

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE 20 AOÛT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie Chimique

Dimensionnement d'un four à gaz pour le
perfectionnement et l'amélioration des
performances de l'unité d'isomérisation

Soutenu le 06/07/2023

Réalisé par : BOULBIR Sami

Encadré par : Dr. BENKACEM Samra

Année Universitaire 2022- 2023

Résumé

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

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

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

Pour cela nous avons procédé à un calcul de dimensionnement d'un four cabine à tube horizontaux selon la norme API standard 560/ISO 13705, en déterminant la surface utile des tubes, la hauteur des différentes sections du four et la surface totale du four ...etc.

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

Abstract

Our study was carried out at the Refinery of Skikda RA1K, specifically at the light naphtha isomerization unit (U701/703).

The objective of this work is to propose a solution to overcome the problem of the maintenance of the electric superheater of the regeneration section of the dryers, which represents an important part of the self-consumption of the RA1K complex.

To this effect, our study is mainly based on the substitution of the electric superheater by a gas fuel furnace, which ensures optimal operation at the level of the regeneration section.

For this, we carried out a calculation of the dimensioning of a cabin furnace with horizontal tubes according to standard API 560/ISO 13705, by determining the useful surface of the tubes, the height of the different sections of the furnace and the total surface of the furnace.

Keywords : isomerization, gas furnace, electric superheater, regeneration, dimensioning.

ملخص

أجريت دراستنا في مصفاة سكيكدة RA1K، وتحديدًا في وحدة أزمررة الناقتا الخفيفة (U701 / 703).

الهدف من هذا العمل هو اقتراح حل لتجاوز مشكلة صيانة السخان الكهربائي لقسم اعادة تنشيط المجففات، والتي تمثل جزءًا مهمًا من الاستهلاك الذاتي لمجمع RA1K.

لهذا الغرض، تعتمد دراستنا بشكل أساسي على استبدال السخان الكهربائي بفرن وقود الغاز، مما يضمن اداء أمثلا على مستوى قسم اعادة التنشيط.

لهذا، أجرينا حسابًا لأبعاد فرن كابينة بأنابيب أفقية وفقًا لمعيار API 560/ISO 13705، من خلال تحديد المساحة اللازمة للأنابيب، وارتفاع الأقسام المختلفة للفرن والمساحة الكلية للفرن... إلخ

كلمات مفتاحية : أزمررة، فرن غاز، سخان كهربائي، اعادة التنشيط، أبعاد.

REMERCIEMENT

Au terme de ce parcours académique, je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance envers ceux qui ont contribué à la réalisation de mon mémoire.

Tout d'abord, je souhaite adresser mes sincères remerciements aux membres du jury pour leur temps, leur expertise et leurs précieux commentaires lors de l'évaluation de mon travail. Leurs observations constructives ont grandement enrichi mon travail et m'ont permis de progresser.

*Je voudrais également exprimer ma gratitude envers mon encadreur, Madame **Benkacem Samra**, pour son dévouement et ses conseils avisés tout au long de ce mémoire.*

Je tiens à adresser mes remerciements à l'ensemble des enseignants et des professeurs de l'Université de 20 Août 1955 de Skikda. Leur partage de connaissances a façonné ma formation académique et m'a permis d'acquérir les compétences nécessaires pour mener à bien ce travail.

Enfin, je tiens à exprimer ma reconnaissance envers tout le personnel du complexe RA1K de Skikda. Leur support logistique et administratif a grandement facilité mes recherches et a contribué à la réussite de ce mémoire.

DEDICACE

À mes chers parents, mes piliers solides et mes sources inépuisables de soutien, je dédie ce mémoire. Votre encouragement constant et vos sacrifices sans fin ont été la clé de ma réussite. Je suis profondément reconnaissant pour votre confiance inébranlable et votre soutien indéfectible.

À mes sœurs adorées, Rania, Nesrine et Loubna, votre présence à mes côtés a rendu ce voyage plus joyeux et mémorable.

À mes oncles Farid et Salim, vous avez toujours été présents pour m'inspirer tout au long de mon parcours académique. Votre expérience et votre bienveillance m'ont permis de grandir et d'atteindre de nouveaux sommets. Votre influence positive a été inestimable.

À mon ami Karim, mon compagnon de route, je te remercie pour ton amitié sincère et ta camaraderie indéfectible.

À tous mes collègues, je suis honoré d'avoir partagé cette aventure avec vous. Ensemble, nous avons repoussé les limites et atteint des résultats exceptionnels.

Enfin, je tiens à exprimer ma gratitude à une personne spéciale Hassiba, ton amour a été une source inépuisable de motivation et de positivité. Je vous suis éternellement reconnaissant.

À tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ce parcours, je vous dédie humblement ce mémoire.

BOULBIR SAMI

Table des matières

<i>Liste des Figures</i>	<i>I</i>
<i>Liste des tableaux</i>	<i>II</i>
<i>Liste des abréviations</i>	<i>III</i>
<i>Liste des annexes</i>	<i>VII</i>
<i>Introduction générale</i>	<i>1</i>

Chapitre I

Transfert de chaleur et généralités sur les fours à gaz

Introduction.....	3
I.1. Généralités sur le transfert de chaleur.....	3
I.2. Conduction.....	4
I.3. Convection.....	5
I.3.1. Loi fondamentale de la convection.....	6
I.4. Rayonnement.....	6
I.4.1. Bilan énergétique relatif à un rayonnement incident.....	7
I.4.2. Loi fondamentale du rayonnement.....	7
I.5. Combustion.....	8
I.5.1. Définitions.....	9
I.5.2. Impératifs de la combustion.....	9
I.5.3. Vitesse de déflagration.....	9
I.6. Flamme.....	9
I.7. Nature et caractéristiques des combustibles.....	9
I.8. Définition de la chaleur de combustion.....	10
I.9. Réaction de combustion.....	10
I.10. Composition théorique des fumées.....	11
I.10.1. Teneur théorique en produits agressifs.....	11

I.11. Pouvoir calorifique supérieur et inférieur.....	12
I.12. Enthalpie des fumées.....	12
I.13. Brûleurs (types, fonctionnement et réglage)	13
I.13.1. Définition.....	13
I.13.2 Brûleurs à gaz.....	13
I.13.3. Brûleurs à huile.....	14
I.13.4. Brûleurs soufflés et brûleurs à tirage naturel.....	15
I.14. Fours tubulaires.....	15
I.14.1. Utilisation des fours tubulaires.....	15
I.14.2. Caractéristiques générales des fours tubulaires.....	15
I.14.3. Constitution d'un four.....	17
I.14.5. Matériaux réfractaires et isolants.....	18
I.15. Description des différents types de four.....	19
I.15.1. Fours dits « cabines » à tubes horizontaux.....	19
I.15.2. Fours dits « boîtes » à tubes verticaux.....	20
I.15.3. Fours cylindriques verticaux.....	20
I.15.4. Fours à chauffage par murs radiants.....	21
I.15.5. Fours dits à double chauffe.....	21
I.15.6. Autres types.....	22
I.16. Description détaillée d'un four tubulaire.....	23
I.16.1. Faisceaux tubulaires.....	23
I.16.2. Matériaux des tubes.....	24
I.16.3. Supportage des faisceaux tubulaires.....	25
I.16.4. Garnissage des parois du four.....	25
I.16.4.1. Différents types de garnissage.....	25
I.16.5. Brûleurs.....	26
I.16.6. Ramoneurs.....	26
I.16.7. Préchauffeur d'air.....	26
I.17. Rendement thermique d'un four.....	27
Conclusion.....	29

Chapitre II

Description de l'unité d'affectation de l'isomérisation des paraffines

Introduction.....	30
II.1. Historique.....	30
II.2. Isomérisation des paraffines.....	30
II.2.1. But.....	30
II.3. Thermodynamique et cinétique.....	30
II.4. Réactions chimiques.....	31
II.4.1. Hydrogénation de benzène.....	31
II.4.2. Isomérisation.....	31
II.4.3. Réactions secondaires.....	32
II.4.3.1. Ouverture d'anneaux de naphènes.....	32
II.4.3.2. Hydrocraquage.....	33
II.5. Variables de procédé.....	34
II.5.1. Température de réacteur.....	34
II.5.2. Vitesse spatiale.....	34
II.5.3. Rapport hydrogène/charge.....	35
II.5.4 Injection de chlorure.....	35
II.6. Catalyseur.....	35
II.6.1. Caractéristiques du catalyseur.....	35
II.6.2. Contamination du catalyseur.....	36
II.6.2.1. Formation de coke.....	36
II.6.2.2. Poisons des catalyseurs.....	36
II.7. Description de l'unité d'isomérisation.....	39
II.7.1. Isomérisation de naphta prétraitée (U 701/703).....	39
II.7.1.1. Objectif.....	39
II.7.1.2. La Charge.....	39
II.7.2. Différentes sections de l'unité.....	42
II.7.2.1. Section Sécheurs.....	42
II.7.2.2. Section isomérisation (réacteur).....	42
II.7.2.3. Section de stabilisation.....	42
II.7.2.4. Déisohexaniseur.....	43

II.7.2.5. Section scrubber.....	44
II.7.2.6. Régénération des sécheurs.....	44
II.8. Problématique.....	47
Conclusion.....	48

Chapitre III

Calcul et dimensionnement du four

Introduction.....	49
III.1. Données de départ.....	49
III.2. Calcul de la combustion.....	50
III.2.1. Réaction à combustion.....	51
III.2.2. Quantité d'oxygène O ₂ théorique nécessaire à la combustion.....	51
III.2.3. Quantité pratique d'oxygène en tenant compte l'excès d'air 20%.....	51
III.2.4. Quantité d'air théorique nécessaire à la combustion.....	52
III.2.5. Quantités des produits de la combustion (composition des fumées).....	52
III.2.6. Calcul des spécifications des fumées.....	54
III.2.7. Tableau récapitulatif des compositions des fumées.....	55
III.2.8. Calcul des spécifications de gaz combustible.....	56
III.3. Bilan thermique.....	58
III.3.1 Quantité de chaleur absorbée par la charge.....	58
III.3.2. Quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion.....	60
III.3.3. Débit de combustible.....	60
III.3.4. Débit des fumées.....	60
III.3.5. Nombre de brûleurs.....	60
III.3.6. Chaleur spécifique moyenne des fumées.....	61
III.3.7. Enthalpie des fumées pour 1 kg de combustible.....	61
III.4. Calcul de la zone de radiation.....	62
III.4.1. Surface de plan d'absorption A.....	63
III.4.2. Vitesse massique de la charge par passe.....	64
III.4.3. Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation.....	64
III.4.4. Largeur de la zone de convection.....	64
III.4.5. Longueur du mur incliné avec $\alpha=30^\circ$	64

III.4.6. Nombre de tubes sur les murs inclinés.....	64
III.4.7. Nombre des tubes sur les murs verticaux.....	65
III.4.8. Hauteur du mur verticale.....	65
III.4.9. Hauteur du mur incliné.....	65
III.4.10. Hauteur du four jusqu'à la zone de convection.....	65
III.4.11. Calcul du produit « $P \times i$ »	65
III.4.12. Température de peau des tubes.....	66
III.4.13. Température des gaz.....	66
III.4.14. Facteur d'émission de la flamme.....	66
III.4.15. Surface totale intérieure de la zone de radiation.....	67
III.4.16. Surface équivalente des tubes situés devant les réfractaires.....	67
III.4.17. Surface des réfractaires nus.....	67
III.4.18. Facteur globale d'échange.....	67
III.4.19. Température de pseudo-flamme.....	68
III.4.20. Température résiduelle des gaz.....	68
III.4.21. Quantité de chaleur absorbée en radiation.....	68
III.4.22. Surface extérieure d'un mètre de tubes.....	69
III.4.23. Surface utile d'un tube.....	69
III.4.24. Surface des tubes dans la zone de radiation.....	69
III.4.25. Taux de transfert en radiation	69
III.5. Calcul de la zone de convection.....	70
III.5.1. Chaleur à transmettre en convection.....	70
III.5.2. Surface de passage.....	70
III.5.3. Vitesse massique des fumées.....	70
III.5.4. Répartition des pertes.....	71
III.5.5. Température de fumée à la sortie de la zone de convection.....	71
III.5.6. Température de fumée à l'entrée de la zone de convection.....	71
III.5.7. Température moyenne des fumées.....	71
III.5.8. Chaleur spécifique réel à T_{moyf}	71
III.5.9. Calcul de coefficient de convection.....	71
III.5.10. Calcul du coefficient de radiation des gaz.....	72
III.5.11. Calcul du coefficient de radiation des murs.....	72
III.5.12. Entraxe de deux rangés dans la zone de convection.....	72
III.5.13. Hauteur de la zone de convection.....	73

III.5.14. Surface du mur pour les rangés.....	73
III.5.15. Surface extérieur des tubes.....	73
III.5.16. Effet de la radiation du mur.....	74
III.5.17. Coefficient global de transmission.....	74
III.5.18. Enthalpie de 1Kg d'isomérat à l'entrée du four.....	74
III.5.19. Enthalpie de 1Kg d'isomérat à la sortie de la zone de convection.....	74
III.5.20. Température correspond à cette enthalpie.....	74
III.5.21. Différence de température logarithmique moyenne est donnée.....	75
III.5.22. Surface nécessaire du tube dans la zone de convection.....	75
III.5.23. Nombre de rangée de tube dans la zone de convection.....	75
III.5.24. Nombre de tubes total dans le four.....	75
III.5.25. Hauteur du four (radiation + convection).....	75
III.6. Calcul de la cheminée.....	76
III.6.1. Température de la cheminée.....	76
III.6.2. Masse volumique des fumées à T_{ch}	76
III.6.3. Masse volumique des fumées à T_{moyf}	76
III.6.4. Masse volumique dans la chambre de combustion à T_e	76
III.6.5. Masse volumique de l'air à 20°C.....	76
III.6.6. Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion.....	77
III.6.7. Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs.....	77
III.6.8. Pression dynamique.....	77
III.6.9. Perte de charge pour 4 rangées des tubes de convection.....	77
III.6.10. Débits volumiques des fumées dans la cheminée.....	78
III.6.11. Section pour une cheminée de diamètre 0,6 m.....	78
III.6.12. Vitesse des fumées dans la cheminée.....	78
III.6.13. Vitesse massique des fumes dans une cheminée.....	78
III.6.14. Pression dynamique dans une cheminée.....	78
III.6.15. Pression dynamique dans la cheminée.....	79
III.6.16. Tirage nécessaire total.....	79
III.6.17. Hauteur de la cheminée.....	79
III.6.18. Hauteur totale du four.....	79
III.7. Résultats de calcul.....	80
III.8. Discussions des résultats.....	82
III.8.1. Surface effective des tubes et la surface totale du four.....	82

III.8.2. Hauteur des différentes sections du four.....	82
III.8.3. Encombrement du sol.....	83
III.9. Comparaison entre le surchauffeur EH-1 et le four à gaz.....	83
Conclusion.....	84
<i>Conclusion générale.....</i>	<i>86</i>
<i>Références bibliographiques.....</i>	<i>VIII</i>
<i>Annexes</i>	

Liste des figures

Figure	Titre	Page
Figure I.1	Transmission par radiation	7
Figure I.2	Exemple industriel d'illustration des différents modes de transfert de chaleur	8
Figure I.3	Four cylindrique	17
Figure I.4	Four cabine	17
Figure I.5	Matériaux réfractaires	19
Figure I.6	Fours à tubes horizontaux	20
Figure I.7	Fours à tubes verticaux	20
Figure I.8	Fours cylindrique verticaux	21
Figure I.9	Fours à chauffage par murs radiants	21
Figure I.10	Fours à double chauffe	22
Figure I.11	Autres types de fours	22
Figure I.12	Pourcentage des pertes de chaleur dans les fours tubulaires.	27
Figure II.1	Distillation ASTM de la Naphta A	41
Figure II.2	Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation (U701/703)	45
Figure II.3	Schéma descriptif de la section de régénération des sécheurs	46
Figure II.4	Temps pour atteindre graduellement la température de régénération de la surchauffeur	47
Figure III.1	Etapas de calcul de la zone de radiation	62
Figure III.2	Etapas de calcul de la zone de convection.	73
Figure III.3	Schéma représentatif du four cabine	81
Figure III.4	Surface effective des tubes et la surface totale du four	82
Figure III.5	Hauteur des différentes sections de four	83

Liste des tableaux

Tableaux	Titre	Page
Tableau I.1	Conductivités de quelques corps	5
Tableau I.2	Principales réactions de combustion	11
Tableau I.3	Dimensions les plus courantes des tubes de fours	23
Tableau I.4	Matières des tubes les plus couramment utilisées et les températures limites d'emploi	24
Tableau II.1	Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation	38
Tableau II.2	Niveaux maximum admissible de contaminants dans l'appoint d'hydrogène	38
Tableau II.3	Composition du naphta A	40
Tableau II.4	Caractéristiques du naphta A	41
Tableau II.5	Caractéristiques du produit (ISOMERAT)	41
Tableau II.6	Pertes financières du surchauffeur électrique	48
Tableau III.1	Paramètres et conditions de service	49
Tableau III.2	Compositions du gaz combustible	50
Tableau III.3	Caractéristiques physico-chimiques du combustible	50
Tableau III.4	Tableau récapitulatif des compositions des fumées	55
Tableau III.5	Pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant	57
Tableau III.6	Calcul de la masse molaire du mélange isomérat	59
Tableau III.7	Caractéristique des tubes	63
Tableau III.8	Calcul de bilan thermique du four	80
Tableau III.9	Dimensionnement constructif du four	80
Tableau III.10	Dimensionnement constructif de chaque section du four	81
Tableau III.11	Comparaison entre le four calculé et le four 702-F-01	84

Liste des abréviations

- A** : Surface équivalente des tubes [m²].
- A_{mur}¹** : Surface du mur pour une rangé [m²].
- API** : American Petroleum Institute
- A_{tube}¹** : Surface extérieur des tubes [m²].
- A_T** : Surface totale intérieure de la zone de radiation [m²].
- A_R** : Surface des réfractaires nus [m²].
- B_f** : Débit volumiques des fumées dans la cheminée [m³/s].
- C** : Entre-axe [m].
- C_{air}** : Capacité thermique massique de l'air.
- C_{gaz}** : Capacité thermique massique du gaz.
- C₂** : Entraxe de deux rangés dans la zone de convection [m].
- D_{ext}** : Diamètre extérieur [m].
- DIH** : Désohexaniseur.
- D_{int}** : Diamètre intérieur [m].
- D_{Tm}** : Différence de température logarithmique moyenne.
- DP_{tp}** : Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs [mmH₂O].
- DP_r** : Perte de charge pour N_{rangées} des tubes de convection [mmH₂O].
- DP_{ch}** : Pression dynamique dans une cheminée [mmH₂O].
- E** : Effet de la radiation du mur.
- e** : Quantité d'excès d'air.
- F** : Facteur global d'échange.
- FCC** : Fluid Catalytic Cracking.
- F_{ext}** : Surface extérieure d'un mètre de tubes [m²].
- F_u** : Surface utile d'un tube [m²].
- F_{Tu}^R** : Surface des tubes dans la zone de radiation [m²].
- G** : Débit de la charge [kg/h].
- G_r** : Quantité des fumées rapportées à 1 Kg de gaz combustible [kg].
- G_{ft}** : Débit des fumées [Kg/h].
- GPL** : Gaz de pétrole liquéfié.
- H_e** : Enthalpie en phase vapeur de la charge à l'entrée [kcal/kg].
- H_s** : Enthalpie en phase vapeur de la charge à la sortie [kcal/kg].

- H** : Hauteur de la zone de radiation plus la zone de convection [m].
- h** : Nombre de passes.
- H_{ch}** : Hauteur de la cheminée [m].
- h_{conv}** : Hauteur de la zone de convection [m].
- h_{inc}** : Hauteur du mur incliné [m].
- h_{rad}** : Hauteur du four jusqu'à la zone de convection [m].
- H_{sconv}** : Enthalpie de 1Kg d'isomérait à l'entrée de la zone de radiation [Kcal/kg].
- H_T** : Hauteur totale du four.
- h_v** : Hauteur du mur verticale [m].
- K'** : Coefficient d'absorption pour tubes de protection.
- K''** : Coefficient d'absorption pour tubes latéraux.
- L_{Th}** : Quantité d'air théorique [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- L_p** : Quantité d'air pratique [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- L_{four}** : Largeur du four [m].
- L_f** : La longueur du four [m].
- L_{ut}** : Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation [m].
- L_{conv}** : Largeur de la zone de convection [m].
- L_{inc}** : Longueur du mur incliné [m].
- M_f** : Masse moléculaire des fumées [kg/Kmoles].
- M_{COM}** : Masse moléculaire du gaz combustible [kg/Kmoles].
- MON** : Motor Octane Number.
- N_{H₂O}** : Quantité d'eau [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- N₂** : Quantité d'azote totale [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- N_B** : Nombre de brûleurs.
- N_T** : Nombre de tubes dans la zone de radiation.
- N_{protection}** : Nombre de tubes dans la rangée de protection.
- N_{in}** : Nombre de tubes sur les murs inclinés.
- N_{total}** : Nombre de tubes dans le four total.
- N_{tmv}** : Nombre des tubes sur les murs verticaux.
- n_{rangée}** : Le nombre de rangée dans la zone de convection.
- P_{H₂O}** : Pression partielle de l'eau [mmHg].
- PCS** : Pouvoir calorifique supérieur [kcal/Nm³].
- PCI** : Pouvoir calorifique inférieur [kcal/Nm³].

- P_{H_2O} : Pression partielle de H_2O [mmHg].
- P_{CO_2} : Pression partielle de CO_2 [mmHg].
- P_{TS} : Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion [mmH₂O].
- P_{dyn} : Pression dynamique [mmH₂O].
- P_T : Tirage nécessaire total [mmH₂O].
- Q_{CO_2} : Quantité dioxyde de carbone CO_2 dégagé [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- Q_{H_2O} : Quantité d'eau (H_2O) dégagé [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- Q_{th} : Quantité d'oxygène théorique [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- Q_P : Quantité pratique d'oxygène [Kmol/100 kmol_{gaz}].
- Q_{inf} : Pouvoir calorifique inférieur pour 1 Kg de combustible [kcal/kg].
- Q_{air} : Chaleur sensible de l'air [kcal/kg].
- Q_{gaz} : Chaleur sensible de gaz [kcal/kg].
- Q_{ab} : Quantité de chaleur absorbée par la charge [Kcal/h].
- $Q_{es,rad}$: Estimation de la quantité de chaleur absorbée en radiation.
- Q_{rad} : Quantité de chaleur absorbée en radiation [Kcal/h].
- Q_{reel} : Quantité de chaleur dégagée [Kcal/h].
- Q_{con} : Quantité de chaleur absorbée en convection [Kcal/h].
- q_{rad} : Taux de transfert en radiation [Kcal/h.m²].
- R : Coefficient de transfert direct.
- RON : Research Octane Number.
- S_p : Surface de passage [m²].
- S : Surface nécessaire du tube dans la zone de convection [m²]
- S_{ch} : Section pour une cheminée [m²].
- T_1 : Température d'entrée [°C].
- T_2 : Température de sortie [°C].
- T_{air} : Température de l'air [°C].
- T_A : Température de peau des tubes [°C].
- T_g : Température des gaz [°C].
- T_{pf} : Température de pseudo-flamme [°C].
- T_e : Température de fumée à l'entrée de la zone de convection [°C].
- T_s : Température de fumée à la sortie de la zone de convection [°C].
- T_{moyf} : Température moyenne des fumées [°C].
- T_{ch} : Température de la cheminée [°C].

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

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

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

W_f : Vitesse massique des fumées [Kg/m².h].

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

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

WHSV : Weight Hourly Space Velocity.

ρ_f^n : Masse volumique des fumées aux conditions normales [kg/Nm³].

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

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

β : Débit de combustible [Kg/h].

ε_f : Facteur d'émission de la flamme.

α_{conv} : Coefficient de convection [Kcal/h.m². °c].

α_R : Coefficient de radiation des gaz [Kcal/h.m². °c].

α_m : Coefficient de radiation des murs [Kcal/h.m². °c].

α_{conv}^1 : Coefficient global de transmission [Kcal/h.m². °c].

$\varrho_f^{T_{ch}}$: Masse volumique des fumées à T_{ch} [Kg/m³].

$\varrho_f^{T_{moyf}}$: Masse volumique des fumées à T_{moyf} [Kg/m³].

