



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE PETROCHIMIE



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et pétrochimie

**AMELIORATION DE LA SECTION DE REGENERATION
DE L'UNITE D'ISOMERATION DU NAPHTA LEGER
(701/703) DE LA RAFFINERIE DE SKIKDA**

Présenté Par :

- **MAGHRAOUI Kheireddine**
- **GUENDOUDI Bachir Baghdad**

Encadreur :

Dr.MECHATI Fadia

Année Universitaire : 2022-2023

Remerciements

*Tout d'abord nous devons remercier Dieu qui nous a donné la santé et la volonté
durant la réalisation de ce présent mémoire.*

*Toute nos gratitude va à notre encadreur Docteure MECHATI Fadia, pour ses
précieux conseils, son aide, ses orientations et ses encouragements durant toute la
période du travail de recherche et d'expérimentation.*

*Nos vifs remerciements vont à l'ensemble des membres du jury qui ont bien voulu
examiner notre travail.*

*Nous tenons à adresser nos vifs remerciements à tout le personnel de l'unité 200 de
RAIK, en particulier Mr. HADIBI Yassine.*

*Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont
contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce travail en particulier Mme.*

OTHMANI. S et Mme. FRADI.T

Merci à tous

Dédicaces

Je voudrais dédier cet humble travail :

*À mes très chers parents qui m'ont toujours soutenu et qui ont sacrifiés leurs vies
afin de faire de moi ce que je suis. Que dieu les Protège*

*A mes adorables frères, sœurs qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de
persévérance, de courage et de générosité.*

A toute ma famille pour son soutien tout au long de mon parcours universitaire.

*A tous mes amis, à tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin en particulier
mon binôme **GUENDOZI Bachir**.*

A tous ceux qui me connaît de près ou de loin.

Maghraoui Kheireddine

Dédicaces

Je voudrais dédier cet humble travail :

*À mes très chers parents qui m'ont toujours soutenu et qui ont sacrifiés leurs vies
afin de faire de moi ce que je suis. Que dieu les Protège*

*À mes adorables frères, sœurs qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de
persévérance, de courage et de générosité.*

À toute ma famille pour son soutien tout au long de mon parcours universitaire.

*À tous mes amis, à tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin en particulier
mon binôme **MAGHRAOUI kheireddine.***

À tous ceux qui me connaissent de près ou de loin.

Guendouzi Bachir

Résumé

Notre étude, qui rentre dans le stage pratique, 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 de la 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

Mots Clés : isomérisation, four à gaz, surchauffeur électrique, régénération, combustion dimensionnement.

Abstract

Our study, part of the practical training course, was carried out at the Skikda RA1K refinery, specifically at the light naphtha isomerization unit (U701/703).

The aim of the present work is to propose a solution to the problem of maintaining the electric superheater of the dryer regeneration section, which accounts for a significant proportion of the RA1K complex's self-consumption.

To this end, our study is mainly based on the substitution of the electric superheater by a fuel gas furnace, which ensures optimum operation of the regeneration section. Firstly, we calculated the dimensions of a horizontal tube cabin furnace in accordance with API standard 560/ISO 13705.

Secondly, the same standard was used for the theoretical calculation of a vertical cylindrical furnace.

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

Keywords: isomerization, gas furnace, electric superheater, regeneration, combustion sizing.

المخلص

تم إجراء دراستنا ، التي تقع في إطار التدريب العملي ، على مستوى مصفاة سكيكدة RA1K ، وبالتحديد على مستوى وحدة الأزمره الخاصة بالنافثا الخفيفة (U701 / 703) .

الهدف من العمل الحالي هو اقتراح حل لمشكلة الحفاظ على السخان الكهربائي لقسم تجديد المجفف ، والذي يمثل نسبة كبيرة من الاستهلاك الذاتي لمجمع RA1K.

تحقيقاً لهذه الغاية ، تعتمد دراستنا بشكل أساسي على استبدال السخان الكهربائي بفرن غاز الوقود ، مما يضمن التشغيل الأمثل على مستوى قسم التجديد. أولاً ، قمنا بحساب حجم فرن حجرة الأنبوب الأفقي وفقاً لمعيار API 560 / ISO 13705.

ثانياً ، تم استخدام نفس المعيار للحساب النظري للفرن الأسطوانى الرأسى.

أخيراً ، تم إجراء مقارنة بين النتائج التي تم الحصول عليها للفرنين من أجل تحديد أفضل خيار لتركيبتنا.

الكلمات المفتاحية: الأزمره ، أفران الغاز ، التسخين الكهربائي ، التجديد ، تحجيم الاحتراق.

Liste d'abréviations et symboles

- **Calcul de combustion :**

RON : indice d'octane recherche (research octane number)

MON : indice d'octane de moteur (motor octane number)

G : Débit de la charge.

T₁ : Température d'entrée.

T₂ : Température de sortie.

T_{air} : Température de l'air.

Q_{th} : Quantité d'oxygène théorique.

QP : Quantité pratique d'oxygène.

L_T : Quantité d'air théorique.

L_P : Quantité d'air pratique.

e : Excès d'air.

Q_{CO₂} : La quantité dioxyde de carbone CO₂ dégagé.

Q_{H₂O} : La quantité d'eau (H₂O) dégagé.

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

N_{H₂O} : La quantité d'eau.

N₂ : La quantité d'azote totale.

M_f : Masse moléculaire des fumées.

r_fⁿ : Masse volumique des fumées aux conditions normales.

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

M_{COM} : La masse moléculaire du gaz combustible.

rⁿCom : La masse volumique du gaz combustible aux conditions normales.

r_{air} : La masse volumique de l'air.

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

PCS : Pouvoir calorifique supérieur.

PCI : Pouvoir calorifique inférieur.

Q_{inf} : Pouvoir calorifique inférieur pour 1 Kg de combustible.

Q_{air} : Chaleur sensible de l'air.

Q_{gaz} : Chaleur sensible de gaz.

- **Calcul du bilan thermique:**

Q_{ab}: La quantité de chaleur absorbée par la charge.

H_e : L'enthalpie en phase vapeur de la charge à l'entrée.

H_s : L'enthalpie en phase vapeur de la charge à la sortie.

Q_{reel} : La quantité de chaleur dégagée.

β : Le débit de combustible.

G_{ft}: Le débit des fumées.

N_B : Nombre de brûleurs.

- **Calcul de la zone de radiation :**

Q_{rad} : La quantité de chaleur absorbée en radiation.

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

L_{four}: La largeur du four.

L_f : La longueur du four.

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

h : Le nombre de passes.

D_{ext}: Diamètre extérieur.

D_{int}: Diamètre intérieur.

C : Entre-axe.

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

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

A : La surface équivalente des tubes.

W : La vitesse massique de la charge par passe.

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

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

L_{inc} : La longueur du mur incliné.

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.

h_{inc}: La hauteur du mur incliné.

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

V_{cc} : Volume de la chambre de combustion.

P_{H₂O} : La pression partielle de H₂O.

P_{CO_2} : La pression partielle de CO_2 .

T_A : Température de peau des tubes.

T_g : Température des gaz.

ϵ_f : Facteur d'émission de la flamme.

A_T : La surface totale intérieure de la zone de radiation.

A_R : Surface des réfractaires nus.

F : le facteur global d'échange.

T_{pf} : Température de pseudo-flamme.

R : Le coefficient de transfert direct.

F_{ext} : La surface extérieure d'un mètre de tubes.

F_u : La surface utile d'un tube.

F^R : Surface des tubes dans la zone de radiation.

Tu

q_{rad} : Taux de transfert en radiation.

- **Calcul de la zone de convection :**

Q_{con} : La quantité de chaleur absorbée en convection.

S_p : Surface de passage.

W_f : Vitesse massique des fumées.

T_e : La température de fumée à l'entrée de la zone de convection.

T_s : La température de fumée à la sortie de la zone de convection.

T_{moyf} : La température moyenne des fumées.

a_{conv} : Coefficient de convection.

a_R : Coefficient de radiation des gaz .

a_m : Coefficient de radiation des murs.

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

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

h_{conv} : Hauteur de la zone de convection.

A^l : Surface du mur pour une rangé.

mur

tube A^l : Surface extérieur des tubes.

E : L'effet de la radiation du mur.

a^l : Le coefficient global de transmission.

conv

H_{sconv} : L'enthalpie de 1Kg d'isomérait à l'entrée de la zone de radiation.

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.

S : La surface nécessaire du tube dans la zone de convection.

- **Calcul de la cheminée :**

T_{ch} : La température de la cheminée.

$\rho_{T_{\text{ch}}}$: La masse volumique des fumées à T_{ch} .

T_{moy}

$\rho_{T_{\text{moy}}}$: La masse volumique des fumées à T_{moy} .

ρ_{T_e} : La masse volumique dans la chambre de combustion à T_e .

ρ_{20} : La masse volumique de l'air à 20°C.

P_{Ts} : Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion

DP_{tp} : Perte de charge dans les volets d'air des brûleurs.

P_{dyn} : La pression dynamique.

DP_r : Perte de charge pour N rangées des tubes de convection.

B_f : Débit volumiques des fumées dans la cheminée.

S_{ch} : La section pour une cheminée.

W_{ch} : La vitesse des fumées dans la cheminée.

W_{fch} : La vitesse massique des fumées dans une cheminée.

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

P_T : Le tirage nécessaire total.

H_{ch} : La hauteur de la cheminée.

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation.....	16
Tableau I.2 : Niveaux maximum admissible de contaminants dans l'appoint d'hydrogène .	16
Tableau I.3 : la composition du naphta A	21
Tableau I.4 : Les caractéristiques du naphta A	21
Tableau I.5 : Les caractéristiques du produit (ISOMERAT)	22
Tableau II.1: les principales réactions de combustion	32
Tableau II.2: Dimensions les plus courantes des tubes de fours	44
Tableau II.3. Matières des tubes les plus couramment utilisées et température limites d'emploi	45
Tableau III.1: les valeurs de la conductivité thermique de certains matériaux	54
Tableau III.2: les conductivités de quelques corps.....	54
Tableau IV.1 : Les pertes financières de la surchauffeur électrique.....	71
Tableau IV.2: Paramètres et conditions de service	72
Tableau IV.3 : compositions du gaz combustible	73
Tableau IV.4: caractéristiques physico-chimiques du combustible	73
Tableau IV.5: Tableau récapitulatif des compositions des fumées	78
Tableau IV. 6: Pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant	80
Tableau IV.7: Calcul de la masse molaire du mélange isomérat	82
Tableau IV.8: Caractéristique des tubes.....	85
Tableau V.1: Les dimensions de la zone de radiation du four cylindrique	113
Tableau V.2 : Calcul de la zone de radiation du four cylindrique	114
Tableau V.3 : Les dimensions de la zone de convection du four cylindrique	114
Tableau V.4 : Calcul de la zone de convection du four cylindrique	114

Tableau V.5 : Les dimensions de la cheminée du four cylindrique	114
Tableau V.6 : Calcul de la cheminée du four cylindrique.....	114
Tableau V.7 : Calcul de bilan thermique des fours	116
Tableau V.8 : Dimensionnement constructif des fours	116
Tableau V.9: Dimensionnement constructif des fours.....	117
Tableau V.10: Comparaison entre le four calculé et le four 702-F01	120

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda	03
Figure I.2 : Organigramme de la RA1K.....	04
Figure I.3 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants	07
Figure I.4 : L'indice d'octane des iso paraffines (pentane, hexane)	08
Figure I.5 : le procédé isomérisation Axens	09
Figure I.6 : les réactions de transformation de naphta lege.....	11
Figure I.7 : Les réactions d'ouverture d'anneaux de naphènes.....	12
Figure I.8 : Schéma descriptif de la section hydrotraitement (U700/702)	19
Figure I.9: La distillation ASTM de la Naphta A	22
Figure I.10 : Les deux sécheurs en marche	23
Figure I.11 : Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation (U701/703)	27
Figure I.12: L'un des sécheurs en régénération.....	27
Figure II.1 : four cylindrique	36
Figure II.2: four cabine	36
Figure II.3 : Matériaux réfractaires	38
Figure II.4 : fours à tubes horizontaux	41
Figure II.5 : fours à tubes verticaux	41
Figure II.6 : fours cylindrique verticaux	42
Figure II.7 : fours à chauffage par murs radiants	42
Figure II.8 : fours à double chauffe	43
Figure II.9 : autres types de fours	43
Figure II.10 : composants d'un brûleur.....	47
Figure II.11 : le pourcentage pertes de chaleur dans les fours tubulaires	49
Figure III.1 : Echange de chaleur par conduction	53
Figure III.2 : Echange de chaleur par convection	55
Figure III.3 : Représentation de la couche limite thermique	55
Figure III.4 : Représentation de la couche limite dynamique	56
Figure III.5 : Présentation de la convection dans une casserole	57

Figure III.6 : Four à convection forcée	58
Figure III.7 : Echange de chaleur par rayonnement	59
Figure III.8 : Un rayonnement incident rencontre un corps	60
Figure III.9 : Exemple industriel d'illustration des différents modes de transfert de chaleur	61
Figure III.10 : Les réchauffeurs électriques de la section de régénération (700)	63
Figure III.11 : Deux réchauffeurs électriques horizontaux installés en séries	64
Figure III.12 : Les composants des réchauffeurs électriques	66
Figure IV.1 : le temps pour atteindre graduellement la température de régénération de La surchauffeur	70
Figure IV.2: Les étapes de calcul de la zone de radiation.....	84
Figure IV.3 : Les étapes de calcul de la zone de convection.....	95
Figure IV.4 : Schéma représentatif du four cabine	102
Figure IV.5 : Schéma représentatif du four cylindrique.....	115
Figure IV.6 : La surface effective des tubes et la surface total du four.....	118
Figure IV.7 : Hauteur des différentes sections de four.....	119
Figure IV.8 : la surface de la base de chaque four	119

Sommaire	
Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Introduction générale	1
Chapitre I : Description de l'unité d'affectation de l'isomérisation des paraffines	
I.1 Présentation et historique de la raffinerie de Skikda RA1K	3
I.1.1 Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1/K)	3
I.1.2 L'objectif de la RA1K	4
I.1.3 Les principales installations de la RA1K.....	4
I.2 Description de l'unité d'affectation de l'isomérisation des paraffines.....	5
I.2.1 Historique.....	5
I.2.2 Isomérisation des paraffines.....	5
I.2.2.1 Principe du procédé	5
I.2.3 Indice d'octane	6
I.3 Importance et but du procédé d'isomérisation.....	8
I.4 Unité d'isomérisation	8
I.4.1 Thermodynamique et cinétique	9
I.4.2 Réactions chimiques.	10
I.4.2.1 Hydrogénation de benzène.....	10
I.4.2.2 Isomérisation.	10
I.5 Réactions secondaires.....	11
I.5.1 Ouverture d'anneaux de naphtènes	11
I.5.2 Hydrocraquage	12
I.6 Variables de procédé.....	13
I.6.1 Température de réacteur.....	13
I.6.2 Vitesse spatiale	13
I.6.3 Rapport hydrogène/charge	14
I.6.4 Injection de chlorure.....	14
I.7 Catalyseur	14
I.7.1 Caractéristiques du catalyseur.....	14

I.7.2 Contamination du catalyseur.....	14
I.7.2.1 Formation de coke	15
I.7.2.2 Poisons des catalyseurs.....	15
I.8 Description de l'unité d'isomérisation	16
I.8.1 Section hydrotraitement.....	17
I.8.2 Equipment du procès	17
I.8.3 Principales réactions d'hydrotraitement.....	17
I.9 Isomérisation de naphta prétraitée (U 701/703).....	20
I.9.1 objectif.....	20
I.9.2 La Charge	20
I.10 Différentes sections de l'unité.....	22
Conclusion	28
 Chapitre II : Généralités sur les fours à gaz	
Introduction	29
II.1 Définition d'un four	29
II.2 Domaine d'utilisation des fours.....	29
II.3 Classification des fours industriels	29
II.3.1 Fours à haute et basse température	30
II.4 La combustion dans le four	30
II.4.1 Définitions	30
II.4.2 Impératifs de la combustion.....	30
II.4.3 Vitesse de déflagration	31
II.5 La flamme dans le four	31
II.6 Nature et caractéristiques des combustibles	31
II.6.1 Définition de la chaleur de combustion	31
II.6.2 Réaction de combustion	31
II.7 Composition théorique des fumées	33
II.8 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur	33
II.9 Enthalpie des fumées.....	33

II.10 Brûleurs (types, fonctionnement et réglage	33
II.10.1 Définition	33
II.11.2 Le rôle primordial dans la conception, la construction et le fonctionnement des fours	34
II.10.3 Les brûleurs à gaz	34
II.10.4 les brûleurs à huile	34
II.10.5 Brûleurs soufflés et brûleurs à tirage naturel	34
II.11 Fours tubulaires.....	35
II.11.1 Définition	35
II.11.2 Caractéristiques générales des fours tubulaires	35
II.11.3 Constitution d'un four	35
II.12 Matériaux réfractaires et isolants	37
II.12.1 Conception générale.....	37
II.12.2 Matériaux réfractaires.....	38
II.12.3 Physique des matériaux réfractaires.....	38
II.12.4 Chimie des matériaux réfractaires	39
II.12.5 Interactions entre les réfractaires et le four.....	39
II.12.6 Dimensionnement des parois réfractaires	40
II.13 Description des différents types de four.....	40
II.13.1 Les fours dits « cabines » à tubes horizontaux	40
II.13.2 Les fours dits « boîtes » à tubes verticaux	41
II.13.3 Les fours cylindriques verticaux.....	42
II.13.4 Les fours à chauffage par murs radiants	42
II.13.5 Les fours dits à double chauffe	42
II.13.6 Autres types.....	43
II.13.7 Le choix d'un type de four dépend principalement des facteurs suivants	43
II.14 Description détaillée d'un four tubulaire.....	44
II.14.1 Faisceaux tubulaires	44
II.14.2 Matériaux des tubes	44

II.14.3 Sup portage des faisceaux tubulaires	45
II.14.4 Garnissage des parois du four	46
II.14.5 Brûleurs	46
II.14.6 Ramoneurs	47
II.14.7 Préchauffeur d'air	47
II.15 Rendement thermique d'un four	47
Conclusion	50
Chapitre III : Transfert thermique et généralités sur les fours électriques à résistances	
Introduction	51
III.1 Transfert de chaleur	51
III.1.1 Définition transfert de chaleur	51
III.1.2 Les modes de transfert de chaleur	52
III.1.2.1 La conduction thermique	52
III.1.2.1.2 Loi de Fourier	52
III.1.2.1.3 La conductivité thermique	53
III.1.2.2 La convection thermique	54
III.1.2.2.1 Définition.....	54
III.1.2.2.2 Loi fondamentale de la convection (loi de I. Newton)	56
III.1.2.2.3 Différents types de convection	56
III.1.2.3 Le rayonnement	59
III.1.2.3.1 Définition.....	59
III.1.2.3.2 Loi fondamentale du rayonnement (loi Stéphan Boltzmann)	59
III.1.2.3.3 Bilan énergétique relatif à un rayonnement incident	59
III.1.3 Loi de STEPHAN-BOLTZMAN	61
III.1.4 Écoulement des fluides	61
III.2 Les réchauffeurs/fours électriques (échangeur coté tube électrique)	63
III.2.1 Caractéristiques générales	63
III.2.2 Utilisations.....	64
III.2.3 Utilisations typiques.....	64

III.2.4 Constitution d'un réchauffeur électrique	65
III.2.5 Analogie électrique : Relation entre la conductivité thermique et électrique.....	67
III.2.6 : le principe du chauffage par résistance électrique	67
III.2.7 La relation entre la tension, la résistance et l'intensité de courant est traduite par la loi d'Ohm.....	68
III.2.8 Taux de travail des résistances.....	68
Chapitre IV : Calcul et dimensionnement du four cabine	
Problématique	70
IV.1 But de travail.....	72
IV.2 Données de départ.....	72
IV.3 Calcul de la combustion	73
IV.3.1 Réaction à combustion	74
IV.3.2 La quantité d'oxygène O_2 théorique nécessaire à la combustion.....	74
IV.3.3 La quantité pratique d'oxygène en tenant compte l'excès d'air 20%	74
IV.3.5 Les quantités des produits de la combustion (composition des fumées).....	75
IV.3.6 Calcul des spécifications des fumées	76
IV.3.7 Tableau récapitulatif des compositions des fumées	77
IV.3.8 Calcul des spécifications de gaz combustible	79
IV.4 Bilan thermique.....	81
IV.4.1 La quantité de chaleur absorbée par la charge.....	81
IV.4.2 La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion	83
IV.4.3 Le débit de combustible	83
IV.4.4 Le débit des fumées.....	83
IV.4.5 Nombre de brûleurs.....	83
IV.4.6 Chaleur spécifique moyenne des fumées	83
IV.4.7 Enthalpie des fumées pour 1 kg de combustible	84
IV.5 Calcul de la zone de radiation	84
IV.5.1 La surface de plan d'absorption A	85
IV.5.2 La vitesse massique de la charge par passe	86

IV.5.3 Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation	86
IV.5.4 La largeur de la zone de convection.....	86
IV.5.5 La longueur du mur incliné avec $\alpha=30^\circ$	86
IV.5.6 Nombre de tubes sur les murs inclinés	87
IV.5.7 Nombre des tubes sur les murs verticaux	87
IV.5.8 La hauteur du mur verticale	87
IV.5.9 La hauteur du mur incliné	87
IV.5.10 La hauteur du four jusqu'à la zone de convection	87
IV.5.11 Calcul du produit « $P \times i$ »	87
IV.5.12 Température de peau des tubes	88
IV.5.13 Température des gaz.....	88
IV.5.14 Facteur d'émission de la flamme	88
IV.5.15 La surface totale intérieure de la zone de radiation.....	89
IV.5.16 La surface équivalente des tubes situés devant les réfractaires	89
IV.5.17 Surface des réfractaires nus	89
IV.5.18 Facteur globale d'échange	89
IV.5.20 Température résiduel des gaz	90
IV.5.21 Quantité de chaleur absorbée en radiation	90
IV.5.23 La surface utile d'un tube	91
IV.5.24 Surface des tubes dans la zone de radiation	91
IV.5.25 Taux de transfert en radiation	91
IV.6 Calcul de la zone de convection	92
IV.6.1 La chaleur à transmettre en convection.....	92
IV.6.2 Surface de passage	93
IV.6.3 Vitesse massique des fumées	93
IV.6.4 Répartition des pertes.....	93
IV.6.5 La température de fumée à la sortie de la zone de convection	93
IV.6.6 La température de fumée à l'entrée de la zone de convection	93
IV.6.7 La température moyenne des fumées	93

IV.6.8 Chaleur spécifique réel à T_{moyf}	93
IV.6.9 Le calcul de coefficient de convection	94
IV.6.10 Le calcul du coefficient de radiation des gaz	94
IV.6.11 Le calcul du coefficient de radiation des murs	94
IV.6.12 L'entraxe de deux rangés dans la zone de convection	94
IV.6.13 Hauteur de la zone de convection	95
IV.6.14 Surface du mur pour les rangés.....	95
IV.6.15 Surface extérieur des tubes	95
IV.6.16 L'effet de la radiation du mur	96
IV.6.17 Le coefficient global de transmission.....	96
IV.6.19 L'enthalpie de 1Kg d'isomérat à la sortie de la zone de convection	96
IV.6.20 La température correspond à cette enthalpie	96
IV.6.21 La différence de température logarithmique moyenne est donnée	97
IV.6.22 La surface nécessaire du tube dans la zone de convection	97
IV.6.23 Le nombre de rangée de tube dans la zone de convection	97
IV.6.24 Le nombre de tubes dans le four total	97
IV.6.25 La hauteur du four (radiation + convection)	97
IV.7 Calcul de la cheminée	98
IV.7.1 La température de la cheminée	98
IV.7.2 La masse volumique des fumées à T_{ch}	98
IV.7.3 La masse volumique des fumées à T_{moyf}	98
IV.7.4 La masse volumique dans la chambre de combustion à T_e	98
IV.7.6 Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion	99
IV.7.7 Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs.....	99
IV.7.8 La pression dynamique.....	99
IV.7.9 Perte de charge pour 4 rangées des tubes de convection.....	99
IV.7.10 Débit volumiques des fumées dans la cheminée	100
IV.7.11 La section pour une cheminée de diamètre 0,7 m	100
IV.7.13 La vitesse massique des fumes dans une cheminée	100

IV.7.14 La pression dynamique dans une cheminée.....	100
IV.7.15 La pression dynamique dans la cheminée	100
IV.7.16 Le tirage nécessaire total	101
IV.7.17 La hauteur de la cheminée	101

Chapitre V : Dimensionnement d'un four cylindrique vertical

Les étapes de calcul	103
V.1 Calcul de la zone de radiation	103
V.1.1 Les démentions de la zone de radiation.....	103
V.1.2 La surface de plan d'absorption A.....	103
V.1.3 La vitesse massique de la charge par passe	104
V.1.4 Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation.....	104
V.1.5 La largeur de la zone de convection	104
V.1.6 Calcul du produit « $P \times i$ »	104
V.1.7 La surface totale intérieure de la zone de radiation	105
V.1.8 Surface des réfractaires nus	105
V.1.9 Facteur globale d'échange	105
V.1.10 la surface extérieure d'un mètre de tubes	106
V.1.11 La surface utile d'un tube	106
V.1.12 Surface des tubes dans la zone de radiation.....	106
V.1.13 Taux de transfert en radiation.....	106
V.2 Calcul de la zone de convection	106
V.2.1 Surface de passage.....	106
V.2.2 Vitesse massique des fumées	107
V.2.3 Le calcul de coefficient de convection	107
V.2.4 Le calcul du coefficient de radiation des gaz.....	107
V.2.5 Le calcul du coefficient de radiation des murs.....	107
V.2.6 L'entraxe de deux rangés dans la zone de convection	108
V.2.7 Hauteur de la zone de convection	108
V.2.8 Surface du mur pour les rangés	108

V.2.9 Surface extérieur des tubes	108
V.2.10 L'effet de la radiation du mur	109
V.2.11 Le coefficient global de transmission	109
V.2.12 La surface nécessaire du tube dans la zone de convection	109
V.2.13 Le nombre de rangée de tube dans la zone de convection.....	109
V.2.14 Le nombre de tubes dans le four total.....	109
V.2.15 La hauteur du four (radiation + convection)	109
V.3 Calcul de la cheminée.....	110
V.3.1 La température de la cheminée	110
V.3.2 La masse volumique des fumées à Tch.....	110
V.3.3 La masse volumique des fumées à Tmoyf.....	110
V.3.4 La masse volumique dans la chambre de combustion à Te	110
V.3.5 La masse volumique de l'air à 20°C	110
V.3.6 Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion	111
V.3.7 Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs	111
V.3.8 La pression dynamique	111
V.3.9 Perte de charge pour 8 rangées des tubes de convection	111
V.3.10 Débit volumiques des fumées dans la cheminée	111
V.3.11 La section pour une cheminée de diamètre 0,6 m	112
V.3.12 La vitesse des fumées dans la cheminée	112
V.3.13 La vitesse massique des fumes dans une cheminée.....	112
V.3.14 La pression dynamique dans une cheminée.....	112
V.3.15 La pression dynamique dans la cheminée	112
V.3.16 Le tirage nécessaire total	113
V.3.17 La hauteur de la cheminée	113
V.3.18 La hauteur total du four	113
V.3.21 Comparaison et discussions des résultats	117
V.3.21.1 La Surface effective des tubes et la surface total du four	117
V.3.21.2 La hauteur de différentes sections de four	118

V.3.21.3 L'encombrement du sol	119
Conclusion	120
Conclusion générale	122
Bibliographie.....	123
Annexe	

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 [1].

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 graduelle du plomb ainsi que limitations sur les hydrocarbures aromatiques, oléfines, benzène et le soufre, l'isomérisation est un procédé complémentaire au reforming catalytique [2].

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 [1].

L'unité d'isomérisation au sein de la raffinerie de SKIKDA dispose d'une section de régénération des sécheurs dotée d'une 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 théorique qui contient 3 chapitres :

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 RA1K, et la description générale ainsi que le schéma technologique de l'unité concernée par notre étude soit la section "isomérisation du naphta léger".

Le deuxième 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.

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. Feront l'objet du troisième chapitre.

Et une partie pratique qui contient le quatrième et le cinquième chapitres qui sont réservés aux différents calculs et résultats dont le but est de dimensionner le four objet de notre étude. Et nous terminons par une conclusion générale et références bibliographiques.

**Chapitre I : Description de l'unité
d'affectation de l'isomérisation des paraffines**

I.1 Présentation et l'objectif de la raffinerie de Skikda RA1K

I.1.1 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.1.2 Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1/K)

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) [1].

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 [1].

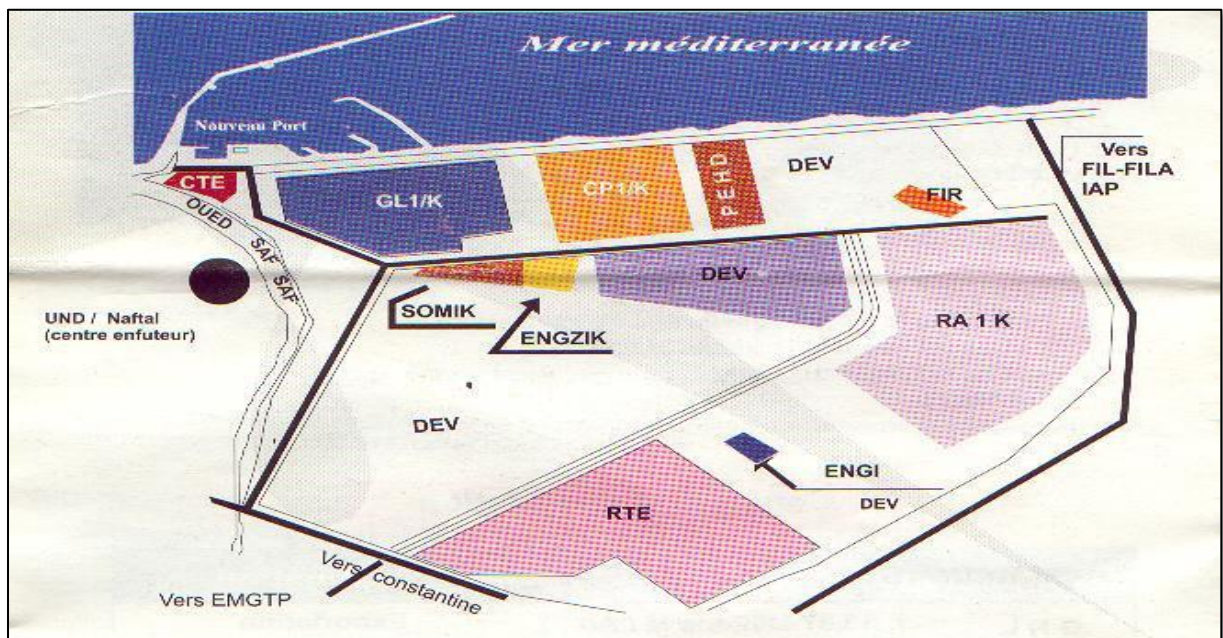
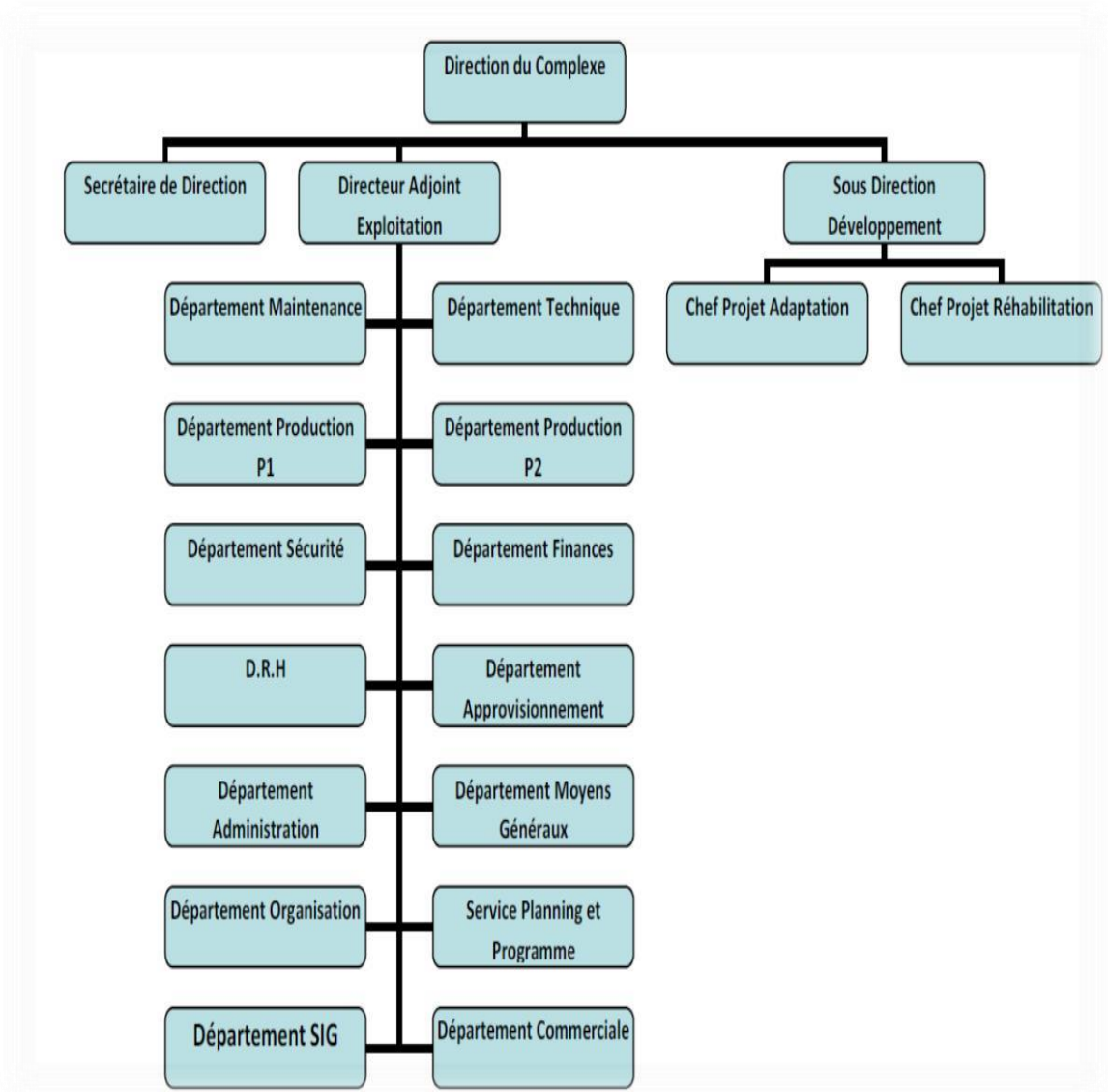


Figure I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda [1].

b) Organigramme de la RA1K

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



FigurI.2 : Organigramme de la RA1K [1].

