

N° Ordre...../FHC/UMBB/2023

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques



Mémoire de Master

Présenté par

YAKHLEF Oussama

&

BENALLOU Oussama

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés - Option : Raffinage



Contribution au bon fonctionnement de section de préchauffage de BRA à l'unité de distillation sous vide U100 de la Raffinerie d'Arzew

(Amélioration des conditions opératoires et optimisation de la production)

Devant le jury :

Prof	MIMOUN	Hadj	UMBB	Président
MCA	BEDDA	Kahina	UMBB	Examineur
MCA	SAOUD	Abdessalem	UMBB	Examineur
Dr.	DAHOU	Meriem	UMBB	Encadrante

Année Universitaire : 2022/2023

Remerciements :

Avant tout, nous tenons à dire **ALHAMDOULILAH** le tout puissant qui nous a donné le courage et la volonté afin d'être dans le bon chemin.

Nous exprimons notre profonde reconnaissance et notre gratitude à nos professeurs qui nous ont accompagnés à nos parcours d'étude académique et spécialement tous les professeurs de **l'université m'Hamed boguera Boumerdes**, pour le suivi et l'orientation, les efforts déployés et le traitement bienveillant, et n'oublie pas de remercier primordialement tous les cadres de l'institutions.

Nous adressons nos vifs remerciements à notre promotrice madame le **Docteur DAHOU MERIEM** pour son aide précieuse, sa surveillance étroite des résultats obtenus, ses efforts et ses conseils et orientations qui ont été bénéfiques pour la réalisation de ce modeste travail.

Nos sincères et profonds remerciements à **Monsieur HELLAL ABDELKADER**, le chef de service du HB3 qui a suivi et veillé rigoureusement sur le bon déroulement de ce travail avec critiques constructives et surtout à **Mr.SENAINA HOUARI** et **Mme BENOUAR MERIEM WAFAA** de département technique et **MR.GHEZALI MALIK** de l'archivage et bibliothèque technique

Nos respects aux membres de jury, qui nous feront l'honneur d'accepter de juger ce modeste travail, d'apporter leurs réflexions et leurs critiques scientifiques.

Un remerciement chaleureux pour le personnel de la raffinerie d'Arzew pour son accueil, son aide durant notre stage, les facilitations qu'ils nous ont été fourni, spécialement le personnel de la zone 5, du département technique, des bibliothèques et de la sécurité industrielle.

Notre reconnaissance enfin à tous ceux et celles qui, de près ou de loin ont collaborés à ce travail.

À tous nos amis(e).

Dédicaces :

J'ai le grand honneur de dédier ce modeste travail :

Aux plus chers que tout ce que je possède, mes accompagnons dans mon parcours, mon courage et ma fierté, qui m'ont donné l'encouragement, la compréhension, le soutien morale et plus des sacrifices et n'oublie pas le plus important une éducation vertueuse et saine, je les donne tout mon respect et beaucoup de l'amour, mes chers parents que DIEU les protèges et me les garde en bon santé

À mes précieux frères

Ma cher sœur Siham Et mon cher frère Djilali

À toute ma famille et les personnes que j'aime et je respecte

À ma promotrice DR.DAHOU Meriem

À tous mes enseignants depuis le primaire jusqu'à maintenant.

À l'ami, le frère et le binôme YAKHLEF Oussama

À tout mes chers ami, mes frères d'abord que les jours m'ont crée et le destin m'ont rapproché surtout MOHAMED EL HABIB, ASAAD, MOSTAPHA, YOUNES, AYMEN, ZAKARYA et MOHAMED

Avec tout mon respect et mes profondes émotions

O.BENALLOU

je souhaite te dédier ces mots empreints de reconnaissance et d'appréciation :

À l'être le plus cher de ma vie, ma mère.

À celui qui m'a fait de moi un homme, mon père.

Qui n'a jamais cessé, de formuler des prières à mon égard, de me soutenir et de m'épauler pour que je puisse atteindre mes objectifs.

À mes frères Zino, Ghofrane source d'espoir et de motivation,

À ma chère sœur Soumaya et son mari et n'oublier pas mes neveux source de joie et de bonheur,

Pour ses soutiens moral et leurs conseils précieux tout au long de mes études.

À mes grands-parents, mes oncles et mes tantes, et toutes ma famille

Pour leurs aides et supports dans les moments difficiles.

À mon cher frère avant d'être binôme, B. Oussama

Pour son entente et sa sympathie.

Et tous les membres de sa famille .

Pour leurs indéfectibles soutiens et leurs patiences infinies.

À ma promotrice DR. DAHOU Meriem

pour son soutien inestimable, ses conseils avisés et sa confiance en mes capacités, qui ont façonné mon parcours professionnel et personnel.

À tous mes amis de promotion MARA18 et particulièrement :

**LAZOUECHE ,MOHAMED EL- HBIB , MOSTAFA , ASAAD , YOUNES , AYMEN ET
BORHANE**

pour les moments partagés et l'impact qu'elles ont eu sur ma vie.

À toutes les personnes qui ont croisé ma route,

Et toute personne qui occupe une place dans mon coeur.

À vous cher lecteur qui a participé à ma réussite.

Avec une profonde gratitude

O.YAKHLEF

Sommaire

Résumé	ii
Liste des abréviations	iii
Liste des figures	v
Listes des tableaux	vii
Listes des annexes	viii
Introduction générale.....	1

PARTIE BIBLIOGRAPHIQUE

Chapitre I. Présentation générale de la raffinerie d'Arzew	
I.1. Historique	4
I.2. Situation du complexe	4
I.3. Capacités annuelles de traitement et production	4
I.4. Objectifs assignés au complexe	6
I.5. Principales installations de la raffinerie d'ARZEW (RA1Z)	6
I.6. Conclusion	13
Chapitre II. Fabrication des huiles de base au niveau de la zone 5.....	
II.1. Introduction	14
II.2. Définition des huiles lubrifiantes	14
II.3. Les additifs	18
II.4. Les différents types des huiles.....	19
II.5. Fabrication des huiles de bases	19
II.6. Unités principales de la zone 5 de fabrication des huiles	21
II.7. Conclusion	25
Chapitre III. Unité 100 de distillation sous vide et unité 150 de hot oil	
III.1. But de l'installation	26
III.2. Description de l'unité 100 de distillation sous vide	26
III.3. Circuits principaux du procédé	26

III.4.	Unité 150 de l'huile chaude	31
Chapitre IV. Théorie et technologie du transfert thermique		
IV.1.	Introduction	33
IV.2.	Le transfert de chaleur	33
IV.3.	Equipements de transfert de chaleur	35
IV.4.	Dimensionnement d'un nouvel échangeur de chaleur	45
Chapitre V. Aspect sécurité et environnement.....		
V.1.	Le système sécuritaire autour des équipements thermiques	52
V.2.	Incendie / Explosion	52
V.3.	Les normes et les exigences de sécurité	53
V.4.	Les mesures des sécurités et la prévention	54
V.5.	Règlementation et procédé de réduction des émissions	55
Partie Expérimentale		
Chapitre VI. Variation des propriétés thermiques de l'huile de base SAE10 et du brut réduit BRA en fonction de la température		
VI.1.	Variation de la chaleur spécifique en fonction de la température.....	56
VI.2.	Variation de la conductivité thermique en fonction de la température	57
VI.3.	Variation de la masse volumique en fonction de la température	58
VI.4.	Variation de la viscosité dynamique en fonction de la température	59
Chapitre VII. Calcul du rendement du four H101.....		
VII.1.	Etude de combustion	60
VII.2.	Données de base du four de l'unité de distillation sous vide H101	60
VII.3.	Evaluation de la quantité transmise en radiation	62
VII.4.	Calcul du rendement du four H101	66
Chapitre VIII. Calcul de la charge thermique de l'échangeur E101 et E103 existant avec un nouvel fluide caloporteur		
VIII.1.	Calcul de vérification de l'échangeur E103	71
VIII.2.	Calcul de vérification de l'échangeur E103	74

VIII.3.	Conclusion	76
Chapitre IX. Calcul de conception d'un nouvel échangeur		
IX.1.	Données de départ :La méthode de KERN a été appliquée dans cette partie	77
IX.2.	Bilan thermique	77
IX.3.	Calcul du débit d'huile chaude en excès (recyclé)	79
IX.4.	Calcul de DTLM	79
IX.5.	Choix de la géométrie de l'appareil	80
IX.6.	Conclusion	86
Chapitre X. Simulation par logiciel Aspen EDR		
X.1.	Description du logiciel de simulation HYSYS	87
X.2.	Introduction sur le simulateur HYSYS	87
X.3.	Présentation du logiciel ASPEN EDR	87
X.4.	Calcul d'un échangeur de chaleur par le simulateur ASPEN EDR	88
X.5.	Vérification de l'échangeur par le logiciel de simulation ASPEN EDR HYSYS	88
X.6.	Les étapes de simulation	89
X.7.	Résultats de la simulation sous forme de data sheet et plan mécanique	91
X.8.	Conclusion	94
Chapitre XI. Etude économique		
XI.1.	Gain de consommation du fuel gaz après la modification	95
XI.2.	Perte de production avant la modification	97
XI.3.	Gain de production après la modification	98
XI.4.	Estimation du profit du gain en gaz combustible.....	99
XI.5.	Estimation du cout de nouvel échangeur	99
Chapitre XII. Conclusion générale		
	Recommandations	103
	Références bibliographiques	104

ملخص

ترتبط عمليات التجزئة والفصل بشكل أساسي بدرجة حرارة التبخير ودرجة حرارة مدخل الشحنة، والتي يتم تثبيت تدرجها فيما يتعلق بطبيعة المنتجات المرغوبة وجودة الشحنة المجرأة.

في منطقة تصنيع النفط الأساسية (المنطقة 5) من مصفاة أرزيو، تلعب التسخين المسبق دورًا أساسيًا في تقليل لزوجة بقايا الغلاف الجوي، مما يخفف الفرن الرئيسي ويعزز الفصل الفعال. يتم دمج الأفران في دائرة التبادل الحراري لتوفير الحرارة الإضافية اللازمة لتسخين السائل. عندما يكون لبطارية الصرف عطل أو عجز في التسخين المسبق لدرجة حرارة المادة تكون أقل، فإن هذا يسبب حمولًا زائدة على مستوى الفرن مع إطلاق كمية أكبر من الحرارة H101 الخام عند مدخل الفرن وبالتالي زيادة استهلاك غاز الوقود وظاهرة فحم الكوك، مما يؤثر تأثيرًا مباشرًا على الإنتاج، ويؤثر تأثيرًا ضارًا على البيئة ذات الوجود الدائم للمخاطر، وكذلك على جلد الأنابيب، لضمان الأداء السليم للفرن وتيسير دراسته وتشغيله.

واثنين من المبادلات مع إمكانية تغيير سائل التبريد H101 تم بناء هذا العمل حول دراسة التحقق التحليلي من كفاءة الفرن بالإضافة إلى دراسة تكنولوجية لتصميم مبادل شعاع مبرد جديد، وهذا سيزيد من معدل الحمل للوحدة، وبالتالي تعزيز الفصل الجيد، وتخفيف الفرن.

لذلك، فإن التسخين المسبق السليم للسوائل في أعلى مجرى الفرن، من أجل الوصول إلى درجة الحرارة المطلوبة عند المدخل، له أهمية قصوى لتجنب مشاكل فنية مختلفة.

Abstract

The fractionation and separation processes are essentially related to the vaporization temperature and the feed inlet temperature, whose gradient is determined according to the desired products and the quality of the fractionated feed.

In the base oil manufacturing area (Zone 5) of the refinery of Arzew, preheating plays an essential role in reducing the viscosity of the atmospheric residue, which relieves the main furnace and promotes efficient separation. The furnaces are integrated into the heat exchange circuit to provide the additional heat required for fluid heating. When the heat exchange battery malfunctions or there is a preheating deficit, the temperature of the feed at the inlet of furnace H101 is lower, resulting in an overload of the furnace with a higher amount of heat released (and thus an increase in fuel gas consumption and coking phenomenon). This has a harmful impact on the environment and directly affects production with a permanent risk presence. It is essential to know the temperatures of the service fluid as well as the tube wall temperatures to ensure proper furnace operation and facilitate its study and exploitation.

This work is based on an analytical verification study of the performance of furnace H101 and two heat exchangers, with the possibility of changing the heat transfer fluid, as well as a technological study for the design of a new shell and tube heat exchanger. This will increase the unit's feed rate, thus promoting efficient separation and relieving the furnace.

Therefore, adequate preheating of the fluid upstream of the furnace to reach the required inlet temperature is of paramount importance to avoid various technical problems.

Résumé

Les procédés de fractionnement et de séparation sont essentiellement liés à la température de vaporisation et la température d'entrée de la charge dont le gradient est fixé par rapport au nature des produits désirés et la qualité de charge fractionnée.

Dans la zone de fabrication des huiles de base (Zone 5) de la raffinerie d'Arzew, le préchauffage joue un rôle essentiel en réduisant la viscosité du résidu atmosphérique, ce qui soulage le four principal et favorise une séparation efficace. Les fours sont intégrés dans le circuit d'échange de chaleur pour fournir la chaleur supplémentaire nécessaire à l'échauffement du fluide. lorsque la batterie d'échange a une mal fonctionnement ou bien un déficit de préchauffage la température de la matière première à l'entrée du four H101 est plus basse , cela entraîne une surcharge au niveau de four avec une quantité de chaleur dégagée plus grande (et donc une augmentation de la consommation de fuel gaz et phénomène de cokéfaction), ce qui influe directement sur la production, un impact nocif sur l'environnement avec présence permanente de risque ,dont Il est essentiel de connaître les températures du fluide de service, ainsi que celles de la peau des tubes, pour garantir un bon fonctionnement du four et faciliter l'étude et l'exploitation de celui-ci.

Ce travail est construit au tour d'une étude de vérification analytique du rendement de four H101 et deux échangeurs avec une possibilité de changement de fluide caloporteur en plus une étude technologique de conception d'un nouvel échangeur faisceau calandre, cela permettra d'augmenter le taux de charge de l'unité, favorisant ainsi une bonne séparation, et soulager le four.

Par conséquent, un préchauffage adéquat du fluide en amont du four, afin d'atteindre la température requise à l'entrée, revêt une importance primordiale pour éviter divers problèmes techniques.

Liste des abréviations

A.P.I.: American Petroleum Institute

A.S.M.E.: American Society of Mechanical Engineers

ASPEN: Advanced System for Process Engineering

B-JAC: Bell-Jackiw-Adler Current

BP: Basse Pression

BRA: Brut Réduit Atmosphérique

BRI : Brut Réduit Importé

BS: Bright Stock

BWG: Birmingham Wire Gauge

COV: Composés Organiques Volatils

CSC: Captage et Stockage du Carbone

DAO: De-Asphalted Oil

EDR: Exchanger Design et Rating

GES: Gaz à Effet de Serre

GIR: Groupe d'Intervention de Réserve

GNL: Gaz Naturel Liquéfié

GPL/LPG : Gaz de Pétrole Liquéfié / Liquefied Petroleum Gas

HB3 : Huile de Base 3

HB4 : Huile de Base 4

HSRN: Heavy Straight Run Naphtha

HTFS: Heat Transfer & Fluid Flow Service

HYSYS: Hyprotech Systems Limited (process simulation software)

JGC: Japan Gasoline Co., Ltd.

KERN: Kern River Gas Transmission Company (California)

LPG: Liquefied Petroleum Gas

LSRN: Light Straight Run Naphtha

MEC: Methyl Ethyl Cetone (solvent)

MP: Moyen Pression

MVO:Huile mi-visqueuses

NAFTEC: Entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers

NFPA: National Fire Protection Association (US)

PCI : Pouvoir Calorifique Inférieur

PF : Point de Fusion

RA1Z : Raffinerie d'ARZEW

RDC: Rotating Disc Contactor. Contacteur à Disque Rotatif.

RSV : Résidu Sous Vide

SAE : Society of Automotive Engineers

SAE10 : Society of Automotive Engineers 10W oil viscosity rating

SAE20 : Society of Automotive Engineers 20W oil viscosity rating

SAE30 : Society of Automotive Engineers 30W oil viscosity rating

SAE40 : Society of Automotive Engineers 40W oil viscosity rating

SAE50 : Society of Automotive Engineers 50W oil viscosity rating

SAE60 : Society of Automotive Engineers 60W oil viscosity rating

SN REPAL : Société Nationale des Recherches et d'Exploitation des Pétroles en Algérie

SPO: Spindle Oil

TEMA : Tubular Exchanger Manufacturers Association

VGO : Vacuum Gas Oil

VO :Huile visqueuse

Liste des figures

Figure I.1 Situation géographique du complexe RA1/Z	4
Figure I.2 Capacité de production des différents produits pétroliers	6
Figure I.3 Plant de la raffinerie RA1Z	7
Figure II.1 Démonstration avec deux pièces métalliques	14
Figure II.2 Composition d'une huile lubrifiante	15
Figure II.3 Schéma technologique de ma chaine de fabrication des huiles de base	20
Figure II.4 Image réel de la zone 5.....	21
Figure II.5 Schéma simplifié de la distillation sous vide	22
Figure III.1 Circuit de préchauffage du BRA	27
Figure III.2 Soutirage des produits et refroidissement	29
Figure III.3 Colonne sous vide et système sous vide	30
Figure III.4 Circuit d'eau tempérée	30
Figure III.6 Schéma descriptif de l'unité 150 huile chaude.....	32
Figure IV.1 Four H101 de l'unité 100 de la zone 5. (Four de type cabine).....	37
Figure IV.2 Echangeur à contre-courant	39
Figure IV.3 Echangeur à courant parallèle.....	39
Figure IV.4 Echangeur double-tube (A. double-tube en épingle. B. double-tube en épingle et boîte de retour)	40
Figure IV.5 Echangeur à plaques tubulaires fixes.....	41
Figure IV.6 Echangeur à tête flottante	42
Figure IV.7 Echangeur à tubes en U	42
Figure IV.8 Echangeur type Kettle	43
Figure VII.1 Variation de la chaleur spécifique des deux fluides en fonction de la température .	56
Figure VII.2 Variation de la conductivité thermique des deux fluides en fonction de la température	57
Figure VII.3 Variation de la densité des deux fluides en fonction de la température	58

Figure VII.4 Variation de la viscosité dynamique des deux fluides en fonction de la température	59
Figure XI.1 Données de Process	89
Figure XI.2 propriétés des fluides chaud et froid.....	90
Figure XI.3 Les caractéristiques géométriques	90
Figure XI.4 performance de l'échangeur	91
Figure XI.5 Fiche de spécification Data sheet	92
Figure XI.6 Plan de l'échangeur (Setting plan).....	93
Figure XI.7 Disposition des tubes (Tube sheet layout).....	93
Figure XII.1 les résultats de cout	100

Listes des tableaux

Tableau I.1 Capacités annuelles de production de différentes unités	5
Tableau II.1 Caractéristiques de la charge et des produits [5]	16
Tableau VII.1 Les conditions de marche du four H101 cas design	61
Tableau VII.2 Les conditions de marche du fours H101 cas réel	61
Tableau VII.3 Composition et pourcentage de fuel gaz (raffinerie d'Arzew)	63
Tableau VII.4 Tableau de composition des fumées	65
Tableau VII.5 Tableau de composition de gaz combustible	65
Tableau VII.6 Analyse chromatographique de fuel gaz (cas réel)	68
Tableau VII.7 Enthalpie des fumées (cas réel)	69
Tableau VIII.1 calcul d'efficacité	71
Tableau VIII.2 Les paramètres de la batterie d'échange	71
Tableau VIII.3 Les caractéristiques de l'échangeur E101 existant	72
Tableau VIII.4 Les caractéristiques de l'échangeur E103 existant	74
Tableau IX.1 Données nécessaires pour le calcul de l'échangeur	77
Tableau IX.2 Débits de production et d'utilisation de l'huile chaude	79
Tableau IX.3 Les spécifications des tubes d'échangeur	81
Tableau IX.4 Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur	86
Tableau X.1 Données de dimensionnement	88
Tableau X.2 comparaison et vérification des résultats	94
Tableau XI.1 Les paramètres de la charge (BRA) après la modification	95
Tableau XI.2 Conditions de la vapeur surchauffée	96
Tableau XI.3 Conditions de la vapeur surchauffée injecté avec la charge	96
Tableau XI.4 Gain de fuel gaz	97
Tableau XI.5 Perte de production	98
Tableau XI.6 Gain de production	99

Listes des annexes :

Annexe A Fiche de spécification du four H101	106
Annexe B Composition du fuel gaz	107
Annexe C Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression	108
Annexe D Pouvoir calorifique inférieur massique PCIm de composés organiques purs (à 20 °C)	109
Annexe E Détermination du facteur de correction F_c en fonction de R et E pour échangeur (1-2)	110
Annexe F Détermination du facteur de correction F_c en fonction de R et E pour échangeur (1- 4,6,8).....	110
Annexe G Coefficient de transfert sale U_s	111
Annexe H choix de l'acier en fonction de la température	112
Annexe I choix de l'acier en fonction de l'utilisation	112
Annexe J Les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés	113
Annexe K Caractéristiques des tubes d'échangeurs	113
Annexe L choix du pas	113
Annexe M Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré	114
Annexe N Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en triangle	114
Annexe O Le choix de l'espacement entre chicanes.....	115
Annexe P Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.....	115
Annexe Q Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes	116
Annexe R Les valeurs usuelles des résistances R_{sint} et R_{sEXT}	116
Annexe S Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières	117
Annexe T Diagramme de Mollie.....	118

Introduction générale

Introduction générale

Dès la première découverte du pétrole brut en juin 1956 par la société française SN REPAL (Elf) à Hassi-Messaoud, les raffineurs n'ont pas cessé de chercher comment exploiter ce nouveau type d'énergie, ce qui a donné à cette matière une place considérable dans notre vie quotidienne.

Le pétrole brut, comme on l'appelle, figure actuellement comme l'un des plus importants promoteurs de développement de nombreux systèmes industriels et économiques dans tout le territoire mondiale, non seulement parce qu'il représente une source d'énergie primordiale, avec le gaz naturel fournit plus de 50% (33% de pétrole et 24% de gaz naturel) des besoins énergétiques mondiaux, mais aussi parce qu'il rend possible de produire une gamme complète des produits commerciaux indispensables à la vie quotidienne allant des gaz aux asphaltes

En outre les hydrocarbures qui le composent permettent des fabrications de produits énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et des produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (matière plastique, solvants, détergents...).

Mis à part l'utilisation du pétrole comme source d'énergie et de chaleur, le pétrole permet aussi de fabriquer les lubrifiants dont les divers moteurs et pièces mécaniques ont besoin. Un moteur en mouvement subit des chocs brutaux, une chaleur extrême, des pressions élevées et des frottements secs. Pour assurer la survie de ses composantes mécaniques, il faut lui fournir une lubrification adéquate et une évacuation de chaleur efficace. Pour cela, on utilise des lubrifiants pour moteur qui servent à lubrifier, refroidir et à nettoyer les organes du moteur par la formation d'un film protecteur entre les pièces mobiles pour éviter le frottement métal/métal. Ces lubrifiants sont obtenus par mélange d'une huile de base minérale d'origine pétrolière (80 à 88%) avec un paquet d'additifs divers (de 12 à 20 %).

Afin d'assurer, à partir d'une matière première unique, le pétrole brut, la fabrication d'une gamme très étendue de produits finis, satisfaisants l'utilisateur en répondant à de nombreuses spécifications et couvrant la demande quantitative exigée par le marché, l'industrie du raffinage met en œuvre différentes techniques de séparation et de transformation.

L'outil de raffinage en Algérie dispose actuellement de six raffineries, parmi elles la raffinerie d'Arzew dans laquelle nous avons effectué notre projet de fin d'étude. C'est la seule raffinerie qui produit les lubrifiants sur le territoire national.

Problématique

La fabrication des huiles minérales lubrifiantes de haute qualité fait intervenir successivement cinq différents procédés dont celui de la distillation sous vide, cette dernière, consiste à extraire du résidu atmosphérique; trois distillats (SPO, SAE10, SAE30), un gas-oil lourd, deux coupes intermédiaires (slop-cut légère et lourde) et un résidu sous vide. Ce procédé nécessite le chauffage de la charge à de hautes températures, soit directement par l'utilisation des fours, ou indirectement par l'utilisation des fluides caloporteurs.

L'unité 100 de distillation sous vide à la zone 05 des lubrifiants utilise ses produits de soutirage comme fluides caloporteurs. Parmi ces produits les slop-cut légers et lourds qui après un échange de chaleur, sont envoyés vers fuel. Dans le but de valoriser ces deux produits et augmenter le rendement des distillats SAE10 et SAE30 utilisés pour la fabrication des différents grades d'huiles finies, il a été décidé d'éliminer le soutirage des deux coupes intermédiaires à cet effet. Ce qui a bénéficié d'un côté à l'augmentation de la quantité du distillat SAE10 par débordement du slop-cut léger et celui du distillat SAE30 par débordement du slop-Cut lourd, mais de l'autre côté a causé plusieurs problèmes :

1. Une température entrée four de la charge plus basse par apport au design causée par une perte de chauffe au niveau de la batterie d'échange, et spécialement dans :
 - E101 suite à un débit de circulation du reflux principal plus faible par rapport au design: après l'élimination des deux soutirages et pour la stabilisation de la colonne sous vide, le taux de circulation de reflux principal a été diminué à cet effet.
 - E103 suite au faible débit du soutirage du slop-cut lourd :il y'a un faible échange thermique .
2. Pour compenser ce déficit en chauffe, les opérateurs de la raffinerie ont augmenté le chauffage dans le four en travaillant avec un débit de gaz combustible supplémentaire, causant non seulement un problème d'outr passage de la température tolérable de peau des tubes qui peut être à l'origine des problèmes de fluage et de déformation du faisceau, mais aussi un préjudice financier tant le gaz est coûteux et conduisant par la suite à une pollution environnementale.
3. Une augmentation de dépôt du coke à l'intérieur des tubes du four, ce qui réduit le transfert de chaleur, provoque la fissuration des tubes, et par conséquent augmente les coûts de production et de maintenance.

Pour remédier aux problèmes précités tout en assurant le chauffage de la charge à la température désirée, le taux de charge de l'unité a été réduit à 80% max.

Une augmentation de la température des tubes (T_s température tolérable) qui risque d'avoir des fissures des tubes à l'intérieur du four suite une formation de coke causant la diminution du transfert de chaleur. Cette augmentation importante de la température de peau des tubes (T_s), dépassant le seuil maximum ($< 482^\circ\text{C}$) Et pour un fonctionnement du four à sa température maximum admissible de peau des tubes, le taux de charge de l'unité a été réduit à 70% max, c'est-à-dire une perte de 30% en charge design de l'unité. et malgré cette diminution, la température de peau des tubes reste élevée .

Pour remédier ce problème, le service technique de la Raffinerie d'Arzew propose l'utilisation un fluide caloporteur dans le but d'augmenter la température du BRA à l'entrée du four.

Cette zone utilise la méthode de chauffage indirecte, à cet effet le choix s'est porté sur l'huile chaude de l'unité 150 de la zone 05.

La présente étude consistait à :

- La vérification du rendement du four.
- Le calcul de l'échange thermique du BRA dans le E101 avec un nouvel fluide caloporteur,
- Le calcul de l'échange thermique du BRA dans le E103 avec un nouvel fluide caloporteur,
à cet effet, notre choix s'est porté sur l'huile chaude de l'unité 150 de la zone 05.
- La conception d'un nouvel échangeur en utilisant la méthode de la différence moyenne logarithmique : ΔT_{ML} (Méthode de kern) et un logiciel de simulation/dimensionnement ASPEN EDR .
- Les conclusions et recommandations.

PARTIE BIBLIOGRAPHIQUE

**Chapitre I. Présentation
générale de la raffinerie
d'Arzew**

I.1. Historique:

La raffinerie d'Arzew par sa diversité de production se classe au premier rang des complexes édifiés sur le territoire national. Elle a été implantée dans le cadre quinquennal 1970-1973 par JGC (Japan Gasoline Company) et s'est étendue par une extension de ces unités de production de bitumes en 1975 et ses unités de lubrifiants en 1983, issu de la restriction de la société Sonatrach, La raffinerie d'Arzew est gérée par la société NAFTEC depuis 1987. Située au niveau de la zone industrielle, la raffinerie d'Arzew, s'étend sur 170 ha. Le démarrage des unités a été lancé à partir du mois de juillet 1972 pour les utilités, l'ensemble des unités de la raffinerie était en service en mars 1973. En 1978, suite aux besoins importants de lubrifiants, la réalisation d'un ensemble intégré de production d'huiles de base en fûts est lancée. Le démarrage de cet ensemble fut en 1982 [1].

I.2. Situation du complexe :

La raffinerie est située dans la zone industrielle d'Arzew sur le vignoble du plateau d'El-Mohgoun à 2Km de la ville d'Arzew, et environ de 40Km de la ville d'Oran, et à environ 5 Km de la mer méditerranée, elle occupe une superficie de 180 hectares [2].

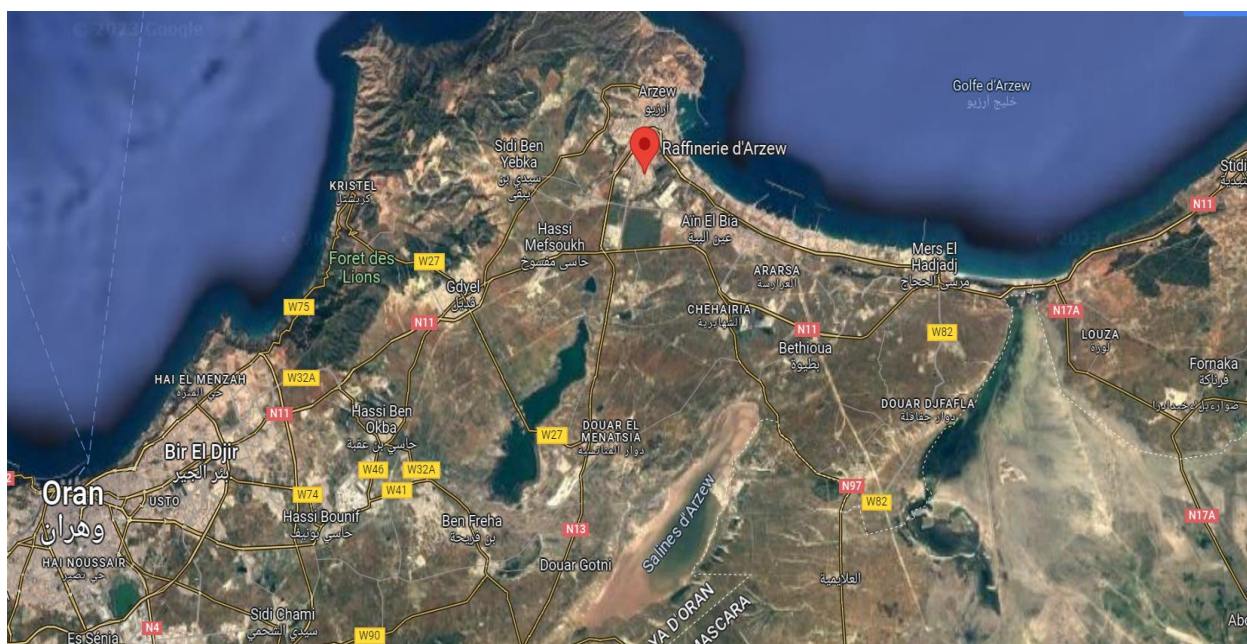


Figure I.1 Situation géographique du complexe RA1/Z

I.3. Capacités annuelles de traitement et production :

La raffinerie d'Arzew traite en moyenne [1]:

- * **3,75 millions de tonnes** par an de pétrole brut Saharien (Hassi Messaoud) ;
- * **280000 tonnes** par an de brut réduit importé (BRI) pour la production de bitume.

Elle a été conçue pour répondre aux impératifs suivants :

- Satisfaire à la consommation croissante en carburants du marché national.
- Fabriquer des produits stratégiques tels que les lubrifiants et les bitumes.
- Exportation des produits excédentaires (Naphta, Kérosène, Fiouls).

Les capacités annuelles de production de différentes unités sont représentées dans le tableau I.1 :

Tableau I.1 Capacités annuelles de production de différentes unités

Nature du produit	Quantité	Unité
Propane	30 000 T	Zone 4/Unité13
Butane	92 000 T	Zone 4/Unité13
Kérosène	400 000 T	Zone 4/Unité11
Gas-oil	530 000 T	Zone 4/Unité11
Fuel	590 000 T	Divers unités
Essence Normale	390 000 T	Zone28
Essence Super	103 000 T	Zone28
Huiles de base	170 000 T	Zone 7/Zone5
Huiles finies	150 000 T	Zone6 et Unité 3000
Graisses	1950 T	Zone6 et Unité 3000
Bitumes	140 000 T	Zone 10

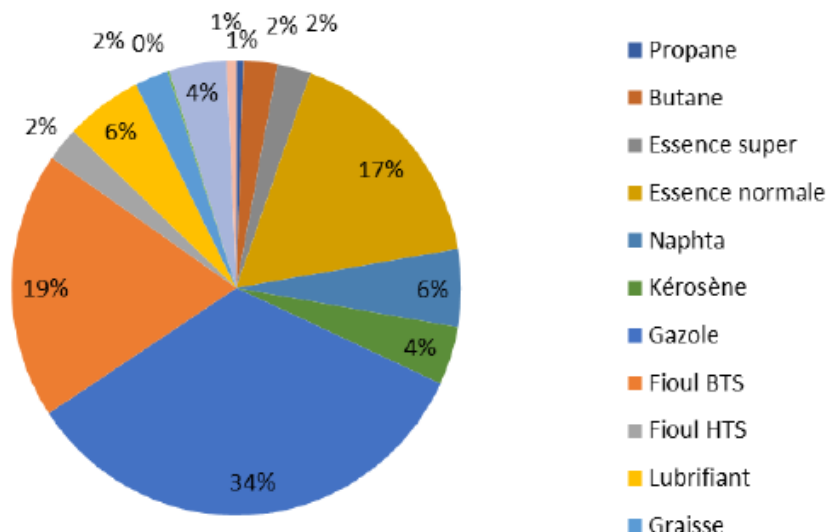


Figure I.2 Capacité de production des différents produits pétroliers

I.4. Objectifs assignés au complexe :

Les missions actuelles et futures de la Raffinerie d'Arzew sont au nombre de six:

- Fournir la totalité du marché Algérien actuel et futur en lubrifiants, paraffines et graisses, dans les limites technologiques des installations.
- Fournir la région Ouest et Sud-Ouest en carburants selon besoins actuels et futurs.
- Fournir le marché Algérien en bitumes, en coordination avec la Raffinerie de Skikda.
- Maximiser la valeur des excédents exportables et atteindre les exigences du marché Européen en qualité de produits.
- Adapter la Raffinerie à l'Essence et au Diesel aux normes et qualités Européennes.
- Optimiser les consommations en additifs et produits chimiques.

