

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

Mémoire de projet de fin d'études

2ème Année master



Département: Génie des Procédés

Spécialité : Génie chimique

Présenté par :

Boucenna Fawzi

THÈME

**Vérification et calcul dimensionnel des échangeurs de régénération
de l'unité GPL2/CIS de Hassi Messaoud**

Sous la Direction de :

Dr. Lahiouel.Y

Année universitaire : 2012/2013

Remerciements



Je remercie avant tout dieu le tout puissant, qui m'a donné la force et la volonté pour travailler et pour réussir.

Mes chaleureux remerciements vont en particulier à ma promotrice Mme Lahiouate. Y, qui m'a bien guidé pour réaliser ce mémoire.

Mes respects et mes remerciement pour :

Mr. Benjubullah Malek pour l'honneur qu'il me fait en président mon jury.

Mme Nucef Mouna pour consacrer de leur temps afin d'examiner mon travail.

Un grand merci aussi à mon cousin Massioud Mohamed qui m'a beaucoup aidé et procuré ce stage pratique.

En fin, je remercie tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin dans l'accomplissement de ce travail.

Dédicace

Au terme de ce travail, mes profondes dédicaces vont :

A mes chers parents

A mes sœurs: Hanane et Nedjwa

A mon frère: Radil

A mes nièces: Maryouma, Zaynouba.

*A mes amis: Hamza, Housseem, Salah, Hicham, Hamza, Houda,
Imane .*

A tous qui liront et apprécieront ce travail.

Sommaire

PARTIE THEORIQUE

CHAPITRE I

I.	Presentation de l'entreprise	6
I.1.	Région de Hassi Messaoud	6
I.2.	Complexes Industriels.....	6
I.3.	Présentation du centre industriel sud (C.I.S)	7
II.	Description de l'unité GPL2	8
II.1.	Composition de l'unité	8
II.2.	Capacité de traitement et de production	9
II.3.	Spécification des produits	9
II.4.	Description du process de l'unité GPL2	10

CHAPITRE II

I.	Définition et origine du gpl	18
I.1	Définition	18
I.2	Origine du GPL	18
I.3	La composition du GPL	18
I.4	Caractéristiques générales du GPL	19
I.5	Domaines d'utilisation du GPL	20
II.	Condensat.....	22
II.1.	Définition du Condensât	22
II.2.	Caractéristiques et domaines de valorisation du condensât	22

CHAPITRE III

I.	Le transfert thermique	26
I.1	Théorie du transfert thermique :.....	26

Sommaire

I.2 Lois fondamentales du transfert thermique :	28
II. Les échangeurs :	30
II.1 Principe de fonctionnement :	30
II.2 Principe de réalisation technologique et modes de circulation :	30
II.3 Principe de choix d'un échangeur :	33
II.4 Echangeur tubulaire à faisceau-calandre :	33
III. Deshydratation :	35
III.1 Déshydratation par compression et / ou refroidissement	35
III.2 Procédé de détente –réfrigération	36
III.3 Déshydratation par absorption	36
III.4 Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates	36
III.5 Procédés d'adsorption	37
PARTIE EXPERIMENTAL	
I. Méthode de calcul	41
II. Caracteristiques des échangeurs (E-201/A/B/C)	45
II.1. Vérification de l'échangeur E 201 /A (Dimensionnement)	48
II.2. Vérification de l'échangeur E 201 /B (Dimensionnement)	57
II.3. Vérification de l'échangeur E201/C (Dimensionnement)	66
III. Comparaison	75
IV. Propositions	79
Conclusion	85
Références	
Annexes	

Listes des figures

Figure 1 : Schéma simplifié du centre industriel sud.....	7
Figure 2 : Le déshydrateur utilisé dans l'unité GPL2.....	11
Figure 3 : Appareils tubulaires type double tube.....	30
Figure 4 : Appareil 1 passe coté calandre, 1 passe coté tube.....	31
Figure 5 : Appareil 2 passes coté calandre, 2 passes coté tube.....	31
Figure 6 : Les échangeurs à faisceau tubulaire en U.....	31
Figure 7 : Appareils à plaques.....	32
Figure 8 : Appareils à lamelles.....	32
Figure 9 : Appareils à 1 passe coté calandre et 2, 4, 6 etc. passes coté tubes.....	32
Figure 10 : Appareils a 2 passes coté calandre.....	32
Figure 11 : Circulation à courant croisés par des appareils tubulaire.....	33
Figure 12 : Circulation à courant croisés par des appareils à plaques.....	33
Figure 13 : Echangeur tubulaire type faisceau calandre.....	34

Liste des tableaux

Tableau 1 : Les cycles de fonctionnement des sècheurs	12
Tableau 2 : Les séquences de régénération.....	13
Tableau 3 : La composition du GPL	18
Tableau 4 : Diamètres critiques de certaines molécules.....	38
Tableau 5 : Comparaison entre le cas design et les cas réel dans l'échangeur C.....	75
Tableau 6 : Comparaison entre le cas design et les cas réel dans l'échangeur B.....	76
Tableau 7 : Comparaison entre le cas design et les cas réel dans l'échangeur A.....	77
Tableau 8 : Caractéristique de l'échangeur.....	82

Notation

A : Surface totale d'échange

a : Section de passage

B : Espacement entre chicanes transversales

D_0 : Diamètre extérieur du tube

d_i : Diamètre intérieur du tube

D_e : Diamètre équivalent de la calandre

d : Densité

DTLM : Différence de température logarithmique moyenne

F : Facteur correctif de la TDLM

f : Facteur de friction

G : Vitesse massique

Gr : Nombre de Grachof

h_0 : Coefficients de film externe

h_i : Coefficients de film interne

h_{i0} : Coefficient de film interne

N_c : Nombre de chicanes transversales

N_t : Nombre de tube de faisceau

n_t : Nombre de passe, coté tube

Nu : Nombre de Nusselt

P : Pas des tubes

Pr : Nombre de Prandtl

ΔP : Perte de charge

Notation

Q : Débit horaire de chaleur

Re : Nombre de Reynolds

T,t : Température des deux fluides

Up : Coefficient global de transfert propre

Us : Coefficient global de transfert sale

λ : Conductibilité thermique

ϕ : Correction pour chauffage ou refroidissement $(\mu / \mu_t)^{0,14}$

μ : Viscosité absolue

p : Masse volumique

Introduction

Introduction générale

Le Génie des procédés, la multi science de tous nos vœux a pour but la transformation de la matière dans un cadre industriel et consiste en la conception, le dimensionnement et le fonctionnement d'un procédé comportant une ou plusieurs transformations chimiques et/ou physiques. Les méthodes du génie des procédés s'appliquent à toutes les industries transformant la matière d'où le nom de génie des procédés industriels. Le génie des procédés s'intègre dans les secteurs suivants : laboratoire de contrôle de qualité ; industrie chimique et para-chimique ; industrie pharmaceutique ; ingénierie et industrie d'équipement ; environnement : traitement de l'eau, de l'air, des déchets ; industrie agro-alimentaire et bio-industrie ; industrie diverse : métallurgie, textile, caoutchouc, verre, papier, industrie pétrolière et pétrochimique ...

Le secteur d'hydrocarbures occupe une place de choix dans l'économie de notre pays ce qui rend évident que le souci majeur des responsables est de conserver et optimiser l'outil de production. En parlant de production en termes de quantité il est nécessaire de maîtriser convenablement le procédé de traitement d'hydrocarbures, dans cette optique, maintenanciers et exploitants doivent collaborer étroitement pour maintenir les paramètres de fonctionnement du procédé aux valeurs requises. Le produit doit répondre aux normes de stockage, de transport et de commercialisation. L'un des paramètres influents est évidemment la température où la qualité du produit en est largement tributaire. Parmi les équipements qui agissent sur ce paramètre il y a les échangeurs de chaleurs qui sont l'objet de notre étude.

Ces équipements sont répandus dans l'unité de traitement de GPL1 ; GPL2 située au niveau du centre industriel sud (Hassi Messaoud), une unité qui traite les gaz associés pour obtenir, à la fin du propane, butane et condensat comme produits finis. La section de déshydratation est un élément indispensable dans cette unité car elle assure l'élimination de l'eau contenue dans le gaz par adsorption sur les lits du tamis moléculaire.

Lors de la régénération de ces derniers, le gaz de régénération doit être chauffé dans la batterie d'échangeurs E201 A/B/C à une température de 275°C exigée par le fournisseur des tamis moléculaires.

Problématique

Depuis le démarrage de l'unité GPL2, plusieurs anomalies causées par la section de déshydratation, et plus spécialement les tamis moléculaires ont été constatées.

Plusieurs investigations ont été lancées par les techniciens de GPL2 pour résoudre et trouver des solutions radicales à ces problèmes, Parmi ces anomalies :

- Montée de la ΔP .
- Effritement des tamis moléculaires.
- Encrassement des échangeurs de régénération.
- Abaissement de la température d'entrée des déshydrateurs.

Pour remédier à ces problèmes, le service GPL2 a fait intervenir le fournisseur des tamis moléculaires, qui a son tour a enquêté sur les sources de ces problèmes, dans ce cadre il a vérifié le respect de ses condition de la bonne marche des tamis moléculaires en terme de :

- La charge à déshydrateur doit être à l'état gazeux.
- Un débit de gaz d'alimentation bien déterminé.
- Les paramètres de charge (pression et température).
- Une température de régénération requise qui est de 275°C.

De ces contrôles le fournisseur UOP a pu conclure que le problème majeur que rencontre l'unité de GPL2 est bien la température de régénération qui est inférieure à celle exigée.

La régénération est effectuée par un gaz chauffé dans une série d'échangeurs appelée techniquement batterie d'échangeurs qui a comme références engineering E201A/B/C.

Cependant les investigations faites par l'UOP ont montré que cette batterie est la source des problèmes du dysfonctionnement des tamis moléculaires car cette dernière n'arrive pas à satisfaire les exigences des tamis moléculaires en matière de température de régénération.

Actuellement, la batterie d'échangeurs E201A/B/C fournit une énergie insuffisante qui chauffe le gaz à une température moindre de 260°C.

La cause principale de ce mauvais transfert de chaleur est le dépôt de la poussière des tamis moléculaire et les paraffines sur les parois extérieures des tubes, ce qui mène à la réduction des surfaces d'échange entre le gaz et l'huile caloporteur.

Introduction générale

Cette réduction en surface et en température de régénération dégrade les tamis moléculaires ce qui conduit à plusieurs conséquences telles que :

- Une mauvaise déshydratation du gaz de process et saturation des tamis moléculaires en eau, alors une perturbation totale du procédé, ceci nécessite un changement immédiat des tamis qui a son tour prendra 15 jours d'arrêt de l'unité, et donc une importante perte en production.
- Bouchage dû à la formation d'hydrates au niveau de la section cryogénique.
- Une rétro-condensation des vapeurs d'eau montantes et formation d'un milieu acide en présence d'hydrocarbures qui causera l'effritement des lits des tamis moléculaires ; le mélange hydrocarbures-eau et les particules solides du tamis sous haute pression se colmatent, et forment un anneau solide au sein des déshydrateurs ce qui conduit le gaz de process à suivre un chemin préférentiel donc une mauvaise déshydratation.
- Ce gaz humide qui est le même que celui de la régénération provoque la corrosion et le percement des tubes des échangeurs ce qui implique leurs élimination par l'opération de carottage et donc la réduction de la surface d'échange.

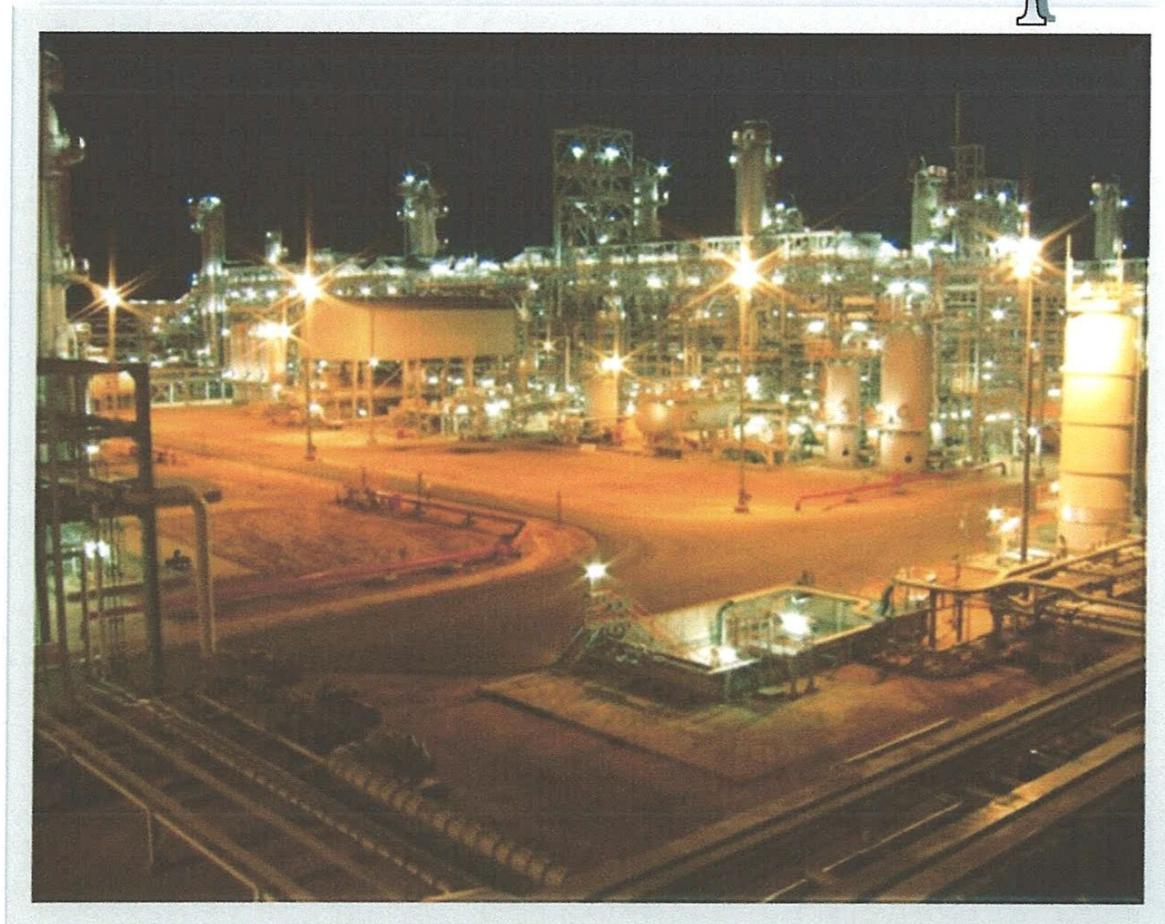
Donc le problème rencontré est le non performance de l'échangeur E201 A/B/C à atteindre la température requise de gaz de régénération, qui est de 275°C.

L'objectif de mon travail est d'apporter une contribution à la résolution du problème posé. Un dimensionnement des échangeurs est entrepris dans cette étude. Sur la base des résultats obtenus et une comparaison avec les valeurs du design des propositions de solutions sont envisagées.

Partie théorique

Chapitre 1 :

Présentation de l'entreprise



I. Présentation de l'entreprise :

Le groupe SONATRACH, dont la mission est la transformation et la commercialisation des hydrocarbures, a été créé en 1963, sa tâche a été ensuite modifiée pour devenir recherche, transformation, production, transport et commercialisation des hydrocarbures. Après la nationalisation, son champ d'action est devenu plus large, car elle a pris en charge toutes les activités citées au dessus.

