



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE EPOPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITÉ KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des sciences appliquées

Département de Génie des procédés

Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et technologies.

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : génie Pétrochimie

Présenté Par :

MATALAH IZDIHAR

MATALLAH ASMA

Thème :

**Etude du problème d'encrassement au niveau
des échangeurs de régénération du l'unité GPL2
HMD**

Soutenu publiquement le :
/06/2021

Devant le jury composé de :

MrDjamel SelloumMCA (UKM Ouargla)

MellAKCHICHE ZinebMAA (UKM Ouargla)

MrGOUDGIL Med BilalMCA (UKM Ouargla)

Président

Examinatrice

Encadreur

Année universitaire :2020 /2021

Dédicace

Je dédie ce modeste travail

A :

Mes chers parents,

Mes frères et sœurs,

Mon fiancé,

Toute ma famille,

Tous mes amis.

Asma matallah

Dédicace

*A mes très chers parents qui ont toujours été là pour moi,
et qui*

*M'ont donné un magnifique modèle de labeur et de
persévérance.*

*J'espère qu'ils trouvent dans ce travail toute ma
Reconnaissance et tout mon amour.*

A mon frère et mes sœurs

A toute ma famille

A tous mes amis

Je dédie ce mémoire

Izdiharmatallah

Remerciements

Avant tout, nous remercions Dieu tout puissant de nous avoir accordé le Courage et la patience pour réaliser ce travail. La première personne que nous tenons à remercier est notre encadreur Mr GOUDGIL Med Bilal, pour l'orientation, la confiance, la patience qui a constitué un apport Considérable sans lequel ce travail n'aurait pas pu être mené au bon port.

Nous tenons également à remercier les membres de Jury pour avoir accepté d'examiner ce Travail.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tous les enseignants qui m'ont enseigné

Durant mon cursus de magistère et qui par leurs compétences m'a soutenu dans la poursuite De mes études

Enfin, Je remercie tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce Travail.

Abstract

Heat exchangers are considered one of the main equipment used in the petroleum industry. Knowing that, these exchangers of the regeneration gas of the LPG2 unit of the southern industrial center of Hassi-Messaoud do not manage to reach the required temperatures that of the design given by the manufacturer 275 ° C mainly due to the fouling of these exchangers, the current outlet temperature is 258 ° C, this situation causes poor regeneration of the gas dehydrators, which results in production train malfunction .So the objective of this work was to make the exchanger verification calculations (E 201 A / B / C) in order to calculate the fouling This calculation is based on the KERN method, and to propose solutions to reduce this phenomenon.

Résumé

Les échangeurs de chaleur sont considérés comme l'un des principaux équipements utilisés dans l'industrie pétrolière. Sachant que, ces échangeurs du gaz de régénération de l'unité LPG2 du center industriel sud de Hassi-Messaoud n'arrivent pas à atteindre les températures requises celle de la conception donnée par le constructeur 275°C principalement en raison de l'encrassement de ces échangeurs, la température actuelle de sortie est de 258°C, cette situation provoque une mauvaise régénération des dés hydrateurs de gaz, ce qui se traduit par un dysfonctionnement du train de production. L'objectif de ce travail était donc de faire les calculs de vérification des échangeurs (E 201 A/B/C) afin de calculer l'encrassement Ce calcul est basé sur la méthode KERN, et proposer des solutions pour réduire ce phénomène

ملخص

تعتبر المبادلات الحرارية من المعدات الرئيسية المستخدمة في صناعة البترول. مع العلم أن هذه المبادلات لغاز الاسترجاع لوحدة غاز البترول المسال 2 في المركز الصناعي الجنوبي لحاسي مسعود لا تستطيع الوصول إلى درجات الحرارة المطلوبة من التصميم الذي قدمته الشركة المصنعة 275 درجة مئوية ويرجع ذلك أساساً إلى تلوث هذه المبادلات ، درجة حرارة المخرج الحالية هي 258 درجة مئوية ، وهذا الوضع يتسبب في ضعف تجديد مجففات الغاز ، مما يؤدي إلى حدوث خلل في قطار الإنتاج ، لذلك كان الهدف من هذا العمل هو إجراء حسابات التحقق من المبادل (E 201 A / B / C) بالترتيب لحساب القاذورات يعتمد هذا الحساب على طريقة KERN ، ولاقتراح حلول لتقليل هذه الظاهرة.

Liste des tableaux :

Chapitre I :

Tableau I.1: Spécifications des différents produits de l'unité GPL-2

Chapitre IV :

Tableaux IV.1 : Caractéristique de l'échangeur E201A/B/C

Tableau IV.2 : les propriétés physiques de l'huile Toradac 32 (cas design)

Tableau IV.3 : calcul de C_p° du gaz à t calorique=225.5 °C

Tableau IV.4 : Calcul des pressions et température critiques .

Tableau IV.5:Calcul de la déviation de CP en tenant compte du gaz réel

Tableau IV.6: résultat de Calcul de la viscosité de gaz (cas design) .

Tableau IV.7 : les propriétés physiques de l'huile Toradac 32 (cas actuel)

Tableau IV.8 : calcul de C_p° du gaz à t calorique=217.2 °C

Tableau IV.9 : résultat de Calcul de la viscosité de gaz (cas actuel)

Tableau IV.10: de Facteur Φ_t à la Température de tube

Liste des figures

CHAPITRE I :

Figure. I.1: Schéma procès de l'unité GPL2 .

Figure. I.2: Compresseur (10-K101 A/B/C/D).

Figure. I .3: Section déshydratation «les trois déshydrateurs (13-D201A/B/C)»

Figure .I.4 : Sphères de stockage du GPL (15-T-401- A/B/C) .

Figure. I.5: Section utilités.

CHAPITRE III :

Figure .III.1 :Circulation à co-courant.

Figure. III.2 : Circulation à contre-courant.

Figure . III.3 :Schéma simplifié d'un échangeur à tube et calandre.

Figure . III.4 : faisceau tubulaire d'un échangeur à tube et calandre.

Figure .III.5 : des échangeurs encrassent.

Figure. III.6 : Phénomène de réentraînement de l'encrassement.

CHAPITRE IV :

Figure. IV.1 : Disposition des tubes

Figure. IV.2 : Echangeur à Contre - courant

Figure. IV.3 : Echangeur à Contre - courant

Figure IV.4 : Simulation par logiciel HYSYS V 11 Etat actuel

Liste des abréviations

- C_p** : La chaleur spécifique kj/kg °C
- U_p** : Coefficient de transfert propre kj/hm°C
- U_s** : Coefficient de transfert sale kj/hm°C
- F_c** : Facteur correctif
- DTLM** : Différence température logarithmique moyenne °C
- e** : Epaisseur de de la paroi d'échange m
- h** : Coefficient de convection kj/mh°C
- L** : Longueur caractéristique m
- M** : débit massique d'huile kg/h
- T** : température d'huile °C
- ΔP** : Perte de charge kg/cm
- RS** : Résistance d'encrassement mh°C/KJ
- Re** : nbre de reynolds
- Pr** : nbre de prandt
- Nu** : nbre de nusselt
- T_c** : température calorique °C
- T_t** : température de tube °C
- d** : densité de huile à T_c kg/m³
- A** : Surface d'échange m²
- G_t** : la vitesse massique Coté tube kg/h m
- G_c** : la vitesse massique calandre tube kg/h m
- d_e** : diamètre extérieur m
- d_i** : Diamètre intérieur de tube m
- P** : pas triangulaire m
- m_{wa}** : masse moléculaire kg/kg-mol
- λ** : Conductivité thermique kj/m°C
- ρ** : Masse volumique kg/m³
- μ_g** : la viscosité du gaz
- D_e** : Diamètre équivalent m
- S^{tub}** : surface de tube m²
- F** : Coefficient de friction
- CIS** : complexe industriel Sud
- GPL** : gaz de pétrole liquéfié. **CINA** : centre industriel nord.

Sommaire

Dédicace.....	I
Remerciement.....	III
Résumé.....	IV
Liste des tableaux.....	VI
Liste des figures.....	VII
Liste des abréviations.....	VIII
INTRODUCTION GENERALE.....	1
Chapitre I : Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2	
I.1. Description du complexe CIS.....	4
I-1-1. Les unités du complexe sud.....	4
I .2.Unité de GPL.....	4
I .2.1. Historique de l'unité GPL-2	4
I.2.2.Présentation de l'unité GPL-2.....	5
I.2.2.1.Section.manifold.....	6
I.2.2.2.Section boosting.....	6
I.2.2.3.Section de déshydratation	7
I.2.2.4.Section cryogénique.....	8
I.2.2.5.Section de fractionnement	9
I.2.2.6.Section de dépropaniseur (14-C-301)	10
I.2.2.7.Section d'huile chaude.....	10
I.2.2.8.Section de stockage (section 15)	10
I.2.2.9.Section utilités (16)	10
I.3.Capacité de l'unité GPL-2.....	12
I.3.1.Capacité de traitement.....	12
I. 4.Spécifications des différents produits de l'unité GPL-2.....	12
Chapitre II : Généralités sur le GPL et condensats	

II.1.Définition de GPL.....	14
II.1.2.Caractéristique du GPL.....	14
II.1.2.1.Propriétés	15
II.1.3. Utilisation du GPL.....	15
II.1.4. Les avantages écologiques du GPL en tant que carburant.....	16
II.2.Condensât	16
II.2.1. Définition du Condensât	17
II.2.2. Caractéristiques du Condensât	17
II.2.3. Utilisation du Condensât	18
II.2.3.1. Utilisation du Condensât dans la pétrochimie	18
II.2.3.2. Utilisation du Condensât dans le raffinage	19
Chapitre III : Les classements des échangeurs avec une description spécifiée pour les échangeurs à tubes et calandre, et le phenomena d'encrassement.	
III .1. Classement des échangeurs de chaleur.....	21
III .1.1. Echangeurs de chaleur à contact indirect.....	21
III .1.2. Echangeurs de chaleur à contact direct.....	21
III 1.3. Types de circulation.....	22
III1.3.1. Circulation à co-courant.....	22
III .1.3.2. Circulation à contre-courant.....	22
III1.4. L'échangeur à tubes et calandre.....	23
III 1.4.1. Classification et différents types des échangeurs à tubes et calandre.....	23
III1.4.2. Nomenclature des échangeurs à tubes et calandre.....	24
III .2. Encrassement.....	24
III .2.1. Types d'encrassement.....	25
III .2.1.1 Encrassement par précipitation (particulaire).....	25
III .2.1.2. Encrassement par entartrage.....	25
III .2.1.3. Encrassement par corrosion.....	25
III .2.1.4. Encrassement par réaction chimique.....	25

III .2.1. 5. Encrassement par solidification.....	26
III .2.1.6. Encrassement biologique.....	26
III .2.2Mécanisme de l'encrassement.....	26
III .2.2.1.L'initiation.....	26
III.2.2.2. Transport.....	27
III .2.2.3-Adhésion des particules.....	27
III .2.2.4.Le réentraînement (Enlèvement).....	27
III .2.2.5.Le Vieillessement.....	28
III .3. Détection et évolution de l'encrassement.....	28
III .3.1. Mesure directe aux bornes de l'échangeurs.....	28
III .3.2. Mesure par sonde.....	28
III .4. Facteurs principaux influençant l'encrassement.....	29
III .4.1. Vitesse d'écoulement.....	29
III .4.2. Température.....	29
III .4.3. Nature du matériau.....	29
III .4.4. Nature de la charge.....	29
Chapitre IV : Calcul et vérification d'encrassement	
IV. Méthode de calcul.....	31
IV.1. Dimensionnement d'un échangeur à faisceau et calandre.....	31
IV .2. Partie Expérimentale	33
IV. 2.1. Dimensionnement d'E201A/B/C dans le cas design.....	35
IV.2.2. Dimensionnement de E201A/B/C dans le Cas actuel.....	43
IV.3. Interprétation des résultats de calcule.....	55
IV.4. Vérification par logiciel HYSYS V 11 Etat actuel.....	56
IV.5. Interprétation des résultats de Simulation par logiciel HYSYS V 11 Etat actue.....	57
Conclusion générale	56
références bibliographies	57

Annexe

Introduction générale

Au cours des vingt dernières années, une nouvelle énergie a su trouver sa place aux côtés du pétrole et du gaz naturel ; ce sont des gaz de pétrole liquéfiés (GPL). Grâce à leurs atouts d'énergie propre et transportable, l'industrie et l'automobile (GPL/c).

Le GPL s'est imposé principalement grâce à ses caractéristiques spécifiques, sa souplesse d'utilisation, comme carburant dans de nombreuses applications, le coût raisonnable de son stockage et de son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et un autre avantage d'un point de vue écologique. L'avantage majeur du propane est la réduction significative considérée comme l'une des préoccupations prioritaires de l'heure dans le monde, la destruction de la couche d'ozone, l'utilisation du propane pourrait réduire à zéro les émissions de dioxydes de soufre, 60% celles de dioxyde de carbone et 50 % ceux du dioxyde d'azote. Dans ce cadre, la société nationale Sonatrach a investi dans un projet installation d'une usine de traitement de gaz. Il s'agit de l'usine GPL2 du Complexe Industriel Sud à Hassi Messaoud, qui est destinée à la récupération du gaz associé au pétrole, avec une capacité de production de 1 387 000 tonnes/an de GPL[1]. Au fil du temps, la capacité de production a diminué de moitié en raison de la nature de la matière première (gaz associé) qui a directement affecté la production. Les échangeurs de chaleur représentent 30 à 40 % des équipements pétrochimiques. Environ 15 % des coûts d'entretien d'une station d'épuration peuvent être attribués aux échangeurs de chaleur et, à ce titre, la moitié est probablement due à l'encrassement. L'accumulation de dépôts indésirables sur les surfaces des échangeurs de chaleur est appelée encrassement ; la présence de ces dépôts représente une résistance au transfert de chaleur et réduit l'efficacité de l'échangeur de chaleur et peut avoir un impact négatif sur l'efficacité opérationnelle de l'unité. Les coûts totaux liés à l'encrassement pour les principaux pays industrialisés sont estimés à 4,4 milliards de dollars par an[1]. Dans notre sujet nous essaierons d'étudier la batterie des échangeurs de gaz de régénération de l'unité LPG2. Le but de cette étude est de connaître l'impact de l'encrassement sur ces échangeurs et sur le rendement de l'unité.

Le contenu de cette mémoire autour de :

- I. Le premier chapitre est consacré à une présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2.
- II. Le deuxième chapitre donne des informations générales sur le GPL et les condensats.

Introduction générale

III. Le troisième chapitre est la description des classifications des échangeurs avec une description précisée pour les échangeurs à calandre et tubes, après nous décrirons l'encrassement.

IV. Le quatrième chapitre, calculs puis résultats et discussions avec une comparaison entre la conception et l'actuel, enfin des solutions proposées pour minimiser le phénomène d'encrassement.

V. Nous terminons notre modeste travail par une conclusion générale.

Chapitre I :
Présentation du complexe CIS
et de l'unité GPL

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

I-1. Description du complexe CIS :

Le complexe industriel Sud est situé au sud de Hassi Messaoud, le CIS est l'un des plus grands et anciens complexes de l'industrie pétrolière en Algérie, ses missions consistent à :

- Collecter les hydrocarbures produits par les puits,
- Traiter les produits
- Assurer l'alimentation de la région en produits finis : carburants et gaz.
- Expédier des hydrocarbures liquides et gazeux vers les unités de dispatching.
- Ré injecter les gaz pour le maintien de la pression de gisement.

I-1-1. Les unités du complexe sud :

La découverte du pétrole durant les années cinquante sur le sol Algérien et précisément à Hassi Messaoud a donné un aperçu sur la richesse du sous sol de cette région, d'où la question de son exploitation optimum et prioritaire. Il a été décidé alors, de mettre en place une unité de traitement du brut pour faciliter son transport et son raffinage. Au cours des années, il a été constaté l'augmentation de la production, et ceci suite au forage de nouveaux puits producteurs et par conséquent l'extension du centre par la réalisation de nouvelles unités.

Actuellement le complexe sud est composé de plusieurs unités :

- Traitement de brut.
- GPL1.
- GPL2 (1997).
- Stations de compression de Gaz utilisés pour la réinjection
- La nouvelle raffinerie.

Le maintien des performances de toutes ces installations est confié à la direction de maintenance.

I -2. Unité de GPL :

I -2-1. Historique de l'unité GPL-2 :

L'unité de traitement de gaz du pétrole liquéfié GPL est implantée au centre industriel sud de Hassi-Messaoud. Les travaux de construction ont débuté en 1994, la supervision est assurée par la firme japonaise J.G.C (Japon Gazoline Corporation), elle a été mise en marche en 1997 dans le but de récupérer le maximum de gaz de propane et de butane (C3&C4). L'usine GPL-2 a été

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

réalisée suite à un contrat de partenariat entre Sonatrach et JGC. La partie engineering du projet a été confiée à JGC, tandis que les travaux de construction ont été entrepris par des sociétés et entreprises de construction algériennes réparties comme suit : - Entreprise des Grands travaux pétroliers (GTP) 80% - Entreprise de Génie civil et béton (GCB) 16% - Entreprise nationale de construction et charpente (ENCC) 3% - Sidérurgie engineering métallique/Entreprise chaudronnerie métallique (Sidem/ECM) 1%. Le nombre total d'heures de travail effectuées a été de 3.250.000 heures. Le démarrage effectif de la production a été entamé le 5 janvier 1997 par un personnel mixte algéro-japonais .

I.2.2.Présentation de l'unité GPL-2 :

L'unité GPL-2 a pour but de récupérer le GPL (mélange propane butane liquéfié) contenu dans les gaz associés alimentant l'unité .

- Le GPL produit est expédié vers Arzew via des stations de pompage (pipe LR1).
- Le condensât stabilisé produit dans l'unité est réinjecté dans le brut, tandis que le gaz résiduel constitué principalement de méthane et d'éthane est envoyé vers les stations de compression pour la réinjection, dont une partie est utilisée pour les besoins en gaz combustible.
- L'unité produit également du propane et du butane commerciaux, pour les besoins locaux. Ces deux produits sont acheminés vers Naftal via le stockage de l'unité GPL1.

L'unité GPL-2 est composée des sections suivantes :

- Un manifold de distribution d'une capacité de 40MNm³ /jr, alimente les deux GPL de CIS (Centre Industriel Sud).
- Une section de Boosting (section10) : composée de quatre turbocompresseurs.
- Trois trains identiques (sections11 - 12-13) constitués chacun de :
 - ✓ Trois déshydrateurs (tamis moléculaire). Chapitre II Description de l'unité GPL-2
 - ✓ Un turbo-expandeur(refroidissement et détente).
 - ✓ Une section de fractionnement constitué d'une colonne de déethaniseur et d'une colonne de débutaniseur.
 - ✓ Une boucle d'huile chaude (régénération).
 - ✓ Des échangeurs et des aéroréfrigérants.

