



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE PETROCHIMIE

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et pétrochimie

**Etude de faisabilité de substitution du condenseur
701-E-5 de l'unité d'isomérisation U-700/701 par
un aérocondenseur**

Présenté Par :

BEHLOUL Manar

Encadreur :

Dr. MECHATI Fedia

Année Universitaire : 2022-2023

Remerciement

Je remercie avant tout ALLAH pour sa gratitude et son aide à accomplir ce travail.

Je tiens à remercier tous les enseignants du département

« Pérochimie »

Je tiens à notifier un remerciement spécial à mon encadreur pédagogique Dr. **Mechati Fedia**.

Je remercie sincèrement tout le personnel du complexe RA1K en particulier le Personnel de l'unité d'isomérisation Mme **Behloul Imen**, pour m'avoir aidée

et facilité le travail pendant le stage pratique.

C'est avec un immense plaisir que je présente ma vive gratitude à tous ceux qui m'ont aidée de près ou de loin.

Dédicaces

*Je dédie ce modeste travail aux êtres les plus chers de ma vie mon **Père** et **Ma Mère** qui n'ont pas cessé de m'encourager pour donner le meilleur de moi-même et qui ont fait de moi une femme, à ma chère amie **Rahim** qui m'ont adressé et aidée, avec tous mes vœux de les voir réussir dans leurs vies, tous ceux qui m'ont aidée dans l'élaboration de ce travail, tous ceux qui m'ont enseignée au long de ma vie scolaire et ceux qui sèment le bonheur sur mon chemin.*

*Je dédie ce travail à : celle qui a inséré le goût de la vie et le sens de la responsabilité...merci
Ma MERE. Karima*

Que ce travail soit l'accomplissement de vos vœux tant allégués, et le fruit de votre soutien infailible.

BEHLOUL Manar

Résumé

Notre étude, qui rentre dans le cadre du projet de fin de formation, a été effectuée au niveau la Raffinerie de Skikda RA1K, précisément au niveau de l'unité d'isomérisation du naphta léger (U700/701). Dans ce travail nous avons concentré notre attention sur le condenseur 701-E-5 de la section de stabilisation qui présente des problèmes de fuites et de percement répétitif des tubes qui cause une panne totale de l'unité. Nous avons étudié la possibilité de le substituer par un aérocondenseur. Nos résultats indiquent la possibilité de la substitution de l'équipement dimensionné afin d'éviter les problèmes de corrosion fréquemment rencontrés. Ce travail a été vérifié à l'aide du logiciel de simulation Aspen EDR.

Mots clés : isomérisation, échangeur de chaleur, condensation, corrosion, dimensionnement, simulation.

ملخص

دراسنا التي تندرج في إطار مشروع نهاية التدريب تم إجراؤها في مصفاة سكيكدة RA1K بالتحديد على مستوى وحدة أزمرة الناфта الخفيفة (U700 / 701). في هذا العمل، ركزنا اهتمامنا على المكثف E-5-701 الخاص بقسم التثبيت والذي يعرض مشاكل التسرب والثقب المتكرر للأنايبب مما يتسبب في فشل كامل للوحدة. لقد درسنا إمكانية استبداله بمكثف هواء. تشير نتائجنا إلى إمكانية استبدال المعدات ذات الحجم من أجل تجنب مشاكل التآكل التي يتم مواجهتها بشكل متكرر. تم التحقق من هذا العمل باستخدام برنامج محاكاة Aspen EDR.

الكلمات المفتاحية: الأزمرة، المبادل الحراري، التكتيف، التآكل، الأبعاد، المحاكاة.

Abstract

Our study, which falls within the framework of the end-of-training project, it was carried out at the Refinery of Skikda RA1K, precisely at the level of the light naphtha isomerization unit (U700/701). In this work we focused our attention on the condenser 701-E-5 of the stabilization section which presents problems of leaks and repetitive piercing of the tubes which causes a total failure of the unit. We have studied the possibility of replacing it with an air condenser. Our results indicate the possibility of substitution of the sized equipment in order to avoid the corrosion problems frequently encountered. This work was verified using Aspen EDR simulation software.

Keywords: isomerization, heat exchanger, condensation, corrosion, dimensioning, simulation.

Table de matière

Liste des abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale	16
Références bibliographiques.....	17
Chapitre I : Présentation de la raffinerie RA1K et des généralités	20
I.1 Description générale de la raffinerie	21
I.1.1 Situation géographique du complexe.....	21
I.1.2 Historique et construction de la raffinerie.....	22
I.2 Projets de réhabilitation, modernisation et adaptation des différentes installations de la raffinerie	23
I.2.1 Programme de rénovation du complexe.....	24
I.2.2 Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation	27
I.3 Présentation des différentes unités de production de la raffinerie	27
I.3.1 Unités de distillation atmosphérique 10/11 « TOPPING ».....	28
I.3.2 Unités de reformage catalytique U-100, U-101/103.....	29
I.3.3 Unités de gaz plan U-30/31 et 104.....	30
I.3.4 Unité d'extraction des aromatiques U-200.....	30
I.3.5 Unité de cristallisation et de séparation du paraxylène U-400.....	31
I.3.6 Unité d'isomérisation des xylènes (méta-ortho) U-500	31
I.3.7 Unités 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des paraffines	31
I.3.8 Unité de distillation sous vide U-70.....	31
I.3.9 Unité 600 de stockage, mélange et expédition « MELEX »	32
I.3.10 Unité 900 de purification d'hydrogène.....	32
I.3.11 Unités utilités	32
I.3.12 Laboratoire de contrôle.....	33
Références bibliographique.....	32
Chapitre II : L'isomérisation des paraffines « de la théorie vers l'industrie »	35
II.1 Théorie de l'isomérisation des paraffines.....	36
II.1.1 But du procédé d'isomérisation	36
II.1.2 Indice d'octane	37
II.1.3 Principe du procédé.....	38
II.1.4 La charge du procédé d'isomérisation	38
II.1.5 Caractéristiques générales des réactions d'isomérisation	38
II.1.5.1 Aspect thermodynamique.....	38
II.1.5.2 Catalyseurs (caractéristiques , mécanisme et poisons)	39

II.1.6 Cinétique et mécanisme réactionnel	43
II.2 Description de l'unité d'isomérisation	45
II.2.1 Unité hydrotraitement (U-700).....	46
II.2.2 Unité d'isomérisation (U-701).....	49
II.2.2.1 Section sécheurs	49
II.2.2.2 Section d'isomérisation (Section réactionnelle) et de stabilisation	50
II.2.2.3 Section déisohexaniseur	51
II.2.2.4 Section Scrubber	52
II.2.2.5 Régénération des sécheurs	53
II.2.3 Paramètres du procédé	53
II.2.3.1 La température.....	53
II.2.3.2 La vitesse spatiale	53
II.2.3.3 Le rapport H ₂ /HC.....	54
II.2.3.4 La composition de l'alimentation	54
II.2.3.5 La pression à la sortie du réacteur	54
II.2.3.6 L'injection du chlorure.....	55
Références bibliographiques.....	54
Chapitre III : Le transfert de chaleur et La technologie des échangeurs.....	57
III.1 Généralités sur le transfert de chaleur	58
III.1.1 La conduction.....	59
III.1.2 La convection.....	59
III.1.3 Le Rayonnement	60
III.2 La technologie des échangeurs de chaleur.....	61
III.2.1 Rôle des échangeurs	61
III.2.2 Les différents types des échangeurs	62
III.2.2.1 Les échangeurs à plaque.....	62
III.2.2.2 Les échangeurs à ailettes.....	63
III.2.2.3 Les échangeurs à spirales	63
III.2.2.4 Les échangeurs à blocs.....	63
III.2.2.5 Les échangeurs tubulaires à faisceau et calandre	64
III.2.3 Principaux problèmes liés aux échangeurs de chaleur	69
III.2.3.1 L'encrassement	69
III.2.3.2 La corrosion.....	71
III.3 Les réfrigérants atmosphériques.....	72
III.3.1 Principe de réalisation	73
III.3.2 Principaux pièces de construction	75
III.3.2.1 Faisceau tubulaire	76
III.3.2.2 Tubes.....	77
III.3.2.3 Boîtes de distribution ou collecteurs.....	78
III.3.2.4 Système de ventilation	79
III.4 Les avantages et les inconvénients des aérocondenseurs par rapport aux refroidissements à l'eau.....	80
Références bibliographiques.....	78

Chapitre IV : Calculs et résultats	83
IV.1 Problématique à étudier	84
IV.1.1 Méthodologie du travail.....	87
IV.1.2 Vérification et comparaison entre les paramètres design et service.....	88
IV.1.3 Vérification de la qualité des fluides (produit et eau de refroidissement).....	89
IV.1.4 Méthodologie de résolution	92
IV.2 Redimensionnement de l'aérocondenseur 701-EA-1	92
IV.2.1 Méthodologie de calculs	93
IV.2.2 Données de départ	94
IV.2.3 Calcul des paramètres géométriques des tube-ailettes	95
IV.2.4 La charge thermique de l'aérocondenseur	97
IV.2.4.1 Estimation du coefficient de transfert thermique globale	97
IV.2.4.2 Détermination du nombre de rangs.....	98
IV.2.4.3 Détermination de la surface d'échange par baie.....	99
IV.2.4.4 Détermination de la vitesse d'air en fonction du nombre de rangs.....	100
IV.2.4.5 Détermination de la puissance thermique échangée dans la baie	101
IV.2.4.6 Détermination de la température de la sortie d'air :	101
IV.2.4.7 Détermination de la puissance thermique échangée par baie (qb)	101
IV.2.4.8 Détermination du nombre de baies requis pour le service	102
IV.2.4.9 Calcul des pertes de charge	103
IV.2.5 Dimensionnement de la ventilation.....	105
IV.2.5.1 Détermination des pertes de charges totales à travers le faisceau :	106
IV.2.6 Le coût total estimé de l'aéroréfrigérant :.....	108
IV.3 Vérification de l'aérocondenseur par le logiciel de simulation Aspen Hysys (EDR)	
109	
IV.3.1 Etapes de simulation.....	109
IV.3.2 Résultats du « Rating and checking ».....	111
IV.4 Résultats et interprétations :	112
Références bibliographiques.....	110
CONCLUSION GENERAL.....	115

Annexes

Liste des abréviations et symboles

DTLM : Température différentielle logarithmique moyenne.

Q : Quantité de chaleur de condensation.

U_o : Coefficient globale d'échange de chaleur.

q : Chaleur fournit par une baie.

OD : Diamètre extérieur.

ID : Diamètre intérieur.

Th : Epaisseur.

Dr : Diamètre externe.

Di : Diamètre interne.

Do : Diamètre des ailettes.

Δx : Epaisseur du tube.

H : Hauteur de l'ailette.

Y : Epaisseur de l'ailette.

δ : Espacement entre les ailettes.

Aroot : Surface racine de tube (Surface à la racine de l'ailette).

Aa1 : Surface faciale de l'ailette.

Aa2 : Surface faciale des ailettes.

Aa3 : Surface latérale de l'ailette.

Ar1 : Surface des tubes sans ailette.

APF: Area per feet (Surface externe totale/ m).

APSFPR : Area per Face Area per row (Surface par mètre carré de la surface faciale par ligne).

APF : Fin area / Tube (Surface des ailettes / tubes nus).

H : Enthalpie.

h_v : Enthalpie spécifique de la charge liquide, vapeur.

T1 : Température d'entrée de la charge.

T2 : Température de sortie de la charge.

t1 : Température d'entrée de l'air.

t2 : Température de sortie de l'air.

N_{tr} : nombre de tubes par rang pour un faisceau.

L : Largeur d'une baie.

P : Pas triangulaire de positionnement des tubes dans le faisceau.

N_{tf} : nombre total des tubes.

N_r : Nombre de rang pour un faisceau.

S_f : Surface faciale.

l_f : Largeur du faisceau.

L_t : Longueur des tubes.

S_{tn} : Surface des tubes nus.

D_e : Diamètre extérieur des tubes.

S_a : Surface ailetée.

m_{air} : Débit massique d'air traversant le faisceau.

ρ_{air} : Masse volumique de l'air à 20°C et 1 atm.

C_{pair} : Chaleur spécifique de l'air à 20°C et 1 atm.

N_p : Nombre de passage de tubes.

V_i : Vitesse à l'intérieur de tubes.

L : Longueur du tube.

D_i : Diamètre intérieur du tube.

f_c : Facteur de friction en fonction du nombre de Reynolds.

G_{max} : Vitesse massique de l'air à travers les ailettes.

μ_{air} : Viscosité dynamique de l'air.

D_r : Diamètre du tube racine de l'ailette.

P_t : Pas entre les tubes.

ρ_i : Densité du fluide.

N_{vb} : nombre de ventilateurs par baie.

D_v : diamètre des ventilateurs.

A_{ir} : Débit volumique d'air par ventilateur.

P_{av} : Puissance absorbée à l'arbre ventilateur.

P_{sta} : Pression statique.

Liste des tableaux

Chapitre I

Tableau I. 1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda	23
Tableau I. 2 : plan de réhabilitation des installations de la raffinerie.	26
Tableau I. 3 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1K.	27
Tableau I. 4 : Fractions pétrolières produites dans les unités (U10 et U11).	29
Tableau I. 5 : Fractions pétrolières produites dans l'unité de Magnaforming.....	30

Chapitre II

Tableau II. 1 : Composition de la charge non traitée PONA.	47
Tableau II. 2 : Distillation ASTM de la charge (17/03/2021- S227).....	47
Tableau II. 3 : Niveau admissible d'impureté.	48

Chapitre III

Tableau III. 1 : Différents types d'éléments selon TEMA.	67
Tableau III. 2 : Echangeur type AES.....	68
Tableau III. 3 : Performance du condenseur 701-E-5 (Selon design).	68
Tableau III. 4 : Les effets (pertes) directs ou indirects de la corrosion.	72
Tableau III. 5 : Les avantages et les inconvénients des tirages forcé et induit [2].....	75
Tableau III. 6 : Différents types de collecteurs [8].....	78

Chapitre IV

Tableau IV. 1 : Les arrêts de l'unité d'isomérisation à cause de dysfonctionnement du condenseur 701-E-5.....	85
Tableau IV. 2 : Les paramètres design et réels de fonctionnement de la colonne stabilisatrice 701-C1.	88
Tableau IV. 3 : Les paramètres design et réels de fonctionnement du condenseur 701-E-5. .	89
Tableau IV. 4 : Qualité des eaux de refroidissement spécifiée.	90
Tableau IV. 5 : Géométrie de la baie de référence.	94
Tableau IV. 6 : Caractéristiques des deux fluides.	95

Tableau IV. 7 : Paramètres géométriques des tubes à ailettes.....	97
Tableau IV. 8 : Coefficient de transmission thermique globale U (W/m ² · K) en fonction du type de service.....	98
Tableau IV. 9 : Nombre de rangs en fonction de l'écart de température T1 – t1.....	99
Tableau IV. 10 : Nombre de rangs en fonction de l'écart de température T1 – t1.....	100
Tableau IV. 11 : Table de la vitesse d'air v _a en fonction du nombre de rangs.	100
Tableau IV. 12 : Puissance thermique échangée dans la baie.	102
Tableau IV. 13 : Différence de température logarithmique moyenne.	102
Tableau IV. 14 : Nombre de baies requis.....	102
Tableau IV. 15 : Pertes de charges à l'intérieur du tube.	104
Tableau IV. 16 : Pertes de charges à travers le faisceau.	105
Tableau IV. 17 : Pertes de charges totales à travers le faisceau.	107
Tableau IV. 18 : Puissances des ventilateurs.....	107
Tableau IV. 19 : Tableau récapitulatif des résultats trouvés.	112

Liste des figures

Chapitre I

Figure I. 1 : situation géographique de la raffinerie de Skikda.	22
Figure I. 2 : configuration de la raffinerie avant la réhabilitation.	25
Figure I. 3 : Rénovation de la raffinerie.	25
Figure I. 4 : schéma bloc de la raffinerie de Skikda.	28

Chapitre II

Figure II. 1 : L'indice d'octane selon les familles moléculaires.	37
Figure II. 2 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants.	37
Figure II. 3 : schéma simplifié de l'unité d'hydrotraitement.	46
Figure II. 4 : schéma simplifié de l'unité d'isomérisation.	49
Figure II. 5 : schéma simplifié de la section d'isomérisation et de stabilisation.	50
Figure II. 6 : schéma simplifié de la section déisohexaniseur.	51

Chapitre III

Figure III. 1 : les modes de transferts de chaleur.	58
Figure III. 2 : Transfert de chaleur par conduction.	59
Figure III. 3 : Transfert de chaleur par convection.	60
Figure III. 4 : Exemple d'échangeur à plaques.	62
Figure III. 5 : exemple d'échangeurs à ailettes, échangeurs à spirales et échangeur à blocs.	63
Figure III. 6 : Echangeur à faisceau et à calandre.	64
Figure III. 7 : Principe de fonctionnement d'un réfrigérant atmosphérique sec.	73
Figure III. 8 : Principe d'un aéro à air forcé.	74
Figure III. 9 : Les avantages et les inconvénients des tirages forcé et induit [6].	74
Figure III. 10 : Les principaux constituants d'un aéro.	76
Figure III. 11 : Schéma éclaté d'un faisceau.	77
Figure III. 12 : Différents types de surface ailette.	78
Figure III. 13 : Les différents montages du système de ventilation.	80

Chapitre IV

Figure IV. 1 : L'emplacement de l'échangeur 701-E-5.	84
Figure IV. 2 : Perte de production pendant les arrêts dus aux pannes de l'échangeur 701-E-5.	86
Figure IV. 3 : Images réelles de l'état dégradé du condenseur 701-E-5 dans la période du stage.	87

Figure IV. 4 : Variation du PH des eaux de la tour de refroidissement D envoyé au condenseur 701-E-5.....	90
Figure IV. 5 : Variation des chlorures des eaux de la tour de refroidissement D envoyé au condenseur 701-E-5.	91
Figure IV. 6 : Variation du fer contenus des eaux de la tour de refroidissement D.....	91
Figure IV. 7 : Paramètres géométriques des ailettes.....	95

Introduction générale

L'exploitation du pétrole comme source d'énergie, dite fossile, est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine. Dense, facilement stockable et transportable, le pétrole fournit la quasi-totalité des carburants liquides, et est aussi fréquemment utilisé pour la pétrochimie.

Le pétrole brut n'est pas utilisé tel quel et nécessite une transformation dite « raffinage ». Il consiste en premier lieu à distiller le pétrole afin de séparer les hydrocarbures suivant leurs densités. Au fil du temps, nombre des procédés ont été développés pour accroître la part des hydrocarbures les plus profitables et pour rendre les carburants plus propres à l'emploi [1].

La solution envisagée pour compenser au moins partiellement le déficit en indice d'octane, serait de produire des essences riches en iso-paraffines. Cette décision a donné un regain d'intérêt pour les procédés d'isomérisation des paraffines normales, issues en particulier de la coupe de distillation du pétrole brut.

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

La performance de cette unité d'isomérisation, comme le cas de toutes les installations industrielles, repose effectivement sur l'efficacité des équipements, essentiellement ceux d'échange thermique. 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.

La pièce maîtresse de l'échange thermique, c'est bien entendu l'échangeur de chaleur. C'est lui qui conditionne l'efficacité du transfert de chaleur, et donc en fin de compte la performance énergétique. Il est donc extrêmement important de choisir un échangeur de chaleur adapté à l'application dans laquelle il est utilisé.

L'unité d'isomérisation (700/701) au sein de la raffinerie de SKIKDA dispose d'une section de stabilisation dotée d'un échangeur de chaleur 701-E-5 (condenseur) de type faisceau et calandre, qui suite aux défaillances et pannes répétitives, cause une grave perturbation au niveau de l'unité [2].

L'objet de mon travail est de faire une étude de faisabilité de changement de ce condenseur par un aéroréfrigérant afin d'éviter les pertes de production suite aux arrêts. Pour l'atteindre, mon travail s'articule en deux parties : une partie bibliographique, et une partie calcul.

La présentation et la description de la raffinerie de Skikda RA1K feront l'objet du premier

chapitre.

Suite d'un deuxième, consacré essentiellement à l'isomérisation, ou je vais présenter des généralités sur le procédé d'isomérisation ainsi une description détaillée de mon lieu de stage de mise en situation professionnelle, l'unité d'isomérisation des paraffines.

Le troisième chapitre est subdivisé à son tour en trois parties principales. La première comporte des généralités sur le transfert de chaleur. La deuxième partie est consacrée à la technologie des échangeurs et la troisième partie sera réservée aux aérorefrigérants. Le quatrième chapitre est dédié aux différents calculs, résultats et discussions.

Et pour accomplir cette étude, je récapitule les principaux points abordés dans ce travail ainsi que les recommandations proposées dans une conclusion générale

Références bibliographiques

[1] : Cours de Mr. ATEK

[2] : Manuel d'exploitation de l'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger.

Chapitre I : Présentation de la raffinerie RA1K et des généralités

Introduction

Le pétrole brut (ou plutôt les pétroles bruts puisqu'il en existe de nombreux types) ne peut être utilisé tel quel. Il doit subir des opérations de raffinage pour obtenir des produits à haute valeur. Afin de fabriquer ces produits, les matières brutes sont traitées dans un certain nombre d'installations de raffinage différentes. La combinaison de ces unités de traitement pour convertir le pétrole brut en produits, y compris les unités et les infrastructures annexes, est appelée une raffinerie. La demande du marché pour ce type de produits, la qualité du brut disponible et certaines exigences des autorités influencent la taille, la configuration et la complexité d'une raffinerie. Comme ces facteurs varient d'un endroit à l'autre, il n'existe pas deux raffineries identiques.

Dans le cadre de notre mise en situation professionnelle, nous avons effectué notre stage au niveau de la raffinerie de Skikda (RA1K). Dans ce qui suit nous allons vous montrer leur présentation générale.

I.1 Description générale de la raffinerie

La raffinerie de Skikda, baptisée RA1K, a pour mission de transformer le brut de Hassi Messaoud en fractions pétrolières finies et semi finies valorisables sur le marché intérieur et extérieur, en répondant à des spécifications requises (Normes nationales et internationales). Sa capacité de traitement initialement 15 million t/an a été portée à 16.5 million tan/an après sa rénovation et constitue la plus grande raffinerie en Algérie et en Afrique.

De même, elle traite le BRI avec une capacité de 277000 t/an pour l'obtention des bitumes routiers et oxydés [1].

I.1.1 Situation géographique du complexe

La RA1K est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer. Elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 13000 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport UTE de Skikda. Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line ayant une longueur de 760Km comptée du champ pétrolier jusqu'au le complexe de la raffinerie [1].

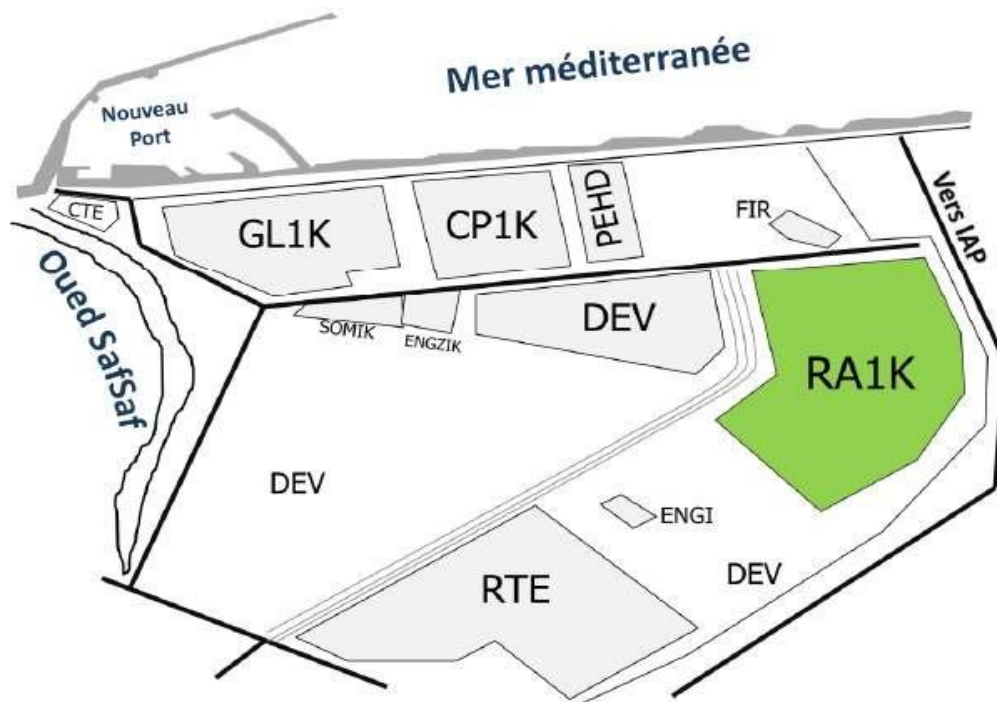


Figure I. 1 : situation géographique de la raffinerie de Skikda [1].

I.1.2 Historique et construction de la raffinerie

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM. Deux années après que le contrat clé en main a été signé, ils lancèrent les travaux de réalisation de la raffinerie de Skikda avec l'assistance de trois sociétés algériennes SONATRO, SONTIBA et SN MÉTAL. Le démarrage du chantier a eu lieu le 02/01/1976 et a terminé en mars 1980.

Le complexe de Skikda est comportée les unités suivantes :

- Une centrale thermo- électrique CTE ;
- Deux unités de distillation atmosphérique U10 et U11 ;
- Une unité de reforming catalytique U100 ;
- Deux unités de gaz plant U30 et U31 ;
- Une unité d'extraction des aromatiques U200 ;
- Une unité de cristallisation du paraxylène U400 ;
- Une unité de distillation sous vide U70 ;
- Trois zones de stockage MELEX-NORD, MELEX-SUD, et MELEX-EST.

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda « RA1K »

Onze années plus tard, la raffinerie de Skikda a connu une extension avec la construction par la société japonaise J-G-C de deux nouvelles unités :

- L'unité de Platforming U103 ;
- L'unité de traitement de gaz U104 [2].

Tableau I. 1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda [1].

Unité	Capacité (t/an)	Date
Unité 10 : Distillation atmosphérique « Topping »	7 500 000	1980
Unité 11 : Distillation atmosphérique « Topping »	7 500 000	1980
Unité 30 : Séparation du GPL	306 500	1980
Unité 31 : Séparation du GPL	283 000	1980
Unité 100 : reformage catalytique « Magnaforming »	1 165 000	1980
Unité 200 : extraction des aromatiques	285 000	1980
Unité 400 : cristallisation et séparation du paraxylène	430 000	1980
Unité 70 : Distillation sous vide	227 000	1980
Unité 103 : Reforming catalytique « Platforming »	1 165 000	1993
Unité 104 : séparation du GPL	96 000	1993
Unité 600 : Parc de stockage	2 700 000 (m ³)	1980-1993
Centrale électrique	/	1980-1993

I.2 Projets de réhabilitation, modernisation et adaptation des différentes installations de la raffinerie

La rénovation des raffineries algériennes et particulièrement la raffinerie de Skikda a été une nécessité afin de s'adapter aux évolutions et mutations qui sont en train d'être opérées sur

le marché national et international essentiellement en terme d'offre et de demande de produits pétroliers sur les plans qualitatif et quantitatif.

I.2.1 Programme de rénovation du complexe

En 2009, un important projet de rénovation de la raffinerie de Skikda (RA1K) a été lancé. C'est ainsi que les unités existantes ont été modernisées et d'autres unités construites dans une nouvelle zone telles que les deux unités d'isomérisation du naphta, l'unité d'isomérisation des xylènes (méta et ortho), l'unité de purification d'hydrogène, la 2ème unité des utilités et le 2ème parc de stockage. L'unité de séparation du paraxylène (U400) a été démolie et remplacée par une nouvelle unité installée dans la nouvelle zone.

L'objectif principal de la rénovation de la raffinerie de Skikda est :

- L'augmentation de la capacité de traitement du brut à 16.500.000 t/an, soit une augmentation de 10% de la capacité initiale qui est de 15.000.000 t/an ;
- Remise à niveau de l'unité de reforming catalytique (reforming 1) et reconfiguration de la chaîne de production des aromatiques par le revamping de l'unité de récupération du benzène et du toluène, la construction d'une unité de cristallisation du paraxylène et d'une unité d'isomérisation des xylènes ;
- Construction de deux unités d'isomérisation des naphthas permettant de disposer d'une Base à haut indice d'octane (2 x 347.000 TM/AN) ;
- La conformité aux spécifications de l'Euro V pour les essences et le gasoil ;
- La modernisation de l'instrumentation des unités existantes par l'installation d'un système numérique de contrôle commande et la construction d'une nouvelle salle de contrôle centralisée ;
- L'amélioration de la sécurité des installations [1].

Les Figures I.2 et I.3 illustrent les configurations de la raffinerie de Skikda avant et après réhabilitation :

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda « RA1K »

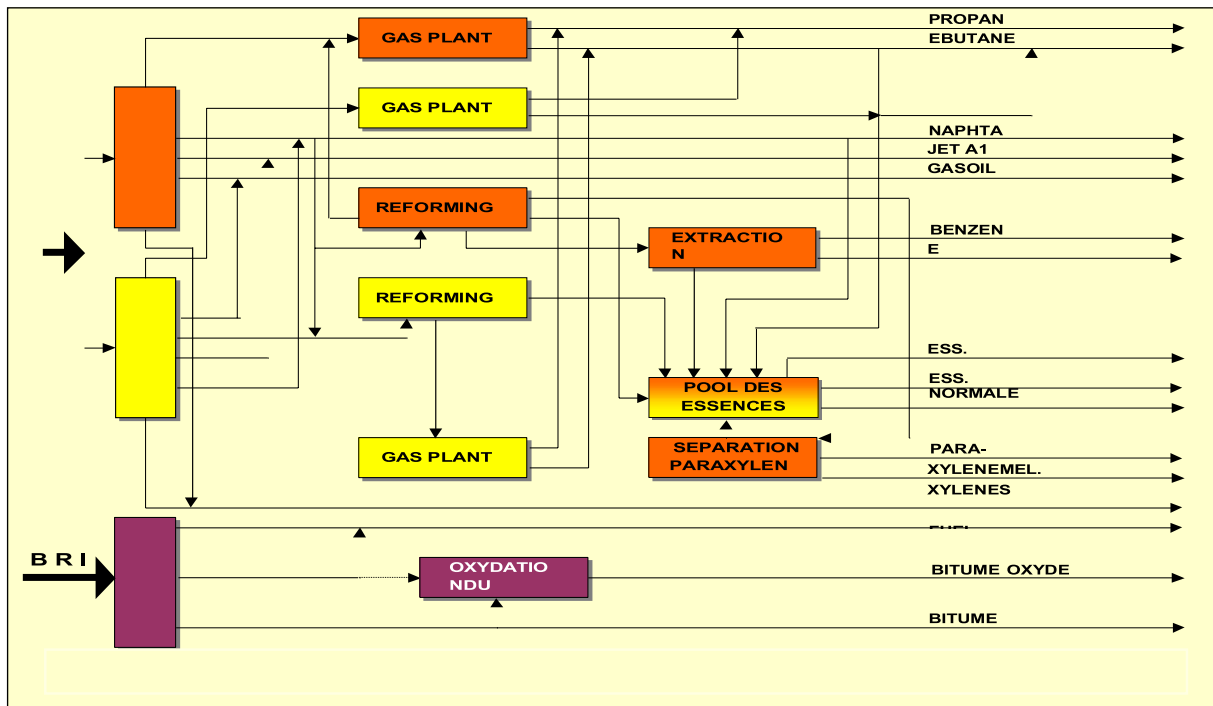


Figure I. 2 : configuration de la raffinerie avant la réhabilitation.

