

Université KASDI-MERBAH Ouargla

Faculté des sciences appliquées

Département de Génie des Procèdes



Mémoire

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies.

Filière : Industries Pétrochimiques.

Spécialité : Génie du Raffinage

Présenté par : MATALLAH Hocine

Thème :

**Dimensionnement de l'échangeur E-201A/B/C
de l'unité GPL-2**

Soutenu publiquement le :

Devant le jury composé de :

Mr.	MAA	Président	UKM Ouargla.
Mr.	Pr	Examineur	UKM Ouargla.
Mr.	MCA	Rapporteur	UKM Ouargla.

Année universitaire : 2019/2020

REMERCIEMENTS

*EN PREMIER LIEU, NOUS TENONS À REMERCIER NOTRE
DIEU, NOTRE CRÉATEUR
POUR NOUS AVOIR DONNÉ LA FORCE POUR ACCOMPLIR
CE TRAVAIL.*

*NOUS TENONS À EXPRIMER NOS VIFS REMERCIEMENTS À
TOUS LES PROFESSEURS
QUI NOUS ONT AIDÉS TOUT AU LONG DE NOTRE CURSUS
UNIVERSITAIRE*

*EN PARTICULIER NOTRE ENCADREUR MR: BACHA
OUSSAMA POUR SES CONSEILS ET L'AIDE
QU'IL NOUS A APPORTÉS.*

*NOUS VOUDRIONS AUSSI EXPRIMER TOUTE NOTRE
GRATITUDE À
TOUTE LES TRAVAILLEURS À GPL-2 ET SAT NORD
OMP-53/OMN-77*

*POUR LES ORIENTATIONS ET
LES CONSEILS.*

*NOS DERNIERS REMERCIEMENTS, VONT À TOUS CEUX QUI
ONT CONTRIBUÉ DE
PRÈS OU DE LOIN POUR L'ABOUTISSEMENT DE CE
TRAVAIL.*

DÉDICACE

JE DÉDIE CE TRAVAIL À :

*À CELLE QUI A INSÉRÉ LE GOÛT DE LA VIE ET LE SENS
DE LA*

RESPONSABILITÉMERCI MERE.

*À CELUI QUI A ÉTÉ TOUJOURS LA SOURCE D'INSCRIPTION
ET DE COURAGEMERCI PERE.*

À MES FRÈRES ET MES SOEURS.

À MES COUSINS ET COUSINES.

ET À TOUTE MA FAMILLE.

À TOUTES MES AMIS DE PRÈS OU DE LOIN.

À LA PROMOTION DE MASTER II.

Sommaire

Liste des figures	
Liste des tableau	
Introduction générale	1
I-1 Présentation du Champ Hassi Messaoud	2
I-1-1 Situation Géographique	2
I-1-2 Le Gisement de Hassi Messaoud	3
I-1-3 Historique	3
I-1-4 Description des installations	4
I-1-5 Capacités annuelles de la production	6
I-2 Description du Département GPL	6
I-2-1 Description du complexe CIS	6
I-2-2 Les unités du complexe sud	7
I-3 Description de l'unité GPL-2	7
I-3-1 Composition de gaz de charge	8
I-3-2. Spécification des produits	9
I- 3- 3 Capacité de traitement et de production de l'unité GPL 2	9
I-4-1- Description du procédé de l'unité GPL-2	10
I-4-1- 1 Section manifold	10
I-4-1- 2 Section slug-catcher	10
I-4-1- 3 Section de boosting	10
I-4-1- 4 Section déshydratation	10
I-4-1- 5 Section de refroidissement et détente	11
I-4-1-6 Section de fractionnement	12
I-4-1-7 Section d'huile chaude	13
I-4-1-8 Section de production C3/C4	14
I-4-1-9 Section stockage et pomprie	14
I-4-1-10 Section utilités	15
I-4-1-11 Salle de contrôle	16
I-5. Problématique et objectif d'étude	17
II-1 GENERALITE SUR LE GPL	18
II-1-1 Définition des GPL	18
II-1-2. L'origine des GPL	18
II-1-3- Caractéristiques général des GPL	19
II-1-4- Stockage de GPL	20
II-1-5- Domaines d'utilisation des GPL	21
II-2- GENIRALITE SURE LES TRANSFERTS THERMIQUES	22

SOMMAIRE

II-2-1- Echangeur de chaleur	22
II-2-2 Différents types d'échangeurs	23
II-2-3 Défieront mode de circulation	30
II-2-4 Problème de fonctionnement	31
II-2-5 Transfert de chaleur	35
II-2-6 Loi de transmission de chaleur	37
II-3-1. Dimensionnement d'un échangeur à faisceau et calandre	38
II-3-1.1 Méthode de Kern	38
III-1 Dimensionnement d'E201A/B/C dans le cas design	42
III-2 Dimensionnement d'E201A/B/C dans le Cas actuel	53
III-3 Dimensionnement d'un autre échangeur E201D	61
Conclusion Générale	67
Bibliographie	
Annexe	