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

- Un dépropaniser (section 14) : pour la production du propane et butane commerciaux.
- Quatre sphères de stockage de GPL (section 15) : de 500m³ chacun, et d'une pomperie d'expédition.

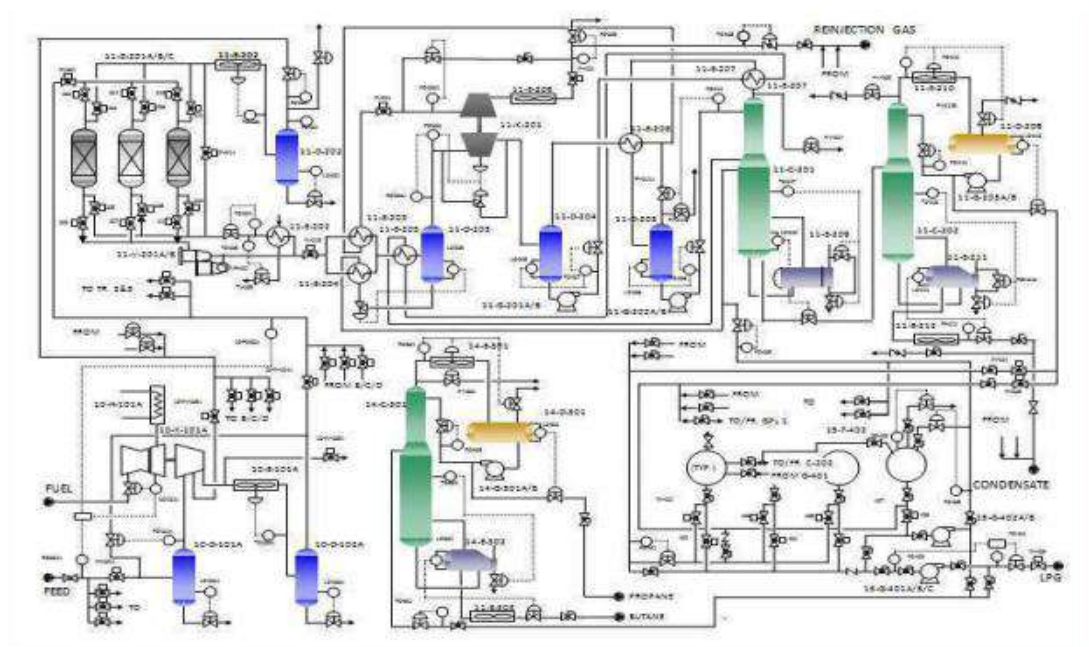


Figure I.1: Schéma procès de l'unité GPL2 .

I.2.2.1. Section manifold :

L'arrivée du gaz au manifold par différentes sources alimente l'unité de GPL-2.

Ces gaz sont issus de la séparation du pétrole brut au niveau des champs de séparation appelés communément "satellites", les gaz venant des complexes CINA (centre industriel nord) et CIS (centre industriel sud section traitement) et UTBS [3].

Les 3 collecteurs primaires reçoivent une charge de telle manière qu'on aura :

- Un collecteur qui regroupe les gaz du satellite Est : E1a, E2a et S1a.
- Un collecteur ouest collecte les gaz du satellite Ouest : W1a, W2a et W1c.
- Un troisième collecteur qui réunit les gaz provenant de la zone de traitement, les gaz de LDHP1, LDHP2, (ligne directe à haute pression) et ceux de LDBP1, LDBP2 (ligne directe à basse pression) qui ont subi une compression. Ces trois collecteurs renvoient le gaz dans un autre collecteur d'alimentation d'une capacité de 40 millions. N.m³ /jr (en unité standard 42 millions Sm³ /jr) et ce dernier alimente le GPL-1 et GPL-2.

I.2.2.2. Section boosting :

Avant que le gaz ne soit comprimé, il devra être en premier lieu séparé et cela est assuré par son passage par deux ballons de séparation (Slag-Catcher) qui ont pour rôle d'éliminer une quantité de liquide . Le fond du ballon est envoyé vers la section de traitement car il contient une quantité de condensât et le haut de ce ballon est envoyé vers la section boosting qui est composée de quatre compresseurs (Nuevo-Pignone) entraînés par une turbine à gaz .

Le gaz provient du manifold à une pression de 28 bars après son passage dans les ballons d'aspiration (10-D101 A/B/C/D) pour séparer les liquides. Le haut de ce ballon est comprimé dans les compresseurs (10-K101 A/B/C/D), dont l'un est en stand-by à une pression de 97 bars (soit une température de 125°C). Ces gaz sont ensuite refroidis à une température de 50°C par des aéroréfrigérants (E101), puis se dirigent vers les ballons de refoulement (10-D102 A/B/C/D) où a lieu la séparation et l'élimination de l'eau condensée. Les gaz sortant en tête de ces séparateurs sont collectés dans un collecteur commun qui alimente les trois trains .



Figure I.2: Compresseur (10-K101 A/B/C/D).

I.2.2.3. Section de déshydratation :

La teneur en eau du gaz d'alimentation est de 1600 ppm. Celui-ci traverse de haut en bas les sécheurs contenant un lit de tamis moléculaires qui élimine et réduit la teneur en eau à moins de 3-1 ppm.

Déshydrateurs en service

(XV-201) c'est une vanne tout ou rien par laquelle le gaz rentre dans cette section pour passer dans le haut des trois déshydrateurs (sécheurs) dont l'un est en régénération. Deux filtres (V-

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

201A/B) en aval des trois sécheurs retiennent les éventuelles particules de poussière afin d'éviter les bouchages dans les instruments de mesure et les appareils sensibles ainsi que l'érosion de ces derniers . Des hygromètres en ligne placés à la sortie de la section de déshydratation servent à mesurer la teneur en eau du gaz .

Déshydrateurs en régénération

Une partie de ce gaz déshydraté est chauffée dans les échangeurs d'huile (E201A/B/C) pour augmenter sa température pendant 2 heures, ce gaz passe au fond du ballon de régénération pour faciliter l'évaporation des gouttes d'eau absorbées par le tamis. On récupère les liquides dans le ballon (D-202) qui sera envoyé vers le traitement par une vanne, après avoir refroidi ce gaz à 50°C par son passage à travers les aéroréfrigérants, dans ce parcours la pression du gaz chute de 87 bars, c'est pour cette raison qu'on le renvoie dans la 6ème roue du compresseur pour le comprimer à 95bars avec le gaz provenant du manifold. Donc, le cycle d'un déshydrateur est réparti en 12heures .



FigureI .3: Section déshydratation «les trois déshydrateurs (13-D201A/B/C)»

I.2.2.4.Section cryogénique :

Le gaz à une pression de 94bars de 50°C se divise en deux courants, l'un se dirige vers l'échangeur (11-E-203) et l'autre vers l'échangeur (11-E-204) pour un premier refroidissement jusqu'à une température de 14,3°C. Les deux courants convergent vers le même échangeur (11-E-205) où leur température diminue jusqu'à 12°C. Le gaz de charge passe ensuite dans le séparateur(11-D-203) où les deux phases gaz et liquide sont séparées. Après avoir cédé ses frigories dans l'échangeur (11-E-204), le liquide de ce ballon est envoyé comme première charge du déethaniseur, introduite au niveau du 21ème plateau, tandis que la phase gazeuse

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

subit une détente dans le turbo-expander (11-K-201) jusqu'à une pression de 21 bars et une température de -43°C .

Le liquide formé après détente est séparé de son gaz dans le séparateur (11-D-204). Le gaz du ballon (11-D-204) refroidit le produit de tête du (11-C-201) jusqu'à une température de -24°C dans l'échangeur (11-E-208) puis il se mélange avec le gaz du ballon de reflux du déethaniseur (11-D-205), en formant le mélange du gaz résiduel. Ce mélange refroidit par la suite le gaz de charge dans l'échangeur (11-E-203).

La température du gaz résiduel à la sortie de l'échangeur (11-E-203) est de $42,3^{\circ}\text{C}$. Ce gaz résiduel est comprimé dans le compresseur du turbo-expander (11-K-201) jusqu'à une pression de 28bars avant d'être envoyé vers le manifold, puis vers les unités de réinjection. Le liquide provenant du ballon (11-D-204) est aspiré par pompe (11-G-201A/B) vers l'échangeur (11-E-207), pour refroidir le gaz de tête du déethaniseur et le gaz de charge dans l'échangeur (11-E-205) ; ensuite, il est acheminé vers le (11-C-201) comme une deuxième charge, introduite au niveau du 13ème plateau. Les deux températures de ce liquide à la sortie de chaque échangeur sont respectivement de -16°C et de $-5,7^{\circ}\text{C}$.

I.2.2.5. Section de fractionnement :

Déethaniseur :

(11-C-201) C'est une colonne de fractionnement constituée de 48 plateaux à clapets. Les paramètres opératoires de cette colonne sont les suivants :

- Pression de service : 23,6bars.
- Température de tête : -23°C .
- Température de fond : 90°C . Deux circuits assurent l'alimentation de la colonne

(11-C-201).

L'alimentation supérieure, provenant du ballon (11-D-204), est introduite au niveau du 13ème plateau tandis que l'alimentation inférieure est assurée par le liquide du ballon (11-D-203). Ce liquide est introduit au niveau du 21ème plateau. La vapeur de tête est condensée partiellement dans les échangeurs (11-E-207) et (11-E-208), ensuite elle est récupérée dans le ballon de reflux (11-D-205). Le rebouillage est assuré par le rebouilleur (11-E-209) qui garantit une température de fond de 90°C .

Le produit de fond de cette colonne est utilisé comme charge pour la colonne (11-C-202).

Débutaniseur

(11-C-202) C'est une colonne à 33 plateaux fonctionnant à une pression de 14bars. Celle-ci est conçue pour séparer le produit de fond du dééthaniseur en :

- Produit de tête : GPL (mélange de propane et butane)
- Produit de fond : condensât (fraction pentane et plus) Les vapeurs de tête sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants (11-E-210) où le GPL est recueilli dans le ballon de reflux (11-D-206) à une température de 55°C. Une partie de ce liquide est retournée par la pompe (11-G-203 A/B) comme reflux vers le 1er plateau du débutaniseur (11-C-202) afin de maintenir la température de tête, l'autre est acheminée vers le stockage. Le système de rebouillage assure une température de fond à 152°C dans le rebouilleur (11-E-211). Les condensats sont envoyés vers l'unité de traitement de brut.

I.2.2.6. Section de dépropaniseur (14-C-301) :

Le dépropaniseur est une colonne composée de 33plateaux, son rôle est de produire du propane comme produit de tête et le butane comme produit de fond. Le dépropaniseur fonctionne à une pression de 20bars, une température de 58°C en tête et 111°C au fond, la charge du dépropaniseur provient du stockage, le dépropaniseur est équipé d'un rebouilleur 14-E-302, d'un ballon de reflux, de pompes de reflux 14-G-301A/B, d'aérocondenseurs de propane et de refroidisseurs de butane. A préciser que les deux produits sont stockés au niveau de l'unité GPL-1 avant d'être livrés à Naftal.

I.2.2.7. Section d'huile chaude :

Un système d'huile chaude est prévu afin d'assurer le chauffage du gaz dans :

- Le rebouilleur du dééthaniseur (E-209).
- Le rebouilleur du débutaniseur (E-211).
- Le rebouilleur du dépropaniseur (14-E-302).
- Les réchauffeurs de gaz de régénération E-201-A/ B/C.

I.2.2.8. Section de stockage (section 15) :

La section de stockage est composée de quatre sphères de stockage de GPL (15-T-401-A/B/C) d'une capacité de 500m³ chacune. Dans le cas du démarrage ou de l'arrêt, la sphère de stockage 15-T-402 (500m³), est utilisée pour stocker les produits hors spécifications.



FigureI.4 : Sphères de stockage du GPL (15-T-401- A/B/C) .

I.2.2.9.Section utilités (16) :

- ✓ Un réseau d'air service et d'air instrument.
- ✓ Unité d'azote pour la production d'azote gazeux.
- ✓ Un système d'injection de méthanol pour dégivrer la formation des hydrates.
- ✓ Un bac de stockage d'eau pour le réseau anti-incendie (sécurité) avec pomperie.
- ✓ Unité de fuel gaz.



FigureI.5: Section utilités.

➤ **Réseau torche :**

Le système de torche est constitué de trois torches distinctes.

- Torche compresseurs
- Torche haute pression
- Torche froide

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

• Salle de contrôle :

La salle de contrôle de l'unité GPL-2 est équipée d'un système récent et sophistiqué appelé Distributed Control System (DCS), composé de huit consoles I.C.S (Information Control System) assurant l'interface entre l'opérateur et les organes de régulation.

• Laboratoire de contrôle

L'unité GPL-2 est dotée d'un laboratoire d'analyses afin de vérifier la conformité des produits au cours du processus de transformation. Les différentes analyses effectuées pour le contrôle de la qualité sont :

- Détermination de la composition molaire des produits par la chromatographie en phase gazeuse et celle en phase liquide.
- La mesure de la tension de vapeur Reid (T.V.R) à l'aide de bombes de prélèvement.
- La détermination de la densité à partir de la composition molaire.
- La mesure de la teneur en eau du GPL (taux d'humidité) au moyen d'un hygromètre.

• Système de sécurité de l'unité GPL-2 :

Le système de lutte contre l'incendie sera constitué des équipements et installations suivants :

- Pompe et réservoir d'incendie.
- Réseau d'eau anti-incendie.
- Armoire à tuyaux souples.
- Extincteur.
- Système fixe de refroidissement à l'eau.
- Système d'extinction à CO₂.
- Système d'extinction à poudre sèche.

Et un système d'alarme incendie consacré pour la salle de contrôle .

I.3-Capacité de l'unité GPL-2 :

I.3.1-Capacité de traitement :

L'unité GPL-2 est d'une capacité de traitement de 24 000 Nm³/jour de gaz associé provenant du manifold 28 bars, se compose de trois trains identiques traitant une quantité de 8 000 Nm³/jour chacun.

Chapitre I Présentation du complexe CIS et de l'unité GPL2

I. 4-Spécifications des différents produits de l'unité GPL-2 :

TableauI.1: Spécifications des différents produits de l'unité GPL-2

Produits	Spécifications	Teneurs
GPL	(Méthane +éthane) C ₂ -	Moins de 3% mole
(Pentane et +) C ₅ +	Moins de 0.4% mole	
Eau	Moins de 50 ppmv	
Gaz traité	Pression	28 bars
Température	55°C	
Teneureau	inférieur à 3 ppmv	
Propane	(Butane et +) C ₄ +	Moins de 2.5% en vol
TVR	Moins de 14.34 bars	
Butane	(Pentane et +) C ₅ +	Moins de 2% en vol
TVR	Moins de 4.83 bars	

Chapitre II :

Généralités sur

le GPL et condensats

II.1-Définition de GPL

Le Gaz de Pétrole Liquéfiés est un mélange, composé essentiellement de butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

Cela présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit (1 litre de GPL liquide égal 250 litre de GPL gazeux), ce qui permet de la transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier. Il se gazéifie au moment de son utilisation. La composition chimique de GPL est variable selon les normes et les utilisations dans différents pays.

Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, d'éthylène, de pentane et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthyl-acétylène.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour véhicules, et dans différents domaines.[2]

II.1.1-Origine du GPL :

Les GPL peuvent être extraits à partir des champs de production de gaz naturel et/ou du raffinage du pétrole brut. Il s'agit des :

- **Champs pétroliers**

Lors du traitement de pétrole brut il est nécessaire de stabiliser le pétrole brut à proximité des gisements de production en séparant les gaz dissous qui contiennent des proportions importantes de propane et de butane qui peuvent être liquéfiés.

- **Raffinage**

Au cours des différentes opérations de raffinage et particulièrement pendant les opérations de distillation atmosphérique sous vide, les GPL sont recueillis : lors du procédé du raffinage, les gaz (essentiellement les GPL) montent vers le haut de la colonne de distillation tandis que les autres produits se déposent en bas, ainsi les fractions sont recueillies à chaque étage.

- **Traitement du gaz naturel**

Au cours des opérations de traitement, il est indispensable de séparer les GPL du reste des constituants de gaz naturel pour éviter en particulier les condensations dans les gazoducs sous pression élevée.

- **Unités GPL**

Lors de l'opération de liquéfaction du gaz naturel et pour un respect des conditions de sécurité liées à son transport par méthanier. Le gaz à l'entrée des complexes GPL est appauvri par une extraction des GPL restants.[2]

II.1.2- Caractéristique du GPL :

II.1.2.1- Propriétés :

Le GPL a les propriétés suivantes :

- **Tension de vapeur :** Soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide que sous pression ou par réfrigération. (Tension de vapeur à 20°C : butane = 2bars, propane = 8 bars).

- **Densité :**

A l'état gazeux, ils sont plus lourds que l'air ; la densité du propane est égale à 0,510 et celle du butane à 0,580.

- **Dilatation :**

A l'état liquide, ils ont un coefficient de dilatation important dont il faut tenir compte lors de leur stockage.

- **Pouvoir calorifique:**

Le GPL a un pouvoir calorifique élevé : Propane 12200 Kcal / Nm³ Butane 11800 Kcal / Nm³

- Non toxique et inodore.
- Etat gazeux à la température ambiante.
- Mise en bouteille et transport facile.
- Non corrosifs.
- Inflammables dans des limites relativement faibles.

II.1.3- Utilisation du GPL :

Les domaines d'utilisation du propane et du butane sont très nombreux et diversifiés :

- Utilisation domestique (cuisine, chauffage).
- Utilisation pétrochimique (production d'oléfines).
- Utilisation industrielle :
 - climatisation et refroidissement à l'échelle industrielle.
 - production de carburants.
 - centrale électrique : combustible pour la génération électrique.

Utilisation agro-alimentaire :

- culture : insecticides après traitement.
- élevage : chauffage couveuses.[3]

II.1.4- Les avantages écologiques du GPL en tant que carburant :

La promotion du GPL dans le secteur du transport est surtout liée aux préoccupations environnementales ; en effet ce produit présente des caractéristiques non polluantes par rapport aux autres carburants.

Le GPL présente les avantages suivants :

- Il est très peu polluant : absence de plomb tétra-éthyle, de soufre ou de monoxyde de carbone.
- Absence d'additifs
- Indice d'octane élevé, supérieur à celui de l'essence.
- Durée de vie du moteur du véhicule plus longue.
- Moins cher que l'essence.[4]

II.2- Condensât :

L'Algérie est l'un des premiers producteurs de condensât à l'échelle mondiale. Ces énormes quantités de condensât ne trouvent aucune application dans l'industrie algérienne. Cependant il faut noter qu'une faible quantité a été utilisée comme substitut du pétrole brut dans les raffineries du nord. La grande quantité de ce produit est expédiée vers l'étranger à l'état brut. Progressivement, l'installation des hydrocarbures comme source d'énergie diminuerait au profit d'autres types d'énergie « nouvelles », et les hydrocarbures ne seraient utilisés que là où ils seraient irremplaçables : pétrochimie, bitumes, lubrifiants et carburants. Les familles d'hydrocarbures qui composent essentiellement les matières premières, sont les paraffines, les naphthènes, et les aromatiques dans le cas des liquides. Alors que dans l'industrie pétrochimique, on exige les paraffines, les oléfines, les dioléfines et autres aromatiques, qui sont des hydrocarbures à haute réactivité chimique et seront utilisés en qualité de charges pour l'obtention de divers produits finis et semi-finis.