I.1.3 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 [1].
- Continuer à offrir des produits raffinés, destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux [1].

I.1.4 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) [1].
- 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 [1].

L'évolution de la demande en essence à indice d'octane élevé nécessite l'utilisation des procédés de traitement complémentaires. Parmi ceux-ci, le plus important celui qui vise à la production d'iso paraffines, c'est l'isomérisation.

Ci-dessous, nous avons fourni une explication théorique concernant l'isomérisation des paraffines, ainsi que le schéma technologique de l'unité concernée par notre étude soit la section "isomérisation du naphta léger (U701/703).

I.2 Description de l'unité d'affectation de l'isomérisation des paraffines

I.2.1 Historique

Dès les années 30, on a réussi à isomériser les paraffines normales en isoparaffines au moyen de système catalytique, les besoins en combustible pour avions ayant un indice d'octane élevé, pendant la 2^{ème} Guerre Mondiale ont donné un élan supplémentaire à la recherche sur l'isomérisation des paraffines. La nouvelle technologie de craquage catalytique des fluides (FCC) de pair avec la technologie de craquage thermique a permis la production d'oléfines légères susceptible d'être transformées en essence par réaction à d'isomérisation au moyen d'un procédé appelé "alkylation" étant donné que le n-butane est plus rapidement disponible que l'isobutane, on a généralement procédé à l'installation d'une unité d'isomérisation du butane de pair avec l'unité d'alkylation [2].

I.2.2 Isomérisation des paraffines

I.2.2.1 Principe du procédé

Les essences légères de distillation ont des indices d'octane relativement bas. Elles constituaient des bases acceptables pour la fabrication des carburants commerciaux.

L'isomérisation apparaît donc comme le procédé le plus intéressant dans la mesure où elle consiste à transformer des hydrocarbures paraffinés à des chaînes droites normale paraffine (np) possédant de bas indices d'octane en hydrocarbures de la même famille à chaînes ramifiées iso-paraffine (ip) dont les indices d'octane, spécialement le MON (l'indice d'octane Moteur) sont nettement plus élevés [3].

L'isomérisation est le processus de transformation d'un isomère en un autre, selon le réarrangement que subit la molécule. Lors de ce processus, on observe des modifications de la chaîne hydrocarbonée et des groupes alkyles qu'elle porte, les isomérisations de cycles dans lesquelles un cycle à n atomes de carbone se transforme en un cycle substitué à n-1 atomes de carbone, où dans lesquels l'accolement de deux ou plusieurs cycles se fait de manière différente de l'accolement de départ [4].

I.2.3 Indice d'octane

Dans un moteur fonctionnant normalement, le processus consiste en une combustion rapide mais progressive du mélange air-carburant, grâce à la propagation d'un front de flamme.

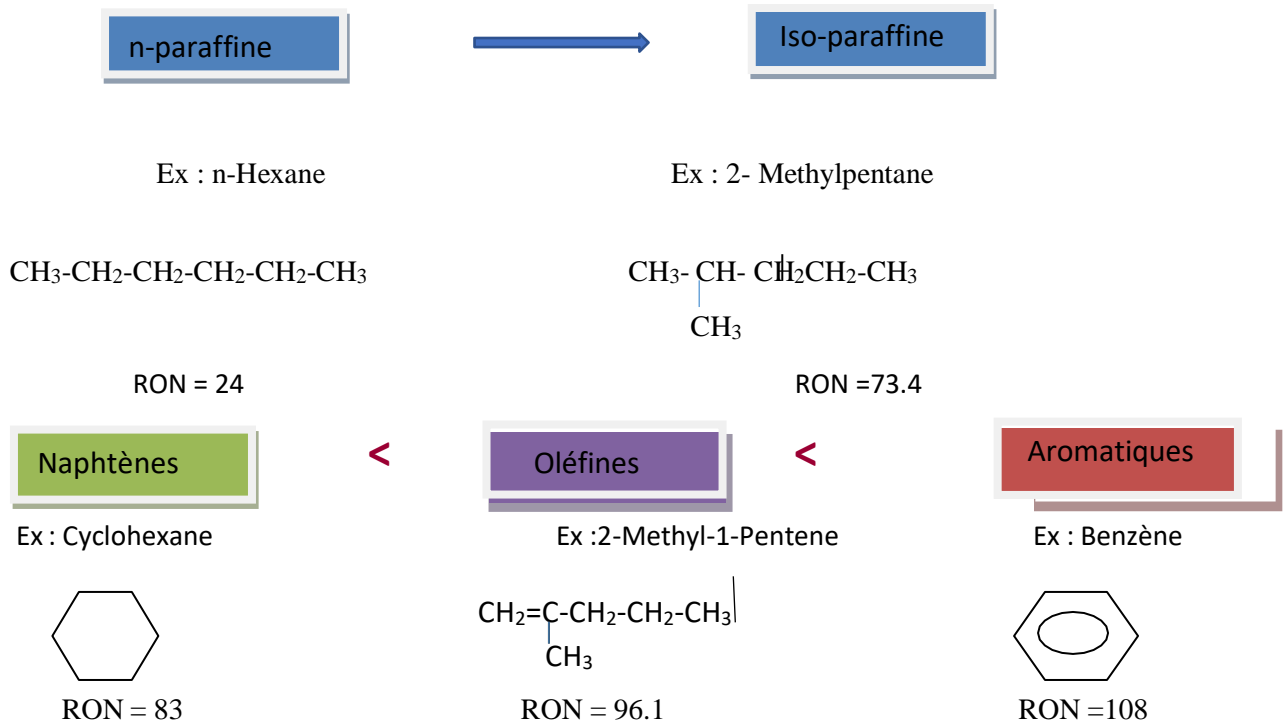
Dans le cas d'un cliquetis, il s'agit d'une auto-inflammation instantanée et en masse d'une partie de la charge. Il en résulte une augmentation locale très forte de la pression qui provoque une vibration de la masse gazeuse brûlée.

Ce phénomène doit être évité car son existence répétitive provoque des dégâts thermique et mécanique important (joint de culasse, soupapes, piston).

Caractérise la résistance du carburant à la détonation durant la combustion (qualité antidétonante du carburant) [5].

- Haut indice d'octane :
 - Plus petite tendance à détoner durant la combustion.
 - Qualité du carburant plus grande pour les moteurs de voiture.
- Bas indice d'octane :
 - Plus grande tendance à détoner durant la combustion.
 - Création d'ondes de pression de choc et donc un « Knock » audible.
 - Qualité du carburant plus basse causant des dommages au moteur [5].

L'indice d'octane dépend de la famille moléculaire :



L'indice d'octane Recherche (RON)

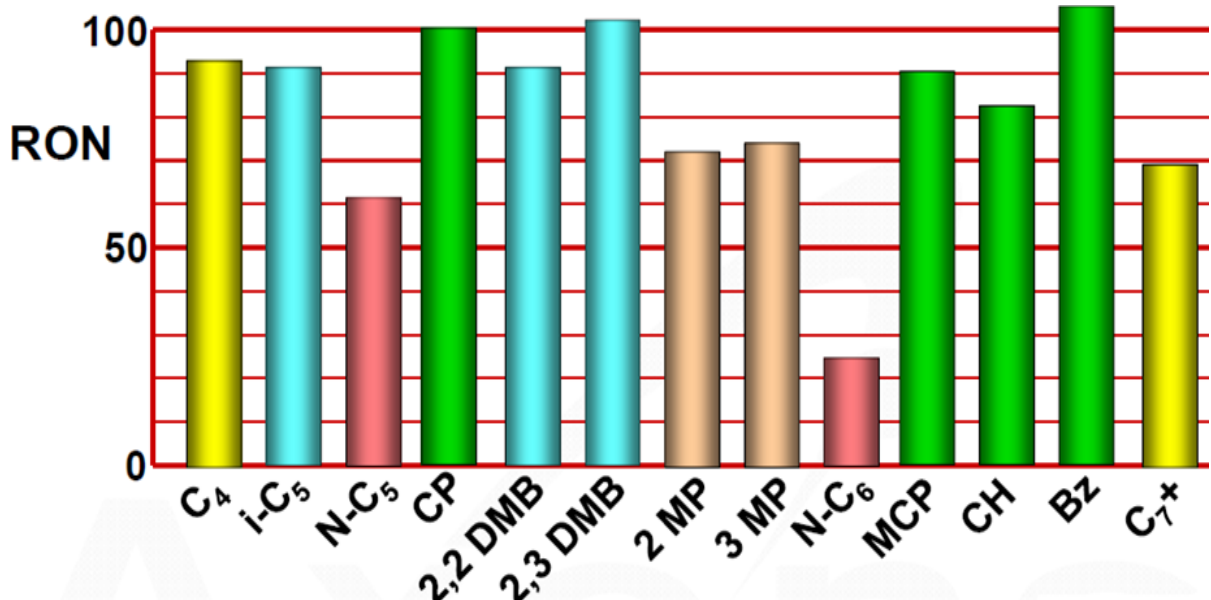


Figure I.3 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants [5].

I.3 Importance et but du procédé d'isomérisation

L'essence légère (C5- C6) provenant de la distillation atmosphérique est utilisé dans l'industrie pétrochimique, essentiellement en Europe. Plus connue sous le nom de naphta, cette coupe est une charge de nombreux vapocraqueurs.

Dans le pool essences. Cependant, depuis la suppression des additifs plombés dans les essences, l'isomérisation apparait alors comme une méthode intéressante puisqu'elle permet de convertir des n-paraffines en iso-paraffines. Les produits ont donc des indices d'octane élevés et une teneur en aromatiques nulle. Aujourd'hui pour la constitution des essences.

- Indice d'octane (RON :95 min / MON :85 min)
- Pourcentage d'aromatiques (< 35 % vol) [6].

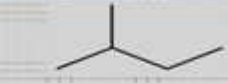










			$T_{\text{éb}} - ^\circ\text{C}$	RON	MON
PENTANES	iC ₅ – isopentane		28	92,3	90,5
	nC ₅ – pentane		36	61,7	61,9
	CC ₅ – cyclopentane		49,3	101,6	84,9
HEXANES	2,2-dimethyl-butane		50	91,8	93,4
	2,3-dimethyl-butane		58	103,5	104
	2-methyl-pentane		60	73,4	73,3
	3-methyl-pentane		63	74,5	74,3
	n-hexane		69	24,8	26
	Methylcyclopentane		71,8	91,3	80
	Cyclohexane		80,1	83	77,2
	Benzène		87	117	-

Figure I.4 : L'indice d'octane des isoparaffines (pentane, hexane).[2]

I.4 Unité d'isomérisation

La conversion des paraffines normales en iso paraffines (isomérisation) est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un bon indice d'octane sans ajout d'additifs.

Le procédé d'isomérisation est devenu pour le raffineur un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité.

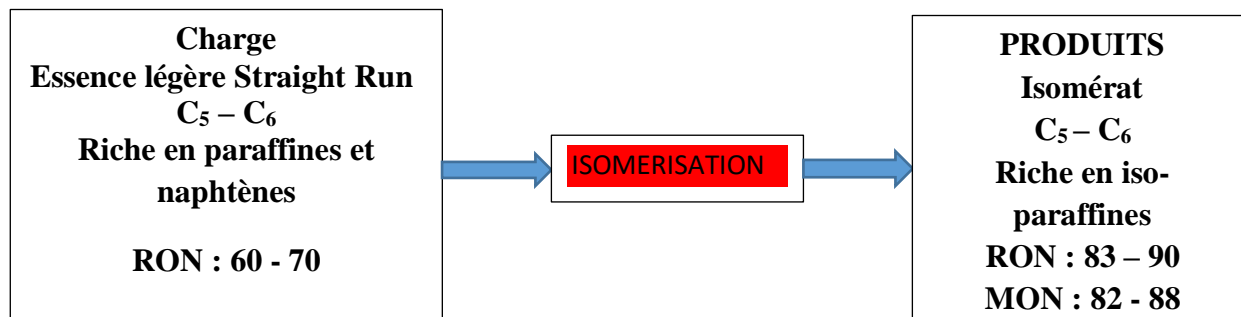


Figure I.5 : le procédé isomérisation Axens [6].

La fonction originale du procédé d'isomérisation est de valoriser le naphta léger provenant de la distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane, Pour obtenir un mélange de carburants à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques [6].

L'unité d'isomérisation 700/701 de la RA1K se divise en de grandes sections la section de prétraitement (hydrotraitement) et la section réactionnelle (isomérisation) [6].

I.4.1 Thermodynamique et cinétique

Pour toute réaction chimique, la thermodynamique impose la possibilité de son occurrence et la quantité de produits et de réactifs non-convertis. Sous certaines conditions (P, T), quelques réactions sont réalisées à 100%, ce qui signifie que tous les réactifs sont convertis en produits. D'autres sont en équilibre de sorte qu'une partie seulement des réactifs est convertie.

La thermodynamique impose l'équilibre. La thermodynamique ne permet pas de prévoir le temps nécessaire pour atteindre l'équilibre ou l'exécution complète d'une réaction [7].

La cinétique impose le taux d'une réaction chimique ou la quantité d'alimentation qui disparaît en une unité de temps spécifiée, pour ainsi dire, une seconde. La cinétique, qui a imposé le taux de réaction, dépend des conditions opératoires, mais peut également être largement modifiée par des catalyseurs sélectionnés d'une manière appropriée. Une réaction ou une famille de réactions est, en général, améliorée par un catalyseur spécifique [7].

I.4.2 Réactions chimiques

Il y a principalement deux réactions fondamentales produisant :

- a) Hydrogénation de benzène.

- b) Isomérisation.
- c) Réactions secondaires.

La première réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation de benzène se produit dans le premier réacteur. La deuxième réaction est la réaction d'isomérisation qui se produit dans les deux réacteurs [7].

I.4.2.1 Hydrogénation de benzène

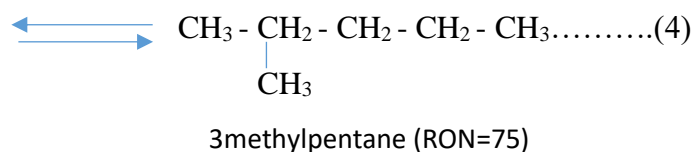
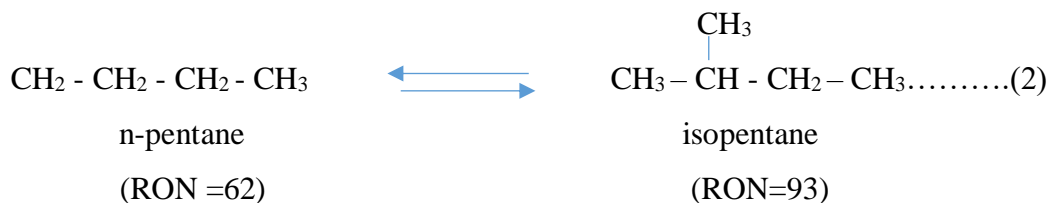
Le benzène et l'hydrogène réagissent pour former le cyclohexane.

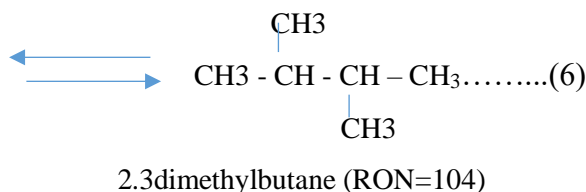
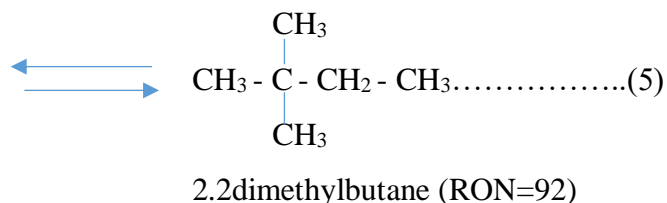


Cette réaction se produit dans la première partie du Réacteur avancé (lead reactor 701-R-1 (ou 701-R-2). L'hydrogénation de benzène est une réaction exothermique (16800kcal/kmol d'hydrogène consommé) [7].

I.4.2.2 Isomérisation

L'isomérisation est la conversion ou le réarrangement de la structure d'un composant à une structure plus branchée, à indice d'octane plus élevé. Ces réarrangements sont décrits par la formule suivante :





Ces réactions, comme montrées, sont réversibles et la distribution finale des isomères est basée sur la composition d'équilibre qui est imposée par les conditions et la cinétique du procédé de réacteur. En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent également, dont quelques-unes ne sont pas souhaitables [7].

I.5 Réactions secondaires

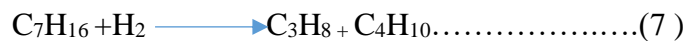
I.5.1 Ouverture d'anneaux de naphènes

Les trois naphènes qui sont en général présents dans une alimentation d'isomérisation sont cyclopentane (CP), méthyl cyclopentane (MCP) et cyclohexane (CH). Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines. Les réactions d'ouverture d'anneaux augmentent avec l'augmentation de température et à nouveau sont gouvernées par compositions d'équilibre aux conditions du procédé de réacteur. A conditions générales de réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphènes en paraffines sera approximativement de 20- 30% [7].

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. 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 naphtha de la coupe C5/C6 et sont difficiles à éliminer sans éliminer également d'autres composants souhaitables [7].

I.5.2 Hydrocraquage

Lors de l'opération aux conditions de réacteur à basse sévérité, très peu d'hydrocraquage de C5/C6 se produit dans les réacteurs d'isomérisation. Cependant les paraffines de C7 s'hydrocraquent facilement pour produire des composants de C3 et de 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+ de la charge d'alimentation d'isomérisation [7].



I.6 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 [7].

I.6.1 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 [7].

I.6.2 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 [7] :

$$WHSV = \frac{\text{Taux d'alimentation horaire } (\frac{kg}{h})}{\text{poids total de catalyseur (kg)}} \dots \dots \dots (1)$$

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 [7]

I.6.3 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 [7].

I.6.4 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.

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 [7].

I.7 Catalyseur

I.7.1 Caractéristiques du catalyseur

La référence du catalyseur d'isomérisation est ATIS-2L. Il s'agit de platine sur un catalyseur à base d'alumine chlorée utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5-C6 paraffiniques produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au blender des essences automobile (motorgazoline pool). Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec de hauts rendements [7].

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

- L'activité
- La sélectivité
- La stabilité

I.7.2 Contamination du catalyseur

L'alimentation de l'unité d'isomérisation est séchée et hydrotraitée avant d'entrer en contact avec le catalyseur d'isomérisation ATIS- 2L.

Ces opérations éliminent ou réduisent jusqu'à un niveau acceptable les contaminants naturellement présents dans les charges d'alimentation. Cependant, il est possible que les désordres d'unité en amont ou le mauvais fonctionnement puissent entraîner un percement de contaminant. Ce qui suit traite leur impact sur le procédé [7].

La désactivation de catalyseur se fait par deux phénomènes essentiels qui sont :

- La formation d'un dépôt de coke au cours du traitement ; ce dépôt est éliminé lors de la régénération.
- La présence de poisons dans la charge qui sont en partie retirés par un prétraitement.

I.7.2.1 Formation de coke

Elle résulte d'un craquage poussé des hydrocarbures, favorisé par une haute température et une basse pression, elle constitue l'une des réactions parasites les plus gênantes puisqu'elle entraîne une diminution de l'activité des catalyseurs, l'effet du coke est de diminuer la surface active du catalyseur, ce qui entraîne une baisse progressive de la conversion. Afin de pallier cet inconvénient, on commence par accroître lentement la température, lorsque la température que peut supporter le catalyseur est atteinte, il est nécessaire d'arrêter l'opération pour effectuer une régénération du catalyseur [7].

I.7.2.2 Poisons des catalyseurs

Les catalyseurs au platine sont particulièrement sensibles à l'empoisonnement, qui peut être provoqué :

- De façons permanentes.
- De façon temporaire.
- Poisons temporaires
- Soufre
- Poisons permanents
- Eau / Oxydes
- Composés d'Azote
- Composés fluorés
- Les métaux

Tableau I.1 : Niveaux maximum admissible de contaminants dans l'appoint d'hydrogène

soufre	1,0 wt ppm max
Azote	1,0 wt ppm max
Eau	0,5 wt ppm max *
CO+CO₂	10 wtppb max *
Chlorure	10 wt ppm max
Oléfines	5 wt % max

(*) : A la sortie des sécheurs de l'alimentation.

Tableau I.2 : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation

soufre	0,5 wt ppm max
Azote	0,1 wt ppm max
Eau+Oxygénés	0,1 wt ppm max *
Métaux	5 wt ppm max
Arcenic	1,0 wtppb max
Plomb	1,0 wtppb max
Cuivre	1,0 wtppb max
Nickel	1,0 wtppb max
Chlorure	1,0 wt ppm max
Oléfines	1,0 wt % max

I.8 Description de l'unité d'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].

I.8.1 Section hydrotraitement

La charge d'alimentation de l'unité est de la Naphta A (léger) forme de la coupe C5-C6, qui vient de l'unité Topping (la distillation atmosphérique) dans le but est le fractionner et traitement du pétrole brut dans la RA1K. Ces naphtas contiennent les niveaux des contaminants qui seront toxiques aux catalyseurs d'isomérisation et le prétraitement est donc nécessaire.

La section hydrotraitement (le prétraitement) a pour rôle d'éliminer les composants indésirables contenus dans la charge : soufre, azote, métaux (**As, Pb, Cu, Fe, Ni...**) afin de protéger le catalyseur d'isomérisation (à base de platine).

Il s'agit d'un traitement à l'hydrogène qui permet d'éliminer le soufre et l'azote sous forme d'hydrogène sulfuré « H₂S » et d'ammoniac « NH₃ » volatils et en même temps à saturer les oléfines et de piéger les métaux) [7].

I.8.2 Equipment du process

Ce procédé développé sous licence d'Axens comprend les quatre opérations subséquentes :

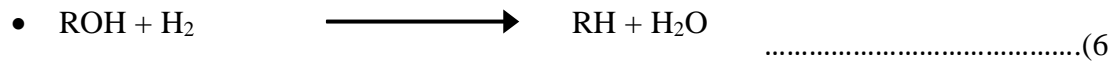
- Séparation par distillation de la coupe C5-C6 d'une coupe riche d'iso-C5 envoyée pour le mélange avec le produit d'isomerat (Section de DIP -700-C-1) [8].
- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans la gamme de 290- 310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (Section de réaction-700-R-1) [6].
- Stripping du produit hydrotraité brut pour éliminer des fractions légères, des produits gazeux y compris l'H₂S et de l'eau (Section de stripper-700-C-2) [8].
- Section Compression de gaz d'H₂ qui a pour but de récupérer le H₂ de la déshydrogénation du naphta l'ajoute un appoint de H₂ en plus puis le comprimé est l'envoyé vers la section d'isomérisation.

I.8.3 Principales réactions d'hydrotraitement

Au niveau du réacteur 700-R-01, des réactions d'hydrogénation ont lieu sur le site catalytique, ces principales réactions [8] :

a- Désulfuration :

- Mercaptans « RSH »: $\text{RSH} + \text{H}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{RH} \dots \dots \dots (1)$
- Sulfures « RSR' » : $\text{RSR}' + 2\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + \text{H}_2\text{S} \dots \dots \dots (2)$
- Disulfures « RSSR' »: $\text{RSSR}' + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + 2\text{H}_2\text{S} \dots \dots \dots (3)$

b- Dénitrification :**c- Hydrogénation des hydrocarbures oxygénés :****d- Hydrogénation des oléfines :**

La pression partielle d'hydrogène aux conditions (T, P) de réacteur, permet la saturation des l'oléfine et des dioléfines sans toucher aux aromatiques.

e- Elimination des métaux

Les métaux sont éliminés sous forme de dépôts sur le catalyseur, sans influencer à son activité, caril a été conçu pour supporter ces dépôts.

Les hautes performances de l'unité d'Isomérisation dépendent largement de l'efficacité de l'unité d'hydrotraitement du naphta. La charge d'alimentation de l'unité d'isomérisation doit être suffisamment basse 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 [8].

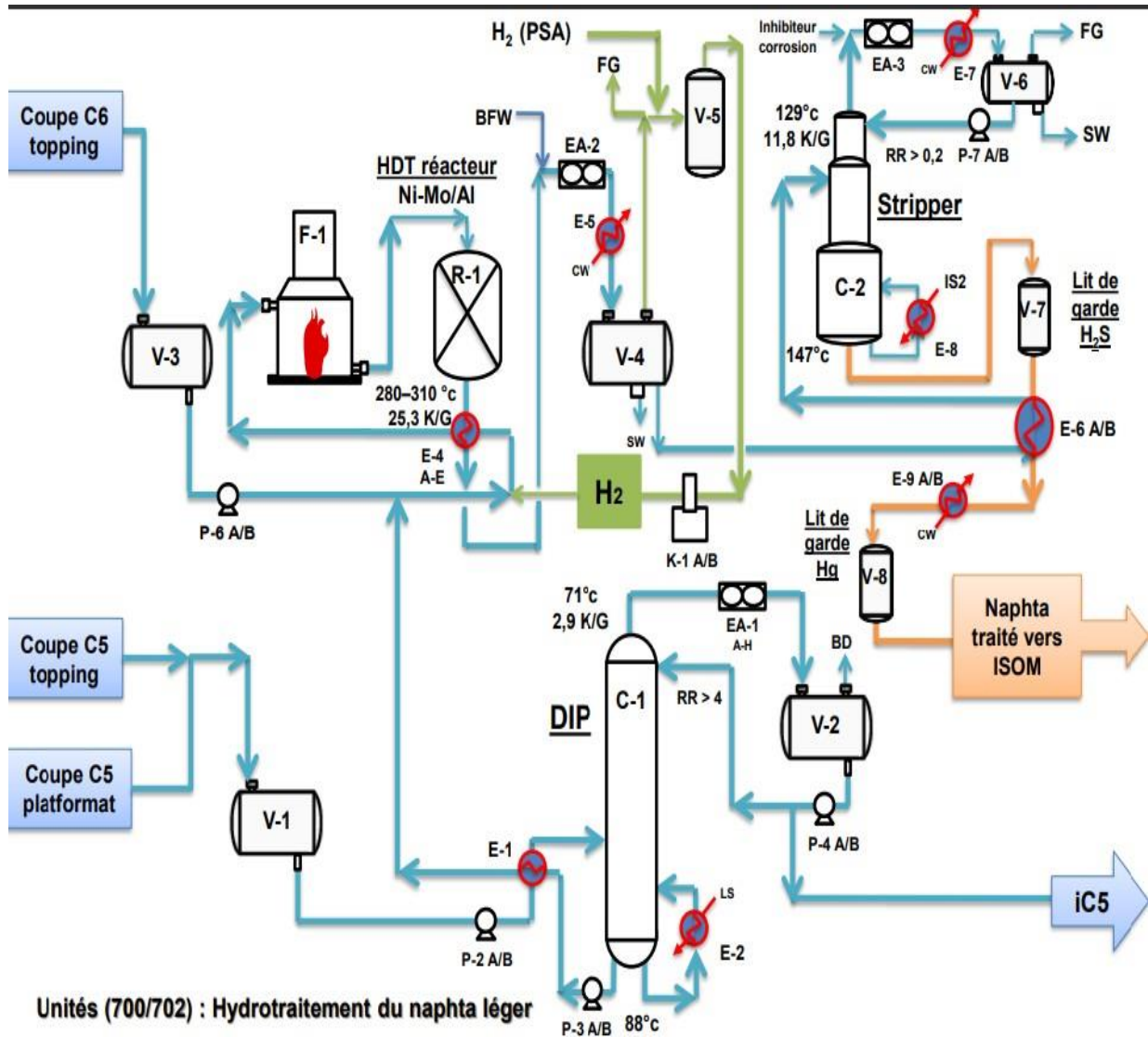


Figure I.6 : Schéma descriptif de la section hydrotraitement (U700/702) [8].

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

I.9 Isomérisation de naphta prétraitée (U 701/703)

I.9.1 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].

I.9.2 La Charge

Les procédés d'isomérisation sont relativement flexibles 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
- Indice d'octane : 70
- Masse moléculaire : 83g/mol

Les tableaux I.3 et I.4 représente les caractéristiques du naphta A, ainsi que la figure I.7 illustre la distillation ASTM de celle-ci.

Tableau I.3 : la composition du naphta A_I

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 I.4 : Les caractéristiques du naphta A

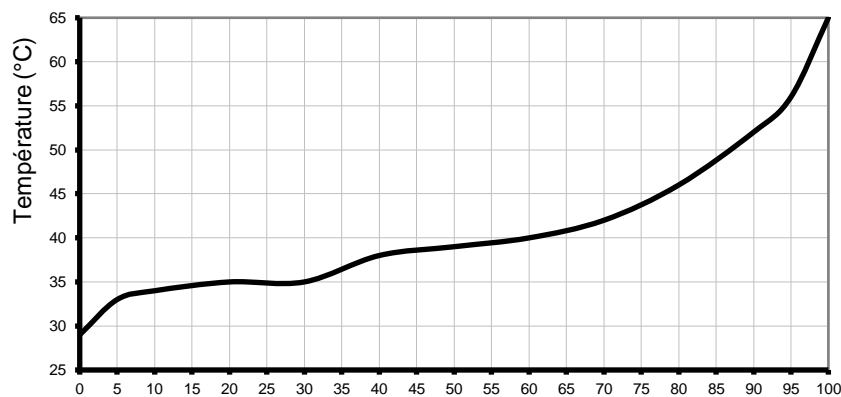


Figure I.7: La distillation ASTM de la Naphta A

Le tableau I.5 représente les caractéristiques du produit isomérisé envoyé vers stockage.

Tableau I.5 : 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

I.10 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].

Le naphta est pompé par la 701-P-1 A/B vers les 02 sécheurs 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 sécheurs d'H₂ en série (701-V-4 A/B).il est mélangé après avec le naphta séché et envoyé vers la Section Isomérisation [7].

- **Le circuit des sécheurs :**

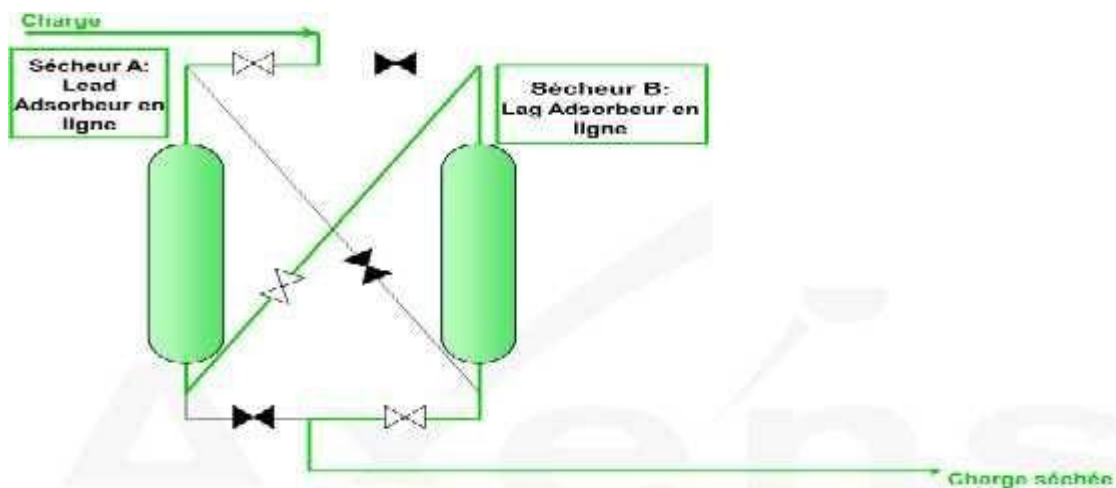


Figure 1.8: Les deux sécheurs en marche [7].

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 où se passe la continuité de la réaction d'isomérisation [7].

