

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BAACH Abdelillah

Et

BELLOUM Anis

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage

**Amélioration du fonctionnement de la section de
régénération de l'unité d'isomérisation (701/703) de la
raffinerie de Skikda par l'installation d'un four à gaz**

Devant le jury :

SAOUD	Abdessalem	MCA	UMBB	Président
BELAMIRI	Laid	MAA	UMBB	Examineur
BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

Dédicaces

Du profond de mon cœur je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers.

A celui qui m'a toujours motivée et soutenue dans mes études, qui s'est changé nuit en jour pour m'assurer les bonnes conditions, que dieu l'accueille dans son vaste Paradis.

A ma chère mère,

A la personne la plus chère dans ma vie, aucun mot ne peut exprimer mon amour éternel pour les prières, les sacrifices, la patience, les conseils et l'éducation qu'elle m'a faits que dieu la protège,

A mon cher père, A mes chers frères et sœur « Aymen, Abdelhadi, Amani », merci pour le soutient.

A mon binôme Anis qui m'a aidée dans la réalisation de ce travail et un grand merci à ces parents pour le soutient et l'encouragement.

A toute la famille « BAACH et MORCELI » pour vos prières et vos soutiens.

A toutes mes chères amies,

A tous les camarades et les amis de promo 2018 et toutes les personnes du Faculté des hydrocarbures et de la Chimie et la résidence de INH.

Et enfin à toutes les personnes que j'estime beaucoup.

B. ABDELILLAH

Dédicaces

C'est avec profond gratitude et sincère mots que je dédie ce travail

A ma mère, la source de tendresse qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi, Tu présentes pour moi le symbole de la bonté par excellence, aucune dédicace ne serait être assez éloquente pour exprimer ce que tu mérites pour tous tes sacrifices pour moi depuis mon enfance.

A mon père, ABDELHAFID L'épaule solide, l'œil attentif compréhensif qui m'a toujours encouragé pour aller de l'avant et qui m'a éclairé le chemin par ses conseils, Sans tes supports et ton soutien je ne pourrais jamais arriver jusqu'au bout, que dieu te préserve et te procure santé et longue vie.

J'espère qu'un jour je pourrais rendre un peu de ce que vous avez fait pour moi.

A mon frère Aymen Qui a été toujours là pour moi, Les mots ne suffisent pas pour exprimer l'attachement et l'affection que je porte pour toi.

A mes sœurs Ikram et Chourouk, qui m'ont toujours aidé et soutenu dans toutes les étapes de ma vie.

Je vous exprime à travers ce travail mes sentiments de fraternité et d'amour

A toutes ma famille et en particulier ma chère tante Roukaya, ma deuxième mère et ma première professeur qui a toujours la pour moi .

*A mon binôme **Abdelillah** , qui m'a aidée dans la réalisation de ce travail et un grand merci à ces parents pour le soutient et l'encouragement.*

A tous les professeurs et tous mes camarades de la promotion 2018

A tous ceux qui sont chères, proches de mon cœur et à tous ceux qui m'aiment et qui auraient voulu partager ma joie.

B.Anis

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU , notre Créateur pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à notifier un remerciement spécial à tous nos professeurs qui ont contribué à notre formation d'ingénieur, en particulier, notre encadreur pédagogique Mme : KAHINA.BEDDA

Qu'ils trouvent ici toute notre gratitude et toute notre reconnaissance pour leur aide, leur encadrement dont j'ai pu bénéficier durant toute notre scolarité.

Nous désirons aussi, exprimer nos essentiels remerciements :

✓ *Aux ingénieurs process de l'unité d'isomérisation de la raffinerie de SKIKDA : HADIBY YASSINE , CHOUAIB*

✓ *Tous les opérateurs de l'unité de L'isomérisation*

✓ *Tous les membres de nos familles qui nos tant encouragés et soutenus tout au long de nos cursus scolaires et universitaires, particulièrement à nos chers parents, qui sans eux nous n'aurons pas eu l'énergie nécessaire pour parvenir à la fin de nos cycles.*

Enfin nos remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

Résumé

Notre étude, qui rentre dans le cadre du projet de fin d'étude, a été effectuée au niveau la Raffinerie de Skikda RA1K, précisément au niveau de l'unité d'isomérisation du naphta léger (U701/703).

L'objectif du présent travail est de proposer une solution pour pallier au problème de la maintenance du surchauffeur électrique de la section de régénération des sécheurs qui représente une partie importante de l'autoconsommation du complexe RA1K.

A cet effet, notre étude se base principalement sur la substitution du surchauffeur électrique par un four à fuel gaz, qui permet d'assurer une marche optimale au niveau de la section de régénération.

Dans un premier lieu, nous avons procédé à un calcul de dimensionnement d'un four cabine à tube horizontaux selon la norme API standard 560/ISO 13705.

En second lieu, la même norme a été utilisée pour le calcul théorique d'un four cylindrique vertical.

Pour finir, une comparaison entre les résultats obtenus pour les deux fours a été effectuée afin de déterminer le meilleur choix pour notre installation.

Abstract

Our study, which is part of the final project, was carried out at the Skikda RA1K Refinery, specifically at the light naphtha isomerization unit (U701/703). The objective of this work is to propose a solution to address the maintenance issue of the electric superheater in the regeneration section of the dryers, which represents a significant part of the self-consumption of the RA1K complex.

To this end, our study is primarily based on replacing the electric superheater with a gas-fired furnace, which ensures optimal operation in the regeneration section.

Firstly, we conducted a sizing calculation for a horizontal tube cabin furnace according to the API Standard 560/ISO 13705. Secondly, the same standard was used for the theoretical calculation of a vertical cylindrical furnace.

Finally, a comparison was made between the results obtained for the two furnaces in order to determine the best choice for our installation.

Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes	
Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation et historique de la raffinerie de skikda RA1K	4
I.1. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage	4
I.2. La raffinerie de Skikda (RA1/K)	4
I.3. Programme de réhabilitation – modernisation et adaptation des installations de la raffinerie de Skikda	11
Chapitre II : Les essences	14
Introduction.....	15
II.1 Caractéristiques et spécifications des essences.....	15
II.2 Procédés d'obtention des bases pour essences.....	23
II.3. Spécifications des essences.....	26
Chapitre III : Isomérisation des paraffines	29
Introduction	29
III.1 Isomérisation des paraffines	26
III.2 Caractéristiques générales des réactions d'isomérisation.....	32
III.3 Variables de procédé	39
III.4 Procédé d'Isomérisation	40
III.5 Différents procédés d'isomérisation de l'industrie du raffinage	43
Conclusion.....	45
Chapitre IV : Généralités sur les fours	46
IV.1 La combustion	47
IV.2 La flamme	48
IV.3 Nature et caractéristiques des combustibles	48
IV.4 Définition de la chaleur de combustion.....	48
IV.5 Réaction de combustion	49
IV.6 Composition théorique des fumées	50
IV.7 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur.....	50
IV.8 Enthalpie des fumées	50

IV.9 Brûleurs (types, fonctionnement et réglage).....	51
IV.10 Fours tubulaires	53
IV.11 Description des différents types de four.....	57
IV.12 Description détaillé d'un four tubulaire	61
IV.13 Rendement thermique d'un four	64
Conclusion.....	66
Chapitre V : Description de l'unité d'affectation de l'isomérisation des paraffines.....	67
V.1 Section Hydrotraitement du Naphta Léger (U700).....	68
V.2 Section isomérisation du Naphta Léger (U701).....	72
Chapitre VI : Calcul et dimensionnement du four	80
Problématique.....	81
Partie 01 : Dimensionnement d'un four (cabine) à tubes horizontaux.....	83
VI.1 Données de départ.....	83
VI.2 Calcul de la combustion	84
VI.3 Bilan thermique	92
VI.4 Calcul de la zone de radiation.....	95
VI.5 Calcul de la zone de convection	103
VI.6 Calcul de la cheminée	109
Partie 02 : Dimensionnement d'un four cylindrique vertical	113
VI.7 Les étapes de calcul	113
VI.8 Résultats de calcul	114
VI.9 Comparaison et discussions des résultats.....	117
Conclusion générale	121
Bibliographie	
Annexe (01) : Enthalpie des coupes pétrolières	
Annexe (02) : La chaleur restante dans les fumés en fonction de la température	
Annexe (03) : Caractéristiques des tubes	
Annexe (04) : Coefficient d'absorption	
Annexe (05) : épaisseur utile	
Annexe (06) : Facteur d'émission de la flamme	
Annexe (07) : Facteur d'échange F	
Annexe (08) : Température des gaz	
Annexe (09) : Zone de construction suggérée du four	
Annexe (10) : Consommation et production de gaz combustible	

NOMENCLATURE

G : Débit de la charge [kg/h].

T₁ : Température d'entrée [°C].

T₂ : Température de sortie [°C].

T_{air} : Température de l'air [°C].

Q_{th} : Quantité d'oxygène théorique [Kmol/100 kmol_{gaz}].

Q_P : Quantité pratique d'oxygène [Kmol/100 kmol_{gaz}].

L_T : Quantité d'air théorique [Kmol/100 kmol_{gaz}].

L_P : Quantité d'air pratique [Kmol/100 kmol_{gaz}].

e : Excès d'air.

Q_{CO2} : La quantité dioxyde de carbone CO₂ dégagé [Kmol/100 kmol_{gaz}].

Q_{H2O} : La quantité d'eau (H₂O) dégagé [Kmol/100 kmol_{gaz}].

P_{H2O} : la pression partielle de l'eau [mmHg].

N_{H2O} : La quantité d'eau [Kmol/100 kmol_{gaz}].

N₂ : La quantité d'azote totale [Kmol/100 kmol_{gaz}].

M_f : Masse moléculaire des fumées [kg/Kmoles].

ρ_fⁿ : Masse volumique des fumées aux conditions normales [kg/Nm³].

V_f : Le volume des fumées formées par la combustion de 1 Nm³ de gaz [Nm³].

M_{com} : La masse moléculaire du gaz combustible [kg/Kmoles].

ρ_{com}ⁿ : La masse volumique du gaz combustible aux conditions normales [kg/Nm³].

ρ_{air} : La masse volumique de l'air [kg/Nm³].

G_f : Quantité des fumées rapportées à 1 Kg de gaz combustible [kg].

PCS : Pouvoir calorifique supérieur [kcal/Nm³].

PCI : Pouvoir calorifique inférieur [kcal/Nm³].

Q_{inf} : Pouvoir calorifique inférieur pour 1 Kg de combustible [kcal/kg].

Q_{air} : Chaleur sensible de l'air [kcal/kg].

Q_{gaz} : Chaleur sensible de gaz [kcal/kg].

Q_{ab} : La quantité de chaleur absorbée par la charge [Kcal/h].

H_e : L'enthalpie en phase vapeur de la charge à l'entrée [kcal/kg].

H_s : L'enthalpie en phase vapeur de la charge à la sortie [kcal/kg].

Q_{reel} : La quantité de chaleur dégagée [Kcal/h].

β : Le débit de combustible [Kg/h].

G_{ft} : Le débit des fumées [Kg/h].

N_B : Nombre de brûleurs.

Q_{rad} : La quantité de chaleur absorbée en radiation [Kcal/h].

N_T : Le nombre de tubes dans la zone de radiation.

L_{four} : La largeur du four [m].

L_f : La longueur du four [m].

$N_{protection}$: Le nombre de tubes dans la rangée de protection.

h : Le nombre de passes.

D_{ext} : Diamètre extérieur [m].

D_{int} : Diamètre intérieur [m].

C : Entre-axe [m].

K' : Le coefficient d'absorption pour tubes de protection.

K'' : Le coefficient d'absorption pour tubes latéraux.

A : La surface équivalente des tubes [m²].

W : La vitesse massique de la charge par passe [Kg/s.m²].

L_{ut} : Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation [m].

L_{cov} : La largeur de la zone de convection [m].

L_{inc} : La longueur du mur incliné [m].

N_{in} : Nombre de tubes sur les murs inclinés

N_{tmv} : Nombre des tubes sur les murs verticaux

h_v : La hauteur du mur verticale [m]

h_{inc} : La hauteur du mur incliné [m].

h_{rad} : La hauteur du four jusqu'à la zone de convection [m].

V_{cc} : Volume de la chambre de combustion [m³].

P_{H_2O} : La pression partielle de H₂O [mmHg].

P_{CO_2} : La pression partielle de CO₂ [mmHg].

T_A : Température de peau des tubes [°C].

T_g : Température des gaz [°C].

ϵ_f : Facteur d'émission de la flamme.

A_T : La surface totale intérieure de la zone de radiation [m²].

A_R : Surface des réfractaires nus [m²].

F : le facteur global d'échange.

T_{pf} : Température de pseudo-flamme [$^{\circ}\text{C}$].

R : Le coefficient de transfert direct.

F_{ext} : La surface extérieure d'un mètre de tubes [m^2].

F_u : La surface utile d'un tube [m^2].

F_{Tu}^R : Surface des tubes dans la zone de radiation [m^2].

q_{rad} : Taux de transfert en radiation [Kcal/h.m^2].

Q_{con} : La quantité de chaleur absorbée en convection [Kcal/h].

S_p : Surface de passage [m^2].

W_f : Vitesse massique des fumées [$\text{Kg/m}^2.\text{h}$].

T_e : La température de fumée à l'entrée de la zone de convection [$^{\circ}\text{C}$].

T_s : La température de fumée à la sortie de la zone de convection [$^{\circ}\text{C}$].

T_{moyf} : La température moyenne des fumées [$^{\circ}\text{C}$].

α_{conv} : Coefficient de convection [$\text{Kcal/h.m}^2.^{\circ}\text{C}$].

α_R : Coefficient de radiation des gaz [$\text{Kcal/h.m}^2.^{\circ}\text{C}$].

α_m : Coefficient de radiation des murs [$\text{Kcal/h.m}^2.^{\circ}\text{C}$].

C_2 : L'entraxe de deux rangés dans la zone de convection [m].

$n_{rangée}$: Le nombre de rangée dans la zone de convection.

h_{conv} : Hauteur de la zone de convection [m].

A_{mur}^l : Surface du mur pour une rangé [m^2].

A_{tube}^l : Surface extérieur des tubes [m^2].

E : L'effet de la radiation du mur.

α_{conv}^l : Le coefficient global de transmission [$\text{Kcal/h.m}^2.^{\circ}\text{C}$].

H_{sconv} : L'enthalpie de 1Kg d'isomérat à l'entrée de la zone de radiation [Kcal/kg].

D_{Tm} : La différence de température logarithmique moyenne.

N_{total} : Le nombre de tubes dans le four total.

h_T : La hauteur totale du four [m].

S : La surface nécessaire du tube dans la zone de convection [m^2].

T_{ch} : La température de la cheminée [$^{\circ}\text{C}$].

ϱ_f^{Tch} : La masse volumique des fumées à T_{ch} [Kg/m^3].

ϱ_f^{Tmoyf} : La masse volumique des fumées à T_{moyf} [Kg/m^3].

ϱ_f^{Te} : La masse volumique dans la chambre de combustion à T_e [Kg/m^3].

ρ_{air}^{20} : La masse volumique de l'air à 20°C [Kg/m³].

P_{TS} : Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion [mmH₂O].

DP_{tp} : Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs [mmH₂O].

P_{dyn} : La pression dynamique [mmH₂O].

DP_r : Perte de charge pour $N_{\text{rangées}}$ des tubes de convection [mmH₂O].

B_f : Débit volumiques des fumées dans la cheminée [m³/s].

S_{ch} : La section pour une cheminée [m²].

W_{ch} : La vitesse des fumées dans la cheminée [m/s].

W_{fch} : La vitesse massique des fumes dans une cheminée [Kg/m².s].

DP_{ch} : La pression dynamique dans une cheminée [mmH₂O].

P_T : Le tirage nécessaire total [mmH₂O].

H_{ch} : La hauteur de la cheminée [m].

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation.....	13
Tableau II.1 : caractéristique d'un reformat à basse pression	20
Tableau II.2 : Nombre d'octane NOR et NOM des bases de carburant.	22
Tableau II.3 Spécifications des carburants automobiles (essences).....	27
Tableau IV.1 : Les principales réactions de combustion.....	49
Tableau IV.2 : Dimensions les plus courantes des tubes de fours.....	61
Tableau IV.3 : Matières des tubes les plus couramment utilisées et température.....	62
Tableau V.1 : la composition du naphta A	74
Tableau V.2 : Les caractéristiques du naphta A	74
Tableau V.3 : Les caractéristiques du produit (ISOMERAT).	74
Tableau VI.1 : Les pertes financières du surchauffeur électrique	82
Tableau VI.2 : Paramètres et conditions de service.....	83
Tableau VI.3 : Composition du gaz combustible.....	83
Tableau VI.4 : Caractéristiques physico-chimiques du combustible.....	83
Tableau VI.5 : Tableau récapitulatif des compositions des fumées.....	88
Tableau VI.6 : Pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant.....	90
Tableau VI.7 : Calcul de la masse molaire du mélange isomérat.....	92
Tableau VI.8 : Caractéristiques des tubes.....	96
Tableau VI.9 : Les dimensions de la zone de radiation du four cylindrique.....	113
Tableau VI.10 : Calcul de la zone de radiation du four cylindrique.....	113
Tableau VI.11 : Les dimensions de la zone de convection du four cylindrique.....	113
Tableau VI.12 : Calcul de la zone de convection du four cylindrique.....	113
Tableau VI.13 : Les dimensions de la cheminée du four cylindrique.....	113
Tableau VI.14 : Calcul de la cheminée du four cylindrique.....	113
Tableau VI.15 : Calcul de bilan thermique des fours.....	114
Tableau VI.16 : Dimensionnement constructif des fours.....	114
Tableau VI.17 : Dimensionnement constructif des fours.....	115
Tableau VI.18 : Comparaison entre le four calculé et le four.....	119

Liste des figures

Figure I.1 Situation géographique de la RA1/K	5
Figure I.2 Organigramme de la RA1K	6
Figure I.3 Configuration avant la réhabilitation de la raffinerie.....	12
Figure I.4 Configuration final de la raffinerie.....	12
Figure I.5 Les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures.....	13
Figure II.1 Schéma de principe de fonctionnement d'un moteur.....	21
Figure III.1 L'indice d'octane selon les familles moléculaires	30
Figure III.2 Répartition de l'indice d'octane selon les composants	30
Figure III.3 principe du procédé d'isomérisation	31
Figure III.4 Schéma simplifié de l'isomérisation sur catalyseur Pt/Al ₂ O ₃ chloré	41
Figure III.5 Schéma simplifié de l'isomérisation sur catalyseur zéolithe	42
Figure III.6 Schéma simplifié de l'unité d'isomérisation avec séparation surtamis moléculaires.....	42
Figure III.7 Schéma simplifié de l'unité d'isomérisation avec séparation a un seul branchement.....	43
Figure IV.1 Four cylindrique.....	55
Figure IV.2 Four à cabine.....	55
Figure IV.3 Matériaux réfractaires.....	57
Figure IV.4 Fours à tubes horizontaux.....	58
Figure IV.5 Fours à tubes verticaux.....	58
Figure IV.6 Fours cylindrique verticaux.....	59
Figure IV.7 Fours à chauffage par murs radiants.....	59
Figure IV.8 Fours à double chauffe.....	60
Figure IV.9 Autres types de fours.....	60
Figure IV.10 Le pourcentage pertes de chaleur dans les fours tubulaires	65
Figure V.1 PFD simplifié de l'unité LNHT.....	68
Figure V.2 But de l'unité NHDT (U-700).	69
Figure V.3 Schéma de la DIP.	70
Figure V.4 Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation (U701/703)	78
Figure V.5 Schéma descriptif de la section de régénération des sécheurs	79
Figure VI.1 le temps pour atteindre graduellement la température de régénération du surchauffeur	81
Figure VI.2 Les étapes de calcul de la zone de radiation.....	95
Figure VI.3 Les étapes de calcul de la zone de convection.....	106

Figure VI.4 Schéma représentatif du four cabine.....	116
Figure VI.5 Schéma représentatif du four cylindrique.....	116
Figure VI.6 Surface effective des tubes et surface total du four.....	117
Figure VI.7 Hauteur des différentes sections de four.....	117
Figure VI.8 Surface de la base de chaque four.....	118

Liste des annexes

Annexe n°01 : Enthalpie des coupes pétrolières

Annexe n°02 : La chaleur restante dans les fumés en fonction de la température

Annexe n°03 : Caractéristiques des tubes selon la norme API standard 560/ISO 13705

Annexe n°04 : Coefficient d'absorption

Annexe n°05 : épaisseur utile

Annexe n°06 : Facteur d'émission de la flamme

Annexe n°07 : Facteur d'échange F

Annexe n°08 : Température des gaz

Annexe n°09 : Zone de construction suggérée du four

Annexe n°10 : Consommation et production de gaz combustible

Introduction générale

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Le pétrole brut est un mélange de différents produits hydrocarbonés, utilisable dans les différentes branches de l'industrie et des moteurs à combustion.

Le raffinage de pétrole se caractérise, ces dernières années, par l'introduction de nouvelles techniques qui toutes visent à satisfaire aux exigences sans cesse croissante de la qualité des produits raffinés. Parmi ces exigences, celle qui domine cette évolution est la nécessité de produire des essences à haute performance et notamment d'indice d'octane de plus en plus élevé avec la plus faible sensibilité possible.

Face à cette tendance, l'isomérisation des paraffines constitue une alternative à la suppression totale du plomb ainsi que limitations sur les hydrocarbures aromatiques, oléfines, benzène et le soufre, l'isomérisation est un procédé complémentaire au reforming catalytique.

Dans le cadre de l'adaptation progressive des spécifications des essences aux normes mondiales, la SONATRACH a mis en disposition une unité d'isomérisation dans le cadre de réhabilitation de la raffinerie permettant ainsi d'augmenter l'indice d'octane de l'essence légère.

L'efficacité des équipements d'échange thermique dans l'industrie, est un facteur important qui influe directement sur la performance des installations industrielles, 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 différents équipements, parmi eux les surchauffeurs électriques dans lesquels l'énergie produite par les résistances électriques est transmise directement au fluide à réchauffer.

Les équipements d'échange thermique jouent un rôle capital dans les unités pétrochimiques, l'exploitation de ces équipements peut se heurter à divers problèmes techniques car la défaillance de l'équipement ou de l'un de ces accessoires entraîne l'arrêt de l'unité et les conséquences de son arrêt ou de son faible rendement ont une grande influence sur la production

L'unité d'isomérisation au sein de la raffinerie de SKIKDA dispose d'une section de régénération des sécheurs dotée d'un surchauffeur électrique EH-1 qui suite aux défaillances et pannes répétitives au niveau des résistances électriques et de la carte électronique de commande cause une grave perturbation du temps de régénération au niveau de l'unité.

L'objet de notre travail est de proposer une amélioration de la section de régénération de l'unité d'isomérisation par l'installation d'un four à gaz.

Notre travail s'articule en deux parties : une partie bibliographique, et une partie calcul.

Le premier chapitre est essentiellement consacré à la présentation et la description de notre lieu de stage de mise en situation professionnelle soit la raffinerie de Skikda RAIK.

Dans le deuxième chapitre, nous avons abordé les éléments généraux concernant la caractérisation, la formulation et les spécifications de l'essence, ainsi que les différents procédés d'obtention des bases pour les essences.

Dans le troisième chapitre, nous introduisons des généralités sur le transfert thermique qui est l'un des modes, les plus connus d'échange d'énergie, où la chaleur peut être transmise par conduction, convection ou rayonnement. Bien que les trois processus puissent avoir lieu simultanément.

Pour le troisième chapitre est basé sur le principe du procédé d'isomérisation, les caractéristiques générales des réactions d'isomérisation et les différents schémas et procédés ont été mis en œuvre pour l'isomérisation dans le but d'améliorer les rendements en isomères.

Le quatrième chapitre est consacré à un équipement clef pour l'industrie de raffinage et de la chimie de pétrole soit le four à gaz, nous exposons les différentes technologies des fours et de leurs composants et équipements internes. Une partie est aussi dédiée au rendement thermique et à son amélioration.

La description générale ainsi que le schéma technologique de l'unité concernée par notre étude soit la section "isomérisation du naphta léger", feront l'objet du cinquième chapitre.

Enfin, Le dernier chapitre est réservé aux différents calculs et résultats dont le but est de dimensionner le four objet de notre étude. Et nous terminons par une conclusion.

**Chapitre I : Présentation et
historique de la raffinerie de
skikda RA1K**

Introduction

Dans le cadre de notre mise en situation professionnelle, nous avons effectué notre stage au niveau de la raffinerie de Skikda RA1K, dans ce qui suit une générale description est donnée.

I.1. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage

A l'origine le raffinage a été une activité intégrée dans la société **SONATRACH**. En janvier 1982 le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et distribution des produits pétroliers ERDP. L'ERDP crée par décret 80-101 du 06 avril 1980 dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, mise en place le 02 janvier 1982, l'ERDP est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. À partir du 02 février 1985 l'ERDP a été transformée sous le nom commercial qui est la NAFTAL, cette dernière est subdivisée en quatre unités à savoir :

- * Unité NAFTAL de raffinage.
- * Unité NAFTAL de distribution.
- * Unité NAFTAL de maintenance.
- * Unité NAFTAL portuaire.

A compter du 25 août 1987 et par décret 87 fut crée l'entreprise nationale **NAFTEC** de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 janvier 1988. Elle est pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie de raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation. Le nombre total des travailleurs est environ 4500 travailleurs présenté sur l'ensemble de trois raffineries avec la direction générale. [6]

I.2. La raffinerie de Skikda (RA1/K)

I.2.1. Présentation de la raffinerie de Skikda

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud brut en produits pétroliers répondants à des spécifications requises (Normes nationales et internationales).

Il a une capacité de traitement actuelle égale à 16,8 millions t/an, ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an). [6]

a) Situation géographique

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7Km à l'Est de Skikda et à 2Km de la

mer (Figure I.1), elle est aménagée sur une superficie actuelle égale à 250 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1550 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport-Est (ETU) de Skikda, qui est une station intermédiaire de Hassi Messaoud. Le complexe est alimenté par un pipe-line de longueur de 760 km. [6]

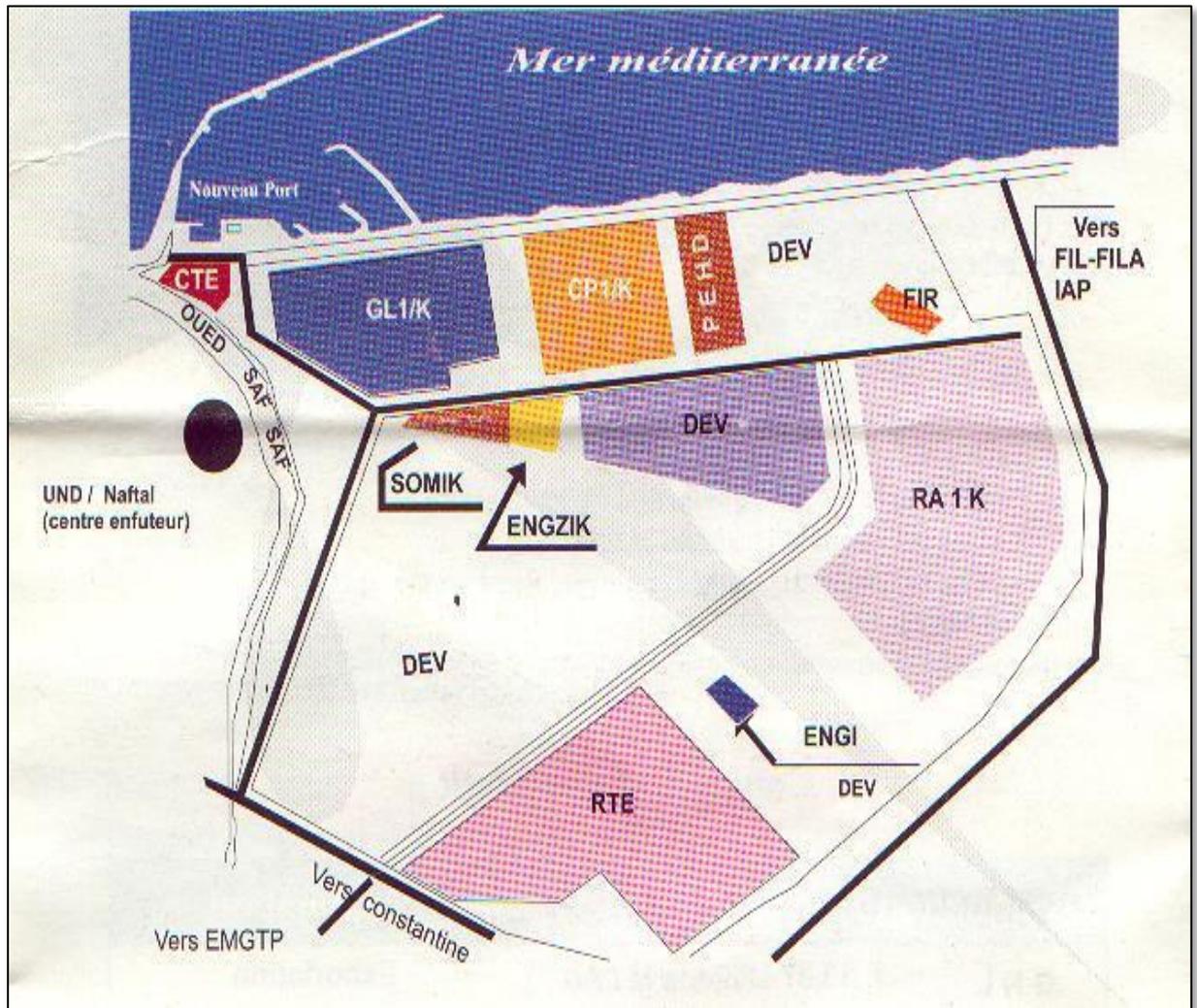


Figure I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda [6]

b) Organigramme de la RA1K

L'organigramme de la raffinerie de skikda est représenté dans la figure I.2

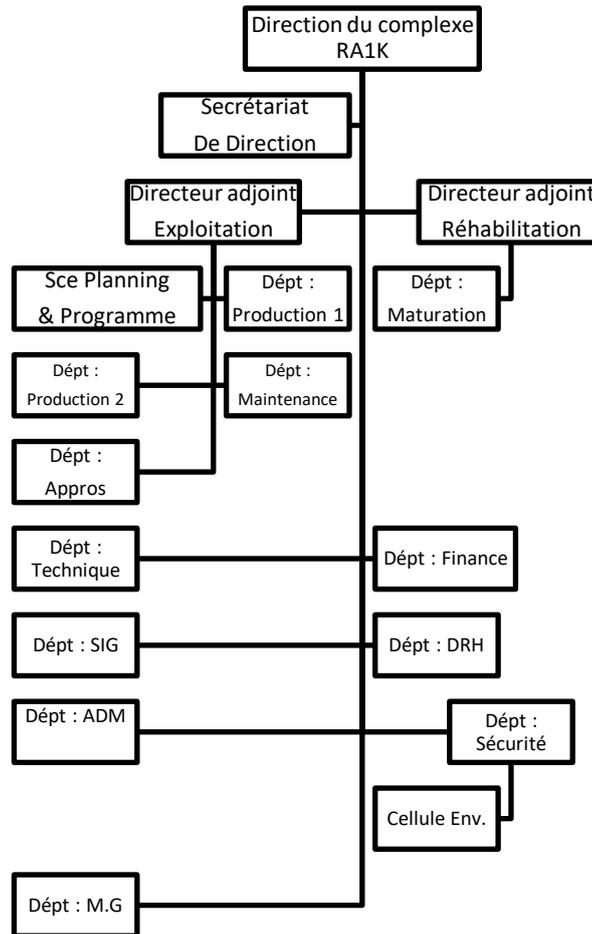


Figure I.2 : Organigramme de la RA1K_[6]

I.2.2 L'objectif de la RA1K

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont de :

- Continuer à assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés, sur le plan quantitatif et qualitatif. _[6]
- Continuer à offrir des produits raffinés, destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux. _[6]

I.2.3 Les principales installations de la RA1K

La raffinerie est divisée en différentes zones et en outre elle comprend 16 unités de production:

- 02 unités de distillation atmosphérique (TOPPING), Unité 10 et 11.
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming).

- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (Platforming).
- Unité 30/31 et 104 : gaz plant (traitement et séparation des gaz GPL). [6]
- Unité 200 d'extraction et de fractionnement des aromatiques.
- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène.
- Unité 500 de l'isomérisation des xylènes.
- Unité 70 de distillation sous vide (production des bitumes).
- Unité 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des paraffines.
- Unité C.T.E 1050: centrale thermique électrique et utilités (C.T.E1).
- Centrale thermique électrique et utilités (C.T.E2).
- Unité 900 de la production d'hydrogène.
- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MEL.EX) ; MELEX nord, Est et sud. [6]

I.2.4 Présentation des différentes unités de production

- **Unité de distillation atmosphérique U10-11**

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants : G.P.L, Iso-pentane, Naphta A, Naphta B (65°-150°) Naphta C (150°- 180°) Kérosène (180° -225°) Gasoil léger (225°-320°) Gasoil lourd (320°-360°) Résidu (>360°). [6]

- **Unité de magnaforming U100 et Platforming U101 et 103**

L'unité 100 appelée auparavant Magnaforming, elle utilisait un catalyseur à base de magnésium. Actuellement et après revamping les deux unités ont le même type de catalyseur à base de platine (platforming), les deux unités ont pour but de transformer le naphta moyen obtenu du Topping en réformât utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences. [6]

- **Unité d'extraction des aromatiques U200**

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures.

La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement de la colonne C5 splitter du réformât de l'unité 100. [6]

- **Unité de séparation du para-xylène U400**

Cette unité est conçue pour récupérer le paraxylène, un produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de magnaforming (avant réhabilitation), permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (méta-ortho) et éthyl-benzène. Le paraxylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylènes pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc. [6]

- **Unité de production de bitume U70**

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI). [6]

Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

-Une partie vers le stockage.

-L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé. [6]

- **Unité d'isomérisation du naphta légère A U700/701/702/703**

Cette unité sera détaillée dans le chapitre II.

- **Unité de séparation et traitement des gaz U30-31-104**

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11,100 et 103

Unité30: Traite le gaz liquide provenant de l'unité 100 en particulier celui de tête de la colonne C7 où les GPL sont séparés du pentane. [6]

Unité31: Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping. [6]

Unité104: Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité. [6]

- **Unité Melex U600**

La raffinerie possède une capacité de stockage de 2.500.000 T/ans environ. L'unité comprend les équipements nécessaires au mouvement blending et exportation des produits finis. [6]

L'évacuation des produits finis se fait par un réseau de canalisation vers les deux ports de Skikda, Les dépôts G.P.L. et carburants de Skikda ainsi que le centre installation intégrée de distribution du Khroub (Constantine). [6]

L'évacuation du bitume routier se fait quant à elle par camions et par pipeline vers le port. La majorité des produits finis est obtenue à partir de mélange de plusieurs produits de base, car il serait difficile d'obtenir directement (tout en restant dans les limites de la rentabilité) des produits répondant aux spécifications. [6]

- **Unité 1050 : centrale thermoélectrique (CTE)**

C'est le système nerveux de la raffinerie, la CTE se compose de 11 sections à savoir :

La section 62 pour la production d'eau déminéralisée.

La section 1020 pour le refroidissement de l'eau.

La section 1030 pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable

La section 1040 pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie.

La section 1050 pour la génération de la vapeur « chaudières ».

La section 1060 pour la récupération et le traitement du condensât.

La section 1070 au système Fuel-gas.

La section 1080 pour la production de l'air instrument et l'air service.

La section 1100 pour le traitement des effluents.

La section 1110 de production de l'azote (N₂).