I.5. Principales installations de la raffinerie d'ARZEW (RA1Z) :

La raffinerie d'Arzew comprend quatre départements de production le P1, P2, P3 et P4. Chaque département est constitué de plusieurs zones ayant des activités spécifiques.

Chaque zone est composée de différentes unités de production.



Figure I.3 Plant de la raffinerie RAIZ

I.5.1. Département de production P1 :

Ce département concerne la production des carburants, des lubrifiants et les bitumes en traitant le pétrole brut de Hassi-Messaoud comme charge et le brut réduit importé (BRI) pour la production des bitumes. Il est constitué des zones suivantes :

I.5.1.1. Zone 03 (Les utilités) :

Cette zone est construite pour l'alimentation des autres zones en : air, vapeur, eau, électricité, et gaz qui sont très importants pour les unités de traitement. Il se divise en plusieurs unités :

- **Unité 31** : Production de vapeur d'eau à haute pression qui sert au stripage, et comme énergie motrice des turbos générateurs.
- **Unité 32** : Production de l'eau distillée qui est utilisée comme eau d'alimentation pour les chaudières.
- **Unité 33** : Distribution d'eau de refroidissement, utilisée pour les opérations de refroidissement des produits.
- **Unité 34** : Production d'électricité qui sert à alimenter les unités de traitement.
- **Unité 35** : Gaz de combustion au niveau des chaudières et des fours.
- **Unité 36** : Production d'air service et d'air instrument.
- **Unité 67** : Réseaux d'incendie.

I.5.1.2. Zone 04 (Les carburants) :

C'est le point de départ du procédé de raffinage du pétrole brut. Elle comprend 5 unités :

- **Unité 11 (Topping)** : c'est l'unité de distillation atmosphérique. Elle a comme rôle la séparation par distillation atmosphérique des différents composants contenus dans le pétrole selon leurs densités, du plus léger au plus lourd. Il s'agit :
 - Du gaz de pétrole liquéfié (LPG)
 - Du naphta léger ou Light Straight Run Naphtha (LSRN)
 - Du naphta lourd ou Heavy Straight Run Naphtha (HSRN)
 - Du kérosène
 - Du gasoil léger et lourd
 - Le résidu atmosphérique (BRA).
- **Unité 12 (Reforming catalytique)** : elle traite le naphta lourd (HSRN) provenant de la distillation atmosphérique dans le but de produire une base d'essence à indice d'octane élevé (reformat).
- **Unité 13 (Traitement du gaz)** : elle traite le gaz obtenu de l'unité 11, 12 et 17 en le séparant en produits purs, tel que le propane et le butane (C_3H_8 , C_4H_{10}).
- **Unité 17 (Isomérisation)** : elle traite le naphta léger (LSRN) provenant de la distillation atmosphérique, afin d'améliorer leur indice d'octane.

- **Unité 18 (Unité du système de l'huile chaude)** : le rôle de cette unité est de fournir la chaleur (par l'utilisation d'un fluide caloporteur) pour les unités 11 et 17.

I.5.1.3. Zone 07 (Les lubrifiants 1) :

Cette zone a pour but la fabrication des huiles de base à partir de brut réduit atmosphérique (BRA) venant du topping (unité 11), sa capacité de production est de 50 000 T/an. Elle comprend les unités suivantes :

- **Unité 20** : Stockage des huiles.
- **Unité 21** : C'est l'unité de distillation sous vide. Elle traite le résidu provenant de l'unité 11 de la zone 4 (BRA) qui est soutiré sous vide, afin d'obtenir des huiles de base semi-finis :
 - Gasoil ou Vacuum Gasoil (VGO)
 - Huiles SPO ou Spindle Oil
 - Huile mi-visqueuses (MVO)
 - Huile visqueuse (VO)
 - Le résidu sous vide (RSV).
- **Unité 22** : C'est l'unité de désasphaltage au propane, elle traite le résidu sous vide (RSV).
- **Unité 23** : C'est l'unité d'extraction liquide-liquide des huiles.
- **Unité 24** : C'est l'unité de déparaffinage des huiles au MEC/toluène.
- **Unité 25** : C'est l'unité de l'Hydrofinishing (Ferrofining).

I.5.1.4. Zone 10 (Production des bitumes) :

Cette zone concerne la production des bitumes routiers et oxydés, elle comprend 2 unités :

- **Unité 14** : C'est l'unité de Flash sous vide de Brut réduit importé (BRI) et l'asphalte. Ce mélange est fractionné sous vide en gasoil et en produit visqueux obtenu en fond de colonne, lequel est traité dans la section soufflage à l'air pur pour obtenir des bitumes routiers.
- **Unité 15** : C'est l'unité de Semi Blowing (soufflage). Dans cette unité on procède à l'oxydation de la charge (Bitume routier + Gasoil) afin d'obtenir du bitume oxydé, conditionné dans des sacs de 25 Kg.

I.5.1.5. Les zones de stockage :

- **Zone 08 et 09** : Stockage du résidu atmosphérique dans 2 bacs.

- **Zone 11, 12 et 13** : Stockage du brut de Hassi-Messaoud ; 3 bacs de 60000 T et 2 bacs de 50000 T.

I.5.1.6. Zone 31 : Contient une torche P1.

I.5.2. Département de production P2 :

La réalisation de ce département fut suite aux demandes importantes en lubrifiants, il comprend trois principales zones :

I.5.2.1. Zone 05 (Les huiles de base) :

Cette zone assure la production des huiles de base (SPO, SAE10, SAE30, BS), elle a une capacité de production de 120 000 T/an. Le traitement se fait de la même façon que dans la zone 07. Elle englobe deux compartiments des Huiles de Base : HB3 et HB4.

HB3 : Il est composé des unités suivantes:

- **Unité 100** : Distillation sous vide.
- **Unité 150** : Huile caloporteur.
- **Unité 160** : Traitement des eaux acides.
- **Unité 200** : Désasphaltage au propane.
- **Unité 300** : Extraction au Furfural.

HB4 : Il comprend les unités suivantes :

- **Unité 400** : Déparaffinage au MEC/Toluène.
- **Unité 500** : Hydrofinishing.
- **Unité 600** : Hydrogénation des paraffines.

I.5.2.2. Zone 19 (Les utilités) :

Elle assure le bon fonctionnement de la chaîne de production des huiles de base ; elle comprend les unités suivantes :

- **Unité 1100** : Production de vapeur.
- **Unité 1200** : Production de l'énergie électrique.
- **Unité 1300** : Tour de refroidissement des eaux.
- **Unité 1400** : Gaz de combustion.

- **Unité 1500** : Production d'air comprimé (air instrument et air de service).
- **Unité 1600** : Traitement et production d'eau distillée et déminéralisée.
- **Unité 1700** : Réseau de torche P2.
- **Unité 1800** : Traitement des affluents.
- **Unité 280** : Production de gaz inerte.

I.5.3. Département de production P3 :

Une nouvelle réorganisation des départements de production a ajouté un troisième département qui comprend les zones suivantes :

I.5.3.1. Zone 06 (Production des huiles finies) :

Elle est conçue pour le mélange et le conditionnement des huiles finies à partir des huiles de base et des additifs pour améliorer les caractéristiques. La gamme des lubrifiants se compose de : huile pour moteur, huile industrielle, huile de graissage, huile hydraulique, huile de coupe, graisses industrielles.

I.5.3.2. Zone 3000 (Production des huiles finies et des graisses) :

Elle comporte les unités suivantes :

- **Unité 3100** (Production des huiles finies) : Elle est destinée à fabriquer des huiles finies à partir des huiles de base fabriquées dans les unités 100 à 500 et des additifs importés. Les grades d'huiles fabriquées sont :
 - Huiles pour moteurs (Essence, Diesel, Huiles pour transmission).
 - Huiles industrielles [hydraulique (TISKA), turbines (TORBA), engrenage (FODDA), compresseur (TORADA), et huiles divers].
- **Unité 3200** : Préparation et conditionnement des graisses.
- **Unité 3300** : Conditionnement des paraffines.
- **Unité 3400, 3500, 3600** : Assurent le conditionnement des huiles finies.
- **Unité 3700** : Installation portuaires, Son rôle consiste :
 - Au déchargement des additifs importés des navires.
 - Aux suivis des bacs de stockage (contrôle de température, niveau, pression, etc.)
 - Au transfert des additifs vers RAIZ par camions citerne.

➤ Au chargement d'huiles de base dans les navires.

- **Unité 3800** : Pomperie eaux brutes.

I.5.3.3. Zone 3900 (Production des huiles finies) :

Elle est réalisée en 1997, elle assure le conditionnement et le remplissage des huiles finies en bidons de 2 et 5 litres et de la graisse en pots de 1 Kg.

I.5.4. Département de production P4 :

I.5.4.1. Zone 28 (stockage et expédition) :

C'est une zone de stockage des matières premières, des mélanges, des expéditions et des produits semi-finis et finis, ainsi que le pétrole brut.

I.5.4.2. Zone 30 (chargement des produits finis) :

Cette zone est spécialisée dans le chargement des carburants (essences, gaz oil ...) dans les camions et wagon des trains .

I.5.4.3. Zone 27 (Unité 1800 « Station de traitement des effluents ») :

Le rôle de cette zone est de récupérer les eaux usées et les traiter. Elle est composée de deux bassins de séparation et de décantation physique (API et PPI).

I.5.5. Laboratoire de contrôle :

Durant toutes les étapes de raffinage au niveau des différentes unités, les produits semi-finis et finis sont soumis selon un programme bien défini à un contrôle de qualité rigoureux au niveau du laboratoire. Le laboratoire contrôle aussi la qualité des eaux, les rejets et procède aux analyses des différents échantillons spéciaux.

I.5.6. Département de sécurité de la raffinerie d'ARZEW :

La sécurité est considérée dans l'industrie comme une partie importante et vitale. La présence du service de sécurité dans une société est justifiée par la nécessité de prévention des accidents de travail.

il existe des mesures d'ordre technique et psychologique pour réduire le nombre des accidents. Il existe aussi une section médicale d'intervention et de prévention. Le département de la sécurité comporte trois services :

I.5.6.1. Service surveillance :

Il est chargé d'assurer une bonne surveillance au sein de la raffinerie en effectuant une vérification du matériel entrant et sortant de l'entreprise ainsi que le mouvement de l'ensemble du personnel.

I.5.6.2. Service prévention :

Assure les travaux de maintenance, les animations (photos et conseils sensibilisant sur les lieux de travail), l'hygiène de l'unité et les statistiques des accidents de travail (en utilisant l'arbre des causes).

I.5.6.3. Service intervention :

Assure l'entretien des équipements de lutte contre l'incendie (fixe et mobile), la formation du groupe d'intervention de réserve (GIR), la gestion des produits extincteurs, les travaux de maintenance (jours de repos et fériés, quand l'inspecteur n'est pas présent), l'exécution du planning de sauvetage journalier et du programme d'exercices des plans d'attaques contre les incendies.

I.6. Conclusion :

La raffinerie d'Arzew joue un rôle majeur dans le développement du pays en étant l'une des unités les plus productives. Elle participe à la valorisation des ressources de notre sous-sol en les traitant et en les transformant localement, ce qui s'avère plus rentable que leur exploitation à l'état brut.

**Chapitre II. Fabrication des
huiles de base au niveau de la
zone 5**

II.1. Introduction :

Les huiles lubrifiantes sont des composants essentiels pour assurer le bon fonctionnement et la durabilité des machines et des équipements mécaniques. Elles jouent un rôle crucial en réduisant les frictions, en protégeant contre l'usure et en dissipant la chaleur générée par les pièces en mouvement. Que ce soit dans les moteurs, les transmissions, les systèmes hydrauliques ou les machines industrielles, les huiles lubrifiantes sont indispensables pour garantir des performances optimales et une longue durée de vie des équipements.

Ce chapitre se concentre sur les huiles lubrifiantes, en explorant leur composition, leurs propriétés et leur fabrication. Nous examinerons en détail les caractéristiques spécifiques des huiles lubrifiantes qui leur permettent de réduire les frottements et de protéger les surfaces en contact. De plus, nous aborderons les procédés de fabrication, les additifs et les normes de qualité qui régissent l'industrie des huiles lubrifiantes.

II.2. Définition des huiles lubrifiantes :

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

II.2.1. Principe de lubrification :

Le principe consiste à interposer entre deux pièces en contact un corps qui pourra transformer un glissement (frottement) en roulement.

Le lubrifiant est la base du roulement et peut être assimilé à un certain nombre de boules de caoutchouc s'aplatissant entre les pièces [3].



Figure II.1 Démonstration avec deux pièces métalliques

Les lubrifiants sont des matières fluides ou solides qui interposées entre deux pièces ont pour rôle de :

- Réduire la friction entre les pièces en mouvement (donc l'usure).
- Absorber et évacuer la chaleur.
- Assurer l'étanchéité entre les segments des pistons et les parois des cylindres.

- Nettoyer, évacuer et filtrer les particules étrangères sur les pièces en mouvement.
- Protéger contre la corrosion.
- Permettre la mise en mouvement des pièces (quelle que soit la température) [3].

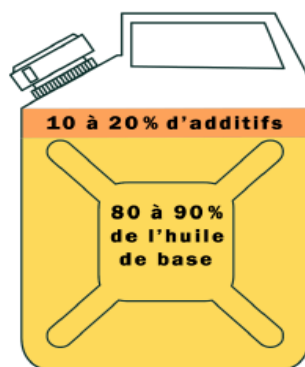


Figure II.2 Composition d'une huile lubrifiante

II.2.2. Les caractéristiques d'un lubrifiant :

Ces huiles de base doivent avoir des propriétés précises dont les principales recherchées sont :

- **La densité** : la connaissance de la densité a une importante valeur commerciale car la cotation des huiles dépende en partie de cette propriété. La densité est exprimée la plus souvent en degré API.
- **La viscosité** : la viscosité est la propriété la plus connue des huiles lubrifiants, est une grandeur physique qui mesure la résistance interne d'un fluide à l'écoulement. C'est une résistance due au frottement des molécule qui glissent les unes sur les autres.
- **L'indice de viscosité** : il s'agit d'un nombre qui est le résultat d'un calcul faisant intervenir la viscosité cinématique à 40°C et celle à 100 °C, et qui caractérise la capacité du lubrifiant à conserver constante sa viscosité dans une large gamme de température. Plus l'indice de viscosité est élevé, plus la baisse de viscosité est faible en cas d'augmentation de la température. Cette propriété peut être améliorée par des additifs.
- **Point d'écoulement** : le comportement à froid d'une huile lubrifiante était défini par le point de congélation, c'est-à-dire la température à laquelle l'huile se solidifie.
- **Point d'aniline** : cette valeur caractérise la teneur en aromatiques des huiles. Le point d'aniline est d'autant plus élevé que cette teneur est faible.
- **La résistance à l'oxydation et stabilité** : Dégradation des caractéristiques des huiles sous l'influence de l'oxygène et de la température [4].

Tableau II.1 Caractéristiques de la charge et des produits [5]

	BRA	VGO	SPO	SAE 10	SAE 30	RSV
Densité à 15/4 °C	0,905	0,860	0,8650	0,8800	0,8950	0,9400
Viscosité à 100°C (cst)	10	-	3	5.8	12	120
Point d'éclair °C	150	Min 135	180	210	230	300
Point d'écoulement °C	-	-	+12	+21	+36	-
Indice de viscosité	-	-	72	87	-	-
Indice de réfraction	-	-	1,4700	1,4780	1,4890	-
Couleur	-	-	0.5	1.50	3.50	
Teneur en Soufre % poids	-	-	0.27	0.30	0.30	0.50
Carbone Conradson %poids	-	-	-	-	-	0.70

II.2.3. Composition chimique des huiles de base [6] :

Il y a d'innombrables combinaisons possibles pour assembler des hydrocarbures. De même que le nombre d'hydrocarbures présents dans les pétroles bruts est très élevé, les huiles minérales produites à partir des différents bruts sont des mélanges complexes et pas des substances chimiques simples, il existe trois tendances que peut avoir l'huile :

II.2.3.1. Tendence paraffinique :

Elle est représentée par l'ensemble des hydrocarbures saturés à chaîne droite, ramifiés ou non, mais non cyclique elles sont caractérisées par :

- Une faible densité pour une viscosité donnée (**0.84-0.89**).
- Une faible variation de la viscosité et un indice de viscosité généralement élevé voisin de **93** à **100**.
- Une température de congélation moyenne (point d'écoulement moyen).
- Une grande résistance naturelle à l'oxydation.
- Structure paraffinique : $\text{CH}_3 - (\text{CH}_2)_n - \text{CH}_3$
- Un point d'aniline élevé

II.2.3.2. Tendence naphénique :

Elle est composée d'hydrocarbures saturés tout comme les paraffiniques, mais en outre les cycliques ou les polycycliques. Les arrangements moléculaires sont très complexes et elles sont caractérisés par :

- Une densité relativement élevée pour une viscosité donnée = 0,9
- Une variation assez rapide de la viscosité en fonction de la température et un indice de viscosité relativement faible (40 - 60).
- Le point d'inflammabilité relativement basse.
- Bas point de congélation et bas point d'aniline
- Volatilité forte
- Carbone Conradson faible.

II.2.3.3. Tendances aromatiques :

Il s'agit des composés non saturés ayant un ou plusieurs cycles aromatiques, condensés ou non, sur lesquels sont fixées une ou plusieurs chaînes latérales et elles sont caractérisées par :

- Une densité très élevée
- Un indice de viscosité très faible
- Facilement oxydable et provoque la formation de produits résineux ou asphaltiques.
- Forte volatilité et carbone Conradson élevés
- Faible résistance à l'oxydation et forte précipitation insoluble.
- Très bas point d'aniline.

II.2.4. Classification des huiles selon la SAE :

Développée par la société S.A.E (Society of Automotive Engineer). Il existe 11 grades : 6 grades pour l'hiver W (winter) 0W, 5W, 10W, 15W, 20W, 25W. Ces grades sont caractérisés par deux viscosités à basse température pour :

- L'aptitude de l'huile à favoriser le démarrage à froid;
- La pompabilité à froid.

Il existe 5 grades pour l'été : SAE20, SAE30, SAE40, SAE50, SAE60. Ils sont caractérisés par deux viscosités à chaud, ces viscosités sont prises à 100°C.

- Sous faible taux de cisaillement (viscosité cinématique)
- Taux de cisaillement élevé (viscosité dynamique).

Exemple :

	Viscosité cinématique à 100°C (cSt)	Viscosité dynamique à 150°C (cPo)
SAE20	5,6 - 9,3	2,6
SAE30	9,3 - 12,5	2,9

Ces huiles sont recommandées :

- SAE30, SAE20: Pour un climat tempéré
- SAE40, SAE50: Pour un climat chaud

Ces huiles sont appelées mono-grade c'est-à-dire qui sont utilisées seulement, soit en été soit en hiver. Il existe des huiles multigrades, qui sont utilisées pendant toutes formées, en été et en hiver. Ce sont : 10W30, 10W40, 10W50; 15W30, 15W40, 15W50; 20W20, 20W30, 20W40, 20W50. Ces huiles possèdent à la fois les limites de viscosité d'un grade à froid et d'un grade à chaud. Ces huiles se distinguent par leur point de congélation très bas et l'indice de viscosité très haut [4].

II.3. Les additifs :

Les exigences élevées imposées aux lubrifiants ne peuvent être satisfaites que par des huiles ou des graisses avec des additifs spéciaux. Pour mieux marquer l'importance du rôle des additifs sur l'amélioration des huiles de base, il est utile de préciser que des quantités très faibles de ces additifs peuvent modifier profondément le comportement des huiles.

Les additifs sont des produits complexes, tout à l'honneur des chimistes qui les ont découverts et mis au point, et ensuite des mécaniciens qui ont eu la charge ingrate d'en faire ressortir la puissance, les faiblesses, ou encore les meilleures conditions d'emploi et les limitations [7].

II.3.1. Le rôle des additifs :

Les additifs permettent d'ajuster les propriétés des bases aux spécifications requises. Les principales classes d'additifs sont :

- Les additifs améliorants de viscosité : permettre à l'huile d'être suffisamment fluide à froid (faciliter le démarrage en abaissant le point d'écoulement entre - 15 et - 45°C suivant les huiles) et visqueuse à chaud (éviter le contact des pièces en mouvement).

- Les additifs détergents et dispersants : il évite la formation de dépôts ce qui permet au moteur de rester propre et de conserver ses performances, comme sulfonates, phénates, thiophosphonates et salicylates plus ou moins surbasés ;
- Les additifs antioxydants et désactivateurs: il permet à l'huile de ne pas s'oxyder au cours du temps et ainsi de conserver ses propriétés, comme phénols substitués et amines aromatiques alkylées.
- Les inhibiteurs de corrosion : ils forment des films protecteurs ou passivation de la surface à protéger. Esters partiels d'acides succiniques, acides gras, sulfonates et les phénates.
- Les antimousses : il évite le moussage de l'huile pendant le fonctionnement du moteur et empêche un éventuel désamorçage de la pompe à huile, comme : polydiméthylsiloxanes, acrylates, etc... [4].

II.4. Les différents types des huiles :

Grades d'huile à produire [5] :

La production se divise en deux grandes catégories :

Huiles pour moteurs = 81% du Tonnage produit

Huiles industrielles=19% du Tonnage produit

Huiles pour moteurs :

- ✓ Essence (NAF.20W50, NAF MONO).
- ✓ Diesel (CHIFFA, CHELIA).
- ✓ Huiles pour transmission (TASSILIA, TASSILIA EP)

Huiles industrielles :

- ✓ Huile hydraulique (TISKA).
- ✓ Huile turbine (TORBA).
- ✓ Huiles engrenages (FODDA).
- ✓ Huile compresseur (TORADA).
- ✓ Huile divers.

II.5. Fabrication des huiles de bases :

Les huiles de base pour moteurs sont tirées des fractions lubrifiantes obtenues par distillation sous vide du « résidu atmosphérique », c'est-à-dire d'un résidu dont les gaz et les « produits blancs » (essence, gas-oil...) ont été retirés au préalable par distillation sous pression atmosphérique, puis

elles sont raffinées dans une série d'unités de séparation physique des composés à caractéristiques lubrifiantes et des composés indésirables en utilisant les différences de solubilité de ces composés dans différents solvants [8].

Les différentes principales opérations sont :

- ✓ Opération (1) : distillation sous vide réalisée à l'unité 100
- ✓ Opération (2) : désasphaltage au propane réalisé à l'unité 200
- ✓ Opération (3) : extraction au furfural réalisée à l'unité 300
- ✓ Opération (4) : déparaffinage au MEK/Toluène réalisé à l'unité 400
- ✓ Opération (5) : l'hydrofinition réalisée à l'unité 500

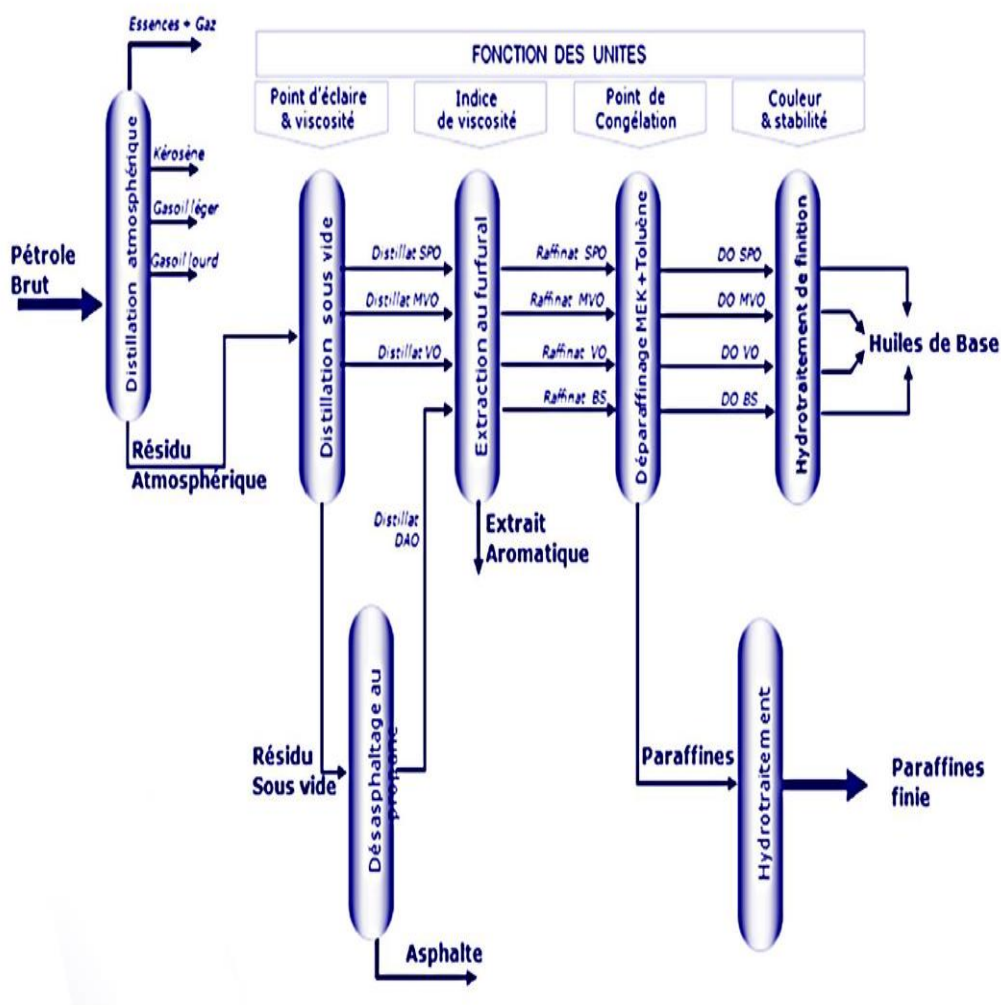


Figure II.3 Schéma technologique de ma chaîne de fabrication des huiles de base

II.6. Unités principales de la zone 5 de fabrication des huiles :



Figure II.4 Image réel de la zone 5

II.6.1. UNITE DE DISTILLATION SOUS VIDE (U100) [9] :

Le résidu de distillation atmosphérique est fractionné dans l'unité de distillation sous vide pour obtenir les produits intermédiaires suivants :

- Du gazole sous vide en tête de la colonne.
- Les distillats : spindle, mi visqueuse ou SAE10, Visqueuse ou SAE 30.

Chacune de ces coupes à un intervalle de distillation dont dépendent leurs caractéristiques usuelles telles que : couleur, densité, viscosité et inflammabilité.

Enfin du fond de colonne on obtient le résidu sous-vide qui est une coupe d'huile résiduelle noire, épaisse qui sera la matière première des huiles lubrifiantes très visqueuses appelées « Bright stock».

➤ **Distillation sous vide :**

L'opération sous-vide permet d'abaisser les températures de distillation à l'ordre de 390°C-430°C qui est dans ce type d'unité, l'ordre de la température limite de stabilité des hydrocarbures et d'éviter ainsi la dégradation thermique des hydrocarbures à haute température d'ébullition.

Le vide ou la dépression est réalisé dans la colonne sous-vide à l'aide d'une série d'éjecteurs à vapeur protégés par des condenseurs barométriques. Ceci pour avoir un vide profond.

Les huiles de base ne seront pas prêtes à l'emploi. Il faudra leur faire subir une série d'opérations qui élimineront les hydrocarbures indésirables du point de vue de la viscosité, du point de congélation, du carbone conradson et d'autres, avant de recevoir les additifs qui vont parfaire leurs qualités.

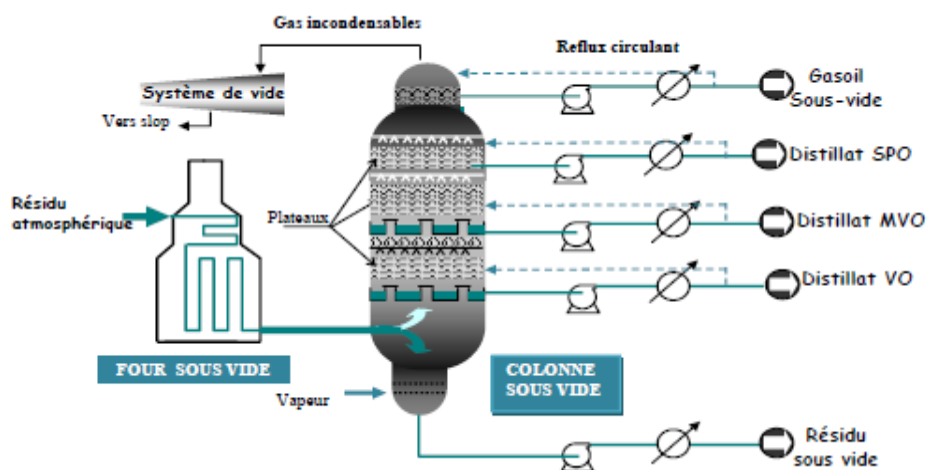


Figure II.5 Schéma simplifié de la distillation sous vide

II.6.2. UNITE DE DEASPHALTAGE AU PROPANE (U200) [9] :

Le résidu sous vide de l'unité de distillation sous vide y est traité avec un solvant sélectif, pour séparer l'huile lourde de l'asphalte.

- Le produit obtenu s'appelle l'huile désasphalté (DAO)
- L'asphalte est envoyé vers l'unité de bitume routier.

➤ Désasphaltage du résidu sous vide :

La coupe résiduelle de l'unité précédente est riche en asphaltènes et en hydrocarbures lourds. C'est une base excellente pour la fabrication de lubrifiant de meilleure qualité. Mais un lubrifiant de telle qualité ne doit pas contenir d'asphaltes, même à l'état de trace.

La présence de ces hydrocarbures peut réduire la capacité de l'huile à résister devant la chaleur, ce qui peut provoquer facilement son oxydation en laissant des gommages se déposer sur les parois des pistons et cylindres causant l'augmentation de frottement, l'élévation de température enfin une réduction d'efficacité du moteur.

On procède donc à l'élimination de ces asphaltes à l'aide d'un solvant, le propane. Le propane précipite sélectivement les matières asphaltiques et résineuses et dissout l'huile dans des conditions bien déterminées.

Le désasphaltage se réalise par extraction dans une colonne à disques rotatifs par contact à contre-courant d'un flux du résidu sous-vide et flux de propane. Une phase huileuse appelée désasphaltisa-oil (DAO) obtenue au sommet de la colonne serve comme charge pour l'obtention du Bright Stock et le mélange résine-asphaltes qui décante au fond de la colonne constitue une charge pour l'obtention des bitumes.

A la fin de l'opération, on a un brai asphaltique et une huile épaisse qui sera soumise aux mêmes traitements que les autres distillats de l'unité sous-vide.

II.6.3. UNITE D'EXTRACTION AU FURFURAL (U300) [9] :

Le furfural, comme solvant sélectif est utilisé pour l'élimination des aromatiques et des naphthènes et permet d'améliorer l'indice de viscosité des trois distillats obtenus dans l'unité de distillation sous vide et de l'huile dé-asphalté obtenue dans l'unité désasphaltage au propane.

Quatre raffinats sont ainsi obtenus :

- Spindle
- Mis-visqueuse ou SAE10
- Visqueuse ou SAE30
- Bright stock

➤ Extraction des hydrocarbures aromatiques par solvants sélectifs :

Le but du procédé d'extraction est l'amélioration de l'indice de viscosité des huiles lubrifiantes par précipitation des hydrocarbures aromatiques contenus dans les huiles de bases (SPO, MVO, VO, BS) à l'aide d'un solvant sélectif tel que ; le furfural.

Cette opération s'effectue par l'injection d'un solvant à contre-courant avec la charge dans une colonne à disques rotatifs (RDC). Deux phases distinctes sont récupérées à la sortie de la colonne dont la première est le raffinat en tête de colonne (phase riche en huile qui contient les composés désirables à haut indice de viscosité) et la deuxième un extrait au fond de la colonne (riche en solvant contenant des aromatiques et des matières indésirables).

II.6.4. UNITE DE DEPARAFFINAGE DES HUILES ET DE DESHUILAGE DES PARAFFINES (U400) [9] :

Le mélange méthyl-éthyl-cétone (MEK) et toluène est utilisé comme solvant sélectif pour :

- Extraire la paraffine ayant le point d'écoulement élevé des quatre raffinats et obtenir des huiles déparaffinées.
- Extraire l'huile contenue dans la paraffine pour améliorer la consistance et le point de fusion de cette dernière.

➤ **Déparaffinage des coupes lubrifiantes :**

C'est encore un traitement au solvant, il fait suite au procédé d'extraction au furfural qui laisse dans les huiles des hydrocarbures paraffiniques à haut indice de viscosité et donc stables aux températures élevées. Mais à basse température ces hydrocarbures se solidifient et forment dans les huiles un réseau cristallin qui leur fait perdre leur mobilité.

En effet, le réseau retient dans ses alvéoles les constituants liquides de l'huile, les empêchant ainsi de mouvoir, et de lubrifier parfaitement les mécanismes.

Donc pour éliminer ces hydrocarbures solides (les paraffines, les cires, les gommes...) et conserver la mobilité des huiles, on procède au déparaffinage par solvants sélectifs qui, à basse température, dissolvent l'huile et précipitent les paraffines. Mais le solvant idéal qui réalise ces deux fonctions est introuvable. Pour cela on a mélangé deux solvants dans des proportions convenables, l'un dissout l'huile l'autre précipite la paraffine. D'où son appellation est dissolvante. Le dissolvant le plus utilisé est le mélange de la méthyl-éthyl-cétone et le toluène (MEC/Toluène).

A la fin de l'opération de déparaffinage, il en résulte une huile pauvre en paraffine à bas point d'écoulement recherché, et une phase solide retenues dans un filtre rotatif appelée gach composé essentiellement de la paraffine et un peu d'huile qui, une fois déshuilée sera un sous-produit pour la pétrochimie.