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

c) Section de stabilisation

La charge sortant du réacteur d'isomérisation contient des parties légères de gaz incondensables qui constituent un produit appelé « l'isomérisat non stabilisée », dans cette coupe il y a des parties légères qui ont une tension de vapeur assez élevée et pour la diminuer et respecter les spécifications, on a disposé d'une colonne de stabilisation dont le but est d'éliminer les légères qui sont l' H_2 , HCL, C_4 [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'isomérisat stabilisé » qui sera envoyé vers la colonne déisohéxaniseur [7].

d) Déisohéxaniseur

Le déisohéxaniseur (DIH) 701-C-2 est alimenté avec le fond du stabilisateur. Le DIH récupère l'isomérisat 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'isomérisat léger est pompé vers la 701 C-2 par les 701-P-4 A/B (pompes de reflux du DIH) [7].

Le produit d'isomérisat léger est envoyé vers le condenseur d'isomérisat léger 701-E10 par les 701-P-5 A/B (Pompes d'isomérisat léger).

Une petite quantité est utilisée comme régénérant pour les Sécheurs [7].

L'isomérisat léger est mélangé avec l'isomérisat provenant du déisopentaniseur de l'unité 700 en amont du 701-E-10 (condenseur isomérisat). 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 déisohéxaniseur 701-P-7 A/B. Cette charge est concentrée en C_7+ et C_6 Naphtènes, elle est refroidie 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-Pumparound701 E7 avant d'entrer le DIH, Pump-around est vaporisé avant d'entrer en DIH [7].

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 dégazage701-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].

• Les opérations principales de la régénération

- Isolement du sécheur à régénérer.
- Le régénérant liquide est vaporisé dans le vaporisateur, surchauffé dans le réchauffeur électrique et ensuite envoyé en haut du sécheur de l'alimentation ou en bas du sécheur de H₂.
- L'eau est ensuite désorbée des tamis moléculaires et la capacité d'adsorption initiale est récupérée.
- La circulation du régénérant vapeur est maintenue, mais le surchauffeur est arrêté.
- Le refroidissement de circulation de vapeur est ensuite arrêté et remplacé par le refroidissement de liquide vers le haut (pour sécheurs de l'alimentation seulement)

Remarque : La phase de refroidissement du liquide n'est pas nécessaire pour les Sécheurs de l'Hydrogène.

- Après refroidissement, le sécheur régénéré est remis-en-ligne à en position de queue.
- L'effluent du régénérant est condensé et refroidi dans le condenseur à air du régénérant, envoyé ensuite au Dégazeur du régénérant où l'eau est décantée [7].

L'effluent liquide retourne au stockage de l'isomérat.

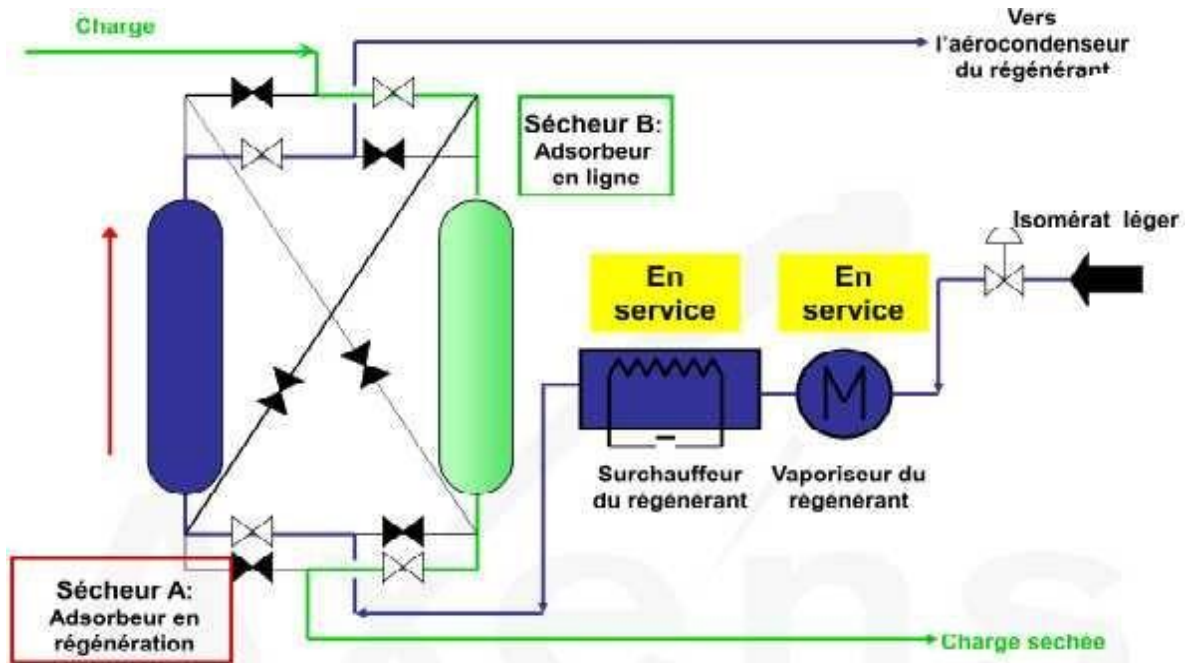


Figure I.9: L'un des sécheurs en régénération [7]

Les figures I.10 et I.11 représentent les Schémas descriptifs de l'unité d'isomérisation (U701/703), et de la section de régénération des sécheurs respectivement.

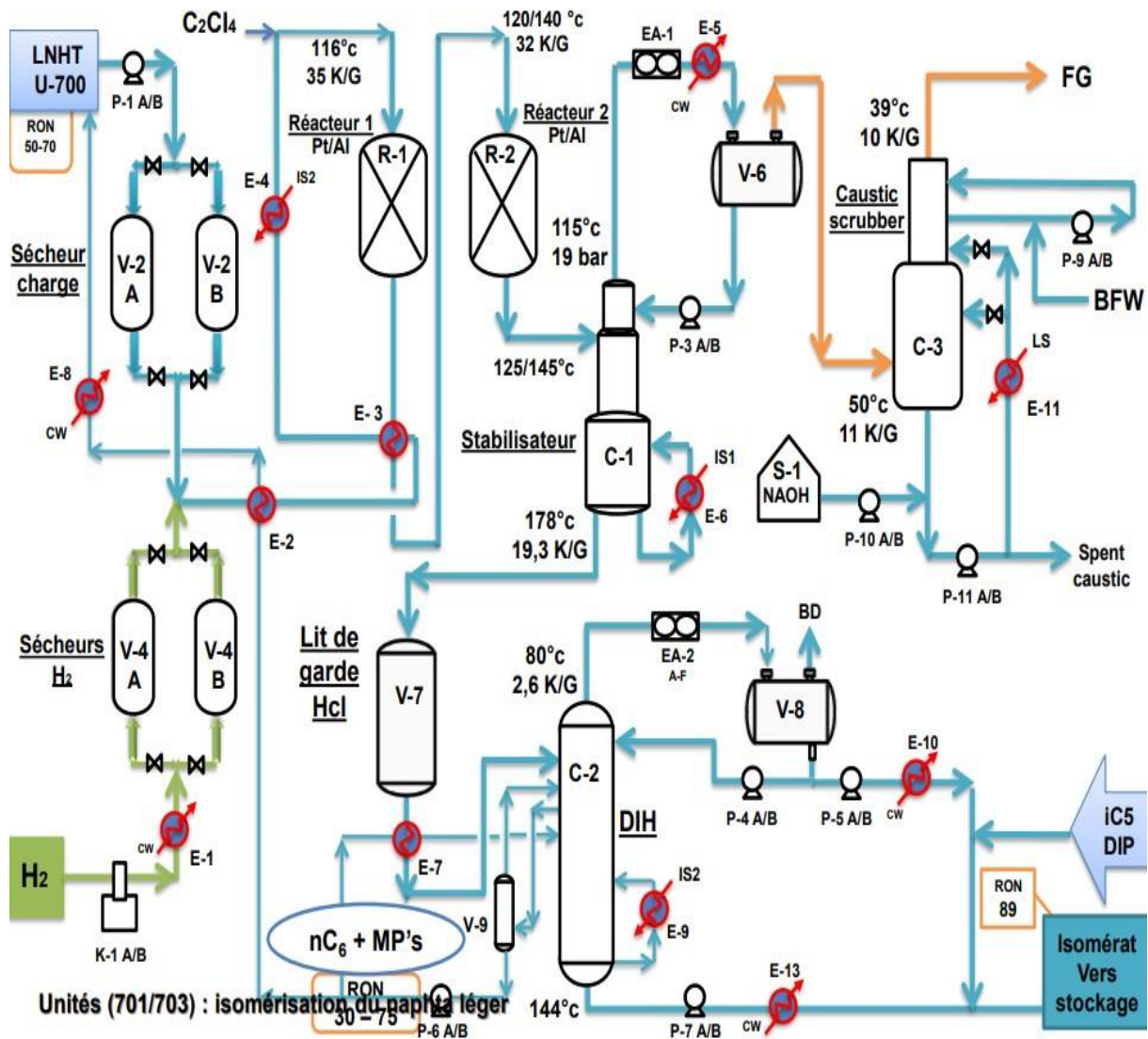


Figure I.10 : Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation (U701/703) [7].

a) Explication du schéma (Régénération des sécheurs)

La régénération est isolée tandis que le deuxième reste en état de marche. Le régénérant est fourni 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'isomérisat qui va être envoyé au stockage après avoir passé à travers les 701 E10 (condenseur à eau) [7].

Conclusion

Par l'installation de l'unité d'isomérisation et l'importation du MTBE la raffinerie de Skikda est actuellement dotée 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 totale du plomb.

L'invention concerne un procédé d'isomérisation des n-paraffines en iso paraffines, ayant notamment pour but d'améliorer l'indice d'octane de certaines coupes pétrolières, plus particulièrement de celles qui contiennent des pentanes et des hexanes normaux ainsi que des pentanes et des hexanes ramifiés (coupes C 5 /C 6).

Chapitre II : Généralités sur les fours à gaz

II.1 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 [9].

II.2 Définition d'un four

Les fours, sont des appareils, dans lesquels le chauffage des fluides s'effectue par les fumées produites par la combustion d'un combustible liquide ou gazeux. Ils sont dits à chauffage direct, car la chaleur des fumées est cédée directement au fluide froid qui circule dans un serpentin tubulaire.

Ces fours sont distincts des fours à chauffage indirect, dans lesquels le fluide à réchauffer circule dans un faisceau tubulaire baignant dans un fluide chaud, lui-même chauffé directement par les fumées du combustible [10].

II.3 Le domaine d'utilisation des fours

Selon l'effet de l'apport de chaleur au fluide de procédé, on peut distinguer :

- Les fours de réchauffage de fluide sans changement d'état physique [11].
- Les fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle que l'on rencontre en particulier dans les unités de distillation : four de distillation atmosphérique ou sous-vide de pétrole brut, four de rebouillage. Dans ces fours, la charge reçoit de la chaleur latente pour atteindre le degré de vaporisation requis [11].
- Les fours de réchauffage de fluide avec réaction chimique. Le faisceau tubulaire du four peut alors être assimilé à un véritable réacteur chimique. On rencontre ce type de four dans les unités de craquage thermique :
 - ✓ Craquage thermique
 - ✓ Viscoréduction de résidus
 - ✓ Vapocraquage
 - ✓ Reformage à la vapeur (fabrication d'hydrogène) [11].

II.4 Classification des fours industriels

Toute classification est arbitraire, elle est toutefois utile dans la mesure où elle permet de retrouver des caractéristiques communes à des équipements, à première vue, très différents.

Nous proposons ici quatre classifications, en fonction :

- De la manutention du produit : fours continus ou discontinus ;
- Du procédé de chauffage : direct ou indirect ;
- Du niveau de température ;
- Du combustible [12].

II.4.1 Fours à haute et basse température

Cette classification est arbitraire car une même température peut être considérée comme haute dans un type d'activité et basse dans une autre activité [12].

❖ Fours à haute température

Ce sont les fours de sidérurgie, de verrerie, de cimenterie. La température que l'on veut obtenir sur le produit dépasse, et parfois nettement, 1200°C.

C'est également le cas d'un certain nombre de fours de l'industrie du pétrole et de la chimie dans lesquels, bien que la température du produit soit inférieure à 500°C, une partie importante de la chaleur est fournie directement par le rayonnement de la flamme dans une zone de radiation. Le transfert de chaleur s'y fait essentiellement par rayonnement de la flamme et des gaz issus de la combustion [12].

❖ Fours à basse température

Ce sont, en particulier, les fours de traitement thermique de métallurgie, les fours de revêtement de surface et les fours pour les métaux non ferreux. La température que l'on veut obtenir sur le produit dépasse rarement 700°C, et est parfois sensiblement inférieure. C'est également le cas des zones de convection des fours de l'industrie du pétrole et de la chimie. Le transfert de chaleur s'y fait essentiellement par convection de gaz transparents. La loi fondamentale du transfert de chaleur est la loi de Newton [12] :

II.5 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 [9].

II.5.1 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) [9].

II.5.2 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 [9].

II.5.3 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 croit avec le diamètre du conduit et la turbulence [9].

II.6 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 [9].

II.7 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 [9]

II.7.1 Définition de la chaleur de combustion

On appelle (chaleur de combustion) à pression constante d'un corps simple ou d'un composé chimique défini les grandes calories dégagées 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 760mm de Hg avec le combustible, l'oxygène, les fumées pris à la température initiale 0°C,

et l'eau produite par la combustion est totalement condensée [13].

II.7.2 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 [14].

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 [14].

Tableau II.1: les principales réactions de combustion [9].

Combustible	Réaction de combustion	Eau vapeur Kcal	Eau liquideKcal
C	$C + O_2 + 4N_2 = CO_2 + 4N_2$	97,6	
C	$C + \frac{1}{2} O_2 + 2N_2 = CO + 2N_2$	29,4	
S ₂	$S_2 + 2O_2 + 8N_2 = 2SO_2 + 8N_2$	138 ,6	
S ₂	$S_2 + 3O_2 + 12 N_2 = 2SO_3 + 12N_2$	183,6	
H ₂	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 + 2 N_2 = H_2O + 2 N_2$	58,2	69,1
CO	$CO + \frac{1}{2} O_2 + 2 N_2 = CO_2 + 2N_2$	68.2	
CH ₄	$CH_4 + 3O_2 = CO_2 + 2H_2 O + 8N_2$	192,5	214.3
C ₂ H ₄	$C_2 H_4 + 3O_2 + 12N_2 = 2CO_2 + 2H_2O + 12N_2$	319.7	341.5
C ₂ H ₂	$C_2 H_2 + \frac{5}{2}O_2 + 10 N_2 = 2 CO_2 + 2H_2O + 10N_2$	304.8	315.7
C ₆ H ₆ gaz	$C_6 H_6 + 15/2O_2 + 30N_2 = 6CO_2 + 3H_2 O + 30N_2$	751.5	748.2
C ₄ H ₁₀	$C_4 H_{10} + 13/2O_2 + 26N_2 = 4CO_2 + 5H_2 O + 26N_2$	625.7	680.2
C ₃ H ₈	$C_3 H_8 + 5O_2 + 20N_2 = 3CO_2 + 4H_2O + 20N_2$	485.1	528.7
C ₂ H ₆	$C_2 H_6 + 7/2O_2 + 14N_2 = 3CO_2 + 3H_2 O + 14N_2$	340.9	373.6

Ces réactions 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 [14].

II.8 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 [9].

II.9 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) [15].

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 condensée [15].

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 :

- $PCI = PCS - 9n$ pour les gaz $n =$ nombre de moles H₂O
- $PCI = PCS - 53H$ pour les liquides $H =$ % poids de l'hydrogène du combustible [15]

II.10 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) [9]

II.11 Brûleurs (types, fonctionnement et réglage)

II.11.1 Définition

Les brûleurs ont pour but 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 [16].

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 [16].

Certains brûleurs sont équipés pour brûler l'un ou l'autre combustible (mixte) [16].

II.11.2 Le rôle primordial dans la conception, la construction et le fonctionnement des fours :

- il fournit l'énergie thermique au four et à la charge ;
- il prépare la mise en contact du combustible et du comburant ;
- il provoque la circulation des gaz brûlés favorisant l'égalisation des températures dans l'enceinte ;
- il crée une liaison entre le casing extérieur du four et les parois en réfractaire qu'il traverse, et entraîne de ce fait, un point délicat dans la construction [16].

II.11.3 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) [9].
- 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 [13].

II.11.4 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) [16].

- 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 [16].
- 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 [16].

II.11.5 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.

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 [17].

II.12 Fours tubulaires

II.12.1 Définition

Dans la plupart des unités de raffinage ou de pétrochimie l'apport de l'énergie thermique requise par le procédé se fait par l'intermédiaire de fours à chauffage direct dans lesquels l'énergie produite par la combustion est transmise directement au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tube. C'est la raison pour laquelle est appelé four tubulaire [16].

II.12.2 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

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 [16].

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 [16].

II.12.3 Constitution d'un four

D'une façon générale, les fours comportent les parties principales suivantes.

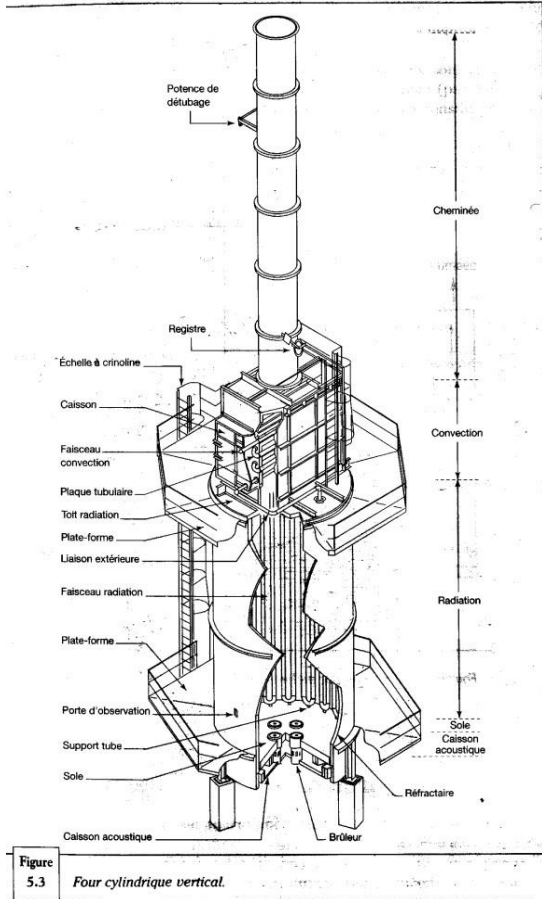


Figure 5.3 Four cylindrique vertical.

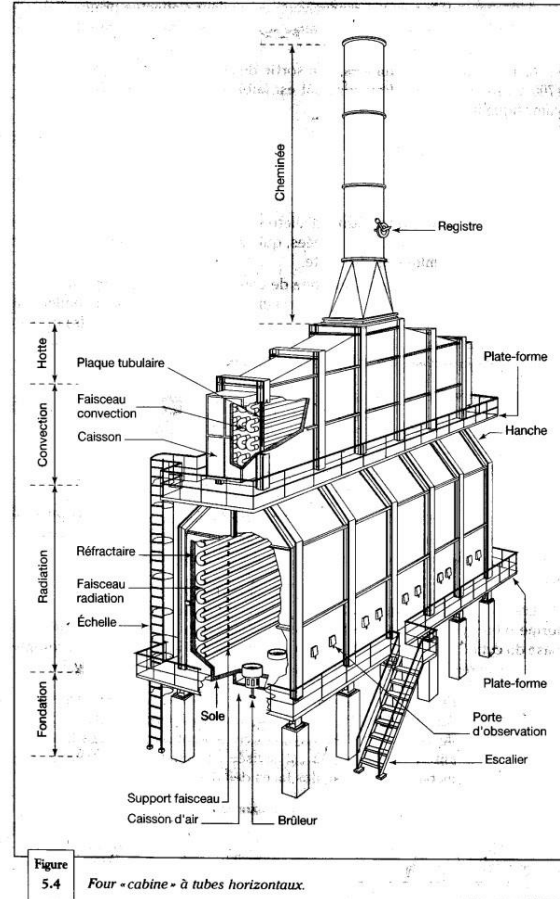


Figure 5.4 Four - cabine - à tubes horizontaux.

Figure II.1 four cylindrique [16].

Figure II.2 four cabine [16].

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 [18].

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 « PCI ») [13].

b. **Une zone dite de convection** : 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 [18]. 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.

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 surfaces d'échange, on installe dans les zones de convection des ramoneurs [18].

II.13 Matériaux réfractaires et isolants

II.13.1 Conception générale

Les fours modernes comportent généralement une enveloppe métallique (casing) fortement charpentée pour reprendre le poids de la voute, les poussées des parois réfractaires et les efforts engendrés par les dilatations des éléments constitutifs.

A l'intérieur de cette enveloppe, on dispose plusieurs couches de matériaux isolants et réfractaires qui ont pour but :

- Limiter les déperditions thermiques.
- Protéger l'espace environnant et le personnel d'exploitation [12].

On distingue dans la construction réfractaire d'un four les éléments suivants :

a. La sole

C'est un plan horizontal ou parfois incliné sur lequel reposent généralement les produits [12].

b. La voute

Elle peut avoir des formes diverses : plate, cintrée, avec des rampants, suspendue. La voute est en contact avec les gaz de combustion et, assez souvent, directement avec la flamme [12].

c. Les murs verticaux ou piédroits

Ils font la liaison entre la voute et la sole. Ils doivent reprendre le poids de la première et contenir les poussées de la seconde. [12].

II.13.2 Matériaux réfractaires

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 [16].

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. 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 [16].

II.13.3 Physique des matériaux réfractaires

Matériau réfractaire est un terme technique signalant une résistance à une influence chimique, physique ou biologique qu'il faudrait préciser, mais qui semble évidente dans chaque domaine technologique. Il s'agit souvent d'une bonne résistance à la chaleur, c'est-à-dire aux effets induits par les hautes températures, par des corps ayant un point de fusion élevé. Les matériaux réfractaires dont on dispose sont de trois types :

- Les matériaux préculés ;
- Les matériaux non préformés ;
- Les matériaux fibreux [12] ;

➤ Les matériaux préculés

Ils se présentent sous forme de pièces standards (briques, coins, couteaux) ou de pièces de forme spéciale (ouvreaux de brûleurs). Ils sont cuits à haute température et parfaitement stabilisés. Leur composition chimique dépend du niveau de réfractarité que l'on veut atteindre. Leurs dimensions augmentent légèrement au cours de la montée en température du four, d'où la nécessité de prévoir des joints de dilatation lors de la construction [12].

- Les briques réfractaires

Les briques réfractaires (figure II.3) sont en général rectangulaires (220 x 110 x 65 mm), mais on utilise aussi des pièces moulées ou découpées dans des briques standard pour le montage de murs cylindriques ou de voûtes. Les briques des murs sont liées entre elles par un coulis au ciment réfractaire spécial [16].

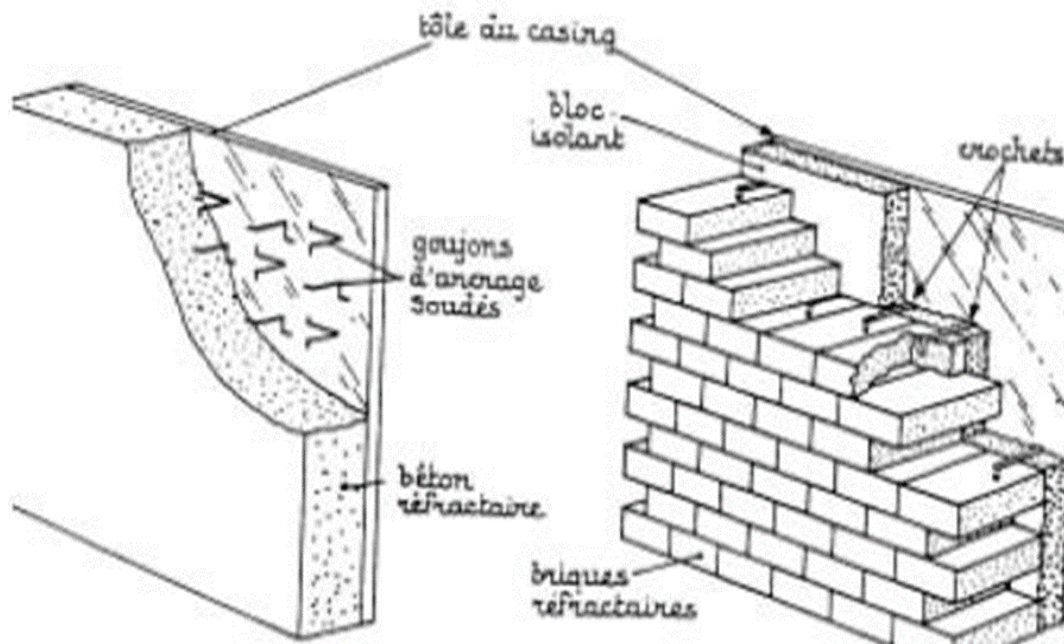


Figure II.3 : Matériaux réfractaires [16].

➤ Les matériaux non préformés

Ils sont mis à la disposition de l'utilisateur en vrac. Mélangé sur le chantier avec un liant et parfois un agrégat complémentaire, leur mise en forme et leur cuisson se fait sur place. On distingue : Les bétons à liant hydraulique et Les plastiques à liant chimique. Portés à leur température d'utilisation, ces produits subissent une céramisation qui vient relayer ou conforter les liaisons hydrauliques existantes lors de leur mise en place. Cette céramisation se fait souvent avec un retrait dimensionnel dont il faut tenir compte lors de la conception et de la construction [12].

➤ Les matériaux fibreux

Ils sont composés de fibres de quelques centimètres de longueur et de quelques micromètres de diamètre mises sous forme de nappes, ou parfois sous forme de pièces de Géométrie particulière. Les matériaux fibreux ont une densité apparente nettement plus faible que celle des produits précédents. Ils permettent donc de diminuer considérablement l'inertie thermique de la construction et ils sont particulièrement bien adaptés pour les fours à fonctionnement discontinu ou cyclique. Ils permettent également grâce à leur très faible densité de diminuer considérablement le poids des voutes et les efforts sur les pénétrations [12].

III.13.4 Chimie des matériaux réfractaires

Quelle que soit la forme physique sous laquelle se présente le matériau réfractaire, sa tenue à

la température dépend principalement de sa composition chimique. Les matériaux réfractaires les plus usuels sont obtenus à partir d'argiles silico-alumineuses et leur résistance à la température est fonction de leur teneur en alumine (Al_2O_3) [19].

En dehors des réfractaires silico-alumineux, on utilise pour certaines applications particulières des matériaux réfractaires à base de silice (SiO_2) presque pure, de magnésie (MgO) ou encore de zircon (ZrO_2) [19].

On retiendra que les performances d'un réfractaire donné sont fortement dépendantes de sa teneur en impuretés. Parmi celles-ci, les oxydes de sodium (Na_2O) et de potassium (K_2O) et, à un moins degré, les oxydes de fer (FeO) jouent un rôle essentiel, car leur présence diminue considérablement la température maximale d'utilisation. On les désigne habituellement sous le terme de fondants [19].

II.13.5 Interactions entre les réfractaires et le four

Les réfractaires ne sont pas inertes par rapport à ce qui se passe dans le four et le choix des réfractaires qui se trouvent en contact avec les fumées, la flamme ou la charge est fortement conditionnée par les caractéristiques de ces derniers [12].

Les matériaux fibreux, qui sont très poreux, sont exclus lorsqu'il y a contact avec une charge liquide ou lorsqu'il y a risque de projection de liquide. Ils sont également à éviter lorsque les gaz issus de la combustion comportent des éléments corrosifs (gaz sulfureux par exemple) [12].

Au contact d'une charge liquide (fours de fusion), on utilise des produits compacts et lourds à forte teneur en élément réfractaire de base (alumine, magnésie ou autres). Outre les corrosions d'origine chimique, les réfractaires peuvent être soumis à des érosions mécaniques [12].

II.13.6 Dimensionnement des parois réfractaires

Une fois déterminée la qualité de la première couche de réfractaire, en fonction du niveau de température dans le four et des interactions chimiques en surface, le choix et le dimensionnement des couches réfractaires et isolantes arrières sont choisis en fonction des déperditions thermiques et/ou de la température de paroi extérieure maximale acceptables. Ce calcul se fait généralement, en supposant l'équilibre thermique atteint, avec comme objectifs :

- De trouver un optimum entre des épaisseurs et des déperditions énergétiques économiquement acceptables ;
- D'obtenir sur les parois extérieures une température compatible avec la circulation ou la présence de personnel [12].

Dans certains cas, les différentes contraintes sont incompatibles entre elles et sur certains fours (fours de fusion à haute température par exemple), on est conduit à refroidir les parois extérieures par de l'eau en ruissellement ou en circulation dans une double paroi métallique [12].

II.14 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 :

II.14.1 Les fours dits « cabines » à tubes horizontaux

Dans ces fours la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède (figure II.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 [16].

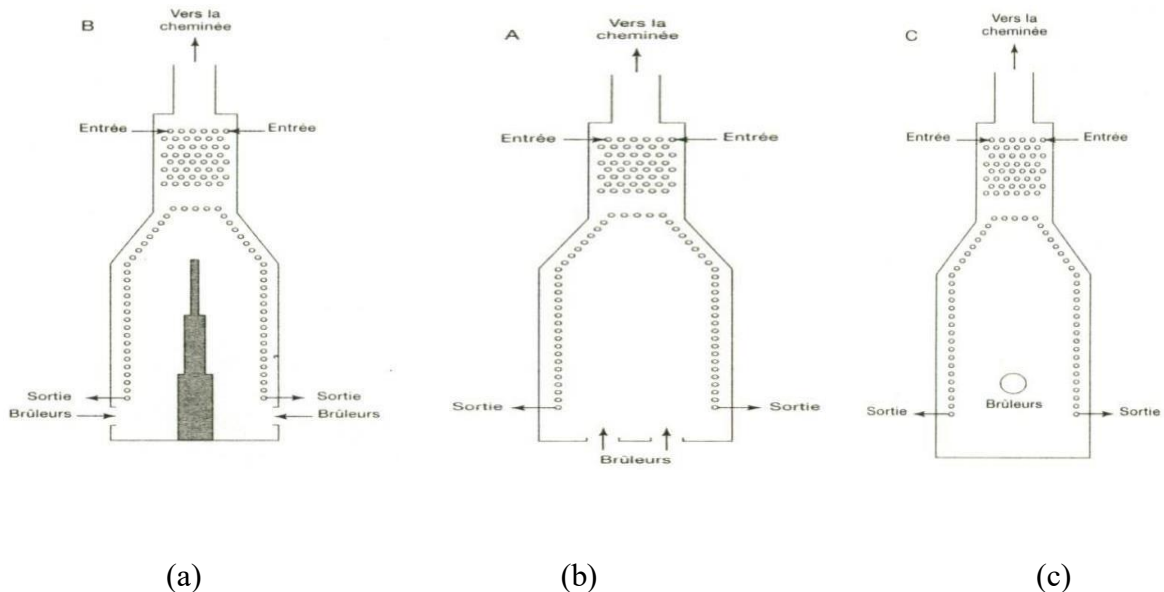


Figure II.4 (a) (b) (c): fours à tubes horizontaux [16].

II.14.2 Les fours dits « boîtes » à tubes verticaux

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celles d'un parallélépipède (figure II.5), les tubes sont placés, dans la plupart 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 [16].

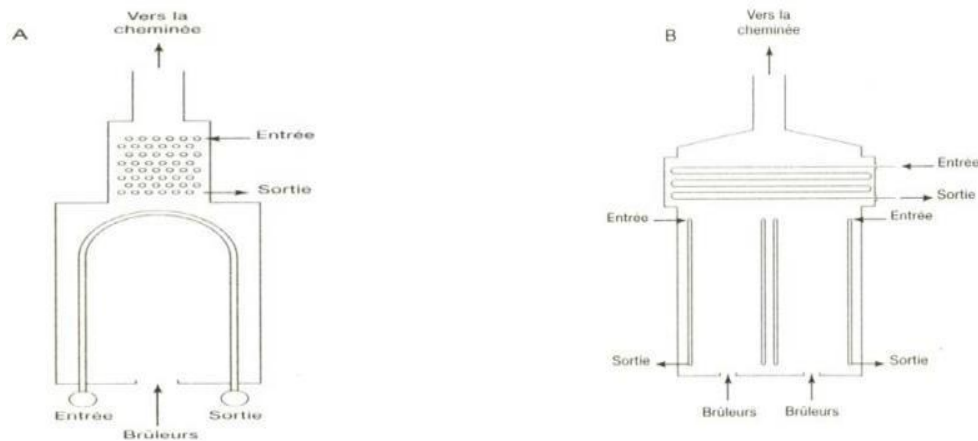


Figure II.5: fours à tubes verticaux [16].

II.14.3 Les fours cylindriques verticaux

La zone de radiation se présente sous la forme d'un cylindre à axe vertical (figure II.6). Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du cylindre. La surface d'échange couvre les parois verticales et présentes donc une symétrie circulaire par rapport au groupe de chauffage [16].

