meilleure qualité de l'huile. En effet la diminution de la viscosité n'a pas d'influence sur le point d'écoulement, cette propriété est l'objectif réalisé au niveau de l'unité 400 par le procédé de déparaffinage au solvant MEC-Toluène qui élimine les paraffines à haut point de cristallisation.

Il est certain, que la diminution de la viscosité de l'huile DAO produite, à une valeur de 37cSt, affecte le rendement en Asphalte qui va augmenter de 31 à 45%, ce qui aura pour conséquence, une diminution du rendement de la DAO de 69% à 55%. Nous représentons toutes ces données sur le schéma N°02.

Problématique

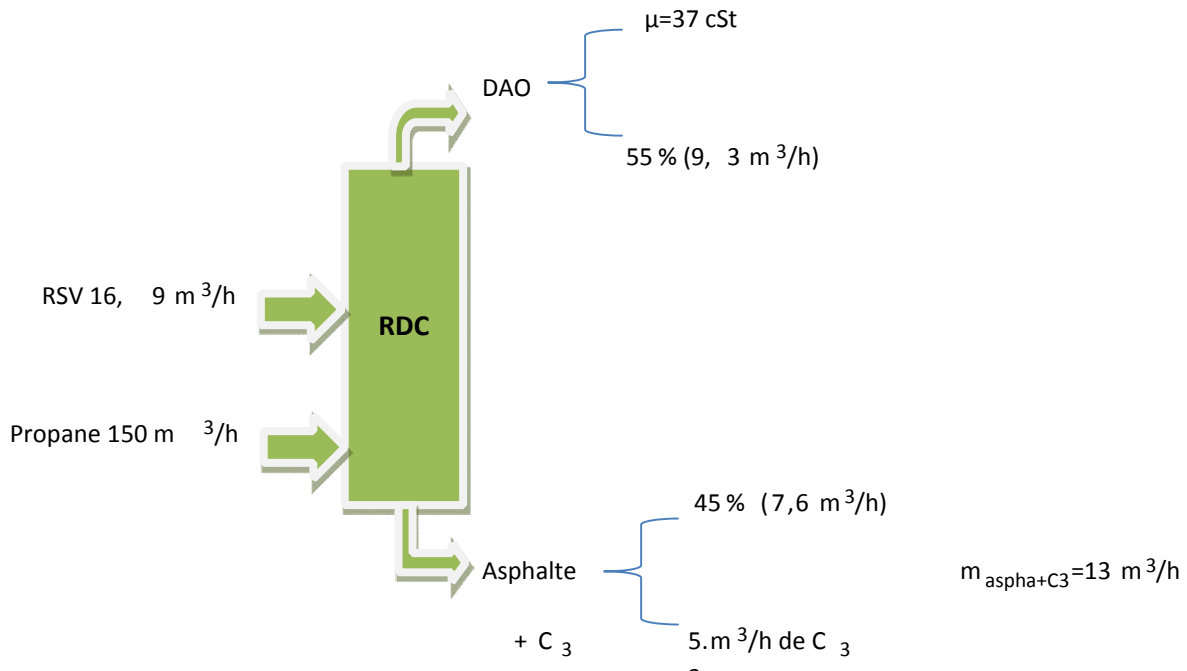


Schéma.02 : Les données pour meilleure qualité d'huile.

Il faut savoir que le four, situé en aval, est conçu pour traiter une charge maximale de $5 \text{ m}^3/\text{h}$ d'asphalte. Cette augmentation de la charge à l'entrée du four qui est de l'ordre de 45% nécessite impérativement une augmentation de la quantité de fuel gaz consommée pour la combustion.

Ainsi, pour maintenir la charge de $5 \text{ m}^3/\text{h}$ de charge d'asphalte reçu par le four, il est nécessaire de diminuer, dans ce cas-là, le débit en résidu sous vide entrant dans la colonne RDC. Ce débit a été calculé et la valeur de $14 \text{ m}^3/\text{h}$ a été retenue, cette valeur correspond donc à un taux de charge de 85%. Les nouvelles données ont été rassemblées dans la figure N°03.

Problématique

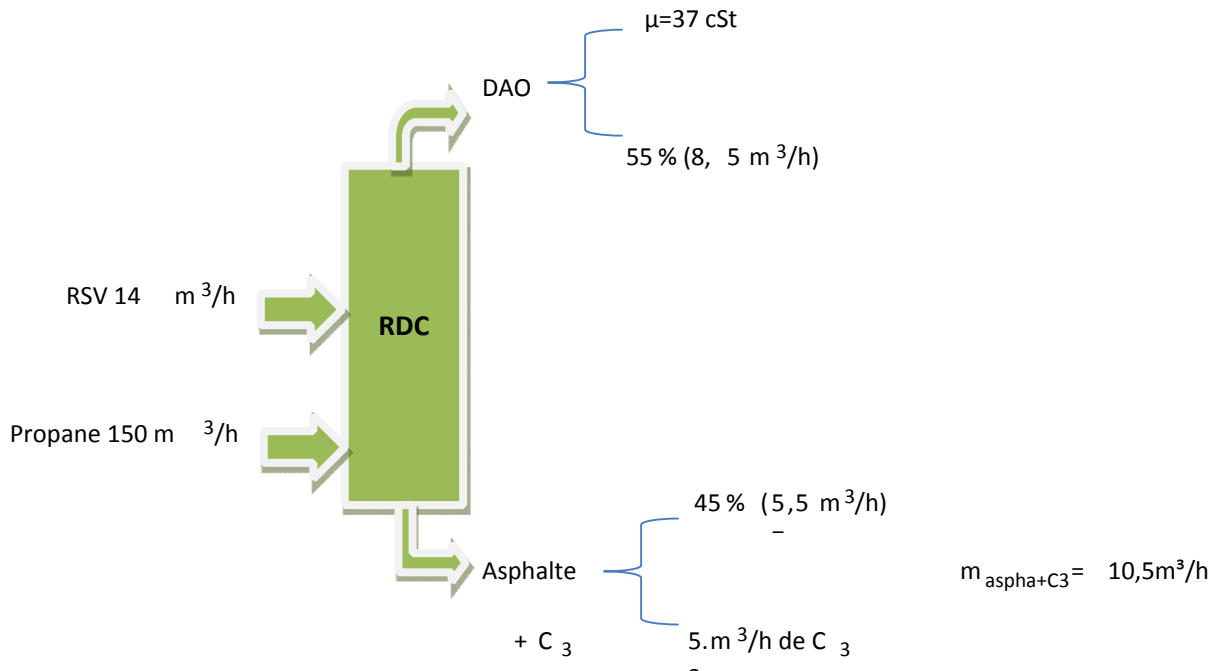


Schéma.03 : Les données pour traiter une charge maximale d'asphalte.

L'objectif du travail demandé, est de trouver une solution pour permettre à l'unité 200 de fonctionner avec une charge de 100%, tout en maintenant la caractéristique de viscosité de la DAO à 37cSt, même au détriment de la diminution de la quantité de la DAO qui va diminuer et la quantité de l'asphalte qui va augmenter.

Pour un fonctionnement de cette colonne à pleine charge, le problème rencontré et qui a été évoqué ci-dessus, est l'augmentation de la quantité d'asphalte entrant dans le four. Notre intérêt s'est alors porté sur l'étude de celui-ci dans un premier temps. Elle se base essentiellement sur le calcul du four dans le cas design et dans le cas actuel.



Chapitre IV

4.1 Introduction:

Dans cette partie, on s'est intéressé à l'étude de fonctionnement de la colonne RDC. Et à la vérification de la qualité et de la quantité de l'huile DAO et de l'asphalte.

4.2 Bilan de matière :

4.2.1 Paramètres du Design :

Les valeurs du **tableau IV.01**, obtenues à partir du manuel opératoire HB 2 (zone 5) du constructeur, représentent le bilan de matière dans le cas design.

Tableau IV.01 : Paramètre design

Produits	Entrée		Sortie	
	RSV	Propane	DAO	Asphalte
d_4^{25}	0,9400	0,5	0,9000	1,07
Viscosité à 100°C (cSt)	120-130	/	42	1,08
Q (t/j)	382	3046	264	118
η (%)	/		69	31

4.2.2 Composition du solvant :

Nous présentons dans le **tableau IV.02** suivant, la composition du solvant :

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

4.2.3 Conditions opératoires :

Les caractéristiques de fonctionnement sont les suivantes :

- Taux de solvant (%)	15,0
-Pression de tête de l'extracteur (bar)	37
-Température de tête de l'extracteur (°C)	64
-Température de la charge (°C)	46
-Température de fond de l'extracteur (°C)	50
-Propane dans le mélange d'huile désasphaltées (%)	80
-Propane dans le mélange asphaltique (%)	20
-Vitesse de rotation tr /min	10-50

4.3 Contrôle de quantité et qualité de la colonne RDC:

L'unité 200 fonctionne selon les paramètres du design avec une viscosité de 42 cSt pour un débit de 16,9 m³/h de RSV et un rapport RSV/propane=1/15.