La section de production de l'électricité. [6]

- **Unité 1020 : Tour de refroidissement**

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes provenant des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyées vers les différentes unités aux moyens des pompes. [6]

- **Unité 1110 : l'azote**

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes. [6]

- **Unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP)**

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression. [6]

- **Unité 1080 : Air comprimé**

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré comprimée est envoyée vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine pour être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production. [6]

- **Unité 62 de déminéralisation**

L'unité 62 est désignée pour déminéralisation l'eau dessalée provenant des CP1K ou GNL pour l'alimentation des chaudières et les autres unités. [6]

- **Laboratoire de contrôle**

Le service laboratoire dépend du département technique, le laboratoire de la raffinerie est un laboratoire de control des unités et d'analyse des produits finis commercialisés soit vers le marché extérieur, soit vers le marché intérieur. [6]

I.3. Programme de réhabilitation – modernisation et adaptation des installations de la raffinerie de Skikda

A l'effet de :

- Augmenter le niveau de sécurité des installations de la Raffinerie.
- Lever les contraintes d'exploitation.
- Adapter l'outil de production à l'évolution des spécifications des produits raffinés (normes européennes).
- Augmenter les capacités de raffinage de pétrole brut et de production des aromatiques, produits à très forte valeur ajoutée.
- Moderniser le réseau électrique.
- Moderniser l'instrumentation. [6]

I.3.1. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda

- Réhabilitation des deux unités de distillation atmosphérique avec augmentation de capacité de 10% pour le traitement du pétrole brut de qualité HASSI MESSAOUD.
- Réhabilitation des deux unités de séparation des GPL.
- Réhabilitation des utilités et des off-sites.
- Modernisation de l'instrumentation par l'installation d'un système numérique de contrôle commande et la construction d'une nouvelle salle de contrôle centralisée.
- Modernisation du système de réception et de distribution de l'électricité.
- Remise à niveau de l'unité de reforming catalytique (reforming 1) et reconfiguration de la chaîne de production des aromatiques par le revamping de l'unité de récupération du benzène et du toluène, la construction d'une unité de cristallisation du para-xylène et d'une unité d'isomérisation des xylènes.
- Construction de deux unités d'isomérisation des naphtas permettant de disposer d'une base à haut indice d'octane (2 x 347.000 TM/AN).
- Construction de deux unités d'hydrodésulfuration de gazole (2 x 2.627.000 TM /AN) : opération différée à une date ultérieure. [6]

Les Figures I.3 et I.4 illustrent les configurations de la raffinerie de Skikda avant et après réhabilitation. [6]

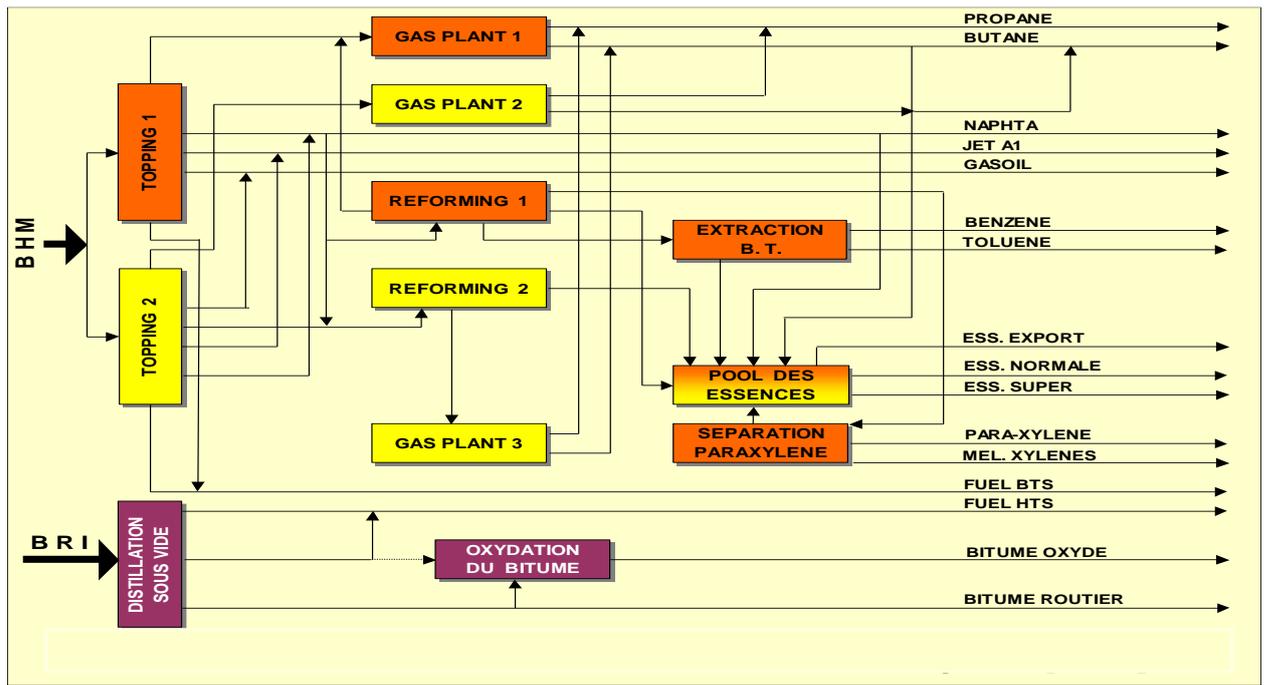


Figure I.3 : Configuration avant réhabilitation de la raffinerie [6]

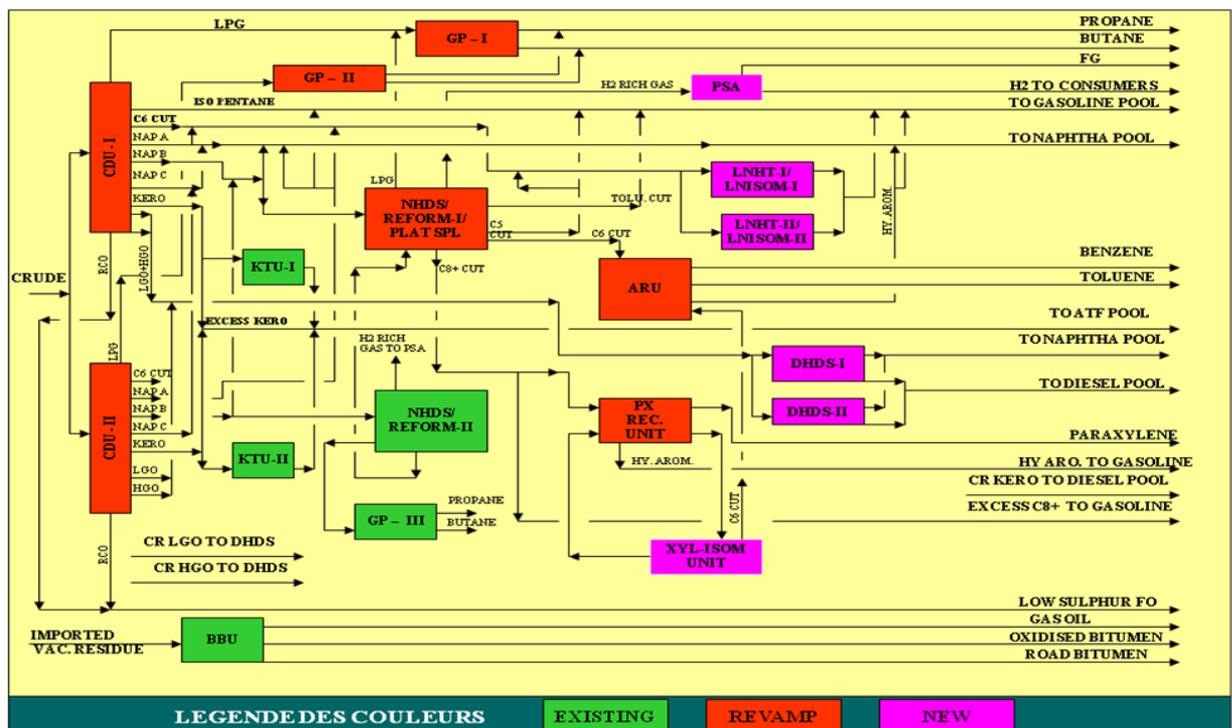


Figure I.4 : Configuration finale de la raffinerie [6]

I.3.2 Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation

Le tableau suivant donne la relation de tonnages entre les matières première utilisées et les différents produits finis. [6]

Tableau I.1 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K.

Unité : (tonne/an)	Avant réhabilitation	Post réhabilitation	Quantités additionnelles	
Capacité de traitement				
Pétrole brut	15 000 000	16 500 000	1 500 000	10%
Brut réduit importé	277 000	277 000	-	-
Capacité de Production				
GPL	608 000	747 768	139 768	23%
Essences	1 718 000	2 135 400	417 400	24%
Naphta	1 943 000	2 009 120	66 120	3%
Kérosène	1 500 000	1 500 000	-	-
Gasoil	3 622 000	4 713 968	1 091 968	30%
Fuels	5 038 000	4 777 664	-290 336	-6%
Benzène	90 000	197 100	107 100	119%
Toluène	5 000	16 900	11 900	238%
Paraxylène	38 000	220 100	182 100	479%
Bitumes	145 000	145 000	-	-

I.3.3 Interconnexions de la RA1K au sein du pôle "hydrocarbures de Skikda"

La figure suivante schématise les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda.

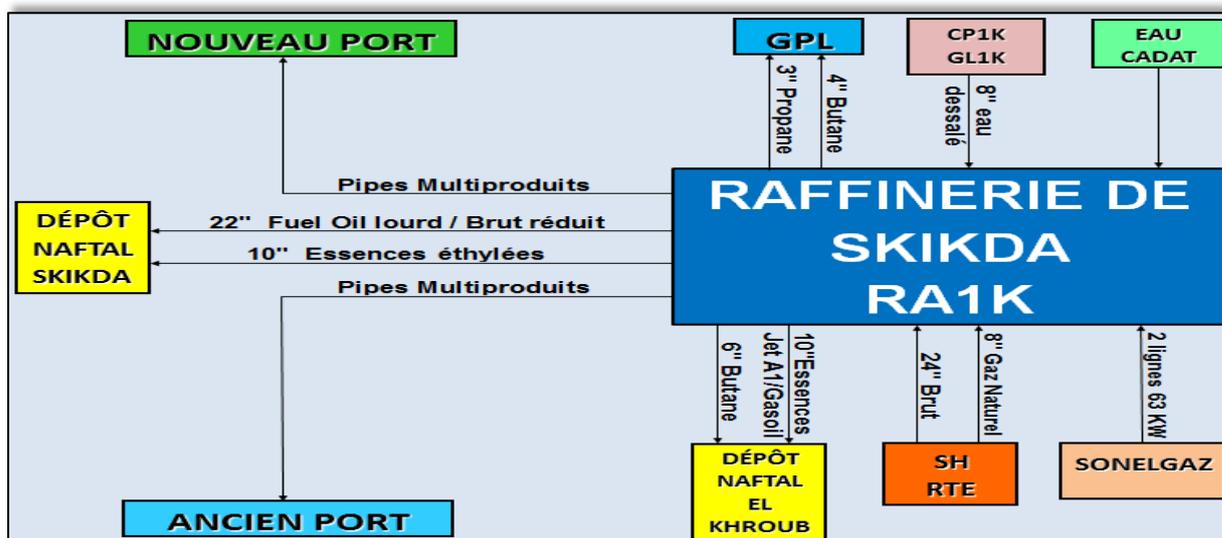


Figure I.5 : les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda. [6]

Conclusion

La raffinerie de skikda, suite au projet de réhabilitation, est actuellement dotée d'outils permettant de changer les schémas de formulation des essences.

Chapitre II : Les essences

Introduction

L'essence est un carburant hautement inflammable, constitué d'une huile légère d'hydrocarbure, qui est incolore. Elle est utilisée dans les moteurs à allumage commandé. Pour obtenir un indice d'octane élevé, elle est composée d'un mélange de produits provenant de divers procédés de traitement, auxquels des additifs sont ajoutés pour répondre aux exigences du marché. L'essence est constituée de fractions du pétrole ayant une température de distillation comprise entre 35 et 200 °C et contenant des hydrocarbures de C4 à C10. [18]

II.1. Caractéristiques et spécifications des essences :

II.1.1. Propriétés physiques des essences :

Elles exercent une influence primordiale sur l'alimentation et la combustion que ce soit au cours du démarrage qu'au cours du fonctionnement (par temps chaud ou froid). Les plus importantes sont celles liées à la masse volumique et à la volatilité. La chaleur de vaporisation et la viscosité sont également importantes, mais moins.

II.1.1.1-la masse volumique :

Elle est généralement mesurée à 15 °C, au moyen d'un aéromètre ; elle s'exprime en kg/l, cette caractéristique varie avec la température et spécialement celles des coupes légères :

$$\rho_t = \rho_{15^\circ\text{C}} - k(T-15)$$

Avec : $k = 8,5 \cdot 10^{-4}$ si densité comprise entre 0,7 et 0,76.

$$k = 8 \cdot 10^{-4} \text{ si densité comprise entre } 0,76 \text{ et } 0,8.$$

Ainsi, la masse volumique « pratique » peut être nettement inférieure aux spécifications. Connaissant l'influence que peut avoir la variation de la densité sur le rendement d'un moteur, elle doit donc être bien encadré. [15]

Influence de la masse volumique :

Cette influence est multiple.

1) D'abord, les constructeurs automobiles tiennent compte de la masse volumique des carburants dans la conception et le réglage des moteurs. Les débits d'alimentation sont dans un certain intervalle de masse volumique. [15]

2) Si la masse volumique augmente, la richesse diminue.

Par exemple :

iso-octane : densité = 0,696. richesse = 15,11.

Benzène : densité = 0,884. richesse = 13,25.

Or, l'utilisation d'un carburant plus dense entraîne une richesse plus faible, ce qui améliore le rendement effectif. [15]

3) Pour la consommation, si la masse volumique croît, la consommation diminue, puisque le pouvoir calorifique volumique sera plus grand. [15]

4) Les effets de pollution peuvent également être non négligeable si les variations de masse volumique sont trop fortes ; En effet, les variations de richesse peuvent entraîner :

Soit des mélanges trop pauvres :

- Difficultés de conduites.
- Usures rapides du moteur et des huiles de lubrifications)

Soit des mélanges trop riches :

- Fortes émissions d'imbrûlés.
- Consommation excessive). [15]

En pratique, l'utilisateur préfère le carburant le plus dense possible, compatible avec les spécifications, car il lui offre le meilleur PCI volumique et la plus basse consommation spécifique en litres par 100 km. On estime à ce sujet qu'un accroissement de la masse volumique de 4 à 5% entraîne une réduction de consommation de 3 à 5%. [15]

II.1.1.2- Volatilité :

A) Courbe de distillation :

La courbe de distillation des essences est une distillation ASTM.

Sur cette courbe on définit quelques repères : point initial, point final, fractions distillées à 70, 100, 180, 210 °C.

En pratique, ce sont les valeurs E70 et E100 qui font l'objet d'une attention particulière. Le point final des essences ne doit pas dépasser une valeur limitée. [2]

En effet, la présence de fractions trop lourdes conduirait à une combustion incomplète et à un certain nombre d'inconvénients concomitants :

- Encrassement de la chambre de combustion.
- Consommation plus élevée.
- Dilution du lubrifiant.
- Usure prématurée du moteur. [15]

En pratique le point final de distillation des essences se situe entre 170 et 200°C. [15]

B) Pression de vapeur Reid :

La PVR est une pression relative par rapport à la pression atmosphérique. Les constituants classiques présentent des PVR comprises entre 400 et 1200 mbars.

Les spécifications dépendent des saisons :

PVR < 0,65 bar en été.

PVR < 0,8 bar en hiver.

La **PVR** permet de fixer une volatilité maximale, alors que la courbe de distillation fixe une volatilité minimale. [15]

Ce sont bien sur les fractions les plus volatiles qui déterminent la PVR, et notamment les coupes C4 - C5. On peut donc estimer rapidement une PVR si nous connaissons la composition.

Certains abaques permettent de déterminer la PVR à partir de la courbe de distillation ASTM et de déterminer la pression de vapeur à n'importe quelle température. [15]

C) Indice de volatilité des essences :

Appelé également Fuel volatility Index FVI. S'exprime par la relation :

$$\mathbf{FVI = PVR + 7 * E70}$$

Cet indice représente le rôle du carburant chaud dans le moteur. il est selon la saison :

- En dessous de 900 en été.
- Moins de 1000 au printemps et à l'automne.
- En dessous de 1150 en hiver.

Les constructeurs automobiles, plus exigeants encore, demandent dans leur cahier de charges 850 en été (FVI inférieurs à 850 en été). [15]

D) le Rapport V/L :

A température et pression fixées, le rapport V/L correspond au volume de vapeur formé par unité de volume de liquide pris à 0°C.

La volatilité du produit s'exprime alors par les niveaux de température pour laquelle (V/L) = 12 ou 20 ou 36.

Des corrélations permettent de relier (V/L) X avec la PVR :

$$T(V/L) = 12 = 88,5 - 0,19 E70 - 42,5 PVR$$

$$T(V/L) = 20 = 90,6 - 0,25 E70 - 39,2 PVR$$

$$T(V/L) = 36 = 94,7 - 0,36 E70 - 32,3 PVR$$

Avec : T(V/L) = 12 : Température en °C pour laquelle V/L = 12

E70 : % distillé en volume à 70°C.

PVR : en bar. [15]

II.1.1.3- Viscosité :

Ce n'est pas un paramètre déterminant pour les essences. Elle reste d'ailleurs faible et inférieure à 1 cSt jusqu'à - 20 °C. [15]

II.1.1.4- Chaleur de vaporisation :

La plupart des hydrocarbures constituant l'essence présentent des chaleurs de vaporisation voisines, de l'ordre de 300 kJ/ kg à 350 kJ/kg.

Elle n'influencent pas le processus d'alimentation et de combustion. [15]

II.1.2- Propriétés chimiques des essences :

II.1.2.1-l'indice d'octane :

Le nombre d'octane, également appelé indice d'octane, est une mesure de la capacité de l'essence automobile à résister à la détonation pendant son utilisation.

Le rendement du moteur est déterminé par le taux de compression, qui représente le rapport entre le volume du cylindre lorsque le piston est repoussé vers le bas par la détente des gaz et le volume lorsque le piston est en position haute. Un moteur avec un taux de compression élevé (c'est-à-dire lorsque le mélange d'essence et d'air est fortement comprimé dans le cylindre avant l'allumage) est généralement plus performant. Cependant, la détonation de l'essence limite la puissance et l'efficacité du moteur. L'indice d'octane d'une essence indique sa capacité à résister à la détonation. Il est mesuré à l'aide d'un moteur de laboratoire appelé CFR. Cet indice est exprimé en pourcentage en volume d'isooctane, qui a un indice d'octane de 100, dans un mélange avec le n-heptane, qui a un indice d'octane de 0, dans un moteur standard fonctionnant dans des conditions normales.

L'indice d'octane est déterminé à la fois par des conditions de fonctionnement à vitesse normale (600 tr/min) pour obtenir l'indice d'octane de recherche (RON) et par des conditions plus sévères à vitesse élevée (900 tr/min) pour obtenir l'indice d'octane du moteur (MON). La moyenne arithmétique de ces deux valeurs, appelée $[(R+M) / 2]$, est souvent utilisée. Le tableau ci-dessous présente les indices d'octane de plusieurs hydrocarbures [16]. Les paraffines normales ont la moins bonne capacité antidétonante, tandis que les isoparaffines, les naphthènes et les aromatiques ont des indices d'octane plus élevés que les paraffines normales. Les hydrocarbures aromatiques ont les indices d'octane les plus élevés parmi les différentes séries d'hydrocarbures, ce qui souligne l'importance du procédé de reformage catalytique qui transforme les paraffines et les naphthènes en aromatiques.

Pour augmenter l'indice d'octane d'un carburant, on peut utiliser du plomb tétra-méthyle ou du plomb tétra-éthyle dans le cas du supercarburant plombé. Pour les supercarburants sans plomb, on utilise des composés organiques tels que le méthyl tertio-butyle éther (MTBE). [17]

Tableau II.1: caractéristique d'un reformat à basse pression (analyse % mass par famille et nombre d'atome de carbone avec : RON=98, d=0.85, S≤0.1 ppm). [16]

Nombre de Carbone	iP	nP	P	O	N	A	Total
4	0.57	0	0.57	0	0	0	0
5	1.51	2.37	3.88	0.1	0	0	3.98
6	1.69	3.97	5.66	0.16	0.19	2.34	8.35
7	2.5	8.42	10.92	0.35	0.4	14.16	25.83
8	1.16	4.91	6.07	0.44	0.34	26.28	33.13
9	0.26	1.04	1.3	0.08	0	21.08	22.46
10	0.07	0.28	0.35	0	0	4.76	5.11
11	0	0.02	0.02	0	0	0.55	0.57
Total	7.76	21.01	28.77	1.13	0.93	69.17	100

II.1.2.2- Phénomène de cliquetis :

Dans les moteurs à allumage commandé, différents types de combustion peuvent se produire. Le processus normal implique une combustion rapide et progressive du mélange air-carburant grâce à la propagation d'un front de flamme initié par l'étincelle produite entre les électrodes de la bougie d'allumage. Cependant, il existe un phénomène indésirable appelé cliquetis. Il s'agit d'une auto-inflammation soudaine et généralisée d'une partie du mélange *air-carburant qui n'a pas encore été brûlée. Cette auto-inflammation est provoquée par la chaleur et la pression élevées résultant du mouvement du piston et de la libération d'énergie causée par la propagation du front de flamme. Cela entraîne une augmentation locale de la pression, suivie de vibrations de la masse gazeuse qui diminuent progressivement jusqu'à ce que la pression soit équilibrée dans toute la chambre de combustion. Ce phénomène produit un bruit caractéristique ressemblant à un tintement métallique, d'où le terme "cliquetis".

Il est essentiel d'éviter le phénomène de cliquetis, car s'il se produit de manière constante, il peut entraîner des contraintes mécaniques et thermiques excessives sur le moteur. [2]

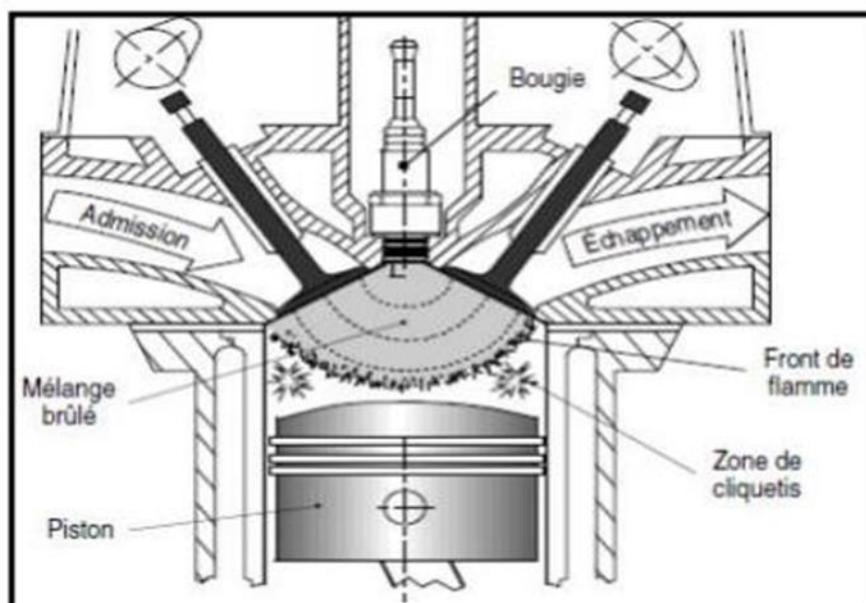


Figure II.1: Schéma de principe de fonctionnement d'un moteur.

II.1.2.3- Le $\Delta R100$:

C'est la différence entre le RON du carburant et le RON du distillat 100°C. Une différence supérieure à 10 indique une essence trop lourde. [15]

II.1.2.4- La sensibilité :

L'écart entre le RON et le MON est appelé la sensibilité : $S = RON - MON$. On verra que la sensibilité d'un carburant classique est le plus souvent comprise entre 6 et 13. Et que plus la sensibilité augmente, moins le carburant est résistant à l'auto détonation. Les isoparaffines et les aromatiques ont un indice d'octane très élevé, par contre les normales paraffines et les oléfines ainsi que les naphènes ont un indice d'octane bas. [18]

II.1.2.5- La formulation des essences :

Le pool d'essence est constitué à partir d'un certain nombre de bases dont les nombres d'octane sont reportés dans le tableau ci-dessous. En ce qui concerne le NOR, c'est l'isopentane et l'essence de FCC, dont la contribution est importante, en contrepartie, les isomérats ont des valeurs inférieures à 95. Pour le NOM, les paraffines légères (butanes et isopentane), les alkylats, les éthers et les reformats dépassent les 85 de la norme de l'Euro-super. Il apparaît donc que, hormis les éthers et les alkylats, les reformats représentent les seules bases, produites en quantités importantes, qui satisfassent à la fois le NOR et le NOM.

[19]

Tableau II.2 : Nombre d'octane NOR et NOM des bases de carburent. [16]

Bases	NOR	NOM
Butane	95	92
Isopentane	92	89
Essence légère	68	67
Reformat moyenne pression	94	85
Reformat basse pression	99	85
Reformat lourd	113	102
Essence totale de FCC	91	80
Alkylats	95	92
Isomérat	85	82
Dimate	97	82
MTBE	115	99
ETBE	114	98

II.1.2.6- Formulation des essences –Indice de mélange - :

La formulation consiste à mélanger les effluents provenant de différentes unités de la raffinerie afin d'obtenir des produits conformes aux spécifications. C'est à ce stade également que les additifs peuvent être. On conçoit aisément qu'en matière d'indices, ou d'ailleurs de tout autre paramètre, les caractéristiques d'un mélange ne sont pas toujours identiques à celles que fournirait une loi d'additivité linéaire. Pour tenir compte de ces écarts par rapport à l'idéalité, on introduit fréquemment la notion d'indice de mélange M, défini ci-après.

Dans un système constitué de deux bases A et B, l'indice de mélange M_a de l'un des deux constituants, A par exemple se calcul à partir de la relation suivante :

$$RON_{AB} = x M_a + (1 - x) B$$

RON_B , RON_{AB} : représentent respectivement le RON du constituant B et du mélange AB ;

x : est la fraction volumique du constituant A dans le mélange.

Généralement, l'indice de mélange s'applique au constituant minoritaire. Cette définition s'étend à d'autres caractéristiques, comme le MON, la pression de vapeur et les caractéristiques de volatilité (E70, E100...). [18]

Pour prévoir les indices d'octane de mélanges plus complexes, il faut faire appel à des modactivateles non linéaires, dans lesquels le comportement en mélange d'un constituant i dépend du milieu hydrocarboné dont il se trouve. L'indice d'octane de l'essence s'exprime alors par l'équation :

$$IO = \sum_i (I_{0\text{ ppi}} + K_i \cdot C_i)$$

Où : IO : est l'indice d'octane (RON ou MON) de l'essence ;

$I_{0\text{ ppi}}$: l'indice d'octane du produit i pur, C_i sa concentration massique ;

K_i : un coefficient représentant un écart à l'idéalité – bonus ou malus- tenant compte de son comportement particulier en mélange. [2]

II.2 Procédés d'obtention des bases pour essences

II. 2.1. Distillation du pétrole :

Ce procédé est effectué après dégazage et le dessalage qui ont lieu sur les sites d'extraction.

L'unité de distillation initiale ou le topping a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de groupes ou fractions classées en fonction des températures d'ébullition des hydrocarbures. Le procédé de distillation atmosphérique est effectué selon la densité du pétrole brute.

La distillation initiale s'effectue entre **30°C** et **380°C** en obtenant les produits principaux suivant :

- Les gaz de pétrole liquéfiés (**GPL**) constitué de propane et de butane.
- Les essences légères et lourdes.
- La coupe kérosène.
- Les gazoles et fuels domestiques.
- Le résidu atmosphérique. [20]

II. 2.2. Reformage catalytique :

Le reformage catalytique constitue le trait dominant du développement de l'industrie du raffinage. Il sert à produire des bases pour carburant à haut indice d'octane ; cette amélioration de l'indice d'octane résulte essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatique. En plus du réformât, il fournit un sous produit important l'hydrogène.

La charge principale du reformage catalytique est l'essence lourde (**80 – 180°C**) de la distillation primaire, il traite également, si nécessaire, les essences issues des procédés de viscoréduction, de cokéfaction, d'hydroconversion.

Le procédé de reformage est hautement endothermique et les réactions chimiques qui interviennent sont déshydrocyclisation et la déshydrogénation.

Les catalyseurs utilisés sont généralement composés d'alumine chlorée imprégnée de platine. Dans les technologies récentes ce procédé opère en régénération continue des catalyseurs, à basse pression (**2 à 5 bar**) et à haute température (**510 – 530 °C**). [20]

II. 2.3 Craquage catalytique :

Le procédé de craquage catalytique est un élément clé du raffinage dans la chaîne de production des essences. Il est effectué à une température de **440°C** et sous une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique, ou bien sous l'action combinée de température élevée et d'un catalyseur.

Les réactions impliquées dans le craquage sont très complexes, de longues molécules se décomposent en fragments, qui peuvent subir spontanément une modification ou se combiner avec d'autres fragments.

Dans les conditions normales, les principaux produits du craquage des huiles pétrolières sont des hydrocarbures de faible masse moléculaire dont la plus grande partie est constituée par une coupe essence allant de **C₅⁺** présentant un indice d'octane élevé, principalement les composés insaturés.

Le craquage a acquis une grande importance dans l'industrie du raffinage du pétrole, c'est un moyen d'augmenter la production d'essence au pris des produits plus lourds et de moindre valeur tels que le kérosène et le fioul. [20]

II.2.4. Alkylation :

L'alkylation est un procédé qui permet de produire, à partir d'oléfines légères (C_3 , C_4 , C_5) par addition d'isoparaffines (essentiellement l'isobutane) des paraffines ramifiées qui sont d'excellents composants des carburants de fait de leurs indices d'octane élevé. La réaction la plus typique est l'addition de l'isobutanes sur les butènes pour l'obtention de l'isooctane.

L'alkylation utilise comme charges les paraffines possédant un carbone tertiaire dont la plus utilisée industriellement est l'isobutane issu généralement des coupes C_4 de distillation directe du pétrole brut et de reformage catalytique et des oléfines qui proviennent le plus souvent du craquage catalytique.

L'alkylation est une réaction exothermique, elle se déroule en phase liquide, à basse température et à haute pression en présence des catalyseurs acides forts. Industriellement les catalyseurs utilisés sont l'acide sulfurique (H_2SO_4) et l'acide fluorhydrique (HF) selon un mécanisme cationique. [20]

II.2. 5. Isomérisation :

L'isomérisation des alcanes connaît un nouvel intérêt, depuis que la législation a prévu, par souci de protection de l'environnement, la suppression des alkyles de plomb dans les essences à depuis **2005**. Cette réaction catalytique permet, en partant de n-paraffines de faible indice d'octane, issues du reformage catalytique ou de la distillation directe du pétrole brut, d'obtenir des isoparaffines présentant un indice d'octane beaucoup plus élevé. Elle est thermodynamiquement favorisée à basse température et nécessite par conséquent l'utilisation des catalyseurs développant une acidité importante. Deux types de catalyseurs sont actuellement utilisés industriellement : les catalyseurs à base de platine sur alumine chlorée et les catalyseurs zéolythiques à base de platine sur mordénite. [20]

II.2. 6. Oligomérisation :

La réaction d'oligomérisation a un certain intérêt en raffinage dans deux directions principales :

- La valorisation des coupes C_2 et C_3 de craquage catalytique dans lesquelles l'éthylène et le propylène sont transformés en essence oléfinique.
- La production de distillat moyen de haute qualité à partir d'oléfines légères.

La dimérisation du propène en isohéxène se déroule à une température d'environ **50°C** et à basse pression en utilisant des catalyseurs complexes dont l'effluent constitue une base intéressante pour la fabrication des essences (**RON** proche de **100**). [20]

II.3. Spécifications des essences :

Chaque pays ou groupe de pays a des spécifications sur les carburants automobiles. Ces spécifications varient d'un pays à l'autre sur divers aspects allant du nombre d'octane, points de distillation, TVR, et même de composition.

Les modifications les plus importantes introduites pour l'essence sont :

- Elimination du plomb.
- Réduction de la teneur en benzène.
- Réduction de la teneur en aromatiques.
- Réduction de la teneur en oléfines.
- Réduction de la TVR. [6]

La réglementation environnementale a exigé des spécifications sur la qualité des carburants très strictes et obligatoires à partir de l'an **2000** et l'an **2005** successivement (**Tableau – II.3 -**).

Tableau II.3 : Spécifications des carburants automobiles (essences) [6]

Caractéristiques		limites	
		01/01/200	01/01/2005
Densité	(kg/l)	Entre 0.735 et 0.785	
RON		95 Min	95 Min
MON		85 Min	85 Min
Teneur en plomb		0.005 Max	0.005 Max
Volatilité à 70°C – été	(%vol)	Entre 15 et 42	Entre 15 et 42
Volatilité à 70°C – hiver	(%vol)	Entre 20 et 47	Entre 20 et 47
Volatilité à 100°C – été	(%vol)	Entre 46 et 65	Entre 46 et 65
Volatilité à 100°C – hiver	(%vol)	Entre 42 et 70	Entre 42 et 70
Volatilité à 125°C – été	(%vol)	60 Min	60 Min
Volatilité à 125°C – hiver	(%vol)	63 Min	63 Min
Volatilité à 150°C	(%vol)	75 Min	75 Min
Volatilité à 180°C	(%vol)	85 Min	85 Min
Point final	(°C)	215 Max	215 Max
Résidu	(%vol)	2 Max	2 Max
TVR – été	(k pa)	60 Max	60 Max
TVR – hiver	(k pa)	Entre 60 et 90	Entre 60 et 90
Teneur en soufre	(% poids)	0.015 Max	0.005 Max
Corrosion à la lame de cuivre (3 h à 50°C)		1a	1a
Teneur en hydrocarbures (%vol)	Oléfines	18 Max	18 Max
	Aromatiques	42 Max	35 Max
	Benzène	1 Max	1 Max
Composés oxygénés (%vol)	Méthanol	3 Max	3 Max
	Ethanol	5 Max	5 Max
	Ethers C ₅ ⁺	15 Max	A déterminer
	Autres	10 Max	10 Max
Teneur en oxygène (% poids)		2.7 Max	2.7 Max

Chapitre III : Isomérisation des paraffines

Introduction

Le raffinage du pétrole se caractérise, ces dernières années par l'introduction de nouvelles techniques qui vise à satisfaire aux exigences sans cesse croissantes de la qualité des produits raffinés. Parmi ces exigences, celle qui domine cette évolution est la nécessité de produire des essences à hautes performances et notamment d'indice d'octane de plus en plus élevé.

L'évolution de la demande mondiale en indice d'octane nécessite d'utiliser des procédés de traitement complémentaires. Parmi ceux-ci, les plus importants sont ceux qui visent à la production des isoparaffines, essentiellement l'isomérisation. [1]

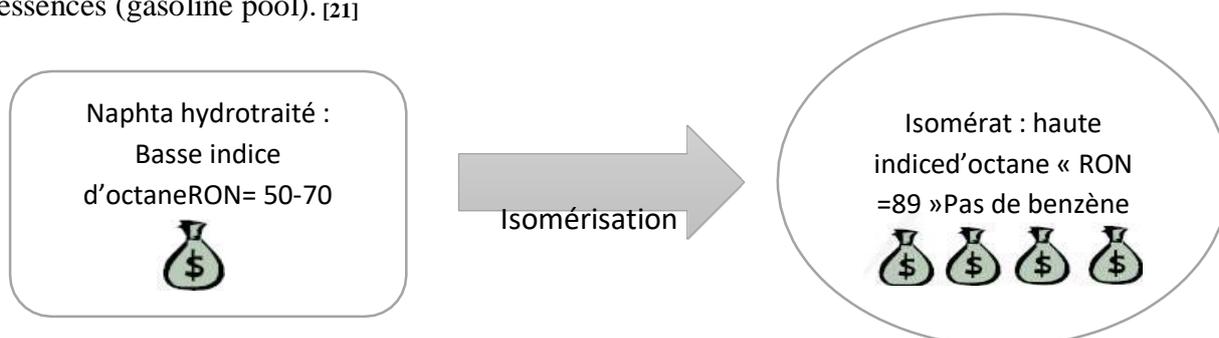
III.1 Isomérisation des paraffines :

III.1.1-Théorie de l'isomérisation des paraffines :

La conversion des paraffines normales en iso paraffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un bon indice d'octane sans ajout d'additifs. Cela est fait par le procédé d'isomérisation qui est devenu un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en termes de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important. [21]

III.1.2-But du procédé d'isomérisation :

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane recherché et l'indice d'octane moteur de la charge naphta léger (principalement C5/C6) avant le mélanger dans le pool des essences (gasoline pool). [21]



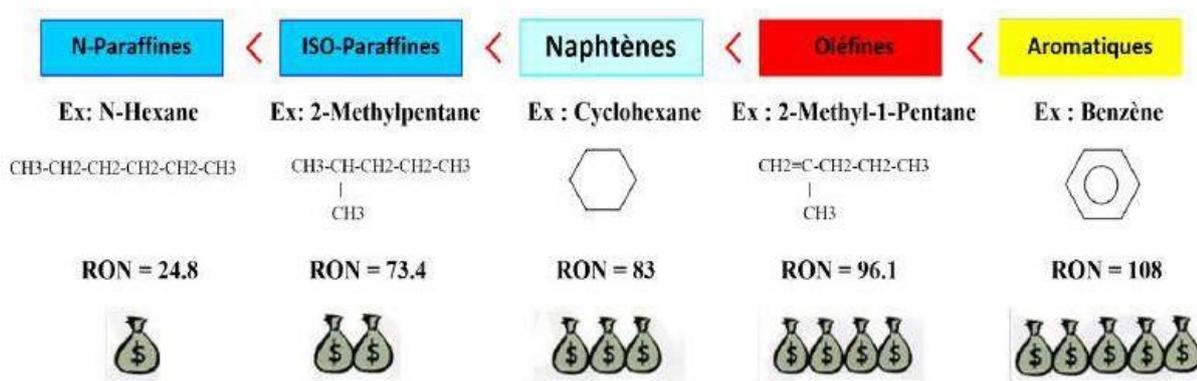


Figure III.1 : L'indice d'octane selon les familles moléculaires [21]

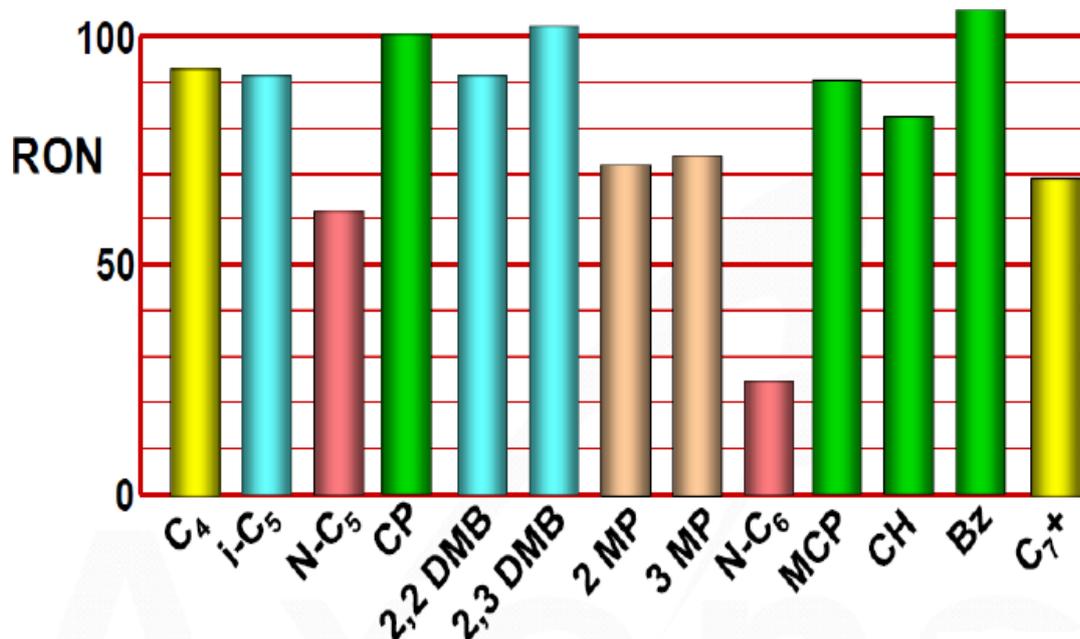


Figure III.2 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants. [21]

III.1.3-Principe du procédé :

Le procédé d'isomérisation convertit une proportion d'équilibre de ces isomères normaux à bas indice d'octane en leurs isomères à chaînes ramifiées possédant un indice d'octane plus élevé. Ce procédé, développé (sous License d'Axens) se compose de deux réacteurs à lit adiabatique.