SONATRACH était, dès 1964, la première au monde à produire du gaz naturel liquéfié et l'est toujours depuis, c'est le véritable moteur de l'économie algérienne, car elle est considérée comme une source vitale de revenus fiscaux et d'exportation et de création d'emplois et de formation.

I.1. Région de Hassi Messaoud :

Mis en évidence en 1956, le gisement de Hassi-Messaoud fait partie des plus grands champs pétroliers du monde. A l'origine, le gisement était partagé en deux parties distinctes :

- Hassi-Messaoud Nord.
- Hassi-Messaoud Sud.

I.2. Complexes Industriels

Le champ de Hassi-Messaoud comporte deux complexes industriels :

- C.I.S (Complexe Industriel Sud).
- C.I.N.A (Complexe Industriel Naïli Abdelhalim).

Ces complexes se composent des installations suivantes :

- Unités de séparation avec parc de stockage.
- Unités de stabilisation - stripping – absorption.
- Unités de GPL.
- Unités de récupération des gaz.
- Unités de réinjection.
- Raffineries au niveau du complexe industriel sud.

Chaque complexe est relié à des unités de séparation et de compression sur champ appelées "unités satellites".

I.3. Présentation du centre industriel sud (C.I.S) :

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,
- Réinjecter les gaz pour le maintien de la pression de gisement.

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 [1].

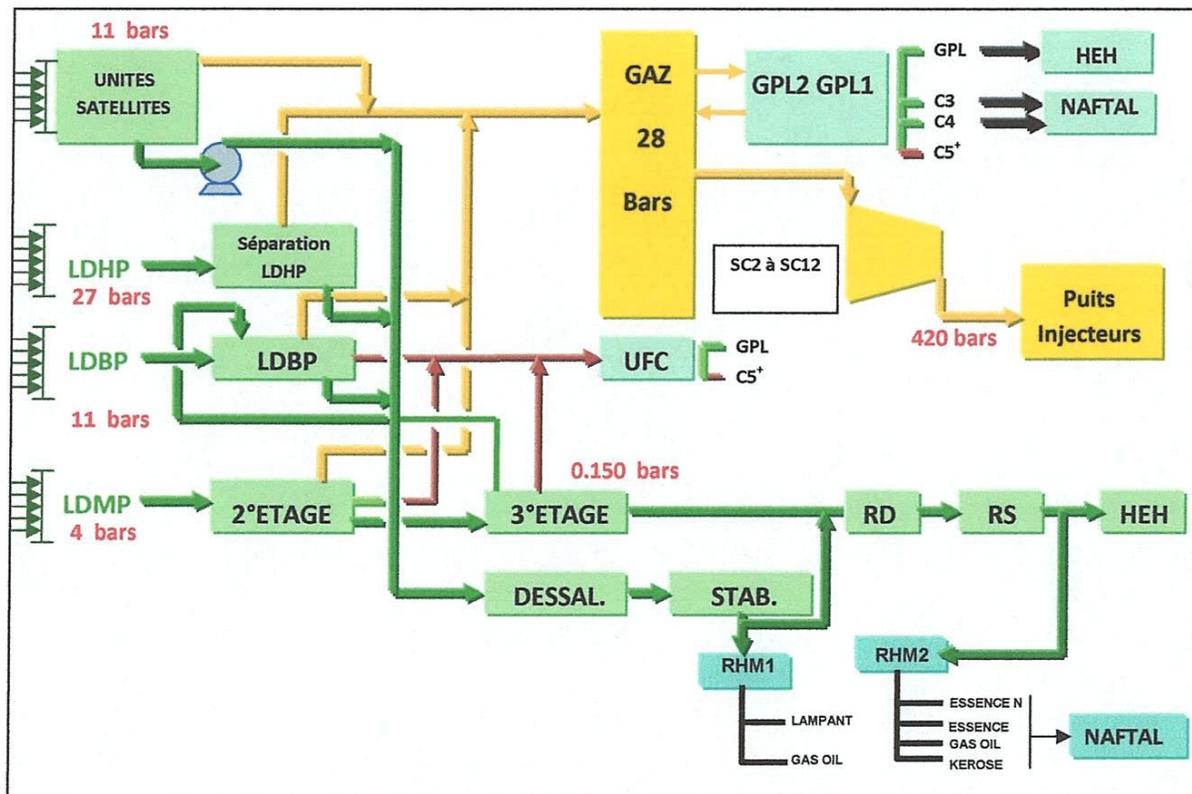


Figure 1 : Schéma simplifié du centre industriel sud

II. Description de l'unité GPL2 :

Mise en service en juillet 1997 suite a un contrat de partenariat entre la société nationale Sonnatrach et la firme japonaise JGC (japan gasoline corporation), l'unité GPL-2 est destinée à récupérer les composants butane, propane contenu dans le gaz de charge qui sera expédié vers les complexes de séparation à Arzew par le pipe LR 1 via Haoud El Hamra.

Une partie du GPL (mélange de C_3H_8 et C_4H_{10}) produit est fractionnée dans le dépropaniseur pour la production du propane et du butane commercial, les deux produits sont livrés à Naftal pour les besoins domestiques.

Les condensats stabilisés sont réinjectés dans le brut, tandis que le gaz résiduel constitué principalement de méthane et éthane est renvoyé vers les stations de compression pour être réinjecté dans le gisement pour but de maintenir sa pression, alors qu'une partie de ce gaz est utilisée comme gaz combustible pour les turbines à gaz des boosters et les fours.

II.1. Composition de l'unité :

L'unité est composée des sections suivantes :

- Un manifold de distribution d'une capacité de 40 Million Nm^3/j , alimente les deux unités GPL du CIS.
- Une section de boosting composée de quatre turbocompresseurs d'une puissance unitaire de 30000CV.
- Trois trains de liquéfaction identiques constitués chacun de :
 - Trois déshydrateurs (tamis moléculaire).
 - Un turbo-Expender (refroidissement et détente).
 - Deux colonnes de fractionnement (dééthaniseur et débutaniseur).
 - Une boucle d'huile chaude.
- Un dépropaniseur pour la production du propane et butane commerciaux
- Quatre sphères de stockage de GPL de $500m^3$ chacune, et d'une pomperie d'expédition.
- Section d'utilités.
- Réseau torche.
- salle de contrôle.

II.2. Capacité de traitement et de production:

	production	
	Gaz riche	Gaz pauvre
Gaz d'alimentation (MMStd³/j)	24	24
GPL (tonnes/jour)	4890	3050
Condensats (C₅⁺) (tonnes/jour)	1050	600
Propane (C₃) (tonnes/jour)	240	240
Butane (C₄) (tonnes/jour)	160	160

NB: Le propane & le butane sont inclus dans la production **GPL**.

MMStd³/j : million standard metre cube par jour

II.3. Spécification des produits :

Produits	Spécification	Teneurs
GPL	C ₂ ⁻	<3% mole
	C ₅ ⁺	<0.4% mole
	Eau	<50 ppm
Gaz traitée	Pression	≥ 28 bars
	Température	≤ 55°C
	Teneur en eau	≤ 3 ppmv
Propane	C ₄ ⁺	<2.5 % en vol
	TVR	< 14.34 barg
Butane	C ₅ ⁺	<2 % en vol
	TVR	< 4.83 barg

ppmv : partie par million volumique

II.4. Description du process de l'unité GPL2:

II.4.1 Section Manifold:

Le gaz séparé du pétrole brut au niveau des champs satellites et au niveau des complexes industriels nord et sud est collecté dans le manifold 28 bar pour alimenter les deux unités de GPL (unité GPL1 et GPL2).

Le gaz résiduel de ces deux unités, constitué principalement de méthane-éthane, retourne vers les stations de compression. Une partie de ce dernier est utilisée comme fuel-gaz dans les fours et turbines.

La capacité de réception de ce manifold est d'environ 40 000 000 NM³/j.

II.4.2 Section Boosting :

La section de boosting est composée de 4 compresseurs entraînés chacun par une turbine à gaz du type "General Electric Fram 5001", ces quatre compresseurs montés en parallèle aspirent le gaz d'alimentation d'un même collecteur à une pression de 27 bars et refoulent dans un collecteur commun de 34" à une pression d'environ 97 bars , le gaz étant ensuite dirigé vers les trois trains de liquéfaction.

II.4.3 Section de déshydratation :

Chaque train est composé de trois (03) déshydrateurs dont 02 en service et 01 en régénération, la capacité de traitement de gaz par train est de l'ordre de 8.000.000 Stdm³/j.

Cette section a pour but d'éliminer l'eau contenue dans le gaz afin d'éviter la formation des hydrates et le bouchage dans les parties cryogéniques à basse température.

La teneur en eau du gaz d'alimentation est de 1600 ppmv. Celui-ci traverse de haut en bas les sécheurs contenant un lit de tamis moléculaires type 4 A° qui élimine et réduit la teneur en eau à moins de 1 ppmv.

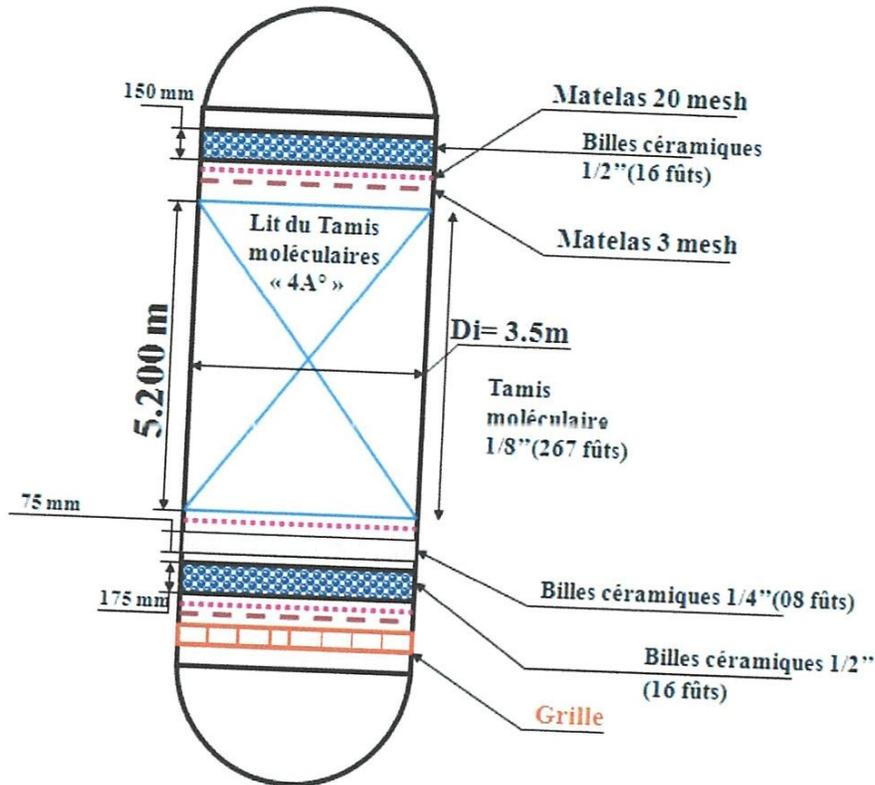


Figure 2 : Le déshydrateur utilisé dans l'unité GPL2

Deux filtres V-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 mesurent la teneur en eau du gaz séché. Une partie de ce gaz déshydraté ($54 \text{KNm}^3 / \text{h}$) est chauffée dans les échangeurs E-201A/B/C sert de gaz de régénération.

En exploitation normale, deux sécheurs sont en phase de service en parallèle (adsorption) alors que le troisième est en phase de régénération (chauffage ou refroidissement).

Les différentes phases de fonctionnement des déshydrateurs sont représentées dans le tableau suivant :

Tableau 1 : Les cycles de fonctionnement des sècheurs

Heur	0-4	4-8	8-12	12-16	16-20	20-24
D201/A	Service		Régé	Service		Régé
D210/B	Régé	Services		Régé	Service	
D201/C	Service	Régé	Service		Régé	Service

a) Températures de fonctionnement :

- en service (phase d'adsorption) : 55°C.
- en régénération (phase de chauffage) : 275 °C.

La boucle de régénération est composée de :

- des réchauffeurs de gaz de régénération E 201 A/B/C
- d'un des trois sècheurs D201
- d'un refroidisseur de gaz de régénération E 202
- d'un séparateur de gaz de régénération D202

Les séquences de régénération est de changement des sècheurs se font suivant un timing contrôler par DCS comme indique a la figure des séquences.

b) L'étape de régénération :

La régénération est composée de deux étapes:

- 1- Une étape de chauffage d'environ 2 heures et 42 minutes le gaz d'alimentation suivi.
- 2- Une étape de refroidissement d'environ une heures et 12 minutes le gaz d'alimentation sec prélever en aval des filtres de gaz de charge est utilisée pour la régénération, il traverse le sécheur de bas en haut approximativement a même pression a un débit de 54 KN³/h ce débit et maintenu constant par le FC 224 qui recommande l'ouverture et la fermeture des vannes FV 201et FV 202.

Tableau2 : les séquences de régénération

Etapes	Séquences	Temps (min)
1	Fermeture vannes entré et sortie du sécheur	1
2	Ouverture vanne de régénération entre et sortie du sécheur	1
3	Ouverture vanne des réchauffeurs	5
4	Fermeture des vannes baypass de sécheur	1
5	Chauffage suivant une rampe ascendante jusqu'à 275°C	20
6	Chauffage avec température constante 275°C TC 205 AUTO	126
7	Chauffage suivant une rampe descendante	15
8	Fermetures des vannes sortie réchauffeur	5
9	Refroidissement FV 202ouverte	71
10	Ouverture des vannes bay pass des sécheurs	1
11	Attente	1
12	Fermeture vanne de régénération entrée et sortie des sécheurs	1
13	Ouverture vanne d'entré et sortie des sécheurs	1

II.4.4 Section de Réfrigération et détente :

Le gaz déshydraté subit un pré refroidissement au niveau des échangeurs cryogéniques utilisant l'auto-refroidissement, et sa température chute à 12°C. Ce flux est séparé dans le ballon entrée turbo-expander (D 203).

La phase liquide servira de première charge au dééthaniseur après avoir cédée ses frigories dans des batteries d'échangeurs. La phase vapeur subit une détente au niveau de l'expander. La température chute à - 45°C et il se produit une condensation partielle du gaz, le mélange bi-phasique est séparée dans le ballon de refoulement de l'expander (D 204).

La phase liquide de séparation, après avoir cédée ses frigories dans le condenseur de tête du dééthaniseur E 207 et dans la batterie d'échangeurs, est envoyée comme deuxième charge au dééthaniseur. La phase vapeur, après avoir cédée ses frigories dans le condenseur de tête du dééthaniseur E 208 et dans la batterie d'échangeurs, est comprimée à 29 bars par le compresseur K 201, entraîné par l'expander. Ce gaz est ensuite dirigé vers le manifold.

II.4.5 Section de fractionnement :

La section de fractionnement est composée de deux colonnes de distillation par train : le dééthaniseur et le débutaniseur.

Les colonnes sont munies d'un refroidisseur de tête et d'un rebouillage de fond utilisant de l'huile chaude comme fluide caloporteur.

a) Le dééthaniseur :

Le dééthaniseur est une colonne composée de 48 plateaux à clapets et son rôle consiste en la séparation de la charge en constituants légers (méthane et éthane) en tête et les constituants lourds au fond (propane et plus), ces derniers serviront de charge au débutaniseur.

b) Le débutaniseur :

Le débutaniseur est une colonne composée de 33 plateaux à clapets et son rôle consiste en la séparation de la charge issue du fond du dééthaniseur en propane butane (GPL) en tête et les condensates au fond (C₅, C₆ et plus).