Le changement de caractéristiques de l'huile désasphaltée (DAO) pour laquelle la viscosité a diminué de 42 cSt à 37 cSt, résulte de la modification des paramètres de marche qui, actuellement sont, de 15 m³ /h d'RSV et un rapport RSV/C3=1/10.

On s'est intéressé à l'étude du fonctionnement de la colonne RDC, et à la vérification de la qualité et de la quantité d'huile DAO et de l'asphalte. Pour cela, des essais sur la colonne RDC ont été effectués pendant 09 jours, le paramètre taux de charge a été varié de 80 à 86%, et la viscosité de la DAO obtenue ainsi que le rendement ont été déterminés pour chaque cas et les résultats obtenus figurent sur **les tableaux IV.03, IV.04 et IV.05**.

4.3.1 Taux de charge :

Le bilan de matière se fait sur la base des relevés des niveaux des Bacs de stockage. Ces niveaux ont été relevés pendant 24 heures pour obtenir les débits massiques pendant 9 jours :

Le taux de charge de l'unité 200 TRSVest calculé comme suit :

$$\text{TRSV} = \text{QRSV} / \text{Qdesign} \quad \text{IV.01}$$

Avec : QRSV = Débit d'entrée de résidu sous vide (t/j)

Q_{design} = Débit du design de RSV est égal à 382 (t/j)

4.3.2 Le rendement de DAO :

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

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

IV.02

Avec : Q_{RSV} : Débit d'entrée de résidu sous vide (t/j)

Q_{DAO} : Débit de sortie de l'huile désasphaltée DAO (t/j)

4.4 Résultats des calculs :

Le **tableau IV.03** suivant représente les résultats des calculs du taux de charge de RSV sur une période de 09 jours allant de 24/03/2020 jusqu'à 01/04/2020.

Tableau IV.03 : Spécification du RSV dans le cas design et cas réel.

	Débit RSV (t/j) (design)	Débit RSV (m ³ /h) (design)	Débit RSV (t/j) (actuel)	Débit RSV (m ³ /h) (actuel)	d(RSV)	Taux de charge de RSV(%)
24/03/2020	382	16,9	322	14,16	0,9477	84,3
25/03/2020	382	16,9	332	14,63	0,9453	86,9
26/03/2020	382	16,9	331	14,55	0,9482	86,6
27/03/2020	382	16,9	305	13,40	0,9492	79,8
28/03/2020	382	16,9	314	13,81	0,949	82,2
29/03/2020	382	16,9	313	13,76	0,9486	81,9
30/03/2020	382	16,9	297	12,98	0,952	77,7
31/03/2020	382	16,9	325	14,23	0,9516	85
01/04/2020	382	16,9	320	14,03	0,9515	83,8

Les débits variant de 13 à 15 m³/h, correspondent à un taux de charge de 80 à 85%.

4.5 Analyse de qualité :

Les résultats des rendements obtenus en huile désasphaltée (DAO) de l'unité de désasphaltage au propane U200, pour la même période, figurent sur le **tableau IV.04**.

Tableau IV.04 : Spécification de la DAO en cas design et actuel.

	Débit DAO (t/j) design	Débit DAO (m ³ /h) design	Rendement de DAO design	Débit DAO (t/j) actuel	d(DAO) à 25°C	Rendement de DAO réel	Viscosité obtenue DAO (cSt) à 100°C	Viscosité Souhaite (cSt) À 100°C
24/3	264	12,22	69	196	0,907	60,8	38,1	37
25/3	264	12,22	69	181	0,906	54,5	38,55	37
26/3	264	12,22	69	196	0,906	59,2	38,20	37
27/3	264	12,22	69	193	0,906	63,3	37,62	37
28/3	264	12,22	69	190	0,907	60,5	38,22	37
29/3	264	12,22	69	190	0,907	60,7	38,15	37
30/3	264	12,22	69	186	0,907	62,6	37,3	37
31/3	264	12,22	69	179	0,905	55	37,4	37
01/4	264	12,22	69	198	0,903	61,9	37,89	37

Les résultats en terme de débit, de rendement en asphalte sont données dans le **Tableau IV.05**, et ce pour la même période.

Tableau IV.05 : Spécification de l’asphalte en cas design et actuel

	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)	Rendement Asphalte (%)
24-03-2020	118	4,68	149,74	10,50	39,2
25-03-2020	118	4,68	149,68	10,45	45,4
26-03-2020	118	4,68	150	10,52	40,8
27-03-2020	118	4,68	150,27	10,51	38,7
28-03-020	118	4,68	150,13	10,49	41,5
29-03-2020	118	4,68	150,21	10,51	41,5
30-03-2020	118	4,68	149,86	10,48	42,7
31-03-2020	118	4,68	149,78	10,45	44,8
01-04-2020	118	4,68	150,19	10,50	36,7