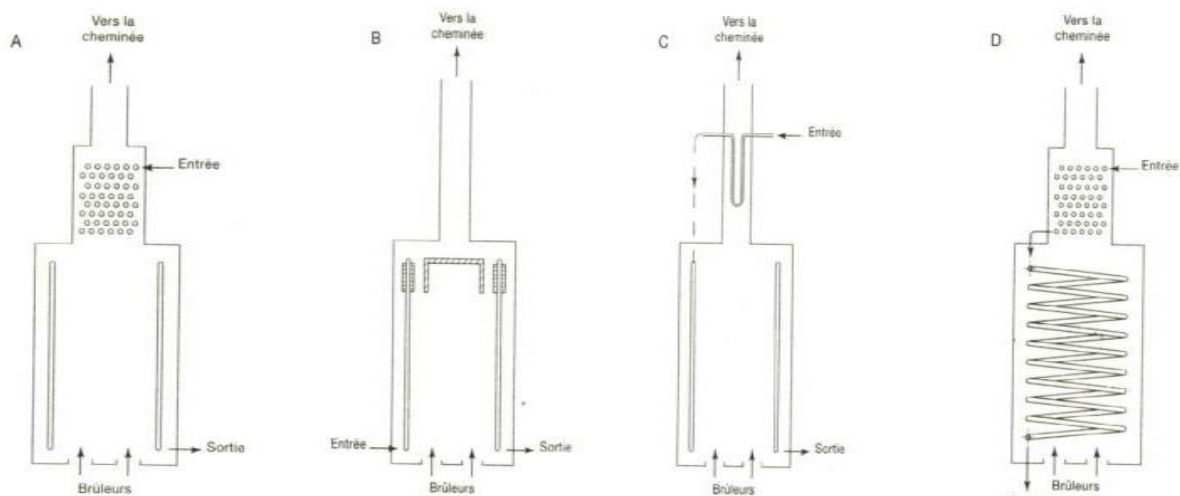


Figure II.6: fours cylindrique verticaux [16].

II.14.4 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 II.7) [16].

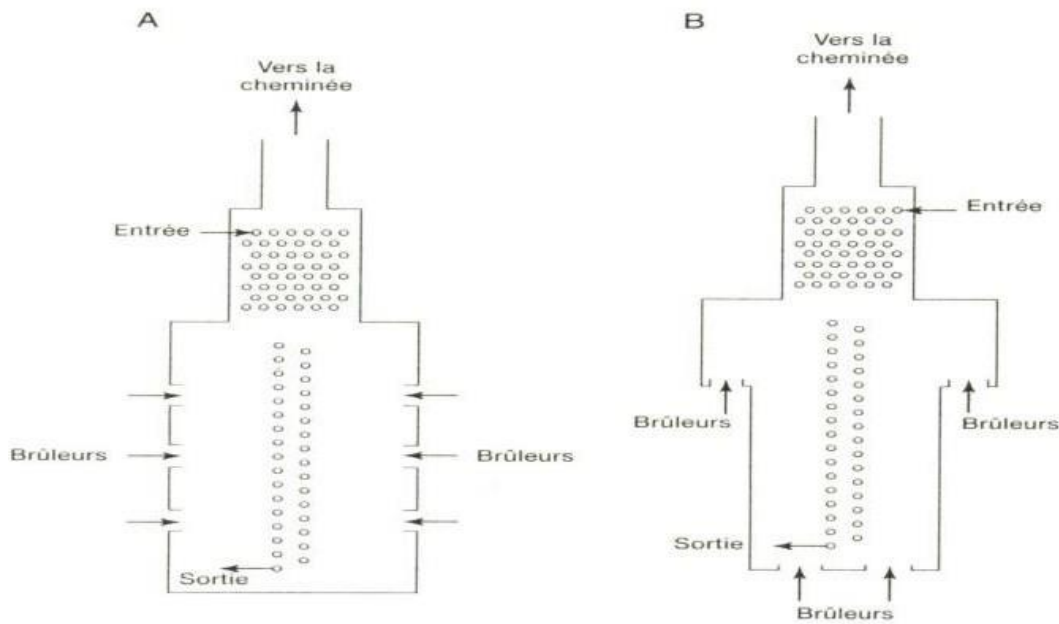


Figure II.7: fours à chauffage par murs radiants [16].

II.14.5 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 II.8) [16].

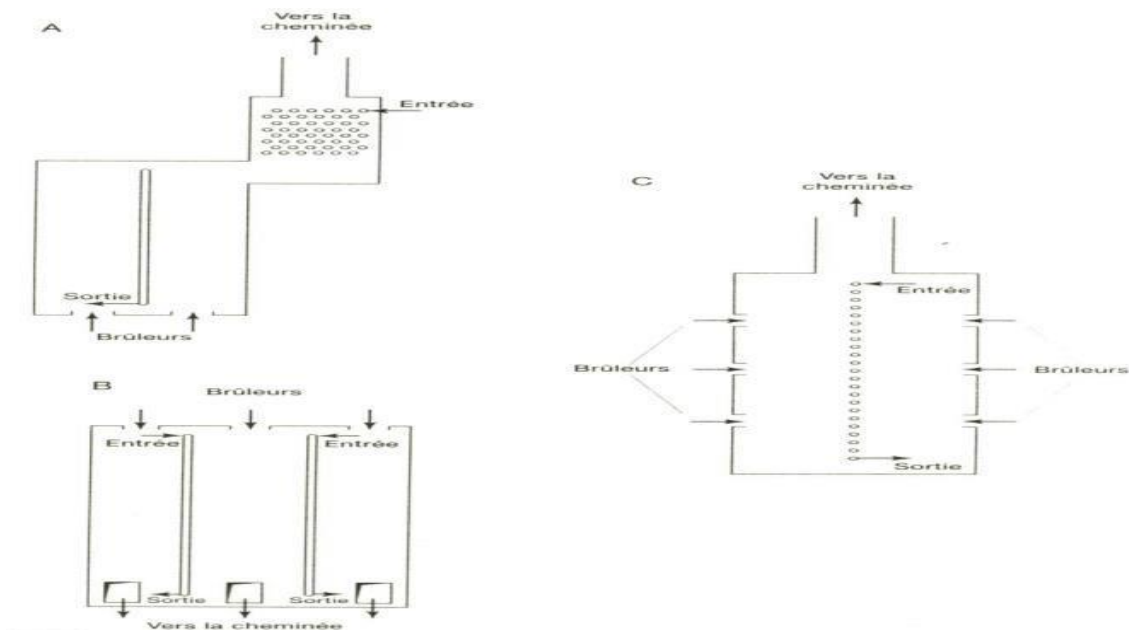


Figure II.8: fours à double chauffe [16].

II.14.6 Autres types

La figure II.9 illustre une représentation d'autres types de fours.

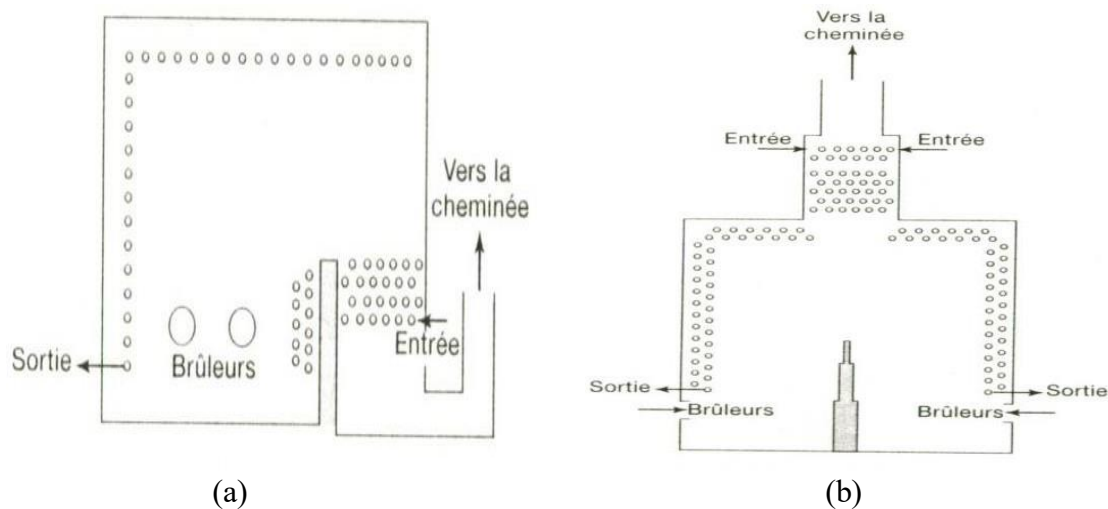


Figure II.9: autres types de fours [16].

II.14.7 Le choix d'un type de four dépend principalement des facteurs suivants :

- Nature des produits chauffés et condition de service (débit, température, pression).
- Drainabilité des faisceaux tubulaires.
- Présence ou non de catalyseur dans les tubes.
- Combustible.
- Encombrement.
- Facilité de construction ou de transport.
- Coût pour application donnée [16].

II.15 Description détaillée d'un four tubulaire

Un four tubulaire est constitué de :

II.15.1 Faisceaux tubulaires

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

- 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 [20].

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 [20]:

Tableau II.2. Dimensions les plus courantes des tubes de fours [20].

Diamètre extérieur

Pouces mm	1.9	2.375	2.875	3.5	4	4.5	5.563	6.625	8.626
--------------	-----	-------	-------	-----	---	-----	-------	-------	-------

Diamètre moyenne

Pouces mm	0.1 45	0.154	0.203	0.216	0.226	0.237	0.258	0.280	0.365
--------------	--------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------

II.15.2 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 :
 - ✓ À la pression intérieure du fluide chauffé,
 - ✓ Aux contraintes mécaniques dues au poids du faisceau tubulaire et du fluide qu'il contient
- [21].

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.

Tableau II.3. Matières des tubes les plus couramment utilisées et température limites d'emploi [21].

		TYPE SUIVANT AISI ETATS Unis	Désignation suivant normes française AFNOR	Température limite D'emploi (c)
Acier au carbone			TU42F	480
Acier 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 9-05 TU 12 CD 5-05 TU 10 CD 09	600 630 650 700
Acier inoxydables 18Cr-8Ni	18Cr8Ni 18Cr -8Ni-Ti 18Cr 8Ni-Cb 18Cr8Ni-CO	304 316 347 316		780 780 780 780
Acier réfractaires forgés	35Ni20 Cr 43 Fe (ALLIAGE 800 H) 72Ni 15 Cr 8Fe (ALLIAGE 600)			985 1010
Acier	25Cr 20 Ni (HK40)			1010

réfractaires moulés par centrifugation	35 Ni 25 Cr Nb			1100
--	----------------	--	--	------

Dans les fours les grades H généralement utilisés car le contrôle de la teneur en carbone permet de meilleures résistances mécaniques à température élevée [21].

II.15.3 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 [16].

II.15.4 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 [9].

Les propriétés requises pour un garnissage isolant réfractaire sont variées :

- Conductivité thermique faible.
- Température pyroscopique élevée.
- Résistance mécanique élevée.
- Bonne résistance aux variations de température.
- Facilité de mise en œuvre [9].

Ces propriétés sont contradictoires et la sélection d'un matériau pour une application particulière est le résultat d'un compromis. Dans certains cas, c'est un garnissage multicouche qui permettra d'allier les propriétés opposées de plusieurs matériaux [9].

II.15.4.1 Différents types de garnissage

a) Matériaux utilisables directement au contact des fumées

- Briques réfractaires
- Béton isolant réfractaire
- Fibres céramiques [9]

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 [9].

II.15.5 Brûleurs

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) [9].

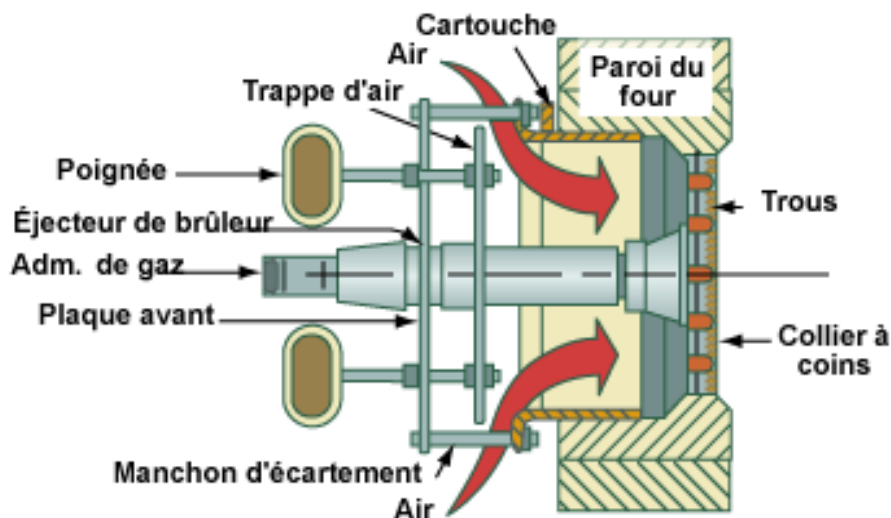


Figure II.10: composants d'un brûleur [9].

II.15.6 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 :

- 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 [9].
- 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 [9].

II.15.7 Préchauffeur d'air

Les préchauffeurs 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) [9].

II.16 Rendement thermique d'un four

Le rendement d'un four η est défini comme étant le rapport du débit de chaleur absorbé ($Q_{\text{absorbée}}$) par le fluide procédé au débit de chaleur fourni ($Q_{\text{entrée}}$) au four par la combustion [22] :

Rendement (%) = $\eta = (Q_{\text{absorbée}} / Q_{\text{entrée}}) * 100$ Le calcul d'un rendement de four nécessite de connaître :

- $Q_{\text{entrée}}$ ce qui est possible en mesurant les débits et caractéristiques des combustibles.
- $Q_{\text{absorbée}}$ ce qui est souvent très difficile surtout quand il y a vaporisation ou réaction chimique dans le faisceau tubulaire.

En utilisant le bilan thermique du four, le débit de chaleur absorbé peut encore s'exprimer

$$Q_{\text{absorbée}} = Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumée}} - Q_{\text{parois}}$$

L'expression du rendement devient :

Rendement (%) = $\eta = [(Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumée}} - Q_{\text{parois}}) / (Q_{\text{entrée}})] * 100$ Ou Rendement (%) = 100% - % pertes fumées - % pertes parois Il reste alors à :

Estimer Q_{pertes} par les parois car ce poste est très difficilement mesurable. On peut être aidé en cela par l'expérience du constructeur.

Déterminer $Q_{\text{fumées}}$ qui dépendent à la fois du débit, de la composition et surtout de la température des fumées.

La détermination du rendement de four est particulièrement importante car il conditionne la consommation de combustible. Il explique à lui seul une grande partie de l'évolution des fours dont la conception est largement influencée par le prix du combustible. Cette évolution se

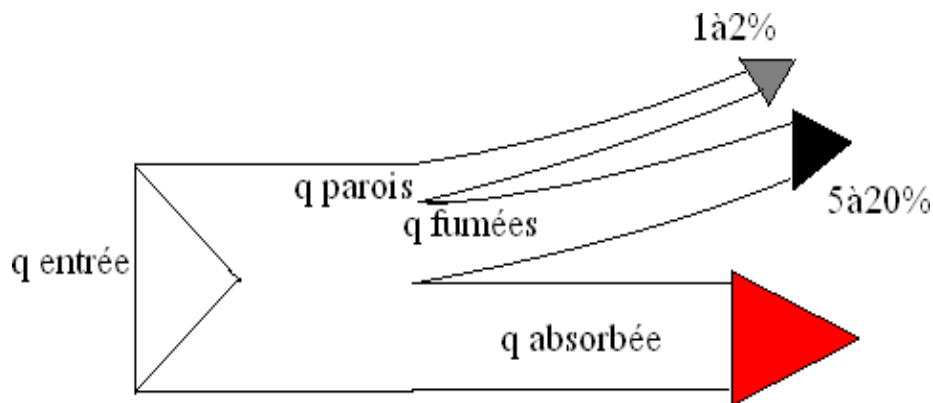
caractérise principalement par :

L'installation de dispositifs permettant de mieux refroidir les fumées en convection, réchauffage d'autre fluide, chaudière de récupération, échangeur air- fumées....

L'amélioration des équipements de chauffe utilisés dans l'industrie pétrolière, brûleurs performants, meilleurs contrôles de la chauffe.

Tout cela conduit à faire des fours pétroliers des équipements plus complexes mais avec le bénéfice d'une économie importante. Les fours modernes avec pré chauffeur d'aire, ventilateurs de soufflage d'aire et extraction des fumées (rendement 90%) illustrent cette évolution [23].

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 II.11 le pourcentage pertes de chaleur dans les fours tubulaires [9].

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

- L'excès d'air de combustion
- La température de rejet des fumées [9].

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 :

- 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,
- 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) [9].

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 [9].

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 [16].

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 [16].

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 [16].

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 [16].

II.17 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 de l'industrie cliente.

D'une manière concluante on peut dire que les fours industriels sont des véritables laboratoires où l'on peut réchauffer des produits sidérurgiques ou pétroliers.

**Chapitre III : transfert thermique et généralités
sur les fours électriques à résistances**

Introduction

L'énergie thermique est transférée d'un système à un autre. Le processus de production et de conversion de la chaleur est traité par la thermodynamique. La manière avec laquelle la chaleur passe d'un système à un autre est l'objectif du transfert de chaleur. La quantité de chaleur qui passe d'un système à un autre est très importante à connaître. La mise au point et la conception de tous les équipements dans lesquels la chaleur est transférée nécessite de connaître la quantité de chaleur qui passe par ces machines afin de pouvoir dimensionner les composants et choisir les matériaux nécessaires.

Le transfert de chaleur se fait quand il y a une différence de température. Le flux de chaleur passe du point le plus chaud au point le plus froid. Sans gradient de température, le transfert de chaleur d'un endroit à un autre ne peut pas se faire.

Il existe plusieurs exemples de transfert de chaleur dans les cas industriels sont très nombreux, comme les fours industriels, le chauffage, la climatisation, les échangeurs de chaleur, les moteurs à combustion interne, les centrales électriques [24].

III.1 transfert de chaleur

III.1.1 Définition transfert de chaleur

Un transfert thermique, nommé plus couramment chaleur, est un transfert d'énergie microscopique désordonnée. Cela correspond en réalité à un transfert d'agitation thermique entre particules, au gré des chocs aléatoires qui se produisent à l'échelle microscopique [24].

L'exemple le plus courant de situation mettant en jeu un transfert thermique est le dispositif constitué de deux corps en contact et ayant des températures différentes. Le corps le plus chaud cède de l'énergie sous forme de chaleur au corps le plus froid. Il y a transfert thermique entre les deux corps.

Il peut se produire des transferts thermiques vers un dispositif dont la température reste constante, par exemple dans le cas d'un changement d'état physique (exemple : la fusion de la glace à 0°C sous la pression atmosphérique) [24].

Le flux engendré dans le transfert est proportionnel à la différence de température $T_1 - T_2$ et à la section de passage S du flux :

$$\dot{Q} = h S (T_1 - T_2) \dots\dots\dots \text{(Eq III.1)}$$

• h s'interprète comme un coefficient d'échange de chaleur.

Cependant, cette relation n'est valable qu'au premier ordre, car le plus souvent, le coefficient h dépend de la température [9].

On introduira souvent la quantité F / S , qui est la densité de flux, et qui s'exprime en W/m^2 . Les différents modes de transferts de chaleur seront étudiés en détail dans la suite de ce chapitre. Le problème sera de déterminer le coefficient h dans chacun des modes envisagés ci-après.

L'étude de ces transferts s'effectue dans le cadre de la discipline thermodynamique en s'appuyant sur les deux premiers principes [24].

III.1.2 Les modes de transfert de chaleur

Il y existe trois modes de transfert :

- La conduction
- La convection
- Le rayonnement

III.1.2.1 La conduction thermique

III.1.2.1.1 Définition

La conduction est définie comme étant le mode de transmission de la chaleur (ou l'échange d'énergie interne) provoquée par la différence de température entre deux régions d'un milieu solide, liquide ou gazeux ou encore entre deux milieux en contact physique. (Gradient de température dans un milieu).

Dans la plupart des cas on étudie la conduction dans les milieux solides, puisque dans les milieux fluides (c'est-à-dire liquide ou gazeux), il y a souvent couplage avec un déplacement de matière et donc mécanisme de convection.

La conduction est le seul mécanisme intervenant dans le transfert de chaleur dans un solide homogène, opaque et compact [24].

III.1.2.1.2 Loi de Fourier

Jean-Baptiste Joseph Fourier (1768-1830) propose en 1822 la loi de la conduction connue maintenant sous le nom de loi de Fourier. Cette relation indique que le flux de chaleur est proportionnel au gradient de la température et se fait dans la direction des températures décroissantes.

La loi de Fourier s'écrit :

$$\vec{q} = -\lambda \text{grad}(T) \dots\dots\dots (\text{Eq III.2})$$

\vec{q} : Densité de flux thermique (W/m^2)

λ : Conductivité thermique du milieu ($W/m.K$) ou ($W/m. ^\circ C$)

T : Température (K) ou ($^\circ C$) [24].

Remarque :

Le signe moins indique que le transfert de chaleur se fait dans la direction des températures décroissantes.

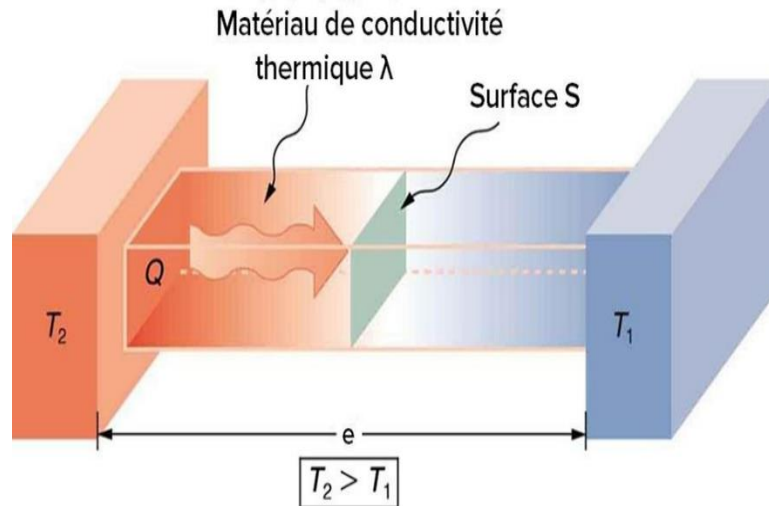


Figure III.1 : Echange de chaleur par conduction [24].

III.1.2.1.3 La conductivité thermique

La conductivité thermique peut se définir à partir de la loi de Fourier comme étant le flux de chaleur qui traverse une surface unitaire quand le gradient de température est égal à l'unité .

La conductivité thermique dépend de :

- La nature chimique du matériau.
- La nature de la phase considérée (solide, liquide, gazeuse)
- La température.
- L'orientation des cristaux ou des fibres, dans les corps anisotropiques (cristaux, Bois, métaux et plastique laminés) .

La conductivité thermique est une propriété importante des matériaux. Elle détermine souvent l'aptitude d'un matériau en vue d'une application thermique déterminée, tout au moins en régime stationnaire. Parcontre, en régime instationnaire, c'est plutôt la diffusivité thermique qui en principe joue un rôle important [25].

Tableau III.1: les valeurs de la conductivité thermique de certains matériaux [25].

Type de matériau	Conductivité thermique ($W.m^{-1}. K^{-1}$)
Gaz à la pression atmosphérique	0.006-0.18
Matériaux isolants	0.025-0.25
Liquides non métalliques	0.1-1.0
solides non métalliques	0.025-3
Liquides métalliques	8.5-85
Alliages métalliques	10-150

Tableau III.2: les conductivités de quelques corps [9].

Matériau	(W/mxK)	Matériau	(W/m/K)
Argent	419	Grès	1,8
Cuivre	386	Verre	0,78
Aluminium	204	Chêne	0,17
Fer (pur)	73	Laine de verre	0,038
Acier Inox	16	Eau	0,556
Mercure	8,2	Air	0,0262

III.1.2.2 La convection thermique

III.1.2.2.1 Définition

Le transfert de chaleur par convection se produit entre deux phases dont l'une est généralement au repos et l'autre en mouvement en présence d'un gradient de température.

Par suite de l'existence du transfert de chaleur d'une phase à l'autre, il existe dans la phase mobile des fractions du fluide (ou agrégats) ayant des températures différentes [9].

Le mouvement du fluide peut résulter de la différence de masse volumique due aux différences de températures (on parle alors de convection libre ou naturelle) ou à des moyens purement mécaniques (on parle alors de convection forcée) [9].

Le mouvement des phases peut être provoqué par une dégradation d'énergie mécanique, le transfert de chaleur est dit de convection forcée. Le mouvement peut être provoqué par

l'existence même du transfert de chaleur par suite de l'apparition dans le milieu d'une différence de masse volumique, le transfert de chaleur est dit de convection naturelle ou libre. Dans ce qui suit, nous nous limiterons au transfert de chaleur par convection forcée qui est le mode de transfert de chaleur essentiel pour de nombreux appareils industriels de transfert de l'énergie thermique [9].

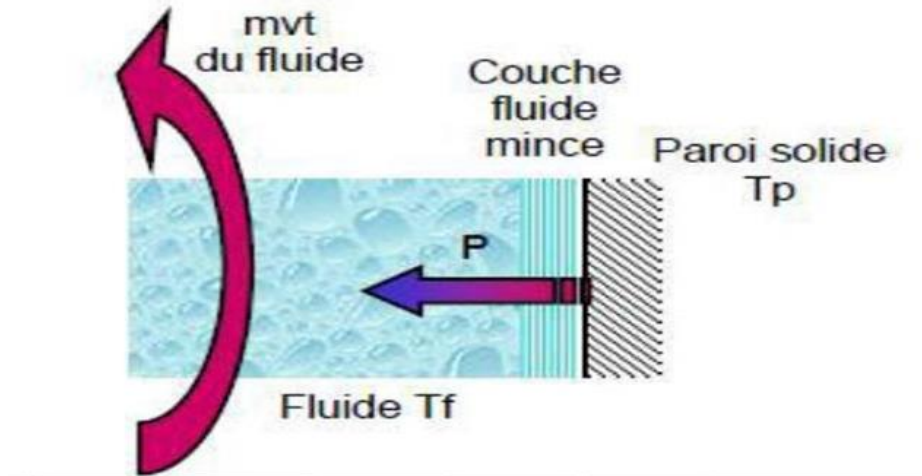


Figure III.2: Echange de chaleur par convection [25].

Couche limite thermique

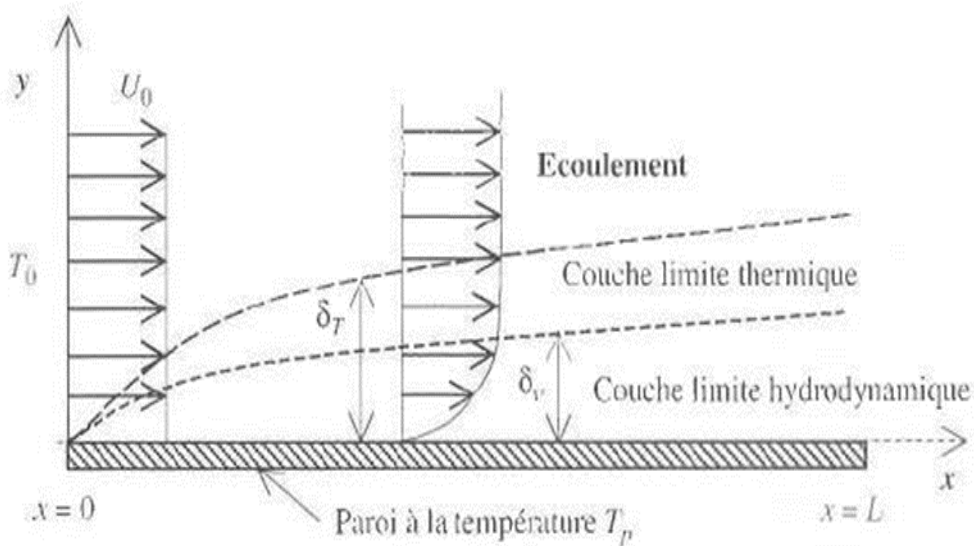


Figure III.3: Représentation de la couche limite thermique [25].

Couche limite dynamique

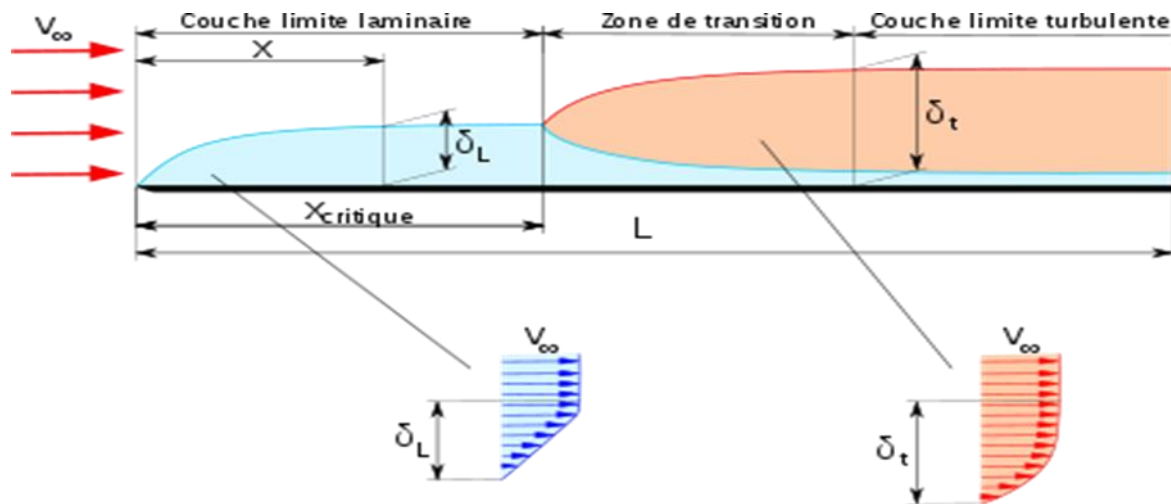


Figure III.4: Représentation de la couche limite dynamique [25].

III.1.2.2.2 Loi fondamentale de la convection (loi de I. Newton)

La loi fondamentale de la convection est la loi d’Isaac Newton (1643-1727), traduite par la relation expérimentale de flux de chaleur échangé par convection entre un fluide et une paroi solide.

$$\Phi = h(T_s - T_f) \dots\dots\dots \text{(Eq III.3)}$$

Avec :

- Φ : Densité de flux thermique (W/m²)
- h : Coefficient de transfert de chaleur (W/m. °C) ou (W/m.K)
- TS : Température sur la surface (K) ou (°C)
- Tf : Température du fluide loin de la surface (K) ou °C [26].

III.1.2.2.3 Différents types de convection

Il y existe trois types de convection :

- Convection naturelle
- Convection forcée
- Convection mixte

III.1.2.2.3.1 Convection naturelle

C'est celle dans laquelle le mouvement du fluide est créé par des différences de Densité, celles - mêmes dues à des différences de température existant dans le fluide.

La convection naturelle dans laquelle le mouvement résulte de la variation de la masse volumique du fluide avec la température ; cette variation crée un champ de forces gravitationnelles qui conditionne les déplacements des particules fluides. La convection naturelle est due au contact du fluide avec une paroi plus chaude ou plus froide et qui crée des différences de masse volumique, génératrice du mouvement au sein du fluide [26].

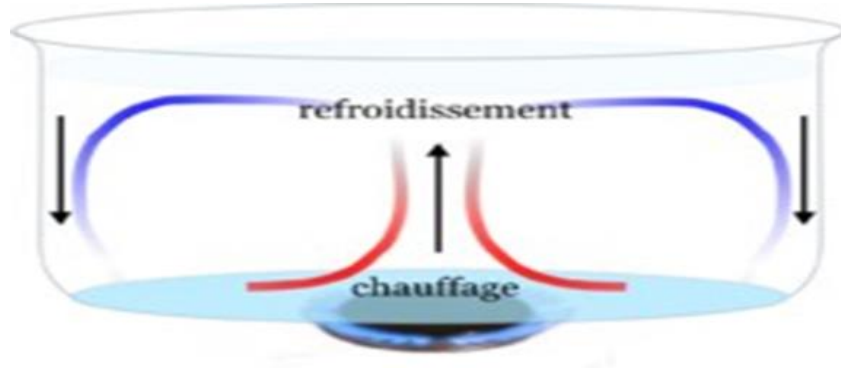


Figure III.5 : Présentation de la convection dans une casserole [26].

Grandeurs sans démentions

- **Le nombre de Reynolds**

$$Re = \frac{\rho GU}{\mu} \dots\dots\dots (Eq III.4)$$

Ce nombre caractérise le régime d’écoulement ; dans la canalisation ; en circulation forcée.

- Laminaire si $Re < 2300$
- De transition si $2300 > Re < 10\ 000$
- Turbulent si $Re > 10\ 000$

Avec :

- μ :la viscosité dynamique (kg.m-1.s-1)
- ρ :la masse volumique(kg.m-3)
- D : dimension caractéristique de la conduite(m)
- U : la vitesse du fluide (m/s) [27].

- **Le nombre de Nusselt**

C’est le nombre adimensionnel fondamental de la convection.

$$Nu = hD/\lambda \dots\dots\dots (Eq III.5)$$

- h : coefficient d’échange thermique(w/m2.k)
- D : diamètre hydraulique (m)
- λ : conductivité thermique (w/m.k) [28].

- Nombre de Prandtl

$$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda} \dots\dots\dots \text{(Eq III.6)}$$

Ce nombre est calculable pour un fluide donné indépendamment des conditions expérimentales (il ne dépend de la température que par l'intermédiaire de la capacité calorifique) et caractérise l'influence de la nature du fluide sur le transfert de chaleur par convection.