II.6.5. UNITE DE TRAITEMENT DES HUILES A L'HYDROGENE (U500) [9] :

Les quatre huiles déparaffinées y sont traitées alternativement avec de l'hydrogène dans un réacteur contenant un catalyseur à base de fer, de cobalt et de molybdène.

Pour les quatre huiles de base finies obtenues, ce traitement améliore :

- La couleur
- La stabilité thermique
- La résistance à l'oxydation

➤ **Hydrofinishing :**

Les huiles ayant subi les opérations précédentes n'ont pas en général, toutes les caractéristiques convenables pour les divers emplois. Elles possèdent encore des substances jugées indésirables. Il s'agit d'hydrocarbures insaturés (dioléfines), non hydrocarbures (composés azotés, oxygénés, sulfurés) ou composés instables qu'elles peuvent contenir. Pour cela, il est nécessaire de les faire subir une opération appelée hydrofinissage ou traitement de finition.

Le but de cette opération consiste à clarifier et à stabiliser ces huiles en éliminant les composés indésirables cités ci-dessus en vue d'obtenir des produits répondant aux exigences commerciales du marché par les caractéristiques imposées.

Ce traitement peut être réalisé par des terres activées appelées terres décolorantes de type silicate d'alumine ou catalytiquement en présence d'hydrogène sur catalyseur à base de fer-cobalt-molybdène sur support d'alumine (AL₂O₃). On appelle les huiles ainsi obtenues des huiles semi-finies.

II.6.6. UNITE DE TRAITEMENT DE LA PARAFFINE (U600) [9] :

La raffinerie dispose d'une unité de traitement de la paraffine à l'hydrogène à travers un catalyseur. La stabilité et la couleur de la paraffine y sont améliorées.

II.7. Conclusion :

La fabrication des huiles de base pour lubrifiants implique une série de procédés visant à améliorer des propriétés spécifiques telles que l'indice de viscosité, la résistance à l'oxydation, la stabilité thermique et la fluidité à basse température.

Ces procédés nécessitent le chauffage du produit à des températures élevées requises par le processus. Habituellement, le chauffage est réalisé soit directement à l'aide de fours, soit indirectement en utilisant des fluides caloporteur.

**Chapitre III. Unité 100 de
distillation sous vide et unité
150 de hot oil**

III.1. But de l'installation :

L'unité de distillation sous vide section 100 du complexe de lubrifiants Arzew 2 est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huiles de base dans les unités successives.

Cette unité est prévue pour fonctionner 333 jours/an, et calculée pour traiter 1356tonnes/jour du brut réduit atmosphérique (résidu de distillation atmosphérique venant de la zone 4) afin d'obtenir les coupes suivantes :

- Un distillat spindle ;
- Un distillat SAE 10 ;
- Un distillat SAE 30 ;
- Un résidu sous vide.

On produira en outre un gas-oil sous vide et deux coupes intermédiaires dites « slop-cut » lourde et « slop-cut » légère. [5]

III.2. Description de l'unité 100 de distillation sous vide :

L'unité 100 comprend [5] :

- Une colonne de distillation sous vide C101 ;
- Trois strippers permettant de produire simultanément les trois distillats spindle, SAE 10 et SAE30;
- Un four sous vide H101 ;
- Un système de vide (condenseur, éjecteur), (J101) et (J102), (D110) (E114) ;
- Les facilités nécessaires à la préchauffage de la charge et au refroidissement des produits ;
- Un système de génération de vapeur basse pression ;
- Une boucle de circulation d'eau tempérée.

III.3. Circuits principaux du procédé [5] :

III.3.1. Préchauffage de la charge :

Le brut réduit alimentant l'unité est préchauffé par échange de chaleur avec les distillats, le reflux circulant principal et le résidu sous vide.

Le brut réduit venant du stockage est pompé par les P101 A/B après passage dans l'un des filtres F101 A/B, il est refoulé vers l'échangeur E101 A/B où il reçoit de la chaleur du reflux circulant principal.

Il passe ensuite à travers E106 A/B où il échange une second fois de la chaleur avec le résidu sous vide après leur passage dans E105, puis à travers E102-E103-E104, il échange successivement avec le distillat SAE10, la slop-cut lourde et le distillat SAE30. Finalement la charge passe dans E105 (échange de chaleur avec RSV).

III.3.2. Chauffage de la charge :

La température requise pour la distillation est obtenue dans le four H101 où la charge est partiellement vaporisée. Le débit, rentre dans la zone de convection du four réparti en deux passes, De la vapeur MP est injecté dans les tubes du four dans la zone de radiation de façon à limiter le cokage.

La chaleur des fumées du four sert également à surchauffer la vapeur basse pression utilisée dans l'unité comme vapeur de stripping.

III.3.3. Distillation sous vide :

La colonne de distillation sous vide C101 contient 32 plateaux de fractionnement et deux plateaux à soutirage total PI et PII.

La partie vaporisée de la charge monte dans la colonne depuis la zone de détente et est séparée en gas-oil, trois distillats.

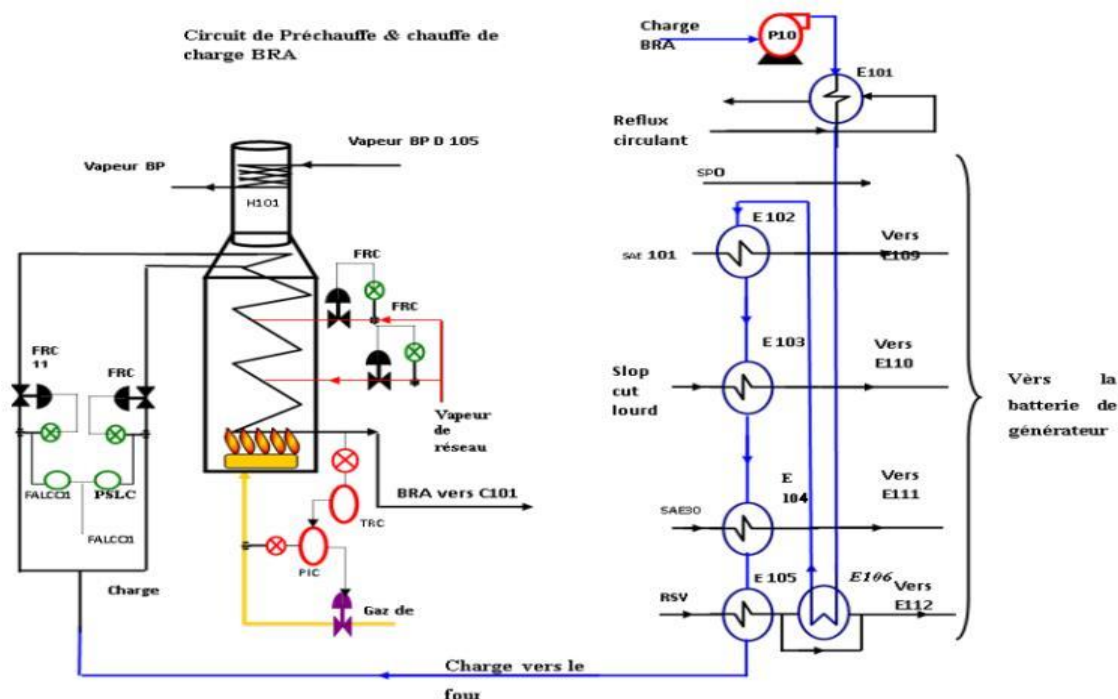


Figure III.1 Circuit de préchauffage du BRA

III.3.4. Soutirage et refroidissement des produits de la distillation sous vide :**a- Gas-oil :**

Le gas-oil est condensé en tête par reflux circulant supérieur dans la zone des plateaux 30 à 32. Le liquide soutiré du plateau 30 coule dans le ballon tampon D113 où il est repris par la pompe P102 A/B avant d'être refroidi dans l'aéroréfrigérant E115 Ar. Une partie du Gas-oil est renvoyé dans la colonne C101 comme reflux circulant supérieur, le reste est renvoyé en limite d'unité.

b- Reflux circulant principal :

La condensation des produits de la distillation est assurée par l'injection de la quantité du reflux circulant principal nécessaire pour satisfaire le bilan enthalpique de la colonne.

Ce dernier est soutiré du plateau 26 par la pompe P103 A/B, et refroidis par échange avec la charge dans E101 A/B, puis si besoin dans l'aéroréfrigérant E116 Ar. Ainsi refroidis, le liquide est retourné vers la colonne où il condense les vapeurs dans la zone des plateaux 27 à 29.

c- Distillats spindle SAE10, SAE30 :

Les trois distillats spindle, SAE10, SAE30, soutirés de la tour C101 aux plateaux 23, 16, et PII sont envoyés respectivement dans les strippers C102, C103 et C104.

Les distillats strippés à la vapeur basse pression surchauffée sont repris par les pompes P104 A/B, P106 A/B et P108 A/B. le refroidissement a lieu en deux ou trois étapes suivant le distillat.

Les distillats SAE10 et SAE30 échange avec la charge dans E102 et E104 puis sont utilisés dans E109 et E111 pour générer de la vapeur. Le refroidissement final par de l'eau tempérée se fait dans E119 et E121. Le distillat spindle quant à lui n'échange pas avec la charge, il est refroidi directement par génération de vapeur dans E107 puis par l'eau tempérée dans E117.

d- Résidu sous vide :

Le résidu sous vide est évacué par la pompe P111 A/B et échange de la chaleur avec la charge dans E105 A/B et E106 A/B. Il est ensuite utilisé pour générer de la vapeur dans E112 A/B. et finalement il passe dans E113A/B pour préchauffer l'eau de chaudière du ballon D 105

III.3.5. Système sous vide :

Le vide est maintenu dans la colonne au moyen du pré-condenseur E114 A/B, de deux groupes d'éjecteurs, J101 A/B/C et J102 A/B/C et leurs condenseurs E123, E 124. Les incondensables sont envoyés vers atmosphère après passage dans le ballon D102 qui assure une garde hydraulique.

L'eau et les condensats s'écoulent dans le puits barométrique D110 et de là dans le ballon enterré D101 où a lieu la séparation par décantation entre l'eau et les hydrocarbures.

L'eau acide reprise par les pompes P112 A/B est envoyée vers la section des traitements d'eaux acides. Les hydrocarbures sont coulés en limite d'unité par la pompe P 113.

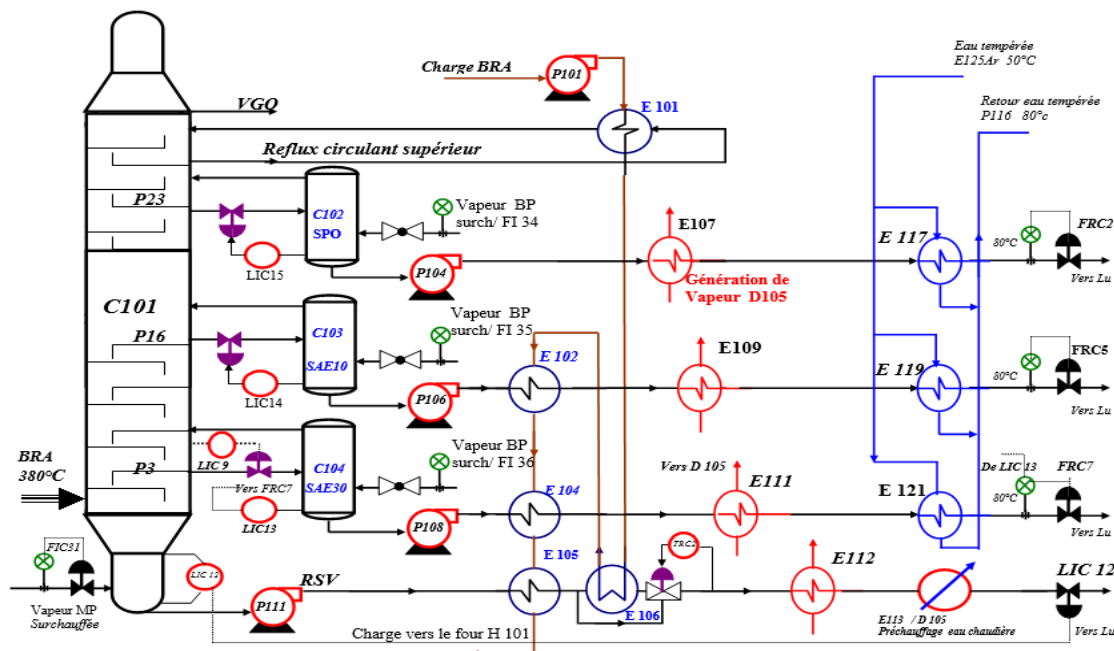


Figure III.2 Soutirage des produits et refroidissement

III.3.6. Circuits secondaires du procédé :

III.3.6.1. Générateur de vapeur :

La vapeur basse pression nécessaire au fonctionnement de l'unité est générée dans les échangeurs à circulation naturelle E107 à E112 A/B par échangeur avec les produits de la distillation.

L'eau nécessaire à cette génération est de l'eau de chaudière préchauffée par le résidu sous vide dans E113 A/B. Après préchauffage elle alimente le ballon D105 qui permet de désengager la vapeur produite dans les échangeurs.

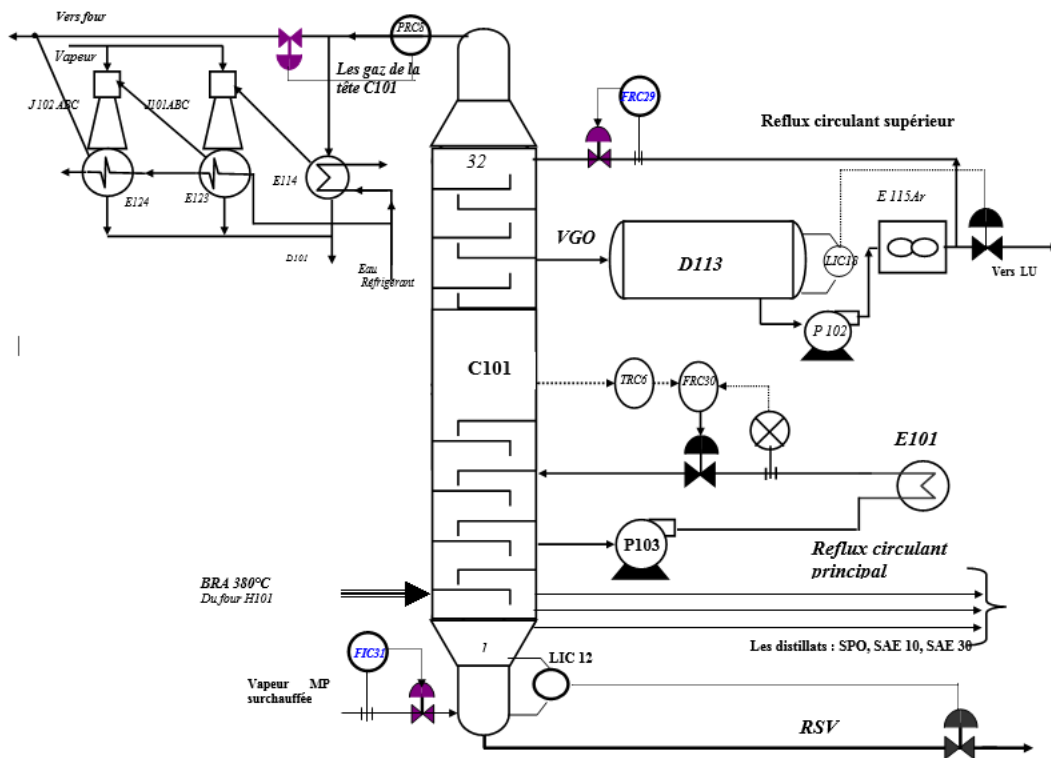


Figure III.3 Colonne sous vide et système sous vide

III.3.6.2. Circuit d'eau tempérée :

Le circuit d'eau tempérée est un système de circulation fermée d'eau de refroidissement. L'eau circulée par la pompe P116 A/B est refroidie dans l'aéroréfrigérant E125 Ar. Elle alimente en parallèle les échangeurs E117 à E122 où elle se réchauffe par refroidissement des produits de la distillation, une partie de cette eau est également utilisée dans d'autres unités de la chaîne d'huile.

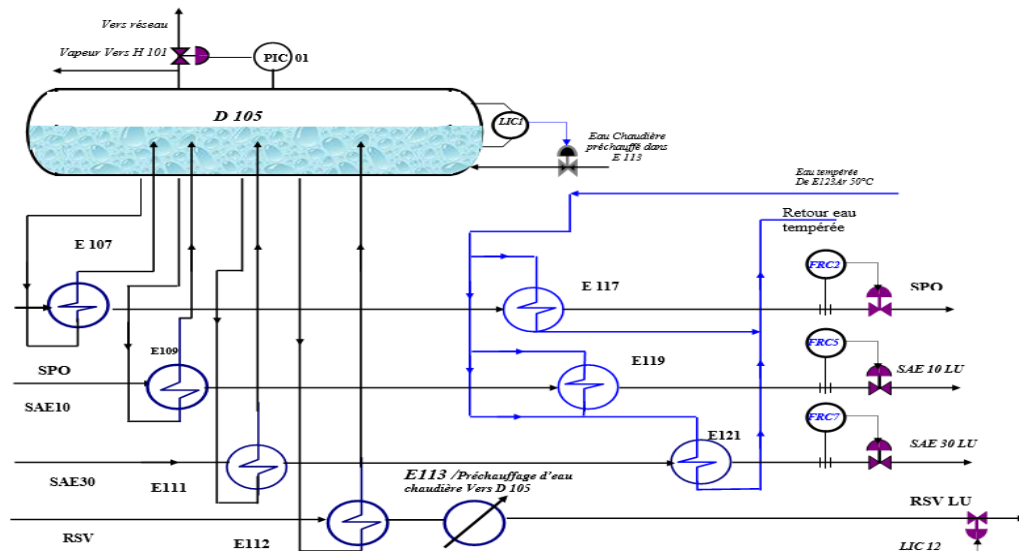


Figure III.4 Circuit d'eau tempérée

III.4. Unité 150 de l'huile chaude [5] :

III.4.1. Généralités sur l'unité :

Le système d'huile chaude (hot oil) est un système indépendant de l'unité de distillation sous vide dans son principe. Il en est néanmoins dépendant du point de vue géographique parce que le four H-151 ayant ses fumées évacuées dans une cheminée commune au four H-101.

Le principe du système est de véhiculer de la chaleur vers des échangeurs au moyen d'un fluide caloporteur dit huile chaude.

Les échangeurs alimentés par le fluide caloporteur travaillent à des températures moyennes qui nécessitent ce moyen de transport (huile chaude).

III.4.2. But de l'installation :

L'unité 150 a pour but d'assurer la chauffe des différents produits des unités de la chaîne des huiles Arzew2, elle est d'une capacité totale de 972400Kg/h. La charge de l'unité est de l'huile ayant un PF supérieur ou égale à 170°C, actuellement elle utilise comme charge l'huile de base SAE10.

III.4.3. Description de l'unité 150 de l'huile chaude :

Cette unité comprend :

- Deux ballons sous pression D151 - D152.
- Trois pompes pour la circulation de l'huile P151 A/B/C.
- Deux pompes pour la circulation d'eau de chaudière P152 A/B.
- Un four H151.
- Un système de génération de vapeur. ➤ Un système automatique de dégazage PIC15 A/B. ➤ Une boucle d'huile sous contrôle de pression DPIC23.

III.4.4. Circuits principaux de l'unité :

L'huile (huile de base SAE10) alimente l'unité à partir du bac TK2704 par les pompes P2702 A/B, est envoyé vers le ballon d'aspiration des pompes P151A/B/C sous régulation de niveau 1LIC30.

D151: ballon tampon de circulation d'huile chaude, est équipé d'un serpentín de vapeur sert à chauffer l'huile à la phase de démarrage de l'unité, une soupape de sécurité 1PSV14 tarée à 2.5 bars, une boucle de régulation de pression 1PIC15 A/B et une boucle e régulation de niveau 1LIC30.

Les pompes P151A/B/C équipées par deux filtres à l'aspiration aspirent l'huile chaude et l'envoi vers le four H151 en six passes pour un meilleur échange de chaleur afin d'augmenter sa température de 260C° à 300C° Cette huile chaude à la sortie du four H151 est envoyé vers les unités 200, 300 et l'unité 400 afin de chauffer les différents produits dans les échangeurs respectivement E206, E217, E309A/B/C, E311, E318, E440A/B, E441A/B et E443.

Toutes les unités sont équipées de by passe hot oil des échangeurs, afin d'assurer une circulation d'huile efficace et empêcher l'augmentation de la pression en lignes en cas d'arrêt d'un ou plusieurs échangeurs en service.

L'unité assure aussi une production de vapeur BP de 2.5 T/h, le ballon D152 est alimenté en eau de chaudière. Cette eau est envoyée par P152 A/B vers la zone de convection du four H151 pour produire la vapeur BP à 3.5 bars.

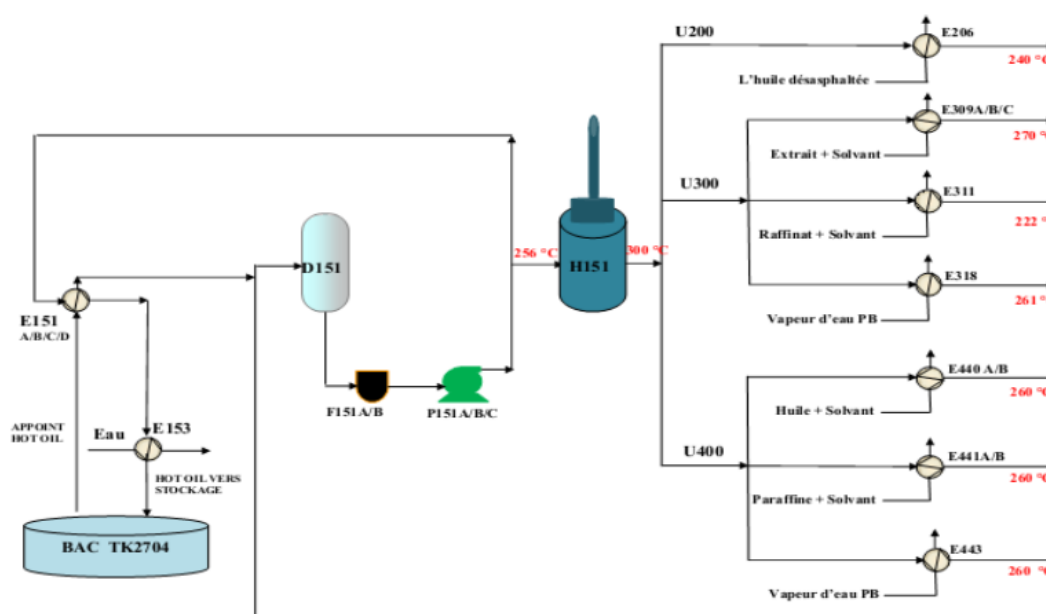


Figure III.5 Schéma descriptif de l'unité 150 huile chaude

**Chapitre IV. Théorie et
technologie du transfert
thermique**

IV.1. Introduction :

L'élaboration des produits commerciaux à partir du pétrole brut est réalisée par une série d'opérations décrites dans le schéma de fabrication. Les unités de séparation, telles que distillation, extraction par solvants et cristallisation, nécessitent des quantités importantes d'énergie calorifique pour obtenir le gradient de température qui permettra le fractionnement ; de même, les unités mettant en jeu des réactions de transformations exigent la fourniture d'énormes quantités de chaleurs pour atteindre le seuil de température au-delà duquel les réactions sont possibles et apporter en outre, dans les cas d'endothermicité, la chaleur de réaction. Quel que soit le cas, le cycle thermique d'une unité consiste toujours à porter l'alimentation à haute température, puis à refroidir les produits obtenus à une température suffisamment basse permettent de les envoyer dans les bacs de stockage. Pour réaliser tous ces ajustements de température, on dispose de deux types distincts d'équipements :

- Les fours, qui produisent, sous forme de chaleur à température élevée, la majorité de l'énergie requise par les diverses opérations de raffinage ;
 - Les échangeurs de chaleur, qui permettent de récupérer au maximum l'énergie thermique contenue dans les divers flux de la raffinerie et ainsi d'ajuster les niveaux de température
- En tous points des schémas de raffinage.

Dans ce qui suit nous présentons respectivement ces deux équipements : échangeurs et Fours.

IV.2. Le transfert de chaleur :

IV.2.1. Modes de transfert de chaleur [10] :

La chaleur est transférée par conduction, convection et rayonnement. L'importance de chaque mode varie et normalement, dans l'industrie pétrolière et gazière, le composant rayonnant est négligé (excepté dans les fours et les systèmes à torche).

IV.2.1.1. Conduction :

La chaleur est transférée par conduction dans un fluide immobile ou une matière solide à un niveau moléculaire. Ces molécules présentant un niveau énergétique plus élevé car elles sont plus chaudes perdent une partie de leur énergie au profit des molécules voisines. La vitesse à laquelle la chaleur est transférée dépend de la différence de température entre les côtés chaud et froid et de la conductivité thermique (k) de la substance.

Chaque substance présente une conductivité distincte qui varie légèrement en fonction de la température. Pour transférer de la chaleur, il faut utiliser un matériau à conductivité thermique

élevée. À l'inverse, s'il est nécessaire d'éviter une perte de chaleur, il faut opter pour un matériau présentant une faible conductivité thermique.

IV.2.1.2. Convection :

Le terme convection est utilisé pour faire référence au transfert de chaleur d'une surface vers un fluide en mouvement ou l'inverse. Dans ce cas, la chaleur et le fluide se déplacent tous deux dans la même direction.

Une convection naturelle se produit dans un fluide immobile car la partie du fluide en contact avec la surface chaude devient moins dense et, en raison de la gravité, s'éloigne, emportant avec elle la chaleur.

Pour augmenter la vitesse d'évacuation de la chaleur, nous devons faire en sorte d'éloigner le fluide de la surface chaude plus rapidement afin qu'il soit remplacé par une substance plus froide. C'est ce que l'on appelle la convection forcée et il s'agit du mode de transfert de chaleur par convection dominant. Lorsqu'un fluide s'écoule le long d'une surface immobile, il ne se déplace pas entièrement à la même vitesse. Au niveau de la surface proprement dite, la vitesse est nulle mais plus loin, elle augmente rapidement. Au niveau de la surface, l'énergie est transférée par mouvement moléculaire aléatoire (diffusion) mais le mouvement global du fluide reprend le dessus et transfère chaleur et fluide par fractions discrètes vers les régions à plus basse température.

IV.2.1.3. Rayonnement :

À des températures élevées, le rayonnement s'érige en méthode de transfert de chaleur prédominante.

À la différence de la conduction et de la convection qui nécessitent une substance pour transférer de l'énergie, le rayonnement est mis en œuvre sans qu'il soit nécessaire de placer un matériau entre la source et le récepteur. En fait, il est plus efficace sous vide. Bien que tous les organismes émettent des rayonnements en fonction de leur température, le transfert d'énergie net s'effectue systématiquement de la surface plus chaude vers la surface plus froide.

On entend par rayonnement le transfert d'énergie par ondes électromagnétiques avec pour conséquence refroidissement de la surface émettrice, à moins que l'énergie ne soit remplacée. L'intérieur d'un four bouilleur irradie de la chaleur vers les tubes autour des parois. La chaleur est fournie par la combustion d'un combustible. La température dans le four est d'environ 2000°C.

À des températures plus basses, la quantité de chaleur transférée par rayonnement devient faible et ne tient pas un rôle important dans la conception et l'exploitation d'équipements d'échange de chaleur.

IV.2.2. La chaleur latente [10] :

C'est la quantité de chaleur nécessaire à une unité de masse pour qu'il change de d'état à température et pression constante. Il existe cependant de exceptions par exemple : lorsque de la glace fond, elle se chauffe jusqu'à atteindre 0 °C, mais restera solide à cette température tant que l'ensemble de la glace n'aura pas fondue, après seulement la température s'élèvera.

IV.2.3. La température [10] :

C'est la mesure d'intensité de la chaleur de chaque substance. Elle est mesurée sur quatre échelles différentes :

- Centigrade
- Kelvin
- Fahrenheit
- Rankine

La mesure est réalisée par des thermomètres ou des pyromètre pour la très haute Température.

IV.2.4. Comparaison entre les deux modes de transfert de chaleur [10] :

Le transfert de chaleur par convection est beaucoup plus rapide que le transfert de chaleur par conduction. Pour illustrer ceci, on peut prendre l'exemple d'une tasse de café :

Si on laisse la tasse se refroidir toute seule, l'échange de chaleur se fera par conduction et lentement, il y a plusieurs corps et fluide qui échange de la chaleur : le café vers la tasse, le café vers l'atmosphère. Si vous agitez le café avec une cuillère, et que vous créez une turbulence l'échange se fera par convection et la tasse se refroidira plus vite. Ceci démontre bien que les turbulences engendrées par la cuillère vont permettre un refroidissement plus rapide.

IV.3. Equipements de transfert de chaleur :

IV.3.1. Fours [11] :

IV.3.1.1. Introduction :

Dans la plupart des installations de raffinerie, l'apport des calories nécessaires au procédé mise en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes, d'où le nom de «fours tubulaires» que l'on donne à ce type d'appareils.

IV.3.1.2. Définition :

Les fours sont des appareils dans lesquels le chauffage des fluides s'effectue par les fumées produites par la combustion d'un combustible liquide ou gazeux.

Principaux types des fours : Il existe une grande variété de fours tubulaires :

- ◆ Fours cylindriques : Fours cylindriques à tubes verticaux ou à faisceaux hélicoïdaux.
- ◆ Fours cabines : Fours à tubes horizontaux.
- ◆ Fours BOX : Fours à tubes horizontaux ou à tubes verticaux.
- ◆ Fours double BOX : Fours avec tubes horizontaux ou verticaux.
- ◆ Fours spéciaux : Fours de reforming catalytiques, Fours de reforming à la vapeur, Fours à brûleurs en voûte et Fours à brûleurs en murs [12].

IV.3.1.3. Etude du fonctionnement du four H101 :

Le four H 101 est équipé d'une régulation automatique qui mesure la température du fluide chauffé à la sortie du four. Cette lecture de température agit directement en cascade sur un régulateur de pression (ou débit) du gaz combustible en amont des brûleurs

Les fours sont des appareils dans lequel le chauffage des fluides s'effectue par les fumées produites par la combustion d'un combustible liquide ou gazeux.

La charge alimentant l'unité de distillation sous vide est surchauffée par le four qui est de type cabine, il comporte :

- **Une zone de radiation** : c'est une zone à l'intérieur dans laquelle les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur des produits de combustion principalement par radiation. Cette zone est la chambre de combustion et elle est consacrée pour le réchauffage de la charge.
- **Une zone de convection** : elle est localisée à la sortie des fumées de la chambre de combustion ; elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quinconce perpendiculairement à la direction des fumées, elle sert à surchauffer de la vapeur de stripping injectée au fond des colonnes de distillation.

IV.3.1.4. Les types de chauffage de four :

Les usages de ces fours sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le fonctionnement du four le plus économique et dans les meilleures conditions imposées.

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

IV.3.1.4.1 Fours de réchauffage de fluide sans changement de phase :

Dans lesquelles la charge liquide ou vapeur ne reçoit que de chaleur sensible, c'est le cas par exemple :

1- Des fours des unités de reformage catalytique ou hydrotraitement de coupe de tête de distillation du pétrole brut dans lesquelles la charge est déjà vaporisée à l'entrée du four est portée à la température nécessaire au déroulement des réactions chimiques sur les lits du catalyseur.

2- Des fours à huile chaude où un liquide caloporteur reçoit l'énergie thermique qu'il cède ensuite dans des réchauffeurs.

IV.3.1.4.2 Fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle :

Que l'on rencontre en particulier dans les unités de distillation, four de distillation atmosphérique ou sous vide du pétrole brut ou four en fond de la colonne, les fours de ce type sont d'ailleurs les plus nombreux et ont la capacité thermique la plus élevée.

Les fours de réchauffage de fluide avec réaction chimique c'est le cas du four de charge des unités de craquage et de reformation thermique.



Figure IV.1 Four H101 de l'unité 100 de la zone 5. (Four de type cabine)

IV.3.2. Echangeurs de chaleur [11] :

IV.3.2.1. Définition :

On désigne sous le terme "Echangeur de chaleur" tout appareil permettant le transfert de chaleur d'un fluide à un autre au travers d'une paroi.

Un échangeur a pour fonction de permettre un transfert d'énergie thermique d'un fluide à un autre fluide sans que ces deux fluides se mélangent. Cette définition, très générale, recouvre en fait des utilisations très différentes. Les applications des échangeurs de chaleur sont très nombreuses, ils servent à réchauffer à refroidir de l'eau, de l'huile, du pétrole ou tout autre liquide ou gaz.

IV.3.2.2. Classification des échangeurs de chaleur :

Il existe plusieurs classifications des échangeurs de chaleur. On peut citer :

- ◆ Classification selon les procédés de transfert.
- ◆ Classification selon la compacité.
- ◆ Classification selon le sens d'écoulement des fluides.
- ◆ Classification selon la surface d'échange.

a. Selon les procédés de transfert :

→ Un échangeur a contact direct : dans cet échangeur, le transfert de chaleur se fait entre deux (ou plusieurs) fluides non séparés

→ Un échangeur a contact indirect : dans cet échangeur, le transfert de chaleur se fait à travers une surface solide séparant les fluides.

b. Selon la compacité :

La compacité d'un échangeur peut être caractérisée par le rapport de la surface d'échange sur le volume de l'échangeur.

c. Selon le sens d'écoulement des fluides :

Les sens d'écoulement des deux fluides permettent de distinguer trois types d'échangeurs :

→ Echangeur à courant parallèle :

les deux fluides sont disposés parallèlement vont dans le même sens.

→ Echangeur à contre-courant :

les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans des sens opposés.

→ Echangeur à courants croisés :

les deux fluides sont positionnés perpendiculairement.