Les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe de catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène. Les conditions de fonctionnement ne sont pas sévères étant reflétées par une pression de service modérée, une température basse, une basse pression partielle d'hydrogène et une haute vitesse spatiale du catalyseur. Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation et minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement. [21]

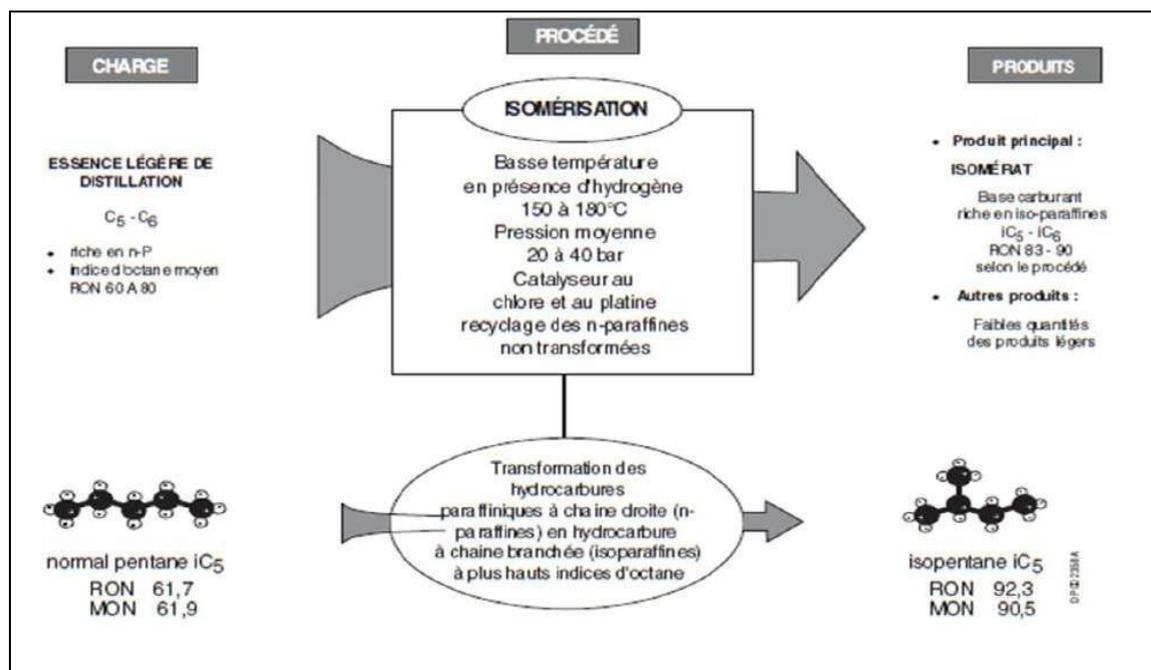


Figure III.3 : principe du procédé d'isomérisation

III.1.4-La charge du procédé d'isomérisation :

Pour satisfaire les meilleures conditions pour transformer une essence, obtenue à partir de la distillation du pétrole, à faible NO en essence à haute NO, on doit choisir les meilleures charges, ou autrement des charges optimales. Comme, les charges légères qui sont généralement les plus utilisées. Elles sont caractérisées par :

- Un large intervalle de distillation : le point initial et final sont très espacés.
- Certaines propriétés, telles que : la densité, le poids moléculaire moyen et le NO.
- La concentration des divers hydrocarbures classés par chaque famille PONA.

Comme charge de ce procédé on peut utiliser :

- Fraction d'essence de distillation directe.
- Fraction d'essence de Magnaforming.

III.2- Caractéristiques générales des réactions d'isomérisation :

III.2.1-Aspect thermodynamique :

L'isomérisation est une réaction équilibrée et faiblement exothermique (4 à 20 kJ/mol). La formation des structures ramifiées étant favorisée à basse température, on essaie industriellement d'opérer à température aussi faible que possible.

C'est une réaction qui s'effectue sans variation de nombre de moles et n'est pas influencée par la variation de pression. Les courbes d'équilibres thermodynamiques montrent que les isomères les plus intéressants d'un point de vue de l'indice d'octane sont favorisés à basse température. Industriellement, il faudra travailler à la plus basse température afin d'obtenir le maximum d'isomères d'indice d'octane élevé. Mais quelle que soit la température, on obtient toujours à la sortie du réacteur un mélange de paraffines normales et d'iso paraffines. [22]

III.2.2-Catalyseurs :

En accord avec la thermodynamique de la réaction d'isomérisation, la formation des isomères présentant un indice d'octane plus important est favorisée à basse température, ce qui exige une activité suffisante et l'acidité très élevée du catalyseur qui permet la formation des carbocations reconnus comme espèces actives intermédiaires. Quatre générations de catalyseurs sont succédées depuis 1933. [23]

- **1^{er} génération** : catalyseurs de Friedel et Crafts $AlCl_3$, qui présentent une activité très élevée à faible température (80-100 °C). Ces catalyseurs sont cependant difficiles à mettre en œuvre, car ils sont sensibles aux impuretés dans la charge et générateurs de corrosion. [23]
- **2^{ème} génération** : catalyseurs bi fonctionnels métal /support, essentiellement Pt/alumine, voisins des catalyseurs de reformage catalytique. Leur mise en œuvre est simple, les problèmes de corrosion sont éliminés et les problèmes de sensibilité aux poisons sont moins aigus, ce qui augmente leur durée de vie. Cependant, ils travaillent à hautes températures (350-550 °C), ce qui entraîne une limitation thermodynamique de la conversion. [23]
- **3^{ème} génération** : catalyseurs bi fonctionnels métal/support voisins des précédents mais développant une acidité accrue par halogénéation (Cl, F) du support constitué généralement d'alumine, ce qui leur permet de développer une activité élevée à des températures plus proches de celles utilisées pour les catalyseurs de Friedel et Crafts (120-160 °C). Ces catalyseurs nécessitent le prétraitement de la charge car ils sont très sensibles aux poisons et en particulier l'eau. Ils sont, de plus difficiles à mettre en œuvre et générateurs de corrosion. Cette corrosion est essentiellement due à l'injection de chlore en continu dans la charge lors de la réaction, afin de maintenir l'activité. [23]
- **4^{ème} génération** : catalyseurs zéolitiques bi fonctionnels permettant de travailler à des températures moyennes, mais qui présentent plus d'avantages d'être très faciles à mettre en

œuvre et très résistants aux poisons tels que le soufre et l'eau, ce qui évite le prétraitement de la charge. [23]

III.2.2.1-Caractéristiques du catalyseur :

Les caractéristiques principales d'un catalyseur, autres que ses propriétés physiques et mécaniques, sont :

- A. L'activité :** qui est la capacité du catalyseur d'augmenter le taux des réactions impliquées. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit fonctionner afin de produire un produit conforme aux spécifications, pour une charge donnée, toutes les autres conditions opératoires étant les mêmes.

- B. La sélectivité :** exprime la capacité du catalyseur de favoriser les réactions souhaitables plutôt que les autres. Elle est mesurée par la quantité du produit désiré.

- C. La stabilité :** caractérise le changement, dans le temps, des performances du catalyseur (c'est à dire : l'activité, la sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont stables. Ce sont, principalement, les polymères ou les dépôts de coke qui affectent la stabilité, étant donné qu'ils diminuent la surface de contact du métal. Les traces de certains métaux, contenus dans la charge, affectent, également, défavorablement la stabilité. [24]

Le catalyseur utilisé actuellement dans notre procédé est dérivé du platine sur alumine Chloré introduit par AXENS. Leur référence est ATIS-2L. Il est utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5-C6 paraffinées produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au blender des essences automobile. [24]

Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec de hauts rendements. Il présente un certain nombre de servitudes :

- Ils sont très sensibles à l'eau et au soufre qui, ces poisons diminuent considérablement l'activité du catalyseur, et nécessitent une purification préalable et un séchage rigoureux de la charge.
- Ils imposent l'injection continue d'un composé chloré pour maintenir le taux de chlore sur le catalyseur, le chlore est en effet en partie sous forme d'acide chlorhydrique par les effluents gazeux, et liquides de l'unité qui doivent subir un traitement de neutralisation.

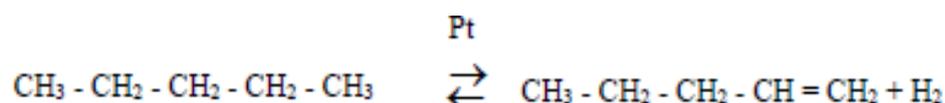
- Ils doivent travailler en présence d'hydrogène pour préserver l'activité catalytique en empêchant le « cokage ».

Pour traiter 50 t/h d'essence légère, notre procédé exige la mise en œuvre d'environ 20 tonnes de catalyseurs disposés généralement dans deux réacteurs en série. [24]

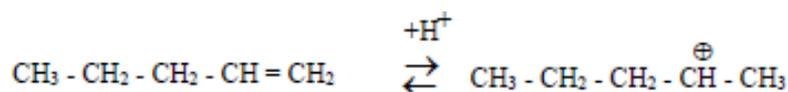
III.2.2.2-Mécanisme du catalyseur :

Il y a plusieurs théories sur le mécanisme de la réaction présentée sur la base du type de catalyseur utilisé ; c'est à dire : soit il s'agit d'un catalyseur à double fonction qui se compose d'un métal et d'un support, soit son acidité est améliorée par un halogène. Quel que soit le type de catalyseur utilisé, l'étape intermédiaire est identique, à savoir, la formation d'un ion carbonium ou carbocation.

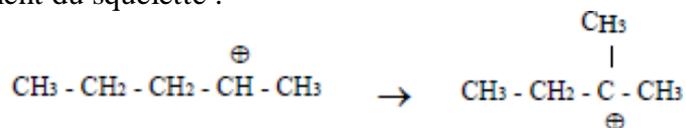
- L'isomérisation sur un catalyseur à double-fonction dans une atmosphère d'hydrogène :



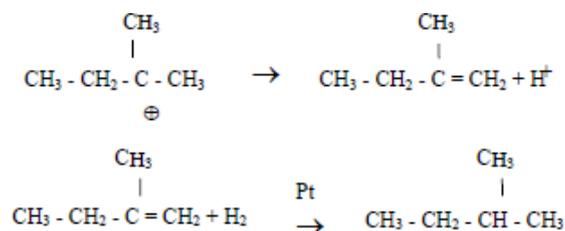
- La fonction métallique du catalyseur, dans ce cas le platine, catalyse la formation d'une oléfine intermédiaire par une déshydrogénation de la paraffine. Les oléfines sont ensuite converties en ions carbonium par l'addition d'un proton durant l'adsorption sur la surface acide du catalyseur :



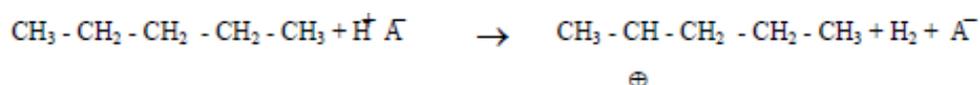
- Le réarrangement du squelette :



- L'ion carbonium réarrangé est ensuite désorbé comme une iso-oléfine qui est ensuite hydrogénée, par la fonction métallique du catalyseur, en l'iso-paraffine :



- Les catalyseurs d'hydro-isomérisation à double fonction qui fonctionnent à très basse température ont des sites acides plus forts que ceux qui exigent de plus hautes températures. Dans ce cas, la théorie suppose que l'ion carbonium est formé par abstraction directe d'ion d'hydrure, à partir de paraffines, par la fonction acide du catalyseur :



- Après le réarrangement, l'Isopentane est formé et la chaîne est propagée par la



génération d'un nouveau site acide :

III.2.2.3-Poisons du catalyseur :

L'alimentation de l'unité d'isomérisation est séchée et hydrotraité avant d'être en contact avec le catalyseur d'isomérisation ATIS-2L. Ces opérations éliminent ou réduisent, jusqu'à un niveau acceptable, les poisons.

Naturellement présents dans les charges. [24] Voyons maintenant l'influence des différents poisons sur le catalyseur :

Souffre : La présence de soufre dans l'alimentation ou dans l'appoint d'hydrogène diminuera immédiatement l'activité du catalyseur. Le soufre réagit avec le platine pour former le sulfure de platine, et cela réduit la fonction métallique du catalyseur qui affecte le mécanisme de transfert d'hydrogène. Cette diminution de l'activité est temporaire et la récupération est normalement rapide une fois que le soufre a été enlevé. Cependant, une augmentation de la température du réacteur et un taux plus élevé en appoint d'hydrogène aidera la purge du soufre à partir du catalyseur plus rapidement. Lorsque le soufre est présent dans l'alimentation, une augmentation de la température peut aider pour compenser partiellement de la réduction de l'activité du catalyseur. [24]

✓ **Eau/Oxydes** : La désactivation par l'eau ou par d'autres percements de composés oxygénés est permanente. Les composants oxygénés réagissent chimiquement avec le chlorure actif sur le catalyseur, qui est chimiquement lié à la structure d'alumine pendant la fabrication. L'eau, une fois qu'elle réagit avec le catalyseur, est chimiquement liée comme hydroxyle à l'alumine et le chlorure, et enlevé comme HCl. Approximativement un kilogramme

d'oxygène, sous toutes ces formes, désactivera 100 kg de catalyseur. Si un percement se produit, la désactivation du catalyseur se produira en forme de piston se déplaçant vers le bas du premier lit de catalyseur. En plus de la perte de qualité du produit, un signe clair est le manque de ΔT du réacteur dans la portion supérieure de lit, et cette inactivité se déplaçant lentement vers le bas du lit. Une fois que le catalyseur est désactivé, il doit être enlevé pour la récupération du platine et remplacé par un catalyseur frais. [24]

✓ **Composés d'azotes** : Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N_2 . Les composants d'azote réagissent pour former l'ammoniac, qui à son tour réagit avec le chlore dans le catalyseur ou le HCl pour former le sel de chlorure d'ammonium. Cela entraîne une désactivation permanente du catalyseur par un revêtement des sites actifs du catalyseur, une perte de chlorure et éventuellement une inactivité due à une mauvaise distribution des dépôts de sel. [24]

✓ **Composés fluorés** : Cela est également un poison permanent du catalyseur provoqué par la liaison de fluorure avec les sites actifs du catalyseur qui affecte l'acidité du catalyseur. Un kilogramme de fluorure désactivera 100 kilogrammes de catalyseur. [24]

III.2.3-Cinétique et mécanisme réactionnel

Il y a principalement deux réactions fondamentales qui se produisent :

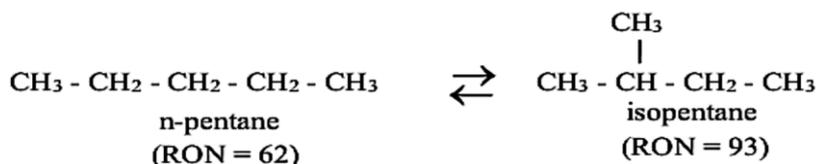
❖ Hydrogénation du benzène :

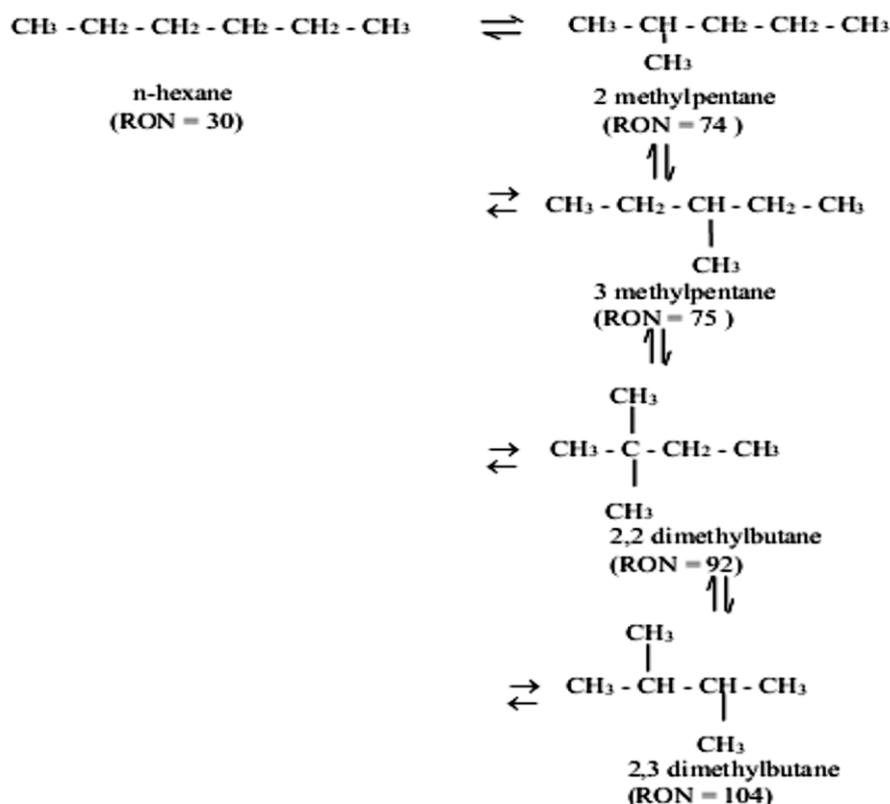
Le benzène et l'hydrogène réagissent pour former le cyclohexane :



❖ Isomérisation :

L'isomérisation est la conversion ou le réarrangement de la structure d'un composant à sa structure plus ramifiée, à indice d'octane plus élevé. Ces réarrangements sont décrits par les formules suivantes. [24]



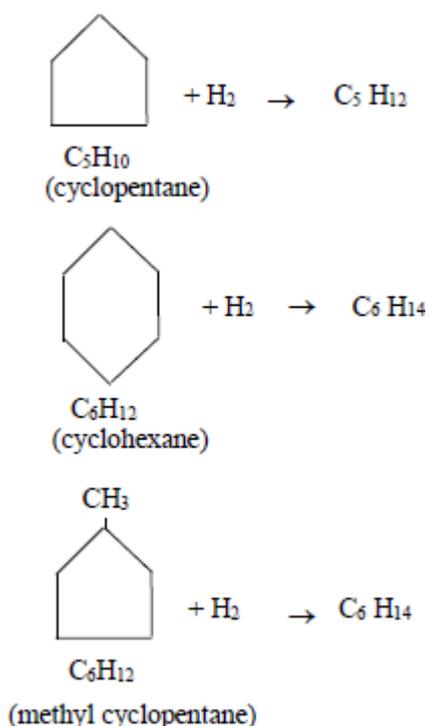


La première réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation du benzène s'effectue dans le premier réacteur.

La deuxième réaction est la réaction d'isomérisation même et elle s'effectue dans les deux réacteurs. [24]

En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent également, dont certaines ne sont pas souhaitables :

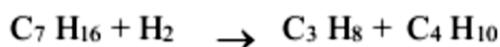
❖ **Ouverture d'anneaux de naphènes** : Les trois naphènes qui sont en général présents dans une charge d'isomérisation sont le cyclopentane (CP), le méthyl cyclopentane (MCP) et le cyclohexane (CH). Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines. Les réactions d'ouverture des anneaux augmentent avec l'augmentation de la température et sont, à nouveau, déterminées par la composition d'équilibre aux conditions de process du réacteur. Dans les conditions habituelles du réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphène en paraffines sera approximativement de 20-30%. [24]



Les composants naphéniques ou cycliques ont tendance d'inhiber les réactions d'isomérisation et sont par conséquent non souhaitables en larges quantités. Les composants cycliques sont absorbés sur le catalyseur et réduisent les sites actifs disponibles pour l'isomérisation de paraffine. [24]

Ils consomment également de l'hydrogène, produisent la chaleur exothermique qui est non souhaitable à la position d'équilibre d'isomérisation. Bien qu'ils soient non souhaitables, ils sont une fraction naturelle de naphta de la coupe C5/C6 et sont difficiles à éliminer sans éliminer également d'autres composants souhaitables. [24]

- ❖ **L'hydrocraquage** : Le fonctionnement aux conditions de basse sévérité du réacteur, l'hydrocraquage des C5/C6 se produit très peu dans les réacteurs d'isomérisation. Les paraffines C7 sont, cependant, hydrocraqués facilement pour produire des C3 et C4. Beaucoup d'hydrocraquage se produit dans le premier réacteur qui fonctionne en général à une température plus élevée. Les réactions d'hydrocraquage consomment de l'hydrogène, et par conséquent il est recommandé de limiter la teneur en C7+ dans la charge de l'isomérisation. [24]



III.3-Variables de procédé

Il y a cinq variables primaires de procédé qui ont un effet direct sur les performances de réacteur d'isomérisation :

- a) Température de réacteur.
- b) Vitesse spatiale.
- c) Rapport Hydrogène / Hydrocarbure.
- d) Composition d'alimentation.
- e) Pression de sortie de réacteur.
- f) Injection de chlorure. [24]

III.3.1- Température de réacteur

La température d'entrée des réacteurs permet aux opérateurs un contrôle direct la qualité de produit. Les températures plus élevées améliorent l'activité de catalyseur et l'approche à l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'équilibre d'isomères dans les effluents de réacteur. Une température plus élevée augmente également des réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur. [24]

III.3.2- Vitesse spatiale

La Vitesse spatiale horaire pondérale (**WHSV**) est définie comme le rapport du débit horaire d'alimentation liquide en kg/h au poids de catalyseur, à savoir :

$$\text{WHSV} = \frac{\text{Taux d'alimentation horaire (kg/h)}}{\text{Poids total de catalyseur (kg)}}$$

Ce paramètre est fixé par le taux d'alimentation. La vitesse spatiale horaire pondérale de calcul pour les réacteurs d'isomérisation est de 1.1 h⁻¹(globale pour les deux réacteurs). La quantité de catalyseur étant une constante, la vitesse spatiale peut être changée uniquement en variant le taux d'alimentation liquide. La diminution du taux d'alimentation diminue la vitesse spatiale. A température constante, cela augmente l'activité et par conséquent l'approche à l'équilibre. La température d'entrée du réacteur peut être réduite tout en maintenant la performance optimale de catalyseur. [24]

III.3.3- Rapport hydrogène/charge

Ce rapport est défini comme le nombre de moles d'hydrogène à la sortie de réacteur par mole d'alimentation liquide de C5 + passant sur le catalyseur. Le rapport de calcul pour cette unité est de **0.06**, pour fournir suffisamment d'hydrogènes aux sites actifs pour les réactions d'isomérisation afin de traiter et de saturer le benzène. Aussi, cela évite le dépôt de carbone sur le catalyseur avec suffisamment d'hydrogène pour saturer les composants hydrocraqués, Ce rapport doit toujours rester au-dessus de **0.06**, si nécessaire, réduire le taux d'alimentation de réacteur afin de maintenir le rapport. [24]

III.3.4- Injection de chlorure

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlorure d'une façon continue jusqu'à l'effluent de réacteur, et cela est constitué par l'injection continue d'un agent de chlorure aux réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène (C_2Cl_4), non stabilisé, est l'agent chlorurant recommander. [7]

Les réacteurs d'isomérisation ne devraient pas être en service pour plus de six heures sans injection de chlorure, car les réactions d'isomérisation ralentissent significativement avec déficience de chlorure. [24]

III.4- Procédés d'isomérisation :

III.4.1-Procédés d'isomérisation mettant en œuvre le catalyseur Pt/alumine chlorée :

Les conditions opératoires du catalyseur utilisées pour ces procédés sont :

$$T^{\circ} = 150-180C^{\circ}$$

$$P = 20-30\text{bar VVH} = 1-2\text{h}$$

$$H_2/HC = 0.1-2 \text{ mol/mol}$$

Dans ces conditions les NO obtenus sont de l'ordre de 83-84, suivant les charges. Le schéma du procédé d'isomérisation est présenté par la figure (III.1). Il faut essentiellement remarquer les sécheurs de La charge et de l'hydrogène, l'injection de chlore en continu pour maintenir l'espèce active à la surface du catalyseur en utilisant le CCl_4 (UOP et IFP) ou le HCl présent dans le gaz, est neutralisé dans le ballon laveur.

Dans le procédé UOP la chloration du catalyseur est faite sur site ce qui nécessite de prendre des précautions particulières au moment du changement. [26]

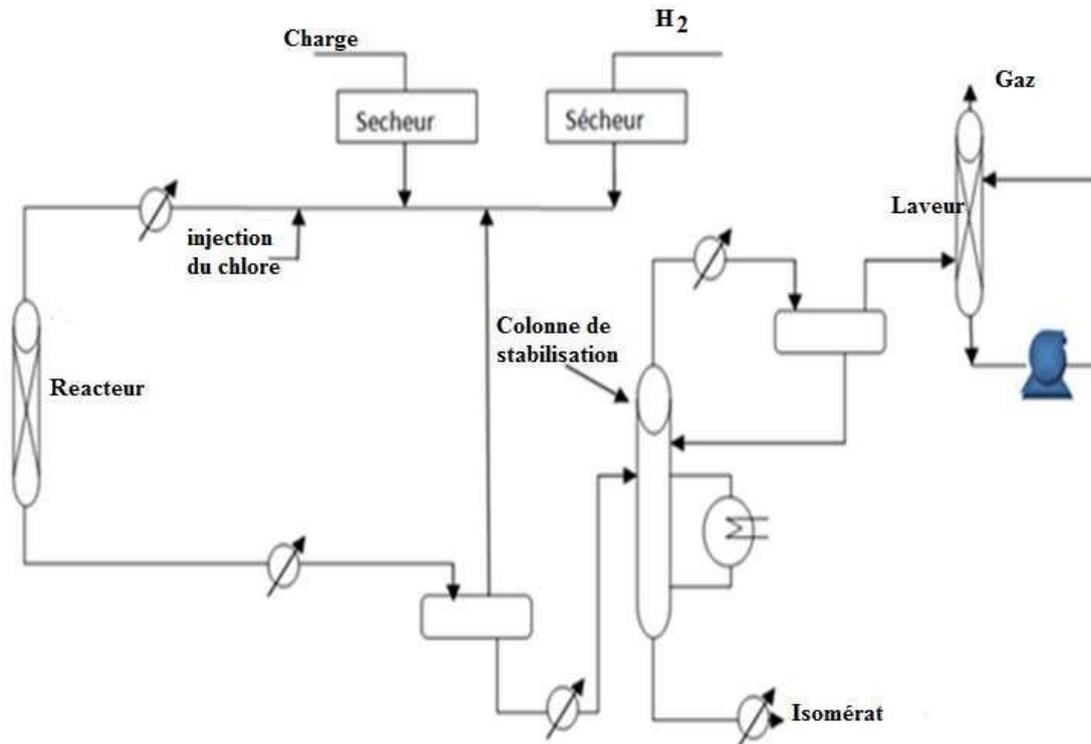


Figure III.4 Schéma simplifié de l'isomérisation sur catalyseur Pt/Al₂O₃ chloré. [26]

III.4.2- Procédés mettant en œuvre le catalyseur Pt/zéolithe

Les conditions opératoires du catalyseur sont : $T^{\circ} = 250 - 270^{\circ}\text{C}$

$P = 15-30\text{bar}$ $VVH = 1-2\text{h}^{-1}$

$\text{H}_2/\text{HC} = 2-4 \text{ mol/mol}$

Dans ces conditions les NO obtenus sont de l'ordre de 78-80 suivant les charges. Le schéma du procédé est présenté par la figure (III.3), on remarque ici l'absence des sécheurs de la charge et de l'hydrogène, d'appoint en chlore et de ballon laveur. Par ailleurs on note la présence d'un compresseur permettant de recycler l'hydrogène.

Si ces procédés donnent en une passe des performances moyennes, il est possible pour obtenir le maximum d'octane, de recycler les n paraffines non converties voir même les isomères monobranchés de plus faible indice d'octane. C'est l'arrangement avec un deisohexaniseur qui donne le meilleur compromis, en effet il permet d'obtenir après recyclage du n-héxane non transformé et des méthypentanes, des NO pratiquement équivalents avec les deux types de catalyseurs. Cet arrangement est d'autant plus intéressant que la charge contenant beaucoup de C₆. [26]

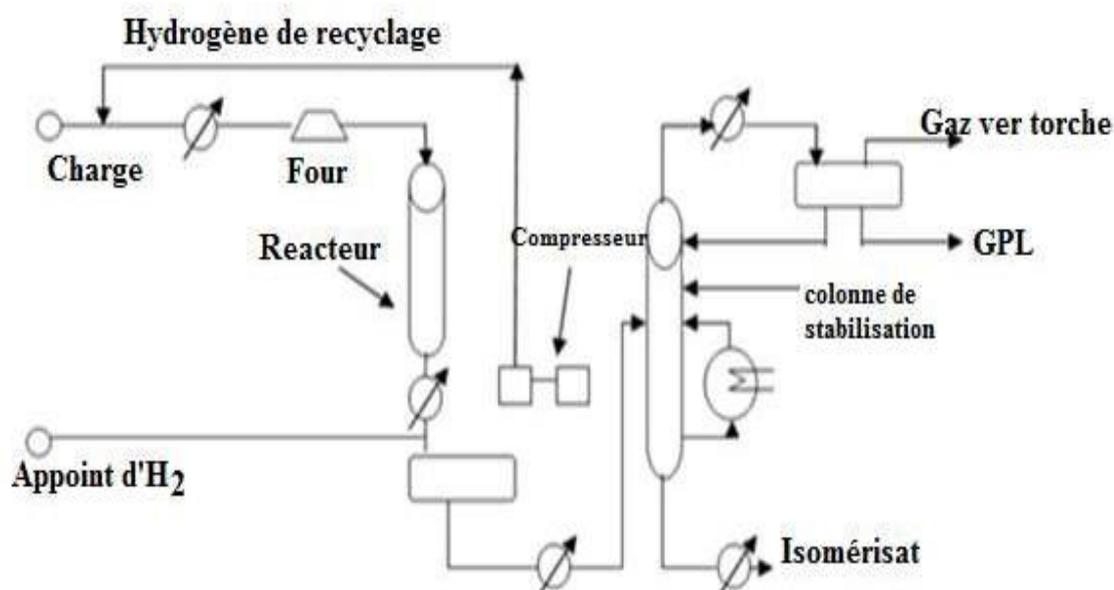


Figure III.5: Schéma simplifié de l'isomérisation sur catalyseur zéolithe. [26]

III.4.3-Procédés avec recyclages :

Afin de pouvoir recycler les n-paraffines non transformés et éventuellement les isomères mono-branchés, il faut séparer ces composés des isomères di-branchés. La séparation peut être effectuée soit par distillation avec des colonnes de taille importante, consommatrices d'énergie (dépentaniseur, déisohexaniseur) ou par adsorption sur tamis moléculaires.

A-avec séparation des n-paraffines :

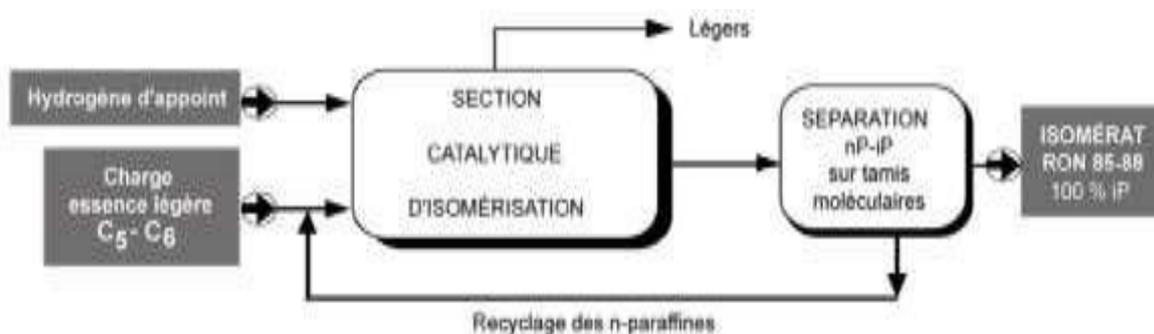


Figure III.6: Schéma simplifié de l'unité d'isomérisation avec séparation nP-iP sur tamis moléculaires. [26]

B-avec séparation des nC₆ et iC₆ à un seul branchement :

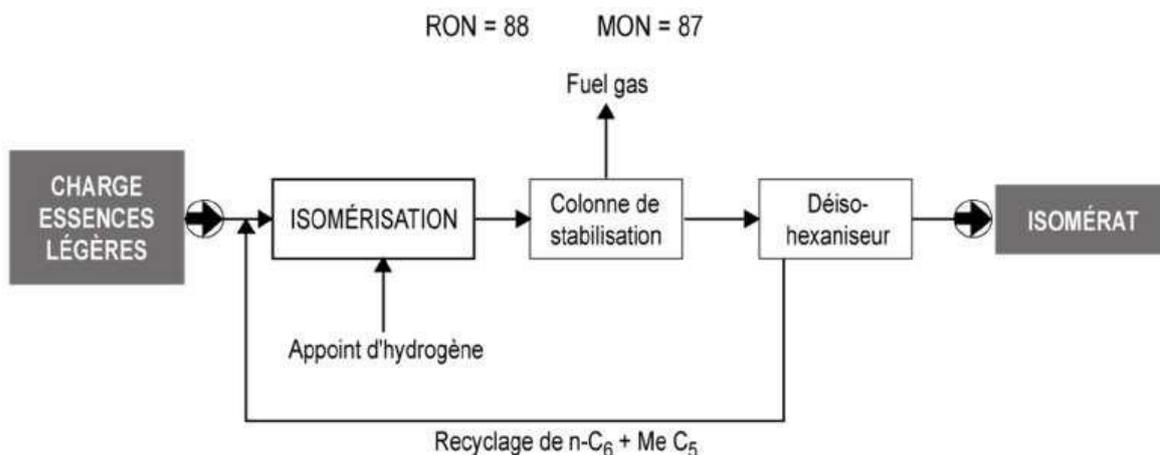


Figure III.7: Schéma simplifié de l'unité d'isomérisation avec séparation des nC₆ et iC₆ à un seul branchement. [26]

III.5- Différents procédés d'isomérisation de l'industrie du raffinage :

Les procédés sont groupés en deux classes suivant le catalyseur qu'ils utilisent :

III.5.1- Procédés en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium :

1-Procédé Isomate: (Standard Oil Co. Indiana,):

Le catalyseur utilisé est un complexe, chlorure d'aluminium-hydrocarbure activé par l'acide chlorhydrique anhydre.

Ce procédé travail à une température d'environ 120 °C, une pression totale d'environ 50 à 60 atm, alimentation en H₂ : 10 à 18 m³/m³ de charge au réacteur.

Le NO de produit obtenu pour une charge mixte C₅ et C₆ :

$$\text{RON} = 83 (\text{RON} + 3 \text{ cm}^3/\text{gal PTE} = 97)$$

$$\text{Et MON} = 81 (\text{MON} + 3 \text{ cm}^3/\text{gal PTE} = 98). [26]$$

2-Procédé en phase liquide (Shell Développement Co.) :

Il est adapté à l'isomérisation du butane et au traitement des coupes C₅. Le catalyseur utilisé est une solution de chlorure d'aluminium dans le trichlorure d'antimoine activé par l'acide chlorhydrique anhydre.

- Les conditions opératoires sont :
- Température du réacteur : 80-100 °C

- Pression du réacteur : 21atm
- Pression partielle d'H₂:4.3atm minimum
- H₂ dans la charge : 1.3 (% mol)
- HCL dans la charge : 5 (% pds)
- AlCl₃ dans le catalyseur : 3 (% pds)
- Rapport cat/HC : 1 volumique
- Temps de contact moyen : 12 min
- Le rendement en iso paraffine dans le produit est de 97. [26]

3-Procédé bass temperature: (Esso Research and Engineering Co):

Ce procédé dont l'annonce du développement daté du 5^{ème} congrès mondial du pétrole estassez mal connu.

La caractéristique essentielle qui en est publiée est la température d'opération qui est de l'ordre de 25 à 50 °C. Ce procédé, par les hautes conversions réalisables, ne nécessiterait plus de recyclage mais il nécessite le pré traitement de la charge, les produits obtenus ont des NO élevés

$$\text{RON} + 3 \text{ cm}^3/\text{gal PTE} = 98-98.5 \text{ MON} + 3\text{cm}^3/\text{gal PTE} = 101.0-101.5. [26]$$

III.5.2-Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sursupport «acide» :

1-Procédé pentafining (The Atlantic Refining Co):

Ce procédé travail avec un catalyseur à base de platine sur un support Silico- Alumine qui permettrait de supporter l'eau et les dérivés azotés qui peuvent être présents dans la charge, les conditions opératoires sont :

Température de réaction : 430 à 480 °C

Pression 20 à 50 atm.

Le produit obtenu à un RON : 70.4 à 76.2 (RON + 3cm³/gal PTE = 91.8 à 95). [26]

2-Procédé iso-Kel (M. W.Kellogg Co):

Ce procédé utilise un catalyseur à base de métal noble autre que le platine, il se présentesous forme de cylindre extrudes 1/16, il ne doit pas être régénéré.

Il travaille avec :

- Une température entre 370-450 °C.

- Une pression entre 7-50 Kg/cm².
- Recyclage H₂ : 260-1050 m³ T PN/m³ de charge.
- Vitesse spatiale : 1-10 (M/H/M).

Les NO des produits obtenus sont les suivants :

RON claire : 78-85.7

RON éthyle (+3cm³/gal) :95-99.6. [26]

3-Procédé isomérate (Pure Oil Co) :

Le catalyseur utilisé n'est pas connu dans ce procédé, mais il s'agit d'un catalyseur à base de métal non noble, c'est le seul procédé actuel qui utilise ce type de catalyseur. Les conditions opératoires sont douces:

- Température < 400C°
- Pression < 55 KG/Cm²

Il n'y a aucun renseignement sur NO des produits obtenus. [26]

4-Procédé PENEXE (UOP) :

Ce procédé est conçu pour traiter séparément les coupes C5 et C6 dans deux réacteurs, il est le complément de l'unité de platforming. [26]

Conclusion :

Différents schémas et procédés ont été mis en œuvre pour l'isomérisation dans le but d'améliorer les rendements en isomères. Dans l'unité de Skikda, un procédé de recyclage basé sur une distillation similaire est utilisé.

Chapitre IV : Généralités sur les fours

Introduction

Les fours constituant un équipement clef pour l'industrie de raffinage et de la chimie de pétrole et doivent, grâce à leur conception, répondre aux exigences nombreuses émises par les utilisateurs comportant essentiellement une charge thermique déterminée, un rendement thermique maximum, un bon facteur de marche et une flexibilité d'opération satisfaisant avec le souci de respecter les impératifs de sécurité. Ces appareils élaborés doivent être conçus également en fonction de l'accroissement progressif de taille et d'une supervision confiée de plus en plus l'instrumentation automatique qui caractérise l'évolution technique de cette industrie de masse.

IV.1 La combustion

La combustion est l'ensemble des réactions chimiques, produites au cours de l'oxydation complète ou partielle du carbone, du soufre des combustibles, qui donnent, généralement, naissance à une flamme. [13]

IV.1.1 Définitions

- **Combustion neutre** : combustion sans excès d'air, ni défaut d'air et sans imbrûlés
- **Combustion oxydante** : combustion effectuée avec excès d'air; mais l'excès d'air n'est pas une garantie de combustion complète (sans imbrûlés).

IV.1.2 Impératifs de la combustion

- Elever la température des réactants à la température d'inflammation.
- Conserver cette température d'inflammation, donc être dans les limites d'inflammation.
- Propager la combustion.