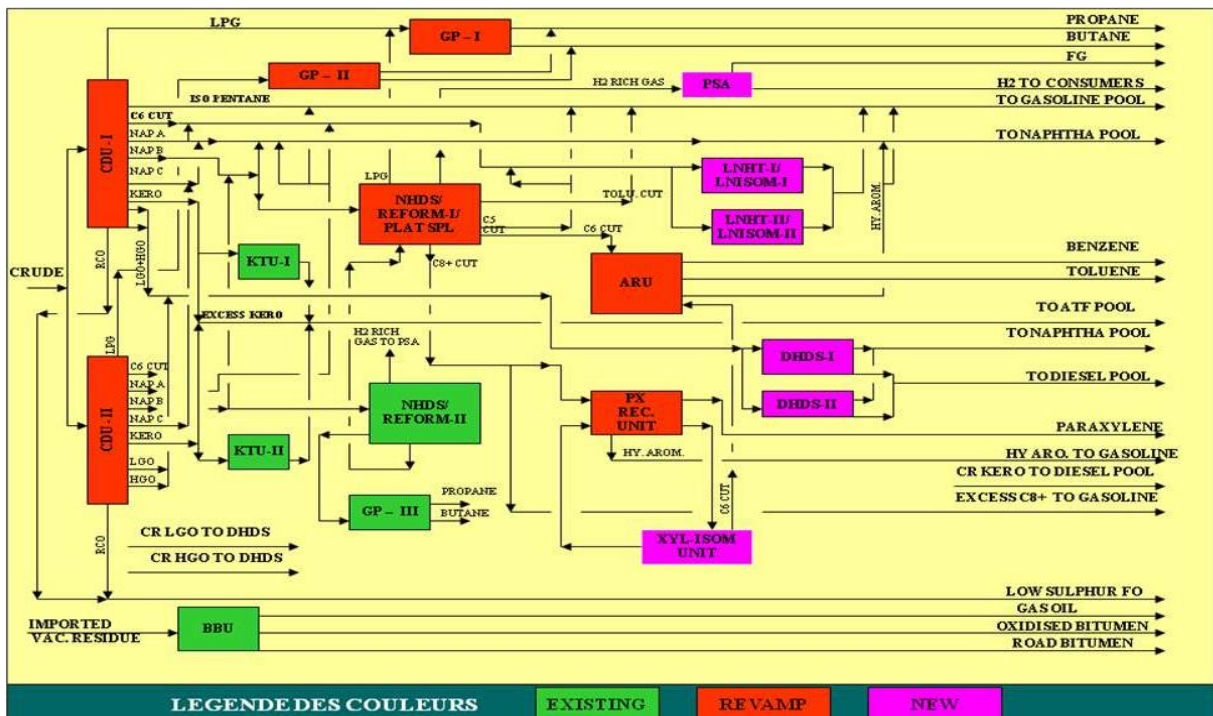


Figure I. 3 : Rénovation de la raffinerie

Le tableau I.2 regroupe le plan et le programme de réhabilitation successive des unités principales :

Tableau I. 2 : plan de réhabilitation des installations de la raffinerie.

N □	Unité	Designation	Capacité avant réhabilitation « kg/h »	Capacité après réhabilitation « kg/h »
1	Topping-1 (*)	10	7 500 000	9 375 000
2	Topping-2 (*)	11	7 500 000	9 375 000
3	Gaz plant-1 (*)	30	306 500	339 500
4	Gaz plant-2 (*)	31	28 300	339 500
5	Gaz plant-3	104	96 000	Instrument revamp@
6	Prétraitement naphta	100	1 165 000	Instrument revamp@
7	Reforming 1 (*)	100	1 165 000	1 174 600
8	Section splitteur platformat (**)	100	/	989 950
9	Prétraitement naphta	101-103	1 165 000	Instrument revamp@
10	Extraction des aromatiques (*)	200	285 000	627 100
11	Cristallisation du paraxylène (□)	400	430 000	1 782 800
12	Isomérisation du xylène (**)	500	/	1 380 400
13	Purification d'hydrogène (**)	900	/	27 200
14	Stripper eaux acides II (*)	10	33 530	282 000
15	Stripper eaux acides I (**)	12	/	17 070
16	Unité soufflage des bitumes	70	277 000	Instrument revamp@
17	Unité de traitement du kérosène N□ 1	20	750 000	Instrument revamp@
18	Unité de traitement du kérosène N□ 2	21	750 000	Instrument revamp@

(*) = rénové ; (**) = Nouveau ; (#) =déplacé et rénové ; @=y compris HAZOP

I.2.2 Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation

Le tableau suivant donne la relation de tonnages entre les matières premières utilisées et les différents produits finis :

Tableau I. 3 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1K.

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

I.3 Présentation des différentes unités de production de la raffinerie

Actuellement, la raffinerie de Skikda « RA1K » rénovée est divisée en différentes zones et en outre elle comprend 16 unités de production :

- 02 unités de distillation atmosphérique (TOPPING), Unité 10 et 11 ;
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming) ;
- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (Platforming) ;
- Unité 30/31 et 104 : gaz plant (traitement et séparation des gaz GPL) ;
- Unité 200 d'extraction et de fractionnement des aromatiques ;
- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène ;
- Unité 500 de l'isomérisation des xylènes ;
- Unité 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des paraffines ;

Tableau I. 4 : Fractions pétrolières produites dans les unités (U10 et U11).

La coupe pétrolière	La destination
GPL	Vers les unités de traitement et de séparation des gaz
Coupe C6	Vers les unités d'isomérisation des paraffines
Naphta A	
Naphta B	Vers l'unité de reforming catalytique « Magnaforming »
Naphta C	Avec le naphta B vers l'unité de reforming catalytique « Platforming »
Kérosène	Vers traitement du kérosène et mélange gasoils
Gasoil léger	Mélange gasoils
Gasoil lourd	
Résidu	Vers stockage

I.3.2 Unités de reformage catalytique U-100, U-101/103

La raffinerie de Skikda (RA1K) dispose de deux unités de reforming catalytique, l'une dénommée « Magnaforming » (U-100) et l'autre dénommée « Platforming » (U-101/103). La charge de ces deux unités est provenant du TOPPING (le naphta B pour l'U-100, et les naphas B+C pour l'U-101/103).

- ❖ Le reforming I est à vocation aromatique et devrait assurer les alimentations des unités d'extraction des aromatiques et l'unité de cristallisation du paraxylène ;

Le reforming II à vocation essence est prévu pour combler le déficit en essence sur le marché national, en premier lieu, et exporter l'excédent de production comme essence sans plomb. Aussi il a été proposé pour compenser le déficit en aromatiques observé dans le reforming. [3]

Tableau I. 5 : Fractions pétrolières produites dans l'unité de Magnaforming.

La coupe pétrolière	La destination
GPL	Acheminées à la limite batterie
Coupe C5	
Toluène brut	
Reformat léger	Vers l'unité d'extraction des aromatiques (benzène et toluène à haute pureté)
Reformat lourd	Vers l'unité de cristallisation et séparation du paraxylène

I.3.3 Unités de gaz plan U-30/31 et 104

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11,100 et 103 dans l'ordre suivant:

- ❖ **Unité 30** : traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C-7 où les GPL sont séparés du pentane ;
- ❖ **Unité 31** : reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping ;
- ❖ **Unité 104** : elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming U-103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

Chaque unité est composée d'une section de traitement de la charge pour l'élimination de l'humidité, d'une section de dééthanisation pour la séparation des hydrocarbures légers (C1 et C2) et d'une section de séparation du propane et du butane [3].

I.3.4 Unité d'extraction des aromatiques U-200

L'unité d'extraction des aromatiques est conçue pour traiter les reformats légers provenant des unités de reforming catalytique (U-100 et U-103). Cette unité est composée d'une section d'extraction des aromatiques et d'une section de fractionnement des aromatiques en benzène et toluène à haute pureté.

Le procédé consiste à fractionner la charge (reformat léger) par le procédé de distillation extractive à l'aide d'un solvant (Tectiv-100SM) en deux parties (reformat et extrait). Le raffinat, constitué principalement par des hydrocarbures paraffiniques, est envoyé vers stockage alors que l'extrait est séparé en aromatiques et solvant par distillation ; le solvant est ensuite régénéré

et réintroduit dans la colonne d'extraction alors que les aromatiques sont fractionnées en benzène, toluène et aromatiques lourds dans des colonnes de distillation [2].

I.3.5 Unité de cristallisation et de séparation du paraxylène U-400

Cette unité est conçue pour récupérer le paraxylène, un produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (méta-ortho) et éthylbenzène dont l'agent de séparation est le froid.

Le paraxylène est commercialisé tel qu'il est, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

I.3.6 Unité d'isomérisation des xylènes (méta-ortho) U-500

L'installation d'isomérisation des aromatiques a été projetée pour récupérer le filtrat des cristalliseurs de l'Unité 400 (unité de cristallisation du p-xylène) et l'Isomérisation, après l'Isomérisat obtenu sera séparé en deux fractions essentielles :

- Une fraction riche en benzène envoyée vers l'Unité 200 ;
- L'autre riche en p-xylène envoyée vers l'Unité 400.

Le but principal de cette unité est d'augmenter la production en p-xylène.

I.3.7 Unités 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des paraffines

L'objet des Unités d'Hydrotraitement du Naphta Léger (Unités 700/702) est de produire des charges hydrotraitées propres pour alimenter les unités 701/703 d'Isomérisation. Ces charges doivent avoir des teneurs suffisamment basses en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les oléfines, les métaux afin de ne pas affecter les unités en aval.

L'objectif des unités d'isomérisation du Naphta (U-701/U-703) est d'améliorer l'indice d'octane recherche et l'indice d'octane moteur de la charge naphta léger (principalement C5/C6) avant le mélange dans le pool des essences (gazoline pool).

I.3.8 Unité de distillation sous vide U-70

Cette unité est conçue pour traiter 277.000 t/an de brut réduit importé (BRI) et produire les bitumes routier et oxydé. Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous

vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le résidu de la colonne, constituant le bitume routier ordinaire, est envoyé en parties :

- Une partie au stockage ;
- L'autre partie est envoyée comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.3.9 Unité 600 de stockage, mélange et expédition « MELEX »

Cette unité est composée d'une section de mélange et d'expédition des produits pétroliers et d'une section de stockage du brut et des produits pétroliers. Elle comprend les équipements nécessaires au mouvement blending et exportation des produits finis.

- ✓ L'évacuation des produits finis se fait par un réseau de canalisation vers les deux ports de Skikda, Les dépôts G.P.L et carburants de Skikda ainsi que le centre installation intégrée de distribution du Khroub (Constantine). L'évacuation du bitume routier se fait quant à elle par camions et par pipeline vers le port. La majorité des produits finis sont obtenues à partir de mélange de plusieurs produits de base, car il serait difficile d'obtenir directement (tout en restant dans les limites de la rentabilité) des produits répondant aux spécifications [4].

I.3.10 Unité 900 de purification d'hydrogène

L'unité de purification d'hydrogène est conçue pour produire de l'hydrogène de haute pureté pour l'unité 500 et les unités 700/701, 702/703 à partir du gaz riche en H₂, provenant de l'unité Magnaforming (unité 100) et de l'unité de Reforming catalytique (unité 103).

L'unité HPU se compose du compresseur de gaz d'alimentation, du package PSA, du compresseur des effluents gazeux.

La purification de l'hydrogène est réalisée par le procédé d'adsorption dans un système comportant huit ballons d'adsorption, les uns en fonctionnement et les autres en régénération.

I.3.11 Unités utilités

La raffinerie de Skikda dispose de deux unités des utilités dont l'une a été installée durant la rénovation. Ces deux unités sont le système nerveux de la raffinerie et conçues pour la production, la distribution et le conditionnement des utilités nécessaires au bon fonctionnement de la raffinerie (RA1K). Ces utilités sont :

- La section 62 pour la production d'eau déminéralisée ;

- La section 1020 ou tours de refroidissement de l'eau ;
- La section 1030 pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable ;
- La section 1040 pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie ;
- La section 1050 pour la génération de la vapeur « chaudières » ;
- La section 1060 pour la récupération et le traitement du condensât ;
- La section 1070 ou système Fuel-gas ;
- La section 1080 pour la production de l'air instrument et l'air service ;
- La section 1100 pour le traitement des effluents ;
- La section 1110 de production de l'azote (N₂) ;
- La section de production de l'électricité.

I.3.12 Laboratoire de contrôle

Les services du laboratoire sont dépendants du secteur technique, le laboratoire de raffinerie est un laboratoire de contrôle unitaire qui effectue des analyses de produits finis vendus sur le marché extérieur ou sur le marché intérieur.

Conclusion

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

Référence bibliographique

[1] : Documentation Interne RA1K, manuel operating.2014.

[2] : K. TOUIKER, « ajustement du point final du kérosène, Unité de distillation atmosphérique (U10) - Raffinerie de Skikda (RA1K) », projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme ingénieur spécialisé en raffinage, institut algérien du pétrole-Boumerdes, 2017, p 23.

[3] : Y. HADIBY, « amélioration de la section de régénération de l'unité d'isomérisation du naphta léger (701/703) de la raffinerie de Skikda par l'installation d'un four à gaz », projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme ingénieur spécialisé en raffinage, institut algérien du pétrole- Boumerdes, 2019, p 10.

[4] : B. BOULAHJAL, « Profile de température dans la chaudière », projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme ingénieur spécialisé en raffinage, institut algérien du pétrole-Boumerdes, 2017, p 15.

Chapitre II : L'isomérisation des paraffines « de la théorie vers l'industrie »

Introduction

Les essences légères straight-run offrent un indice d'octane faible entre 60 -70 % mais peuvent, grâce à une additivation au plomb, fournir des bases essences acceptables pour être incorporées au formulation de supercarburants. Cependant, ces additifs à base de plomb sont maintenant interdits dans les carburants car ces derniers empoisonnent les pots catalytiques des véhicules.

L'isomérisation apparaît alors comme une méthode de transformation de cette coupe intéressante, puisqu'elle convertit les n-paraffines à faible indice d'octane en isoparaffines à indice d'octane élevé.

L'isomérisation peut être poussée à l'extrême par l'utilisation de séparation par distillation et /ou par tamis moléculaire des paraffines normales non converties. Les coupes C5_C6 peuvent également être totalement isomérisées en composant à haut indice d'octane très recherchés.

II.1 Théorie de l'isomérisation des paraffines

La conversion des paraffines normales en iso paraffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un bon indice d'octane sans ajout d'additifs. Cela est fait par le procédé d'isomérisation qui est devenu un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en terme de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important [1].

II.1.1 But du procédé d'isomérisation

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

II.1.2 Indice d'octane

Caractéristique la résistance du carburant à la détonation durant la combustion (qualité antidétonante du carburant)

- ◆ Haut indice d'octane

Le fait que l'indice d'octane est élevé il apparait ces point :

- + Plus petite tendance à détoner durant la combustion
- + Qualité du carburant plus grande pour les moteurs de voiture

- ◆ Bas indice d'octane

Les circonstances d'un NO bas sont :

- + Plus grande tendance à détoner durant la combustion.
- + Création d'ondes de pression de choc et donc un [Knock] audible .
- + Qualité du carburant plus basse causant des dommages au moteur .
- + L'indice d'octane dépend de la famille moléculaire.

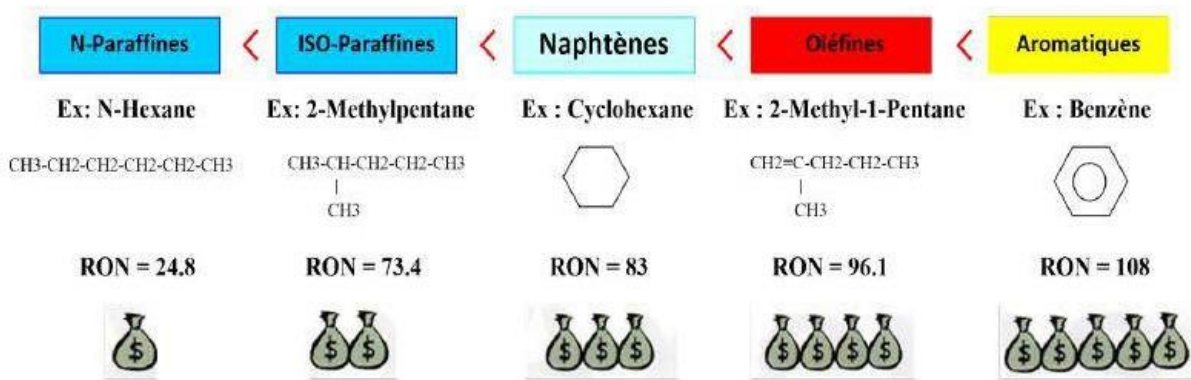


Figure II. 1 : L'indice d'octane selon les familles moléculaires. [1]

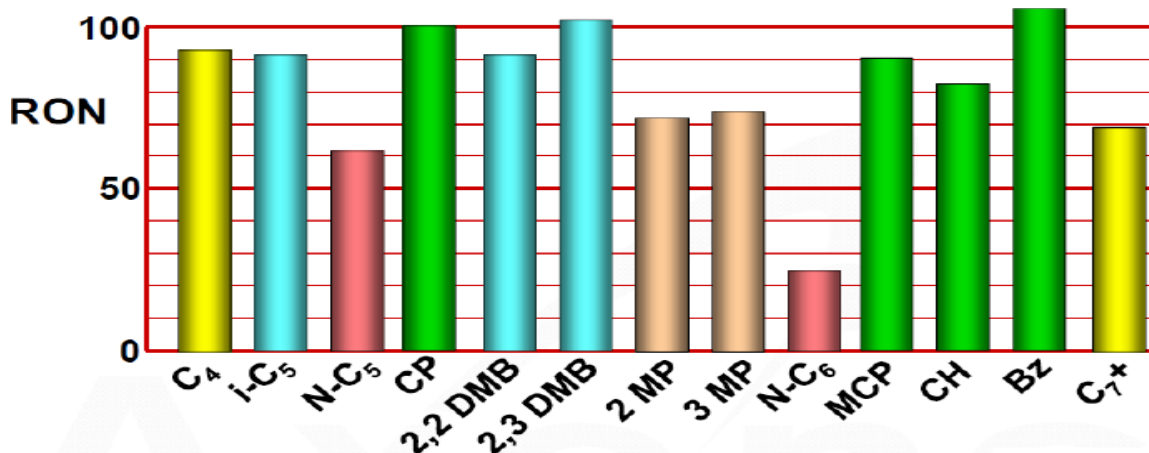


Figure II. 2 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants. [1]

II.1.3 Principe du procédé

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

Les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe de catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène. Les conditions de fonctionnement ne sont pas sévères étant reflétées par une pression de service modérée, une température basse, une basse pression partielle d'hydrogène et une haute vitesse spatiale du catalyseur. Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation et minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement [2].

II.1.4 La charge du procédé d'isomérisation

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

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

Comme charge de ce procédé on peut utiliser :

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

II.1.5 Caractéristiques générales des réactions d'isomérisation

II.1.5.1 Aspect thermodynamique

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

C'est une réaction qui s'effectue sans variation de nombre de moles et n'est pas influencée par la variation de pression. Les courbes d'équilibres thermodynamiques montrent que les isomères les plus intéressants d'un point de vue de l'indice d'octane sont favorisés à basse

température. Industriellement, il faudra travailler à la plus basse température afin d'obtenir le maximum d'isomères d'indice d'octane élevé. Mais quelle que soit la température, on obtient toujours à la sortie du réacteur un mélange de paraffines normales et d'iso paraffines [3].

II.1.5.2 Catalyseurs (caractéristiques, mécanisme et poisons)

En accord avec la thermodynamique de la réaction d'isomérisation, la formation des isomères présentant un indice d'octane plus important est favorisée à basse température, ce qui exige une activité suffisante et l'acidité très élevée du catalyseur qui permet la formation des carbocations reconnus comme espèces actives intermédiaires. Quatre générations de catalyseurs sont succédées depuis 1933 [3].

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

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

- ✓ **L'activité** : qui est la capacité du catalyseur d'augmenter le taux des réactions impliquées. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit fonctionner afin de produire un produit conforme aux spécifications, pour une charge donnée, toutes les autres conditions opératoires étant les mêmes.
- ✓ **La sélectivité** : exprime la capacité du catalyseur de favoriser les réactions souhaitables plutôt que les autres. Elle est mesurée par la quantité du produit désiré.
- ✓ **La stabilité** : caractérise le changement, dans le temps, des performances du catalyseur (c'est à dire : l'activité, la sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont stables. Ce sont, principalement, les polymères ou les dépôts de coke qui affectent la stabilité, étant donné qu'ils diminuent la surface de contact du métal. Les traces de certains métaux, contenus dans la charge, affectent, également, défavorablement la stabilité.

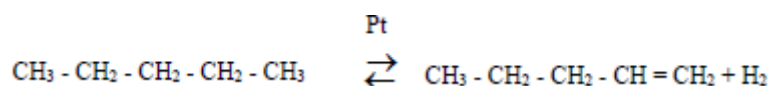
Le catalyseur utilisé actuellement dans mon procédé est dérivé du platine sur alumine Chloré introduit par AXENS. Leur référence est ATIS-2L. Il est utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5-C6 paraffinées produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au blender des essences automobile (motor gasoline pool) [4]. Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec de hauts rendements. Il présente un certain nombre de servitudes :

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

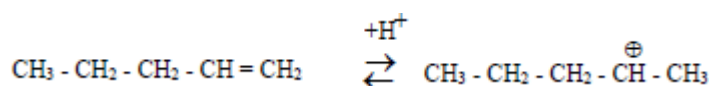
Pour traiter 50 t/h d'essence légère, notre procédé exige la mise en œuvre d'environ 20 tonnes de catalyseurs disposés généralement dans deux réacteurs en série [4].

a) **Mécanisme du catalyseur** : Il y a plusieurs théories sur le mécanisme de la réaction présentée sur la base du type de catalyseur utilisé ; c'est à dire : soit il s'agit d'un catalyseur à double fonction qui se compose d'un métal et d'un support, soit son acidité est améliorée par un halogène. Quel que soit le type de catalyseur utilisé, l'étape intermédiaire est identique, à savoir, la formation d'un ion carbonium ou carbocation [1].

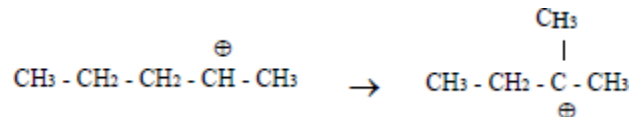
- L'isomérisation sur un catalyseur à double-fonction dans une atmosphère d'hydrogène :



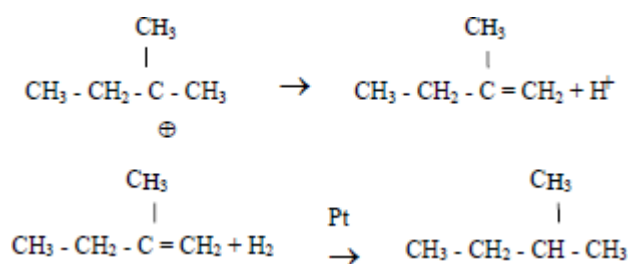
- La fonction métallique du catalyseur, dans ce cas le platine, catalyse la formation d'une oléfine intermédiaire par une déshydrogénation de la paraffine. Les oléfines sont ensuite converties en ions carbonium par l'addition d'un proton durant l'adsorption sur la surface acide du catalyseur :



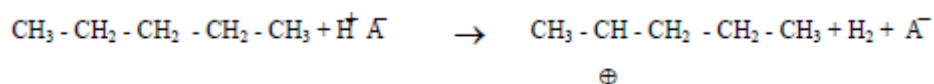
- Le réarrangement du squelette :



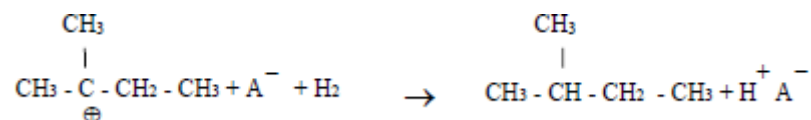
- L'ion carbonium réarrangé est ensuite désorbé comme une iso-oléfine qui est ensuite Hydrogénée, par la fonction métallique du catalyseur, en l'iso-paraffine :



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



- Après le réarrangement, l'Isopentane est formé et la chaîne est propagée par la génération d'un nouveau site acide :



b) Poisons du catalyseur : L'alimentation de l'unité d'isomérisation est séchée et hydrotraité avant d'être en contact avec le catalyseur d'isomérisation ATIS-2L. Ces opérations éliminent ou réduisent, jusqu'à un niveau acceptable, les poisons naturellement présents dans les charges [5]. Voyons maintenant l'influence des différents poisons sur le catalyseur :

- ✓ **Souffre :** La présence de soufre dans l'alimentation ou dans l'appoint d'hydrogène diminuera immédiatement l'activité du catalyseur. Le soufre réagit avec le platine pour former le sulfure de platine, et cela réduit la fonction métallique du catalyseur qui affecte le mécanisme de transfert d'hydrogène. Cette diminution de l'activité est temporaire et la récupération est normalement rapide une fois que le soufre a été enlevé. Cependant, une augmentation de la température du réacteur et un taux plus élevé en appoint d'hydrogène aidera la purge du soufre à partir du catalyseur plus rapidement. Lorsque le soufre est présent dans l'alimentation, une augmentation de la température peut aider pour compenser partiellement de la réduction de l'activité du catalyseur [5].
- ✓ **Eau/Oxydes :** La désactivation par l'eau ou par d'autres percements de composés oxygénés est permanente. Les composants oxygénés réagissent chimiquement avec le chlorure actif sur le catalyseur, qui est chimiquement lié à la structure d'alumine pendant la fabrication. L'eau, une fois qu'elle réagit avec le catalyseur, est chimiquement liée comme hydroxyle à l'alumine et le chlorure, et enlevé comme HCl. Approximativement un kilogramme d'oxygène, sous toutes ces formes, désactivera 100 kg de catalyseur. Si un percement se produit, la désactivation du catalyseur se produira en forme de piston se déplaçant vers le bas du premier lit de catalyseur. En plus de la perte de qualité du produit, un signe clair est le manque de ΔT du réacteur dans la portion supérieure de lit, et cette inactivité se déplaçant lentement vers le bas du lit. Une fois que le catalyseur est désactivé, il doit être enlevé pour la récupération du platine et remplacé par un catalyseur frais [5].

- ✓ **Composés d'azotes** : Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N₂. Les composants d'azote réagissent pour former l'ammoniac, qui à son tour réagit avec le chlore dans le catalyseur ou le HCl pour former le sel de chlorure d'ammonium. Cela entraîne une désactivation permanente du catalyseur par un revêtement des sites actifs du catalyseur, une perte de chlorure et éventuellement une inactivité due à une mauvaise distribution des dépôts de sel [5].
- ✓ **Composés fluorés** : Cela est également un poison permanent du catalyseur provoqué par la liaison de fluorure avec les sites actifs du catalyseur qui affecte l'acidité du catalyseur. Un kilogramme de fluorure désactivera 100 kilogrammes de catalyseur [5].

II.1.6 Cinétique et mécanisme réactionnel

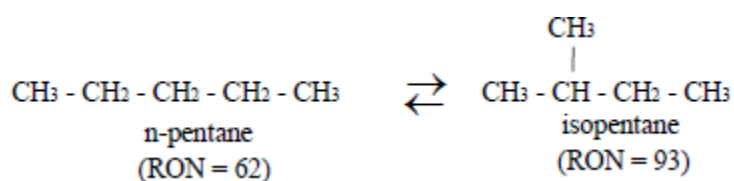
Il y a principalement deux réactions fondamentales qui se produisent :

❖ Hydrogénation du benzène :

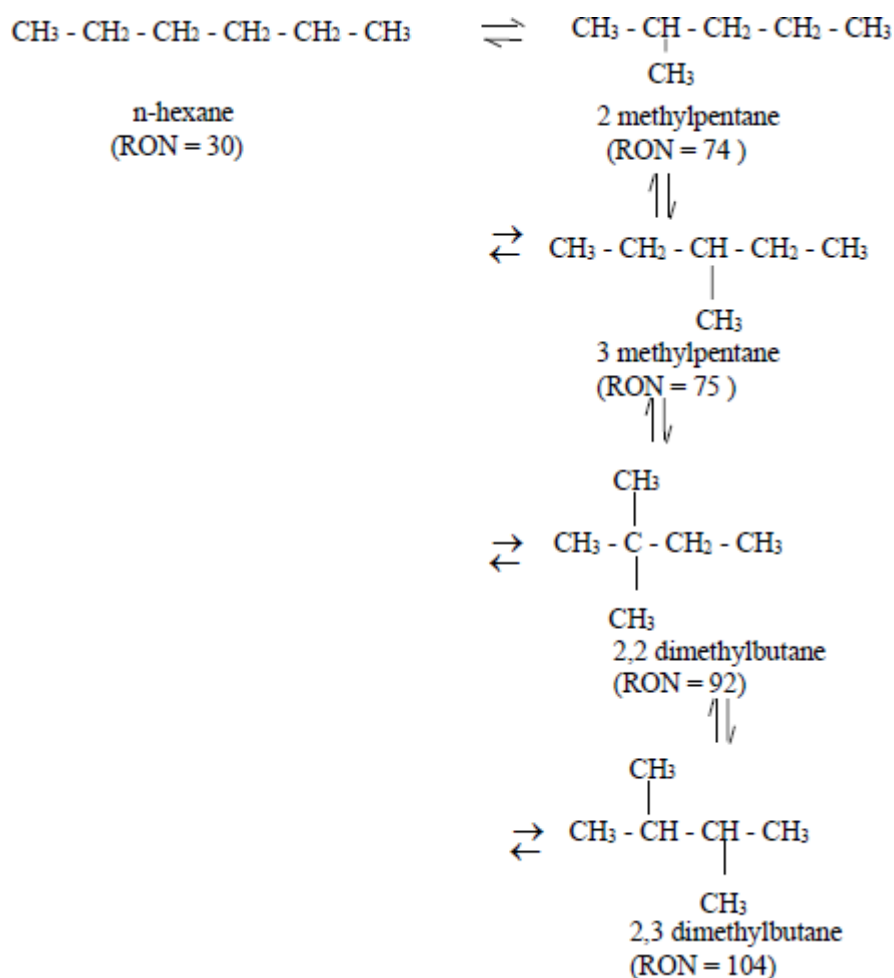
Le benzène et l'hydrogène réagissent pour former le cyclohexane :

❖ Isomérisation : est la conversion ou le réarrangement de la structure d'un composant à sa structure plus ramifiée, à indice d'octane plus élevé. Ces réarrangements sont décrits par les formules suivantes [6].