Le produit fini (GPL) est envoyé vers les sphères de stockage puis expédié vers la pipe LR 1.

II.4.6 Le Dépropaniseur :

Le dépropaniseur est une colonne composée de 33 plateaux à clapets son rôle est de séparer la charge d'alimentation (GPL) en propane en tête et en butane au fond.

Ces deux constituants sont produits suivant les besoins du NAFTAL.

II.4.7 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-2011.
- Le rebouilleur du dépropaniseur 14-E-302.
- Les réchauffeurs de gaz de régénération E-201-A/B/C.

Ce système d'huile se compose de :

- Du four H-231.
- Du tampon d'huile chaude D-231.
- Des pompes d'huile chaude G-231A/B/C.
- D'un refroidisseur d'huile chaude E-231.
- Des récupérateurs de chaleurs de l'échappement des boosters 10-H101A/B/C.
- D'un ballon d'appoint 10-D103.

Le chauffage est assuré par un fluide caloporteur (torada TC), l'huile chaude refoulée par les pompes G231A/B/C est transférée du ballon tampon D231 au récupérateur de chaleur 10-H101A/B/C afin de subir un préchauffage à une température de 150°C (récupération de la chaleur des gaz chauds d'échappement des turbines) et est ensuite chauffée à une température de 288°C dans le four H-231.

Après avoir libéré ses calories dans les rebouilleurs et les échangeurs, l'huile retourne au ballon tampon d'huile.

II.2.8 Stockage et pomperiez :

Le stockage comprend :

- Quatre sphères d'une capacité unitaire de **500 m³**:
 - trois sphères pour le produit **On Spec**.
 - une sphère pour le produit **Off Spec**.
- Trois pompes verticales d'expédition.
- Deux pompes verticales de recyclage de **C₃C₄** :
 - Une partie du produit On Spec est destinée pour alimenter le dépropaniseur
 - Le produit Off Spec est recyclé vers le dééthaniseur ou le débutaniseur

Le produit fini (**GPL**) est expédié vers les complexes de séparation à **Arzew** via le pipe d'expédition appelé **LR 1**.

II.4.9 Utilités :

a) Air service & instrument :

L'air service et l'air instrument sont fournis par les compresseurs axiaux des quatre turbines de la section boosting.

En cas de disfonctionnement des boosters l'air sera fourni par deux motos compresseur à vis dont la capacité unitaire de production est de **1500 Nm³/h**. Une partie de l'air service produit sert de charge pour le générateur d'azote.

b) Unité d'azote :

Cette unité est conçue pour produire de l'azote à l'état gazeux pour les besoins internes. La capacité de production est de **200 Nm³/h**. L'azote produit est stocké à une pression de **33 bars** dans un réservoir d'une capacité de **33m³**. Le teneur d'oxygène ne dépassant pas un taux de 2%.

II.4.10 Salle de contrôle :

Le système de contrôle et de commande des trains est géré par un DCS (**Distributed Control System**) **Centum CS** conçu par la compagnie japonaise **Yokogawa**.

Il existe huit consoles en salle de contrôle (**ICS, Information Control System**), trois paires contrôlent les trains et la dernière contrôle le commun (boosting & utilités).

Le système de contrôle et de commande des boosters est géré par le **Mark V** de la compagnie américaine **General Electric** [2].

Chapitre 2 :

Généralité sur le gaz

I. Définition et origine du GPL :

I.1 Définition :

Les gaz de pétrole liquéfiés sont des hydrocarbures composés majoritairement de coupes en C3 et C4, le butane et le propane étant les principaux composants. Ces produits gazeux dans les conditions normales de température et de pression, peuvent être facilement liquéfiés, rendant aussi leur manipulation et leur transport très aisés.

I.2 Origine du GPL :

Les GPL sont extraits à partir de diverses sources qui peuvent être :

- du pétrole brut après raffinage comme sous produit.
- de la récupération à partir des champs gaziers.
- de la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers)
- comme sous produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel [3].

I.3 La composition du GPL :

Le tableau 3 se présente la composition du GPL varie selon sa source :

La composition du GPL	Le % molaire
• Ethane	1,367
• Propane	66,98
• iso-butane	1,93
• n-butane	29,33
• iso-pentane	0,32
• n-pentane	0,08

I.4 Caractéristiques générales du GPL:

I.4.1 Odeur :

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation.

I.4.2 Tension de vapeur :

Les GPL ont une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane et 8 bars pour le propane.

I.4.3 Dilatation :

A l'état liquide, ils ont un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

I.4.4 Densité :

Aux conditions normales de température et pression, les GPL sont plus lourds que l'air. La densité du propane commercial est une fois et demie plus lourde et le butane commercial en phase vapeur est deux fois plus lourd que l'air.

Des petites quantités de GPL vapeur dans l'eau peuvent former un mélange inflammable. C'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

I.4.5 Température d'ébullition :

A la pression atmosphérique : la température d'ébullition du propane est de -42°C. Celle du butane est de -6°C.

I.4.6 Pouvoir calorifique :

C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- Butane = 29460 (i-C₄) ; 29622 (n-C₄)
- Propane = 22506

I.4.7 Impuretés :

Les plus importantes sont le soufre. Dans le GPL, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse. Et pour le propane l'eau constitue la plus importante impureté.

Il est intéressant de citer que le GPL est :

- Non corrosif à l'acier et généralement au cuivre, alliage de cuivre ou aluminium.
- Ils n'ont aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements de GPL, pompes et compresseurs.
- Les GPL sont incolores, que ce soit en phase liquide ou vapeur.

I.5 Domaines d'utilisation du GPL :

I.5.1 Le GPL en pétrochimie :

Essentiellement utilisés comme combustibles dans les secteurs résidentiels et commerciaux, 1,8% des GPL sont cependant consommés comme charge pétrochimique. 10% de l'éthylène, produit par de la pétrochimie est produit mondialement à partir du propane.

La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 20 %.

L'utilisation du butane est essentiellement liée à la fabrication du MTBE utilisé comme booster d'octane des essences en substitution au plomb.

En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi qu'à l'exportation des produits intermédiaires. Etant donné que la capacité de séparation des GPL est de 9 MT en 2001, il subsisterait une quantité des GPL qui pourra être valorisée comme charge pétrochimique.

I.5.2 Le GPL carburant, GPL/C :

Le GPL/C, dont la composition diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant approuvé et largement utilisé. Les atouts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant propre, moins polluant que l'essence.

L'indice d'octane élevé des GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant à beaucoup

d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air, meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO₂ et de CO.

Il est à noter que le GPL/C n'encrasse pas le moteur, et ceci grâce à son indice d'octane élevé, ce qui augmente la longévité du moteur et lui assure en plus un pouvoir antidétonant, ainsi qu'un pouvoir calorifique élevé. Le GPL/C est le premier carburant sans plomb compétitif au gas-oil et au super sans plomb, avec près de 23 000 stations dans le monde qui délivrent du GPL/C à plus de 5 millions véhicules pour une consommation de 10 MT.

I.5.3 Le GPL dans la production électrique :

Le parc de production électrique en Algérie a été développé avec l'utilisation du gaz naturel comme unique et principal combustible. Les GPL n'ont pas été introduits jusqu'ici dans la génération électrique ni en tant que combustible de base, ni en tant que combustible de secours en dépit des recommandations du modèle national de consommation énergétique.

Cependant la pénétration des GPL dans la génération électrique pourrait être importante si les conditions de nature économique ou financière venaient à être favorables. Les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractifs pour le GPL, devraient être les marchés où le gaz naturel est inaccessible.

I.5.4 Le GPL dans la climatisation :

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) grâce à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid [4].

II. Condensât

II.1. Définition du Condensât :

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC₅H₁₂) jusqu'au (C₁₂H₂₆) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

II.2. Caractéristiques et domaines de valorisation du condensât :

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de l'iso pentane jusqu'au décane et plus ; généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de températures et de pression.

II.2.1 Caractéristiques du condensât :

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont :

- **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieur à -40°C.
 - **Limite d'inflammabilité** : il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement : **1,4 à 7,6% vol (dans l'air)**.
- **Densité de vapeur** : les vapeurs de condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de vapeur est de : **3 à 4 (dans l'air)**
- **Explosivité et inflammabilité** : le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à température et à pression normales, du fait qu'il n'est pas électroconducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, pulvérisation, etc....

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répondant 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 suivi de symptômes névropathies, lorsque la concentration des vapeurs du condensât sont

de l'ordre de **0,025** à **0,05% vol.** Dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux, même après plusieurs heures d'inhalation.

- **Précaution 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.

II.2.2 Utilisations du condensât :

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : la pétrochimie et le raffinage.

Cette bivalence 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 craqueur.

a) Utilisations du condensât dans la pétrochimie :

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, secteur où la demande est très importante.

Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines ; dans ce secteur, trois éléments dominant :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici 2005 voisine de 4% pour le premier et proche de 5% pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de 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 paraffiniques et naphténiques C₅ – C₇ ayant un bon potentiel de production d'oléfine.
 - Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques, qui se transforment en Poly – aromatiques lors de vapocraquage.

b) Utilisations 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 est moins coûteuse, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisat » en transformant les normales paraffines en iso paraffines qui ont un haut indice d'octane (NO), utilisé également dans le reforming catalytique [5].

Chapitre 3 :

Echangeurs et transfert thermique

I. Le transfert thermique :

Les procédés utilisés dans l'industrie de pétrochimie et de raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie, dont il est nécessaire de récupérer la plus grande partie.

La gestion rationnelle de l'utilisation de l'énergie montre que son rôle de « flux vital » est essentiel à la bonne marche de l'exploitation. La bonne connaissance de sa mise en œuvre et de la technologie utilisée sont des prérogatives d'une production continue et de qualité.

I.1 Théorie du transfert thermique :

Il existe plusieurs modes de transfert thermique :

- Par conduction
- Par convection
- Par rayonnement

Tous les différents types de transfert de chaleur peuvent se produire simultanément et il est sage de considérer les transferts de chaleur par chacun des modes ci-dessus, dans tous les cas particuliers.

I.1.1 Transfert de chaleur par conduction :

La conduction thermique est la propagation de la chaleur, de molécule en molécule, dans un corps ou dans plusieurs corps contigus et non réfléchissants, sans qu'il y ait mouvement du milieu ou que ce mouvement intervienne dans la transmission. Ce mode de transmission caractérise essentiellement les transferts de chaleur dans les solides ou entre corps solides contigus. La conduction intervient également dans les liquides et les gaz mais, sauf dans le cas des liquides très visqueux ou des gaz emprisonnés dans des matériaux poreux, son effet est marginal par rapport à celui de la convection.

I.1.2 Transfert de chaleur par convection :

La convection caractérise la propagation de la chaleur dans un fluide, gaz ou liquide, dont les molécules sont en mouvement. Imaginons un solide baignant dans un

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

fluide en mouvement. Si le solide et le fluide ne sont pas à la même température, de la chaleur est échangée entre le solide et les particules fluides qui sont en contact.

Cet échange se fait par conduction. Mais la particule de fluide, dès qu'elle a échangé de la chaleur, se déplace et est remplacée, au contact du solide, par une autre particule. Par ailleurs, la particule fluide initiale rencontre, au cours de son déplacement, d'autres particules fluides avec lesquelles elle échange de la chaleur par conduction. Le mécanisme élémentaire de transfert de chaleur est la conduction thermique mais le phénomène global, qui est la convection thermique, résulte de la combinaison de cette conduction avec les mouvements du fluide qui obéissent à des lois spécifiques. Deux types de convection sont généralement distingués :

a) La convection naturelle :

Dans laquelle le mouvement résulte de la variation de la masse volumique du fluide avec la température ; cette variation crée un champ de forces gravitationnelles qui conditionne les déplacements des particules du fluide ;

b) La convection forcée :

Dans laquelle le mouvement est provoqué par un procédé mécanique indépendant des phénomènes thermiques ; c'est donc un gradient de pression extérieur qui provoque les déplacements des particules du fluide.

I.1.3 Transfert de chaleur par rayonnement :

Dans la transmission de chaleur par rayonnement, le transfert thermique s'effectue par des vibrations électromagnétiques qui se propagent en ligne droite sans aucun support de matière. Le rayonnement thermique concerne les ondes électromagnétiques dont la longueur d'onde couvre le spectre ultraviolet et le spectre infrarouge (de 0,01 à 100 μm) en passant par le spectre visible (0,38 à 0,76 μm). Le rayonnement peut être décomposé en radiations monochromatiques qui concernent une longueur d'onde déterminée. Aux températures des applications industrielles, le rayonnement est surtout constitué par de l'infrarouge. Lorsqu'un flux d'énergie rayonnée rencontre un corps, une partie de l'énergie est absorbée, une partie est réfléchie, une partie continue son trajet après avoir traversé le corps. Si toute l'énergie incidente est absorbée, le corps est appelé corps noir ou radiateur intégral. Si une partie de l'énergie est absorbée, mais que cette partie est constante quelle que soit la

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

longueur d'onde de l'énergie incidente, on dit que l'on a affaire à un corps gris (dans le cas contraire, à un corps coloré). Si la proportion d'énergie absorbée est indépendante de l'angle d'incidence du rayonnement reçu, on dit que le corps est mat (dans le cas contraire, on dit qu'il est poli). Si aucune énergie ne traverse le corps, on dit que ce dernier est opaque (le contraire de transparent) [6].

I.2 Lois fondamentales du transfert thermique :

I.2.1 Gradient de température :

Dans tous les cas de transfert, la chaleur est transmise des points les plus chauds aux points les plus froids, cet écoulement s'effectue à travers des surfaces isothermes et suivant des lignes énergétiques.

$$dt / dn = \text{grad } (t)$$

Où :

grad (t): Gradient de température;

n: La normale à la surface isotherme.

Le gradient de température est un vecteur dirigé suivant la normale de la surface isotherme, numériquement égal à la dérivée partielle de la température par rapport à la normale, ce vecteur est dirigé dans le sens de l'augmentation de la température.

I.2.2 Loi de Fourier :

a) Conduction :

La loi de Fourier traduit la relation existant, en chaque point d'un corps, entre le flux thermique et le gradient de température. Cette expression, dans la mesure où la position d'un point peut être caractérisée par une seule dimension (paroi plane, cylindrique ou sphérique par exemple), s'écrit :

$$\text{avec : } W = -\lambda \times A \times (dT/dx)$$

(W) : Flux de chaleur,

T (°C) : Température,

A (m²) : Surface d'échange,

x (m) : Coordonnée du point considéré,

λ (W / (m · °C)): Conductivité thermique.

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

Le calcul intégral permet de généraliser la loi de Fourier à des corps de forme quelconque. Cette loi traduit le fait que le flux de chaleur est proportionnel au gradient de température. La direction de l'écoulement de chaleur coïncide avec celle du gradient de température. Le signe – caractérise le fait que l'écoulement de chaleur s'effectue dans le sens des températures décroissantes, du chaud vers le froid.

b) Convection :

La quantité de chaleur transmise par convection est déterminée par l'équation de Newton-Richon suivante :

$$Q = \alpha \times \Delta t \text{ (W)}$$

Où :

α : Coefficient d'échange de chaleur ($\text{W} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$) ;

Δt : Différence de température entre le fluide et la paroi ($^\circ\text{C}$).

Le modèle d'écoulement en circulation forcée est :

- Laminaire si $Re < 2\,300$;
- Transitoire si $2\,300 < Re < 10\,000$;
- Turbulent si $Re > 10\,000$.