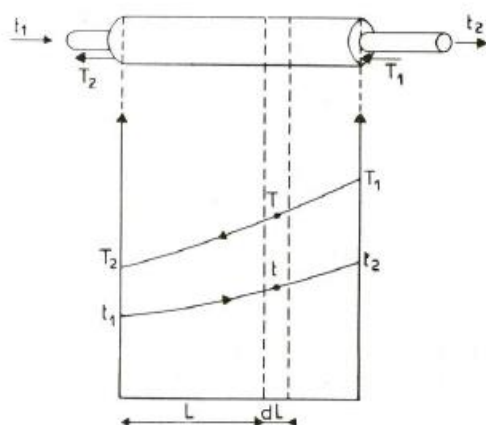


Figure IV.2 Echangeur à contre-courant

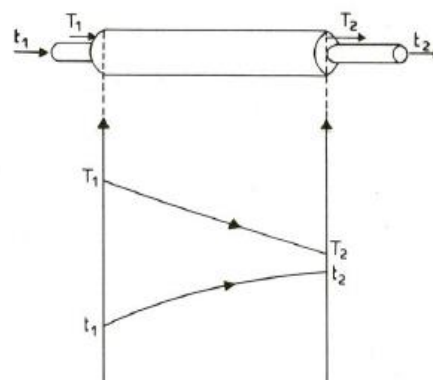


Figure IV.3 Echangeur à courant parallèle

d. Selon la surface d'échange :

Il existe plusieurs configurations industrielles des échangeurs de chaleur. Néanmoins, on peut distinguer deux grandes familles : les échangeurs tubulaires et les échangeurs à plaques. Seuls les échangeurs tubulaires et multitubulaires sont présentés dans ce qui suit.

➤ Echangeurs double-tube :

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à chaque extrémité par des coudes et des boîtes de jonction. Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccords qui permettent un démontage rapide en vue du nettoyage ou du remplacement des tubes. L'expansion thermique entre tubes intérieur et extérieur s'effectue au travers de presse-étoupes. L'ensemble est monté sur un bâti parallélépipédique transportable. Les tubes utilisés sont généralement en acier, les longueurs effectives utilisées, sont 12, 15 ou 20 feet.

Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et transformation. Ils réalisent un contre-courant pur qui se traduit par un bon rendement. Par contre, ils présentent les inconvénients suivant :

- ◆ Risques de fuite aux raccords ;
- ◆ Flexion du tube intérieur si la longueur est importante ;
- ◆ Surface de transfert très faible pour le volume globale de l'appareil par suite du rayon Minimal des coudes qui limite le rapprochement des tubes.

Les plus grandes surfaces réalisées sont d'environ 15m². L'utilisation de ces appareils est donc restreinte et limitée aux produits sales, très chauds, et de faible débit.

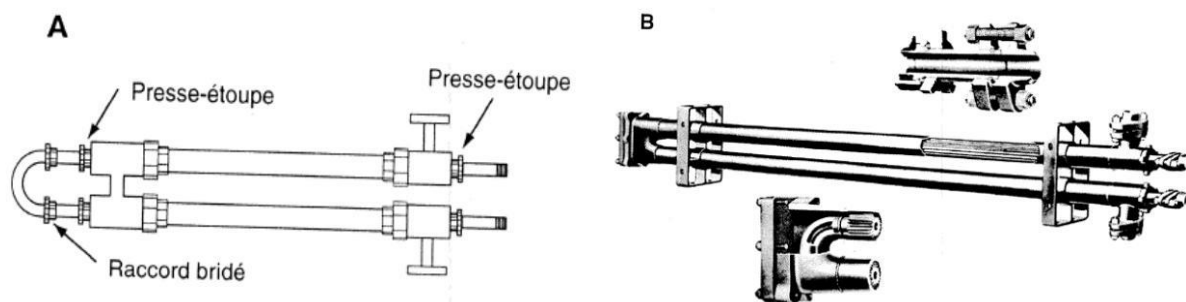


Figure IV.4 Echangeur double-tube (A. double-tube en épingle. B. double-tube en épingle et boîte de retour)

A. double-tube en épingle. B. double-tube en épingle et boîte de retour.

➤ Echangeurs à faisceau et calandre :

Ce type d'appareil est, de loin, le plus répandu en raffinerie. Le principe du faisceau logé à l'intérieur d'une calandre a été retenu également dans la construction des condenseurs et rebouilleurs.

L'appareil est constitué par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes. A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes.

Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivent le chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrant dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. D'après cette normalisation les échangeurs sont désignés succinctement en précisant les dimensions principales et le type, repéré par 3 lettres caractéristiques des éléments constitutifs.

Les 3 lettres caractérisent dans l'ordre :

- ◆ Le type de chambre de distribution ;
- ◆ Le type de calandre ;
- ◆ Le type de chambre ou boîte de sortie ou de retour, dit encore plus communément fond de la calandre.

La normalisation T.E.M.A est complétée par d'autres codes tels que ceux de l'A.P.I. et de l'A.S.M.E.

Il existe une très grande variété d'échangeur faisceau-calandre, les plus reconnus sont :

➤ Les échangeurs à plaques tubulaires fixes :

Celles-ci peuvent être directement soudées sur la calandre. De construction peu onéreuse, ces appareils permettent de loger le maximum de tubes à l'intérieur de l'enveloppe, mais ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation ou la contraction du faisceau soit acceptable. En outre, le nettoyage de l'extérieur des tubes ne peut d'effectuer que par voie chimique. Leur emploi en raffinerie reste donc très limité.

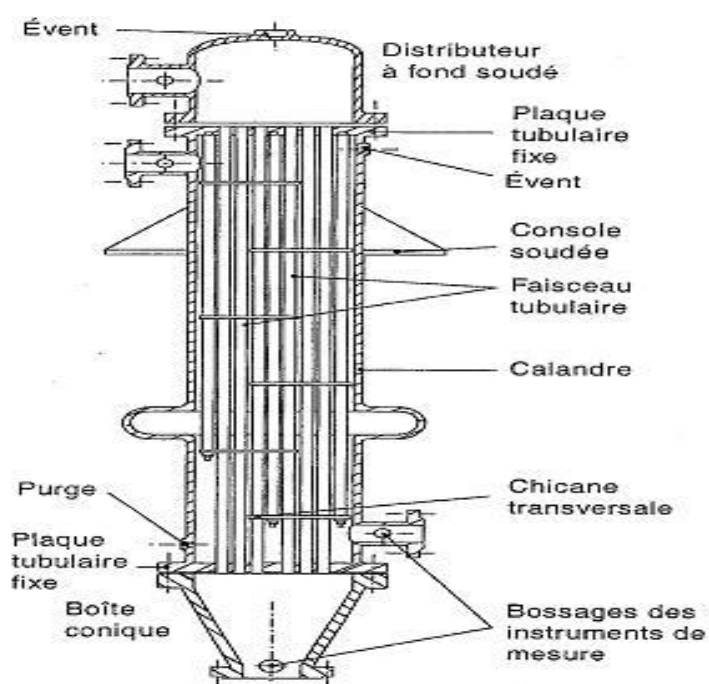


Figure IV.5 Echangeur à plaques tubulaires fixes

➤ Les échangeurs à tête flottante :

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 inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre. Ces appareil, permettant l'expansion thermique du faisceau ainsi que son nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisés en raffinerie .

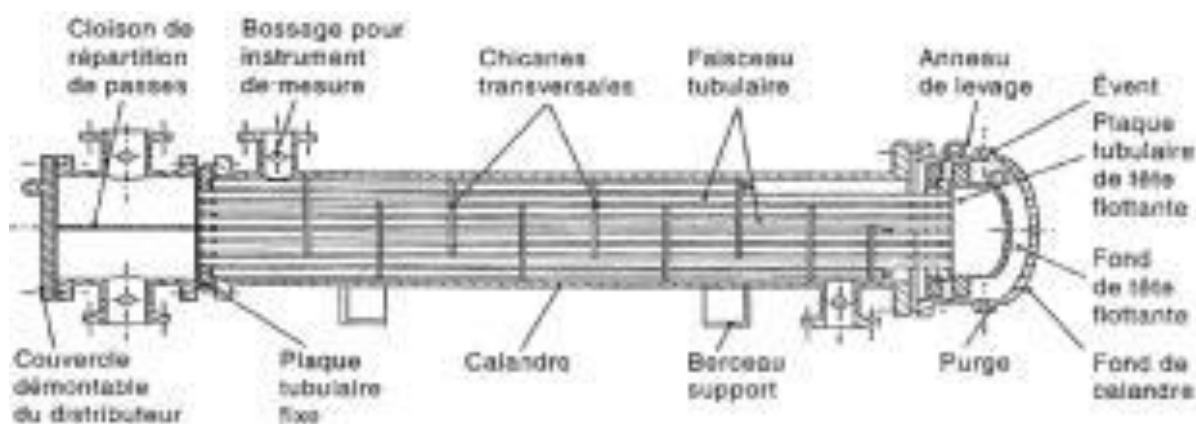


Figure IV.6 Echangeur à tête flottante

➤ Les échangeurs à tubes en U :

L'utilisation de tubes coudés en forme d'épingles à cheveux supprime une plaque tubulaire, tout en conservant les propriétés d'expansion de la tête flottantes. L'économie réalisée sur le coût d'une plaque tubulaire est compensée par l'impossibilité de nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes et un nombre de tubes plus faible que dans les autres appareils par suite du diamètre minimal de cintrage des tubes obligeant le constructeur à laisser un espace libre au centre du faisceau. Ces faisceaux seront utilisés dans les rebouilleurs à vapeur.

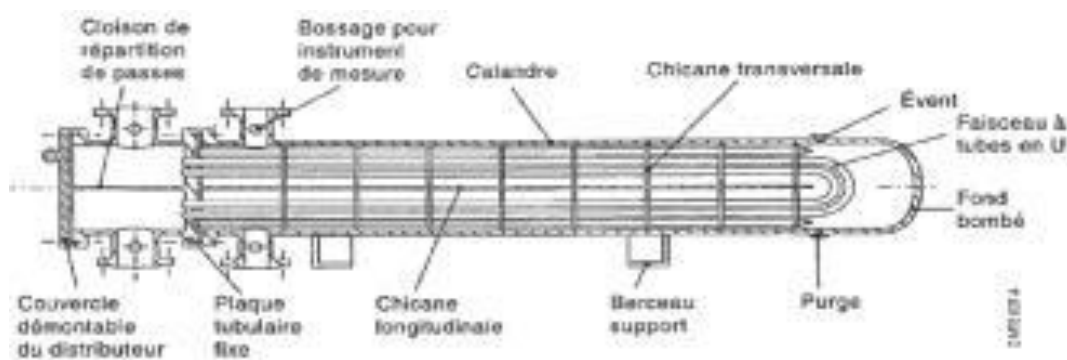


Figure IV.7 Echangeur à tubes en U

➤ Echangeur type Kettle :

Cet appareil est utilisé quand il s'agit de vaporiser partiellement un liquide et il est conçu pour assurer la séparation des deux phases. Le liquide à vaporiser vient baigner le faisceau tubulaire à l'intérieur duquel circule le fluide chaud. Un déversoir maintient le niveau liquide juste au-dessus du faisceau.

La calandre est d'un diamètre nettement supérieur à celui du faisceau, ce qui aménage une zone de désengagement de la vapeur et permet d'éviter les entraînements de liquide.

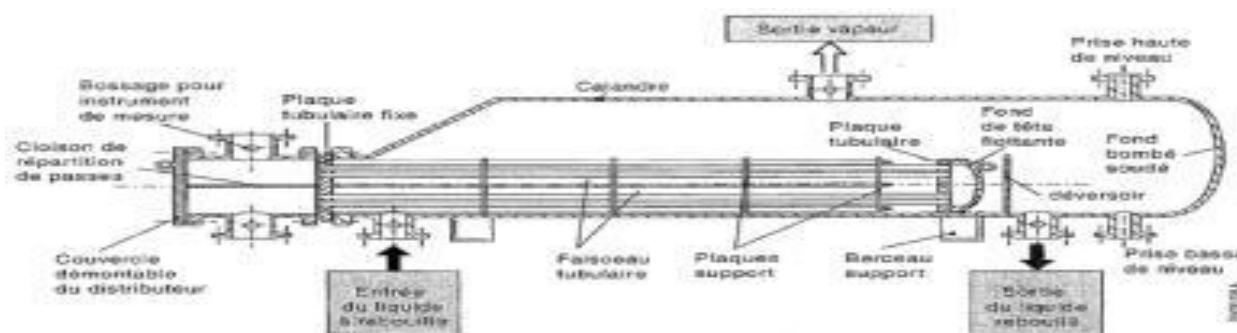


Figure IV.8 Echangeur type Kettle

IV.3.2.3. Les fonctions des échangeurs de chaleurs :

Les échangeurs de chaleurs peuvent avoir à assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides ou les deux fluides participants à l'échange.

En général, la terminologie utilisée renseigne sur la fonction principale de l'appareil.

IV.3.2.3.1 Fonction refrigeration:

- ◆ Réfrigérant : il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou 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 avant stockage dans les conditions de sécurité requises. Par extension il désigne souvent l'association aéroréfrigérant suivi d'un réfrigérant à eau fréquemment utilisée pour cette fonction ;
- ◆ Aéroréfrigérant : il utilise l'air en tant que fluide réfrigérant ;
- ◆ Chiller : il refroidit un fluide de procédé par évaporation d'un fluide frigorigène.

IV.3.2.3.2 Fonction chauffage:

- ◆ Préchauffeur : il préchauffe souvent dans un four en aval ;
- ◆ Réchauffeur : Il réchauffe également un fluide de procédé mais se dit surtout pour désigner l'appareil qui réchauffe un produit stocké généralement pour assurer sa pompabilité. La chaleur étant apportée par de la vapeur d'eau.

Les termes « RECHAUFFEUR et PRECHAUFFEUR D'AIR » s'appliquent aux appareils (cycliques ou non) assurant la préchauffe de l'air de combustion d'une chaudière ou d'un four par récupération d'une partie de la chaleur contenue dans les fumées ou dans un fluide auxiliaire.

- ◆ Economiseur : Ce terme est plutôt réservé au serpentin permettant la préchauffe de l'eau d'alimentation des chaudières par les fumées ;
- ◆ Surchauffeur : Il augmente la température d'une vapeur au-delà de sa température de condensation ;

IV.3.2.3.3 Fonction 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 a la même fonction que le précédent en utilisant l'air comme fluide froid ;
- ◆ Subcooler : Il assure simultanément la condensation de vapeur et le refroidissement de condensats généralement par circulation d'eau.

IV.3.2.3.4 Fonction vaporisation:

- ◆ Vaporiseur : Il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation ;
- ◆ Bouilleur, rebouilleur : Il vaporise une partie des produits de fonds de colonnes pour les renvoyer au fractionnement ;
- ◆ Générateur de vapeur : Il produit de la vapeur par récupération de chaleur sensible contenue dans les fluides de procédés, des fumées de fours ou des lits catalytiques ou par combustion de gaz ou de liquides résiduels.

IV.3.2.3.5 Fonction particulière:

- ◆ Evaporateur : Ce terme est plutôt utilisé pour désigner l'appareil qui concentre des solutions aqueuses par évaporation d'eau ; cependant il peut désigner aussi un vaporiseur et un chiller .

IV.3.2.4. Critère de choix d'un échangeur [4] :

Pour une application thermique spécifique, le choix du type d'échangeur de chaleur et de sa conception dépend de nombreux facteurs plus ou moins interdépendants. Les éléments de choix sont basés essentiellement sur les considérations suivantes.

- La puissance thermique ;
- Condition de fonctionnement ;
- Niveau thermique des parois ;

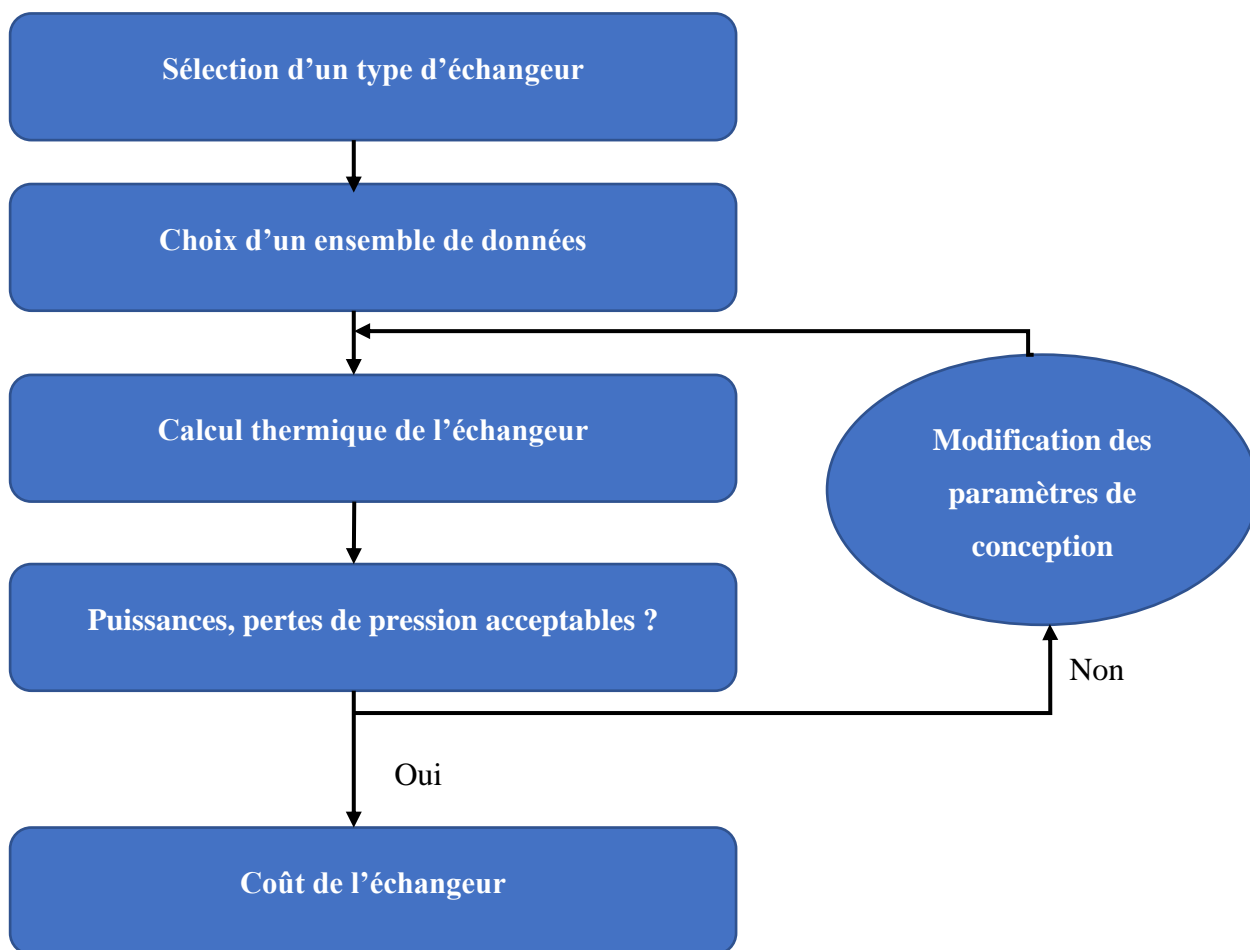
- Les pertes de pression ;
- Conditions de tenue mécanique ;
- Conditions de maintenance ;
- Le prix de l'échangeur .

IV.4. Dimensionnement d'un nouvel échangeur de chaleur

IV.4.1. Logique de la phase de dimensionnement thermique :

Le problème du dimensionnement thermique est illustré par le schéma ci-dessous. Il commence, tout d'abord, par la sélection du type d'échangeur adapté au problème posé, puis vient la phase de dimensionnement thermique proprement dite ; elle est destinée à fixer par le calcul de surface d'échange nécessaire au transfert de puissance sur les fluides considérés.

Cette phase de calcul est le plus souvent itérative et permet d'approcher par des essais successifs la solution qui semble la meilleure, à la fois du point de vue thermique et du point de vue hydraulique [21] .



La sélection du type d'échangeur doit être faite selon les conditions opératoires, dans le respect des normes TEMA, et la méthodologie de calcul retenue pour la phase de dimensionnement thermique peut être manuelle ou effectuée à l'aide d'un outil informatique où l'enchaînement itératif conduit à répéter le calcul thermique après modification de certains paramètres géométriques.

IV.4.2. Méthodologie de calcul :

Données de calcul :

- Les débits massiques M , m et les capacités calorifiques à pression constantes C_p , $C_{p'}$ des fluides chaud et froid.
- Les températures d'entrées T_e et t_e des fluides chaud et froid.
- La température de sortie t_s du fluide froid désirée.
- Les résistances d'encrassement R et les pertes de charge ΔP admissibles pour les deux fluides.

Procédure de calcul :

- Bilan thermique

$$Q_{abs} = Q_{deg}$$

$$Q = M \times (H_e - H_s) = m \times (H'_s - H'_e)$$

$$Q = M \times C_p \times (T_e - T_s) = m \times C_{p'} \times (t'_s - t'_e)$$

Par ailleurs, on peut appliquer l'équation de **Fourier** donnée par :

$$Q = U \times S \times \Delta TLM$$

- Différence moyenne de température

La ΔTLM d'un échangeur à contre-courant est définie comme suit :

$$DTLM_{CC} = \frac{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}}{2.3 * \log \frac{\Delta T_{ch}}{\Delta T_{fr}}}$$

- Nombre de passe coté calandre :

Pour calculer le nombre de passe côté calandre, On doit déterminer d'abord, le facteur correctif F qui mesure l'efficacité de l'appareil par rapport à un échangeur à contre-courant pur, dans les mêmes conditions opératoires.

Le facteur F est déterminé à partir des abaques pour différentes géométries, en Utilisant les deux coordonnées E et R.

Avec :

E : étant le rendement d'échange thermique, s'écrit :

$$E = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e}$$

R : étant le rapport massique, s'écrit :

$$R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e}$$

Après avoir calculé E et R on commence par l'abaque permettant la détermination du coefficient de correction F pour tous les appareils à une passe, côté calandre, et nombre pair de passe côté tubes. On devra éviter dans tous les cas le croisement des températures de sortie.

C'est pourquoi, il est conseillé dans les calculs d'échangeurs de ne pas adopter de valeurs de F inférieures à 0,8.

Si les conditions de l'échange spécifiées par les quatre températures T_e , T_s , t_e , et t_s donnent une efficacité $F < 0,8$ pour un appareil 1-2, cela signifie qu'il faut envisager l'utilisation d'un échangeur où les écoulements se rapprochent plus du contre-courant pur et permettent un croisement important ($t_s > T_s$). Ceci est réalisé dans des appareils à plusieurs passes, côté calandre.

- Choix de l'appareil

- Estimation du coefficient de transfert sale U_s :

Voir annexe (G)

- Estimation de la surface d'échange

On choisit en première approche un coefficient global d'échange sale U'_s , à partir de la littérature.

$$As' = \frac{Q}{U'_s * DTLM \text{ corrige}}$$

- Sélection d'un échangeur :

- Choix de la longueur :

Les longueurs normalisées courantes sont 8, 10, 12, 16, 20 ft. Pour une surface d'échange donnée, l'utilisation des tubes de longueur importante permet de réduire le diamètre de la calandre ; ce qui permet un appareil à faible coût.

Il est à noter que la longueur des tubes choisie est soumise à une diminution allant de 2 à 3mm en raison des jonctions, des sertissages, des presses étoupes et des joints d'étanchéité aux extrémités du faisceau tubulaire

- Choix du matériau utilisé :

Le choix du matériau s'effectue en prenant en compte certains critères dont les plus importants sont le comportement aux conditions opératoires de température et la tenue à la corrosion, voir annexe (H et I).

- Choix du diamètre et de l'épaisseur :

Les tubes sont normalisés et classés dans des séries correspondant à un même diamètre extérieur dans chaque série les tubes se différencient par leur épaisseur repérée par le « Birmingham Wire Gage » (BWG). Les caractéristiques sont représentées sur les annexes (J et K) ainsi que les diamètres et jauges les plus courantes. Des diamètres faibles de l'ordre de (5/8, 3/4 et 1 in) sont préférés pour un meilleur échange et une bonne compacité de l'appareil. Des tubes avec des diamètres importants (plus de 1 in) sont facilement désencrassés et sont souhaitables dans le cas des fluides incrustants.

Il est cependant fortement déconseillé d'utiliser des tubes de faible diamètre (1/2, 3/8) pour des fluides encrassant en raison de l'augmentation de la perte de charge et la difficulté de nettoyage de l'appareil.

- Choix de la disposition

La disposition peut être à pas carré ou à pas triangulaire, à mêmes encombrement, diamètre et pas, la disposition triangulaire permet d'installer une surface d'échange supérieure d'environ 15%. Mais en contrepartie, cette disposition rend impossible le Nettoyage extérieur des tubes. Leur emploi est réservé pour les fluides propres.

En raffinerie, on utilise surtout des faisceaux à pas carré.

- Choix de l'orientation du faisceau par rapport à la circulation du fluide côté Calandre :

Comparativement au pas carré droit, le pas carré incliné génère une plus grande turbulence et un meilleur transfert au prix d'une plus grande perte de charge en raison, entre autres, du plus grand nombre de rangées de tubes rencontrées. Le pas Triangulaire incliné est pénalisant aussi bien pour le transfert que pour la perte de charge et de ce fait inintéressant

- Choix du pas :

La distance entre axes des tubes, ou pas P, est au minimum égale à 1,25 fois le diamètre extérieur. Les pas les plus utilisées figurent dans l'annexe (L).

- Estimation du nombre de tubes par calandre

Surface d'échange d'un tube :

$$a_0 = \pi \times d_i \times l$$

Estimation du nombre de tubes par calandre :

$$Nt' = \frac{As'}{a_0 \times nc}$$

- Nombre de passe côté tubes :

Kern propose dans les annexes (M et N) un décompte de tubes, établi en fonction du diamètre intérieur Dc de la calandre, du nombre de passes nt dans le faisceau, du diamètre des tubes et de leur disposition.

On fait le choix de l'appareil ou des appareils en série donnant Nt le plus voisin possible de N't, avec un nombre de passé côté tubes nt=2, 4,6 ou 8 par calandre .

- Choix du pas des chicanes :

Le choix de l'espacement B entre deux chicanes consécutives obéit aux normes citées dans l'annexe (O).

- Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre :

Le choix de l'attribution des fluides dans les échangeurs obéit généralement aux règles Suivantes:

- Le fluide le plus encrassant est alloué au côté des tubes. Cependant, les tubes peuvent facilement être nettoyés, surtout lorsque le nettoyage mécanique est obligatoire.

- Le fluide circulant à haute pression est attribué aux tubes en raison de leur faible diamètre d'écoulement (maintien de P) et aussi pour la facilité de construction étant donné l'absence de joint d'étanchéité et de raccord haute pression au niveau des tubes contrairement aux calandres.

- Le fluide corrosif passe par les tubes, sans quoi, les tubes et la calandre seront attaqués simultanément. Cependant, l'utilisation d'un métal anticorrosion pour les tubes seuls est plus envisageable (coût) par rapport à son utilisation pour la fabrication des tubes et de la calandre.

- Le fluide de plus haute température passe côté tube, car il nécessite une plus grande épaisseur. Par ailleurs, ainsi, les pertes thermiques sont limitées.

Il est préférable industriellement, que le fluide le plus visqueux et ayant le plus haut débit passe par la calandre. Dans ce cas, on dispose de plusieurs paramètres facilement ajustables au niveau de la calandre (ex : nombre, types de chicanes et espacement) permettant de régler la vitesse de circulation, donc transfert et perte de charge.

- Coefficient de transfert sale de l'appareil :

$$Us = \frac{Us' \times Nt'}{Nt}$$

- Température calorique :

Pour définir les températures caloriques des deux fluides, on pose :

$$Tc = Tcs + Fc (Tce - Tcs)$$

$$tc = Tfe + Fc (Tfs - Tfe)$$

Avec :

tc : étant la température calorique du fluide froid [°C];

Tc : étant la température calorique du fluide chaud [°C];

Fc : est un facteur de correction des températures caloriques.

Si l'on appelle ΔT_{ch} et ΔT_{fr} les différences de températures des fluides à chaque extrémité

$$\Delta T_{ch} = Te - Ts \text{ a l'extrémité chaude}$$

$$\Delta T_{fr} = Ts - Te \text{ a l'extrémité froide}$$

- Le facteur de correction F_c sera calculé comme suit :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_f}{\Delta T_c - \Delta T_f}$$

Pour des produits pétroliers très visqueux, F_c est donné par les abaques (E et F) en utilisant comme coordonnées le rapport $(\Delta T_{fr}/\Delta T_{ch})$ et F_c qui est une fonction de l'intervalle de température du fluide le plus visqueux et la densité de ce produit.

- Coefficient de transfert propre :

Le coefficient de transfert global propre est défini comme suit :

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

Avec :

$$h_{i0} = h_{int} \frac{d_{int}}{d_o}$$

Afin de caractériser l'échange qui a lieu, Colburn définit un nombre sans dimension appelé facteur de Colburn « jH », qui permet une présentation graphique en fonction du nombre de Reynolds (R_e). Ce facteur permet le calcul des coefficients de transfert locaux côté tube et côté calandre. Donc, il suffit de définir le Nombre de Reynolds pour les deux côtés.

- Vérification de la résistance d'encrassement :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s}$$

Il faut comparer R_s calculée à R_s admissible, et n'arrêter les itérations qu'une fois $R_s < R_{s\text{admissible}}$.

- Perte de charge :

✓ Perte de charge à l'intérieur des tubes :

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t l}{d_i \varphi_t} + 2 \right]$$

✓ Perte de charge à l'extérieur des tubes :

$$\Delta P_c = \frac{n_c f_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{1.271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \varphi_c}$$

Pour les deux pertes à l'intérieur qu'à l'extérieur des tubes, il faut comparer les ΔP calculées à celles admissibles, et n'arrêter les itérations qu'une fois $\Delta P_{calculée} < \Delta P_{admissible}$.

Chapitre V. Aspect sécurité et environnement

V.1. Le système sécuritaire autour des équipements thermiques :

V.1.1. Les risques d'un four industriel :

La convection et le chauffage infrarouge sont deux des méthodes de chauffage industriel les plus courantes. Le chauffage plus direct du radiant (infrarouge) est plus efficace dans une zone large ou ciblée. Par contre, le chauffage par convection est idéal pour les espaces clos, comme les fours industriels [13].

Le four industriel est une sorte d'équipement à haute température, qui est étroitement lié au mazout, au gaz, à l'électricité, à la poussière, etc., et peut facilement provoquer un incendie, une brûlure, une explosion, un empoisonnement, un choc électrique et d'autres accidents. Par conséquent, les fours industriels présentent beaucoup plus de facteurs dangereux que les équipements de traitement à froid généraux [14].

Si le chauffage par convection est idéal pour les fours industriels, certaines précautions de sécurité sont nécessaires pour éviter le dommage et les dangers.

Les principaux risques liés aux fours industriels sont :

les températures et les tensions élevées. Les températures élevées, en particulier dans les espaces clos, comme un four, présentent de multiples risques. Une brûlure ou une explosion est possible lorsque la chaleur augmente fortement et qu'elle dépasse la fourchette d'identification, particulièrement c'est les produits volatiles et inflammables qui cause des risques à une très grande intensité [13].

V.2. Incendie / Explosion

V.2.1. Identification

- Présence de matériaux ou produits combustibles (ex: stockage de produits facilement inflammables ou explosifs, stockage de papier, etc.) ;
- Présence d'équipement ou d'installation pouvant générer de la chaleur (ex : travaux de soudage, etc.) ;
- Stockage de produits incompatibles.

V.2.2. Modalité d'exposition:

- Utilisation de substances facilement inflammables ;
- Création d'une atmosphère explosive (gaz, vapeurs, poussières, etc.) ;
- Mélange de produits incompatibles [15].

V.2.2.1. Risque de brûlures :

Les températures élevées à l'intérieur des fours industriels peuvent causer des brûlures graves aux opérateurs s'ils entrent en contact avec les surfaces chaudes, les flammes ou les matériaux chauffés.

V.2.2.2. Risque d'intoxication ou d'asphyxie :

Certains fours industriels utilisent des combustibles ou des produits chimiques qui peuvent produire des gaz toxiques, des vapeurs ou des fumées nocives. Si ces gaz ne sont pas correctement évacués, ils peuvent causer une intoxication ou une asphyxie.

V.2.2.3. Risque de surchauffe :

Les fours industriels sont conçus pour fonctionner à des températures élevées, mais s'ils sont mal entretenus, mal réglés ou utilisés au-delà de leurs limites de fonctionnement, ils peuvent surchauffer. Cela peut entraîner des dommages à l'équipement, des fuites de produits chimiques, voire une défaillance complète du four.

V.2.2.4. Risque électrique :

Certains fours industriels fonctionnent à l'aide de systèmes électriques complexes. Des problèmes tels que des courts-circuits, des surcharges ou des défaillances électriques peuvent survenir, entraînant des risques d'électrocution ou d'incendie.

Il est essentiel de noter que les risques spécifiques associés aux fours industriels peuvent varier en fonction de leur type, de leur mode de fonctionnement et des matériaux traités, les risques les plus intenses correspondent à la variété de réactivité de la matière combustible et la volatilité des produits au sein de l'appareil.

V.3. Les normes et les exigences de sécurité :

Norme NFPA 86 :

Les codes et normes NFPA (National Fire Protection Association) 86 fournissent une ligne directrice pour minimiser les risques d'incendie et d'explosion pour les fours. Ces normes comprennent :

- La classification des fours et étuves
- Les étiquettes de sécurité
- Les informations sur la plaque signalétique
- Les étiquette de mise en garde

- Les équipements de protection
- La protection Rie
- L'antidéflagrant [13].

V.4. Les mesures des sécurités et la prévention :

V.4.1. Sécurité des équipements [15] :

Chaque zone de contrôle est équipée de deux thermocouples (1 pour la sécurité, autre pour le contrôle de température).

Le système de contrôle indique quelque différence de température du four en comparaison avec la courbe de combustion, la pression, l'atmosphère, le déplacement des autres composant important pour le bon fonctionnement du four.

Le niveau d'alerte, sonore ou autre, est fait par le système en accord avec chaque cas. Le système de contrôle peut arrêter automatiquement le four en cas d'anomalie.

V.4.1.1. Contrôle de température :

L'emballement des températures peut entraîner une surchauffe, ce qui augmente la pression et le risque de combustion de toute vapeur ou gaz inflammable à l'intérieur du four industriel.

L'utilisation de dispositifs de surveillance et de contrôle de la température permet de minimiser le risque d'emballement des températures, en réagissant avant que les seuils de température dangereux ne soient atteints.

V.4.1.2. Dispositifs de secours :

Les dispositifs de décompression peuvent aider à prévenir les explosions. Ces derniers évacuent la pression dont la quantité des vapeurs/gaz dangereux est importante pour créer une atmosphère plus sûre à l'intérieur du four.