4.6 Etudes comparatives :

4.6.1 Rendement DAO :

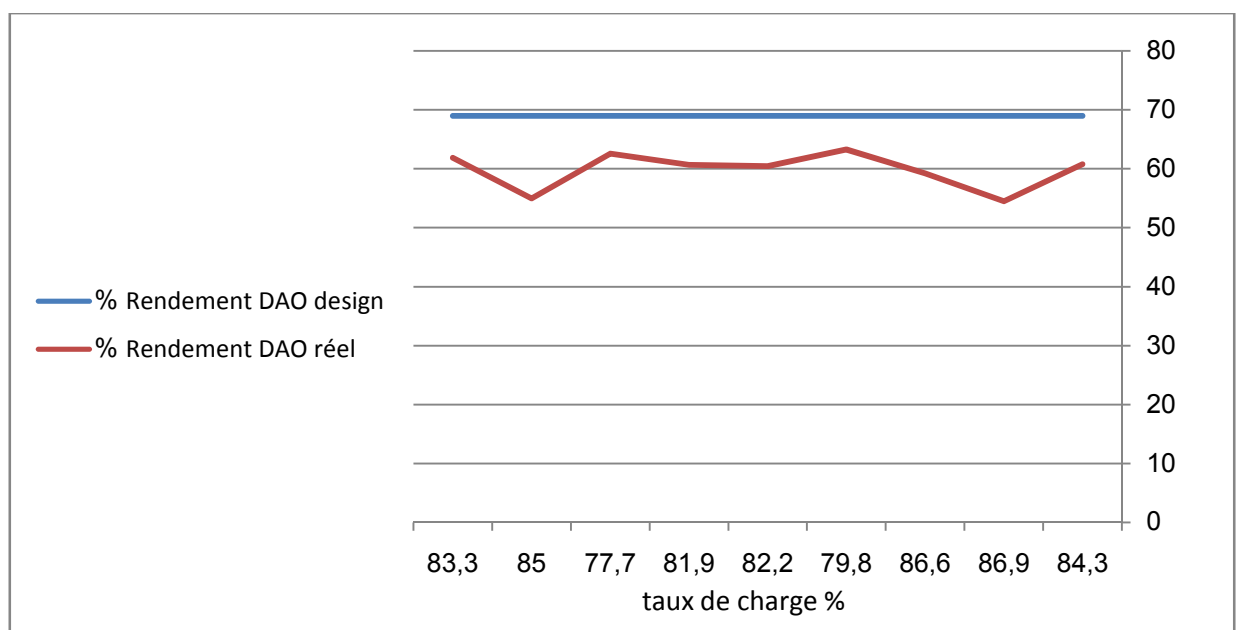


Figure IV.01 : Rendement en DAO en fonction des taux de charge

4.6.2 Rendement d'asphalte :

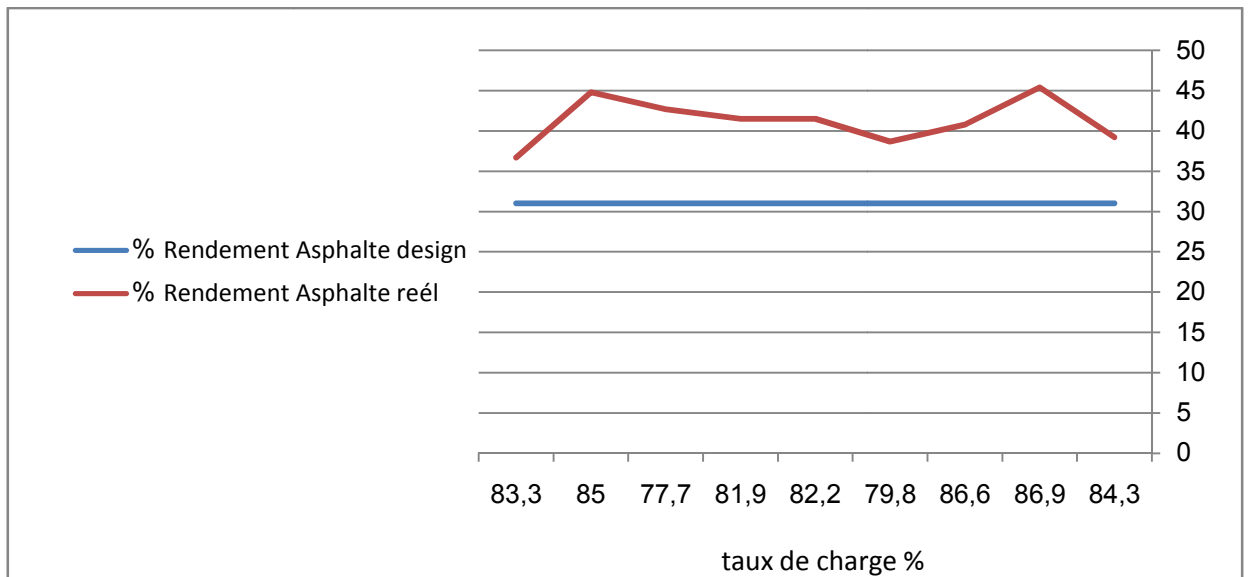


Figure IV.02 :Rendement de l'Asphalte en fonction des taux de charge

La différence entre les rendements en DAO et en Asphalte dans le cas Design et le cas étudié est approximativement de 10 à 15%.

4.6.3 Variation de la viscosité :

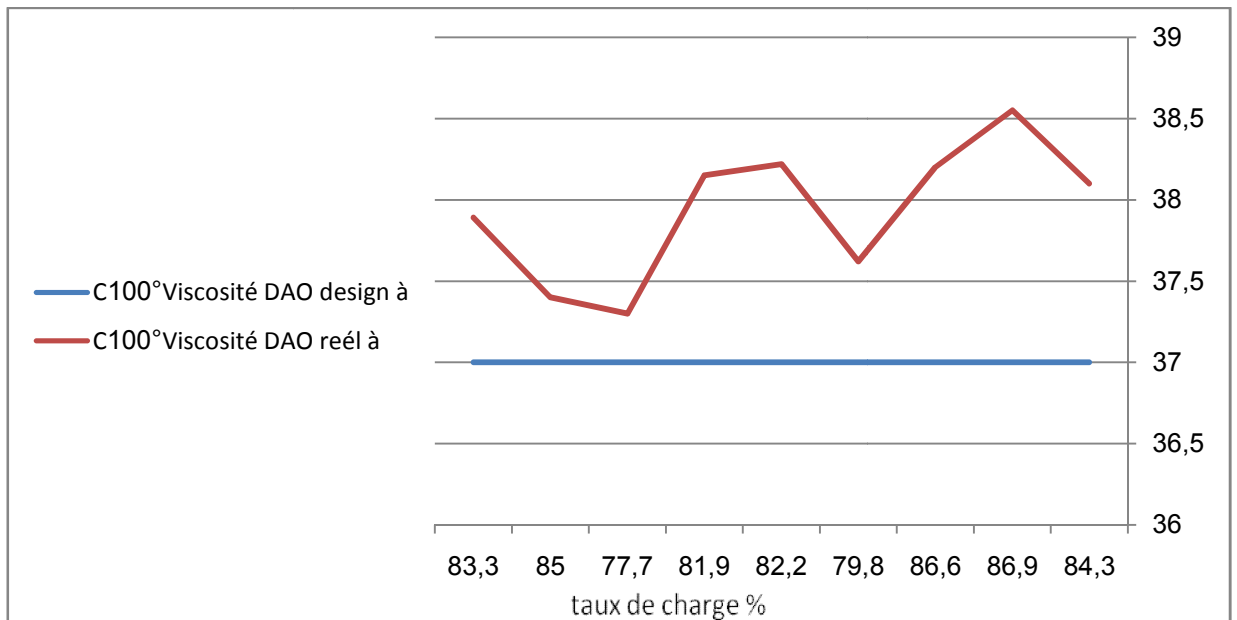


Figure IV.03 : Viscosité de DAO en fonction des taux de charge

Les valeurs de taux de charge permettent l'obtention d'une DAO avec une viscosité qui varie entre 37,3 et 38,55 qui sont inférieures à la viscosité du Design qui est de 42cSt. La valeur de 37 cSt correspondra à une valeur du taux de charge de $\zeta=85\%$, et que la colonne répond convenablement aux variations du débit d'alimentation, et qu'elle ne présente aucun problème de fonctionnement.



Chapitre V

5.1 Calcul du rendement du four :

5.1.1 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 de façon à permettre le transfert vers le fluide d'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.

5.1.2 Cas design :

Le **tableau V.01** suivant représente des données nécessaires de l'unité de désasphaltage au propane (U200) pour calculer le rendement du four **H201** dans les deux cas design et actuel.

Tableau V.01 : Les différentes données du four **H201**

	$T_e(^\circ)$	$T_s(^\circ)$	Gf.g (m3/h)	mAsphalt+C3 (m ³ /h)
Design 100%	46	280	253	10
Actuel 85%	50	260	273	10,5

5.2 Tableau récapitulatif des compositions des fumées :

Les résultats de calcul de la combustion sont portés dans le **tableau V.02**

Tableau V.02 : Tableau récapitulatif de la composition des fumées (cas design).

Constituants du combustible	Pourcentage molaire 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	1,25	0,625	-	1,25	-	2,33	H_2
C_1	84,29	168,58	84,29	168,58	-	629	C_1
C_2	7,6	26,6	15,2	22,8	-	99	C_2
C_3	5,97	29,85	17,91	23,88	-	111,4	C_3
iC_4	0,29	1,885	1,16	1,45	-	7,03	iC_4
nC_4	0,44	2,86	1,76	2,2	-	10,7	nC_4
iC_5	0,1	0,8	0,5	0,6	-	3,0	iC_5
nC_5	0,06	0,48	0,3	0,36	-	1,8	nC_5
TOTAL	100	231,68	-	-	-	864,26	Air de combustion
O₂ dans l'excès d'air		34,75	121,12	221,12	34,75	993,78	TOTAL
O₂ dans l'air decombustion		266,43	08,83	16,13	02,53	72,49	Pourcentage molaire
N₂ dans l'air decombustion		993,78					
Nombres de Nm^3 d'air de combustion pour 100 Nm^3 de gaz combustible		1260,21	1370,77				Nombre de Nm^3 de fumées pour 100 Nm^3 de gaz combustible

La composition du fuel gaz contient **84%** de méthane, **7,6%** en éthane et **6%** en propane, la combustion de ce gaz est effectuée avec un taux d'excès de **34,75%** en oxygène et dans les fumées nous nous retrouvons que **2,5%**.

Nous représentons dans le **tableau V.03** la composition des fumées dans le cas réel.

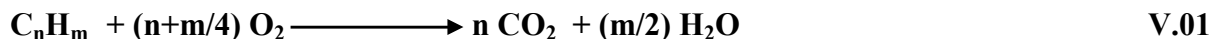
Tableau V.03 : Tableau récapitulatif de la composition des fumées (cas réel).

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	26,68	13,34	-	26,68	-	49,7	H_2
C_1	67,04	134,08	67,04	134,08	-	50,01	C_1
C_2	4,82	16,87	9,64	14,46	-	62,9	C_2
C_3	0,94	4,7	2,82	3,76	-	17,5	C_3
iC_4	0,22	1,43	0,88	1,1	-	5,1	iC_4
nC_4	0,21	1,37	0,84	1,05	-	5,3	nC_4
iC_5	0,04	0,32	0,2	0,24	-	1,5	iC_5
nC_5	0,05	0,4	0,25	0,3	-	1,2	nC_5
TOTAL	100	172,51	-	-	-	643,3	Air de combustion
O2 dans l'excès d'air		25,88	81,67	181,67	25,88	739,96	TOTAL
O2 dans l'air de combustion		198,38	7,93	17,65	2,51	71,9	Pourcentage molaire
N2 dans l'air de combustion		739,96					
Nombres de Nm^3 d'air de combustion pour 100 Nm^3 de gaz combustible		938,34	1029,18				Nombre de Nm^3 de fumées pour 100 Nm^3 de gaz combustible

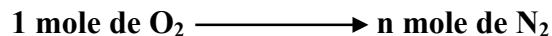
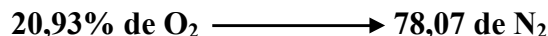
La composition du fuel gaz actuel contient un pourcentage élevé en H_2 qui est de **26%**.

5.2.1 Réactions de combustion :

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



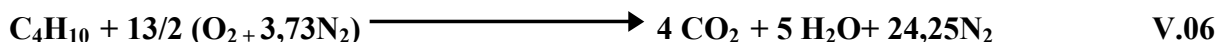
Soit la composition volumique d'air : $N_2 = 78,07\%$, $O_2 = 20,93\%$ et 1% autre gaz.



$$n \text{ mole de } N_2 = (1 * 78,07)/20,93 = 3,73 \text{ mole}$$

Donc pour chaque **mole** O_2 correspond un nombre de mole de **3,73** en N_2 .