Pour cela, on transforme ces hydrocarbures (1^{ère} niveau : matières premières) moins réactifs en hydrocarbures (2^{ème} niveau : charges) plus réactifs, appelés grands intermédiaires

pétrochimique tels les paraffines oléfines et les aromatiques, qui permettent d'aboutir aux multiples produits finis à travers des procédés technologiques. Le condensât est autant, sinon plus recherché que le pétrole vu la diversité de gammes de produits qu'il nous permet d'obtenir. Toutefois, l'industrie algérienne ne le valorise pas à l'instar du gaz naturel et du pétrole, lesquels ont bénéficié d'une attention particulière et privilégiée de la politique industrialisante algérienne.[2]

II.2.1- Définition du Condensât :

Produit liquéfié par condensation à partir de sa vapeur, Mélange d'hydrocarbures qui, maintenus à l'état gazeux dans les conditions de pression et de température du gisement, deviennent liquides lorsqu'ils atteignent la surface.[5]

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffines, de l'iso pentane jusqu'au do décane et plus ($T_{eb} = 28$ à 220 °C), il généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et pression ($P=1\text{atm}, T=15^\circ\text{C}$). [2]

II.2.2- Caractéristiques du Condensât :

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- La TVR : la Tension de Vapeur de Riel est la caractéristique principale du condensât, elle doit être inférieure à 0.89 bars (10 psia) à 37.8°C en hiver et inférieure à 0.5 bars (7 psia) à 37.8°C en été.
- Aspect : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- Poids spécifique : Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.
- Point d'éclair : Son point d'éclair est inférieur à (-40) °C.
- Limites d'inflammabilités : Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6%.
- Densité de vapeur : Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air.
- Explosivité et d'inflammabilités : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur,

présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, ...etc.

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répandant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

- Toxicité physiologique : Les vapeurs du condensât sont toxiques. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement). La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher. Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elle ne peut pas causer des symptômes heures d'inhalation.
- Précautions hygiéniques : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.[2]

II.2.3- Utilisation du Condensât :

La particularité du condensât résidu dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie. Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqué.

II.2.3.1- Utilisation du Condensât dans la pétrochimie :

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines dans ce secteur, trois éléments se dominent :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici 2007 voisines de 4% pour le premier et proche de 5 % pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de la charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/éthylène.
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène, l'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes.

- Le condensât est riche en hydrocarbures paraffinés et naphthéniques C5-C7 ayant un bon potentiel de production d'oléfine.
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques, qui se transforment en polyaromatique lors du vapocraquage.

II.2.3.2- Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.

CHAPITRE III

Les classements des échangeurs avec une description spécifiée pour les échangeurs à tubes et calandre, et le phénomène d'encrassement.

Définition :

Dans les installations industrielles beaucoup d'opérations dépendent du chauffage ou du refroidissement, par exemple le liquide entrant dans la colonne de distillation est chauffé pour permettre au processus de distillation de se produire pendant que le liquide est refroidi pour qu'il puisse être correctement stocké, ce chauffage et ce refroidissement sont effectués par le transfert de chaleur à partir d'un fluide à un autre dans des dispositifs appelés: échangeurs de chaleur.

Dans ce chapitre, nous allons expliquer l'échangeur de chaleur le plus utilisé .

.Les échangeurs les plus utilisés sont :

- Échangeurs à tubes et calandre
- Échangeurs tubulaires
- Aéroréfrigérants
- Echangeur à plaques

Pour l'industrie pétrolière les échangeurs de chaleur principaux utilisés pour les différents procédés sont les échangeurs à tubes et calandre ; la sélection de l'échangeur de chaleur dépend de la nature du procédé et les caractéristiques du fluide utilisé.

III .1- Classement des échangeurs de chaleur :[6]

III .1.1 -Echangeurs de chaleur à contact indirect :

Dans un échangeur de chaleur à contact indirect, les courants de fluide restent séparés, et les transferts de chaleur continuent à travers une paroi séparatrice imperméable. Ainsi, thermiquement, il y a un contact entre les fluides. Ce type d'échangeur de chaleur, appelé aussi un échangeur de chaleur de surface.

III .1.2 -Echangeurs de chaleur à contact direct :

Dans ce type, les transferts de chaleur en continu du fluide chaud vers le fluide froid à travers une paroi séparative. Bien qu'un écoulement simultané de deux (ou plus) des fluides soit nécessaire dans l'échangeur, il n'y a pas de mélange direct des deux (ou plus) fluides, car le fluide s'écoule dans chacun des passages de fluide séparés. En général, il n'y a pas de pièces

CHAPITRE III Les classements des échangeurs avec une description spécifiée pour les échangeurs à tubes et calandre, et le phénomène d'encrassement.

mobiles dans la plupart de ces échangeurs de chaleur. Ce type d'échangeur est désigné comme un échangeur récupérateur de chaleur ou tout simplement comme un récupérateur.

{Quelques exemples d'échangeurs de chaleur de type de transfert direct sont, de type plaque, tubulaire et échangeurs de à ailette.

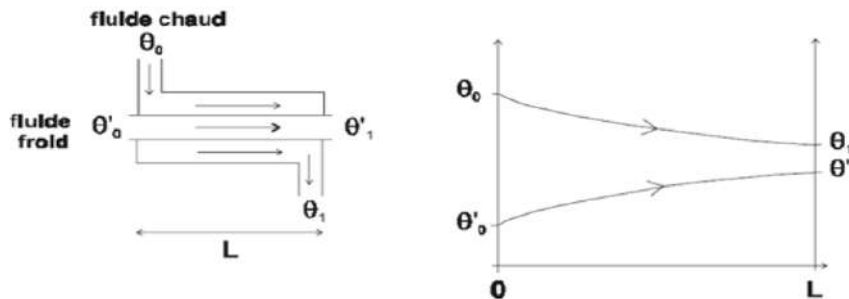
III .1.3- Types de circulation :

Trois types de circulation sont possibles :

- Circulation à courants parallèles ou co-courant
- Circulation à contre-courant
- Circulation à courant croisé

III-1.3.1Circulation à co-courant :

Les fluides 1 (froid) et 2 (chaud) entrent d'un même côté de l'appareil, circulent en parallèle, et sortent à l'autre extrémité.



FigureIII.1 : Circulation à co-courant

III -1.3.2.Circulation à contre-courant :

Les fluides 1 et 2 entrent des côtés opposés de l'appareil et circulent en sens contraire.

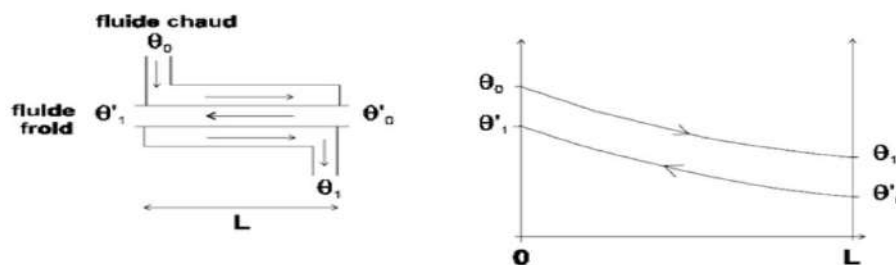


Figure III.2 :Circulation à contre-courant

III.1.4- L'échangeur à tubes et calandre :

Un échangeur à tubes et calandre est une classe d'échangeurs de chaleur. Il est le type le plus commun des échangeurs de chaleur dans les raffineries de pétrole et d'autres grands procédés chimiques, il est adapté pour les applications à haute pression. Comme son nom l'indique, ce type d'échangeur de chaleur est constitué d'une calandre (un grand récipient sous pression) avec un faisceau de tubes à l'intérieur. Un fluide circule dans les tubes, et un autre fluide circule sur les tubes (à travers la calandre) pour transférer la chaleur entre les deux fluides. L'ensemble des tubes est appelé un faisceau tubulaire, et peut être composé de plusieurs types de tubes: plaines, longitudinalement à ailettes, etc.

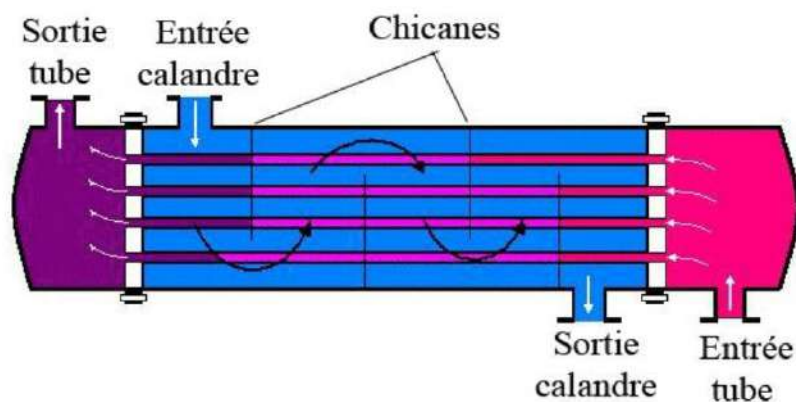


Figure III.3 : Schéma simplifié d'un échangeur à tube et calandre

III .1.4.1-Classification et différents types des échangeurs à tubes et calandre :[7]

Il y a beaucoup de critères pour choisir un échangeur à tubes et calandre.

Fondamentalement, sa fonction peut être pour une seule phase (tel que le refroidissement ou le chauffage d'un liquide ou gaz) ou pour deux phases (tels que la vaporisation ou la condensation). Puisque il y a deux côtés à un échangeur à tubes et calandre, cela peut conduire à plusieurs combinaisons de services .

Les services peuvent être classés comme suit:

- Monophasé
- Condensation
- La vaporisation
- Condensation / vaporisation (condensation d'un côté et vaporisation dans l'autre côté).

CHAPITRE III Les classements des échangeurs avec une description spécifiée pour les échangeurs à tubes et calandre, et le phénomène d'encrassement.

III.1.4.2 Nomenclature des échangeurs à tubes et calandre : [7]

- Echangeur de chaleur: les deux côtés sont de la même phase.
- Réfrigérant: un flux d'un fluide de processus et l'autre de l'eau de refroidissement ou de l'air.
- Chauffage: un flux de processus et un flux chaud.
- Condenseur: un flux de vapeur et l'autre froid pour le refroidissement ou de l'air.
- Refroidisseur: un flux d'un fluide de traitement étant condensé et l'autre flux de fluide frigorigène
- Rebouilleur: un flux d'un courant de fond d'une colonne de distillation et l'autre chaude (de la vapeur ou de l'huile chaude) .



Figure III.4: faisceau tubulaire d'un échangeur à tube et calandre

III 2-Encrassement :

L'un des problèmes majeurs auxquels sont confrontés plusieurs industries et surtout l'industrie du pétrole, se situe au niveau des surfaces d'échange. En effet ces derniers sont souvent à l'origine des arrêts de l'usine.

Les échangeurs de chaleur sont soumis à l'accumulation de dépôt de tartre, de rouille, de coque, de résidus biologiques et de produits chimiques, regroupés sous le terme de l'encrassement.

L'encrassement forme au fil du temps, des épaisseurs de dépôt de matières de faible conductivité thermique, ce qui augmente considérablement la résistance au transfert de chaleur et par conséquent la diminution des performances de l'équipement.

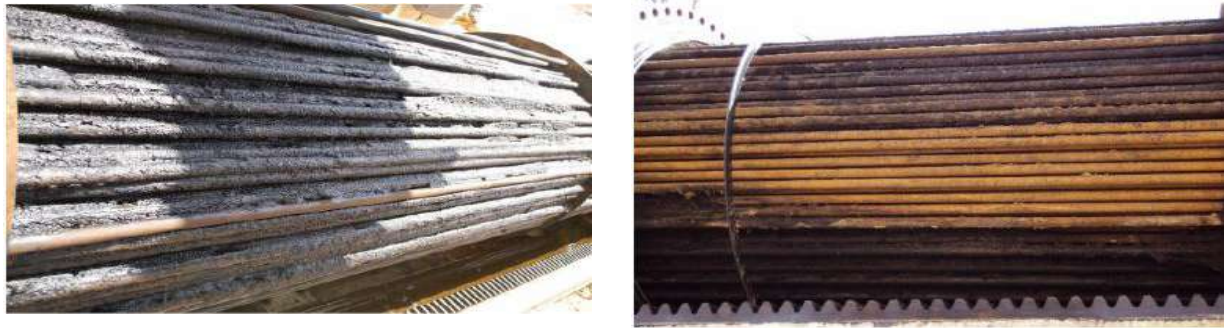


Figure III.5: des échangeurs encrassés.

III .2.1- Types d'encrassement :

III .2.1.1 Encrassement par précipitation (particulaire) :[8]

Ce type d'encrassement est le résultat, de la précipitation et de l'accumulation sur les surfaces d'échange, des particules solides transportées par le fluide à traiter et dont les dimensions, avoisinent les dizaines de microns, comme les différents débris solides et les produits de corrosion entraînés du puits ou des appareils précédents.

III .2.1.2. Encrassement par entartrage :

Il est généralement associé, aux dépôts de tartre (de calcaire) c'est-à-dire de composés calcite (Ca CO_3) et souvent accompagné de dolomite ($\text{Ca, Mg} (\text{CO}_3)_2$), qui se dépose sous forme d'un solide cristallin, de dureté relativement faible. Il se produit généralement dans les échangeurs qui utilisent l'eau et dans les unités de dessalement de l'eau de mer.

III .2.1.3. Encrassement par corrosion :

L'encrassement par corrosion, est le résultat d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de la paroi de l'échangeur et le fluide en écoulement, qui cause, la destruction de métal et le dépôt des matières résultantes. L'encrassement par corrosion est un promoteur potentiel pour tous les autres types d'encrassement. Les produits de corrosion peuvent en effet piéger les particules en suspension, servir d'abris pour le développement de micro-organismes et même catalyser certaines réactions.

III .2.1.4. Encrassement par réaction chimique :

C'est des réactions chimique, se déroulant aux seins du fluide, le produit de c'est réaction se dépose sur les parois et forme l'encrassement. Ces réactions sont souvent des réactions de polymérisation, les industries les plus concernées sont les usines pétrochimiques et tous les circuits de chauffage utilisant les matières organiques.

III .2.1. 5. Encrassement par solidification :

Il s'agit de la solidification d'un liquide pur, au contact d'une surface de transfert de chaleur froide, c'est-à-dire formation d'une couche de glace à l'intérieur des conduites, ou du dépôt d'un constituant à haut point de fusion comme le dépôt des hydrocarbures paraffiniques, ou bien une formation de givre (cristallisation des vapeurs) .

III .2.1.6. Encrassement biologique :

L'encrassement biologique est dû au développement de micro-organismes qui créent un film encrassant au contact de la surface d'échange. Il peut être causé par trois grands types demicro-organismes :

- les bactéries dont le développement est dû à un apport nutritif de type hydrocarbure.
- les algues dont le développement est dû à la présenced'énergie solaire avec photosynthèse.
- les champignons dont le développement est dû aux changements des conditions ambiantes telles que l'humidité, la température ou le pH.

La tendance à l'encrassement biologique est naturelle puisque les bactéries sont omniprésentes dans l'eau.

III 2.2-Mécanisme de l'encrassement :[8]

Dans la réalité, l'encrassement est bien souvent mixte, c'est-à-dire qu'il n'y a pas qu'un seul type d'encrassement qui se manifeste à la fois, c'est souvent la combinaison de deux ou trois types. Le processus d'encrassement est un ensemble de cinq phases chronologiques :

III .2.2.1-L'initiation

C'est le temps nécessaire avant de pouvoir commencer à observer la formation d'un dépôt encrassant, sur la surface d'échange. Cette étape est conditionnée par les différents paramètres températures, type de du matériau et nature de la surface du matériau.

Beaucoup de travaux de recherche donnent de plus en plus de l'importance à cette phase. Leurs objectifs est de prolonger cette étape du processus et parmi les solutions proposées l'utilisation, de nouveaux matériaux de surface, tel que le DLC (DiamondLikeCarbon).

III.2.2.2- Transport

C'est l'étape la plus responsable de l'encrassement, pendant cette étape il y a transport et dépôt sur la surface d'échange, des différentes substances présentes dans le fluides et susceptibles de causée l'encrassement de la surface.

Ce transport est gouverné par un nombre de phénomènes parmi eux, la diffusion, la sédimentation et la thermophorèse (thermophoresis).

La thermophorèse est le mouvement de petites particules du fluide quand le gradient de température est présent. Les murs froids attirent les particules colloïdales pendant que les murs chauds repoussent ces particules.

III.2.2.3-Adhésion des particules

Les particules transférées à la parois lors de l'étape de transport sont attirées par des forces de Van Der Waals et des forces électrostatiques qui les maintiennent adhérees à la surface. Les forces de London-Van der Waals sont dues aux interactions entre les moments dipolaires générés par le mouvement des électrons autour des noyaux d'atomes neutres voisins.

III.2.2.4- Le réentraînement (Enlèvement)

Lors de cette étape une partie de la couche de dépôt encrassant est enlevée à l'aide des forces de cisaillement, entre le fluide circulant et le dépôt. Ces forces de cisaillement dépendent du gradient de la vitesse à la surface, de la viscosité du fluide et de la rugosité de la surface. Ce réentraînement peut se faire soit par érosion dans le cas où la force aérodynamique du fluide est supérieure aux forces d'adhésion, soit par écaillage dans le cas où le dépôt se présente sous forme d'un agglomérat.

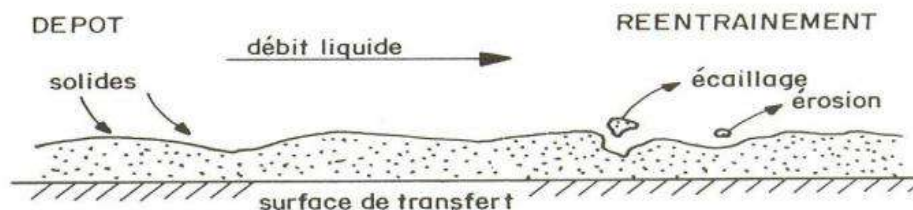


Figure III.6 : Phénomène de réentrainement de l'encrassement

III .2.2.5- Le Vieillissement

Le vieillissement du dépôt est caractérisé par un changement de texture et une usure du dépôt. Une fois le dépôt est posé sur la surface, le vieillissement commence. Les propriétés mécaniques de ce dépôt seront modifiées durant cette phase, à cause du changement de cristal ou de la structure chimique et de ce qui conduit aux changements des propriétés mécaniques, ce qui permet d'observer son écaillage.