Le nombre de Prandtl caractérise la distribution des vitesses par rapport à celle des températures, c'est une caractéristique du fluide [26].

III.1.2.2.3.2 la convection forcée

La convection forcée dans laquelle le mouvement est provoquée par un procédé mécanique indépendant des phénomènes thermiques ; c'est donc un gradient de pression extérieur qui provoque les déplacements des particules du fluide. L'étude de la transmission de chaleur par convection est donc étroitement liée à celle de l'écoulement des fluides.

La convection est dite forcée quand il existe une cause du mouvement autre que les variations de températures du fluide, cette cause étant la seule à prendre en compte en raison de son importance relative [26].

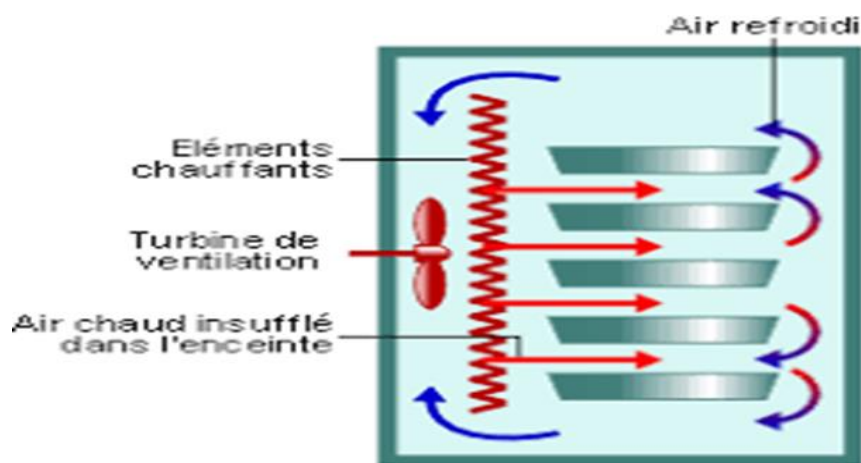


Figure III.6 : Four à convection forcée [26].

III.1.2.2.3.3 La convection Mixte

Correspond au couplage des deux phénomènes précédents (convection naturelle et forcée) quand les vitesses d'écoulement, fictives, dues aux deux types de convections sont considérées séparément, du même ordre de grandeur.

La convection mixte peut être aidée (favorable) lorsque les effets de la convection naturelle et de la convection forcée sont dans la même direction. Elle est dite défavorable quand ces derniers effets sont de sens opposés.

En général, les problèmes de la convection thermique s'intéressent à la détermination du taux de transfert thermique et/ou la température de surface. Ces facteurs importants d'ingénierie sont établis une fois la distribution de température dans le fluide en mouvement est déterminée. Le point focal dans le transfert thermique par convection est la détermination de la distribution de la température dans un fluide mobile [26].

III.1.2.3 Le rayonnement

III.1.2.3.1 Définition

Transfert de chaleur par des ondes électromagnétiques d'un corps chaud vers un corps froid, Tout corps émet un rayonnement dont la longueur d'onde, dépend de sa température, Le rayonnement est due aux oscillations et transitions, d'états des électrons formant la matière [28].

III.1.2.3.2 Loi fondamentale du rayonnement (loi Stéphan Boltzmann)

Le flux de chaleur rayonné par un milieu de surface (S) et de température (T) s'exprime grâce à la loi de Joseph Stefan (1835-1893) et Ludwig Eduard Boltzmann (1844-1906).

$$\Phi = 6 \epsilon S (T_s^4 - T_a^4) \dots\dots\dots \text{(Eq III.7)}$$

Φ : Flux thermique (W).

σ : Constante de Stéphan Boltzmann $5.67 \cdot 10^{-8}$ (W/m².K⁴)

ϵ : Facteur d'émission de la surface.

S : La surface de contact solide/fluide (m²)

T_s : Température de la surface(K)

T_a : Température du milieu environnant la surface (K) [28].

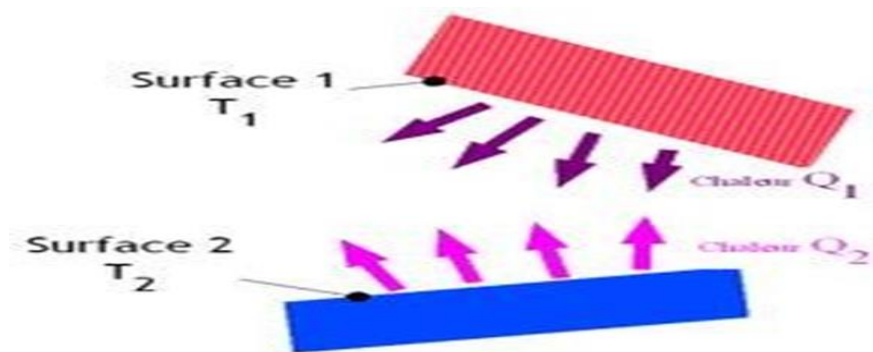


Figure III.7 : Echange de chaleur par rayonnement [28].

III.1.2.3.3 Bilan énergétique relatif à un rayonnement incident

Lorsqu'un flux d'énergie Φ_i rayonnée rencontre un corps (figure III.8) :

- Une partie de l'énergie est absorbée (Φ_a) .
- Une partie est réfléchie (Φ_r)
- Une partie continue son trajet après avoir traversé le corps (Φ_t) [9].

$$Q_T = Q_A + Q_R + Q_{tr} \dots\dots\dots (Eq III.8)$$

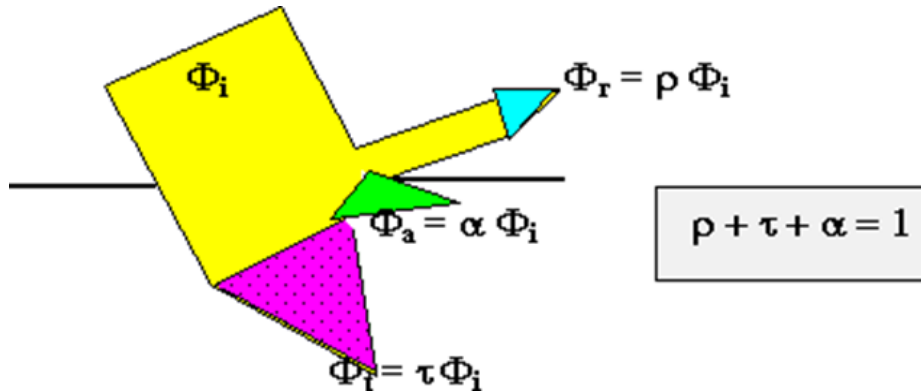


Figure III.8: Un rayonnement incident rencontre un corps [9].

NB :

- Si toute l'énergie incidente est absorbée le corps est appelé corps noir
- Si une partie de l'énergie est absorbée, mais que cette partie est constante quel que soit la longueur d'onde de l'énergie incidente, le corps est appelé corps gris (dans le cas contraire, c'est un corps coloré).
- Si aucune énergie ne traverse le corps, ce corps est appelé opaque (le contraire de transparent) [9].

NB : Pour un corps noir $e=1$ [9].

La figure III.9 représente un exemple industriel d'illustration des différents modes de transfert de chaleur .

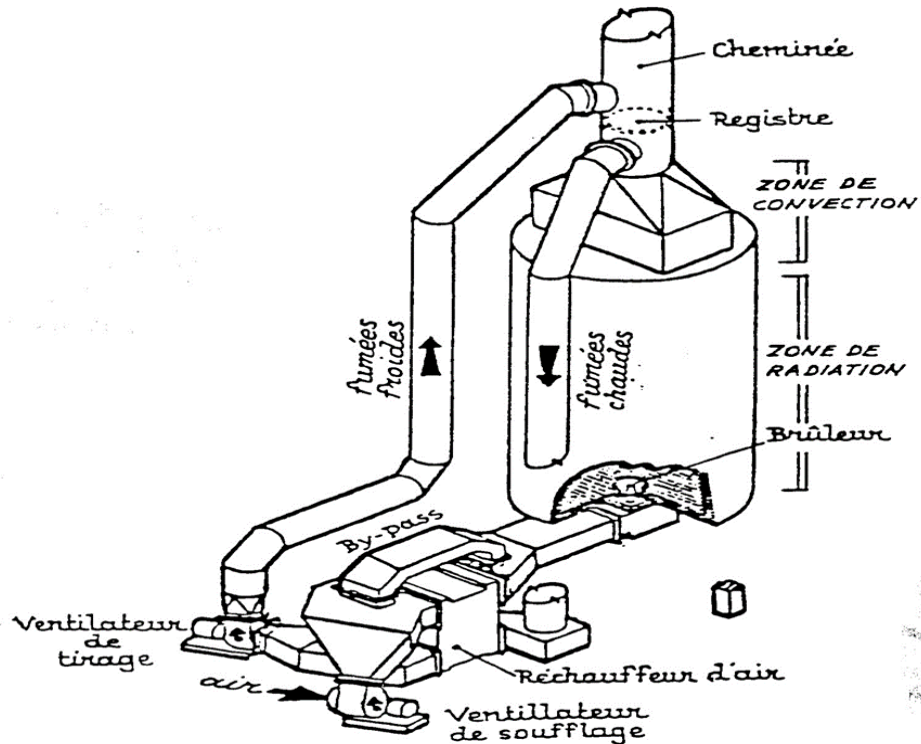


Figure III.9: Exemple industriel d'illustration des différents modes de transfert de chaleur [16]

III.1.3 Loi de STEPHAN-BOLTZMAN

Le pouvoir d'émission d'un corps est proportionnel à la quatrième puissance de la température

$$Q = \alpha_N \cdot S \cdot F \cdot T^4 \dots\dots\dots \text{(Eq III.9)}$$

$$Q = E_0 \cdot C_0 \cdot F \cdot T^4 \dots\dots\dots \text{(Eq III.10)}$$

Où :

α_N : Facteur d'absorption.

S : Constante de BOLTZMAN égale à $4.96 \cdot 10^{-8}$ (Kcal /h m² K⁴).

F : Surface (m²).

T : Température (K).

C_0 : constante de STEPHAN-BOLTZMAN égale à 5.67 (W/ m² K⁴).

E_0 : Pouvoir d'émission d'un corps noir absolu (W/ m²) [29].

III.1.4 Écoulement des fluides

a. Régimes d'écoulement

Le mouvement des fluides est permanent ou variée. Le mouvement permanent est celui pour lequel le fluide en un même point, conserve toujours les mêmes caractéristiques, notamment la vitesse V , la même pression P et la même masse volumique p . La principale condition du mouvement permanent est traduite par l'équation de continuité qui exprime que le débit masse est constant soit :

$$S.V.p = cte \dots\dots\dots (Eq III.11)$$

S = section de la conduite,

V = vitesse moyenne,

p = masse volumique

Lorsqu'un fluide s'écoule en régime permanent dans une conduite on constate que l'écoulement peut prendre différentes formes qui ont été mise en évidence par Osborne Reynolds en 1883, [Selon la vitesse V on aura deux régimes différents le laminaire pour $V < V_c$.

Tel que V_c = vitesse critique [30].

b. La viscosité

La force de frottement par unité de surface en un point quelconque de l'écoulement est donnée par l'expression :

$$f = \mu \cdot \frac{du}{dy} \dots\dots\dots (Eq III.12)$$

Tel que μ est le coefficient de viscosité du fluide, $\frac{du}{dy}$ est le gradient de vitesse

La plupart des fluides se comportent avec des forces de frottement proportionnelles au gradient de vitesse et sont connues sous le nom de fluides newtoniens. Quelques fluides cependant ne présentent pas cette proportionnalité simple entre les forces de frottement et les gradients de vitesse, on les appelle fluides non newtoniens. Ici on peut signaler les grandes difficultés qu'on rencontre dans l'étude de la convection forcée dans les écoulements des fluides non newtoniens, l'eau et les gaz obéissent en écoulement laminaire à la Loi de Newton et l'on peut définir pour ces corps une viscosité, une conductivité thermique et une diffusivité massique, ils sont dits newtoniens et étant donné leur importance pratique, ils ont donné lieu à un grand nombre d'études théorique et expérimentales. Cependant, les huiles épaisses, toute solution polymère, les jus de fruits, etc. ..., n'obéissent pas à la Loi de Newton et leur comportement aussi bien dynamique que thermique, varie suivant leur nature ; on les range sous la dénomination générale des fluides non newtoniens. Un fluide est dit parfait si on

néglige sa viscosité, donc si on néglige les frottements entre les couches voisines de fluide en mouvement [30].

c. La pression

D'après le principe de l'action et de la réaction, la force pressante exercée par le fluide au repos sur l'élément de surface ds , en un certain point M est :

$$df = -dfs = p(M).ds.n \dots\dots\dots \text{(Eq III.13)}$$

df c'est à $= \frac{df}{ds}$. La pression s'exprime en pascal (Pa ou N/m²) [30].

III.2 Les réchauffeurs/fours électriques (échangeur coté tube électrique)

Un four électrique à résistances, le plus répandu des équipements électrothermiques, est constitué d'une enceinte entourée de matériaux à caractère réfractaire permettant de réduire les pertes thermiques ; de résistances électriques disposées en voûte, en sole ou sur les parois latérales de l'enceinte, couplées à un système de régulation de température ; et de la charge à traiter. L'article dresse tout d'abord une présentation technique de chacun des constituants. Il présente ensuite les avantages et inconvénients de ce type d'équipements [31].



Figure III.10: Les réchauffeurs électriques de la section de régénération (700)

[CAM]

III.2.1 Caractéristiques générales

Les réchauffeurs électriques installés à bord d'un conteneur cylindrique pressurisé sont appelés des échangeurs de chaleur électriques pour fluides et liquides. Ses produits sont fabriqués pour satisfaire de nombreuses applications industrielles relatives au chauffage de

fluides liquides, qu'il s'agisse d'eau, d'huile ou d'autres solutions sous plusieurs concentrations [31].

Ce type de résistance est conçu pour une installation horizontale et verticale, pour le chauffage direct de liquides en circulation forcée, ainsi que pour le chauffage indirect de fluides destinés à des utilisations infinies dans les principaux secteurs industriels.

L'échange thermique est garanti par l'utilisation de parois opportunément conçues (généralement des diaphragmes à 50 % ou à 75 % ou des parois d'espacement découpées au laser) pour profiter au mieux de la chaleur produite par les résistances électriques avec une perte de charge réduite (exprimée en millimètres de colonne d'eau – mmH₂O).

L'utilisation de matériaux de première qualité, à l'intérieur de notre cycle de production, permet aux réchauffeurs électriques de procédé fabriqués chez nous d'atteindre également des températures de fonctionnement élevées et une durée de fonctionnement utile à moyen ou long terme [31].



Figure III.11: Deux réchauffeurs électriques horizontale installer en série [31].

III.2.2 Utilisations

Ce type de réchauffeur garantit un échange thermique optimal, même dans des dimensions très compactes et, en même temps, il permet de contrôler avec grande précision la température de sortie du fluide, notamment si la puissance est contrôlée par un système de contrôle SCR (Solid Control Relais) [31].

Pour garantir la conception d'un échangeur électrique de chaleur par immersion, il est nécessaire de connaître les paramètres techniques suivants :

- Lieu / environnement d'installation (zone sécurisée)
- Dimensions maximales d'encombrement du réchauffeur (résistance + enveloppe thermique) qui devra accueillir le réchauffeur

- Type de fluide à chauffer (caractéristiques physiques, chimiques et thermodynamiques en détail)
- Température de fonctionnement et pression de travail
- Température de conception et pression de conception
- Débit du fluide gazeux (flow-rate) en Nm³/h
- Vitesse du fluide liquide en mètres par seconde (m/s)
- Température ambiante
- Température de sortie (du flux d'air traité thermiquement)
- Densité en surface (W/cm²), si connue
- Les raccords électriques sont placés et hermétiquement protégés dans une ou plusieurs des têtes des raccords électriques ayant un indice de protection IP55, IP65/67 [31].

III.2.3 Utilisations typiques

- Chauffage de fluides en convection forcée (eau, huile, huile diathermique, glycol) en atmosphère sécurisée
- Chauffage de fluides en convection forcée de fluides liquides en zone sécurisée
- Installations de cogénération
- Chauffage indirect ou préchauffage de fluides liquides de procédé industriel dans des citernes de stockage.
- Chauffage indirect ou préchauffage de fluides liquides de l'industrie pétrochimique, chimique ou pharmaceutique convoyeurs en citernes de stockage
- Réchauffeurs de procédé pour installations de traitement thermique d'aliments, centrales thermiques de production de vapeur l'eau pour la production d'énergie électrique
- Chauffage d'huile en circulation forcée pour l'industrie de production plastique, le secteur des chantiers navals et l'industrie aérospatiale
- Chauffage d'eau en circulation forcée pour des stations d'épuration d'eaux usées et de substances résiduelles [31].

III.2.4 Constitution d'un réchauffeur électrique

Un réchauffeur électrique (ou échangeur de chaleur coque et résistances, est constitué d'un faisceau de résistances disposé à l'intérieur d'une enveloppe dénommée calandre. Le fluide circule à l'intérieur de la calandre, autour des résistances.

Les éléments chauffants blindés installés dans ces réchauffeurs spécifiques sont, de plus, conçus et placés selon un schéma précis, de manière à optimiser l'échange thermique.

Chaque élément est soudé au TIG ou soudo-brasé en alliage d'argent sur des brides unifiées DIN, ANSI ou sur raccords à bride de format non unifié de dimension variable en fonction de la pression de service et de la température de travail [31].

La température de surface des éléments dépend de la température de sortie requise par l'application spécifique et de la charge de surface de celle-ci (W/cm^2) ainsi que, naturellement, du type de fluide à chauffer et de sa vitesse, mesurée en mètres par seconde (m/s) ou en mètres cubes/heure (m^3/h).

La tête des raccords électriques est la zone la plus sollicitée par l'application à laquelle ces réchauffeurs sont soumis.

Nous sommes capables de réaliser des réchauffeurs de procédé à air certifiés CE, réalisés tout en respectant les récentes normes CEI et CENELEC [31].

Ce type de réchauffeur électrique de procédé est réalisé avec des matériaux de haute qualité en ce qui concerne le faisceau tubulaire, en acier au carbone, acier inoxydable AISI304, AISI321, AISI316L, AISI316L S.S., Incoloy800, Incoloy825 et Inconel [31].

Le réservoir sous pression qui accueille le faisceau tubulaire peut être en acier au carbone, AISI304, AISI316 soudé électrochimiquement ou extrudé ou, à titre d'alternative, dans un matériau spécifique Super duplex SAF-2507 particulièrement adapté pour des applications avec un usage marin .

La puissance peut être concentrée dans un ou plusieurs stades d'alimentation avec les entrées respectives dans la tête des raccords à pas GAZ, métrique, BSP, NPT ou Gk, également adoptés pour les alimentations indépendantes des dispositifs de thermorégulation installés dans le réchauffeur [31].



Figure III.12 : Les composants des réchauffeurs électriques [31].

III.2.4.1 Résistances électriques

Les résistances chauffantes constituent l'élément essentiel du four. Leur choix est établi par le constructeur à partir du cahier des charges fonctionnel, en tenant compte sans confusion des paramètres suivants : la température limite supérieure d'emploi des résistances, la température de fusion des éléments résistifs, la température de la charge et la température de l'enceinte.

Trois caractéristiques essentielles sont à prendre en compte pour choisir les résistances :

- ❖ Le taux de charge caractérisé par la puissance dissipée par unité de surface émissive. Il est lié à la température limite supérieure d'emploi des résistances et dépend donc de la température d'emploi, de sa forme et du montage.
- ❖ La durée de vie qui dépend essentiellement de leur utilisation réelle (température limite, cycles de chauffe et de refroidissement, atmosphère, environnement,), mais également, à utilisation identique, de la section de la résistance,
- ❖ L'atmosphère du four doit être définie, car elle influe fortement sur le choix du type de résistances, la température limite d'emploi, les conditions d'utilisation et la durée de vie des résistances [32].

III.2.5 Analogie électrique : Relation entre la conductivité thermique et électrique

Dans les métaux les électrons sont des porteurs autant du point de vue de transfert de la chaleur que celui du transport de l'électricité. Plusieurs chercheurs ont donc naturellement recherché, par des voies théoriques ou expérimentales, une relation entre les conductivités thermiques et électriques d'un même métal ou alliage. C'est ainsi qu'on a trouvé la loi de Wiedemann-Franz-Lorenz :

$$\frac{k}{ke} T = L \dots\dots\dots \text{(Eq III.14)}$$

tel que :

L : nombre de Lorenz,

T : température absolue (K),

ke : conductivité électrique,

la constante L s'exprime en W ohmK².

Comme il est facile de mesurer une conductivité électrique qu'une conductivité thermique, la relation précédente permet en principe de calculer k si on connaît ke . Il reste à signaler que ce calcul n'est qu'approximatif, surtout pour les alliages, de sorte qu'il n'est indicatif que pour une

rapide estimation [33].

III.2.6 : le principe du chauffage par résistance électrique

Le principe de chauffage de fours à résistance repose sur la loi de joule : toute substance conductrice de l'électricité traversée par un courant électrique est le siège d'un dégagement de chaleur. La puissance électrique transformée en chaleur s'exprime par la relation :

$$PE = U.I = R.I^2 = \frac{U^2}{R} \dots\dots\dots \text{(Eq III.15)}$$

PE : en watt (W)

U : en volts (V)

I : en ampères (A)

R: ohms (Ω) [34].

III.2.7 La relation entre la tension, la résistance et l'intensité de courant est traduite par la loi d'Ohm

$$U = R.I \dots\dots\dots \text{(Eq III.16)}$$

Si cette puissance électrique est utilisée pendant un temps t, l'énergie électrique transformée en chaleur a pour valeur :

$$QE = PE.t = R.I^2.t \dots\dots\dots \text{(Eq III.17)}$$

QE est exprimée en joule et t en secondes.

L'énergie émise par le corps de chauffe sert à :

- Élever la température de la charge à la température requise.
- Chauffer les matériaux constituant l'enceinte du four.
- Compenser les déperditions thermiques du four.

Dans la pratique industrielle, la puissance s'exprime généralement en kilowatts et l'énergie en kilowattheures (kWh) [34].

III.2.8 Taux de travail des résistances

Une des caractéristiques d'une résistance est le taux de travail est égale à la puissance émise par unité de surface. Il est appelé également puissance surfacique et s'exprime en W / cm^2 . Le taux de travail T peut être utilisé pour déterminer la température des résistances lorsque celle du four est connue.

Lorsque l'extraction de l'énergie des résistances se fait par rayonnement et par convection, il est possible de relier les températures du four et des résistances au taux de travail T en faisant intervenir l'émissivité des résistances et la vitesse de convection :

$$\tau = [\epsilon \sigma (T_R^4 - T_f^4) + h (T_R - T_f)] 10^{-4} \dots \dots \dots \text{(Eq III.18)}$$

T_R et T_f : respectivement les températures de résistances et de four exprimées en kelvin

ϵ : émissivité relative

σ : constante de Stefan-Boltzmann $\sigma = 5.67 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2\text{k})$

h étant le coefficient de convection exprimé en $\text{W}/(\text{m}^2\text{C})$. Ce coefficient est en fonction de la vitesse de convection et de la température du gaz en mouvement (généralement de l'air) [34].

Conclusion

Dans les différents domaines industriels, il existe plusieurs types de fours, et l'apport des calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection au fluide à réchauffé.

Chapitre IV :
Calcul et dimensionnement du four cabine

Problématique

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 [5].

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

La surchauffeur électrique EH-1 est considéré le cœur de la section de régénération [2].

Mais depuis l'année 2016 cette surchauffeur cause beaucoup de problèmes dont on peut dénombrer :

- Les résistances électriques qui se grillent répétitivement et qui influe directement sur le temps de surchauffage (figure 1).
- 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.

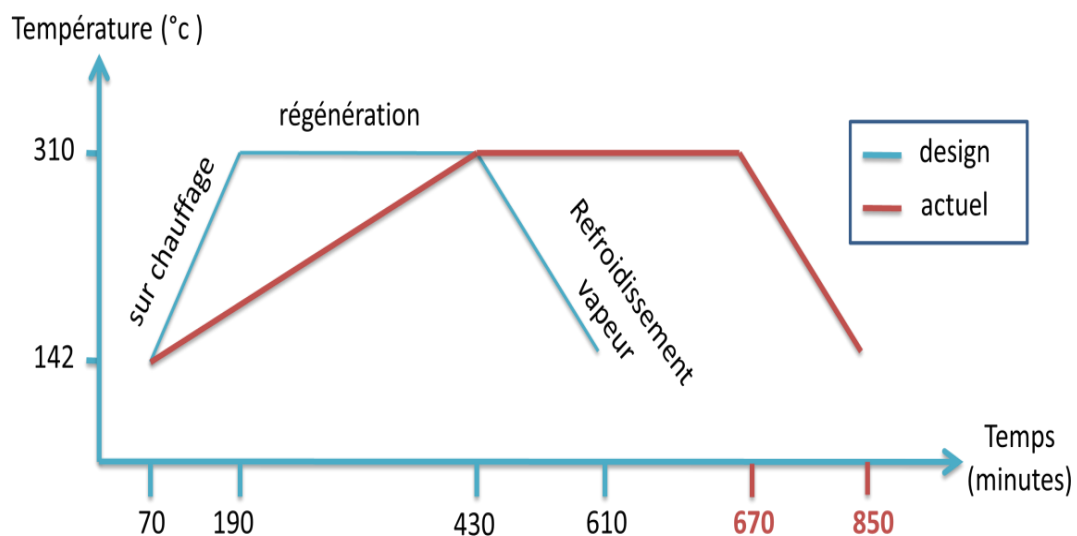


Figure IV.1: le temps pour atteindre graduellement la température de régénération de la surchauffeur

1. 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.
2. L'échauffement des câbles électriques causé par une forte consommation d'énergie électrique qui nécessite leur substitution.
3. Selon les factures d'électricité obtenue, les pertes financières de la consommation énergétique de la surchauffeur électrique sont estimées par le tableau IV.1 suivant :

Tableau IV.1 : Les pertes financières de la surchauffeur électrique

Consommation électricité de la 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	3 399 788
Total			9 505 000
+ frais de maintenance et remplacement des résistances assez élevés.			

D'où la substitution de cette 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.

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

IV.1 But de travail

L'objectif de notre étude est d'apporter une amélioration à la section de régénération par la substitution de la surchauffeur EH-1 par un four à gaz à tubes horizontaux. (Base température et sont préchauffage d'air)

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 [35]**.

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.

IV.2 Données de départ

Les données de départ sont illustrées dans les tableaux ci-dessous [36].

Tableau IV.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 IV.3: compositions du gaz combustible [36].

Constituant	% molaire
H ₂	49,39
C ₁	12,03
C ₂	17,92
C ₃	9,20
iC ₄	3,96
nC ₄	4,06
iC ₅	1,14
nC ₅	1,14
C ₆ ⁺	1,16
Total	100,00

Tableau IV.4: caractéristiques physico-chimiques du combustible

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

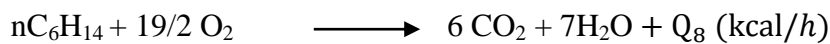
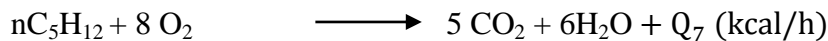
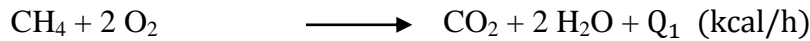
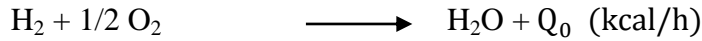
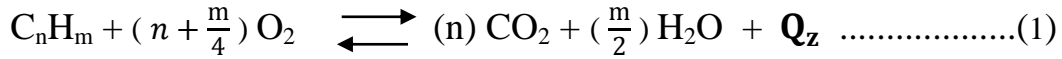
IV.3 Calcul de la combustion

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 [37].

IV.3.1 Reaction à combustion



IV.3.2 La quantité d'oxygène O_2 théorique nécessaire à la combustion

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

$$Q_{th} = (1/2 \times 49,39) + (2 \times 12,03) + (7/2 \times 17,92) + (5 \times 9,20) + (13/2 \times 3,96) + (13/2 \times 4,06) + (8 \times 1,14) + (8 \times 1,14) + (19/2 \times 1,16) = 238,865 \text{ Kmol/}$$

100 kmol_{gaz}

$$Q_{th} = 238,865 \text{ Kmol/100 kmol}_{\text{gaz}}$$

IV.3.3 La quantité pratique d'oxygène en tenant compte l'excès d'air 20%

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

$$Q_p = 1,2 \times 238,865 = 286.638 \text{ Kmol/100 kmol}_{\text{gaz}}$$

$$Q_p = 286.64 \text{ Kmol/100kmol}_{\text{gaz}}$$

• Excès d'air :

$$e = 286.64 - 238,865 = 47.77 \text{ Kmol /100kmol}_{\text{gaz}}$$

$$e = 47.77 \text{ Kmol/100kmol}_{\text{gaz}}$$

IV.3.4 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 :

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

$$L_T = \frac{100}{21} \times 238.865 = 1137.45 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$L_T = 1137.45 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

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

$$L_P = L_T + \alpha \times L_T = L_T \times (1+0.2) \dots\dots\dots(4)$$

$$L_P = 1137.45 \times 1.2 = 1364.94 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$L_P = 1364.94 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

IV.3.5 Les quantités des produits de la combustion (composition des fumées)

- La quantité dioxyde de carbone CO_2 dégagé

$$Q_{CO_2} = (1 \times 12,03) + (2 \times 17,92) + (3 \times 9,20) + (4 \times 3,96) + (4 \times 4,06) + (5 \times 1,14) + (5 \times 1,14) + (6 \times 1,16) = 125.91 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$Q_{CO_2} = 125.91 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- La quantité d'eau (H_2O) dégagé

$$Q_{H_2O} = (1 \times 49,39) + (2 \times 12,03) + (3 \times 17,92) + (4 \times 9,20) + (5 \times 3,96) + (5 \times 4,06) + (6 \times 1,14) + (6 \times 1,14) + (7 \times 1,16) = 225.91 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$Q_{H_2O} = 225.91 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- 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 $20^\circ C$ est égale à **17.4 mmHg** compte tenu de l'humidité **80%** [37].

- La quantité d'eau

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

Avec:

- ✓ P_{H_2O} : la pression partielle de l'eau (17,4 mmHg)
- ✓ P : la pression atmosphérique (760 mmHg)
- ✓ N_{H_2O} : la quantité de l'eau contenue dans l'air (Kmol)

$$N_{H_2O} = 1364,94 \times 17,4 / (760 - 17,4)$$

$$N_{H_2O} = 31,98 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

En tenant compte l'humidité relative égale 80%.

Donc:

$$N_{H_2O} = 31,98 \times 0,8 = 25,59 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$N_{H_2O} = 25,59 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **La quantité totale**

$$N_{TH_2O} = 225,91 + 25,59 = 251,50 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$N_{TH_2O} = 251,50 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **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 :

$$N_2 = 0,791 \times 1364,942 = 1079,67 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$N_2 = 1079,67 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

- **La quantité d'azote totale**

$$N_2 \text{ totale} = 1079,67 + 0,00 = 1079,67 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$N_2 \text{ totale} = 1079,67 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

IV.3.6 Calcul des spécifications des fumées

- **Masse moléculaire des fumées**

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

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

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

$$M_f = 27,79 \text{ Kg}/\text{kmol}$$

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

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

$$\rho_f^n = 27,79 / 22,4 = 1,24 \text{ Kg / Nm}^3$$

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

IV.3.7 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 IV.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	49,39	24,695	-	49,39	-	-	H ₂
C ₁	12,03	24,06	12,03	24,06	-	-	C ₁
C ₂	17,92	62,72	35,84	53,76	-	-	C ₂
C ₃	9,20	46	27,6	36,8	-	-	C ₃
iC ₄	3,96	25,74	15,84	19,8	-	-	iC ₄
nC ₄	4,06	26,39	16,24	20,3	-	-	nC ₄
iC ₅	1,14	9,12	5,70	6,84	-	-	iC ₅
nC ₅	1,14	9,12	5,70	6,84	-	-	nC ₅
nC ₆	1,1	11,02	6,96	8,12	-	-	nC ₆
Total	100,00	238.865	-	25,59	47,77	1079.67	Air de combustion
O₂ dans l'excès d'air		47.77	125.91	251,50	47.77	1079.67	Total
O₂ dans l'air combustion		286.64	0,08	0,17	0,03	0,72	% mol
N₂ dans l'air combustion		1079.67					
Nombre de Kmoles d'air de combustion pour 100 moles de gaz combustible		1366.31	1504.85				Nombre total des fumées pour 100 moles de gaz combustible

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

$$V_f = 1504.848 / 100 = 15.05 \text{ Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ gaz combustible}$$

$$V_f = 15.05 \text{ Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ gaz combustible}$$

IV.3.8 Calcul des spécifications de gaz combustible

- **La masse moléculaire du gaz combustible**

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

$$M_{COM} = (2 \times 49.39) + (16 \times 12.03) + (30 \times 17.92) + (44 \times 9.20) + (58 \times 3.96) + (58 \times 4.06) + (72 \times 1.14) + (72 \times 1.14) + (86 \times 1.16) = 19.62 \text{ Kg / Kmol}$$

$$M_{COM} = 19.63 \text{ Kg / Kmol}$$

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

$$\rho_{Com}^n = M_{COM} / 22.4 = 19.63 / 22.4$$

$$\rho_{Com}^n = 0.88 \text{ Kg / Nm}^3$$

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

$$\rho_{air} = 1.293 \text{ Kg/m}^3$$

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

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

$$G_f = 15.05 \cdot \frac{1.24}{0.88} = 21.21 \text{ Kg / Kg}_{com}$$

$$G_f = 21.21 \text{ Kg / Kg}_{com}$$

Il faut donc **20,21 kg** d'air pour 1 kg de gaz.