IV.1.3 Vitesse de déflagration

C'est la propagation normale dans les brûleurs (ordre de grandeur de : 1m/s). La vitesse de déflagration dépend :

- Du combustible (elle est environ trois fois plus pour l'hydrogène que pour les hydrocarbures).
- De la température initiale.
- Elle croît avec le diamètre du conduit et la turbulence. [13]

IV.2 La flamme

La flamme est le volume dans lequel s'effectuent les réactions de combustions; il peut être plus grand que la partie visible qui est couramment considérée comme la flamme. [13]

IV.3 Nature et caractéristiques des combustibles

Les principaux combustibles utilisés dans les fours pétroliers et pétrochimiques sont :

- Gaz naturel.
- Fuel - gaz de raffinerie.
- Fuel-oils légers et lourds.
- Résidus légers et lourds.
- Essences. [13]

✓ Fuel-gaz de raffinerie

- Poids moléculairesde 8 à 35 [13]
- PCI (kcal/kg).....1500 à 15000 [13]
- (% vol.)..... 5% en moyenne [13]

✓ Fuel-oils

- PCI (kcal/kg)..... 9500 à 9800 [13]
- Soufre (% Poids).....4 à 5 [13]
- Viscosité (cSK à 50°C)..... 0 à 1500 [13]
- Densité0.8 à 1 [13]
- Vanadium.....jusqu'à 400 ppm [13]

IV.4 Définition de la chaleur de combustion

On appelle « chaleur de combustion » à pression constante d'un corps simple ou d'un composé chimique définie le nombre de calorie dégagé 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 mmHg avec le combustible, l'oxygène, les fumées pris à la température initiale de 0°C, et l'eau produite par la combustion totalement condensée. [13]

IV.5 Réaction de combustion

Connaissant la composition des combustibles, l'excès d'air imposé et le taux de la vapeur de pulvérisation des brûleurs, nous résoudrons l'équation de réaction afin de déterminer la composition des gaz provenant de la combustion. [13]

En effet, il sera utile de connaître cette composition pour :

- Dimensionner le four
- Dimensionner les carnaux et la cheminée
- Evaluer la quantité de produit agressif libéré.

Les principales réactions de combustion neutres sont données dans le tableau ci-dessous, avec une température de référence 0°C. [13]

Tableau IV.1: les principales réactions de combustion [13]

			Eau vapeur (kcal)	Eau liquide (kcal)
Carbone	$C + O_2 + 4 N_2 = CO_2 + 4 N_2$		+ 97,6	
Carbone	$C + 1/2 O_2 + 2 N_2 = CO + 2 N_2$		+ 29,4	
Soufre	$S_2 + 2 O_2 + 8 N_2 = 2 SO_2 + 8 N_2$		+ 138,6	
Soufre	$S_2 + 3 O_2 + 12 N_2 = 2 SO_3 + 12 N_2$		+ 183,6	
Hydrogène	$H_2 + 1/2 O_2 + 2 N_2 = H_2O + 2 N_2$		+ 58,2	+ 69,1
Oxyde de carbone	$CO + 1/2 O_2 + 2 N_2 = CO_2 + 2 N_2$		+ 58,2	
Méthane	$CH_4 + 2 O_2 + 8 N_2 = CO_2 + 2 H_2O + 8 N_2$		+ 192,5	+ 214,3
Ethylène	$C_2H_4 + 3 O_2 + 12 N_2 = 2 CO_2 + 2 H_2O + 12 N_2$		+ 319,7	+ 341,5
Acétylène	$C_2H_2 + 5/2 O_2 + 10 N_2 = 2 CO_2 + H_2O + 10 N_2$		+ 304,8	+ 315,7
Benzène (gaz)	$C_6H_6 + 15/2 O_2 + 30 N_2 = 6 CO_2 + 3 H_2O + 30 N_2$		+ 751,5	+ 784,2
Butane	$C_4H_{10} + 13/2 O_2 + 26 N_2 = 4 CO_2 + 5 H_2O + 26 N_2$		+ 625,7	+ 680,2
Propane	$C_3H_8 + 5 O_2 + 20 N_2 = 3 CO_2 + 4 H_2O + 20 N_2$		+ 485,1	+ 528,7
Ethane	$C_2H_6 + 7/2 O_2 + 14 N_2 = 2 CO_2 + 3 H_2O + 14 N_2$		+ 340,9	+ 373,6

Ces réaction permettent de déterminer la quantité d'air nécessaire aux brûleurs ainsi que la composition et la quantité de fumées sèche et humide produites à partir d'un combustible déterminé. [13]

IV.6 Composition théorique des fumées

La composition théorique des fumées s'exprime en pourcent volume ou pourcent poids.

On obtient ces valeurs à partir du nombre de molécule des constituants que l'on détermine à l'aide des équations des réactions. [13]

V.6.1 Teneur théorique en produits agressifs

La connaissance de teneur des fumées en produits agressifs s'impose aujourd'hui du fait de la réglementation sur la pollution atmosphérique. Les principaux produits agressifs contenus dans les fumées produites par les combustibles utilisés sont le CO₂, le SO₂ et le NO. [13]

IV.7 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur

On appelle pouvoir calorifique supérieur (PCS) la quantité de chaleur, exprimée en Kilocalories, dégagée par la combustion à pression constante de 760 mmHg de 1 kilogramme ou de 1 normal mètre cube d'un combustible étant ramenés à la température de référence (0°C). [13]

On appelle pouvoir calorifique inférieur (PCI) la quantité de chaleur dégagée dans les mêmes conditions que le PCS, mais en admettant que la vapeur provenant de la réaction de combustion n'est pas condensé. [13]

Les deux valeurs sont liées pour les gaz et les liquides par des relations respectives suivantes en négligeant la contraction du mélange combustible et comburant :

- $PCI = PCS - 10,9 n$ pour les gaz $n = \text{nombre de moles H}_2\text{O}$
- $PCI = PCS - 53 H$ pour les liquides $H = \% \text{ poids de l'hydrogène du combustible}$ [1]

IV.8 Enthalpie des fumées

L'enthalpie des fumées est la chaleur spécifique de ces fumées à cette température.

La chaleur spécifique moléculaire des gaz constituants les fumées varie en fonction de la température suivant les formules ci-après, lesquelles peuvent être utilisées sans grands risques d'erreurs pour les niveaux de températures considérés exprimés en degrés Celsius :

- O₂, N₂, H₂, CO il vient : $C_p = 6,8 + 6 \times 10^{-4} t$ (kcal/kmole)
- H₂O il vient : $C_p = 8,1 + 29 \times 10^{-4} t$ (kcal/kmole)
- CO₂ il vient : $C_p = 8,5 + 37 \times 10^{-4} t$ (kcal/kmole) [1]

D'où la notion de la chaleur d'échauffement des gaz.

On appelle chaleur d'échauffement d'un gaz de t_0 à t_1 le nombre total de kilocalories qu'il faut céder à ce gaz pour effectuer cette élévation de température.

Inversement la chaleur d'échauffement moléculaire donne la quantité de chaleur qu'un gaz cédera en se refroidissant, d'où les formules suivantes : chaleur d'échauffement moléculaire à pression constante de 0°C à $t^\circ\text{C}$ en kilocalories :

- Gaz parfaits (O_2 , N_2 , H_2 , CO) $Q_p = 0,0068 t + 0,0000006 t^2$
- Vapeur d'eau (H_2O) $Q_p = 0,0081 t + 0,0000029 t^2$
- Gaz carbonique (CO_2) $Q_p = 0,0085 t + 0,0000037 t^2$
- Méthane (CH_4) $Q_p = 0,0098 t + 0,000006 t^2$

Chaleur d'échauffement à pression constante de 0°C à $t^\circ\text{C}$ en kilocalories, rapportée à 1 normal mètre cube de gaz (0°C et 760 mmHg) :

- Gaz parfaits (O_2 , N_2 , H_2 , CO) $Q_p = 0,305 t + 0,000027 t^2$
- Vapeur d'eau (H_2O) $Q_p = 0,363 t + 0,000130 t^2$
- Gaz carbonique (CO_2) $Q_p = 0,381 t + 0,000166 t^2$
- Méthane (CH_4) $Q_p = 0,439 t + 0,000269 t^2$ [13]

IV.9 Brûleurs (types, fonctionnement et réglage)

IV.9.1 Définition

Les brûleurs ont pour rôle de provoquer le mélange intime de l'air et du combustible en vue d'obtenir la combustion complète de celui-ci.

L'air de combustion est introduit par des volets d'air réglables du fait, la plupart du temps, de la dépression qui règne dans le four. [1]

Le combustible, gaz ou liquide, débouche dans le courant d'air au centre d'un ouvrage réfractaire qui, par la chaleur qu'il rayonne, assure la stabilité de la flamme. Un brûleur est conçu pour brûler soit du gaz, soit de l'huile. [1]

Certains brûleurs sont équipés pour brûler l'un ou l'autre combustible (mixte). [1]

IV.9.2 Les brûleurs à gaz

Ils sont de deux types : soit à pré - mélange (brûleurs à air induit), soit sans pré -mélange.

a. Les brûleurs à pré-mélange : une partie de l'air de combustion est mélangé au combustible avant que celui-ci ne débouche au nez du brûleur. Ce pré mélange permet d'obtenir une combustion plus rapide mais ce type de brûleur ne peut être utilisé sur le gaz dans lesquels la vitesse de propagation de la flamme est élevée (gaz riche en hydrogène). [13]

b. Les brûleurs sans pré-mélange : Ils donnent une flamme de diffusion, l'air de combustion entrant dans le four parallèlement au jet de gaz et diffusant lentement dans celui-ci ; Ils donnent une flamme plus longue et plus lumineuse que ceux à pré - mélange. [1]

IV.9.3 les brûleurs à huile

Pour obtenir la combustion de l'huile, il faut que celle-ci soit finement pulvérisée dans le courant d'air de combustion. Cette pulvérisation s'obtient soit à l'aide de la vapeur d'eau, soit mécaniquement (pression). [1]

a. les brûleurs à pulvérisation mécanique : L'huile arrive sous haute pression au nez du brûleur où elle est pulvérisée par la détente dans l'orifice de sortie.

b. Les brûleurs à pulvérisation à la vapeur : Dans les brûleurs à pulvérisation à la vapeur, l'huile combustible et la vapeur sont mélangés dans une chambre de mélange et sortent ensemble par l'orifice des brûleurs sous l'aspect d'une mousse qui se résout en très fines particules. [1]

La consommation de vapeur est d'environ 35% du poids de celle du combustible. Ils ont une souplesse de fonctionnement beaucoup plus grande que ceux à pulvérisation mécanique.

Les brûleurs ont pour fonction de réaliser la combustion et d'assurer :

- le mélange du combustible et du comburant, de façon à ce que chaque molécule de l'un puisse trouver la ou les molécules de l'autre, auxquelles elle va s'associer.
- l'inflammation du mélange.
- la stabilité de la combustion, tout en assurant une combustion complète.

Pour effectuer cette combustion complète on met de l'air en excès par rapport à la valeur stœchiométrique. Cet excès d'air augmente la consommation du combustible, puisque cet air ambiant va être rejeté à la température des fumés. La perte de rendement due à l'excès d'air est d'autant plus forte que la température des fumés est élevée, donc que le rendement thermique du four est bas. [1]

A la limite, pour un four qui aurait un rendement de 100%, l'excès d'air n'aurait pas d'importance. Si l'on réduit l'excès d'air en dessous de la valeur qui conduit à la combustion complète, la teneur en imbrûlé croît et fait perdre le grain que l'on escomptait en réduisant l'excès d'air, et ceci de deux façons :

- **Instantanément :** on perd de la chaleur de combustion des imbrûlés ;
- **Dans le temps par effet cumulatif :** les imbrûlés peuvent encrasser les surfaces d'échanges, ce qui conduit à une élévation de température des fumées et donc à une perte de chaleur sensible. [6]

IV.9.4 Brûleurs soufflés et brûleurs à tirage naturel

Il n'y a pas de différence essentielle entre un brûleur soufflé et un brûleur dit à « tirage naturel ». la différence ne se situe qu'au niveau de la perte de pression subit par l'air dans le brûleur. [6]

Cette différence de pression est générée :

- Par un ventilateur pour les brûleurs soufflés (perte de pression dans les brûleurs jusqu'à environ 250 daPa); leur capacité peut atteindre jusqu'à 80mw ;
- Par le tirage du four pour les brûleurs dits à « tirage naturel » (perte de pression de 6 à 20 daPa); leur capacité peut atteindre 7mw. [6]

IV.10 Fours tubulaires

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 serpentín tubulaire ou un faisceau de tube. C'est la raison pour laquelle est appelé four tubulaire. [1]

IV.10.1 Utilisation des fours tubulaires

Les usages des fours tubulaires 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. [1]

On peut citer les exemples suivants :

- Réchauffage d'un fluide sans changement de phase
- Réchauffage d'un fluide avec vaporisation partielle
- Réchauffage d'un fluide avec réaction chimique [1]

IV.10.2 Caractéristiques générales des fours tubulaires

Un four tubulaire est conçu et calculé pour permettre de transférer au fluide une quantité de chaleur donnée par heure; le débit et les températures d'entrée et de sortie étant fixes à l'avance. [1]

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. [1]

Le four doit donc être avant tout agencé en vue de la combustion d'une quantité suffisante de combustible. Il devra comporter les brûleurs nécessaires ; ceux-ci devront pouvoir être alimentés en combustible et en air. [1]

Dans la plus part des fours de raffinerie, l'admission de l'air de combustion dans le four est obtenue par la dépression qui règne à l'intérieur du four; cette dépression est elle même due au tirage de la cheminée. Les températures obtenues dans les produits de la combustion sont toujours très élevées. [1]

On peut, d'ailleurs, les augmenter en préchauffant l'air de combustion par les fumées allant à la cheminée. [1]

Les échanges thermiques à l'intérieur du four se font à la fois par les trois mécanismes de la radiation, de la convection et de la conduction. Les produits de la combustion cèdent leur chaleur aux tubes par radiation et convection; à travers les parois de tubes, le transfert se fait par conduction ; à l'intérieur des tubes, c'est la convection qui intervient de nouveau ; enfin les pertes calorifiques à travers les murs du four se font par conduction. Le phénomène le plus important à prendre en considération est la radiation des produits de convection. Cependant, l'histoire des fours tubulaires montre que l'intérêt de ce phénomène a d'abord été négligé. [1]

Les premiers fours construits étaient pratiquement des fours à convection. Dans ce type de four, les premières rangées de tubes exposées à la flamme absorbaient la chaleur à un taux très élevé alors que les tubes situés près de cheminée n'en absorbaient que très peu. Si l'on retirait la première rangée, c'étaient les tubes de la seconde qui étaient surchauffés et le retrait des tubes ne faisait qu'aggraver le problème. La véritable solution qui est celle actuellement utilisée dans les fours modernes est d'augmenter le nombre de tubes exposés à la radiation et limiter à une valeur raisonnable la quantité de chaleur qu'ils absorbent par unité de surface. [1]

IV.10.3 Constitution d'un four

D'une façon générale, les fours comportent les parties principales suivantes (fig IV.1 & IV.2) :

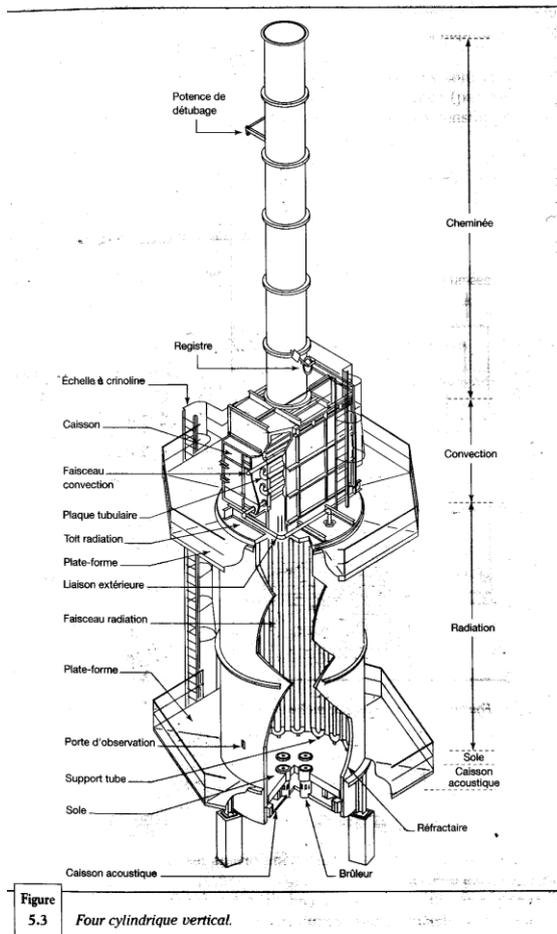


Figure 5.3 Four cylindrique vertical.

Figure IV.1 four cylindrique

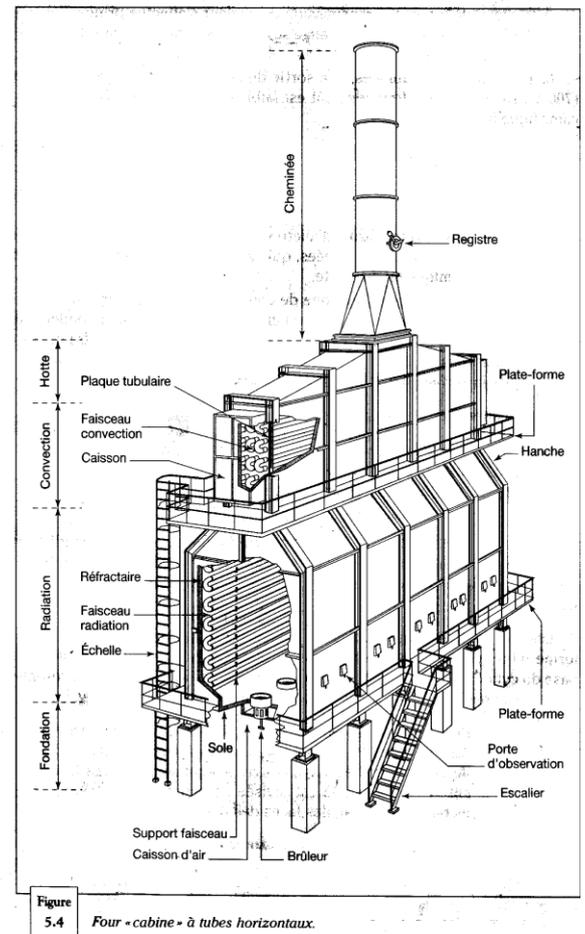


Figure 5.4 Four -cabine - à tubes horizontaux.

Figure IV.2 four cabine

- a) Une zone dite de radiation : constituée essentiellement d'une chambre de combustion, dans laquelle des tubes sont disposés. Les tubes, non jointifs sont reliés entre eux par des coudes. Le fluide à chauffer circule à l'intérieur de ce faisceau de tube. La transmission de chaleur s'effectue principalement par radiation. Une fraction de l'échange se fait également par convection entre les fumées et les tubes. [1]

La température des fumées, à la sortie de la zone de radiation, est élevée (700 à 1100°C) et donc le rendement est faible (de l'ordre de 50% du pouvoir calorifique inférieur « P_{ci} »). [1]

- b) Afin de récupérer la chaleur sensible des fumées, ces dernières circulent à vitesse élevée (parallèlement ou perpendiculairement) à travers un faisceau de tubes, où l'échange s'effectue principalement par convection. Cette zone est, en conséquence, qualifiée de section de convection. Ces tubes peuvent être garnis d'ailettes ou d'aiguilles, afin d'augmenter la surface d'échange du côté des fumées, qui est en général le fluide présentant la résistance thermique la plus forte. [1]

Le rendement d'un four avec zone de convection est, bien entendu, supérieur à celui d'un four ne comportant qu'une zone de radiation. Le rendement dépend de la température d'entrée du fluide chauffé (on ne peut refroidir des fumées en dessous de la température du fluide froid), mais également de l'importance de la surface d'échange que l'on a installée. [1]

- c) Une cheminée d'évacuation des fumées
- d) Brûleurs
- e) Ramoneurs : afin de maintenir propre le circuit des fumées et ainsi conserver l'efficacité des surface d'échange, on installe dans les zones de convection des ramoneurs.

On distingue deux méthodes utilisées pour éliminer les dépôts :

- La première méthode repose sur le soufflage des suies par un jet de vapeur.
- La deuxième méthode est une technique plus récente qui fait appel à l'émission des vibrations acoustique dans l'enceinte de la zone de convection par un tube de résonance.(puisque les sons se propagent dans toute la zone de convection). [1]

IV.10.4 Matériaux réfractaires et isolants

Le revêtement des parois intérieures du four est constitué soit d'un mur en briques réfractaire, soit d'une couche de béton réfractaire. [1]

Les produits réfractaires utilisés dans les fours de raffinerie sont en général constitués d'argiles ou de terre de diatomée. Ces produits joignent à leur qualité réfractaire, une faible perte calorifique ; ils sont donc en même temps isolants. Les bétons sont constitués d'un liant hydraulique, en général un ciment fondu, auquel on ajoute en proportion variables, suivant les conditions d'utilisation, des produits tels que granulés de diatomée et de vermiculite. On obtient, après séchage pour l'évaporation de l'eau, d'un béton de faible densité, résistant bien à des températures de l'ordre de 1000 - 1200°C et dont la conductivité thermique est de l'ordre de 0,25 Kcal/m.h.°c. Les bétons sont appliqués au pistolet pneumatique sur les parois du four ou ils sont maintenus en place par un grillage métallique tendu sur aiguilles soudées à la paroi intérieure du four. [1]

Les briques réfractaires (figure V.3) sont en général rectangulaires (220 x 110 x65 mm), mais on utilise aussi des pièces moulées ou découpées dans des briques standard pour le montage de murs cylindrique ou de voûtes. Les briques des murs sont liés entre elles par un coulis au ciment réfractaire spécial. [1]

Les voûtes, ou plafond des fours, sont construites avec des briques de forme spéciales, suspendues par des crochets en acier ou fonte alliés à une série de fers profilés reliant les parois verticales du four. [1]

Les briques présentent une saillie sur une partie de leur épaisseur qui vient reposer sur une saillie correspondante de la partie inférieure de la brique voisine. [1]

Lorsque la température de la chambre de combustion est très élevée, les parois réfractaires sont constituées de plusieurs épaisseurs de briques. On interpose entre la dernière épaisseur de briques et la paroi métallique du four une couche d'isolant (laine de verre ou de roche) qui permet de réduire les pertes calorifiques. [1]

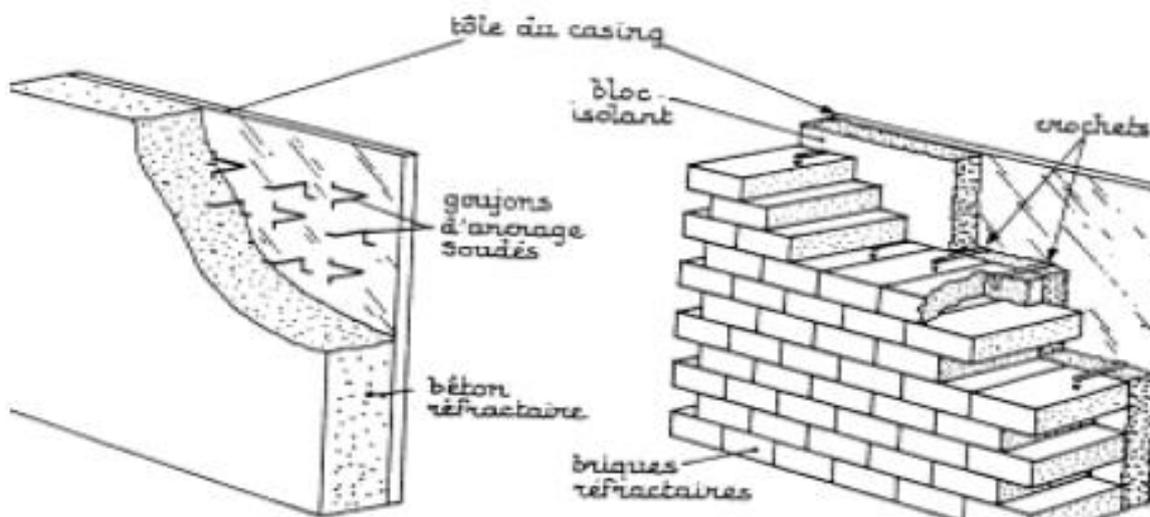


Figure IV.3 : Matériaux réfractaires [1]

IV.11 Description des différents types de four

Il existe de nombreuses dispositions des tubes, dans les zones de radiation et de convection, et d'une zone par rapport à l'autre. Il en résulte de nombreux types de fours. On peut, toutefois, distinguer les différentes catégories suivantes : [1]

IV.11.1 Les fours dits « cabines » à tubes horizontaux

Dans ces fours la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède (figure IV.4), dont la plus grande longueur est horizontale. Les tubes sont placés horizontalement le long des parois latérales les plus longues. Les brûleurs sont situés sur la sole, ou sur la partie inférieure des murs latéraux les plus longs ou encore sur les murs d'extrémités ne recevant pas les tubes. [1]

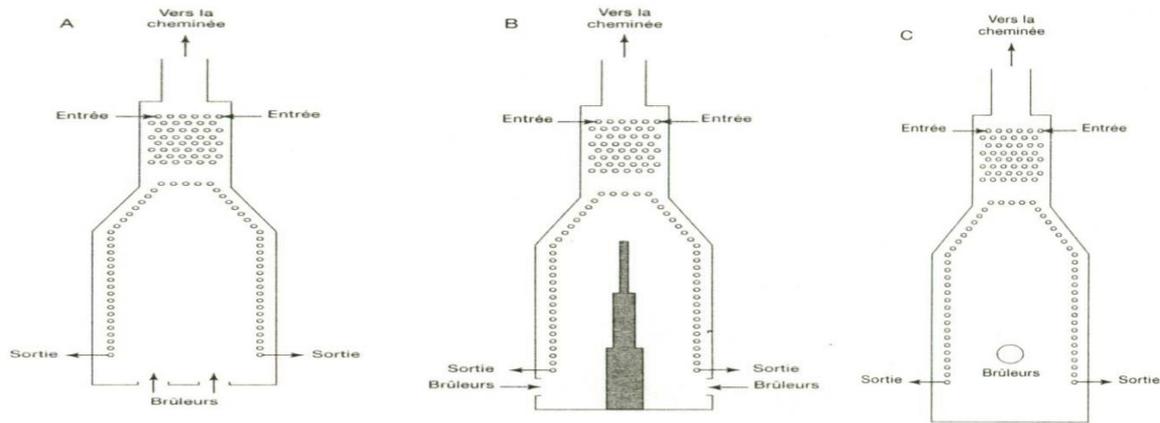


Figure IV.4: fours à tubes horizontaux [1]

IV.11.2 Les fours dits « boîtes » à tubes verticaux

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède (figure IV.5), les tubes sont placés, dans la plus part des cas, circonférentiellement le long de la paroi intérieure. Les brûleurs verticaux sont disposés dans la sole du four. La zone de convection, placée au-dessus de la chambre, est constituée de tubes verticaux placés directement dans la cheminée, ou de tubes horizontaux, en général très courts, situés dans une chambre spéciale entre la chambre de combustion et la cheminée; celle-ci est montée directement sur le four. [1]

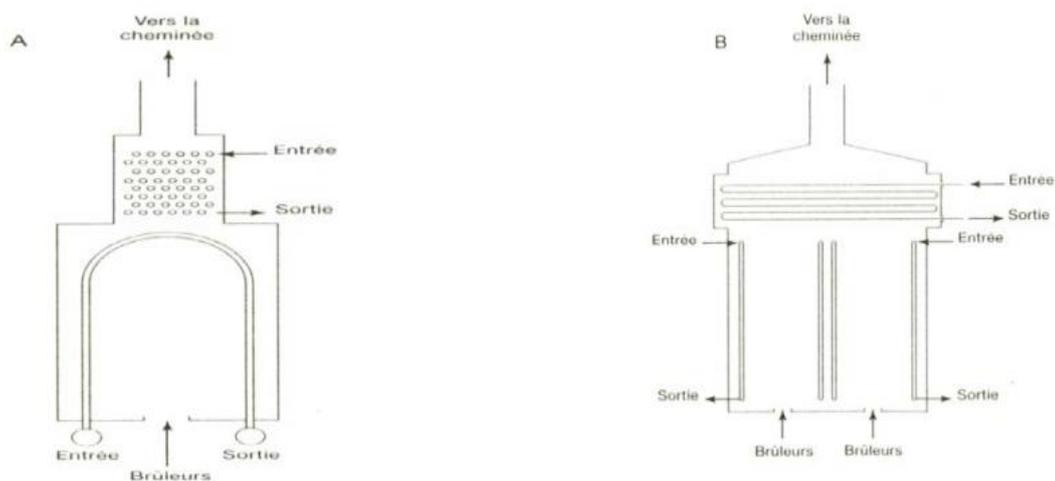


Figure IV.5: fours à tubes verticaux [1]

IV.11.3 Les fours cylindriques verticaux

La zone de radiation se présente sous la forme d'un cylindre à axe vertical (figure IV.6). Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du cylindre. La surface d'échange couvre les parois verticales et présente donc une symétrie circulaire par rapport au groupe de chauffage. [1]

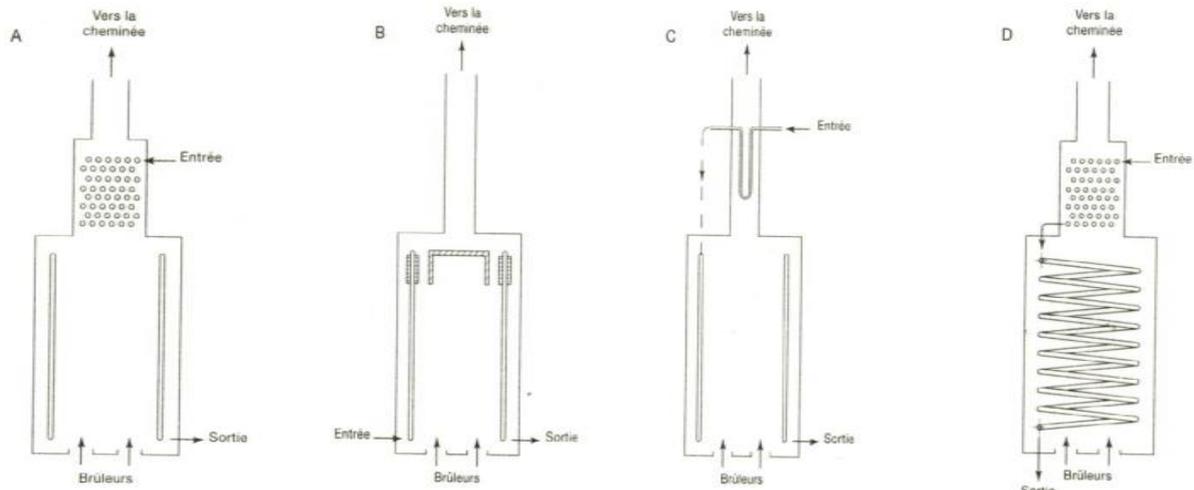


Figure IV.6: fours cylindrique verticaux [1]

IV.11.4 Les fours à chauffage par murs radiants

La surface d'échange est placée dans le plan médian de la chambre de combustion et les brûleurs sont répartis sur les parois latérales longitudinales (figure IV.7). [1]

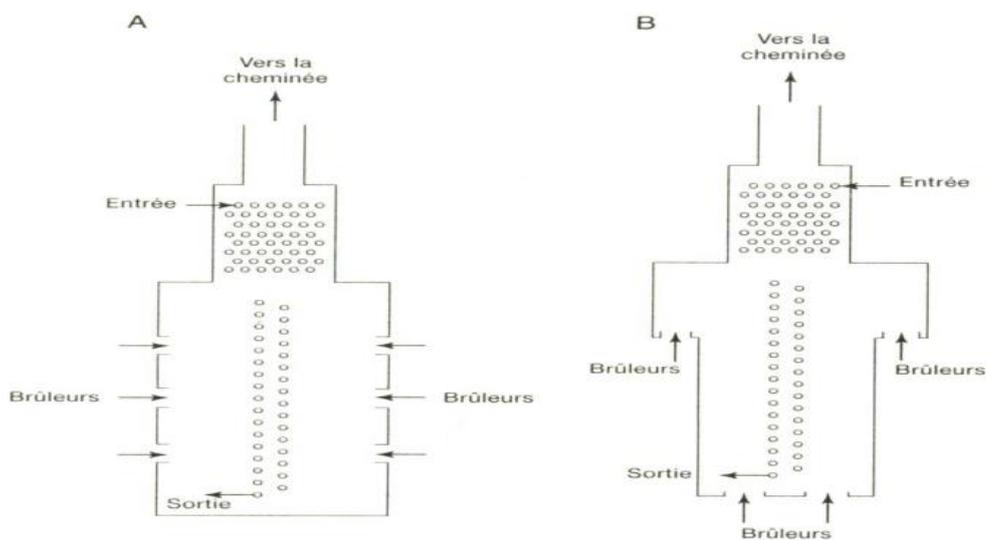


Figure IV.7: fours à chauffage par murs radiants [1]

IV.11.5 Les fours dits à double chauffe

Dans ces derniers, le plan des tubes constituant la surface d'échange, et dans le plan médian des rangs de brûleurs (figure IV.8). [1]

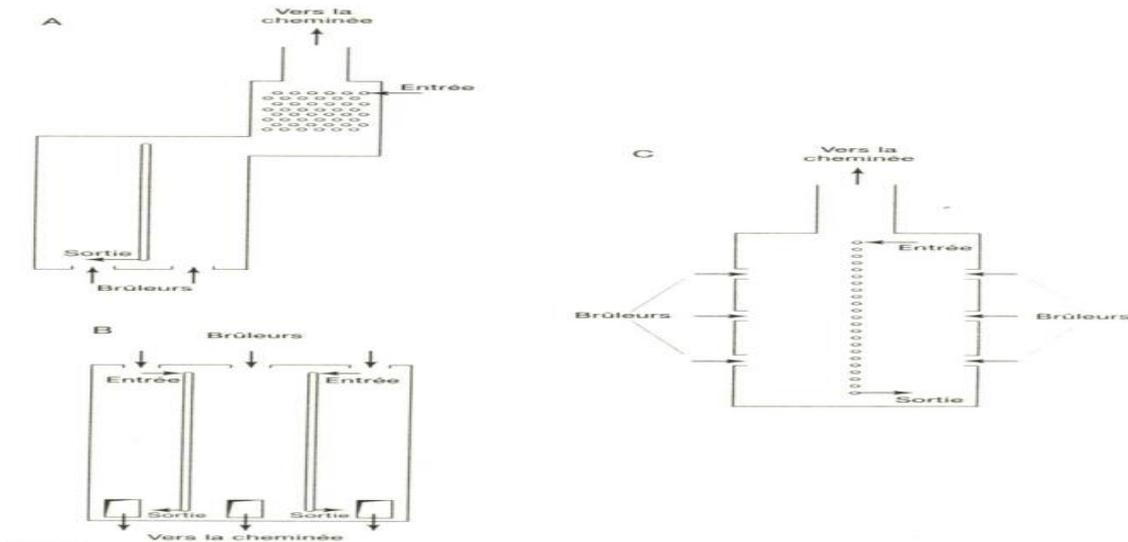


Figure IV.8: fours à double chauffe [1]

IV.11.6 Autres types

La figure (IV.9) illustre une représentation d'autres types de fours.

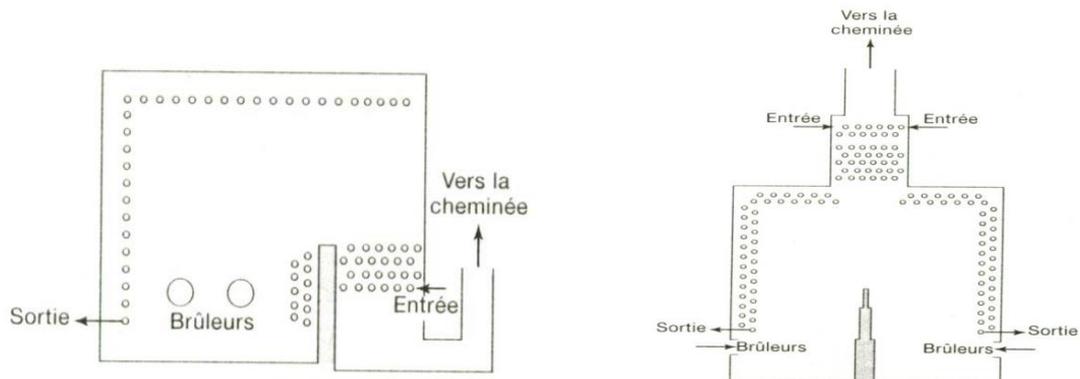


Figure IV.9: autres types de fours [1]

Le choix d'un type de four dépend principalement des facteurs suivants :

- Nature des produits chauffés et condition de service (débit, température, pression) .
- Dérivabilité des faisceaux tubulaires.

- Présence ou non de catalyseur dans les tubes.
- Combustible.
- Encombrement.
- Facilité de construction ou de transport.
- Coût pour application donnée. [1]

IV.12 Description détaillé d'un four tubulaire

Un four tubulaire est constitué de :

IV.12.1 Faisceaux tubulaires

Les faisceaux tubulaires sont généralement constitués de tubes droits, sans soudure, reliés entre eux : [2]

- Par des coudes à 180° soudés sur les tubes
- Par des liaisons spéciales, appelées boîtes de retour, comportant un ou deux orifices fermés par des bouchons. [2]

Ces dispositifs permettent l'observation et le nettoyage de l'intérieur des tubes.

Les dimensions les plus courantes des tubes de four et tolérances sont indiquées dans le tableau ci-dessous : [2]

Tableau IV.2. Dimensions les plus courantes des tubes de fours [2]

Diamètre extérieur										
Pouces	1,9	2,375	2,875	3,5	4	4,5	5,563	6,625	8,625	10,75
mm	48,39	60,3	73	88,9	101,6	114,3	141,3	168,3	219,1	273
Epaisseur moyenne										
Pouces	0,145	0,154	0,203	0,216	0,226	0,237	0,258	0,280	0,322	0,365
mm	3,68	3,91	5,16	5,49	5,74	6,02	6,55	7,11	8,18	9,27
Tolérances dimensionnelles (d'après la norme NF A 49.219) :										
• sur l'épaisseur T :										
T ≤ 3,2 mm			+ 0,5 mm							
			-0,15 T							
3,2 ≤ T ≤ 20			+0,15 T							
			-0,125 T							
T ≥ 20			± 0,125 T							
• Sur le diamètre extérieur D :										
D ≤ 48,3			+0,4 mm							
			-0,8 mm							
48,3 ≤ D ≤ 114,3			+0,8 mm							
			-0,8 mm							
114,3 ≤ D ≤ 219,1			+1,6 mm							
219,1 ≤ D ≤ 406,4			+2,4 mm							
			-0,8 mm							

IV.12.2 Matériaux des tubes

Le choix du matériau pour le faisceau des tubes repose sur les critères suivants :

- Résistance à la corrosion par le fluide chauffé ;
- Résistance à l'oxydation par les fumées chaudes ;
- Résistance mécanique en température : [3]
- ✓ à la pression intérieure du fluide chauffé,
- ✓ aux contraintes mécaniques dues au poids du faisceau tubulaire et du fluide qu'il contient. [3]

Les matériaux les plus usités sont dans le tableau ci-dessous, avec la température maximum d'emploi pour la résistance à l'oxydation par les fumées. [3]

Tableau IV.3. Matières des tubes les plus couramment utilisées et température limites d'emploi. [3]

		Type suivant AISI* Etats Unis	Désignation suivant normes française AFNOR	Température Limite D'emploi (°c)
Acier au carbone			TU42F	480
Aciers alliés à	1,25%Cr0,5%Mo 2,25%Cr11%Mo 5% Cr-0,5%Mo 9% Cr-1% Mo		TU 10 CD 5-05 TU 10 CD 9-10 TUZ 12 CD 05-05 TUZ 10 CD 09	600 630 650 700
Aciers inoxydables 18Cr-8Ni	18Cr8Ni 18Cr-8Ni-Ti 18Cr8Ni-Cb 18Cr8Ni-CO	304 316 347 316	Z6 CN 18-10 Z6 CNT 18-10 Z6 CN Nb 18-10 Z6 CND 17-12	870 870 870 870
Aciers réfractaires forgés	35Ni 20 Cr 43 Fe (alliage 800 H) 72 Ni 15 Cr 8 Fe (alliage 600)			985 1010
Aciers réfractaires moulés par centrifugation	25Cr20Ni(HK40) 35 Ni 25 Cr Nb			1010 1100

*Dans les fours les grades H généralement utilisés car le contrôle de la teneur en carbone permet de meilleures résistances mécaniques à température élevé. [3]

IV.12.3 Supportage des faisceaux tubulaires

La libre dilatation de l'élément du faisceau tubulaire est à la base des principes du supportage.