Liste des figures

Figure I.1: Situation géographique du Champs HMD.	2
Figure I-2 Procédés de complexe industriel sud.	5
Figure. II.1. Schéma simplifié d'un échangeur.	22
Figure.II.2. Echangeur monotube.	23
Figure.II.3. Echangeur coaxial centré.	24
Figure.II.4.Echangeur à tubes et calandre.	24
Figure.II.5.Principales technologies d'échangeurs à tube et calandre.	25
Figure.II.6. Divers constituants d'un échangeur TEMA type AEL.	26
Figure.II.7. Pas des tubes.	28
Figure.II.8. Divers géométries des chicanes transversales.	28
Figure.II.9 une plaque d'un échangeur.	30
Figure :II.10 Circulation à co-courant et à contre-courant.	31
Figure :II.11 courant croisés avec faisceaux tubulaires.	31
Figure.II.12. Procédé de nettoyage en continu par boules.	33
Figure III.1 : Echangeur à Contre - courant pur cas design.	44
Figure III.2: Echangeur à Contre - courant pur cas actuel.	53
Figure III .3 : Echangeur à Contre - courant pur dimensionner.	61

Listes des tableau

Tableau I-1: Production annuelle au niveau du CIS et CINA.	6
Tableau I-2: Analyse chromatographique de la charge d'alimentation à l'entrée du manifold 28 le 16/02/2014 à 15h45.	8
Tableau I-3: Produits issues de l'unité GPL-2.	9
Tableau I-4 : Capacité de l'unité GPL2.	9
Tableau.II.1 : composition de GPL.	18
Tableau III.1 paramètre coté tube.	42
Tableau III.2 caractéristique coté tube.	43
Tableau III.3 caractéristique coté calandre.	43
Tableau III.4 : calcul de C_p° du gaz à température calorique.	47
Tableau III.5 : calcul de T, p critique et ω du gaz.	48
Tableau III.6 : spécification de gaz.	52
Tableau III.7 spécification d'huile.	52
Tableau III.8 : design de l'échangeur E-201.	52
Tableau III.9 Bilan énergétique.	61
Tableau III.10 Les résultats de calcul.	64
Tableau III.11 caractéristique de l'échangeur dimensionner.	66

NOMENCLATURE

Nomenclature

<u>Symbole</u>	<u>Unité</u>
Cp : La chaleur spécifique	kJ/kg °C
de : Diamètre de tube	m
Up : Coefficient de transfert propre	kJ/hm°C
F : Facteur correctif	
DTLM : Différence température logarithmique moyenne	°C
e : Epaisseur de de la paroi d'échange	m
h : Coefficient de convection	kJ/mh°C
L : Longueur caractéristique	m
M : débit massique d'huile	kg/h
T : température d'huile	°C
ΔP : Perte de charge	kg/cm
RS : Résistance d'encrassement	mh°C/KJ
Re : nbre de reynolds	
Pr : nbre de prandt	
Nu : nbre de nusselt	
Tc : température calorique	°C
Cp: chaleur spécifique d'huile à Tc	kJ/kg °C
d : densité d'huile à Tc	kg/m 3
Jh : Coefficient de transfert	
A : Surface d'échange	m2
GM : la vitasse massique	kg/hm
de : diamètre extérieur	m
P : pas triangulaire	m

NOMENCLATURE

Lettre grecques

λ :	Conductivité thermique	$\text{kJ/m}^\circ\text{C}$
ρ :	Masse volumique	kg/m^3
μ :	La viscosité dynamique	kg/ms
ω :	facteur acentrique	
Φ :	Facteur de la température à l'intérieur du tube	
ν :	La viscosité cinématique	cp

Introduction générale

Le pétrole est le lait nourricier de l'Algérie, c'est le produit de base de toute l'industrie du pays et en même temps la rente essentielle de notre économie

Le pétrole et le gaz naturel, le condensat et le GPL représentent l'un des produits importants dans l'industrie pétrolière, l'amélioration de ces produits est l'une des priorités de la politique énergétique de SONATRACH, permet de constituer un complément à la production du pétrole et du gaz naturel.

De nos jours le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est considéré comme une importante source d'énergie qui contribue à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux. Il s'est imposé essentiellement grâce à ces caractéristiques propres :

- Son utilisation en tant que combustible domestique.
- Sa diversification et sécurité d'approvisionnement.
- Son prix compétitif
- L'avantage du point de vue protection environnement.

L'économie nationale se base essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures. Cette industrie nécessite l'implantation de diverses unités de traitement avec l'installation d'équipements coûteux.

Dans le cadre de notre étude nous avons fait un dimensionnement de vérification de l'échangeur E-201A/B/C à l'unité de récupération de gaz de pétrole liquéfié appelée GPL-2 implantée au centre industriel sud (CIS) de la région de Hassi-Messaoud

Le problème est l'échangeur E-201A/B/C ne peut pas atteindre la température de régénération de tamis

I-1 Présentation du Champ Hassi Messaoud

I-1-1 Situation Géographique

Le champ de Hassi Messaoud se situe à 850 km Sud/Sud Est d'Alger et à 350 km de la frontières Tunisienne, sa localisation en coordonnées LAMBERT Sud Algérie $X = (790.000 - 840.000)$ Est. $Y = (110.000 - 150.000)$ Nord.