$\varrho_f^{T_e}$: Masse volumique dans la chambre de combustion à T_e [Kg/m³].

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

Liste des annexes

Annexe	Titre
Annexe (1)	Enthalpie des coupes pétrolières
Annexe (2)	La chaleur restante dans les fumés en fonction de la température
Annexe (3)	Caractéristiques des tubes Norme API standard 560/ISO 13705
Annexe (4)	Coefficient d'absorption
Annexe (5)	Epaisseur utile
Annexe (6)	Facteur d'émission de la flamme
Annexe (7)	Facteur d'échange F
Annexe (8)	Température des gaz
Annexe (9)	Zone de construction suggérée du four
Annexe (10)	Consommation et production de gaz combustible

Introduction générale

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 [1].

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 croissantes 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 [2].

Face à cette tendance, l'isomérisation des paraffines constitue une alternative à la suppression graduelle du plomb ainsi que la limitation sur les hydrocarbures aromatiques, oléfines, benzène et le soufre, l'isomérisation est un procédé complémentaire au reforming catalytique [3].

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 la 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 [4].

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 [5].

L'unité d'isomérisation au sein de la raffinerie de SKIKDA dispose d'une section de régénération des sécheurs dotée d'un surchauffeur électrique EH-1 qui suite aux défaillances et aux pannes répétitives au niveau des résistances électriques et des cartes électroniques de commande causent de graves perturbations du temps de régénération au niveau de l'unité [6].

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

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

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

La description générale ainsi que le schéma technologique de l'unité concernée par notre étude soit la section "isomérisation du naphta léger", feront l'objet du deuxième chapitre. Enfin, Le dernier chapitre est réservé aux différents calculs et résultats dont le but est de dimensionner le four objet de notre étude. Et nous terminons par une conclusion.

Chapitre I

*Transfert de chaleur et
généralités sur les fours à gaz*

Introduction

L'échange thermique, dans l'industrie, est un facteur important lorsque l'on considère la performance des installations industrielles.

Un échange thermique efficace est bien souvent synonyme de performance accrue, et donc d'économies d'énergie, de réduction des coûts et de diminution importante de l'impact environnemental du site. Il est donc important d'optimiser l'échange thermique dans les installations industrielles, notamment parce qu'il permet parfois de récupérer l'énergie et donc d'améliorer encore plus la performance énergétique [7].

Les fours constituant un équipement clef pour l'industrie de raffinage et de la chimie du pétrole 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 satisfaisante avec le souci de respecter les impératifs de sécurité. Ces appareils élaborés doivent être conçus également en fonction de l'accroissement progressif de la taille et d'une supervision confiée de plus en plus l'instrumentation automatique qui caractérise l'évolution technique de cette industrie de masse [8].

I.1. Généralités sur le transfert de chaleur

On appelle transfert de chaleur, les processus par lesquels de l'énergie est échangée sous forme de chaleur entre des corps ou des milieux à des températures différentes T_1 et T_2 [7]. La chaleur peut être transmise par conduction, convection ou rayonnement. Bien que les trois processus puissent avoir lieu simultanément, l'un des mécanismes est généralement prépondérant. Par exemple, la chaleur est principalement transmise par conduction à travers les murs en brique d'une maison ; l'eau dans une casserole placée sur une cuisinière est surtout chauffée par convection ; la Terre reçoit sa chaleur du Soleil en grande partie par rayonnement [9].

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 :

$$\Phi = h S (T_1 - T_2) \dots \dots \dots (I.1)$$

- 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 Φ / S , qui est la densité du 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 [9].

I.2. Conduction

Ce transfert de chaleur se produit au sein d'une même phase - au repos ou mobile, mais tranquille (absence de remous) - en présence d'un gradient de température. Le transfert de chaleur résulte d'un transfert d'énergie cinétique d'une molécule à une autre molécule adjacente. Ce mode de transfert est le seul à exister dans un solide opaque. Pour les solides transparents, une partie de l'énergie peut être transmise par rayonnement. Avec les fluides que sont les gaz et les liquides, la convection et le rayonnement peuvent se superposer à la conduction [7].

L'échange de chaleur par conduction est défini par la relation de FOURIER (1822) ; la valeur instantanée de la quantité de chaleur transmise dans l'unité de temps est proportionnelle :

- À la section plane perpendiculairement traversée par le flux calorifique.
- A la conductivité thermique du matériau traversée qui dépend des propriétés physiques de la matière.
- Au gradient de température qui est le rapport de la variation de la température à la distance parcourue par le flux calorifique. [13]

$$\frac{dQ}{dt} = - \lambda \cdot S \frac{dT}{dL} \dots\dots\dots(I.2)$$

- ✓ **dQ** : quantité de chaleur ;
- ✓ **dt** : temps ;
- ✓ **dT** : température ;
- ✓ **dL** : épaisseur du matériau traversé par le flux de chaleur ;
- ✓ **S** : section traversée par le flux de chaleur ;
- ✓ **λ** : coefficient de conductivité thermique du matériau.

On voit que le gradient de température (dT/ dL), est négatif dans l'équation ci-dessus : cela signifie que le flux calorifique va du chaud au froid. Le signe du gradient est opposé à celui du flux [7].

Dans le tableau I.1, sont reportées les conductivités de quelques corps solides, liquides et gazeux. D'une façon générale, les métaux sont beaucoup plus conducteurs de chaleur que les substances non métalliques. Les gaz sont plutôt mauvais conducteurs : le caractère isolant de la laine de verre est dû à la présence de l'air emprisonné entre les fibres [9].

Tableau I.1 : Les conductivités de quelques corps. [13]

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

On trouvera d'autres valeurs dans le Handbook of Chemistry and Physics [10].

I.3. Convection

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.

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) [7].

Lorsqu'un fluide est en écoulement, une partie du transfert de chaleur dans le fluide se fait également par conduction et, dans le cas d'un fluide transparent, un transfert de chaleur par rayonnement peut accompagner les deux transferts précédents [7].

Le transfert de chaleur par convection apparaît entre deux phases dont l'une au moins est mobile, en présence d'une différence de température.

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].

I.3.1. Loi fondamentale de la convection

Le flux de chaleur transmis par convection entre une surface et un fluide est donné par la relation suivante :

$$Q_c = h S (T_s - T_f) \dots \dots \dots (I.3)$$

Avec :

- ✓ **Q_c** : le flux de chaleur par convection (KCAL/hr) ;
- ✓ **h** : coefficient d'échange de chaleur (KCAL/hm²°C) ;
- ✓ **S** : surface d'échange (m²) ou surface de contact entre le fluide et le solide ;
- ✓ **(T_s - T_f)** : différence de température entre la surface du solide T_s et celle du fluide T_f Loin de la surface (°C) [7].

I.4. Rayonnement

Un point matériel chauffé émet un rayonnement électromagnétique dans toutes les directions situées d'un même côté du plan tangent au point matériel.

Lorsque ce rayonnement frappe un corps quelconque, une partie peut être réfléchie, une autre transmise à travers le corps (dit diathermique si tout est transmis), et le reste est quantitativement absorbé sous forme de chaleur.

Si on place dans une enceinte deux corps capables d'émettre un rayonnement thermique, il existe entre ces deux corps à températures différentes un échange de chaleur dû à l'absorption et à l'émission de ces rayonnements thermiques.

Cet échange de chaleur est désigné habituellement sous le nom de rayonnement. Ce type de transfert de chaleur est analogue à la propagation de la lumière, et il ne nécessite aucun support matériel, contrairement aux écoulements. Les gaz, les liquides et les solides sont capables d'émettre et d'absorber les rayonnements thermiques [9].

Dans de nombreux problèmes de transformation d'énergie thermique, les trois modes de transfert de chaleur coexisteront, c'est le cas des fours tubulaires de l'industrie de raffinage et pétrochimique [9].

I.4.1. Bilan énergétique relatif à un rayonnement incident

Lorsqu'un flux d'énergie Φ rayonnée rencontre un corps :

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

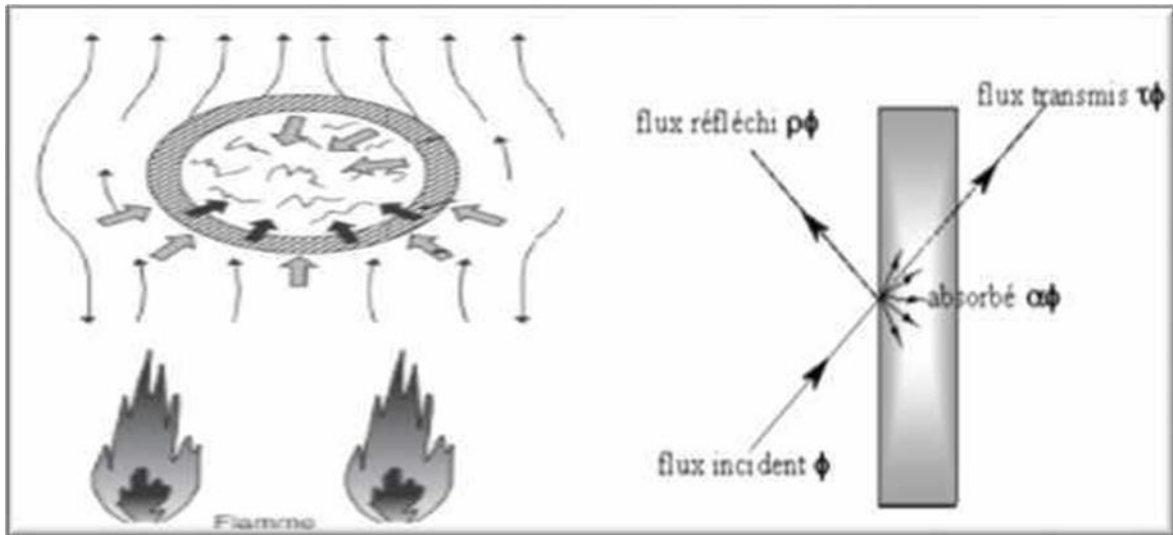


Figure I.1 : Transmission par radiation.

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].

I.4.2. Loi fondamentale du rayonnement loi de STEFAN BOLTZMAN (1879) [7].

$$Q_r = S \varepsilon \sigma (T_1^4 - T_2^4) \dots\dots\dots(I.4)$$

Avec :

- Q_r : flux de chaleur échangé par rayonnement entre corps 1 et 2
- σ : La constante de Boltzmann = $4.88.10^{-8} \text{Kcal} / \text{h.m}^2(\text{°K})^4$
- S : surface du corps 1

- ε : Facteur qui tient compte des facteurs d'émissivité des deux corps et des géométries relatives.

NB : Pour un corps noir $\varepsilon = 1$ [7].

La figure I.2 représente un exemple industriel d'illustration des différents modes de transfert de chaleur.

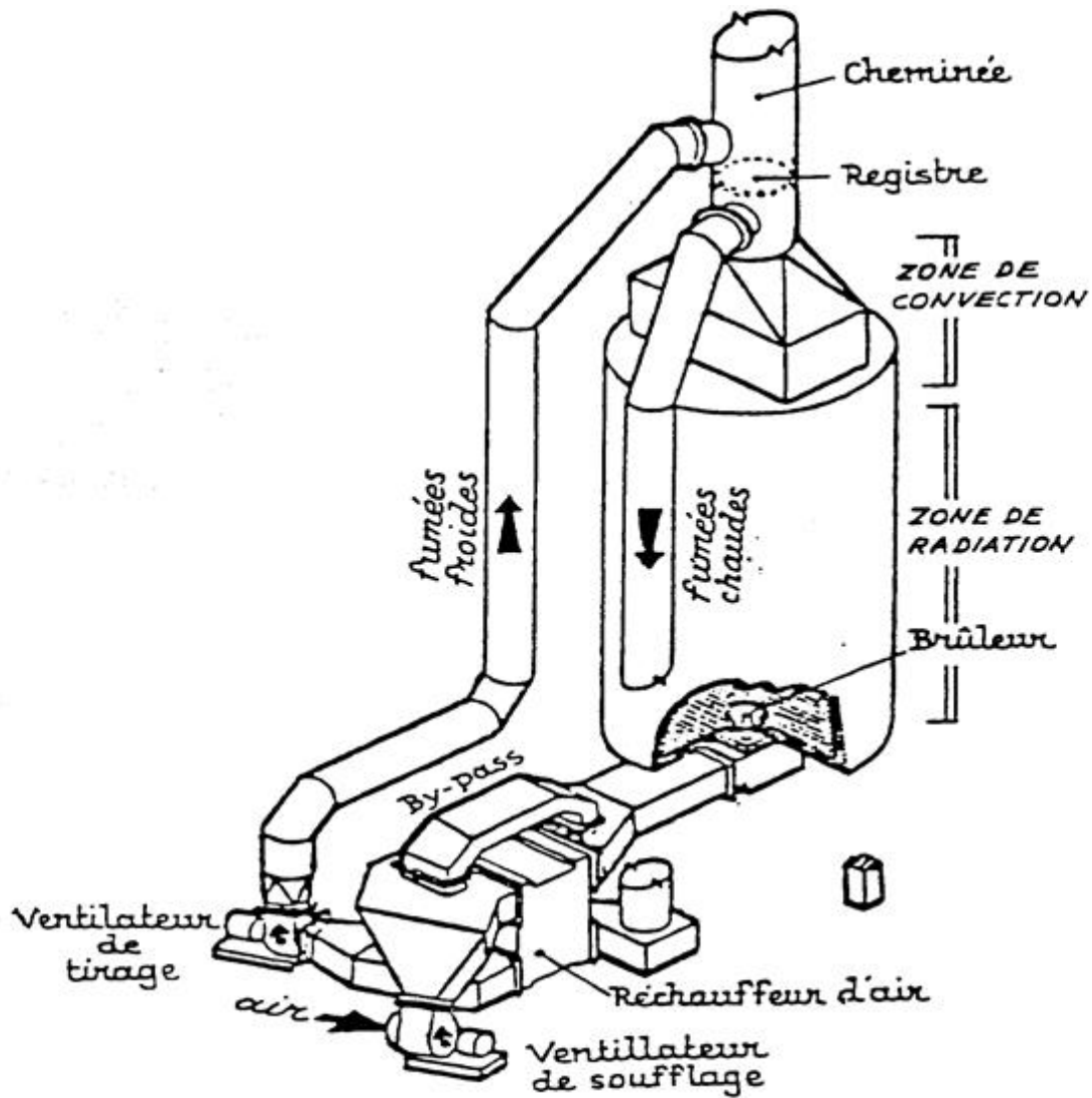


Figure I.2 : Exemple industriel d'illustration des différents modes de transfert de chaleur.

I.5. 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 [11].

I.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).

I.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 [11].

I.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 [12].

I.6. Flamme

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

I.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.
- ✓ **Fuel-gaz de raffinerie**
 - Poids moléculairesde 8 à 35 ;

- PCI (kcal/kg) 1500 à 15000 ;
- (% vol.) 5% en moyenne.
- ✓ **Fuel-oils**
- PCI (kcal/kg) 9500 à 9800 ;
- Soufre (% Poids) 4 à 5 ;
- Viscosité (cSK à 50°C) 0 à 1500 ;
- Densité 0.8 à 1 ;
- Vanadium..... jusqu'à 400 ppm.

I.8. Définition de la chaleur de combustion

On appelle « chaleur de combustion » à pression constante d'un corps simple ou d'un composé chimique définie, le nombre de calorie dégagé par la combustion avec l'oxygène d'une partie de ce combustible égale à une unité de masse. La combustion a lieu à la pression normale de 760 mmHg avec le combustible, l'oxygène, les fumées pris à la température initiale de 0°C, et l'eau produite par la combustion totalement condensée [11].

I.9. 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 [11].

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 [11].

Tableau I.2 : Les principales réactions de combustion. [13]

				Eau vapeur (kcal)	Eau liquide (kcal)
Carbone	$C + O_2 + 4 N_2 = CO_2 + 4 N_2$			+ 97,6	
Carbone	$C + 1/2 O_2 + 2 N_2 = CO + 2 N_2$			+ 29,4	
Soufre	$S_2 + 2 O_2 + 8 N_2 = 2 SO_2 + 8 N_2$			+ 138,6	
Soufre	$S_2 + 3 O_2 + 12 N_2 = 2 SO_3 + 12 N_2$			+ 183,6	
Hydrogène	$H_2 + 1/2 O_2 + 2 N_2 = H_2O + 2 N_2$			+ 58,2	+ 69,1
Oxyde de carbone	$CO + 1/2 O_2 + 2 N_2 = CO_2 + 2 N_2$			+ 68,2	
Méthane	$CH_4 + 2 O_2 + 8 N_2 = CO_2 + 2 H_2O + 8 N_2$			+ 192,5	+ 214,3
Ethylène	$C_2H_4 + 3 O_2 + 12 N_2 = 2 CO_2 + 2 H_2O + 12 N_2$			+ 319,7	+ 341,5
Acétylène	$C_2H_2 + 5/2 O_2 + 10 N_2 = 2 CO_2 + H_2O + 10 N_2$			+ 304,8	+ 315,7
Benzène (gaz)	$C_6H_6 + 15/2 O_2 + 30 N_2 = 6 CO_2 + 3 H_2O + 30 N_2$			+ 751,5	+ 784,2
Butane	$C_4H_{10} + 13/2 O_2 + 26 N_2 = 4 CO_2 + 5 H_2O + 26 N_2$			+ 625,7	+ 680,2
Propane	$C_3H_8 + 5 O_2 + 20 N_2 = 3 CO_2 + 4 H_2O + 20 N_2$			+ 485,1	+ 528,7
Ethane	$C_2H_6 + 7/2 O_2 + 14 N_2 = 2 CO_2 + 3 H_2O + 14 N_2$			+ 340,9	+ 373,6

Ces 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 [11].

I.10. 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 [11].

I.10.1. Teneur théorique en produits agressifs

La connaissance de teneur des fumées en produits agressifs s'impose aujourd'hui du fait de la réglementation sur la pollution atmosphérique. Les principaux produits agressifs

contenus dans les fumées produites par les combustibles utilisés sont le CO₂, le SO₂ et le NO [13].

I.11. 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 ramené à la température de référence (0°C) [14].

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 [14].

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

- $PCI = PCS - 10,9 n$ pour les gaz $n = \text{nombre de moles H}_2\text{O}$
- $PCI = PCS - 53 H$ pour les liquides $H = \% \text{ poids de l'hydrogène du combustible [15].}$

I.12. Enthalpie des fumées

L'enthalpie des fumées est la chaleur spécifique de ces fumées à cette température. La chaleur spécifique moléculaire des gaz constituant 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) [15].

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

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

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

- Gaz parfaits (O₂, N₂, H₂, CO) $Q_p = 0,0068 t + 0,0000006 t^2$
- Vapeur d'eau (H₂O) $Q_p = 0,0081 t + 0,0000029 t^2$

- Gaz carbonique (CO₂) $Q_p = 0,0085 t + 0,0000037 t^2$
- Méthane (CH₄) $Q_p = 0,0098 t + 0,000006 t^2$

Chaleur d'échauffement à pression constante de 0°C à t°C en kilocalories, rapportée à 1 normal mètre cube de gaz (0°C et 760 mmHg) :

- Gaz parfaits (O₂, N₂, H₂, CO) $Q_p = 0,305 t + 0,000027 t^2$
- Vapeur d'eau (H₂O) $Q_p = 0,363 t + 0,000130 t^2$
- Gaz carbonique (CO₂) $Q_p = 0,381 t + 0,000166 t^2$
- Méthane (CH₄) $Q_p = 0,439 t + 0,000269 t^2$ [16].

I.13. Brûleurs (types, fonctionnement et réglage)

I.13.1. Définition

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

L'air de combustion est introduit par des volets d'air réglables du fait, la plupart du temps, de la dépression qui règne dans le four [15].

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 [15].

Certains brûleurs sont équipés pour brûler l'un ou l'autre (mixte) [15].

I.13.2. Brûleurs à gaz

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

a. Brûleurs à prémélange

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 les gaz dans lesquels la vitesse de propagation de la flamme est élevée (gaz riche en hydrogène) [13].

b. Brûleurs sans prémélange

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 [15].

I.13.3. 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) [15].

a. Brûleurs à pulvérisation mécanique

L'huile arrive sous haute pression au nez du brûleur où elle est pulvérisée par la détente dans l'orifice de sortie.

b. 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 [14].

La consommation de vapeur est d'environ 35% du poids de celle du combustible. Ils ont une souplesse de fonctionnement beaucoup plus grande que ceux à pulvérisation mécanique. Les brûleurs ont pour fonction de réaliser la combustion et d'assurer :

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

Pour effectuer cette combustion complète on met de l'air en excès par rapport à la valeur stœchiométrique. Cet excès d'air augmente la consommation du combustible, puisque cet air ambiant va être rejeté à la température des fumés. La perte de rendement due à l'excès d'air est d'autant plus forte que la température des fumés est élevée, alors que le rendement thermique du four est bas [14].

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

- **Instantanément** : on perd de la chaleur de combustion des imbrûlés ;
- **Dans le temps par effet cumulatif** : les imbrûlés peuvent encrasser les surfaces d'échanges, ce qui conduit à une élévation de température des fumées et donc à une perte de chaleur sensible [17].

I.13.4. Brûleurs soufflés et brûleurs à tirage naturel

Il n'y a pas de différence essentielle entre un brûleur soufflé et un brûleur dit à « tirage naturel ». La différence ne se situe qu'au niveau de la perte de pression subit par l'air dans le brûleur [17].

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].

I.14. Fours tubulaires

Dans la plupart des unités de raffinage ou de pétrochimie l'apport de l'énergie thermique requise par le procédé se fait par l'intermédiaire de fours à chauffage direct dans lesquels l'énergie produite par la combustion est transmise directement au fluide à réchauffer qui circule dans un serpent tubulaire ou un faisceau de tube. C'est la raison pour laquelle est appelé four tubulaire [18].

I.14.1. Utilisation des fours tubulaires

Les usages des fours tubulaires sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées [18].

On peut citer les exemples suivants :

- Réchauffage d'un fluide sans changement de phase ;
- Réchauffage d'un fluide avec vaporisation partielle ;
- Réchauffage d'un fluide avec réaction chimique [18].

I.14.2. 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'entrées et de sorties étant fixes à l'avance [19].

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 [19].

Le four doit donc être avant tout agencé en vue de la combustion d'une quantité suffisante de combustible. Il devra comporter les brûleurs nécessaires ; ceux-ci devront pouvoir être alimentés en combustible et en air [15].

Dans la plupart des fours de raffinerie, l'admission de l'air de combustion dans le four est obtenue par la dépression qui règne à l'intérieur du four ; cette dépression est-elle même due au tirage de la cheminée. Les températures obtenues dans les produits de la combustion sont toujours très élevées [15].

On peut, d'ailleurs, les augmenter en préchauffant l'air de combustion par les fumées allant à la cheminée [15].

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 [15].

Les premiers fours construits étaient pratiquement des fours à convection. Dans ce type de four, les premières rangées de tubes exposées à la flamme absorbaient la chaleur à un taux très élevé alors que les tubes situés près de cheminée n'en absorbaient que très peu. Si l'on retirait la première rangée, c'étaient les tubes de la seconde qui étaient surchauffés et le retrait des tubes ne faisait qu'aggraver le problème. La véritable solution qui est celle actuellement utilisée dans les fours modernes est d'augmenter le nombre de tubes exposés à la radiation et limiter à une valeur raisonnable la quantité de chaleur qu'ils absorbent par unité de surface [19].