V.4.1.3. Ventilation :

Une ventilation adéquate permet au four d'éliminer en toute sécurité les vapeurs et les gaz inflammables avant qu'ils ne deviennent un problème. Cela peut inclure l'utilisation de ventilateurs pour éliminer activement les vapeurs/gaz ou des événements passifs qui leur permettent de s'échapper.

V.4.1.4. Dispositifs d'arrêt :

Les dispositifs d'arrêt des réchauffeurs industriels sont généralement connectés aux contrôleurs de température et arrêtent le réchauffeur si une température spécifique est dépassée. Pour les fours industriels, le panneau de contrôle numérique peut également enclencher le dispositif d'arrêt s'il détecte un problème de circulation d'air ou une défaillance du ventilateur.

V.4.2. Sécurité du personnel :

Les protecteurs et barrières sont construits et utilisés de façon à assurer une protection efficace interdisant l'accès aux zones dangereuses durant les opérations sans pour autant créer des difficultés à l'opérateur et sans porter préjudice à la production. Tous les protecteurs seront solidement fixés au sol.

La protection du personnel est aussi présentée par la fourniture de matériel de sécurité personnel selon les normes internationales, et la présence d'une bonne formation, ce qui assure la conscience aux risques de tous les employés. [15]

V.5. Règlementation et procédé de réduction des émissions :

Pour réduire l'impact environnemental des émissions du four, plusieurs mesures peuvent être prises:

- Systèmes de contrôle des émissions SO_x, NO_x, CO₂
- Surveillance et conformité réglementaire
- Transition vers des combustibles plus propres
- Technologies de contrôle des émissions
- Amélioration de l'efficacité énergétique
- Utilisation de matériaux plus respectueux de l'environnement
- Électrification
- Captage et stockage du carbone (CSC)
- Utilisation de biocombustibles durables

Partie Expérimentale

Chapitre VI. Variation des propriétés thermiques de l'huile de base SAE10 et du brut réduit BRA en fonction de la température :

Le **brut réduit atmosphérique** est un liquide minéral de couleur noir, obtenu à partir de la distillation atmosphérique de pétrole brut au niveau de la raffinerie d'Arzew zone 04. L'**huile de base SAE10** est un liquide minéral, obtenue à partir du traitement du distillat SAE 10 dans les unités extraction des aromatiques (U300), déparaffinage au MEC/toluène (U400) et l'unité d'hydrofinishing (U500). L'huile de base SAE 10 est utilisée comme un fluide caloporteur à partir du mois Avril 2013 dans les systèmes suivants :

- Unité 18 dans la zone des carburant (zone 4) pour assurer le chauffage des équipements de l'unité 11 (topping) et l'unité 17 (isomérisation).
- Unité 150 dans la zone de lubrifiants (zone 5).

VI.1. Variation de la chaleur spécifique en fonction de la température:

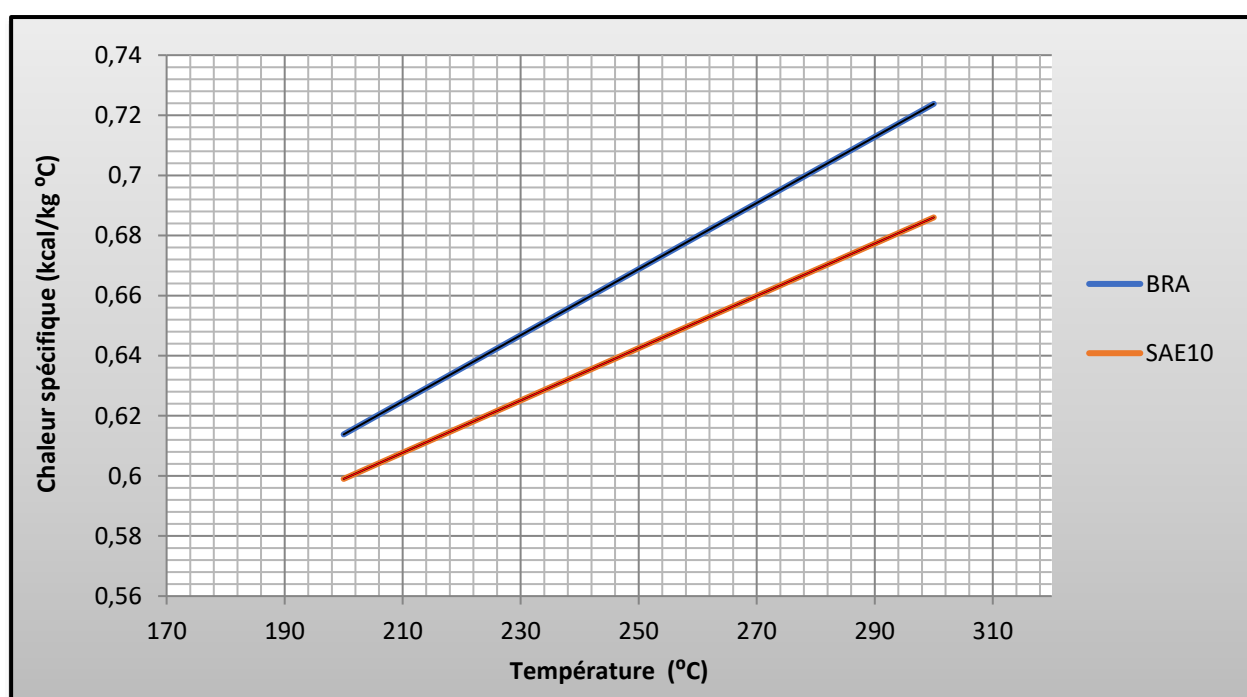


Figure VI.1 Variation de la chaleur spécifique des deux fluides en fonction de la température

L'étude de la figure VI.1 montre que la chaleur spécifique augmente avec l'augmentation de la température pour les deux fluides .

Les équations suivantes sont obtenues à partir d'interpolation:

Pour l'huile de base SAE10 : $C_p = 0.00087 T + 0.425 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C}$ (VI.1)

Pour le brut réduit BRA : $C_p = 0.0011 T + 0.3938 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C}$ (VI.2)

VI.2. Variation de la conductivité thermique en fonction de la température :

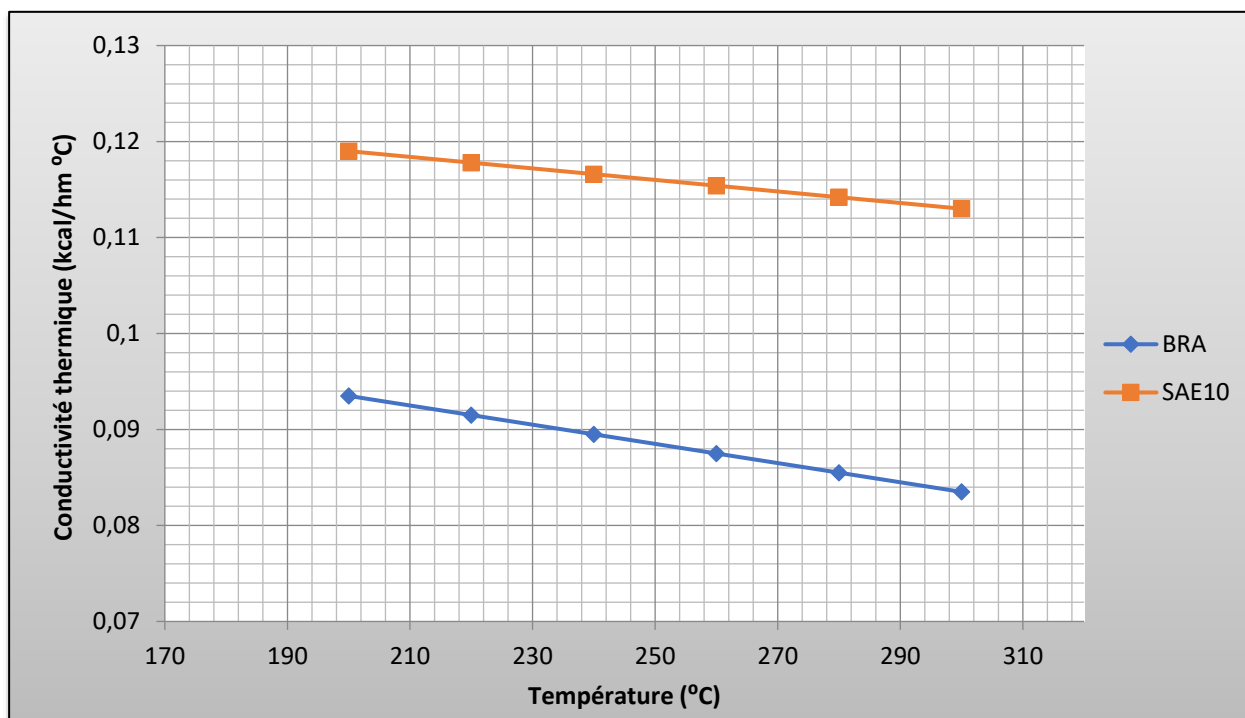


Figure VI.2 Variation de la conductivité thermique des deux fluides en fonction de la température

La conductivité thermique des deux fluides diminue avec l'augmentation de la température.

Les équations suivantes sont obtenues à partir d'interpolation:

Pour l'huile de base SAE10 : $\lambda = 0.131 - 6.10^{-5} T \text{ kcal/h.m.} ^\circ\text{C}$ (VI.3)

Pour le BRA: $\lambda = 0.1135 - 0.0001T \text{ kcal/h.m.} ^\circ\text{C}$ (VI.4)

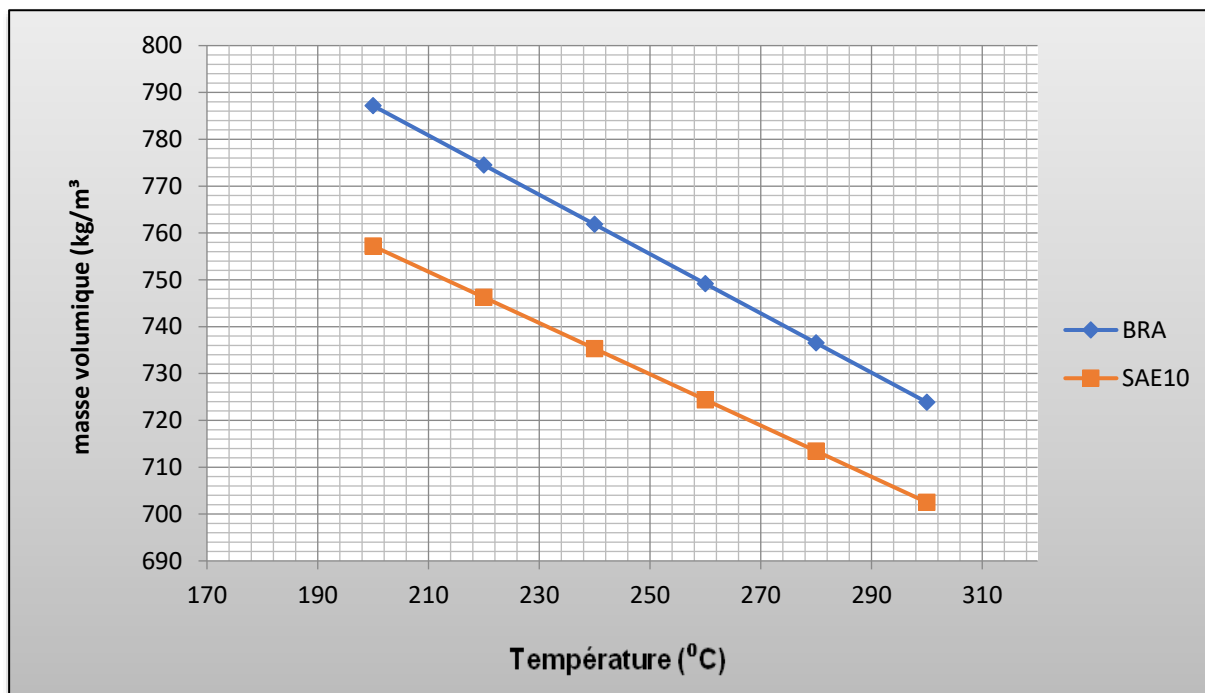
VI.3. Variation de la masse volumique en fonction de la température:

Figure VI.3 Variation de la densité des deux fluides en fonction de la température

On remarque pour les mêmes températures la masse volumique de l'huile de base SAE 10 est supérieure à celle du distillat SAE10.

La masse volumique des deux fluides caloporteurs diminue avec l'augmentation de la température de façon linéaire.

Les équations suivantes sont obtenues à partir d'interpolation :

Pour l'huile de base : $\rho = -0.547T + 866.6 \text{ kg/m}^3$ (VI.5)

Pour le BRA: $\rho = -0.633T + 913.76 \text{ kg/m}^3$ (VI.6)

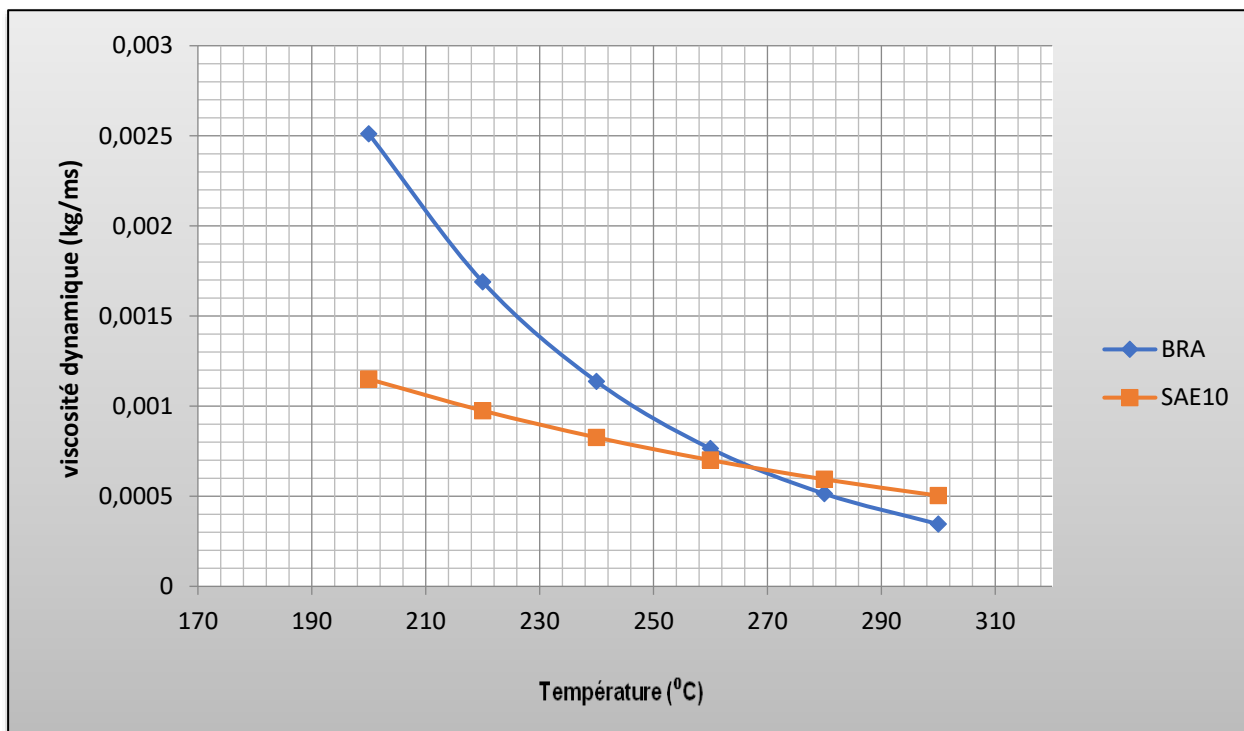
VI.4. Variation de la viscosité dynamique en fonction de la température :

Figure VI.4 Variation de la viscosité dynamique des deux fluides en fonction de la température

L'étude de la figure 4 montre que la viscosité dynamique des deux fluides caloporteurs décroît avec l'augmentation de la température de façon exponentielle.

Les équations suivantes sont obtenues à partir d'interpolation :

Pour l'huile de base SAE10 : $\mu = 0.006 * e^{-0,00826T} \text{ kg/m.s} \dots\dots\dots (VI.7)$

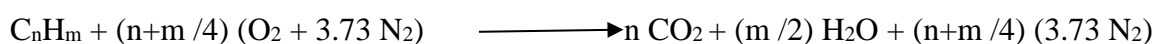
Pour le BRA : $\mu = 142.62 * 10^{-6} * \rho T * e^{-0,019T} \text{ kg/m.s} \dots (VI.8)$

Chapitre VII. Calcul du rendement du four H101

VII.1. Etude de combustion :

Nous tenons compte, dans le calcul du four, uniquement de la zone de radiation pour effectuer le calcul de la quantité de chaleur, il faut procéder à la détermination de plusieurs paramètres tels que:

- ◆ La quantité d'air nécessaire aux brûleurs.
- ◆ La composition et la quantité des fumées produites à partir d'un combustible.
- ◆ Le combustible utilisé dans le four H101 est le fuel gaz (gaz de raffinerie + gaz de GNL).
- ◆ Le calcul est basé sur les équations stœchiométriques de la combustion des hydrocarbures ayant la formule chimique générale suivante :



VII.2. Données de base du four de l'unité de distillation sous vide H101 :

Le four H101 qui réchauffe le brut réduit atmosphérique (BRA) est de type cabine qui comprend une zone de radiation et une zone de convection. Il est équipé de neuf (9) brûleurs à air induit. Les conditions de service sont données sur les tableaux suivants (voir Annexe A) :

Tableau VII.1 Les conditions de marche du four H101 cas design

	Zone de radiation				Zone de convection	
	Conditions d'entrée		Conditions de sortie		Conditions d'entrée	Conditions de sortie
Nature de fluide	BRA	Vapeur d'eau	BRA	Vapeur d'eau	Vapeur d'eau	
Débit total kg/h	56500	2600	56500	2600	4000	4000
Température C°	280	150	380	380	139	316
Pression (Bar)	6,46	4	0,46	0,46	3,5	3,5
Densité (API)	25,3	/	25,3	/	/	/
Débits de fuel gaz (Nm ³ /h)	884					
Température des tubes C°	482					
Températures des fumées C°	299					

Tableau VII.2 Les conditions de marche du fours H101 cas réel

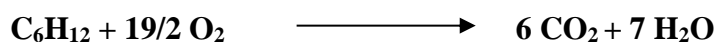
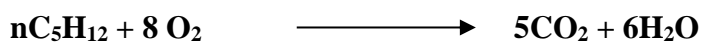
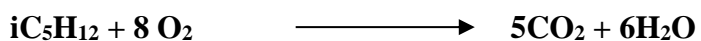
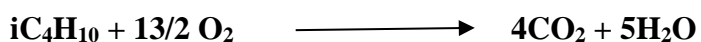
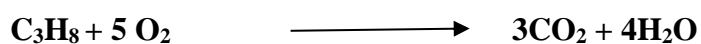
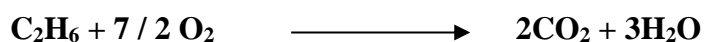
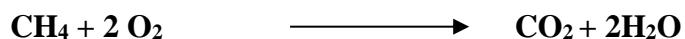
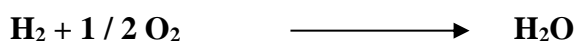
	Zone de radiation				Zone de convection	
	Conditions d'entrée		Conditions de sortie		Conditions d'entrée	Conditions de sortie
Nature de fluide	BRA	Vapeur d'eau	BRA	Vapeur d'eau	Vapeur d'eau	
Débit total kg/h	52540	420	52540	420	1000	
Température C°	250,06	150	382	382	143	391
Pression (Bar)	2	4	0,46	0,46	2,3	2,3
Densité (15/4)	0,9035	/	0,9035	/	/	/
Débit de fuel gaz (Nm ³ /h)	861,93					
Température des tubes C°	TI60	TI61	TI62	TI63	TI71	TI72
	528	530,72	475,23	486,92	496,18	485,29
Températures des fumées C°	TI74			TI75		
	352,55					

VII.3. Evaluation de la quantité transmise en radiation :

VII.3.1. Réaction de combustion :



Soit la composition d'air : $N_2 = 78.07\%$, $O_2 = 20.93\%$ et 1% autre gaz. Les réactions qui peuvent avoir lieu sont :



Comme les réactions de combustion sont des réactions stœchiométriques (oxydation totale), donc pour le cas du méthane, chaque 1 mole de méthane nécessite 2 mole d'oxygène, dégage 1 mole de CO_2 et 2 moles de H_2O .

VII.3.2. Calcul de la quantité totale d'oxygène :

Le calcul nécessite de connaître la composition du combustible. L'analyse chromatographique du fuel gaz (voir Annexe B)

Tableau VII.3 Composition et pourcentage de fuel gaz (raffinerie d'Arzew)

CONSTITUANT	POURCENTAGE %
H ₂	2,97
C ₁	85,01
C ₂	9,08
C ₃	2,05
iC ₄	0,28
nC ₄	0,44
iC ₅	0,06
nC ₅	0,06
C ₆₊	0,05

VII.3.2.1. La quantité d'oxygène O₂ théorique nécessaire à la combustion :

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

$$Q_{th} = \frac{1}{2} \times Y_{H_2} + 2 \times Y_{C_1} + \frac{7}{2} \times Y_{C_2} + 5 \times Y_{C_3} + \frac{13}{2} \times Y_{iC_4} + \frac{13}{2} \times Y_{nC_4} + 8 \times Y_{iC_5} + 8 \times Y_{nC_5} + 19/2 \times Y_{C_6}$$

$$Q_{O_2 \text{ théorique}} = 219.65 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.2. La quantité d'oxygène O₂ Pratique en tenant compte de l'excès d'air :

L'excès d'air est égal à 25 % (voir Annexe B)

$$Q_{O_2 \text{ pratique}} = Q_{O_2 \text{ théorique}} + \alpha (Q_{O_2 \text{ théorique}}) = (1+0.25) Q_{O_2 \text{ théorique}}$$

$$Q_{O_2 \text{ pratique}} = 274.5625 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.3. La quantité totale d'oxygène O₂ :

$$Q_{O_2 \text{ totale}} = Q_{O_2 \text{ pratique}} + Q_{O_2 \text{ théorique}}$$

$$Q_{O_2 \text{ totale}} = 494.2125 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.4. Calcul de la quantité totale du gaz inerte :

$$QN_2 \text{ pratique} = QO_2 \text{ pratique} \times \frac{79}{21}$$

$$QN_2 \text{ pratique} = 1032.877 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.5. Calcul de la quantité d'air pratique :

$$Q_{\text{air pratique}} = QO_2 \text{ pratique} \times \frac{100}{21}$$

$$Q_{\text{air pratique}} = 1307.44 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.6. Calcul de la quantité total des fumées :

La composition finale des fumées = la sommes des composants au sortie du four

$$Q_{\text{totale des fumées}} = QCO_2 + QH_2O + QO_2 \text{ en excès} + QN_2$$

VII.3.2.7. La quantité dioxyde de carbone CO2 dégagée :

$$QCO_2 \text{ dégagée} = \sum nCi * Yi$$

$$QCO_2 \text{ dégagée} = 113.1 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.8. La quantité d'eau (H2O) dégagée :

$$QH_2O \text{ théorique} = \sum nHi * Yi$$

$$QH_2O \text{ théorique} = 212.92 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.9. Calcul de la quantité vapeur d'eau dans l'air de combustion :

La teneur en vapeur d'eau dans l'air de combustion à 25 °C est donnée par l'équation d'Avogadro-Dalton :

$$QH_2O = 0,7Q_{\text{air pratique}} \times \left| \frac{PH_2O}{P_t - PH_2O} \right|$$

La tension de vapeur de l'eau (PH₂O) à 25°C est égale à 24 mm Hg. Compte tenu de l'humidité relative à 70 %, on aura :

$$QH_2O = 29,84 \text{ Nm}^3$$

VII.3.2.10. La quantité d'oxygène en excès dégagé :

$$QO_2 \text{ en excès} = QO_2 \text{ théorique} \times 0.25$$

$$QO_2 \text{ en excès} = 54.9125 \text{ Nm}^3$$

$$Q_{\text{totale des fumées}} = 1413.8095 \text{ Nm}^3$$

VII.3.3. Calcul de la quantité des fumées formées par la combustion de 1 kg de gaz :

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

VII.3.3.1. Calcul de la Masse moléculaire des fumées :

$$M_f = \sum(M_i * Y_i) = M_{CO_2} * Y_{CO_2} + M_{O_2} * Y_{O_2 \text{ en excès}} + M_{H_2O} * Y_{H_2O} + M_{N_2} * Y_{N_2}$$

Les résultats sont illustrés dans le tableau ci-dessous :

Tableau VII.4 Tableau de composition des fumées

Constituant des fumées	CO ₂	O ₂	H ₂ O	N ₂
Pourcentage molaire	8	3.88	15.06	73.06
Masse moléculaire	44	32	18	28

$$M_f = 27.9292 \text{ kg/kmole}$$

VII.3.3.2. Masse volumique des fumées aux conditions normales de T et de P :

$$\rho_f = \frac{M_f}{22,4}$$

Ainsi que : 1 kmole de gaz a un volume de 22,4 Nm³ :

$$\rho_f = 1,2468 \text{ kg/Nm}^3$$

VII.3.3.3. Masse moléculaire du gaz combustible :

$$M_{com} = \sum(M_i \times y_i)$$

$$M_{com} = M_{H_2} \times Y_{H_2} + M_{C_1} \times Y_{C_1} + M_{C_2} \times Y_{C_2} + M_{C_3} \times Y_{C_3} + M_{iC_4} \times Y_{iC_4} + M_{nC_4} \times Y_{nC_4} \\ + M_{iC_5} \times Y_{iC_5} + M_{nC_5} \times Y_{nC_5} + M_{C_6} \times Y_{C_6}$$

Les résultats sont illustrés dans le tableau ci-dessous :

Tableau VII.5 Tableau de composition de gaz combustible

Constituant	H ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	nC ₆
% molaire	2,97	85,01	9,08	2,05	0,28	0,44	0,06	0,06	0,05
Masse moléculaire	2	16	30	44	58	58	72	72	86

$$M_{com} = 17.834 \text{ kg/kmole}$$

VII.3.3.4. La Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales de température et de pression :

$$\rho_{com} = \frac{M_{com}}{22,4}$$

$$\rho_{com} = 0,7961 \text{ kg/Nm}^3$$

- Le volume de fumées :

100 Nm³ de fuel gaz dégagent un volume de fumées $V_f = 1413.8095 \text{ Nm}^3$

Donc 1 Nm³ de gaz dégage un volume de fumées $V_f = 14.138095 \text{ Nm}^3$

Donc pour 1kg de fuel gaz la masse des fumées

$$m_f = \frac{\rho_f \times V_f \times m_{com}}{\rho_{com} \times V_{com}}$$

$$m_f = \frac{1.2468 * 14.138095 * 1}{0.7961 * 1}$$

$$m_f = 22.142 \text{ kg}$$

VII.3.4. La quantité de l'air nécessaire pour la combustion de 1 kg de gaz :

100 Nm³ de fuel gaz nécessitent 1307.44 Nm³ d'air.

Donc 1Nm³ de gaz combustible nécessite 13.0744 Nm³ d'air.

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

$$m_{air} = \frac{\rho_{air} \times V_{air} \times m_{com}}{\rho_{com} \times V_{com}}$$

$$m_{air} = \frac{1,294 * 13.0744 * 1}{0.7961 * 1}$$

$$m_{air} = 21.251 \text{ kg}$$

VII.4. Calcul du rendement du four H101 :

Le rendement d'un four η est défini comme le rapport du débit de chaleur absorbée par le fluide par rapport au débit de chaleur fourni au four par la combustion (Q entrée).

Le bilan thermique d'un four exprime l'égalité des débits de chaleur qui entrent et qui sortent du four :

$$Q_{\text{air}} + Q_{\text{combustible}} + Q_{\text{vap}} + Q_{\text{combustions}} = Q_{\text{abs}} + Q_{\text{fumées}} + Q_{\text{parois}}$$

VII.4.1. La chaleur absorbée peut encore s'exprimer comme suit :

$$Q_{\text{abs}} = Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumées}} - Q_{\text{parois}}$$

Donc l'expression du rendement devient :

$$\eta = \frac{Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumées}} - Q_{\text{parois}}}{Q_{\text{entrée}}} * 100$$

VII.4.1.1. Calcul de la quantité de chaleur dégagée Qentrée :

$$Q_{\text{entrée}} = Q_1 + Q_2$$

VII.4.1.1.1. Calcul de la chaleur dégagée par l'air Q1 :

$$Q_1 = Q_{\text{sen}} \times G_{\text{com}} \times \rho_{\text{com}}$$

Avec : G_{com} : débit du fuel gaz.

ρ_{com} : masse volumique de combustible.

- La chaleur sensible de l'air :

$$Q_{\text{sen air}} = m_{\text{air}} \times c_{p \text{ air}} \times T_{\text{air}}$$

$$Q_{\text{sen air}} = 127.506 \text{ kcal/kg}$$

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

$$C_{p \text{ air}} = 0.24 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{air}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

- Chaleur dégagée par l'air :

$$Q_1 = 127.506 \times 861.93 \times 0.7961 = 87492.382 \text{ kcal/h}$$

VII.4.1.1.2. Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le combustible :

$$Q_2 = PCI_{\text{com}} * G_{\text{com}}$$

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

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

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

Tableau VII.6 Analyse chromatographique de fuel gaz (cas réel)

Constituants	Yi % Fraction molaire	ρ com Kg/m ³	PCIi (kJ/ Kg)	PCIi (kcal/ m ³)	PCIi * Yi (kcal / Nm ³)
H ₂	2,97	0.089	120 971	2573.174	76.4232
C ₁	85,01	0.714	50 009	8533.835	7254.6131
C ₂	9,08	1.339	47 794	15295.083	1388.7935
C ₃	2,05	1.964	46 357	21759.790	446.0756
iC ₄	0,28	2.589	45 752	28224.002	79.0272
nC ₄	0,44	2.589	45 613	283110.011	1245.6840
iC ₅	0,06	3.214	45 357	34751.693	20.8510
nC ₅	0,06	3.214	45241	34840.798	20.9044
nC ₆	0,05	3.839	44752	40930.358	20.4651
Total	100				10552.837

- Donc la quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz :

$$Q_2 = 861.9 \times 0552.837 = 9095326.7004 \text{ kcal/h}$$

- La quantité de chaleur totale dégagée par le combustible :

$$Q_{tot} = Q_1 + Q_2$$

$$Q_{tot} = 87492.382 + 9095326.7004 = 9182819.0824 \text{ kcal/h}$$

VII.4.2. Calcul des pertes de chaleur par parois :

Nous admettons que les pertes au niveau du four sont réparties comme suit :

Pertes par parois en zone de radiation : 3%

Pertes par parois en zone de convection : 1.5%

$$Q_{parois} = 9182819.0824 \times 0.045 = 413226.855 \text{ kcal/h}$$

VII.4.3. Calcul des pertes de chaleur par fumées :

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

$$Q_{\text{fumées}} = G_{\text{fumées}} \times H_{\text{fumées}}$$

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

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

VII.4.3.1. Calcul de l'enthalpie des fumées $H_{\text{fumées}}$:

$$H_i = C_{pi} \times t$$

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

t : température des fumées (°C).

Chaleur spécifique des constituants des fumées est déterminée par l'annexe (C).

La température des fumées dans le cas actuel est égale à 352.55 °C

Tableau VII.7 Enthalpie des fumées (cas réel)

Composition des fumées	CP Kcal/ Kg.°C	Yi%	Hi Kcal / k g	H fumées Hi×Yi (kcal/kg)
O2	0.24	0.08	84.612	7.33
N2	0.2525	0.0388	89.018	3.28
H2O	0.481	0.1506	169.57655	65.037
CO2	0.26	0.7306	91.663	25.538
				101.185

VII.4.3.2. Calcul de débit des fumées $G_{\text{fumées}}$:

$$G_{\text{fumées}} = G_{\text{com}} \times \rho_{\text{com}} \times m_f$$

$$G_{\text{fumées}} = 861.93 \times 0.7961 \times 22.142 = 15193.452 \text{ kg/h}$$

Donc :

$$Q_{\text{fumées}} = 15193.452 \times 101.185 = 1537349.440 \text{ kcal/h}$$

VII.4.4. Calcul des pertes totales :

$$Q \text{ pertes totales} = Q \text{ parois} + Q \text{ fumées}$$

$$Q \text{ pertes totales} = 413226.855 + 1537349.440 = 1950576.295 \text{ kcal/h}$$

➤ **Donc le rendement du four H101 :**

$$\eta = \frac{(9182819.0824 - 1950576.295)}{1950576.295} * 100$$

$$\eta = 78 \%$$

Interprétation des résultats :

D'après l'étude technique de l'état du four H101 et le calcul de rendement, on a constaté qu'il y'a une réduction de 2% du rendement du four par rapport au rendement mentionné au design. Ce résultat se signifie qu'il y'a une surcharge sur le four dû à l'abaissement de température à la sortie de la batterie d'échangeur et les températures des tubes Ts trop élevé. La défaillance des tubes et formation du coke ainsi les pertes de chaleur par fumées peuvent être refléter négativement à l'état des serpentins et les peaux de four

Chapitre VIII. Calcul de la charge thermique de l'échangeur E101 et E103 existant avec un nouvel fluide caloporteur

VIII.1. Calcul de vérification dès l'échangeurs:

Tableau VIII.1 calcul d'efficacité

	$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}(\text{actuelle})$	$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}(\text{design})$
E101	$E = \frac{160,43 - 83,33}{195,4 - 83,33} = 0,68$	$E = \frac{217 - 50}{244 - 50} = 0,86$
E103	$E = \frac{200,95 - 197,78}{303,97 - 197,78} = 0,03$	$E = \frac{247 - 241}{324 - 241} = 0,07$

Tableau VIII.2 Les paramètres de la batterie d'échange

Repère		COTE TUBE				COTE CALANDRE			
		Fluide	T/heure	Température en °C		Fluide	T/heure	Température en °C	
				Entrée	Sortie			Entrée	Sortie
E101 A/B	DESIGN	Reflux Prin.	120	244	160	Charge BRA	56,5	50	217
	ACTUELLE		44,91	195,4	115,87		52,54	83,33	160,43
E106	DESIGN	BRA	56,5	217	232	RSV	15,92	282	243
	ACTUELLE		52,54	160,43	182,52		18,27	244,21	170,59
E102	DESIGN	SAE 10	6,46	298	254	BRA	56,5	232	237
	ACTUELLE		7,03	277,57	192,73		52,54	182,52	197,78
E103	DESIGN	Slop cut lourd	4	324	259	BRA	56,5	237	242
	ACTUELLE		3,44	303,97	195,88		52,54	197,78	200,95
E104	DESIGN	SAE 30	11,75	335	264	BRA	56,5	242	258
	ACTUELLE		9,79	319,86	221,77		52,54	200,95	224,59
E105	DESIGN	RSV	15,92	357	282	BRA	56,5	258	280
	ACTUELLE		18,27	363,09	244,21		52,54	224,95	250,06

VIII.1.1. Introduction :

On propose une substitution du fluide caloporteur pour remplacer le Slop cut lourd du E101 dans le but d'augmenter la température du BRA à l'entrée du four. A cet effet, on calcule la température du BRA à la sortie de l'échangeur avec le nouveau fluide.