Ayant déterminé le régime d'écoulement par le Reynolds, on calcule le Nusselt après avoir calculé le Prandtl.

c) Rayonnement :

Ce mode de transfert thermique dépend de la propriété optique, la température et la longueur d'onde. L'énergie rayonnante Q_T en contact avec un corps se divise en trois parties ;

- Energie absorbée Q_A .
- Energie réfléchie Q_R .
- Energie traversant le corps Q_{Tr} .

$$Q_T = Q_R + Q_A + Q_{Tr} \text{ [7]}$$

II. Les échangeurs :

Les échangeurs avec leurs multiples fonctions dans l'industrie pétrolière sont devenus l'élément indispensable. Ils peuvent servir à la condensation, la réfrigération, la vaporisation et le réchauffage.

II.1 Principe de fonctionnement :

Les échangeurs permettent un échange de chaleur entre deux fluides en mouvement ils sont dits :

- **A contact direct ou à mélange** : lorsque les deux fluides sont mélangés.
- **A surface** : lorsque les deux fluides sont séparés par une paroi.

L'échange de chaleur entre les deux fluides suit trois étapes :

1. Transfert de chaleur par **convection** du fluide chaud vers la paroi.
2. Transfert de chaleur par **conduction** à travers la paroi.
3. Transfert de chaleur par **convection** de la paroi vers le fluide froid.

II.2 Principe de réalisation technologique et modes de circulation :

L'organisation de la circulation des fluides de chaque côté de la paroi constituant la surface d'échange correspond à différents modes de base ou à des combinaisons entre ces modes ; seules les solutions technologiques les plus utilisées sont présentées dans ce qui suit :

II.2.1 Circulation à co-courant et circulation à contre-courant :

Les deux fluides circulant soit dans le même sens soit en sens contraire de chaque côté de la paroi, la réalisation technologique peut se faire ;

➤ par des **appareils tubulaires** dits :

- **double-tube** :

Constitués de 2 tubes concentriques ; un fluide s'écoule dans le tube intérieur, l'autre dans la section annulaire.

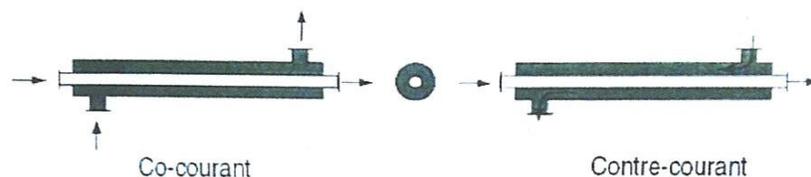


Figure 3 : Appareils tubulaires type double tube

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

- à faisceau et calandre :

Un fluide passe à l'intérieur des tubes parallèles constituant un faisceau logé dans une calandre cylindrique, l'autre passe à l'extérieur des tubes du côté de la calandre.

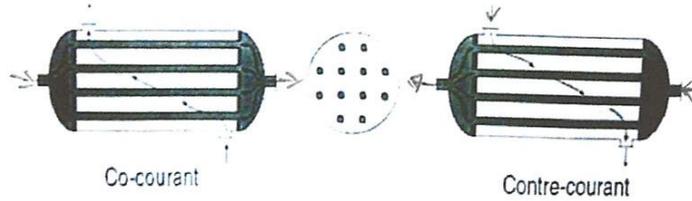


Figure 4 : appareil 1 passe coté calandre, 1 passe coté tube

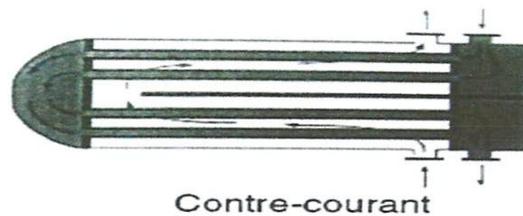


Figure 5: Appareil 2 passes coté calandre, 2 passes coté tube

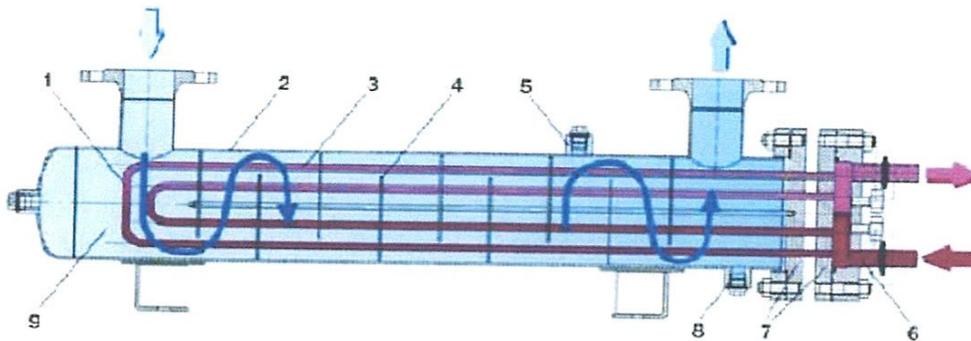


Figure 6 : Les échangeurs à faisceau tubulaire en U

1. Faisceau tubulaire
2. Enveloppe
3. Intérieur tube
4. Chicane
5. Raccord évent
6. Intérieur boîte à eau
7. Plaque tubulaire
8. Raccord vidange
9. Intérieur enveloppe

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

➤ par des appareils à plaques :

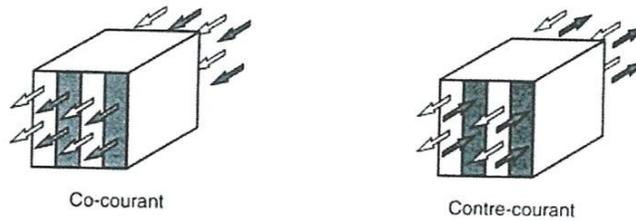


Figure 7: Appareils à plaques

➤ par des appareils à lamelles :

Ces appareils peuvent être considérés comme des variantes des appareils à faisceau et calandre ; un assemblage de lamelles soudées constitue le faisceau.

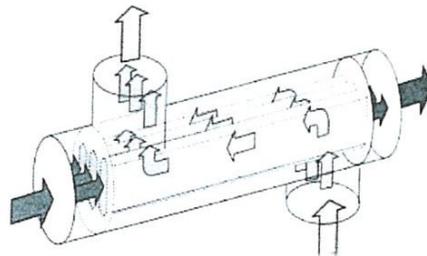


Figure 8 : Appareils à lamelles

II.2.2 Circulation associant co-courant et contre-courant :

Ce type de circulation est réalisé le plus souvent dans des appareils tubulaires à faisceau et calandre cylindrique

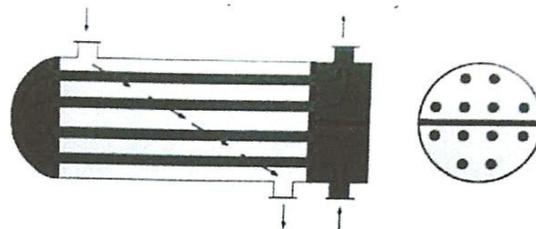


Figure 9 : Appareils à 1 passe coté calandre et 2, 4,6 etc. passes coté tubes

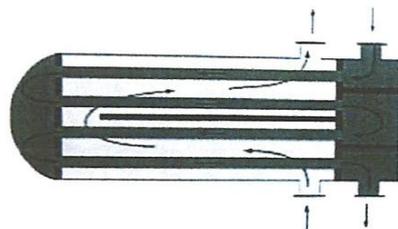


Figure 10: Appareils a 2 passes coté calandre

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

II.2.3 Circulation à courant croisés :

L'écoulement des deux fluides se fait dans deux directions perpendiculaires, la réalisation peut se faire par des appareils tubulaires ou des appareils à plaques.

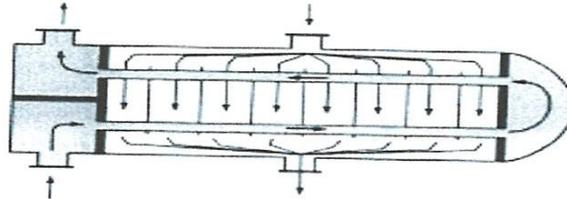


Figure 11: Circulation à courant croisés par des appareils tubulaire

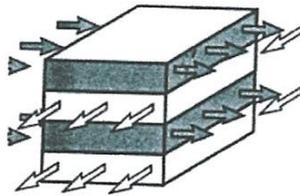


Figure 12: Circulation à courant croisés par des appareils à plaques

II.3 Principe de choix d'un échangeur :

Le choix d'un échangeur pour une application donnée dépend de plusieurs paramètres :

- Les propriétés physiques des fluides (viscosité, densité, etc.)
- Leur agressivité corrosive ou non corrosive.
- La température et la pression de service [8].

II.4 Echangeur tubulaire à faisceau-calandre :

II.4.1 Principe de circulation des fluides et technologie :

Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires, il est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes le chemin est imposé par les chicanes qui sont supportées par le faisceau.

A chaque extrémité du faisceau sont fixées des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide qui passe à l'intérieur des tubes.

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

A l'autre extrémité du faisceau, le fluide est dirigé par la boîte de retour dans les tubes au dessus de la plaque de séparation de passe avant de sortir par la tubulure supérieure de la boîte de distribution, le fluide parcourt donc deux fois le faisceau tubulaire d'où l'appellation deux passes coté tube.

Coté calandre, le fluide se dirige d'une extrémité à l'autre. Son cheminement étant allongé par des chicanes transversales qui le forcent à s'écouler perpendiculairement à l'axe des tubes.

Ici, le fluide parcourt une seule fois la calandre, l'échangeur a donc une seule passe coté calandre.

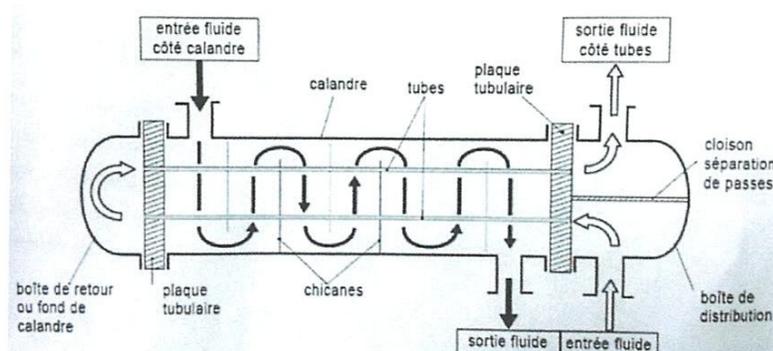


Figure 13 : Echangeur tubulaire type faisceau calandre

II.4.2 Les éléments constitutifs d'un échangeur faisceau calandre :

- **La calandre :** c'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire, est généralement construite avec l'acier au carbone.
- **Plaque tubulaire :** ce sont des plaques percées supportant les tubes à leur extrémité. Leur épaisseur varie entre 5 et 10 centimètres. Les tubes sont généralement fixés par soudage.

- **Faisceau :** c'est l'ensemble des tubes constituant le faisceau, les épaisseurs des tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham wire gage)

NB : les conditions de fonctionnement imposent le choix du matériau :

- Acier au carbone pour usage général
- Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées
- Aluminium ou cuivre pour les très basses températures

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

- **Disposition des tubes:** la perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée; elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire.
- **Chicanes :** les chicanes peuvent avoir deux rôles :
 - Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter les phénomènes de vibration
 - Augmenter la vitesse du fluide

Il existe deux types de chicanes ; des chicanes transversales et des chicanes longitudinales.

- **La boîte de distribution et la boîte de retour :** la circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et de sortie et d'une boîte de retour [9].

III. Déshydratation :

Les procédés de déshydratation peuvent être divisés en cinq catégories principales :

- 1- Condensation par compression ou refroidissement.
- 2- Procédé de détente - réfrigération.
- 3- Déshydratation par absorption.
- 4- Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates.
- 5- Procédés d'adsorption.

III.1 Déshydratation par compression et / ou refroidissement :

La teneur en eau du gaz naturel au point de saturation diminue lorsque la pression augmente ou la température diminue. Par conséquent la compression ou le refroidissement est généralement utilisés comme étape de pré-déshydratation, avant un procédé d'adsorption ou d'absorption.

La température minimale ou pression maximale est déterminés par les conditions de formation d'hydrates.

III.2 Procédé de détente –réfrigération :

Le procédé consiste à former volontairement des hydrates par détente du gaz contenant de l'eau à des points de rosée assez bas afin de les éliminer et d'éviter une formation ultérieure.

III.3 Déshydratation par absorption :

Des composés organiques liquides sont généralement utilisés: en général les glycols

- l'éthylène glycol (E.G.).
- le di-éthylène glycol (D.E.G).
- le tri-éthylène glycol (T.E.G).

Ces solvants sont utilisés le plus fréquemment pour la déshydratation du gaz naturel dans les gazoducs (transport) plutôt que dans les usines cryogéniques.

En général, les glycols sont limités aux applications où il est nécessaire d'avoir des dépressions du point de rosée comprises entre 30 et 42°C atteignant des valeurs moyennes finales du point de rosée de l'ordre de - 20 °C (1000 ppm).

III.4 Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates :

III.4.1 Injection de glycol :

L'éthylène glycol, le di-éthylène glycol et le tri-éthylène glycol sont tous trois utilisés pour l'inhibition de formation d'hydrates au cours du refroidissement. L'éthylène glycol est le plus utilisé à cause de son coût.

Le glycol pauvre absorbe l'eau du gaz à contre courant dans une colonne appelé absorbeur. Le mélange glycol plus eau est appelé glycol riche. Cette eau est éliminée dans un régénérateur où la température de régénération ne doit pas excéder 155°C.

III.4.2 Injection de méthanol :

Le méthanol est couramment utilisé dans les systèmes de collecte et des pipes de transport du gaz naturel. Dans les usines de traitement de gaz, des injections intermittentes de méthanol sont fréquemment utilisées pour éviter ou éliminer les formations d'hydrates [10].

III.5 Procédés d'adsorption :

III.5.1 Généralités :

Par définition l'adsorption est un transfert de matière d'une phase gazeuse à une phase solide appelé dessiccant.

Lorsque les molécules contenues dans un courant de fluide sont amenées en contact avec une surface solide, elles vont être maintenues à la surface par des forces qui dépendent de la nature chimique et physique à la fois du solide et des molécules gazeuses. Cette interaction est un phénomène d'adsorption due principalement à des forces de Van Der Waals.

Les adsorbants les plus communs sont :

- Le carbone activé.
- L'alumine.
- La silice.
- tamis moléculaires (composés d'alumino - silicates de sodium, de calcium ou de potassium)

Pour avoir une grande capacité d'adsorption, il est nécessaire d'avoir une surface de contact importante. La surface d'adsorption est un élément de critère clé pour tout adsorbant commercial.

Certains adsorbants commerciaux présentent une surface de $800 \text{ m}^2 / \text{g}$ et peuvent retenir jusqu'à 318 litres d'eau par m^2 .

Il existe deux autres phénomènes reliés à l'adsorption. La condensation capillaire qui est la tendance des forces d'adsorption à se concentrer au niveau des pores. Ces forces augmentent au fur et à mesure que le diamètre des pores se rapproche du diamètre de la molécule à adsorber. Les adsorbants les plus utilisés dans l'application cryogénique et la liquéfaction des gaz en général sont les tamis moléculaires adsorbants les composants suivant un degré de sélectivité.