I.14.3. Constitution d'un four

D'une façon générale, les fours comportent les parties principales suivantes (Fig I.3 & I.4) :

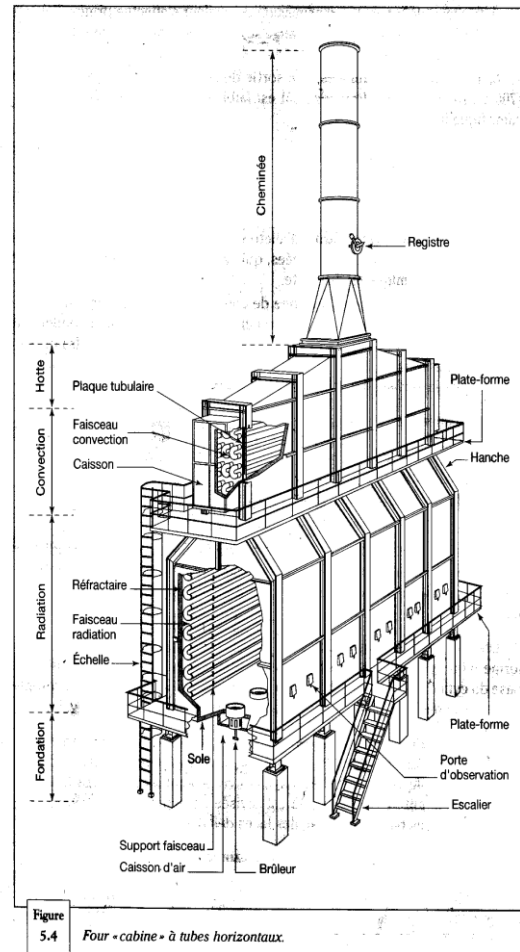
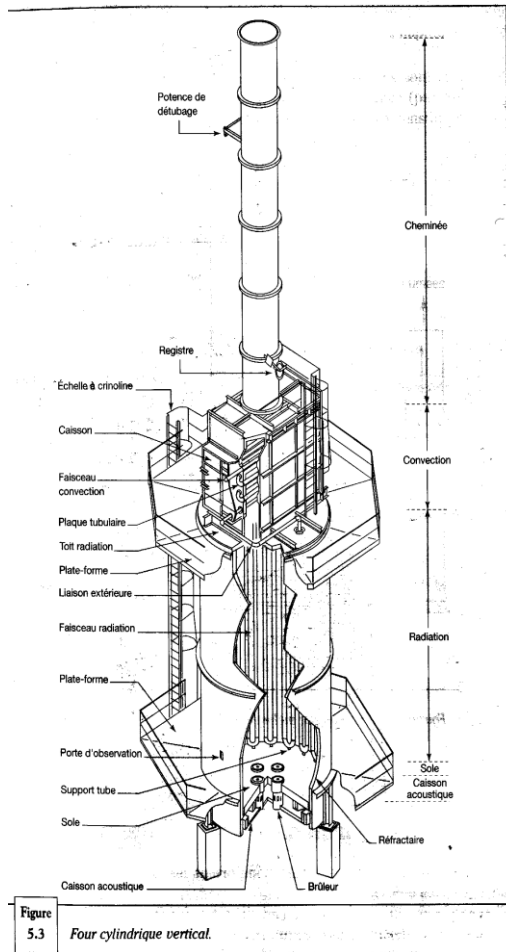


Figure I.3 : Four cylindrique [18].

Figure I.4 : Four cabine [18].

- 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. 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) [20].
- 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 [20].

Le rendement d'un four avec zone de convection est, bien entendu, supérieur à celui d'un four ne comportant qu'une zone de radiation. Le rendement dépend de la température d'entrée du fluide chauffé (on ne peut refroidir des fumées en dessous de la température du fluide froid), mais également de l'importance de la surface d'échange que l'on a installée [20].

- 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.

On distingue deux méthodes utilisées pour éliminer les dépôts :

- La première méthode repose sur le soufflage des suies par un jet de vapeur ;
- La deuxième méthode est une technique plus récente qui fait appel à l'émission des vibrations acoustique dans l'enceinte de la zone de convection par un tube de résonance. (Puisque les sons se propagent dans toute la zone de convection) [20].

I.14.4. Matériaux réfractaires et isolants

Le revêtement des parois intérieures du four est constitué soit d'un mur en briques réfractaires, soit d'une couche de béton réfractaire [21].

Les produits réfractaires utilisés dans les fours de raffinerie sont en général constitués d'argiles ou de terre de diatomée. Ces produits joignent à leur qualité réfractaire, une faible perte calorifique ; ils sont donc en même temps isolants. Les bétons sont constitués d'un liant hydraulique, en général un ciment fondu, auquel on ajoute en proportion variables, suivant les conditions d'utilisation, des produits tels que granulés de diatomée et de vermiculite. On obtient, après séchage par l'évaporation de l'eau, un béton de faible densité, résistant bien à des températures de l'ordre de 1000 - 1200°C et dont la conductivité thermique est de l'ordre de 0,25 Kcal/m.h.°C. Les bétons sont appliqués au pistolet pneumatique sur les parois du four ou ils sont maintenus en place par un grillage métallique tendu sur aiguilles soudées à la paroi intérieure du four [21].

Les briques réfractaires (Figure I.5) 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 cylindrique ou de voûtes. Les briques des murs sont liées entre elles par un coulis au ciment réfractaire spécial [22].

Les voûtes, ou plafond des fours, sont construites avec des briques de forme spéciales, suspendues par des crochets en acier ou fonte alliés à une série de fers profilés reliant les parois verticales du four [21].

Les briques présentent une saillie sur une partie de leur épaisseur qui vient reposer sur une saillie correspondante de la partie inférieure de la brique voisine [23].

Lorsque la température de la chambre de combustion est très élevée, les parois réfractaires sont constituées de plusieurs épaisseurs de briques. On interpose entre la dernière épaisseur de briques et la paroi métallique du four une couche d'isolant (laine de verre ou de roche) qui permet de réduire les pertes calorifiques [22].

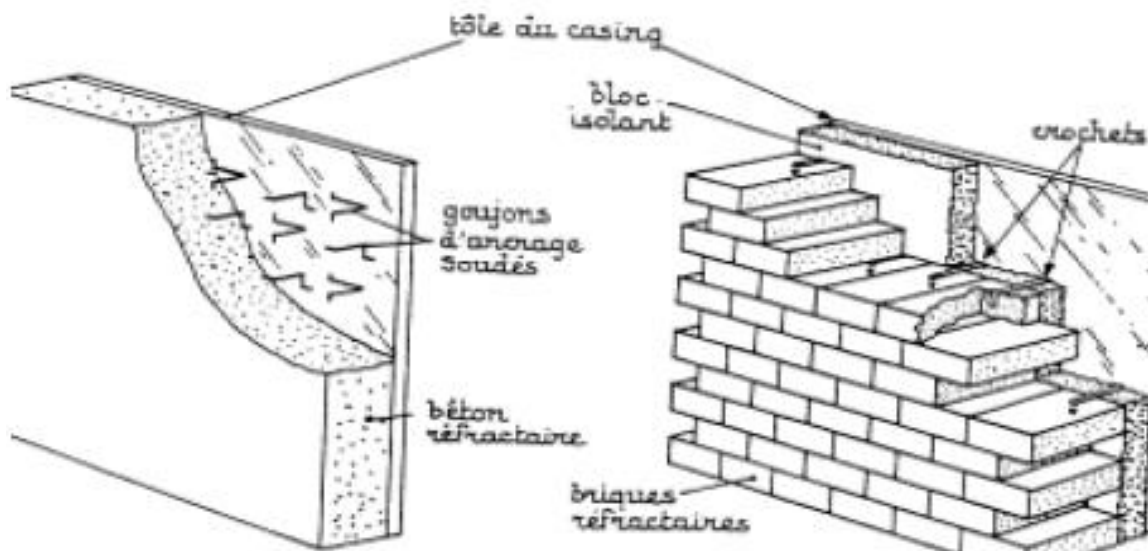


Figure I.5 : Matériaux réfractaires [22].

I.15. 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 : [24]

I.15.1. Fours dits « cabines » à tubes horizontaux

Dans ces fours la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède (Figure I.6), 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 le

sol, ou sur la partie inférieure des murs latéraux les plus longs ou encore sur les murs d'extrémités ne recevant pas les tubes [24].

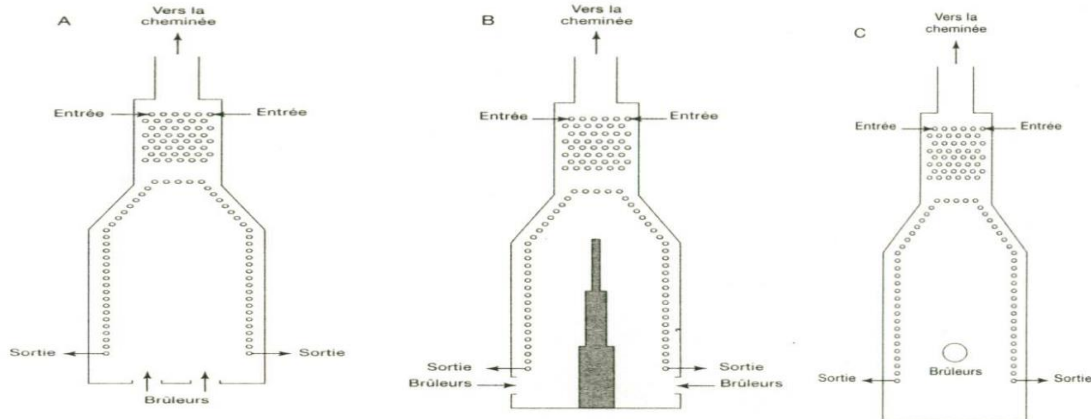


Figure I.6 : Fours à tubes horizontaux [24].

I.15.2. Fours dits « boîtes » à tubes verticaux

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celles d'un parallélépipède (Figure I.7), les tubes sont placés, dans la plupart des cas, circonférentielle ment le long de la paroi intérieure. Les brûleurs verticaux sont disposés dans le sol 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 [24]

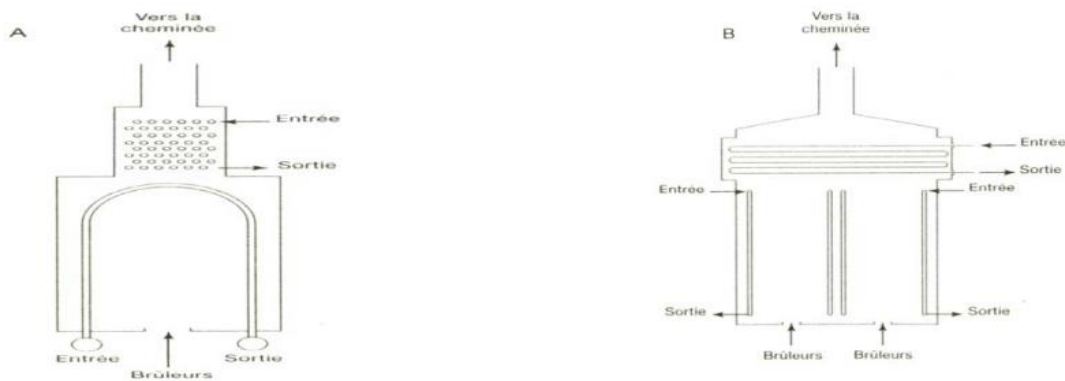


Figure I.7 : Fours à tubes verticaux [24].

I.15.3. Fours cylindriques verticaux

La zone de radiation se présente sous la forme d'un cylindre à axe vertical (Figure I.8). Les brûleurs sont placés sur le sol, 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 [24].

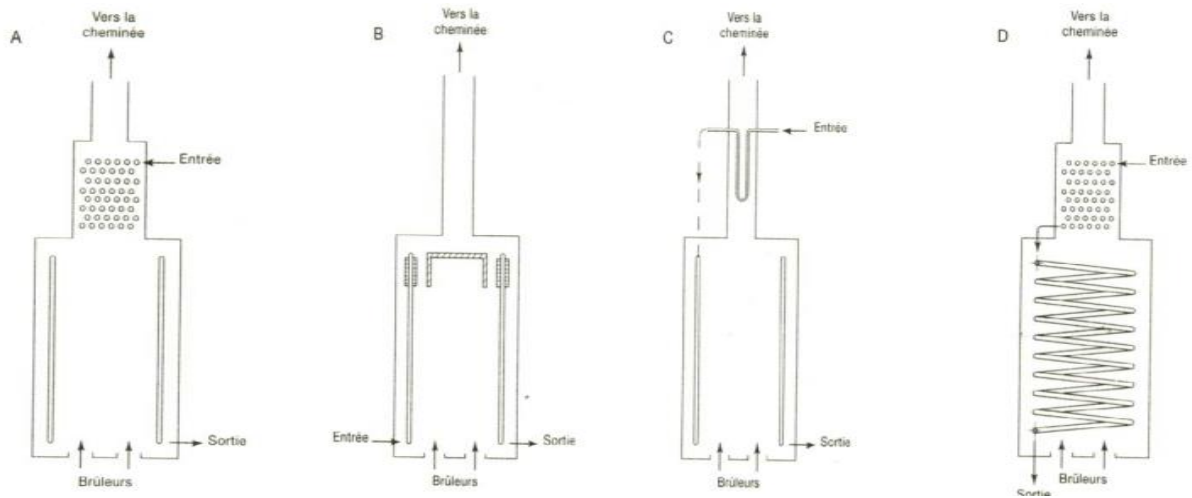


Figure I.8 : Fours cylindrique verticaux [24].

I.15.4. 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 I.9) [24].

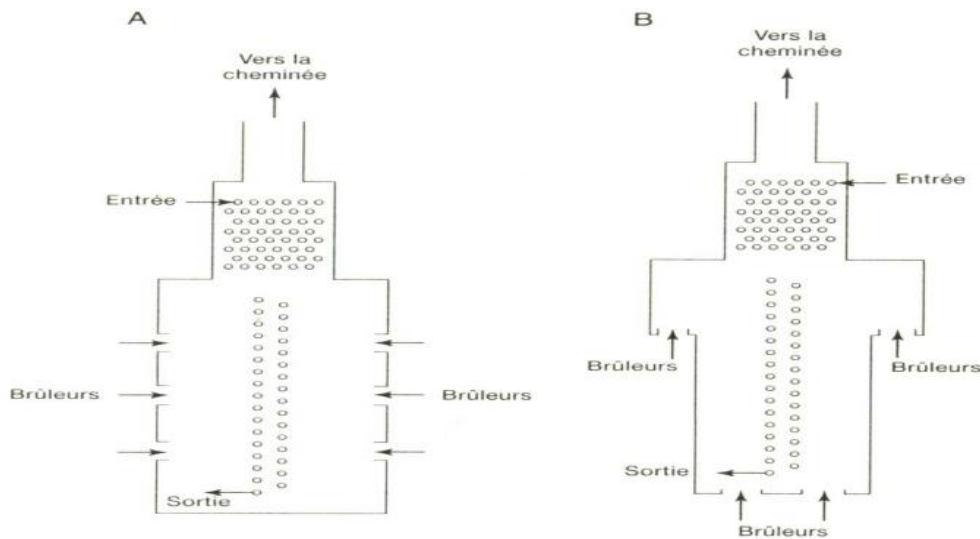


Figure I.9 : Fours à chauffage par murs radiants [24].

I.15.5. Fours dits à double chauffe

Dans ces derniers, le plan des tubes constituant la surface d'échange, est dans le plan médian des rangs de brûleurs (Figure I.10) [24].

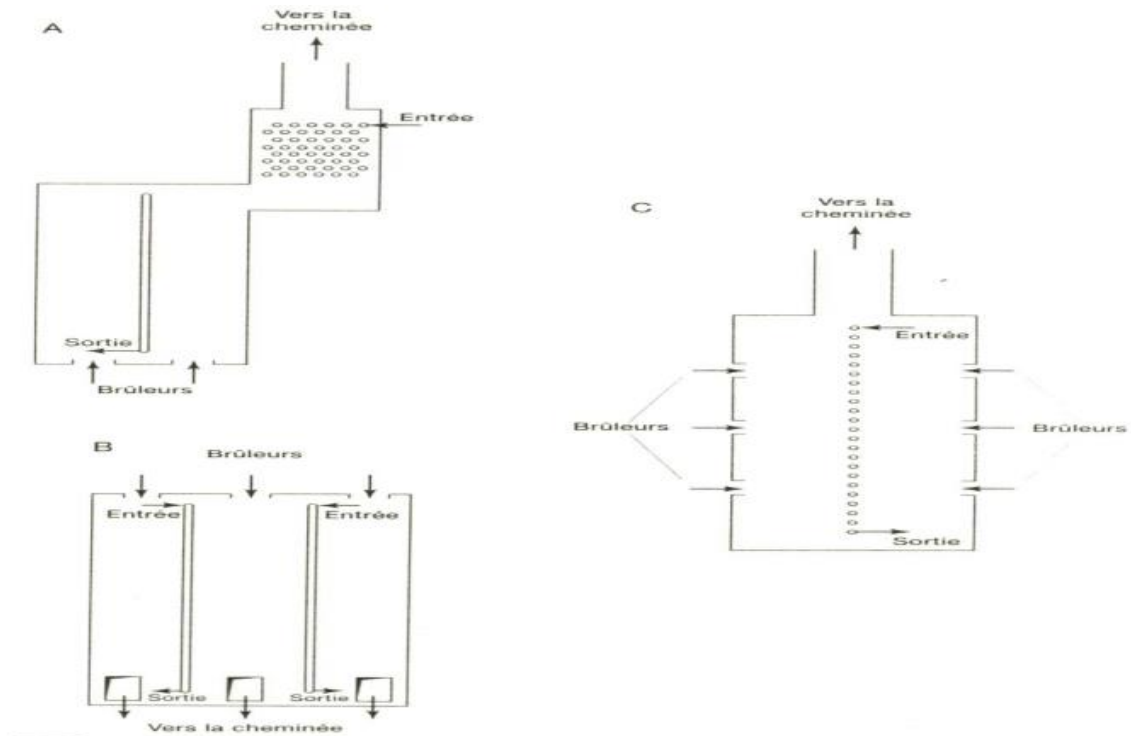


Figure I.10 : Fours à double chauffe [24].

I.15.6. Autres types

La Figure I.11 illustre une représentation d'autres types de fours.

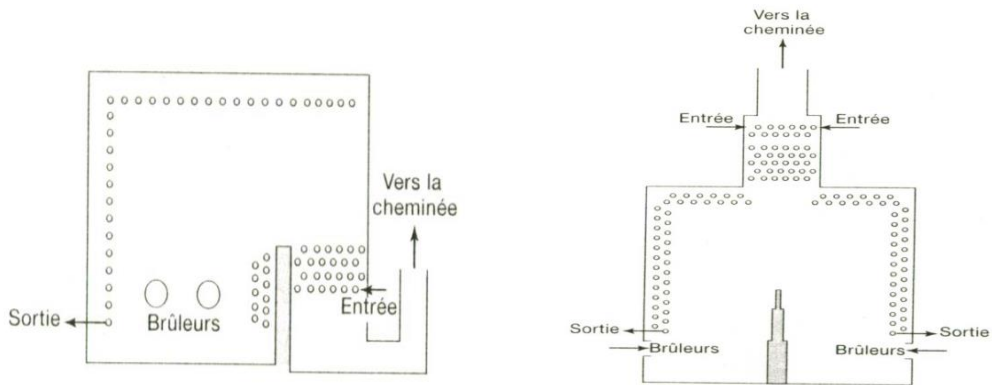


Figure I.11 : Autres types de fours [24].

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 ;

I.16.2. 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 : [26]
- ✓ À la pression intérieure du fluide chauffé,
- ✓ Aux contraintes mécaniques dues au poids du faisceau tubulaire et du fluide qu'il contient [26].

Les matériaux les plus utilisés sont dans le tableau ci-dessous, avec la température maximum d'emploi pour la résistance à l'oxydation par les fumées [26].

Tableau I.4 : Matières des tubes les plus couramment utilisées et les températures limites d'emploi [26].

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

Dans les fours les grades H généralement utilisés car le contrôle de la teneur en carbone permet de meilleures résistances mécaniques à température élevée [26].

I.16.3. 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 [15].

I.16.4. 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 [18].

Les propriétés requises pour un garnissage isolant réfractaire sont variées :

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

Ces propriétés sont contradictoires et la sélection d'un matériau pour une application particulière est le résultat d'un compromis. Dans certain cas, c'est un garnissage multicouche qui permettra d'allier les propriétés opposées de plusieurs matériaux [18].

I.16.4.1. Différents types de garnissage

a) Matériaux utilisables directement au contact des fumées

- Briques réfractaires ;
- Béton isolant réfractaire ;
- Fibres céramiques [18].

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 [18].

I.16.5. Brûleurs

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

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

Un brûleur est conçu pour brûler soit du gaz, soit du liquide ; certains brûleurs sont conçus pour brûler l'un ou l'autre (brûleurs mixtes) [14].

I.16.6. Ramoneurs

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

Plusieurs types sont disponibles :

a) Appareils à soufflage d'air ou de vapeur

Ce sont des tubes rotatifs, fixes ou réfractaires, comportant des buses de soufflage. Ils sont utilisés de façon intermittente (en général 3 fois par 24 heures) pour souffler les dépôts pulvérulents qui ont pu se déposer sur les surfaces d'échange [18].

b) Ramoneurs acoustiques ou subsoniques

Ce sont des appareils qui émettent des vibrations acoustiques ou infrasonores dans l'enceinte de la zone de convection, afin de maintenir en suspension les poussières et ainsi éviter leurs dépôts sur les surfaces d'échange [18].

I.16.7. 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) [18].

I.17. Rendement thermique d'un four

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

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

Avec :

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

NB :

- Une partie très faible de la chaleur non absorbée est perdue par conduction à travers les parois du four (1 à 2% de la quantité libérée aux brûleurs)
- Les pertes les plus importantes sont les pertes à la cheminée, dissipées dans l'atmosphère par les fumées qui sortent du four à température assez élevée [20].

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

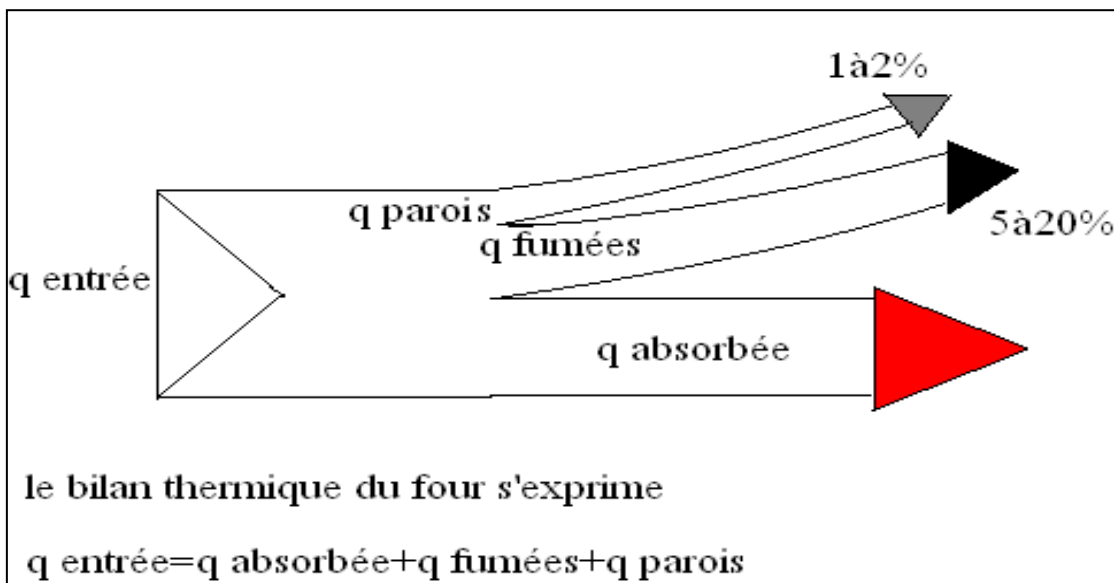


Figure I.12 : Pourcentage des pertes de chaleur dans les fours tubulaires [20].

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

- L'excès d'air de combustion ;
- La température de rejet des fumées [20].

a) 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 peut descendre en dessous d'une certaine limite car on risque d'avoir une combustion incomplète dont les inconvénients sont : [17]

- 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 [17] ;
- 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) [17].

b) 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 [20].

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 [15].

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 [15].

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 [15].

Une autre raison limitant la récupération de la chaleur des fumées est qu'en dessous d'une certaine température (point de rosée), les fumées laissent condenser des produits acides susceptibles de provoquer des effets corrosifs Gênants [15].

Conclusion

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.

La finalité d'un four est de transférer de l'énergie à une charge (produits) pour en élever la température. Ce transfert se fera par les trois modes de transfert de chaleur (rayonnement, convection, conduction), la plupart du temps simultanément, mais dans des proportions très variables.

Chapitre II

*Description de l'unité
d'affectation de l'isomérisation
des paraffines*

Introduction

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'isoparaffines, c'est l'isomérisation [27].

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)".

II.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 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 [28].

II.2. Isomérisation des paraffines

II.2.1. But

La réaction d'isomérisation permet de transformer les normales paraffines à faible indice d'octane en isoparaffines présentant des indices d'octane plus élevés [27].