Les matériaux utilisés doivent résister :

- Aux fumées.
- À l'oxydation.
- À la corrosion par les cendres de combustibles liquides (vanadates, sulfates ...) et présenter une bonne résistance mécanique à chaud (domaine élastique et fluage).

Dans certains cas, on utilise des métaux peu ou pas alliés, mais ils sont alors protégés de l'action des fumées (température, oxydation) par un garnissage réfractaire; c'est le cas des supports d'extrémités dans les zones de convection. [1]

IV.12.4 Garnissage des parois du four

L'enveloppe des fours (chambre de combustion, zone de convection, cheminée) est constituée d'une paroi métallique revêtue intérieurement d'un garnissage isolant et réfractaire. [13]

Les propriétés requises pour un garnissage isolant réfractaire sont variées :

- Conductivité thermique faible.
- Température pyroscopique élevé.
- Résistance mécanique élevée.
- Bonne résistance aux variations de température.
- Facilité de mise en œuvre.

Ces propriétés sont contradictoires et la sélection d'un matériau pour une application particulière est le résultat d'un compromis. Dans certain cas, c'est un garnissage multicouche qui permettra d'allier les propriétés opposées de plusieurs matériaux. [13]

IV.12.4.1 Différents types de garnissage

a) Matériaux utilisables directement au contact des fumées

- Briques réfractaires
- Béton isolant réfractaire
- Fibres céramiques [13]

b) Matériaux utilisables en deuxième couche

- Fibres minérales
- Panneaux rigides de silicate de calcium très isolants, utilisés en deuxième couche derrière une paroi de briques ou de béton réfractaire. [13]

IV.12.5 Brûleurs

Les brûleurs ont pour rôle de provoquer le mélange intime de l'air et du combustible en vue d'obtenir la combustion complète de celui-ci. L'air de combustion est introduit par des volets du fait, la plupart du temps, de la dépression qui règne dans le four.

Le combustible gaz ou liquide, débouche dans le courant d'air au centre d'un ouvrage réfractaire qui, par la chaleur qu'il rayonne, assure la stabilité de la flamme.

Un brûleur est conçu pour brûler soit du gaz, soit du liquide; certains brûleurs sont conçus pour brûler l'un ou l'autre combustible (brûleurs mixtes). [13]

IV.12.6 Ramoneurs

Afin de maintenir propre le circuit des fumées et ainsi conserver l'efficacité des surfaces d'échange, on installe dans les zones de convection des ramoneurs.

Plusieurs types sont disponibles :

a) Appareils à soufflage d'air ou de vapeur: Ce sont des tubes rotatifs, fixes ou réfractaires, comportant des buses de soufflage. Ils sont utilisés de façon intermittente (en général 3 fois par 24 heures) pour souffler les dépôts pulvérulents qui ont pu se déposer sur les surfaces d'échange. [13]

b) Ramoneurs acoustiques ou subsoniques: Ce sont des appareils qui émettent des vibrations acoustiques ou infrasonores dans l'enceinte de la zone de convection, afin de maintenir en suspension les poussières et ainsi éviter leurs dépôts sur les surfaces d'échange. [13]

IV.12.7 Préchauffeur d'air

Les préchauffeur d'air ont été conçus et mis au point pour préchauffer l'air de combustion. Ce sont, en fait, des échangeurs de chaleur entre les fumées et l'air de combustion pour lesquels on cherche à obtenir des pertes de charge pour éviter l'emploi de ventilateurs, tout en ayant un bon coefficient de transfert pour diminuer les investissements pour un taux de récupération de chaleur donné. D'autre part, les effets de la corrosion à l'acide sulfurique doivent être pris en considération lorsque la température des fumées à la sortie du préchauffeur est inférieure au point de rosée (170 à 200°C). [13]

IV.13 Rendement thermique d'un four

On définit le rendement d'un four comme le rapport entre la quantité de chaleur absorbée par le fluide réchauffé et celle dégagée par la combustion.

$$\eta = \frac{q_a}{q_i}$$

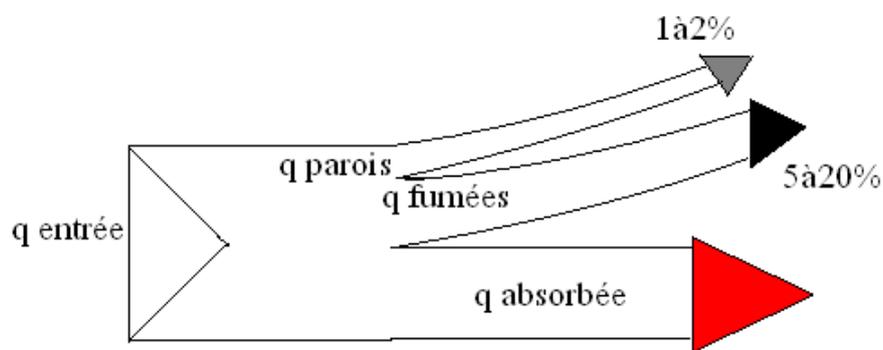
Avec :

- q_a : Puissance absorbée par le fluide chauffé
- q_l : Puissance libérée par la combustion

NB :

- Une partie très faible de la chaleur non absorbée est perdue par conduction à travers les parois du four (1 à 2% de la quantité libérée aux brûleurs)
- Les pertes les plus importantes sont les pertes à la cheminée, dissipées dans l'atmosphère par les fumées qui sortent du four à température assez élevée. [13]

Les pertes de chaleur dans les fours tubulaires sont dans la figure ci-dessous :



le bilan thermique du four s'exprime

$$q \text{ entrée} = q \text{ absorbée} + q \text{ fumées} + q \text{ parois}$$

Figure IV.10 le pourcentage pertes de chaleur dans les fours tubulaires

NB : le pourcentage de perte par les fumées dépend de deux paramètres :

- L'excès d'air de combustion
- La température de rejet des fumées [13]

a) L'excès d'air de combustion

le débit des fumées s'accroît avec l'excès d'air aussi faible que possible, tout en veillant à obtenir une combustion complète, sans imbrûlés; on peut jouer sur ce facteur par un réglage correct de la combustion, encore que, même avec des brûleurs bien conçus, on ne puisse descendre en dessous d'une certaine limite car on risque d'avoir une combustion incomplète dont les inconvénients sont : [13]

- D'abord la réduction du dégagement de chaleur par unité de poids de combustible brûlé, donc une réduction du rendement contraire à l'effet recherché, [13]

- La formation de CO susceptible de se combiner à l'oxygène encore présent dans les fumées en dehors de la chambre de combustion (phénomène de post-combustion qui peut endommager le four). [13]

b) la température de rejet des fumées

La température des fumées dépend d'un très grand nombre de facteurs ; en fait, pour un excès d'air donné, la température à laquelle les fumées sortent de la zone de radiation est déterminée par charge thermique du four, la surface et la température des tubes. L'aménagement d'une zone dite de convection, constituée d'un faisceau tubulaire placé sur le trajet des fumées vers la cheminée, permet de récupérer une partie de la chaleur sensible de celles-ci. Il faut, toutefois signaler que la température des fumées reste toujours supérieure à la température d'entrée de la charge dans le four. Généralement, en raffinerie, le fluide entrant au four est préchauffé par un système important d'échangeurs. [13]

c) Possibilité et limite à l'amélioration du rendement d'un four

On peut alors utiliser les fumées pour réchauffer un autre produit plus froid comme par exemple surchauffer ou même produire de la vapeur d'eau. [1]

Un autre procédé permettant d'améliorer le rendement d'un four, s'il comporte déjà une zone de convection, et d'installer à la suite de celle-ci un pré chauffeur d'air de combustion. Cependant, cet investissement supplémentaire ne peut souvent se justifier que pour les fours de grande capacité. [1]

Pourtant, il faut signaler qu'on ne peut réduire autant la température des fumées ; nous constatons en effet que le tirage de la cheminée diminue lorsque la température des fumées diminue : quand le tirage est trop faible et devient nécessaire d'utiliser un ventilateur et la consommation d'énergie nécessaire pour ce ventilateur doit être prise en compte dans le bilan général. [1]

Une autre raison limitant la récupération de la chaleur des fumées et qu'en dessous d'une certaine température (point de rosée), les fumées laissent condenser des produits acides susceptibles de provoquer des effets corrosifs gênants. [1]

Conclusion

La fabrication des matériels consacre une part importante de leurs activités à l'étude et à la réalisation des fours destinés au traitement des hydrocarbures et des dérivés du pétrole. Qu'il s'agisse des tubes, des réfractaires, des brûleurs ou des charpentes métalliques, les choix à opérer sont nécessairement liés par la recherche de la satisfaction à un juste coût des demandes.

CHAPITRE V :
Description de l'unité
d'affectation de
l'isomérisation des paraffines

Introduction

L'unité d'isomérisation de la raffinerie de Skikda (U700/U701) se divise en deux sections comme suit :

- Section Hydrotraitement du Naphta Léger. [7]
- Section Isomérisation. [7]

V.1. Section Hydrotraitement du Naphta Léger (U700) :

L'objet de l'Unité d'Hydrotraitement du Naphta Léger (Unité 700) est de produire des charges hydro-traitées propres pour alimenter l'Unité 701 d'Isomérisation. Ces charges doivent avoir des teneurs suffisamment basses en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités en aval. Un lit de garde du soufre est installé sur le courant de fond du stripeur pour protéger les unités en aval du H₂S dissous, pouvant être entraîné, en cas de désordres du stripeur. Une section de désisopentaniseur est incluse dans cette unité. La coupe Iso-pentane de l'alimentation est séparée et envoyée à l'unité d'isomérisation (Unité 701), tandis que la coupe plus lourde est envoyée à la section de réaction HDT pour l'élimination du soufre. De la même manière, un lit de garde du mercure est installé sur le naphta désulfuré refroidi pour éliminer toute trace de mercure présent dans le naphta envoyé à l'unité d'isomérisation. La charge de l'unité est un mélange de la coupe C5-65 de Naphta de distillation directe, de la coupe C6 de Naphta de distillation directe et de la coupe C5 du Plateformat dérivant du traitement, dans la Raffinerie, des pétroles bruts RA1K et HBNS5.

[7]

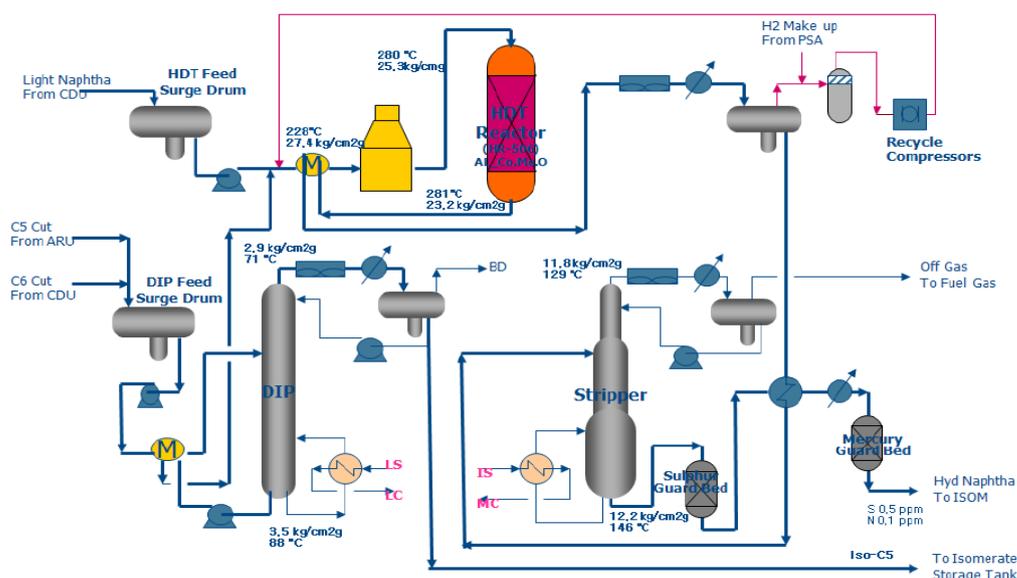


Figure V.1. : PFD simplifié de l'unité LNHT. [7]

Ces naphthas contiennent des teneurs en contaminants qui seront préjudiciables aux catalyseurs d'isomérisation et leur prétraitement est donc nécessaire.

Ce procédé, développé sous licence d'Axens, comprend les trois opérations suivantes :

- Séparation par distillation, à partir de la coupe C5-65 et de la coupe C5 du plateformat, d'une coupe riche en iso-C5 envoyée pour le mélange avec le produit d'isomerat (**Section DIP**).
- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans l'intervalle de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (**Section de réaction**).
- Stripping du produit hydrotraité brut pour éliminer les fractions légères, les produits gazeux y compris le H₂S et l'eau (**Section du stripper**). [7]

V.1.1. Rôle de l'hydrotraitement des naphthas :

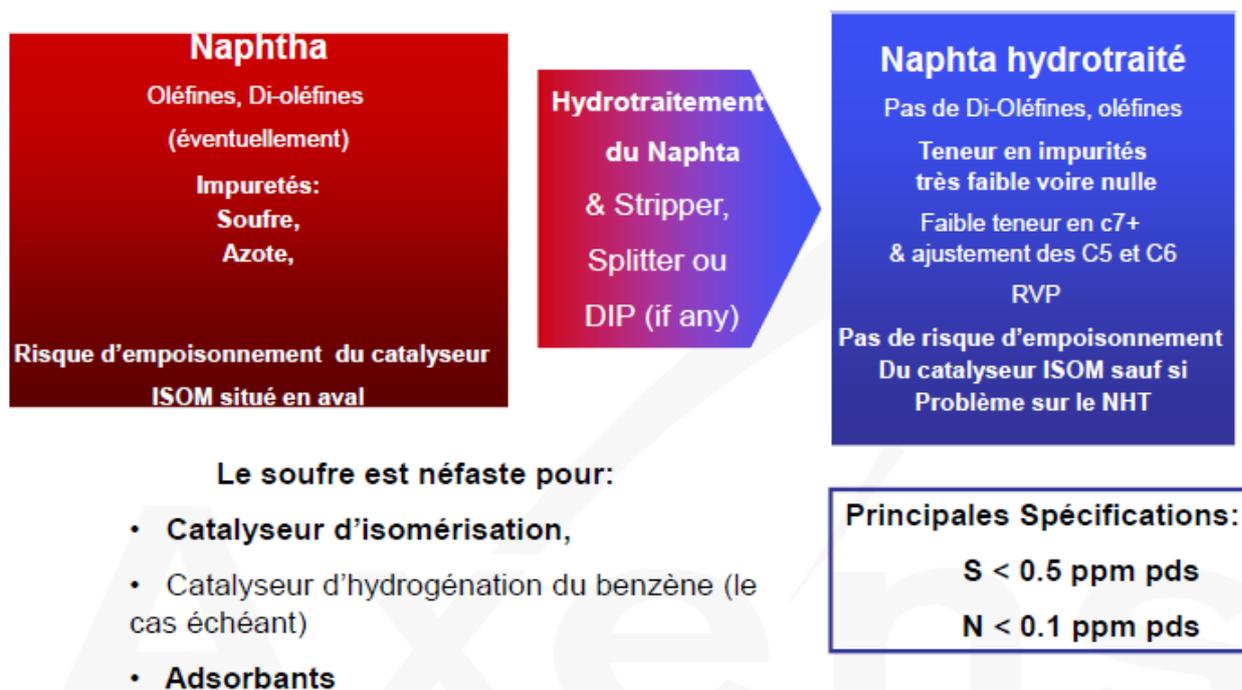


Figure V.2. : But de l'unité NHDT (U-700). [25]

V.1.2. Les différentes sections de l'hydrotraitement des naphthas :

A) Section DIP

La coupe C5 du platformat est envoyée sous contrôle du débit au ballon de charge de la DIP **700-V-1** et puis pompée sous contrôle niveau/débit par la pompe **700-P-2 A/B**. La charge est chauffée avant d'entrer à la DIP par l'échangeur **700-E-1**.

La DIP (Déisopentaniseur) **700-C-1** récupère une coupe riche en iso-pentane de la tête de colonne et récupère les autres produits lourds du fond. Et car l'indice d'octane d'iso-pentane est haut cette coupe est envoyée directement à la section isomérisation 701 pour le mélange final avec l'isomérate.

La vapeur de tête est condensée par un aéroréfrigérant **700-E-1** et elle passe par un ballon de reflux **700-V-2** avant d'être renvoyée à la DIP comme reflux froid par la pompe **700-P-4 A/B** et une autre partie est envoyée vers la section isomérisation pour être mélangée avec l'isomérate léger.

Le produit du fond est refroidi par l'échangeur **700-E-3** pour être envoyé sous contrôle de niveau/débit à la section réaction de l'hydrotraitement.

Le reflux du fond est chauffé par un échangeur **700-E-2** et renvoyé par la pompe 700-P-3 A/B qui passe par un ballon de reflux avant d'entrer à la DIP. [7]

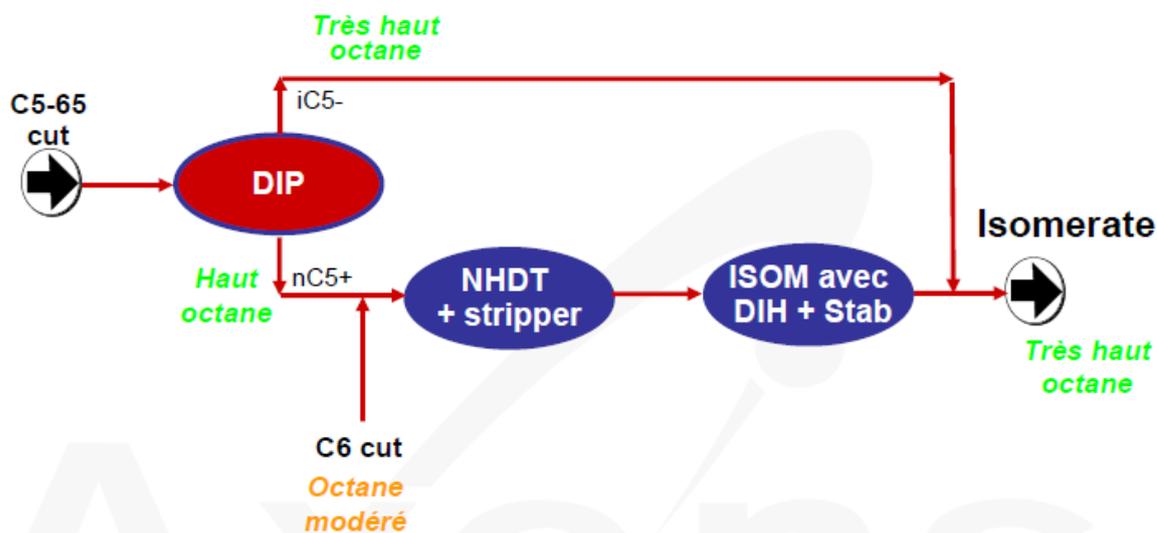


Figure V.3 : Schéma de la DIP. [7]

B) Section alimentation

La coupe C6 part vers le ballon d'alimentation de l'hydrotraitement **700-V-3**. Et va être pompé par la pompe. **700-P-5 A/B**. [7]

C) Section réaction

La coupe naphta stocké dans le ballon de séparation est pompé sous control niveau/débit par la pompe **700-P-6 A/B** vers le circuit de réaction et va être mixer avec le fond de la DIP et un gaz riche en hydrogène envoyer par le compresseur **700-K-1 A/B**. ce mix est préchauffé dans le train d'échangeurs **700-E-4 A/B/C/D/E/F/G/H**(coté calandre), et pour arriver à la température réactionnel requise on va chauffé encore dans un four 700-F-1 avant être entré dans le réacteur **700-R-1**.

La température dans le réacteur est contrôlée par le débit du fuel gaz, elle varie entre 280C° et 310C° elle dépend du cycle catalytique. Le lit catalytique est rempli avec HR-506.

La charge sortie du réacteur est refroidit dans les échangeurs **700-E-4 A/B/C/D/E/F/G/H** (coté tube) puis va être condensé dans un aéroréfrigérant **700-E-5**, on ajout de l'eau chaude pour éviter le risque de déposition de l'ammonium et le risque de corrosion dans les échangeurs (one fois par semaine pendant 3-4 heures).

La charge venue de l'aéroréfrigérant est envoyé pour être séparé dans un ballon de séparation **700-V-4**.

La vapeur sortie du ballon est utilisée comme recycle et elle est mixée avec l'hydrogène venu de l'unité PSA, puis va être routé part le compresseur **700-K-1 A/B** pour être utilisé dans le control de la pression dans section réaction durant le start-up et pour augmenter la pureté du gaz de recycle durant les opérations normal.

Durant les opérations normales la section réaction est contrôlée par le débit du hydrogéné. [7]

D) Section stripper

Dans la section stripping, la charge désulfuré du naphta est préchauffé dans l'échangeur **700-E-6 A/B** (coté calandre) pour entrer dans la colonne du stripping **700-C-2**.

Cette colonne est chauffée par un rebouilleur **700-E-8** avec une vapeur à moyenne pression. Puis la tête de la colonne est condensée dans un aéroréfrigérant **700-EA-3** et dans un stripeur de refroidissement **700-E-7** et puis collecté dans le ballon de reflux **700-V-6**. Un inhibiteur de

corrosion est injecté pour protéger les équipements contre la corrosion. La vapeur de tête est dirigée vers fuel gas sous control de pression.

La phase liquide est pompé comme reflux par **700-P-7 A/B** sous control du niveau. Le fond du stripeur est refroidit dans l'échangeur **700-E-6 A/B** (coté tube) et après la charge naphta désulfuré est refroidit dans l'échangeur **700-E-9 A/B**. un lit de garde de sulfures **700-V-7** et un lit de garde de mercure sont misent pour protéger l'isomérisation contre un potentiel de sulfure et de mercure passé dans la charge. La charge hydrotraiter final est envoyée sous control de débit vers la section isomérisation. [7]

V.2 Section isomérisation

L'unité d'Isomérisation est conçue pour valoriser le naphta léger (LSRN), provenant de la distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane.

L'installation se divise en deux sections :

- ◆ Section LNHT (hydrotraitement). [7]
- ◆ Section AXENS (Isomérisation). [7]

Dans le cadre de notre travail nous allons consacrer l'étude sur l'unité d'isomérisation.

V.2.1 Isomérisation de naphta prétraitée (U 701/703)

V.2.1.1 objectif

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane de recherche RON et de moteur MON de l'alimentation du naphta léger (principalement C5/C6) avant de mélanger dans l'essence. La fraction de naphta légère a un bas indice d'octane (en général <72), le procédé d'isomérisation convertit une proportion d'équilibre de ces isomères normaux à bas indice d'octane en leurs isomères branchés à plus haut indice d'octane. [7]

Ce procédé développé est licencié par AXENS se compose de deux réacteurs à lit adiabatique, les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe de catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène. Les conditions opératoires ne sont pas sévères étant reflétées par une pression de service modérée, basse température, basse pression partielle d'hydrogène et haute vitesse spatiale de catalyseur. Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation, minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'équipements. [7]

V.2.1.2 La Charge

Les procédés d'isomérisation sont relativement flexible vis à vis des charges utilisées. Les charges C₅/C₆ utilisées sont issues de la distillation directe du pétrole brut. En général, le

point de coupe de distillation de la charge est maintenu autour de 70°C -80°C pour éviter la présence importante de benzène, de cyclohexane et autre hydrocarbure contenant plus de 7 atomes de carbone. En effet la présence de ces composés dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomérisat. [7]

A) Provenance des naphtas

La distillation atmosphérique est le procédé qui permet la séparation du pétrole brut en une série d'hydrocarbures qui ont des caractéristiques différentes, pour pouvoir l'utiliser de façon correcte, de cela en exploitant les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures (fractions légères et lourdes) dont les caractéristiques sont liées aux besoins de marché. [7]

La fraction légère obtenue est envoyée vers une colonne de stabilisation qui élimine le GPL et l'envoie directement vers l'unité gaz plant (U30-U31), l'essence stabilisée passe dans une colonne de fractionnement par distillation (splitter) pour être séparée en trois coupes :

- Naphta A (légère).
- Naphta B (intermédiaire).
- Naphta C (lourde).

Les produits obtenus par ce procédé peuvent former la charge pour d'autres unités. Comme ils peuvent être envoyés au stockage comme produits finis. [7]

La naphta A, au niveau de la première chaîne, alimente la section « déisopentaniseur». [7]

Les naphtas B et C sont utilisés comme charge pour le reforming et platforming dans le but d'obtenir des essences à indice d'octane amélioré et qui puissent par la suite répondre aux spécifications du marché. [7]

B) Caractéristiques de la charge

- Charge : naphta A (légère).
- Densité 15°C : 0,6721
- TVR (kgf/cm²) :0,6580
- Indiced'octane : 70
- Masse moléculaire : 83g/mol

Les tableaux ci-dessous représente les caractéristiques du naphta A :

Tableau V.1 : la composition du naphta A_[7]

Nombre de C	Naphtène	i-paraffine	n-paraffine	Aromatique	Total
5	1.92	3.78	25.25	-	30.95
6	11.47	19.41	21.46	3.08	55.43
7	4.26	6.41	2.37	0.23	13.28
8	0.14	0.07	0.05	-	0.26
9	-	-	0.05	0.03	0.08
total	17.80	29.68	49.18	3.34	100.00

Tableau V.2 : Les caractéristiques du naphta A_[7]

NATURE CHIMIQUES	% VOLUMIQUE
Benzène	2.35%
Totale aromatique	2.6%
Totale oléfines	0.0%
Totale saturés	97.4%

Tableau V.3 : Les caractéristiques du produit (ISOMERAT)._[7]

Caractéristiques	Densité	TVR (kg/cm ²)	RON clair	MON clair	Benzène (% Vol)	Aromatique (% Vol)	Oxygène (% poids)
ISOMERAT	0.647	0.8	89	86	0	0	0

V.2.2 Différentes sections de l'unité

L'unité de l'isomérisation de la Naphta légère, illustré par le schéma, comprend six sections

a) Section Sécheurs

La Naphta légère provenant de l'unité 700 (unité d'hydrotraitement du naphta léger) et le produit recyclé du Déisohexaniseur sont mélangés dans le ballon de charge 701-V1._[7]

La naphta est pompée par la 701-P-1 A/B vers les 02 sècheurs de charge (en série) 701-V2 A/B pour éviter d'éventuels dommages des catalyseurs de l'isomérisation par la présence d'eau, l'H₂ d'appoint provenant de la PSA doit aussi d'être séché par l'élimination de H₂O et CO/CO₂ qui sont considérés comme des poisons très nocifs pour le catalyseur du réacteur. De la limité batterie, l'H₂ est dirigé vers le ballon d'appoint d'H₂ (701-V-3), il est ensuite comprimé par le Compresseur (701-K-1 A/B) est refroidi dans l'échangeur (701-E-1) puis envoyé vers les deux sècheurs d'H₂ en série (701-V-4 A/B).il est mélangé après avec la naphta séchée et envoyé vers la Section Isomérisation. [7]

b) Section isomérisation (réacteur)

Les deux phases combinées prévenantes de la section sécheur sont préchauffés dans l'échangeur 701-E-2 (recyclage Déisohexaniseur/Charge réacteur) ensuite dans l'échangeur 701-E-3 (Effluent Réacteur/la charge de l'échangeur) enfin la charge du réacteur va être chauffée par la vapeur intermédiaire dans l'échangeur 701-E-4 (Réchauffeur de charge Isomérisation). [7]

Une petite quantité d'agent de chloration (C₂CL₄) est injectée par la pompe d'une façon continue dans le réacteur d'isomérisation pour maintenir l'équilibre d'acidité sur le catalyseur (l'agent de chloration est stocké dans le ballon 701-V-5).Le mélange est envoyé vers le premier réacteur d'isomérisation 701-R-1 ou la réaction d'isomérisation va être effectuée (cette réaction est légèrement exothermique), l'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur 701-E-3 coté tube avant d'entrer dans le second réacteur R2 ou se passe la continuité de la réaction d'isomérisation. [7]

L'effluent est envoyé vers la colonne de stabilisation 701-C-1 sous control de pression. [7]

c) Section de stabilisation

La charge sortant du réacteur d'isomérisation contient des parties légères de gaz incondensables constitue un produit appelé « l'isomérat non stabilisée», dans cette coupe il y a des parties légères qui ont une tension de vapeurs assez élevée et pour la diminuer et respecter les spécifications, on a disposé d'une colonne de stabilisation dont le but d'éliminer les légers qui sont l'H₂, HCL, C₄. [7]

La purge du ballon de reflux de stabilisateur contient de l'hydrogène et du chlore d'où ils sont envoyés vers le scrubber pour subir la neutralisation avec la soude caustique puis envoyés vers fuel gaz .Le produit recueilli au fond de la colonne stabilisatrice forme « l'isomérat stabilisé » qui sera envoyé vers la colonne déisohéxaniseur. [7]

d) Désohexaniseur

Le désohexaniseur (DIH) 701-C-2 est alimenté avec le fond du stabilisateur. Le DIH récupère l'isomérat et il recycle le méthyle-pentanes et le n-hexane (octane bas) au réacteur. Le recyclage de l'isomérisation est soutiré dans 701-V-9 Ballon de recyclage DIH. [7]

Le liquide est pompé par la pompe de recyclage 701-P-6 A/B, une partie est recyclée à la section réacteur après refroidissements successifs contre la charge Réacteur (701 E2) et 701-E8 (refroidisseur à eau), l'autre partie du soutirage latéral du DIH est chauffée et vaporisée contre la charge DIH dans le 701-E-7. Les vapeurs de tête de la colonne sont totalement condensées dans l'aéroréfrigérant 701-EA- 2 puis collectées dans le Ballon de Reflux 701-V-8. De ce dernier l'isomérat léger est pompé vers la 701 C-2 par Les 701-P-4 A/B (pompes de reflux du DIH). [7]

Le produit d'isomérat léger est envoyé vers le condenseur d'isomérat léger 701-E10 par les 701-P-5 A/B (Pompes d'isomérat léger). Une petite quantité est utilisée comme régénérant pour les Sécheurs. [7]

L'isomérat léger est mélangé avec l'isomérat provenant du désoisopentaniseur de l'unité 700 en amont du 701-E-10 (condenseur isomérat). Le fluide réchauffeur utilisé dans le rebouilleur 701-E-9 (thermosiphon) est l'IS 2. Le produit de fond est pompé par les pompes de fond du désohexaniseur 701-P-7 A/B. Cette charge est concentrée en C7+ et C6 Naphtènes, elle est refroidit dans le 701-E-13 (refroidisseur isomérat lourd), mélangée avec l'isomérat Léger (Distillat DIH et Distillat DIP) avant d'être envoyé au stockage. [7]

Pour réduire la consommation en vapeur au niveau du rebouilleur du DIH, un Pump-around est installé. On récupère la chaleur de la charge chaude vers DIH venant du fond stabilisateur pour produire un rebouillage interne au niveau du DIH. La charge est refroidit coté tube-Pumparound 701 E7 avant d'entrer le DIH, Pump-around est vaporisé avant d'entrer en DIH.

e) Section scrubber

Comme le gaz provenant du ballon de reflux contient du HCL, un traitement à la soude et un lavage à l'eau sont conçus avant de l'envoyer au réseau fuel gas. Le gaz sortant de la section lavage à la soude, saturé par cette dernière est lavé une deuxième fois avec l'eau déminéralisée dans la section supérieure du Scrubber (Section à garnissage) pour prévenir d'éventuels entraînement. Après ils sont dirigés vers le collecteur du fuel gas ou à la torche.

Pour la soude caustique, la composition varie de 10% pds à 2% pds qu'elle réagit avec HCL pour produire NaCl. [7]

La Caustique est circulée avec la pompe 701 P 8, elle est maintenue à une température à 50°C à travers l'échangeur 701-E11 (the caustic recycle Heater) pour garder la température de la caustique élevée de quelques degrés à celle de la charge gaz et pour éviter les risques de moussage qui sont dû à la condensation des hydrocarbures. [7]

Les deux sections sont à garnissage avec (Anneaux à charbon). Le besoin en caustique est stocké dans la section inférieure de la colonne et la charge (gaz) barbotte à travers cette caustique. Une partie de la caustique circulante est pulvérisé sur les parois internes en dessous du garnissage (lavage à la soude) pour éviter tout risque de corrosion humide par le HCL au niveau de cette partie du Scrubber. [7]

La soude est drainée par les 701-P-8 A/B (ligne de Refoulement) une fois la concentration de la soude circulante diminue aux environs de 2% pds. Quand la caustique est éliminée, le fond de la colonne est rempli avec de la soude fraîche. La fréquence de remplacement de la NAOH est de 10 jours. La soude utilisée est envoyée au ballon de dégazage 701-V13, puis vers la limite batterie par les 701-P-11 A/B (Soude pauvre). [7]

Comme la soude fraîche est disponible à 40%, une solution à une concentration de 10% doit être préparée par dilution avec de l'eau déminéralisée. La soude fraîche est mélangée avec l'eau Déminéralisée en ligne à travers 701-MX-1 (Mixeur caustique fraîche) et stocké dans 701-S-1 (Bac caustique fraîche). [7]

La solution caustique à la concentration de 10% est injectée au niveau du scrubber chaque 10 jours par les pompes 701-P-10 A/B. [7]

f) Régénération des sécheurs

Les tamis moléculaires se saturent après une certaine période, par conséquent une régénération s'avère obligatoire. Un analyseur en ligne (Multi cellule) est utilisé pour mesurer le taux d'humidité contenu dans les flux sortant de chaque sécheur. Les deux sécheurs (de charge et d'hydrogène) sont régénérés en utilisant le distillat vaporisé. [7]

La régénération est isolée tandis que le deuxième reste en état de marche. Le régénérant est fournie par la pompe 701-P-5 A/B et il est complètement vaporisé par la vapeur intermédiaire IS 2 au niveau de vaporisateur (701-E-12) qui est constitué d'une calandre verticale et des tubes à baïonnettes. [7]

La vapeur est ensuite surchauffée jusqu'à 310°C dans **un surchauffeur électrique 701-EH-1**. La vapeur chaude quittant le sécheur est condensée au niveau du 701-EA-3 (Aéroréfrigérant du régénérant). Après le passage à travers le dégazer (701-V-11), le flux de

régénération est mélangé sous contrôle de pression avec l'isomérat qui va être envoyé au stockage après avoir passé à travers les 701 E10 (condenseur à eau). [7]

Les figures II.2 et II.3 représentent les Schémas descriptifs de l'unité d'isomérisation (U701/703), et de la section de régénération des sécheurs respectivement.