Figure I.1: Situation géographique du Champs HMD¹

¹ Carte géographique HMD, [carte], In GOOGLE EARTH, 15 September 2020

I-1-2 Le Gisement de Hassi Messaoud

Le 15 Janvier 1957, le premier forage MD1 a mise en évidence la présence d'huile à 3338 m de profondeur dans les Grés du Cambrien. En mai 1957, à 7 km au NNW de MD1, le forage OM1 a confirmé l'existence d'huile dans les Grés Cambrien.

Actuellement, le champ est divisé en 25 zones en fonction de l'évolution de la pression des puits et de leur production, on peut citer quelques propriétés de ce forage .

SUPERFICIE : 3300 KM2

FORMATION : CAMBRO-ORDOVICIEN

PROFONDEUR : entre 3250 et 3500 M

EPESEUR : jusqu'à 300M

HUILE LEGERE DE DENSITE API = 45,4

I-1-3 Historique²

L'une des étapes et des établissements les plus importants dans le champ HMD qui prient a son état maintenant.

1956 : Découverte du champ (Forage de MD 01)

1958 : Mise en exploitation du champ Sud

1959 : Mise en exploitation du champ Nord

1960 : Création du CIS et CINA

1960-1970 : Réalisation de 05 Unités de séparation ; 02 Unités de Réinjection de gaz ; 01 Toppinget 02 Unités de Stabilisation.

1970-1980 : Réalisation de 02 Unités GPL ; 07 Unités de séparation Satellites ; 01 Raffinerie ; 01 Unité d'injection d'eau ; 05 Unités Boosting et 05 Unités de Réinjection de gaz

² DADDIOUAMEUR Abdelaziz, ETUDE D'UN SYSTÈME DE VAPORISATION DE GPL AU NIVEAU DE L'UNITE GPL2, CIS-HMD,2015,p06

1980-1990 : Réalisation de 02 Unités de Réinjection d'eau ; 01 Unité de séparation Satellites ; 06 Unités Boosting ; 01 Unité de séparation et 02 Unités d'injection de gaz.

1990-2000 : Réalisation de 17 Unités Boosting ; 06 Unités de Réinjection de gaz ; Unité de séparation de gaz ; 01 Unité de GPL et 02 Unités d'azote.

2000 à ce jour : Réalisation de 02 Units de Traitement des eaux Huileuse ; 01 Unité de valorisation des Condensats ; 01 Unité de stabilisation d'huile « UTBS » ; 01 Unité de production de GPL et de Condensat et Unité de séparation LDHP (Ligne Direct Haute Pression) « ZCINA ».