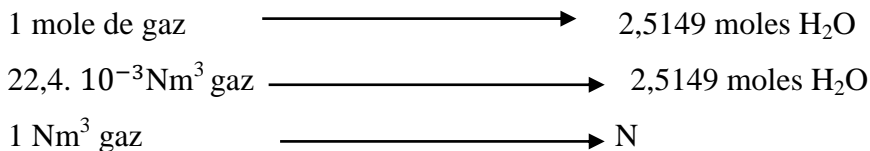
- **Pouvoir calorifique du combustible**

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**



$$N = 2,5149 / 22,4 \cdot 10^{-3} = 112,27 \text{ moles H}_2\text{O}$$

$$N = 112,27 \text{ moles H}_2\text{O}$$

- **Calcul du pouvoir calorifique du mélange**

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

Tableau IV.6: Pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant

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

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

$$PCS_m = (3090 \times 49,39) + (9574 \times 12,03) + (16801 \times 17,92) + (23610 \times 9,20) + (30029 \times 3,96) + (30329 \times 4,06) + (36123 \times 1,14) + (36190 \times 1,14) + (42754 \times 1,16) = 11601,5828 \text{ Kcal / Nm}^3$$

$$PCS_m = 11601,58 \text{ Kcal / Nm}^3$$

- **Pouvoir calorifique inférieur**

$$PCI = PCS_m - 10,9 \cdot N = 11601,582 - 10,9 \times 112,27 = 10377,79 \text{ Kcal / Nm}^3$$

$$PCI = 10377,79 \text{ Kcal / Nm}^3$$

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

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

$$Q_{inf} = 10377,79 / 0,88 = 11792,94 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{inf} = 11792,94 \text{ Kcal/Kg}$$

- **Chaleur sensible de l'air à 20°**

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

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

$$Q_{air} = 20,21 \times 0,24 \times 20 = 96,912 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{air} = 96,912 \text{ Kcal/Kg}$$

- **Chaleur sensible du gaz**

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

On a: $C_{\text{gaz}} = 1,87 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{c}$

$$Q_{\text{gaz}} = 1 \times 1,87 \times 20 = 37,4 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_{\text{gaz}} = 37,4 \text{ Kcal/Kg}$

Donc :

$$Q_T = Q_{\text{inf}} + Q_{\text{gaz}} + Q_{\text{air}} = 11792,94 + 37,4 + 96,912 = 11927.25 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_T = 11927.25 \text{ Kcal/Kg}$

IV.4 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.

IV.4.1 La quantité de chaleur absorbée par la charge

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

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

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**).

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

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

Tableau IV.7: Calcul de la masse molaire du mélange isomérat.

Constituant	M_i	X'_{Ri} [39].	$X'_{Ri} \cdot M_i$
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	0,0007	0,0602
CP	70,00	0,0249	1,7430
Total	-	0,9999	75,4822

$$M = 75,4822$$

On a :

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

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

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

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

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

On a:

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

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

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

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

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

Alors :

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

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

IV.4.2 La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion

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

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

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

IV.4.3 Le débit de combustible

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

$$\beta = \frac{500000}{11927,25} = 41,92 \text{ Kg /h}$$

$\beta = 41,92 \text{ Kg /h}$

IV.4.4 Le débit des fumées

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

$$G_{\text{ft}} = 41,92 \times 21,21 = 889,14 \text{ Kg/h}$$

$G_{\text{ft}} = 889,14 \text{ Kg /h}$

IV.4.5 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 :

$$N_B = \frac{\beta}{110} = \frac{41,92}{110} = 0,38 \text{ brûleurs}$$

$N_B = 1 \text{ brûleur}$

IV.4.6 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 :

- ✓ O₂, N₂, H₂, CO C_p = 6,8 + 6.10⁻⁴ t (kcal/kmol. °C)
- ✓ H₂O..... C_p = 8,1 + 2,9.10⁻³ t (kcal/kmol. °C)
- ✓ CO₂..... C_p = 8,5 + 3,7.10⁻³ t (kcal/kmol. °C)

Le calcul d'après la composition des fumées donne :

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

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

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

IV.4.7 Enthalpie des fumées pour 1 kg de combustible

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

- 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**.

IV.5 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 :

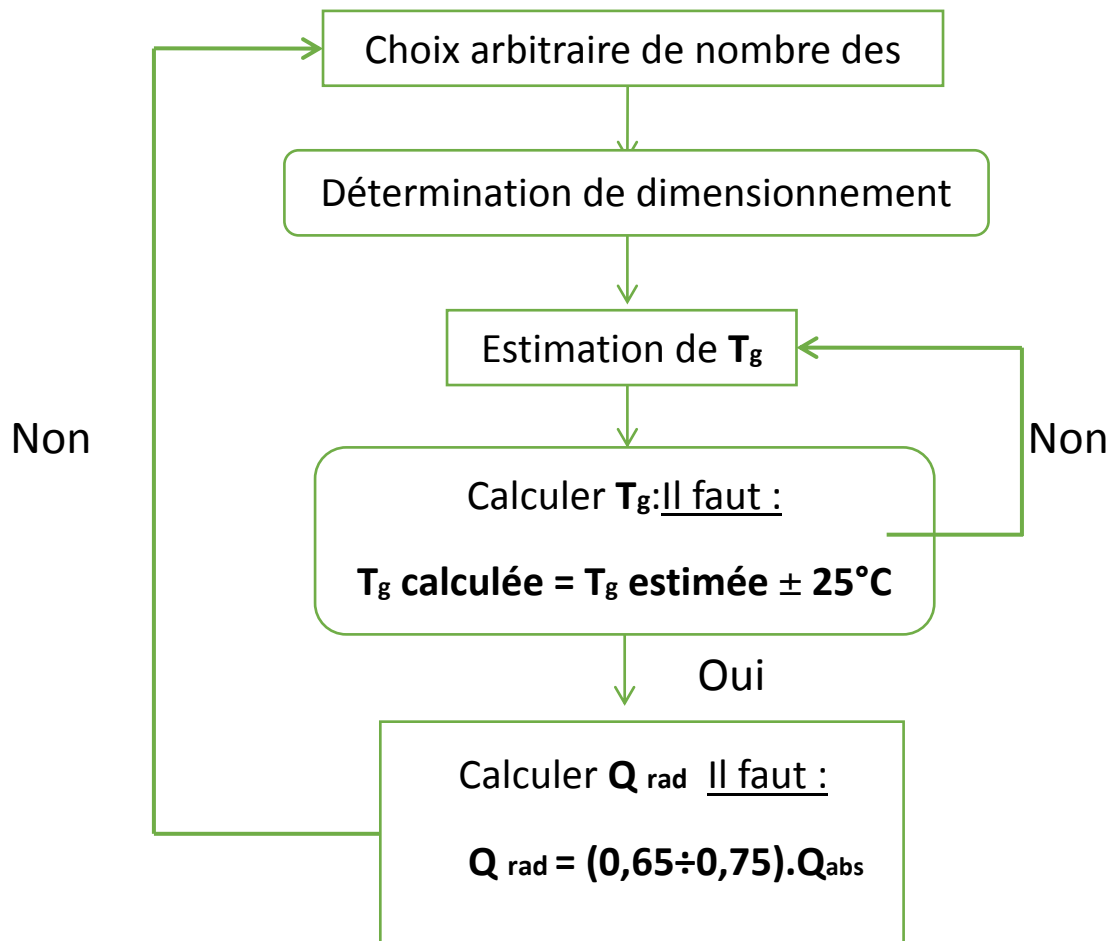


Figure IV.2: Les étapes de calcul de la zone de radiation

- 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 :

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

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

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

$N_{\text{rad}} = 18 \text{ tubes}$

• On admet que la largeur du four est :

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

• On admet que la longueur du four est :

$L_f = 2,75 \text{ m}$

✓ On fixe le nombre de tubes dans la rangée 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 [35] :

Tableau IV.8: Caractéristique des tubes.

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

IV.5.1 La surface de plan d'absorption A

• Pour tubes de protection

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

$$A' = 4 \times 0,1778 \times 2,57 = 1,9558 \text{ m}^2$$

$A' = 1,9558 \text{ m}^2$

• Pour les tubes latéraux :

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

$$A'' = (18 - 4) \times 0,1778 \times 2,57 = 6,8453 \text{ m}^2$$

$A'' = 6,8453 \text{ m}^2$

$$\text{On a: } \frac{C}{D_{\text{ext}}} = \frac{0,1778}{0,1016} = 1,75$$

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**

$$A = K'A' + K''A'' \dots\dots\dots(23)$$

$$A = 0,73 \times 1,9558 + 0,92 \times 6,8453 = 7,7254 \text{ m}^2$$

$$A = 7,7254 \text{ m}^2$$

IV.5.2 La vitesse massique de la charge par passe

$$W = \frac{G}{h\pi \frac{D_{\text{int}}^2}{4}} \dots\dots\dots(24)$$

$$W = \frac{4000}{1 \times 3,14 \times 0,0901^2 / 4} = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

$$W = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

IV.5.3 Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation

$$L_{\text{ut}} = N_{\text{rad}} \cdot L_f \dots\dots\dots(25)$$

$$L_{\text{ut}} = 18 \times 2,57 = 49,5 \text{ m}$$

$$L_{\text{ut}} = 49,5 \text{ m}$$

IV.5.4 La largeur de la zone de convection

$$L_{\text{cov}} = (1 + N_{\text{protection}}) \times C \dots\dots\dots(26)$$

$$L_{\text{cov}} = (1 + 4) \times 0,1778 = 0,8890 \text{ m}$$

$$L_{\text{cov}} = 0,8890 \text{ m}$$

IV.5.5 La longueur du mur incliné avec $\alpha=30^\circ$

$$L_{\text{inc}} = \frac{L_{\text{four}} - L_{\text{conv}}}{2 \cos 30} \dots\dots\dots(27)$$

$$L_{\text{inc}} = \frac{1,5 - 0,8890}{2 \cos 30} = 0,3528 \text{ m}$$

$$L_{\text{inc}} = 0,3528 \text{ m}$$

IV.5.6 Nombre de tubes sur les murs inclinés

$$N_{in} = 2 \times \left(\frac{L_{inc}}{C} - 1 \right) \dots \dots \dots (28)$$

$$N_{in} = 2 \times \left(\frac{0,3528}{0,1778} - 1 \right) = 1,9682 \text{ tubes}$$

$N_{in} = 2 \text{ tubes}$

Donc 1 seul tube sur chaque mur incliné

IV.5.7 Nombre des tubes sur les murs verticaux

$$N_{tmv} = N_{rad} - (N_{protection} + N_{in}) \dots \dots \dots (29)$$

$$N_{tmv} = 18 - (4 + 1,9) = 12,1 \text{ tubes}$$

$N_{tmv} = 12 \text{ tubes}$

C'est-à-dire 6 tubes sur chacun des murs verticaux.

IV.5.8 La hauteur du mur verticale

$$h_v = \left(\frac{12}{2} + 1 \right) \times C \dots \dots \dots (30)$$

$$h_v = (6 + 1) \times 0,1778 = 1,2446 \text{ m}$$

$h_v = 1,2446 \text{ m}$

IV.5.9 La hauteur du mur incliné

$$h_{inc} = L_{inc} \times \sin 30 \dots \dots \dots (31)$$

$$h_{inc} = 0,3528 \times 0,5 = 0,1764 \text{ m}$$

$h_{inc} = 0,1764 \text{ m}$

IV.5.10 La hauteur du four jusqu'à la zone de convection

$$h_{rad} = h_v + h_{inc} \dots \dots \dots (32)$$

$$h_{rad} = 1,2446 + 0,1764 = 1,421 \text{ m}$$

$h_{rad} = 1,421 \text{ m}$

IV.5.11 Calcul du produit « P × i »

- **Epaisseur utile du rayonnement**

Dimension du four : $1,5 \times 1,421 \times 2,75$ soit $1 \times 0,95 \times 1,83$

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**

$$V_{cc} = L_f \times \left[(L_{four} \times h_V) + (L_{four} + L_{con}) \times 0,5 \times h_{inc} \right] \dots\dots\dots(34)$$

$$V_{cc} = 2,75 \times \left[(1,5 \times 1,2446) + (1,5 + 0,8890) \times 0,5 \times 0,1764 \right] = 5,7134 \text{ m}^3$$

$V_{cc} = 5,7134 \text{ m}^3$

Donc :

$$i = \frac{2}{3} \sqrt[3]{5,7134} = 1,1917 \text{ m}$$

$i = 1,1917 \text{ m}$

- **La pression partielle de H₂O et de CO₂**

$$P = P_{H_2O} + P_{CO_2} \dots\dots\dots(35)$$

$$P = 0,085 + 0,165 = 0,25 \text{ atm}$$

$P = 0,25 \text{ atm}$

- **Le produit :**

$$P \times i = 0,25 \times 1,1917 = 0,2979 \text{ atm} \cdot \text{m}$$

$P \times i = 0,2979 \text{ atm} \cdot \text{m}$

IV.5.12 Température de peau des tubes

Nous l'estimerons à 25°C au-dessus de la température du fluide à la sortie :

$$T_A = 310 + 25 = 335 \text{ °C}$$

$T_A = 335 \text{ °C}$

IV.5.13 Température des gaz

Nous estimerons T_g à : 820 °C

$T_g = 820 \text{ °C}$

IV.5.14 Facteur d'émission de la flamme

D'après la figure (**annexe n°06**) le facteur d'émission de la flamme est $\epsilon_f = 0,35$

$\epsilon_f = 0,35$

IV.5.15 La surface totale intérieure de la zone de radiation

- **Pignons :**

$$2(L_{\text{four}} \times h_V) + 2(L_{\text{four}} + L_{\text{conv}}) \times h_{\text{inc}} / 2 = 2(1,5 \times 1,2446) + 2(1,5 + 0,889) \times 0,1764 / 2 = 4,1552 \text{ m}^2$$

- **Mur :**

$$2(h_V + L_{\text{inc}}) \times L_f = 2(1,2446 + 0,3528) \times 2,75 = 8,7855 \text{ m}^2$$

- **Sol :**

$$L_{\text{four}} \times L_f = 1,5 \times 2,75 = 4,125 \text{ m}^2$$

Donc :

$$A_T = 4,1552 + 8,7855 + 4,125 = 17,0657 \text{ m}^2$$

$$A_T = 17,0657 \text{ m}^2$$

IV.5.16 La surface équivalente des tubes situés devant les réfractaires

$$S_{\text{eqr}} = K'' A'' \dots \dots \dots (36)$$

$$S_{\text{eqr}} = 0,92 \times 6,8453 = 6,2977 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{eqr}} = 6,2977 \text{ m}^2$$

IV.5.17 Surface des réfractaires nus

$$A_R = A_T - S_{\text{eqr}} \dots \dots \dots (37)$$

$$A_R = 17,0657 - 6,2977 = 10,7681 \text{ m}^2$$

$$A_R = 10,7681 \text{ m}^2$$

IV.5.18 Facteur globale d'échange

$$\text{On a } \frac{A_R}{A} = \frac{10,76481}{7,7254} = 1,3938$$

$$\frac{A_R}{A} = 1,3938$$

D'après la figure (**annexe n°07**) le facteur global d'échange est :

$$F = 0,549$$

Nous avons alors :

$$F \times A = 0,549 \times 7,7254 = 4,2412 \text{ m}^2$$

$$Q_{\text{reel}} / (F \times A) = 500000 / 4,2412 = 117889,77 \text{ Kcal/m}^2.\text{h}$$

$$Q_{\text{reel}} / (F \times A) = 117889,77 \text{ Kcal/m}^2.\text{h}$$

Chaleur spécifique moyenne de 0° à 820°C :

$$C_p = 0,2575 + 4,473 \cdot 10^{-3} \frac{820}{100} = 0,2943 \text{ kcal / kg. } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{pf}} = \frac{Q_t}{C_p \cdot G_f} \dots\dots\dots(38)$$

$$T_{\text{pf}} = \frac{11927,25}{0,2943 \times 21,21} = 1910,77 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{pf}} = 1910,77 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV.5.20 Température résiduel des gaz

D'après la figure (annexe n°08) : $T_g = 840^\circ\text{C}$

$$T_g = 840^\circ\text{C}$$

Si T_g diffère de plus de 25°C de la valeur de départ, il faut refaire le calcul.

Nous avons admis 820°C .

$$840 - 820 = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Notre estimation est donc **correcte**.

IV.5.21 Quantité de chaleur absorbée en radiation

- Enthalpie des fumés à $840 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$H = 21,21 \times 0,2951 \times 840 = 5257,62 \text{ Kcal}$$

Dans ce cas le coefficient de transfert direct :

$$R = \frac{Q_t - H}{Q_t} \dots\dots\dots(39)$$

$$R = \frac{11927,25 - 5257,62}{11927,25} = 0,5592$$

$$R = 0,5592$$

$$\text{On a } Q_{\text{rad}} = R \cdot Q_{\text{reel}} \dots\dots\dots(40)$$

$$Q_{\text{rad}} = 0,5592 \times 500000 = 279600 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{\text{rad}} = 279600 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{On a: } \frac{Q_{\text{rad}}}{Q_{\text{abs}}} = \frac{279600}{400000} = 0,699$$

Nous avons admis 0,7.

$$0,65 < 0,7 < 0,75$$

Notre estimation est donc **correcte**.

IV.5.22 la surface extérieure d'un mètre de tubes

$$F_{\text{ext}} = \pi D_{\text{ext}} \dots\dots\dots(41)$$

$$F_{\text{ext}} = 3,14 \times 0,1016 = 0,3190 \text{ m}$$

$$F_{\text{ext}} = 0,3190 \text{ m}$$

IV.5.23 La surface utile d'un tube

$$F_u = F_{\text{ext}} \cdot L_f \dots\dots\dots(42)$$

$$F_u = 0,3190 \times 2,75 = 0,8773 \text{ m}^2$$

$$F_u = 0,8773 \text{ m}^2$$

IV.5.24 Surface des tubes dans la zone de radiation

$$F_{\text{Tu}}^R = F_u N_{\text{rad}} \dots\dots\dots(43)$$

$$F_{\text{Tu}}^R = 0,8773 \times 18 = 15,7914 \text{ m}^2$$

$$F_{\text{Tu}}^R = 15,7914 \text{ m}^2$$

IV.5.25 Taux de transfert en radiation

$$q_{\text{rad}} = \frac{Q_{\text{rad}}}{F_{\text{Tu}}^R} \dots\dots\dots(44)$$

$$q_{\text{rad}} = \frac{279600}{15,7914} = 17705,84 \text{ Kcal/ h. m}^2$$

$$q_{\text{rad}} = 17705,84 \text{ Kcal/ h. m}^2$$

Remarque

Le calcul par la formule de **Wilson (Lobo et Hottel)** de la fraction de la chaleur dégagée absorbé en radiation donne :

$$R = \frac{1}{\frac{Gf \sqrt{\frac{Q_{reel}}{A}}}{1 + \frac{\sqrt{\frac{Q_{reel}}{A}}}{6940}}} \dots\dots\dots(45)$$

$$R = \frac{1}{\frac{21,21 \sqrt{\frac{500000}{7,7254}}}{1 + \frac{\sqrt{\frac{500000}{7,7254}}}{6940}}} = 0,5626$$

Au lieu de 0,56 chiffre trouvée ci-dessus.

IV.6 Calcul de la zone de convection

IV.6.1 La chaleur à transmettre en convection

$$Q_{con} = Q_{ab} - Q_{rad} \dots\dots\dots(46)$$

$$Q_{con} = 400000 - 279600 = 120400 \text{ Kcal/h}$$

$Q_{con} = 120400 \text{ Kcal/h}$

IV.6.2 Surface de passage

- **Section de la zone de convection**

$$S_{con} = L_{con} \times L_f \dots\dots\dots(47)$$

$$S_{con} = 0,8890 \times 2,75 = 2,4448 \text{ m}^2$$

$S_{con} = 2,4448 \text{ m}^2$

- **Surface occupée par les tubes**

$$S_{tube} = N_{protection} D_{ex} L_f \dots\dots\dots(48)$$

$$S_{tube} = 4 \times 0,1016 \times 2,75 = 1,1176 \text{ m}^2$$

$S_{tube} = 1,1176 \text{ m}^2$

- **Surface de passage**

$$S_p = S_{con} - S_{tube} \dots\dots\dots(49)$$

$$S_p = 2,4448 - 1,1176 = 1,3272 \text{ m}^2$$

$S_p = 1,3272 \text{ m}^2$

IV.6.3 Vitesse massique des fumées

$$W_f = \frac{G_{ft}}{S_p} \dots\dots\dots (50)$$

$$W_f = \frac{889,14}{1,3272} = 669,94 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

$$W_f = 669,94 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

IV.6.4 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%

IV.6.5 La température de fumée à la sortie de la zone de convection

Les pertes par la cheminée sont 18,5% donc d'après la figure (**annexe n°02**) :

$$T_{fs} = 380^\circ\text{C}$$

IV.6.6 La température de fumée à l'entrée de la zone de convection

Nous avons admis 1% pour les pertes en zone de radiation les fumés à l'entrée de la zone de convection contiennent donc :

$$(100-R-1) = (100-50 - 1) = 49 \%$$

D'après la figure (**annexe n°02**) :

$$T_{fe} = 820^\circ\text{C}$$

IV.6.7 La température moyenne des fumées

$$T_{moyf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} \dots\dots\dots (51)$$

$$T_{moyf} = \frac{380 + 820}{2} = 600^\circ\text{C}$$

$$T_{moyf} = 600^\circ\text{C} = 873.15 \text{ }^\circ\text{F}$$

IV.6.8 Chaleur spécifique réel à T_{moyf}

$$C_p = 0,258 + 4,5 \cdot 10^{-5} \cdot T_{moyf} / 2 \dots\dots\dots (52)$$

$$C_p = 0,258 + 4,5 \cdot 10^{-5} \cdot 600 / 2 = 0,2715 \text{ Kcal/Kg }^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,2715 \text{ Kcal/Kg }^\circ\text{C}$$

IV.6.9 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

$$\alpha_{\text{conv}} = \frac{0,018 \times 0,2715 \times (669,94)^{2/3} \times (873,15)^{0.3}}{0,1016^{1/3}} = 6,1154 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_{\text{conv}} = 6,1154 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

IV.6.10 Le calcul du coefficient de radiation des gaz

$$\alpha_R = 0,022 \cdot T_{\text{moyf}} - 8 \dots\dots\dots(54)$$

$$\alpha_R = (0,022 \times 873,15) - 8 = 11,2093 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_R = 11,2093 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

IV.6.11 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

$$\alpha_m = 0,195 \times 0,95 \times (335/100)^3 = 6,9645 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_m = 6,9645 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

IV.6.12 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 :

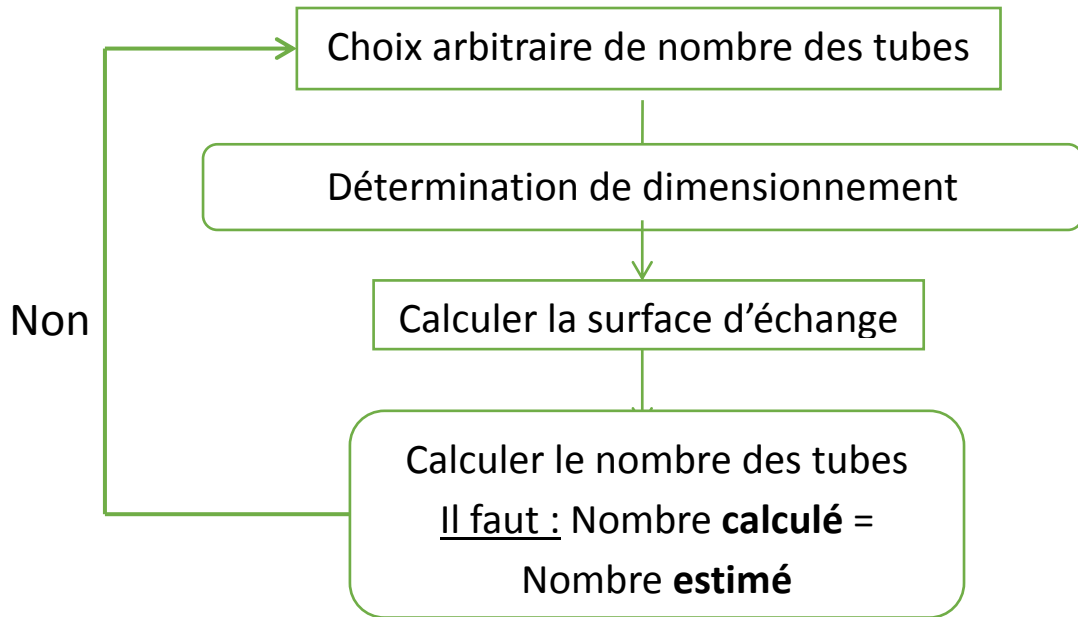


Figure IV.3: Les étapes de calcul de la zone de convection

Nous admettrons un faisceau de convection composé de **16 tubes**

Disposés en $n_{rangée} = 4$ rangées

IV.6.13 Hauteur de la zone de convection

$$h_{conv} = C_2 \cdot n_{rangée} \dots\dots\dots(57)$$

$$h_{conv} = 0,1540 \times 4 = 0,6160 \text{ m}$$

$h_{conv} = 0,6160 \text{ m}$

IV.6.14 Surface du mur pour les rangés

$$A_{mur}^1 = 2 \cdot h_{conv} \cdot (L_f + L_{conv}) \dots\dots\dots(58)$$

$$A_{mur}^1 = 2 \times 0,6160 \times (2,75 + 0,8890) = 4,4832 \text{ m}^2$$

$A_{mur}^1 = 4,4825 \text{ m}^2$

IV.6.15 Surface extérieur des tubes

$$A_{tube}^1 = N_{conv} \times F_u \dots\dots\dots(59)$$

$$A_{tube}^1 = 16 \times 0,8773 = 14,037 \text{ m}^2$$

$A_{tube}^1 = 14,037 \text{ m}^2$

IV.6.16 L'effet de la radiation du mur

$$E = \frac{\alpha_m}{\alpha_{\text{conv}} + \alpha_R + \alpha_m} \times \frac{A_{\text{mur}}^1}{A_{\text{tube}}^1} \dots\dots\dots(60)$$

$$E = \frac{6,9645}{6,1154 + 11,2093 + 6,9645} \times \frac{4,4825}{14,037} = 0,0916$$

$$E = 0,0916$$

IV.6.17 Le coefficient global de transmission

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = (1 + E)(\alpha_{\text{conv}} + \alpha_R) \dots\dots\dots(61)$$

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = (1 + 0,0916) \times (6,1154 + 11,2093) = 18,911 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = 18,911 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

La variation de l'enthalpie de 1Kg d'isomérat dans la zone de convection est égale à :

$$Q_G^{\text{conv}} = \frac{Q_{\text{conv}}}{G} \dots\dots\dots(62)$$

$$Q_G^{\text{conv}} = \frac{120400}{4000} = 30,1 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_G^{\text{conv}} = 30,1 \text{ Kcal/Kg}$$

IV.6.18 L'enthalpie de 1Kg d'isomérat à l'entrée du four

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

$$H_e = 122 \text{ Kcal / Kg}$$

IV.6.19 L'enthalpie de 1Kg d'isomérat à la sortie de la zone de convection

$$H_{\text{sconv}} = H_e + Q_G^{\text{conv}} \dots\dots\dots(63)$$

$$H_{\text{sconv}} = 122 + 30,1 = 152,1 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{\text{sconv}} = 152,1 \text{ Kcal / Kg}$$

IV.6.20 La température correspond à cette enthalpie

D'après la figure (annexe n°01) $T_{\text{sc}} = 185 \text{ }^\circ\text{C}$

IV.6.21 La différence de température logarithmique moyenne est donnée

$$D_{Tm} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{2.3 \log \frac{DT_1}{DT_2}} \dots\dots\dots (64)$$

$$DT_1 = T_{fe} - T_{sc} = 820 - 185 = 635^\circ\text{C}$$

$$DT_2 = T_{fs} - T_e = 380 - 142 = 238^\circ\text{C}$$

$$\frac{DT_1}{DT_2} = \frac{635}{238} = 2,6680$$

$$D_{Tm} = 405$$

IV.6.22 La surface nécessaire du tube dans la zone de convection

$$S = \frac{Q_{conv}}{u_{conv} \cdot D_{Tm}} \dots\dots\dots (65)$$

$$S = \frac{120400}{18.911 \times 405} = 15.72 \text{ m}^2$$

$$S = 15,72 \text{ m}^2$$

IV.6.23 Le nombre de rangée de tube dans la zone de convection

$$n_{rangée} = \frac{S}{N_{protec} \cdot Fu} \dots\dots\dots (66)$$

$$n_{rangée} = \frac{15,72}{4 \times 0,8773} = 4,4796 \text{ rangées}$$

$$n_{rangée} = 4,4796 \text{ rangées}$$

- Notre estimation de **4 rangées de 16 tubes** est **correcte**.