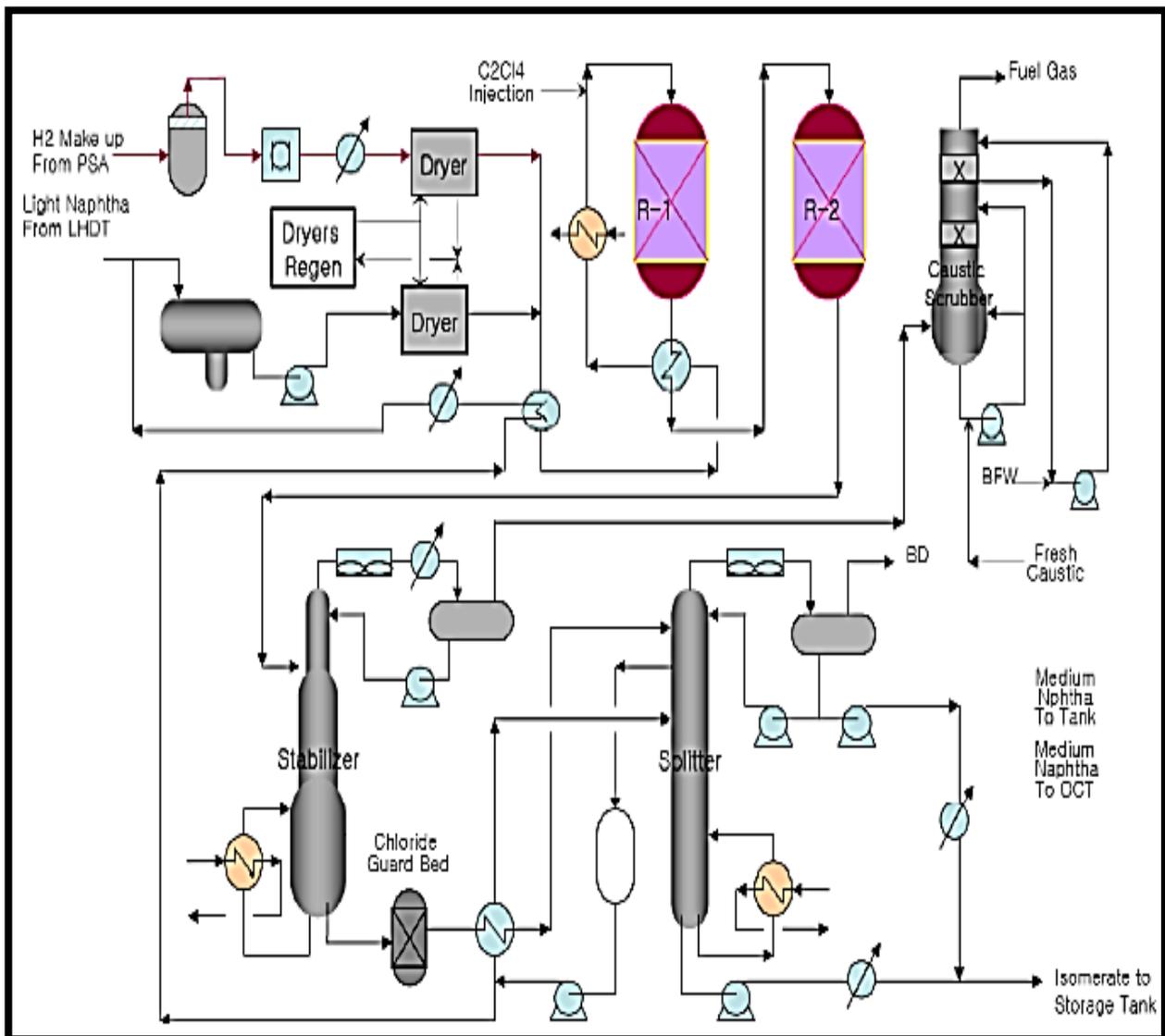


Figure V.4 : Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation (U701/703) [7]

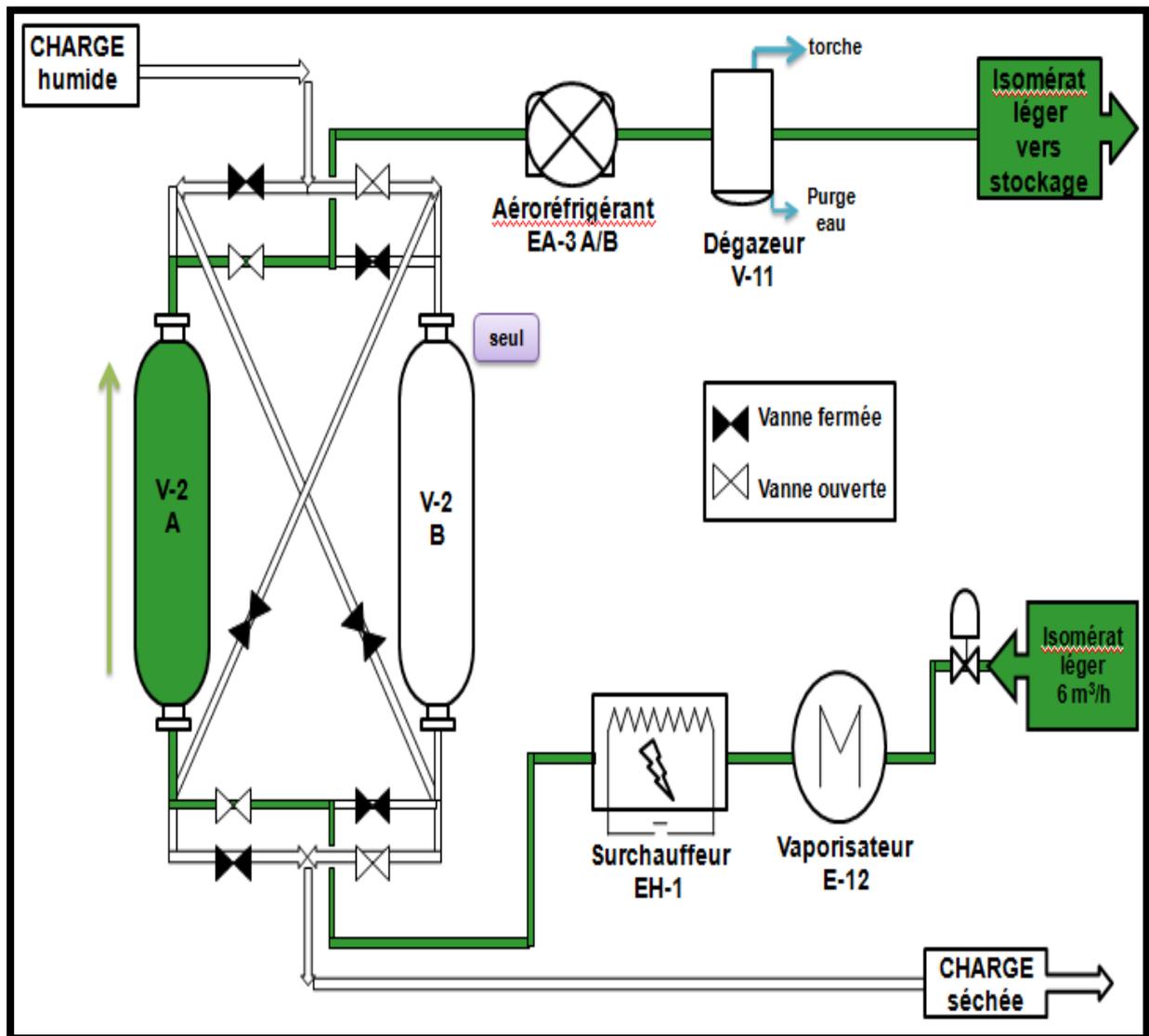


Figure V.5 : Schéma descriptif de la section de régénération des sécheurs

Chapitre VI : Calcul et dimensionnement du four

Introduction

L'objectif de notre étude est d'apporter une amélioration à la section de régénération par la substitution du surchauffeur EH-1 par un four à gaz.

Nous procéderons dans un premier lieu au calcul d'un four cabine puis dans un second lieu un four cylindrique afin de comparer les deux installations.

Le calcul théorique des deux fours (cabine et cylindrique) est réalisé par la méthode de Lobo-Evans selon la norme **API standard 560/ISO 13705**.

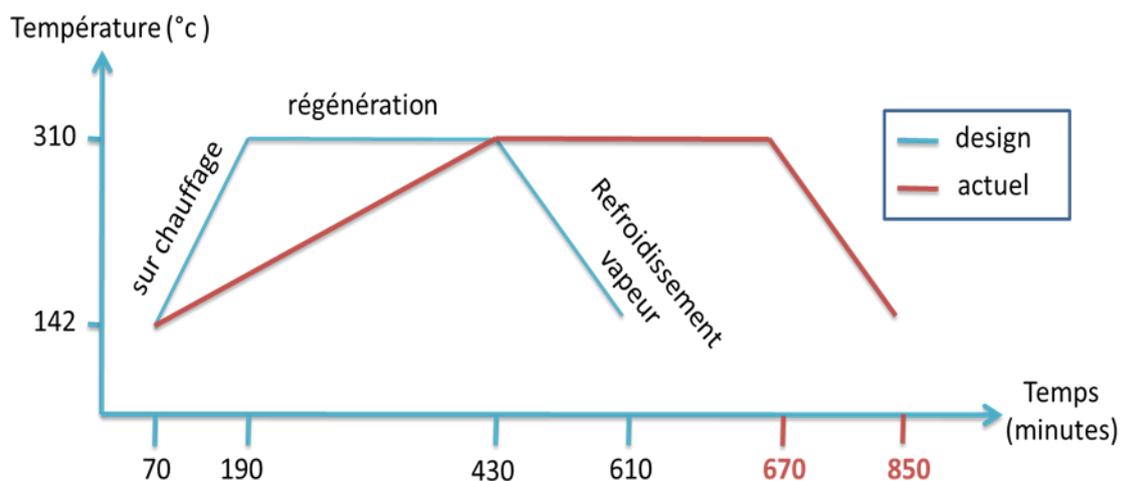
Nos calculs sont effectués en se basant sur les étapes suivantes : d'abord le calcul de combustion, ensuite le bilan thermique et le calcul de radiation. Par la suite, le calcul de convection et de la cheminée sont réalisés.

Problématique

Le surchauffeur électrique EH-1 est considéré le cœur de la section de régénération.

Mais depuis l'année 2016 ce surchauffeur cause beaucoup de problèmes dont on peut dénombré :

1. Les résistances électriques qui se grillent répétitivement et qui influe directement sur le temps de surchauffage (figure VII.4).
2. La défaillance de la carte électronique au niveau de l'armoire électrique qui commande l'ampérage nécessaire à l'allumage des résistances pour atteindre graduellement la température de la régénération.



VI.1 le temps pour atteindre graduellement la température de régénération du surchauffeur

3. La durée d'intervention pour substituer les résistances grillées qui atteint 3 jours au minimum suite à la complexité et l'encombrement des câbles au niveau des deux compartiments supérieurs et inférieurs.
4. L'échauffement des câbles électriques causé par une forte consommation d'énergie électrique qui nécessite leur substitution.
5. Selon les factures d'électricité obtenue, les pertes financières de la consommation énergétique du surchauffeur électrique sont estimées par le tableau suivant:

Tableau VI.1: Les pertes financières du surchauffeur électrique

Consommation électrique du surchauffeur EH-1 (553 KW)			
Éléments	Quantité (KW/an)	Prix unitaire (DA)	à payer (DA)
H creuses	1 439 100	0.5903 [10]	849 500
H de pointe	796 320	6.6 [10]	5 255 712
H pleines	2 488 500	1,3662 [10]	3 399 788
Total			9 505 000
+ frais de maintenance et remplacement des résistances assez élevés.			

D'où la substitution de ce surchauffeur par un four à gaz devient importante afin de maintenir la continuité de la production sur le long terme et assurer les conditions opératoires de la régénération.

Par l'installation de l'unité d'isomérisation et l'importation du MTBE la raffinerie de skikda est actuellement doté d'outil permettant non seulement de produire plus d'essences mais aussi d'aller vers des carburants plus respectueux de l'environnement et ceci par l'élimination total du plomb.

Les sécheurs sont un élément clé dans le succès de l'opération de l'unité d'isomérisation, ils protègent le catalyseur, donc leurs bon fonctionnement est essentiel ce qui nécessite de trouver une solution rapide pour le problème du surchauffeur électrique EH-1, pour assurer les conditions opératoires de la régénération.

Dans notre étude nous avons proposé la substitution du surchauffeur par un nouveau four à fuel gaz.

Partie 01 : Dimensionnement d'un four (cabine)

VI.1 Données de départ

Les données de départ sont illustrées dans les tableaux ci-dessous.

Tableau VI.2 Paramètres et conditions de service

Données	Valeur
Débit de la charge G (kg/h)	4000,00
Température d'entrée T_e (°C)	142,00
Température de sortie T_s (°C)	310,00
Pression d'entrée P_e (Kg/cm ² g)	12,70
Pression de sortie P_s (Kg/cm ² g)	12,10
Pourcentage vaporisé (%)	-----
Rendement (%)	80,00
Excès d'air (%)	20,00
Température de l'air T_{air} (°C)	20,00
Humidité relative (%)	80,00

Tableau VI.3 composition du gaz combustible

Constituant	% molaire
H ₂	43.2
C ₁	14.99
C ₂	18.81
C ₃	10.73
iC ₄	4.2
nC ₄	4.49
iC ₅	1,16
nC ₅	1,2
C ₆ ⁺	1,22
Total	100,00

Tableau VI.4 caractéristiques physico-chimiques du combustible

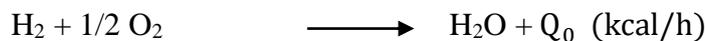
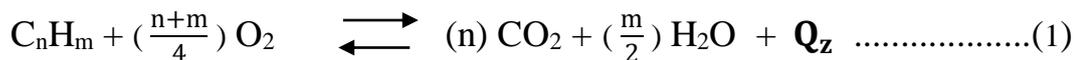
Données	Valeur
Température (°C)	25,00
Pression (Kg/cm ² g)	2,40

VI.2 Calcul de la combustion

Nous sommes intéressés au calcul de la combustion afin de déterminer :

- La quantité d'air nécessaire aux brûleurs.
- La compositions et la quantité des fumées produites à partir d'un combustible.
- ✓ Pour assurer une combustion complète, les brûleurs provoquent un mélange intime de l'air et du combustible.
- ✓ Le combustible utilisé dans le four est le fuel gaz. Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures pouvant contenir des impuretés, en particulier du soufre dont la teneur peut être négligeable
- ✓ Le calcul est basé sur l'équation stœchiométrique de la combustion des hydrocarbures ayant la formule généralisée C_nH_m , avec un excès d'air de **20%** selon la norme **API standard 560/ISO 13705**, on a choisi le fuel gaz comme combustible, et un tirage naturel de l'air.

VI.2.1 Reaction à combustion



VI.2.2 La quantité d'oxygène O_2 théorique nécessaire à la combustion

D'après la réaction de la combustion de fuel gaz :

$$Q_{th} = \left(\frac{1}{2} \times 43.2\right) + (2 \times 14.99) + \left(\frac{7}{2} \times 18.81\right) + (5 \times 10.73) + \left(\frac{13}{2} \times 4.2\right) + \left(\frac{13}{2} \times 4.49\right) + (8 \times 1.16) + (8 \times 1,2) + \left(\frac{19}{2} \times 1,22\right) = 258,02 \text{ Kmol}/100 \text{ kmol}_{\text{gaz}}$$

$Q_{th} = 258,02 \text{ Kmol}/100 \text{ kmol}_{\text{gaz}}$

VI.2.3 La quantité pratique d'oxygène en tenant compte l'excès d'air 20%

$$Q_P = Q_{th} + \alpha \times Q_{th} = (1 + 0,2)Q_{th} \dots\dots\dots(2)$$

$$Q_P = 1,2 \times 258,02 = 309,624 \text{ Kmol}/100 \text{ kmol}_{\text{gaz}}$$

$Q_P = 309,624 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- **Excès d'air :**

$$e = 309,624 - 258,02 = 48,29 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$e = 51,60 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

VI.2.4 Quantité d'air nécessaire à la combustion

Comme la teneur de l'air en o_2 est 21 %, alors la quantité d'air théorique est :

$$L_T = \frac{100}{21} Q_T \dots\dots\dots(3)$$

$$L_T = \frac{100}{21} \times 258,02 = 1228,66 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$L_T = 1228,66 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

La quantité pratique de l'air en tenant compte de l'excès ($\alpha = 20\%$) est:

$$L_P = L_T + \alpha \times L_T = L_T \times (1+0,2) \dots\dots\dots(4)$$

$$L_P = 1228,66 \times 1,2 = 1474,40 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$L_P = 1474,40 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

VI.2.5 Les quantités des produits de la combustion (composition des fumées)

- **La quantité dioxyde de carbone CO_2 dégagé**

$$Q_{CO_2} = (1 \times 14,99) + (2 \times 18,81) + (3 \times 10,73) + (4 \times 4,42) + (4 \times 4,49) + (5 \times 1,16) + (5 \times 1,2) + (6 \times 1,22) = 138,68 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$Q_{CO_2} = 138,68 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- **La quantité d'eau(H₂O) dégagé**

$$Q_{H_2O} = (1 \times 43,2) + (2 \times 14,99) + (3 \times 18,81) + (4 \times 10,73) + (5 \times 4,2) + (5 \times 4,49) + (6 \times 1,16) + (6 \times 1,2) + (7 \times 1,22) = 238,68 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$Q_{H_2O} = 238,68 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **La teneur de la vapeur d'eau dans l'air de combustion**

Elle est donnée par l'équation d'Avogadro-Dalton

$$\frac{P_{H_2O}}{P - P_{H_2O}} = \frac{N_{H_2O}}{N_{AIR}} \dots\dots\dots(5)$$

La tension de vapeur d'eau à 20°C est égale à **17.4 mm Hg** compte tenu de l'humidité **80%**

- **La quantité d'eau**

$$N_{H_2O} = L_P \times P_{H_2O} / (P - P_{H_2O}) \dots\dots\dots(6)$$

Avec:

- ✓ **P_{H₂O}**: la pression partielle de l'eau(17,4mmHg)
- ✓ **P**: la pression atmosphérique (760mmHg)
- ✓ **N_{H₂O}** : la quantité de l'eau contenue dans l'air (Kmol)

$$N_{H_2O} = 1474,40 \times 17,4 / (760 - 17,4)$$

$$N_{H_2O} = 34,54 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

En tenant compte l'humidité relative égale 80%.

Donc:

$$N_{H_2O} = 34,54 \times 0,8 = 27,64 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$N_{H_2O} = 27,64 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **La quantité totale**

$$N_{TH_2O} = 238,68 + 27,64 = 266,32 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$N_{TH_2O} = 266,32 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **La quantité d'azote N_2 dans l'air**

On n'admet que la composition de l'air :

- Pourcentage de l'azote : 79%.
- Pourcentage de l'oxygène : 21%

Donc : $N_2 = 0,791 \times 1474,40 = 1166,25 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

$$N_2 = 1166,25 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **La quantité d'azote totale**

$N_2 \text{ totale} = 1166,25 + 0,00 = 1166,25 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

$$N_2 \text{ totale} = 1166,25 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

VI.2.6 Calcul des spécifications des fumées

- **Masse moléculaire des fumées**

$$M_f = \sum_1^4 M_i X_i \dots\dots\dots(7)$$

$$M_f = M_{CO_2} \cdot Y'_{CO_2} + M_{H_2O} \cdot Y'_{H_2O} + M_{O_2} \cdot Y'_{O_2} + M_{N_2} \cdot Y'_{N_2}$$

$$M_f = 44 \times 0,08 + 18 \times 0,17 + 32 \times 0,03 + 28 \times 0,72 = 27,80 \text{ Kg}/\text{Kmol}$$

$$M_f = 27,80 \text{ Kg}/\text{kmol}$$

- **Masse volumique des fumées aux conditions normales**

$$\rho_f^n = M_f / 22,4 \dots\dots\dots(8)$$

$$\rho_f^n = 27,80 / 22,4 = 1,24 \text{ Kg} / \text{Nm}^3$$

$$\rho_f^n = 1,24 \text{ Kg} / \text{Nm}^3$$

VI.2.7 Tableau récapitulatif des compositions des fumées

Le tableau indique la composition et la quantité obtenue des fumées ainsi que la quantité théorique d'oxygène nécessaire pour la combustion, sur la base de 100 kmoles de gaz combustible.

Tableau VI.5 Tableau récapitulatif des compositions des fumées

Composition combustible	% mol	O ₂ Pour combustion	Composition des fumées				Composition combustible
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
N ₂	0,00	-	-	-	-	0,00	N ₂
H ₂	43,20	21,60	-	43,20	-	-	H ₂
C ₁	14,99	29,98	14,99	29,98	-	-	C ₁
C ₂	18,81	65,84	37,62	56,43	-	-	C ₂
C ₃	10,73	53,65	32,19	42,92	-	-	C ₃
iC ₄	4,20	27,30	16,80	21,00	-	-	iC ₄
nC ₄	4,49	29,19	17,96	22,45	-	-	nC ₄
iC ₅	1,16	9,28	5,80	6,96	-	-	iC ₅
nC ₅	1,20	9,60	6,00	7,20	-	-	nC ₅
C ₆ +	1,22	11,59	7,32	8,54	-	-	C ₆ +
Total	100,00	258,02	-	27,64	51,60	1166,25	Air de combustion
O₂ dans l'excès d'air		51,60	138,68	266,32	51,60	1166,25	Total
O₂ dans l'air combustion		309,62	0,09	0,16	0,03	0,72	% mol
N₂ dans l'air combustion		1166,25					
Nombre de Kmoles d'air de combustion pour 100 moles de gaz combustible		1474,40	1622,85				Nombre total des fumées pour 100 moles de gaz combustible

- Le volume des fumées formées par la combustion de 1 Nm³ de gaz

$$V_f = 1622,85 / 100 = 16,22 \text{ Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ gaz combustible}$$

$$V_f = 16,22 \text{ Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ gaz combustible}$$

VI.2.8 Calcul des spécifications de gaz combustible

- **La masse moléculaire du gaz combustible**

$$M_{COM} = \sum M_i \cdot Y'_i \dots\dots\dots(9)$$

$$M_{COM} = (2 \times 43,2) + (16 \times 14,99) + (30 \times 18,81) + (44 \times 10,73) + (58 \times 4,2) + (58 \times 4,49) + (72 \times 1,16) + (72 \times 1,2) + (86 \times 1,22) = 21,41 \text{ Kg / Kmol}$$

$M_{COM} = 21,41 \text{ Kg / Kmol}$

- **La masse volumique du gaz combustible aux conditions normales**

$$\rho^n_{Com} = M_{COM} / 22,4 = 21,41 / 22,4$$

$\rho^n_{Com} = 0,95 \text{ Kg / Nm}^3$

- **La masse volumique de l'air**

$$\rho_{air} = 1,293 \text{ Kg/m}^3$$

- **Quantité des fumées rapportées à 1 Kg de gaz combustible**

$$G_f = V_f \cdot \frac{\rho_f}{\rho_{Comb}} \dots\dots\dots(10)$$

$$G_f = 16,22 \cdot \frac{1,24}{0,95} = 21,17 \text{ Kg / Kg}_{com}$$

$G_f = 21,17 \text{ Kg / Kg}_{com}$

Il faut donc **20,17 kg** d'air pour 1 kg de gaz.

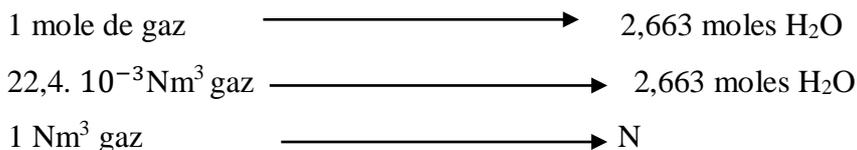
- **Pouvoir calorifique du combustible**

Calcul du pouvoir calorifique inférieur du combustible PCI :

$$PCI = PCS - 10,9N \text{ (pour un gaz) } \dots\dots\dots(11)$$

Avec : N : nombre de moles de H₂O

- **Détermination du nombre de moles d'eau**



$$N = 2,663 / 22,4 \cdot 10^{-3} = 118,88 \text{ moles H}_2\text{O}$$

$N = 118,88 \text{ moles H}_2\text{O}$

- **Calcul du pouvoir calorifique du mélange**

Le pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant est représenté dans le tableau suivant :

Tableau VI.6 Pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant [1]

Gaz individuels	N ₂	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
PCS Kcal / Nm ³	.	3090	9574	16801	23610	30029	30329	36123	36190	42754

$$PCS_m = \sum PCS_i \cdot Y_i' \dots\dots\dots(12)$$

$$PCS_m = (3090 \times 43,2) + (9574 \times 14,99) + (16801 \times 18,81) + (23610 \times 10,73) + (30029 \times 4,2) + (30329 \times 4,49) + (36123 \times 1,16) + (36190 \times 1,2) + (42754 \times 1,22) = 12461,54 \text{ Kcal / Nm}^3$$

$$PCS_m = 12461,54 \text{ Kcal / Nm}^3$$

- **Pouvoir calorifique inférieur**

$$PCI = PCS_m - 10,9 \cdot N = 12461,54 - 10,9 \cdot 118,88 = 11165,62 \text{ Kcal / Nm}^3$$

$$PCI = 11165,62 \text{ Kcal / Nm}^3$$

- **Pouvoir calorifique inférieur pour 1 Kg de combustible**

$$Q_{inf} = PCI / \rho^{n_{Comb}} \dots\dots\dots(13)$$

$$Q_{inf} = 11165,62 / 0,89 = 11679,08 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{inf} = 11679,08 \text{ Kcal/Kg}$$

- **Chaleur sensible de l'air à 20°**

$$Q_{air} = m_{air} \times C_{air} \times t \dots\dots\dots(14)$$

$$\text{On a : } C_{air} = 0,24 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{c}$$

$$Q_{air} = 20,17 \times 0,24 \times 20 = 96,52 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{air} = 96,52 \text{ Kcal/Kg}$$

- **Chaleur sensible du gaz**

$$Q_{gaz} = m_{gaz} \times C_{gaz} \times t \dots\dots\dots(15)$$

On a: $C_{\text{gaz}} = 1,70 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{c}$

$$Q_{\text{gaz}} = 1 \times 1,70 \times 20 = 34,04 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{\text{gaz}} = 34,04 \text{ Kcal/Kg}$$

Donc :

$$Q_{\text{T}} = Q_{\text{inf}} + Q_{\text{gaz}} + Q_{\text{air}} = 11679,08 + 34,04 + 96,52 = 11809,64 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{\text{T}} = 11809,64 \text{ Kcal/Kg}$$

VI.3 Bilan thermique

- Afin d'estimer la quantité de chaleur absorbée, dégagée ainsi que le débit du gaz combustible on doit se référer au bilan thermique du four.

VI.3.1 La quantité de chaleur absorbée par la charge

Le four est utilisé pour le réchauffage d'isomérat sans changement d'état physique donc :

$$Q_{ab} = G \cdot [H_s - H_e] \text{ (Kcal/h)} \dots\dots\dots(16)$$

Avec :

- ✓ **G** : Débit de la charge isomérat (Kg /h)
- ✓ **H_e,H_s**: Les enthalpies en phase vapeur de la charge respectivement à l'entrée et à la sortie (kcal/kg).

Les enthalpies des phases vapeurs aux températures considérés sont déterminées graphiquement d'après la figure (**annexe n°01**).

- **Calcul de la masse molaire du mélange isomérat**

Le tableau ci-dessous représente les résultats de calcul de la masse molaire du mélange.

Tableau VI.7 Calcul de la masse molaire du mélange isomérat.

Constituant	M _i	X' _{Ri}	X' _{Ri} ·M _i
nC4	58,00	0,0012	0,0696
iC4	58,00	0,0045	0,2610
nC5	72,00	0,1730	12,4560
iC5	72,00	0,5378	38,7216
22MB	86,00	0,2437	20,9582
23MB	86,00	0,0069	0,5934
2MP	86,00	0,0072	0,6192
3MP	86,00	0,0008	0,0602
CP	70,00	0,0249	1,7430
Total	-	1	75,4822

$M = 75,4822$

On a :

$$\checkmark P_e = 12,7 \text{ Kg/cm}^2\text{g} \text{ (} P_e = 193,9 \text{ psia)}$$

$$\checkmark T_e = 142^\circ\text{C} \text{ ; (} T_e = 287,6 \text{ }^\circ\text{F)}$$

Donc d'après la figure (**annexe n°01**) :

$$H_{142} = 220 \text{ Btu/lb}$$

$$H_{142} = 122 \text{ Kcal/ Kg}$$

On a :

$$\checkmark P_s = 12,1 \text{ ; (} P_s = 187 \text{ psia)}$$

$$\checkmark T_s = 310^\circ\text{C} \text{ ; (} T_s = 590 \text{ }^\circ\text{F)}$$

Donc d'après la figure (**annexe n°01**) :

$$H_{310} = 400 \text{ Btu/lb}$$

$$H_{310} = 222 \text{ Kcal / Kg}$$

Alors :

$$Q_{ab} = 4000 (222 - 122) = 400000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{ab} = 400000 \text{ Kcal / h}$$

VI.3.2 La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion

$$Q_{reel} = Q_{ab}/\eta \text{(17)}$$

$$Q_{reel} = 400000 / 0,8 = 500000 \text{ Kcal/ h}$$

$$Q_{reel} = 500000 \text{ Kcal / h}$$

VI.3.3 Le débit de combustible

$$\beta = \frac{Q_{reel}}{Q_t} \text{(18)}$$

$$\beta = \frac{500000}{11809,64} = 42,34 \text{ Kg /h}$$

$$\beta = 42,34 \text{ Kg /h}$$

VI.3.4 Le débit des fumées

$$G_{ft} = \beta \cdot G_f \dots\dots\dots (19)$$

$$G_{ft} = 42,34 \times 21,17 = 896,33 \text{ Kg/h}$$

$G_{ft} = 896,33 \text{ Kg /h}$

VI.3.5 Nombre de brûleurs

Le nombre de brûleurs dans le four est déterminé à partir de débit de combustible brûlé dans un brûleur, en admettant une valeur de 110 Kg /h donc le nombre de brûleurs sera :

$$N_B = \frac{\beta}{110} = \frac{42,34}{110} = 0,38 \text{ brûleurs}$$

$N_B = 1 \text{ brûleur}$

VI.3.6 Chaleur spécifique moyenne des fumées

Les chaleurs spécifiques moléculaires des gaz constituant les fumés varient en fonction la température, MALLARD et LE CHATELIER ont les déterminés :

- ✓ $O_2, N_2, H_2, CO \dots\dots\dots C_p = 6,8 + 6 \cdot 10^{-4} t \text{ (kcal/kmol.}^\circ\text{C)}$
- ✓ $H_2O \dots\dots\dots C_p = 8,1 + 2,9 \cdot 10^{-3} t \text{ (kcal/kmol.}^\circ\text{C)}$
- ✓ $CO_2 \dots\dots\dots C_p = 8,5 + 3,7 \cdot 10^{-3} t \text{ (kcal/kmol.}^\circ\text{C)}$

Le calcul d'après la composition des fumées donne :

$$C_p = 7,1594 + 0,1243 \frac{t}{100} \text{ (kcal / kmol.}^\circ\text{C)}$$

Par la division sur la ma masse moléculaire des fumés (M_f) on obtient :

$$C_p = 0,2575 + 4,473 \cdot 10^{-3} \frac{t}{100} \text{ (kcal /kg.}^\circ\text{C)}$$

VI.3.7 Enthalpie des fumées pour 1 kg de combustible

$$H_{fumée} = G_f \cdot C_p \cdot t \text{ (kcal) } \dots\dots\dots (20)$$

- On en déduit la courbe (**annexe n°02**) donnant la quantité de chaleur restant dans les fumées en fonction de la température.
- La température théorique de la flamme d'après le graphe (à 100%) est de **1687°C**.

VI.4 Calcul de la zone de radiation

- Le calcul du transfert de chaleur dans la zone de radiation se fait par approximations successives selon l'organigramme suivant :

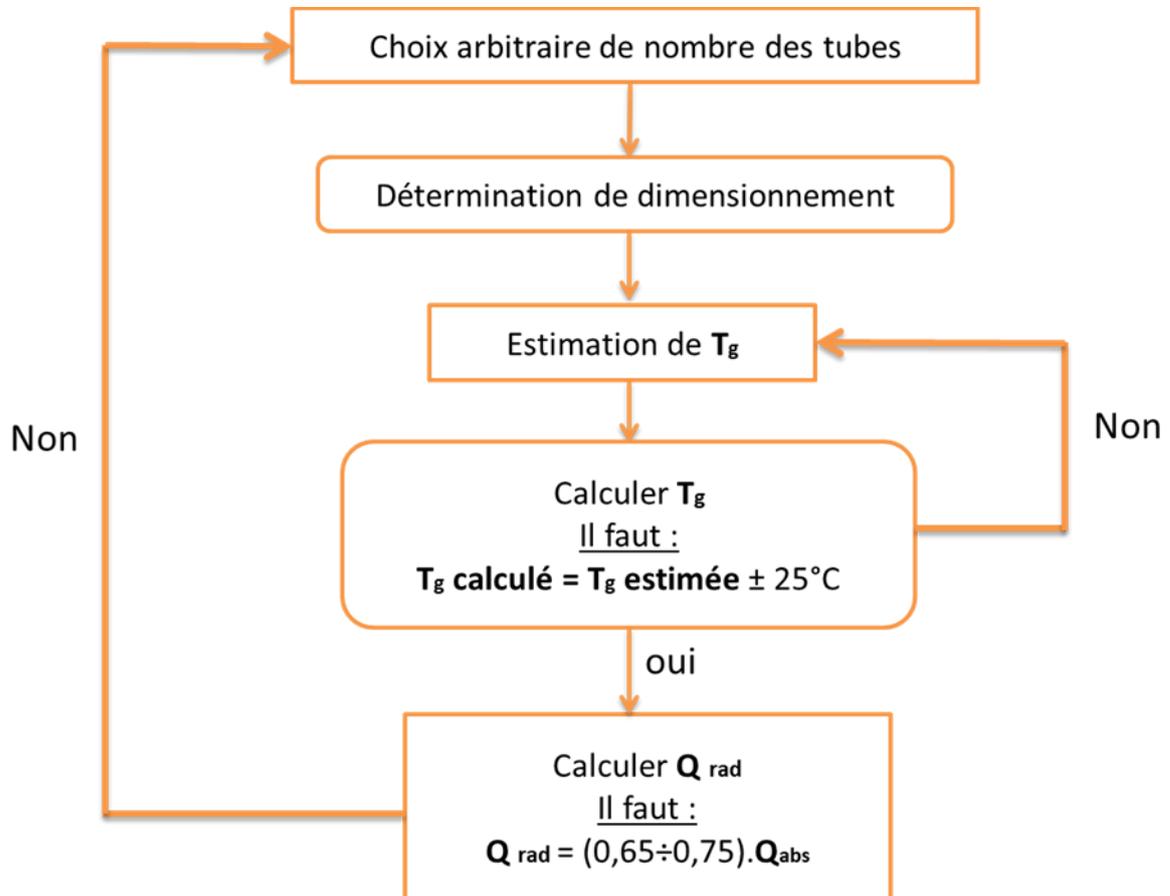


Figure VI.2 Les étapes de calcul de la zone de radiation

- D'abord on fixe la fraction de chaleur utile absorbé par les tubes de radiation puis on la vérifie par calcul.
- D'après les données pratiques cette grandeur constitue 65 à 75% de Q_{ab} .

Admettant que 70 % de la chaleur utile est absorbée par radiation :

$$Q_{rad} = 70\% \times Q_{ab} = 0,7 \times 400000 = 280000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{rad} = 280000 \text{ Kcal / h}$$

- ✓ On fixe le nombre de tubes dans la zone de radiation :

$$N_{rad} = 16 \text{ tubes}$$

- ✓ On admet que la largeur du four est

$$L_{four} = 1,5 \text{ m}$$

- ✓ On admet que la longueur du four est :

$$L_f = 3 \text{ m}$$

✓ On fixe le nombre de tubes dans la rangé de protection :

$$N_{\text{protection}} = 4 \text{ tubes}$$

✓ On admet que le nombre de passes est :

$$h = 1 \text{ passe}$$

D'après l'annexe n°3 selon la norme API standard 560/ISO 13705 on choisit les tubes ayant les caractéristiques représentées dans le tableau suivant :

Tableau VI.8 Caractéristique des tubes.

Diamètre extérieur (D_{ext})	Diamètre intérieur (D_{int})	Entre-axe (C)
0,1016 m	0,0901 m	0,1778 m

VI.4.1 La surface de plan d'absorption A

Pour tubes de protection

$$A' = N_{\text{protection}} \cdot C \cdot L_f \dots\dots\dots(21)$$

$$A' = 4 \times 0,1778 \times 3 = 2,1336 \text{ m}^2$$

$$A' = 2,1336 \text{ m}^2$$

Pour les tubes latéraux :

$$A'' = (N_{\text{rad}} - N_{\text{protection}}) \cdot C \cdot L_f \dots\dots\dots(22)$$

$$A'' = (16 - 4) \times 0,1778 \times 3 = 6,4008 \text{ m}^2$$

$$A'' = 6,4008 \text{ m}^2$$

On a : $\frac{C}{D_{\text{ext}}} = \frac{0,1778}{0,1016} = 1,75$

D'après (l'annexe n°04) :

✓ Le coefficient d'absorption pour tubes de protection est [

$$K' = 0,73$$

✓ Le coefficient d'absorption pour tubes latéraux est

$$K'' = 0,92$$

• La surface équivalente des tubes

$$A = K' A' + K'' A'' \dots\dots\dots(23)$$

$$A = 0,73 \times 2,1336 + 0,92 \times 6,4008 = 7,4463 \text{ m}^2$$

$$A = 7,4463 \text{ m}^2$$

VI.4.2 La vitesse massique de la charge par passe

$$W = \frac{G}{h \pi \frac{D_{\text{int}}^2}{4}} \dots\dots\dots(24)$$

$$W = \frac{4000}{1 \times 3.14 \times 0.0901^2 / 4} = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

$$W = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

VI.4.3 Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation

$$L_{\text{ut}} = N_{\text{rad}} \cdot L_f \dots\dots\dots (25)$$

$$L_{\text{ut}} = 16 \times 3 = 48 \text{ m}$$

$$L_{\text{ut}} = 48 \text{ m}$$

VI.4.4 La largeur de la zone de convection

$$L_{\text{cov}} = (1 + N_{\text{protection}}) \times C \dots\dots\dots (26)$$

$$L_{\text{cov}} = (1 + 4) \times 0.1778 = 0.8890 \text{ m}$$

$$L_{\text{cov}} = 0.8890 \text{ m}$$

VI.4.5 La longueur du mur incliné avec $\alpha=30^\circ$

$$L_{\text{inc}} = \frac{L_{\text{four}} - L_{\text{conv}}}{2 \cos 30} \dots\dots\dots (27)$$

$$L_{\text{inc}} = \frac{2 - 0.8890}{2 \cos 30} = 0.3528 \text{ m}$$

$$L_{\text{inc}} = 0.3528 \text{ m}$$

VI.4.6 Nombre de tubes sur les murs inclinés

$$N_{\text{in}} = 2 \times \left(\frac{L_{\text{inc}}}{C} - 1 \right) \dots\dots\dots (28)$$

$$N_{\text{in}} = 2 \times \left(\frac{0.3528}{0.1778} - 1 \right) = 1.9682 \text{ tubes}$$

$$N_{\text{in}} = 2 \text{ tubes}$$

Donc 1 seul tube sur chaque mur incliné

VI.4.7 Nombre des tubes sur les murs verticaux

$$N_{\text{tmv}} = N_{\text{rad}} - (N_{\text{protection}} + N_{\text{in}}) \dots\dots\dots (29)$$

$$N_{\text{tmv}} = 16 - (4 + 1.9) = 10.0318 \text{ tubes}$$

$$N_{\text{tmv}} = 10 \text{ tubes}$$

C'est-à-dire 5 tubes sur chacun des murs verticaux.