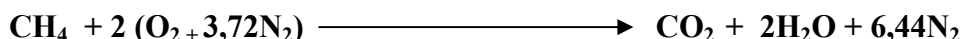
Les réactions qui ont lieu sont :



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

Les réactions de combustion sont des réactions stœchiométriques (oxydation totale), donc pour le cas du méthane, chaque mole de méthane nécessite **2 moles** d'oxygène, il se forme **1 mole** de CO_2 et **2 moles** de H_2O .

Nous construisons pour la combustion de méthane, le tableau d'avancement :



	CH ₄	+	2O ₂		CO ₂	+	2H ₂ O
t = 0	n ₁		n ₂		0		0
t = t ₁	n ₁ -X		n ₂ -2X		X		X

5.2.2 Calcul de la quantité totale d'oxygène :

L'excès d'air est égal à 15 %, le rapport $N_2/O_2 = 3,73$

✓ Pour le cas design :

$$V_{O_2 \text{ total}} = V_{O_2 \text{ consommée}} + V_{O_2 \text{ dans l'excès d'air}} = 231,68 + 34,75 = 266,43 \text{ Nm}^3$$

✓ Pour le cas réel :

$$V_{O_2 \text{ total}} = V_{O_2 \text{ consommée}} + V_{O_2 \text{ dans l'excès d'air}} = 172,5 + 25,88 = 198,38 \text{ Nm}^3$$

5.2.3 Calcul de la quantité totale du gaz inerte :

✓ Pour le cas design : Le débit du gaz inerte (N_2) est: $3,73 \times 266,43 = 993,78 \text{ Nm}^3$

✓ Pour le cas réel : Le débit du gaz inerte (N_2) est: $3,73 \times 198,38 = 739,97 \text{ Nm}^3$

5.2.4 Calcul du volume total des fumées :

Le volume final des fumées est égal à la somme des volumes de tous les gaz à la sortie du four.

$$V_{\text{total des fumées}} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{O_2 \text{ en excès}} + V_{N_2 \text{ total}} \quad \text{V.08}$$

✓ Pour le cas design :

$$V_{\text{total des fumées}} = 121,12 + 221,12 + 34,75 + 993,78 = 1370,77 \text{ Nm}^3$$

✓ Pour le cas réel :

$$V_{\text{total des fumées}} = 81,67 + 181,67 + 25,88 + 739,96 = 1029,18 \text{ Nm}^3$$

5.2.5 Calcul de la quantité des fumées formées par la combustion de 1 kg de gaz :

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

5.2.5.1 Masse moléculaire des fumées :

$$M_F = \sum(M_i * Y_i) = M_{CO_2} * Y_{CO_2} + M_{O_2} * Y_{O_2} + M_{H_2O} * Y_{H_2O} + M_{N_2} * Y_{N_2} \quad \text{V.09}$$

Nous avons rassemblé dans le Tableau V.04, la composition des fumées.

Tableau V.04 : Tableau de composition des fumées.

Constituant des fumées	CO ₂	O ₂	H ₂ O	N ₂
Pourcentage molaire (cas design)	8,83	2,53	16,13	72,49
Pourcentage molaire (cas réel)	7,93	2,51	17,65	71,9
Masse moléculaire (g.mole ⁻¹)	44	32	18	28

✓ Pour le cas design :

$$M_F = 44 * 0,0883 + 32 * 0,0253 + 18 * 0,1613 + 28 * 0,7249 = 27,9 \text{ kg/kmole}$$

✓ Pour le cas réel :

$$M_F = 44 * 0,0793 + 32 * 0,0251 + 18 * 0,1765 + 28 * 0,719 = 27,6 \text{ kg/kmole}$$

5.2.5.2 Masse volumique des fumées aux conditions normales de T et de P :

$$\rho_f = M_F / 22,4 \quad \text{V.10}$$

✓ Pour le cas design : $\rho_f = 27,9 / 22,4 = 1,246 \text{ kg/Nm}^3$

✓ Pour le cas réel : $\rho_f = 27,6 / 22,4 = 1,23 \text{ kg/Nm}^3$

5.2.5.3 Masse moléculaire du gaz combustible :

$$M_{com} = \sum (M_i * Y_i) \quad \text{V.11}$$

$$M_{com} = M_{H_2} * Y_{H_2} + M_{C_1} * Y_{C_1} + M_{C_2} * Y_{C_2} + M_{C_3} * Y_{C_3} + M_{iC_4} * Y_{iC_4} + M_{nC_4} * Y_{nC_4} \\ + M_{iC_5} * Y_{iC_5} + M_{nC_5} * Y_{nC_5}$$

Tableau V.05 :Tableau de composition de gaz combustible

<i>Constituant</i>	<i>H2</i>	<i>C1</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>iC4</i>	<i>nC4</i>	<i>iC5</i>	<i>nC5</i>
<i>% molaire (cas design)</i>	1,25	84,29	7,6	5,97	0,29	0,44	0,1	0,06
<i>% molaire (cas réel)</i>	26,68	67,04	4,82	0,94	0,21	0,22	0,05	0,04
<i>M moléculaire (kg/kmol)</i>	2	16	30	44	58	58	72	72

✓ Pour le cas design :

$$M_{com} = 2 * 0,0125 + 16 * 0,8429 + 30 * 0,076 + 44 * 0,0597 + 58 * 0,0029 + 58 * 0,0044 + 72 * 0,001 + 72 * 0,0006 = 18,956 \text{ kg/kmol}$$

✓ Pour le cas réel :

$$M_{com} = 2 * 0,2668 + 16 * 0,6704 + 30 * 0,0482 + 44 * 0,0094 + 58 * 0,0021 + 58 * 0,0022 + 72 * 0,0005 + 72 * 0,0004 = 1,434 \text{ kg/kmol}$$

5.2.5.4 Masse volumique du gaz combustible dans les conditions normales de température et de pression :

$$\rho_{com} = M_{com} / 22,4 \quad \text{V.12}$$

✓ Pour le cas design : $\rho_{com} = 18,956 / 22,4 = 0,8462 \text{ kg/Nm}^3$

✓ Pour le cas réel : $\rho_{com} = 1,434 / 22,4 = 0,5997 \text{ kg/Nm}^3$

□ Le volume de fumées :

✓ Pour le cas design :

100 Nm³ de fuel gaz dégagent un volume de fumées $V_f = 1370,77 \text{ Nm}^3$ Donc

1 Nm³ de gaz dégage un volume de fumées $V_f = 13,7077 \text{ Nm}^3$

Pour 1kg de fuel gaz la masse des fumées

$$m_f = \frac{\rho_f * V_f * m_{com}}{\rho_{com} * V_{com}} = \frac{1.246 * 13.7077 * 1}{0.8462 * 1} = 20,18 \text{ kg}$$

✓ Pour le cas réel :

100 Nm³ de fuel gaz dégagent un volume de fumées V_f=1029.18 Nm³ Donc

1 Nm³ de gaz dégage un volume de fumées V_f = 10.2918 Nm³

Pour 1kg de fuel gaz la masse des fumées :

$$m_f = \frac{\rho_f * V_f * m_{com}}{\rho_{com} * V_{com}} = \frac{1,23 * 10,2918 * 1}{0,5997 * 1} = 21,11 \text{ kg}$$

Alors : 1kg de gaz combustible (composition design) dégage 20,18 kg de fumées.

1kg de gaz combustible (composition réel) dégage 21,11 kg de fumées.

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

✓ Pour le cas design :

100 Nm³ de fuel gaz nécessitent 1260,21 Nm³ d'air.

Donc 1Nm³ de gaz combustible nécessite 12,6021 Nm³ d'air.

La masse volumique de l'air = 1,294 kg/Nm³

$$m_{air} = \frac{\rho_{air} * V_{air} * m_{com}}{\rho_{com} * V_{com}} = \frac{1,294 * 12,6021 * 1}{0,8462 * 1} = 19,27 \text{ kg}$$

✓ Pour le cas réel :

100 Nm³ de fuel gaz nécessitent 938,34 Nm³ d'air.

Donc 1Nm³ de gaz combustible nécessite 9,3834 Nm³ d'air.

La masse volumique de l'air = 1,294 kg/Nm³

$$m_{air} = \frac{\rho_{air} * V_{air} * m_{com}}{\rho_{com} * V_{com}} = \frac{1,294 * 9,3834 * 1}{0,5997 * 1} = 20,25 \text{ kg}$$

Alors : 1kg de gaz combustible (composition design) nécessite 19,27 kg d'air.

1kg de gaz combustible (composition réel) nécessite 20,25 kg d'air.