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

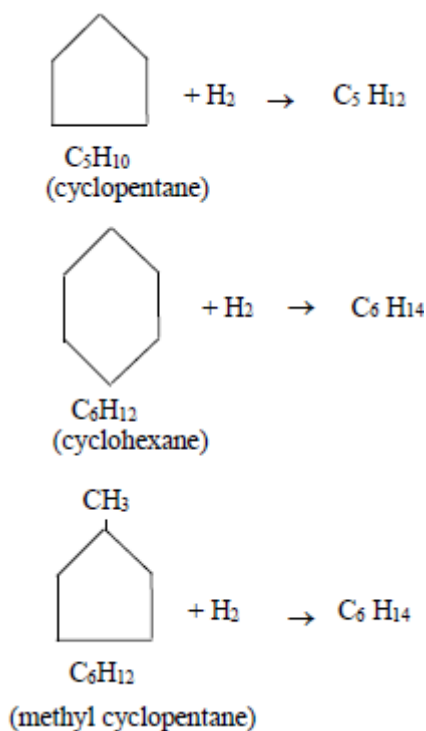


En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent



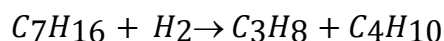
également, dont certaines ne sont pas souhaitables :

- ❖ Ouverture d'anneaux de naphènes : Les trois naphènes qui sont en général présents dans une charge d'isomérisation sont le cyclopentane (CP), le méthyl cyclopentane (MCP) et le cyclohexane (CH). Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines. Les réactions d'ouverture des anneaux augmentent avec l'augmentation de la température et sont, à nouveau, déterminées par la composition d'équilibre aux conditions de process du réacteur. Dans les conditions habituelles du réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphène en paraffines sera approximativement de 20-30% [6].



Les composants naphéniques ou cycliques ont tendance d'inhiber les réactions d'isomérisation et sont par conséquent non souhaitables en larges quantités. Les composants cycliques sont absorbés sur le catalyseur et réduisent les sites actifs disponibles pour l'isomérisation de paraffine. Ils consomment également de l'hydrogène, produisent la chaleur exothermique qui est non souhaitable à la position d'équilibre d'isomérisation. Bien qu'ils soient non souhaitables, ils sont une fraction naturelle de naphta de la coupe C5/C6 et sont difficiles à éliminer sans éliminer également d'autres composants souhaitables.

L'hydrocraquage : Le fonctionnement aux conditions de basse sévérité du réacteur, l'hydrocraquage des C5/C6 se produit très peu dans les réacteurs d'isomérisation. Les paraffines C7 sont, cependant, hydrocraqués facilement pour produire des C3 et C4. Beaucoup d'hydrocraquage se produit dans le premier réacteur qui fonctionne en général à une température plus élevée. Les réactions d'hydrocraquage consomment de l'hydrogène, et par conséquent il est recommandé de limiter la teneur en C7+ dans la charge de l'isomérisation [7].



II.2 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.

Tableau II. 1 : Composition de la charge non traitée PONA.

	Paraffines	Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
Poids%	94.98	/	4.15	0.87

Elle est caractérisée par les propriétés suivantes :

Tableau II. 2 : Distillation ASTM de la charge (17/03/2021- S227).

Propriétés	Naphta A
Densité à 15 °C (g/ml)	0.6427
Distillation ASTM, °C	
PI	31
5% Vol	34
10% Vol	37
30% Vol	41
50% Vol	45
90% Vol	59
95% Vol	64
PF	70
Couleur	+30

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

- ❖ Séparation par distillation de la coupe C5 d'une coupe riche d'iso-C5 envoyée directement pour le mélange avec le produit d'isomérisat « Section DIP » ;
- ❖ Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique (Ni-Mo/Al) dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans la gamme de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques « Section réaction » ;
- ❖ Stripping du produit hydrotraité brut pour éliminer des fractions légères, des produits gazeux y compris l' H_2S et de l'eau « section stripper ».

Les hautes performances de l'unité d'isomérisation dépendent largement de l'efficacité de l'unité d'hydrotraitement du naphta. La charge d'alimentation de l'unité d'isomérisation doit être suffisamment basse en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités

Chapitre II : L'isomérisation des paraffines « de la théorie vers l'industrie »

en aval. Les tableaux suivants montrent les niveaux maximums des contaminants dans le naphta hydro traité [8].

Tableau II. 3 : Niveau admissible d'impureté.

	Alimentation	Appoint d'hydrogène
Souffre	0.5 Wt ppm max	1 Wt ppm max
Azote	0.1 Wt ppm max	1 Wt ppm max
Eau/ oxygénés	0.1 Wt ppm max *	0.5 Wt ppm max *
CO+CO₂	/	10 Wt ppb max *
Métaux	5 Wt ppm max	/
Arenic	1 Wt ppb max	/
Plomb	1 Wt ppb max	/
Cuivre	1 Wt ppb max	/
Nickel	1 Wt ppb max	/
Chlorure	1 Wt ppm max	10 Wt ppm max
oléfines	1 Wt % max	5 Wt % max

(*) à la sortie des sécheurs.

II.2.2 Unité d'isomérisation (U-701)

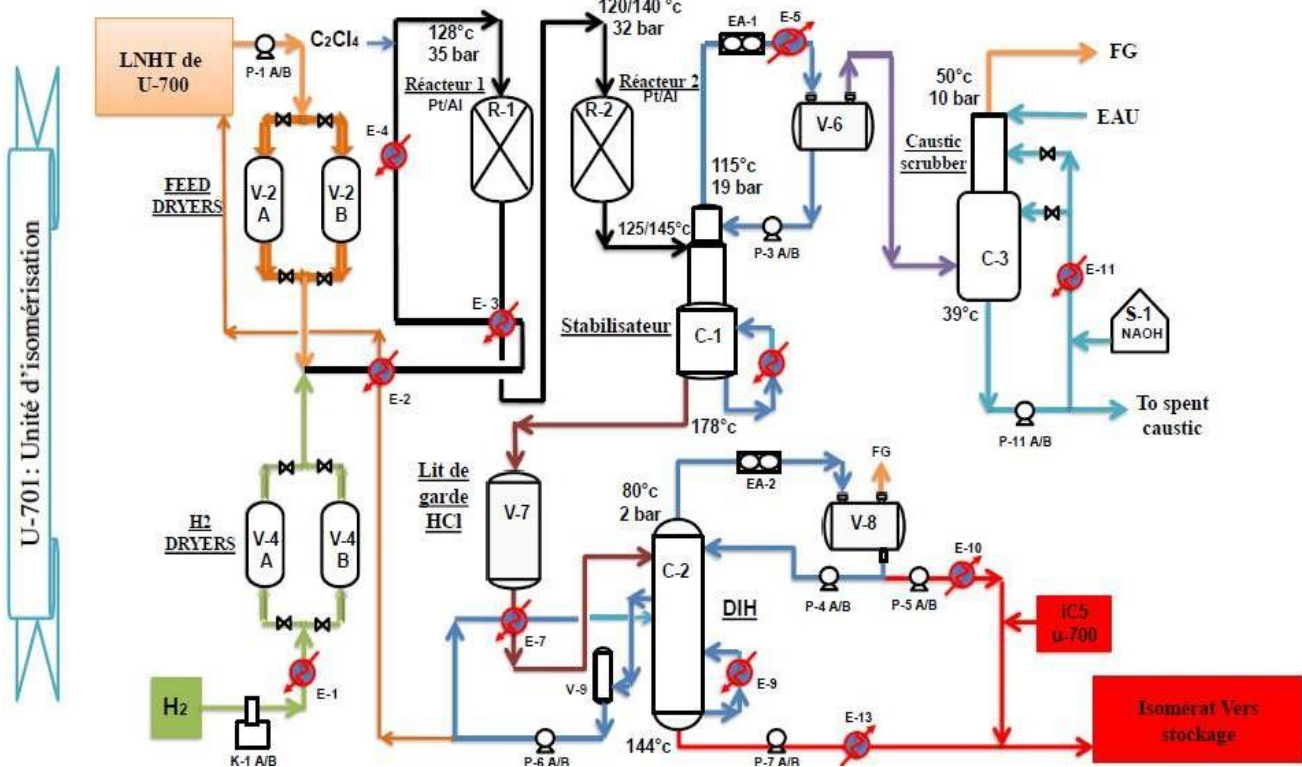


Figure II. 4 : schéma simplifié de l'unité d'isomérisation.

II.2.2.1 Section sécheurs

Le Naphta léger provenant de l'unité 700 (unité d'hydrotraitement du naphta léger) et le produit recyclé du Déisohexaniseur sont mélangés dans le ballon de charge (701-V-1).

Le Naphta est pompé vers les 02 sécheurs de charge (en série) pour éviter d'éventuels dommages des catalyseurs de l'isomérisation par la présence d'eau. L'H₂ d'appoint provenant de la PSA (unité qui traite l'hydrogène avant expédition vers les autres unités) doit aussi être séché afin d'éliminer le 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. Il est ensuite comprimé par le compresseur et refroidi dans l'échangeur, puis envoyé vers les deux sécheur d'H₂ en série. L'H₂ séché est mélangé avec le Naphta séché et envoyé vers la Section d'isomérisation [8].

II.2.2.2 Section d'isomérisation (Section réactionnelle) et de stabilisation

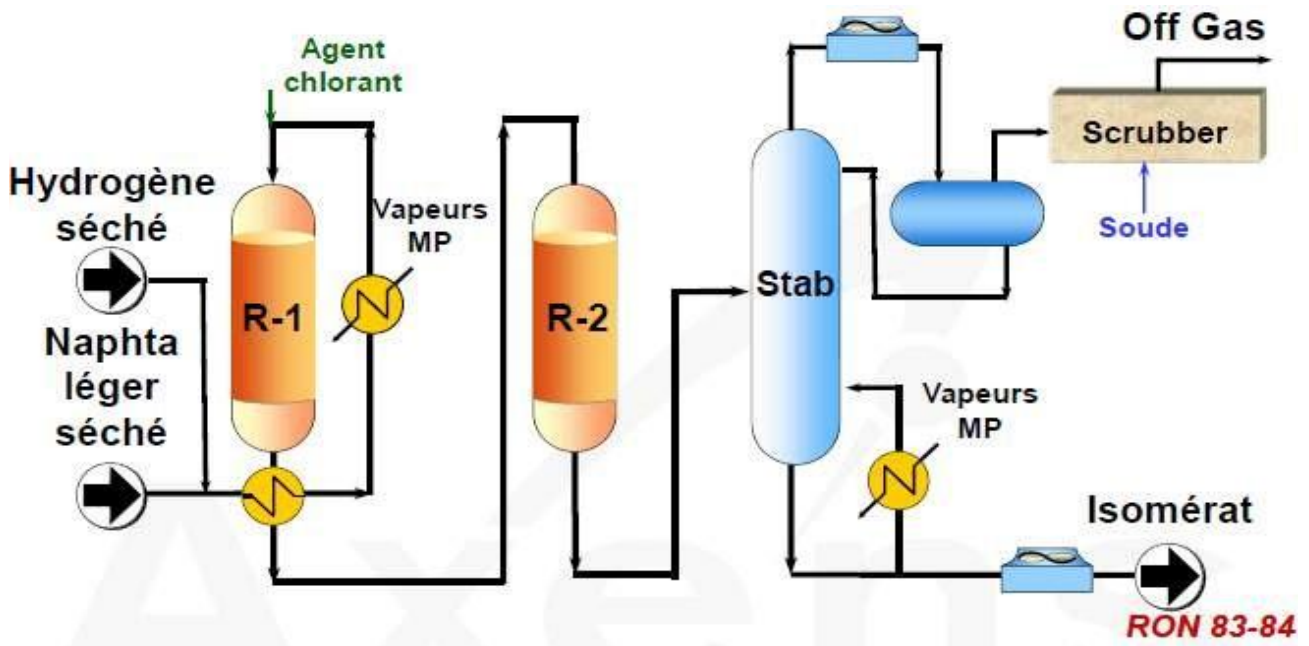


Figure II. 5 : schéma simplifié de la section d'isomérisation et de stabilisation.

Les deux phases combinées prévenantes de la section sécheur sont préchauffées dans une série d'échangeurs, une faible quantité d'agent de chloration est injectée par une pompe en continue dans le réacteur d'isomérisation, pour maintenir l'équilibre d'acidité sur le catalyseur (l'agent de chloration est stocké dans le ballon).

Le mélange est envoyé vers le premier réacteur d'isomérisation R-1 où la réaction d'isomérisation s'effectuera (réaction légèrement exothermique). L'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur coté tube avant son introduction dans le second réacteur R-2 où se déroule la suite de la réaction d'isomérisation. À la sortie du R-2, l'effluent est envoyé vers la colonne de stabilisation sous control de pression.

L'effluent du réacteur d'isomérisation R-2 alimente la colonne stabilisatrice au niveau du 22ème plateau. Le but de cette dernière est de réduire la contenance en C₄-, dans l'effluent de réacteur d'isomérisation. Le GPL, H₂ et le HCl, sont strippés et envoyés ver la colonne Scrubber. La pression de marche de la colonne stabilisatrice est optimisée pour permettre le stripping des composants de l'effluent du réacteur.

Les produits de tête de la colonne stabilisatrice sont condensés dans l'aéroréfrigérant puis dans un échangeur (701-E-5). Ensuite, ils sont collectés dans un ballon de reflux, ou la vapeur est envoyée vers la section du scrubber, et la phase liquide est pompée via une pompe, comme

reflux vers le stabilisateur. Le fluide réchauffeur utilisé dans le rebouilleur (thermosiphon) est l'IS I (vapeur désurchauffée).

Le fond de la colonne de Stabilisation est acheminé vers le désohexaniseur à travers un lit (Chlore Guard bed), pour prévenir la présence du Chlore dans le reste de l'unité et pour éviter le risque du dommage d'adsorbant ou la pollution du produit dans le cas d'un dysfonctionnement de la colonne stabilisatrice.

Les vapeurs intermédiaires IPI, IPII sont générées dans l'unité par les désurchauffeurs. La vapeur MP est désurchauffée par BFW (Eau d'alimentation des chaudières) [8].

II.2.2.3 Section désohexaniseur

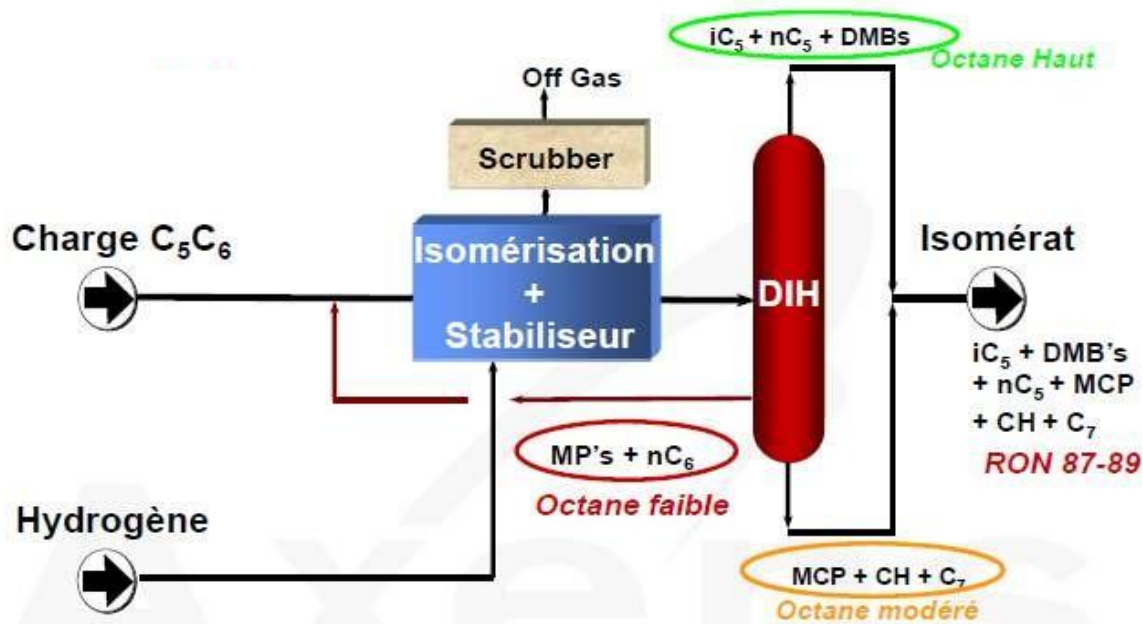


Figure II. 6 : schéma simplifié de la section désohexaniseur.

Le désohexaniseur (DIH) est alimenté avec le fond du Stabilisateur. Le DIH récupère l'isomérat et recycle le méthyle-pentanes et n-hexane (octane bas) vers le réacteur. Le recyclage de l'isomérisation est soutiré dans ballon de recyclage DIH.

Le liquide de recyclage de l'isomérisation est divisé en deux parties, une partie est recyclée à la section Réacteurs après refroidissement successifs contre la charge réacteur (Refroidisseur a eau). L'autre partie du soutirage latéral du DIH est chauffée et vaporisée contre la charge DIH dans l'échangeur.

Les vapeurs de tête de la colonne désohexaniseur sont totalement condensées dans un aéroréfrigérant, puis collectées dans un ballon de reflux. De ce dernier, une partie de l'isomérat

léger est pompé vers ladite colonne (désohexaniseur) via les pompes de reflux du DIH, et l'autre partie sera acheminée vers stockage.

Le produit d'isomérat léger est déplacé vers un condenseur puis via des pompes d'isomérat léger. Une petite quantité est utilisée comme régénérant pour les Sécheurs.

L'isomérat léger est mélangé avec l'isomérat provenant du désoisopentaniseur de l'unité 700 en amont du condenseur isomérat.

Le fluide réchauffeur utilisé dans le rebouilleur de cette colonne (thermosiphon) est l'IS 2. Le produit de fond est pompé par les pompes de fond désohexaniseur. Cette charge est concentrée en C7+ et C6 Naphtènes, elle est refroidie dans le refroidisseur Isomérat lourd, mélangée avec l'Isomérat léger (Distillat DIH et Distillat DIP) avant d'être envoyé au stockage [8].

II.2.2.4 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, les off-gas de la section lavage à l'eau sont dirigés vers le collecteur du fuel gas ou vers torche.

Pour la caustique, la composition varie de 10% pds à 20% pds, de façon à réagir avec HCl pour produire NaCl. La Caustique est circulée avec une pompe, elle est maintenue à une température de 50°C à travers un échangeur (the caustic recycle heater) pour garder une température élevée de quelques degrés à celle de la charge gaz, ainsi éviter les risques de moussage qui sont dû à la condensation des hydrocarbures. Les deux sections sont à garnissage avec des 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.

La soude est drainée par les lignes 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, puis vers la limite batterie via la pompe (Soude pauvre).

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 un mixeur de caustique fraîche et stockée dans un bac de caustique fraîche. La solution caustique à la concentration de 10% est injectée au niveau du scrubber chaque 10 jour [8].

II.2.2.5 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, à la sortie de chaque sécheur.

Les deux sécheurs (de charge et d'hydrogène) sont régénérés en utilisant le distillat vaporisé de la régénération, le premier sécheur est isolé tandis que le deuxième reste en état de marche.

Le régénérant est fournie par des pompes. Il est complètement vaporisé par la vapeur intermédiaire IS 2 au niveau de vaporisateur qui est constitué d'une calandre verticale et des tubes à baïonnettes.

La vapeur est ensuite surchauffée jusqu'à 310°C dans la surchauffeur électrique. La vapeur chaude quittant le sécheur est condensée au niveau de l'aéroréfrigérant du régénérant [8].

II.2.3 Paramètres du procédé

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

II.2.3.1 La température

La température à l'entrée des réacteurs est la variable la plus directe dont dispose l'opérateur pour contrôler la qualité du produit. Les températures élevées améliorent l'activité du catalyseur et l'approche de l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'isomères d'équilibre dans les effluents du réacteur. Les températures élevées augmentent également les réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur [9].

II.2.3.2 La vitesse spatiale

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

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

Ce paramètre est fixé par le taux d'alimentation.

La vitesse spatiale horaire pondérée de design pour les réacteurs d'isomérisation est de 1.3

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. Une diminution du taux d'alimentation entraîne une diminution de la vitesse spatiale. A température constante, cela fait augmenter l'activité et par conséquent une approche vers l'équilibre. L'opérateur peut par conséquent réduire la température à l'entrée du réacteur tout en maintenant une performance optimale du catalyseur. [9]

II.2.3.3 Le rapport H₂/HC

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 design 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. Cela évite, aussi, les dépôts de coke sur le catalyseur avec suffisamment d'hydrogène pour saturer les composants hydro craqués.

Ce rapport doit toujours rester au-dessus de 0.06. L'opérateur devrait vérifier ceci régulièrement et faire attention, particulièrement, pendant les changements d'alimentation et dans les conditions de fin de la vie du catalyseur dans les Unités PSA (Adsorption à Modulation de Pression). Si nécessaire, réduire le taux d'alimentation du réacteur afin de maintenir ce rapport. [9]

II.2.3.4 La composition de l'alimentation

La composition de l'alimentation est une variable indirecte, une variable à laquelle l'opérateur doit réagir, plutôt qu'ajuster pour le contrôle des performances. Dans la mesure où la composition de la charge change à partir de pétroles bruts différents, l'opérateur doit effectuer les ajustements nécessaires de la température, afin de maintenir les performances de l'unité.

Par exemple, lorsque la teneur en hydrocarbures cycliques est élevée dans l'alimentation, la température à l'entrée du réacteur d'isomérisation de la première étape, est augmentée pour faire augmenter la température moyenne pondérée du lit. Cela, entraîne une augmentation de l'ouverture de l'anneau dans le premier réacteur et réduit l'effet d'inhibition par les hydrocarbures cycliques, sur les réactions d'isomérisation dans le réacteur de la deuxième étape [8].

II.2.3.5 La pression à la sortie du réacteur

A la sortie du deuxième réacteur, la pression doit être au-dessus de 30 kg/cm² minimum (au lieu de préciser la perte de charge admissible au long des lits catalytiques ; le bailleur de licence

a mentionné la pression de sortie). [8]

II.2.3.6 L'injection du chlorure

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlore d'une façon continue à travers l'effluent du réacteur, et cela, est compensé par une injection continue d'un composé de chlore dans les réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène (C_2Cl_4), non-stabilisé, est l'agent de chloration recommandé. Les réacteurs d'isomérisation ne devraient pas fonctionner pendant plus de six heures sans injection de chlorure, car les réactions d'isomérisation ralentissent significativement, à cause d'une déficience de chlorure [8].

Conclusion

Par l'installation de l'unité d'isomérisation et l'importation du MTBE, la raffinerie de Skikda est actuellement dotée d'outil permettant non seulement de produire plus d'essences mais aussi d'aller vers des carburants plus respectueux de l'environnement et ceci par l'élimination total du plomb. Le présent chapitre décrit brièvement le procédé d'isomérisation où je me suis concentrée sur l'unité d'affectation en citant leurs différentes sections.

Référence bibliographique

- [1] : P. WUITHIER, « isomérisation des paraffines », raffinage et génie chimique, édition technip. 2^{ème} édition, Tome I, 1972, p 852.
- [2] : Jean-Claude Guibet, Carburants liquides ; Techniques de l'Ingénieur, traité Génie énergétique référence: BE 8 545.
- [3] : J.P. FRANCK, « Procédés de transformation : isomérisation des paraffines », Technique de l'ingénieur, édition technip, paris, J 5 910-2.
- [4] : Documentation Interne RA1K, manuel operating.2014.
- [5] : Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda : “Manuel Opérateur pour unités d'isomérisation 701 et 703.” SAMSUNG Engineering, Skikda, DOC.NO : 6648-0701-5-PS-OM-0001-F, 2013.
- [6] : B. FERMAUX : Eléments de Cinétique et de Catalyse. Edition Lavoisier. Paris 1989.
- [7] : C.E. CHITOUR : Chimie des Surfaces ; Introduction à la Catalyse. Edition O.P.U. ALGER 1981.
- [8] : STANDARD OPERATING GUIDELINE : “Unités d'hydrotraitement et d'isomérisation des C5/C6 SONATRACH, Raffinerie de Skikda” Axens, 2013, p15.
- [9] : J. f. LEPAGE : Catalyse de Contact. Edition TECHNIP. Paris 1971.

Chapitre III : Le transfert de chaleur et La technologie des échangeurs

Introduction

Les échangeurs thermiques jouent un rôle vital, en qualité de dispositif efficace pour le transfert de chaleur entre deux produits fluides sans que ces derniers ne se mélangent. A preuve, plus de 90% de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur soit pour réchauffer ou refroidir. Il s'agit donc bien d'un élément omniprésent et essentiel de la stratégie de performance énergétique [1].

III.1 Généralités sur le transfert de chaleur

Lorsqu'il existe une différence de température entre deux points d'un système ou lorsque deux systèmes à températures différentes sont mis en contact, on note une tendance à l'égalisation de température qui s'effectue de manière spontanée : on dit qu'il y a transfert thermique ou transfert de chaleur.

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 [2].

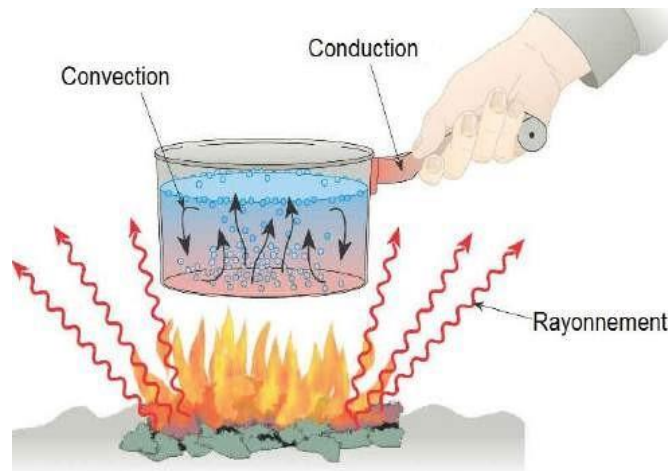


Figure III. 1 : les modes de transferts de chaleur [2].

La chaleur s'écoule sous l'influence d'un gradient de température des hautes vers les basses températures. 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 et définit par la formule suivante [2] :

$$\Phi = h S (T_1 - T_2) ; h \text{ s'interprète comme un coefficient d'échange de chaleur.}$$

III.1.1 La conduction

La conduction est définie comme étant le mode de transmission de la chaleur au sein d'un milieu opaque (solide, liquide ou gazeux), sans déplacement de la matière, en présence d'un gradient de température. Elle dû à des phénomènes physiques microscopiques selon deux mécanismes différents : une transmission par vibration des molécules ou atomes et une transmission par les électrons libres. Ce mode se produit au sein d'une même phase au repos ou mobile, en présence d'un gradient de température. Dans ce cas, 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 (qui absorbe tous les rayons). Pour les solides transparents, une partie de l'énergie peut être transmise par rayonnement. Avec les fluides (gaz ou liquides), la convection et le rayonnement peuvent se superposer à la conduction [3].

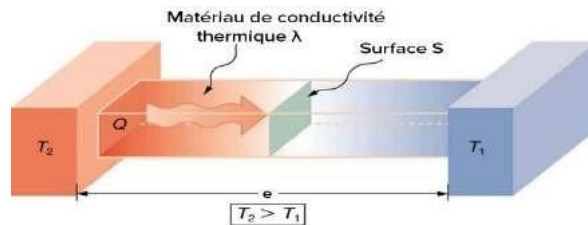


Figure III. 2 : Transfert de chaleur par conduction.

La théorie de la conduction repose sur l'hypothèse de Fourier : « En tout point d'un milieu isotrope, la densité de flux thermique instantané, est proportionnelle à la conductivité thermique du milieu et au gradient de température » [4].

$$\phi = Q/t = \lambda S \Delta T / e$$

Q : quantité de chaleur transmise pendant la durée t

λ : La conductivité thermique du matériau

S : L'aire de sa section droite

e : L'épaisseur

ΔT : Différence de température entre les extrémités.

III.1.2 La convection

La convection consiste essentiellement en la transmission de l'énergie par le mouvement ou le déplacement macroscopique d'une parcelle (grand nombre de molécules), généralement d'un fluide d'une région à autre. Ce mécanisme est accompagné toujours par le transfert d'énergie dû au mouvement moléculaire et qui représente le coter conductif de ce mode [3].

On distingue deux types de convection :

- ✓ La convection naturelle (convection libre) où le mouvement des particules est dû aux différences de température qui sont imposées au fluide. La différence de température implique une différence de masses volumiques (déplacement des particules, dilatation), exemple (chauffage de l'air pour une montgolfière, chauffage de l'eau dans un récipient) ;
- ✓ La convection forcée où le mouvement des particules résulte de la pression appliquée au fluide par l'intermédiaire des moyens mécaniques, (d'une pompe par exemple).

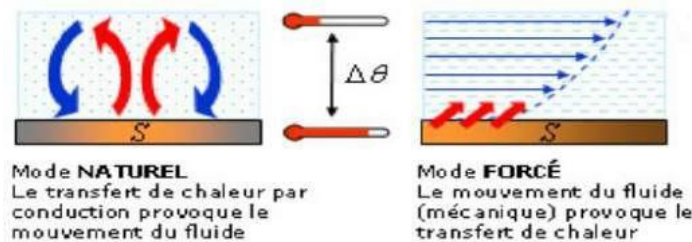


Figure III. 3 : Transfert de chaleur par convection.

Le transfert de la 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. Le mouvement du fluide peut résulter de la différence de masses volumiques (ρ) due aux différences de températures [3]. Le mécanisme de ce transfert est régi par la loi de Newton :

$$\Phi = h S (T_S - T_F) \quad (\text{III.1})$$

h : coefficient de transfert de chaleur par convection ;

ϕ : Flux de chaleur transmis par convection ;

S : air de la surface de contact solide/fluide ;

($T_S - T_F$) : la différence de température entre la surface du solide T_S et celle du fluide T_F Loin de la surface.

La valeur du coefficient de transfert de chaleur par convection h est en fonction de la nature du fluide, de sa température, de sa vitesse et des caractéristiques géométrique solide/fluide.

III.1.3 Le Rayonnement

Le rayonnement est le transfert d'énergie électromagnétique d'un milieu à haute température vers un autre milieu à basse température sans aucun support matériel (il peut s'effectuer dans le vide). En général, tout corps opaque ou partiellement opaque porté à une

température supérieure à zéro Kelvin rayonne de l'énergie dans toutes les directions. Cette énergie est transportée sous forme d'une onde électromagnétique sans déplacement de matière [3].