IV.6.24 Le nombre de tubes dans le four total

$$N_{rad} + N_{conv} = 18 + 16 = 34 \text{ tubes}$$

$$N_{total} = 34 \text{ tubes}$$

IV.6.25 La hauteur du four (radiation + convection)

$$h_T = h_{rad} + h_{conv} = 1,421 + 0,6160 = 2,037 \text{ m}$$

$$H = 2,037 \text{ m}$$

IV.7 Calcul de la cheminée

IV.7.1 La température de la cheminée

$$T_{ch} = T_{fe} - T_s \dots\dots\dots(67)$$

$$T_{ch} = 820 - 310 = 510^\circ\text{C}$$

$$T_{ch} = 510^\circ\text{C}$$

IV.7.2 La masse volumique des fumées à T_{ch}

$$\varrho_f^{T_{ch}} = \rho_f \times \frac{273.15}{273.15 + T_{ch}} \dots\dots\dots(68)$$

$$\varrho_f^{T_{ch}} = 1,24 \times \frac{273.15}{273.15 + 510} = 0,433 \text{ Kg/m}^3$$

$$\varrho_f^{T_{ch}} = 0,433 \text{ Kg/m}^3$$

IV.7.3 La masse volumique des fumées à T_{moyf}

$$\varrho_f^{T_{moyf}} = \rho_f \times \frac{273.15}{273.15 + T_{moyf}} \dots\dots\dots(69)$$

$$\varrho_f^{T_{moyf}} = 1,24 \times \frac{273.15}{873.15} = 0,388 \text{ Kg/m}^3$$

$$\varrho_f^{T_{moyf}} = 0,388 \text{ Kg/m}^3$$

IV.7.4 La masse volumique dans la chambre de combustion à T_e

$$\varrho_f^{T_{fe}} = \rho_f \times \frac{273.15}{273.15 + T_{fe}} \dots\dots\dots(70)$$

$$\varrho_f^{T_{fe}} = 0,31 \text{ Kg/m}^3$$

$$\varrho_f^{T_{fe}} = 1,24 \times \frac{273.15}{273.15 + 820} = 0,31 \text{ Kg/m}^3$$

IV.7.5 La masse volumique de l'air à 20°C

$$\varrho_{air}^{20} = \rho_{air} \times \frac{273.15}{273.15 + 20} \dots\dots\dots(71)$$

$$\varrho_{air}^{20} = 1,293 \times \frac{273.15}{273.15 + 20} = 1,2048 \text{ Kg/m}^3$$

$$\varrho_{air}^{20} = 1,2048 \text{ Kg/m}^3$$

IV.7.6 Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion

$$h_{ts} = 10 \times (\varrho_{air}^{20} - \varrho_f^{Tfe}) \dots\dots\dots(72)$$

$$h_{ts} = 10 \times (1,2048 - 0,31) = 8,948 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$h_{ts} = 8,948 \text{ mmH}_2\text{O}$

- On a la distance entre les bruleurs et les tubes de protection égale à 1,421 m

$$P_{TS} = \frac{h_{ts} \times h_{rad}}{10} \dots\dots\dots(73)$$

$$P_{TS} = \frac{8,948 \times 1,421}{10} = 1,27 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_{TS} = 1,27 \text{ mmH}_2\text{O}$

IV.7.7 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 :

$$DP_{tp} = P - P_{TS} \dots\dots\dots(74)$$

$$DP_{tp} = 8 - 1,27 = 6,73 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_{tp} = 6,73 \text{ mmH}_2\text{O}$

IV.7.8 La pression dynamique

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(Wf)^2}{\varrho_f^{Tmoyf}} \dots\dots\dots(75)$$

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(669,94/3600)^2}{0,388} = 0,0045 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_{dyn} = 0,0045 \text{ mmH}_2\text{O}$

IV.7.9 Perte de charge pour 4 rangées des tubes de convection

$$DP_r = N_{rangée} \times P_{dyn} \times 0,5 \dots\dots\dots(76)$$

$$DP_r = 4 \times 0,0045 \times 0,5 = 0,009 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_r = 0,009 \text{ mmH}_2\text{O}$

IV.7.10 Débit volumiques des fumées dans la cheminée

$$B_f = \frac{G_{ft}}{\omega_f^{Tch}} \dots\dots\dots(77)$$

$$B_f = \frac{889,14}{3600 \times 0,433} = 0,571 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$B_f = 0,571 \text{ m}^3/\text{s}$$

IV.7.11 La section pour une cheminée de diamètre 0,7 m

$$S_{ch} = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots(78)$$

$$S_{ch} = \frac{3,14 \times (0,7)^2}{4} = 0,3847 \text{ m}^2$$

$$S_{ch} = 0,3847 \text{ m}^2$$

IV.7.12 La vitesse des fumées dans la cheminée

Si nous avons un four d'une seule cheminée donc :

$$W_{ch} = \frac{B_f}{S_{ch}} \dots\dots\dots(79)$$

$$W_{ch} = \frac{0,571}{0,3847} = 1,484 \text{ m/s}$$

$$W_{ch} = 1,484 \text{ m/s}$$

IV.7.13 La vitesse massique des fumées dans une cheminée

$$W_{fch} = \frac{G_{ft}}{S_{ch}} \dots\dots\dots(80)$$

$$W_{fch} = \frac{889,14}{0,3847 \times 3600} = 0,6421 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

$$W_{fch} = 0,6421 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

IV.7.14 La pression dynamique dans une cheminée

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(W_{fch})^2}{\omega_f^{Tch}} \dots\dots\dots(81)$$

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(0,6421)^2}{0,433} = 0,0486 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP = 0,0486 \text{ mmH}_2\text{O}$$

IV.7.15 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 m de hauteur**

$$\frac{H_{ch}}{50D} = \frac{9}{50 \times 0,7} = 0,2571$$

$$DP_{ch} = 3,5 + \frac{H_{ch}}{50D} DP \dots\dots\dots(82)$$

$$DP_{ch} = (3,5 + 0,2571) \times 0,0486 = 0,1826 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_{ch} = 0,1826 \text{ mmH}_2\text{O}$

IV.7.16 Le tirage nécessaire total

$$P_T = DP_r + DP_{ch} + DP_{tp} = 0,009 + 0,1826 + 6,73 = 6,920 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_T = 6,920 \text{ mmH}_2\text{O}$

IV.7.17 La hauteur de la cheminée

$$H_{ch} = \frac{P_T}{\rho_{air}^{20} - \rho_f^{T_{ch}}} \dots\dots\dots(83)$$

$H_{ch} = 8,96 \text{ m}$

$$H_{ch} = \frac{6,920}{1,2048 - 0,433} = 8,96 \text{ m}$$

IV.7.18 La hauteur total du four

$$H_T = H + H_{ch} = 2,037 + 8,96 = 10,99 \text{ m}$$

$H_T = 11 \text{ m}$

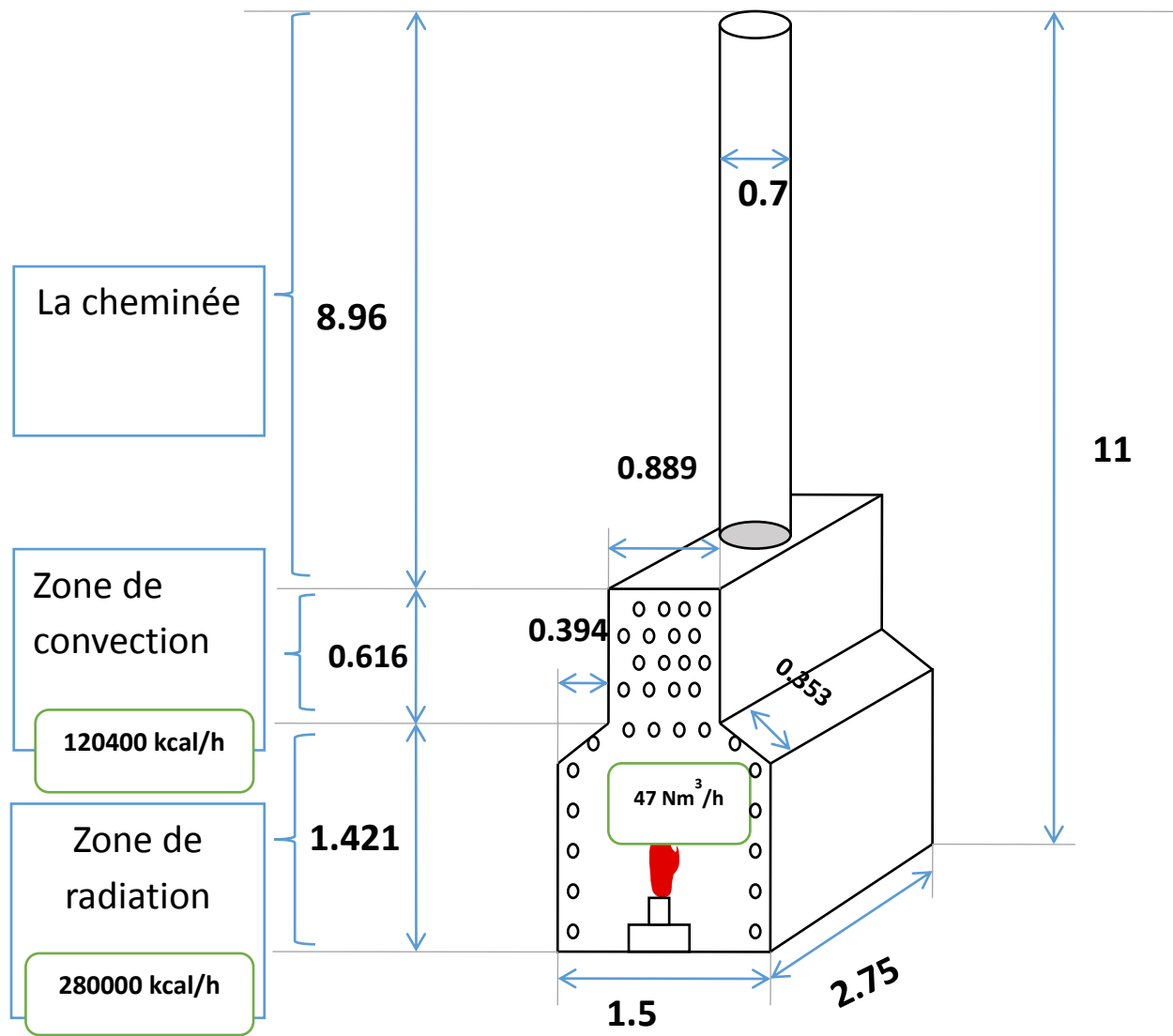


Figure IV.4 : Schéma représentatif du four cabine

**Chapitre V : calcul et
Dimensionnement d'un four cylindrique
vertical**

Les étapes de calcul

- Pour « le calcul de combustion et Bilan thermique » les résultats sont les mêmes que le chapitre IV
- Pour « Q_{rad} , Q_{conv} , T_g , T_{pf} , T_A , le choix des tubes (diamètres, entre-axe C) » les résultats sont les mêmes que le chapitre IV

V.1 Calcul de la zone de radiation

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

$$N_{\text{TUBE}} = 28 \text{ tubes}$$

- ✓ On admet que la hauteur la zone de radiation est :

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

V.1.1 Les démentions de la zone de radiation

- Le périmètre de cylindre

$$P_{\text{cylind}} = N_{\text{rad}} \times C \dots \dots \dots (1)$$

$$P_{\text{cylind}} = 28 \times 0,1778$$

$$P_{\text{cylind}} = 4,2672 \text{ m}$$

- Le diamètre de cylindre

$$D_{\text{cylind}} = \frac{P}{3,14} \dots \dots \dots (2)$$

$$D_{\text{cylind}} = \frac{4,2672}{3,14}$$

$$D_{\text{cylind}} = 1,3590 \text{ m}$$

V.1.2 La surface de plan d'absorption A

- Pour tubes de protection

$$A' = N_{\text{protection}} \cdot C \cdot L_{\text{fc}} \dots \dots \dots (3)$$

$$A' = 4 \times 0,1778 \times 1,4 = 0,996 \text{ m}^2$$

$$A' = 0,996 \text{ m}^2$$

- Pour les tubes latéraux

$$A'' = H \times P \dots \dots \dots (4)$$

$$A'' = 3 \times 4,2672$$

$$A'' = 12,8016 \text{ m}^2$$

- La surface équivalente des tubes

$$S_{\text{eq}} = K' A' + K'' A'' \dots \dots \dots (5)$$

$$S_{eq} = 0,73 \times 0,996 + 0,92 \times 12.8016 = 12.504 \text{ m}^2$$

$$S_{eq} = 12.504 \text{ m}^2$$

V.1.3 La vitesse massique de la charge par passe

$$W = \frac{G}{h\pi \frac{D_{int}^2}{4}} \dots\dots\dots(6)$$

$$W = \frac{4000}{1 \times 3.14 \times 0,0901^2 / 4} = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

$$W = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

V.1.4 Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation

$$L_{ut} = N_{rad} \cdot H \dots\dots\dots(7)$$

$$L_{ut} = 28 \times 3 = 84 \text{ m}$$

$$L_{ut} = 84 \text{ m}$$

V.1.5 La largeur de la zone de convection

$$L_{cov} = (1 + N_{protection}) \times C \dots\dots\dots(8)$$

$$L_{cov} = (1 + 4) \times 0,1778 = 0,8890 \text{ m}$$

$$L_{cov} = 0,8890 \text{ m}$$

V.1.6 Calcul du produit « P × i »

- **Epaisseur utile du rayonnement**

Pour un four de dimensions dans le rapport $d \times \infty$, le tableau (annexe n°05) donne :

$$I = d \dots\dots\dots(9)$$

$$I = 1.3590$$

- **Volume de la chambre de combustion**

$$V_{cylind} = H \times 3.14 \frac{D^2}{4} \dots\dots\dots(10)$$

$$V_{cylind} = 3 \times 3.14 \frac{(1.3590^2)}{4} = 34.3494 \text{ m}^3$$

$$V_{cylind} = 34.3494 \text{ m}^3$$

- La pression partielle de H₂O et de CO₂

$$P = P_{\text{H}_2\text{O}} + P_{\text{CO}_2} \dots \dots \dots (11)$$

$$P = 0,085 + 0,165 = 0,25 \text{ atm}$$

$$P = 0,25 \text{ atm}$$

- Le produit

$$P \times i = 0,25 \times 1,3590 = 0,3397 \text{ atm.m} \dots \dots \dots (12)$$

$$P \times i = 0,3397 \text{ atm.m}$$

V.1.7 La surface totale intérieure de la zone de radiation

- La largeur de zone de convection

Donc la surface totale est

$$S_{\text{total}} = 2 \times \left(3,14 \times \frac{D_{\text{cylind}}}{4} \right) + (P_{\text{cylind}} \times H) - (L_{\text{conv}} \times 1,4) \dots \dots \dots (13)$$

- La largeur de zone de convection

$$L_{\text{conv}} = (N_p + 1) \times C$$

$$L_{\text{conv}} = (4 + 1) \times 0,1778 = 0,889$$

Donc :

$$S_{\text{total}} = 2 \times \left(3,14 \times \frac{1,3590^2}{4} \right) + (4,2672 \times 3) - (0,889 \times 1,4) = 14,4566 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{total}} = 14,4566 \text{ m}^2$$

V.1.8 Surface des réfractaires nus

$$A_R = S_{\text{total}} - K'' A'' \dots \dots \dots (14)$$

$$A_R = 14,4566 - 0,92 \times 12,8016 = 2,679 \text{ m}^2$$

$$A_R = 2,679 \text{ m}^2$$

V.1.9 Facteur globale d'échange

$$\text{On a } \frac{A_R}{S_{\text{eq}}} = \frac{2,679}{12,504} = 0,2142 \dots \dots \dots (15)$$

$$\frac{A_R}{S_{\text{eq}}} = 0,2142$$

D'après la figure (**annexe n°07**) le facteur global d'échange est :

$$F = 0,3560$$

$$F \times S_{eq} = 0,356 \times 12.504 = 4,4514 \text{ m}^2$$

$$Q_{réel} / (F \times S_{eq}) = 500000 / 4,4514 = 112324,2126 \text{ Kcal/m}^2.\text{h}$$

$$Q_{réel} / (F \times S_{eq}) = 112324,2126 \text{ Kcal/m}^2.\text{h}$$

V.1.10 la surface extérieure d'un mètre de tubes

$$F_{ext} = \pi D_{ext} \dots\dots\dots(16)$$

$$F_{ext} = 3.14 \times 0,1016 = 0,3190 \text{ m}$$

$$F_{ext} = 0,3190 \text{ m}$$

V.1.11 La surface utile d'un tube

$$F_u = F_{ext} \cdot H \dots\dots\dots(17)$$

$$F_u = 0,3190 \times 3 = 0,9571 \text{ m}^2$$

$$F_u = 0,9571 \text{ m}^2$$

V.1.12 Surface des tubes dans la zone de radiation

$$F_{Tu}^R = F_u \times (N_{tube} - Np) + F_{ut} \times Np \dots\dots\dots(18)$$

$$F_{ut} = F_{ext} \times 1.4$$

$$F_{ut} = 0,3190 \times 1.4 = 0.447$$

$$F_{Tu}^R = 0,957 \times (28-4) + 0.447 \times 4 = 24.756 \text{ m}^2$$

$$F_{Tu}^R = 24.756 \text{ m}^2$$

V.1.13 Taux de transfert en radiation

$$q_{rad} = \frac{Q_{rad}}{F_{Tu}^R} \dots\dots\dots(19)$$

$$q_{rad} = \frac{279600}{24.756} = 11294.2317 \text{ Kcal/ h. m}^2$$

$$q_{rad} = 11294.2317 \text{ Kcal/ h. m}^2$$

V.2 Calcul de la zone de convection

✓ On admet que la longueur la zone de convection est :

$$l = 1.4 \text{ m}$$

V.2.1 Surface de passage

- Section de la zone de convection

$$S_{con} = L_{con} \times 1.4 \dots\dots\dots(20)$$

$$S_{con} = 0,8890 \times 1.4 = 1,2446 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{con}} = 1,2446 \text{ m}^2$$

- Surface occupée par les tubes

$$S_{\text{tube}} = N_{\text{protection}} D_{\text{ex}} \times 1.4 \dots \dots \dots (21)$$

$$S_{\text{tube}} = 4 \times 0,1016 \times 1.4 = 0.5690 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{tube}} = 0.5690 \text{ m}^2$$

- Surface de passage

$$S_p = S_{\text{con}} - S_{\text{tube}} \dots \dots \dots (22)$$

$$S_p = 1,2446 - 0.5690 = 0.6756 \text{ m}^2$$

$$S_p = 0.6756 \text{ m}^2$$

V.2.2 Vitesse massique des fumées

$$W_f = \frac{G_f}{S_p} \dots \dots \dots (23)$$

$$W_f = \frac{889,14}{0.6756} = 1316.00 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

$$W_f = 1316.00 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

V.2.3 Le calcul de coefficient de convection

$$\alpha_{\text{conv}} = \frac{0,018 C_p (W_f^{2/3} \cdot T_{\text{moyf}}^{0.3})}{D_{\text{ext}}^{1/3}} \dots \dots \dots (24)$$

Où :

- ✓ T_{moyf} : Température moyenne des fumées en °K

$$\alpha_{\text{conv}} = \frac{0,018 \times 0,2715 \times (1316^{2/3} \times 873.15^{0.3})}{0,1016^{1/3}} = 9.592 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_{\text{conv}} = 9.592 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

V.2.4 Le calcul du coefficient de radiation des gaz

$$\alpha_R = 0,022 \cdot T_{\text{moyf}} - 8 \dots \dots \dots (25)$$

$$\alpha_R = (0,022 \times 873.15) - 8 = 11,21 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_R = 11,21 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

V.2.5 Le calcul du coefficient de radiation des murs

On peut utiliser la formule suivante (la formule de Monard) :

$$\alpha_m = 0,195 \cdot \epsilon \cdot (T_A/100)^3 \dots\dots\dots(26)$$

Où :

✓ ϵ : Facteur d'émission de mur = 0,95

$$\alpha_m = 0,195 \times 0,95 \times (335/100)^3 = 6,9645 \text{ Kcal/m}^2\text{h K}$$

$\alpha_m = 6,9645 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

V.2.6 L'entraxe de deux rangés dans la zone de convection

$$C_2 = 0,5 \times C \cdot (3)^{1/2} \dots\dots\dots(27)$$

$$C_2 = 0,5 \times 0,1778 \times 1,73 = 0,1540 \text{ m}$$

$C_2 = 0,1540 \text{ m}$

Nous admettons un faisceau de convection composé de **32 tubes**

Disposés en
 $n_{\text{rangée}} = 8 \text{ rangées}$

V.2.7 Hauteur de la zone de convection

$$h_{\text{conv}} = C_2 \cdot n_{\text{rangée}} \dots\dots\dots(28)$$

$$h_{\text{conv}} = 0,1540 \times 8 = 1,23 \text{ m}$$

$h_{\text{conv}} = 1,23 \text{ m}$

V.2.8 Surface du mur pour les rangés

$$A_{\text{mur}}^1 = 2 \cdot h_{\text{conv}} \cdot (L_f + L_{\text{conv}}) \dots\dots\dots(29)$$

$$A_{\text{mur}}^1 = 2 \times 1,23 \times (1,4 + 0,8890) = 5,639 \text{ m}^2$$

$A_{\text{mur}}^1 = 5,639 \text{ m}^2$

V.2.9 Surface extérieur des tubes

$$A_{\text{tube}}^1 = N_{\text{conv}} \times F_u \dots\dots\dots(30)$$

$$A_{\text{tube}}^1 = 32 \times 0,4571 = 14,29 \text{ m}^2$$

$A_{\text{tube}}^1 = 14,29 \text{ m}^2$

V.2.10 L'effet de la radiation du mur

$$E = \frac{\alpha_m}{\alpha_{\text{conv}} + \alpha_R + \alpha_m} \times \frac{A_{\text{mur}}^1}{A_{\text{tube}}^1} \dots\dots\dots(31)$$

$$E = \frac{6,9645}{9,592 + 11,21 + 6,9645} \times \frac{5,639}{14,29} = 0,0990$$

$$E = 0,0990$$

V.2.11 Le coefficient global de transmission

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = (1 + E)(\alpha_{\text{conv}} + \alpha_R) \dots\dots\dots(32)$$

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = (1 + 0,0990) \times (9,592 + 11,21) = 22,86 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

$$\alpha_{\text{conv}}^1 = 22,86 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

V.2.12 La surface nécessaire du tube dans la zone de convection

$$S = \frac{Q_{\text{conv}}}{\alpha_{\text{conv}} \cdot \Delta T_m} \dots\dots\dots(33)$$

$$S = \frac{120400}{22,86 \times 404,5430} = 13,0192 \text{ m}^2$$

$$S = 13,0192 \text{ m}^2$$

V.2.13 Le nombre de rangée de tube dans la zone de convection

$$n_{\text{rangée}} = \frac{S}{N_{\text{protec}} \cdot F_u} \dots\dots\dots(34)$$

$$n_{\text{rangée}} = \frac{13,0192}{4 \times 0,4466} = 7,29 \text{ rangées}$$

$$n_{\text{rangée}} = 7,29 \text{ rangées}$$

- Notre estimation de **8 rangées de 32 tubes** est correcte.

V.2.14 Le nombre de tubes dans le four total

$$N_{\text{rad}} + N_{\text{conv}} = 28 + 32 = 60 \text{ tubes}$$

$$N_{\text{total}} = 60 \text{ tubes}$$

V.2.15 La hauteur du four (radiation + convection)

$$h_T = h_{\text{rad}} + h_{\text{conv}} = 3 + 1,23 = 4,23 \text{ m}$$

$$H = 4,23 \text{ m}$$

V.3 Calcul de la cheminée

V.3.1 La température de la cheminée

$$T_{ch} = T_{fe} - T_s \dots\dots\dots(35)$$

$$T_{ch} = 820 - 310 = 510^\circ\text{C}$$

$$T_{ch} = 510^\circ\text{C}$$

V.3.2 La masse volumique des fumées à T_{ch}

$$\rho_f^{T_{ch}} = \rho_f \times \frac{273.15}{273.15 + T_{ch}} \dots\dots\dots(36)$$

$$\rho_f^{T_{ch}} = 1,24 \times \frac{273.15}{273.15 + 510} = 0,43 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f^{T_{ch}} = 0,43 \text{ Kg/m}^3$$

V.3.3 La masse volumique des fumées à T_{moyf}

$$\rho_f^{T_{moyf}} = \rho_f \times \frac{273.15}{273.15 + T_{moyf}} \dots\dots\dots(37)$$

$$\rho_f^{T_{moyf}} = 1,24 \times \frac{273.15}{873.15} = 0,388 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f^{T_{moyf}} = 0,388 \text{ Kg/m}^3$$

V.3.4 La masse volumique dans la chambre de combustion à T_e

$$\rho_f^{T_{fe}} = \rho_f \times \frac{273.15}{273.15 + T_{fe}} \dots\dots\dots(38)$$

$$\rho_f^{T_{fe}} = 1,24 \times \frac{273.15}{273.15 + 820} = 0,310 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f^{T_{fe}} = 0,310 \text{ Kg/m}^3$$

V.3.5 La masse volumique de l'air à 20°C

$$\rho_{air}^{20} = \rho_{air} \times \frac{273.15}{273.15 + 20} \dots\dots\dots(39)$$

$$\rho_{air}^{20} = 1,293 \times \frac{273.15}{273.15 + 20} = 1,2048 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{air}^{20} = 1,2048 \text{ Kg/m}^3$$

V.3.6 Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion

$$h_{ts} = 10 \times (\varrho_{air}^{20} - \varrho_f^{T_{fe}}) \dots\dots\dots(40)$$

$$h_{ts} = 10 \times (1,2048 - 0,310) = 8,948 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$h_{ts} = 8,948 \text{ mmH}_2\text{O}$$

- On a la distance entre les bruleurs et les tubes de protection égale à 1,246 m

$$P_{TS} = \frac{h_{ts} \times h_{rad}}{10} \dots\dots\dots(41)$$

$$P_{TS} = \frac{8,948 \times 3}{10} = 2,684 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$P_{TS} = 2,684 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.7 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 :

$$DP_{tp} = P - P_{TS} \dots\dots\dots(42)$$

$$DP_{tp} = 8 - 2,684 = 5,316 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP_{tp} = 5,316 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.8 La pression dynamique

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(Wf)^2}{\varrho_f^{T_{moyf}}} \dots\dots\dots(43)$$

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(1316/3600)^2}{0,388} = 0,0176 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$P_{dyn} = 0,0176 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.9 Perte de charge pour 8 rangées des tubes de convection

$$DP_r = N_{rangée} \times P_{dyn} \times 0,5 \dots\dots\dots(44)$$

$$DP_r = 8 \times 0,0176 \times 0,5 = 0,070 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP_r = 0,070 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.10 Débit volumiques des fumées dans la cheminée

$$B_f = \frac{G_{ft}}{\varrho_f^{T_{ch}}} \dots\dots\dots(45)$$

$$B_f = \frac{889,14}{3600 \times 0,433} = 0,570 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$B_f = 0,570 \text{ m}^3/\text{s}$$

V.3.11 La section pour une cheminée de diamètre 0,6 m

$$S_{ch} = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots(46)$$

$$S_{ch} = \frac{3,14 \times (0,6)^2}{4} = 0,283 \text{ m}^2$$

$$S_{ch} = 0,283 \text{ m}^2$$

V.3.12 La vitesse des fumées dans la cheminée

Si nous avons un four d'une seule cheminée donc :

$$W_{ch} = \frac{B_f}{S_{ch}} \dots\dots\dots(47)$$

$$W_{ch} = \frac{0,571}{0,283} = 2,018 \text{ m/s}$$

$$W_{ch} = 2,018 \text{ m/s}$$

V.3.13 La vitesse massique des fumées dans une cheminée

$$W_{fch} = \frac{G_{ft}}{S_{ch}} \dots\dots\dots(48)$$

$$W_{fch} = \frac{889,14}{0,283 \times 3600} = 0,873 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

$$W_{fch} = 0,873 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

V.3.14 La pression dynamique dans une cheminée

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(W_{fch})^2}{\rho_f} \dots\dots\dots(49)$$

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(0,874)^2}{0,433} = 0,09 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP = 0,09 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.15 La pression dynamique dans la cheminée

- Pour une cheminée de 7.5 m de hauteur

$$\frac{H_{ch}}{50D} = \frac{7,5}{50 \times 0,6} = 0,25$$

Donc :

$$DP_{ch} = \left(3,5 + \frac{H_{ch}}{50D} \right) DP \dots\dots\dots(50)$$

$$DP_{ch} = (3,5 + 0,25) \times 0,1 = 0,38 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP_{ch} = 0,38 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.16 Le tirage nécessaire total

$$P_T = DP_r + DP_{ch} + DP_{tp} = 0,070 + 0,38 + 5,316 = 5,77 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$P_T = 5,77 \text{ mmH}_2\text{O}$$

V.3.17 La hauteur de la cheminée

$$H_{ch} = \frac{P_T}{\rho_{air}^{20} - \rho_f^{T_{ch}}} \dots\dots\dots(51)$$

$$H_{ch} = \frac{5,77}{1,2048 - 0,433} = 7,48 \text{ m}$$

$$H_{ch} = 7,48 \text{ m}$$

V.3.18 La hauteur total du four

$$H_T = H + H_{ch} = 4,23 + 7,48 = 11,71 \text{ m}$$

$$H_T = 11,71 \text{ m}$$

V.3.19 Les résultats du four cylindrique dans les tableaux suivants

- La zone de radiation

Tableau V.1: 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 _{tu} ^R (m ²)
28	3,0	4,2672	1,3590	4,3493	12,8016	14,4565	24,7563

Tableau V.2: 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)
0,356	0,2142	0,356	112320,7469	11294,2317

- **La zone de convection**

Tableau V.3: Les dimensions de la zone de convection du four cylindrique

N tube	N rangées	L_{con} (m)	Longueur (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	1,4	1,23	1,2446	0,6756	5,639	0,4466	14,29

Tableau V.4: 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)
1316,00	9,592	11,21	6,9645	0,099	22,86

- **La cheminée**

Tableau V.5: Les dimensions de la cheminée du four cylindrique

Diamètre (m)	Hauteur (m)	Section (m ²)
0,6	7,48	0,283

Tableau V.6: 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)
2,684	5,316	0,0176	0,070	2,019	0,874	0,10	0,386	5,77

La figure V.4 illustre le schémas représentatif de four cylindrique.

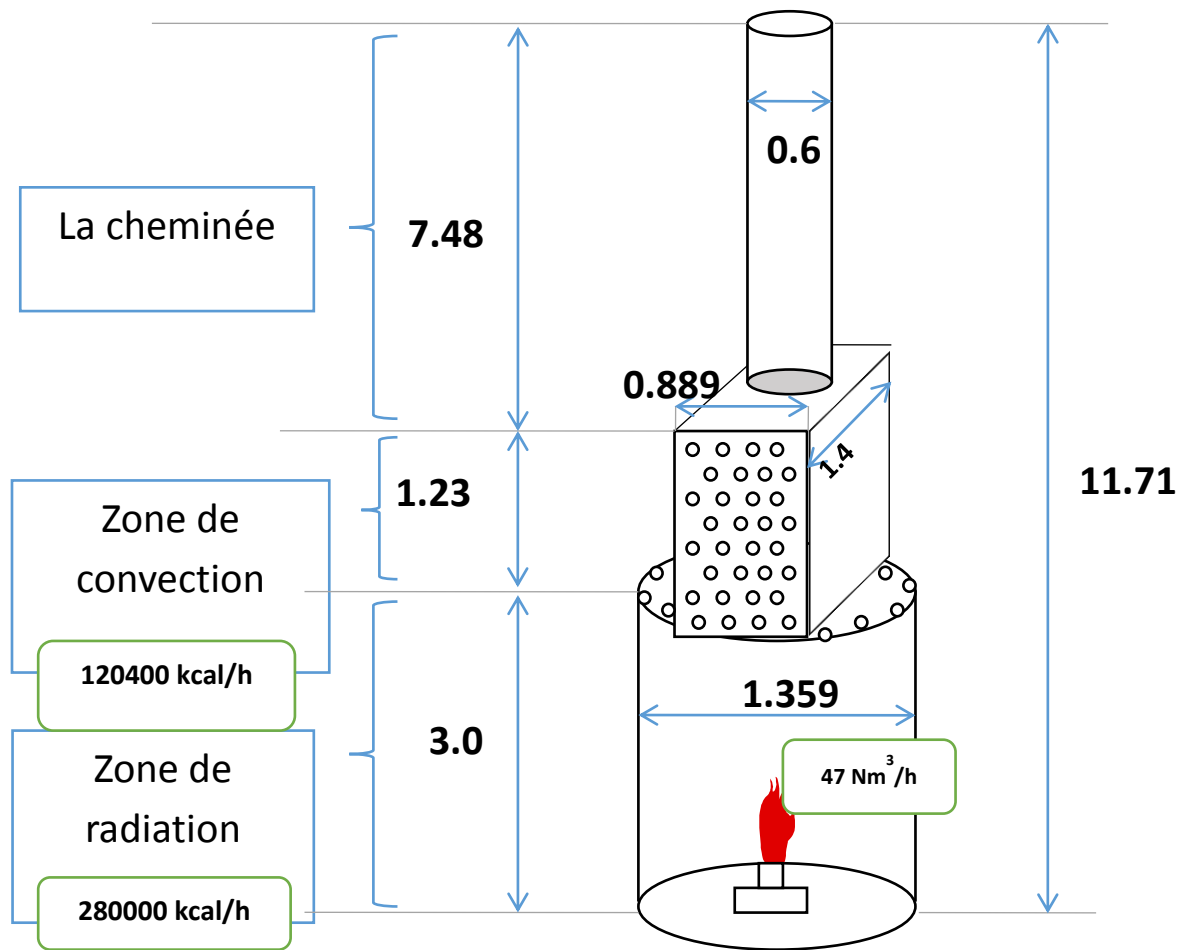


Figure V.1 : Schéma représentatif du four cylindrique

V.3.20 Les résultats du partie calcul (chapitre IV le chapitre V)

Les résultats de calcul de bilan thermique pour les deux fours sont dans le tableau V.7

Tableau V.7: 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)	120400
Le débit de gaz combustible β (Nm ³ /h)	47
La température de peau des tubes (C°)	335
La température des gaz (C°)	840

Les dimensionnements constructifs pour chaque four sont dans les tableaux V.8 et V.9

Tableau V.8: Dimensionnement constructif des fours

	Cabine	Cylindrique
Le nombre total des tubes	34,0000	60,0000
Longueur des tubes (m)	93,5000	122,4000
Surface des tubes (m ²)	29,8300	39,0500
Surface des murs (m ²)	46,1200	37,9100
La hauteur du four (m)	11,0000	11,7100
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 V.9: Dimensionnement constructif des fours

	Zone de radiation		Zone de convection		Cheminée	
	Cabine	Cylindre	Cabine	Cylindre	Cabine	Cylindre
Nombre des tubes	18,000	28,000	16,000	32,000	----	----
Hauteur (m)	1,421	3,000	0,616	1,23	8,96	7,48
Largeur (Diamètre) (m)	1,500	1,359	0,889	0,889	----	----
Longueur (m)	2,75	----	2,75	1,400	----	----
Surface des Murs (m ²)	17,06	15,70	9,37	8,12	19,69	15,70
Diamètre (m)	----	----	----	----	0,700	0,600
Nombre des rangées	----	----	4,000	8,000	----	----

V.3.21 Comparaison et discussions des résultats

V.3.21.1 La Surface effective des tubes et la surface total du four

La figure V.2 illustre la surface effective des tubes et la surface total de chaque four.

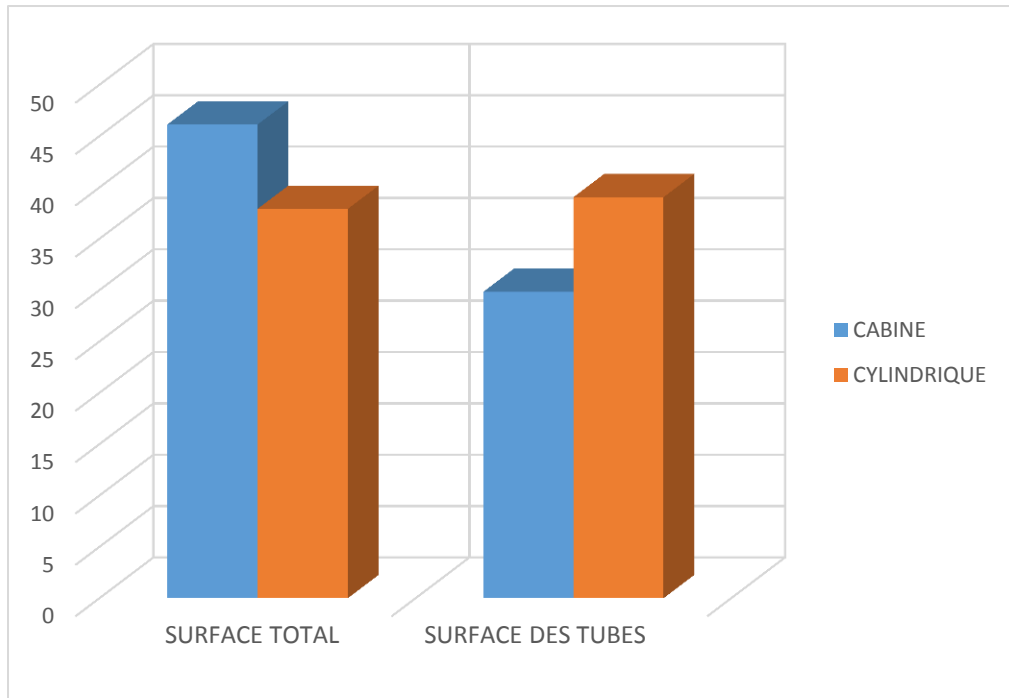


Figure V.2 : La surface effective des tubes et la surface total du four

✚ Commentaire :

Malgré que la surface totale des murs du four cylindrique soit inférieure à environ 9m^2 à celle du four cabine, on remarque que la surface effective des tubes est légèrement supérieure de 9m^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.