5.3 Calcul du rendement du four H201 :

Le rendement d'un four η est défini comme le rapport du débit de chaleur absorbée par le fluide par rapport au débit de chaleur fourni au four par la combustion ($Q_{\text{entrée}}$).

$$\eta (\%) = \frac{Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumées}} - Q_{\text{parois}}}{Q_{\text{entrée}}} * 100 \quad \text{V.13}$$

5.3.1 Calcul de la quantité de chaleur dégagée $Q_{\text{entrée}}$:

$$Q_{\text{entrée}} = Q_1 + Q_2 \quad \text{V.14}$$

Tableau V.06 : Paramètres de fuel gaz.

Fuel gaz	Design	Réel
température (°C)	20	20
pression (bar)	3,5	3,5
Débits m ³ /h	253	273
Masse volumique (kg/Nm ³)	0,8462	0,5997

5.3.1.1 Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q_1 :

$$Q_1 = Q_{\text{sen}} * Q_{\text{com}} * \rho_{\text{com}} \quad \text{V.15}$$

Avec : Q_{com} : débit volumique du fuel gaz.

ρ_{com} : masse volumique de combustible.

- Chaleur sensible de l'air : $Q_{\text{sen}} = m_{\text{air}} * c_{p_{\text{air}}} * (T_{20} - T_0)$ V.16
- ✓ Pour le cas design : $Q_{\text{sen}} = 19,27 * 0,24 * 20 = 93,27 \text{ kcal/kgdegaz}$
- ✓ Pour le cas réel : $Q_{\text{sen}} = 20,25 * 0,24 * 20 = 98,01 \text{ kcal/kgdegaz}$

Avec : $C_{p_{\text{air}}}$: chaleur spécifique de l'air prise à partir de l'annexe C.

$$C_{p_{\text{air}}} = 0,242 \text{ kcal/kg } \square \text{ C}$$

- Chaleur dégagée par l'air

- ✓ Pour le cas design : $Q_1 = 93,27 * 253 * 0,8462 = 19967,36 \text{kcal/h}$
- ✓ Pour le cas réel : $Q_1 = 98,01 * 273 * 0,5997 = 26756,73 \text{kcal/h}$

5.3.1.2 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible :

$$Q_2 = PCI_{com} * Q_{com} \quad \text{V.17}$$

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

La composition du gaz combustible est donnée par l'analyse chromatographique. Les fractions molaires sont citées dans les **tableaux V.07 et V.08** ci- dessous.

Le pouvoir calorifique inférieur (**PCI**) du gaz combustible est calculé à partir de l'**annexe B**.

Tableau V.07 : Analyse chromatographique de fuel gaz (cas design).

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

Tableau V.08 : Analyse chromatographique de fuel gaz (cas réel).

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	26,68	0,089	120 971	2573,174	686,52
C ₁	67,04	0,714	50 009	8533,835	5721,08
C ₂	4,82	1,339	47 794	15295,083	737,22
C ₃	0,94	1,964	46 357	21759,790	204,54
iC ₄	0,22	2,589	45 752	28224,002	59,27
nC ₄	0,21	2,589	45 613	283110,011	62,28
iC ₅	0,04	3,214	45 357	34751,693	17,37
nC ₅	0,05	3,214	45241	34840,798	13,94
Total	100	-	-	-	7502,22

Donc la quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz :

✓ Pour le cas design : $Q_2 = 253 * 9948,88 = 2517066,64 \text{ kcal/h}$

✓ Pour le cas réel : $Q_2 = 273 * 7502,22 = 2048106,06 \text{ kcal/h}$

La quantité de chaleur totale dégagée par le combustible :

✓ Pour le cas design :

$$Q_{total} = Q_1 + Q_2 = 19967,36 + 2517066 = 2537033,36 \text{ kcal/h}$$

✓ Pour le cas réel :

$$Q_{total} = Q_1 + Q_2 = 26756,73 + 2048106,06 = 2074862,79 \text{ kcal/h}$$

5.3.2 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%**

✓ Pour le cas design : $Q_{parois} = 2537033,36 * 0,015 = 38055,5kcal/h$

✓ Pour le cas réel : $Q_{parois} = 2074862,79 * 0,015 = 31122,94kcal/h$

5.3.3 Calcul des pertes de chaleur par les fumées :

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

$$Q_{fumées} = G_{fumées} * H_{fumées} \quad \text{V. 18}$$

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

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

5.3.3.1 Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{fumées}$:

$$H_i = C_{p_i} * T \quad \text{V.19}$$

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

T : température des fumées (°C).

La chaleur spécifique des constituants des fumées est déterminée suivant l'annexe D.

✓ Pour le cas design :

La température des fumées dans le cas design est égale à **670 °C**.

Tableau V.09 : Enthalpie des fumées (cas design).

Composition des fumées	C_p kcal/kg.°C	Y_i %	H_i kcal / kg	H fumées $H_i * Y_i$ (kcal/kg)
O ₂	0,240	0,0253	160,8	4,07
N ₂	0,259	0,7249	173,53	125,79
H ₂ O	0,480	0,1613	321,6	51,87
CO ₂	0,256	0,0883	171,52	15,15
				196,88

- ✓ Pour le cas réel :

La température des fumées dans le cas actuel est égale 700 °C.

Tableau V.10 : Enthalpie des fumées (cas réel).

Composition des fumes	C _p kcal/ kg.°C	Y _i %	H _i kcal / kg	H fumées H*Y _i (kcal/kg)
O ₂	0,241	0,0251	168,7	4,23
N ₂	0,26	0,719	182	130,86
H ₂ O	0,496	0,1765	347,2	61,28
CO ₂	0,261	0,0793	182,7	14,49
				210,86

5.3.3.2 Calcul de débit des fumées $G_{fumées}$:

- ✓ Pour le cas design :

$$G_{fumées} = Q_{com} * \rho_{com} * m_f = 253 * 0,8462 * 20,18 = 4320,31 kg/h$$

- ✓ Pour le cas réel :

$$G_{fumées} = Q_{com} * \rho_{com} * m_f = 273 * 0,5997 * 21,11 = 3456,089 kg/h$$

Donc :

- ✓ Pour le cas design : $Q_{fumées} = 4320,31 * 196,88 = 850582,63 kcal / \square$
- ✓ Pour le cas réel : $Q_{fumées} = 3456,089 * 210,86 = 728750,95 kcal / \square$

5.3.4 Calcul des pertes totales :

$$Q_{pertes\ totales} = Q_{parois} + Q_{fumées} \tag{V.20}$$

- ✓ Pour le cas design : $Q_{pertes\ totales} = 38055,5 + 850582,63 = 888638,13 kcal/h$
- ✓ Pour le cas réel : $Q_{pertes\ totales} = 31122,94 + 728750,95 = 759873,886 kcal/h$

Donc le rendement du four H101

- ✓ Pour le cas design : $\eta = [(2537033,36 - 888638,13) / 2537033,36] * 100 = 64,9\%$

- ✓ Pour le cas réel : $\eta = [(2074862,76 - 759873,886) / 2074862,76] * 100$
 = **63,3%**

Tableau V.11 : Bilan thermique du four H201.

Chaleur	Cas actuel (kcal/h) *10 ⁶	Cas design (kcal/h)*10 ⁶
Chaleur fournie par la combustion	20,75	25,37
Chaleur perdue à travers les parois	0,0311	0,0380
Chaleur perdue par fumées	7,287	8,5058
Le rendement de four η (%)	63,3	64,9

5.4 Interprétation des résultats :

Les résultats obtenus sont regroupés dans le **Tableau V.12**

Tableau V.12 : Paramètres de fonctionnement du four pour le cas réel et le design

	Te (□)	Ts (□)	Tf (°C)	Tis (°C)	QFg (m ³ /h)	mAsphalt+C3 (m ³ /h)	η (%)
Cas design 100%	46	280	670	353	253	10	64,9
Cas actuel 85%	50	260	700	390	273	10.5	63,3

D'après les valeurs **du tableau V 12**, on remarque que le rendement de **63,3% η** (four) obtenu avec un taux de charge de **85%** est acceptable. L'augmentation de la température des fumées, de la quantité de fuel gaz ainsi que la température des parois s'explique par la présence d'une plus grande quantité d'asphalte traitée dans le four.

Nous représentons dans **la figure V. 01** l'évolution de la température de la paroi du four en fonction des débits du fuel gaz.