I-1-4 Description des installations

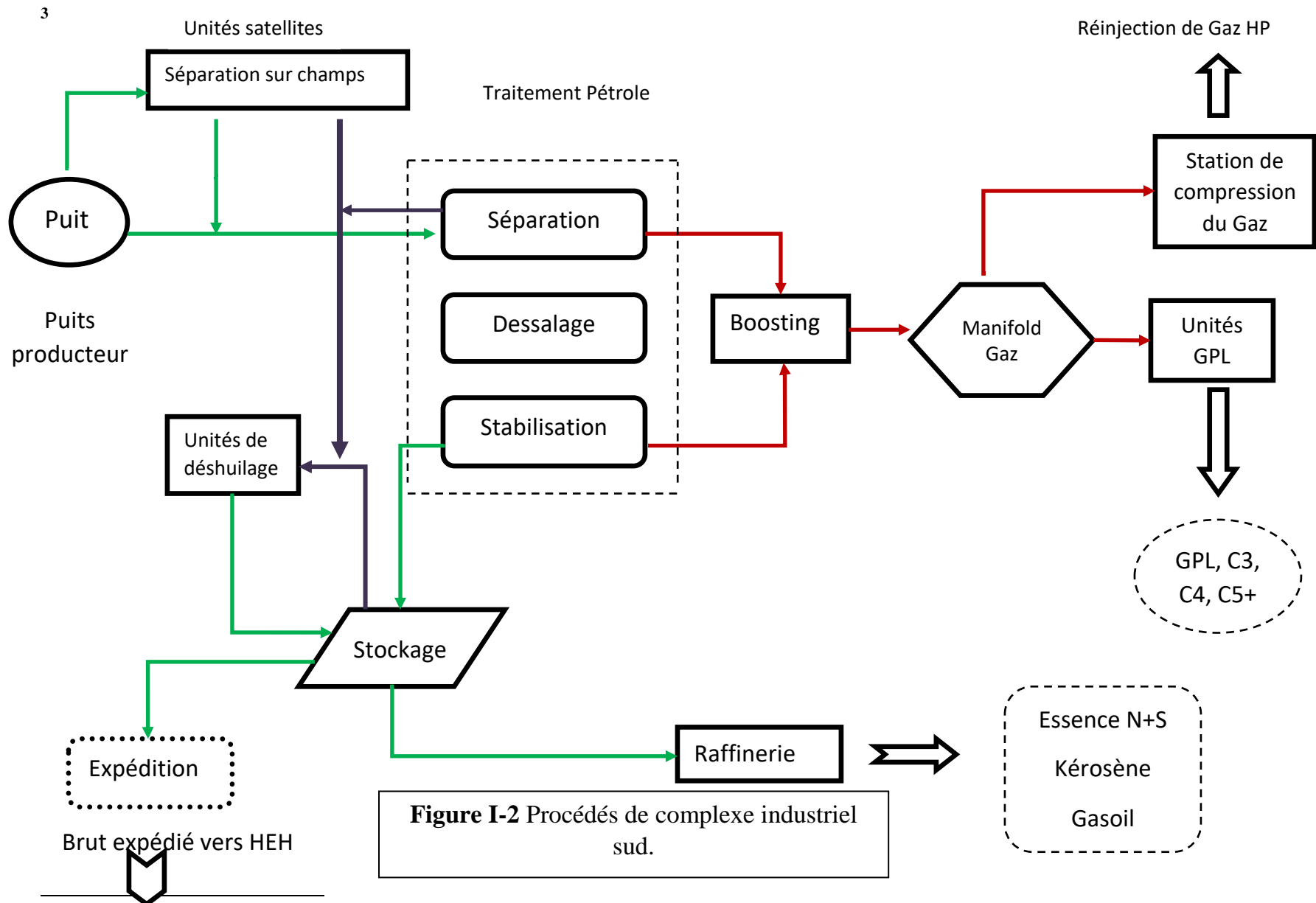
La production d'un puits est un mélange tri_phasique composé d'hydrocarbures liquide et gaz, d'eau et impuretés. Cette production subit un traitement niveau des complexes industriels CIS et CINA avant d'être expédiée.

Les quatre complexes CIS et UTBS et CINA et ZCINA composés d'une chaîne de procédés plus ou moins complexes ont pour fonction le traitement des effluents provenant des puits producteurs.

Ces procédés sont faits pour prendre en charge :

- Le traitement du pétrole brut : séparation huile-eau gaz, dessalage et stabilisation pour la production d'un pétrole brut conforme aux normes commerciales (TVR, Salinité, Densité...).
- Le traitement des gaz associés produits aux cours du processus du traitement du pétrole brut pour la production des GPL et condensats.
- Le traitement des eaux huileuses générées lors du processus traitement de pétrole brut pour la protection de l'environnement.
- Le raffinage d'une partie du brut pour la production de carburants; approvisionnement du marché local.
- La réinjection des gaz résiduels et l'injection d'eau pour le maintien de la pression du gisement.

CHAPITRE I : PRESENTATION DE SITE DE TRAVAIL



³ DADDIOUAMEUR Abdelaziz, ETUDE D'UN SYSTÈME DE VAPORISATION DE GPL AU NIVEAU DE L'UNITE GPL2, CIS-HMD,2015,p08

I-1-5 Capacités annuelles de la production

Le tableau suivant représente la production annuelle (Année 2019) au niveau du CIS et CINA :

Tableau I-1: Production annuelle au niveau du CIS et CINA⁴.

PRODUCTION EN TONNE		
PRODUITS	CIS	CINA
PETROLE BRUT	7644827.009	8602080.992
CONDENSAT	499803.967	266056.636
GPL	922947.991	1387328.152

I-2 Description du Département GPL

Le département GPL sud se compose de deux services:

- Service GPL1

L'unité GPL1 a été mise en service en 1973 par la firme anglaise FLUOR-ENGLAND-LTD dans le but de récupérer le GPL contenu dans les gaz de séparation et de stabilisation du pétrole brut au niveau du complexe industriel sud.

La production de l'unité est d'environ 1330 T/J de GPL et 300T/J de propane et 150 T/J de butane.

- Service GPL2

L'usine GPL2 a été réalisée en 1994 suite à un contrat de partenariat entre SONATRACH et JGC, pour produire environ 4890 T/J de GPL et 1050T/J de condensat et 240T/J de propane et 160 T/J de butane.

I-2-1 Description du complexe CIS

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

⁴ ETP ANNUEL 2019 SONATRACH

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

I-2-2 Les unités du complexe sud

La découverte du pétrole durant les années cinquante sur le sol Algérien et précisément à Hassi Messaoud a donné un aperçu sur la richesse du sous-sol de cette région, d'où la question de son exploitation optimum et prioritaire. Il a été décidé alors, de mettre en place une unité de traitement du brut pour faciliter son transport et son raffinage .

Au cours des années, il a été constaté l'augmentation de la production, et ceci suite au forage de nouveaux puits producteurs et par conséquent l'extension du centre par la réalisation de nouvelles unités.