II.3. 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 [29].

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 [29]. Autrement dit, la thermodynamique impose la composition ultime d'équilibre en supposant que le temps est infini. La cinétique permet la prédiction de la composition après un temps limité. Etant donné que le temps est toujours limité, la cinétique est généralement prédominante lorsque les réactions sont en compétition [29].

II.4. 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 [30].

II.4.1. Hydrogénation de benzène

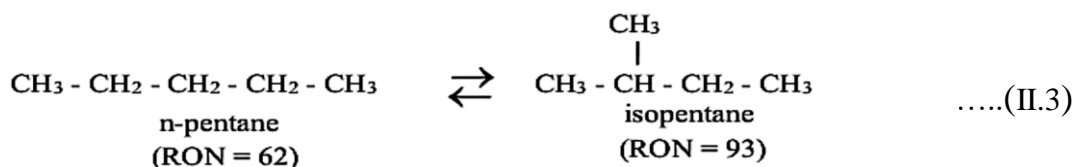
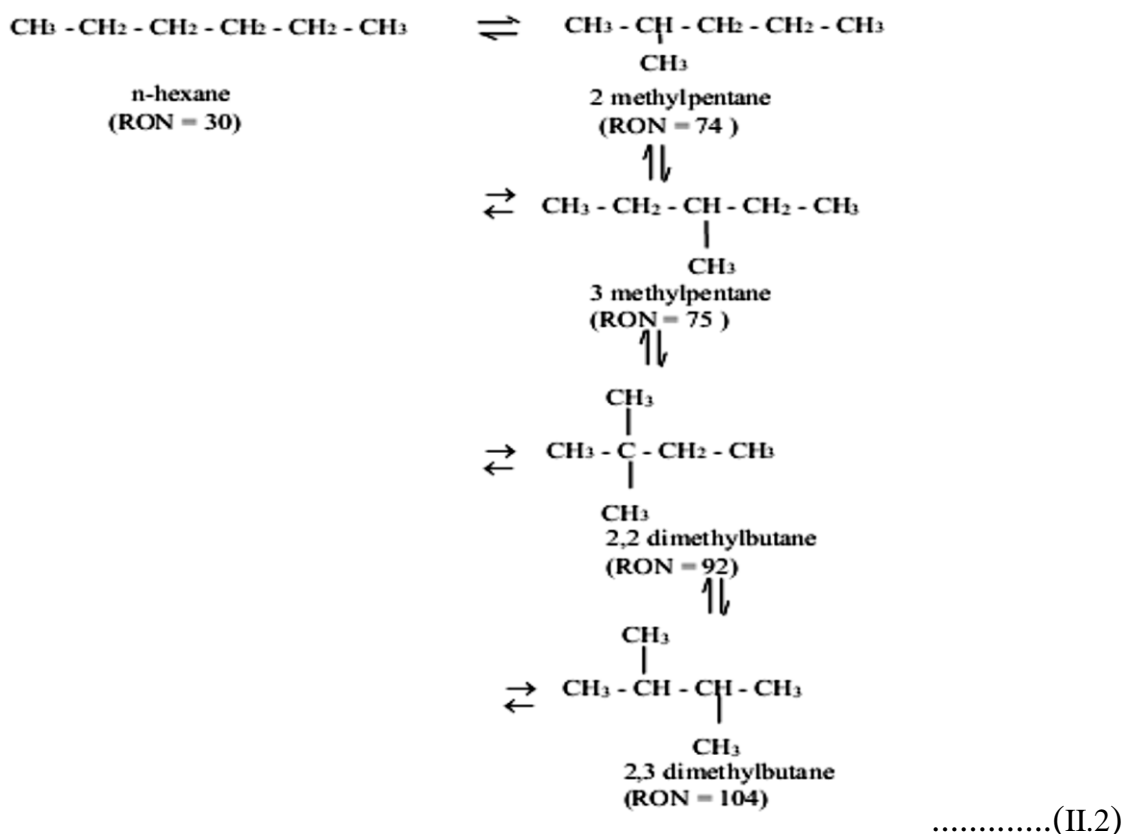
Le benzène et l'hydrogène réagissent pour former le cyclohexane [31].



Cette réaction se produit dans la première partie du Réacteur avancé (701-R-1) ou (701-R-2). L'hydrogénation de benzène est une réaction exothermique (16800kcal/kmol d'hydrogène consommé) [29].

II.4.2. 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 :

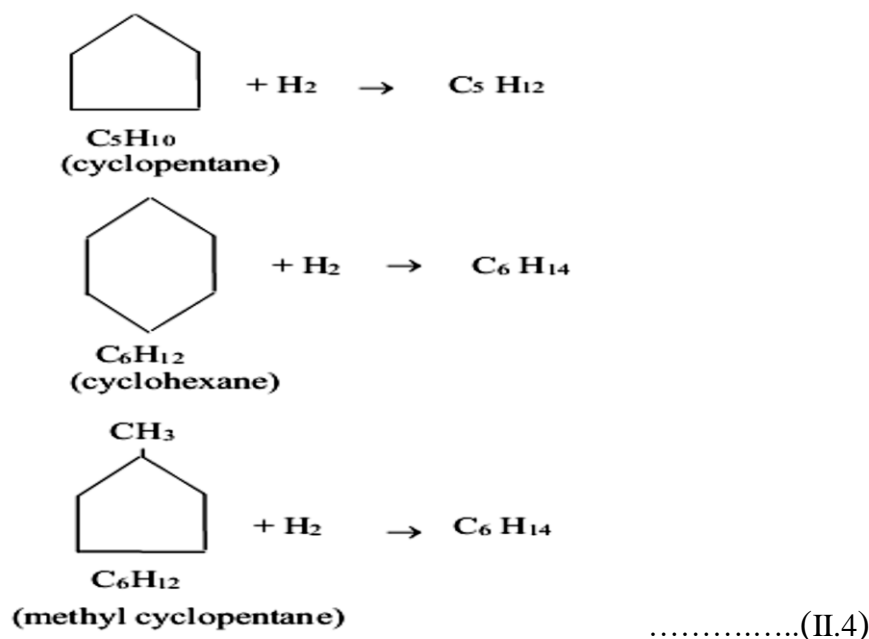


Ces réactions, comme montrées, sont réversibles et la distribution finale des isomères est basée sur la composition d'équilibre qui est imposée par les conditions et la cinétique du procédé de réacteur. En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent également, dont quelques-unes ne sont pas souhaitables [29].

II.4.3. Réactions secondaires

II.4.3.1. Ouverture d'anneaux des naphènes

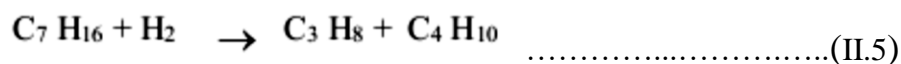
Les trois naphènes qui sont en général présents dans une alimentation d'isomérisation sont cyclopentane (CP), méthyl cyclopentane (MCP) et cyclohexane (CH). Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines. Les réactions d'ouverture d'anneaux augmentent avec l'augmentation 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% [32].



Les composants naphténiques 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 naphta de la coupe C5/C6 et sont difficiles à éliminer sans éliminer également d'autres composants souhaitables [29].

II.4.3.2. 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 [29].



II.5. 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 du réacteur ;
- b) Vitesse spatiale ;
- c) Rapport Hydrogène / Hydrocarbure ;
- d) Composition d'alimentation ;
- e) Pression de sortie de réacteur ;
- f) Injection de chlorure [29].

II.5.1. Température de réacteur

La température d'entrée des réacteurs permet aux opérateurs un contrôle direct de la qualité du produit. Les températures plus élevées améliorent l'activité du catalyseur et l'approche à l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'équilibre d'isomères dans les effluents du réacteur. Une température plus élevée augmente également des réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur [29].

II.5.2. Vitesse spatiale

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

$$\text{WHSV} = \frac{\text{Taux d'alimentation horaire } \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)}{\text{poid total du catalyseur } (\text{kg})} \dots\dots\dots(\text{II.6})$$

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 du catalyseur étant une constante, la vitesse spatiale peut être changée uniquement en variant le taux d'alimentation liquide. La diminution du taux d'alimentation diminue la vitesse spatiale. A température constante, cela augmente l'activité et par conséquent l'approche à l'équilibre. La température d'entrée du réacteur peut être réduite tout en maintenant la performance optimale du catalyseur [29].

II.5.3. Rapport hydrogène/charge

Ce rapport est défini comme le nombre de moles d'hydrogène à la sortie du 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 du réacteur afin de maintenir le rapport [29].

II.5.4. Injection de chlorure

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlorure d'une façon continue jusqu'à l'effluent du réacteur, et cela est constitué par l'injection continue d'un agent de chlorure aux réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène (C₂Cl₄), non stabilisé, est l'agent chlorurant recommander [29].

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 [29].

II.6. Catalyseur

II.6.1. 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 [29]. Les caractéristiques principales d'un catalyseur, autres que ses propriétés physiques et mécaniques, sont :

- **Activité** qui est la capacité du catalyseur d'augmenter le taux des réactions impliquées. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit fonctionner afin de produire un produit conforme aux spécifications, pour une charge donnée, toutes les autres conditions opératoires étant les mêmes [29].
- **Sélectivité** exprime la capacité du catalyseur de favoriser les réactions souhaitables plutôt que les autres. Elle est mesurée par la quantité du produit désiré [29].

- **Stabilité** caractérise le changement, dans le temps, des performances du catalyseur (c'est à dire : l'activité, la sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont stables. Ce sont, principalement, les polymères ou les dépôts de coke qui affectent la stabilité, étant donné qu'ils diminuent la surface de contact du métal. Les traces de certains métaux, contenus dans la charge, affectent, également, défavorablement la stabilité [29].

II.6.2. 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 [29].

La désactivation du 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.

II.6.2.1. 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 à 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 [29].

II.6.2.2. Poisons des catalyseurs

Les catalyseurs au platine sont particulièrement sensibles à l'empoisonnement, qui peut être provoqué de façons permanentes ou temporaires :

- **Poisons temporaires ;**
- **Soufre.**

La présence de soufre dans l'alimentation ou dans l'appoint d'hydrogène diminuera immédiatement l'activité du catalyseur. Le soufre réagit avec le platine pour former le

sulfure de platine, et cela réduit la fonction métallique du catalyseur qui affecte le mécanisme de transfert d'hydrogène. Cette diminution de l'activité est temporaire et la récupération est normalement rapide une fois que le soufre a été enlevé. Cependant, une augmentation de la température du réacteur et un taux plus élevé en appoint d'hydrogène aidera la purge du soufre à partir du catalyseur plus rapidement. Lorsque le soufre est présent dans l'alimentation, une augmentation de la température peut aider pour compenser partiellement de la réduction de l'activité du catalyseur [29].

- **Poisons permanents ;**
- **Eau / Oxydes.**

La désactivation par l'eau ou par d'autres percements de composés oxygénés est permanente. Les composants oxygénés réagissent chimiquement avec le chlorure actif sur le catalyseur, qui est chimiquement lié à la structure d'alumine pendant la fabrication. L'eau, une fois qu'elle réagit avec le catalyseur, est chimiquement liée comme hydroxyle à l'alumine et le chlorure est enlevé comme HCl. Approximativement 1kg d'oxygène, sous toutes les formes, désactivera 100 kg de catalyseur. Si un percement se produit, la désactivation du catalyseur se produira en forme de piston se déplaçant vers le bas du premier lit de catalyseur. En plus de la perte de qualité du produit, un signe clair est le manque de température du réacteur dans la portion supérieure du lit et cette inactivité se déplaçant lentement vers le bas du lit. Une fois que le catalyseur est désactivé, il doit être enlevé pour la récupération du platine et remplacé par du catalyseur frais [29].

- **Composés d'Azote**

Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N_2 . Les composants d'azote réagissent pour former l'ammoniac qui à son tour réagit avec le chlore dans le catalyseur ou le HCl pour former du sel de chlorure d'ammonium [29].

Cela entraîne une désactivation permanente du catalyseur par un revêtement des sites actifs du catalyseur, une perte de chlorure et éventuellement une inactivité due à une mauvaise distribution des dépôts de sel [29]

- **Composés fluorés**

Cela est également un poison permanent du catalyseur provoqué par la liaison de fluorure avec les sites actifs du catalyseur qui affecte l'acidité du catalyseur. 1kg de fluorure désactivera 100 kilogrammes de catalyseur [29].

- **Métaux**

La contamination de l'unité d'isomérisation par les métaux réduit l'activité de la fonction métal du catalyseur ; Les métaux empoisonnent complètement le catalyseur, les effets observables sont une baisse importante de température, baisse de l'activité globale du catalyseur et de la sélectivité [29].

Les tableaux II.1 et II.2 illustrent les niveaux maximums admissibles d'impuretés dans l'alimentation et dans l'appoint d'hydrogène.

Tableau II.1: Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation [29].

Soufre	0,5 wt ppm max
Azote	0,1 wt ppm max
Eau Oxygénés	0,1 wt ppm max *
Métaux	5 wt ppm max
Arsenic	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

Tableau II.2 : 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.

II.7. 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) [29] ;
- ◆ Section AXENS (Isomérisation) [29].

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

II.7.1. Isomérisation de naphta prétraitée (U 701/703)

II.7.1.1. Objectif

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane de recherche RON et de moteur MON de l'alimentation du naphta léger (principalement C₅/C₆) avant de le 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 [29].

Ce procédé développé est licencié par AXENS se compose de deux réacteurs à lit adiabatique, les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe du catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène. Les conditions opératoires ne sont pas sévères étant reflétées par une pression de service modérée, basse température, basse pression partielle d'hydrogène et haute vitesse spatiale du catalyseur. Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation, minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'équipements [29].

II.7.1.2. 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 [29].

A) Provenance des naphas

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 [29].

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 [29].

La naphta A, au niveau de la première chaîne, alimente la section « déisopentaniseur » [29].

Les naphas 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 [29].

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.

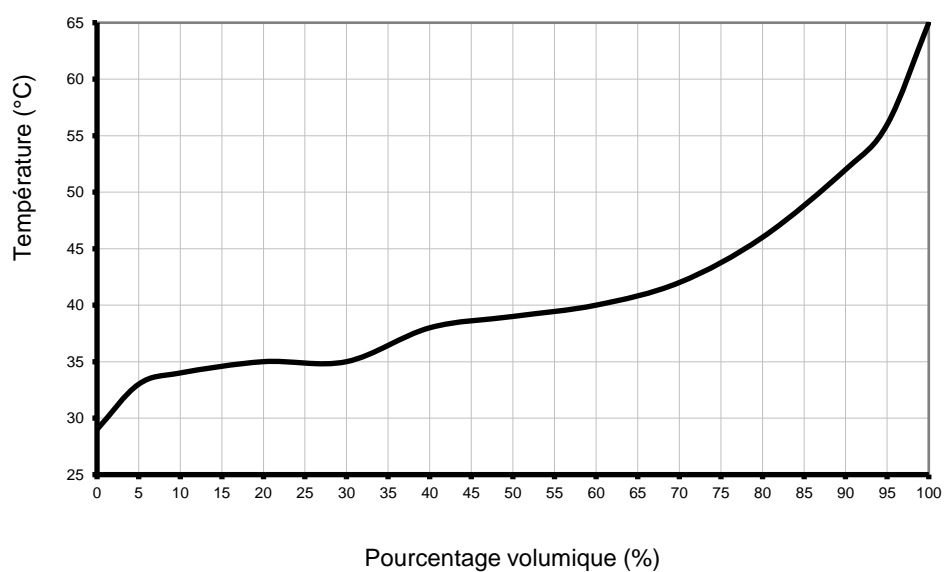
Les tableaux II.3 et II.4 représente les caractéristiques du naphta A, ainsi que la figure II.1 illustre la distillation ASTM de celle-ci.

Tableau II.3 : Composition du naphta A [29]

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 II.4 : Caractéristiques du naphta A [29]

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

**Figure II.1**: Distillation ASTM de la Naphta A [29].

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

Tableau II.5 : Caractéristiques du produit (ISOMERAT) [29].

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

II.7.2. Différentes sections de l'unité

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

II.7.2.1. Section Sécheurs

Le Naphta léger provenant de l'unité 700 (unité d'hydrotraitement du naphta léger) et le produit recyclé du Désohexaniseur sont mélangés dans le ballon de charge 701-V1 [29].

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 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 limite 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 [29].

II.7.2.2. Section isomérisation (réacteur)

Les deux phases combinées provenant de la section sécheur sont préchauffés dans l'échangeur 701-E-2 (recyclage Désohexaniseur/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) [29].

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 où 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 [29].

L'effluent est envoyé vers la colonne de stabilisation 701-C-1 sous control de pression [29].

II.7.2.3. Section de stabilisation

La charge sortant du réacteur d'isomérisation contient des parties légères de gaz incondensables constitue un produit appelé « l'isomérat non stabilisée », dans cette coupe il y a des parties légères qui ont une tension de vapeur assez élevée et pour la diminuer et

respecter les spécifications, on a disposé d'une colonne de stabilisation dont le but d'éliminer les légers qui sont l' H_2 , HCl, C_4^- [29].

La purge du ballon de reflux de stabilisateur contient de l'hydrogène et du chlore d'où ils sont envoyés vers le scrubber pour subir la neutralisation avec la soude caustique puis envoyés vers fuel gaz. Le produit recueilli au fond de la colonne stabilisatrice forme « l'isomérat stabilisé » qui sera envoyé vers la colonne déisohéxaniseur [29].

II.7.2.4. Déisohéxaniseur

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

Le liquide est pompé par la pompe de recyclage 701-P-6 A/B, une partie est recyclée à la section réacteur après refroidissements successifs contre la charge Réacteur 701-E-2 et 701-E-8 (refroidisseur à eau), l'autre partie du soutirage latéral du DIH est chauffée et vaporisée contre la charge DIH dans le 701-E-7. Les vapeurs de tête de la colonne sont totalement condensées dans l'aéroréfrigérant 701-EA- 2 puis collectées dans le Ballon de Reflux 701-V-8. De ce dernier l'isomérat léger est pompé vers la 701-C-2 par Les 701-P-4 A/B (pompes de reflux du DIH) [29].

Le produit d'isomérat léger est envoyé vers le condenseur d'isomérat léger 701-E10 par les 701-P-5 A/B (Pompes d'isomérat léger). Une petite quantité est utilisé comme régénérant pour les Sécheurs [29].

L'isomérat léger est mélangé avec l'isomérat provenant du déisopentaniseur de l'unité 700 en amont du 701-E-10 (condenseur isomérat). Le fluide réchauffeur utilisé dans le rebouilleur 701-E-9 (thermosiphon) est l'IS 2. Le produit de fond est pompé par les pompes de fond du 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 [29].

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 du stabilisateur pour produire un rebouillage interne au niveau du DIH. La charge est refroidie coté tube-Pumparound 701-E-7 avant d'entrer le DIH, Pump-around est vaporisée avant d'entrer en DIH.

II.7.2.5. 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 [6].

La Caustique est circulée avec la pompe 701-P-8, elle est maintenue à une température à 50°C à travers l'échangeur 701-E-11 (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 [6].

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 [6].

La soude est drainée par les 701-P-8 A/B (ligne de Refoulement) une fois la concentration de la soude circulante diminue aux environs de 2% pds. Quand la caustique est éliminée, le fond de la colonne est rempli avec de la soude fraîche. La fréquence de remplacement de la NAOH est de 10 jours. La soude utilisée est envoyée au ballon de dégazage 701-V-13, puis vers la limite batterie par les 701-P-11 A/B (Soude pauvre) [6].

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 stockée dans 701-S-1 (Bac caustique fraîche) [6].

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 [6].

II.7.2.6. 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 [6].

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 au niveau du vaporisateur (701-E-12) qui est constitué d'une calandre verticale et des tubes à baïonnettes [6].

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 dégazeur (701-V-11), le flux de régénération est mélangé sous contrôle de pression avec l'isomérat qui va être envoyé au stockage après être passé à travers le 701-E-10 (condenseur à eau) [6].

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

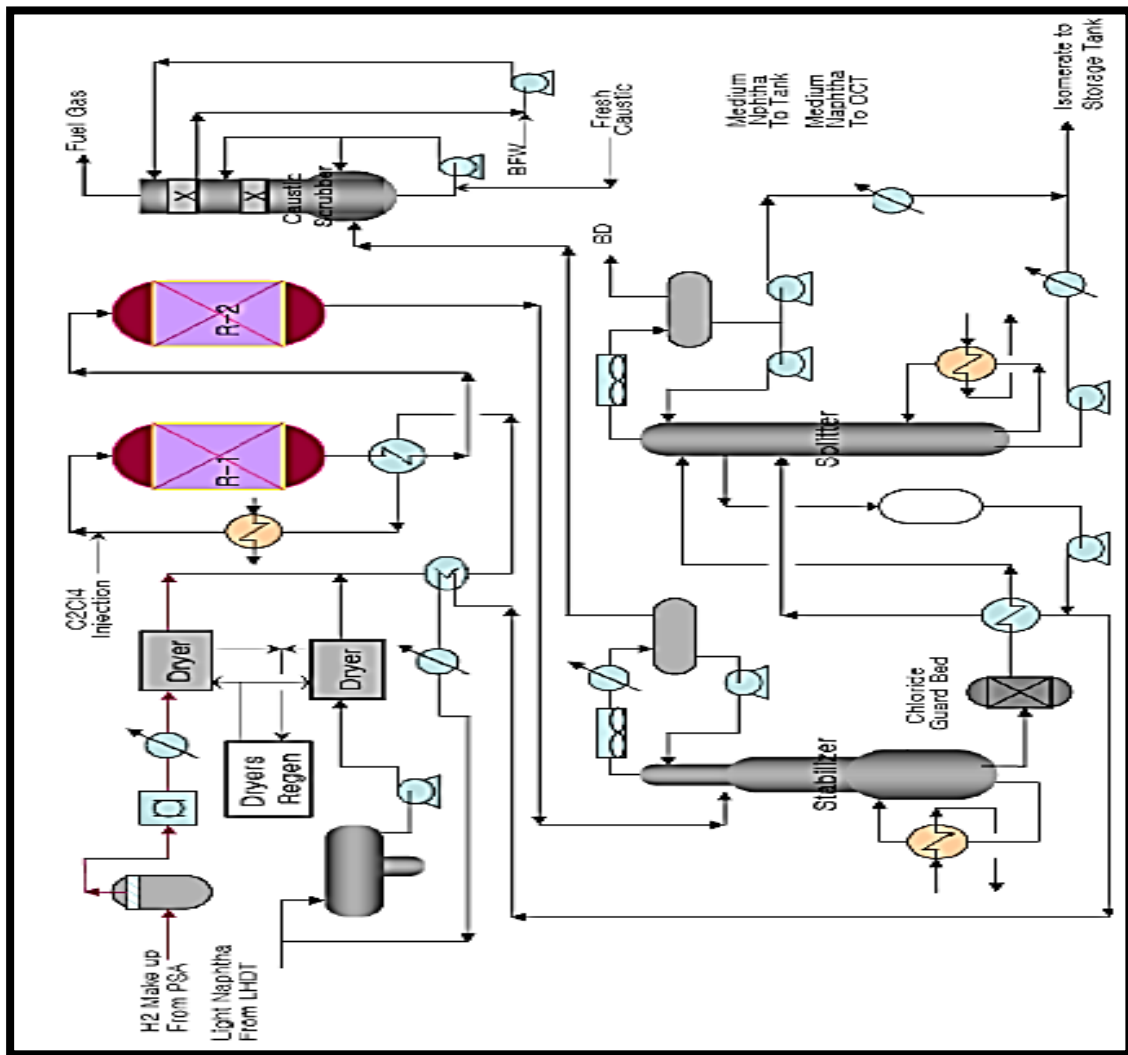


Figure II.2 : Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation (U701/703) [6].