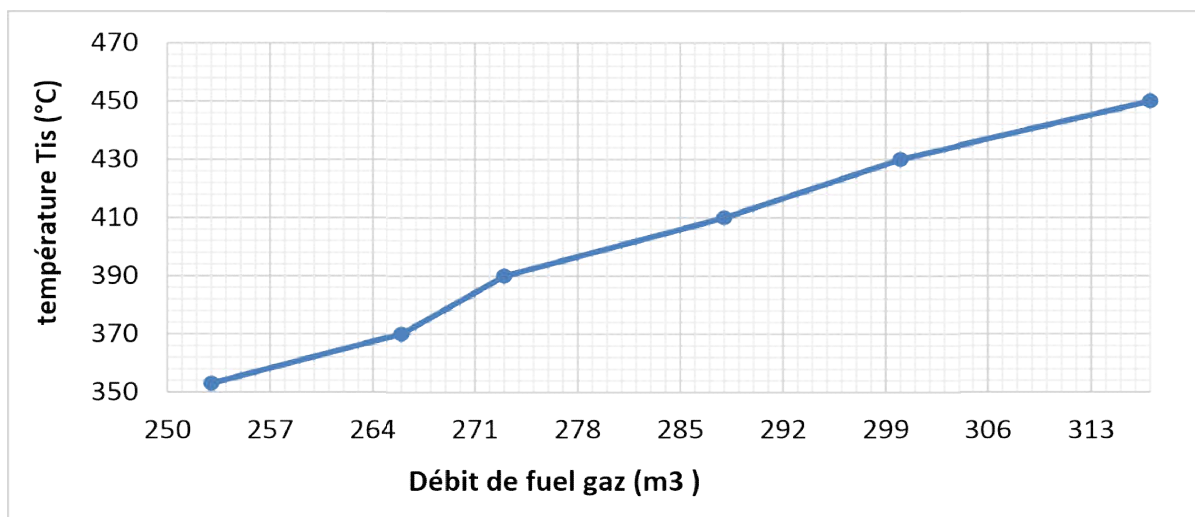


Figure 9.04 V01 Evolution de la température de paroi du four en fonction du débit

De ce graphe nous constatons effectivement que la température des parois augmente avec l'augmentation du débit du fuel gaz, ce qui confirme le résultat obtenu précédemment.

D'autre part, le four présente une température maximale des parois, qu'il ne faut pas dépasser qui est de **400°C**.

Nous pouvons conclure que le four fonctionne correctement pour une charge de **5,5 m³/h** correspondant à un taux de charge de **85%** dans l'**U200**.

Nous rappelons que notre objectif est que le four puisse fonctionner avec une charge de **7,5 m³/h** d'asphalte, pour cela nous proposons de diminuer la température de sortie du fluide du four, ce qui influera nécessairement sur la température des parois qui va baisser et permettre au four de fonctionner dans de meilleures conditions avec cette augmentation de charge.



Conclusion

Conclusion générale

La raffinerie d'Arzew et plus particulièrement l'unité de fabrication des huiles lubrifiantes est un des maillons forts de l'industrie pétrolière, et contribue fortement à l'économie Algérienne.

L'objectif de notre travail était d'étudier la possibilité que la colonne de désasphaltage puisse fonctionner avec un débit de charge de **100%** tout en garantissant une production d'huiles de base de très bonne qualité.

Les essais expérimentaux effectués sur la colonne d'extraction ont montré qu'elle fonctionne correctement. Dans l'éventualité où le débit de charge augmente à **100%**, la colonne **RDC** produira une plus grande quantité d'asphaltes, qui perturbera le fonctionnement du four qui se situe en aval de la colonne et qui aura pour tâche le traitement d'une plus grande quantité d'asphaltes.

La suite du travail a concerné le calcul du four dans le cas actuel qui a donné un rendement de **(63,3%)** qui est inférieur au rendement exigé par le constructeur **(64,9%)**. Cette diminution est due à la modification de la composition du fuel gaz qui présente un plus grand pourcentage d'hydrogène.

Afin de permettre au four, un fonctionnement correct, nous avons pensé à diminuer la température de **(l'asphalte + propane)** à leur sortie du four, et nous avons proposé de disposer en aval du four, un échangeur de chaleur qui aura pour rôle d'augmenter la température du mélange **(asphalte+propane)** de **30°C**. Les calculs de dimensionnement de l'échangeur, ont donné des résultats satisfaisant, puisque d'une part, le coefficient d'échange obtenu est assez important, il permet en effet, un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides assuré par la surface totale d'échange, et d'autre part, les pertes de charge sont jugées minimales.

Suite à cette proposition, le taux de charge a augmenté de **85 % à 105,24 %** ce qui correspond à une augmentation de **19%** en quantité de **DAO**, ainsi qu'une consommation moindre du fuel gaz.

Ces avantages cités encouragent la volonté des responsables, dans un proche avenir, à apporter les modifications proposées dans le schéma technologique.



Recommendations

Recommandations

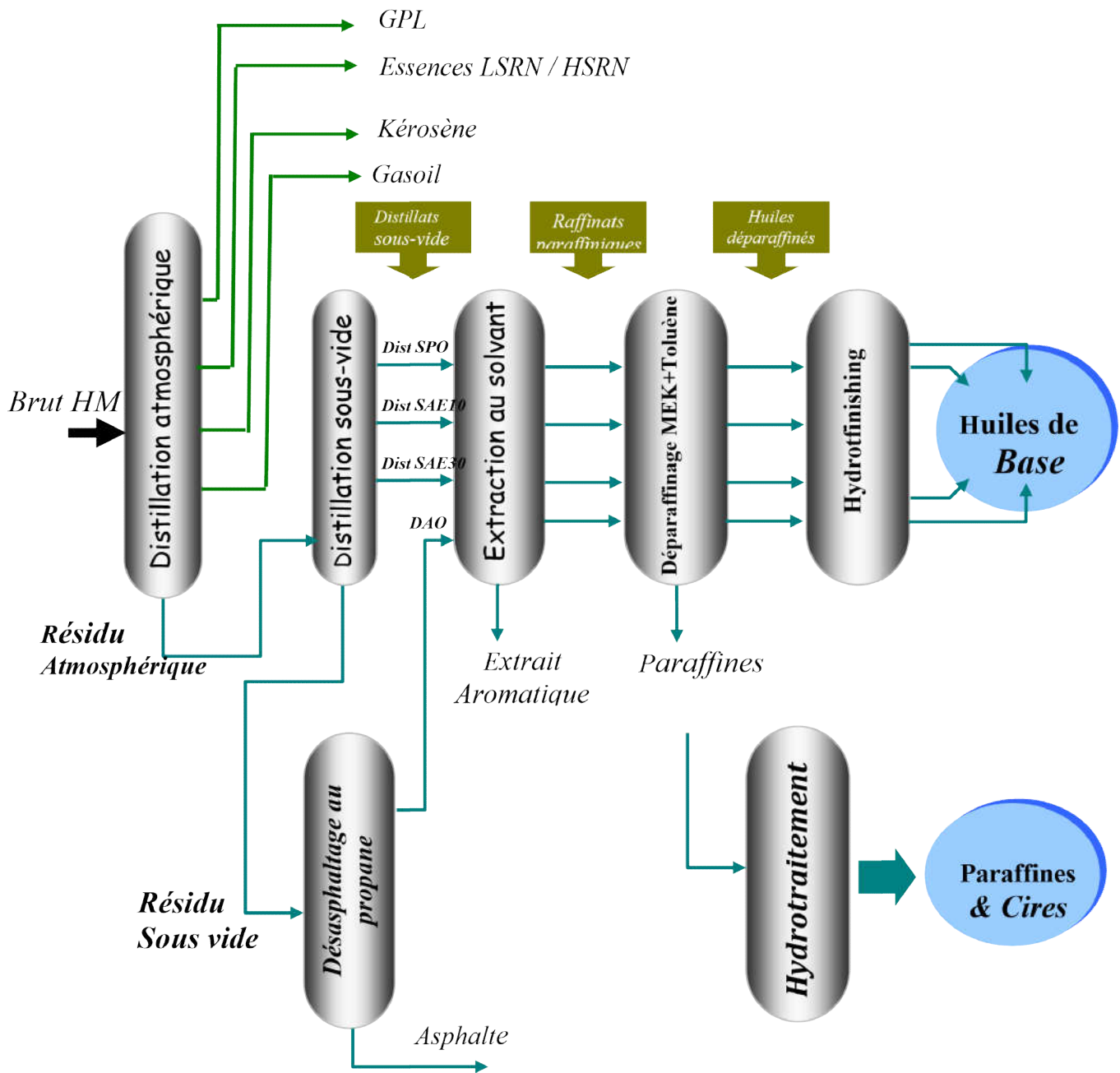
Afin d'améliorer le rendement thermique et préserver le four nous proposons les travaux suivants :

- Tourner le rotor **RDC**.
- Suivre régulièrement les analyses de la composition du fuel gaz, car le combustible influe d'une façon directe sur le rendement du four.
- Effectuer un décokage régulier du four pour éliminer l'encrassement des faisceaux afin de maintenir un rendement satisfaisant.
- une inspection approfondie ayant été effectuée depuis peu de temps, il en ressort qu'un changement du serpentin du four est à l'ordre du jour (plus de **30 ans** de service). Nous recommandons son remplacement très rapidement si la décision d'augmenter la charge est prise par les responsables.