III.2 La technologie des échangeurs de chaleur

L'échangeur de chaleur est un appareil thermique de grande importance dans les installations thermiques et énergétiques. Ce dispositif consiste essentiellement à assurer un transfert de chaleur entre deux ou plusieurs fluides. Il réchauffe le fluide froid et en refroidit le fluide chaud. En cas de transfert de chaleur accompagné de changement de phase, les échangeurs thermiques assurent une fonction d'évaporation ou de condensation. Ils peuvent être intégrés dans des équipements destinés aussi bien au refroidissement qu'au réchauffement [4].

III.2.1 Rôle des échangeurs

Il faut savoir que l'échangeur thermique ne sert pas seulement à réchauffer un fluide. Son rôle diffère selon la fonction souhaitée et selon le système pour lequel il est utilisé :

A. Réfrigération :

- **Réfrigérant** : il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire, généralement de l'eau ;
- **Réfrigérant intermédiaire** (ces termes sont plutôt réservés aux réfrigérants de gaz comprimés au divers étages de compression), réfrigérant final (réfrigérant qui termine la réfrigération d'un produit) ;
- **Aéroréfrigérant** : il utilise l'air en tant que fluide réfrigérant [5].

B. Chauffage :

- **Préchauffeur** : il préchauffe un fluide de procédé par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé, la chauffe se poursuivant souvent dans un four en aval ;
- **Réchauffeur** : il réchauffe également un fluide de procédé mais le terme s'emploie surtout pour désigner l'appareil qui réchauffe un produit stocké généralement pour assurer son pompage ;
- **Surchauffeur** : il amène les gaz ou les vapeurs à une température supérieure à leur température de condensation [5].

C. Condensation :

- **Condenseur** : il assure la condensation totale ou partielle de vapeur par circulation

d'eau ou d'un fluide de procédé suffisamment froid ;

- **Aérocondenseur** : il assure la même fonction en utilisant l'air comme fluide froide [5].

D. Vaporisation :

- **Vaporiseur** : il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé ;
- **Rebouilleur** : il vaporise une partie des produits de fond de colonnes de distillation par les renvoyer au fractionnement [5].

(Dans mon étude je m'intéresse à la fonction condensation « condenseur et aérocondenseur »).

III.2.2 Les différents types des échangeurs

Le fonctionnement d'un échangeur thermique se fait grâce à deux principaux dispositifs :

- Les plaques ;
- Les tubes ;

Il en existe d'autres, comme les échangeurs thermiques à ailettes, à bloc ou encore à spirales.

III.2.2.1 Les échangeurs à plaque

L'échangeur à plaques est un type d'échangeur de chaleur qui connaît un usage croissant dans l'industrie. Il est composé d'un grand nombre de plaques disposées en forme de millefeuilles et séparées les unes des autres d'un petit espace (quelques millimètres), au travers desquelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides, l'un circule dans les conduits pairs et l'autre dans les conduits impairs. Le périmètre des plaques est bordé d'un joint qui permet par compression de la structure d'éviter les fuites. L'échangeur à plaques ne peut pas toujours être utilisé pour les températures élevées et les fortes pressions [5].

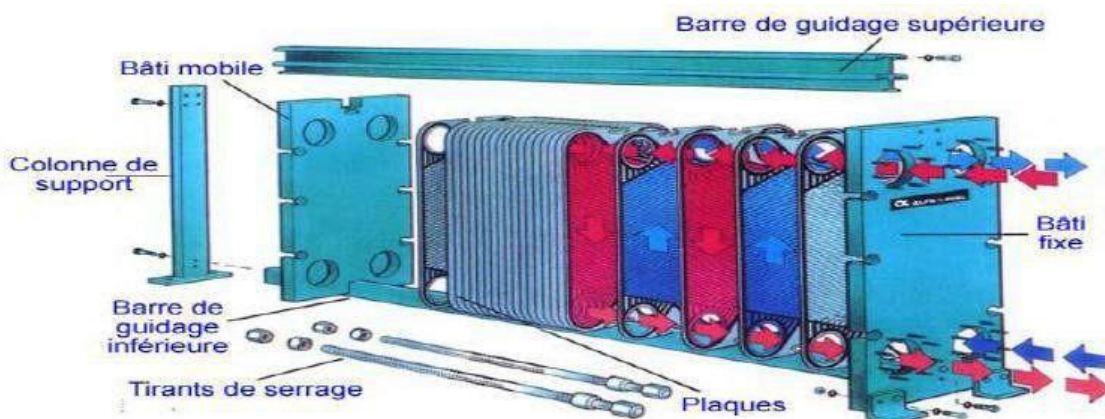


Figure III. 4 : Exemple d'échangeur à plaques.

III.2.2.2 Les échangeurs à ailettes

Un échangeur à ailettes est un échangeur relativement simple ; il consiste en un conduit cylindrique ou rectangulaire sur lequel sont fixées des lames métalliques de différentes formes. Le fluide de refroidissement est en général l'air ambiant. La chaleur est transférée du fluide chaud circulant dans le conduit principal aux lames métalliques par conduction thermique ; ces lames se refroidissent au contact de l'air. Ce type d'échangeur est utilisé pour le chauffage dans les bâtiments : de l'eau est chauffée dans l'installation de chauffage et circule dans des radiateurs qui sont des échangeurs à ailettes [5].

III.2.2.3 Les échangeurs à spirales

Un échangeur est constitué de deux bandes métalliques séparées par des entretoises (pions) et enroulées de façons à constituer un corps spiral à double canal [5].

III.2.2.4 Les échangeurs à blocs

L'échangeur à bloc est un type d'échangeur de chaleur réservé à des applications particulières. Il consiste en un bloc d'une matière thermiquement conductrice percé de multiples canaux dans lesquels circulent les deux fluides. Le bloc est le plus souvent composé de graphite additionné parfois de polymères pour améliorer les propriétés mécaniques de l'échangeur. Le bloc est placé dans une structure qui assure la distribution des liquides dans les canaux [5].

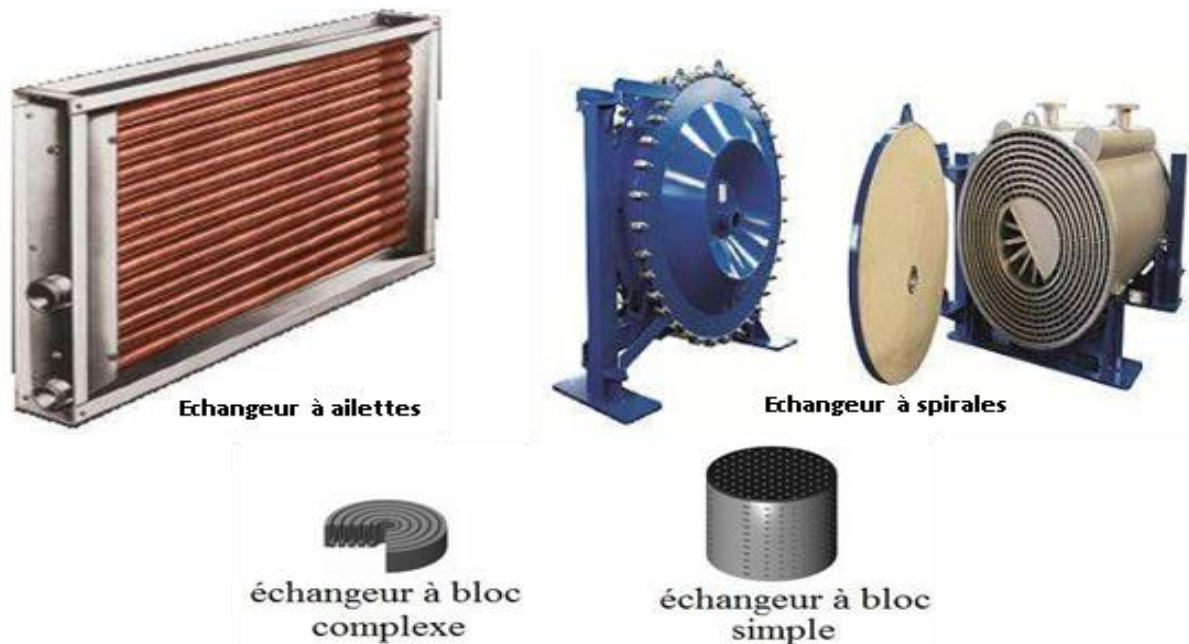


Figure III. 5 : exemple d'échangeurs à ailettes, échangeurs à spirales et échangeur à blocs.

III.2.2.5 Les échangeurs tubulaires à faisceau et calandre

Pour des raisons historiques et économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement (monotube, coaxiale et multitubes), toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée. Dans mon cas on va seulement décrire les échangeurs à faisceaux et calandres.

III.2.2.5.1 Principe et principaux constituants d'un échangeur à faisceau et calandre

Il est constitué par des tubes ronds dits faisceaux tubulaires disposés à l'intérieur d'une grande cylindrique dénommée calandre ou les axes des tubes sont parallèles à celui de la calandre. La circulation de fluide à l'intérieur des faisceaux est assurée par des boîtes de distribution qui fixent aussi les extrémités de ces tubes, le fluide secondaire s'écoule à l'intérieur de calandre à travers les faisceaux suivant le chemin imposé par les chicanes, qui jouent le rôle de promoteurs de turbulence améliorant la performance thermique du dispositif. Les services polyvalents et les possibilités d'application avec n'importe quelle installation ou système thermique offert par ce type, fait de cet appareil une composante essentielle qui joue un rôle fondamental dans tous les procédés industriels, telle que l'industrie alimentaire, les industries pétrolières et pétrochimiques, la production d'électricité, etc [6].

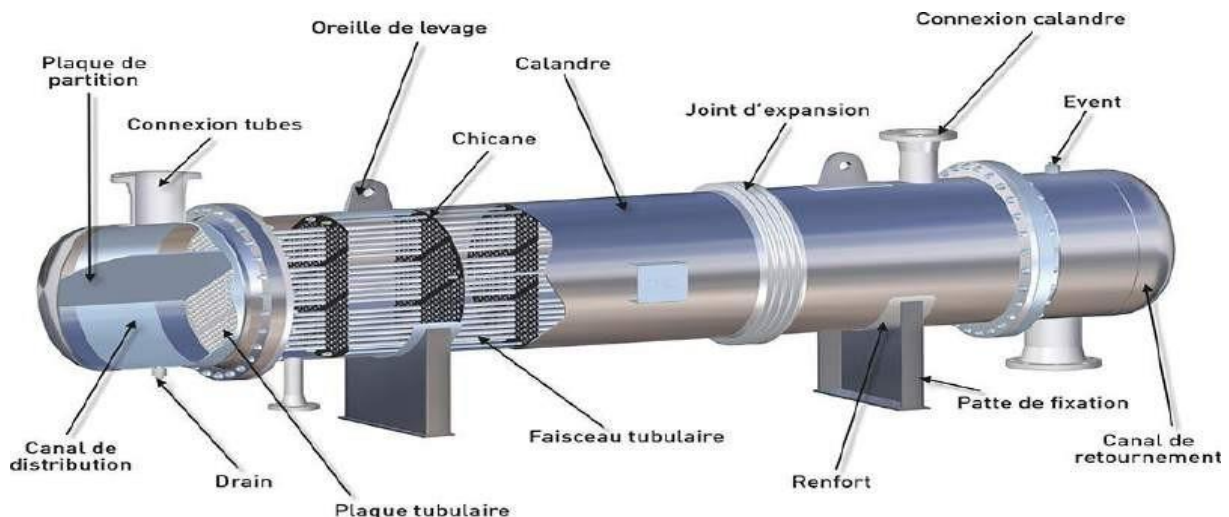


Figure III. 6 : Echangeur à faisceau et à calandre.

- **La boîte d'échangeur (distributeur) :** c'est l'organe qui reçoit et distribue le fluide à l'extrémité du faisceau de tubes. En général, un échangeur comporte deux distributeurs, à l'exception de la configuration de tubes en U ou en épingle. La disposition des boîtes dépend

non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes [6];

- **La calandre (virole) :** C'est l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Son matériau doit être compatible avec le fluide utilisé. Les matériaux les plus courants sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre ou les matières plastiques. Il semble que la limite technologique des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 m. Certains très gros condenseurs sous vide sont réalisés avec une calandre parallélépipédique (solution d'ailleurs favorable pour limiter les pertes de pression en entrée) ; ils sortent alors du cadre du code TEMA [6];
- **Plaques tubulaires :** Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur (5 à 10 cm) est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, des contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part. Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif.
- **Le faisceau tubulaire :** ce sont généralement des tubes (lisses ou ailettes) normalisés disposés de deux façons possibles : le pas carré et le pas triangulaire [6];
- **Les chicanes :** pouvant être de forme horizontales ou transversales, elles servent à assurer une bonne rigidité du faisceau et un bon brassage du fluide, car en augmentant la vitesse d'écoulement de celui-ci, elles améliorent le coefficient d'échange. Cependant, un compromis doit être réalisé entre le coefficient d'échange et les pertes de charge [6];
- **Tirants et entretoises :** assurent la liaison et l'espacement des chicanes et confèrent de la rigidité au faisceau [6];
- **Détecteurs :** assurent l'orientation de l'écoulement du fluide afin d'assurer une bonne distribution de celui-ci et protègent dans certains cas, le faisceau contre l'impact direct du fluide entrant (vapeurs saturées par exemple) [6];
- **Events et vidange :** dans toute conception d'un échangeur destiné pour le réchauffage ou le refroidissement d'un liquide, il est impératif de prévoir des piquages de vidange et d'évents afin d'éliminer d'éventuelles poches de gaz qui en stagnant dégradent les performances de l'échangeur [6].

Les échangeurs tubulaires existant en usine sont très variés dans leur technologie bien que le principe reste toujours le même. Ainsi, tous les éléments entrant dans la constitution des

échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par le TEMA (Standards of Tubular Exchangers Manufacturers Association) [6].

On note qu'un échangeur de type TEMA doit désigner par trois lettres représentant les trois éléments (distributeurs, calandres et fond de calandre).

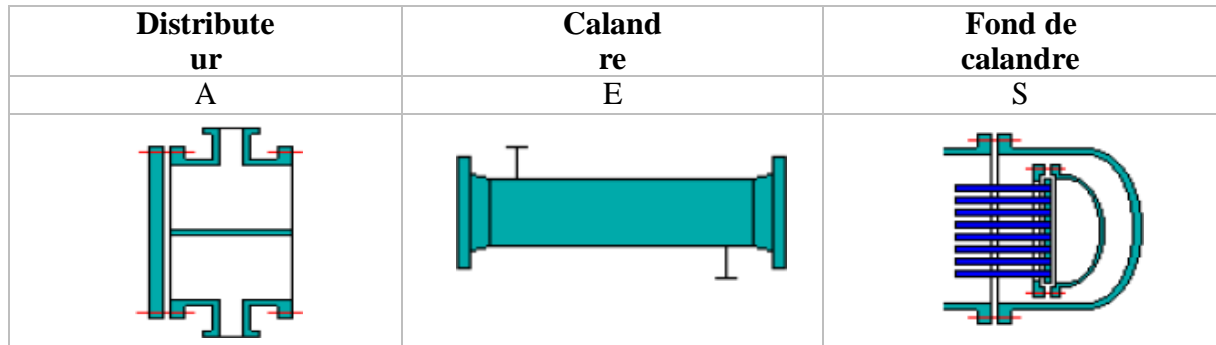
Tableau III. 1 : Différents types d'éléments selon TEMA.

Distributeurs		Calandres		Fond de calandre (boîtes arrière)	
Lettre	Signification	Lettre	Signification	Lettre	Signification
A	Distributeur avec fond démontable	E	Il s'agit d'une calandre à une seule passe	L	Plaque tubulaire fixe (formant bride de calandre) et faisceau démontable (boîte type A)
		F	Calandre à deux passes et chicane longitudinale	M	Plaque tubulaire fixe et faisceau Démontable
B	Distributeur à fond soudé	G	Calandre dont l'écoulement est divisé par une chicane longitudinale	N	Plaque tubulaire fixe (soudée) et faisceau démontable
C	Plaque fixe et couvercle démontable	H	Calandre dont l'écoulement est doublement divisé par des chicanes longitudinales	P	Fond flottant (glissant) avec presse étoupe Extérieur
		J	Calandre dont l'écoulement est divisé par une chicane transversale	S	Fond flottant avec Anneaux démontables
D	Fond spécial pour haute pression	K	Rebouilleur type Kettle	T	Fond flottant
E	Plaque fixe et couvercle démontable	X	Calandre dont l'écoulement est croisé	U	Faisceau de tubes en U
				W	Fond flottant avec presse étoupe extérieur à détecteur

Notre condenseur **701-E-5**, qui représente le cœur du problème traité dans ce mémoire, est de type **AES**, dont l'une des plaques tubulaires est fixe bloquée entre les brides de la calandre et la boîte de distribution.

La seconde plaque, d'un diamètre intérieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre.

Tableau III. 2 : Echangeur type AES.



III.2.2.5.2 Etat descriptif du condenseur 701-E-5

- **Service :** Condenseur de tête de la colonne stabilisatrice ;
- **Installation :** Horizontal ;
- **TEMA class :** R ;
- **Dimensions :** 500 ID x 6096 STL.
- **Les nuances des matériaux :** (Calandre : SA-516 70 ; tubes : SA-334 6 Wld & smlstube) ;
- **Nombres de passe :** (Calandre : 1 ; tubes : 2).

Tableau III. 3 : Performance du condenseur 701-E-5 (Selon design).

Désignation	Coté tube		Coté calandre	
Fluide	Produits de tête du stabilisateur (HC+H ₂ +HCl)		Eaux des tours de Refroidissement	
Spécifications	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
Températures (°C)	58	40	29	40

Pression de fonctionnement (Kg/cm ²)	18.7		4.5	
Chute de pression calculée (kg/cm ²)	0.15		0.2	
Débit de vapeur (Kg/h)	153 5	858	/	/
Débit de liquide (Kg/h)	220 93	227 69	/	/
Incondensable	11.4		/	
Viscosité (cP)	0.11	0.14	0.8 14	0.6 53
Densité (kg/m ³)	534. 5	558. 9	996 .1	992 .4
Conductivité thermique (Kcal/ h. m. °C)	0.09 4	0.10 1	0.5 28	0.5 41
Résistance à l'encrassement (m ² . °C. h/Kcal)	0.00041		0.00 04	

III.2.3 Principaux problèmes liés aux échangeurs de chaleur

La mise en service et exploitation des échangeurs de chaleur dépendent de plusieurs facteurs, comme les matériaux de construction, les fluides en circulation, les températures d'échange, les pressions et vitesse des fluides ... etc. Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs de ces derniers ont trait aux phénomènes d'encrassement, de corrosion, de vibration et de tenue mécanique. L'encrassement et la corrosion restent les phénomènes les moins compris de l'industrie ; ils se traduisent par :

- ✓ Un surdimensionnement des appareils dans les bureaux d'études ;
- ✓ Une dépense d'énergie supplémentaire ;
- ✓ Le remplacement des appareils corrodés ;
- ✓ Des coûts d'arrêt des installations pour démontage et nettoyage [5].

III.2.3.1 L'encrassement

L'encrassement des équipements de transfert thermique représente le problème le plus reconnu au niveau de l'industrie. Il peut être défini comme le dépôt de matériau sur les surfaces d'échange. Ce dépôt qui évalué dans le temps peut constituer des cristaux, des sédiments, des résidus biologiques, des produits d'une réaction chimique ou bien encore la combinaison de plusieurs de ces éléments (le gaz brut provenant des puits est un mélange de plusieurs

substances. L'encrassement peut se produire à l'extérieur des tubes mais de moins degré. Selon le mécanisme de dépôt, on convient de classer les différents types d'encrassement en

Six catégories :

- ✓ **Encrassement particulaire** : Ce type d'encrassement concerne les phénomènes de dépôt, puis d'accumulation de particules solides sur les surfaces d'échange, charriées par un fluide en écoulement. Ainsi, l'eau d'une chaudière (produits de corrosion), ou d'une tour de refroidissement (Poussières, oxydes et hydroxydes de fer) ou encore les fumées industrielles qui déposent un résidu solide de combustion sont considérés comme des systèmes provoquant de l'encrassement particulaire [5];
- ✓ **Corrosion** : Il s'agit ici du résultat d'une réaction chimique (ou électrochimique) entre la surface d'échange et le fluide en écoulement influencée par plusieurs paramètres dont : la nature du métal, son état de surface, la nature de l'agent agressif et les conditions physico-chimiques (température, vitesse d'écoulement, ...). Cela se traduit par un encrassement dû aux produits de la réaction qui se déposent sur la surface d'échange (on parle alors de corrosion in situ). En revanche, les produits de corrosion créés ailleurs, entraînent un encrassement particulaire (corrosion ex situ) [5];
- ✓ **Entartage** : Il intervient généralement quand on est en présence d'une production de solution solide à partir d'une solution liquide. Ce phénomène est rencontré surtout dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières et les systèmes géothermiques ;
- ✓ **Encrassement par réaction chimique** : Il apparaît quand une réaction chimique se déroule près de la surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent [5].

➤ **Encrassement par solidification** :

La solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie se traduit parfois par la formation d'une couche de glace ou givre entraînant l'encrassement par solidification des conduites. On peut tout simplement observer le dépôt d'hydrocarbures paraffiniques (possédant un point de congélation élevé) au contact d'une surface d'échange froide [5]. En réalité, la plupart des dépôts sont le résultat de la combinaison d'au moins deux des types précédemment décrits. Dans les échangeurs refroidis à l'eau par exemple (comme c'était le cas du condenseur 701-E-5), les dépôts peuvent provenir de l'entartage, de l'encrassement

particulière, de la corrosion et de l'encrassement biologique [6].

III.2.3.2 La corrosion

Dans le langage courant, la corrosion est généralement synonyme d'un phénomène réactionnel entre le fer et l'air humide provoquant la formation d'une couche de rouille non compacte. C'est l'attaque destructive d'un métal par réaction chimique ou électrochimique avec son environnement (milieu ambiant) et la perte des qualités spécifiques du matériau qui en résulte (dégradation des substrats métalliques). Elle est due à la tendance des métaux à retourner à l'état stable des minéraux naturels : oxydes, sulfates, carbonates...etc.

La détérioration se fait par des moyens physiques est appelée selon les cas : érosion, usure, grippage [7].

Selon l'aspect des dégradations, la corrosion peut se présenter sous différentes formes à savoir la corrosion généralisée ou la corrosion localisée :

- a) **Corrosion généralisée** : se caractérise par une même vitesse de corrosion sur toute la surface métallique en contact avec le milieu agressif. En général, une surépaisseur de corrosion peut être adoptée sur les pièces, en tenant compte de la durée de vie de fonctionnement à prévoir pour la pièce considérée.
- b) **Corrosion localisée** : Elle apparaît dans le cas où la vitesse de corrosion diffère d'un endroit à l'autre de la surface du métal exposé à l'agent corrosif. Plusieurs formes de corrosion localisées sont observées dont on peut citer :
 - Corrosion par piqûres : seuls quelques endroits ponctuels de la surface métallique sont corrodés ;
 - Corrosion inter cristalline : apparaît aux joints des grains du réseau cristallin ;
 - Corrosion sous tension : cette forme de corrosion se manifeste dans les zones soumises à des contraintes mécaniques ;
 - Fatigue-corrosion : elle concerne tout matériau en milieu corrosif marqué par des fissures et une rupture se produisant pour un nombre de cycles et une contrainte bien inférieurs au cas d'une fatigue en milieu non corrosif ;
 - Corrosion galvanique : si deux métaux possédant un potentiel électrochimique différents sont mis en contact dans un milieu corrosif, il se produit alors le passage d'un courant (création d'une pile électrique) conduisant à la corrosion du métal le plus négatif [7].

Les dégâts causés par la corrosion sont inévitables et extrêmement élevés. Le tableau

suivant démontre l'ampleur des pertes occasionnées par la corrosion :

Tableau III. 4 : Les effets (pertes) directs ou indirects de la corrosion.

Effets directs	Effets indirectes
<ul style="list-style-type: none">• Coût dû à l'utilisation de matériaux plus nobles ;• Augmentation des coefficients de sécurité ;• Protection passive (mise en peinture) et active (protection cathodique) ;• Coût de l'entretien, du contrôle et de maintenance industrielle.	<ul style="list-style-type: none">• Coût des pièces et des équipements à remplacer ;• Coût des réparations à effectuer ;• Contamination du produit par les produits de corrosion ;• Arrêt de production ;• Fuites.

La résistance à la corrosion n'est pas une propriété intrinsèque du métal, mais plutôt une propriété de l'interface métal/milieu, d'où la nécessité de caractériser la composition chimique et la microstructure de celle-ci, ainsi que son comportement électrochimique. Elle désigne la capacité d'un matériau de ne pas se dégrader sous l'effet de la combinaison chimique de l'oxygène de l'air et du métal [7].

Suite à tous les problèmes notamment l'encrassement et la corrosion de l'échangeur 701-E-5 et ce qui en résulte des fuites et des arrêts successifs de l'unité il devient alors impérieux de renoncer au refroidissement par l'eau, ainsi nous proposons, comme l'une des solutions possibles, un refroidissement par aérocondenseur. La partie suivante est consacrée à une étude théorique sur ce type d'échangeur de chaleur.

III.3 Les réfrigérants atmosphériques

La réfrigération atmosphérique est un procédé utilisé pour évacuer, à partir d'un puits froid, la chaleur contenue dans un fluide chaud. Le puits froid utilisé dans cette dernière est l'air ambiant. Il est important de noter que les appareils de réfrigération atmosphérique fonctionnent en général en circuit ouvert compte tenu du fait que l'air chaud est rejeté après échange directement dans l'atmosphère et n'est pas recyclé [6].

Lorsque le fluide à refroidir ne peut être mis en contact avec le fluide de refroidissement, les systèmes sont de conception totalement différente. La désignation devient réfrigérante secs distinguant :

- **L'aéroréfrigérant**, dans le cas où le fluide à refroidir ne subit pas de changement d'état ;
- **L'aérocondenseur**, dans le cas où il y a changement d'état (vapeur en liquide) [6].

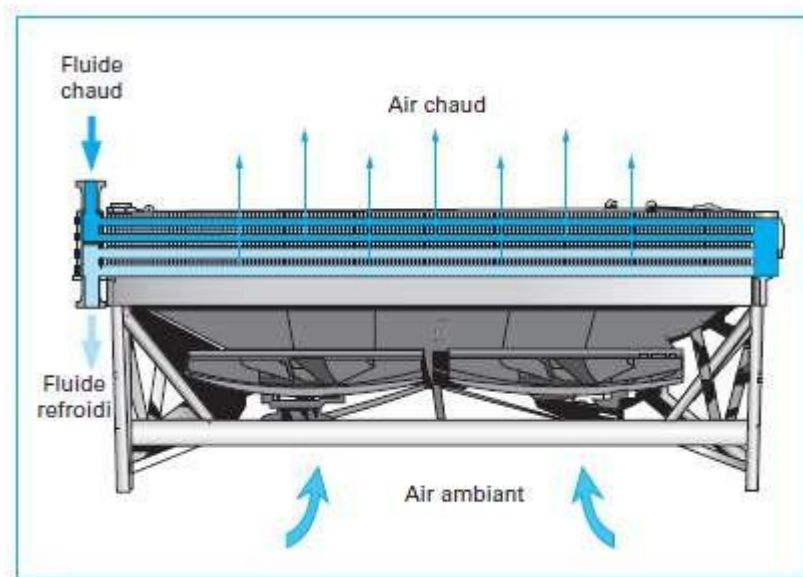


Figure III. 7 : Principe de fonctionnement d'un réfrigérant atmosphérique sec.

On peut noter alors qu'un aérocondenseur est l'un des types des aéroréfrigérant destiné à la condensation d'un fluide.

III.3.1 Principe de réalisation

On utilise des tubes ailettés extérieurement, parcourus intérieurement par la vapeur à condenser et extérieurement par l'air atmosphérique, agent réfrigérant. Le condensat est récolté en bas des tubes (point bas nécessaire), généralement repris par une pompe d'extraction et renvoyé au circuit d'utilisation. L'air qui circule à l'extérieur peut être véhiculé soit par tirage mécanique, soit par tirage naturel. La solution « tirage mécanique » (ventilateurs) a toujours été celle utilisée jusqu'à ce jour, les puissances thermiques évacuées s'étendant entre quelques mégawatts et un maximum d'environ 1 000 MW.

Les ventilateurs produisent la circulation de l'air à travers le faisceau. Dans tous les cas, l'air circule de bas en haut et selon la disposition du ventilateur par rapport au faisceau de tubes, on distingue :

- ❖ **Le tirage forcé** : ventilateur soufflant l'air vers le faisceau de tubes ;
- ❖ **Le tirage induit** : ventilateur aspirant l'air à travers le faisceau de tubes.

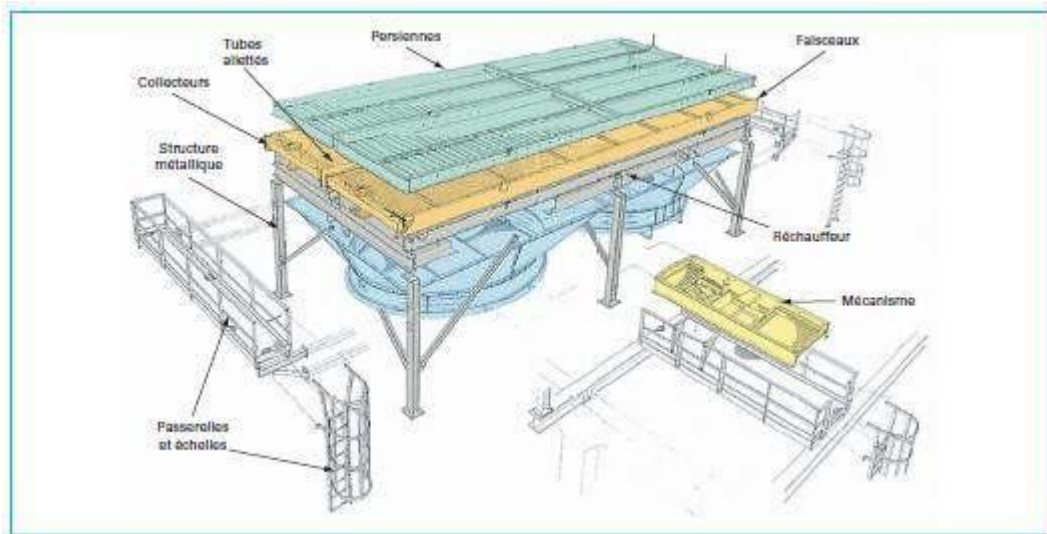


Figure III. 8 : Principe d'un aéro à air forcé.