VI.4.8 La hauteur du mur verticale

$$h_V = \left(\frac{10}{2} + 1\right) \times C \dots\dots\dots(30)$$

$$h_V = (5 + 1) \times 0,1778 = 1,0696 \text{ m}$$

$h_V = 1,0696 \text{ m}$

VI.4.9 La hauteur du mur incliné

$$h_{inc} = L_{inc} \times \sin 30 \dots\dots\dots(31)$$

$$h_{inc} = 0,3528 \times 0,5 = 0,1764 \text{ m}$$

$h_{inc} = 0,1764 \text{ m}$

VI.4.10 La hauteur du four jusqu'à la zone de convection

$$h_{rad} = h_V + h_{inc} \dots\dots\dots(32)$$

$$h_{rad} = 1,0696 + 0,1764 = 1,2460 \text{ m}$$

$h_{rad} = 1,2460 \text{ m}$

VI.4.11 Calcul du produit « P×i »**Epaisseur utile du rayonnement**

Dimension du four : $1,5 \times 1,2460 \times 3$ soit $1 \times 0,83 \times 2$

Pour un four de dimensions dans le rapport $1 \times 1 \times 2$, le tableau (**annexe n°05**) donne :

$$I = \frac{2}{3} \sqrt[3]{V_{cc}} \dots\dots\dots(33)$$

Volume de la chambre de combustion

$$V_{cc} = L_f \times \left[(L_{four} \times h_V) + (L_{four} + L_{con}) \times 0,5 \times h_{inc} \right] \dots\dots\dots(34)$$

$$V_{cc} = 3 \times \left[(1,5 \times 1,0696) + (1,5 + 0,8890) \times 0,5 \times 0,1764 \right] = 5,4454 \text{ m}^3$$

$V_{cc} = 5,4454 \text{ m}^3$

Donc : $i = \frac{2}{3} \sqrt[3]{5,4454} = 1,1728 \text{ m}$

$i = 1,1728 \text{ m}$

La pression partielle de H₂O et de CO₂

$$P = P_{\text{H}_2\text{O}} + P_{\text{CO}_2} \dots \dots \dots (35)$$

$$P = 0,085 + 0,165 = 0,25 \text{ atm}$$

$$P = 0,25 \text{ atm}$$

Le produit :

$$P \times i = 0,25 \times 1,1728 = 0,2932 \text{ atm.m}$$

$$P \times i = 0,2932 \text{ atm.m}$$

VI.4.12 Température de peau des tubes

Nous l'estimerons à 25°C au-dessus de la température du fluide à la sortie :

$$T_A = 310 + 25 = 335 \text{ °C}$$

$$T_A = 335 \text{ °C}$$

VI.4.13 Température des gaz

Nous estimerons T_g à : 827 °C

$$T_g = 827 \text{ °C}$$

VI.4.14 Facteur d'émission de la flamme

D'après la figure (**annexe n°06**) le facteur d'émission de la flamme est $\epsilon_f = 0,35$

$$\epsilon_f = 0,35$$

VI.4.15 La surface totale intérieure de la zone de radiation**Pignons :**

$$2(L_{\text{four}} \times h_V) + 2(L_{\text{four}} + L_{\text{conv}}) \times h_{\text{inc}} / 2 = 2(1,5 \times 1,0696) + 2(1,5 + 0,889) \times 0,1764 / 2 = 3,6303 \text{ m}^2$$

Mur :

$$2(h_V + L_{\text{inc}}) \times L_f = 2(1,0696 + 0,3528) \times 3 = 8,5344 \text{ m}^2$$

Sol :

$$L_{\text{four}} \times L_f = 1,5 \times 3 = 4,5000 \text{ m}^2$$

Donc :

$$A_T = 3,6303 + 8,5344 + 4,5000 = 16,6647 \text{ m}^2$$

$$A_T = 16,6647 \text{ m}^2$$

VI.4.16 La surface équivalente des tubes situés devant les réfractaires

$$S_{\text{eqr}} = K'' A'' \dots\dots\dots(36)$$

$$S_{\text{eqr}} = 0,92 \times 6,4008 = 5,8887 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{eqr}} = 5,8887 \text{ m}^2$$

VI.4.17 Surface des réfractaires nus

$$A_R = A_T - S_{\text{eqr}} \dots\dots\dots(37)$$

$$A_R = 16,6647 - 5,8887 = 10,7759 \text{ m}^2$$

$$A_R = 10,7759 \text{ m}^2$$

VI.4.18 Facteur globale d'échange

$$\text{On a } \frac{A_R}{A} = \frac{10,7759}{7,4463} = 1,4472$$

$$\frac{A_R}{A} = 1,4472$$

D'après la figure (**annexe n°07**) le facteur global d'échange est :

$$F = 0,549$$

Nous avons alors :

$$F \times A = 0,549 \times 7,4463 = 4,0880 \text{ m}^2$$

$$Q_{\text{réel}} / (F \times A) = 500000 / 4,0880 = 122309,2295 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h}$$

$$Q_{\text{réel}} / (F \times A) = 122309,2295 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h}$$

VI.4.19 Température de pseudo-flamme

Chaleur spécifique moyenne de 0° à 827° :

$$C_p = 0,2575 + 4,473 \cdot 10^{-3} \frac{827}{100} = 0,2939 \text{ kcal / kg} \cdot \text{°C}$$

$$T_{\text{pf}} = \frac{Q_t}{C_p \cdot G_f} \dots\dots\dots(38)$$

$$T_{\text{pf}} = \frac{11809,64}{0,2939 \times 21,17} = 1903,73 \text{ °C}$$

$$T_{\text{pf}} = 1903,73 \text{ °C}$$

VI.4.20 Température résiduel des gaz

D'après la figure (annexe n°08) : $T_g = 838^\circ\text{C}$

$$T_g = 838^\circ\text{C}$$

Si T_g diffère de plus de 25°C de la valeur de départ, il faut refaire le calcul.

Nous avons admis 827°C .

$$838 - 827 = 11^\circ\text{C}$$

Notre estimation est donc **correcte**.

VI.4.21 Quantité de chaleur absorbée en radiation

Enthalpie des fumés à 838°C

$$H = 21,17 \times 0,2944 \times 838 = 5207,5202 \text{ Kcal}$$

Dans ce cas le coefficient de transfert direct :

$$R = \frac{Q_{t-H}}{Q_t} \dots\dots\dots(39)$$

$$R = \frac{11809,64 - 5260,1325}{11809,64} = 0,559$$

$$R = 0,5600$$

$$\text{On a } Q_{\text{rad}} = R \cdot Q_{\text{réel}} \dots\dots\dots(40)$$

$$Q_{\text{rad}} = 0,5600 \times 500000 = 279999,3675 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{\text{rad}} = 279999,3675 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{On a : } \frac{Q_{\text{rad}}}{Q_{\text{abs}}} = \frac{279999,3675}{400000} = 0,7000$$

Nous avons admis 0,7.

Notre estimation est donc **correcte**.

VI.4.22 la surface extérieure d'un mètre de tubes

$$F_{\text{ext}} = \pi D_{\text{ext}} \dots\dots\dots(41)$$

$$F_{\text{ext}} = 3,14 \times 0,1016 = 0,3190 \text{ m}$$

$$F_{\text{ext}} = 0,3190 \text{ m}$$

VI.4.23 La surface utile d'un tube

$$F_u = F_{\text{ext}} \cdot L_f \dots\dots\dots(42)$$

$$F_u = 0,3190 \times 3 = 0,9571 \text{ m}^2$$

$$F_u = 0,9571 \text{ m}^2$$

VI.4.24 Surface des tubes dans la zone de radiation

$$F_{Tu}^R = F_u N_{rad} \dots \dots \dots (43)$$

$$F_{Tu}^R = 0,9571 \times 16 = 15,3132 \text{ m}^2$$

$$F_{Tu}^R = 15,3132 \text{ m}^2$$

VI.4.25 Taux de transfert en radiation

$$q_{rad} = \frac{Q_{rad}}{F_{Tu}^R} \dots \dots \dots (44)$$

$$q_{rad} = \frac{279999,3675}{15,3132} = 18284,8944 \text{ Kcal/ h. m}^2$$

$$q_{rad} = 18284,8944 \text{ Kcal/ h. m}^2$$

✚ Remarque :

Le calcul par la formule de **Wilson (Lobo et Hottel)** de la fraction de la chaleur dégagée absorbé en radiation donne :

$$R = \frac{1}{1 + \frac{Gf \sqrt{\frac{Q_{reel}}{A}}}{6940}} \dots \dots \dots (45)$$

$$R = \frac{1}{1 + \frac{21,28 \sqrt{\frac{500000}{7,4463}}}{6940}} = 0,557$$

Au lieu de 0,56, chiffre trouvée ci-dessus.

VI.5 Calcul de la zone de convection

VI.5.1 La chaleur à transmettre en convection

$$Q_{\text{con}} = Q_{\text{ab}} - Q_{\text{rad}} \dots\dots\dots(46)$$

$$Q_{\text{con}} = 400000 - 280000 = 120000 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{\text{con}} = 120000 \text{ Kcal/h}$$

VI.5.2 Surface de passage

Section de la zone de convection

$$S_{\text{con}} = L_{\text{con}} \times L_f \dots\dots\dots(47)$$

$$S_{\text{con}} = 0,8890 \times 3 = 2,6670 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{con}} = 2,6670 \text{ m}^2$$

Surface occupée par les tubes

$$S_{\text{tube}} = N_{\text{protection}} D_{\text{ex}} L_f \dots\dots\dots(48)$$

$$S_{\text{tube}} = 4 \times 0,1016 \times 3 = 1,2192 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{tube}} = 1,2192 \text{ m}^2$$

Surface de passage

$$S_p = S_{\text{con}} - S_{\text{tube}} \dots\dots\dots(49)$$

$$S_p = 2,6670 - 1,2192 = 1,4478 \text{ m}^2$$

$$S_p = 1,4478 \text{ m}^2$$

VI.5.3 Vitesse massique des fumées

$$W_f = \frac{G_{\text{ft}}}{S_p} \dots\dots\dots(50)$$

$$W_{\text{f}} = \frac{889,98}{1,4478} = 619,09 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

$$W_f = 619,09 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

VI.5.4 Répartition des pertes

Nous admettrons que les 20% de pertes se répartissent comme suit :

Pertes par les parois en zone de radiation..... 1%
 Pertes par les parois en zone de convection.....0,5%
 Pertes par les fumées18,5%

VI.5.5 La température de fumée à la sortie de la zone de convection

Les pertes par la cheminée est 18,5% donc d'après la figure (**annexe n°02**):

$$T_{fs} = 379^{\circ}\text{C}$$

VI.5.6 La température de fumée à l'entrée de la zone de convection

Nous avons admis 1% pour les pertes en zone de radiation les fumées à l'entrée de la zone de convection contiennent donc :

$$(100-R-1) = (100-56 - 1) = 43 \%$$

D'après la figure (**annexe n°02**):

$$T_{fe} = 821^{\circ}\text{C}$$

VI.5.7 La température moyenne des fumées

$$T_{moyf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} \dots\dots\dots(51)$$

$$T_{moyf} = \frac{379 + 821}{2} = 600^{\circ}\text{C}$$

$$T_{moyf} = 600^{\circ}\text{C}$$

VI.5.8 Chaleur spécifique réel à T_{moyf}

$$C_p = 0,258 + 4,5 \cdot 10^{-5} \cdot T_{moyf} / 2 \dots\dots\dots(52)$$

$$C_p = 0,258 + 4,5 \cdot 10^{-5} \cdot 600 / 2 = 0,2723 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0,2723 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C}$$

VI.5.9 Le calcul de coefficient de convection

$$\alpha_{\text{conv}} = \frac{0,018 C_p (W_f^{2/3} \cdot T_{\text{moyf}}^{0.3})}{D_{\text{ext}}^{1/3}} \dots\dots\dots(53)$$

Où :

✓ T_{moyf} : Température moyenne des fumées en °K

$$\alpha_{\text{conv}} = \frac{0,018 \times 0,2723 \times (614,7111^{2/3} \times 873^{0.3})}{0,1016^{1/3}} = 5,7915 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_{\text{conv}} = 5,7915 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

VI.5.10 Le calcul du coefficient de radiation des gaz

$$\alpha_R = 0,022 \cdot T_{\text{moyf}} - 8 \dots\dots\dots(54)$$

$$\alpha_R = (0,022 \times 873) - 8 = 11,2060 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_R = 11,2060 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

VI.5.11 Le calcul du coefficient de radiation des murs

On peut utiliser la formule suivante (la formule de Monard) :

$$\alpha_m = 0,195 \cdot \epsilon (T_A/100)^3 \dots\dots\dots(55)$$

Où:

✓ ϵ : Facteur d'émission de mur = 0,95

$$\alpha_m = 0,195 \times 0,95 \times (335/100)^3 = 6,9645 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_m = 6,9645 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

VI.5.12 L'entraxe de deux rangés dans la zone de convection

$$C_2 = 0,5 \times C (3)^{1/2} \dots\dots\dots(56)$$

$$C_2 = 0,5 \times 0,1778 \times 1,73 = 0,1540 \text{ m}$$

$C_2 = 0,1540 \text{ m}$

- Le calcul de dimensionnement de la zone de convection se fait par approximations successives selon l'organigramme suivant :

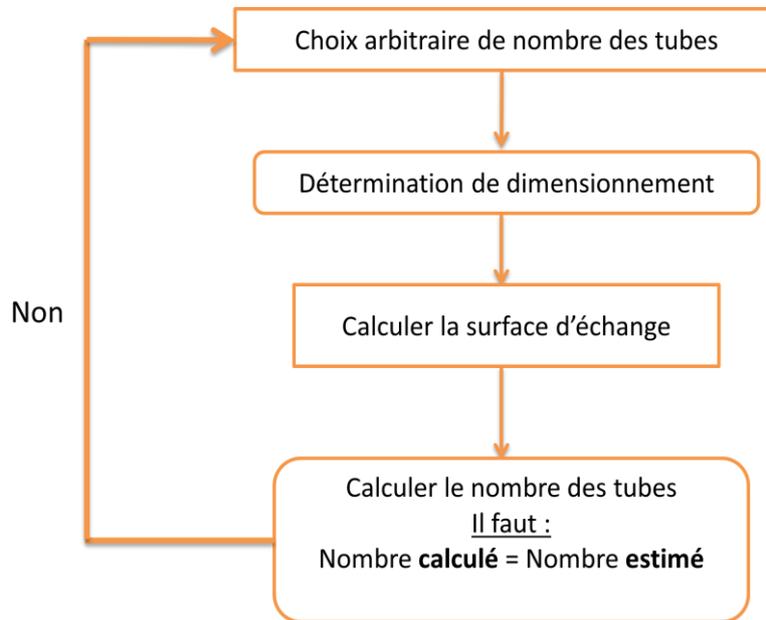


Figure VI.3 Les étapes de calcul de la zone de convection

Nous admettrons un faisceau de convection composé de **16 tubes**

Disposés en $n_{rangée} = 4$ rangées

VI.5.13 Hauteur de la zone de convection

$$h_{conv} = C_2 \cdot n_{rangée} \dots\dots\dots(57)$$

$$h_{conv} = 0,1540 \times 4 = 0,6159 \text{ m}$$

$h_{conv} = 0,6159 \text{ m}$

VI.5.14 Surface du mur pour les rangés

$$A_{mur}^1 = 2 \cdot h_{conv} \cdot (L_f + L_{conv}) \dots\dots\dots(58)$$

$$A_{mur}^1 = 2 \times 0,6159 \times (3 + 0,8890) = 4,7905 \text{ m}^2$$

$4,7905 \text{ m}^2 A_{mur}^1 =$

VI.5.15 Surface extérieur des tubes

$$A_{tube}^1 = N_{conv} \times F_u \dots\dots\dots(59)$$

$$A_{tube}^1 = 16 \times 0,9571 = 15,3132 \text{ m}^2$$

$A_{tube}^1 = 15,3132 \text{ m}^2$

VI.5.16 L'effet de la radiation du mur

$$E = \frac{\alpha_m}{\alpha_{\text{conv}} + \alpha_R + \alpha_m} \times \frac{A_{\text{mur}}^1}{A_{\text{tube}}^1} \dots\dots\dots(60)$$

$$E = \frac{6,9645}{5,7915 + 11,2060 + 6,9645} \times \frac{4,7905}{15,3132} = 0,0909$$

$$E = 0,0909$$

VI.5.17 Le coefficient global de transmission

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = (1 + E)(\alpha_{\text{conv}} + \alpha_R) \dots\dots\dots(61)$$

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = (1 + 0,0909) \times (5,7915 + 11,2060) = 18,5430 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = 18,543 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

La variation de l'enthalpie de 1Kg d'isomérat dans la zone de convection est égale à :

$$Q_G^{\text{conv}} = \frac{Q_{\text{conv}}}{G} \dots\dots\dots(62)$$

$$Q_G^{\text{conv}} = \frac{120000}{4000} = 30,0002 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_G^{\text{conv}} = 30,0002 \text{ Kcal/Kg}$$

VI.5.18 L'enthalpie de 1Kg d'isomérat à l'entrée du four

$$H_e = H_{142} = 122 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_e = 122 \text{ Kcal / Kg}$$

VI.5.19 L'enthalpie de 1Kg d'isomérat à la sortie de la zone de convection

$$H_{\text{sconv}} = H_e + Q_G^{\text{rad}} \dots\dots\dots(63)$$

$$H_{\text{sconv}} = 122 + 30,0002 = 152,0002 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{\text{sconv}} = 152,0002 \text{ Kcal / Kg}$$

VI.5.20 La température correspond à cette enthalpie

D'après la figure (annexe n°01) $T_{\text{sc}} = 204 \text{ }^\circ\text{C}$

VI.5.21 La différence de température logarithmique moyenne est donnée

$$D_{Tm} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{2.3 \log \frac{DT_1}{DT_2}} \dots\dots\dots(64)$$

$$DT_1 = T_{fe} - T_{sc} = 821 - 204 = 617^\circ\text{C}$$

$$DT_2 = T_{fs} - T_e = 379 - 142 = 237^\circ\text{C}$$

$$\frac{DT_1}{DT_2} = \frac{617}{237} = 2,6000$$

$$D_{Tm} = 397,1535$$

VI.5.22 La surface nécessaire du tube dans la zone de convection

$$S = \frac{Q_{conv}}{\alpha_{conv} \cdot D_{Tm}} \dots\dots\dots(65)$$

$$S = \frac{120000}{18,5430 \times 397,1535} = 16,2947 \text{ m}^2$$

$$S = 16,2947 \text{ m}^2$$

VI.5.23 Le nombre de rangée de tube dans la zone de convection

$$n_{rangée} = \frac{S}{N_{protec} \cdot F_u} \dots\dots\dots(66)$$

$$n_{rangée} = \frac{16,2947}{4 \times 0,9571} = 4,2564 \text{ rangées}$$

$$n_{rangée} = 4,2564 \text{ rangées}$$

- Notre estimation de **4 rangées de 16 tubes** est correcte.

VI.5.24 Le nombre de tubes dans le four total

$$N_{rad} + N_{conv} = 16 + 16 = 32 \text{ tubes}$$

$$N_{total} = 32 \text{ tubes}$$

VI.5.25 La hauteur du four (radiation+convection)

$$h_T = h_{rad} + h_{conv} = 1,2460 + 0,6159 = 1,8619 \text{ m}$$

$$H = 1,8619 \text{ m}$$

VI.6 Calcul de la cheminée

VI.6.1 La température de la cheminée

$$T_{ch} = T_{fe} - T_s \dots\dots\dots(67)$$

$$T_{ch} = 821 - 310 = 511^\circ\text{C}$$

$T_{ch} = 511^\circ\text{C}$

VI.6.2 La masse volumique des fumées à T_{ch}

$$\rho_f^{T_{ch}} = \rho_f \times \frac{273}{273 + T_{ch}} \dots\dots\dots(68)$$

$$\rho_f^{T_{ch}} = 1,24 \times \frac{273}{273 + 511} = 0,4322 \text{ Kg/m}^3$$

$\rho_f^{T_{ch}} = 0,4322 \text{ Kg/m}^3$

VI.6.3 La masse volumique des fumées à T_{moyf}

$$\rho_f^{T_{moyf}} = \rho_f \times \frac{273}{273 + T_{moyf}} \dots\dots\dots(69)$$

$$\rho_f^{T_{moyf}} = 1,24 \times \frac{273}{873} = 0,3881 \text{ Kg/m}^3$$

$\rho_f^{T_{moyf}} = 0,3881 \text{ Kg/m}^3$

VI.6.4 La masse volumique dans la chambre de combustion à T_e

$$\rho_f^{T_{fe}} = \rho_f \times \frac{273}{273 + T_{fe}} \dots\dots\dots(70)$$

$$\rho_f^{T_{fe}} = 1,24 \times \frac{273}{273 + 821} = 0,3097 \text{ Kg/m}^3$$

$\rho_f^{T_{fe}} = 0,3097 \text{ Kg/m}^3$

VI.6.5 La masse volumique de l'air à 20°C

$$\rho_{air}^{20} = \rho_{air} \times \frac{273}{273 + 20} \dots\dots\dots(71)$$

$$\rho_{air}^{20} = 1,293 \times \frac{273}{273 + 20} = 1,2047 \text{ Kg/m}^3$$

$\rho_{air}^{20} = 1,2047 \text{ Kg/m}^3$

VI.6.6 Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion

$$h_{ts} = 10 \times (\alpha_{air}^{20} - \alpha_f^{Tfe}) \dots\dots\dots(72)$$

$$h_{ts} = 10 \times (1,2047 - 0,3097) = 8,9501 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$h_{ts} = 8,9501 \text{ mmH}_2\text{O}$

On a la distance entre les bruleurs et les tubes de protection égale à 1,246 m

$$P_{TS} = \frac{h_{ts} \times h_{rad}}{10} \dots\dots\dots(73)$$

$$P_{TS} = \frac{8,9501 \times 1,2460}{10} = 1,1152 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_{TS} = 1,1152 \text{ mmH}_2\text{O}$

VI.6.7 Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs

La valeur des pertes est généralement entre (9-8 mmH₂O)

On la prend P = 8 mmH₂O

Au niveau des tubes de protection le tirage doit être égal à :

$$DP_{tp} = P - P_{TS} \dots\dots\dots(74)$$

$$DP_{tp} = 8 - 1,1152 = 6,8848 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_{tp} = 6,8848 \text{ mmH}_2\text{O}$

VI.6.8 La pression dynamique

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(Wf)^2}{\alpha_f^{Tmoyf}} \dots\dots\dots(75)$$

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(614,711/3600)^2}{0,3881} = 0,0038 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_{dyn} = 0,0038 \text{ mmH}_2\text{O}$

VI.6.9 Perte de charge pour 4 rangées des tubes de convection

$$DP_r = N_{rangée} \times P_{dyn} \times 0,5 \dots\dots\dots(76)$$

$$DP_r = 4 \times 0,0038 \times 0,5 = 0,0077 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_r = 0,0077 \text{ mmH}_2\text{O}$

VI.6.10 Débit volumiques des fumées dans la cheminée

$$B_f = \frac{G_{ft}}{\varrho_f T_{ch}} \dots\dots\dots(77)$$

$$B_f = \frac{896.33}{3600 \times 0,4322} = 0,576 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$B_f = 0,576 \text{ m}^3/\text{s}$$

VI.6.11 La section pour une cheminée de diamètre 0,6 m

$$S_{ch} = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots(78)$$

$$S_{ch} = \frac{3.14 \times (0,6)^2}{4} = 0,2826 \text{ m}^2$$

$$S_{ch} = 0,2826 \text{ m}^2$$

VI.6.12 La vitesse des fumées dans la cheminée

Si nous avons un four d'une seule cheminée donc :

$$W_{ch} = \frac{B_f}{S_{ch}} \dots\dots\dots(79)$$

$$W_{ch} = \frac{0,576}{0,2826} = 2,0238 \text{ m/s}$$

$$W_{ch} = 2,038 \text{ m/s}$$

VI.6.13 La vitesse massique des fumées dans une cheminée

$$W_{fch} = \frac{G_{ft}}{S_{ch}} \dots\dots\dots(80)$$

$$W_{fch} = \frac{896.33}{0,2826 \times 3600} = 0,881 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

$$W_{fch} = 0,881 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

VI.6.14 La pression dynamique dans une cheminée

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(W_{fch})^2}{\varrho_f T_{ch}} \dots\dots\dots(81)$$

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(0,881)^2}{0,4322} = 0,1038 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP = 0,1038 \text{ mmH}_2\text{O}$$

VI.6.15 La pression dynamique dans la cheminée

En général, les pertes de charge :

- ✓ A l'entrée de la cheminée = **1,0** x pression dynamique.
- ✓ Registre = **1,5** x pression dynamique.
- ✓ A la sortie de la cheminée = **1,0** x pression dynamique.
- ✓ Frottement contre les parois de la cheminée = $H_{ch} / (50.D)$ x pression dynamique.

Pour une cheminée de 9,4m de hauteur

$$\frac{H_{ch}}{50D} = \frac{9,4}{50 \times 0,6} = 0,3133$$

Donc :

$$DP_{ch} = \left(3,5 + \frac{H_{ch}}{50D} \right) DP \dots\dots\dots(82)$$

$$DP_{ch} = (3,5 + 0,3133) \times 0,1032 = 0,3936 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_{ch} = 0,3936 \text{ mmH}_2\text{O}$

VI.6.16 Le tirage nécessaire total

$$P_T = DP_r + DP_{ch} + DP_{tp} = 0,0077 + 0,3936 + 6,8848 = 7,2861 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_T = 7,2861 \text{ mmH}_2\text{O}$

VI.6.17 La hauteur de la cheminée

$$H_{ch} = \frac{P_T}{\rho_{air}^{20} - \rho_f^{T_{ch}}} \dots\dots\dots(83)$$

$$H_{ch} = \frac{7,2861}{1,2047 - 0,4322} = 9,4314 \text{ m}$$

$H_{ch} = 9,4314 \text{ m}$

VI.6.18 La hauteur total du four

$$H_T = H + H_{ch} = 1,8619 + 9,4314 = 11,2933 \text{ m}$$

$H_T = 11,2933 \text{ m}$

Partie 02 : Dimensionnement d'un four cylindrique vertical

VI.7 Les étapes de calcul

- Pour « le calcul de combustion et Bilan thermique » les résultats sont les mêmes.
- Pour « Q_{rad} , Q_{conv} , T_g , T_{pf} , T_A , le choix des tubes (diamètres, entre-axe) » les résultats sont les mêmes.
- Pour ce qui reste, on a utilisé les mêmes étapes de calcul précédentes étape par étape, et on a écrit les résultats dans les tableaux ci-dessous (tableaux VI-9-10-11-12-13-14).

VI.7.1 Calcul de la zone de radiation

Tableau VI.9 Les dimensions de la zone de radiation du four cylindrique

N _{tube}	Hauteur (m)	Périmètre (m)	Diamètre (m)	Volume (m ³)	A (m ²)	S _{total} (m ²)	F ^R _{tu} (m ²)
26	3,0	3,912	1,246	3,655	11,471	13,016	22,715

Tableau VI.10 Calcul de la zone de radiation du four cylindrique

F _{émission}	A _r /A	F _{échange}	Q _{réel} /F.A (Kcal/m ² .h)	Taux de transfert (Kcal/m ² .h)
0,35	0,193	0,356	119624	122439,294

VI.7.2 Calcul de la zone de convection

Tableau VI.11 Les dimensions de la zone de convection du four cylindrique

N _{tube}	N _{rangées}	L _{con} (m)	Longeur (m)	Hauteur (m)	S _{conv} (m ²)	S _{passage} (m ²)	A ¹ _{mur} (m ²)	F _{utile} (m ²)	A ¹ _{tube} (m ²)
32	8,0	0,889	1,3	1,232	1,156	0,627	5,393	0,415	13,271

Tableau VI.12 Calcul de la zone de convection du four cylindrique

W _{fumé} (Kg /m ² .h)	C _{conv} (Kcal/m ² .h °C)	C _{rad} (Kcal/m ² .h °C)	C _{mur} (Kcal/m ² .h °C)	E	C _{glob} (Kcalm ² .h °C)
1418,56	10,084	11,206	6,965	0,100	23,422

VI.7.3 Calcul de la cheminée

Tableau VI.13 Les dimensions de la cheminée du four cylindrique

Diamètre (m)	Hauteur (m)	Section (m ²)
0,6	7,462	0,283

Tableau VI.14 Calcul de la cheminée du four cylindrique

Pts (mmH ₂ O)	dP _{tb} (mmH ₂ O)	P _{dyn} (mmH ₂ O)	dP _r (mmH ₂ O)	W _{ch} (m/s)	W _{fch} (Kg/m ² .s)	Delta P (mmH ₂ O)	dP _{ch} (mmH ₂ O)	P _{total} (mmH ₂ O)
2,685	5,315	0,020	0,082	2,024	0,875	0,103	0,387	5,783

VI.8 Résultats de calcul

Les résultats de calcul de bilan thermique pour les deux fours sont dans le tableau VI.15

Tableau VI.15 Calcul de bilan thermique des fours

La quantité de chaleur dégagée Q_{reel} (Kcal /h)	500000
La quantité de chaleur absorbée Q_{abs} (Kcal /h)	400000
La quantité de chaleur absorbée par radiation Q_{rad} (Kcal/h)	280000
La quantité de chaleur absorbée par convection Q_{conv} (Kcal/h)	120000
Le débit de gaz combustible β (Nm ³ /h)	47
La température de peau des tubes (C°)	335
La température des gaz (C°)	838

Les dimensionnements constructifs pour chaque four sont dans les tableaux VI.16 et VI.17

Tableau VI.16 Dimensionnement constructif des fours

	Cabine	Cylindrique
Le nombre total des tubes	32,0000	58,0000
Longueur des tubes (m)	96,0000	112,8000
Surface des tubes (m ²)	30,6240	35,9940
Surface des murs (m ²)	41,6100	34,5410
La hauteur du four (m)	11,2933	11,7180
Le nombre de bruleur	1,0000	
Nombre de passes	1,0000	
D extérieur de tube (m)	0,1016	
D intérieur de tube (m)	0,0901	
Entre-axe (m)	0,1778	
Entre-axe vertical (m)	0,1540	

Tableau VI.17 Dimensionnement constructif des fours

	Zone de radiation		Zone de convection		Cheminée	
	Cabine	Cylindre	Cabine	Cylindre	Cabine	Cylindre
Nombre des tubes	16,000	26,000	16,000	32,000	----	----
Hauteur (m)	1,246	3,000	0,616	1,232	9,431	7,486
Largeur (Diamètre) (m)	1,500	1,246	0,889	0,889	----	----
Longueur (m)	3,000	----	3,000	1,300	----	----
Surface des Murs (m ²)	16,667	13,016	7,175	7,422	17,768	14,103
Diamètre (m)	----	----	----	----	0,600	0,600
Nombre des rangées	----	----	4,000	8,000	----	----

Les figures VI.4 et VI.5 illustrent les schémas représentatifs des fours cabine et cylindrique respectivement.

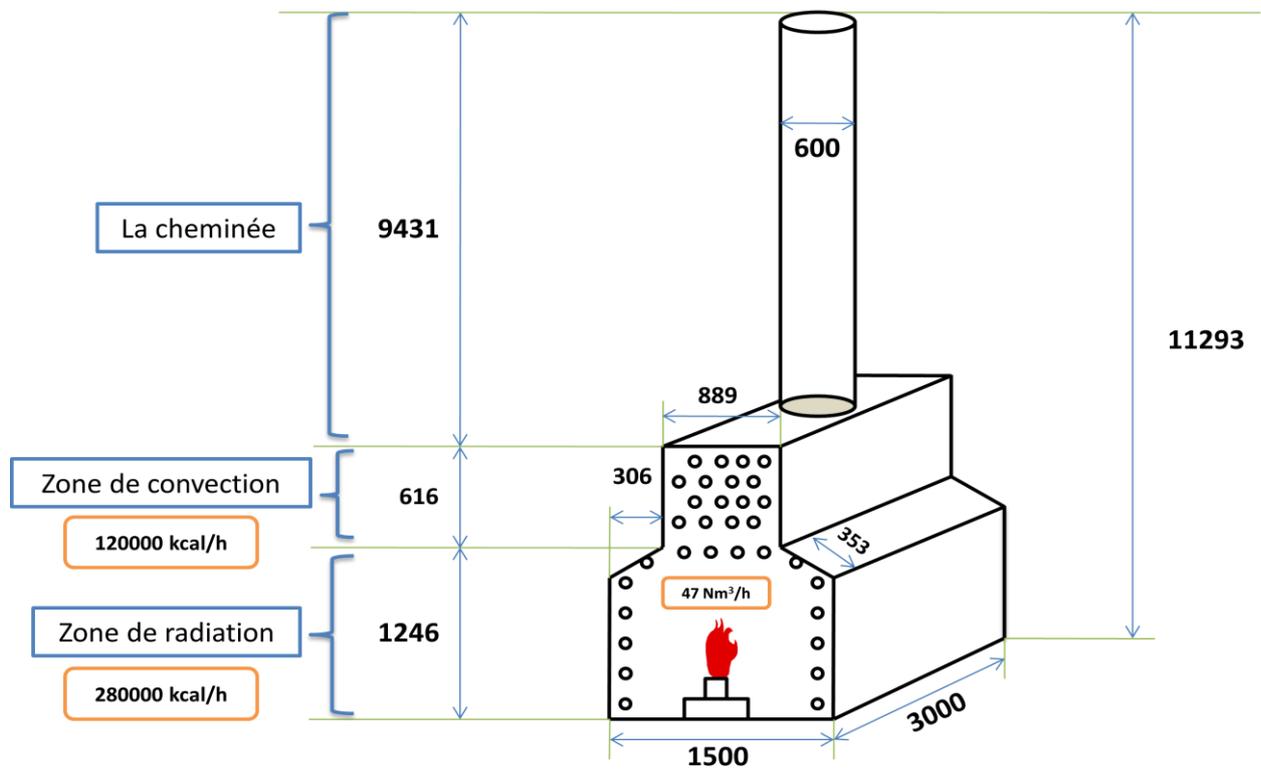


Figure VI.4 : Schéma représentatif du four cabine

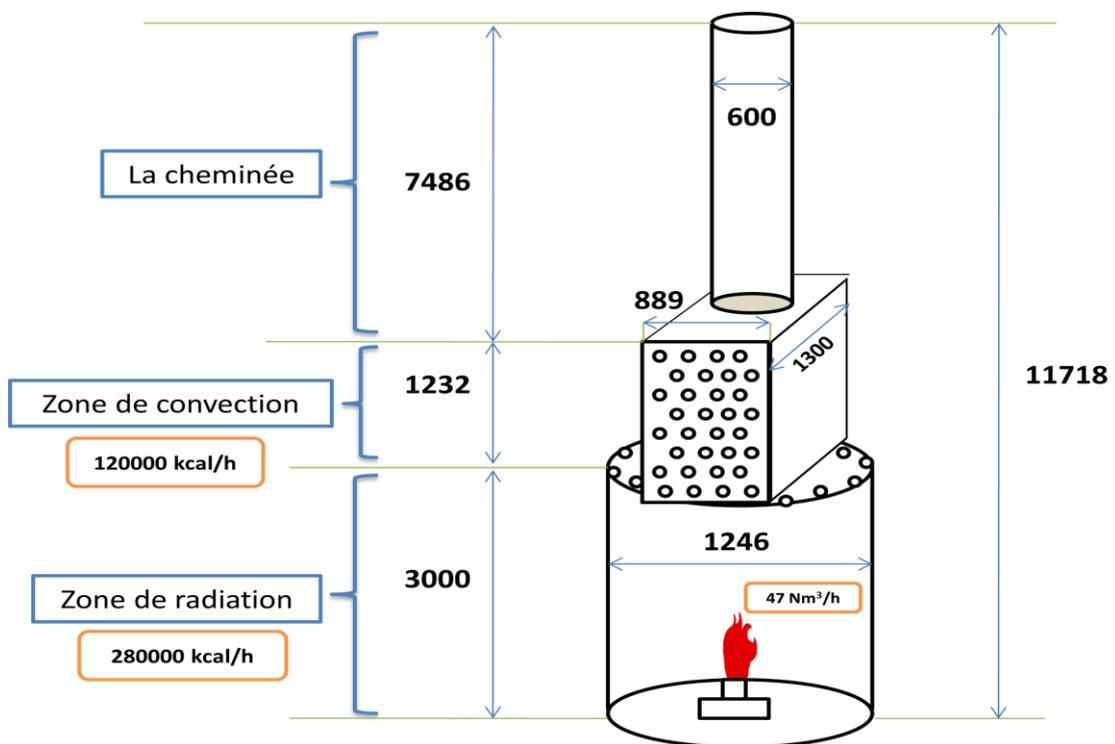


Figure VI.5 : Schéma représentatif du four cylindrique

VI.9 Comparaison et discussions des résultats

VI.9.1 La Surface effective des tubes et la surface totale du four

La figure (VI.6) illustre la surface effective des tubes et la surface totale de chaque four.

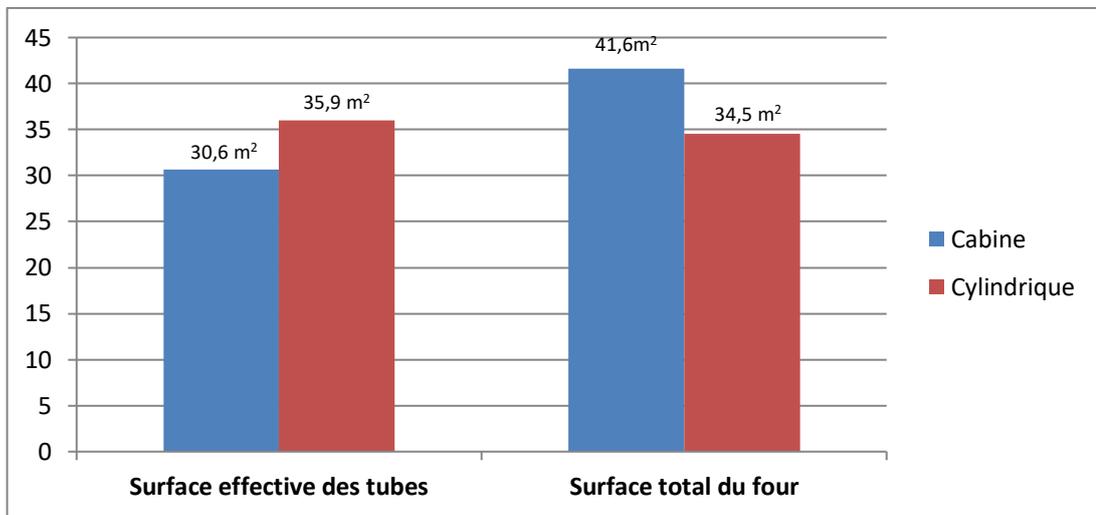


Figure VI.6 : La surface effective des tubes et la surface total du four

✚ Commentaire :

Malgré que la surface totale des murs du four cylindrique soit inférieure à environ 7m^2 à celle du four cabine, on remarque que la surface effective des tubes est légèrement supérieure de 5m^2 à celle du four cabine.

Ainsi que, la surface d'échange couvre les parois verticales et présentes donc une symétrie circulaire par rapport au groupe de chauffage.

VI.9.2 La hauteur de différentes sections de four

La hauteur de chaque section ainsi que la hauteur totale de chaque four sont indiquées dans la (figures VI.7).