Bibliographie

- [1] : Historique et présentation de la raffinerie.
- [2] : situation du complexe, direction technique, complexe RAZ, activitéaval, sonatrach, 2001.
- [3] : Manuelle opératoire laboratoire.
- [4] : J.P. Wauquier, Procédés de séparation, vol.II, Paris : Edition Technip, Paris 1998.
- [5] : R. Meyers, Handbook of Petroleum Refining Processes, 2nd Edition, Mc-Graw Hill, 1997.
- [6] : Technique de l'ingénieur « Caractéristiques des produits pétroliers ».
- [7] : J. P. WAUQUIER. « Le raffinage du pétrole ». Tome I, édition technique, IFP.1994.
- [8] : Les huiles usagées « Raffinage et valorisation énergétique » François AUDIBERT.
Edition Technip. IFP. Paris 2003.
- [9] : Manuel opératoire de HB2.
- [10] : Manuel opératoire de HB3.
- [11]: Manuelle opérateur de zone 6.
- [12] : N.P.Cheremisinoff, Handbook of Chemical Processing Equipment, Butterworth Heinemann, 2000.C. L. Yaws, Handbook.

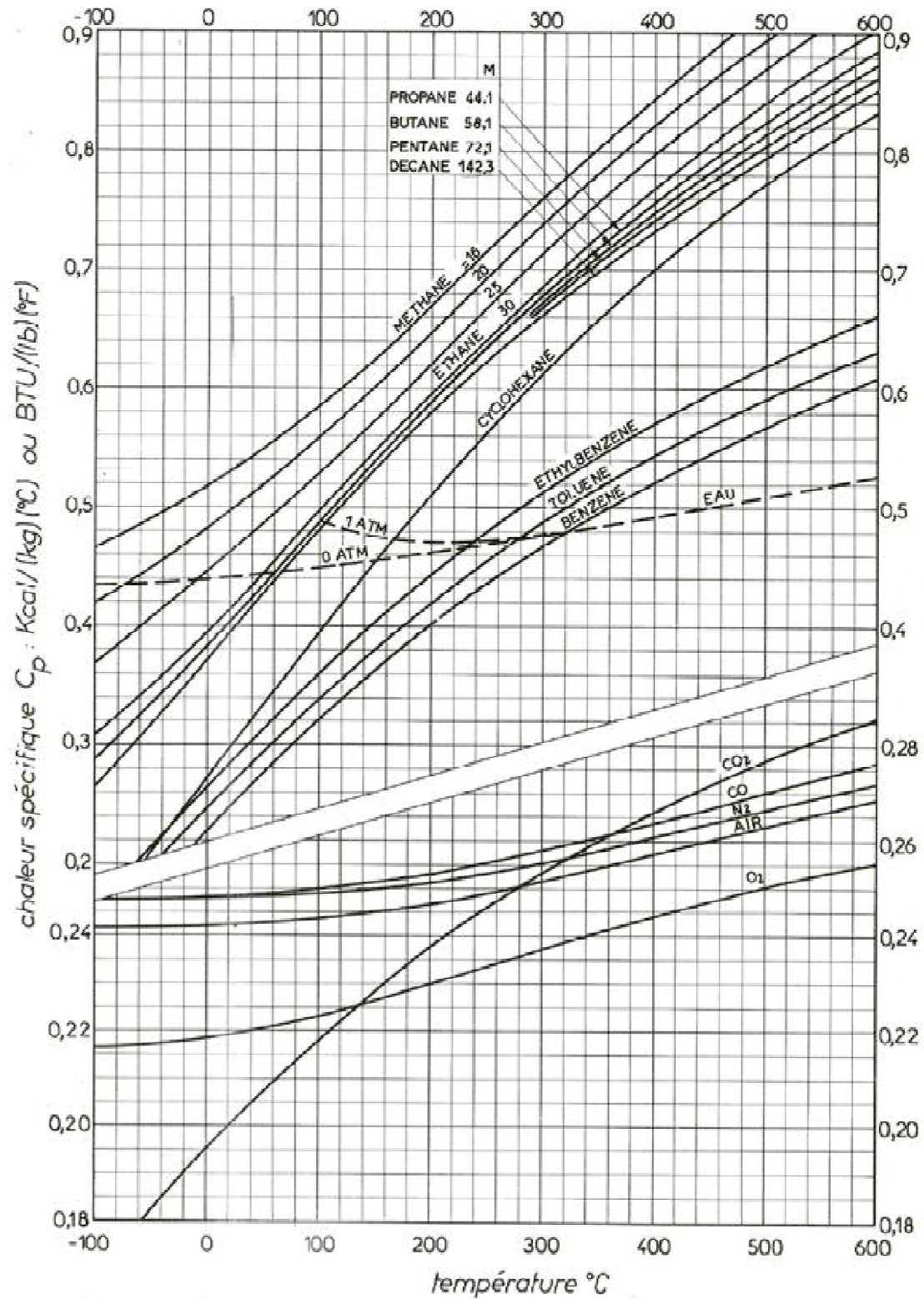
Annexe A : La chaîne de fabrication des huiles de base.



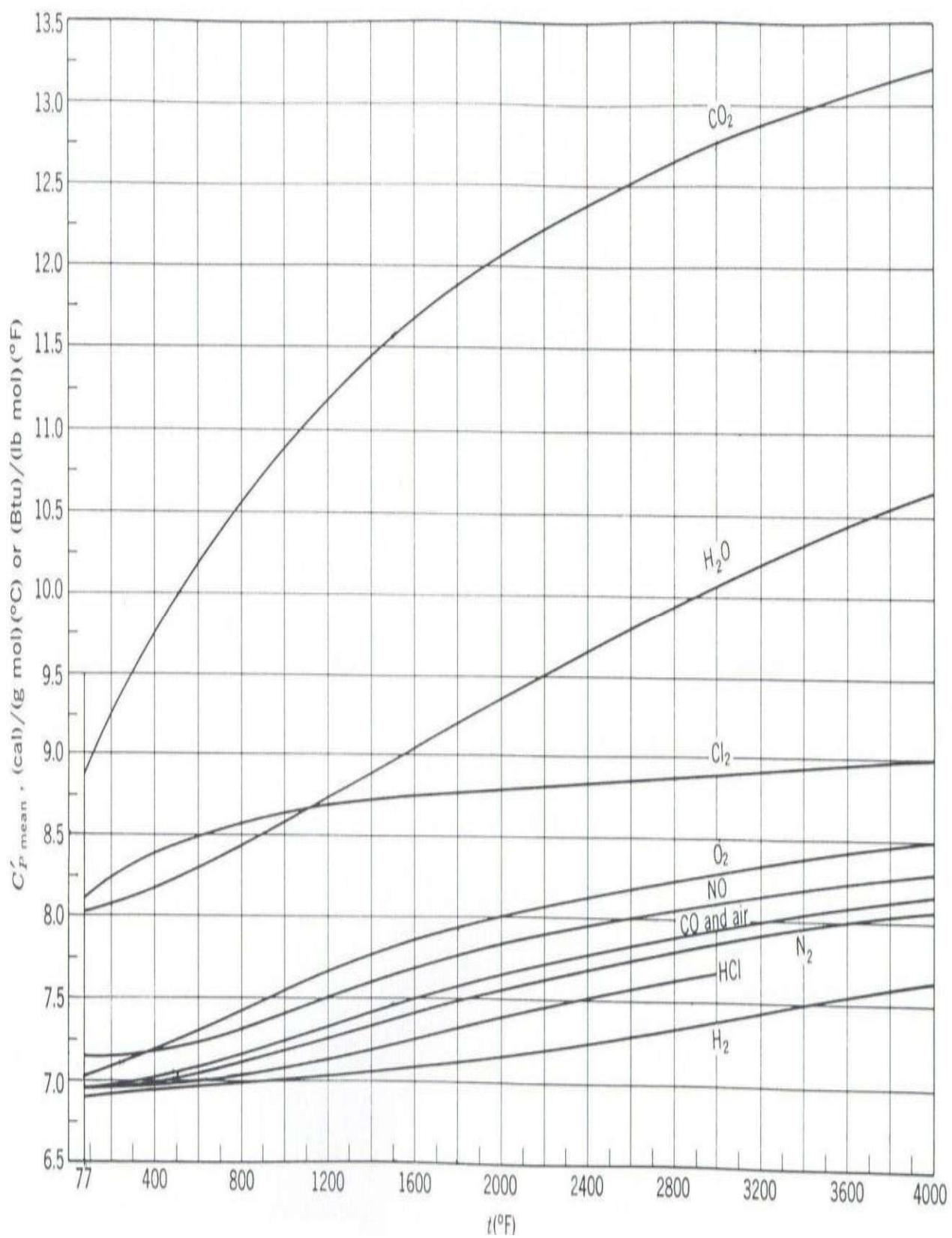
Annexe B : Pouvoir calorifique inférieur massique PCI_m de composés organiques purs (à 20 °C).