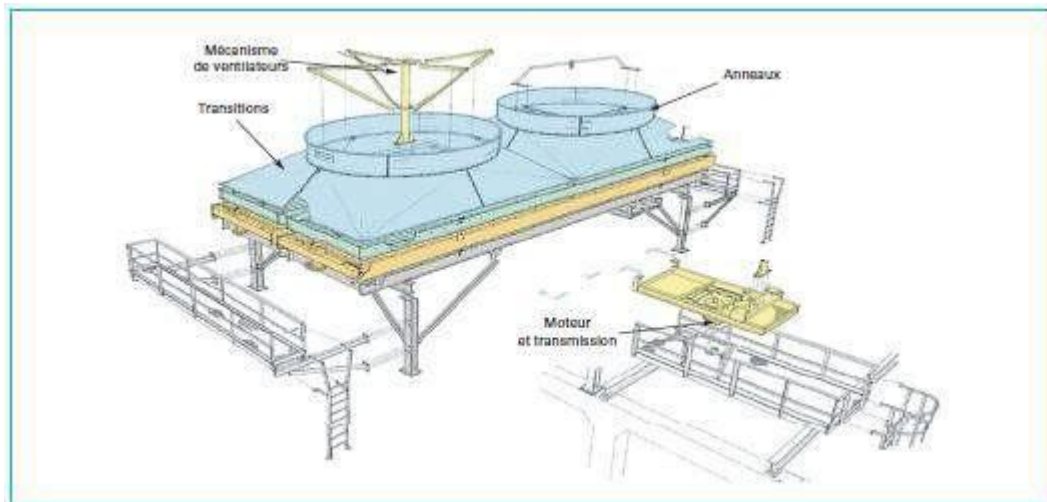


Figure III. 9 : Les avantages et les inconvénients des tirages forcé et induit [6].

Le tableau suivant résume les avantages et les inconvénients de chaque technologie :

Tableau III. 5 : Les avantages et les inconvénients des tirages forcé et induit [2].

	Avantages	Inconvénient
Tirage forcé	1/- accès facile aux ventilateurs, au moteur et au système de transmission ; 2/- changement des faisceaux sans enlever les ventilateurs et les caissons ; 3/- températures de fonctionnement élevées (jusqu'à 150-200 °C) ; 4/- possibilité d'amélioration des performances en ajoutant des pavillons ; 5/- appareil plus compact ;	1/- risque de recirculation d'air chaud ; 2/- répartition de l'alimentation en air des faisceaux moins régulière ; 3/- faisceaux soumis aux agressions extérieures (grêle, poussières, etc.).
Tirage induit	1/- meilleure répartition d'air à travers les faisceaux ; 2/- meilleur contrôle du procédé ; 3/- protection par le caisson des faisceaux de l'environnement extérieur (vent, soleil, pluie...) ; 4/- structure moins chère grâce à une charpente en acier plus légère.	1/- encombrement plus important ; 2/- accès moins pratique pour la maintenance des ventilateurs et des faisceaux ; 3/- équipements mécaniques plus complexes (longueur d'arbre plus importante) ; 4/- risque de dégradation des parties mécaniques en cas d'air très chaud en sortie des faisceaux ; 5/- limite de fonctionnement à une température de sortie d'air de 100 à 140 °C.

III.3.2 Principaux pièces de construction

Les aéros sont des appareils de construction simple qui peuvent fonctionner pendant de longues périodes sans incidents. La source principale des pannes est la moto ventilateur, ce

dernier constitue un système en mouvement. Ce sont les paliers, les courroies, les roulements et les boîtes à vitesses qui représentent les pannes les plus fréquentes [8].

Ils sont constitués des éléments principaux schématisés dans la figure en bas :

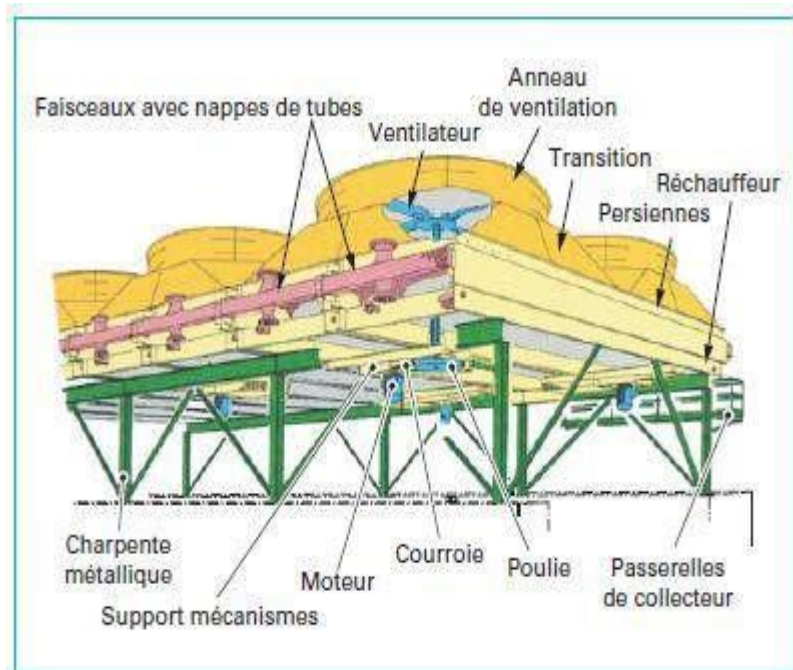


Figure III. 10 : Les principaux constituants d'un aéro.

III.3.2.1 Faisceau tubulaire

Les faisceaux sont le cœur de tous ensemble aéro. Ils constituent les éléments échangeurs où le refroidissement du fluide va s'effectuer et comprennent essentiellement :

- Des tubes ailetés d'échange ;
- Des collecteurs avec tubulures ;

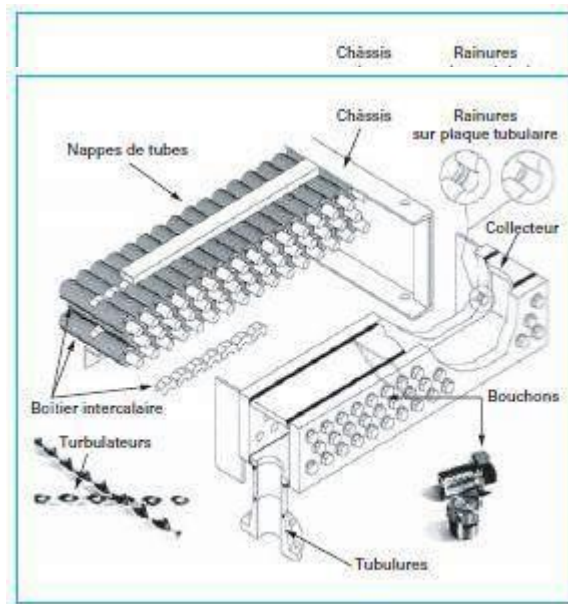


Figure III. 11 : Schéma éclaté d'un faisceau.

III.3.2.2 Tubes

Chaque dimensionnement se caractérise par un choix de tube et de surface ailetée (ça dépend des besoins thermiques l'encombrement souhaité par le client). Ils ont généralement un diamètre extérieur de 25,4 mm à 50,8 mm et peuvent atteindre jusqu'à 20 m de longueur. Leur épaisseur est calculée en fonction des contraintes de corrosion, de la tenue mécanique à la pression et de la tenue à la température propres à l'application du client [8].

Les tubes peuvent être en différentes matières choisies en fonction de la nature du fluide circulant à l'intérieur et de la qualité de l'air ambiant (les principales matières utilisées pour les tubes de base sont l'acier, les aciers fortement alliés tels que l'inox ou le duplex, les non ferreux tels que l'incolloy et plus rarement le titane) [8].

La matière des ailettes est en très grande majorité de l'aluminium afin d'assurer une bonne tenue à la corrosion. La matière pour l'ailetage est utilisée soit en feuillard (bandelette) d'aluminium pour les ailettes enroulées, soit en tube pour les ailettes extrudées. Il existe aussi des tubes galvanisés avec ailettes en acier [8].

De nombreux types de surfaces peuvent être utilisés dans la conception des échangeurs parmi lesquels :

- Les tubes elliptiques à ailettes rectangulaires ou elliptiques ;
- Les tubes cylindriques à ailettes spiralées enroulées ;
- Les tubes cylindriques à ailettes rectangulaires ;
- Les tubes cylindriques à ailettes encastrées ou extrudées.



Figure III. 12 : Différents types de surface ailette.

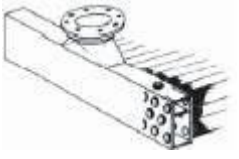

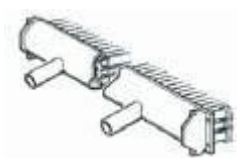


Au sein du faisceau, les tubes sont arrangés en nappes superposées appelées aussi « rang ». Les tubes sont placés en quinconce d'un rang sur l'autre, et un espace constant, appelé « pas triangulaire » des tubes, est prévu entre chaque tube pour faciliter le passage de l'air. Chaque rang de tubes est positionné l'un par rapport à l'autre en utilisant soit des bagues, soit des boîtiers intercalaires, soit encore des plats ondulés [8].

III.3.2.3 Boîtes de distribution ou collecteurs

À chaque extrémité du faisceau, le fluide à refroidir est réparti dans les tubes à l'aide des Collecteurs.

Suivant le dimensionnement thermique, les collecteurs comportent un ou plusieurs compartiments. Le fluide à refroidir effectue autant de passage dans la nappe de tubes que l'imposent les compartiments des collecteurs. Un trajet aller ou retour dans la nappe de tubes est appelé « passe ». Ils sont aussi constitués de tôles et de pièces (tubulures à brides, attaches, etc.) de différentes épaisseurs et dimensions qui sont assemblées par soudage [8]. Les différents types de conception des collecteurs sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau III. 6 : Différents types de collecteurs [8].

Schéma	Type de collecteur	Pression d'utilisation	Application
	A bouchons	Du vide à 250 bars	<ul style="list-style-type: none"> - Application la plus courante ; - Très bonne tenue mécanique ; - Entretien facile des tubes.
	A couvercle	Du vide à 40 bars	<ul style="list-style-type: none"> - Application pour fluides très encrassants ou visqueux ; - Tenue mécanique plus limitée ; - Accès facile à l'intérieur du collecteur.
	Bonnet	Du vide à 10 bars	<ul style="list-style-type: none"> - Application pour récupération de condensat ; - Tenue mécanique plus limitée ; - Étanchéité renforcée.
	Cylindrique	Jusqu'à 500 bars	<ul style="list-style-type: none"> - Pour application à forte pression ; - Tenue mécanique renforcée ; - Étanchéité renforcée
	Valise	Du vide à 250 bars	<ul style="list-style-type: none"> - Pour application avec fluides TT (très toxiques) ou mortels ; - Tenue mécanique renforcée ; - Étanchéité renforcée.

III.3.2.4 Système de ventilation

La circulation d'air à travers le faisceau d'aéro est assurée par un ou plusieurs ventilateurs entraînés par un moteur électrique dont leurs principales caractéristiques sont :

- Une vitesse de rotation de 750 à 1800 tr/min en fonction de la fréquence de l'alimentation électrique (50 Hz ou 60 Hz) et du nombre de pôles (plusieurs pôles magnétiques) ;
- Une puissance de 0,75 à 75 kW (102 Ch.) ;

- Des moteurs fermés étanches ;
- Des moteurs de sécurité pour atmosphère explosive ou inflammable ;
- Un montage à brides ou à pattes [8].

Les principales caractéristiques des ventilateurs sont :

- De 4 à 6 pales ou plus ;
- Des Pales en aluminium ou en polyester ;
- Diamètres de 2 pieds (610 mm) à 18 pieds (5500 mm) ;
- Angles des pales avec pré calage ou variable.

La vitesse du ventilateur est définie en fonction du débit d'air nécessaire pour atteindre les performances thermiques souhaitées de l'appareil. En général, la vitesse du ventilateur est inférieure à celle du moteur, ce qui nécessite une installation d'un réducteur de vitesse entre les deux [8].

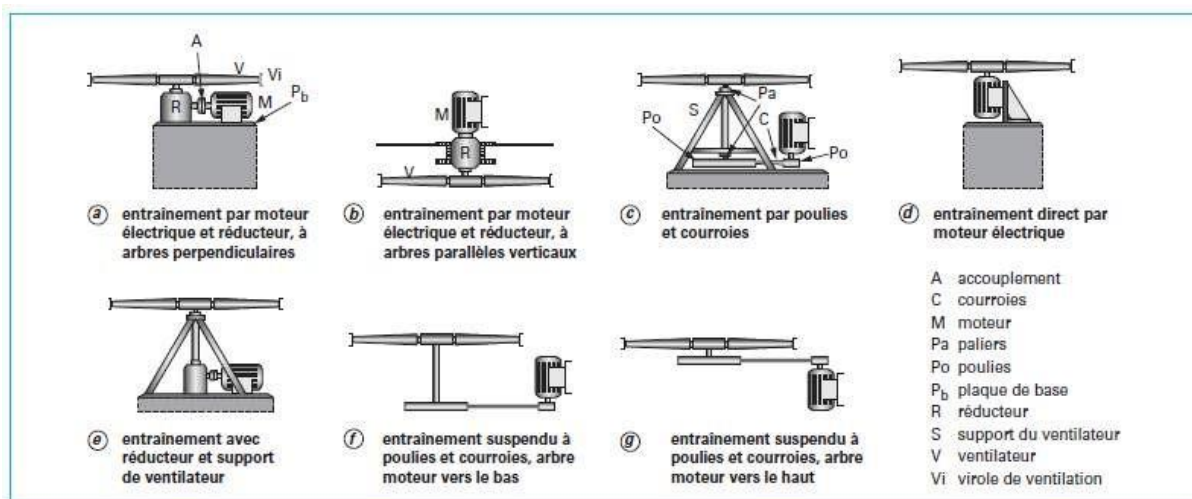


Figure III. 13 : Les différents montages du système de ventilation.

III.4 Les avantages et les inconvénients des aérocondenseurs par rapport aux refroidissements à l'eau

Les réfrigérants à air tendent à se substituer de plus en plus aux appareils classiques utilisant l'eau comme fluide de réfrigération car, en dépit de leur coût plus élevé, ils présentent des avantages non négligeables:

- ✓ Disponibilité en quantités illimitées de l'air ;
- ✓ L'emplacement de l'aéroréfrigérant n'est pas conditionné par la proximité d'une source d'eau;
- ✓ De faibles frais d'entretien (20 à 30%) par rapport au refroidissement à l'eau ;

- ✓ Disponibilité de l'air le long de l'année ;
- ✓ Pas de calcaire, de sel ou de dépôts, pas de formation de substances organiques ;
- ✓ Peu corrosif et peu de problèmes de nettoyage ;
- ✓ Pas de suivi de la qualité de l'air et pas de traitement chimique ;
- ✓ Peu d'impact sur l'environnement ;
- ✓ Localisation d'éventuelles fuites.

Dans la rubrique des inconvénients, il faut mentionner le volume de l'appareil comparé au condenseur à eau, Limitation des basses températures en raison de la faible capacité calorifique, les Changements des performances des aérorefrigérants à cause des variations saisonnières et journalières de la température de l'air et la génération de bruits gênants [8].

Conclusion

Par rapport au refroidissement à l'eau, les réfrigérants atmosphériques tels que les aérocondenseurs et aérorefrigérants présentent plusieurs avantages. Pour ces raisons, je vais proposer comme l'une des solutions de dimensionner un aérocondenseur comme alternative au condenseur 701-E-5.

Référence bibliographique

- [1] : M. ADELIN, chauffage et climatisation ; « échangeurs thermiques : fonctionnement, types et efficacité » ;TOTAL direct energie, 2019.
- [2] : S. GHARBI, « Dimensionnement d'un échangeur de chaleur pour l'amélioration du rendement de la condensation de l'ammoniac, Unité NH₃ -Fertia l-Annaba », mémoire de master en génie des procédés, université Badji Mokhtar-Annaba.
- [3] : Y. JANNOT, transferts thermiques, école des mines-Nancy, France, 2012.
- [4] : P. WUITHIER, « Raffinage et génie chimique : appareils tubulaires d'échange de chaleur », Tome II, édition Technip, 2^{ème} édition, Paris, 1972, p 1153.
- [5] : P. TRAMBOUZE, Le raffinage du pétrole (matériels et équipements) : Les échangeurs de chaleurs,édition Technip, paris, 1999, p284.
- [6] : R. FEIDT, « Réfrigérants atmosphériques : les aéroréfrigérants directs secs », Technique de l'ingénieur, édition technip, BE 8940 V1, paris, 2010.
- [7] : P. WUITHIER, « Raffinage et génie chimique : appareils tubulaires d'échange de chaleur »,
Tome II, édition Technip, 2^{ème} édition, Paris, 1972, p 1153.
- [8] : B. MANAS, « Aéroréfrigérants secs », Technique de l'ingénieur, édition technip, B 2482 V1, paris,1989.

Chapitre IV : Calculs et résultats

Introduction

Ce chapitre, est consacré principalement à l'étude de faisabilité de remplacement du condenseur 701-E-5, est subdivisé en trois parties principales. Dans la première partie nous allons décrire la problématique et expliquer la méthodologie de résolution. La seconde partie sera réservée aux calculs et résultats et la dernière partie sera dédiée aux interprétations.

IV.1 Problématique à étudier

La section stabilisation joue un rôle important dans le processus d'isomérisation dont le but est de réduire la contenance des C4- (réglage du TVR) et l'élimination d'HCl. Dans ce fait, tout dysfonctionnement ou indisponibilité des équipements installés au niveau de cette section peuvent provoquer des perturbations et parfois des arrêts comme c'est le cas du condenseur 701-E-5 qui a provoqué l'arrêt de l'unité plusieurs fois.

Le condenseur 701-E-5 est de type faisceau et calandre qui assure la condensation presque totale du produit par circulation d'eau suffisamment froide (92% liquide à la sortie).

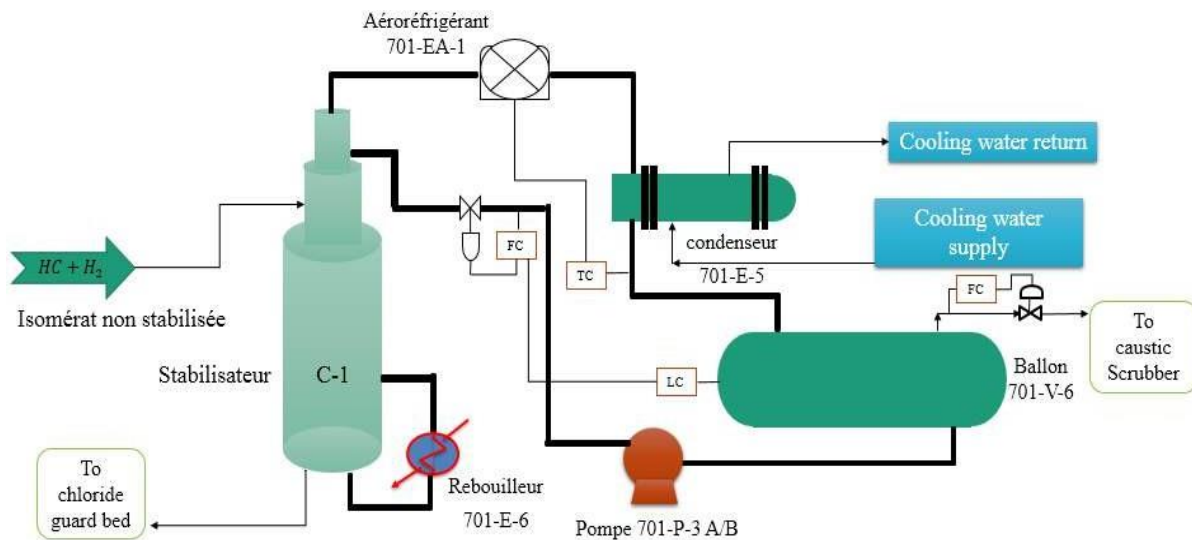


Figure IV. 1 : L'emplacement de l'échangeur 701-E-5.

Au niveau des tubes, à haute pression par rapport à la calandre, circule un produit contient un pourcentage d'HCl gazeux. Ce dernier est le résultat de contact entre le tétrachloroéthylène C_2Cl_4 injecté (pour protéger la fonction acide du catalyseur) et l'hydrogène. Au côté calandre circule une eau agressive qui peut également provoquer une corrosion des matériaux.

Chapitre IV : Calculs et résultats

Avant de voir les résultats de dysfonctionnement de ce condenseur, je vous montre tout d'abord les raisons pour lesquelles je cherche une solution décente qui m'aidera à éviter les problèmes survenant à son niveau.

Sans noté les arrêts programmés, les arrêts présentés au-dessous sont des arrêts accidentels dus aux fuites au niveau des tubes ce qui entraine une panne totale de l'unité.

Tableau IV. 1 : Les arrêts de l'unité d'isomérisation à cause de dysfonctionnement du condenseur 701-E-5.

N°	Arrêts	Redémarrage
1	Le 14/08/2016 : arrêt de l'unité à cause d'une fuite interne au niveau de 701-E-5	Le 26/09/2016 : élimination de la fuite
2	Le 26/05/2017 : arrêt de l'unité à cause d'une fuite interne au niveau de 701-E-5	Le 03/06/2017 : élimination de la fuite
3	Le 05/06/2017 : arrêt de l'unité à cause d'une fuite interne au niveau de 701-E-5 + un manque d'énergie électrique	Le 07/08/2017 Retubage totale
4	28/09/2017 : arrêt de l'unité à cause d'une fuite interne au niveau de 701-E-5	Le 03/10/2017 : élimination de la fuite
5	Le 23/04/2018 : arrêt de l'unité à cause d'une fuite interne au niveau de 701-E-5	Le 02/05/2018 : élimination de la fuite
6	Le 04/05/2018 : arrêt de l'unité à cause d'une fuite interne au niveau de 701-E-5	Le 10/05/2018 : élimination de la fuite
7	Le 11/10/2019 : arrêt de l'unité suite aux interventions au niveau de 701-E-5 Le 27/11/2019 : apparition de la fuite au niveau du condenseur 701-E-5 Le 29/11/2019 : arrêt de l'unité suite aux interventions au niveau de 701-E-5	Le 07/12/2019 : élimination de la fuite
8	Le 9/12/2019 : apparition de la fuite au niveau du condenseur 701-E-5	Le 03/01/2020 : élimination de la fuite
9	Le 19/03/2020 : apparition de la fuite au niveau du condenseur 701-E-5	Le 10/04/2020 : élimination de la fuite
10	Le 10/04/2020 : apparition de la fuite au niveau du condenseur 701-E-5	Le 15/05/2020 : élimination de la fuite
11	Le 18/05/2020 : apparition de la fuite au niveau du condenseur 701-E-5	Retubage totale
12	Le 12/02/2021 : apparition de la fuite au niveau du condenseur 701-E-5	Le 20/02/2021 : élimination de la fuite

Ce tableau n'est pas que des chiffres, mais plutôt d'énormes pertes de production et donc beaucoup de pertes financières pour l'entreprise.

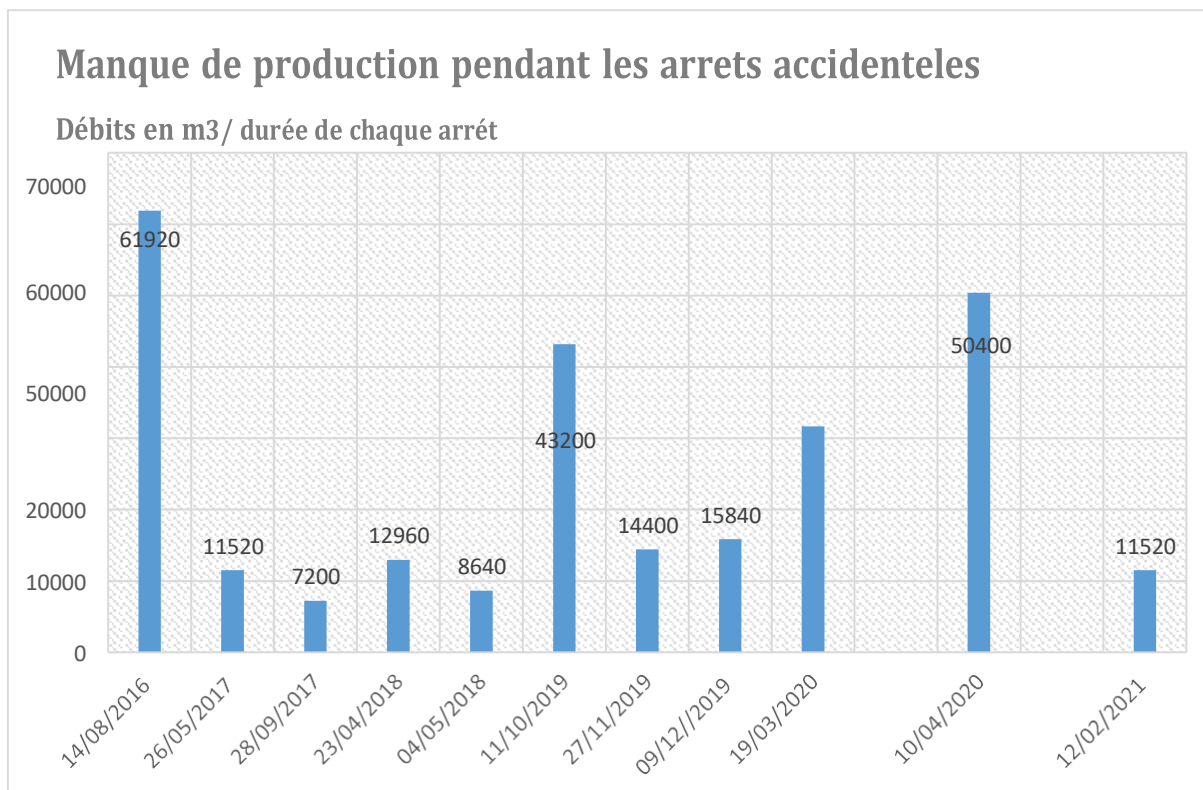


Figure IV. 2 : Perte de production pendant les arrêts dus aux pannes de l'échangeur 701-E-5.

Revenant maintenant au résultats : le dysfonctionnement de ce condenseur provoque des perturbations directes et indirectes sur les paramètres importants d'optimisation de la colonne de stabilisation suivants :

- ✓ Taux de reflux : qui doit toujours être maintenu à 0.3 (valeur design) ;
- ✓ Teneur en HCl en fond de la colonne : qui doit être vérifiée régulièrement afin de s'assurer qu'il n'y a pas d'HCl envoyé en fond de stabilisateur.

En cas d'indisponibilité de ce dernier (arrêt en été surtout), la colonne de stabilisation ne sera pas optimisée, et on aura les risques suivants :

- La perte des C5 dans l'off-gas (perte de rendement et de RON) et obtenir la RVP de l'isomérat ;
- HCL peut envoyer en fond de colonne et peut « percer », ce qui réduirait la durée de vie du Chlorure Guard Bed et alors on aura d'HCL au niveau du DIH et alors avec l'isomérat ;
- Comme l'isomérat est utilisé pour la régénération des sécheurs, il ne doit pas contenir de HCl, autrement les tamis moléculaires des sécheurs peuvent être endommagés de

façon permanente ;

- La présence d'HCl dans l'isomérait envoyé au stockage peut être préjudiciable pour le tank et la qualité du produit final.

Pour cela, en cas d'un dommage de ce condenseur, il faut arrêter l'ensemble de toute l'unité d'isomérisation.



Figure IV. 3 : Images réelles de l'état dégradé du condenseur 701-E-5 dans la période du stage.

Si on prend en compte toutes ces raisons et résultats, la recherche d'une solution concernant Le condenseur 701-E-5 est devenue une nécessité et ça présente le but de ce manuscrit.

IV.1.1 Méthodologie du travail

Avant d'arriver à étudier la résolution du problème du condenseur 701-E-5 en le substituant par un aérocondenseur, nous avons mis un plan de travail qui repose principalement sur la connaissance des causes probables entraînant une corrosion et encore des fuites en côté tubes de l'échangeur de temps en temps.

Parmi les facteurs qui jouent un rôle dans le processus de corrosion, car ils influent sur la forme et la vitesse de la corrosion, sont : la présence de sels dissous (chlorures principalement), la température, la pression, l'état de propreté physique des eaux et la présence de micro-organismes. Pour cela nous vérifions les points suivants :

- **Vérification des paramètres de fonctionnement :** Dans le cas des acides, la vitesse de corrosion est une fonction exponentielle de la température. Dans l'eau, pour des

concentrations en oxygène connues, la vitesse de corrosion double approximativement pour chaque augmentation de 30 °C de la température. Ce phénomène de corrosion fragilise progressivement les tubes, et abîme l'état de l'échangeur. En cas d'une augmentation de pression ou de fort débit, Cela peut produire des fissures qui développent au fil du temps pour devenir des fuites ;

- **Vérification des fluides** : Sans parler de l'acide qui est l'une des causes majeures de la corrosion, la présence de dépôts, préexistant dans un réseau ancien ou provenant du transfert d'eaux mal traitées, peut être aussi source de corrosion.

IV.1.2 Vérification et comparaison entre les paramètres design et service

Tableau IV. 2 : Les paramètres design et réels de fonctionnement de la colonne stabilisatrice 701-C1.

	Desi gn	Servi ce
Température de l'alimentation (°C)	124	122.6
Température de tête (°C)	117	113
Température de fond (°C)	178	175.6
Pression de tête (Kg/cm².g)	19	18.4
Pression de fond (Kg/cm².g)	19.3	19.24
Température du ballon de reflux (°C)	40	40.33
Pression du ballon de reflux (Kg/cm².g)	18.5	18.5
Rapport Reflux/alimentation (pds/pds)	0.3	0.32
Débit de la charge	56921	/
Débit de la tête	17856	/
Débit du fond	56142	/
Nombre des plateaux	36	

Tableau IV. 3 : Les paramètres design et réels de fonctionnement du condenseur 701-E-5.

		Design		Service	
		Charge	Eau	Charge	Eau
Débit (Kg/h)	entrée	17856	28550	/	33610
	Sortie	17856	28550	/	/
Température (°C)	Entrée	58	29	57.9	15.77
	Sortie	40	40	27.15	20.17
Pression (Kg/cm².g)	Entrée	18.7	4.5	18.8	4.69
	Sortie	18.5	/	18.5	0.778
Densité (Kg/m³)	Entrée	151.4	996.1	/	/
	Sortie	173.3	992.4	/	/

Les paramètres du cas réel comparés avec ceux du cas design récapitulés dans les tableaux au-dessus montrent un écart mineur, ce qui implique qu'il est peu probable que ce soit la cause des fuites et de corrosion.