III .3-Détection et évolution de l'encrassement :[9]

Etant donné que le phénomène de l'encrassement n'est pas tout à fait inévitable, l'idéal pour l'exploitant serait de prévoir le moment d'apparition de l'encrassement, de suivre son évolution au cours du temps sans ouvrir l'équipement, de manière à décider d'un programme d'entretien (nettoyage), ou bien d'une action pour prolonger le fonctionnement, jusqu'au prochain arrêt prévu. L'étude de l'évolution de l'encrassement peut être effectuée soit :

III .3.1- Mesure directe aux bornes de l'échangeurs

Cette méthode peut se faire par la mesure de la variation de certaines grandeur entre l'entrée et la sortie de l'échangeur et cela soit :

- par l'étude de l'évolution de la variation de la température d'entrée et de sortie.
- par le suivi de l'efficacité de l'échangeur au fil du temps en utilisant en calculant l'efficacité qu'on exprime par le rapport de la quantité de chaleur réellement échangée sur la quantité maximale pouvant être échangée dans le cas idéal
- par l'étude de l'évolution de l'épaisseur d'encrassement en fonction du temps.

L'épaisseur est calculée comme étant la masse totale déposée par unité de surface

CHAPITRE III Les classements des échangeurs avec une description spécifiée pour les échangeurs à tubes et calandre, et le phénomène d'encrassement.

divisée par la densité de la couche d'encrassement.

- Par évaluation des pertes de charges.

III .3.2-Mesure par sonde

Cette méthode est très utilisée au niveau des usines, il ya deux types de méthode ; on utilise soit une sonde à résistance électrique, reliée à un indicateur de corrosion soit une sonde à coupon, ce coupon est une plaque métallique de longueur, largeur et épaisseur bien déterminées fabriquée avec le même matériau que l'équipement. Le coupon est maintenu pendant des périodes d'environ six mois à l'intérieur de l'équipement, il est ensuite retiré pour être analysé au laboratoire. En plus de ces méthodes de nouvelles techniques plus performantes voient le jour comme la méthode des ultrasons.

III .4-Facteurs principaux influençant l'encrassement [9]

Les principaux paramètres qui influencent l'encrassement sont :

III .4.1-Vitesse d'écoulement

Une vitesse élevée du fluide minimise tous les types d'encrassement. Cependant une grande vitesse de circulation nécessite une puissance de pompage, élevée ce qui peut causer l'érosion du métal et engendrer des pertes de charges.

III .4.2-Température

La température fluide-métal peut affecter plusieurs types d'encrassement, surtout l'encrassement due aux réactions chimiques. Par exemple s'il s'agit de produit pétrolier contenant des oléfines cela peut provoquer des réactions de polymérisation et les produits de cette réaction ne peuvent être dissout c'est le cas généralement des rebouilleurs. De même il faut généralement éviter de mettre en contact de l'eau de réfrigération ordinaire avec une paroi trop chaude car on accélère le phénomène d'entartrage.

III .4.3-Nature du matériau

La rugosité de la paroi et la taille des cavités contribuent à l'initiation et au développement de l'encrassement.

III .4.4- Nature de la charge

Les fluides plus ou moins lourds et contenant des substances en suspension ou polymérisable peuvent, conduire à l'apparition de l'encrassement.

Chapitre IV :
Calcul et vérification
d'encrassement

L'objectif de cette étude, est de faire des calcul de vérification cas actuel est design des échangeurs de régénération (E 201 A/B/C) dans le but de calculer l'encrassement, en proposant des recommandations pour résoudre se problème.

IV -Méthode de calcul :

IV.1- Dimensionnement d'un échangeur à faisceau et calandre :

➤ Méthode de Kern :

Etant donnée la variation des conditions opératoires au cours du temps, il a été nécessaire d'évaluer le coefficient global de transfert de chaleur de la surface propre, Up , aux conditions actuelles de fonctionnement de l'échangeur e .[10]

Les étapes de calcul de méthode de KERN:

→ Etape 1: Spécification des propriétés des flux thermique:

- Température d'entrée fluide chaud T_{ce} .
- Température d'entrée fluide froid T_{fe} .
- Débit du fluide chaud m_c .
- Débit du fluide froid m_f .
- Les propriétés physico-chimiques de chaque fluide (la viscosité - la masse volumique - la conductivité thermique - Chaleur spécifique)

→ Etape 2: Estimation de la charge thermique transférée

→ Etape 3: Estimation du facteur de correction F

- Ratio de température R.
- Efficacité thermique de l'échangeur E.
- Facteur de correction F Estimation a partir du graphique de $F = f(R,E)$, en fixe le nombre de passe coté calandre.

→ Etape 4: Estimation de la surface d'échanges nécessaire:

- Calcule de la température moyenne logarithmique ΔTLM .
- Calcule de la température moyenne logarithmique corrigée $\Delta TLM_{corrigée}$.
- Calcule de surface d'échange thermique nécessaire A.

→ Etape 5: Choix des caractéristiques thermiques de l'équipement:

- Diamètre extérieur et intérieur et la longueur des tubes.

- Nombre des tubes.

- Diamètre de la calandre.

- Nombre de passe.

→ Etape 6: Détermination du coefficient de transfert thermique:

- Coté tube : En calcule la section par passe et la vitesse massique et en détermine les caractéristiques des fluides chaud et froid à T_c et t_c (T_c : température calorique fluide chaud, t_c : température calorique fluide froid, et en calcule les nombres de Reynold, Prandtl et Nusselt, après tout sa en calcule la température de tube .

- Coté calandre: En calcule la surface d'échange coté calandre, vitesse massique, diamètre équivalent et nombre de Reynold, et détermine les caractéristiques du fluide à T_c (C_p , d , λ , μ).

→ Etape 7: Détermination de μ_t à t_t et μ' à t_t .

→ Etape 8: Calcule du coefficient de transfert propre.

→ Etape 9: Calcule de coefficient de la résistance d'encrassement .

→ Etape 10: Calcule de la perte de charge cotée tube puis coté calandre.

1) Bilan thermique

$$Q_{cedée} = M C_p \Delta T = m C_p \Delta t$$

2) Calcul de ΔT_{LTM} (Echangeur à Contre - courant)

$$\Delta T_{max} = T_1 - t_2 \text{ et } \Delta T_{min} = T_2 - t_1$$

$$\text{a) } \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} \geq 1,8 \quad \text{Alors} \quad \Delta T_{LTM} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}}$$

$$\text{b) } \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} > 1,8 \quad \Delta T_{LTM} = \frac{\Delta T_{max} + \Delta T_{min}}{2}$$

3) Nombre de passe n_c :

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - T_1}$$

Si $F > 0,75$ (Graph 2 de l'annexe) fixe n_c , le nombre de passe coté calandre c.-à-d., nombre d'appareil à une passe coté calandre à mètre en série

4) Choix de l'appareil

Estimation le coefficient de transfert sale (tableau 06 de l'annexe)

▪ **Estimation de la surface :** $A' = \frac{Q}{UsFATLM}$

Pour les coefficients de transfert sale quand il s'agit d'une circulation d'un produit lourd (huile lourde) avec un gaz léger on prend U's entre [150-300] Kcal/h.m2.°C

Donc on prend : U's = 300 Kcal/h.m2.°C

Choix de longueur l, diamètre d₀, des pas P et B de la disposition des tubes.

Surface d'échange d'un tube a= Π d₀ L

5) Température calorique

K_C et F_c(Graphe 06 de l'annexe)

F_c : Facteur de correction donnée par la formule suivante.

F_c= 0,78 si les écarts des températures est faible

Donc on peut calculer les températures caloriques d'après les formules suivantes :

$F_c = f (K_c, \Delta T_{Fr}/\Delta T_{ch})$	$K_c = f (T_e, T_s, \text{Densité})$	$d^t_4 = d^{15}_4 - K^*(t - 15)$
$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$	$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$	

6) calcul de coefficient de transfert propre :

Faisceau Calandre

<p>Section par passe $a_t = \frac{Nt \Pi d_i^2}{nt \cdot 4}$</p> <p>Vitesse massique $G_t = \frac{M}{at} = \text{kg/hm}^2$</p> <p>Nbre de Reynolds $Re_t = \frac{diGt}{\mu}$ Pas triangulaire</p> <p>Re > 10000 le Régime est turbulent</p> <p>Nombre de prandt $Pr = \mu C_p / \lambda$</p> <p>Nombre de nusselt $Nu = 0,021 (Re)^{0,8} (Pr)^{0,43}$</p> <p>Le coefficient de film interieur $h_i = Nu * \lambda / d_i$</p>	<p>Section par calandre $a_c = \frac{Dc}{P} (p - d_e) B$</p> <p>Vitesse massique $G_c = \frac{M'}{at} = 834966$</p> <p>Nbre de Reynolds $De = \frac{3,464P^2}{\Pi d_e} - d_e$</p> <p>Nombre de Reynolds $Re_t = \frac{diGt}{\mu}$</p> <p>Nombre de prandt $Pr = \mu C_p / \lambda$</p> <p>Nombre de nusselt $Nu = 0,021 (Re)^{0,8} (Pr)^{0,43}$</p> <p>Le coefficient de film interieur $h_0 = Nu * \lambda / d_e$</p>
---	--

7) Température du tube

$$T_t = T_c - [h_i / (h_o + h_i)] [T_c - t_c]$$

Détermination du μ_t à T_t :

$$\Phi_t = (\mu / \mu_t)^{0,14}$$

8) Coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_o h_i}{h_o + h_i}$$

9) Vérification de la vitesse d'encrassement

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

A comparer à la résistance R_s admissible (Tableau 07 de l'annexe)

10) Perte de charge :

Faisceau

Calandre

Coefficient de friction f_t :

Coefficient de friction f_t :

$$L = n l$$

$$L = (N + 1) D_c$$

$$\Delta P_t = \frac{ncNtG^2t}{1,271 \cdot 10^{15}} \left[\frac{ftl}{di\Phi_t} + 2 \right] \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{ncftG^2t(Nc+1)Dc}{1,271 \cdot 10^{15} d'De\Phi_c} \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{ncntG^2t}{3,7510^{14} (sp.gr)} \left[\frac{ftl}{di\Phi_t} + 2 \right]$$

$$\text{psia} \Delta P_t = \frac{ncftG^2t(Nc+1)Dc}{3,75 \cdot 10^{12} (sp.gr) De\Phi_c} \text{ psia}$$

IV -2. Partie Expérimentale :

a) Caractéristique de l'échangeur E201A/B/C

D'après le manuel opératoire de GPL2 et le tableau (01 et 02 de l'annexe) de wuithair on a[11],[10] :

➤ *Coté tube:*

Tableaux IV.1 : Caractéristique de l'échangeur E201A/B/C

Fluide chaud	Fluide froid
Huile torada tc32	Gaz associée sec
T1=288°C T2=205°C M=155610kg/h $\rho=716 \text{ kg/m}^3$ Cp=2,8052 kj /kg °c $\mu=0,67 \text{ cp}$ $\lambda= 0,481482 \text{ kj /mh}^\circ\text{c}$	T2=275°C T1=50°C M=54150kg/h $\rho=57,092\text{kg/m}^3$ Cp=3.02 kj/kg °c $\mu=0,0209\text{cp}$ $\lambda=0,2465\text{kj/mh}^\circ\text{c}$

Diamètre extérieure (In , m)	Calibre Birmingham WIRE GAGE(WB G)	Pas Triangulaire	N at ur e	Epais seur (cm)	Diamètre intérieure (m)	Sect ion	Surface		Pois (kg)	Longue ur (m)
							Ext	INT		
$\frac{3}{4}''$	12	(15/16)' ,	Ac ier	2,77	0,01351	1,43 4	Ext	INT	1,21 6	6
0,01905m		0,02381 m					0,0598	0,04 24		

Le pas : c'est la disposition des tubes d'échangeurs, elle s'effectue selon des pas carré ou triangulaire.

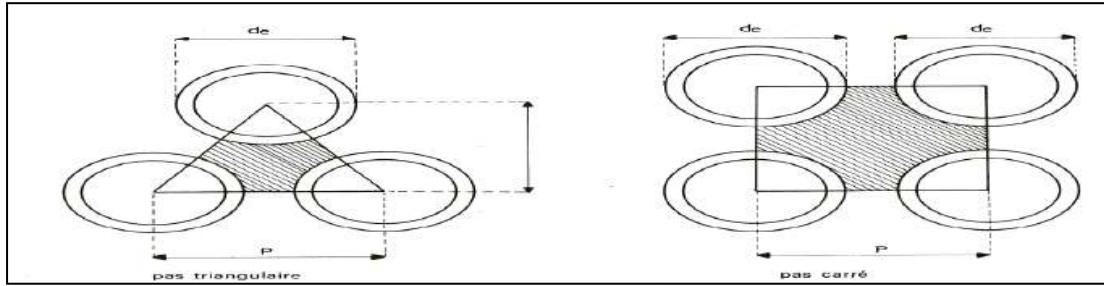


Figure IV.1 : Disposition des tubes

➤ Coté calandre

Le pas	mm	23,81
Nombre de passé	nc	1
Position des tubes	Triangulaire (30°)	
Diamètre de la calandre	mm	650

IV 2.1-Dimensionnement d'E201A/B/C dans le cas design

1-Bilan thermique

$$Q=M \cdot CP \cdot \Delta T = 155610 \times 0,6395 \times 83$$

Q cédée= 8259545 kcal/h

2-Calcul de ΔTLM

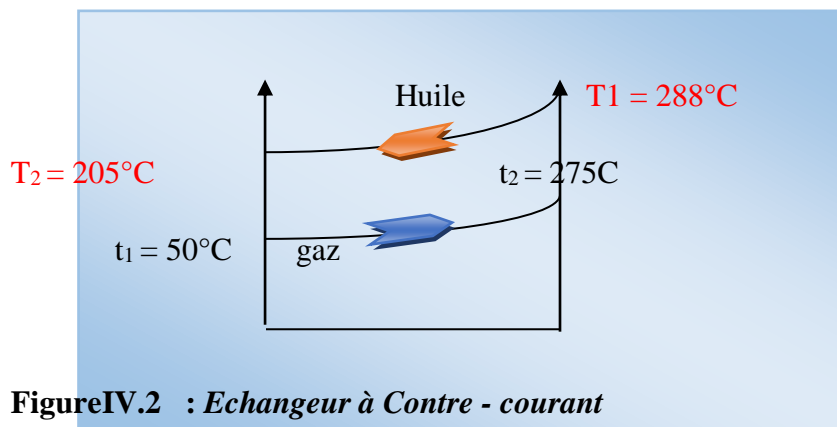


Figure IV.2 : Echangeur à Contre - courant

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

Cette différence de température est calculée par la relation suivante :

$$\Delta T_{\min} = T_1 - t_2 = 288 - 275 = 13^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\max} = T_2 - t_1 = 205 - 50 = 155^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{155}{13} = 11,923 > 1,8 \text{ donc on utilise cette équation : } \Delta TLM = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}}$$

$$\Delta TLM = 57,3582^\circ\text{C}$$

3- Nombre de passe n_c :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2,7108$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,2932$$

D'après le graphe de whittier (graphe 02 de l'annexe) on a $F = 0,78$ Alors

$$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = 0,78 \times 57,3582 = 44,733^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = 44,733^\circ\text{C}$$

4- Température calorique

Huile : Gaz de charge :

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad t_c = t_1 + F_c (t_1 - t_2)$$

$$T_c = 205 + 0,78 (288 - 205) \quad t_c = 50 + 0,78 (275 - 50)$$

$$T_c = 269,74^\circ\text{C}$$

$$t_c = 225,5^\circ\text{C}$$

Pour ces températures caloriques on doit calculer les caractéristiques physiques du gaz et de l'huile.

➤ **Les caractéristiques physiques :**

A) Huile :

les propriétés physiques D'après les graphes de l'huile Toradac 32 de l'annexe à la T calorique = $269,74^\circ\text{C}$:

Tableau IV.2 :les propriétés physiquesde l'huile Toradatc 32 (cas design)

Tc	269,74 C°
Cp	2 ,8052 Kj / kg °c
μ	1,9
λ	0,481482 kj/m h°c
d	716 Kg/m ³

b) le gaz d'alimentation

1- La chaleur spécifique Cp :

➤ **Détermination ΔCp :**

La Méthode de Lee-Kesler **Cp= Cp° +ΔCp**

Cp° est donnée par :

$$Cp^{\circ} = A + B T + C T^2 + D T^3$$

Avec A, B, C et D sont des facteurs donnés pour chaque constituant

T : Température calorique .

ΔCp est donnée par l'équation de Benson

$$\Delta Cp =$$

$$(\Delta Cp)^{\circ} + \omega (\Delta Cp)^1$$

(ΔCp)° et (ΔCp)¹ sont des données en fonction de Tr et Pr

ω est appelé facteur acentrique et est donné pour chaque composant

pour un mélange de gaz $\omega = \sum Y_i \cdot \omega_i$

les calculs de Cp est trouvé dans les tableaux suivants:

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

Tableau IV.3 : calcul de C_p° du gaz à t calorique=225.5 °C

Calcul de CP_0 en tenant compte que le gaz est parfait									
Constituant	Mw	% molaire		Coefficients				CP_0	
				A	B	C	D	constituants	Mélange
N2	28.02	2.70	0.76	6.903	-3.75E-02	1.93E-04	-6.86E-09	35.328	0.954
CO2	44.01	1.55	0.68	5.316	1.43E-02	-8.36E-04	1.78E-08	-193.271	-2.996
C1	16.04	63.61	10.20	4.750	1.20E-02	3.03E-06	-2.63E-09	11.161	7.100
C2	30.07	18.27	5.49	1.648	4.12E-02	-1.53E-05	1.74E-09	18.624	3.403
C3	44.09	9.22	4.07	-0.966	7.28E-02	-3.76E-05	7.58E-09	26.934	2.483
iC4	58.12	0.84	0.49	0.945	8.87E-02	-4.38E-05	8.36E-09	35.336	0.297
nC4	58.12	2.44	1.42	-1.890	9.94E-02	-5.50E-05	1.19E-08	36.956	0.902
iC5	72.15	0.40	0.29	1.618	1.09E-01	-5.50E-05	1.19E-08	43.536	0.174
nC5	72.15	0.55	0.40	-2.273	1.24E-01	-7.10E-05	1.59E-08	44.049	0.242
C6	86.17	0.31	0.27	1.657	1.32E-02	-6.84E-05	1.38E-08	-7.075	-0.022
C7	100.2	0.11	0.11	-15.935	1.65E-01	-9.20E-05	1.93E-08	45.619	0.050
Total		100.00	24.17						12.587

Tableau IV.4 : Calcul des pressions et température critiques.