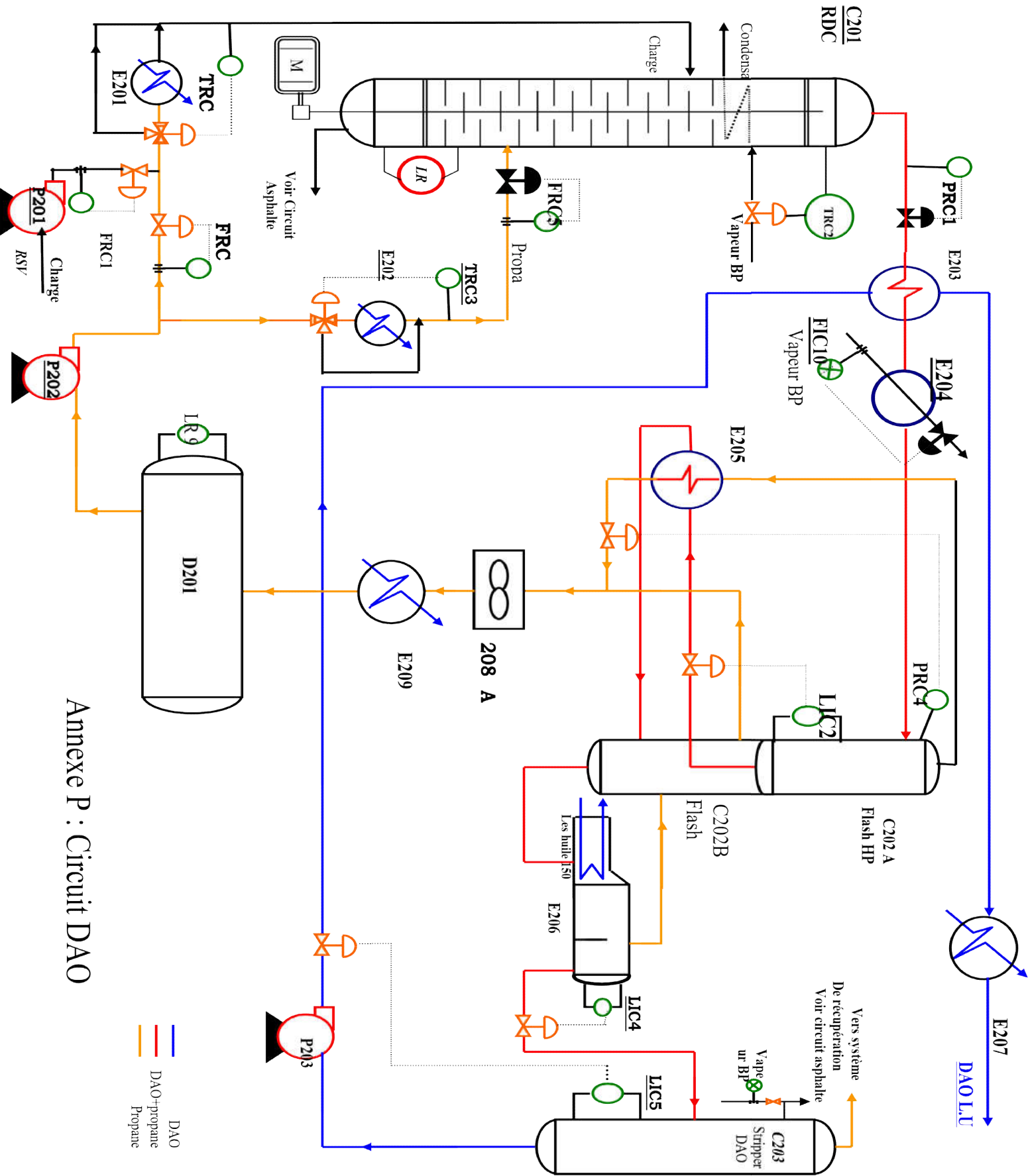
Composé	PCI_m (kJ/kg)	Composé	PCI_m (kJ/kg)
Paraffines		Acétyléniques	
Méthane	50 009	Acétylène	48 241
Ethane	47 794	Méthylacétylène	46 194
Propane	46 357	Butyne-1	45 590
Butane	45 752	Pentyne-1	45 217
Pentane	45 357	Aromatiques	
Hexane	44 752	Benzène	40 170
Heptane	44 566	Toluène	40 589
Octane	44 427	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
Dioléfines		Autres espèces chimiques	
Butadiène 1-3	44 613	Carbone (graphite)	32 808
Isoprène	44 078	Hydrogène	120 971
Dérivés nitrés		Oxyde de carbone	10 112
Nitrométhane	10 513	Ammoniac	18 646
Nitropropane	20 693	Soufre	4 639

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



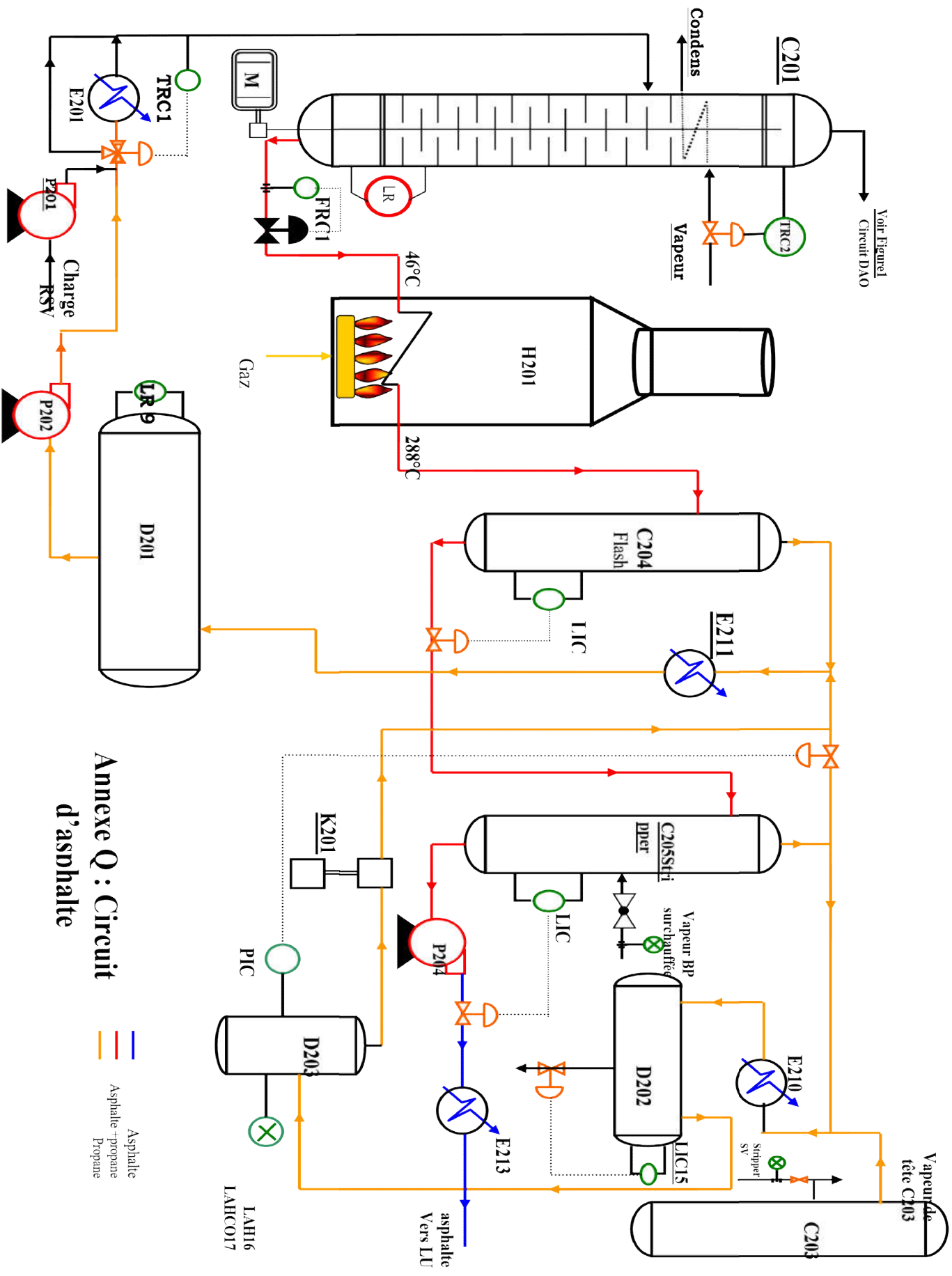
Annexe D : la chaleur spécifique du fuel gaz





Annexe P : Circuit DAO

— DAO
— DAO+propane
— Propane



Voir Figure 1
Circuit DAO

Annexe Q : Circuit d'asphalte

- Asphalt
- Asphalt-Propane
- Propane

LAH16
LAHC017