Actuellement le complexe sud est composé de plusieurs unités :

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

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

I-3 Description de l'unité GPL-2

L'unité GPL-2 est destinée à récupérer les composants butane propane contenu dans la charge de gaz d'alimentation pour être expédié vers Arzew via la station de pompage de Haoud- El Hamra. Une partie du GPL (C3, C4) produit est fractionnée dans le

dépropaniseur pour la production du propane et butane commercial, les deux produits sont livrés au centre enfûteur de Naftal de Hassi-Messaoud pour les besoins domestiques. Les condensâts sont envoyé vers l'unité de valorisation de condensâts, tandis que les gaz résiduels constitués principalement de méthane et éthane (C1 et C2) sont repris par les stations de compression pour être réinjecter dans le gisement. Une partie du gaz résiduel est utilisée comme gaz combustible pour les turbines à gaz des boosters et les fours.

I-3-1 Composition de gaz de charge

La composition de gaz extrait du pétrole varie selon la nature du pétrole brut, la charge qui arrive au GPL-2 est la suivante :

Tableau I-2: Analyse chromatographique de la charge d'alimentation à l'entrée du manifold 28 le 16/02/2014 à 15h45.

Gaz de charge	Composition
N2	2.39
CO₂	2.03
C1	65.16
C2	18.23
C3	7.35
iC4	0.70
nC4	2.34
iC5	0.46
nC5	0.72
C6	0.62
C7	0.00
Total	100
Poids moléculaire	23.87 g/ mol

I-3-2. Spécification des produits

Les spécifications des produits issues de cette unité sont représenté dans le tableau suivant :

Tableau I-3: Produits issues de l'unité GPL-2.

Produit	Spécifications	Teneurs
GPL	C2⁻	< 0,3% en mole
	C5+	< 0,4% en mole
	eau	< 50 ppm
propane	C4+	< 2.5% en vol
	TVR	< 14.34 barg
butane	C5+	< 2% en vol
	TVR	< 4.83 barg

I- 3- 3 Capacité de traitement et de production de l'unité GPL 2

La capacité de traitement de GPL-2 entre les gaz riche et las gaz pauvre en tonnes/jour est présenté dans le tableau suivant :

Tableau I-4 : Capacité de l'unité GPL2

	Gaz riche	Gaz pauvre
Gaz d'alimentation MMNm³/j	24	24
GPL produit (tonnes/jour)	4890	3050
Condensat (tonnes/jour)	1050	600
Propane (tonnes/jour)	240	240
Butane (tonnes/jour)	160	160

I-4-1- Description du procédé de l'unité GPL-2

L'unité GPL2 est constituée principalement des sections suivantes :

I-4-1- 1 Section manifold

Les gaz associés issus de la séparation du pétrole brut au niveau des champs de séparation appelés communément "satellites" et au niveau du complexes CIS sont collectés dans un manifold (collecteur de gaz) à une pression de 28 bars abs pour alimenter les deux unités de GPL (unité GPL1 et GPL2).

La capacité de ce manifold est d'environ 40 millions Nm³ / jour. Il est muni d'une sécurité de surpression grâce à des vannes de torches qui y sont installées .

I-4-1- 2 Section slug-catcher

Les gaz provenant du manifold arrive et se devise en deux parties pour alimenter les deux ballons slug-catcher (V3820 A/B) où il va avoir la réception des bouchons liquide et la séparation de liquide du gaz pour mieux protégé les équipements en aval.

I-4-1- 3 Section de boosting

La section boosting est composée de quatre compresseurs Nuevo-Pignone de type BCL 506 A entraînés par turbine à gaz de type "General Electric Fram 5001". Chacun de ces compresseurs est doté d'une vanne anti -pompage pour éviter le pompage.

Le gaz provenant du ballon (V3820 A/B) à une pression de 28 bars après passage dans les ballons d'aspiration (10-D101 A/B/C/D) est comprimé dans les compresseurs (10-K101 A/B/C/D), à une pression de 97 bars (soit une température de 125°C). Ces gaz sont ensuite refroidis à une température de 50°C par des aéro-réfrigérants (E101) puis dirigés vers les ballons de refoulement (10-D102 A/B/C/D) où a lieu la séparation et l'élimination de l'eau condensée. Les gaz sortant en tête de ces séparateurs sont collectés dans un collecteur commun 34'' qui alimente les trois trains .

I-4-1-4 Section déshydratation

Le rôle de cette section est d'éliminé l'eau contenue dans le gaz afin d'éviter la formation d'hydrates dans la zone cryogénique de l'unité où la température atteint -48 °C.

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 .

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 servent à mesurer la teneur en eau du gaz séché. Une partie de ce gaz déshydraté (54KNm³ /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). Températures de fonctionnement :

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

I-4-1- 5 Section de refroidissement et détente

À la sortie des sécheurs le gaz entre dans la section cryogénique à une pression de 97 bars et une température de 55°C en deux flux dans les deux échangeurs E-203 et E-204 disposés en parallèles pour un premier refroidissement à une température de 14.0°C. Les deux flux se recombinent et passent dans l'échangeur E-205 côté tube afin d'être refroidis jusqu'à une température de l'ordre de 12°C. Il est à noter que la batterie d'échangeurs E-203, E-204 et le E-205 fonctionne avec un écoulement à contre-courant .