La chaleur spécifique de BRA à la température moyenne $t_{moy} = 121,88^{\circ}\text{C}$: $C_p = 2,208 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$

Tableau VIII.3 Les caractéristiques de l'échangeur E101 existant

	Côté tube	Côté calandre
Fluide circulant	huile chaude	BRA
Température d'entre ($^{\circ}\text{C}$)	300	83,33
Température de sortie ($^{\circ}\text{C}$)	260	A déterminer
Capacité calorifique C_p moy [$\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$]	2,797	2,208
Débits en T/h	120	52,54

VIII.1.2. Calcul de la quantité de chaleur libérée par l'huile caloporteur :

On calcule la quantité de chaleur libérée par l'huile caloporteur, à cet effet on impose la température de sortie égale 260°C .

$$Q_{huile} = M * C_{ph} * (T_e - T_s) = 120000 * 2797 * (300 - 260) = 13425600 \text{ Kw}$$

VIII.1.3. Calcul la température de sortie de BRA:

Le rendement d'un échangeur est pris égal à $\eta = 0,94$

$$Q_{abs\ BRA} = \eta \times Q_{huile} = m \times C_p\ BRA \times (t_s - t_e)$$

$$\text{Donc : } t_s = 83,33 + \frac{(0,94 \times 13425600000)}{52540 \times 2208} = 192,11^{\circ}\text{C}$$

VIII.1.4. Calcul de débit maximal du fluide de l'échangeur E101 :

Nous allons calculées le débit maximal qui peut passer l'échangeur E101.

$$U = 202 \text{ kcal/hm}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{LM\ corr} = 117,12^{\circ}\text{C}$$

La surface d'échange propre de l'échangeur est de : $A_s = 279 \text{ m}^2$.

En appliquant la formule suivante :

$$Q_{huile} = M * C_{ph} * (T_e - T_s) = A \times U \times \Delta TLM$$

$$\text{Donc : } M = \frac{A \times U \times \Delta TLM}{C_{ph} * (T_e - T_s)} = \frac{279 \times 202 \times 117,12}{2797 * (300 - 260)} = 212 \text{ T/h}$$

VIII.1.5. Calcul de la nouvelle température de sortie de BRA :

$$Q_{huile} = M * C_{ph} * (T_e - T_s)$$

$$Q_{huile} = 212000 \times 2797 \times (300 - 260) = 23718560 \text{ kw}$$

$$t_s = t_e + \frac{\eta \times Q_{huile}}{m \times C_p \text{ BRA}} = 83,33 + \frac{0,94 \times 23718560000}{52540 \times 2208} = 275 \text{ C}^\circ$$

➤ Interprétation des résultats :

Pour l'échangeur E101, c'est le plus grand échangeur de la batterie d'échangeur de l'unité 100, un déficit de température dans cette dernière va effectivement refléter à toute la batterie. Donc, une étude de vérification avec un nouveau fluide caloporteur plus chaud est essentielle pour assurer ce déficit. Après l'application de cette hypothèse, on a confirmé que cet échangeur ne peut pas assurer le manque en chaleur car il demande un débit plus grand que le débit admissible par le E101, d'autre part le reflux principale (fluide chauffant de E101) va rester toujours chaud car l'aéroréfrigérant va le refroidir jusqu'à 40 °C au maximum.

VIII.1.6. Calcul de DTLM :

L'écoulement contre-courant est représenté comme suit:

$$DTLM_{CC} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 * \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\text{Tel que : } \Delta T_1 = T_1 - t_2 = 300 - 222,11 = 77,89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 260 - 83,33 = 176,67 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$DTLM = 120,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

Nombre de passe côté calandre: 01

Nombre de passe côté tube: 06

$$DTLM_{corrigé} = F * DTLM$$

F: facteur de correction (voir annexe F)

Avec : Le rapport calorifique : $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{300 - 260}{222,11 - 83,33} = 0,29$

Le rendement de l'échangeur : $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{222,11 - 83,33}{300 - 83,33} = 0,64$

Donc $F = 0,97$

DTLM corrigé = $0,97 * 120,75 = 117,12$ °C

VIII.2. Calcule de vérification de l'échangeur E103 :

On propose une substitution du fluide caloporteur pour remplacer le Slop cut lourd du E103 dans le but d'augmenter la température du BRA à l'entrée du four. A cet effet, on calcule la température du BRA à la sortie de l'échangeur avec le nouveau fluide.

La chaleur spécifique de BRA à la température moyenne $t_{\text{moy}} = 199,34$: $C_p = 2,565$ kJ/kg°C

La surface d'échange propre de l'échangeur est de : $A_s = 20,4$ m².

Tableau VIII.4 Les caractéristiques de l'échangeur E103 existant

	Côté tube	Côté calandre
Fluide circulant	huile chaude	BRA
Température d'entre (°C)	300	197.78
Température de sortie (°C)	260	à déterminer ?
Capacité calorifique CP moy [kJ/kg°C]	2,797	2.565
Débits en T/h	4	52.54

VIII.2.1. Calcul de la quantité de chaleur libérée par l'huile caloporteur :

On calcule la quantité de chaleur libérée par l'huile caloporteur, à cet effet on impose la température de sortie égale 260 °C.

$$Q_{\text{huile}} = m * C_p h * (T_e - T_s) = 4000 * 2797 * (300 - 260) = 447520 \text{ kw}$$

VIII.2.2. Calcul la température de sortie de BRA:

Le rendement d'un échangeur est pris égal à $\eta = 0,94$.

$$Q_{\text{abs BRA}} = \eta \times Q_{\text{huile}} = m \times C_p \text{ BRA} \times (t_s - t_e)$$

$$\text{Donc : } t_s = 197.78 + \frac{(0,94 \times 447520000)}{52540 \times 2565} = 200.90^\circ\text{C}$$

VIII.2.3. Calcul de débit maximal du fluide de l'échangeur E103 :

Pour assurer bien que l'échangeur ne donne pas la température désirée à sa sortie, nous allons calculées le débit maximal qui peut passer l'échangeur E103.

$$U = 206.4 \text{ kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Delta TLM = 65,91^\circ\text{C}. \text{ (Le calcul de } \Delta TLM \text{ dans la partie de conception)}$$

$$\text{La surface d'échange propre de l'échangeur est de : } A_s = 20.4 \text{ m}^2$$

En appliquant la formule suivante :

$$Q_{\text{huile}} = M * C_{ph} * (T_e - T_s) = A * U * \Delta TLM$$

$$\text{Donc : } M = \frac{A * U * \Delta TLM}{C_{ph} * (T_e - T_s)} = \frac{20.4 * 239,94 * 65,91}{2797 * (300 - 260)}$$

$$M = 9,9 \text{ t/h}$$

VIII.2.4. Calcul de la nouvelle température de sortie de BRA :

$$Q = \dot{M} * C_p h * (T_e - T_s) = 9900 * 2797 * (300 - 260) = 1107612 \text{ kw}$$

$$t_s = t_e + \frac{\eta * Q_{\text{huile}}}{M * C_p \text{ BRA}}$$

$$t_s = 197.78 + \frac{0.94 * 1107612000}{52540 * 2565}$$

$$t_s = 205,5 \text{ C}$$

- **Interprétation des résultats :**

L'échangeur E 103 est de type double tube, est généralement destine pour les produits sales mais aussi pour de faible échange thermique. Actuellement, le fluide caloporteur qui passe par cet échangeur est le slop cut lourd avec un débit trop faible qui assure au max un échange de 5°C, donc l'hypothèse de changement du fluide caloporteur est un choix qui se porte à l'étude.

Après le calcul, les résultats montrent que cette hypothèse nécessite un grand débit par rapport au débit abordé par l'échangeur lui-même (d'après la fiche technique de E103).

VIII.3. Conclusion :

L'identification des bilans thermiques du four H101 et les deux échangeurs E101 et E103, nous aidons à constater que les deux hypothèses de changement de fluide caloporteur par l'huile de base (SAE10) chaud de U-150 au niveau de ces deux échangeurs sont inabordable et inutile car le changement du fluide caloporteur demande un débit assez important que les débits aborder par chaque échangeur (mentionné dans la fiche technique design). Par conséquent, il est recommandé d'installer un nouvel échangeur faisceaux- calandre.

Chapitre IX. Calcul de conception d'un nouvel échangeur :

IX.1. Données de départ : La méthode de KERN a été appliquée dans cette partie :

Les propriétés thermiques de l'huile de base SAE 10 et de BRA sont données à la température moyenne de service $T_{\text{moy SAE10}} = 280 \text{ }^\circ\text{C}$ et $T_{\text{moy BRA}} = 212 \text{ }^\circ\text{C}$.

Tableau IX.1 Données nécessaires pour le calcul de l'échangeur

Propriété du fluide	Côté calandre	Côté tube
	Fluide chaud	Fluide froid
Nature de fluide	Huile de base SAE 10	Brut réduit
Température d'entrée T_e [$^\circ\text{C}$]	300	197
Température de sortie T_s [$^\circ\text{C}$]	260	227
Capacité calorifique C_p moy [kJ/kg $^\circ\text{C}$]	2,797	2,625
Conductivité thermique λ moy [W/m $^\circ\text{C}$]	0,132	0,107
Viscosité dynamique μ moy [Kg/m s]	0,0006	0,0021
Masse volumique ρ (kg/m 3)	713	779
Débit massique Kg/h	A déterminer	52540
Densité	0,8867	0,9026

IX.2. Bilan thermique :

A partir des données de tableau ci-dessus, on calcule la quantité de chaleur absorbée par le BRA suivant la formule:

$$Q_{\text{abs}} = \dot{m} \times C_{p\text{BRA}} \times (t_2 - t_1) = \frac{52540}{3600} \times 2625 \times (227 - 197) = 1149,312 \text{ kw}$$

Avec : Q_{abs} : quantité de chaleur absorbée par le BRA.

\dot{m} : débit de BRA.

t_1 : température d'entrée du BRA dans l'échangeur

t_2 : température de sortie du BRA

On a:
$$\eta_e = \frac{Q_{abs}}{Q_{deg}}$$

$$Q_{abs} = \dot{m} \times C_{pBRA} \times (t_2 - t_1) = \eta_e \times \dot{M} \times (T_1 - T_2)$$

Avec : η_e : rendement d'un échangeur.

Q_{deg} : quantité de chaleur dégagée par le fluide caloporteur (huile de base HB).

\dot{M} : débit de HB SAE10.

T_1 : température d'entrée du HB SAE10.

T_2 : température de sortie du HB SAE10.

Donc le débit d'huile caloporteur nécessaire est:

$$\dot{M} = \frac{Q_{abs}}{\eta_e \times C_{ph} \times (T_1 - T_2)} = \frac{1149312}{0,94 \times 2797 \times (300 - 260)} = 10,92 \text{ kg/s} = 39310 \text{ kg/h}$$

IX.3. Calcul du débit d'huile chaude en excès (recyclé) :

Le débit de l'huile chaude fournit par l'unité 150 et celui qui approvisionne les échangeurs des unités 150, 200, 300, 400 ; sont donnés dans le tableau ci-dessous.

Tableau IX.2 Débits de production et d'utilisation de l'huile chaude

Production de l'huile chaude		Utilisation de l'huile chaude				
Unité	Débit [Kg/h]	Unité	Echangeur	Débit [Kg/h]		
150 (four H151)	972400	150	E151	5000		
			200	E206	33050	
		E217		5000		
		300	E309	123900		
			E311	51900		
			E318	7945		
		400	E440	335820		
			E441	119400		
			E443	5000		
		Débit total utilisé [Kg/h]				687015

L'excès en débit d'huile chaude est calculé comme suit :

$$\text{Débit}_{\text{recyclé}} = \text{Débit}_{\text{produit}} - \text{Débit}_{\text{utilisé}}$$

$$\text{Débit}_{\text{recyclé}} = 972400 - 687015 = 285385 \text{ Kg/h}$$

Donc, on constate que le débit d'huile recyclé, et qu'on peut utiliser est de 285385 Kg/h

IX.4. Calcul de DTLM :

L'écoulement contre-courant est représenté comme suit:

$$DTLM_{cc} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 * \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Tel que : $\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 300 - 227 = 73 \text{ }^\circ\text{C}$

$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 260 - 197 = 63 \text{ }^\circ\text{C}$

DTLM = 67,95 $^\circ\text{C}$

Nombre de passe côté calandre: 01

Nombre de passe côté tube: 02

$$DTLM_{\text{corrigé}} = F * DTLM$$

F: facteur de correction (voir annexe E)

Avec : Le rapport calorifique : $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{300 - 260}{227 - 197} = 1,33$

Le rendement de l'échangeur : $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{227 - 197}{300 - 197} = 0,29$

Donc $F = 0,97$

DTLM corrigé = 0,97 * 67,95 = 65,91 $^\circ\text{C}$

Conclusion :

Selon la littérature, lorsque le coefficient de correction F est supérieure à 0.8 ($F > 0.8$) Il n'aura pas un croisement de température. L'échangeur installé sera de type 1.2.

Après le calcul s'est avéré que les résultats trouvés ne sont pas satisfaisants. Nous proposons donc l'installation d'un échangeur de type 1-2,4,6,8 (un passe côté calandre).

IX.5. Choix de la géométrie de l'appareil :

- **Etude de la proposition :**

Dans cette proposition en remplace l'échangeur E103 par un nouvel échangeur qui doit chauffer la charge sortante de l'échangeur E102 à une température de 197 $^\circ\text{C}$ jusqu'à 227 $^\circ\text{C}$ par une circulation à contre-courant avec l'huile chaude provenant de l'unit 150.

- **Choix du matériau à utiliser:**

Puisque nous allons travailler dans un intervalle de température compris entre 0 < t < 400 et les deux fluides en question sont moyennement corrosifs. Donc le matériau à utiliser est : **acier au carbone.**

- **On choisit la valeur initiale de coefficient d'échange :**

Selon la nature des fluides misent en service (voir annexe G) :

$U's = 175 \text{ kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C} = 203.44 \text{ W/ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

- **Calcul de l'aire d'échange nécessaire au transfert :**

$$As' = \frac{Q_{abs}}{Us' * DTLM \text{ corrige}} = \frac{1149312}{203,44 * 65,91} = 85,71 m^2$$

- **Choix de la longueur de l'échangeur :**

Les longueurs des tubes normalisées les plus utilisées industriellement sont (en ft) :

8 – 12 – 16 – 20.

On propose 16 ft donc $l = 4.877$ m (1 ft = 30,48 cm).

- **Choix de l'emplacement des fluides:**

Comme le brut réduit est le fluide le plus sal par rapport à l'huile de base SAE10, cette dernière passe côté calandre et le BRA passe côté tube .

De plus le débit de l'huile colporteuse est supérieur à celui de BRA.

- **Caractéristiques des tubes :**

Choix de diamètre extérieur, intérieur des tubes et leurs pas P :

La disposition des tubes des échangeurs utilisés dans l'industrie de raffinage est en carré normal (pas carré), c'est-à-dire les axes des tubes sont situés aux sommets d'un carré.

L'espacement entre chicane B est déterminé par l'annexe (O)(les limites admissibles $D_c/5 < B < D_c$)

D'après l'annexe (J et K) , on choisit les caractéristiques suivantes avec un calibre BWG de **14** (Birmingham Wire Gage):

Tableau IX.3 Les spécifications des tubes d'échangeur

Diamètre extérieur D_{ext} (m)	Diamètre intérieur D_{int} (m)	Épaisseur e (m)	Pas P (m)
0,0254	0,02118	0,0021	0,03175

Surface d'échange d'un tube a_0 :

$$a_0 = \pi \times d_i \times l = \pi \times 0,02118 \times 4,877 = 0,3245 m^2$$

Estimation du nombre des tubes N_t et du diamètre de la calandre:

$$Nt' = \frac{As'}{a_0 \times nc} = \frac{85,71}{0,3245 \times 1} = 264 \text{ tubes}$$

Suivant l'annexe (M) avec un pas de 0,03175 m et un nombre de passe côté tube égale à 6, On aura :

$N_t = 268$ tubes.

$DC = 0,686$ m (diamètre de calandre).

Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil :

$$U_s = \frac{U_s' \times N_t'}{N_t} = \frac{203,44 \times 264}{268} = 200,4035 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :

Côté tube :

$$\frac{h_{int}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_{int}} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_{int} d_{int}}{\phi_t d_0} \quad (2)$$

Calcul de section par passe :

$$a_t = \frac{N_t \pi d_{int}^2}{n_t \cdot 4} = \frac{268 \pi \times 0,02118^2}{6 \cdot 4} = 0,0157 \text{ m}^2$$

Avec :

n_t : Nombre de passe coté tubes.

N_t : Nombre de tubes.

d_{int} : Diamètre intérieur de tubes (m).

Calcul de vitesse massique :

$$G_t = \frac{F_{ft}}{a_t} = \frac{52540}{0,0157} = 929,582 \text{ Kg/s.m}^2$$

Avec :

F_{ft} : Débit massique fluide froid (Kg/h).

Calcul du nombre de Reynolds :

Définition :

Le nombre de Reynolds est une grandeur adimensionnelle qui permet de comparer les forces d'inertie et les forces visqueuses d'un fluide. Il est largement utilisé pour prédire si un écoulement est laminaire (si $Re_t < 2000$) ou turbulent (si $Re_t > 2000$).

$$Re_t = \frac{G_t d_{int}}{\mu_f} = \frac{929,582 \times 0.02118}{0.0021} = 9375,498457$$

Avec :

μ_s : La viscosité dynamique du fluide froid (Kg/s.m).

$Re_t > 2000$ donc le régime d'écoulement est turbulent.

Détermination de j_h :

D'après l'annexe (P) représentant l'évolution du $j_h = f(Re_t, f)$ avec : $L = 4,877$ m.

$Re_t = 9375,498457$ donc $j_h = 33$ et $f = 0,024$.

On remplace dans les équations (1) et (2) respectivement on trouve :

$$\frac{h_{int}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_{int}} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 33 \frac{0,107}{0.02118} \left(\frac{2,625 \times 1000 \times 0.0021}{0,107} \right)^{\frac{1}{3}} = 620,3355973 \text{ W/m}^2\text{C}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_{int}}{\phi_t} \frac{d_{int}}{d_0} = 620,3355973 \frac{0.02118}{0.0254} = 517,2719666 \text{ W/m}^2\text{C}$$

Coté Calandre :

Calcul de section par passe :

$$a_{CT} = \frac{D_c}{P} (P - d_{ext}) \beta = \frac{0,686}{0.03175} (0.03175 - 0.0254) \times 0,343 = 0,0470596 \text{ m}^2$$

β : Représente l'espace entre les chicanes (m)

On a $D_c = 68,6$ cm = 27 pouces (1pouce = 2,54 cm)

Donc d'après l'annexe (O) $\rightarrow 10$ pouce < D_c < 30 pouce

donc : $\beta = D_c/2 = 0.343$ m

Calcul de la vitesse massique transversale de fluide chaud :

$$G_{CT} = \frac{F_{fc}}{a_{CT}} = \frac{39310}{0,0470596 \times 3600} = 232,0343659 \text{ Kg/s.m}^2$$

Diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_{ext}} - d_{ext} = \frac{4 \times (0.03175)^2}{\pi \times 0.0254} - 0.0254 = 0.02513 \text{ m}$$

Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{G_{CT} D_e}{\mu_c} = \frac{232,0343659 \times 0.02515}{0.0006} = 9726,10717$$

Détermination du j_h' et f' :

D'après l'annexe (Q), on trouve : $j_h' = 54$ et $f' = 0,16$

Le coefficient d'échange de film externe h_0 est donc :

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j'_h \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C'_p \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 54 \frac{0.132}{0.02513} \left(\frac{2,797 \times 1000 \times 0.0006}{0.132} \right)^{\frac{1}{3}} = 662,01089 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Calcul de la température calorique des tubes :

$$T_c = T_{cs} + F_c (T_{ce} - T_{cs})$$

$$t_c = T_{fe} + F_c (T_{fs} - T_{fe})$$

Avec:

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_f}{\Delta T_c - \Delta T_f} = \frac{67,95 - (227 - 197)}{(300 - 260) - (227 - 197)} = 3,795$$

Donc :

$$T_c = 260 + 3,795 (300 - 260) = 411,8 \text{ °C}$$

$$t_c = 197 + 3,795 (227 - 197) = 310,85 \text{ °C}$$

$$t_t = T_c - \frac{h_{i0}/\phi_t}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_c - t_c) = 411,8 - \frac{718.35026}{440.9896191 + 718.35026} (411,8 - 310,85) = 349 \text{ °C}$$

Calcul de ϕ_c et de ϕ_t :

Pour un régime turbulent :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} = \left(\frac{0,0021}{0,00013} \right)^{0.14} = 1,476$$

Avec μ_t : la viscosité à la température des tubes.

$$\text{Donc : } h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\phi_t} \phi_t = 517,2719666 \times 1,476 = 763,4934227016 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0.14} = \left(\frac{0.0006}{0,00033} \right)^{0.14} = 1,087$$

Donc :

$$h_0 = \frac{h_0}{\phi_c} \phi_c = 662,01089 \times 1,087 = 719,60583743 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Calcul du coefficient du transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{763,4934227016 \times 719,60583743}{763,4934227016 + 719,60583743} = 370,45014 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Calcul la résistance d'encrassement :**La résistance d'encrassement calculée :**

$$R = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{370,45014 - 200,4035}{370,45014 \times 200,4035} = 2,29 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$$

Calcul de la résistance d'encrassement admissible :

$$R_s = R_{s\text{ext}} + R_{s\text{int}} \frac{d_{\text{ext}}}{d_{\text{int}}}$$

D'après l'annexe (R) :

$R_{s\text{int}} = 0,0012 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ (résistance d'encrassement interne).

$R_{s\text{ext}} = 0,0010 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ (résistance d'encrassement externe).

Donc : $R_s = 0,001 + 0,0012 \times \frac{0,0254}{0,02118} = 2,43 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$

Calcul des pertes de charge :**Coté tube :**

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t l}{d_i \varphi_t} + 2 \right] = \frac{1 \times 6 \times (929,582 \times 3600)^2}{1,271 \times 10^{15} \times 0,779} \left[\frac{0,024 \times 4,877}{0,02118 \times 1,476} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 0,3898 \text{ Kg/cm}^2$$

Coté calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c f_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \varphi_c}$$

Avec : N_c : nombre de chicane ; $N_c = \frac{l}{\beta} = \frac{4,877}{0,343} = 14$

$$\Delta P_c = \frac{1 \times 0,16 \times (232,0343659 \times 3600)^2 (14 + 1) \times 0,686}{1,271 \times 10^{15} \times 0,713 \times 0,02515 \times 1,087}$$

$$\Delta P_c = 0,0463 \text{ Kg/cm}^2$$

Tableau IX.4 Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur

Caractéristiques de l'échangeur	Valeurs
Nombre des tubes	268
Diamètre extérieur (m)	0,0254
Diamètre intérieur (m)	0,02118
Epaisseur (m)	0,0021
Longueur (m)	4.877
Pas (m) carré	0,03175
Espacement entre chicane B (m)	0.343
Surface (m²)	85,71
Diamètre de calandre (m)	0,686

IX.6. Conclusion :

Les résultats de calcul du dimensionnement thermique de nouvel échangeur est jugé très satisfaisant d'une part parce que le coefficient d'échange est assez important permettant un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides assurés par la surface d'échange (85,71 m²) et d'autre part les pertes de charge qui sont jugées minimales. Ces résultats dénotent la possibilité d'augmenter la température de BRA à la sortie de la batterie d'échange jusqu'à 280 °C favorisant la diminution de la température des parois de tubes du four.

Chapitre X. Simulation par logiciel Aspen EDR

X.1. Description du logiciel de simulation HYSYS :

Le simulateur est un outil précieux pour le calcul du procédé, il facilite énormément la tâche de l'ingénieur et lui fait gagner beaucoup de temps. Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux, et parmi les logiciels les plus connus dans le domaine du génie chimique on a le logiciel HYSYS PROCESS.[22]

X.2. Introduction sur le simulateur HYSYS :

HYSYS est un simulateur de calcul, c'est un produit qui continuellement élargit les limites du process en engineering software. HYSYS permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités.

A travers ses interfaces on a la possibilité de manipuler facilement les variables process.

Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du process pour permettre de prendre les meilleures décisions, les solutions apportées ont été et restent des simulations interactives.

Ces dernières n'ont pas seulement prouvé de faire l'utilisation la plus efficace de la simulation mais de construire un modèle interactif avec des résultats immédiats conception.

X.3. Présentation du logiciel ASPEN EDR :

La famille de produits Aspen Exchanger Design et Rating (EDR) offre la gamme la plus complète de logiciels de conception et de classification des échangeurs de chaleur dans le Monde. Il s'appuie sur plus de 40 ans d'héritage de HTFS et B-JAC. Les outils EDR s'intègrent à la simulation de processus Aspen Plus et Aspen HYSYS pour permettre aux ingénieurs process et aux spécialistes des équipements thermiques et mécaniques de collaborer efficacement.

Aspen EDR Exchanger peut être utilisé pour concevoir tous les principaux types industriels d'échangeur dans toutes les combinaisons de procédés, y compris le chauffage ou le refroidissement monophasé et l'ébullition ou la condensation.

En règle générale, les utilisateurs économisent entre 10 et 30% sur les coûts d'équipement en concevant efficacement leurs échangeurs à l'aide d'Aspen Exchanger Design & Rating. Compte tenu d'une exigence de processus et de données de propriétés physiques, le programme effectue une recherche approfondie de conception pour trouver l'arrangement de coût optimal capable de satisfaire les contraintes de processus.

Le programme fournit la géométrie détaillée de l'échangeur et les détails de performance, ainsi qu'une feuille de spécifications, un plan de réglage et des schémas de disposition des tubes.

Les dessins achevés peuvent être transférés à Aspen Shell & Tube Mechanical pour une conception mécanique complète aux exigences de l'ASME ou d'autres codes internationaux.

X.4. Calcul d'un échangeur de chaleur par le simulateur ASPEN EDR :

- **Le Calcul consiste à fixer les données suivantes :**

- ✓ Les propriétés physico-chimiques et les débits des deux fluides.
- ✓ Les températures et pressions.
- ✓ Les pertes de charge et les résistances d'encrassement.
- ✓ Diamètre de la calandre; longueur des tubes; l'épaisseur; nombre de passe coté tube.

- **Pour obtenir :**

- ✓ La surface d'échange.
- ✓ Nombre de tubes.

X.5. Vérification de l'échangeur par le logiciel de simulation ASPEN EDR HYSYS :

Donnée du dimensionnement :[23]

Pour le dimensionnement d'échangeur avec logiciel d'Eder Hysys on a besoin des données de départ qui est établi dans le tableau suivant :

Tableau X.1 Données de dimensionnement

	Fluide chaud coté calandre (SAE10)		Fluide froid coté tube (BRA)	
	Te=300	Ts=260	Te=197	Ts=227
Températures(C°)				
Pression d'entrée (bar)	4		17	
Pertes de charge (Bar)	0,04		0,39	
Débits (kg/h)	39310		52540	
résistance d'encrassement (m² °C/W)	0,0010		0,0012	

X.6. Les étapes de simulation :

La simulation est consistée les étapes suivantes :

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

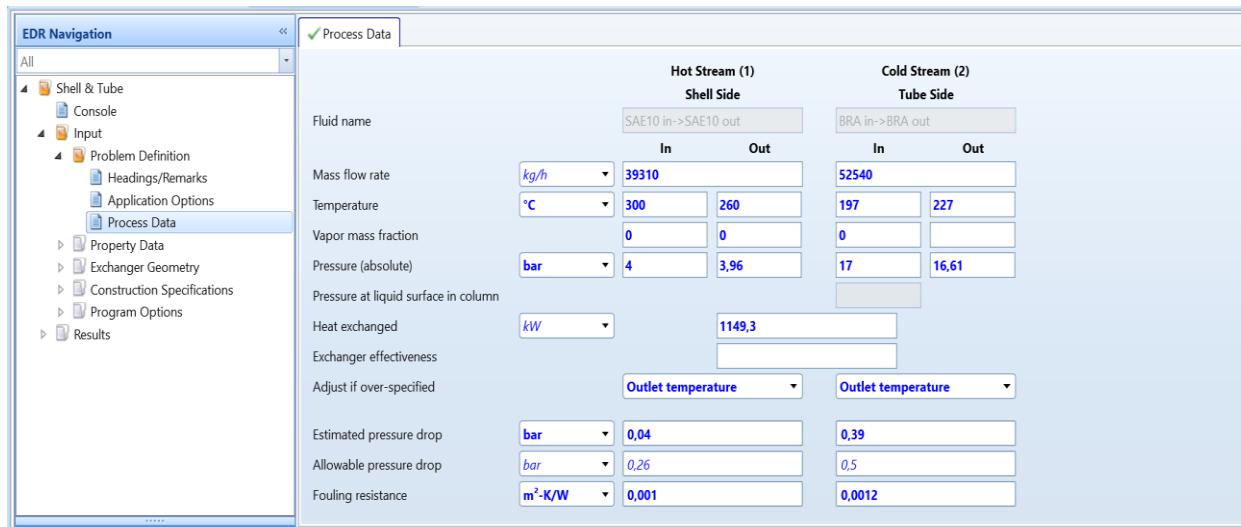
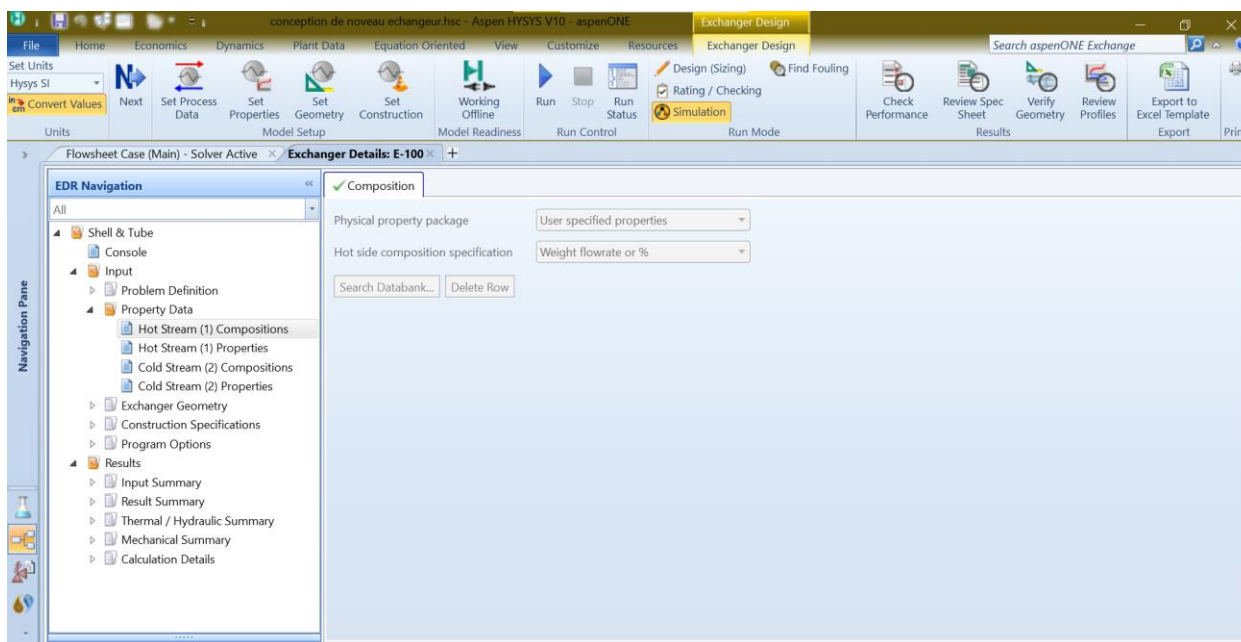


Figure X.1 Données de Process

2- Définir les propriétés de fluide chaud et froid :



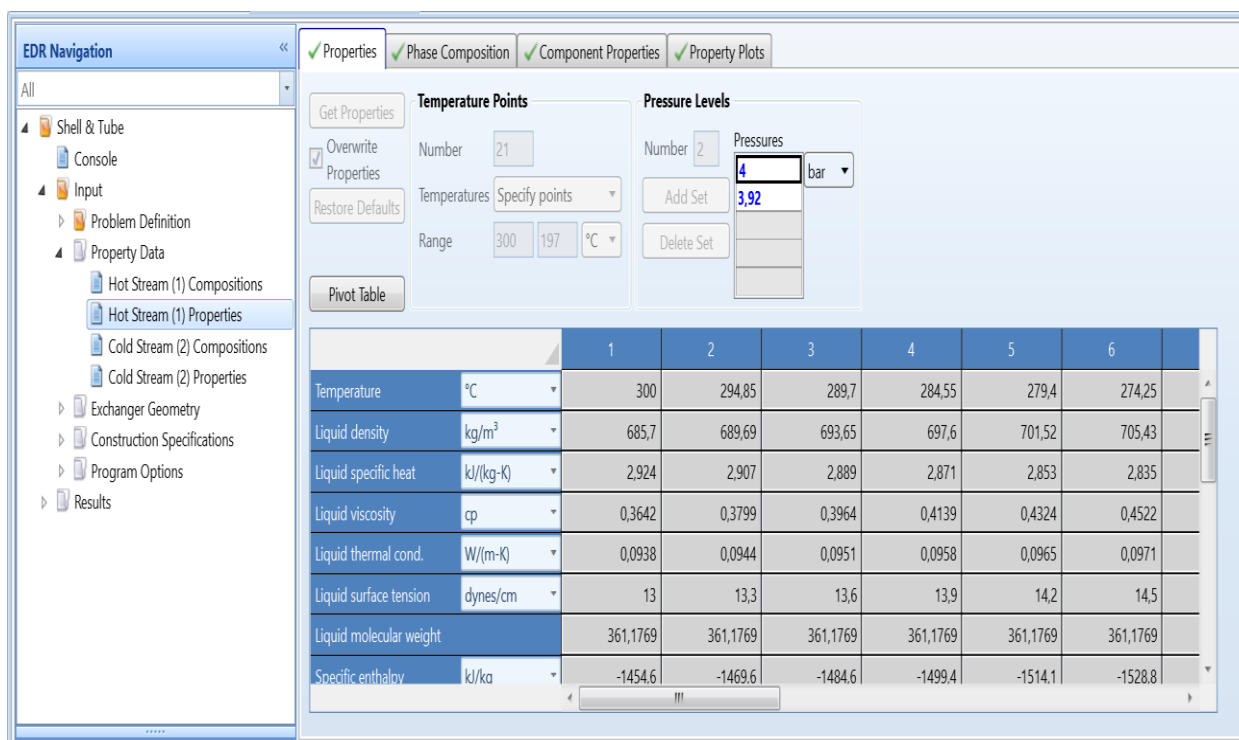


Figure X.2 propriétés des fluides chaud et froid

3- - Introduire les caractéristiques géométriques

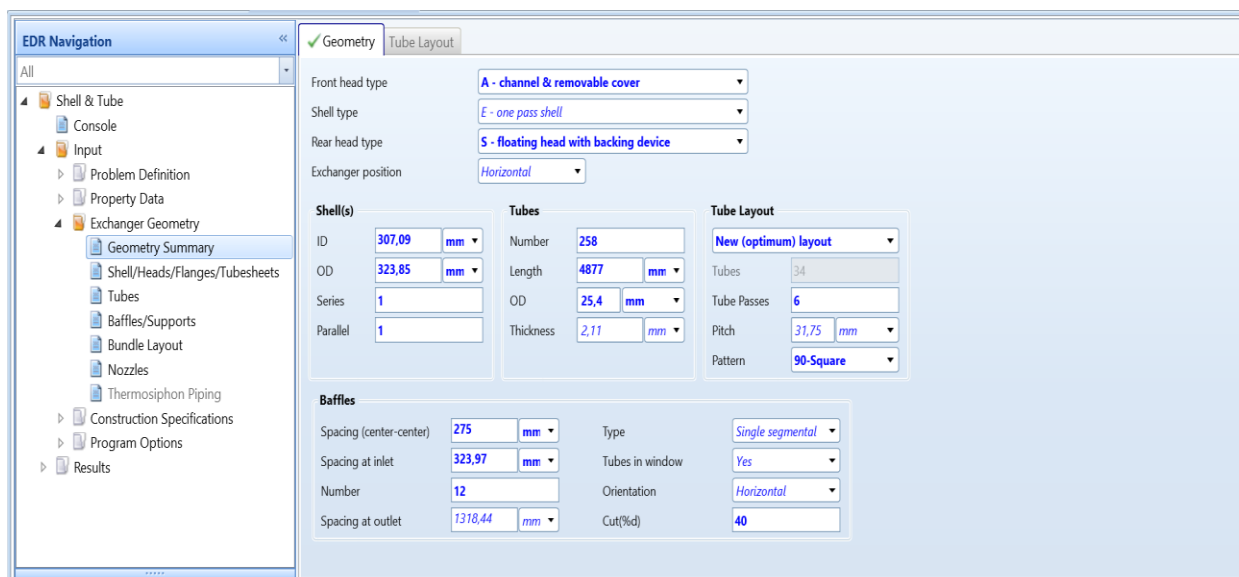


Figure X.3 Les caractéristiques géométriques

4- Exécution de la simulation :

On clique sur le bouton "exécuter", la conception de l'échangeur de chaleur sera simulée par le programme ; Les résultats de la conception peuvent être visualisés par la suite dans la section des résultats et des discussions.