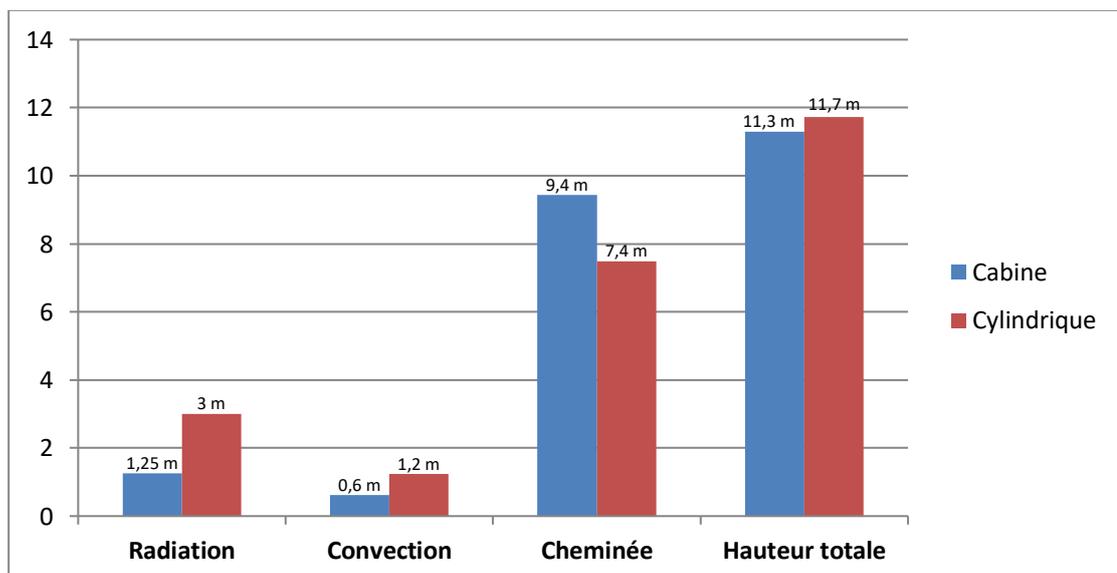


Figure VI.7 : Hauteur des différentes sections de four

Commentaire :

On remarque que la hauteur totale est presque la même pour les deux fours (40 cm de différence), sachant que hauteur de la zone de radiation du four cylindrique est supérieur à celle du four cabine, et le contraire pour la cheminé, ceci est due au fait que la chambre de combustion intervienne dans le tirage au niveau de la sole ce qui permet de réduire la hauteur de la cheminé, d'autant plus que le circuit des gaz de combustion est direct des bruleurs à la cheminé.

VI.9.3 L'encombrement du sol

La figure VI.8 illustre la surface de la base de chaque four.

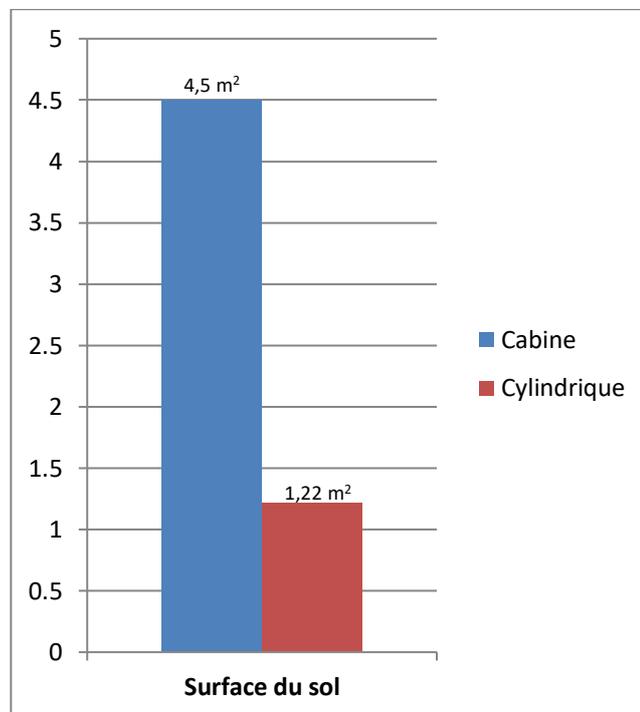


Figure VI.8 : Surface de la base de chaque four

Commentaire :

Les fours cylindriques verticaux présentent l'avantage d'un encombrement au sol réduit. Un autre avantage, commun aux fours cylindriques pour lesquels le démontage des tubes se fait par la partie supérieure à l'aide d'un palan accroché à un monorail circulaire placé en haut de la cheminé il n'est donc pas nécessaire de prévoir d'espace libre pour cette opération, nous pouvons dire aussi que l'installation du four cylindrique sera moins encombrante que celle du four cabine (**voir annexe n°09**).

Conclusion

Les résultats de calcul obtenus sont acceptables et logiques, en comparaison avec les autres fours sur site, prenons comme exemple le four (702-F01) Situé dans l'unité d'hydrotraitement, ses dimensions sont **trois fois** celui du four calculé.

Le tableau ci-dessous montre la comparaison entre les deux fours :

Tableau VI.18 Comparaison entre le four calculé et le four 702-F01

	Four de régénération calculé	Four 702-F01
Chaleur absorbée (kcal/h)	400 000,000	1 600 000,000
Débit de charge (kg/h)	4000,000	35 000,000
Débit de fuel gaz (Nm ³ /h)	47,000	161,000
Nombre de bruleur	1,000	3,000
Diamètre (m)	1,246	3,402
H section de radiation (m)	3,000	7,600
H section de convection (m)	1,232	4,100
H de la cheminée (m)	7,486	25,000
Hauteur total (m)	11,718	36,700

Ce calcul nous a montré que le four cylindrique est plus avantageux en ce qui concerne l'encombrement du sol réduit, et la symétrie circulaire de la surface d'échange par rapport au bruleur, et le démontage facile des tubes.

D'autre part, on peut dire que la quantité de fuel gaz nécessaire au bruleur (47 Nm³/h) sera disponible (**voir annexe n°10**).

Finalement ces résultats montrent que ce four peut résoudre le problème et suspend l'utilisation du surchauffeur électrique.

Conclusion générale

Conclusion générale

Dans la présente étude, on s'est intéressé à l'unité d'isomérisation du naphta légère (701/703) au sein de la RA1K, qui dispose d'une section de régénération des sécheurs dotée d'un surchauffeur électrique, ce dernier joue un rôle capital dans l'unité car la défaillance du surchauffeur ou de l'un de ces accessoires entraîne l'arrêt de l'unité.

Dans la présente étude, nous avons essayé de contribuer à la résolution de ce problème par l'installation d'un nouveau four à gaz.

Ce travail a porté sur le calcul de dimensionnement d'un nouveau four à gaz (cabine et cylindrique). La méthode de LOBO-EVANS a été utilisée pour effectuer les calculs en se basant sur les données du design selon la norme **API standard 560/ISO 13705**.

Ensuite, la comparaison entre les deux fours calculés en différents points (la surface utile des tubes, la surface totale du four, la hauteur des différentes sections du four...etc.), nous a permis de conclure que le four cylindrique à tubes verticaux est bien avantageux que le four cabine à tube horizontaux, en ce qui concerne l'encombrement du sol réduit, et la symétrie circulaire de la surface d'échange par rapport au bruleur, et le démontage facile des tubes.

Le four calculé est de petite taille par rapport aux autres sur site, par conséquent, nous pouvons dire que les coûts de fabrication de ce four seront acceptables et que l'espace réservé sera disponible.

D'après les résultats obtenus dans le calcul de dimensionnement du four, le remplacement du surchauffeur électrique EH1 est réalisable est conduit à une diminution des dépenses d'énergie et de réparation, ainsi que une régénération efficace des sécheurs .

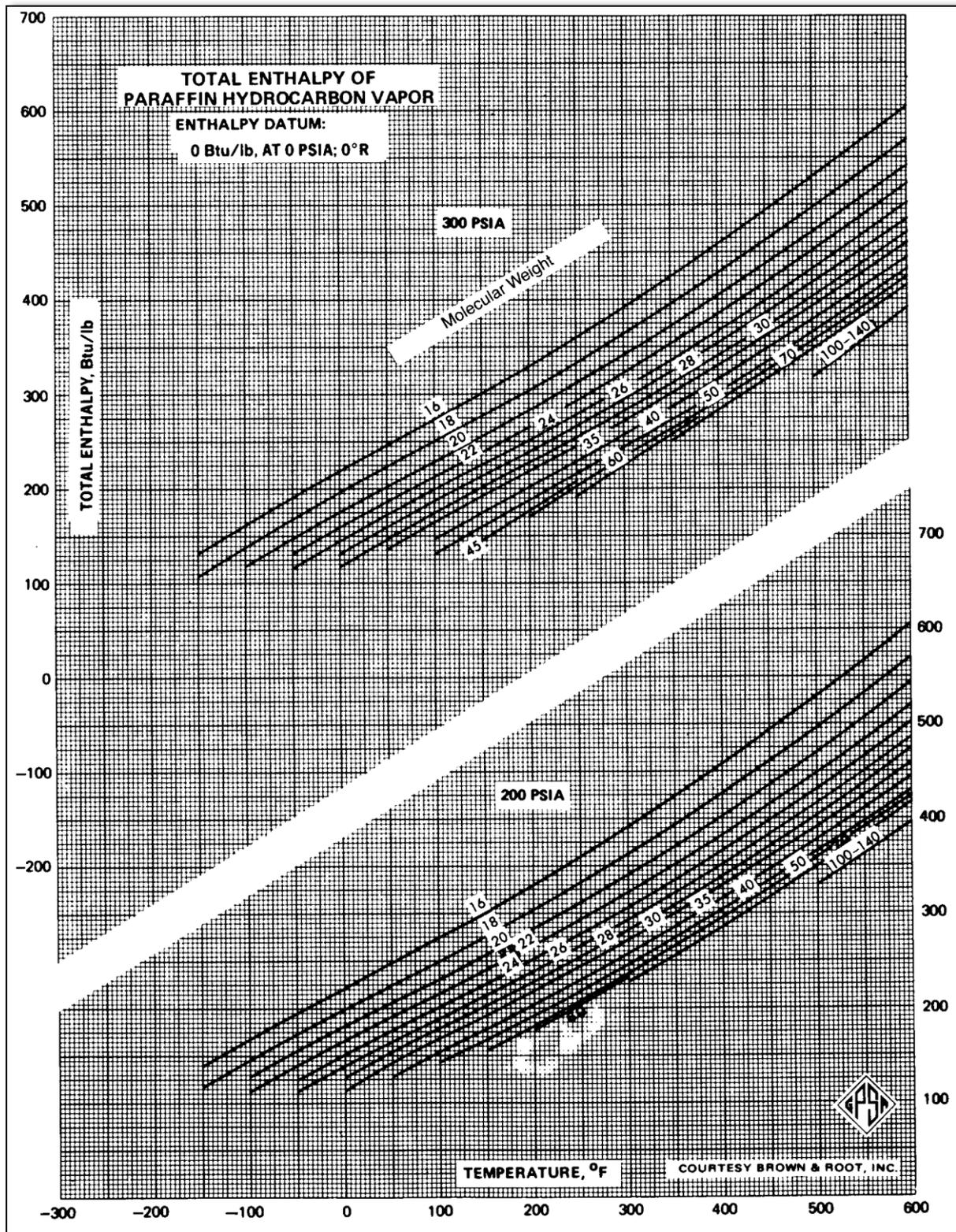
Dans le souci de compléter ce travail nous recommandons de réaliser une étude technico-économique de l'installation du four proposé.

Bibliographie

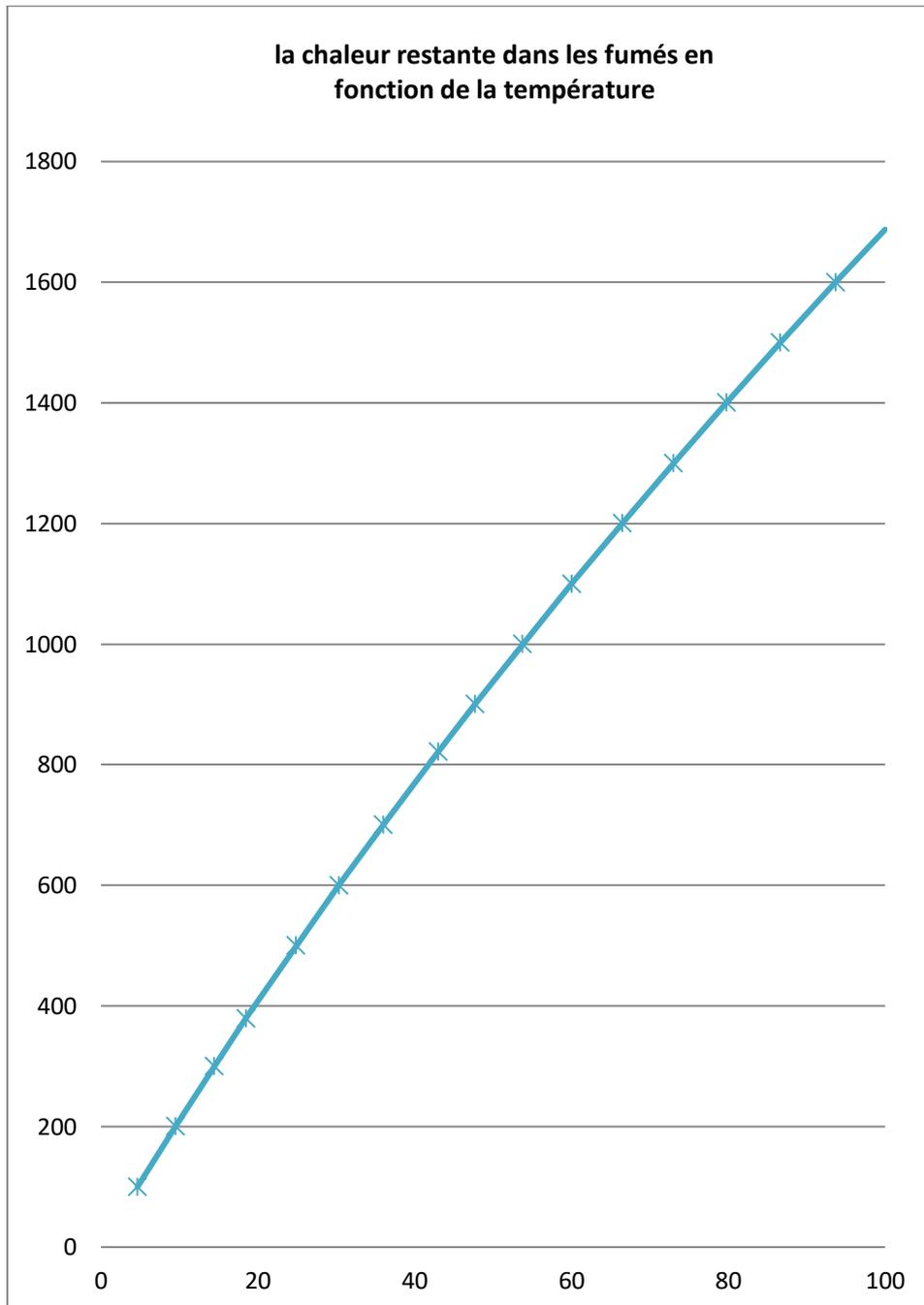
- [1]. P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.
- [2]. J. P Wauquier, tome 1 : pétrole brut et produits pétroliers, publication de l'Institut Français de Pétrole, édition Technip, Paris, 1994.
- [3]. PIERRE TRAMBOUZE «Matériels et équipements », Editions TCHNIP 1999 –Paris.
- [4]. ENGINEERING DATA BOOK GPSA (Gas Processors Suppliers Association) 12th Edition -FPS 2004.
- [5]. MAXWELL, DATA BOOK on hydrocarbons.
- [6]. Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K).
- [7]. Manuel opératoire de l'unité d'isomérisation (U701).
- [8]. Les fours, IFP enspm formation.
- [9]. www.wikipedia.com.
- [10]. Rapport Final Audit Energétique RA1K-2016.
- [11]. CHRISTINE TRAVERS « Isomérisation des paraffines légères, Le Raffinage du Pétrole ». Edition TECHNIP. Paris 1994.
- [12]. AXENS-2012 ; FORMATION ISOMERISATION SONATRACH Raffinerie SKIKDA.
- [13]. Dr A. BENAHMED ; Cour Four pétrolier IAP SKIDKA.
- [14]. API standard 560/ISO 13705.
- [15]. P.H. MIMOUN, module : Pétroles bruts et produits pétroliers, master1, faculté des hydrocarbures et de la chimie, université M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES.
- [16]. J. c. guibet, carburants encyclopedia universalis...
- [17]. A. A. J. P. kazoula GJ. Antos, Catalytic naphtha reforming, New York, Marcel Dekker Inc., 1995.
- [18]. Mlle ROUIKHA Manal & Mlle DAHMANI Inès. « Mémoire de Master Suivi et calcul des performances du catalyseur R98 de l'unité Platforming U 103 de la raffinerie deSKIKDA (RA/1K) », faculté des hydrocarbures et de la chimie, université M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES.
- [19]. P. prince, Le raffinage de pétrole - procédés de transformation- Tome –III- 3ème édition, édition Technip paris., Paris, 1998.
- [20]. P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.
- [21]. A. IKKOUR, «influence de la qualité de la charge sur les spécifications et le rendement des essences d'isomérisation», projet pour l'obtention du diplôme magister en technologie des hydrocarbures, universitéM'hammed Boguera-Boumerdes, 2007
-

- [22]. J.P. FRANCK, « Procédés de transformation : isomérisation des paraffines », Technique de l'ingénieur, édition technip, paris, J 5 910-2.
- [23]. M. ZIGHED, O. DJENANE, «Etude et suivi de performance de l'unité d'isomérisation 700/701», projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme ingénieur spécialisé en raffinage, institut algérien du pétrole-Boumerdes, 2019, p 24.
- [24]. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda : "Manuel Opérateur pour unités d'isomérisation 701 et 703." SAMSUNG Engineering, Skikda, DOC.NO : 6648-0701-5-PS-OM-0001-F, 2013
- [25]. AXENS-2012 ; FORMATION ISOMERISATION SONATRACH Raffinerie SKIKDA.
- [26]. Pierre LEPRINCE, procédés de Transformation, TECHNIP. Paris : Publication de l'institut Français de pétrole, 1998.
-

Annexe (01) : Enthalpie des coupes pétrolières



Annexe (02) : La chaleur restante dans les fumés en fonction de la température



Annexe (03) : Caractéristiques des tubes

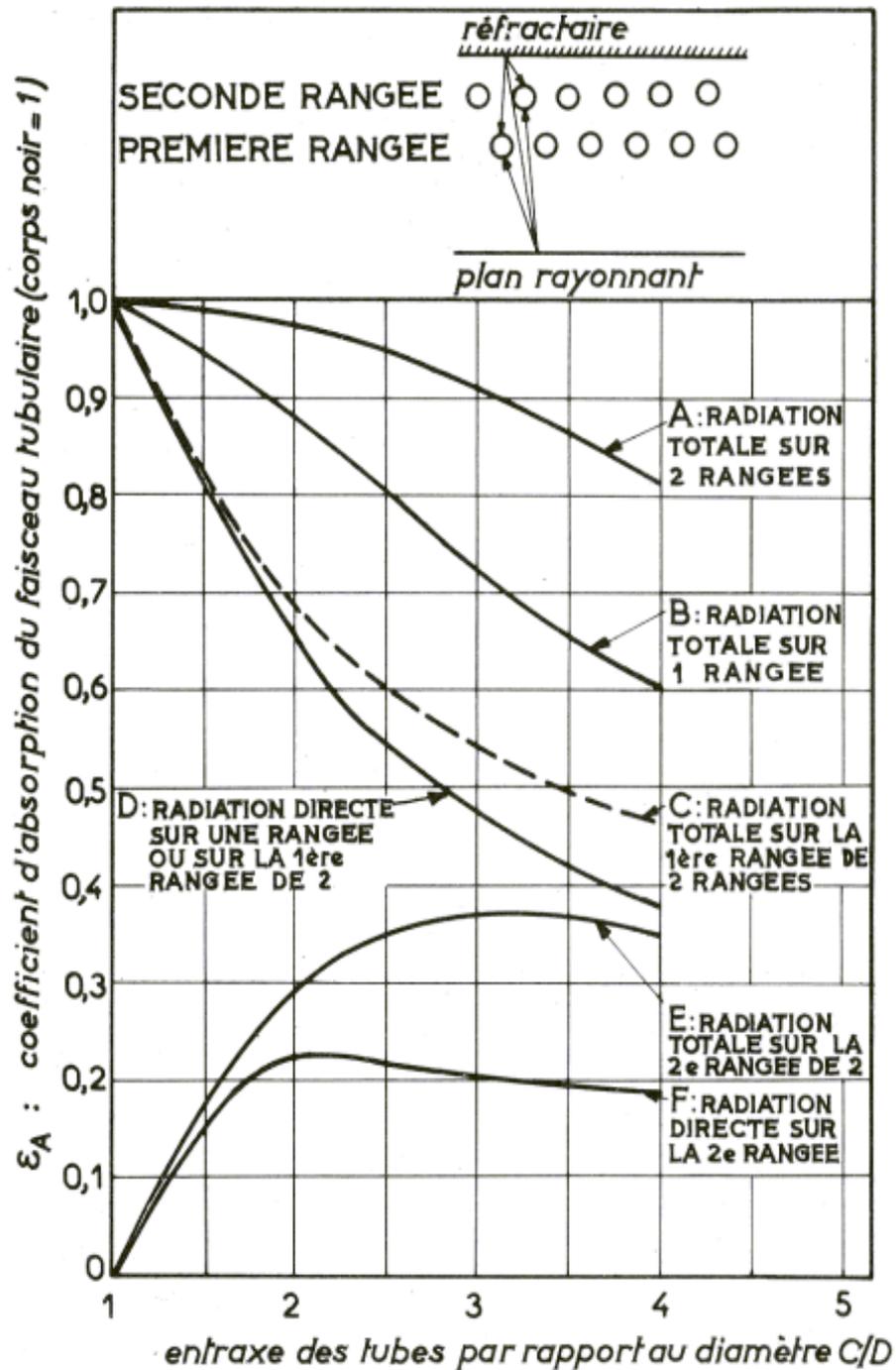
Norme API standard 560/ISO 13705

7.1.6 Tube size (outside diameter in inches) shall be selected from the following sizes: 2,375; 2,875; 3,50; 4,00; 4,50; 5,563; 6,625; 8,625; or 10,75. Other tube sizes should be used only if warranted by special process considerations.

Table 4 — Tube centre-to-centre dimensions

Tube outside diameter mm (in)	Header centre-to-centre dimension	
	mm	(in)
60,3 (2,375)	101,6	(4,00) ^a
73,0 (2,875)	127,0	(5,00) ^a
88,9 (3,50)	152,4	(6,00) ^a
101,6 (4,00)	177,8	(7,00) ^a
114,3 (4,50)	203,2	(8,00) ^a
127,0 (5,00)	228,6	(9,00)
141,3 (5,563)	254,0	(10,00) ^a
152,4 (6,00)	279,4	(11,00)
168,3 (6,625)	304,8	(12,00) ^a
193,7 (7,625)	355,6	(14,00)
219,1 (8,625)	406,4	(16,00) ^a
273,1 (10,75)	508,0	(20,00) ^a

Annexe (04) : Coefficient d'absorption



Annexe (05) : épaisseur utile

ÉPAISSEUR UTILE DE LA COUCHE DE GAZ

FORME ET DIMENSIONS DU FOUR	ÉPAISSEUR I
FOURS CLASSIQUES	
1 × 1 × 1 à 1 × 1 × 3	} $2/3 \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 × 2 × 1 à 1 × 2 × 4	
1 × 1 × 4 à 1 × 1 × ∞	
FOURS CABINES	
1 × 2 × 4	} $2/3 \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 × 2 × 5 à 1 × 2 × 8	
FOURS CYLINDRIQUES	
d × d	2/3 × diamètre
d × 2 d à d × ∞	1 fois le diamètre

Annexe (06) : Facteur d'émission de la flamme

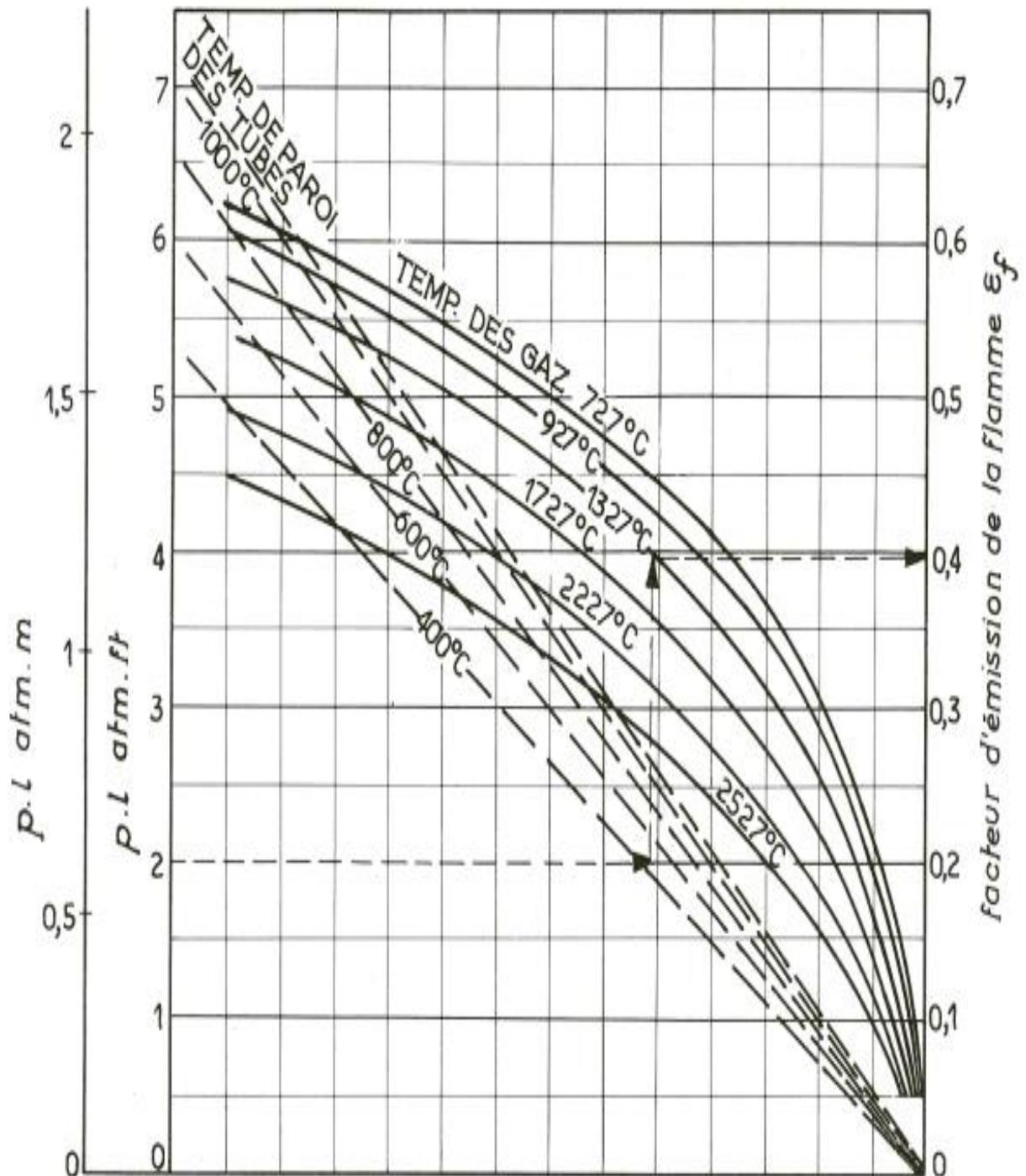
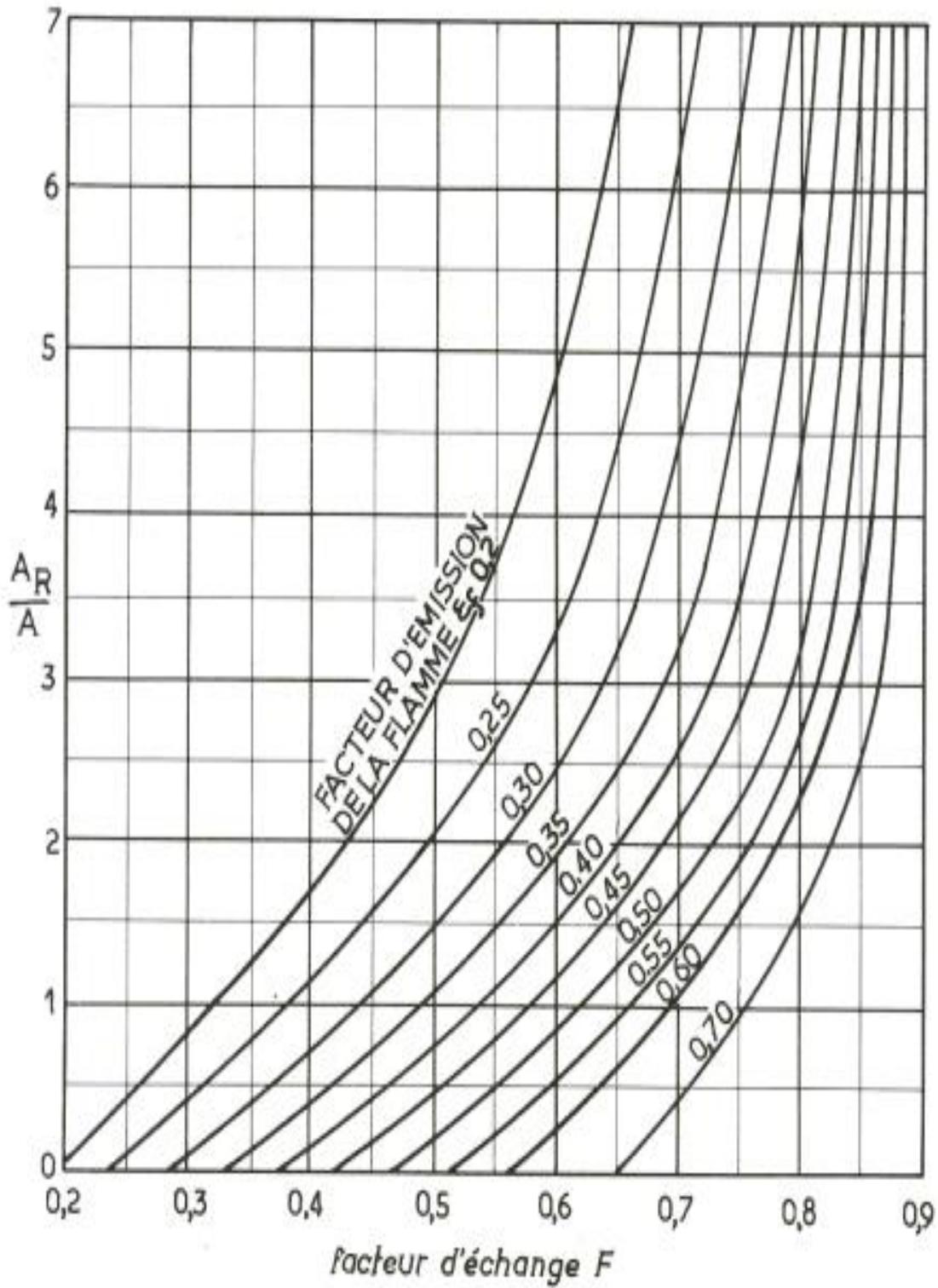
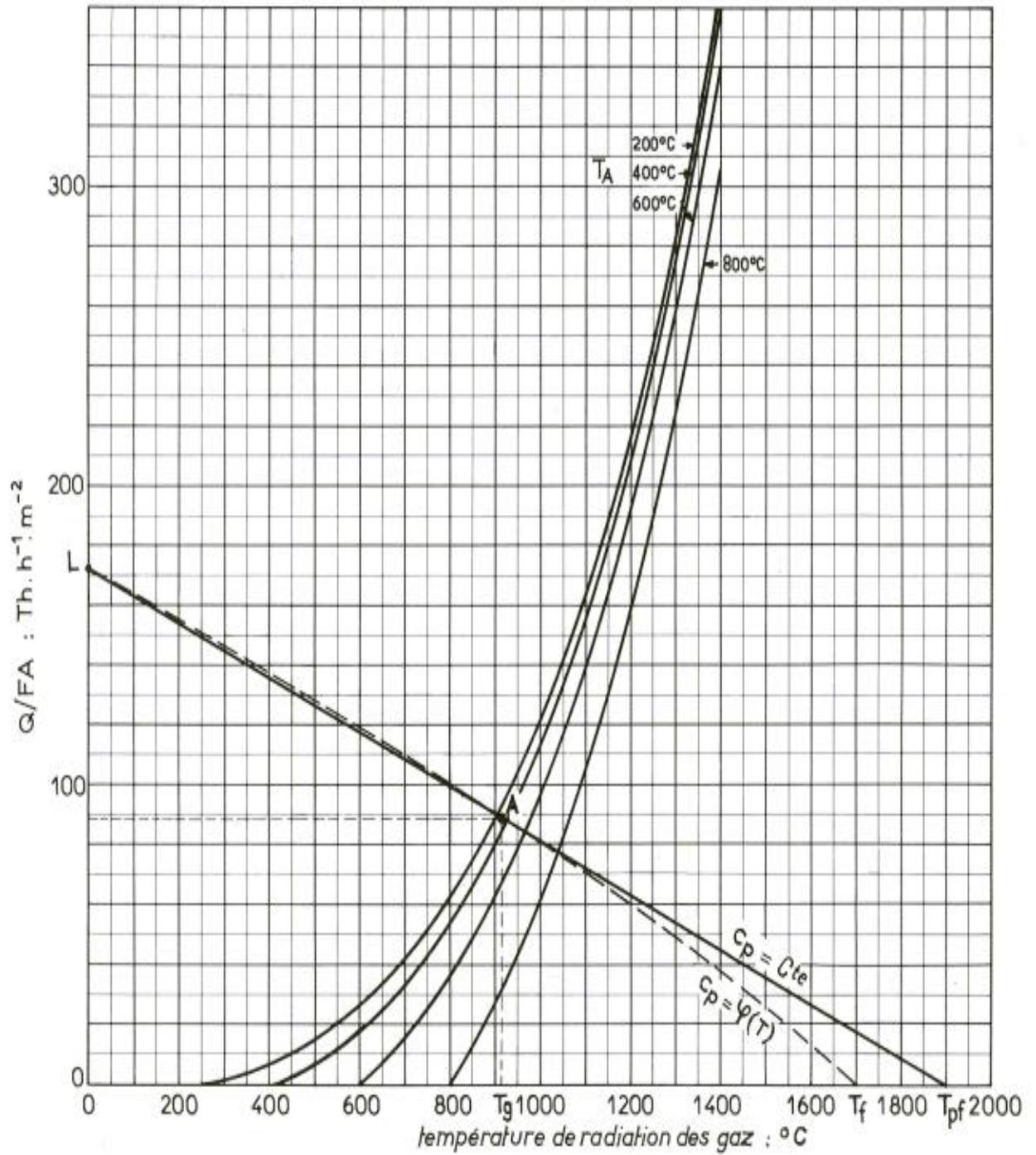


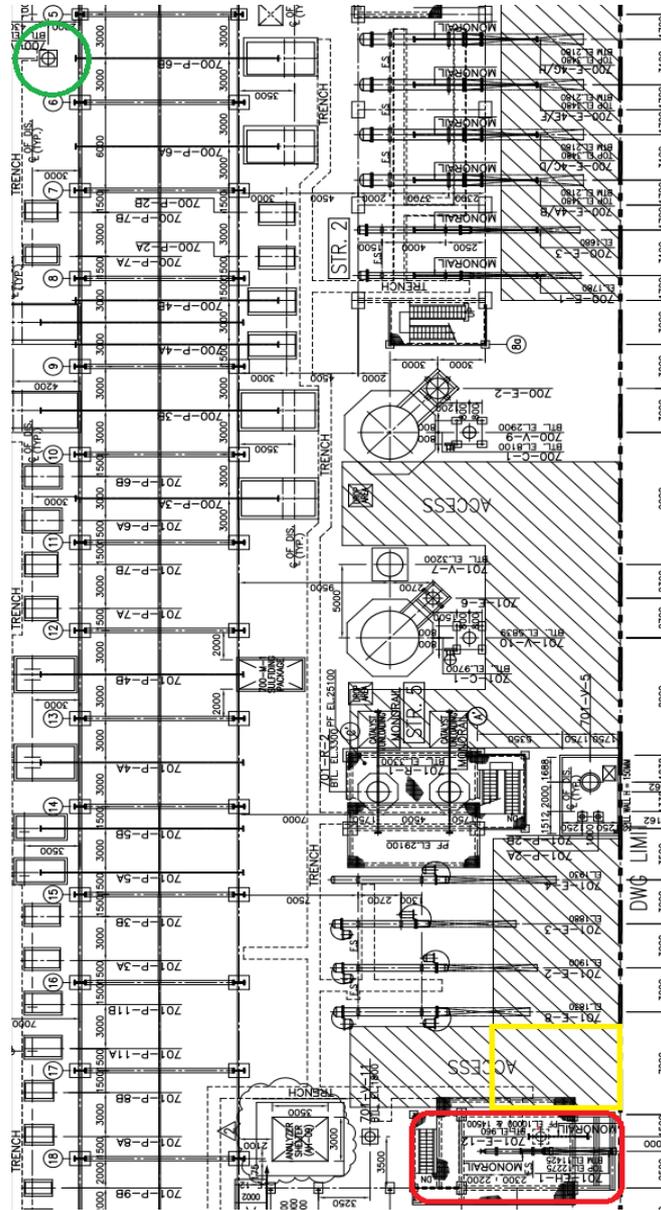
Fig. V.2.5. — Facteur d'émission de la flamme.

Annexe (07) : Facteur d'échange FFig. V.2.8. — Facteur d'échange F et $\frac{A_R}{A}$

Annexe (08) : Température des gaz



Annexe (09) : Zone de construction suggérée du four



Jaune : zone de construction suggérée du four (6m×8m)

Rouge : section de régénération des sècheurs

Vert : ballon du fuel gaz

Annexe (10) : Consommation et production de gaz combustible

2.1.3. Bilan du gaz combustible

Tableau 2-2 Consommation de gaz combustible dans les Unités process de la Zone Adaptation

CONSOMMATION DE GAZ COMBUSTIBLE					
UNITE	DESCRIPTION DE L'UNITE	Cas Min. MW Gaz combustible-I (Nm3/hr)	Cas Max. MW Gaz combustible-II (Nm3/hr)	Gaz naturel (Nm3/hr)	Maximum (MMkcal/hr)
U-700	LNHT-I (Hydrotraitement du naphta léger)	0.0	0.0	161.1	1.5(*)
U-702	LNHT-II (Hydrotraitement du naphta léger)	0.0	0.0	161.1	1.5(*)

Tableau 2-3 Production de gaz combustible dans les Unités process de la Zone Adaptation

Production de GAZ COMBUSTIBLE					
UNITE	DESCRIPTION D'UNITE	Cas Min. MW Gaz combustible-I (Nm3/hr)	Cas Max. MW Gaz combustible-II (Nm3/hr)	Gaz naturel (Nm3/hr)	Maximum (MMkcal/hr)
U-700	LNHT-I (Hydrotraitement du naphta léger)	-162.7	-122.5	-161.2	-1.5
U-701	LNISOM-I (Isomérisation du naphta léger)	-1149.1	-865.0	-1138.7	-10.4
U-702	LNHT-II (Hydrotraitement du naphta léger)	-162.7	-122.5	-161.2	-1.5
U-703	LNISOM-II (Isomérisation du naphta léger)	-1149.1	-865.0	-1138.7	-10.4