Calcul des pressions et température critiques						
Constituant	Mw	% molaire	Pc	$y_i * P_{ci}$	Tc	$y_i * T_{ci}$
			P _{sia}		°R	
N2	28.02	2.70	492.80	13.31	227.18	6.13
CO2	44.01	1.55	169.50	2.63	547.40	8.48
C1	16.04	63.61	667.00	424.28	343.01	218.19
C2	30.07	18.27	707.80	129.32	549.74	100.44
C3	44.09	9.22	615.00	56.70	662.59	61.09
iC4	58.12	0.84	527.90	4.43	737.06	6.19
nC4	58.12	2.44	548.80	13.39	765.18	18.67
iC5	72.15	0.40	490.40	1.96	828.63	3.31
nC5	72.15	0.55	488.10	2.68	845.37	4.65
C6	86.17	0.31	464.00	1.44	780.68	2.42
C7	100.2	0.11	439.50	0.48	911.47	1.00
Total		100.00		650.62		430.58

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

TableauIV.5:Calcul de la déviation de CP en tenant compte du gaz réel

Calcul de la déviation de CP en tenant compte du gaz réel			
		w	y*w
N2	2.70	0.037	0.000999
CO2	1.55	0.2667	0.00413385
C1	63.61	0.0108	0.00686988
C2	18.27	0.0972	0.01775844
C3	9.22	0.1515	0.0139683
iC4	0.84	0.1852	0.00155568
nC4	2.44	0.1981	0.00483364
iC5	0.40	0.2286	0.0009144
nC5	0.55	0.251	0.0013805
C6	0.31	0.2965	0.00091915
C7	0.11	0.299	0.0003289
Total	100.00		0.0537

$C_p^0 = 12.587 \text{ kcal/kg-mol}$

D'après les tableaux on détermine T_c et P_c .

$$T_c = \sum Y_i * T_{ci} \quad T_c = 430,58$$

$$P_c = \sum Y_i * P_{ci} \quad P_c = 650.62$$

$$\omega_i = \sum Y_i * \omega_i \quad \omega_i = 0,0537$$

Alors les paramètres réduits sont calculés d'après les équations suivantes :

$$T_r = \frac{T}{\sum Y_i * T_{ci}} \quad \Longrightarrow \quad T_r = 2.08$$

$$P_r = \frac{P}{\sum Y_i * P_{ci}} \quad \Longrightarrow \quad P_r = 2,131$$

$$M_{wa} = \sum Y_i * M_{wi} \quad \Longrightarrow \quad M_{wa} = 24,17$$

D'après les abaques de P_r et T_r en fonction de $[\Delta CP/R]$ dans l'annexe (les tableaux 05 et 06)

$$(\Delta C_p)^0 = [\Delta CP/R]^0 = 0,055$$

$$(\Delta C_p)^1 = [\Delta CP/R]^1 = 0,032$$

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

$$\Delta C_p = (\Delta C_p)^0 + \omega (\Delta C_p)^1 \quad \Longrightarrow \quad \Delta C_p = 0,055 + (0,0537 * 0,032)$$

$$\Delta C_p = 0,0567$$

$$C_p^0 = 12,587$$

$$C_p = 12,6437 \text{ kcal/kg-mol } C^\circ \quad \Longrightarrow \quad C_p = 3,02 \text{ KJ/kg } C^\circ$$

2- La masse volumique

D'après la loi des gaz réel on a

$$PV = ZnRT \quad PV = Z \frac{m}{M} RT \quad \rho = \frac{PMW_a}{ZRT}$$

$$P = 95,6 \text{ bar} \quad , \quad T = 225,5 \text{ } C^\circ$$

$$\rho = \frac{95,6 * 24,17}{0,9767 * 0,0831 * 498,65} \quad \boxed{\rho = 57,092 \text{ kg/m}^3}$$

3- Calcul de la viscosité de gaz

D'après Lee, Gonzalez, et Eakin ont propose une expression semi empirique en terme de temperature du système et MW_a pour estimer la *viscosité du gaz*

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 MW_a) T^{1.5}}{209 + 19 MW_a + T}$$

$$Y = 2.4 - 0.2 X$$

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp \left[X \left(\frac{\rho_g}{62.4} \right)^Y \right]$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01 MW_a$$

ρ_g : en lb / ft^3 à P et T du système

T : température du système

MW_a : MW apparent du mélange gazeux

Tableau IV.6: résultat de Calcul de la viscosité de gaz (cas design) .

Mwa	ρ_g	T	X	Y	K	μ (cp)
24,17	3,564 lb/ft ³	897,57 Ra°	4,84	2,30	169,73	0,0170869

$$\mu_g = 0,0516 \text{ kg/m h}$$

4- La conductivité du gaz :

Flux de la chaleur du à la conduction $\lambda = -k \left(\frac{dT}{dx} \right)$

La conductivité thermique, pour les mélanges de gaz à pression élevée, peut être estimée à partir d'une valeur atmosphérique et d'une correction de pression

tel que $k_A = 0,0248 \lambda = k/k_A * k_A$

On calcul le rapport k/k_A d'après la valeur de T_r et P_r dans la courbe de de la conductivité de l'annexe (graphe 01)

$$k/k_A = 1,2 \quad \Rightarrow \quad \lambda = 0,1243 \text{ kj /h m C}^\circ$$

5- Calcul le coefficient de transfert propre

a) Côté tube :

$$\text{Section par passe } a_t = \frac{Nt\pi d_i^2}{4} = \frac{246 \times \pi \times 0,01351^2}{4} \quad a_t = 0.035 \text{ m}^2$$

Vitesse massique :

$$Gt = \frac{M}{a_t}$$

$$Gt = \frac{155610}{0,035} \quad \Rightarrow \quad Gt = 4446000 \frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$$

$$\text{Nbre de Reynolds } Re = \frac{d_i Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,01351 \times 4446000}{1,9} \quad \Rightarrow \quad Re = 31613,4$$

$Re > 10000$ Régime est turbulent

Nombre de prandt $Pr = \mu C_p / \lambda$

$$Pr = \frac{1,9 \times 2,8052}{0,481482} Pr = 11 \quad \Rightarrow \quad \boxed{}$$

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

Nombre de nusselt $Nu = 0,021 (Re)^{0,8} (Pr)^{0,43}$

$$Nu = 0,021 (31613,4)^{0,8} (11)^{0,43} Nu = 235$$



Le coefficient de film interieur $h_{i0} = Nu * \lambda / d_i$

$$h_{i0} = \frac{235 \times 0,481482}{0,01351}$$

$$\Rightarrow h_{i0} = 8375,1495 \text{ KJ/hm}^2\text{C}^\circ$$

b) Coté Calandre :

Section par calandre

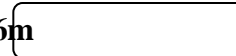
$$ac = \frac{246 \times \pi \times 0,01905^2}{4} ac = 0,0701 \text{ m}^2$$



Diamètre équivalent

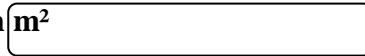
$$P = 2,77 \times 10^{-2} \text{ m}$$

$$De = \frac{3,464 P^2}{\pi d_o} - d_o = \frac{3,464 \times (2,77 \times 10^{-2})^2}{\pi \times 0,01905} - 0,01905 De = 0,02536 \text{ m}$$



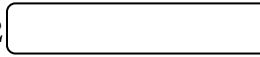
Vitesse massique

$$G_c = \frac{M'}{ac} = \frac{54150}{0,0701} G_c = 772467,903 \text{ kg/h m}^2$$



Nombre de Reynolds

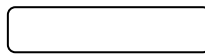
$$Re = \frac{d_i G_t}{\mu} = \frac{0,01905 \times 772467,903}{0,0516} Re = 285184,3712$$



$Re > 10000$ Régime est turbulent

Nombre de prandt

$$Pr = \mu C_p / \lambda = \frac{0,0516 \times 3,02}{0,1243} Pr = 1,2536$$



Nombre de nusselt

$$Nu = 0,021 (285184,3712)^{0,8} (1,2536)^{0,43}$$

$$\Rightarrow Nu = 535$$

Le coefficient de film interieur

$$h_i = Nu \cdot \lambda / d_i = \frac{535 \times 0,1243}{0,01905} \implies h_i = 3490,83 \text{ KJ/hm}^2\text{C}^\circ$$

le coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_i \times h_i}{h_i + h_i} = \frac{8375,1495 \times 3490,83}{8375,1495 + 3490,83} \quad U_p = 2463 \implies \boxed{}$$

6-La surface d'échange :

$$A = S^{tub} = 246 \times 2 \times \pi \times 19,05 \times 10^{-3} \times 6$$

$$\boxed{A = 176,57 \text{ m}^2}$$

7-Les pertes des charges

Calcul de f :

La valeur du coefficient de friction f en fonction du nbre de Re est donnée par les équations suivantes :

Régime laminaire : (Re < 2100) f = 32/Re

Régime turbulent : (Re > 2100) f = 0,0028 + 0,25 * Re^{-0,32}

cote calandre :

$$f = 0,0028 + (0,25 \times 285184,3712)^{-0,32} \quad f = 0,00729$$

cote tube :

$$f = 0,0028 + (0,25 \times 31613,4)^{-0,32} \quad f = 0,0118$$

➤ **Coté tube**

$$Nc = \frac{L}{B} \quad Nc \xrightarrow{\text{12 Chisane}} \boxed{}$$

$$\Delta P_t = \frac{nc \times nt \times Gt^2}{1,271 \times 10^{15} \times d} \times \left[\frac{ft \times l}{di \times \Phi_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{2 \times 1 \times 4446000^2}{1,271 \times 10^{15} \times 716} \left[\frac{0,0118 \times 6}{0,01351 \times 0,9045} + 2 \right]$$

$$\boxed{\Delta p = 3,3857 \times 10^{-4} \text{ kg/m}^2}$$

➤ *Cotécalandre*

$$\Delta P_C = \frac{ncfcG^2c(Nc+1)Dc}{1,271 \cdot 10^{15} d'De\Phi c}$$

$$\Delta P_C = \frac{1 \times 0,00729 \times 772467,903^2 \times (12+1) \times 0,65}{1,271 \times 10^{15} \times 57,092 \times 0,02536 \times 0,99501878} \Delta p = 2,007447 \times 10^{-5} \text{ kg/m}^2$$

8-Efficacité thermique :

On appelle « efficacité thermique » E de l'échangeur le rapport Φ / Φ_{\max} :

$$E = \Phi / \Phi_{\max} \quad \Rightarrow \quad E = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fe}} = \frac{275 - 50}{288 - 50}$$

$$E = 0,94 = 94 \%$$

IV.2.2-Dimensionnement de E201A/B/C dans le Cas actuel

1-Bilan thermique

$$Q = M \cdot CP \cdot \Delta T = 115610 \times 0,6425 \times 77$$

$$Q_{\text{cédée}} = 7698415,725 \text{ kcal/h}$$

2-Calcul de ΔTLM :

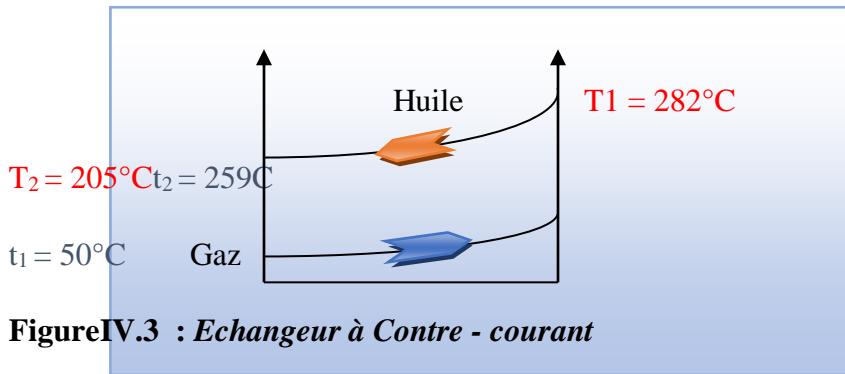


Figure IV.3 : Echangeur à Contre - courant

Cette différence de température est calculée par la relation suivante :

$$\Delta T_{\min} = T_1 - t_2 = 288 - 259 = 23^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\max} = T_2 - t_1 = 205 - 50 = 155^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{155}{23} = 6,739 > 1,8 \text{ donc on utilise cette équation : } \Delta TLM = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}}$$

$$\Delta TLM = 69,263 \text{ C}^\circ$$

3-Nombre de passe n_c :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2,7108$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,33$$

D'après le graphe de whittier(graphe 02) on a $F = 0.8$ Alors

$$\Delta TLM \text{ corrigé} = 0,8 \times 69,263 = 55,4104 \text{ C}^\circ$$

$$\Delta TLM \text{ corrigé} = 55,4104 \text{ C}^\circ$$

4-Température calorique

Huile :

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad t_c = t_1 + F_c (t_1 - t_2)$$

$$T_c = 205 + 0,8 (282 - 205) \quad t_c = 50 + 0,8 (259 - 50)$$

$$T_c = 266,6$$

Gaz de charge :

$$t_c = 217,2 \text{ C}^\circ$$

Pour ces températures calorique on doit calculer les caractéristiques physiques du gaz et de l'huile.

Les caractéristiques physiques :

a- Huile :

les propriétés physiques D'après les graphes de l'huile Toradac 32 de l'annexe à la T calorique = 266,6 C° :

Tableau IV.7 : les propriétés physiques de l'huile Toradac 32 (cas actuel)

T_c	266,6 C°
C_p	0,66 Kcal / kg °c
μ	1,32
λ	0,1165 kcal/m h°c
d	721 Kg/m ³

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

b- le gaz d'alimentation

Les caractéristiques physiques est calculée par les même méthodes que le cas design .

2- La chaleur spécifique Cp :

Détermination ΔC_p :

Tableau IV.8 : calcul de C_p° du gaz à t calorique=217.2 °C

Calcul de CP_0 en tenant compte que le gaz est parfait									
Constituant	Mw	% molaire		Coefficients				CP_0	
				A	B	C	D	constituants	Mélange
N2	28.02	2.70	0.76	6.903	-3.75E-02	1.93E-04	-6.86E-09	119.414	3.224
CO2	44.01	1.55	0.68	5.316	1.43E-02	-8.36E-04	1.78E-08	-621.239	-9.629
C1	16.04	63.61	10.20	4.750	1.20E-02	3.03E-06	-2.63E-09	15.894	10.110
C2	30.07	18.27	5.49	1.648	4.12E-02	-1.53E-05	1.74E-09	27.325	4.992
C3	44.09	9.22	4.07	-0.966	7.28E-02	-3.76E-05	7.58E-09	39.240	3.618
iC4	58.12	0.84	0.49	0.945	8.87E-02	-4.38E-05	8.36E-09	50.887	0.427
nC4	58.12	2.44	1.42	-1.890	9.94E-02	-5.50E-05	1.19E-08	51.196	1.249
iC5	72.15	0.40	0.29	1.618	1.09E-01	-5.50E-05	1.19E-08	62.772	0.251
nC5	72.15	0.55	0.40	-2.273	1.24E-01	-7.10E-05	1.59E-08	63.090	0.347
C6	86.17	0.31	0.27	1.657	1.32E-02	-6.84E-05	1.38E-08	-30.543	-0.095
C7	100.2	0.11	0.11	-15.935	1.65E-01	-9.20E-05	1.93E-08	70.848	0.078
Total		100.00	24.17						14.573

$C_p^\circ = 14,573 \text{ kcal/kg-mol}$

D'après le tableau N2on détermine T_c et P_c .

$$T_c = \sum Y_i * T_{ci} \quad T_c = 430,58$$

$$P_c = \sum Y_i * P_{ci} \quad P_c = 650.62$$

$$\omega_i = \sum Y_i * \omega_i \quad \omega_i = 0,0537$$

Alors les paramètres réduits sont calculés d'après les équations suivantes :

$$Tr = \frac{T}{\sum Y_i * T_{ci}} \quad \Longrightarrow \quad Tr = 2,05$$

$$Pr = \frac{P}{\sum Yi * Pci} \implies Pr = 2,131$$

$$Mwa = \sum Yi * Mwi \implies Mwa = 24,17$$

D'après les abaques de Pr et Tr en fonction de $[\Delta CP/R]$ dans l'annexe (les tableaux 04 et 05)

$$(\Delta Cp)^0 = [\Delta CP/R]^0 = 0,055$$

$$(\Delta Cp)^1 = [\Delta CP/R]^1 = 0,032$$

$$\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega (\Delta Cp)^1 \implies \Delta Cp = 0,055 + (0,0537 * 0,032)$$

$$\Delta Cp = 0,0567$$

$$Cp^0 = 14,573 / 24,17 = 0,6029 \text{ kcal/kg C}^\circ$$

$$Cp = 0,6596 \text{ Kcal/ kg c}^\circ \quad Cp = 2,757 \text{ KJ/kg C}^\circ \quad \boxed{}$$

2- La masse volumique

D'après la loi des gaz réel on a

$$P = 95,6 \text{ bar} \quad , \quad T = 217,2 \text{ C}^\circ$$

$$\rho = \frac{95,6 * 24,17}{0,958 * 0,0831 * 490,35} \implies \boxed{\rho = 59.19 \text{ kg/m}^3}$$

3- Calcul de la viscosité de gaz

4- Tableau IV.9 : résultat de Calcul de la viscosité de gaz (cas actuel)

Mwa	ρ_g	T	X	Y	K	$\mu(cp)$
24,17	3,695 lb/ft ³	882.63Ra ^o	4,858	1,428	167,109	0.0182078

$$\boxed{\mu_g = 0.0501989 \text{ kg/m h}}$$

4- La conductivité du gaz :

$$\lambda = k/k_A * k_A$$

$$k/k_A = 1,3 \text{ et } k_A = 0,0248 \lambda = 0,200391 \text{ kJ/h m } C^\circ$$

5- Calcul le coefficient de transfert propre :

Coté tube :

$$\text{Section par passe } at = \frac{Nt\pi di^2}{4} = \frac{246 \times \pi \times 0,01351^2}{4} \quad at = 0,035 \text{ m}^2$$

$$\text{Vitesse massique } Gt = \frac{M}{at}$$

$$Gt = \frac{155610}{0,035} \Rightarrow Gt = 4446000 \frac{\text{kg}}{\text{h.m}^2}$$

$$\text{Nbre de Reynolds } Re = \frac{diGt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,01351 \times 4446000}{1,32} \Rightarrow Re = 45501,13$$

Re > 10000 Régime est turbulent

Nombre de prandt Pr = $\mu C_p / \lambda$

$$Pr = \frac{1,32 \times 2,75}{0,4869} Pr = 7,47$$

Nombre de nusselt

$$Nu = 0,021 (Re)^{0,8} (Pr)^{0,43}$$

$$Nu = 0,021 (45501,13)^{0,8} (7,47)^{0,43} \Rightarrow Nu = 265,5$$

Le coefficient de film interieur

$$h_{i0} = Nu * \lambda / d_i$$

$$h_{i0} = \frac{265,5 \times 0,4869}{0,01351} \Rightarrow h_{i0} = 9570,8 \text{ KJ/hm}^2 C^\circ$$