IV.1.3 Vérification de la qualité des fluides (produit et eau de refroidissement)

- **Le produit** : est un mélange d'hydrocarbures dont le grand pourcentage est l'isobutane (40.85 %.mol) et l'hydrogène (14.67%.mol). Il contient également une haute concentration en HCl gazeux. Dans le cas normal, et dans les conditions vérifiées, le chlorure n'est pas corrosif avec des hydrocarbures secs, mais devient très corrosif lorsque des traces d'eau sont présentes.
- **L'eau de refroidissement** : L'eau destinée à refroidir les équipements et installations des unités industrielles doit être judicieusement choisie car, une fois chauffée, elle peut causer des effets indésirables tels que les dépôts de tartre, la corrosion des matériaux et la contamination des installations. Les tableaux suivant montrent la qualité des eaux de refroidissement spécifiée et celle qui passe au niveau de la calandre :

Chapitre IV : Calculs et résultats

Tableau IV. 4 : Qualité des eaux de refroidissement spécifiée.

Désignation	Unité de mesure	Eau d'appoint design	Eau d'appoint actuelle		Eau de circuit
			Eau déconcentrée	Eau concentrée	
Ph	/	8	7.5	8.3	7.5-8
Conductivité	S/cm	728	800	1200	1883-2266
Dureté totale	Ppm CaCO ₃	82	30	90	205-246
Chlorures	ppm	201	193.12	400	500-600
Silice	ppm	5-10	0.04	0.19	5-10
Fer total	ppm	0.23	0.39	0.37	0.23
Matières organiques	ppm	1.68	Abs	2.0	1.68
Matières en suspension	ppm	0.11	/	/	0.11
Dureté calcique	ppm	69	20	60	170-210
M-Alcalinité	ppm CaCO ₃	67	7	75	165-200
Sulfate comme SO₄	ppm	/	/	/	15-20

Le chlorure est un élément très agressif et susceptible de provoquer une corrosion localisée. Pour cette raison je me suis intéressés à le suivre pendant les deux derniers mois. Les graphes suivants illustrent la variation de quelques paramètres :

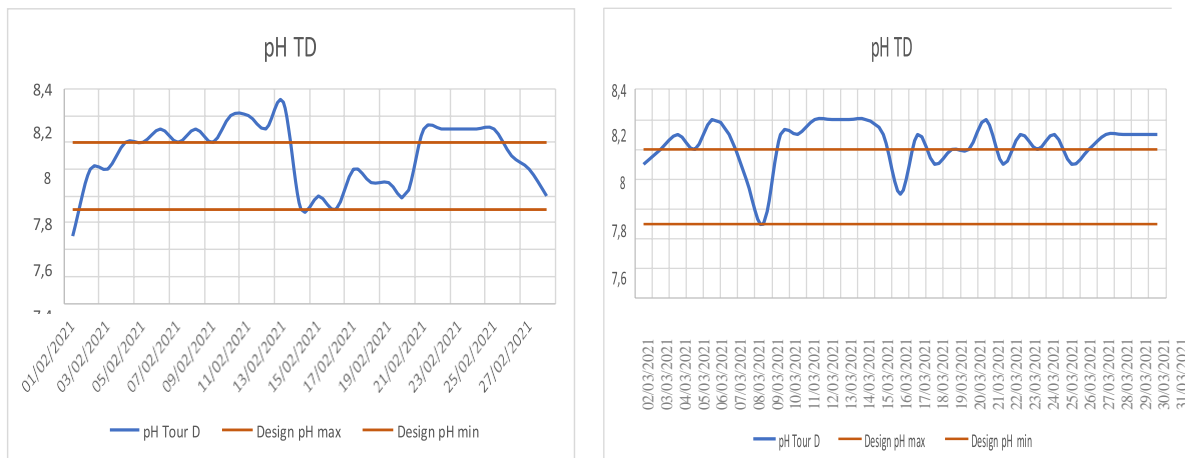


Figure IV. 4 : Variation du PH des eaux de la tour de refroidissement D envoyé au condenseur 701-E-5.

Chapitre IV : Calculs et résultats

L'influence du pH sur la corrosion des métaux détermine le comportement des oxydes métalliques et du fer en contact avec un liquide. D'après les normes, le pH de l'eau de refroidissement doit varier entre 6,5 et 8. On remarque que dans notre cas, qu'il dépasse les normes dans plusieurs jours.

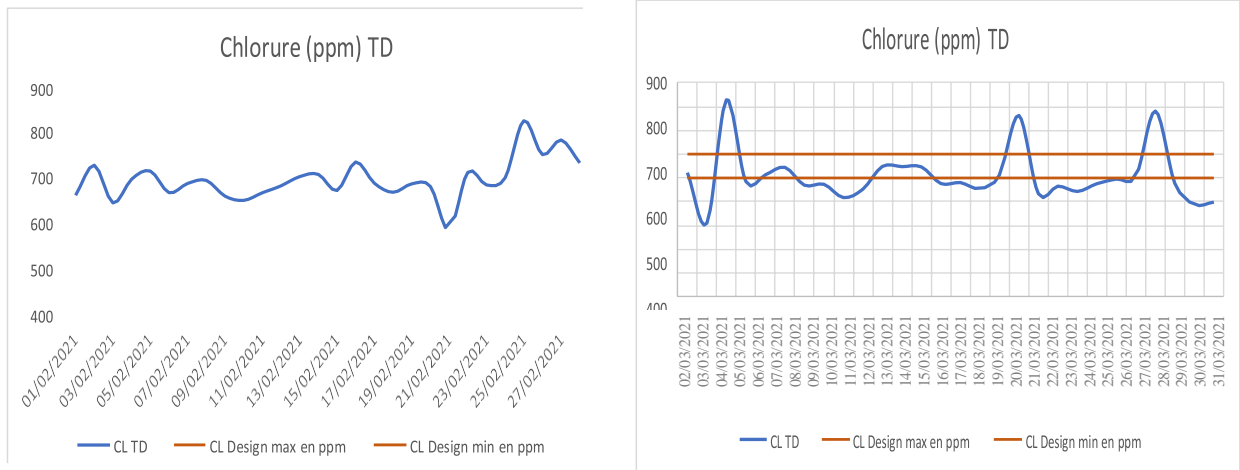


Figure IV. 5 : Variation des chlorures des eaux de la tour de refroidissement D envoyé au condenseur 701-E-5.

D'après les graphes de la qualité l'eau de refroidissement, on constate qu'en présence des produits chimiques, les chlorures sont présents dans l'eau et dépassent les normes en quelques fois. Donc le caractère dominant de l'eau en circulation serait corrosif.

La présence de fer à haute concentration est due à des produits de corrosion ou à une contamination du fer dans l'eau d'alimentation. Les graphes suivant illustrent la variation des fers pendant les deux derniers mois :

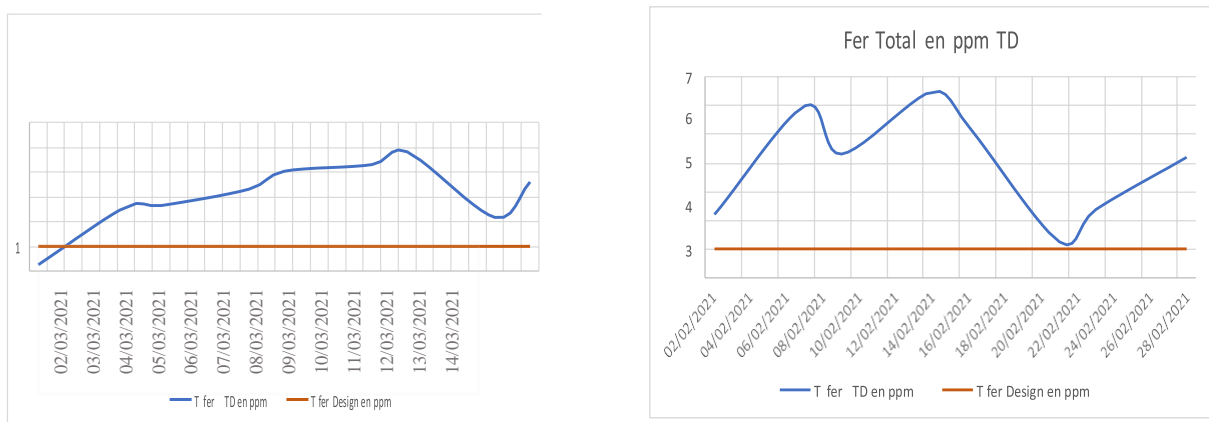


Figure IV. 6 : Variation du fer contenus des eaux de la tour de refroidissement D.

On constate d'après les résultats qu'il y a une mauvaise qualité d'eau qui circule au niveau de l'échangeur et qui peut provoquer une corrosion du métal.

IV.1.4 Méthodologie de résolution

De façon globale, pour minimiser les problèmes survenant au niveau des circuits de refroidissement, et pour éviter le problème de corrosion au niveau du condenseur, on propose les solutions suivantes :

- A. Un changement de la source d'eau, ou bien de vérifier les dosages des produits chimiques utilisés lors du traitement ; et cela nécessite une étude vaste. En raison du temps insuffisant et l'existence des contrats entre la raffinerie et les deux fournisseurs étrangers de traitement des eaux et d'amélioration du procès au monde NALCO et AQUAPROX, nous n'avons pas pu étudier cette solution ;
- B. Pour éviter le contact entre cette qualité d'eau et l'HCl, autrement dit une corrosion importante, on peut parler d'un changement de la qualité du métal.

Comme la corrosion est la dégradation physique d'un matériau due aux interactions avec son environnement et ce produit lorsqu'un atome métallique est oxydé par un fluide, entraînant une perte de matière à la surface métallique. Cette perte réduit l'épaisseur de paroi d'un composant et le rend plus suspect aux défaillances mécaniques. Donc le choix d'un bon matériau pour les échangeurs de chaleur - en particulier en ce qui concerne les qualités thermiques, la résistance à l'affaiblissement pendant le brasage et la résistance à la corrosion - est essentiel (paramètre clé). Cela nécessite une étude attentive de l'environnement d'exploitation (les paramètres de fonctionnement, la sévérité ...etc.), de l'application et, surtout, des propriétés des matériaux utilisés. Si l'échangeur de chaleur fonctionne à l'extérieur ou dans une usine de traitement avec des milieux corrosifs comme dans notre situation (cas), une résistance élevée à la corrosion sera alors une nécessité.

- C. Pour éviter tous problèmes liés à la qualité des eaux, j'ai proposé de substituer le condenseur 701-E-5 par un aérocondenseur, et parce qu'il existe déjà un aérocondenseur, nous avons suggéré de le redimensionner.

IV.2 Redimensionnement de l'aérocondenseur 701-EA-1

Les aéroréfrigérants sont classés en deuxième position après les échangeurs faisceaux-calendres en termes de fréquence d'apparition dans les opérations de traitement chimique et pétrolier. Bien que le coût d'investissement des aéroréfrigérants soit généralement plus élevé, son coût d'exploitation est généralement nettement inférieur à celui d'un échangeur à eau.

Le refroidissement par air élimine également les problèmes d'encrassement et de corrosion associés à l'eau de refroidissement, et il n'y a aucune possibilité de fuite d'eau avec le fluide de procédé. Ainsi, les coûts de maintenance sont généralement inférieurs par rapport aux échangeurs à eau.

L'objectif de notre étude est de voir la possibilité d'installer un aéroréfrigérant à la place d'un échangeur faisceau-calend्रे (701-E5) afin d'éviter les problèmes des fuites et de corrosion au niveau de la section de stabilisation de l'unité d'isomérisation.

Pour cela on va commencer tout d'abord par un calcul de dimensionnement thermique afin de déterminer la surface d'échange nécessaire ainsi que la quantité de chaleur à extraire du fluide pour atteindre les spécifications désirées notamment la température de sortie fluide et les pertes de charges (pression). Ensuite nous allons voir la crédibilité des résultats obtenus en simulant le design trouvé avec le logiciel de conception et évaluation des échangeurs Aspen EDR.

IV.2.1 Méthodologie de calculs

Le calcul dimensionnel de l'aéroréfrigérant est réalisé par la méthode globale de transfert thermique DTLM en suivant le modèle présenté dans l'ouvrage (BE8940) de technique de l'ingénieur. Les dimensions et les surfaces des ailettes sont calculées à l'aide des méthodes données dans les notes de transfert de chaleur des procédés de Bell. [1]

Le rendement thermique et la perte de charge pour le fluide côté tube et côté air et la différence de température moyenne logarithmique sont obtenus en utilisant des méthodes de transfert de chaleur standard [2]. La température de l'air de sortie, la surface de l'échangeur, les dimensions de l'échangeur, le nombre de tubes, le nombre et la puissance de chaque ventilateur sont calculés à l'aide des méthodes indiquées dans la technique de l'ingénieur.

La procédure de dimensionnement se fait par :

1. Calculer les paramètres géométriques des tubes à ailettes ;
2. Déterminer la quantité de chaleur requis Q ;
3. Estimer le coefficient global de transfert de chaleur U_o ;
4. Déterminer le nombre requis du rang requis ;
5. Calculer la surface d'échange par baie q ;
6. Déterminer la vitesse d'air en fonction du nombre de rang ;
7. Calculer la puissance thermique échangée dans la baie en basant sur la différence de température moyenne logarithmique DTLM ;
8. Déterminer le nombre de baie requis pour le service et déduire la surface totale

Chapitre IV : Calculs et résultats

d'échange ;

9. Calculer des pertes de charges dans les deux côté d'échangeur ;
10. Dimensionner le système de ventilation ;
11. Estimer le cout de l'aéroréfrigérant

Tout ce calcul est réalisé à partir d'une géométrie de baie de référence (tableau IV.5) et de choix de paramètres de conception (tableaux IV.8, IV.9 et IV.11).

Tableau IV. 5 : Géométrie de la baie de référence.

Composant	Paramètre	Caractéristique
Tube	Matière	Acier au carbone
	Longueur	10.5 m
	Diamètre	25.4 mm (OD), 19.86 mm (ID), 2.77 mm (th)
	Ailettes	Embraqué (G) en aluminium BWG12
	Densité, diamètre	433 ailettes par mètre, 50.88 mm (OD), 0.44 mm (th)
	Rapport d'alliage	23.2 m ² ailette/m ² nu
Baie	Largeur	3.6 m
	N de faisceaux par baie	2
	Nombre de rang	4 à 6 (4)
	Pas triangulaire	63.325 mm
	Nombre de passe	2 passes
	Circulation	Contre-courant
Ventilateur	Nombre par baie	2 (3 à partir de 12.5 m de longueur)
	Diamètre	Minimale 40 % de la surface faciale de la baie
	Moteur	Maximale 45 kW par ventilateur
Air	Pression statique	150 Pa (Maximum)

IV.2.2 Données de départ

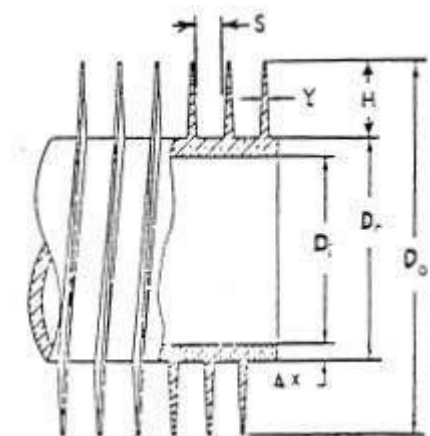
Les données de départ sont illustrées dans les tableaux ci-dessous :

Tableau IV. 6 : Caractéristiques des deux fluides.

Données	Charge	Air
Débit (Kg/h)	17856	/
Flux de chaleur échangé (kcal/h)	1835560 .7	
Température d'entrée (°C)	117	38
Température de sortie (°C)	40	/
Pression de calcul (Kg/cm ² .g)	19	/
Pertes de charge admissible (Kg/cm ² .g)	0.5	/
Masse volumique à l'entrée (Kg/m ³)	43.08	/
Masse volumique à la sortie (Kg/m ³)	173.3	/
Viscosité dynamique à l'entrée (cP)	0.012	0.0186
Viscosité dynamique à la sortie (cP)	0.14 (L)- 0.012 (V)	/
Chaleur massique (J/Kg. °C)	0.587	1005
Conductivité thermique à l'entrée (Kcal/h. m. °C)	0.027	0.0229 66
Conductivité thermique à la sortie (Kcal/h. m. °C)	0.102 (L)-0.047 (V)	/
Température minimale (°C)	/	2
Altitude (m)	/	13

IV.2.3 Calcul des paramètres géométriques des tube-ailettes

Les paramètres géométriques de base pour les tubes à ailettes sont indiqués sur la figure :



- Dr** : Diamètre externe
- Di** : Diamètre interne
- Do** : Diamètre des ailettes
- Δx** : Epaisseur du tube
- H** : Hauteur de l'ailette
- Y** : Epaisseur de l'ailette
- δ** : Espacement entre les ailettes

Figure IV. 7 : Paramètres géométriques des ailettes [3].

Le diamètre de la racine est égal au diamètre extérieur du tube nu. La superficie externe totale / 1 m du tube en m² / m (APF) est trouvée à partir des équations suivantes :

Chapitre IV : Calculs et résultats

$$A_{root} = \pi \times D_r \quad \text{La surface externe du tube} \quad (IV-1)$$

$$D_o = D_r + 2 \times H \quad (IV-2)$$

$$A_{a1} = \pi \times (D_o^2 - D_r^2) / 2 \quad \text{Surface faciale d'une ailette} \quad (IV-3)$$

$$A_{a2} = N_a \times A_{a1} \quad \text{Surface faciales des ailettes} \quad (IV-4)$$

$$A_{a3} = (\pi \times N_a \times Y \times D_o) \quad \text{Surface latérale des ailettes} \quad (IV-5)$$

$$A_{r1} = [1 - (N_a \times Y)] \times A_{root} \quad \text{Surface des tubes sans ailettes} \quad (IV-6)$$

$$APF = A_{a2} + A_{r1} + A_{a3} \quad (IV-7)$$

Ensuite, la superficie par mètre carré de la surface faciale du faisceau par ligne est calculée en m^2 / m^2 (APSFPR) :

$$APSFPR = APF / P \quad (IV-8)$$

Avec :

P : Pas entre les tubes en mètre

Le dernier paramètre géométrique requis est le rapport de surface du tube à ailettes par rapport à la zone extérieure d'un tube nu (AR) :

$$AR = (A_{a2} + A_{r1} + A_{a3}) / A_{root} \quad (IV-9)$$

La surface externe moyenne des tubes, $A_{m'}$, est calculé suivant la formule :

$$A_{m'} = [(\pi \times D_r) + (\pi \times D_i)] / 2 \quad (IV-10)$$

Avec :

D_r : Diamètre externe en m.

D_i : Diamètre intérieur en m.

La surface interne des tubes, $A_{i'}$, est calculé suivant la formule :

$$A_{i'} = (\pi \times D_i) \quad (IV-11)$$

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau ci-après :

Tableau IV. 7 : Paramètres géométriques des tubes à ailettes.

Données		Résultats	
Di (m)	0.01986	A root (m²)	0.0798
Dr (m)	0.0254	Aa₁ (m²)	0.00304
Do (m)	0.0508	Aa₂ (m²)	1.3164
H (m)	0.0127	Aa₃ (m²)	0.0298
Y (m)	0.00043	Ar₁ (m²)	0.0649
δ (m)	0.001879	APF (m²/m)	1.4111
ΔX (m)	0.00277	APSFPR (m²/m²)	23.3916
π	3.1415	AR (m²/m²)	17.683
Na	433	Ai' (m²)	0.0624
P (m)	0.060325	Am' (m²)	0.0711

IV.2.4 La charge thermique de l'aérocondenseur

D'après le bilan thermique de la tête de la colonne 701-C 1 la charge thermique de l'aérocondenseur EA-1E.

$$Q (\text{entrée}) = QC + Q (\text{Sortie}) \quad (\text{IV-12})$$

$$QC = \Delta H = H \text{ entrée} - H \text{ sortie} = h_e Mc - [(hs v \times mv) + (hs L \times mL)] \quad (\text{IV-13})$$

$$QC = (17856 \times 130,6) - [(17076 \times 23) + (779 \times 133,1)]$$

$$QC = 1835560,7 \text{ Kcal/h} = 2134757,1 \text{ Watt}$$

IV.2.4.1 Estimation du coefficient de transfert thermique globale

A partir des données du tableau suivant on estime le coefficient global de transfert de chaleur :

Tableau IV. 8 : Coefficient de transmission thermique globale U (W/m² · K) en fonction du type de service.

Réfrigérants de liquide et de gaz		Condenseur	
Eau	800/900	Vapeur d'eau	650/700
Hydrocarbure léger	460/620	Vapeur d'eau + incondensables	510/570
Gasoil léger	340/460	Hydrocarbures + vapeur d'eau + incondensables	400/480
Ammoniac	620/680	Gazoline léger	460/510
Hydrocarbures gazeux		Effluent de réacteur	410/500
10 bars	230/280	Propane	480/560
50 bars	400/450	Méthane	510/620
100 bars	510/570	ammoniac	570/680
Air (1)			
10 bars	140/170		
50 bars	200/250		
(1) Suivant la pression du service			

Nous avons considéré U_0 comme le suivant :

$$\text{Coefficient estimé } U_0 = 460 \text{ Watt/m}^2 \cdot \text{K}$$

IV.2.4.2 Détermination du nombre de rangs

A partir des données du tableau ci-dessous et en utilisant l'écart entre les températures d'entrée on choisit le nombre de rangs que l'on peut utiliser :

$$T_1 - t_1 = 117 - 38 = 79 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{IV-14})$$

Nous pouvons donc employer jusqu'à 6 rangs de tubes. Dans un premier temps, nous considérons **4 rangs**.

Tableau IV. 9 : Nombre de rangs en fonction de l'écart de température $T1 - t1$.

Écart $T1 - t1$	Nombre de rangs maximal conseillé
Minimum 10 K	Minimum 3 rangs
< 50 K	4
< 90 K	6
< 140 K	7

IV.2.4.3 Détermination de la surface d'échange par baie

Nous pouvons alors déterminer le nombre de tubes par rang puis le nombre de tubes total par faisceau :

$$N_{tr} = (LB/2) / P \quad (IV-15)$$

Avec :

- N_{tr} : nombre de tubes par rang pour 1 faisceau ;
- L : Largeur d'une baie, (m) ;
- P : Pas triangulaire de positionnement des tubes dans le faisceau(m)

$$N_{tf} = N_{tr} \times N_r \quad (IV-16)$$

Avec :

- N_{tf} : nombre total des tubes ;
- N_r : Nombre de rang pour un faisceau.

Ensuite, nous calculons les différentes surfaces suivantes en commençant par la surface d'une baie :

$$S_f = l_f \times L_t \quad (IV-17)$$

Avec :

- S_f : Surface faciale (m²) ;
- l_f : Largeur du faisceau (m) ;
- L_t : Longueur des tubes (m).

$$S_{tn} = N_{tf} \times D_e \times \pi \times L_t \quad (IV-18)$$

Avec :

- S_{tn} : Surface des tubes nus (m²) ;
- D_e : Diamètre extérieur des tubes (m).

$$Sa = Stn \times AR \quad (IV-19)$$

Avec :

- Sa : Surface ailetée (m²) ;
- AR : rapport d'ailettage.

Le tableau en bas regroupe les données et les résultats de calcul :

Tableau IV. 10 : Nombre de rangs en fonction de l'écart de température T1 – t1.

Données		Résultats	
lb (m)	3.6	Nt r	29.8383755
Pas (m)	0.060325		
Nr	4	Nt f	120
Lt (m)	10.5	Sf (m²)	37.8
lf (m)	1.8		
De (m)	0.254	Stn (m²)	201.087063
Rapport (AR)	17.68	Sa (m²)	3555,22

IV.2.4.4 Détermination de la vitesse d'air en fonction du nombre de rangs

Afin de conserver une pression statique, Ps, (perte de charge côté air) qui ne pénalise pas la sélection des moteurs et des ventilateurs (soit environ 150 Pa), le tableau suivant donne la vitesse d'air faciale dans les conditions standards (20 °C, 1 atm) en fonction du nombre de rangs.

Tableau IV. 11 : Table de la vitesse d'air va en fonction du nombre de rangs.

Nombre de rangs	Vitesse d'air conseillée va (m/s)
4	3.55
5	3.1
6	2.75
7	2.5

Le nombre de rangs choisi est 4, nous considérons donc une vitesse d'air de **3,55 m/s**.

IV.2.4.5 Détermination de la puissance thermique échangée dans la baie

Afin de déterminer la température de sortie d'air, nous devons évaluer l'échauffement de l'air au passage dans la baie. Pour ce faire, nous utilisons trois grandeurs adimensionnées :

$$R1 = \Delta t / \Delta TLM \quad (IV-20)$$

$$R2 = \Delta t / (T1 - t1) \quad (IV-21)$$

$$R3 = \Delta T / (T1 - t1) \quad (IV-22)$$

La relation (IV-23) donne la différence de température logarithmique moyenne ΔTLM .

$$\Delta TLM = [(T1 - t2) - (T2 - t1)] / \ln [(T1 - t2) / (T2 - t1)] \quad (IV-23)$$

✓ **Détermination de R1 (grandeur adimensionnée) :**

Nous avons :

$$Q = U \times A \times \Delta TLM \quad (IV-24)$$

$$Q = m_{air} \times Cp_{(air)} \times \Delta t \quad (IV-25)$$

$$\text{Ou : } m_{(air)} = Va \times Sf \times \rho_{(air)} \quad (IV-26)$$

Avec :

- **m_{air}** : Débit massique d'air traversant le faisceau, (kg/s) ;
- **ρ_{air}** : Masse volumique de l'air à 20°C et 1 atm, (kg/m³).

Donc à partir de ces équations nous déterminons **R1** :

$$R1 = (Stn \times U) / (Va \times Sf \times \rho_{(air)} \times Cp_{(air)}) \quad (IV-27)$$

✓ **Détermination de R2 :**

La détermination du R2 se fait par un calcul itératif à partir de la relation suivante provenant de DTLM :

$$R1 = \ln ((1 - R2) / (1 - R3)) / ((R3/R2) - 1) \quad (IV-28)$$

IV.2.4.6 Détermination de la température de la sortie d'air :

Nous obtenons t2 à partir de **R2** :

$$t2 = t1 + R2 \times (T1 - t1) \quad (IV-29)$$

IV.2.4.7 Détermination de la puissance thermique échangée par baie (qb)

Nous pouvons déterminer la puissance thermique échangée par baie (en W) :

Chapitre IV : Calculs et résultats

$$q = m (\text{air}) \times Cp (\text{air}) \times \Delta t \quad (\text{IV-30})$$

Les tableaux suivants présentent les différents résultats obtenus :

Tableau IV. 12 : Puissance thermique échangée dans la baie.

Données		Résultats	
Uo (Watt/m. K)	460	R ₁	0.6225
Q (watt)	2134757.09	R ₃	0.9747
S tn (m ²)	201.0871	R ₂	0.1437
Va (m/s)	3.55	t ₂ (°C)	49.35
Sf (m ²)	37.8	Δt	11.3523
ρair (Kg/m ³)	1.092	q (watt)	1735600.75
Cp air (j/kg °C)	1014.04		

Tableau IV. 13 : Différence de température logarithmique moyenne.

	Charge	Air
Température d'entrée (°C)	117	38
Température de sortie (°C)	40	49.35
Différence de température (°C)	77	11.35
ΔTLM (°C)	18.64	

IV.2.4.8 Détermination du nombre de baies requis pour le service

Le nombre de baies requis (tableau IV.14) pour le service est égal à la quantité de chaleur totale à évacuer divisée par la puissance thermique échangée dans une baie :

$$Nb = Q/q \quad (\text{IV-31})$$

Tableau IV. 14 : Nombre de baies requis.

Données		Résultats	
Q (Watt)	2134757,09	Nb	2
q (Watt)	1735600,75		

Nous pouvons donc déterminer la surface au sol de l'équipement :

$$S_{ftotale/aero} = 2 \times 3, 2 \times 10, 5 = 75,6 \text{ m}^2 \quad (\text{IV-32})$$

Chapitre IV : Calculs et résultats

Et la surface d'échange nue totale installée et ailetée :

$$St_{\text{totale/aero}} = 2 \times 201,09 = 402,18 \text{ m}^2 \quad (\text{IV-33})$$

$$S_{\text{totale/aero}} = 2 \times 3555,22 = 7110,44 \text{ m}^2 \quad (\text{IV-34})$$

A partir de l'équation de conception de base à utiliser pour l'aérocondenseur :

$$A = Q / (U_o F D TLM) = Q / (U_o C M T D) \quad (\text{IV-35})$$

Avec :

- A : La surface totale de transfert de chaleur requise ;
- Q : La chaleur totale transférée ;
- U_o : Le coefficient de transfert thermique global ;
- F_c : Le facteur de correction de configuration

Le facteur de correction F_c est égal à 1 pour un nombre de rangées N_r > 3

- ΔTLM : La différence de température moyenne logarithmique.

On détermine la surface d'échange nécessaire ainsi que le nombre des tubes requis :

$$A = 2134757,1 / (460 \times 1 \times 18,64) = 249,97 \text{ m}^2$$

La surface d'échange A est la surface totale des tubes donc il faut diviser par la surface d'un seul tube qui nous donne :

$$Nt = A/St = 249,97 / (0,0254 \times 3,14 \times 10,5) \quad (\text{IV-36})$$

$$Nt = 298,49 = 299 \text{ tubes}$$

- **Commentaire :** D'après les résultats obtenus dans cette partie notamment le nombre de baies (2) qui nous a donné une estimation de l'encombrement des appareils par l'ajout d'une baie (38m²) à celle existante et selon la surface disponible sur site qui est égale à 41 m² donc on peut dire que cette modification est possible.

IV.2.4.9 Calcul des pertes de charge

La suite du dimensionnement nécessite un calcul de perte de charges à l'intérieur des tubes et à travers les faisceaux. La perte de charge correspond à la dissipation, par frottement, de l'énergie mécanique d'un fluide en mouvement.

- **Pertes de charge à l'intérieur des tubes :** Pour calculer les pertes de charges à l'intérieur d'un tube (ΔP_i), on utilise la loi de Darcy suivante :

$$\Delta P_i = N p \times \rho_i \times V_i^2 \times [(f_c \times L/D_i) + 2] \quad (\text{IV-37})$$

Chapitre IV : Calculs et résultats

Avec :

- ✓ N_p : Nombre de passage de tubes ;
- ✓ V_i : Vitesse à l'intérieur de tubes, en (m/s) ;
- ✓ L : Longueur du tube, en (m) ;
- ✓ D_i : Diamètre intérieur du tube, en (m) ;
- ✓ ρ_i : Densité du fluide, en (kg/m³) ;
- ✓ f_c : Facteur de friction en fonction du nombre de Reynolds

Le coefficient de friction dépend de nombre de Reynolds d'après l'annexe D :

Pour **Reynolds = 220825,925** on a **$f_c = 0,015$**

Le tableau suivant regroupe l'ensemble des calculs pour la détermination des pertes de charges à l'intérieur des tubes :

Tableau IV. 15 : Pertes de charges à l'intérieur du tube.