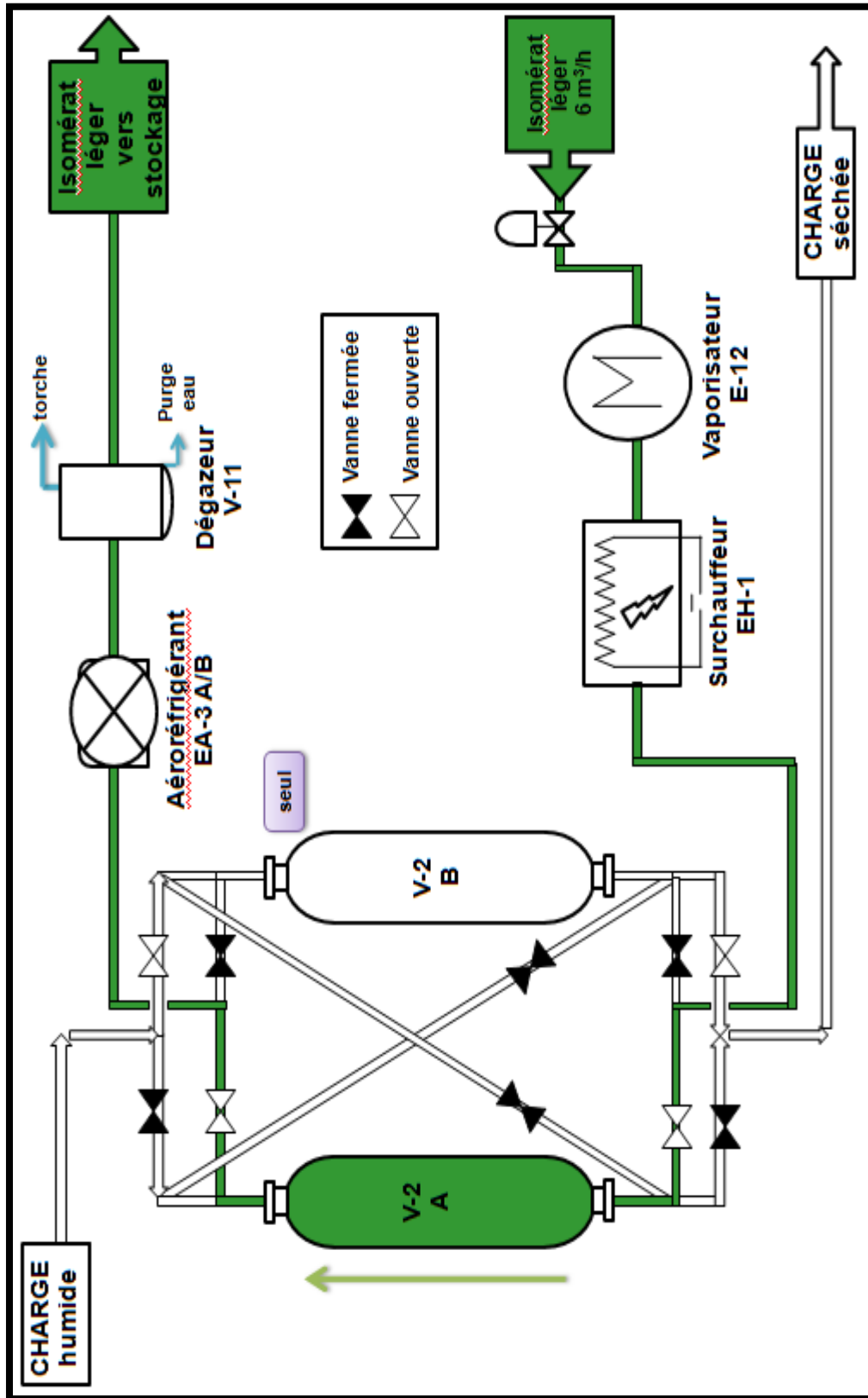


Figure II.3 : Schéma descriptif de la section de régénération des sécheurs.

II.8. Problématique

Le surchauffeur électrique EH-1 est considéré comme le cœur de la section de régénération, mais depuis l'année 2016 ce surchauffeur cause beaucoup de problèmes dont on peut dénombrer :

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

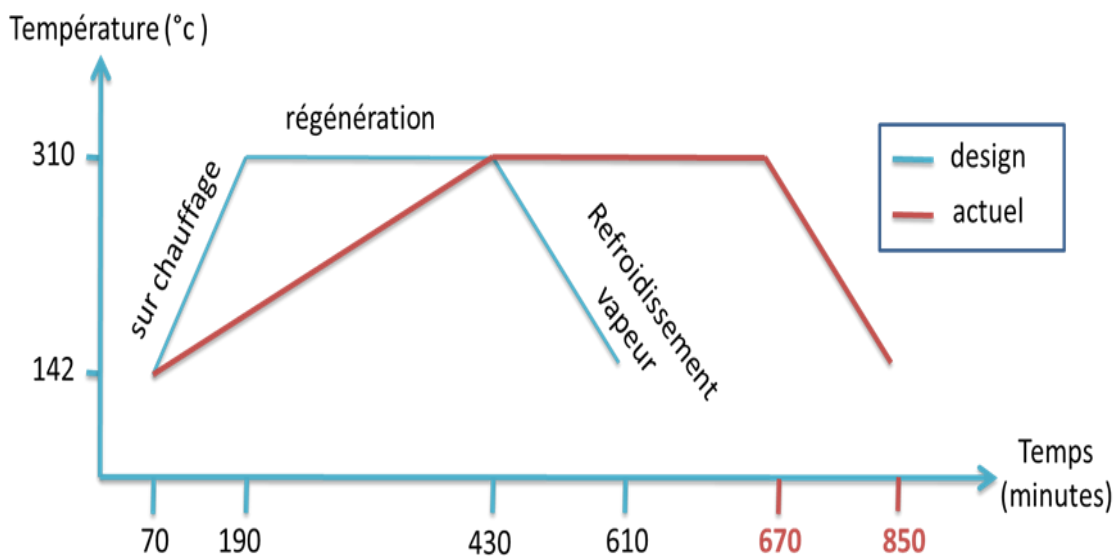


Figure II.4 : Temps pour atteindre graduellement la température de régénération de la surchauffeur [6].

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

Tableau II.6 : Pertes financières du surchauffeur électrique.

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

Conclusion

Par l'installation de l'unité d'isomérisation, 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 total du plomb.

Les sécheurs sont un élément clé dans le succès de l'opération de l'unité d'isomérisation, ils protègent le catalyseur, donc 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.

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

Chapitre III

*Calcul et dimensionnement du
four*

Introduction

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

Le calcul théorique du four cabine est réalisé par la méthode de Lobo-Evans selon la norme API standard 560/ISO 13705.

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

Dimensionnement d'un four (cabine) à tubes horizontaux

III.1. Données de départ

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

Tableau III.1 : Paramètres et conditions de service [29].

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 III.2 : Compositions du gaz combustible [33].

Constituant	% molaire
H ₂	74,62
C ₁	7,23
C ₂	6,87
C ₃	6,13
iC ₄	1,77
nC ₄	1,54
iC ₅	1,02
nC ₅	0,42
C ₆ ⁺	0,40
Total	100,00

Tableau III.3 : Caractéristiques physico-chimiques du combustible [33].

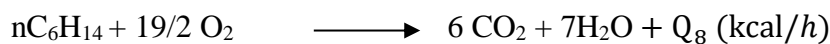
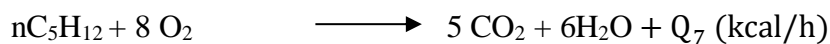
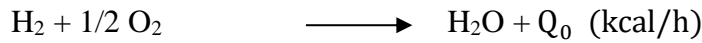
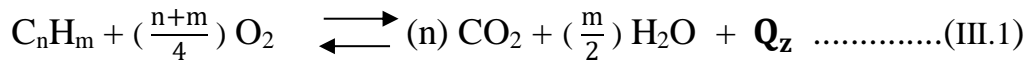
Données	Valeur
Température (°C)	25,00
Pression (Kg/cm ² g)	2,40

III.2. Calcul de la combustion

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

- La quantité d'air nécessaire aux brûleurs ;
- La compositions et la quantité des fumées produites à partir d'un combustible [34].
- ✓ 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.

III.2.1. Reaction à combustion

III.2.2. Quantité d'oxygène o_2 théorique nécessaire à la combustion

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

$$Q_{th} = \left(\frac{1}{2} \times 74,62\right) + (2 \times 7,23) + \left(\frac{7}{2} \times 6,87\right) + (5 \times 6,13) + \left(\frac{13}{2} \times 1,77\right) + \left(\frac{13}{2} \times 1,54\right) + (8 \times 1,02) + (8 \times 0,42) + \left(\frac{19}{2} \times 0,40\right) = 143,3 \text{ Kmol}/100 \text{ kmol}_{gaz}$$

$$Q_{th} = 143,3 \text{ Kmol}/100 \text{ kmol}_{gaz}$$

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

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

$$Q_P = 1,2 \times 143,3 = 171,96 \text{ K mol}/100 \text{ kmol}_{gaz}$$

$$Q_P = 171,96 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{gaz}$$

- **Quantité d'excès d'air :**

$$e = Q_p - Q_{th} = 171,96 - 143,3 = 28,66 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$e = 28,66 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

III.2.4. Quantité d'air théorique nécessaire à la combustion

Comme la teneur de l'o₂ dans l'air est de 21 %, alors la quantité d'air théorique est :

$$L_{Th} = \frac{100}{21} Q_{th} \dots\dots\dots(III.3)$$

$$L_{Th} = \frac{100}{21} \times 143,3 = 682,38 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$L_{Th} = 682,38 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

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

$$L_p = L_{Th} + \alpha \times L_{Th} = L_{Th} \times (1+0.2) \dots\dots\dots(III.4)$$

$$L_p = 682,38 \times 1,2 = 818,86 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

Alors la quantité pratique nécessaire de l'air est :

$$L_p = 818,86 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

III.2.5. Quantités des produits de la combustion (composition des fumées)

- **Quantité dioxyde de carbone CO₂ dégagé**

$$Q_{CO_2} = (1 \times 7,23) + (2 \times 6,87) + (3 \times 6,13) + (4 \times 1,77) + (4 \times 1,54) + (5 \times 1,02) + (5 \times 0,42) + (6 \times 0,40) = 62,2 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$$Q_{CO_2} = 62,2 \text{ Kmol} / 100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

• **Quantité d'eau (H₂O) dégagé**

$$Q_{H_2O} = (1 \times 74,62) + (2 \times 7,23) + (3 \times 6,87) + (4 \times 6,13) + (5 \times 1,77) + (5 \times 1,54) + (6 \times 1,02) + (6 \times 0,42) + (7 \times 0,40) = 162,2 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$Q_{H_2O} = 162,2 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

• **Teneur de la vapeur d'eau dans l'air de combustion**

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

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

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

• **Quantité d'eau contenue dans l'air**

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

Avec:

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

$$N_{H_2O} = 818,86 \times 17,4 / (760 - 17,4)$$

$$N_{H_2O} = 19,19 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

En tenant compte l'humidité relative égale 80%.

Donc:

$$N_{H_2O} = 19,19 \times 0,8 = 15,35 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$N_{H_2O} = 15,35 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- **Quantité totale d'eau**

$$N_{\text{TH}_2\text{O}} = Q_{\text{H}_2\text{O}} + N_{\text{H}_2\text{O}} = 162,2 + 15,35 = 177,55 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$N_{\text{TH}_2\text{O}} = 177,55 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- **Quantité d'azote N₂ dans l'air**

On admit que la composition de l'air :

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

Donc :

$$N_2 = 0,79 \times L_p = 0,79 \times 818,86 = 647,72 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$N_2 = 647,72 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

- **Quantité d'azote totale**

$$N_2 \text{ totale} = 647,72 + 0,00 = 647,72 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$$

$N_2 \text{ totale} = 647,72 \text{ Kmol}/100\text{kmol}_{\text{gaz}}$

III.2.6. Calcul des spécifications des fumées

- **Masse moléculaire des fumées**

$$M_f = \sum_1^4 M_i X_i \dots\dots\dots(\text{II.7})$$

$$M_f = M_{\text{CO}_2} \cdot Y'_{\text{CO}_2} + M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot Y'_{\text{H}_2\text{O}} + M_{\text{O}_2} \cdot Y'_{\text{O}_2} + M_{\text{N}_2} \cdot Y'_{\text{N}_2}$$

$$M_f = 44 \times 0,07 + 18 \times 0,19 + 32 \times 0,03 + 28 \times 0,71 = 27,34 \text{ Kg}/\text{Kmol}$$

$M_f = 27,34 \text{ Kg}/\text{kmol}$

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

$$\rho_f^n = M_f / 22,4 \dots\dots\dots(\text{II.8})$$

$$\rho_f^n = 27,34 / 22,4 = 1,22 \text{ Kg} / \text{Nm}^3$$

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

III.2.7. Tableau récapitulatif des compositions des fumées

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

Tableau III.4 : 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	74,62	37,31	-	74,62	-	-	H ₂
C ₁	7,23	14,46	7,23	14,64	-	-	C ₁
C ₂	6,87	24,05	13,74	20,61	-	-	C ₂
C ₃	6,13	30,65	18,39	24,52	-	-	C ₃
iC ₄	1,77	11,51	7,08	8,85	-	-	iC ₄
nC ₄	1,54	10,01	6,16	7,70	-	-	nC ₄
iC ₅	1,02	8,16	5,10	6,12	-	-	iC ₅
nC ₅	0,42	3,36	2,10	2,52	-	-	nC ₅
nC ₆	0,40	3,80	2,40	2,80	-	-	nC ₆
Total	100,00	143,3	-	15,35	28,66	647,72	Air de combustion
O₂ dans l'excès d'air		28.66	62,2	177,55	28,66	647,72	Total
O₂ dans l'air combustion		171.96	0,07	0,19	0,03	0,71	% mol
N₂ dans l'air combustion		647.72					
Nombre de Kmoles d'air de combustion pour 100 moles de gaz combustible		818,86	916,13				Nombre total des fumées pour 100 moles de gaz combustible

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

$$V_f = 916,13 / 100 = 9,16 \text{ Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ gaz combustible}$$

$V_f = 9,16 \text{ Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ gaz combustible}$

III.2.8. Calcul des spécifications de gaz combustible

- **Masse moléculaire du gaz combustible**

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

$$M_{COM} = (2 \times 74,62) + (16 \times 7,23) + (30 \times 6,87) + (44 \times 6,13) + (58 \times 1,77) + (58 \times 1,54) + (72 \times 1,02) + (72 \times 0,42) + (86 \times 0,4) = 10,71 \text{ Kg} / \text{Kmol}$$

$M_{COM} = 10,71 \text{ Kg} / \text{Kmol}$

- **Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales**

$$\rho^n_{Com} = M_{COM} / 22,4 = 10,71 / 22,4$$

$\rho^n_{Com} = 0,478 \text{ Kg} / \text{Nm}^3$

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

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

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

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

$$G_f = 9,16 \cdot \frac{1,22}{0,48} = 23,33 \text{ Kg} / \text{Kg}_{com}$$

$G_f = 23,33 \text{ Kg} / \text{Kg}_{com}$

Il faut donc **22.33 kg** d'air pour 1 kg de gaz.

- **Pouvoir calorifique du combustible**

Calcul du pouvoir calorifique inférieur du combustible PCI :

$$PCI = PCS - 10.9N \text{ (pour un gaz)} \dots\dots\dots(III.11)$$

Avec : N : nombre de moles de H₂O

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

$$\begin{aligned}
 1 \text{ mole de gaz} &\longrightarrow 1,7755 \text{ moles H}_2\text{O} \\
 22,4 \cdot 10^{-3} \text{ Nm}^3 \text{ gaz} &\longrightarrow 1,7755 \text{ moles H}_2\text{O} \\
 1 \text{ Nm}^3 \text{ gaz} &\longrightarrow N \\
 N = 1,775 / 22,4 \cdot 10^{-3} &= 79,26 \text{ moles H}_2\text{O}
 \end{aligned}$$

$N = 79,26 \text{ moles H}_2\text{O}$

• **Calcul du pouvoir calorifique du mélange**

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

Tableau III.5 : Pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant. [1]

Gaz individuels	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

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

$$\begin{aligned}
 PCS_m &= (3090 \times 74,62) + (9574 \times 7,23) + (16801 \times 6,87) + (23610 \times 6,13) + (30029 \times 1,77) \\
 &+ (30329 \times 1,54) + (36123 \times 1,02) + (36190 \times 0,42) + (42754 \times 0,40) = 7289,53 \text{ Kcal / Nm}^3
 \end{aligned}$$

$PCS_m = 7289,53 \text{ Kcal / Nm}^3$

• **Pouvoir calorifique inférieur**

$$PCI = PCS_m - 10,9 \cdot N = 7289,53 - 10,9 \cdot 79,26 = 6425,56 \text{ Kcal / Nm}^3$$

$PCI = 6425,56 \text{ Kcal / Nm}^3$

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

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

$$Q_{inf} = 6425,56 / 0,478 = 13441,59 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_{inf} = 13441,59 \text{ Kcal/Kg}$

- Chaleur sensible de l'air à 20°

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

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

$$Q_{\text{air}} = 22,33 \times 0,24 \times 20 = 107,20 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_{\text{air}} = 107,20 \text{ Kcal/Kg}$

- Chaleur sensible du gaz

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

On a : $C_{\text{gaz}} = 2,64 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{c}$

$$Q_{\text{gaz}} = 1 \times 2,64 \times 20 = 52,80 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_{\text{gaz}} = 52,80 \text{ Kcal/Kg}$

Donc :

$$Q_T = Q_{\text{inf}} + Q_{\text{gaz}} + Q_{\text{air}} = 13441,59 + 52,80 + 107,20 = 13601,57 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_T = 13601,57 \text{ Kcal/Kg}$

III.3. Bilan thermique

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

III.3.1. Quantité de chaleur absorbée par la charge

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

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

Avec :

- ✓ **G** : Débit de la charge isomérait (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 considérées sont déterminées graphiquement d'après la figure (**annexe n°01**).

• **Calcul de la masse molaire du mélange isomérait**

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

Tableau III.6 : Calcul de la masse molaire du mélange isomérait [29].

Constituant	M_i	X'_{Ri}	$X'_{Ri} \cdot M_i$
nC ₄	58,00	0,0012	0,0696
iC ₄	58,00	0,0045	0,2610
nC ₅	72,00	0,1730	12,4560
iC ₅	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

$M = 75,4822 \text{ g/mol}$

On a :

- ✓ $P_e = 12,7 \text{ Kg/cm}^2\text{g}$ ($P_e = 193,9 \text{ psia}$)
- ✓ $T_e = 142^\circ\text{C}$; ($T_e = 287,6 \text{ }^\circ\text{F}$)

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

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

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

On a :

- ✓ $P_s = 12,1$; ($P_s = 187 \text{ psia}$)
- ✓ $T_s = 310^\circ\text{C}$; ($T_s = 590 \text{ }^\circ\text{F}$)

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

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

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

Alors :

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

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

III.3.2. Quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion

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

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

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

III.3.3. Débit de combustible

$$\beta = \frac{Q_{reel}}{Q_T} \dots\dots\dots(III.18)$$

$$\beta = \frac{500000}{13601,57} = 36,76 \text{ Kg /h}$$

$\beta = 36,76 \text{ Kg /h}$

III.3.4. Débit des fumées

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

$$G_{ft} = 36,76 \times 23,33 = 857,76 \text{ Kg/h}$$

$G_{ft} = 857,76 \text{ Kg /h}$

III.3.5. Nombre de brûleurs

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

$$N_B = \frac{\beta}{110} = \frac{36,76}{110} = 0,33 \text{ brûleurs}$$

$N_B = 1 \text{ brûleur}$

III.3.6. Chaleur spécifique moyenne des fumées

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

- ✓ $O_2, N_2, H_2, CO \dots\dots\dots C_p = 6,8 + 6.10^{-4} t$ (kcal/kmol.°C)
- ✓ $H_2O \dots\dots\dots C_p = 8,1 + 2,9.10^{-3} t$ (kcal/kmol.°C)
- ✓ $CO_2 \dots\dots\dots C_p = 8,5 + 3,7.10^{-3} t$ (kcal/kmol.°C)

Le calcul d'après la composition des fumées donne :

$$C_p = 7,1674 + 0,1256 \frac{t}{100} \text{ (kcal / kmol. } ^\circ\text{C)}$$

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

$$C_p = 0,2628 + 4,61.10^{-3} \frac{t}{100} \text{ (kcal / kg. } ^\circ\text{C)}$$

III.3.7. Enthalpie des fumées pour 1 kg de combustible

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

- 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**.

III.4. Calcul de la zone de radiation

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

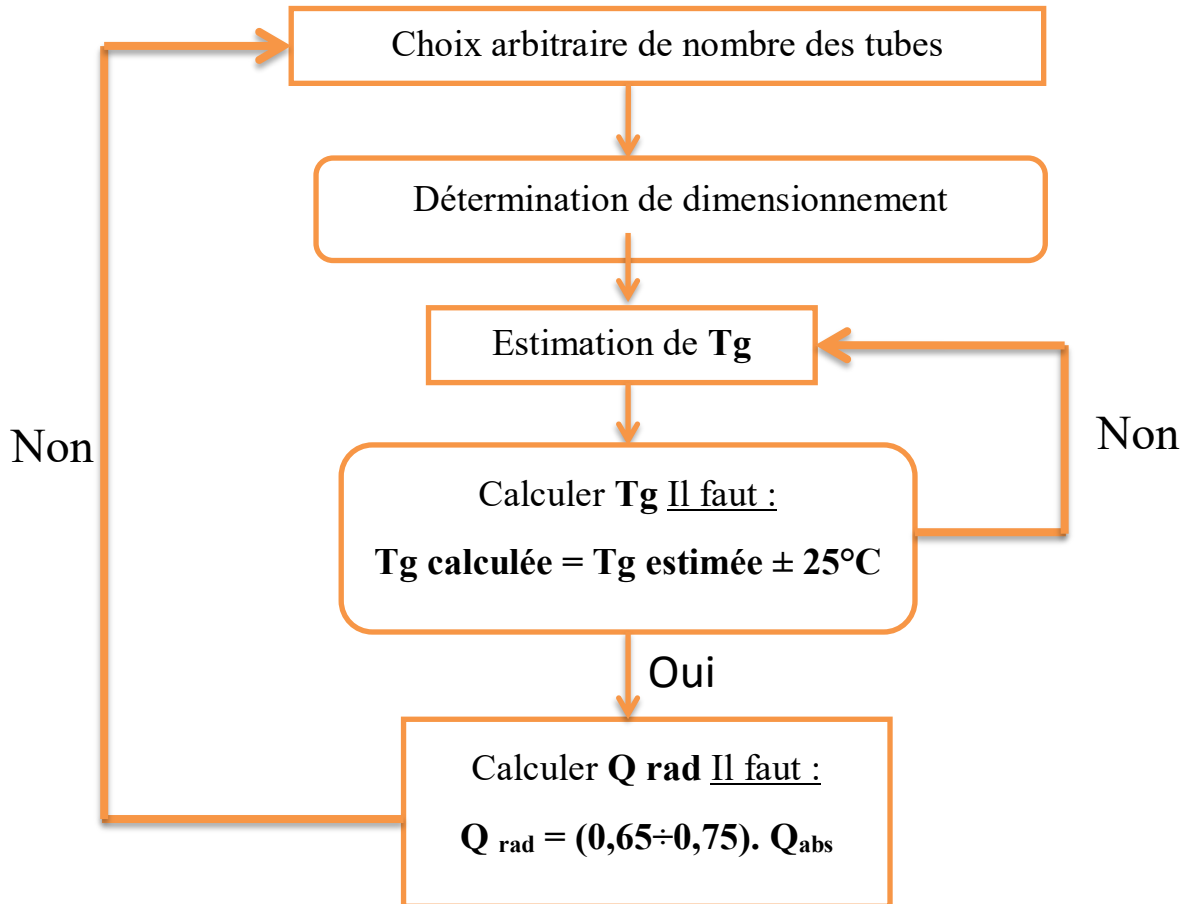


Figure III.1 : Etapes de calcul de la zone de radiation.

- 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 :

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

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

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

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

✓ On admet que la largeur du four est :

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

✓ On admet que la longueur du four est :

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

✓ On fixe le nombre de tubes dans la 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 :

Tableau III.7 : Caractéristique des tubes.