Coté Calandre :

Section par calandre

$$ac = \frac{246 \times \pi \times 0,01905^2}{4} ac = 0,0701 m^2 \rightarrow \boxed{}$$

Diamètre équivalent

$$P = 2,77 \times 10^{-2} m$$

$$De = \frac{3,464 P^2}{\pi d_o} = \frac{3,464 \times (2,77 \times 10^{-2})^2}{\pi \times 0,01905} = 0,01905 De = 0,02536 m \rightarrow \boxed{}$$

Vitesse massique

$$G_c = \frac{M'}{ac} = \frac{54092,46}{0,0701} \rightarrow \boxed{G_c = 772749,428 \text{ Kg / h m}^2}$$

Nombre de Reynolds

$$Re = \frac{d_i G_t}{\mu} = \frac{0,01905 \times 772749,428}{0,05019} Re = 293302,98 \rightarrow \boxed{}$$

Re > 10000 Régime est turbulent

Nombre de prandt

$$Pr = \mu C_p / \lambda = \frac{0,0519 \times 2,75}{0,20039} \rightarrow \boxed{Pr = 0,712}$$

Nombre de nusselt

$$Nu = 0,021 (293302,98)^{0,8} (0,712)^{0,43} Nu = 429 \rightarrow \boxed{}$$

Le coefficient de film interieur

$$h_i = Nu * \lambda / d_i = \frac{429 \times 0,20039}{0,01905} \rightarrow \boxed{h_i = 4514,60 \text{ Kj / hm}^2 \text{ C}^\circ}$$

le coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} = \frac{4514,60 \times 9570,8}{9570,8 + 4514,60} U_p = 3067,60 \quad \longrightarrow \quad \boxed{}$$

La surface d'échange

$$A_s = \frac{7698415,72}{69,26 \times 0,8 \times 733,8} = 189,34 \text{ m}^2 \text{ écha} \longrightarrow \boxed{} \text{ m}^2$$

le coefficient de transfert sale est estimé par le (tableau 06 de l'annexe) :

$$U's = 300 \text{ kcal/m}^2\text{hc}^\circ \text{ alors } \boxed{U's = 1254 \text{ KJ/m}^2\text{hc}^\circ}$$

La résistance d'encrassement :

$$R_s = U_p - U_s / U_p * U_s$$

$$R_s = \frac{3067,60 - 1254}{3067,60 \times 1254}$$

$$R_s \text{ calculé} = 0,000471460 \text{ m}^2\text{hC}^\circ/\text{kJ} \quad \text{et} \quad R_s \text{ calculé} = 0,000127894 \text{ m}^2\text{hC}^\circ/\text{k cal}$$

D'après le (tableau 07 dans l'annexe) de wuithier la résistance d'encrassement admissible est :

$$R_{sadm} = 0,0006 \text{ mhc}^\circ/\text{kcal}$$

Donc : **$R_{sadm} > R_s \text{ calculé}$**

Les pertes des charges :

Calcul de f :

Tube :calandre :

$$f = 0,0028 + 0,25 * Re^{-0,32} \quad f = 0,0028 + 0,25 \times (293302,98)^{-0,32}$$

$$f = 0,0028 + 0,25 \times (45501,13)^{-0,32} \quad f = 0,0178$$

$$f = 0,01087$$

Calcul de Température de tube:

$$T_t = T_c - [h_i / (h_o - h_i)] [T_c - t_c]$$

$$T_t = 266,6 - [4514,60 / (9570,8 - 4514,60)] [266,6 - 217,2] T_t = 222,49 \text{ C}^\circ \quad \boxed{}$$

Détermination de Facteur Φ_t :

$$\Phi_t = (\mu/\mu_t)^{0,14}$$

Tableau IV.10: de Facteur Φ_t à la Température de tube

	μ	μ_t à T_t	Φ_t
Coté tube	1,32	0,315	0,90547219
Coté Calandre	0,05019	0,016	1,17

Coté tube :

$$\Delta P_t = \frac{nc \, nt \, G^2 t}{1,27110^{15} d} \left[\frac{ft \, l}{di \, \Phi_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{2 \times 1 \times 4446000^2}{1,271 \, 10^{15} \times 721} \left[\frac{0,01087 \times 6}{0,01351 \times 0,90547} + 2 \right] \quad \Rightarrow \quad \Delta P_t = 3,1628 \times 10^{-4} \, \text{Kg/m}^2$$

➤ *Cotécalandre*

$$\Delta P_C = \frac{nc \, fc \, G^2 c \, (Nc+1) Dc}{1,271 \, 10^{15} d' \, De \, \Phi_c}$$

$$\Delta P_C = \frac{1 \times 0,0178 \times 772749,428^2 \times (12+1) \times 0,65}{1,271 \times 10^{15} \times 59,19 \times 0,02536 \times 1,17} \quad \Delta P_C = 4,02695 \, 10^{-5}$$

Efficacité thermique :

On appelle « efficacité thermique » E de l'échangeur le rapport Φ / Φ_{\max} :

$$E = \Phi / \Phi_{\max} \quad \Rightarrow \quad E = \frac{282-205}{155} = 0,496 \quad \mathbf{E=50 \%}$$

IV.3. Interprétation des résultats de calcul :

✓ D'après les résultats du calcul, il a été prouvé que la taille de la batterie de l'échangeur de chaleur est basée sur la surface d'échange thermique calculée $A = 176,57 \, \text{m}^2$ égale à la surface de conception $A = 170 \, \text{m}^2$. Par conséquent, la taille de la batterie doit être vérifiée dans la situation actuelle pour comprendre le problème.

CHAPITRE IV Calcul et vérification d'encrassement

- ✓ La surface d'échange dans le cas actuel (échangeurs encrassés) est plus grande que dans le cas design, ce qui signifie que les vitesses des fluides sont faibles, alors on peut dire qu'il y a un mauvais écoulement de fluide.
- ✓ Plus le nombre de Reynolds est élevé, plus les échanges thermiques sont élevés mais les pertes de charge sont aussi élevées.
- ✓ Pour la perte de charge dans les tubes, la perte de charge dans l'échangeur encrassé a été plus élevée que dans l'échangeur idéal et pour le côté calandre c'était 2 fois plus. Pourtant la perte de charge de la calandre est considérable négligeable si on le compare avec le côté faisceau. La perte de charge peut donner une idée sur l'état d'encrassement d'un échangeur de chaleur pour un débit constant. En effet, l'encrassement entraîne une augmentation de la perte de charge en réduisant le diamètre interne des tubes d'échangeur et en augmentant le facteur de friction suite aux effets de rugosité.
- ✓ L'efficacité de l'échangeur dans le cas actuel est plus faible qu'à l'état idéal.
- ✓ Tous ces changements se produisent en raison de dépôts effectués par l'encrassement dans les échangeurs de régénération.

IV.4. vérification par logiciel HYSYS V 11 Etat actuel :

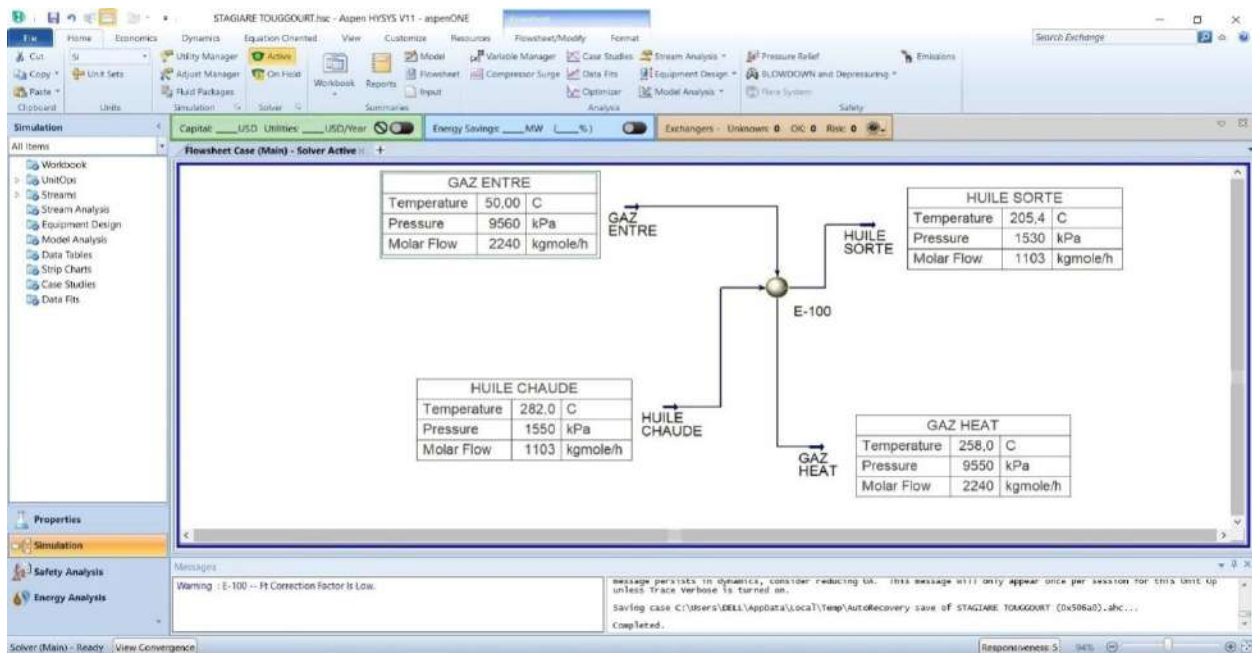


Figure IV.4 :vérification par logiciel HYSYS V 11 Etat actuel

IV.5. Interprétation des résultats de Simulation par logiciel HYSYS V 11 Etat actuel :

✓ À travers les calculs que nous avons faits pour le cas design et pour le cas actuel afin de vérifier la batterie de l'échangeur de chaleur (E-201 A/B/C) et aussi à travers les simulations du programme HYSYS V 11, il était clair qu'il y avait eu la pollution dans l'échangeur de chaleur, ce qui a causé une diminution de son rendement et une diminution de la température Le gaz qui en sort est au-delà de la valeur de design.

Conclusion générale :

Les échangeurs de chaleur sont l'élément moteur principal des industries pétrochimiques, notamment dans le traitement du gaz naturel et du pétrole brut, ils assurent le bon déroulement des procédés de séparation et de traitement, c'est-à-dire le bon déroulement des Opérations unitaire qui interviennent obtenir le composé final.

Dans notre travail, nous avons traité d'une étude apparente de l'encrassement des échangeurs de chaleur, en particulier l'encrassement de l'échangeur de chaleur (E-201 A/B/C) au niveau de l'unité de production de GPL- 2 affiliées au Centre Industriel Sud de Hassi Messaoud, où, en nous appuyant sur les données de l'entreprise, nous avons effectué des calculs de vérification de la batterie de l'échangeur et le processus a été le suivant :

1- Vérification de la batterie dans le cas design conception par méthode Karen, on obtient donc des résultats très satisfaisants et proches des données de design .

2- Vérification de la batterie dans le cas actuel, car il est devenu clair par les calculs que l'échangeur est dans un état d'encrassement , ce qui a conduit à une diminution significative de sa performance par rapport au cas de design , car il ne fournit pas la chaleur nécessaire pour une régénération appropriée aux déshydrater gaz.

Nous terminons ce travail par un ensemble de solutions proposées afin de réduire ce phénomène :

-Galvanisation de l'échangeur de chaleur avec de l'aluminium métallique en raison de ses propriétés telles que sa résistance à la corrosion, ainsi que sa durabilité et sa résistance à la rupture, et sa tolérance à la chaleur est élevée.

- Utilisation de la méthode hydraulique pour nettoyer les échangeurs.
- L'augmentation du débit d'entrée des deux fluides pour récupérer la perte d'énergie causé par l'encrassement.
- Au cours de nettoyage il faut augmenter la T° au maximum.
- L'utilisation des inhibiteurs d'encrassement chimique.

références bibliographies

[1] : Document interne de l'unité GPL-2_CIS_ HMD.

[2] R. BENCHEIKH ; Z.DEBA «ÉTUDE ET PERFORMANCE D'UNE UNITÉ DE TRAITEMENT À TRAVERS L'OPTIMISATION DE FONCTIONNEMENT D'UN DÉBUTANISEUR» ; Université de Ghardaïa 2020.

[3] F. BELKHERFI ; A. BENRAMDANA. «Étude de l'impacte du méthanol comme inhibiteur de formation des hydrates (Unité GPL2- HASSI-MESSAOUD) » ; UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA2019.

[4] M- CHIKHA et B- SOUALAH , «Récupération de propane C3 par la proposition d'une nouvelle colonne du dépropaniseur » ; Mémoire de fin d'étude université d'El Oued; 2014.

[5] <https://www.larousse.fr/dictionnaires/francais/condensat/17999>

[6]: Fundamentals of Heat Exchanger Design Ramesh K. Shah and Dušan P. Sekulic 2003 John Wiley & Sons, Inc. p 3/4 .

[7]: Effectively Design Shell-and-Tube Heat Exchangers Rajiv Mukherjee, Engineers India Ltd. CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS 1998 p 4.

[8] Epstein. N, Fouling in heat exchanger, Proc, Sixth International Heat Transfert Conference, (1978), Vol 6.

[9] Knudsen, J.G et Somerscales, E.F.C, Fouling of Heat transfert Equipment, Séminaire organize à Arzew, 2000.

[10] Pierre WUITHIER, Le pétrole Raffinage et Génie chimique, TOME 1et 2, Edition Technip, Paris, 1972.

[11] Manuel opératoire de l'Unité GPL2.

Annexe

Tableau 1 : de constants physique 1

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve internal consistency or to permit recalculation of experimental values.

PHYSICAL CONSTANTS

*See the Table of Notes and References.

Number	See Note No. → Compound	Formula	A.				B.		C.		D.			Number
			Molar mass (molecular weight)	Boiling point, °F 14.696 psia	Vapor pressure, psia 100 °F	Freezing point, °F 14.696 psia	Refractive index, n_D 60 °F	Critical constants						
								Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb				
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.72	(5000)*	-296.41*	1.00041*	667.0	-116.66	0.0988	1			
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.46	(800)*	-297.02*	1.20971*	707.8	90.07	0.0783	2			
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.73	188.66	-305.72*	1.29480*	615.0	205.92	0.0727	3			
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.598	-255.26	1.3245*	527.9	274.41	0.0714	4			
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.719	-217.03	1.33588*	548.8	305.51	0.0703	5			
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.09	20.450	-255.80	1.34771	490.4	368.95	0.0684	6			
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	96.89	15.580	-201.48	1.35165	488.1	385.7	0.0695	7			
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.72	2.16	1.342*	464.0	321.01	0.0673	8			
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.70	4.9614	-139.56	1.37708	439.5	451.8	0.0688	9			
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.44	6.769	-244.60	1.36571	436.6	435.76	0.0682	10			
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.86	6.103	-261.20	1.37090	452.5	448.2	0.0682	11			
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.50	9.859	-147.68	1.36283	446.7	419.92	0.0667	12			
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.33	7.406	-199.35	1.36938	454.0	440.08	0.0665	13			
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.07	1.6211	-130.99	1.38234	397.4	510.9	0.0682	14			
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.05	2.273	-180.87	1.37940	396.0	494.44	0.0673	15			
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.130	—	1.38326	407.6	503.62	0.0646	16			
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.26	2.012	-181.44	1.38800	419.2	513.18	0.0665	17			
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.50	3.494	-190.80	1.37567	401.8	476.93	0.0685	18			
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.85	3.294	-182.59	1.37591	397.4	475.72	0.0667	19			
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.87	2.775	-209.99	1.38564	427.9	505.60	0.0662	20			
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.54	3.376	-12.21	1.38411	427.9	496.24	0.0636	21			
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	258.17	0.5374	-70.17	1.39248	361.1	583.5	0.0673	22			
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.34	1.102	-132.09	1.38735	361.1	630.26	0.0676	23			
24	Isocotane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.58	1.709	-161.23	1.38624	372.7	619.28	0.0657	24			
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.40	0.1716	-64.26	1.40054	330.7	510.8	0.0693	25			
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.40	0.08091	-21.33	1.40720	304.6	652.2	0.0702	26			
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	320.50	9.917	+136.89	1.40050	653.8	461.1	0.0594	27			
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	181.29	4.491	-224.38	1.40400	648.8	489.28	0.0507	28			
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.40	3.267	43.79	1.42053	590.7	536.6	0.0586	29			
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.59	1.609	-195.87	1.41778	503.4	570.20	0.0600	30			
31	Ethene(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.71	(1400)*	-272.48*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0746	31			
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.83	232.8	-301.45*	1.3006*	576.6	198.31	0.0717	32			
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.55	-301.63*	1.3396*	586.4	296.18	0.0683	33			
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.89	45.97	-218.01	1.3556*	615.4	324.31	0.0667	34			
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.88	-157.97	1.3487*	574.9	311.80	0.0675	35			
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.57	64.95	-220.60	1.3473*	580.2	292.49	0.0681	36			
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.92	19.12	-265.37	1.36487	508.5	376.86	0.0674	37			
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.52	36.53	-213.14	—	(656.)*	(354.)*	(0.070)*	38			
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.00	1.3975*	620.3	306.*	0.0653	39			
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.29	16.68	-230.71	1.41472	(582.)*	(403.)*	(0.066)*	40			
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-119.21*	—	-113.4*	—	890.4	95.29	0.0693	41			
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.13	3.225	41.96	1.49436	710.4	582.15	0.0531	42			
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.08	1.033	-138.96	1.49102	595.5	605.50	0.0549	43			
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.10	0.3716	-138.933	1.49022	523.0	651.22	0.0564	44			
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.91	0.2643	-13.32	1.50017	541.6	674.85	0.0557	45			
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.35	0.3265	-54.16	1.49177	512.9	650.95	0.0567	46			
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	280.98	0.3424	55.87	1.49039	505.2	649.47	0.0572	47			
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.40	0.2582	-23.14	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48			
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.194	306.27	(0.188)	-140.838	1.48607	465.4	676.2	0.0569	49			
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.41	4.631	-143.77	1.32443	1174.	463.01	0.0590	50			
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.87	2.313	+173.4	1.35717	891.7	485.31	0.0581	51			
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.61	—	-336.99*	1.00028*	506.8	-220.51	0.0527	52			
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.235*	—	-69.81*	1.00038*	1069.5	87.73	0.0342	53			
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.49	394.67	-121.86*	1.00057*	1300.	212.40	0.0461	54			
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.11	85.46	-103.84*	1.00059*	1143.	315.7	0.0305	55			
56	Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.98	—	-107.85*	1.00033*	1647.	270.2	0.0681	56			
57	Air	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.81	—	—	1.00028*	546.9	-221.30	0.0517	57			
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-423.130*	—	-434.824*	1.00013*	187.5*	-400.3*	0.5101*	58			
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.317*	—	-361.826*	1.00027*	731.4	-181.41	0.0367	59			
60	Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.436	—	-345.995*	1.00028*	492.8	-232.49	0.0510	60			
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.12	157.3	-149.70*	1.3735*	1157.	290.69	0.0280	61			
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.953*	0.95014	32.018	1.33335	3200.1	705.11	0.04975	62			
63	Helium	He	4.0026	-452.110	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63			
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.25	906.71	-173.50*	1.00039*	1206.	124.75	0.0356	64			

Tableau 2 : de constants physique 2

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve internal consistency or to permit recalculation of experimental values.