1- Ils sont capables de séparer les matériaux sur la base de leurs tailles moléculaires :

En partant de la notion du diamètre critique qui constitue un critère important pour savoir si une molécule peut ou non passer par les pores et pénétrer dans l'édifice cristallin. Les pores des différents types de tamis moléculaires ne laissent passer que les molécules dont le diamètre critique est inférieur ou égal au diamètre spécifié.

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

Les diamètres critiques des molécules de différents constituants sont donnés dans le tableau ci-après :

Tableau 4 : Diamètres critiques de certaines molécules

Composants	Diamètre de la molécule (Å°)
Monoxyde de carbone	2,8
Dioxyde de carbone	2,8
Azote	3,0
Eau	2,8
Sulfure d'hydrogène	3,6
Méthane	4,0
Ethane	4,4
Propane	4,9
Iso-butane	5,6

2- Ils adsorbent les molécules avec une efficacité que l'on ne retrouve pas sur les autres adsorbants classiques :

Si deux molécules sont assez petites pour pénétrer dans les pores, le tamis moléculaire peut en adsorber une de préférence à l'autre en se basant sur la polarité ou le degré de non - saturation. Plus la molécule est polaire et non saturée, plus elle sera retenue dans le cristal.

III.5.2 Principaux dessiccants :

Les adsorbants les plus connus sont :

- Le carbone activé
- L'alumine
- La silice
- Les tamis moléculaires

- **Le carbone activé :**

Le carbone activé est obtenu à partir d'une gamme très large de matériaux comprenant beaucoup de types de bois, d'os, etc. Il est fourni commercialement dans un grand nombre de formes et de types.

Echangeurs de chaleur et transfert thermique

Les traitements de fabrication, en général, comprennent la libération du carbone libre de ses composés en utilisant une température suffisamment élevée allant de 1100 à 1300 °F. Si les températures sont trop fortes, le carbone produit sera inactif.

Dus à ses caractéristiques chimiques, le carbone est un excellent adsorbant pour les hydrocarbures et pour tous autres matériaux, mais il n'est pas particulièrement efficace pour l'élimination de l'eau des gaz. En conséquence, nous ne le considérerons pas plus loin dans cette analyse.

- **L'alumine activée :**

Elle a une capacité légèrement plus faible que celle du carbone activé et peut atteindre un point de rosée de -25°C. Les adsorbants à l'oxyde d'aluminium sont faits en activant de la bauxite (bauxite tri-hydrate ou tri-hydrate d'alumine) par traitement thermique pour produire un oxyde d'aluminium amorphe et fortement poreux.

Les adsorbants en oxyde d'aluminium de type gel sont appelés les alumines activées lorsqu'ils sont manufacturés par certains traitements.

- **Le gel de silice :**

Les adsorbants au gel de silice sont fabriqués à partir d'une solution colloïdale d'acide silicilique. Après calcination, ils sont également des solides amorphes de forte porosité consistant principalement en dioxyde de silicone.

Le silica-gel offre la capacité d'adsorption la plus importante de tous les agents adsorbants, pouvant atteindre 40 Kg d'eau par 100 Kg de produit. Il est utilisé lorsqu'il existe de très fortes concentrations d'eau dans le gaz d'alimentation et que le point de rosée du gaz de sortie n'est pas inférieur à - 60°C.

- **Les tamis moléculaires :**

Différents de tous les autres adsorbants conventionnels du fait de leur capacité d'adsorption à l'équilibre extrêmement élevée pour des concentrations très faibles du produit à traiter.

Ils peuvent produire des points de rosée inférieures à - 160 °C équivalent à une teneur en eau inférieure à 1 ppmv [11].

Partie expérimentale

Méthode de calcul

Partie expérimentale : méthode de calcul

Les calculs concernant les échangeurs et portant sur l'énergie, la surface d'échange, la résistance d'encrassement et les pertes de charge ont été entrepris dans cette partie en utilisant la méthode de Kern comme base [12].

La méthode de calcul :

1. Calcul d'énergie cédée (Q) par l'huile:

$$Q = m \times c_p \times \Delta T$$

2. Calcul de l'écart logarithmique moyen de température DTLM :

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2, \quad \Delta T_2 = T_2 - t_1$$

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \times \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

3. Calcul de DTLM corrigée :

DTLM corrigée = DTLM \times f, On fixe $n_c = 1$

Détermination du facteur de correction « f » voir annexe

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

4. Choix de l'appareil :

- Estimation du coefficient de transfert sale Us'
- Estimation de la surface d'échange : $A' = \frac{Q}{Us' \times DTLM \text{ corrigé}}$
- Choix de la longueur l, du diamètre d_0 , des pas P et de la disposition des tubes.
- Surface d'échange d'un tube : $a = \pi \times d_0 \times l$
- Estimation du nombre de tubes par calandre : $N_t' = \frac{A'}{a \times n_c}$
- Détermination de D_c et N_t le plus voisin possible de N_t' , on fixe $n_c = 1$ et $n_t = 2$ voir annexe

Partie expérimentale : méthode de calcul

5. Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et la calandre

6. Détermination de U_s de l'appareil :

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

7. Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

➤ Coté tube :

- Section par passe : $a_t = \frac{Nt}{nt} \times \pi \times (d_i/2)^2$

- vitesse massique : $G_t = \frac{m}{at}$

- Calcul du diamètre de la conduite d'huile chaude : $D = \sqrt{\frac{4 \times m}{\pi \times Gt}}$

- Caractéristique du fluide à T_c : C_p, λ, μ, d

- Nombre de Reynolds : $Re_t = d_i \times G_t / \mu$

- Calcul du coefficient du film interne h_i :

$$Nu = 0.027 \times (Re_t)^{0.8} \times (Pr)^{0.33}$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{\lambda}$$

$$h_i = \frac{Nu \times \lambda}{d_i}, h_{i0} = h_i \times \frac{d_i}{d_0}$$

➤ Coté calandre :

- B l'espacement entre les chicanes

- Section par calandre : $a_{ct} = \frac{D_c}{p} \times (P - d_0) \times B$

- vitesse massique : $G_{ct} = \frac{M'}{a_{ct}}$

- Diamètre équivalent : $D_e = (3.464 \times P^2 / 3.14 \times d_0) - d_0$

- Caractéristique du fluide à t_c : C_p, λ', μ', d'

- Nombre de Reynolds : $Re_{ct} = d_e \times G_{ct} / \mu$

- Calcul du Coefficient du film externe h_0 :

$$Nu = 0.027 \times (Re_{ct})^{0.8} \times (Pr)^{0.33}$$

$$Pr = \left(\frac{C_p' \times \mu'}{\lambda'} \right)$$

$$h_0 = \frac{Nu \times \lambda'}{d_e}$$

Partie expérimentale : méthode de calcul

- Coefficient de transfert propre U_p :

$$U_p = h_0 \times h_{i0} / (h_0 + h_{i0})$$

→ il faut définir ces paramètres.

8. Vérification de la résistance d'encrassement : $R_s \text{ calculée} = \frac{U_p - U_s}{U_s \times U_p}$
à comparer à la résistance admissible voir l'annexe ?

9. Perte de charge :

Coté faisceau :

$$f = 0,0028 + 0,25 (Re)^{-0,32}$$

$$\phi_t = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14}$$

➤

- Coefficient de friction f_t voir annexe ?

$$\Delta P = \left(\frac{nc \cdot nt \cdot Gt^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \right) \times \left(\frac{ft}{di \cdot \phi_t} + 2 \right)$$

➤ Coté calandre:

- $\phi_c = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14}$

- Coefficient de friction f_{ct}

$$f_c = 1,50 \times (d_0 / [(p - d_0) \times Rec])^{0,2}$$

- $L = (Nc + 1) D$

- $\Delta P = \frac{nc \times f_{ct} \times Gct^2 (Nc + 1) Dc}{1,271 \times 10^{15} \cdot dgaz \cdot De \cdot \phi_c}$

Caractéristique des échangeurs A/B/C



Fig 2. sans titre

Caractéristique des échangeurs A/B/C

Caractéristiques des échangeurs (E-201/A/B/C) :

Il s'agit d'une batterie E201A/B/C constituée de trois échangeurs reliés en série de type faisceau et calandre, tubes en U dont les caractéristiques sont les suivantes :

Coté tube :

<u>Caractéristiques</u>	<u>Unité</u>	<u>Les valeurs</u>
Diamètre extérieur (d_0)	mm	19,05
BWG	/	12
Diamètre intérieur (d_i)	mm	13,51
Épaisseur (e)	mm	2,77
Longueur (l)	mm	6000
Le poids	Kg	1,216

Coté calandre :

Le PAS	Inche/ mm	1/25
Nombre de passe (n_c)	/	01
Position des tubes	Triangulaire (30°)	
Diamètre de la calandre D_c	mm	489

La composition du gaz :

<u>Compositions</u>	<u>Fractions molaires</u>
N ₂	0,0270
CO ₂	0,0155
METHANE	0,6361
ETHANE	0,1827
PROPANE	0,0922
i-BUTANE	0,0084
n-BUTANE	0,0244
n-PENTANE	0,0040
i-PENTANE	0,0031
n-HEXANE	0,0055
n-HEPTANE	0,0011
TOTAL	<u>1,0000</u>

Caractéristique des échangeurs A/B/C

Les données de base pour le calcul :

- Les fluides à l'étude ont les caractéristiques suivantes :

Fluide	Gaz de régénération (coté calandre)	Torada Tc 32(coté faisceau)
Débit kg/h	54000	155610
Masse molaire (kg/mole)	24,18	158,4
Masse volumique (kg/m ³)	$\rho_1 = 60,68$ $\rho_2 = 52,24$	$\rho_1 = 708$ $\rho_2 = 723$
Cp (kJ/kg °C)	$C_{p1} = 2,791$ $C_{p2} = 2,946$ $C_{p_{moy}} = 2,868$	$C_{p1} = 3,119$ $C_{p2} = 3,001$ $C_{p_{moy}} = 3,06$
Viscosité (kg/hm)	$\mu_1 = 0,068$ $\mu_2 = 0,072$ $\mu_{moy} = 0,070$	$\mu_1 = 2,16$ $\mu_2 = 2,808$ $\mu_{moy} = 2,484$
Conductivité thermique (kJ/hm°C)	$\lambda_1 = 0,216$ $\lambda_2 = 0,249$ $\lambda_{moy} = 0,232$	$\lambda_1 = 0,476$ $\lambda_2 = 0,478$ $\lambda_{moy} = 0,479$
Coefficient de transfert sale estimé « Us' »	5000 kJ / h m ² . °C	

Objectif :

L'objectif consiste à déterminer :

- La surface d'échange et le nombre de tubes
- La résistance d'encrassement
- Les pertes de charge dans les deux cotés (tube et calandre)

Partie 1: vérification de l'échangeur A

Partie 1 : vérification de l'échangeur A

II.1 Vérification de l'échangeur E 201 /A (Dimensionnement)

- Paramètres de calcul :

Fluide	Température (°C)	Pression (kpas)
Gaz de régénération	t ₁ = 192	P ₁ =9560
	t ₂ = 260	P ₂ =9490
L'huile torada Tc 32	T ₁ = 288	P= 1500
	T ₂ = 260	

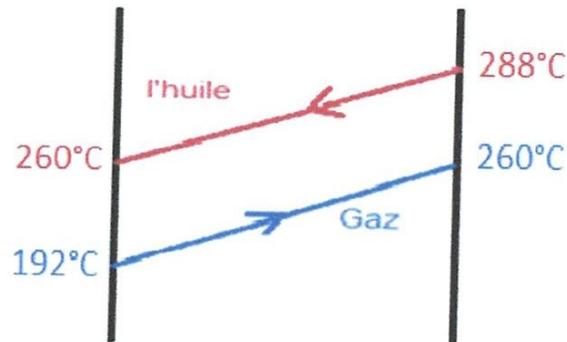
1 Détermination de la chaleur thermique « Q » :

$$Q_{\text{cédée}} = M C_{p_{\text{moy}}} (T_1 - T_2)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 155610 \times 3,06 \times (288 - 260)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 13332664,8 \text{ (kJ/h)}$$

2. Détermination de la différence de température logarithmique moyenne :



$$\Delta T_{LM} = \frac{T_{\max} - T_{\min}}{2,3 \log \frac{T_{\max}}{T_{\min}}}$$

$$\Delta T_{\max} = 260 - 192 = 68^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\min} = 288 - 260 = 28^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LM} = (68 - 28) / 2,3 \log (68/28)$$

$$\Delta T_{LM} = 45,13^\circ\text{C}$$

Partie 1 : vérification de l'échangeur A

3. Détermination du coefficient « f » :

On a : $R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$

$$E = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$R = (192 - 260) / (260 - 288) = 2,42$$

$$E = (260 - 288) / (192 - 288) = 0,29$$

D'après la figure 1 (voir l'annexe) avec « $n_c = 1$ » on trouve

$$f = 0,80$$

Donc : $\Delta T_{LM \text{ corrigé}} = 36,10^\circ\text{C}$

4. Le choix de l'appareil :

- a. On a fait une estimation du coefficient de transfert sale « U_s » par le logiciel « hysys »

$$U_s = 5000 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- b. Estimation de la surface « A » :

$$A = \frac{Q}{U_s * \Delta T_{LM \text{ corrigé}}}$$

$$A = 13332664,8 / (36,10 * 5000)$$

$$A = 73,86 \text{ m}^2$$

On détermine : la longueur « L » ; le diamètre extérieur « d_0 »

Le pas « P », « B » et la disposition des tubes d'après les dimensions standards « T.E.M.A » (Tubulaire Echanger Manufacture Association).

- c. Calcul de la surface d'échange du tube « a » :

$$a = 3,14 * d_0 * L$$

$$a = 3,14 * 19,05 * 6 * 10^{-3}$$

$$a = 0,358 \text{ m}^2$$

- d. Calcul du nombre de tubes « N_t' » :

$$N_t' = A / n_c * a$$

$$N_t' = 73,86 / (1 * 0,358)$$

$$N_t' = 206 \text{ tubes}$$

Partie 1 : vérification de l'échangeur A

e. Détermination de « U_s » de l'appareil :

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

D'après le tableau 3 (voir l'annexe)

$D_c = 489$ mm et le Pas $P = 25$ mm

On a trouvée:

$N_t = 250$ tubes

$U_s = 5000 \times (206 / 250)$

$$U_s = 4120 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

surface d'échange (m^2)	ΔT_{LM} corrigé ($^\circ\text{C}$)	Diamètre de la calandre D_c (cm)	Nombre de tubes (tube)	Coefficient U_s ($\text{kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
73,86	36,10	48,9	250	4120

5. Détermination du coefficient de transfert propre « U_p » :

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

Où :

h_{i0} et h_e : sont, respectivement les coefficient des films intérieur et extérieur.