Données		Résultats	
Débit / r (kg/s)	1.24	V_i (m/s)	3,0973
N_t	30		
N_r	4		
$\pi/4$	0.7854	Reynolds	220825,925
D_i (m)	0.0199		
ρ_i (Kg/m³)	43.080		
μ_a (kg/m s)	0.000012		
N_p	2	ΔP (Pa)	8207,864

- ✓ **Commentaires** : Les pertes de charge internes obtenues sont admissibles, elles sont inférieures à 0,5 (kg/cm²g).
- **Pertes de charge à travers les faisceaux** : Le coefficient de perte de charge à travers ce type de faisceau est donné par la formule de Briggs et Robinson :

$$\Delta P_a = f_{ra} \times [(\rho_a \times v_a^2) \times N_r] \quad (\text{IV-38})$$

f_{ra} : Le coefficient de perte de charge à travers ce type de disposition est donné par :

$$f_{ra} = 18,93 \times ((D_r \times \rho_a \times v_a) / \mu_a) - 0,316 \times (P/D_r) - 0,927 \quad (\text{IV-39})$$

Avec :

- ✓ μ_{air} : Viscosité dynamique de l'air, en (kg/m s) ;

Chapitre IV : Calculs et résultats

- ✓ D_r : Diamètre du tube racine de l'ailette, en (m) ;
- ✓ P_t : Pas entre les tubes, en (m) ;
- ✓ ρ_i : Densité du fluide, en (kg/m³).

Les résultats sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV. 16 : Pertes de charges à travers le faisceau.

Données		Résultats	
Dr (m)	0.0254	fra	0,492
ρ_a (Kg/m³)	1.092		
μ_a (kg/m. s)	0.000012	Dpa (Pa)	27,089
va (m/s)	3.55		
P (m)	0.060325		
Nr	4		

IV.2.5 Dimensionnement de la ventilation

Le diamètre du ventilateur est sélectionné afin de respecter la règle suivante « la surface totale des ventilateurs installés sur une baie doit être supérieure ou égale à 40 % de la surface faciale de la baie », soit :

$$(N_{vb} \times \pi \times D_v^2) / 4 \geq 0,4 \times S_f \quad \text{(IV-40)}$$

Avec :

- ✓ N_{vb} : nombre de ventilateurs par baie ;
- ✓ D_v : diamètre des ventilateurs, en (m).

Le débit d'air par ventilateur dépend de la position du ventilateur :

- **Tirage forcé :**

$$V_{air} = [V_a \times S_f \times (t_1 + 2730, 15) / (20 + 2730, 15)] / N_{vb} \quad \text{(IV-41)}$$

- **Tirage induit :**

$$V_{air} = [V_a \times S_f \times (t_2 + 2730, 15) / (20 + 2730, 15)] / N_{vb} \quad \text{(IV-42)}$$

Avec :

- ✓ V_{air} : Débit volumique d'air par ventilateur, (m³/s).
- **Détermination de la puissance des ventilateurs** : La puissance nécessaire à l'arbre ventilateur peut être calculée en considérant un rendement statique de 60 % jusqu'au 70%, c'est-à-dire :

$$P_{av} = (V_{air} \times \Delta P_{sta}) / 0,6 \quad (\text{IV-43})$$

Avec :

- ✓ P_{av} : Puissance absorbée a l'arbre ventilateur, en (W) ;
- ✓ P_{sta} : Pression statique, (Pa)

J'en déduis la puissance mécanique du moteur (watt) en considérant un rendement de transmission de 95 % :

$$P_m = P_{av} / 0,95 \quad (\text{IV-44})$$

IV.2.5.1 Détermination des pertes de charges totales à travers le faisceau :

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_a + \Delta P_{dyn} \quad (\text{IV-46})$$

- ✓ ΔP_a : Perte de charge à travers le faisceau ;
- ✓ ΔP_{dyn} : La variation de la pression dynamique dans l'anneau du ventilateur, il est donné par la formule suivante :

$$\Delta P_{dyn} = (\rho V / 2) \times (V_{av})^2 \quad (\text{IV-47})$$

Avec :

- ✓ ρ_v : Masse volumique de l'air dans les conditions de ventilation ;
- ✓ V_{av} : Vitesse de l'air à travers l'anneau, calculé à partir de la relation :

$$v_{av} = v_{air} / S_v \quad (\text{IV-48})$$

Avec :

- ✓ S_v : La section d'un ventilateur, en (m²).

Facteur de correction d'altitude pour la densité de l'air avec tirage forcé, $F_a = 1$ pour les altitudes < 300 m.

Les résultats du calculés sont regroupés dans les tableaux suivants :

Chapitre IV : Calculs et résultats

Tableau IV. 17 : Pertes de charges totales à travers le faisceau.

Données		Résultats	
ρ_a (20°C) (Kg/m ³)	1.201	ρ_v (38°C) (Kg/m ³)	1.1315
t_{20} (°K)	293.15	S_v (m ²)	6.72
t_{38} (°K)	311.15	v_{av} (m/s)	10.5967
F_a	1	ΔP_{dyn} (Pa)	63.5294
D_v (m)	3.1111		
V_{air} (m ³ /s)	71.2098	ΔP_{tot} (Pa)	90.6184
ΔP_a (Pa)	27.089		

Tableau IV. 18 : Puissances des ventilateurs.

Données		Résultats	
N_v	2	D_v (m)	3.1111
P_i	3.141		
Largeur de baie	3.6		
L_b (m)	10.5	Diamètre minimal du ventilateur	
V_a (m/s)	3.55	$V_{air/vent}$ (m ³ /s)	71.2098
S_f (m ²)	37.8		
t_1 (°K)	311.5	Débit d'air par Ventilateur	
t_{stand} (°K)	293.5	P_{av} (Watt)	10754.87
N_v/b	2		
η_{vent}	0.6	P_m (Watt)	11320.919
η_{mec}	0.95		

La puissance installée doit tenir compte du fonctionnement hiver, en supposant que la Température minimale du site soit 2 C, le ventilateur exige une puissance à l'arbre moteur de :

Avec :

$$P_{tma} = P_m \times (273, 15 + t_{design}) / (273, 15 + t_{ma}) \quad (\text{IV-49})$$

- ✓ P_{tma} : Puissance consommée a t_{ma} , en (Watt) ;
- ✓ t_{design} : t_1 en tirage forcé ou t_2 en tirage induit ;

Chapitre IV : Calculs et résultats

✓ t_{ma} : température minimale ambiante, en (°C).

On trouve :

$$P_{tma} = 11320,92 \times [(273,15 + 38) / (273,15 + 2)]$$

$$P_{tma} = 12802,12 \text{ Watt}$$

Le moteur de 15 kW est donc adapté au fonctionnement hiver.

- ❖ **Commentaire** : d'après la vérification dans le guide des ventilateurs de l'aéroréfrigérant du constructeur coréen HYOSUNG CORPORATION on a trouvé que ces ventilateurs sont capables d'assurer un débit d'air égal à ce que j'ai proposé dans le calcul avec des moteurs d'une vitesse de rotation de 1465 tr/min.
- **Estimation du coût de la modification** : Le coût de l'aéroréfrigérant dépend également du type d'ailettes, de la longueur des tubes, du matériau des tubes de base, du type et le nombre de ventilateurs et du nombre de baies dans une unité ;
- **Le coût estimé de l'aéroréfrigérant à ajouter** : Le coût de l'aéroréfrigérants estimé (inclus : faisceaux, charpente, équipements) basé sur la surface d'échange est obtenu à partir de l'Annexe E.

La surface supplémentaire égale à :

$$S_{ajouté} = 249 - 190 = 59 \text{ m}^2 \quad \text{(IV-49)}$$

Pour une surface d'échange de 87.487 m², le coût équivalent est :

$$I = 620 \times 59 = 36580 \text{ €} \quad \text{(IV-50)}$$

$$C_2 = 378 \times 190 = 71820 \text{ €}$$

- **Le coût estimé des moteurs électriques** : la puissance du moteur installée est de 15 kW, et comme nous avons deux moteurs à ajouter, ce qui nous donne le prix suivant (voir Annexe F) :

$$C_1 = 95 \times 2 \times 15 = 2850 \text{ €} \quad \text{(IV-51)}$$

IV.2.6 Le coût total estimé de l'aéroréfrigérant :

$$C_{Tot} = C_1 + C_2 \quad \text{(IV52)}$$

$$C_{Tot} = 2850 + 71820 = 74670 \text{ €}$$

Le coût total estimé de l'aéroréfrigérant est de : 11831748,79 DA

- ❖ **Conclusion** : ce calcul m'a montré que l'encombrement du sol de l'aérocondenseur dimensionné peut être réalisé bien que cette valeur est peu grande, considéré comme un point négatif pour ce type d'échangeur. La surface d'échange totale sera augmentée par

l'ajout d'une autre baie de mêmes dimensions ce qui est traduit par l'augmentation des nombres des tubes requis qui nous permet d'extraire la quantité de chaleur Q du système pour atteindre la température désirée T_2 , et cela est réalisé par l'installation des moteurs d'une puissance de 15 KW.

IV.3 Vérification de l'aérocondenseur par le logiciel de simulation Aspen Hysys (EDR)

L'objectif de cette partie est de vérifier les résultats obtenus auparavant afin de rendre le design réalisable et déterminer si cet échangeur a une surface suffisante pour atteindre les spécifications désirées. Pour cette raison on utilise la méthode de vérification « checking and rating » fournit par le logiciel de simulation Aspen EDR.

- **Données de dimensionnement** : Pour le dimensionnement d'échangeur avec logiciel EDR on a besoin d'introduire les données de départ nécessaires déjà mentionnées dans les tableaux IV.5 et IV.6.

IV.3.1 Etapes de simulation

La simulation consiste à suivre les étapes suivantes :

Chapitre IV : Calculs et résultats

1. Choisir le type de l'échangeur et définir les données du process :

The screenshot shows the AspenONE Exchange software interface. The 'Console' for 'Air Cooled' is open, displaying the 'Process' tab. The 'Program calculation mode' is set to 'Rating / Checking'. The 'Process Conditions' section includes input fields for Mass flow rate (17856 kg/h and 527508), Inlet Pressure (19,64589 bar), Outlet Pressure, Inlet temperature (117 °C and 38), Outlet temperature (40 °C), Inlet vapor fraction (0,9824771), Outlet vapor fraction (0,04196868), Heat Load, and Initial Heat Load. The 'Process Input' section includes Allowable pressure drop (0,25 bar and 0,002) and Fouling resistance (0,0002 m²-h-C/kcal and 0). The 'Calculated Results' section shows a Pressure drop of 3655,8 Pa. The results are presented in a table with columns for 'Hotside' and 'Coldside' for both 'Rating / Checking' and 'Rating / Checking'.

		Hotside	Coldside	Hotside	Coldside
		Rating / Checking	Rating / Checking	Rating / Checking	Rating / Checking
Mass flow rate	kg/h	17856	527508	17856	527508
Inlet Pressure	bar	19,64589		19,64589	NA
Outlet Pressure	bar			19,60886	NA
Inlet temperature	°C	117	38	117	38
Outlet temperature	°C			39,5	52,36
Inlet vapor fraction		0,9824771		0,9824771	NA
Outlet vapor fraction		0,04196868		0,04196925	NA
Heat Load	kW			2121,1	NA
Initial Heat Load	kW			2121	NA
Allowable pressure drop	bar	0,25	0,002	0,25	0,002
Fouling resistance	m ² -h-C/kcal	0,0002	0	0,00023	0
Pressure drop	Pa			3655,8	32

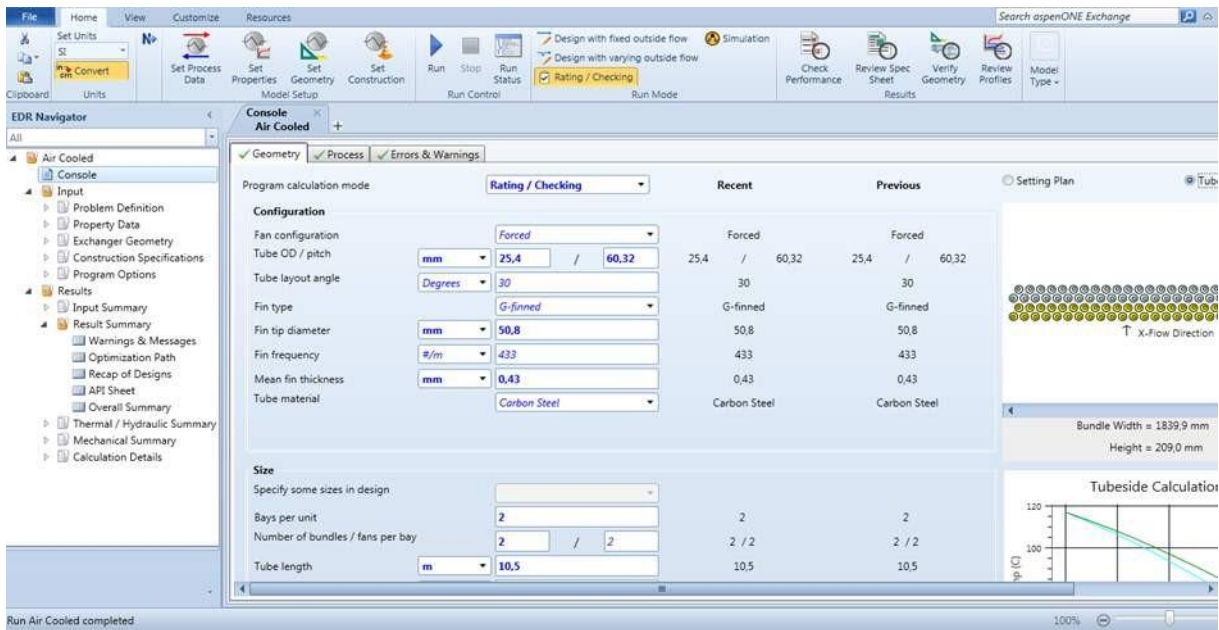
2. Définir la composition et les propriétés de fluide chaud :

The screenshot shows the 'Tube Stream Properties' dialog box for 'Air Cooled'. The 'Properties' tab is active, showing 'Temperature Points' and 'Pressure Levels'. The 'Temperature Points' section includes 'Number' (3), 'Temperatures' (Specify points), and 'Range' (°C). The 'Pressure Levels' section includes 'Number' (3), 'Pressures' (19,64589 bar, 19,62631, 19,60673), and 'Delete Set'. A table below displays the properties for 8 points.

		1	2	3	4	5	6	7	8
Temperature	°C	117	114,14	110,9	107,14	102,74	97,49	91,19	
Liquid density	kg/m ³	469,09	471,99	475,54	479,92	485,35	492,11	500,44	
Liquid specific heat	kJ/(kg-K)	3,222	3,185	3,142	3,093	3,035	2,968	2,891	
Liquid viscosity	mPa-s	0,0845	0,0861	0,088	0,0904	0,0933	0,0972	0,1023	
Liquid thermal cond.	W/(m-K)	0,0592	0,0604	0,0617	0,0633	0,0651	0,0673	0,0698	
Liquid surface tension	N/m	0,0037	0,0039	0,004	0,0043	0,0046	0,0049	0,0054	
Liquid molecular weight		66,45185	66,10424	65,75457	65,40605	65,06431	64,73737	64,43538	64,14538
Specific enthalpy	kJ/kg	-2070,1	-2108,9	-2147,8	-2186,7	-2225,6	-2264,4	-2303,3	-2342,2
Vapor mass fraction		0,9824761	0,8380697	0,7010112	0,5729286	0,4557967	0,3518202	0,2630262	0,1919112
Vapor density	kg/m ³	43,61	42,06	40,24	38,1	35,57	32,61	29,2	
Vapor specific heat	kJ/(kg-K)	2,441	2,424	2,408	2,392	2,379	2,373	2,379	

Chapitre IV : Calculs et résultats

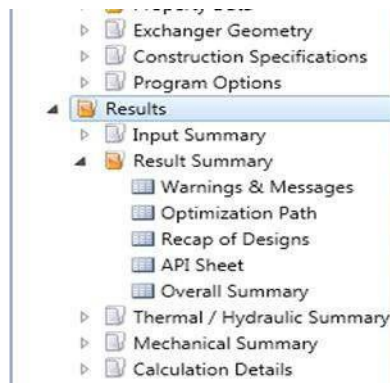
3. Définir la géométrie de la baie, des ailettes :



4. Exécution de la simulation : On clique sur le bouton " Run "



Les résultats de la conception peuvent être visualisés dans la fenêtre dans la section des résultats:



IV.3.2 Résultats du « Rating and checking »

Fiche de spécifications de l'aérocondenseur (Data sheet)

Air-Cooled Heat Exchanger Specification Sheet										
1	Company:									
2	Location:									
3	Service of Unit:			Our Reference:						
4	Item No.:			Your Reference:						
5	Date:	Rev No.:	Job No.:							
6	Size & Type	11.1	/	7,9692	m	Type	Forced	Number of Bays	2	
7	Surf/Unit-Finned Tube	6987,1		m ²	Bare area/bundle	98,8	m ²	Ratio (Total/Bare)	17,68	
8	Heat exchanged	2121,1		kW	MTD, Eff	23,89		°C		
9	Transfer Rate-Finned	15,4		Bare, Service	224,7	Clean	287,5	W/(m ² -K)		
10	PERFORMANCE DATA - TUBE SIDE									
11	Fluid Circulated	EA1 In->EA1 Out			In / Out					
12	Total Fluid Entering	kg/h	17856		Density, Liq	kg/m ³	469,09	/	566,56	
13			In / Out		Density, Vap	kg/m ³	43,61	/	10,49	
14	Temperature	°C	117	/	39,5	Specific Heat, Liq	kJ/(kg-K)	3,222	/	2,41
15	Liquid	kg/s	0,0869	/	4,7521	Specific Heat, Vap	kJ/(kg-K)	2,441	/	3,27
16	Vapor	kg/s	4,8731	/	0,2079	Therm. Cond, Liq	W/(m-K)	0,0592	/	0,0886
17	Noncondensable	kg/s	0	/	0	Therm. Cond, Vap	W/(m-K)	0,0362	/	0,1103
18	Steam	kg/s	/		Freeze Point	°C				
19	Water		/		Bubble / Dew point	°C	0,67	/	117,32	
20	Molecular wt, Vap	55,01426	/	55,01426	Latent heat	kJ/kg				
21	Molecular wt, NC				Inlet pressure (abs)	bar	19,64589			
22	Viscosity, Liq	mPa-s	0,0845	/	0,1605	Pres Drop, Allow/Calc	bar	0,25	/	0,03703
23	Viscosity, Vap	mPa-s	0,0123	/	0,0125	Fouling resistance	m ² -K/W	0,00017		
24	PERFORMANCE DATA - AIR SIDE									
25	Air Quantity, Total	527508		kg/h	Altitude	0		m		
26	Air Quantity/Fan	32,285		m ³ /s	Temperature In	38		°C		
27	Static Pressure	32		Pa	Temperature Out	52,36		°C		
28	Face Velocity	1,7	m/s	Mass velocity	1,93	kg/s/m ²	Design Ambient	0	°C	

❖ **Conclusion** : Cette partie de simulation nous a permis de vérifier les résultats obtenus dans la première partie et donc nous pouvons conclure que le design est satisfaisant.

IV.4 Résultats et interprétations :

Les résultats de calcul ainsi que la simulation sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV. 19 : Tableau récapitulatif des résultats trouvés.

Résultats	Calcul	EDR
Paramètres géométriques		
Surface des ailettes / tube (m ² /m ²)	17,683	17,68
Nombre de tubes (faisceau/rang)	120/30	120/30
Surface faciale (m ²)	37,8	43,29
Surface des tubes nus (faisceau)	100,09	98,8
Surface des ailettes / faisceau	1777,61	1746,8

Surfaces totales des ailettes	7110,44	6987,1
Paramètres thermiques		
La chaleur échangée (Q (MW))	2,1	2,1
Température sortie air (t2 (°C))	50	52,36
ΔTLM (°C)	18,64	23,89
Surface actuelle / surface requis	1,21/1, 28	
Les pertes de pression		
ΔPa (coté air) (Pa)	27,09	32
ΔPi (coté tube) (Pa)	8207,86	3703
Valeur admissible	$\leq 0,5$ kg/m ² g	
Prix estimé (DZD)	11831748, 79	25498145, 78

➤ **Interprétation des résultats :**

En constatant les résultats récapitulés ci-dessus, je peux dire qu'il y a une concordance entre les valeurs calculées et les résultats obtenus par le logiciel (EDR), dans la plupart des grandeurs.

Les calculs effectués sur l'aéro-réfrigérant 701-EA-1 montrent que le nombre de cellules existantes ne peuvent pas assurer le refroidissement nécessaire car la quantité de chaleur qui pourra être fournie par la baie de référence ne permet pas d'atteindre la température désirée. Cela est confirmé par le nombre de tubes calculé qui est supérieur à celui existant de 240 tubes donc il faut ajouter une cellule supplémentaire de même dimension et identique à celle existante. Donc on peut conclure que la méthode utilisée pour le dimensionnement de l'aérocondenseur est une méthode que l'on peut utiliser afin d'estimer le design préliminaire. Finalement ces résultats montrent que le projet est réalisable.

Conclusion

Le travail effectué m'a montré qu'il y a une possibilité de substituer le condenseur par un aérocondenseur en respectant les spécifications de la qualité de produits et leurs paramètres de marche.

Références bibliographiques

[1] : K. J. BELL, Heat Exchanger Design Handbook, Vol 3 sec 3.1.4, Washington, 1983.

[2] : A.S. GHANEM, Cours : équipements d'échange thermique, institut algérien du pétrole, école de Boumerdes, 2013.

[3] : B. A. BOWERSOCK, HEXSIM: a preliminary shell and tube and air-cooled Heat exchanger design/rating program, Oklahoma State University, 1984, p 86.

Conclusion générale

Conclusion Générale

Le travail que j'ai effectué au niveau de l'unité d'isomérisation de la raffinerie de Skikda RA1K, et qui rentre dans le cadre du projet de mise en situation professionnelle, consiste à évaluer la possibilité de substituer le condenseur 701-E-5 par un aérocondenseur afin de réduire les problèmes d'encrassement et de corrosion liés au refroidissement à l'eau et d'éviter les arrêts répétitifs de l'unité suite à des fuites au niveau de l'échangeur tout en respectant les spécifications exigées.

Mon travail a été axé sur ce problème ou j'ai proposé d'augmenter la capacité de traitement de l'aérocondenseur existant en se basant sur une méthode de dimensionnement thermique qui utilise les notions globales de transfert de chaleur.

Ce calcul de dimensionnement m'a montré que l'aéroréfrigérant existant ne peut pas fournir la quantité d'énergie nécessaire pour avoir les résultats désirés, cela a été constaté en exploitant tous les résultats obtenus dans la partie de dimensionnement notamment la surface d'échange requise qui doit être augmentée par l'installation d'une autre cellule identique, tout en respectant l'encombrement de cette modification qui est comparée à celle disponible sur site.

Le calcul des pertes de charge ainsi que les puissances nécessaires présente des résultats logiques et acceptables dans les limites exigées.

Ensuite j'ai pu confirmer que les résultats obtenus à partir de dimensionnement sont acceptables et que le modèle dimensionné m'a permis d'atteindre la température désirée.

Mes résultats indiquent aussi la possibilité d'installer l'équipement dimensionné pour éviter les problèmes de corrosion fréquemment rencontrés dans la section de stabilisation et cela contribue à la continuité de la production dans l'unité d'isomérisation sur le long terme.

Pour conclure et dans le souci de compléter mon travail, je recommande de réaliser une étude approfondie en se référant aux points suivants :

- Compléter le dimensionnement mécanique,
- Effectuer une étude économique plus poussée,
- Faire une étude de lutte contre le bruit engendré par les aéro-réfrigérants,
- Utiliser un humidificateur pour combler l'écart de température au cas où cette dernière est inférieure à 10 °C entre la température de sortie du fluide à refroidir et l'air ambiant,
- Faire une étude comparative entre le changement des nuances des tubes (métal) de l'échangeur de chaleur faisceau calendrier et l'aéro proposé en se basant sur l'étude économique afin de décider la solution la plus adéquate.

Liste des annexes

Annexe A : Propriétés et caractéristique de la charge.



Process licensing

MATERIAL BALANCE (WEIGHT PERCENT)

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1WP	5/11

Client :	NAFTEC, Spa	Date	By	Check By	Iss.
	Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June 07	LMO	GCI	0
Unit :	Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case :	FEED RA1K - CASE SOR				

Flow rate unit : wt %	Stabilizer overhead 17	Stabilizer air condenser outlet 18	Stabilizer trim cooler outlet 19	Stabilizer reflux 20
H2	0.54	0.54	0.54	0.06
C1	0.01	0.01	0.01	0.01
C2	0.00	0.00	0.00	0.00
C3	1.22	1.22	1.22	1.12
IC4	42.98	42.98	42.98	42.27
NC4	4.18	4.18	4.18	4.17
IC5	44.24	44.24	44.24	45.34
NC5	5.25	5.25	5.25	5.40
22MB	0.93	0.93	0.93	0.97
23MB	0.10	0.10	0.10	0.10
2MP	0.24	0.24	0.24	0.25
3MP	0.09	0.09	0.09	0.09
NC6	0.03	0.03	0.03	0.03
CP	0.17	0.17	0.17	0.18
MCP	0.01	0.01	0.01	0.01
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	0.01	0.01	0.01	0.01
NC7	0.00	0.00	0.00	0.00
MCH	0.00	0.00	0.00	0.00
11MCH	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00
Total kg/h	17 856	17 856	17 856	17 076
Total kmol/h	323.22	323.22	323.22	269.05

MATERIAL BALANCE (WEIGHT PERCENT)

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1WP	5/11

Client :	NAFTEC, Spa	Date	By	Check by	Iss.
	Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June 07	LMO	GCI	0
Unit :	Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case :	FEED RA1K - CASE SOR				

Flow rate unit : wt %	Stabilizer overhead	Stabilizer air condenser outlet	Stabilizer trim cooler outlet	Stabilizer reflux
	17	18	19	20
H2	0.54	0.54	0.54	0.06
C1	0.01	0.01	0.01	0.01
C2	0.00	0.00	0.00	0.00
C3	1.22	1.22	1.22	1.12
IC4	42.98	42.98	42.98	42.27
NC4	4.18	4.18	4.18	4.17
IC5	44.24	44.24	44.24	45.34
NC5	5.25	5.25	5.25	5.40
22MB	0.93	0.93	0.93	0.97
23MB	0.10	0.10	0.10	0.10
2MP	0.24	0.24	0.24	0.25
3MP	0.09	0.09	0.09	0.09
NC6	0.03	0.03	0.03	0.03
CP	0.17	0.17	0.17	0.18
MCP	0.01	0.01	0.01	0.01
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	0.01	0.01	0.01	0.01
NC7	0.00	0.00	0.00	0.00
MCH	0.00	0.00	0.00	0.00
11MCH	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	kg/h	17 856	17 856	17 856
Total	kmol/h	323.22	323.22	269.05



Process licensing

HEAT BALANCE



Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	IHB	5/11

Client :	NAFTEC, Spa	Date	By	Check by	Iss.
	Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June 07	LMO	GCI	0
Unit :	Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case :	FEED RAIK - CASE SOR				

	Stabilizer overhead	Stabilizer air condenser outlet	Stabilizer trim cooler outlet	Stabilizer reflux
	17	18	19	20
Temperature °C	117	58	40	40
Pressure kg/cm ² g	19.0	18.7	18.5	19.0
TOTAL STREAM				
Weight rate kg/h	17 856	17 856	17 856	17 076
Molar rate kmol/h	323.22	323.22	323.22	269.05
Enthalpy Mkal/h	2.33	0.73	0.50	0.39
Density kg/m ³	43.08	151.4	173.3	565.2
Mol. Weight kg/kmol	55.24	55.24	55.24	63.47
Wt pc vapor %	100.00	7.63	4.36	
Wt pc free water %	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure kg/cm ² a				19.5
TOTAL VAPOR				
Weight rate kg/h	17 856	1 362	779	
Molar rate kmol/h	323.22	63.74	54.17	
Volumetric rate m ³ /h	414.5	87.5	72.8	
Normal vapor rate Nm ³ /h	7 244.6	1 428.7	1 214.1	
Enthalpy Mkal/h	2.33	0.18	0.10	
Spec. Enthalpy kcal/kg	130.6	129.4	133.1	
Density kg/m ³	43.08	15.57	10.70	
Mol. Weight kg/kmol	55.24	21.37	14.39	
Viscosity cP	0.012	0.013	0.012	
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.027	0.040	0.047	
Specific Heat kcal/kg.°C	0.587	0.642	0.761	
Cp/Cv	1.191	1.201	1.245	
Comp. factor	0.775	0.965	0.987	
TOTAL LIQUID				
Weight rate kg/h		16 493	17 076	17 076
Molar rate kmol/h		259.47	269.05	269.05
Volumetric rate m ³ /h		30.5	30.2	30.2
Std liquid rate m ³ /h		27.8	28.9	28.9
Enthalpy Mkal/h		0.56	0.39	0.39
Spec. Enthalpy kcal/kg		33.7	23.0	23.0
Spec. Gravity		0.5929	0.5924	0.5924
Density kg/m ³		541.4	565.1	565.2
Mol. Weight kg/kmol		63.56	63.47	63.47
Viscosity cP		0.12	0.14	0.14
Thermal Cond. kcal/h.m.°C		0.094	0.102	0.102
Specific Heat kcal/kg.°C		0.608	0.585	0.585
Surf. Tension dyn/cm		8.3	10.2	10.2
DRY LIQUID				
Weight rate kg/h		16 493	17 076	17 076
Spec. Gravity		0.5929	0.5924	0.5924
Density kg/m ³		541.4	565.1	565.2
Crit. Pressure kg/cm ² a		35.6	35.7	35.7

Cu

Annexe B : Fiche technique du condenseur 701-E-5.