PHYSICAL CONSTANTS

*See the Table of Notes and References.

Number	E Density of liquid 14.696 psia, 60 °F			F Temperature coefficient of density, 1/T	G Acentric factor, ω	H Compressibility factor of real gas, Z 14.696 psia, 60 °F	L Ideal gas 14.696 psia, 60 °F			J Specific Heat 60 °F 14.696 psia Btu/(lb °F)		Number
	Relative density (specific gravity) 60 °F/60 °F	lb/gal (wt in vacuum)	g/ft ³ mol				Relative density (specific gravity) Air = 1	cu ft gas/lb	cu ft gas/gal liquid	C _p Ideal gas	C _p Liquid	
1	(0.3)*	(2.5)*	(6.4172)	—	0.0108	0.9980	0.5539	23.654	(59.135)*	0.52669	—	1
2	0.35619*	2.9696*	10.126*	—	0.0972	0.9919	1.0382	12.620	37.476*	0.40782	0.97225	2
3	0.50698*	4.2268*	10.433*	-0.00168*	0.1515	0.9825	1.5226	8.6059	36.375*	0.38852	0.61996	3
4	0.56286*	4.6927*	12.386*	-0.00122*	0.1852	0.9711	2.0068	6.5291	30.639*	0.38669	0.57066	4
5	0.58402*	4.8691*	11.937*	-0.00109*	0.1981	0.9667	2.0068	6.5291	31.791*	0.39499	0.57272	5
6	0.62441	5.2058	13.860	-0.00090	0.2286	—	2.4912	5.2596	27.380	0.38440	0.53331	6
7	0.63108	5.2614	13.713	-0.00089	0.2510	—	2.4912	5.2596	27.673	0.38825	0.54363	7
8	0.59665*	4.9744*	14.504*	-0.00106*	0.1965	0.9582	2.4912	5.2596	26.163*	0.39038	0.55021	8
9	0.66404	5.5363	15.566	-0.00076	0.2990	0.9879	2.9755	4.4035	24.379	0.38628	0.53327	9
10	0.65788	5.4849	15.712	-0.00078	0.2780	0.9846	2.9755	4.4035	24.153	0.38526	0.52732	10
11	0.66909	5.5783	15.449	-0.00076	0.2736	0.9860	2.9755	4.4035	24.564	0.37902	0.51876	11
12	0.65408	5.4532	15.803	-0.00081	0.2344	0.9795	2.9755	4.4035	24.013	0.38231	0.51367	12
13	0.66630	5.5551	15.513	-0.00076	0.2481	0.9837	2.9755	4.4035	24.462	0.37762	0.51308	13
14	0.68805	5.7364	17.468	-0.00068	0.3483	0.9947	3.4598	3.7872	21.725	0.38446	0.52802	14
15	0.68316	5.6956	17.593	-0.00071	0.3312	0.9930	3.4598	3.7872	21.570	0.38170	0.52199	15
16	0.69165	5.7664	17.377	-0.00069	0.3231	0.9934	3.4598	3.7872	21.938	0.37882	0.51019	16
17	0.70284	5.8597	17.101	-0.00069	0.3111	0.9938	3.4598	3.7872	22.192	0.38346	0.51410	17
18	0.67842	5.6561	17.716	-0.00072	0.2870	0.9901	3.4598	3.7872	21.421	0.38651	0.51677	18
19	0.67721	5.6460	17.748	-0.00072	0.3035	0.9906	3.4598	3.7872	21.382	0.39627	0.52440	19
20	0.69690	5.8102	17.246	-0.00053	0.2687	0.9919	3.4598	3.7872	22.004	0.38306	0.50194	20
21	0.69561	5.7994	17.278	-0.00087	0.2501	0.9905	3.4598	3.7872	21.963	0.37724	0.49920	21
22	0.70678	5.8926	19.385	-0.00064	0.3978	0.9977	3.9441	3.3220	19.575	0.38331	0.52406	22
23	0.69804	5.8197	19.628	-0.00067	0.3571	0.9958	3.9441	3.3220	19.333	0.37571	0.51130	23
24	0.69629	5.8051	19.678	-0.00066	0.3043	0.9939	3.9441	3.3220	19.285	0.38222	0.49006	24
25	0.72193	6.0189	21.309	-0.00061	0.4425	0.9990	4.4284	2.9588	17.808	0.38246	0.52244	25
26	0.73417	6.1209	23.246	-0.00057	0.4881	0.9956	4.9127	2.6671	16.325	0.38179	0.52103	26
27	0.75077	6.2593	11.205	-0.00072	0.1938	0.9842	2.4215	5.4110	33.869	0.27122	0.42182	27
28	0.75467	6.2918	13.376	-0.00069	0.2266	0.9903	2.9059	4.5090	28.370	0.30027	0.44126	28
29	0.78339	6.5313	12.886	-0.00066	0.2094	0.9927	2.9059	4.5090	29.449	0.29012	0.43584	29
30	0.77395	6.4526	15.217	-0.00062	0.2352	0.9952	3.3902	3.8649	24.939	0.31902	0.44012	30
31	—	—	—	—	0.0860	0.9936	0.9686	13.527	—	0.35789	—	31
32	0.52098*	4.3435*	9.6883*	-0.00171*	0.1404	0.9844	1.4529	9.0179	39.169*	0.35683	0.57201	32
33	0.60035*	5.0052*	11.210*	-0.00109*	0.1914	0.9599	1.9373	6.7636	33.953*	0.35535	0.52531	33
34	0.62858*	5.2406*	10.706*	-0.00107*	0.2054	0.9665	1.9373	6.7636	35.445*	0.33275	0.52980	34
35	0.61116*	5.0954*	11.012*	-0.00110*	0.2034	0.9667	1.9373	6.7636	34.463*	0.35574	0.54215	35
36	0.60153*	5.0151*	11.188*	-0.00116*	0.1953	0.9700	1.9373	6.7636	33.920*	0.36636	0.54839	36
37	0.64538	5.3807	13.034	-0.00086	0.2313	0.9487	2.4215	5.4110	29.115	0.35944	0.51782	37
38	0.65798*	5.4857*	9.8605*	-0.00101*	0.2557	(0.969)	1.8677	7.0156	38.485*	0.34347	0.54029	38
39	0.62722*	5.2293*	10.344*	-0.00110*	0.1956	0.9723	1.8677	7.0156	36.687*	0.34223	0.53447	39
40	0.68614*	5.7205*	11.908*	-0.00082*	0.1745	—	2.3520	5.5710	31.869*	0.35072	0.51933	40
41	—	—	—	—	0.1949	0.9930	0.8990	14.574	—	0.39754	—	41
42	0.88458	7.3749	10.592	-0.00067	0.2090	0.9937	2.6971	4.8581	35.828	0.24295	0.40989	42
43	0.87191	7.2593	12.675	-0.00059	0.2632	0.9970	3.1814	4.1184	29.938	0.26005	0.40095	43
44	0.87168	7.2674	14.609	-0.00056	0.3027	0.9985	3.6657	3.5744	25.976	0.27768	0.41139	44
45	0.88467	7.3757	14.394	-0.00052	0.3113	0.9989	3.6657	3.5744	26.363	0.28964	0.41620	45
46	0.86894	7.2445	14.655	-0.00055	0.3257	0.9987	3.6657	3.5744	25.894	0.27427	0.40545	46
47	0.86570	7.2175	14.710	-0.00056	0.3214	0.9986	3.6657	3.5744	25.798	0.27470	0.40255	47
48	0.91069	7.5926	13.718	-0.00056	(0.241)*	—	3.5961	3.6435	27.664	0.26682	0.41261	48
49	0.86635	7.2229	16.641	-0.00055	0.3260	0.9991	4.1500	3.1573	22.805	0.30704	0.42053	49
50	0.79620	6.6381	4.8270	-0.00065	0.5649	—	1.1063	11.843	78.618	0.32429	0.59192	50
51	0.79395	6.6193	6.9598	-0.00060	0.6446	—	1.5906	8.2372	54.525	0.33074	0.56381	51
52	0.78938*	6.5812*	4.2561*	—	0.0477	0.9996	0.9671	13.548	89.163*	0.24847	—	52
53	0.81801*	6.8199*	6.4532*	-0.00583*	0.2667	0.9964	1.5196	8.6229	58.807*	0.19908	—	53
54	0.80143*	6.6817*	5.1005*	-0.00157*	0.0948	0.9846	1.1767	11.1351	74.401*	0.23839	0.50418	54
55	1.3974*	11.650*	5.4991*	—	0.2548	0.9802	2.2120	5.9235	69.008*	0.14802	0.32458	55
56	0.61831*	5.1550*	3.3037*	—	0.2558	0.9877	0.5880	22.283	114.87*	0.49678	1.1209	56
57	0.87475*	7.2930*	3.9713*	—	—	0.9996	1.0000	13.103	95.557*	0.23980	—	57
58	0.071069*	0.59252*	3.4022*	—	-0.2216*	1.0006	0.06960	188.25	111.54*	3.4066	—	58
59	1.1421*	9.5221*	3.3605*	—	0.0216	0.9992	1.1048	11.859	112.93*	0.21898	—	59
60	0.80940*	6.7481*	4.1513*	—	0.0370	0.9972	0.9672	13.546	91.413*	0.24828	—	60
61	1.4243*	11.875*	5.9710*	—	0.0878	(0.98875)	2.4482	5.3519	63.554*	0.11375	—	61
62	1.00000	8.33720	2.1608	-0.00013	0.3445	—	0.62202	21.065	175.62	0.44469	0.99974	62
63	0.12510*	1.0430*	3.8376*	—	0.	1.0006	0.1382	94.814	98.891*	1.2404	—	63
64	0.85128*	7.0973*	5.1372*	-0.00300*	0.1259	0.9923	1.2589	10.408	73.869*	0.19086	—	64

Tableau 3 : de constante a.b.c.d a pression constante

TABLEAU II.1.3
CHALEURS SPÉCIFIQUES A PRESSION CONSTANTE (2)
 $C_p = a + b T + c T^2 + d T^3$ (cal/mole.°K)

	Hydrocarbures				INTERVALLE DE TEMPERATURE
	a	b.10 ²	c.10 ⁵	d.10 ⁸	
Méthane	4,75	1,2	0,303	- 2,63	273-1500°K
Ethane	1,046	4,124	- 1,52	1,74	
Propane	- 0,966	7,279	- 3,765	7,58	
n-Butane	0,945	8,873	- 4,30	9,36	
Isobutane	- 1,89	9,936	- 5,455	11,92	
n-Pentane	- 1,618	10,99	- 6,305	10,10	
Isopentane	- 2,273	12,434	- 7,097	15,80	
Néopentane	- 3,865	13,305	- 8,018	18,83	
n-Hexane	1,657	13,19	- 6,944	13,78	
Ethylène	0,944	3,735	- 1,983	4,22	
Propylène	0,753	5,691	- 2,31	5,88	
1-Butène	- 0,24	8,65	- 5,11	12,07	
Isobutène	1,66	7,702	- 3,981	9,02	
Butène-2- <i>trans</i>	- 1,778	8,078	- 4,074	7,89	
Butène-2- <i>cis</i>	2,34	7,22	- 3,403	6,07	
Cyclopropane	- 6,481	8,206	- 5,577	15,61	
Cyclobutane	- 12,967	13,087	- 7,447	16,41	
Méthylcyclopentane	- 12,114	16,38	- 8,916	20,03	
Cyclohexane	- 15,335	16,454	- 9,203	19,27	
Méthylcyclohexane	- 15,07	18,972	- 10,989	24,09	
Benzène	- 8,65	11,578	- 7,64	18,54	
Toluène	- 8,213	13,357	- 8,23	19,2	
Ethylbenzène	- 8,398	15,936	- 10,063	23,95	
Styrène	- 9,368	14,394	- 9,15	20,03	
Camphène	- 9,452	18,696	- 11,069	26,8	
o-Xylène	- 3,789	14,291	- 8,394	16,6	
m-Xylène	- 6,533	14,935	- 8,531	20,05	
p-Xylène	- 5,334	14,22	- 7,984	17,03	
Acétylène	5,21	2,2008	- 1,569	4,349	
Méthylacétylène	4,21	4,073	- 2,192	4,713	
Diméthylacétylène	3,54	5,838	- 2,76	4,974	
Propadiène	2,43	4,693	- 2,781	6,484	
Butadiène-1-3	- 1,29	8,39	- 5,582	14,24	
Isoprène	- 0,44	10,418	- 6,792	16,53	

Substances minérales

Substances minérales

	Substances minérales				INTERVALLE DE TEMPERATURE
	a	b.10 ⁴	c.10 ⁷	d.10 ¹⁰	
Azote	6,903	- 3,753	19,3	- 6,861	273-1800°K
Oxygène	6,085	36,31	- 17,09	3,133	273-1800°K
Air	6,713	4,697	11,47	- 4,696	273-1800°K
Hydrogène	6,952	- 4,576	9,563	- 2,079	273-1800°K
Oxyde de carbone	6,726	4,001	12,83	- 5,307	273-1800°K
Gaz carbonique	5,316	142,85	- 83,62	17,84	273-1800°K
Vapeur d'eau	7,7	4,594	25,21	- 8,587	273-1800°K
Soufre biatomique S ₂	6,499	52,98	- 38,88	9,52	273-1800°K
Anhydride sulfureux SO ₂	6,157	138,4	- 91,03	20,57	273-1800°K
Anhydride sulfurique SO ₃	3,918	348,3	- 267,5	77,44	273-1500°K
H ₂ S	7,07	31,28	- 13,64	- 7,867	273-1800°K
Sulfure de carbone	7,39	148,9	- 109,6	27,6	273-1800°K
Oxysulfure de carbone	6,222	153,6	- 105,8	25,6	273-1800°K
Fluor	6,115	58,64	- 41,86	9,797	273-2000°K
Chlore	6,8214	57,095	- 51,07	115,47	273-1500°K
Brome	8,051	24,62	- 21,28	6,406	273-1500°K
Iode	8,504	13,135	- 10,684	3,125	273-1800°K
HF	7,201	- 11,78	15,76	- 3,76	273-2000°K
HCl	7,244	- 18,2	31,7	- 10,36	273-1500°K
HBr	7,169	- 16,04	33,14	11,61	273-1500°K
HI	6,702	4,546	12,16	- 4,813	273-1900°K
NO	6,461	23,58	- 7,705	0,8729	
N ₂ O	5,758	140,04	- 85,08	25,26	
NO ₂	5,48	136,5	- 84,1	18,8	
N ₂ O ₄	7,9	446	- 271	0	
Cyanogène	9,82	148,58	- 65,71		273-1500°K
Acide cyanhydrique	6,34	83,75	- 26,11		273-1000°K

Tableau 4: (ΔC_p°) en fonction de T_r et P_r

TABLE 5-8 Residual Heat Capacities [47]
Simple fluid $\left(\frac{C_p - C_p^\circ}{R}\right)^{(1)}$

T_r	P_r						
	0.010	0.050	0.100	0.200	0.400	0.600	0.800
0.30	2.805	2.807	2.809	2.814	2.830	2.842	2.854
0.35	2.808	2.810	2.812	2.815	2.823	2.835	2.844
0.40	2.925	2.926	2.928	2.933	2.935	2.940	2.945
0.45	2.989	2.990	2.990	2.991	2.993	2.995	2.997
0.50	3.006	3.005	3.004	3.003	3.001	3.000	2.998
0.55	0.118	3.002	3.000	2.997	2.990	2.984	2.978
0.60	0.089	3.009	3.006	2.999	2.986	2.974	2.963
0.65	0.069	0.387	3.047	3.036	3.014	2.993	2.973
0.70	0.054	0.298	0.687	3.138	3.099	3.065	3.033
0.75	0.044	0.236	0.526	3.351	3.284	3.225	3.171
0.80	0.036	0.191	0.415	1.032	3.647	3.537	3.440
0.85	0.030	0.157	0.336	0.794	4.404	4.158	3.957
0.90	0.025	0.131	0.277	0.633	1.858	5.679	5.095
0.93	0.023	0.118	0.249	0.560	1.538	4.208	6.720
0.95	0.021	0.111	0.232	0.518	1.375	3.341	9.316
0.97	0.020	0.104	0.217	0.480	1.240	2.778	9.585
0.98	0.019	0.101	0.210	0.463	1.181	2.563	7.350
0.99	0.019	0.098	0.204	0.447	1.126	2.378	6.038
1.00	0.018	0.095	0.197	0.431	1.076	2.218	5.156
1.01	0.018	0.092	0.191	0.417	1.029	2.076	4.516
1.02	0.017	0.089	0.185	0.403	0.986	1.951	4.025
1.05	0.016	0.082	0.169	0.365	0.872	1.648	3.047
1.10	0.014	0.071	0.147	0.313	0.724	1.297	2.168
1.15	0.012	0.063	0.128	0.271	0.612	1.058	1.670
1.20	0.011	0.055	0.113	0.237	0.525	0.885	1.345
1.30	0.009	0.044	0.089	0.185	0.400	0.651	0.946
1.40	0.007	0.036	0.072	0.149	0.315	0.502	0.711
1.50	0.006	0.029	0.060	0.122	0.255	0.399	0.557
1.60	0.005	0.025	0.050	0.101	0.210	0.326	0.449
1.70	0.004	0.021	0.042	0.086	0.176	0.271	0.371
1.80	0.004	0.018	0.036	0.073	0.150	0.229	0.311
1.90	0.003	0.016	0.031	0.063	0.129	0.196	0.265
2.00	0.003	0.014	0.027	0.055	0.112	0.170	0.229
2.20	0.002	0.011	0.021	0.043	0.086	0.131	0.175
2.40	0.002	0.009	0.017	0.034	0.069	0.104	0.138
2.60	0.001	0.007	0.014	0.028	0.056	0.084	0.112
2.80	0.001	0.006	0.012	0.023	0.046	0.070	0.093
3.00	0.001	0.005	0.010	0.020	0.039	0.058	0.078
3.50	0.001	0.003	0.007	0.013	0.027	0.040	0.053
4.00	0.000	0.002	0.005	0.010	0.019	0.029	0.038