Le gaz passe ensuite dans le ballon séparateur haute pression D-203 où la phase liquide séparée est envoyée comme deuxième charge du dééthaniseur tandis que la phase gazeuse subie une détente isentropique dans le turbo-expandeur K201 à une pression finale de 21 bars et une température de - 48°C. Le liquide obtenu après détente est séparé dans le séparateur D204. Les gaz froids du ballon D-204 auxquels s'ajoutent les gaz du ballon de reflux du dééthaniseur D-205 refroidissent les gaz de tête du dééthaniseur et le gaz de charge dans deux échangeurs E-208 et E-203. Les températures de sorties de ces gaz E208

et E203 sont respectivement -24°C et 42°C . Ces gaz appelés gaz résiduels (gaz secs) sont comprimés dans le compresseur du turbo-expandeur K-201 à une pression de 29 bars (81°C) puis refroidis dans la batterie d'aéroréfrigérants E-206 à une température de 51°C . Enfin ils sont envoyés vers l'unité de réinjection .

Le liquide provenant du ballon D-203 refroidit le gaz de charge dans l'échangeur E-204 et alimente le dééthaniseur à une température de 9°C . Le liquide provenant du ballon D-204 refroidit les gaz de tête de la colonne dééthaniseur E-207 et les gaz de charge de l'échangeur E-205. Ses températures à la sortie de chaque échangeur sont respectivement de -16°C et -6°C . Celui-ci alimente la colonne dééthaniseur C-201 .

I-4-1-6 Section de fractionnement

L'hydrocarbure liquide récupéré dans la section de refroidissement et de détente se sépare en GPL et en condensât au niveau du débutaniseur (C202), après l'extraction des constituants légers dans le dééthaniseur (C201).

- Dééthaniseur C201

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

- Pression de service : 24 bars.
- Température de tête : -23°C .
- Température de fond : 90°C .
- Reflux total.

Deux circuits assurent l'alimentation de la colonne C201. Une alimentation supérieure, provenant du ballon D204, est introduite au niveau du 13^{ème} plateau à une température de -6°C tandis que l'alimentation inférieure est assurée par le liquide du ballon D203. Ce liquide alimente le 21^{ème} plateau à une température de 9°C .

La vapeur de tête est condensée partiellement dans les échangeurs E207 et E208, placés en séries, ensuite elle est récupérée dans le ballon de reflux D205.

Le maintien de la température du fond à 90°C est assuré par le rebouilleur E209. Le résidu du dééthaniseur passe directement vers le 17^{ème} plateau du débutaniseur C202.

- Débutaniseur C202

C'est une colonne à 33 plateaux à clapets opère à une pression de 14 bars. Celle-ci est conçue pour séparer les produits du fond du dééthaniseur en :

- Produit de tête : GPL (mélange de propane et butane).
- Produit de fond : condensât (fraction pentane et plus).

Les vapeurs de tête à 67°C sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E-210 où le GPL est recueilli dans le ballon de reflux D-206 à une température 55°C. Une partie de ce liquide est retournée par la pompe G-203 A/B comme reflux vers le 1^{er} plateau du débutaniseur C202 afin de maintenir la température de tête, l'autre est acheminée vers le stockage.

Le rebouilleur E-211 permet d'évaporer le GPL dissous et maintenir la température du fond à 152°C. Les condensats chauds sortant de ce dernier sont refroidis dans la batterie d'aéroréfrigérants E-212 à une température de 55°C pour être envoyés vers l'unité UVC.

I-4-1-7 Section d'huile chaude

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

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

Ce système d'huile se compose :

- Du four H-231
- Du ballon 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 chaleur de l'échappement des boosters 10-H101A/B/C/D.

- D'un ballon d'appoint 10-D103

Le chauffage est assuré par un fluide caloporteur (Torada TC 32). L'huile chaude refoulée par les pompes G231 A/B/C est transférée du ballon tampon D231 au récupérateur de chaleur 10-H101A/B/C/D afin de subir un préchauffage à une température de 207°C (récupération de la chaleur des gaz chauds d'échappement des turbines) et est ensuite chauffée à une température à 288°C dans le four (H-231) .

Après avoir libérée ses calories dans les rebouilleurs et les échangeurs, l'huile revient au ballon tampon d'huile le circuit d'huile étant un circuit fermé.

I-4-1-8 Section de production C3/C4

Le but de cette unité est de fractionner une partie de GPL en propane et en butane commerciaux suivant les besoins et la demande locale.

La charge de GPL issue de la sphère de stockage, à une température de 55 °C alimente le splitter de propane 14-C301.

Le dépropaniseur fonctionne à une pression de service de 20 bars, une température de tête de 59°C et une température de fond de 111°C.