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

III.4.1. Surface de plan d'absorption A

Pour tubes de protection

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

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

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

Pour les tubes latéraux :

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

$$A'' = (16 - 4) \times 0,1778 \times 3 = 6,4008 \text{ m}^2$$

$$A'' = 6,4008 \text{ m}^2$$

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

D'après (l'annexe n°04) :

✓ Le coefficient d'absorption pour tubes de protection est

$$K' = 0,73$$

✓ Le coefficient d'absorption pour tubes latéraux est

$$K'' = 0,92$$

• Surface équivalente des tubes

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

$$A = 0,73 \times 2,1336 + 0,92 \times 6,4008 = 7,4463 \text{ m}^2$$

$A = 7,4463 \text{ m}^2$

III.4.2. Vitesse massique de la charge par passe

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

$$W = \frac{4000}{1 \times 3.14 \times 0,0901^2 / 4} = 627405 \text{ Kg/s.m}^2$$

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

III.4.3. Longueur utile totale des tubes de la zone de radiation

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

$$L_{ut} = 16 \times 3 = 48 \text{ m}$$

$L_{ut} = 48 \text{ m}$

III.4.4. Largeur de la zone de convection

$$L_{conv} = (1 + N_{protection}) \times C \dots\dots\dots(III.26)$$

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

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

III.4.5. Longueur du mur incliné avec $\alpha=30^\circ$

$$L_{inc} = \frac{L_{four} - L_{conv}}{2\cos30} \dots\dots\dots(III.27)$$

$$L_{inc} = \frac{1,5 - 0,8890}{2\cos30} = 0,3528 \text{ m}$$

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

III.4.6. Nombre de tubes sur les murs inclinés

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

$$N_{in} = 2 \times \left(\frac{0,3528}{0,1778} - 1 \right) = 1,9685 \text{ tubes}$$

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

Donc 1 seul tube sur chaque mur incliné

III.4.7. Nombre des tubes sur les murs verticaux

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

$$N_{tmv} = 16 - (4 + 1,9685) = 10,0315 \text{ tubes}$$

$$N_{tmv} = 10 \text{ tubes}$$

C'est-à-dire 5 tubes sur chacun des murs verticaux.

III.4.8. Hauteur du mur verticale

$$h_V = \left(\frac{10,0315}{2} + 1\right) \times C \dots\dots\dots(III.30)$$

$$h_V = (5,01575 + 1) \times 0,1778 = 1,0696 \text{ m}$$

$$h_V = 1,0696 \text{ m}$$

III.4.9. Hauteur du mur incliné

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

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

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

III.4.10. Hauteur du four jusqu'à la zone de convection

$$h_{rad} = h_V + h_{inc} \dots\dots\dots(III.32)$$

$$h_{rad} = 1,0696 + 0,1764 = 1,2460 \text{ m}$$

$$h_{rad} = 1,2460 \text{ m}$$

III.4.11. Calcul du produit « P×I »

Epaisseur utile du rayonnement

Dimension du four : 1,5 × 1,2460 × 3 soit 1 × 0,83 × 2

Pour un four de dimensions dans le rapport 1 × 1×2, le tableau (**annexe n°05**) donne :

$$I = \frac{2}{3} \sqrt[3]{V_{cc}} \dots\dots\dots(III.33)$$

Volume de la chambre de combustion

$$V_{cc} = L_f \times \left[(L_{four} \times h_V) + (L_{four} + L_{conv}) \times 0.5 \times h_{inc} \right] \dots\dots\dots(III.34)$$

$$V_{cc} = 3 \times \left[(1,5 \times 1,0696) + (1,5 + 0,8890) \times 0.5 \times 0,1764 \right] = 5,4454 \text{ m}^3$$

$$V_{cc} = 5,4454 \text{ m}^3$$

Donc :

$$I = \frac{2}{3} \sqrt[3]{V_{cc}} = \frac{2}{3} \sqrt[3]{5,4454} = 1,1728 \text{ m}$$

$$I = 1,1728 \text{ m}$$

Pression partielle de H₂O et de CO₂

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

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

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

Le produit

$$P \times I = 0,25 \times 1,1728 = 0,2932 \text{ atm.m}$$

$$P \times I = 0,2932 \text{ atm.m}$$

III.4.12. Température de peau des tubes

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

$$T_A = T_s + 25 = 310 + 25 = 335 \text{ °C}$$

$$T_A = 335 \text{ °C}$$

III.4.13. Température des gaz

Nous estimerons la température des gaz à : 827 °C

$$T_{ges} = 827 \text{ °C}$$

III.4.14. Facteur d'émission de la flamme

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

$$\epsilon_f = 0,35$$

III.4.15. Surface totale intérieure de la zone de radiation

Pignons

$$2(L_{\text{four}} \times h_V) + 2(L_{\text{four}} + L_{\text{conv}}) \times h_{\text{inc}} / 2 = 2(1,5 \times 1,0696) + 2(1,5 + 0,889) \times 0,1764 / 2 = 3,6303 \text{ m}^2$$

Mur

$$2(h_V + L_{\text{inc}}) \times L_f = 2(1,0696 + 0,3528) \times 3 = 8,5344 \text{ m}^2$$

Sol

$$L_{\text{four}} \times L_f = 1,5 \times 3 = 4,5000 \text{ m}^2$$

Donc :

$$A_T = 3,6303 + 8,5344 + 4,5000 = 16,6647 \text{ m}^2$$

$A_T = 16,6647 \text{ m}^2$

III.4.16. Surface équivalente des tubes situés devant les réfractaires

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

$$S_{\text{eqr}} = 0,92 \times 6,4008 = 5,8887 \text{ m}^2$$

$S_{\text{eqr}} = 5,8887 \text{ m}^2$

III.4.17. Surface des réfractaires nus

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

$$A_R = 16,6647 - 5,8887 = 10,7759 \text{ m}^2$$

$A_R = 10,7759 \text{ m}^2$

III.4.18. Facteur globale d'échange

On a $\frac{A_R}{A} = \frac{10,7759}{7,4463} = 1,4472$

$\frac{A_R}{A} = 1,4472$

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

$F = 0,549$

Nous avons alors :

$$F \times A = 0,549 \times 7,4463 = 4,0880 \text{ m}^2$$

$$Q_{\text{réel}} / (F \times A) = 500000 / 4,0880 = 122309,1977 \text{ Kcal/m}^2.\text{h}$$

$Q_{\text{réel}} / (F \times A) = 122309,1977 \text{ Kcal/m}^2.\text{h}$

III.4.19. Température de pseudo-flamme

Chaleur spécifique moyenne de 0° à 827° :

$$C_p = 0,2628 + 4,61.10^{-3} \frac{827}{100} = 0,301 \text{ kcal / kg. } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{pf}} = \frac{Q_T}{C_p.G_r} \dots\dots\dots(III.38)$$

$$T_{\text{pf}} = \frac{13601,57}{0,301 \times 23,33} = 1937,30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$T_{\text{pf}} = 1937,30 \text{ } ^\circ\text{C}$

III.4.20. Température résiduelle des gaz

D’après la figure (annexe n°08) : $T_g = 838^\circ\text{C}$

$T_g = 838^\circ\text{C}$

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

Nous avons admis 827°C.

$$T_g - T_{\text{ges}} = 838 - 827 = 11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Notre estimation est donc **correcte**.

III.4.21. Quantité de chaleur absorbée en radiation

Enthalpie des fumés à 838 °C

$$H = G_f \times C_p \times T_g = 23,33 \times 0,301 \times 838 = 5893,41 \text{ Kcal}$$

Dans ce cas le coefficient de transfert direct :

$$R = \frac{Q_T - H}{Q_T} \dots\dots\dots(III.39)$$

$$R = \frac{13601,57 - 5893,41}{13601,57} = 0,5667$$

$R = 0,567$

On a $Q_{\text{rad}} = R.Q_{\text{réel}} \dots\dots\dots(III.40)$

$$Q_{\text{rad}} = 0,5667 \times 500000 = 283355,437 \text{ Kcal/h}$$

$Q_{\text{rad}} = 283355,437 \text{ Kcal/h}$

On a: $\frac{Q_{rad}}{Q_{ab}} = \frac{283355,437}{400000} = 0,70$

Nous avons admis 0,7.

Notre estimation est donc **correcte**.

III.4.22. Surface extérieure d'un mètre de tubes

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

$F_{ext} = 3.14 \times 0,1016 = 0,3190 \text{ m}$

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

III.4.23. Surface utile d'un tube

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

$F_u = 0,3190 \times 3 = 0,957 \text{ m}^2$

$F_u = 0,957 \text{ m}^2$

III.4.24. Surface des tubes dans la zone de radiation

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

$F_{Tu}^R = 0,957 \times 16 = 15,312 \text{ m}^2$

$F_{Tu}^R = 15,312 \text{ m}^2$

III.4.25. Taux de transfert en radiation

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

$q_{rad} = \frac{283355,437}{15,312} = 18505,4491 \text{ Kcal/ h. m}^2$

$q_{rad} = 18505,4491 \text{ Kcal/ h. m}^2$

III.5. Calcul de la zone de convection

III.5.1. Chaleur à transmettre en convection

$$Q_{\text{con}} = Q_{\text{ab}} - Q_{\text{rad}} \dots\dots\dots(\text{III.45})$$

$$Q_{\text{con}} = 400000 - 283355,437 = 116644,563 \text{ Kcal/h}$$

$Q_{\text{con}} = 116644,563 \text{ Kcal/h}$

III.5.2. Surface de passage

Section de la zone de convection

$$S_{\text{con}} = L_{\text{conv}} \times L_f \dots\dots\dots(\text{III.46})$$

$$S_{\text{con}} = 0,8890 \times 3 = 2,6670 \text{ m}^2$$

$S_{\text{con}} = 2,6670 \text{ m}^2$

Surface occupée par les tubes

$$S_{\text{tube}} = N_{\text{protection}} D_{\text{ex}} L_f \dots\dots\dots(\text{III.47})$$

$$S_{\text{tube}} = 4 \times 0,1016 \times 3 = 1,2192 \text{ m}^2$$

$S_{\text{tube}} = 1,2192 \text{ m}^2$

Surface de passage

$$S_p = S_{\text{con}} - S_{\text{tube}} \dots\dots\dots(\text{III.48})$$

$$S_p = 2,6670 - 1,2192 = 1,4478 \text{ m}^2$$

$S_p = 1,4478 \text{ m}^2$

III.5.3. Vitesse massique des fumées

$$W_f = \frac{G_{\text{ft}}}{S_p} \dots\dots\dots(\text{III.49})$$

$$W_f = \frac{857,76}{1,4478} = 592,459 \text{ Kg /m}^2\text{h}$$

$W_f = 592,459 \text{ Kg /m}^2\text{h}$

III.5.4. Répartition des pertes

Nous admettons 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%.

III.5.5. 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) :

$$T_{fs} = 379^{\circ}\text{C}$$

III.5.6. 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 :

$$(100-R-1) = (100-56 - 1) = 43 \%$$

D’après la figure (annexe n°02):

$$T_{fe} = 821^{\circ}\text{C}$$

III.5.7. Température moyenne des fumées

$$T_{moyf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} \dots\dots\dots(III.50)$$

$$T_{moyf} = \frac{379 + 821}{2} = 600^{\circ}\text{C}$$

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

III.5.8. Chaleur spécifique réel à T_{moyf}

$$C_p = 0,26 + 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot T_{moyf} / 2 \dots\dots\dots(III.51)$$

$$C_p = 0,26 + 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot 600 / 2 = 0,2738 \text{ Kcal/Kg }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0,2738 \text{ Kcal/Kg }^{\circ}\text{C}$$

III.5.9. Calcul de coefficient de convection

$$\alpha_{conv} = \frac{0,018 C_p (W_f^{2/3} \cdot T_{moyf}^{0.3})}{D_{ext}^{1/3}} \dots\dots\dots(III.52)$$

Où :

✓ T_{moyf} : Température moyenne des fumées en °K

$$\alpha_{\text{conv}} = \frac{0,018 \times 0,2738 \times (592,4590^{2/3} \times 873^{0.3})}{0,1016^{1/3}} = 5,6818 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_{\text{conv}} = 5,6818 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

III.5.10. Calcul du coefficient de radiation des gaz

$$\alpha_R = 0,022 \cdot T_{\text{moyf}} - 8 \dots\dots\dots(III.53)$$

$$\alpha_R = (0,022 \times 873) - 8 = 11,2060 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

$\alpha_R = 11,2060 \text{ Kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$

III.5.11. Calcul du coefficient de radiation des murs

On peut utiliser la formule suivante (la formule de Monard) :

$$\alpha_m = 0,195 \cdot \epsilon \cdot (T_A/100)^3 \dots\dots\dots(III.54)$$

Où :

✓ ϵ : Facteur d'émission de mur = 0,95

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

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

III.5.12. Entraxe de deux rangés dans la zone de convection

$$C_2 = 0,5 \times C \cdot (3)^{1/2} \dots\dots\dots(III.55)$$

$$C_2 = 0,5 \times 0,1778 \times 1,73 = 0,1540 \text{ m}$$

$C_2 = 0,1540 \text{ m}$

- Le calcul de dimensionnement de la zone de convection se fait par approximations successives selon l'organigramme suivant :

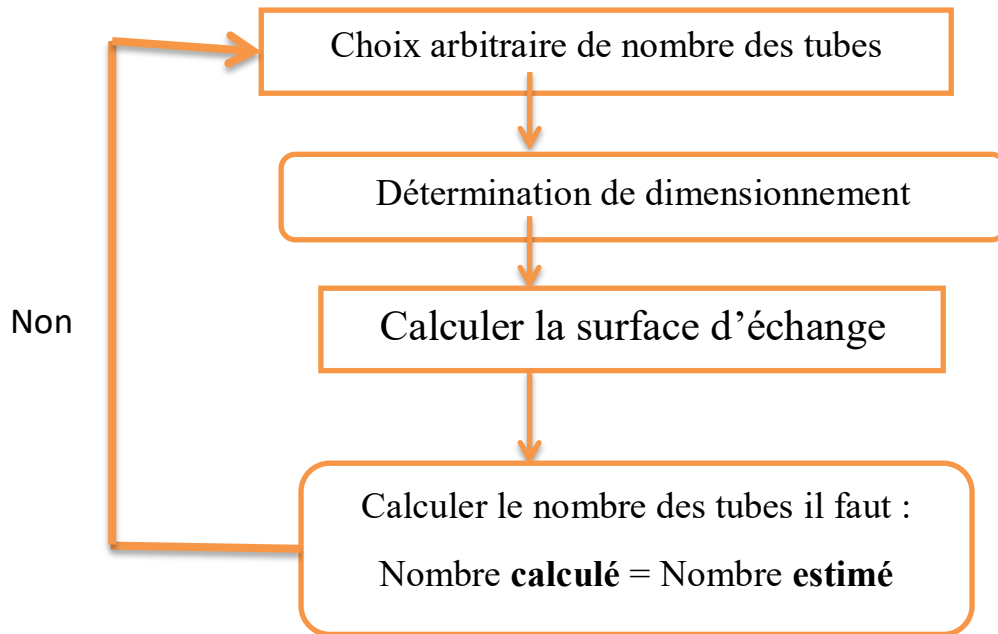


Figure III.2 : Etapes de calcul de la zone de convection.

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

$$n_{rangée} = 4 \text{ rangées}$$

III.5.13. Hauteur de la zone de convection

$$h_{conv} = C_2 \cdot n_{rangée} \dots\dots\dots(III.56)$$

$$h_{conv} = 0,1540 \times 4 = 0,6159 \text{ m}$$

$$h_{conv} = 0,6159 \text{ m}$$

III.5.14. Surface du mur pour les rangés

$$A_{mur}^l = 2 \cdot h_{conv} \cdot (L_f + L_{conv}) \dots\dots\dots(III.57)$$

$$A_{mur}^l = 2 \times 0,6159 \times (3 + 0,8890) = 4,7905 \text{ m}^2$$

$$A_{mur}^l = 4,7905 \text{ m}^2$$

III.5.15. Surface extérieur des tubes

$$A_{tube}^l = N_{conv} \times F_u \dots\dots\dots(III.58)$$

$$A_{tube}^l = 16 \times 0,957 = 15,312 \text{ m}^2$$

$$A_{tube}^l = 15,312 \text{ m}^2$$

III.5.16. Effet de la radiation du mur

$$E = \frac{\alpha_m}{\alpha_{conv} + \alpha_R + \alpha_m} \times \frac{A_{mur}^l}{A_{tube}^l} \dots\dots\dots(III.59)$$

$$E = \frac{6,9645}{5,6818 + 11,2060 + 6,9645} \times \frac{4,7905}{15,312} = 0,101$$

$E = 0,101$

III.5.17. Coefficient global de transmission

$$\alpha_{conv}^l = (1 + E)(\alpha_{conv} + \alpha_R) \dots\dots\dots(III.60)$$

$$\alpha_{conv}^l = (1 + 0,101) \times (5,6818 + 11,2060) = 18,593 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$$

$\alpha_{conv}^l = 18,593 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{k}$

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

$$Q_G^{conv} = \frac{Q_{conv}}{G} \dots\dots\dots(III.61)$$

$$Q_G^{conv} = \frac{116644,563}{4000} = 29,1611 \text{ Kcal/Kg}$$

$Q_G^{conv} = 29,1611 \text{ Kcal/Kg}$

III.5.18. Enthalpie de 1Kg d'isomérat à l'entrée du four

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

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

III.5.19. Enthalpie de 1Kg d'isomérat à la sortie de la zone de convection

$$H_{sconv} = H_e + Q_G^{conv} \dots\dots\dots(III.62)$$

$$H_{sconv} = 122 + 29,1611 = 151,1611 \text{ Kcal / Kg}$$

$H_{sconv} = 151,1611 \text{ Kcal / Kg}$

III.5.20. Température correspond à cette enthalpie

D'après la figure (annexe n°01) $T_{sc} = 204 \text{ }^\circ\text{C}$

III.5.21. Différence de température logarithmique moyenne est donnée

$$D_{Tm} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{2.3 \log \frac{DT_1}{DT_2}} \dots\dots\dots(III.63)$$

$$DT_1 = T_{fe} - T_{sc} = 821 - 204 = 617^\circ\text{C}$$

$$DT_2 = T_{fs} - T_e = 379 - 142 = 237^\circ\text{C}$$

$$\frac{DT_1}{DT_2} = \frac{617}{237} = 2,6034$$

$$D_{Tm} = 397,154$$

III.5.22. Surface nécessaire du tube dans la zone de convection

$$S = \frac{Q_{conv}}{\alpha_{conv}^1 \cdot D_{Tm}} \dots\dots\dots(III.64)$$

$$S = \frac{116644,563}{18,5930 \times 397,154} = 15,7963 \text{ m}^2$$

$$S = 15,7963 \text{ m}^2$$

III.5.23. Nombre de rangée de tube dans la zone de convection

$$n_{rangée} = \frac{S}{N_{protec} \cdot F_u} \dots\dots\dots(III.65)$$

$$n_{rangée} = \frac{15,7963}{4 \times 0,957} = 4,1265 \text{ rangées}$$

$$n_{rangée} = 4,1265 \text{ rangées}$$

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

III.5.24. Nombre de tubes total dans le four

$$N_{rad} + N_{conv} = 16 + 16 = 32 \text{ tubes}$$

$$N_{total} = 32 \text{ tubes}$$

III.5.25. Hauteur du four (radiation + convection)

$$H = h_{rad} + h_{conv} = 1,2460 + 0,6159 = 1,8619 \text{ m}$$

$$H = 1,8619 \text{ m}$$

III.6. Calcul de la cheminée

III.6.1. Température de la cheminée

$$T_{ch} = T_{fe} - T_s \dots\dots\dots(III.66)$$

$$T_{ch} = 821 - 310 = 511^\circ\text{C}$$

$$T_{ch} = 511^\circ\text{C}$$

III.6.2. Masse volumique des fumées à T_{ch}

$$\rho_f^{T_{ch}} = \rho_f \times \frac{273}{273 + T_{ch}} \dots\dots\dots(III.67)$$

$$\rho_f^{T_{ch}} = 1,22 \times \frac{273}{273 + 511} = 0,424 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f^{T_{ch}} = 0,424 \text{ Kg/m}^3$$

III.6.3. Masse volumique des fumées à T_{moyf}

$$\rho_f^{T_{moyf}} = \rho_f \times \frac{273}{273 + T_{moyf}} \dots\dots\dots(III.68)$$

$$\rho_f^{T_{moyf}} = 1,22 \times \frac{273}{873} = 0,3815 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f^{T_{moyf}} = 0,3815 \text{ Kg/m}^3$$

III.6.4. Masse volumique dans la chambre de combustion I à T_e

$$\rho_f^{T_{fe}} = \rho_f \times \frac{273}{273 + T_{fe}} \dots\dots\dots(III.69)$$

$$\rho_f^{T_{fe}} = 1,22 \times \frac{273}{273 + 821} = 0,3044 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f^{T_{fe}} = 0,3044 \text{ Kg/m}^3$$

III.6.5. Masse volumique de l'air à 20°C

$$\rho_{air}^{20} = \rho_{air} \times \frac{273}{273 + 20} \dots\dots\dots(III.70)$$

$$\rho_{air}^{20} = 1,293 \times \frac{273}{273 + 20} = 1,2047 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{air}^{20} = 1,2047 \text{ Kg/m}^3$$

III.6.6. Tirage supplémentaire par 10m de la hauteur de la chambre de combustion

$$h_{ts} = 10 \times (\omega_{air}^{20} - \omega_f^{Tfe}) \dots\dots\dots(III.71)$$

$$h_{ts} = 10 \times (1,2047 - 0,3044) = 9,009 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$h_{ts} = 9,009 \text{ mmH}_2\text{O}$

On a la distance entre les bruleurs et les tubes de protection égale à 1,246 m

$$P_{TS} = \frac{h_{ts} \times h_{rad}}{10} \dots\dots\dots(III.72)$$

$$P_{TS} = \frac{9,009 \times 1,2460}{10} = 1,1225 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_{TS} = 1,1225 \text{ mmH}_2\text{O}$

III.6.7. Perte de charge dans les volets d'air des bruleurs

La valeur des pertes est généralement entre (9-8 mmH₂O)

On la prend P = 8 mmH₂O

Au niveau des tubes de protection le tirage doit être égal à :

$$DP_{tp} = P - P_{TS} \dots\dots\dots(III.73)$$

$$DP_{tp} = 8 - 1,1225 = 6,8775 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_{tp} = 6,8775 \text{ mmH}_2\text{O}$

III.6.8. Pression dynamique

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(WF)^2}{\omega_r^{Tmoyf}} \dots\dots\dots(III.74)$$

$$P_{dyn} = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(592,459/3600)^2}{0,3815} = 0,0036 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_{dyn} = 0,0036 \text{ mmH}_2\text{O}$

III.6.9. Perte de charge pour 4 rangées des tubes de convection

$$DP_r = N_{rangée} \times P_{dyn} \times 0,5 \dots\dots\dots(III.75)$$

$$DP_r = 4 \times 0,0036 \times 0,5 = 0,0072 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_r = 0,0072 \text{ mmH}_2\text{O}$

III.6.10. Débits volumiques des fumées dans la cheminée

$$B_f = \frac{G_{ft}}{\omega_f} \dots\dots\dots(III.76)$$

$$B_f = \frac{857,76}{3600 \times 0,424} = 0,562 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$B_f = 0,562 \text{ m}^3/\text{s}$$

III.6.11. Section pour une cheminée de diamètre 0,6 m

$$S_{ch} = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots(III.77)$$

$$S_{ch} = \frac{3,14 \times (0,6)^2}{4} = 0,2826 \text{ m}^2$$

$$S_{ch} = 0,2826 \text{ m}^2$$

III.6.12. Vitesse des fumées dans la cheminée

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

$$W_{ch} = \frac{B_f}{S_{ch}} \dots\dots\dots(III.78)$$

$$W_{ch} = \frac{0,562}{0,2826} = 1,989 \text{ m/s}$$

$$W_{ch} = 1,989 \text{ m/s}$$

III.6.13. Vitesse massique des fumées dans une cheminée

$$W_{fch} = \frac{G_{ft}}{S_{ch}} \dots\dots\dots(III.79)$$

$$W_{fch} = \frac{857,76}{0,2826 \times 3600} = 0,8431 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

$$W_{fch} = 0,8431 \text{ Kg /m}^2\text{s}$$

III.6.14. Pression dynamique dans une cheminée

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(W_{fch})^2}{\omega_f} \dots\dots\dots(III.80)$$

$$DP = 5,1 \times 10^{-2} \times \frac{(0,8431)^2}{0,424} = 0,086 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$DP = 0,086 \text{ mmH}_2\text{O}$$

III.6.15. Pression dynamique dans la cheminée

En général, les pertes de charge :

- ✓ A l'entrée de la cheminée = **1,0** x pression dynamique ;
- ✓ Registre = **1,5** x pression dynamique ;
- ✓ A la sortie de la cheminée = **1,0** x pression dynamique ;
- ✓ Frottement contre les parois de la cheminée = **H_{ch} / (50.D)** x pression dynamique.