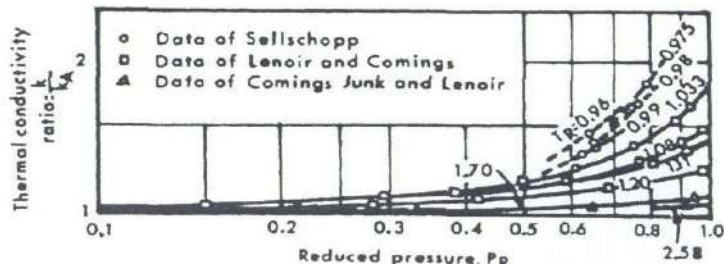
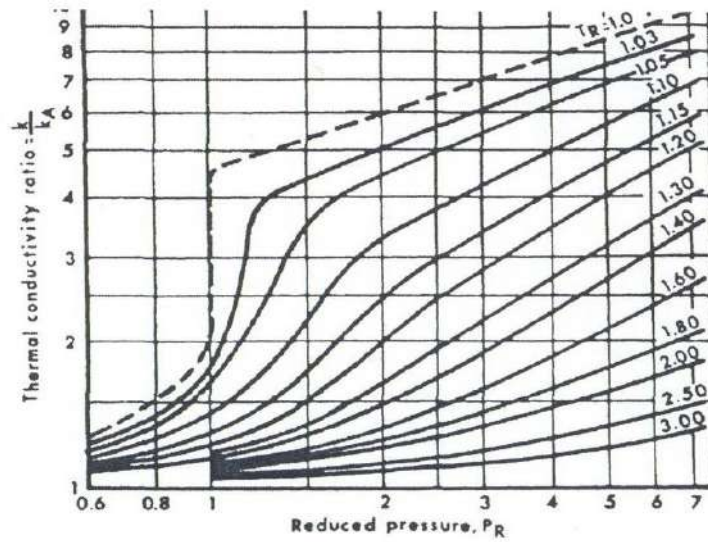
Tableau 1 : (ΔC_p) $^\circ$ en fonction de T_r et P_r

Tableau 5 : $(\Delta c_p)_1$ en fonction de T_r et P_r

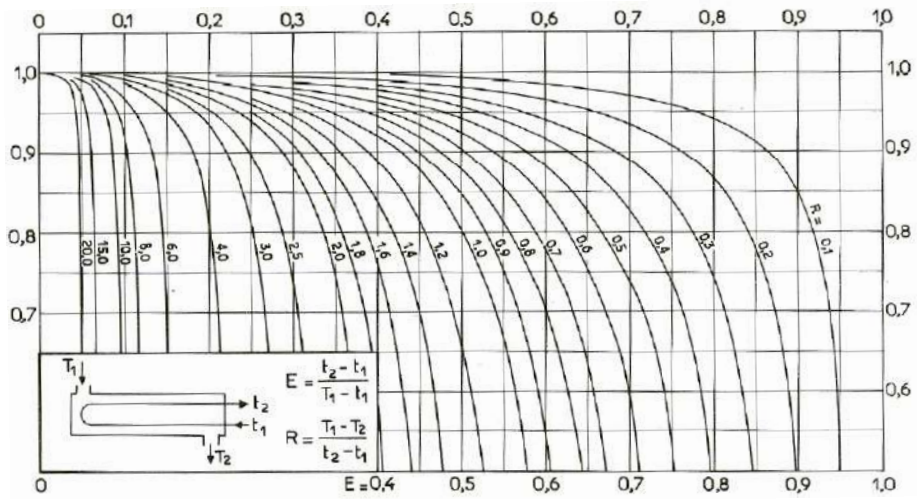
TABLE 5-9 Residual Heat Capacities [47]
 Deviation function $\left(\frac{C_p - C_p^o}{R}\right)^{(1)}$

T_r	P_r						
	0.010	0.050	0.100	0.200	0.400	0.600	0.800
0.30	8.462	8.445	8.424	8.381	8.281	8.192	8.102
0.35	9.775	9.762	9.746	9.713	9.646	9.568	9.499
0.40	11.494	11.484	11.471	11.438	11.394	11.343	11.291
0.45	12.651	12.643	12.633	12.613	12.573	12.532	12.492
0.50	13.111	13.106	13.099	13.084	13.055	13.025	12.995
0.55	0.511	13.035	13.030	13.021	13.002	12.981	12.961
0.60	0.345	12.679	12.675	12.668	12.653	12.637	12.620
0.65	0.242	1.518	12.148	12.145	12.137	12.128	12.117
0.70	0.174	1.026	2.698	11.557	11.564	11.563	11.559
0.75	0.129	0.726	1.747	10.967	10.995	11.011	11.019
0.80	0.097	0.532	1.212	3.511	10.400	10.536	10.566
0.85	0.075	0.399	0.879	2.247	9.999	10.153	10.245
0.90	0.058	0.306	0.658	1.563	5.486	9.793	10.180
0.93	0.050	0.263	0.560	1.289	3.890	*****	10.285
0.95	0.046	0.239	0.505	1.142	3.215	9.389	9.993
0.97	0.042	0.217	0.456	1.018	2.712	6.588	*****
0.98	0.040	0.207	0.434	0.962	2.506	5.711	*****
0.99	0.038	0.198	0.414	0.911	2.324	5.027	*****
1.00	0.037	0.189	0.394	0.863	2.162	4.477	10.511
1.01	0.035	0.181	0.376	0.819	2.016	4.026	8.437
1.02	0.034	0.173	0.359	0.778	1.884	3.648	7.044
1.05	0.030	0.152	0.313	0.669	1.559	2.812	4.679
1.10	0.024	0.123	0.252	0.528	1.174	1.968	2.919
1.15	0.020	0.101	0.205	0.424	0.910	1.460	2.048
1.20	0.016	0.083	0.168	0.345	0.722	1.123	1.527
1.30	0.012	0.058	0.116	0.235	0.476	0.715	0.938
1.40	0.008	0.042	0.083	0.166	0.329	0.484	0.624
1.50	0.006	0.030	0.061	0.120	0.235	0.342	0.437
1.60	0.005	0.023	0.045	0.089	0.173	0.249	0.317
1.70	0.003	0.017	0.034	0.068	0.130	0.187	0.236
1.80	0.003	0.013	0.027	0.052	0.100	0.143	0.180
1.90	0.002	0.011	0.021	0.041	0.078	0.111	0.140
2.00	0.002	0.008	0.017	0.032	0.062	0.088	0.110
2.20	0.001	0.005	0.011	0.021	0.040	0.057	0.072
2.40	0.001	0.004	0.007	0.014	0.028	0.039	0.049
2.60	0.001	0.003	0.005	0.010	0.020	0.028	0.035
2.80	0.000	0.002	0.004	0.008	0.014	0.021	0.026
3.00	0.000	0.001	0.003	0.006	0.011	0.016	0.020
3.50	0.000	0.001	0.002	0.003	0.006	0.009	0.012
4.00	0.000	0.001	0.001	0.002	0.004	0.006	0.008

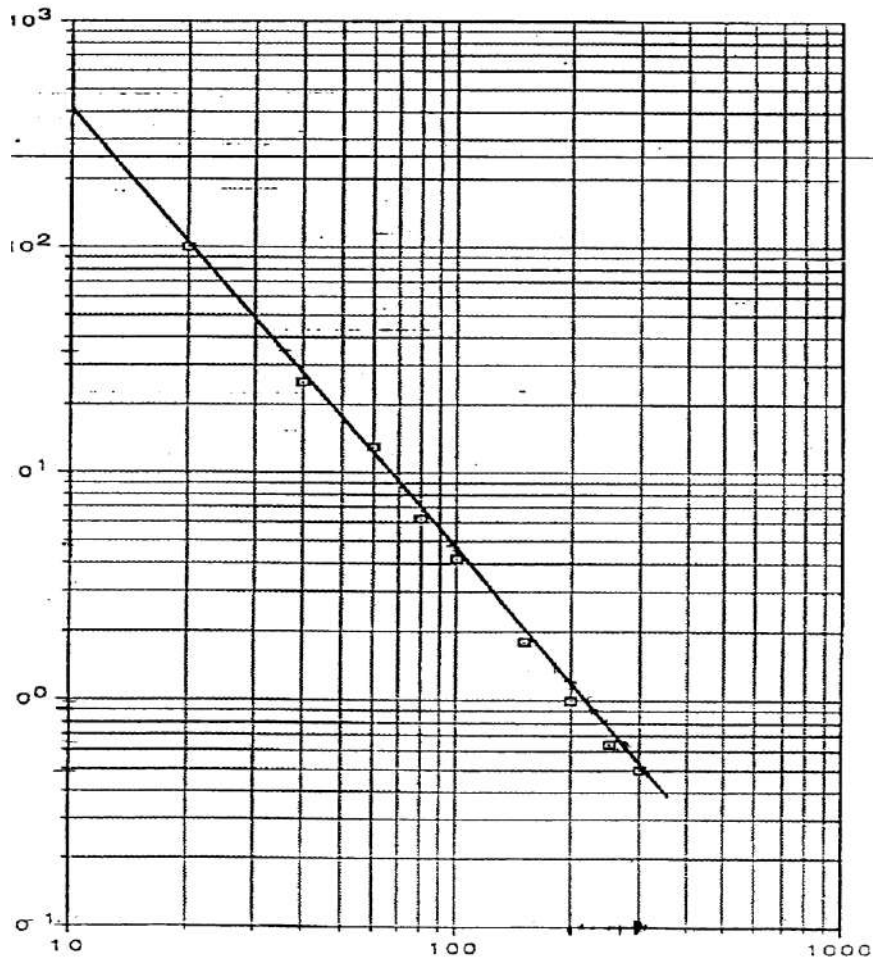
Tableau 2 : $(\Delta C_p)^2$ en fonction de T_r et P_r



Graph 1: de thermal conductivity ratio K/K_A



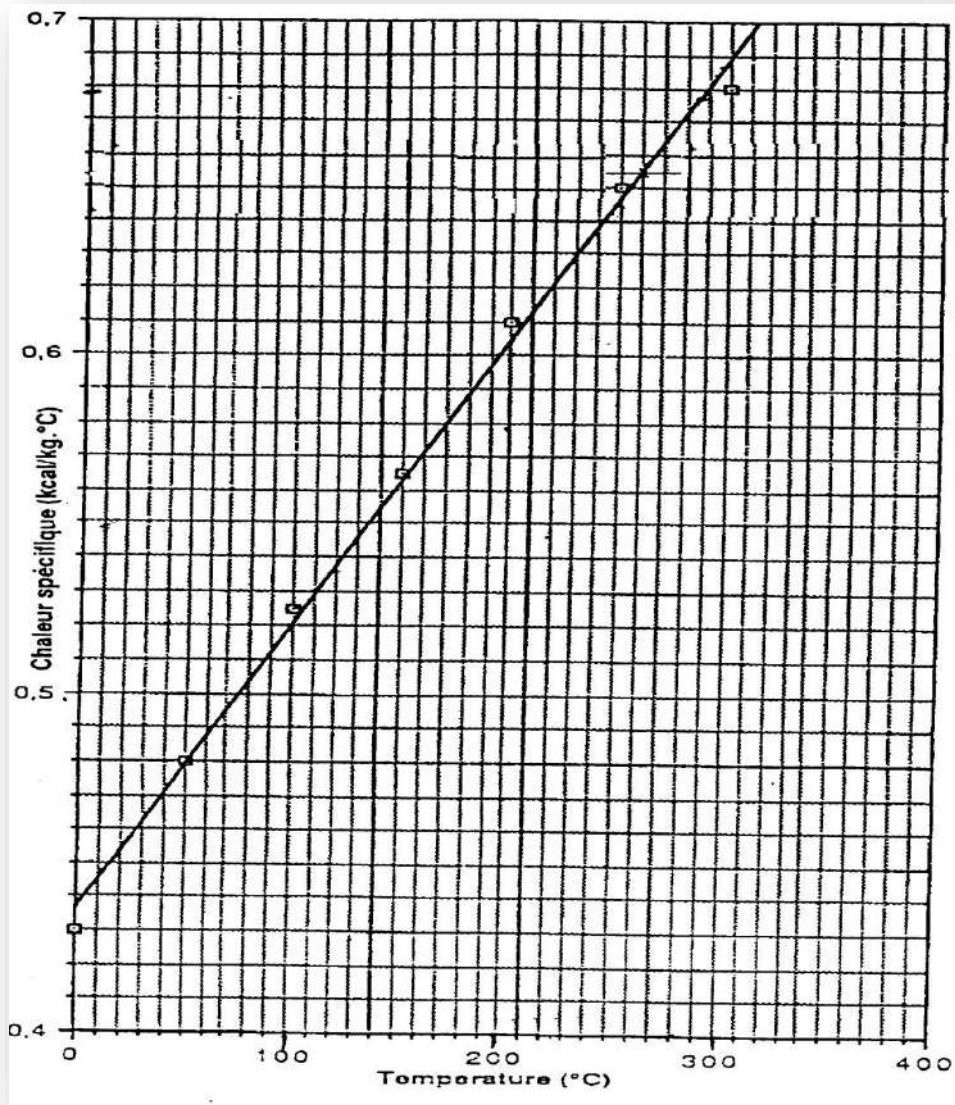
Graph 2: Facteur de correction



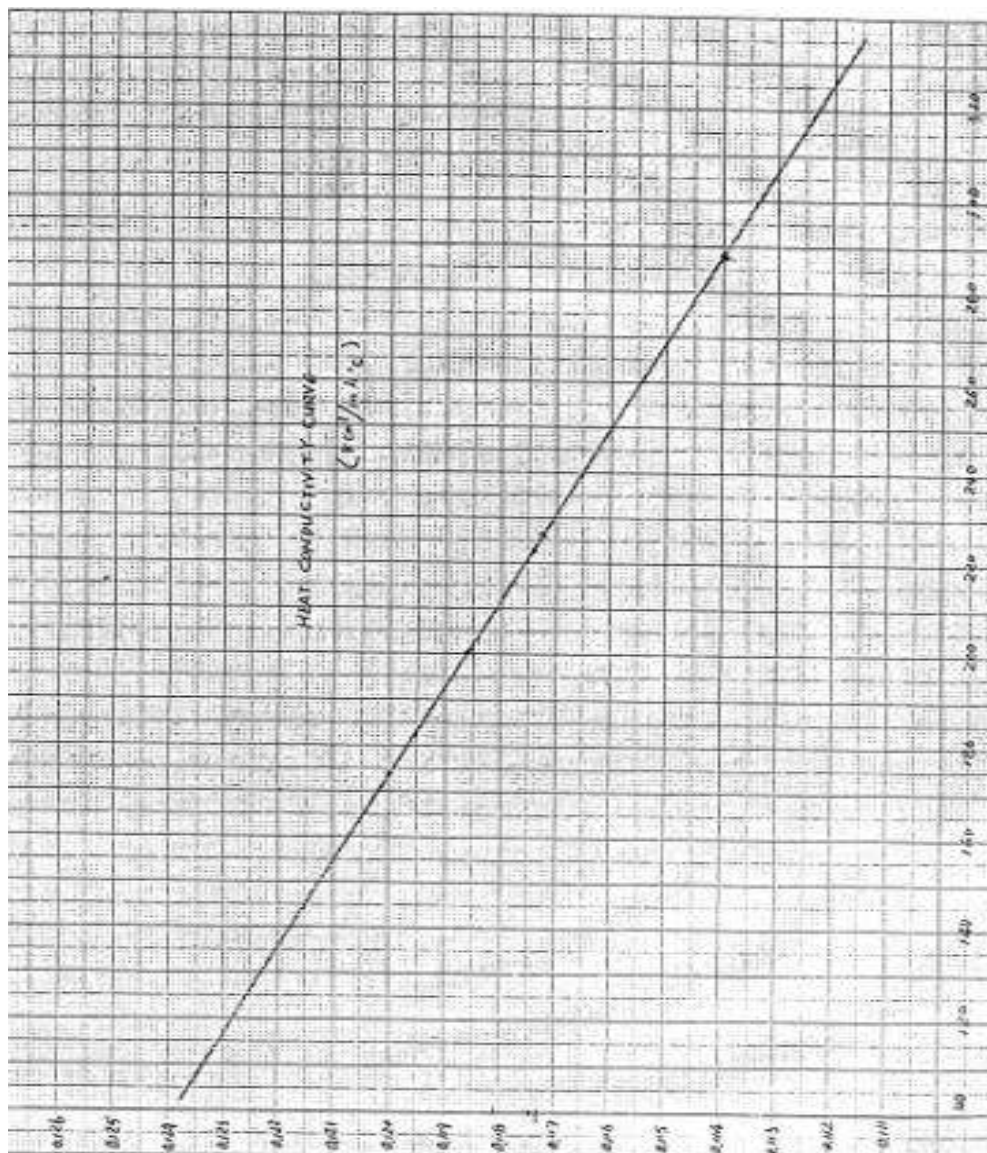
Graph

TEMPERATURE (°C)

volumique d'huile TORADA TC 32



Graphe 4 : La chaleur spécifique d'huile TORADA TC 32



Graph 5 : La conductivité thermique d'huile TORADA TC 32

Tableau 6 : Coefficients de transfert sale U_s

COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U_s ⁽¹⁾

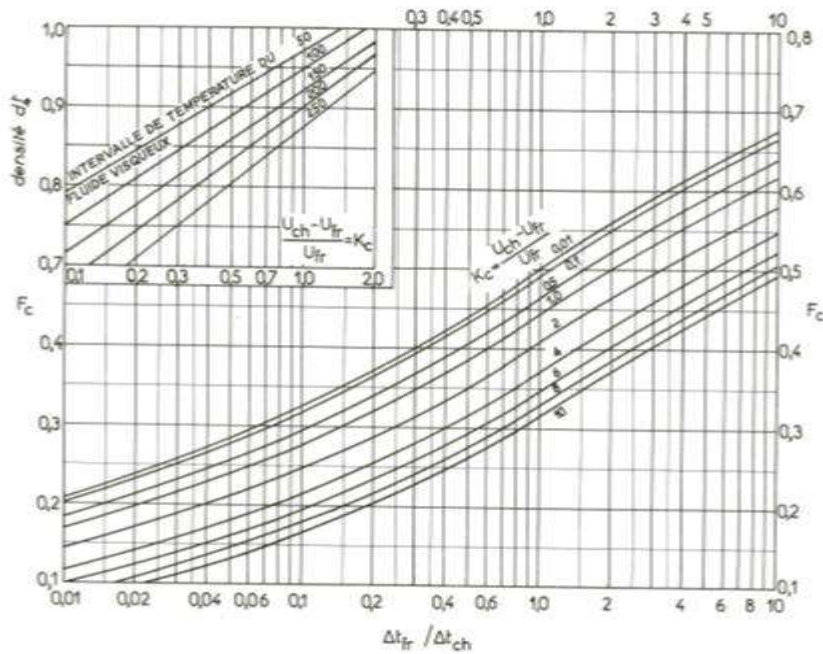
ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hv. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
REFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RECHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2 \text{ cPo}$	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2 \text{ cPo}$	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Tableau 7 : de resistances d'encrassement

RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_f$ (R_f en $h.m^2.°C/kcal$)

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



Graphe 6: de k_c et F_c