Notons que plusieurs essais sont nécessaires avec analyses des résultats pour trouver le bon dimensionnement l'échangeur.

X.7. Résultats de la simulation sous forme de data sheet et plan mécanique :

Après plusieurs essais les résultats de la simulation se présentent sous forme de data sheet et plan mécanique comme suit.

1- Vérification es performances :

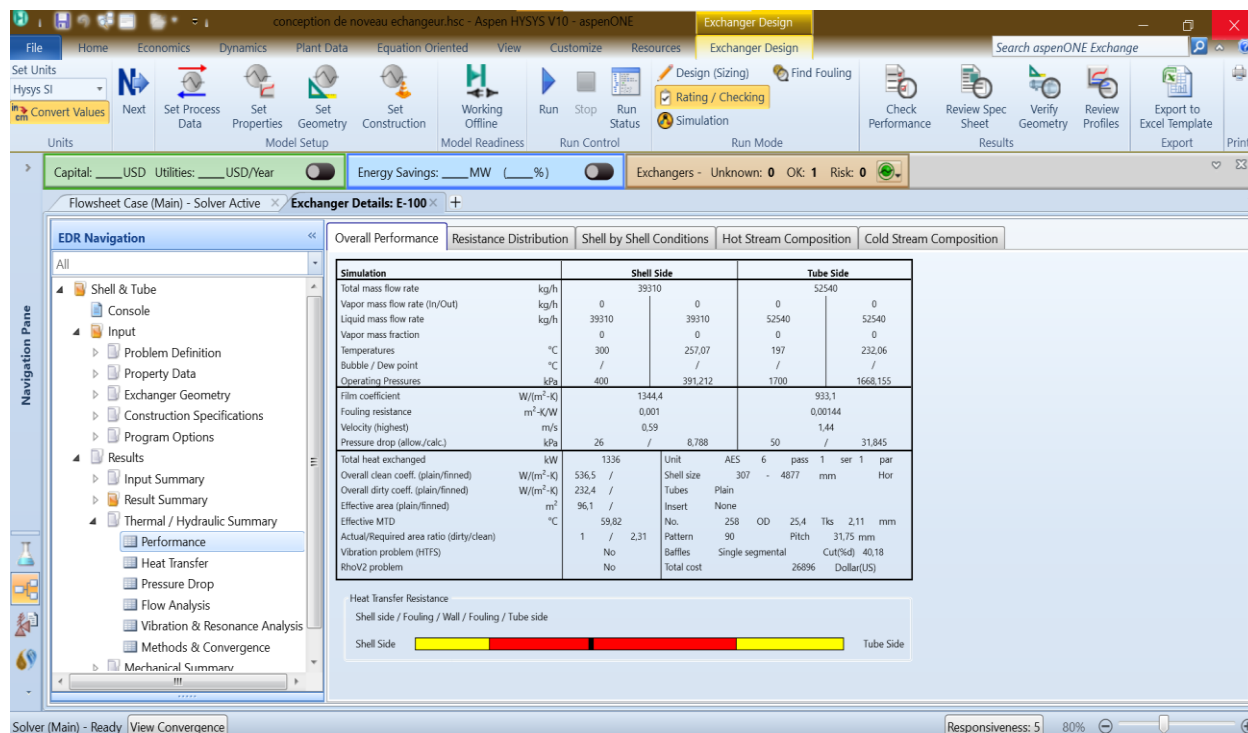


Figure X.4 performance de l'échangeur

Notons que dans la section (Rating/cheking) les pertes de charge sont dans l'intervalle limitées ainsi l'absence de vibrations et Rho-V2 problèmes.

2- Data sheet de l'échangeur :

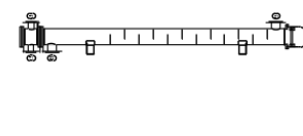
Heat Exchanger Specification Sheet																	
1	Company: RA1Z																
2	Location: ZONE 5																
3	Service of Unit: HB3																
4	Item No.: E107																
5																	
6	Size :	307 - 4877	mm	Type:	AES	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series								
7	Surf/unit(eff.)	96,1	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell(eff.)	96,1	m ²								
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT																
9	Fluid allocation				Shell Side		Tube Side										
10	Fluid name				SAE10 in->SAE10 out		BRA in->BRA out										
11	Fluid quantity, Total	kg/h			39310		52540										
12	Vapor (In/Out)	kg/h			0	0	0	0									
13	Liquid	kg/h			39310	39310	52540	52540									
14	Noncondensable	kg/h			0	0	0	0									
15																	
16	Temperature (In/Out)	°C			300	257,07	197	232,06									
17	Bubble / Dew point	°C			/	/	/	/									
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³			/ 685,7	/ 718,31	/ 780,1	/ 755,39									
19	Viscosity	cp			/ 0,3642	/ 0,5276	/ 1,4235	/ 0,9321									
20	Molecular wt, Vap																
21	Molecular wt, NC																
22	Specific heat	kJ/(kg-K)			/ 2,924	/ 2,774	/ 2,549	/ 2,674									
23	Thermal conductivity	W/(m-K)			/ 0,0938	/ 0,0994	/ 0,1091	/ 0,1044									
24	Latent heat	kJ/kg															
25	Pressure (abs)	kPa			400	391,212	1700	1668,155									
26	Velocity (Mean/Max)	m/s			0,33 / 0,59		1,26 / 1,44										
27	Pressure drop, allow./calc.	kPa			26	8,788	50	31,845									
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W			0,001		0,0012	0,00144 Ao based									
29	Heat exchanged	1336	kW		MTD (corrected)		59,82	°C									
30	Transfer rate, Service	232,4	Dirty		232,4	Clean	536,5	W/(m ² -K)									
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch										
32				Shell Side		Tube Side											
33	Design/Vacuum/test pressure	kPa		500 / /	1900 / /												
34	Design temperature	°C		335		265											
35	Number passes per shell			1		6											
36	Corrosion allowance	mm		3,18		3,18											
37	Connections	In	mm	1	154,05 / -	1	90,12 / -										
38	Size/Rating	Out		1	154,05 / -	1	102,26 / -										
39	ID	Intermediate		/ -	/ -												
40	Tube #:	258	OD:	25,4	Tks. Average	2,11	mm			Length:	4877	mm	Pitch:	31,75	mm	Tube pattern:	90
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m			Material:	Carbon Steel						
42	Shell	Carbon Steel	ID	307,09	OD	323,85	mm	Shell cover	Carbon Steel								
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	Carbon Steel								
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	Carbon Steel								
45	Floating head cover	Carbon Steel						Impingement protection	None								
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	40,18	H. Spacing: c/c	275	mm								
47	Baffle-long	-	Seal Type						Inlet	323,97	mm						
48	Supports-tube	U-bend	0						Type								
49	Bypass seal						Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')									
50	Expansion joint	-	Type						None								
51	RhoV2-Inlet nozzle	501	Bundle entrance	212	Bundle exit	12	kg/(m-s ²)										
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe		Tube side		Flat Metal Jacket Fibe											
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe															
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service											
55	Weight/Shell	2156,4	Filled with water	2386,9	Bundle	1510,4	kg										
56	Remarks																
57																	
58																	

Figure X.5 Fiche de spécification Data sheet

En regardant les résultats récapitulés ci-dessus, nous pouvons dire qu'il y a concordance totale des valeurs calculées par les méthodes de KERN et Logiciel Eder HYSYS, dans la plupart des grandeurs. En conclusion, on peut dire que le but prévu de ce calcul est atteint.

5- Plan de l'échangeur (Setting plan) :

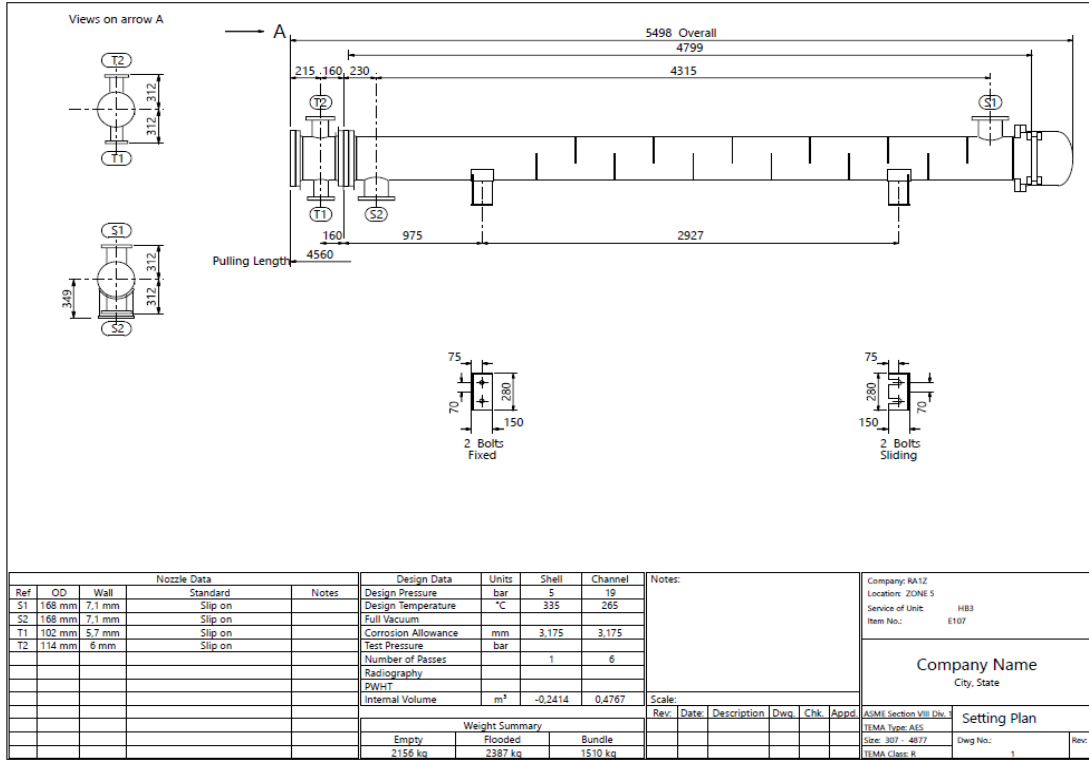


Figure X.6 Plan de l'échangeur (Setting plan)

6- Disposition des tubes (Tube sheet layout) :

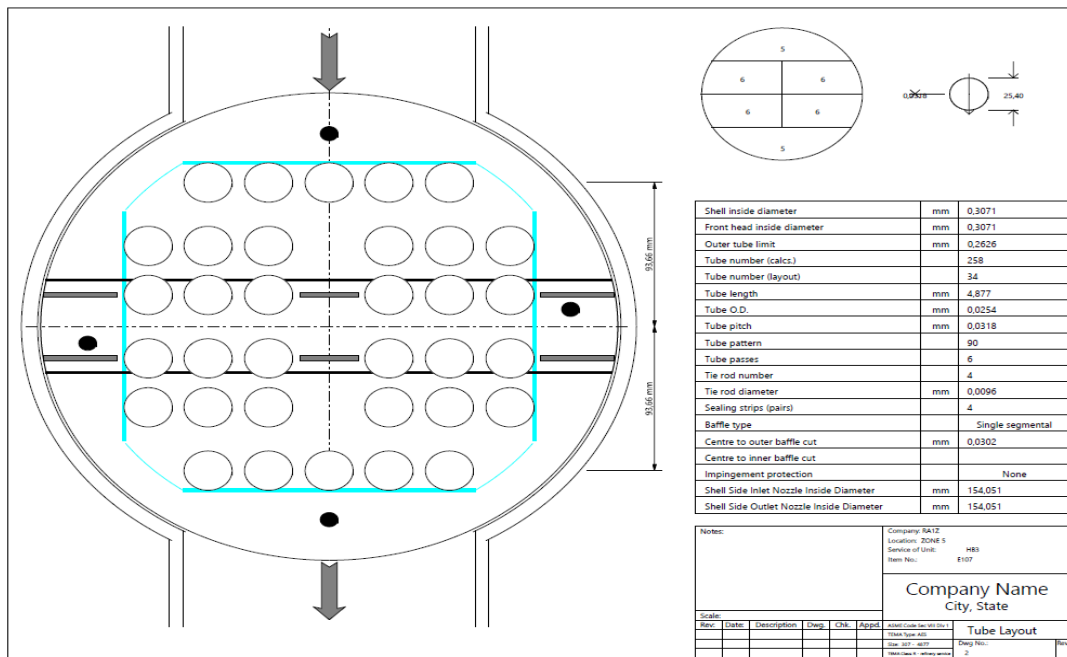


Figure X.7 Disposition des tubes (Tube sheet layout)

Par conséquent, on a cherché à calculer le nombre des tubes et la surface d'échange. Les résultats obtenus par la méthode de KERN et en utilisant le logiciel de simulation Eder HYSYS sont similaires, avec une différence de :

Tableau X.2 Comparaison et vérification des résultats

Caractéristiques de l'échangeur	Valeurs (calcul manuelle)	Valeurs (simulations EDR)	L'erreur
Nombre des tubes	268	258	3%
Surface (m ²)	86	96	11%

X.8. Conclusion :

On constate que les résultats obtenus par simulation sont acceptables et proches de ceux obtenus par calcul.

Le dimensionnement de l'échangeur en appliquant la méthode de KERN a permis de retrouver une surface d'échange de (86 m²), ce calcul est confirmé par le logiciel EDR HYSYS qui donne (96m²).

Chapitre XI. Etude économique

XI.1. Gain de consommation du fuel gaz après la modification :

Soit 280 °C la nouvelle température d'entrée du BRA dans le four après modification.

XI.1.1. Calcul de la quantité de chaleur absorbée :

XI.1.1.1. Calcul de la quantité de chaleur absorbée par le BRA:

$$QBRA = Q\ BRA\ sortie - Q\ BRA\ entree$$

Tableau XI.1 Les paramètres de la charge (BRA) après la modification

	Après modification	réel
Température d'entrée (°C)	280	250
Densité	0.736	0,750
Cp en Kcal/kg C°	0.7018	0,67
Débit t/h	52,54	52,54

A l'entrée: $QBRA\ entree = \dot{m} \times CpBRA \times Te$

$$QBRA = 10324320,16\ Kcal/h$$

A la sortie : nous avons deux phases :

$$QBRA\ sortie = QBRA(L) + QBRA(V)$$

$$\text{La phase liquide : } QBRA(L) = \dot{m} \times H_L \times (1 - e)$$

e : pourcentage de la vapeur (e=63 %)

H_L : enthalpie à l'état liquide déterminée par l'annexe (S) est égal à 250 kcal/kg.

$$QBRA(L) = 52540 \times 250 \times (1 - 0,63) = 4859950\ Kcal/h$$

$$\text{La phase vapeur : } QBRA(V) = \dot{m} \times (H_v + F) \times e$$

H_v : enthalpie à l'état vapeur déterminée par l'annexe (S) est égal à 310 kcal/kg.

F : facteur de correction (F= 0 pour $Kuop = 11.8$)

$$QBRA(V) = 52540 \times 310 \times 0,63 = 10261062\ Kcal/h$$

La quantité de chaleur du BRA à la sortie du four :

$$Q\ BRA\ sortie = 4859950 + 10261062 = 15121012\ Kcal/h$$

Donc: la quantité de chaleur absorbée par le BRA est :

$$QBRA \text{ absorbee} = 15121012 - 10324320,16 = 4796691,84 \text{ Kcal/h}$$

XI.1.1.2. La quantité de chaleur absorbée par la vapeur surchauffée :

$$Q_{vap \text{ sur}} = M_{vap \text{ sur}} \times (H_s - H_e)$$

H_e et H_s : Enthalpie de vapeur d'eau déterminées par l'annexe (T).

Tableau XI.2 Conditions de la vapeur surchauffée

Vapeur surchauffée (BP)	Design	Réel
Température d'entre °C	140	143
Température de sortie °C	316	391
Pression d'entrée bars	3,5	2,3
Pression de sortie bars	3,5	2,3
Débits T/h	4	1

Enthalpie de la vapeur surchauffée à l'entrée $H_e = 660 \text{ kcal/kg}$

Enthalpie de la vapeur surchauffée à la sortie H_s (réel) = 775 kcal/kg

$$Q_{vap \text{ sur}} = M_{vap \text{ sur}} \times \Delta H = 1000 \times 115 = 115000 \text{ Kcal/h}$$

XI.1.1.3. La quantité de chaleur absorbée par la vapeur d'eau injectée :

$$Q_{vap \text{ vilos}} = M_{vap \text{ vilos}} \times (H_s - H_e)$$

H_s et H_e : Enthalpie de vapeur d'eau déterminées par l'annexe (T).

Tableau XI.3 Conditions de la vapeur surchauffée injecté avec la charge

Vapeur villosité (MP)	Design	Réel
Température d'entre °C	240	240
Température de sortie °C	380	380
Pression d'entrée bars	8,46	8,46
Pression de sortie bars	0,46	0,46
Débits T/h	2,6	0,42

Enthalpie de la vapeur surchauffée injecté à l'entrée : $H_e = 700 \text{ kcal / kg}$

Enthalpie de la vapeur surchauffée injecté à la sortie : $H_s = 770 \text{ kcal / kg}$

Quantité de chaleur: $Q_{vap\ vilos} = \dot{m} \times \Delta H = 420 \times 70 = 29400 \text{ Kcal/h}$

XI.1.2. Calcul de débit de fuel gaz suite à la modification :

Si on suppose que le rendement du four réel reste constant : au tour de 78 %

$$\eta(\text{four}) = [(Q_{abs\ BRA} + Q_{abs\ vap\ vilos} + Q_{abs\ vap\ surch}) / Q_{fg\ degage}] \times 100$$

$$\text{Alors : } Q_{fg\ degage} = (Q_{abs\ BRA} + Q_{abs\ vap\ vilos} + Q_{abs\ vap\ surch}) / \eta(\text{four})$$

$$Q_{fg\ degage} = \frac{4796691,84 + 29400 + 115000}{0,78} = 6334733,128 \text{ Kcal/h}$$

Donc le débit de fuel gaz nécessaire est :

$$\dot{m}_{fg} = \frac{Q_{fg}}{PCI} = \frac{6334733,128}{10552,837} = 600,28 \text{ m}^3/\text{h}$$

Tableau XI.4 Gain de fuel gaz

Gain de fuel gaz en m3/h	291,64
Gain de fuel gaz en m3/j	6999,36
Gain de fuel gaz en m3/333 jours	2330786,88
Gain de fuel gaz en tonne pendant 10 ans	23307868,8

Conclusion :

Une différence de température de BRA à l'entrée du four de 30 °C entraîne un gain de 291,64 m3/h de gaz combustible.

XI.2. Perte de production avant la modification :

L'unité de distillation sous vide est prévue pour fonctionner 333 J/AN, elle est destinée pour traiter une charge de 56,5 t/h de BRA.

Les pertes de production = la charge à un taux de 100 % - la charge à un taux de 80 %.

Les pertes de production = 56.5 – 52,54= 3,96 t/h.

Tableau XI.5 Perte de production

perte de production t/h	3,96
perte de production t/j	95,04
perte de production t/333 jours	31648,32
perte de production en tonne pendant 10 ans	316483,2

XI.3. Gain de production après la modification :

XI.3.1. Calcul du nouveau taux de charge :

Si on considère un fonctionnement du four avec les conditions suivantes:

Un rendement du four au tour de 78 %.

Un débit du gaz 861,93 m³/h avec une température d'entrée de charge = 280 °C.

Alors :La quantité de chaleur dégagée par le combustible est :

$$Q_{degagee} = 9182819,0824 Kcal/h$$

$$Q_{abs\ BRA} = (\eta(\text{four}) \times Q_{fg\ degage}) - Q_{abs\ vap\ vilos} - Q_{abs\ vap\ surch}$$

$$Q_{abs\ BRA} = (0,78 \times 9182819,0824) - 29400 - 115000 = 7018198,8842 Kcal/h$$

$$Q_{absorbe\ par\ BRA} = Q\ a\ la\ sortie - Q\ a\ l'entree$$

$$\text{Alors : } Q_{BRA\ abs} = Q_{BRA(L)} + Q_{BRA(V)} - M \times C_p \times T_e$$

$$Q_{BRA\ abs} = \dot{m}_{BRA} \times HL \times (1 - e) + \dot{m}_{BRA} \times (H_v + F) \times e - (\dot{m}_{BRA} \times C_p\ BRA \times T_e)$$

F = 0, donc :

$$Q_{BRA\ abs} = \dot{m}_{BRA} \times [HL \times (1 - e) + H_v \times e - C_p\ BRA \times T_e]$$

Alors :

$$\dot{m}_{BRA} = Q_{BRA\ abs} / [HL \times (1 - e) + H_v \times e - C_p\ BRA \times T_e]$$

$$\dot{m}_{BRA} = \frac{7018198,8842}{[(250 \times 0,37) + (310 \times 0,63) - (0,7018 \times 280)]} = 76873\ kg/h$$

Design: Débit de BRA = 56500 kg/h pour un taux de charge de 100%

Réel: Débit de BRA = 76873 kg/h

Conclusion :

D'après ce calcul, le nouveau taux de charge est 136 % au lieu de 80 %.

XI.3.2. Le gain de production :

Après la modification : le taux de charge devient 136 % équivalent de 76873 Kg/h.

Mais vu que notre objectif est de soulager le four et réduire la température des tubes pour éviter leur encrassement, on prend le nouveau taux de charge égale à 97% équivalent de 54828 Kg/h.

Le gain de production = 54828 – 52540 = 2288 Kg/h.

Tableau XI.6 Gain de production

Gain de production en t/h	2,288
Gain de production en t/j	54,912
Gain de production en t/333jours	18285,696
Gain de production en tonne pendant 10ans	182856,96

XI.4. Estimation du profit du gain en gaz combustible

D'après le département finance de la raffinerie d'Arzew, le coût du gaz combustible est de 1,024 DA/Nm³.

C'est-à-dire l'augmentation de la température entrée four à 280°C peut réduire la consommation en gaz combustible de 276,47 Nm³/h et donc la provision de :

$$276,47 \times 1,024 = 283,11 \text{ DA/h} = 6794,64 \text{ DA /J} = 2480044,59 \text{ DA/an.}$$

XI.5. Estimation du cout de nouvel échangeur :

Tenant compte des caractéristiques de l'échangeur (type, surface et matière de fabrication) ainsi que les propriétés de tube choisi (diamètre, BWG, longueur, disposition des tubes).

En estimant dans le scénario le plus pessimiste à un cout d'échangeur y compris son installation et ses équipements auxiliaires est d'ordre de 26896 (USD) qu'est égale à 3 665 116,10 (DA).

Cost data	Dollar(US)
Labor cost	19325
Tube material cost	4157
Material cost (except tubes)	3414
Total cost (1 shell)	26896
Total cost (all shells)	26896

Figure XI.1 les résultats de cout

Conclusion générale

Chapitre XII. Conclusion générale :

L'étude de la faisabilité technico-économique de la substitution du slop-cut lourde et le reflux principale par l'huile chaude pour la compensation de la perte en chauffe, a été réalisé dans le but de soulager le four, diminuer la température de peau des tubes, se rapprocher aux conditions de design et d'augmenter le taux de charge.

Ce travail, effectué au sein de la raffinerie d'Arzew, conduit à des résultats d'étude technique profonde suite aux propositions des experts et qui sont résumé dans les points suivants :

- Le rendement du four dans les conditions actuelles est de 78 % inférieur au rendement exigé par le constructeur (80%), cela est dû à l'abaissement de la température à l'entrée du four. Ce fonctionnement en surcharge augmente la température des tubes Ts favorisant ainsi la formation d'une couche de coke (ΔT est de 130 °C au lieu de 100 °C).

- Le changement du fluide caloporteur de l'échangeur E101 par l'huile chaude demande un débit plus grand que les exigences dans le design. En outre, la quantité du reflux principales qui suppose d'être refroidi par BRA froid reste chaude car l'aéroréfrigérant peut refroidir un gradient de température de 40 °C au maximum ce qui peut changer le gradient de la température dans la colonne sous vide C101.

- L'échangeur E103 est un échangeur à double tubes avec une surface d'échange de 20,4 m². La température de BRA obtenue reste inférieure à la température désirée malgré l'utilisation d'un débit d'huile chaude maximal que peut circuler dans l'échangeur E103 (ΔT de 8°C au maximum).

- Le calcul dimensionnel de l'échangeur installé par la méthode de KERN , disposé entre les échangeurs E102 et E104, est jugé très satisfaisant d'une part parce que le coefficient d'échange est assez important permettant un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides assurés par la surface totale d'échange (85.71m²) et d'autre part les pertes de charge qui sont jugées minimales ,ces résultats sont confirmé par la simulation technologique par le logiciel EDR HYSYS qui nous donne (96 m²).

- Après la modification, le taux de charge passe de 80 % à 136 %.
- Si le taux de charge reste inchangé, le débit de fuel gaz gagné est 291.64 m³/h.

l'effet environnementale des émissions de four dus à la combustion et la réactivité thermochimique dépend essentiellement de la quantité de fuel gaz consommé ,donc la réduction de quantité de fuel gaz comburé réduit considérablement la quantité des fumées et l'impact sur l'atmosphère.

- Cette étude attire l'attention à la possibilité d'augmenter la température de BRA à la sortie de la batterie d'échange jusqu'à 280 °C et soulager le four.

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

Recommandations :

Le bon fonctionnement de procédés de distillation sous vide et l'amélioration de la production dépend à la mise en service de recommandations suivantes surtout au sein de four et batterie d'échange :

- Suivre régulièrement les analyses de la composition du fuel gaz, car le combustible influe d'une façon directe sur le rendement du four.

- Suivi périodique de l'état interne et externe du four surtout la peau des serpentins .

- Pour une optimisation de la consommation du fuel gaz, il existe une méthode qui peut être réalisée et qui se repose sur la réduction de pertes des fumées par réduction de l'excès d'air ; l'installation d'un préchauffeur qui se situe à la suite de la zone de convection, il sert à préchauffer l'air utilisé dans la chambre de combustion. Les calories ainsi récupérées permettent de diminuer la quantité de chaleur absorbée par l'air et par conséquent la consommation du gaz combustible ainsi d'augmenté le rendement du four.

- Entretien du registre de fumées et vérification des compositions des émissions et la quantité de fumée dus à la combustion.

- Pour préserver les tubes du four H101 à leurs meilleurs états, il est recommandé d'effectuer l'opération du dé-coking du four pour éliminer le dépôt de l'encrassement qui se trouve à l'intérieur des tubes.

- Vérifier la capacité de la canalisation principale, provenant du four H151 et alimentant les unités voisines 200 et 300 en l'huile chaude, à supporter le débit total et à acheminer ce dernier jusqu'à destination.

- Une étude technique de vérification des paramètres des soutirages colonne C101 est recommandée .

- Augmenter le débit de reflux principal qui servira à augmenter la température de sortie du BRA de l'échangeur E101.

Nous recommandons, pour la suite de ce travail une étude mécanique qui consiste en l'évaluation des propriétés du matériau utilisé pour le nouvel échangeur.

-Respecter les normes de sécurité au tour des équipements thermiques.

-Respecter les normes environnementales et réduise au maximum l'impact sur l'atmosphère.

REFERENCES
BIBLIOGRAPHIQUES

Références bibliographiques :

- [1] *Document interne de la raffinerie d'Arzew.*
- [2] S. activité aval, «Situation du complexe,direction technique,» complexe RA1Z, 2001.
- [3] «savoie.autodistribution,» [En ligne]. Available: <http://savoie.autodistribution.fr/distribution-pieces-auto/pieces-detachees-auto/lubrifiants-additifs..>
- [4] Technique de l'ingénieur « Caractéristiques des produits pétroliers».
- [5] *Manuelle opératoire HB3 :Sur les procédés de fabrication des huiles de base*, au niveau de la raffinerie d'arzew.
- [6] A. Schilling, *Les huiles pour moteurs et le graissage des moteurs vol.3*, TECHNIP OPHRYS EDITIONS, 1975.
- [7] J. D. a. G. P. J. Briant, *Propriétés rhéologiques des lubrifiants*, Editions TECHNIP, 1985.
- [8] M. Lagièrre, *Physique industrielle des fluides*, Editions OPHRYS, 1996.
- [9] J. P. WAUQUIER, *Produits Pétroliers Schémas de Fabrication.(Tome I).IFP*, Paris: Edition Technip, 1994.
- [10] TOTAL, *LES ÉQUIPEMENTS ,SUPPORT DE FORMATION ,Cours EXP-PR-EQ120,Révision 0.1.*
- [11] P. Trambouze, *Raffinage du pétrole Tome 4 - Matériels et équipements*, Editions TECHNIP, 1999.
- [12] *Mémoire d'étude comparative du fonctionnement de la boucle d'huile chaude (U150) après le changement du fluide caloporteur (distillat SAE10) par autre fluide (l'huile de base SAE 10) (Raffinerie d'Arzew).*, Ecole de Boumerdès, Promotion 2013.
- [13] «WATTCO,» [En ligne]. Available: <https://www.wattco.com/fr/>.

- [14] «comment améliorer le taux d'utilisation des fours industriels,» *casting expo*, 2022.
- [15] INRS, «santé et sécurité au travail,» 2 12 2014. [En ligne]. Available: <https://www.inrs.fr/demarche/risques-industriels/ce-qu-il-faut-retenir.html>. [Accès le 2023].
- [16] H. W. SCHEFFLER N, DOW's fire and explosion index hazard classification guide, 7ème édition, the american institute of chemical engineers, 1994.