Pour une cheminée de 9,4m de hauteur

$$\frac{H_{ch}}{50D} = \frac{9,4}{50 \times 0,6} = 0,3133$$

Donc :

$$DP_{ch} = \left(3,5 + \frac{H_{ch}}{50D} \right) DP \dots\dots\dots(III.81)$$

$$DP_{ch} = (3,5 + 0,3133) \times 0,086 = 0,326 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$DP_{ch} = 0,326 \text{ mmH}_2\text{O}$

III.6.16. Tirage nécessaire total

$$P_T = DP_r + DP_{ch} + DP_{tp} = 0,0072 + 0,326 + 6,8775 = 7,2107 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$P_T = 7,2107 \text{ mmH}_2\text{O}$

III.6.17. Hauteur de la cheminée

$$H_{ch} = \frac{P_T}{\rho_{air}^{20} - \rho_f^{T_{ch}}} \dots\dots\dots(III.82)$$

$$H_{ch} = \frac{7,2107}{1,2047 - 0,424} = 9,2362 \text{ m}$$

$H_{ch} = 9,2362 \text{ m}$

III.6.18. Hauteur total du four

$$H_T = H + H_{ch} = 1,8619 + 9,2362 = 11,0981 \text{ m}$$

$H_T = 11,0981 \text{ m}$

III.7. Résultats de calcul

Les résultats de calcul de bilan thermique pour les deux fours sont dans le tableau III.8

Tableau III.8 : Calcul de bilan thermique du four.

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)	283355,437
La quantité de chaleur absorbée par convection Q_{conv} (Kcal/h)	116644,563
Le débit de gaz combustible β (Nm ³ /h)	76,62
La température de peau des tubes (C°)	335
La température des gaz (C°)	838

Les dimensionnements constructifs du four sont dans les tableaux III.9 et III.10

Tableau III.9 : Dimensionnement constructif du four.

Nombre total des tubes	32,0000
Longueur des tubes (m)	96,0000
Surface des tubes (m ²)	31,1083
Surface des murs (m ²)	41,2405
Hauteur du four (m)	11,0981
Nombre de bruleur	1,0000
Nombre de passes	1,0000
Diamètre extérieur de tubes (m)	0,1016
Diamètre intérieur de tube (m)	0,0901
Entre-axe (m)	0,1778
Entre-axe vertical (m)	0,1540

Tableau III.10 : Dimensionnement constructif de chaque section du four.

	Zone de radiation	Zone de convection	Cheminée
Nombres des tubes	16,000	16,000	/
Hauteur (m)	1,246	0,6159	9,236
Largeur (m)	1,500	0,889	/
Longueur (m)	3,000	3,000	/
Surface des murs (m ²)	16,6647	7,1748	17,401
Diamètre (m)	/	/	0,600
Nombre des rangées	/	4,000	/

La figures III.3 illustre le schéma représentatif du four dimensionné.

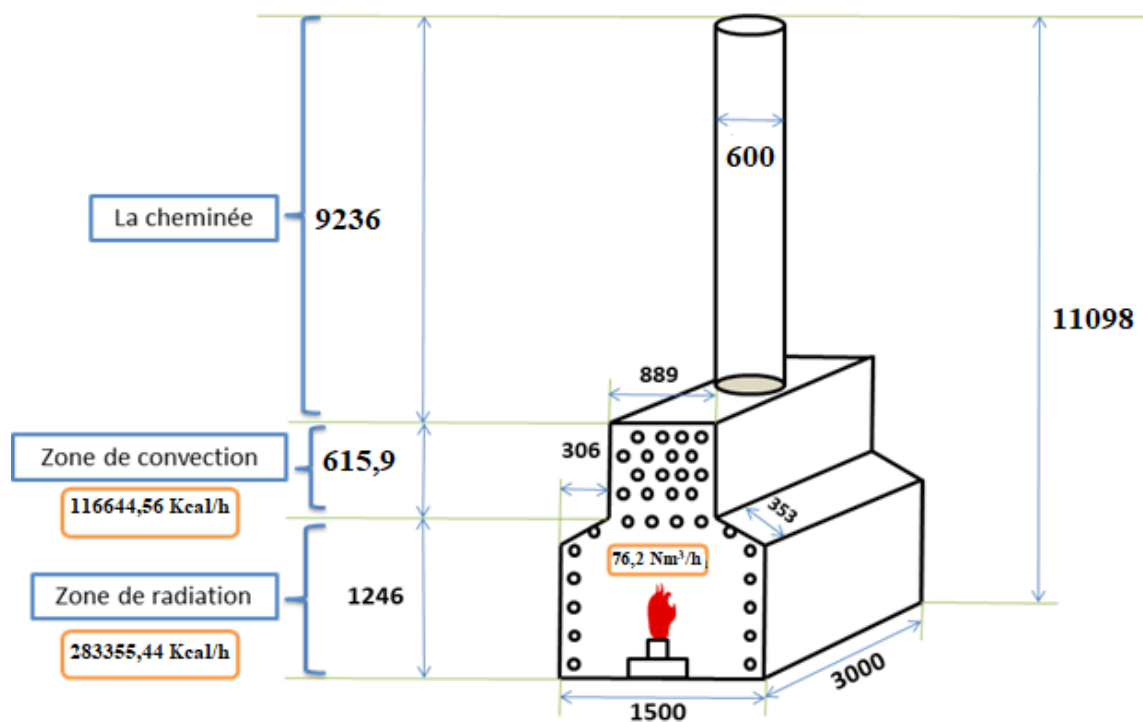


Figure III.3 : Schéma représentatif du four cabine.

III.8. Discussions des résultats

III.8.1. Surface effective des tubes et la surface totale du four

La figure III.4 illustre la surface effective des tubes et la surface totale de chaque four.

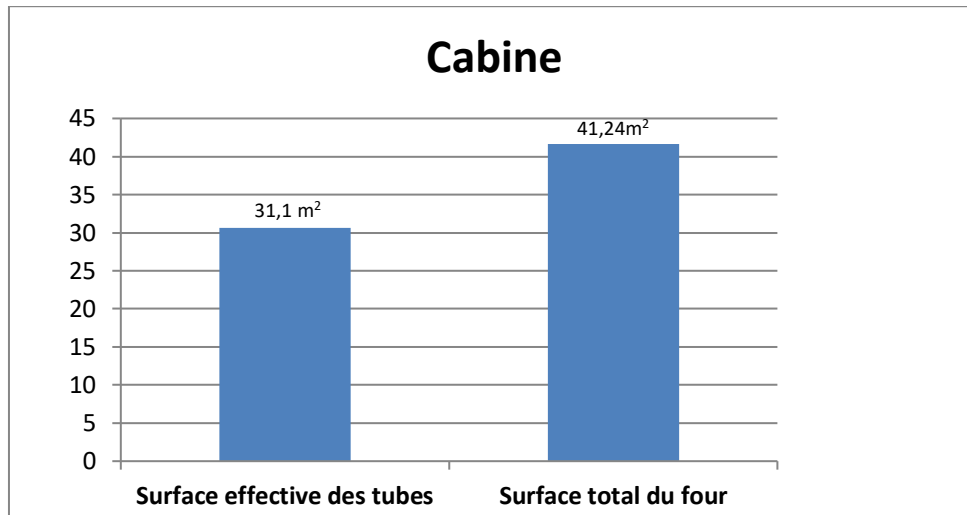


Figure III.4 : La surface effective des tubes et la surface totale du four.

✚ Commentaire

La surface totale du four est plus grande que la surface effective des tubes, cela s'explique par la conception du four, qui comprend généralement des parois, des isolants thermiques, des échangeurs de chaleur, des conduits de circulation des gaz de combustion, des cheminées. Ces composants et d'autres augmentent la surface totale de four par rapport à la surface effective des tubes.

III.8.2. Hauteur des différentes sections de four

La hauteur de chaque section ainsi que la hauteur totale du four sont indiquées dans la (figure III.5).

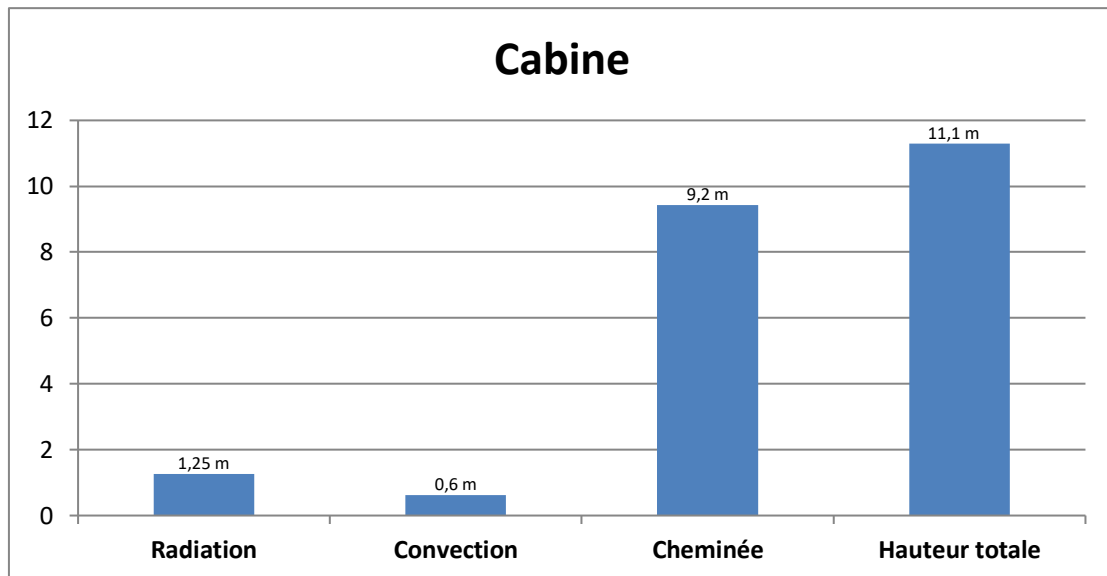


Figure III.5 : Hauteur des différentes sections de four.

✚ Commentaire

La cheminée est la plus haute des sections du four, cela permet de créer une différence de pression qui facilite l'évacuation des brûlées et donne une meilleure circulation de l'air à l'intérieur du four.

La hauteur de la zone de convection est plus petite car elle se concentre sur l'échange de chaleur direct entre les gaz chauds et les tubes, plutôt que sur la propagation du rayonnement thermique.

III.8.3. Encombrement du sol

L'encombrement du sol est l'espace occupé par le four sur le sol.

✚ Commentaire

La base de ce four est de 4,5 m², ce qui garantit une circulation adéquate autour du four et assure un accès facile pour la maintenance et les opérations (**voir annexe n°09**).

III.9. Comparaison entre le surchauffeur EH-1 et le four à gaz

En comparant les avantages du four à gaz et du surchauffeur EH-1 de la section de régénération des sécheurs, il est clair qu'il existe des arguments solides en faveur de l'installation du four à gaz à la place du surchauffeur.

D'abord, la grande consommation d'électricité du surchauffeur, évaluée à 553 KW/h, entraîne des coûts élevés de consommation énergétique, s'élevant à environ 9,5 millions DA

par an (tableau II.6). En revanche, l'utilisation du gaz dans le four présente l'avantage d'un coût plus bas, ce qui permet des économies significatives sur la facture énergétique. De plus, le système de récupération de chaleur intégré dans le four à gaz permet de maximiser l'utilisation de l'énergie thermique produite, ce qui se traduit par un rendement pratiquement équivalent à celui du surchauffeur.

En outre, les problèmes de pannes répétitives du surchauffeur EH-1 constituent une préoccupation majeure. En optant pour le four à gaz, ces problèmes peuvent être évités, car il présente une conception plus robuste et une fiabilité supérieure. Cette fiabilité accrue permet de minimiser des interruptions de production et d'assurer une continuité opérationnelle plus stable.

Enfin l'entretien du four à gaz est considérablement facile rapport au surchauffeur EH-1. Les opérations de maintenance et de nettoyage sont plus simples et nécessitent moins de temps et de ressources. Cela permet de réduire les coûts d'entretien et de maximiser le temps de fonctionnement du système.

Conclusion

Les résultats de calcul obtenus sont acceptables et logiques, en comparaison avec les autres fours sur le site, prenons comme exemple le four (702-F-01) 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 III.11 : Comparaison entre le four calculé et le four 702-F-0.

	Four de régénération calculé	Four 702-F-01
Chaleur absorbée (kcal/h)	400 000	1 600 000
Débit de charge (kg/h)	4000	35 000
Débit de fuel gaz (Nm ³ /h)	76,62	161,00
Nombre de bruleur	1,000	3,000
Largeur (m)	1,500	3,402
H section de radiation (m)	1,246	7,600
H section de convection (m)	0,6159	4,100
H de la cheminée (m)	9,2362	25,000
Hauteur total (m)	11,0981	36,700

Ces calculs nous ont montré que le four à gaz 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 (76,62 Nm³/h) sera disponible (**voir annexe n°10**).

Finalement ces résultats montrent que ce four peut résoudre le problème et suspend l'utilisation du surchauffeur électrique.

Conclusion générale

Dans la présente étude, on s'est intéressé à l'unité d'isomérisation du naphta légère (701/703) au sein de la RA1K, qui dispose d'une section de régénération des sécheurs dotée d'un surchauffeur électrique, ce dernier joue un rôle capital dans l'unité car la défaillance du surchauffeur ou de l'un de ces accessoires entraîne l'arrêt de l'unité.

Dans ce travail 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. 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.

Nous avons calculé les dimensionnements de ce four cabine à savoir : la surface utile des tubes, la surface totale du four, la hauteur des différentes sections du four...etc. Ces calculs nous ont permis de conclure que ce four cabine à tubes horizontaux est de petite taille par rapport aux autres fours sur le site, par conséquent, nous pouvons dire que les coûts de fabrication de ce four seront acceptables et que l'espace réservé sera disponible.

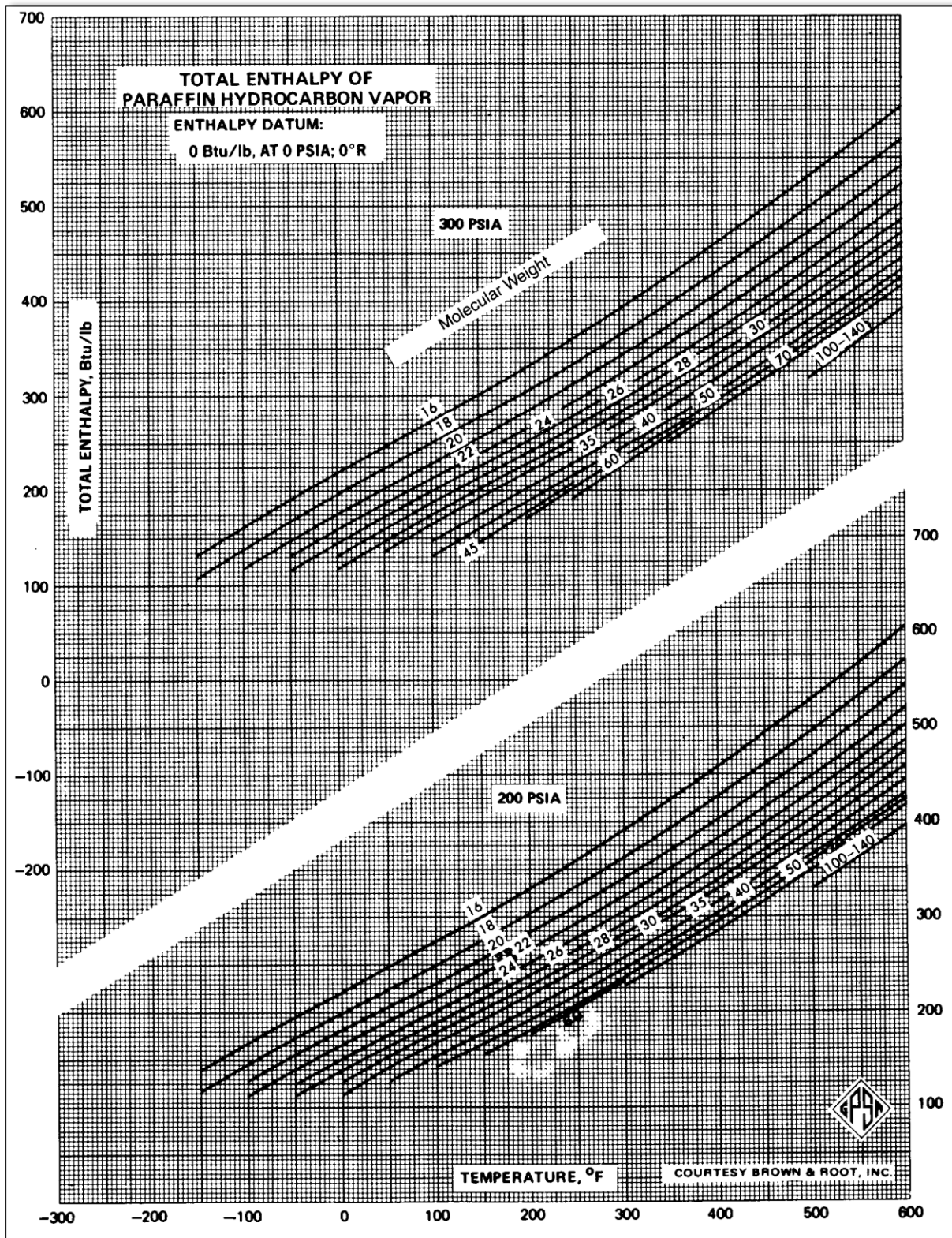
Nos résultats indiquent la possibilité d'un gain en énergie électrique consommé précédemment par le surchauffeur EH-1 qui a été remplacé par le fuel gaz disponible au niveau de l'unité, ainsi que l'augmentation de la durée de vie du matériel, et cela conduit à la continuité de la production sur le long 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.

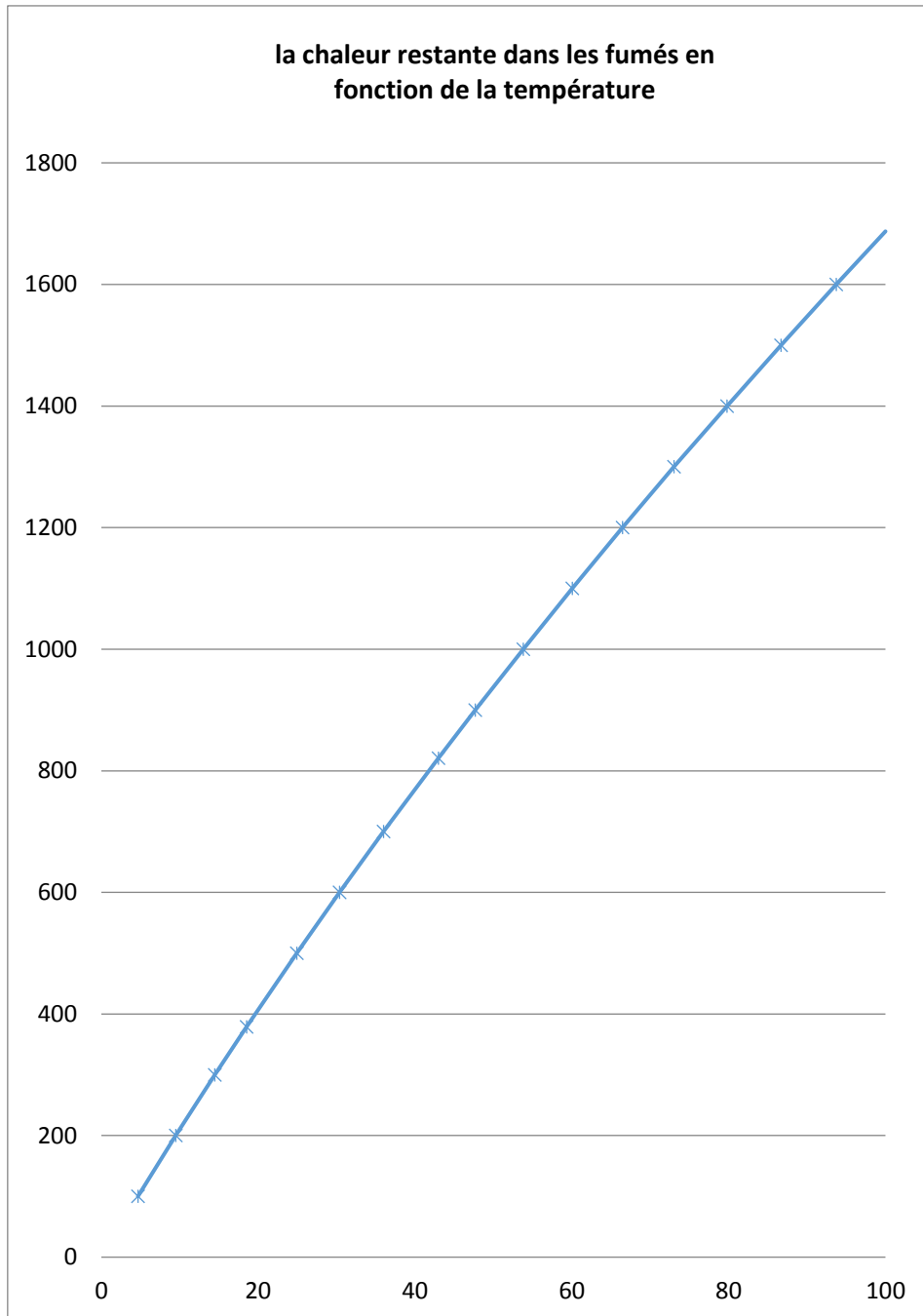
- [1] : Larry W. Lake, Petroleum Engineering Handbook, Volume 1, edition Society of Petroleum Engineers, p. 10, 2006.
- [2] : J. Zhang, Improvement of octane number and stability of FCC Gasoline using an Extraction Process, Volume 196, edition Fuel processing technology, p. 25, 2019.
- [3] : J.H. Gary et G.E. Handwerk, Petroleum Refining: Technology and Economics, Volume 1, edition CRC Press, p. 3, 2001.
- [4] : S. Kakac et H. Liu et A. Pramuanjaroenkji, Heat Exchangers: Selection ratinge and Thermal Design, Volume 10, edition CRC Press, p.8, 2012.
- [5] : J.G. Speight et B. Ozum, Handbook of Petroleum Processing, volume 5, edition CRC Press, p. 20, 2015.
- [6] : AXENS, Formation Isomerisation: Sonatrach Raffinerie Skikda ,Volume 4, p. 42, 2013.
- [7] : Y.A. Cengel et A.J. Ghajar, Heat and Mass Transfert: fundamentals and Applications, Volum 1, edition McGraw-Hill Education, p. 17, 2014.
- [8] : J.G. Speight, Handbook of Petroleum Refining Process, Volume 2, edition CRC Press, p. 6, 2018.
- [9] : F.P. Incropera et D.P. Dewitt, Fundamentals of Heat and Mass Transfert, Volume 1, edition John Wiley & Sons, p.11, 2006
- [10] : CRC Handbook of Chemistry and Physics, Volume 8, edition CRC Press, p.49, 2022.
- [11] : C.E. Baukal, Industrial Combusting Testing, Volume 3, edition CRC Press, p.26, 2016.
- [12] : C.K. Law, Combustion Physics, Volume 1, edition Cambridge University Press, 2006.
- [13] : S.R. Turns, An Introduction to Combustion: Concepts and Applications, Volume 1, edition McGraw-Hill Education, p.15, 2011.
- [14] : R.A. Friedmann, Principles of Fire Behavior and Combustion, volume 1, edition Jones & Bartlett Learning, p.37, 2013.
- [15] : P. Wuithier, Raffinage et Génie chimique, Volume 2, édition Technip, p.37, 1972.
- [16] : M.J. Moran, et H.N. Shapiro et D.D. Boettner, Fundamentals of Engineering Thermodynamics, Volume 2, edition Wiley, p.129, 2017.
- [17] : C.E. Baukal, The John Zink Hamworthy Combustion Handbook, Volume 1, edition CRC Press, 2018.
- [18] : C. Lawrence, Industrial Furnaces, Volume 1, edition Butteworth-Heinemann, p. 75, 2003.
- [19] : M.W. Wambsganss, Process Heating, Volume 1, edition American Society of Mechanical Enginners, 2005.