	DOC. NO : 6648-0701-5-PS-DS-0007-F	REV. F	DATE : 30 Jun. 13	Sheet 1 of 4	
 <i>FP / Group Technologies</i>	HEAT EXCHANGER PROCESS DATA SHEET				
	Process licensing	Job Number 06-2798	Unit 701	Type 2EX	Item 701-E-5
Client : NAFTEC, Spa		Date	By	Check By	Rev
Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA		19/06/07	CNO	GCI	0
Unit : Light Naphtha Isomerization Unit - I					
Service : STABILIZER TRIM COOLER					

CHARACTERISTICS

Size	: (2) 500mm x 6096mm	Type	: AES HORIZONTAL (4) TEMA class	R
Surf. / Unit	: (2) 80.8 m ²	Shell / Unit	: (2) 1	Surf. / Shell : (2) 80.8 m ²

PERFORMANCE OF ONE UNIT

Run case		FEED HBNS5 -CASE EOR			
		Shell Side		Tube Side (9) (13)(16)	
Fluid name		Cooling water		Stabilizer trim cooler inlet	
Fluid quantity, total	kg/h	28 550 (4) (6)		23 701 (3)	
Vapor	(in/out) kg/h			1 722	935
Liquid	(in/out) kg/h			21 978	22 766
Steam	(in/out) kg/h				
Free water	(in/out) kg/h	28 550	28 550		
Non condensable (mole fraction on total inlet fluid)				11.4 (14)	
(1) Temperature	(in/out) °C	29	40	58	40
Vapor	Density	kg/m ³			
	Viscosity	cP			
	Molecular weight	kg/kmol			
	Specific heat	kcal/kg.°C			
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C			
Liquid	Density	kg/m ³	996.1	992.4	See notes (5) (10)
	Viscosity	cP	0.814	0.653	
	Specific heat	kcal/kg.°C	0.999	0.999	
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C	0.528	0.541	
	Latent heat	kcal/kg			
(1) Inlet pressure	kg/cm ² g	4.5		18.7	
Velocity	m/s	(2) 0.3		2.2	
Pressure drop	kg/cm ²	Allow. (2) 0.7	Calc. (2) 0.2	Allow. 0.2 (7)	Calc. 0.15 (2)
Fouling resistance	m ² .°C.h/kcal	0.0004		0.00041	
Heat exchanged	MMkcal/h	0.32 (6)		LMTD (2)	WEIGHTED MTD 11.4 °C
Transfer rate	kcal/h.m ² .°C	(2) 452		(corrected):	

GENERAL DESIGN INFORMATION

Note	Design conditions	Shell Side	Tube Side
	Pressure	kg/cm ² g	16.9 (8)
	Temperature	°C	72
	Ext. Pressure	@	@
	MDMT	°C	1 (15)
			-10 (11)
Note	Other operating conditions		
	Pressure	kg/cm ² g	
	Temperature	°C	
	Pressure	kg/cm ² g	
	Temperature	°C	
	Pressure	kg/cm ² g	
	Temperature	°C	
Insulation/Thickness	mm		

Annexe C : Fiche technique de l'aérocondenseur 701-EA-1.

	DOC. NO : 6648-0701-5-PS-DS-0032-F	REV. F	DATE : 30 Jun. 13	Sheet 1 of 4
---	------------------------------------	--------	-------------------	--------------



Process licensing

AIR COOLER PROCESS DATA SHEET

Job number 06-2798	Unit 701	Type 2AC	Item 701-EA-1	Page 1/4
------------------------------	--------------------	--------------------	-------------------------	--------------------

Client : NAFTEC, Spa	Date	By	Check By	Rev
Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	19/06/07	CNO	GCI	0
Unit : Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Service : Stabilizer air condenser				

CHARACTERISTICS

Tube surface	m ²	198	Total developed surface	m ²	3476
--------------	----------------	------------	-------------------------	----------------	-------------

Run case		RA1K EOR			
Tube Side		Inlet		Outlet	
Fluid name		HC+H2+HCl (10)			
Fluid quantity, total		23 628 (3) (4)			
Vapor	kg/h	23 628		1 535	
Liquid	kg/h			22 093	
Steam	kg/h				
Water	kg/h				
Non condensable	kg/h	102 (8)			
(1) Temperature		115		58	
Vapor	Density (PT)	kg/m ³	See attached enthalpy table HC-701-EA-1 (9)		
	Viscosity	cP			
	Molecular weight	kg/kmol			
	Specific heat	kcal/kg.°C			
Thermal cond.	kcal/h.m.°C				
Liquid	Density (PT)	kg/m ³			
	Viscosity	cP			
	Specific heat	kcal/kg.°C			
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C			
Latent heat		kcal/kg			
(1) Inlet pressure		kg/cm ² g	0.2 (6)		
Pressure drop (allowable)		kg/cm ²	0.0002		
Fouling resistance		m ² .°C.h/kcal			

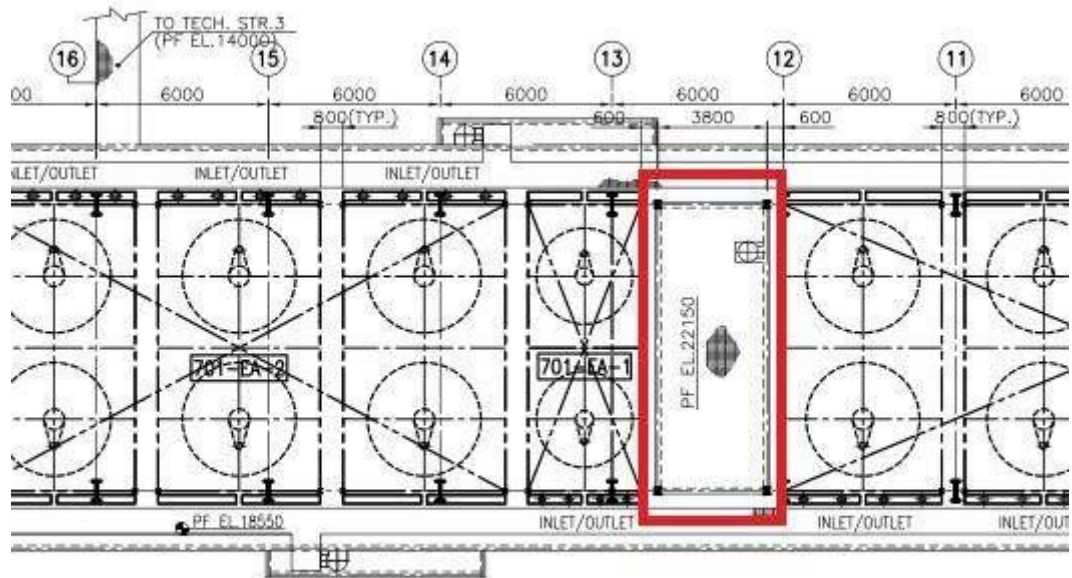
Air Side					
Temperature	(in)	°C	38		
Altitude		m	13		

Heat exchanged	MMkcal/h	2.08 (3) (5)			
Transfer rate	kcal/h.m ² .°C	314 (Bare Surface)			
Mean temperature difference	°C	41.2			

GENERAL DESIGN INFORMATION

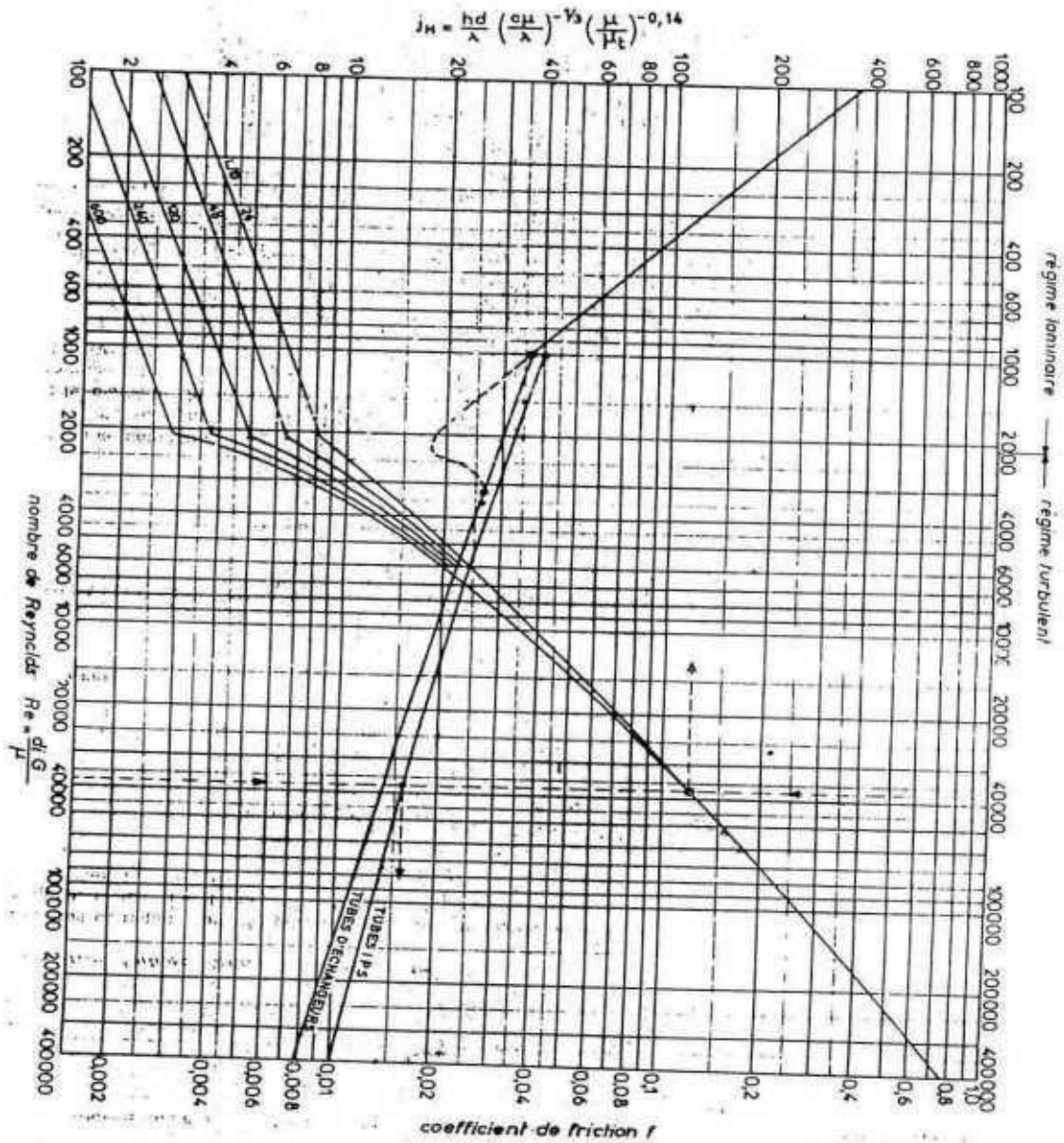
Note	Design conditions	
	Design pressure	kg/cm ² g
	Temperature	°C
	Ext. Pressure	@
	MDMT	°C
		-10 (11)
Note	Other operating conditions	
	Pressure	kg/cm ² g
	Temperature	°C
	Pressure	kg/cm ² g
	Temperature	°C
	Pressure	kg/cm ² g
	Temperature	°C

Annexe D : L'encombrement.



PLAN AT EL. 14500 AND ABOVE

Annexe E: Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes.

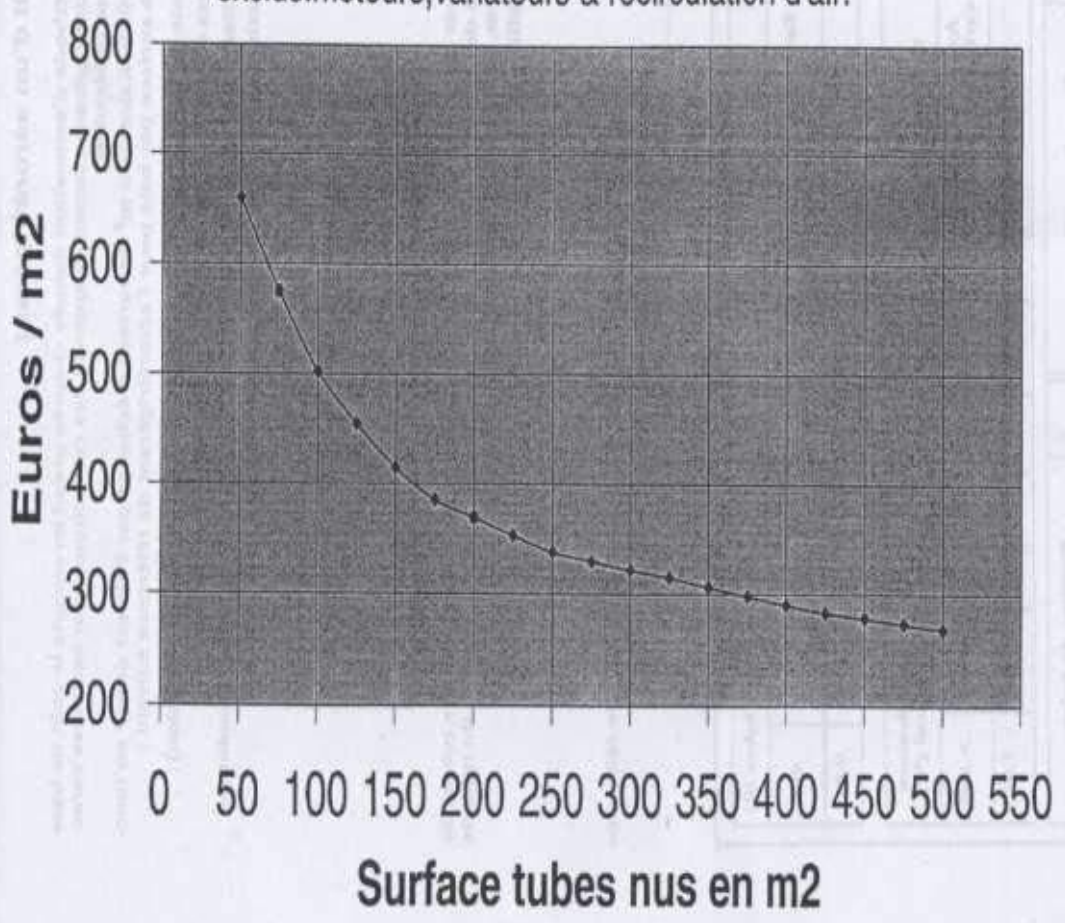


Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de REYNOLDS à l'intérieur des tubes

Annexe F : Prix des aérorefrigérants.

PRIX DES AEROREFRIGERANTS

inclus: faisceaux, charpente, équipements.
exclus: moteurs, variateurs & recirculation d'air.



Annexe G : Résultat de simulation.

Aspen Exchanger Design and Rating Air Cooled V10

File: D:\Révision\3 eme phase\Word memoire\EA1-memo.EDR

Printed: 20/04/2021 at 02:40:02

Resistance Distribution

Overall Coefficient / Resistance Summary			Clean	Dirty	Max Dirty
Area required (total)	m ²		5461	5771	6987,1
Area required (bare tube)	m ²		308,8	326,4	395,1
Area ratio: actual/required			1,279464	1,210724	1
Overall coefficient	W/(m ² -K)		287,5	272	224,7
Overall resistance	m ² -K/W		0,00348	0,00368	0,00445
Outside fouling	m ² -K/W		0	0	0
Tube side fouling			0	0,0002	0,00024
Resistance Distribution	W/(m ² -K)	m ² -K/W	%	%	%
Outside film	708,2	0,00141	40,58968	38,40895	31,72396
Outside fouling		0		0	0
Tube wall	33984,8	3E-05	0,8458713	0,8004259	0,6611136
Tube side fouling	5063,2	0,0002		5,372604	21,8423
Tube side film (bare)	490,9	0,00204	58,56445	55,41801	45,77263

Heat Transfer Resistance

Outside / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Outside  Tube side

Aspen Exchanger Design and Rating Air Cooled V10

File: D:\Révision\3 eme phase\Word memoire\EA1-memo.EDR

Printed: 20/04/2021 at 02:38:50

Optimization Path

Current selected case **1**

Per Bundle				Per Unit								
Tube	Rows	Tube		Bundle	Bays	Area			Pressure Drop			
No.	Deep	Length	Pass	P	P	Actual	Required	Area ratio	Outside	Dp ratio Outside	Tube	Dp ratio Tube side
		m				m ²	m ²		Pa		bar	
120	4	10,5	2	2	2	6987,1	5771	1,21	32	0,16	0,03703	0,15

Per Unit				
Total			X-side	
Price	Power	Operating cost	Outlet temperature	Face velocity
Dollar(US)	kW	Dollar(US)	C	m/s
187819	7,661	4932	52,36	1,7

Aspen Exchanger Design and Rating Air Cooled V10

File: D:\Revision\3 eme phase\Word memoire\EA1-memo.EDR

Printed: 20/04/2021 at 02:37:05

API Sheet

Air-Cooled Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:											
2	Location:											
3	Service of Unit:					Our Reference:						
4	Item No.:					Your Reference:						
5	Date:	Rev No.:	Job No.:									
6	Size & Type	11,1	/	7,9692	m	Type	Forced	Number of Bays	2			
7	Surf/Unit-Finned Tube	6987,1			m ²	Bare area/bundle	98,8	m ²	Ratio (Total/Bare)	17,68		
8	Heat exchanged	2121,1			KW	MTD, Eff	23,89		°C			
9	Transfer Rate-Finned	15,4			Bare, Service	224,7	Clean	287,5	W/(m ² -K)			
10	PERFORMANCE DATA - TUBE SIDE											
11	Fluid Circulated	EA1 In->EA1 Out						In	/	Out		
12	Total Fluid Entering	kg/h	17856			Density, Liq	kg/m ³	469,09	/	566,56		
13			In	/	Out	Density, Vap	kg/m ³	43,61	/	10,49		
14	Temperature	°C	117	/	39,5	Specific Heat, Liq	kJ/(kg-K)	3,222	/	2,41		
15	Liquid	kg/s	0,0869	/	4,7521	Specific Heat, Vap	kJ/(kg-K)	2,441	/	3,27		
16	Vapor	kg/s	4,8731	/	0,2079	Therm. Cond, Liq	W/(m-K)	0,0592	/	0,0886		
17	Noncondensable	kg/s	0	/	0	Therm. Cond, Vap	W/(m-K)	0,0362	/	0,1103		
18	Steam	kg/s		/		Freeze Point	°C					
19	Water			/		Bubble / Dew point:	°C	0,67	/	117,32		
20	Molecular wt, Vap	55,01426	/	55,01426			Latent heat	kJ/kg				
21	Molecular wt, NC					Inlet pressure (abs)	bar	19,64589				
22	Viscosity, Liq	mPa-s	0,0845	/	0,1605	Pres Drop, Allow/Calc	bar	0,25	/	0,03703		
23	Viscosity, Vap	mPa-s	0,0123	/	0,0125	Fouling resistance	m ² -K/W	0,00017				
24	PERFORMANCE DATA - AIR SIDE											
25	Air Quantity, Total	527508			kg/h	Altitude	0		m			
26	Air Quantity/Fan	32,285			m ³ /s	Temperature In	38		°C			
27	Static Pressure	32			Pa	Temperature Out	52,36		°C			
28	Face Velocity	1,7			m/s	Mass velocity	1,93			kg/s/m ²		
29						Design Ambient	0		°C			
30	DESIGN-MATERIALS-CONSTRUCTION											
31	Design/Vac./Test Pres	27,57903	/	/		bar	Design temperature	232,22 °C				
32	TUBE BUNDLE			Header			Tube					
33	Size	m	11,1	Type	Box		Material	Carbon Steel				
34	Number/bay	2		Material	Carbon Steel			Specifications				
35	Tube Rows	4		Passes	2		OD	25,4	Min Thk.	1,65 mm		
36	Arrangement				Plug Mat.				No./Bun	120	Lng	10,5 m
37	Bundles	2	par	Gasket Mat.				Pitch	60,32	/	52,24	30 Degrees
38	Bays	2	par	Corr. Allow.	mm			FIN				
39	Bundle frame				Inlet nozzle (1)	66,65 mm		Type	G-finned			
40	MISCELLANEOUS						Outlet nozzle (1)	42,85 mm		Material	Aluminum 1060	
41	Struct. Mount.				Special Nozzles				OD	50,8	Tks	0,43 mm
42	Surf.Prepare				Rating	Program		No.	433	#/m	Design Temp	°C
43	Louvers				TI	PI		Code	\SME Code Sec VIII Div *			
44	Vibration Switches				Chem Cleaning				Stamp	Yes	Specs	
45	MECHANICAL EQUIPMENT											
46	Fan,Mfr., Model				Driver, Type	Program		Speed Reducer, Type				
47	No./Bay	2	RPM	Mfr.				Mfr.&Model				
48	Dia.	3,111m	Blade(s)	No./Bay				No./Bay				
49	Pitch	Angle			RPM				Rating			hp
50	Blade(s)	Hub			Enclosure				Ratio			
51	hp/Fan	1,915	kW	MinAmb	V/Phase/Hz	/	/	Support				
52	Control Action on Air Failure-										Louvers	
53	Degree Control of Outlet Process Temperature											
54	Recirculation							Steam Coil	No			
55	Plot Area	m ²	Drawing No.	Wt.Bundle	4994,9	Wt. Unit	19979,6	kg				
56	Notes:											
57												
58												

Aspen Exchanger Design and Rating Air Cooled V10

File: D:\Révision\3 eme phase\Word memoire\EA1-memo.EDR

Printed: 20/04/2021 at 02:35:14

Aircooled Summary

1	Unit Length/Width/Height	11,1 / 7,9692 / 0,209	m		Tube inclination	0								
2	Baysperunit	2	Bundles per bay	2	Tube Rows	4	Passes	2	X-side flow direction	0	Degrees			
3	Staggered-even rows to right										Tube flow orientation	Counter-current		
4	Total surface	6987,1	Ext surface/bundle	1746,8	Bare/Bundle	98,8	m ²		Ratio (Total/Bare)	17,68				
5	Performance of the Unit													
6	Rating / Checking													
7	Process Data		Tube Side		X-Side		Heat Transfer Parameters							
8	Total Flow	kg/h	In	Out	In	Out	Total head load	kW		2121,1				
9	Gas				527508	527508	Effective MTD	°C		23,89				
10	Vapor		17543	748			Actual/Reqd area ratio(dirty/clean)	1,21 /		1,28				
11	Liquid		313	17108	0	0	Coef/Resist (Bare)	W/(m ² -K)	m ² -K/W	%				
12	Cond./Evap.		16795		0		Tube side film	490,9	0,00204	55,42				
13	Temperature	°C	117	39,5	38	52,36	Tube side fouling	5063,2	0,0002	5,37				
14	Quality		0,9825	0,0419			Tube wall	33984,8	3E-05	0,8				
15	Humidity ratio						Outside fouling		0	0				
16	Pressure (abs)	bar	19,64589		19,60886		Outside film	708,2	0,00141	38,41				
17		Pa			101326	101326	Overall fouled	272	0,00368					
18	DP		0,03703		32		Overall clean	287,5	0,00348					
19	Velocity	m/s	1,22	0,31	3,45	3,61								
20	Liquid Properties						Tube Side Pressure Drop							
21	Density	kg/m ³	469,09	566,56			Inlet nozzle	0,00076	2,04					
22	Viscosity	mPa-s	0,0845	0,1605			Inlet header	4E-05	0,11					
23	Specific heat	kJ/(kg-K)	3,222	2,41			Inside tubes	0,00471	12,71					
24	Th Cond	W/(m-K)	0,0592	0,0886			Across pass	0	0,01					
25	Surface	N/m					Other header	1E-05	0,03					
26	Vapor Properties						Outside Pressure Drop							
27	Density	kg/m ³	43,61	10,49	1,13	1,08	Ground clearance	0	0					
28	Viscosity	mPa-s	0,0123	0,0125	0,019	0,0196	Fan inlet	3	8,47					
29	Specific heat	kJ/(kg-K)	2,441	3,27	1,007	1,008	Bundle	33	91,27					
30	Th Cond	W/(m-K)	0,0362	0,1103	0,0271	0,0282	Louvers	0	0					
31	Two-Phase Properties						Header and Nozzles							
32	Latent	kJ/kg	219,7	304,3			Steam Coil	0	0					
33	Molecular weight		72,35812		28,96		Plenum	0	0					
34	Heat Transfer Parameters						Heat Load							
35	Reynolds No. vapor		95127,56	4006,24	5246,96	5073,16	Vapor	0						
36	Reynolds No. liquid		246,91	7108,12			Cond./Evap	2121,1						
37	Prandtl No. vapor		0,83	0,37	0,71	0,7	Liquid	0						
38	Prandtl No. Liquid		4,6	4,37			Input/Actual duty ratio	1						
39	Tubes / Fin						Weights							
40	Tubes per bundle		120		Last row number	4	Inlet	Box	Box	Inlet header		847,5		
41	Tube material	Carbon Steel			Tube OD / ID	mm	25,4	/	22,1	/	Other header		848,6	
42	Length effective	m	10,3158		Fin type	G-finned					Inlet nozzle		7,6	
43	Length actual	m	10,5		Fin material	Aluminum 1060					Outlet nozzle		3,6	
44	Transverse pitch	mm	60,32		Fin tip diameter	mm	50,8				Tubes and fins		2186,9	
45	Longitudinal pitch	mm	52,24		Fin thickness	mm	0,43				Side frms/supports		1100,7	
46	Pitch angle		30		Fin frequency	#/m	433				Bundle - dry		4994,9	
47	Th Cond	W/(m-K)	60,0095		Root diameter	mm	25,4				Bundle - wet		5705	
48	Surface effectiveness		0,94		Th cond	W/(m-K)	231,2425				Unit bundles - dry		19979,6	
49	X-side and Fan						Header and Nozzles							
50	Type draft		Forced				Inlet	Other			kg			
51	Fans/bay		2				Header type	Box	Box			Inlet header	848,6	
52	Vol./fan(Act/Std)	m ³ /s	32,285	30,535			Header depth	mm	300	300			Inlet nozzle	7,6
53	Face vel. (Act/Std)	m/s	1,7	1,61				In	Out			Outlet nozzle	3,6	
54	Fan diam./% cov.	m	3,111	39,35			No. of nozzles	1	1			Tubes and fins	2186,9	
55	Sum./Win. des. Temp	°C	38	0			Nozzle ID	mm	66,65	42,85			Side frms/supports	1100,7
56	Abs pwr/fan-Winter	kW	1,915				Hom. Velocity	m/s	8,02	4,9			Bundle - dry	4994,9
57	Abs pwr/fan-Summer	kW	1,681				Rho*V2	kg/(m-s ²)	2851	4209			Bundle - wet	5705
58	Drive efficiency		95									Unit bundles - dry	19979,6	
59	Fan efficiency		65									Unit bundles - wet	22820,2	

Aspen Exchanger Design and Rating Air Cooled V10

File: D:\Revision\3 eme phase\Word memoire\EA1-memo.EDR

Printed: 20/04/2021 at 02:37:47

Aircooled Summary

1	Unit Length/Width/Height	11,1 / 7,9692 / 0,209	m		Tube inclination	0									
2	Baysperunit	2	Bundles per bay	2	Tube Rows	4	Passes	2	X-side flow direction	0	Degrees				
3	Staggered-even rows to right								Tube flow orientation	Counter-current					
4	Total surface	6987,1	Ext surface/bundle	1746,8	Bare/Bundle	98,8	m ²	Ratio (Total/Bare)	17,68						
5	Performance of the Unit														
6	Tube Side				X-Side				Heat Transfer Parameters						
7	Process Data														
8	Total Flow	kg/h	17856		527508	527508		Total head load	kW		2121,1				
9	Gas							Effective MTD	°C		23,89				
10	Vapor		17543	748				Actual/Reqd area ratio(dirty/clean)	1,21 / 1,28						
11	Liquid		313	17108	0	0		Coef/Resist (Bare)	W/(m ² -K)	m ² -K/W	%				
12	Cond./Evap.		16795		0			Tube side film	490,9	0,00204	55,42				
13	Temperature	°C	117	39,5	38	52,36		Tube side fouling	5063,2	0,0002	5,37				
14	Quality		0,9825	0,0419				Tube wall	33984,8	3E-05	0,8				
15	Humidity ratio							Outside fouling	0		0				
16	Pressure (abs)	bar	19,64589	19,60886				Outside film	708,2	0,00141	38,41				
17		Pa			101326	101326		Overall fouled	272		0,00368				
18	DP		0,03703		32			Overall clean	287,5		0,00348				
19	Velocity	m/s	1,22	0,31	3,45	3,61									
20	Liquid Properties				Tube Side Pressure Drop				bar						
21	Density	kg/m ³	469,09	566,56				Inlet nozzle	0,00076		2,04				
22	Viscosity	mPa-s	0,0845	0,1605				Inlet header	4E-05		0,11				
23	Specific heat	kJ/(kg-K)	3,222	2,41				Inside tubes	0,00471		12,71				
24	Th Cond	W/(m-K)	0,0592	0,0886				Across pass	0		0,01				
25	Surface	N/m						Other header	1E-05		0,03				
26	Vapor Properties				Outside Pressure Drop				Pa						
27	Density	kg/m ³	43,61	10,49	1,13	1,08		Ground clearance	0		0				
28	Viscosity	mPa-s	0,0123	0,0125	0,019	0,0196		Fan inlet	3		8,47				
29	Specific heat	kJ/(kg-K)	2,441	3,27	1,007	1,008		Bundle	33		91,27				
30	Th Cond	W/(m-K)	0,0362	0,1103	0,0271	0,0282		Louvers	0		0				
31	Two-Phase Properties				Header and Nozzles				Weights						
32	Latent	kJ/kg	219,7	304,3				Inlet	Other	kg					
33	Molecular weight		72,35812		28,96			Box	Box	Inlet header	847,5				
34	Heat Transfer Parameters				Heat Load				kW						
35	Reynolds No. vapor	95127,56	4006,24	5246,96	5073,16			Vapor	0						
36	Reynolds No. liquid	246,91	7108,12					Cond./Evap	2121,1						
37	Prandtl No. vapor	0,83	0,37	0,71	0,7			Liquid	0						
38	Prandtl No. Liquid	4,6	4,37					Input/Actual duty ratio	1						
39	Tubes / Fin				Last row number				4						
40	Tubes per bundle	120	Tube OD / ID		mm	25,4 / 22,1	/	/	/	/	/				
41	Tube material	Carbon Steel	Fin type		G-finned										
42	Length effective	m	10,3158	Fin material		Aluminum 1060									
43	Length actual	m	10,5	Fin tip diameter		mm	50,8								
44	Transverse pitch	mm	60,32	Fin thickness		mm	0,43								
45	Longitudinal pitch	mm	52,24	Fin frequency		#/m	433								
46	Pitch angle		30	Root diameter		mm	25,4								
47	Th Cond	W/(m-K)	60,0095	Th cond		W/(m-K)	231,2425								
48	Surface effectiveness		0,94	Surface effectiveness		0,94									
49	X-side and Fan				Header and Nozzles				Weights						
50	Type draft	Forced						Inlet	Other	kg					
51	Fans/bay	2						Box	Box	Inlet header	848,6				
52	Vol./fan(Act/Std)	m ³ /s	32,285	30,535											
53	Face vel. (Act/Std)	m/s	1,7	1,61					In	Out	Inlet nozzle	7,6			
54	Fan diam./% cov.	m	3,111	39,35							Outlet nozzle	3,6			
55	Sum./Win. des. Temp	°C	38	0					No. of nozzles	1	1	Tubes and fins	2186,9		
56	Abs pwr/fan-Winter	kW	1,915						Nozzle ID	mm	66,65	42,85	Side frms/supports	1100,7	
57	Abs pwr/fan-Summer	kW	1,681						Hom. Velocity	m/s	8,02	4,9	Bundle - dry	4994,9	
58	Drive efficiency	95								Rho*V2	kg/(m-s ²)	2851	4209	Bundle - wet	5705
59	Fan efficiency	65											Unit bundles - dry	19979,6	
													Unit bundles - wet	22820,2	