Avec :

$$h = \frac{Nu \times \lambda}{d_i}$$

a. Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{G \times d_i}{\mu}$$

G : la vitesse massique (kg / h m^2)

b. Nombre de Prandlt :

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{\lambda}$$

c. Nombre de Nusselt :

$$Nu = 0.021 \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{0,43}$$

Partie 1 : vérification de l'échangeur A

1) Coté tube :

$$\lambda = (\lambda_1 + \lambda_2)/2 = (0,476 + 0,478)/2 = 0,477 \text{ kJ/h m } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = (\mu_1 + \mu_2)/2 = (0,6 + 0,78)/2 = 2,484 \text{ kg/h m}$$

- Nombre de Re :

$$\text{Re} = \frac{G \times d_i}{\mu}$$

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

a_t : section par passe

$$a_t = 3,14 \times (d_i/2)^2 \times (N_t/n_c)$$

$$= 3,14 \times (13,51 \times 10^{-3})^2 \times (206/1)/4$$

$$a_t = 0,0294 \text{ m}^2$$

$$G = M/a_t$$

$$= 155610 / 0,0294 = 5292857,14$$

$$G = 5292857,14 \text{ kg/hm}^2$$

$$\text{Re} = (5292857,14 \times 13,51 \times 10^{-3}) / 2,484$$

$$\text{Re} = 28765,5 (\text{Re} > 10^4 \text{ régime turbulent}).$$

- Nombre de Pr :

$$\text{Pr} = (2,484 \times 3,06) / 0,477$$

$$\text{Pr} = 15,93$$

- Nombre de Nu :

$$\text{Nu} = 0,021 \times (28765,5)^{0,8} \times (15,93)^{0,43}$$

$$\text{Nu} = 254,87$$

➤ Coefficient du film intérieur « h_i » :

$$h_i = 254,87 \times 0,477 / (13,51 \times 10^{-3})$$

$$h_i = 9005,6 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_{i0} = h_i \times \frac{d_i}{d_0}$$

$$h_{i0} = h_i \times (d_i/d_0) = 9005,6 \times (13,51/19,05)$$

$$h_{i0} = 6381,93 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

2) Coté calandre:

- **Nombre deRe :**

$$\lambda = (\lambda_1 + \lambda_2)/2 = (0,216+0,249)/2=0,232 \text{ kJ/ h m } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = (\mu_1 + \mu_2)/2 = ((1,902+2,026)\times 10^{-2})/2 = 0,0707\text{kg/h m}$$

$$\mathbf{Re} = \frac{G_c \times D_e}{\mu}$$

G_c : la vitesse massique du gaz

D_e : diamètre équivalent de la calandre

$$G_c = \frac{m}{a_c}$$

a_c : section par calandre

$$a_c = \frac{D_c}{p} \times (P - d_e) \times B$$

$$B = 300 \text{ mm}$$

$$D_c = 489 \text{ mm}$$

$$P = 25 \text{ mm}$$

$$D_e = \frac{3,464 \times p^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

$$D_e = [3,464 \times (25 \times 10^{-3})^2] / [3,14 \times 19,05 \times 10^{-3}] - 19,05 \times 10^{-3}$$

$$\mathbf{D_e = 17,14 \times 10^{-3} m}$$

$$a_c = \frac{D_c}{p} \times (P - d_e) \times B$$

$$= (0,489 \times (0,025 - 0,01714) \times 0,3) / 0,025$$

$$\mathbf{a_c = 0,046 m^2}$$

$$G_c = 54000 / 0,046$$

$$G_c = 1173913,04 (\text{kg/h m}^2)$$

$$Re = [1173913,04 \times 17,14 \times 10^{-3}] / (0,0707)$$

$$\mathbf{Re = 284595,04 (Re > 10^4 \text{ régime turbulent}).}$$

Partie 1 : vérification de l'échangeur A

- **Nombre de Pr :**

$$Pr = (2,868 \times 0,0707) / 0,232$$

$$Pr = 0,874$$

- **Nombre de Nu :**

$$Nu = 0,021 \times (284595,04)^{0,8} \times (0,874)^{0,43}$$

$$Nu = 457$$

- **Coefficient de film extérieur «h₀» :**

$$h_0 = (457 \times 0,232) / 13,75 \times 10^{-3}$$

$$h_0 = 7710,83 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- ✓ **détermination du coefficient de transfert global propre :**

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0}$$

$$U_p = (6381,93 \times 7710,83) / (6381,93 + 7710,83)$$

$$U_p = 3491,86 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- ✓ **Vérification de la résistance d'encrassement:**

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

$$R_{st} = (4120 - 3491,86) / (4120 \times 3491,86)$$

$$R_{st} \text{ calculée} = 4,36 \times 10^{-5} \text{ h m}^2 \cdot ^\circ\text{C/kJ}$$

D'après le tableau 4 (voir l'annexe) la résistance "R_{s0}" :

$$R_{s0} = 0,0002 \text{ hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/kcal} = 0,47 \times 10^{-4} \text{ hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/kJ}$$

$$R_{st} \text{ admis} = R_{s_{i0}} + R_{s0}$$

$$R_{s_{i0}} = R_{s0} (d_0/d_i)$$

$$R_{s_{i0}} = 4,78 \times 10^{-5} (19,05/13,51) = 0,66 \times 10^{-4}$$

$$R_{st} \text{ admis} = 0,66 \times 10^{-4} + 0,47 \times 10^{-4} = 1,13 \times 10^{-4} \text{ hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/kJ}$$

$$R_{st} \text{ admis} > R_{st} \text{ calculée}$$

6. Les pertes de charge (ΔP):

a) Coté tube:

$$\Delta P = (n_c \times N_t \times G_t^2 / 1.271 \times 10^{15} \times d) ((f_t \times l / d_i \times \emptyset_t) + 2)$$

Ou:

$$\emptyset_t = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14} = (0,60 / 0,78)^{0,14} = 0,963$$

G_t : la vitesse massique (kg/h m^2)

$$G_t = (155610 \times 4) / (3,14 \times (13,51 \times 10^{-3})^2 (206/1))$$

$$= 5292857,14 \text{ kg/h m}^2$$

d : densité de l'huile

$$d = (708 + 723) / 2 = 715,5 \text{ kg/m}^3$$

$$f = 0,0028 + 0,25 (R_e)^{-0,32}$$

$$f = 0,0028 + 0,25 \times (28765,5)^{-0,32} = 0,0121$$

$$\Delta P = [[1 \times 206 \times (5292857,14)^2] / (1,271 \times 10^{15} \times 715,5)] \times [(0,0121 \times 6) / (13,51 \times 10^{-3} \times 0,963) + 2]$$

$$\Delta P = 0,0481 \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta P = 4,81 \times 10^{-6} \text{ kg/cm}^2$$

Partie 1 : vérification de l'échangeur A

b) Coté calandre:

$$\Delta P = (n_c \times f_c \times G_c^2 \times (N_c + 1) \times D_c) / 1.27 \times 10^{15} \times d_{\text{gaz}} \times D_c \times \varnothing_c$$

$$\varnothing_c = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14} = (1,902 \times 10^{-2} / 2,026 \times 10^{-2})^{0,14} = 0,991$$

N_c : nombre de chicane

$$N_c = (6000/489) - 1 = 11,26$$

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

d_{gaz} : densité de gaz

$$d = (60,68 + 52,48) / 2 = 56,58 \text{ kg/m}^3$$

$$f_c = 1,50 \times (d_0 / [(p - d_0) \times Re_c])^{0,2}$$

$$f_c = 1,50 \times (19,05 / [(25 - 19,05) \times 284595,04])^{0,2} = 0,153$$

$$\Delta P = [1 \times 0,153 \times (1173913,04)^2 \times (11,26 + 1) \times 0,489] / [1,271 \times 10^{15} \times 0,01714 \times 56,58 \times 0,991]$$

$$\Delta P = 1,03 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta P = 1,03 \times 10^{-7} \text{ kg/cm}^2$$

Partie 2: vérification de l'échangeur B

II.2 Calcul de l'échangeur E 201 /B (Dimensionnement) :

- Paramètres de calcul :

Fluide	Température (°C)
gaz de régénération	t ₁ = 119 t ₂ = 192
L'huile torada Tc 32	T ₁ = 260 T ₂ = 205

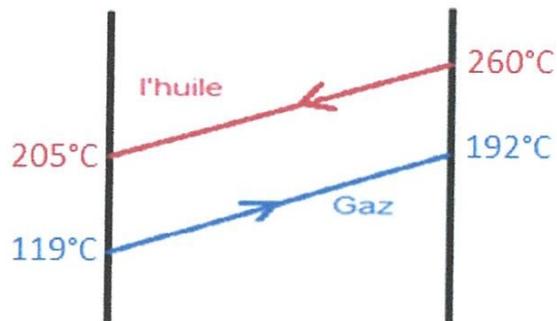
1. Détermination la chaleur thermique « Q » :

$$Q_{\text{cédée}} = M C_{p_{\text{moy}}} (T_1 - T_2)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 155610 \times 3,06 \times (260 - 205)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 26189163 \text{ (kJ /h)}$$

2. Détermination de la différence de température logarithmique moyenne :



$$\Delta T_{LM} = \frac{T_{\text{max}} - T_{\text{min}}}{2,3 \log \frac{T_{\text{max}}}{T_{\text{min}}}}$$

$$\Delta T_{\text{max}} = 205 - 119 = 86^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{min}} = 260 - 192 = 68^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LM} = (86 - 68) / 2.3 \log(86/68)$$

$$\Delta T_{LM} = 76,73^\circ\text{C}$$

3. Détermination du coefficient « f »:

On a : $R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$

$$E = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)$$

$$R = (119-192)/(205-260) = 1,32$$

$$E = (205-260)/(119-260) = 0,39$$

D'après la figure 1 (voir l'annexe) avec « $n_c=1$ » on trouve

$$f = 0,87$$

Donc : $\Delta T_{LM \text{ corrigé}} = 66,75^\circ\text{C}$

4. Le choix de l'appareil :

- a. On a fait une estimation du coefficient de transfert sale « U_s » par le logiciel « hysys »

$$U_s = 5000 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- b. Estimation de la surface « A » :

$$A = \frac{Q}{U_s \times \Delta T_{LM \text{ corrigé}}}$$

$$A = 26189163 / (66,75 \times 5000)$$

$$A = 78,46 \text{ m}^2$$

On détermine : La longueur « L » ; le diamètre extérieur « d_0 »

Le pas « P », « B » et la disposition des tubes d'après les dimensions standard « T.E.M.A ». (Tubulaire Echanger Manufacture Association).

- c. Calcul de la surface d'échange du tube « a » :

$$a = 3,14 \times d_0 \times L$$

$$a = 3,14 \times 19,05 \times 6 \times 10^{-3}$$

$$a = 0,358 \text{ m}^2$$

- d. Calcul du nombre de tubes « N_t » :

$$N_t = A / n_c \times a$$

$$N_t = 78,46 / 1 \times 0,358$$

$$N_t = 219 \text{ tubes}$$

Partie 2 : vérification de l'échangeur B

e. Détermination de « U_s » de l'appareil :

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

D'après le tableau 3 (voir l'annexe)

$D_c = 489$ mm et le Pas $P = 25$ mm

On a trouvé:

$N_t = 250$ tubes

$U_s = 5000 \times (219/250)$

$$U_s = 4380 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

surface d'échange (m^2)	ΔT_{LM} corrigé ($^\circ\text{C}$)	Diamètre de la calandre D_c (cm)	Nombre de tubes (tube)	Coefficient U_s ($\text{kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
78,46	66,75	48,9	250	4380

5. Détermination du coefficient de transfert propre « U_p » :

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

Ou:

h_{i0} et h_e : respectivement les coefficient des films intérieur et extérieur.

Avec :

$$h = \frac{Nu \times \lambda}{d_i}$$

a. Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{G \times d_i}{\mu}$$

G : la vitesse massique (kg /h m^2)

b. Nombre de Prandlt :

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{\lambda}$$

c. Nombre de Nusselt :

$$Nu = 0.021 \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{0,43}$$

Partie 2 : vérification de l'échangeur B

b) Coté calandre:

$$\Delta P = (n_c \times f_c \times G_c^2 \times (N_c + 1) \times D_c / 1,27 \times 10^{15} \times d_{\text{gaz}} \times D_e \times \varnothing_c)$$

$$\varnothing_c = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14} = (1,902 \times 10^{-2} / 2,026 \times 10^{-2})^{0,14} = 0,991$$

N_c : nombre de chicane

$$N_c = (6000/489) - 1 = 11,26$$

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

d_{gaz} : densité de gaz

$$d = (60,68 + 52,48) / 2 = 56,58 \text{ kg/m}^3$$

$$f_c = 1,50 \times (d_0 / [(p - d_0) \times Re_c])^{0,2}$$

$$f_c = 1,50 \times (19,05 / [(25 - 19,05) \times 284595,04])^{0,2} = 0,153$$

$$\Delta P = [1 \times 0,153 \times (1173913,04)^2 \times (11,26 + 1) \times 0,489] /$$

$$[1,271 \times 10^{15} \times 0,01714 \times 56,58 \times 0,991]$$

$$\Delta P = 1,03 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta P = 1,03 \times 10^{-7} \text{ kg/cm}^2$$

Partie 3: vérification de l'échangeur C

II.3 Calcul d'échangeur E201/C (Dimensionnement) :

- Paramètres de calcul :

Fluide	Température (°C)
gaz de régénération	t ₁ = 50 t ₂ = 119
L'huile torada Tc 32	T ₁ = 205 T ₂ = 140

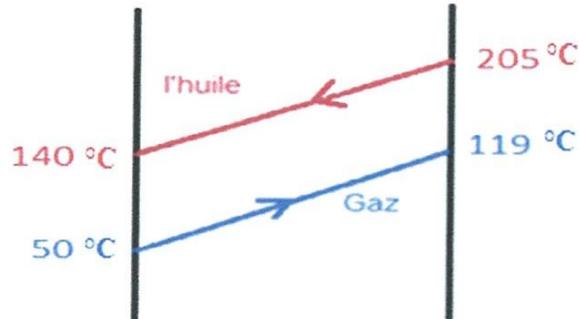
1. Détermination la chaleur thermique « Q » :

$$Q_{\text{cédée}} = M C_{p_{\text{moy}}} (T_1 - T_2)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 155610 \times 3,06 \times (205 - 140)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 30950829 \text{ (kJ/h)}$$

2. Détermination de la différence de température logarithmique moyenne :



$$\Delta T_{LM} = \frac{T_{\text{max}} - T_{\text{min}}}{2,3 \log \frac{T_{\text{max}}}{T_{\text{min}}}}$$

$$\Delta T_{\text{max}} = 140 - 50 = 90 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\text{min}} = 205 - 119 = 86 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{LM} = (90 - 86) / 2,3 \log (90/86)$$

$$\Delta T_{LM} = 88,08 \text{ °C}$$

3. Détermination du coefficient « f » :

On a : $R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$

$$E = (t_2 - t_1)/(T_1 - T_2)$$

$$R = (50 - 119)/(140 - 205) = 1,06$$

$$E = (140 - 205)/(50 - 205) = 0,41$$

D'après la figure 1 (voir l'annexe) avec « $n_c = 1$ » on trouve

$$f = 0,90$$

Donc : $\Delta T_{LM \text{ corrigé}} = 79,25^\circ\text{C}$

4. Le choix de l'appareil :

a. On a fait une estimation du coefficient de transfert sale « U_s » par le logiciel « hysys »

$$U_s = 5000 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

b. Estimation de la surface « A » :

$$A = \frac{Q}{U_s \times \Delta T_{LM \text{ corrigé}}}$$

$$A = 30950829 / (79,25 \times 5000)$$

$$A = 78,10 \text{ m}^2$$

On détermine : La longueur « L » ; le diamètre extérieur « d_0 »

Le pas « P », « B » et la disposition des tubes d'après les dimensions standard « T.E.M.A ». (Tubulaire Echanger Manufacture Association).

c. Calcul de la surface d'échange du tube « a » :

$$a = 3,14 \times d_0 \times L$$

$$a = 3,14 \times 19,05 \times 6 \times 10^{-3}$$

$$a = 0,358 \text{ m}^2$$

d. Calcul du nombre de tubes « N_t » :

$$N_t = A / n_c \times a$$

$$N_t = 78,10 / 1 \times 0,358$$

$$N_t = 218 \text{ tubes}$$

Partie 3 : vérification de l'échangeur C

e. Détermination de « U_s » de l'appareil :

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

D'après le tableau 3 (voir l'annexe)

$D_c = 489$ mm et le Pas $P = 25$ mm

On a trouvé:

$N_t = 250$ tubes

$U_s = 5000 \times (218 / 250)$

$$U_s = 4360 \text{ kJ/h m}^2\text{°C}$$

surface d'échange (m ²)	ΔT_{LM} corrigé (°C)	Diamètre de la calandre D_c (cm)	Nombre de tubes (tube)	Coefficient U_s (kJ/h m ² .° C)
78,10	79,25	48,9	250	4360

5. Détermination du coefficient de transfert propre « U_p » :

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

Ou:

h_{i0} et h_e : respectivement les coefficient des films intérieur et extérieur.