- [20] : A.S. Al-Naji, Industrial Furnaces Principles, Design & Operation, Volume 2, edition Elsevier, 2014.
- [21] : E. Kolawa, Thermal Insulation Handbook for the Oil Gas and Petrochemical Industries, Volume 1, edition Gulf Professional Publishing, 2014.
- [22] : C.E. Campbell, Refractories Manual, Volume 2, edition CRC Press, 2002
- [23] : P.R. Chalker et P. Pemberton, Refractories Handbook, Volume 1, edition CRC Press, p.95, 2004
- [24] : M.A. Fahim et A.S. Elkilani et S.A. Mahmoud, Industrial Furnaces Principles Design & Operation, Volume 1, edition CRC Press, 2014.
- [25] : J.P. Wauquier, Pétrole Brut et Produits Pétroliers: publication de l'Institut Français de Pétrole, tom Volume 1, édition Technip, 1994.
- [26] : P. Trambouze, Matériels et équipements, Volume 1, éditions Tchnip, 1999.
- [27] : M.V. Twigg, Isomerization of Hydrocarbons and Ionic Organic Reactions, Volume 1, edition Elsevier, 1993.
- [28] : H. Takagi, Catalytic Isomerization of Alkanes with Heterogeneous Catalysts, Volume 222, Numéro 1-2, edition Applied Catalysis A: General, p. 327-331, 2001.
- [29] : J.Y. Park et H.Y. Choi, Manuel opératoire de l'unité d'isomérisation (U701), 2013.
- [30] : E. Furimsky et B.C. Gates, Catalytic Isomerization of Light Alkanes, edition CRC Press, 2006.
- [31] : R. Hughes, Hydrogenation of Benzene, Volume 81, Numéro 2, edition Journal of Chemical Education, p. 245, 2004.
- [32] : J.F. Knifton, The Chemistry of the Opening of the Naphthenic Ring, Volume 64, Numéro 1 edition edition Chemical reviews, p. 1-3, 1964.
- [33] : Manel Operatoire du Système de Gaz Combustible-II (NO. D'unité 1071), Samsung Engineering: Projet de Rehabilitation et adaptation de la raffinerie de skikda, 2013.
- [34] : API Standard 560/ISO 13705 – Fired Heaters for General Refinery Services, edition American Petroleum Institute, 2016.

Annexe (01) : Enthalpie des coupes pétrolières



Annexe (02) : La chaleur restante dans les fumés en fonction de la température



Annexe (03) : Caractéristiques des tubes

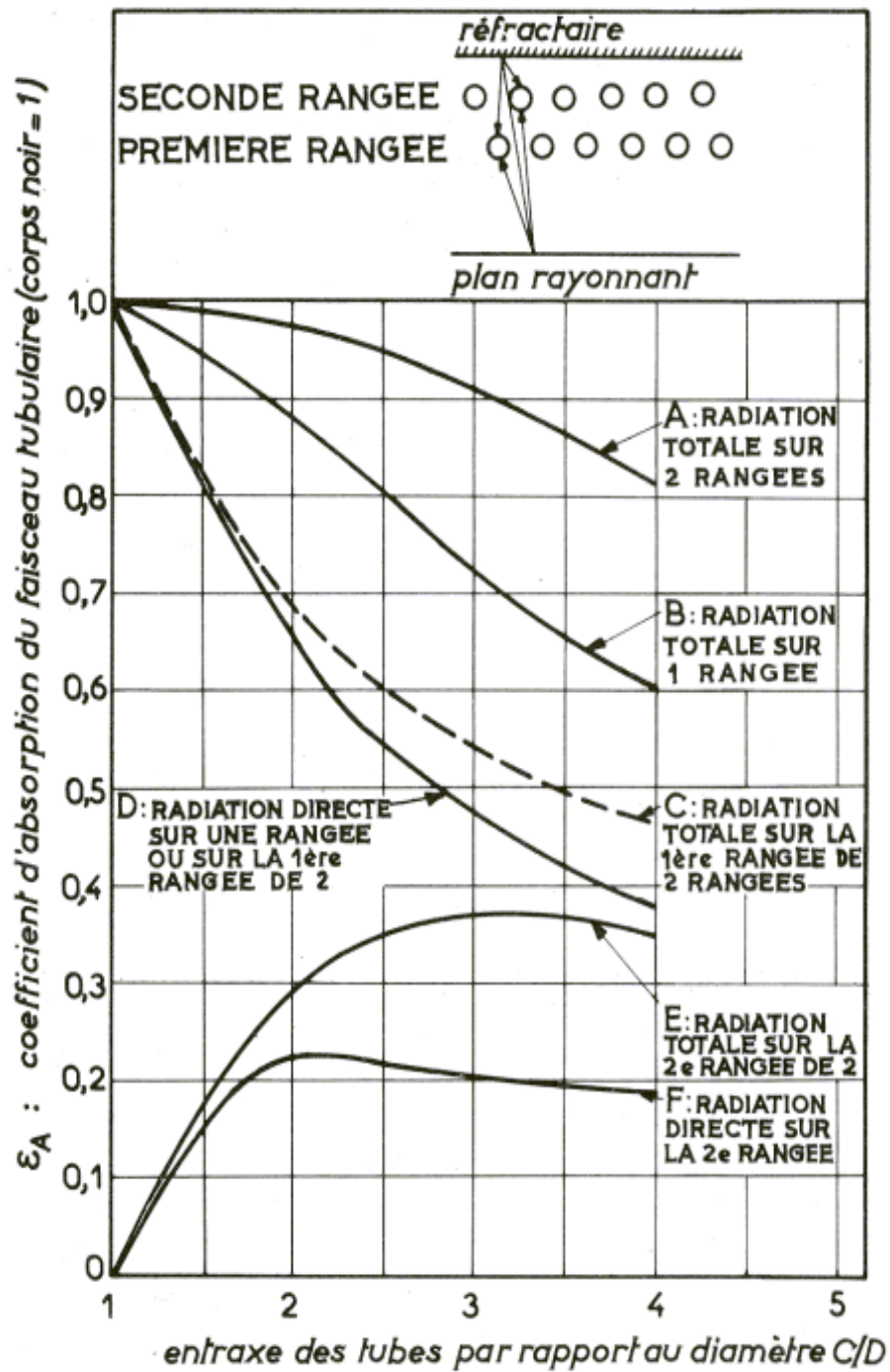
Norme API standard 560/ISO 13705

7.1.6 Tube size (outside diameter in inches) shall be selected from the following sizes: 2,375; 2,875; 3,50; 4,00; 4,50; 5,563; 6,625; 8,625; or 10,75. Other tube sizes should be used only if warranted by special process considerations.

Table 4 — Tube centre-to-centre dimensions

Tube outside diameter mm (in)	Header centre-to-centre dimension	
	mm	(in)
60,3 (2,375)	101,6	(4,00) ^a
73,0 (2,875)	127,0	(5,00) ^a
88,9 (3,50)	152,4	(6,00) ^a
101,6 (4,00)	177,8	(7,00) ^a
114,3 (4,50)	203,2	(8,00) ^a
127,0 (5,00)	228,6	(9,00)
141,3 (5,563)	254,0	(10,00) ^a
152,4 (6,00)	279,4	(11,00)
168,3 (6,625)	304,8	(12,00) ^a
193,7 (7,625)	355,6	(14,00)
219,1 (8,625)	406,4	(16,00) ^a
273,1 (10,75)	508,0	(20,00) ^a

Annexe (04) : Coefficient d'absorption



Annexe (05) : épaisseur utile

ÉPAISSEUR UTILE DE LA COUCHE DE GAZ

FORME ET DIMENSIONS DU FOUR	ÉPAISSEUR I
FOURS CLASSIQUES	
1 × 1 × 1 à 1 × 1 × 3	} $2/3 \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 × 2 × 1 à 1 × 2 × 4	
1 × 1 × 4 à 1 × 1 × ∞	
FOURS CABINES	
1 × 2 × 4	$2/3 \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 × 2 × 5 à 1 × 2 × 8	1,3 fois la plus petite dimension
FOURS CYLINDRIQUES	
d × d	$2/3 \times \text{diamètre}$
d × 2 d à d × ∞	1 fois le diamètre

Annexe (06) : Facteur d'émission de la flamme

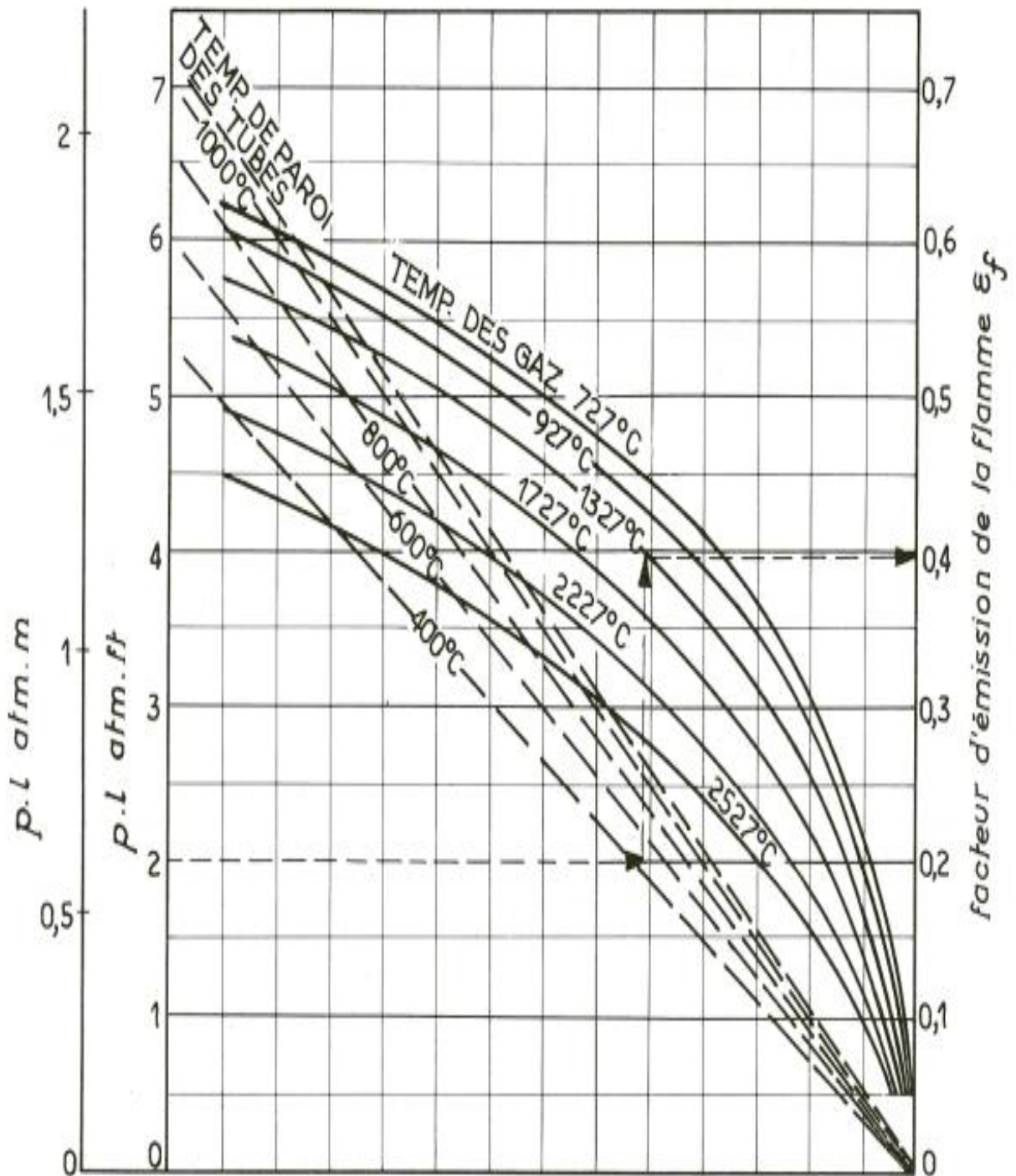


Fig. V.2.5. — Facteur d'émission de la flamme.

Annexe (07) : Facteur d'échange F

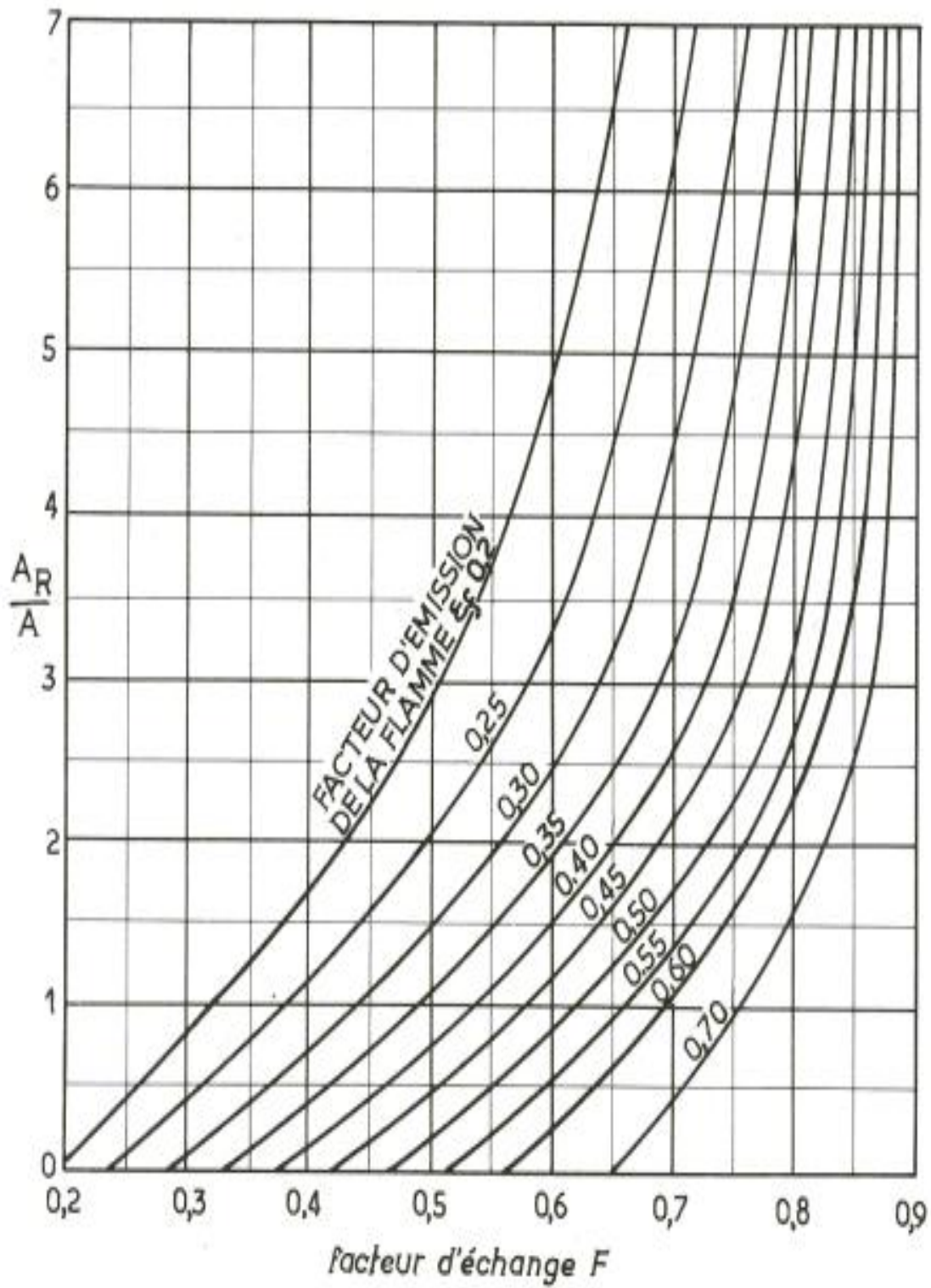
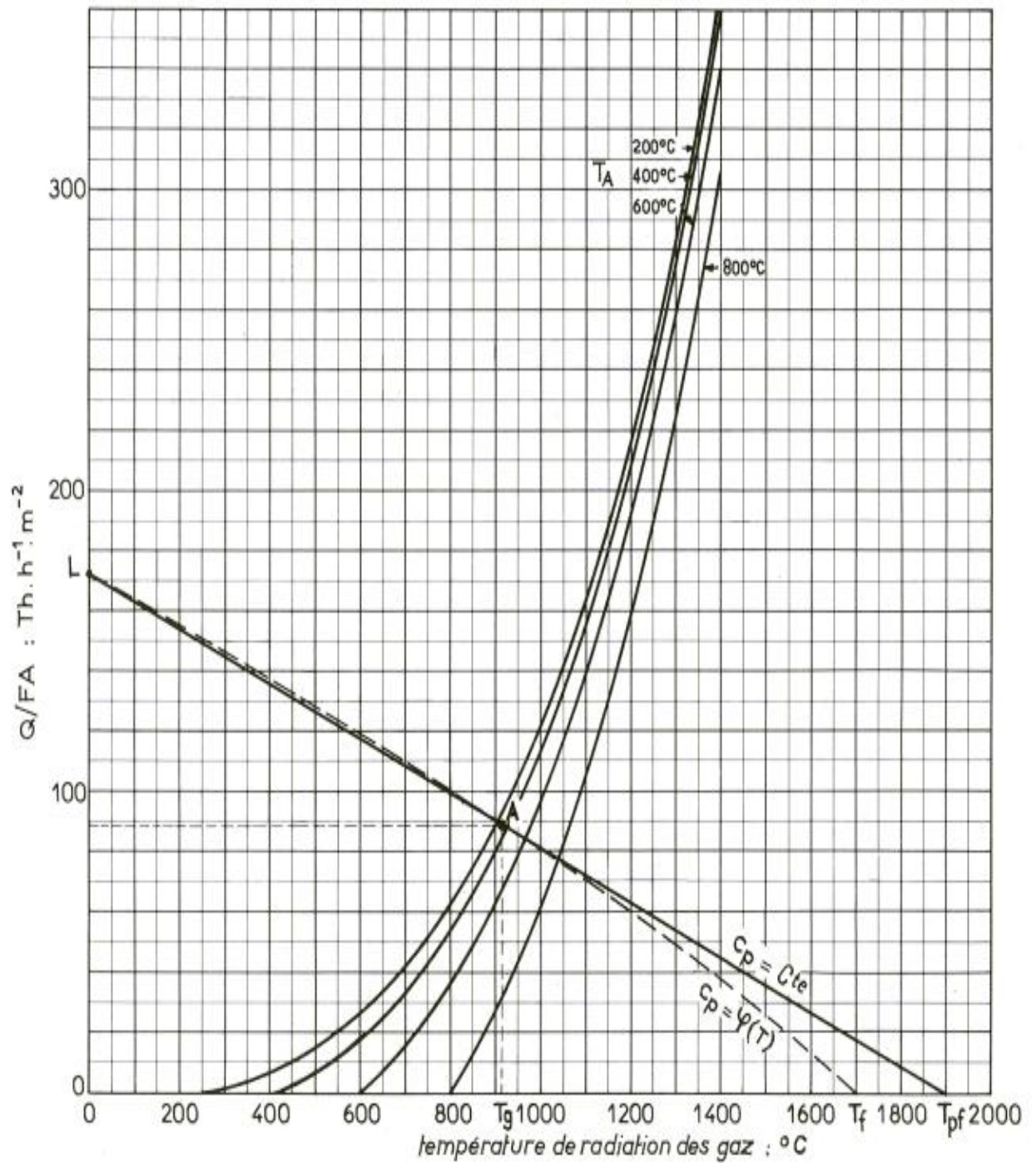
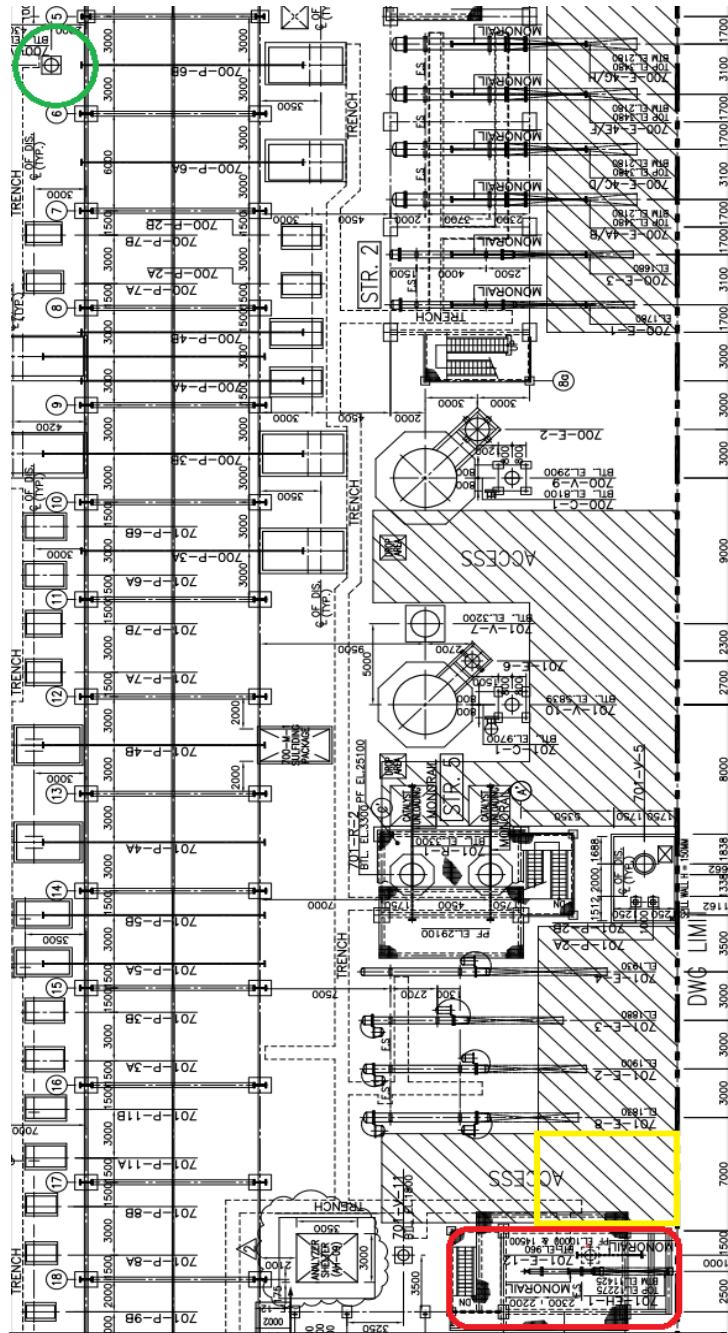


Fig. V.2.9. — Facteur d'échange F

Annexe (08) : Température des gaz



Annexe (09) : Zone de construction suggérée du four



Jaune : zone de construction suggérée du four (6m×8m)

Rouge : section de régénération des sècheurs

Vert : ballon du fuel gaz

Annexe (10) : Consommation et production de gaz combustible

2.1.3. Bilan du gaz combustible

Tableau 2-2 Consommation de gaz combustible dans les Unités process de la Zone Adaptation

CONSOMMATION DE GAZ COMBUSTIBLE					
UNITE	DESCRIPTION DE L'UNITE	Cas Min. MW Gaz combustible-I (Nm3/hr)	Cas Max. MW Gaz combustible-II (Nm3/hr)	Gaz naturel (Nm3/hr)	Maximum (MMkcal/hr)
U-700	LNHT-I (Hydrotraitement du naphta léger)	0.0	0.0	161.1	1.5(*)
U-702	LNHT-II (Hydrotraitement du naphta léger)	0.0	0.0	161.1	1.5(*)

Tableau 2-3 Production de gaz combustible dans les Unités process de la Zone Adaptation

Production de GAZ COMBUSTIBLE					
UNITE	DESCRIPTION D'UNITE	Cas Min. MW Gaz combustible-I (Nm3/hr)	Cas Max. MW Gaz combustible-II (Nm3/hr)	Gaz naturel (Nm3/hr)	Maximum (MMkcal/hr)
U-700	LNHT-I (Hydrotraitement du naphta léger)	-162.7	-122.5	-161.2	-1.5
U-701	LNISOM-I (Isomérisation du naphta léger)	-1149.1	-865.0	-1138.7	-10.4
U-702	LNHT-II (Hydrotraitement du naphta léger)	-162.7	-122.5	-161.2	-1.5
U-703	LNISOM-II (Isomérisation du naphta léger)	-1149.1	-865.0	-1138.7	-10.4