Les équipements constituant cette section sont :

- un ballon de reflux 14-D301.
- un condenseur de propane 14-E301.
- un rebouilleur 14-E302
- des pompes de reflux 14-G301 A/B.
- du refroidisseur de butane 14-E303

Le propane (produit de tête) et le butane (produit de fond) sont respectivement refroidis dans les échangeurs 14-E301 et 14-E303 à une température de 55 °C avant d'être envoyés vers le stockage des produits finis de l'unité GPL1 pour livraison à Naftal .

I-4-1-9 Section stockage et pompière

La section de stockage et pompière comprend :

- Trois sphères de stockage de GPL (15-T-401-A/B/C) d'une capacité de 500 m³ chacune pour le stockage du GPL répond aux spécifications de vente (on spec).
- Une sphère de stockage 15-T402 prévue pour le stockage des éventuels produits off spécifications.
- Deux pompes verticales (15-G-402-A/B) sont utilisées pour alimenter le dépropaniseur en GPL ou pour recycler les produits off spécifications vers le dééthaniseur ou le débutaniseur.
- Trois pompes disposées en parallèle (15-G-401-A/B/C) sont utilisées pour l'expédition des GPL, à une pression de 30 bars vers H.E.H.

I-4-1-10 Section utilités

a) Réseau d'air instrument et d'air service

L'air fourni par les compresseurs axiaux des turbines à gaz et les compresseurs d'air à vis sert :

- D'une part pour fournir l'air service (besoins unité, utilisation pour soufflage nettoyage ou autres)
- L'autre part l'air instrument (air séché par des sécheurs d'air à alumine) pour les vannes de contrôle et l'instrumentation de l'unité.

b) Unité de production d'azote

Pour des raisons de sécurité les procédures imposent un inertage des capacités ou équipements avant chaque ouverture ou intervention avec feu (soudure, chalumeau...).

Une unité de production d'azote a été installée à cet effet pour production d'azote gazeux avec une pureté de 98% et un débit d'environ 300 Nm³/hr.

Le système de gaz inerte est constitué :

- D'un générateur de gaz inerte 16-V-521.
- D'un compresseur de gaz inerte 16-K-521.
- D'un réservoir de gaz inerte 16-D-521.

Le gaz inerte est transféré du 16-V-521 au 16-K-521 après passage dans le 16-D-521, il est distribué dans l'usine de GPL 2 par un réseau de distribution.

c) Section de fuel-gaz ou gaz combustible

La source du gaz combustible est prise à partir du gaz résiduel (gaz sec). Celui-ci assure l'alimentation en gaz combustible

- Des quatre turbines à gaz KT-101 à une pression de 6 bars.
- Des trois fours H-231 à une pression de 1.5 bars.
- Des quatre pilotes du réseau de torches à une pression d' 1 bar.

d) Système de torche

Le système de torche est constitué de trois torches distinctes.

- Torche compresseurs 30'' : Elle assure la décompression des compresseurs fonctionnant à une pression de 97.3 bars en moins de 5 minutes.

- Torche haute pression 24'' : Chaque train est doté d'une torche de décompression pour assurer la sécurité de l'installation et des équipements en cas de déclenchement électrique, augmentation de pression, incidents ou autres.

- Torche froide 14'' : Les produits de tête de chaque train sont combinés et envoyés vers la torche via le ballon tampon de torche froide 17-D601.

I-4-1-11 Salle de contrôle

La salle de contrôle de l'unité GLP2 est équipée d'un système de contrôle récent et sophistiqué appelé (Distributed Control System) DCS, composé de huit consoles I.C.S (Information control system) assurant l'interface entre l'opérateur et les organes de régulation. Des imprimantes permettent de faire ressortir tous les paramètres gérés par le M.I.F (Management Information Field). Il existe également un système de gestion d'arrêt d'urgence de l'unité appelé E.S.D (Emergency Shut Down).

I-5. Problématique et objectif d'étude

La batterie d'échangeurs de l'unité GPL2 (au centre industriel sud de Hassi-Messaoud), son rôle est de rassurer une température suffisante (275 °C) pour assurer une régénération adéquate des déshydrateurs (lit du tamis moléculaire).

Actuellement ces échangeurs en place n'arrivent pas à atteindre la température requise. Elle est de l'ordre de 260°C, ce qui se traduit par la mauvaise régénération et par conséquent un dysfonctionnement de l'unité.

Le problème a surgé dans le démarrage de l'unité ce qu'il perturbe la régénération dans les tamis moléculaires.

Notre étude consiste à améliorer la température de sortie du gaz après la batterie d'échangeurs. L'étude est structurée comme suit :

1°) Un recalcul de vérification de la batterie avec les données design.

2°) Un calcul dimensionnel d'un échangeur de chaleur.

II Généralité

II-1 Généralité sur le GPL

II-1-1 Définition des GPL

Le gaz de pétrole liquéfié communément appelé GPL ou LPG (liquifed petroleum gases) est un mélange d'hydrocarbure ayant un poids moléculaire peu élevé avec 3 ou 4 atomes de carbone (propane – propylène – butène – etc) dans des proportions variables.