Avec :

$$h = \frac{Nu \times \lambda}{d_i}$$

a. Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{G \times d_i}{\mu}$$

G : la vitesse massique (kg /h m²)

b. Nombre de Prandlt :

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{\lambda}$$

c. Nombre de Nusselt :

$$Nu = 0.021 \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{0,43}$$

1) Coté tube :

$$\lambda = (\lambda_1 + \lambda_2)/2 = (0,476 + 0,478)/2 = 0,477 \text{ kJ/h m } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = (\mu_1 + \mu_2)/2 = (0,6 + 0,78)/2 = 2,484 \text{ kg/h m}$$

- Nombre de Re :

$$\text{Re} = (G \times d_i) / \mu$$

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

a_t : section par passe

$$\begin{aligned} a_t &= [3,14 \times (d_i/2)^2] \times (N_t/n_o) \\ &= [3,14 \times (13,51 \times 10^{-3})^2 / 4] \times (218/1) \end{aligned}$$

$$\mathbf{a_t = 0,0312 \text{ m}^2}$$

$$G = M/a_t$$

$$= 155610/0,0312 = 4981964,79$$

$$\mathbf{G = 4981964,79 \text{ kg/hm}^2}$$

$$\text{Re} = (4981964,79 \times 13,51 \times 10^{-3}) / 2,484$$

$$\mathbf{Re = 27196,23 (Re > 10^4 \text{ régime turbulent}).}$$

- Nombre de Pr :

$$\text{Pr} = (2,484 \times 3,06) / 0,477$$

$$\mathbf{Pr = 15,93}$$

- Nombre de Nu :

$$\text{Nu} = 0,021 \times (27196,23)^{0,8} \times (15,93)^{0,43}$$

$$\mathbf{Nu = 243,65}$$

➤ Coefficient de film intérieur « h_i » :

$$h_i = 243,65 \times 0,477 / 13,51 \times 10^{-3}$$

$$h_i = 8602,84 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\mathbf{h_{i0} = h_i \times \frac{d_i}{d_o}}$$

$$h_{i0} = h_i \times (d_i/d_o) = 8602,84 \times (13,51/19,05)$$

$$\mathbf{h_{i0} = 6101,02 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

2) Coté calandre:

- Nombre deRe :

$$\lambda = (\lambda_1 + \lambda_2)/2 = (0,216 + 0,249)/2 = 0,232 \text{ kJ/h m}^\circ \text{C}$$

$$\mu = (\mu_1 + \mu_2)/2 = ((1,902 + 2,026) \times 10^{-3})/2 = 0,0707 \text{ kg/h m}$$

$$\text{Re} = \frac{G_c \times D_e}{\mu}$$

G_c : la vitesse massique du gaz

D_e : diamètre équivalent de la calandre

$$G_c = \frac{m}{a_c}$$

a_c : section par calandre

$$a_c = \frac{D_c}{p} \times (P - d_e) \times B$$

$$B = 300 \text{ mm}$$

$$D_c = 489 \text{ mm}$$

$$P = 25 \text{ mm}$$

$$D_e = \frac{3,464 \times p^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

$$D_e = [3,464 \times (25 \times 10^{-3})^2] / [3,14 \times 19,05 \times 10^{-3}] - 19,05 \times 10^{-3}$$

$$D_e = 17,14 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$a_c = \frac{D_c}{p} \times (P - d_e) \times B$$

$$= [0,489 \times (0,025 - 0,01714) \times 0,3] / 0,025$$

$$a_c = 0,046 \text{ m}^2$$

$$G_c = 54000 / 0,046$$

$$G_c = 1173913,04 \text{ (kg/h m}^2\text{)}$$

$$\text{Re} = [1173913,04 \times 17,14 \times 10^{-3}] / (0,0707)$$

$$\text{Re} = 284595,04 \text{ (Re} > 10^4 \text{ régime turbulent).}$$

Partie 3 : vérification de l'échangeur C

- Nombre de Pr :

$$Pr = (2,868 \times 0,0707) / 0,232$$

$$Pr = 0,874$$

- Nombre de Nu :

$$Nu = 0,021 \times (284595,04)^{0,8} \times (0,874)^{0,43}$$

$$Nu = 457$$

- Coefficient de film extérieur « h_0 » :

$$h_0 = (457 \times 0,232) / 13,75 \times 10^{-3}$$

$$h_0 = 7710,83 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- ✓ détermination du coefficient de transfert global propre :

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0}$$

$$U_p = (6101,02 \times 7710,83) / (6101,02 + 7710,83)$$

$$U_p = 3406,05 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- ✓ Vérification de la résistance d'encrassement:

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

$$R_s = (4380 - 3406,05) / (4380 \times 3406,05)$$

$$R_{st \text{ calculée}} = 6,52 \times 10^{-5} \text{ h m}^2 \cdot ^\circ\text{C/kJ}$$

D'après le tableau 4 (voir l'annexe) la résistance "R_{s0}" :

$$R_{s0} = 0,0002 \text{ hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/kcal} = 0,47 \times 10^{-4} \text{ hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/kJ}$$

$$R_{st \text{ admis}} = R_{s_{i0}} + R_{s0}$$

$$R_{s_{i0}} = R_{s0} (d_0/d_i)$$

$$R_{s_{i0}} = 4,78 \times 10^{-5} (19,05/13,51) = 0,66 \times 10^{-4}$$

$$R_{st \text{ admis}} = 0,66 \times 10^{-4} + 0,47 \times 10^{-4} = 1,13 \times 10^{-4} \text{ hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/kJ}$$

$$R_{st \text{ admis}} > R_{st \text{ calculée}}$$

✓ Les pertes de charge (ΔP):

a) Coté tube:

$$\Delta P = (n_c \times N_t \times G_t^2 / 1.271 \times 10^{15} \times d) ((f_t \times l / d_i \times \emptyset_t) + 2)$$

Ou:

$$\emptyset_t = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14} = (0,60 / 0,78)^{0,14} = 0,963$$

G_t : la vitesse massique (kg/h m^2)

$$\begin{aligned} G_t &= (155610 \times 4) / (3,14 \times (13,51 \times 10^{-3})^2 \times (218/1)) \\ &= 4981964,79 \text{ kg/h m}^2 \end{aligned}$$

d : densité de l'huile

$$d = (708 + 723) / 2 = 715,5 \text{ kg/m}^3$$

$$f = 0,0028 + 0,25 (R_e)^{-0,32}$$

$$f = 0,0028 + 0,25 \times (27196,79)^{-0,32} = 0,0123$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= [[1 \times 218 \times (4981964,79)^2] / (1,271 \times 10^{15} \times 715,5)] \times [(0,0123 \times 6) \\ &\quad / (13,51 \times 10^{-3} \times 0,963) + 2]. \end{aligned}$$

$$\Delta P = 4,56 \times 10^{-2} \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta P = 4,56 \times 10^{-6} \text{ kg/cm}^2$$

b) Coté calandre:

$$\Delta P = (n_c \times f_c \times G_c^2 \times (N_c + 1) \times D_c / 1.27 \times 10^{15} \times d_{\text{gaz}} \times D_e \times \phi_c)$$

$$\phi_c = (\mu_1 / \mu_2)^{0,14} = (1,902 \times 10^{-2} / 2,026 \times 10^{-2})^{0,14} = 0,991$$

N_c : nombre de chicane

$$N_c = (6000/489) - 1 = 11,26$$

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

d_{gaz} : densité de gaz

$$d = (60,68 + 52,48) / 2 = 56,58 \text{ kg/m}^3$$

$$f_c = 1,50 \times (d_v / [(p - d_v) \times R_{\text{air}}])^{0,2}$$

$$f_c = 1,50 \times (19,05 / [(25 - 19,05) \times 284595,04])^{0,2} = 0,153$$

$$\Delta P = [1 \times 0,153 \times (1173913,04)^2 \times (11,26 + 1) \times 0,489] /$$

$$[1,271 \times 10^{15} \times 0,01714 \times 56,58 \times 0,991]$$

$$\Delta P = 1,03 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta P = 1,03 \times 10^{-7} \text{ kg / cm}^2$$

Comparaison

Partie expérimental : Comparaison

Dans cette partie et afin de situer le problème de la température, on a vu bon de procéder à une comparaison pour les échangeurs entre le cas design et le cas réel. On a alors comparé les échangeurs un à un, en commençant par l'échangeur C.

1. Echangeur C :

Tableau 5 : comparaison entre le cas design et les cas réel dans l'échangeur C

	Cas design [13]	Cas réel
Température (°C) : entrée → sortie		
• Gaz	50 → 125	50 → 119
• Huile	205 → 140	205 → 140
La surface (m ²)	88,06	78,10
Nombre de tubes	246	218
La résistance (hm ² . °C/kJ)	1,13 × 10 ⁻⁴	6,52 × 10 ⁻⁵
Les pertes des charges (kg/cm ²)		
Coté tube	—	4,56 × 10 ⁻⁶
Coté calandre		1,03 × 10 ⁻⁷

D'après les résultats du tableau précédant on a remarqué que :

- la température du gaz à la sortie (119°C) dans le cas réel est inférieure à celle du cas design (125°C).
- la surface de contact dans le cas design (88,06 m²) est supérieure à celle du cas réel (78,10 m²).
- Le nombre de tubes dans le cas design (246 tubes) est supérieur à celui du cas réel (218).
- La résistance dans le cas réel (6,52 × 10⁻⁵ hm²C/kJ) est plus petite que celle du cas design (1,13 × 10⁻⁴ hm². °C/kJ).
- Les pertes des charges sur les deux cotés tube et calandre sont très petites et peuvent donc être négligeables.

2. Echangeur B :

Tableau 6 : comparaison entre le cas design et les cas réel dans l'échangeur B

	Cas design	Cas réel
Température (°C) : entrée → sortie		
• Gaz	125 → 200	119 → 192
• Huile	260 → 205	260 → 205
La surface (m ²)	88,06	78,46
Nombre de tubes	246	219
La résistance (hm ² . °C/kJ)	$1,13 \times 10^{-4}$	$6,63 \times 10^{-5}$
Les pertes des charges (kg/cm ²)		
Coté tube :	—	$4,54 \times 10^{-6}$
Coté calandre		$1,03 \times 10^{-7}$

D'après les résultats du tableau précédant on a remarqué que :

- la température du gaz à la sortie (192°C) dans le cas réel est inférieure à celle du cas design (200°C).
- la surface de contact dans le cas design (88,06 m²) est supérieure à celle du cas réel (78,46 m²).
- Le nombre de tubes dans le cas design (246 tubes) est supérieur à celui du cas réel (219).
- La résistance dans le cas réel ($6,63 \times 10^{-5}$ hm² °C/kJ) est plus petite que celle du cas design ($1,13 \times 10^{-4}$ hm². °C/kJ).
- Les pertes des charges sur les deux cotés tube et calandre sont très petites et peuvent donc être négligeables.

Partie expérimental : Propositions

?

→ La surface d'échange donnée par le design de 265 m² s'avère être insuffisant pour atteindre la température de 275°C, mais la surface d'échange obtenue dans le cas réel est de 230 m², il faut donc augmenter la surface d'échange. Pour ce faire, je propose :

- 1- D'ajouter un 4^{ème} échangeur
- 2- De nettoyer les tubes par un solvant chimique
- 3- D'augmenter la température de l'huile au-dessus de 288°C
- 4- De procéder au remplacement des échangeurs.

I. Proposition 1 :

La première idée serait d'ajouter un 4^{ème} échangeur D (gaz+eau, gaz) qui serait placé avant l'échangeur C. La partie chaude de cet échangeur serait le gaz+eau provenant du sécheur et la partie froide serait le gaz. Cet échangeur pourrait augmenter la température du gaz de 50 °C à 95°C et refroidir le gaz+eau de 240°C à 150°C et qui serait acheminée vers les aéro-refroidisseurs.

Les avantages de cette proposition sont :

- Augmenter la surface d'échange et donc augmenter le nombre de tubes ce qui augmente la température de 260°C à 275°C. Ceci permettrait d'avoir un bon rendement de régénération.
- Diminuer l'énergie utilisée par le refroidisseur E 202, qui devait refroidir le gaz de 150°C à 50°C au lieu de 240°C à 50°C.

Mais le problème de cette proposition est le risque de corrosion des tubes pouvant être provoqué par la présence de l'eau dans la partie chaude, gaz+eau.

Dans ce qui suit, le dimensionnement de cet échangeur a pour but de déterminer la surface d'échange et définir le type d'échangeur à adopter.