V.3.21.2 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 V.3).

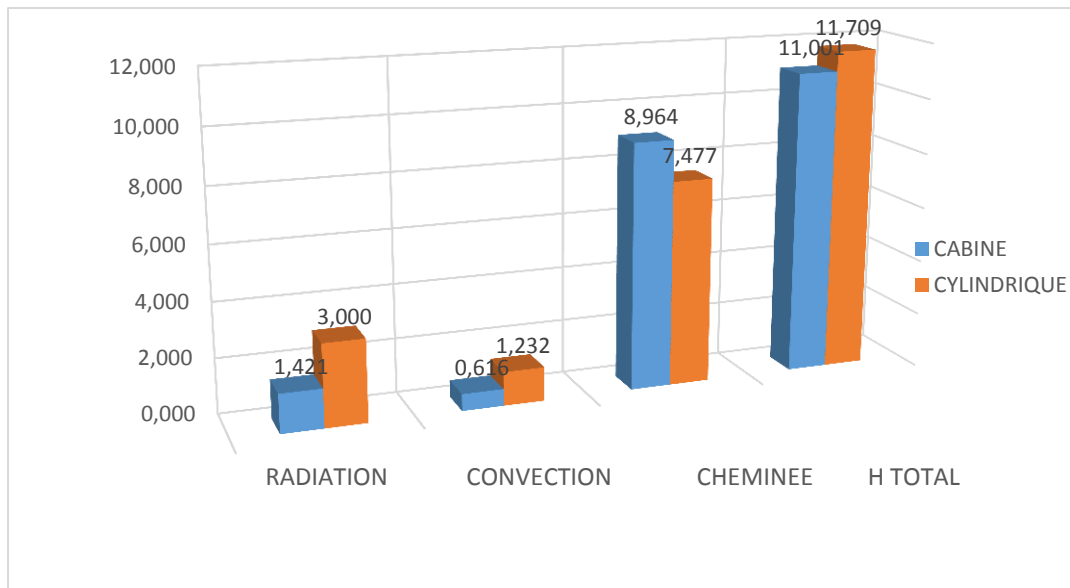


Figure V.3 : Hauteur des différentes sections de four

+ Commentaire :

On remarque que la hauteur totale est presque la même pour les deux fours (70 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.

V.3.21.3 L'encombrement du sol

La figure V.4 illustre la surface de la base de chaque four.

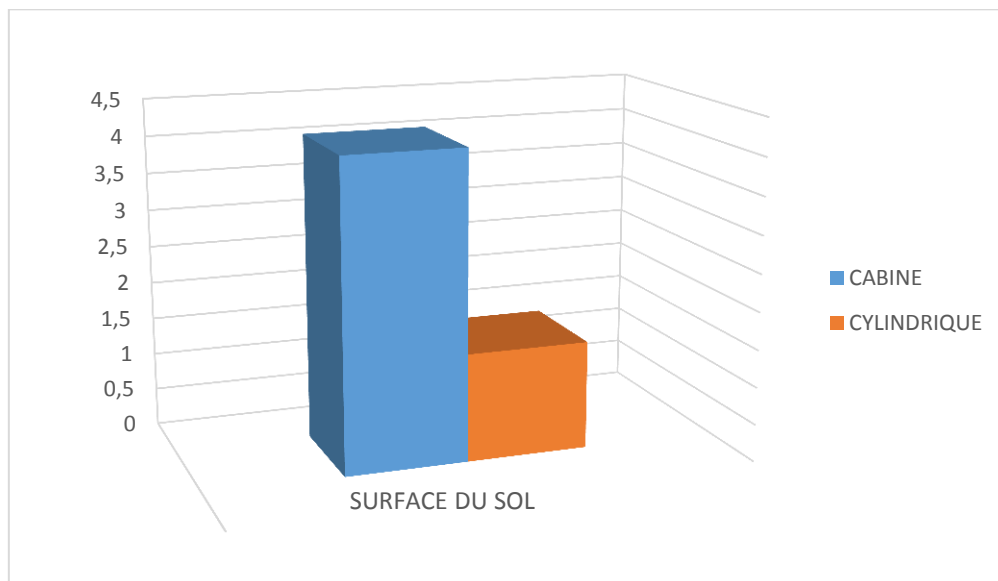


Figure V.4 : la surface de la base de chaque four

✚ 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 cheminée 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.

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 V.10: 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 (41 Nm³/h) sera disponible (**voir annexe n°10**).

Finalemment ces résultats montrent que ce four peut résoudre le problème et suspend l'utilisation de la 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'une surchauffeur électrique, ce dernier joue un rôle capital dans l'unité car la défaillance de la surchauffeur ou de l'un de ces accessoires entraine 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 dans notre travail 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.

Nos résultats indiquent la possibilité d'un gain en énergie électrique consommé précédemment par la surchauffeur EH-1 qui a été remplacé par le fuel gaz disponible au niveau de l'unité, ainsi que l'augmentation de la durée de vie du matériel, et cela conduit à la continuité de la production sur le long terme.

Pour conclure, et dans le souci de compléter ce travail nous recommandons de réaliser une étude technico-économique de l'installation du four proposé.

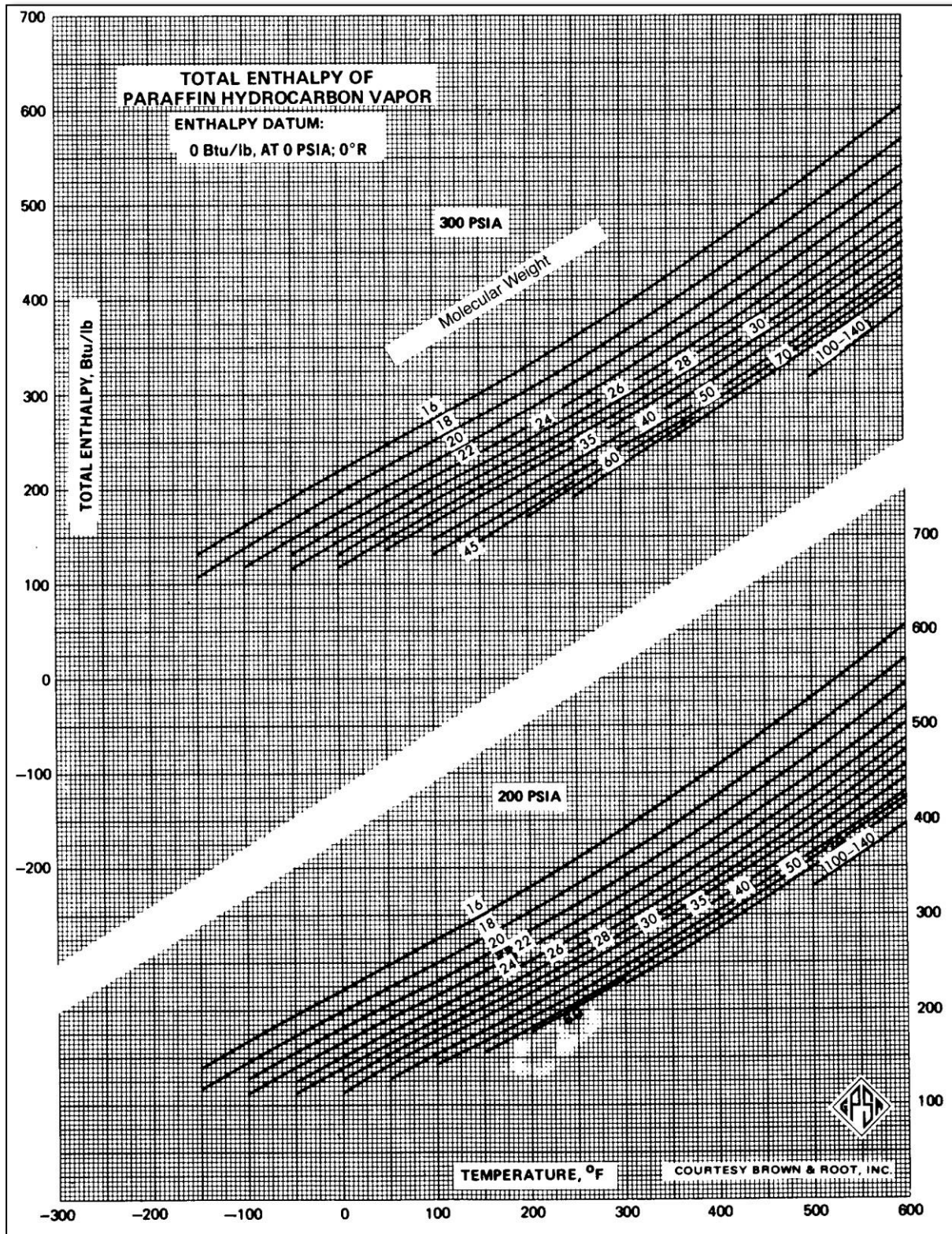
Bibliographies

- [1]. Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K).
- [2]. Manuel opératoire pour l'unité d'isomérisation du naphta léger (unité no 701).
- [3]. Département ressources humaines. Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [4]. G. LEFEVRE Grandes réactions de transformation chimique des hydrocarbures. Edition TECHNIP. Paris, 1978.
- [5]. Axens IFP Groupe Technologies « FORMATION ISOMÉRISATION » projet d'adaptation raffinerie Skikda, Alger (2012)
- [6]. IFP Training « Traitement des coupes légères et des distillats moyens » École nationale supérieure du pétrole et des moteurs (2015).
- [7]. Manuel opératoire pour l'unité d'hydrotraitement du naphta léger (unité no 700).
- [8]. Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire pour unité d'hydrotraitement du naphtaléger-i (Unité N0 : 700) RA1K ». Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de skikda(2013).
- [9]. [Dr A. BENAHMED; Cour Four pétrolier IAP SKIDKA.
- [10]. C. Bonnet, Le Raffinage du Pétrole : Matériels et Équipements, Technip, Institut français du pétrole. Paris, 1999, Tome 4.
- [11.] Mostafa touiker, cours "transfert de chaleur", école IAP sonatrach, année 2008.
- [12]. R. LÉVÊQUE, technique de l'ingénieur ; chaudières-et-fours industriels. M330.
- [13]. M Touiker four et chaudières, séminaire catalogue IAP Skikda 2013.
- [14]. Nicholas P.cheremisinoff, Ph D ; Hand book of chemical processing equipment Boston 2000.
- [15]. C.DUFFAU, JM GRILLOT ;JM NAVARRO et R.VIDIL ;avril 1985.
- [16]. P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.
- [17]. Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K).
- [18]. A.BONTEMPS, GERIGUE, GH.GOUBIER, J.HUTEZ et R.VIDIL; «Problèmes et fonctionnement» Technique de l'ingénieur 2002.
- [19]. E.J MITTEMEIJER, J.T SLYCKE:' Chemical potentials and activities of nitrogen and carbon imposed by gaseous nitriding and carburizing atmospheres', Surf. Eng.12(2), 1996.
- [20]. J. P Wauquier, tome 1 : pétrole brut et produits pétroliers, publication de l'Institut Français de Pétrole, édition Technip, Paris, 1994.
- [21]. PIERRE TRAMBOUZE « Matériels et équipements », Editions TCHNIP 1999 –Paris.
- [22]. F.KRE TTH ; « Transmission de chaleur et thermodynamique » 2001.

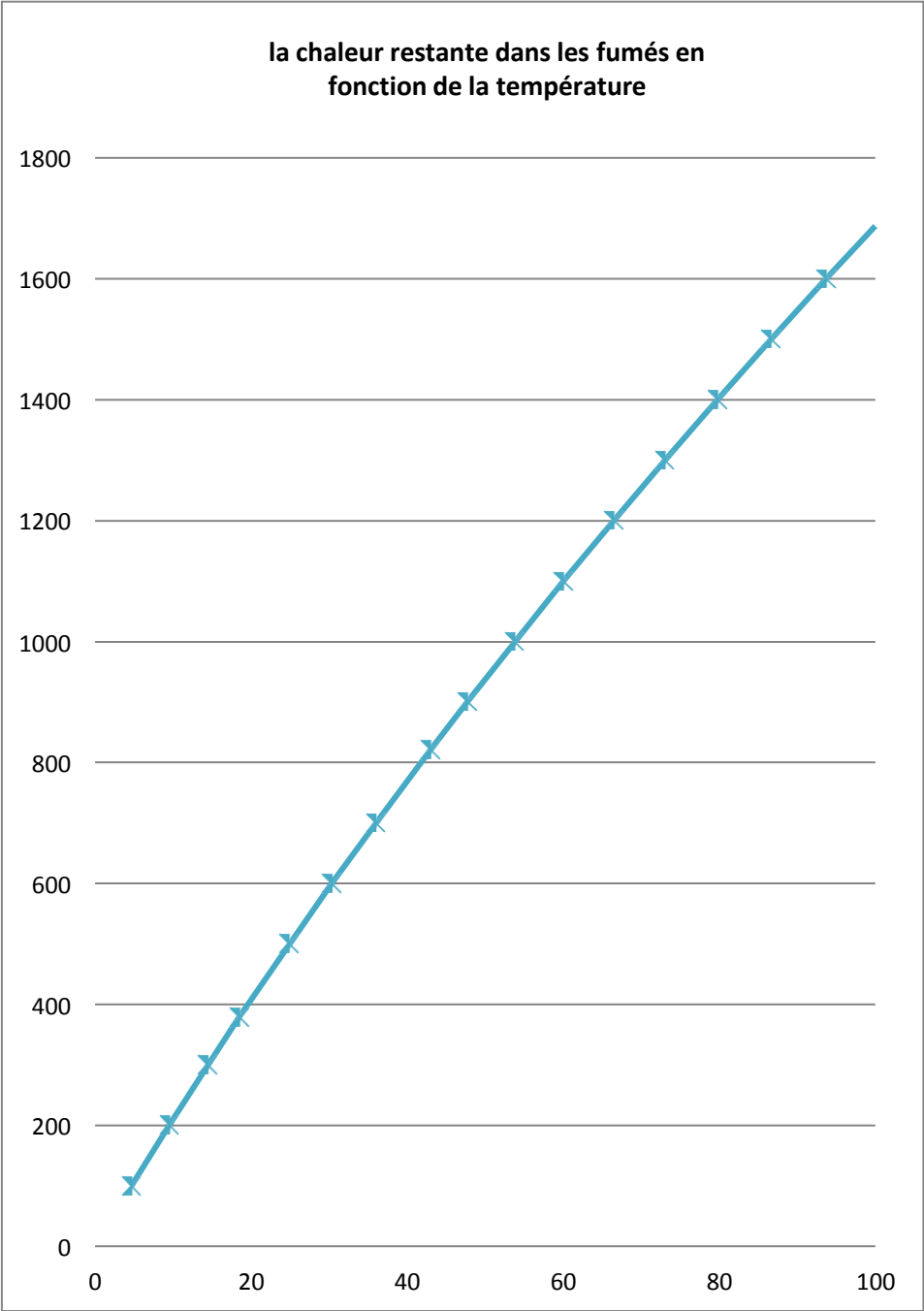
Bibliographies

- [23]. J.PADEF ; « Echangeur thermique, méthodes de calculs » 2000.
- [24]. S. Olivier et H. Gié, thermodynamique, Lavoisier Tec &Doc, Paris, 1998
- [25]. **S. BENTHAMI**, « Modélisation numérique d'un four électrique à convection forcée »,
- [26]. **S.SADDAM**, «Amélioration de la convection mixte dans un dissipateur de chaleur à ailette elliptique creuse », mémoire de master, Université «Mohamed Boudiaf», M'silla-Algérie (2015).
- [27]. Incropera., Frank,P., Dewitt., David, P. Fundamental of heat and mass transfer. New York: John Wiley, 2000
- [28]. Michael.M.Modest,
- [29]. Mathilde. M, transfert thermique et énergétique, IFP training, IAP Hassi Messaoud, 2015.
- [30]. Kay., John Menzies. Introduction à la mécanique du fluide et la transmission de chaleur Paris: Dunod, 1964.
- [31]. [http : //www.Electric funace.ac.id/v1/wpcontent:uploads/CEPSI_2008_2015/PDF](http://www.Electricfunace.ac.id/v1/wpcontent/uploads/CEPSI_2008_2015/PDF)
- [32].<https://www.resistanceelectrique.com/produits/liquides/chauffage-liquides-en-circulation-forcee/echangeurs-de-chaleur-electriques-pour-liquide> 26-06-2023
- [33]. J. le NOGUES, Etude des fours pétroliers et pétrochimiques, éditions technip, 1994.
- [34]. André, B., De Vriendt. La transmission de la chaleur. Boucherville, Québec: G. Morin, 1989.
- [35]. Bost, M. Les fours industriels à résistances électriques. Electra, 1989.
- [36]. API standard 560/ISO 13705.
- [37].PROCESS DATASHEET FOR DRYERS REGENERATION SUPERHEATER (ITEM NO :701-EH-1)

Annexe (01) : Enthalpie des coupes pétrolières



Annexe (02) : La chaleur restante dans les fumés en fonction de la température



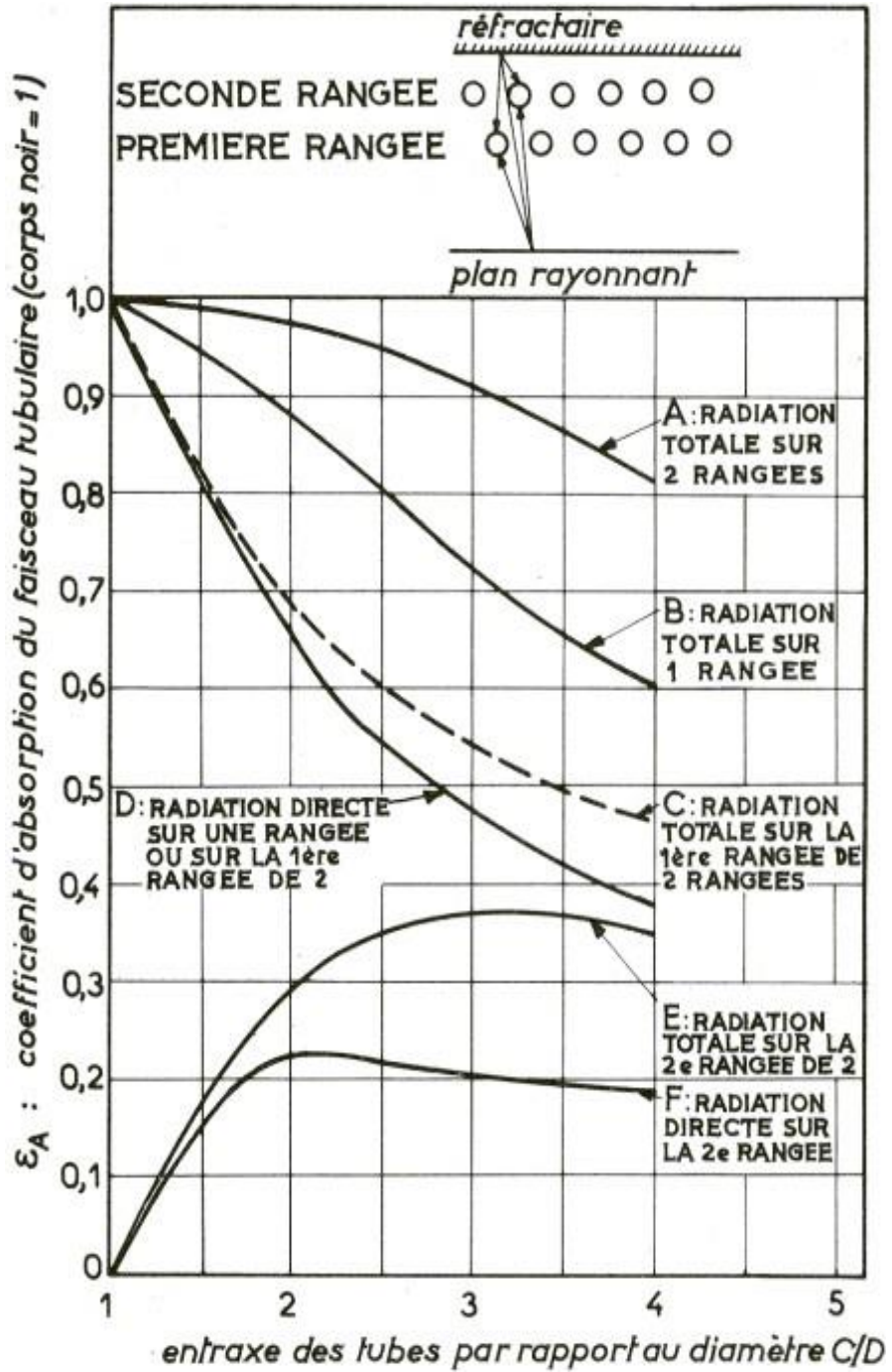
Annexe (03) : Caractéristiques des tubes Norme API standard**560/ISO 13705**

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	} $\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 × 2 × 1 à 1 × 2 × 4	
1 × 1 × 4 à 1 × 1 × ∞	
FOURS CABINES	
1 × 2 × 4	} $\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 × 2 × 5 à 1 × 2 × 8	
FOURS CYLINDRIQUES	
d × d	} $\frac{2}{3} \times \text{diamètre}$
d × 2 d à d × ∞	

Plus petite dimension

1,3 fois la plus petite dimension

1 fois le diamètre

Annexe (06) : Facteur d'émission de la flamme

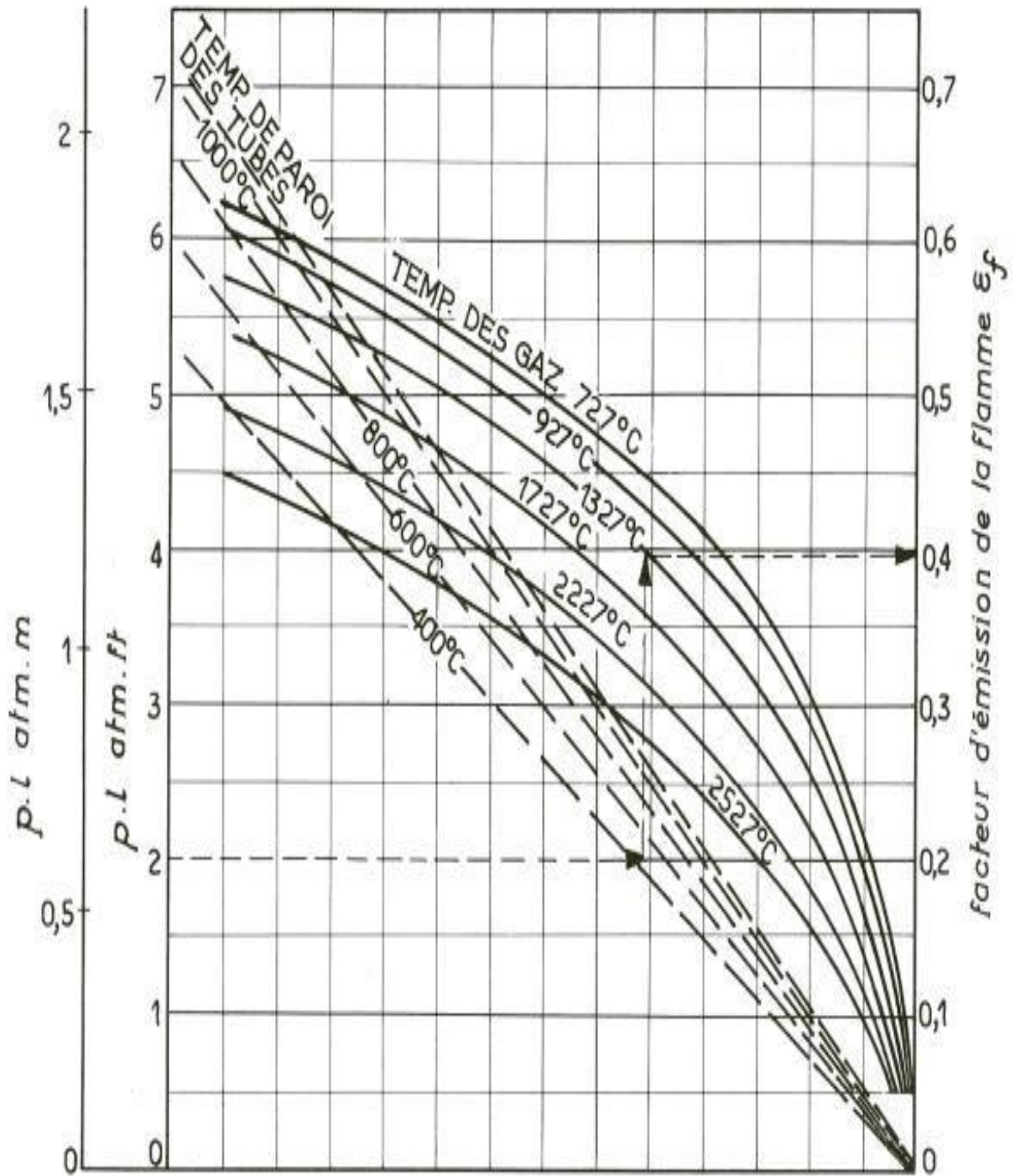


Fig. V.2.5. — Facteur d'émission de la flamme.

Annexe (07) : Facteur d'échange F

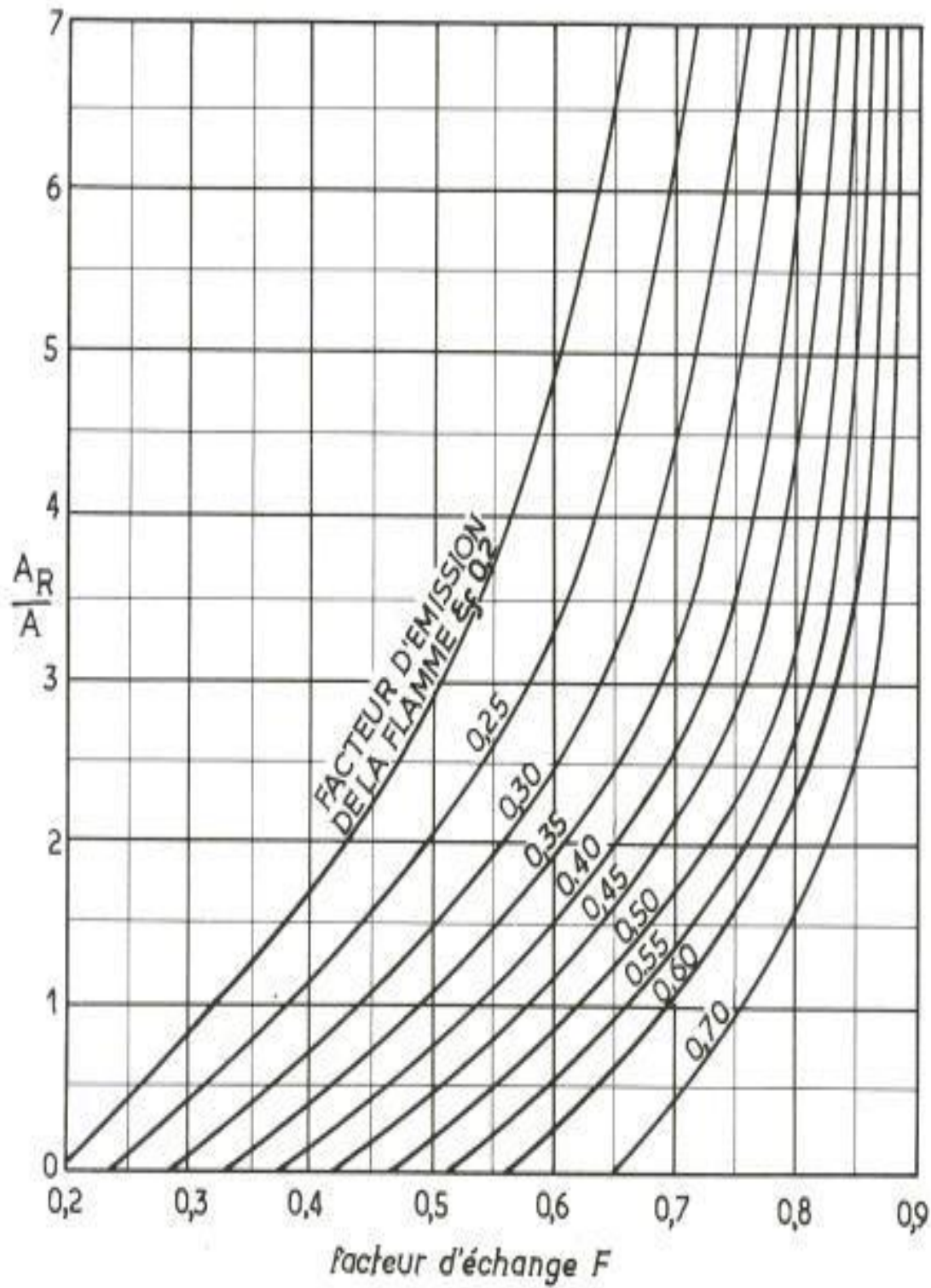
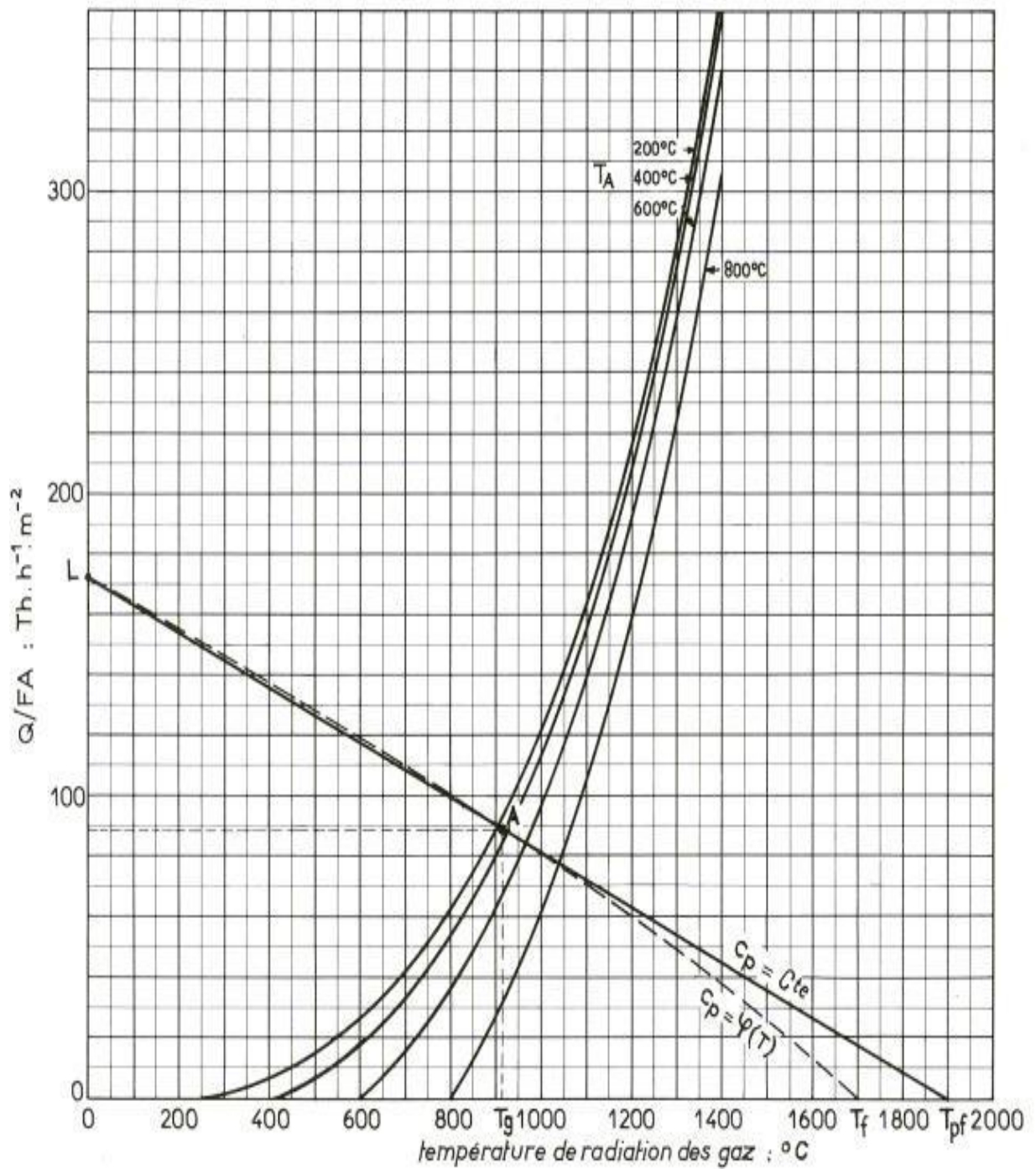


Fig. V.2.8 — Facteur d'échange F

Annexe (08) : Température des 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