ANNEXES

Annexes :

Annexe A Fiche de spécification du four H101

APPENDIX I

FOSTER WHEELER FRANÇAISE
31 RUE DES BOURDONNAIS 75 - PARIS 1
TX 21 782 161 233 44 32

REQUISITION N° 6260-1241A
JOB NO. PRH 4510
ITEM NO. H 101. PAGE 1/9

FIRE HEATER DATA SHEET

CLIENT: KLOCKNER / SONATRACH
LOCATION: ARZEW

ORIGINAL 9.3.79	R1	R2	R3	R4	R5
ISSUE	6.9.78	8.3.79	28.3.79	11.7.79	6.1.81

UNIT LUBE OIL PLANT ARZEW II (D&V Unit)
MATERIAL FIRED HEATER

1 Service VACUUM HEATER
2 Number Required One Type CABIN + CONVECTION Reference VeKoma 278-78 - Client FRC 6260
3 *Total Duty per Heater, MMkcal per Hr Absorbed (Process) 6.70 (6.35) (Other) 0.35 Manufacturer VEKOMA

PROCESS DESIGN CONDITIONS

	RAD.	CONV.	CONVECTION
5 *Service			
6 *Heat Absorption, MMkcal per Hr	Process		Superheater
7 *Fluid	6.35		0.35
8 *Flow Rate, Kg per Hr	Atmosph. residue ⁽²⁾		Steam H ₂ O
9 *Flow Rate, BPS	HC 62 400		394.3
	H ₂ O 2 600 (1)		
10 *Pressure Drop, bars (Allowable)			
11 *Pressure Drop, bars (Calculated)	2		1.6
12 *Average Flux Density, kcal/h.m ² (Allowable)	6		1.6
13 *Average Flux Density, kcal/h.m ² (Calculated)	21 700		
14 *Maximum Flux Density, kcal/h.m ²			
15 *Velocity Limitation % Sonic Velocity	80%		
16 *Maximum Allowable Inside Film Temperature, Deg °C (BULK)	385		
17 *Fouling Factor			
18 *Corrosion or Erosion Characteristics	0.2 → 0.3% WT S		

INLET CONDITIONS:

19 *Temperature, Deg °C	280	139
20 *Pressure, bars ga.	6.46 Bars Abs	2.5 Bar g.
21 *Liquid Flow, Kg per Hr	62 400	
22 *Vapor Flow, Kg per Hr	0	98%
23 *Liquid, (Deg API) (density)	25.3	
24 *Vapor, Molecular Weight		18
25 *Liquid Viscosity, Cp. (CST) at T °C	1.1	

OUTLET CONDITIONS:

26 *Temperature, Deg °C	385	316
27 *Pressure, bars ga.	TOTAL PRESSURE 0.46 Bar Abs	0.9 Bar g.
28 *Liquid Flow, Kg per Hr	28392	0
29 *Vapor Flow, Kg per Hr	34 008 (HC)+2600(H ₂ O)	100%
30 *Liquid, (Deg API) (density)	21	
31 *Vapor, Molecular Weight	330 (HC)	18
32 *Liquid Viscosity, Cp. (CST) at T °C	0.8	

REMARKS AND SPECIAL REQUIREMENTS: 33 *Distillation Data or Composition Attached


1) QUALITY OF STEAM INJECTED INTO CHARGE : 150 °C 4.0 bars ga
2) ATMOSPHERIC BOTTOMS DISTILLED AT 343 °C WITH 10.5% (WT) RECYCLE + 4% STEAM INJECTED
3) OPERATING RANGE : 50% TO 110% OF HEAT ABSORBED BY EACH SECTION

COMBUSTION DESIGN CONDITIONS

	FUEL OIL
34 *Type of Fuel	25%
35 *Excess Air, Percent	80%
36 *Guaranteed Efficiency, Percent (LHV) (See Note)	82%
37 *Calculated Efficiency, Percent (LHV)	2%
38 *Radiation Loss, Percent of Heat Release (LHV)	150
39 *Flue Gas Temperature, Deg C, Leaving Radiant Section	325
40 *Flue Gas Temperature, Deg C, Leaving Convection Section	
41 *Flue Gas Mass Velocity Through Convection Section, Kg/m ² .s	

*Items designated by asterisks are the minimum to be completed and furnished to the manufacturer. All other items shall be completed by the manufacturer.

Annexe B Composition du fuel gaz

 ACTIVITE RPC DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE RAFFINERIE D'ARZEW	<h2>Bulletin d'Analyse</h2>
---	-----------------------------

Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	12/03/2023
Produit	FUEL GAZ
Provenance	Zone 19
Destinataire	TL/TEE

Analyses		Normes	Echantillon Z19
PURETE D'HYDROGENE	% vol	ASTM D2163	2.97
COMPOSITION			
C1	% vol		85.01
C2	% vol		9.08
C3	% vol		2.05
iC4	% vol		0.28
nC4	% vol		0.44
iC5	% vol		0.06
nC5	% vol		0.06
C6+	% vol		0.05

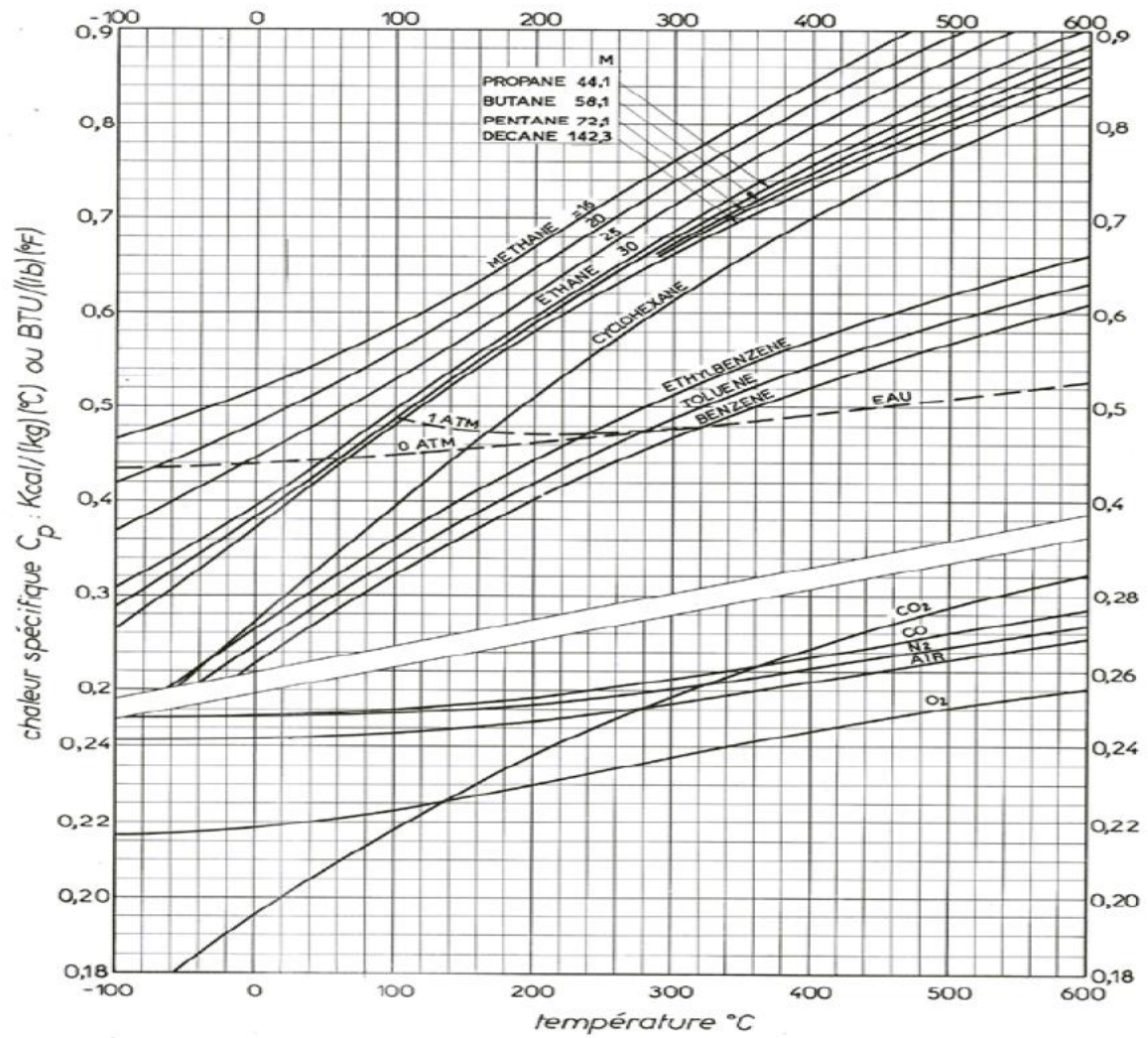
Observations :

Visa Laboratoire

BA -LAB-D01

Activité RPC
 DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
 Raffinerie d'Arzew
 BP 37 Z.I. Arzew – Oran
 Tel : 041 47 46 87 à 90 - Fax : 041 47 47 34

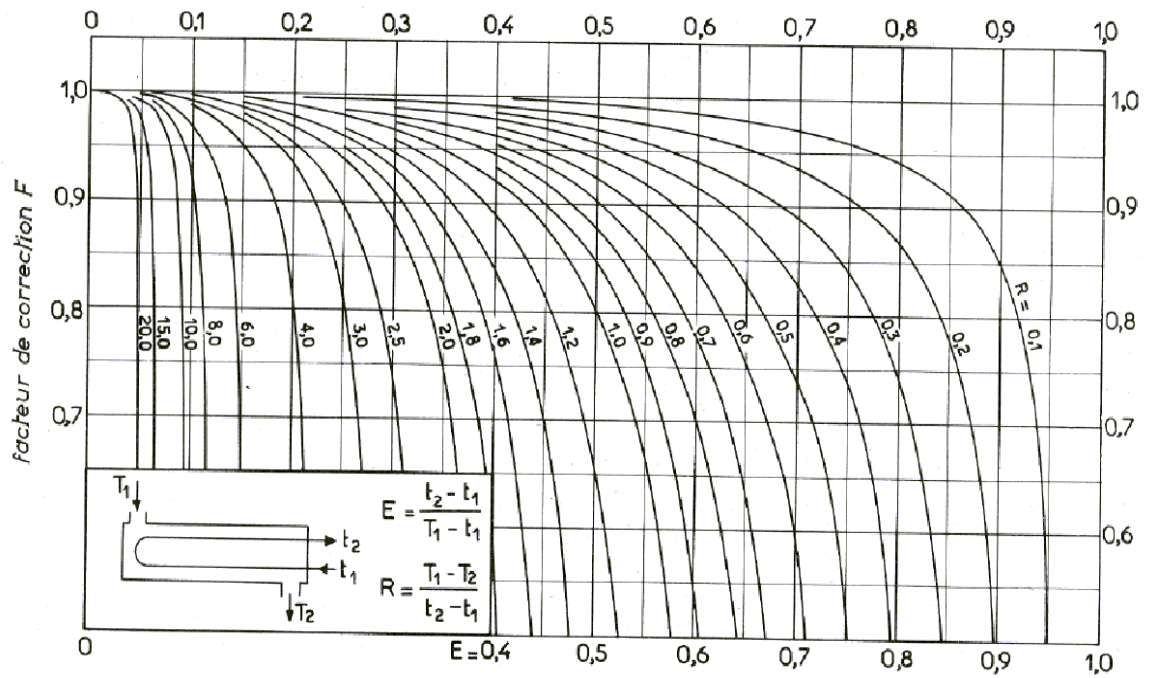
Annexe C Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression



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

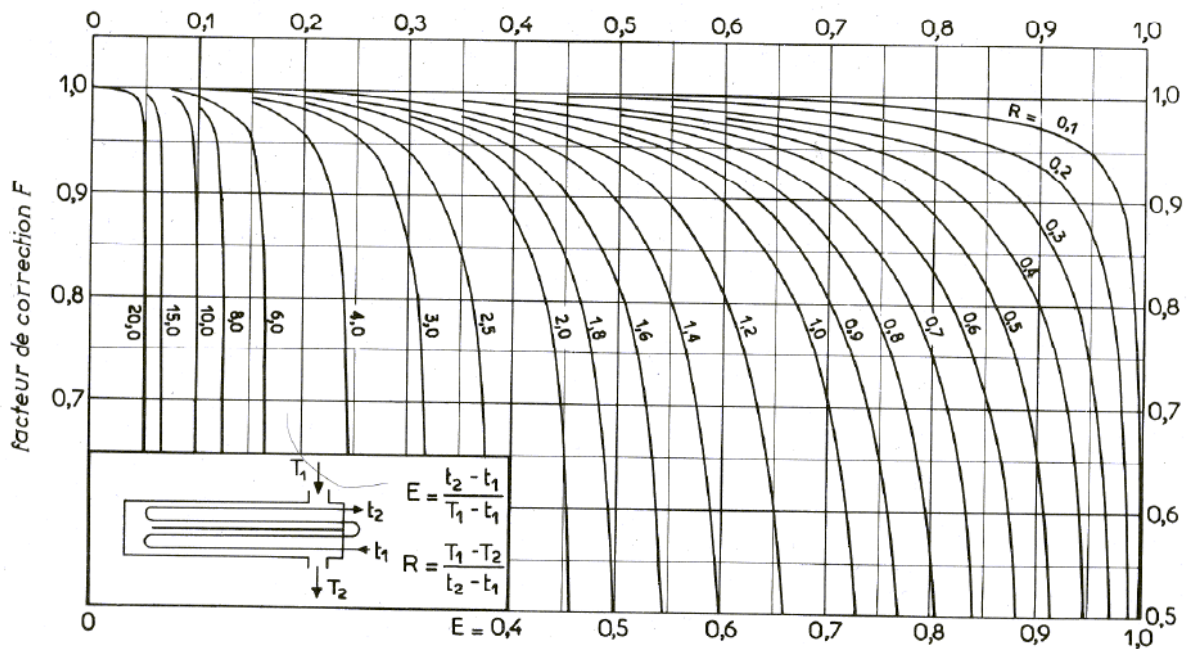
Composé	PCI _m (kJ/kg)	Composé	PCI _m (kJ/kg)
Paraffines		Acétyléniques	
Méthane	50 009	Acétylène	48 241
Ethane	47 794	Méthylacétylène	46 194
Propane	46 357	Butyne-1	45 590
Butane	45 752	Pentyne-1	45 217
Pentane	45 357	Aromatiques	
Hexane	44 752	Benzène	40 170
Heptane	44 566	Toluène	40 589
Octane	44 427	o-Xylène	40 961
Nonane	44 311	m-Xylène	40 961
Décane	44 240	p-Xylène	40 798
Undécane	44 194	Ethylbenzène	40 938
Dodécane	44 147	1,2,4-Triméthylbenzène	40 984
Isoparaffines		Propylbenzène	41 193
Isobutane	45 613	Cumène	41 217
Isopentane	45 241	Alcools	
2-Méthylpentane	44 682	Méthanol	19 937
2,3-Diméthylbutane	44 659	Ethanol	28 865
2,3-Diméthylpentane	44 496	n-Propanol	30 680
2,2,4-Triméthylpentane	44 310	Isopropanol	30 447
Naphtènes		n-Butanol	33 075
Cyclopentane	43 636	Isobutanol	32 959
Méthylcyclopentane	44 636	Tertibutanol	32 587
Cyclohexane	43 450	n-Pentanol	34 727
Méthylcyclohexane	43 380	Ethers	
Oléfines		Oxyde de diméthyle	28 703
Ethylène	47 195	Oxyde de diéthyle	33 867
Propylène	45 799	Oxyde de dipropyle	36 355
Butène-1	45 334	Oxyde de dibutyle	37 798
Butène-2 cis	45 194	Aldéhydes et cétones	
Butène-2 trans	45 124	Formaldéhyde	17 259
Isobutène	45 055	Acétaldéhyde	24 156
Pentène-1	45 031	Propionaldéhyde	28 889
2 Méthylpentène-1	44 799	Butyraldéhyde	31 610
Hexène-1	44 426	Acétone	28 548
Dioléfines		Autres espèces chimiques	
Butadiène 1-3	44 613	Carbone (graphite)	32 808
Isoprène	44 078	Hydrogène	120 971
Dérivés nitrés		Oxyde de carbone	10 112
Nitrométhane	10 513	Ammoniac	18 646
Nitropropane	20 693	Soufre	4 639

Annexe E Détermination du facteur de correction F_c en fonction de R et E pour échangeur (1-2)



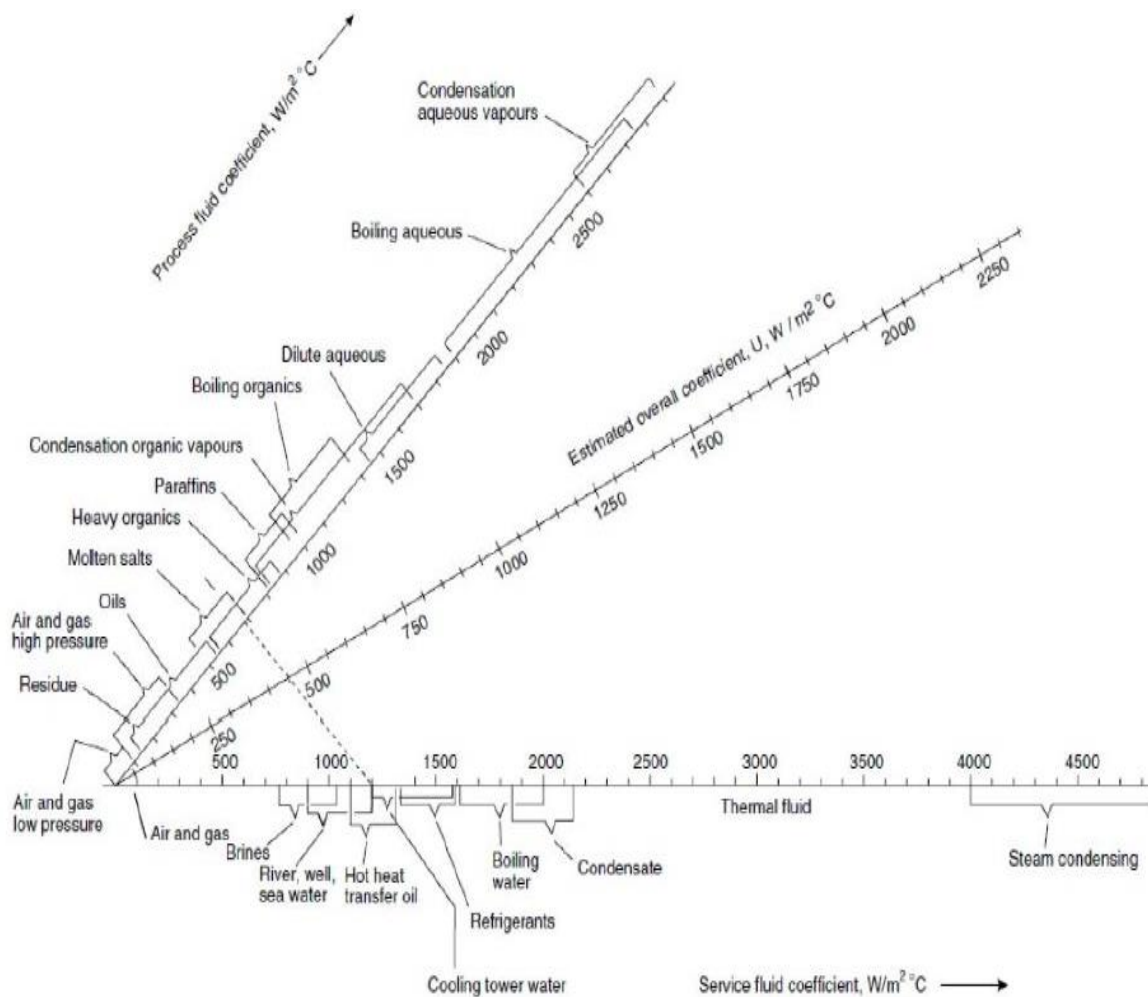
a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

Annexe F Détermination du facteur de correction F_c en fonction de R et E pour échangeur (1-4,6,8)



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Annexe G Coefficient de transfert sale Us



ECHANGEURS		Us	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	Kcal/h.m².C	BTU/hr.ft².F
Eau	Eau	1250 – 2500	250 – 500
Solutions aqueuses.....	Solutions aqueuses.....	1250 – 2500	250 – 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers.....	200 – 370	40 – 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾ ...	Hydrocarbures moyens...	100 – 300	20 – 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾ ...	Hydrocarbures lourds.....	50 – 200	10 – 40
Hydrocarbures lourds.....	Hydrocarbures légers.....	150 – 300	30 – 60
Hydrocarbures légers.....	Hydrocarbures lourds.....	50 - 200	10 – 40

Annexe H choix de l'acier en fonction de la température

Les aciers pour températures moyennes et hautes	
$0 < t^{\circ} < 400^{\circ}\text{C}$ $400^{\circ}\text{C} < t^{\circ} < 500^{\circ}\text{C}$ $500^{\circ}\text{C} < t^{\circ} < 650^{\circ}\text{C}$ $> 650^{\circ}\text{C}$ $t^{\circ} \approx 700^{\circ}\text{C}$ $t^{\circ} \approx 875^{\circ}\text{C}$	Acier au carbone + 0,5% Mo 1% Cr + 0,5% Mo 4-6% Cr 11-13% Cr Inox 18/8 CrNi Réfractaire 25% Cr - 20% Ni
Les matériaux pour basses températures	
$-45^{\circ}\text{C} < t^{\circ} < 0^{\circ}\text{C}$ $-60^{\circ}\text{C} < t^{\circ} < -45^{\circ}\text{C}$ $-100^{\circ}\text{C} < t^{\circ} < -60^{\circ}\text{C}$ $-120^{\circ}\text{C} < t^{\circ} < -100^{\circ}\text{C}$ $t^{\circ} < -120^{\circ}\text{C}$	Acier carbone calmé au Si (ou Al) Acier calmé + manganèse Acier à 2,5% Ni Acier à 3,5% Ni Acier à 9% Ni Inox 18/8 Aluminium Cuivre et ses alliages (l'aiton,...)

Tableau

Annexe I choix de l'acier en fonction de l'utilisation

Matériaux	Utilisation
Acier au carbone	Fluides moyennement corrosifs
Alliages ferritiques C-Mo et Cr-Mo	Services hydrogène avec température élevée, hydrocarbure sulfuré au-dessus de 300°C
Alliages ferritiques au Cr	Tubes pour services modérément corrosifs, calandres ou boîtes de distribution en contact avec des hydrocarbures soufrés corrosifs
Aciers austénitiques Ni-Cr	Services devant résister à la corrosion en général
Aluminium	Services cryogéniques; rarement pour services moyennement corrosifs
Alliages fortement alliés Ni-Cr-Mo	Résistance aux acides minéraux contenant des acides chlorés
Titane	Réfrigérants et condenseurs à eau de mer (incluant les échangeurs à plaques)
Verre	Préchauffeurs d'air pour four sur fumées corrosives
Carbone - Graphite	Services hautement corrosifs
Gaines de plomb et de caoutchouc, aciers austénitiques Ni-Cr	Boîtes de distribution de réfrigérants tubulaires à eau de mer
Revêtements aluminium, résines époxy, résines phénoliques, etc. (fig. 6.69)	Exposition à l'eau de mer, eau saumâtre

Tableau

Annexe J Les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (1)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

(1) Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

Annexe K Caractéristiques des tubes d'échangeurs

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Annexe L choix du pas

Dispositions		d _e en pouces	P en pouces	$\frac{P}{d_e}$	P - d _e en pouces
	△	5/8	$\frac{13}{16}$	1,30	$\frac{3}{16} = 0,187$
	△	3/4	$\frac{15}{16}$	1,25	$\frac{3}{16} = 0,187$
□	△	3/4	1	1,33	$\frac{1}{4} = 0,25$
□	△	1	1 1/4	1,25	$\frac{1}{4} = 0,25$
□		1 1/4	1 9/16	1,25	$\frac{5}{16} = 0,3125$

Annexe M Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré

DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Annexe N Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en triangle

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Annexe O Le choix de l'espacement entre chicanes

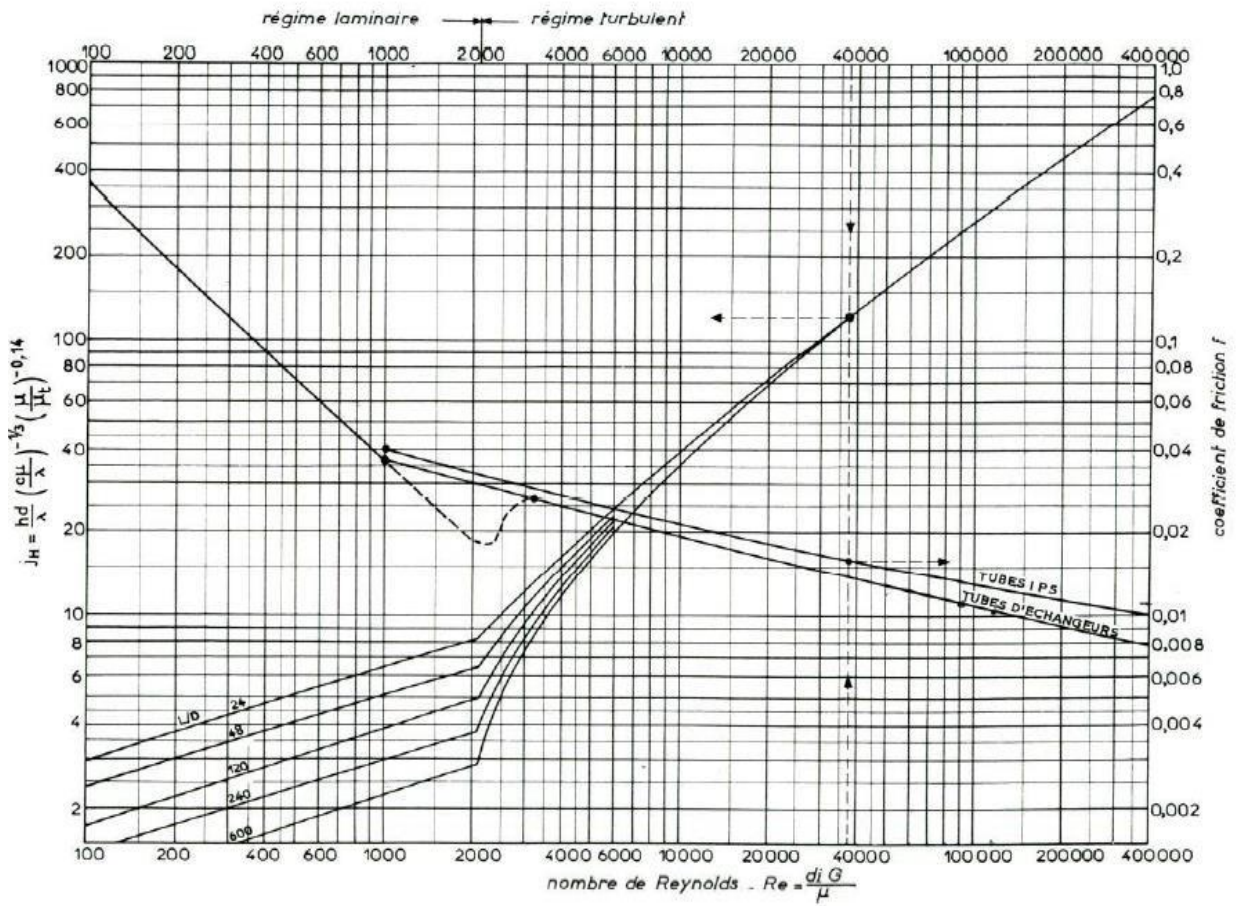
Les limites admises sont : $\frac{D_c}{5} \leq B \leq D_c$

Dans le cas des petites calandres la TEMA impose $B_{\text{mini}} = 2''$.

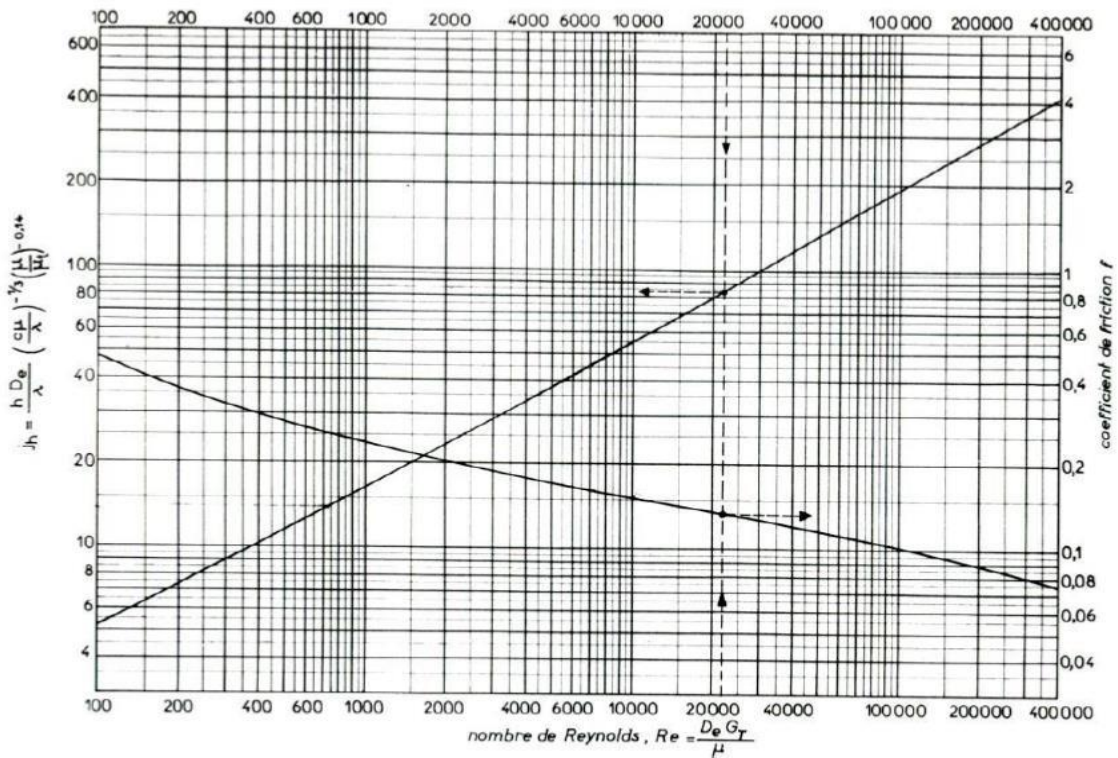
Les limites pratiques conseillées sont :

D_c	B_{mini}
$D_c \leq 10''$	2''
$10'' < D_c \leq 30''$	$0,2 D_c$
$30'' < D_c \leq 60''$	6''
$D_c > 60''$	$0,1 D_c$

Annexe P Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes



Annexe Q Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes



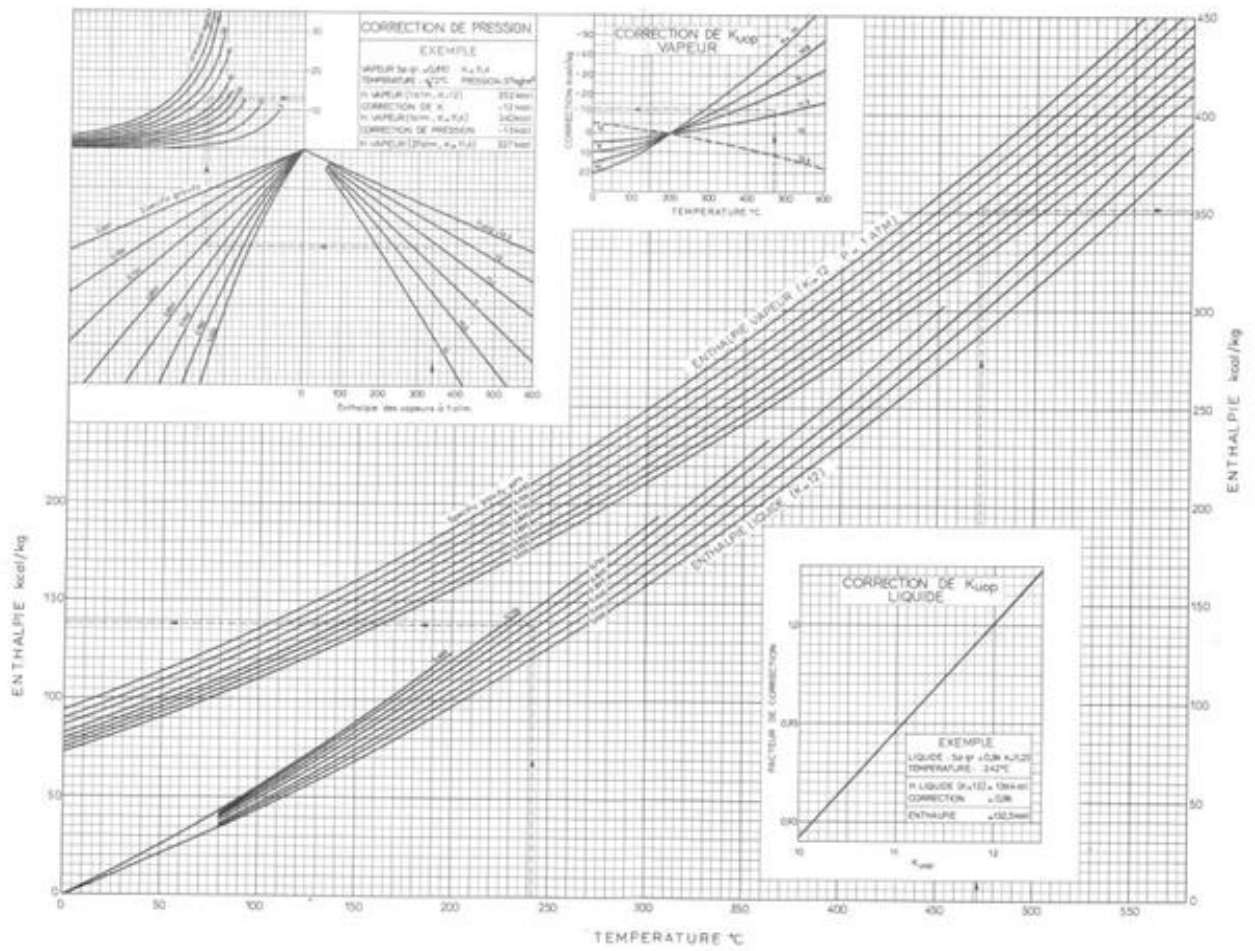
Annexe R Les valeurs usuelles des résistances Rsint et Rsext

RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_s$ (R_s en $\text{h.m}^2.\text{°C/kcal}$)

PÉTROLE BRUT												
Température (°C) ..	0 — 100			100 — 150			150 — 200			200		
Vitesse (m/s)	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2
Sec	6	4	4	6	4	4	8	6	4	10	8	6
Humide	6	4	4	10	8	8	12	10	8	14	12	10

EAUX				
TEMPÉRATURE DU FLUIDE CHAUD	Inférieure à 120°C		120 — 200°C	
TEMPÉRATURE DE L'EAU	Inférieure à 50°C		Supérieure à 50°C	
VITESSE DE L'EAU	< 1 m/s	> 1 m/s	< 1 m/s	> 1 m/s
Eau de mer	1	1	2	2
Eau douce de ville ou de puits	2	2	4	4
Eaux de rivière propre	4	2	6	4
Eaux de rivière très sale	15	10	20	15
Eau traitée pour chaudière	2	1	2	2

Annexe S Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières



Annexe T Diagramme de Mollie