Partie expérimental : Propositions

Calcul de l'échangeur D (Dimensionnement) :

Les données :

Fluide	Gaz de régénération (coté calandre)	Gaz+eau (coté faisceau)
Débit kg/h	54000	57185
Cp (kJ/kg °C)	Cp ₁ = 2,791 Cp ₂ = 2,946	Cp ₁ = 3,93 Cp ₂ = 3,67 Cp _{moy} = 3,80
Température (°C)	T ₁ = 50 T ₂ = 95	t ₁ = 240 t ₂ = 150
Coefficient de transfert sale estimé « Us' »	5000 kJ / h m ² . °C	

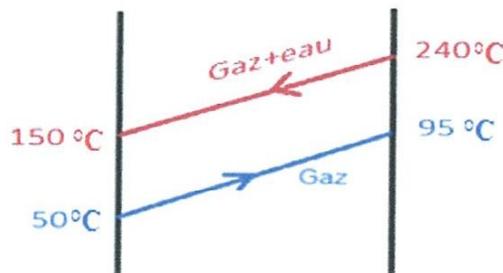
I. Détermination de la chaleur thermique « Q » :

$$Q_{\text{cédée}} = M C_{p_{\text{moy}}} (T_1 - T_2)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 57185 \times 3,8 \times (240 - 150)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 19557270 \text{ (kJ / h)}$$

II. Détermination de la différence de température logarithmique moyenne :



Partie expérimental : Propositions

$$\Delta T_{\max} = 150 - 50 = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\min} = 240 - 95 = 145 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{LM}} = (100 - 145) / 2,3 \log(100/145)$$

$$\Delta T_{\text{LM}} = 121,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

III. Détermination du coefficient « f » :

On a : $R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$

$$E = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$R = (50 - 95) / (150 - 240) = 0,5$$

$$E = (150 - 240) / (50 - 240) = 0,47$$

D'après la figure 1 (voir l'annexe) avec « $n_c = 1$ » on trouve

$$f = 0,94$$

Donc : $\Delta T_{\text{LM corrigé}} = 113,96 \text{ } ^\circ\text{C}$

IV. Le choix de l'appareil :

- a. On a fait une estimation du coefficient de transfert sale « U_s » par le logiciel « hysys » :

$$U_s = 5000 \text{ kJ / h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- b. Estimation de la surface « A » :

$$A = \frac{Q}{U_s \times \Delta T_{\text{LM corrigé}}}$$

$$A = 19557270 / (113,96 \times 5000)$$

$$A = 34,32 \text{ m}^2$$

- c. Calcul de la surface d'échange du tube « a » :

$$a = 3,14 \times d_0 \times L$$

$$a = 3,14 \times 19,05 \times 6 \times 10^{-3}$$

$$a = 0,358 \text{ m}^2$$

- d. Calcul du nombre de tubes « N_t » :

Partie expérimental : Propositions

$$N_t' = A / n_c \times a$$

$$N_t' = 34,32 / 1 \times 0,358$$

$$N_t' = 95 \text{ tubes}$$

e. Détermination de « U_s » de l'appareil :

$$U_s = U_s' \times \frac{N_t'}{N_t}$$

D'après le tableau 3 (voir l'annexe)

$D_c = 305 \text{ mm}$ et le Pas $P = 23,8 \text{ mm}$

On a trouvé:

$N_t = 98 \text{ tubes}$

$$U_s = 5000 \times (95 / 98)$$

$$U_s = 4846,93 \text{ kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

surface d'échange (m^2)	ΔT_{LM} corrigé ($^\circ\text{C}$)	Diamètre de la calandre D_c (cm)	Nombre de tubes (tube)	Coefficient U_s ($\text{kJ/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
34,32	113,96	33,7	98	4846,93

D'après le calcul de la surface d'échange, on peut déterminer les dimensions constructives de l'échangeur à placer. Les résultats du calcul sont illustrés dans le tableau suivant :

Tableau 8 : Caractéristiques de l'échangeur D

Echangeur	Caractéristiques
Nombre de tubes	95
Diamètre extérieur (mm)	19,05
Epaisseur (mm)	2,77
Diamètre intérieur (mm)	13,51
Longueur (mm)	6000
Pas (mm)	23,8
Surface (m^2)	34,32
Diamètre de la calandre (mm)	305

Partie expérimental : Propositions

II. Proposition 2

Le nettoyage chimique est utilisé pour :

- Eliminer les dépôts calcaires sur les parois des échangeurs de chaleurs
- Traiter contre la corrosion de surface
- Prévenir de la corrosion dans les tuyaux des échangeurs de chaleur

Cette proposition s'avère difficile à réaliser à cause de la cherté du solvant que l'entreprise ne peut acheter pour des raisons de budget.

III. Proposition 3

L'augmentation de la température de l'huile à plus de 288°C impliquerait l'augmentation de la température du gaz de régénération. Mais ceci poserait un problème, le four est programmé pour augmenter la température de l'huile à au plus 288°C pour des raisons de sécurité de l'unité et du personnel.

IV. Proposition 4

Le remplacement des trois échangeurs actuels par des échangeurs neufs est soumis à conditions. Un remplacement d'un échangeur ne peut être fait que si le nombre de tubes défectueux atteint les 20% du nombre total de tubes. Pour le cas présent le nombre de tubes devrait être de 49 d'après le calcul :

$$246 \times 20\% = 49$$

De là le nombre de tubes fonctionnel devrait donc être $246 - 49 = 197$ tubes.

Le nombre de tubes dans les trois échangeurs de l'unité étant supérieur à 197 tubes, cette proposition n'est pas retenue.

Conclusion

Références

Références

- 1- **Sonatrach** : guide opératoire, volume1.
« Division production 1989 ».
- 2- Rapport de centre de formation Hassi Messaoud.
- 3- **Site web** : comité français du butane et propane.
«<http://www.cfbp.fr/proprietes-des-gpl/caracteristiques-generales-et-physico-chimiques-n305> ».
- 4- **A. Rojey** : le gaz naturel. « Edition technique, 1994 ».
- 5- **Katz.D.L et Hand.book** : Technologie d'engineering du gaz naturel liquéfié
Edition New York 1969.
- 6- **Philippe MARTHY** : cours de transfert thermiques conduction et rayonnement.
« Université Josef FOURIER, Grenoble ».Version 6 septembre 2001.
- 7- **J. CRABOL**. Transfert de matière et transfert de chaleur.
«Les équipements des unités pétrolières»
- 8- **Pierre TRAMBOUZE** : matériels et équipements, tome 4
« Février, 1999 ».
- 9 - **Mr : H.BOUKHLLOUF** : formation industriel, échangeur de chaleur.
« IAP de Skikda. Du 13 au 18/12/2012, Hassi-MESSAOUD ».
- 10- **Pierre WHUITIER** : le raffinage du pétrole et génie chimique, tome1
« 1972 Edition technip, 27 Rue Ginoux paris »
- 11- **Jan Pierre WAUQUIER et Pierre RAMBOUZE**: le raffinage du pétrole, tome
2 « Procédés de séparation ».
- 12- **Pierre WHUITIER** : le raffinage du pétrole et génie chimique, tome2
- 13- Manuel de maintenance pour projet de récupération de GPL Hassi Messaoud
« Novembre, 1996 ».

Annexes

Annexes

Tableau 1
Caractéristique des tubes d'échangeurs

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694			
	18	1,24	1,021	0,819			
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434			
	14	2,10	1,483	1,727			
	16	1,65	1,575	1,948			
	18	1,24	1,656	2,154			
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098			
	14	2,10	2,118	3,523			
	16	1,65	2,210	3,836			
	18	1,24	2,291	4,122			
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375			
	14	2,10	2,743	5,909			
	16	1,65	2,845	6,357			
	18	1,24	2,921	6,701			
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300			
	14	2,10	3,378	8,962			
	16	1,65	3,480	9,512			
	18	1,24	3,556	9,931			

Tableau 2
Disposition des tubes en carré

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Annexes

Tableau 3
Disposition des tubes en triangle

D. calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _i				nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Tableau 4
Résistance d'encrassement : 10⁴ R, (R, en h.m².°C/kcal)

PRODUITS PÉTROLIERS			
DISTILLATIONS ATMOSPHÉRIQUES ET SOUS VIDE		TRAITEMENT DES HUILES	
Essences et kérosène	2	Huile + solvant	4
Gasol léger	4	Raffinat	2
Gasol lourd	6	Extrait	5
Résidu atmosphérique	6-8	Solvants (Turfurool, MEK, propane)	2
Résidu sous vide	10	Huile raffinée	2
Asphalte	20		
UNITÉS DE CRAQUAGE		FRACTIONNEMENT DES GAZ	
Vapeurs de tête	4	Alimentation et produits de tête	2
Distillat léger	4	Résidu au rebouilleur	4
Distillat lourd	6-10		

Annexes

Facteur de correction f :

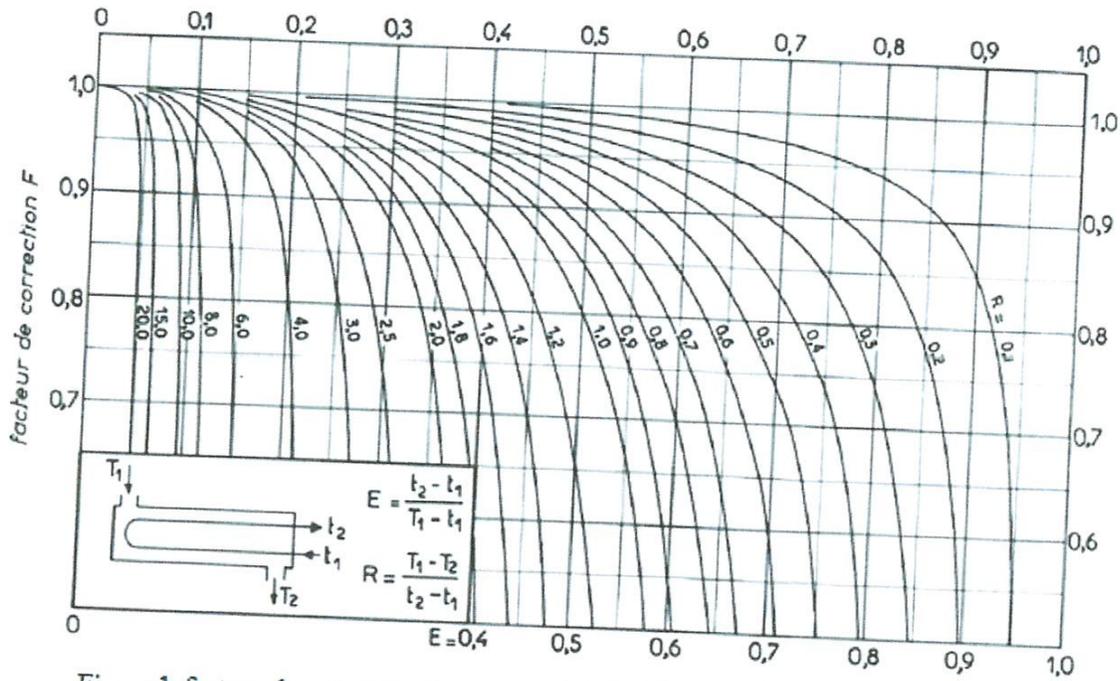


Figure 1: facteur de correction f : une passe coté calandre, deux passes coté tubes

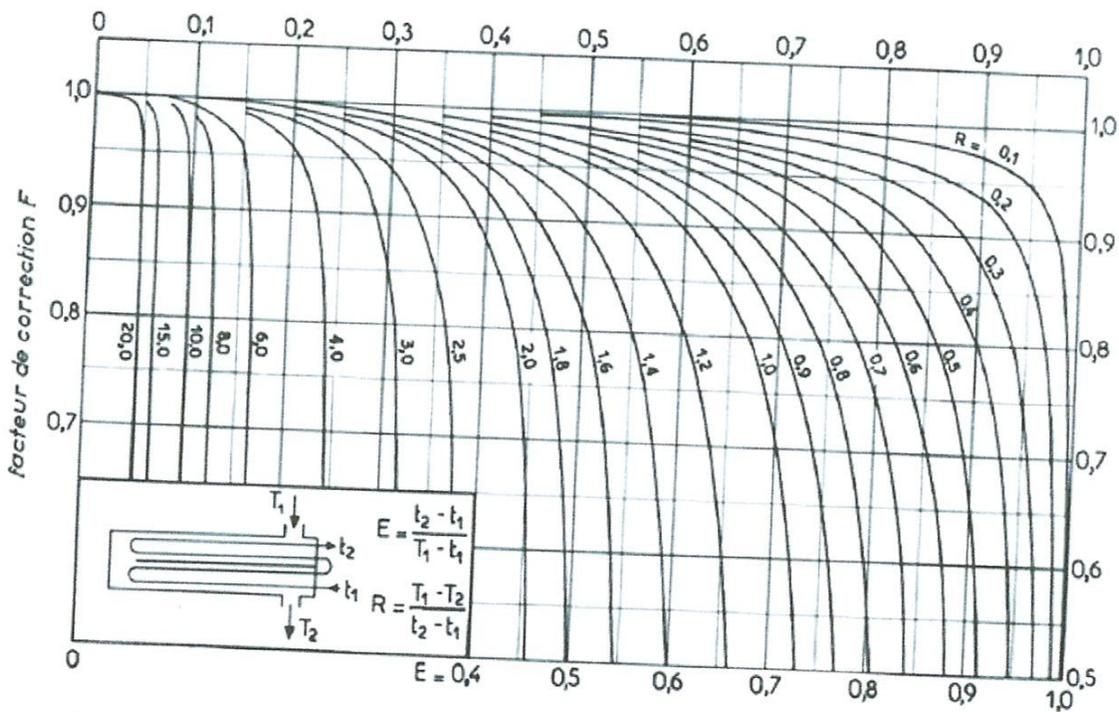


Figure 2 : facteur de correction f : deux passes coté calandre, quatre passes coté tubes

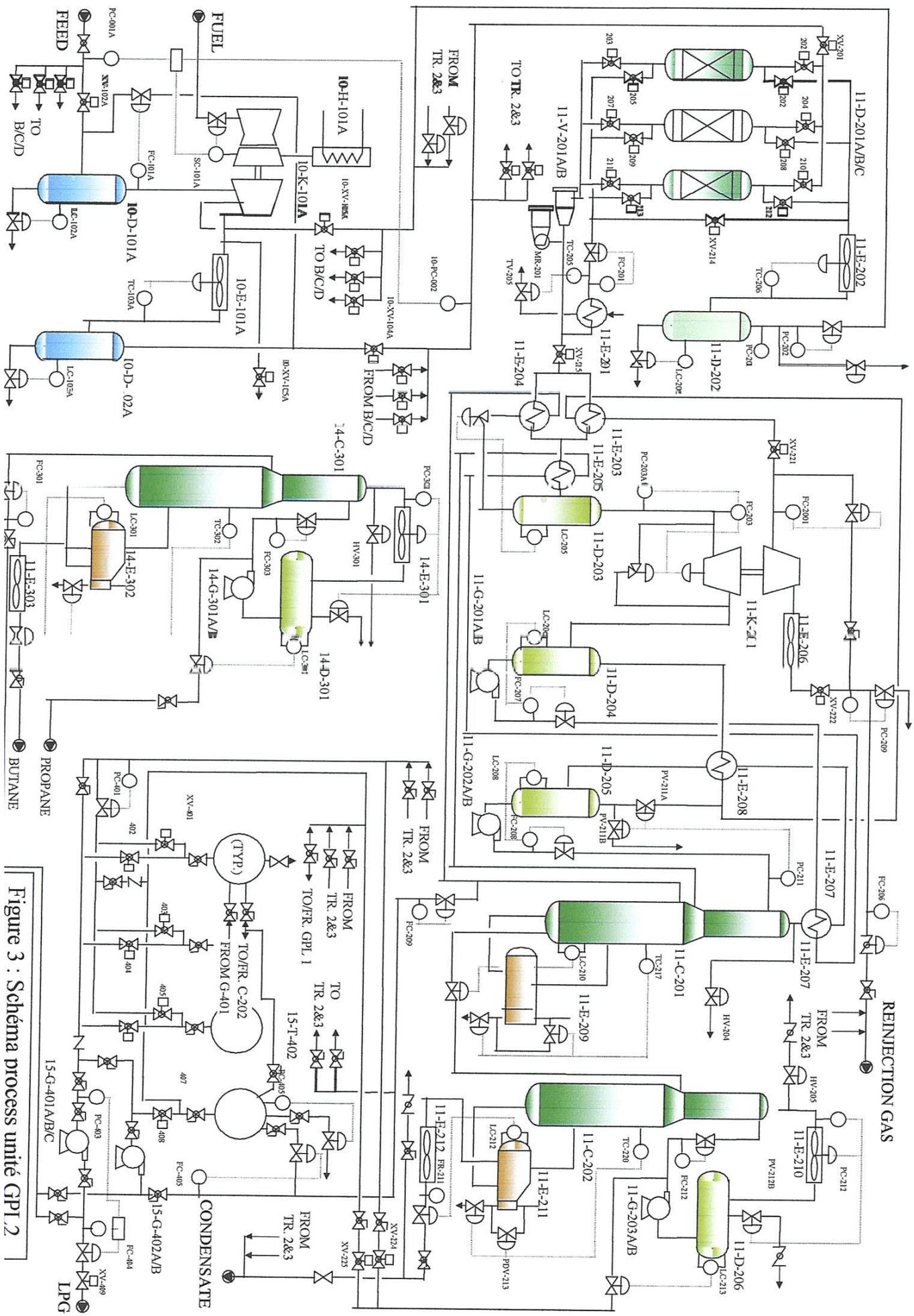


Figure 3 : Schéma process unité GPL 2