Le GPL est principalement constitué de propane et de butane, c'est-à-dire les hydrocarbures saturés de la famille des paraffines, ils sont gazeux aux conditions normales de la température et de la pression de 4 à 18 atm, cette particularité permet un stockage et un transport plus simple, que pour les gaz incondensables (méthane – éthane) qui exige des pressions très élevées. Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement.

Tableau.II.1 : la composition de GPL.

Les composants du GPL	Le % molaire
Méthane	0.32
Ethane	1.12
Propane	60.95
Iso-butane	15.46
Normal butane	22.14
Iso-pentane	0.01

II-1-2 L'origine des GPL

Les GPL sont obtenus principalement:

1. dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors de cracking ou de reforming des produits en vue de la production des essences.
2. au cours des séparations du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de récupérer les condensât et GPL (propane, butane, C₅₊) dans les champs.

II-1-3 Caractéristiques général des GPL

A) Odeur et couleur

Le GPL est incolore, soit en phase vapeur ou en phase liquide pur il est Pratiquement inodore, pour des raisons de sécurité, un odorant doit être ajouté dans des limites à des fins de commercialisation, à l'état vapeur il est légèrement toxique.

B) Tension de vapeur

La tension de vapeur de GPL doit rester dans un intervalle bien délimité, cette valeur ne doit pas dépasser en période de grande chaleur un seuil incompatible avec le règlement de sécurité.

Le GPL a une tension de vapeur à 20°C égale à :

Pour le butane 2 bar.

Pour le propane 8 bar.

C) Densité

A l'état gazeux, il est plus lourd que l'air, la densité diminue avec l'augmentation de la température, la densité de propane est 0.51 et celle du butane est de 0.58.

D) Température d'ébullition

Les températures d'ébullition à la pression atmosphérique sont de -6 °C pour le butane et -42°C pour le propane.

Pouvoir calorifique supérieur :

C'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestique.

PCS (iC₄) = 29460 Kcal/m³

PCS (C₃) = 22506 Kcal/m³

PCS (nC₄) = 29622 Kcal/m³

E) Dilatation

A l'état liquide, il a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de son emmagasinage dans des récipients qui ne doivent jamais être remplis complètement.

II-1-4 Stockage de GPL⁵

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de GPL pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage. Les GPL sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de GPL. (Ou boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de plusieurs paramètres notamment :

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction GPL produits dans les canalisations.
- La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs ; les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés. Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéro réfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C. Ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est noté que certaines unités utilisent d'autres techniques de stockage à savoir :

- Le stockage dans des sphères, à des pressions variables entre 12.5 et 14.5 bars,
- Le stockage comme fuel gaz dans des cigares.

Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de GPL excédentaire est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de GPL à stocker. Quant aux techniques de stockage souterraines en usage actuellement dans le Monde, elles peuvent apparaître, difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le GPL sous forme liquide au sein même du gisement du gaz ou il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs. Cela devient une possibilité de stocker de grands

⁵ Documents par unité GPL2

volumes avec un investissement en plus la possibilité de déstocker à n'importe quel moment.

II-1-5- Domaines d'utilisation des GPL

❖ GPL carburant

Suite à une phase d'étude et d'expérimentation entamée en 1977, la décision d'introduire le GPL carburant « SIRGHAZ » est intervenue en 1983 avec l'adoption la bicarburant et la mise en place de réglementation liée aux conditions d'utilisation et de distribution du GPL/C.

❖ GPL dans la production électrique

Il est utilisé pour la génération d'électricité pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorable, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractive pour le GPL.

La production d'électricité en Algérie s'effectue uniquement par le gaz naturel. Les GPL n'ont pas introduit jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

❖ GPL dans les ménages

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages.

Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représente l'équivalent de 11 millions de bouteille de 13 Kg en 1996.

Le propane représente 4,8% de la consommation nationale du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans la région non reliées au gaz naturel.

❖ GPL dans la climatisation

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité)

Grâce à sa détente d'absorption de chaleur et de créer le froid.

❖ GPL dans la pétrochimie

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'une utilisation dans le vapocraquage pour l'obtention de bases oléfiniques et aromatiques. Il existe cependant d'autres usages pétrochimiques des GPL.

II-2- GENERALITE SURE LES TRANSFERTS THERMIQUES

II-2-1- Echangeur de chaleur

Dans les sociétés industrielles, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel pour une bonne maîtrise de l'énergie. Une grande part (90 %) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés. On les utilise principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.).

Un échangeur de chaleur est un appareil destiné à transmettre la chaleur d'un fluide à un autre. Vu de l'extérieur, un échangeur se présente comme une boîte noire pourvue de deux entrées et de deux sorties. Il est bien commode de mesurer et de connaître les caractéristiques essentielles du fonctionnement de l'échangeur à l'un de ces quatre pôles.

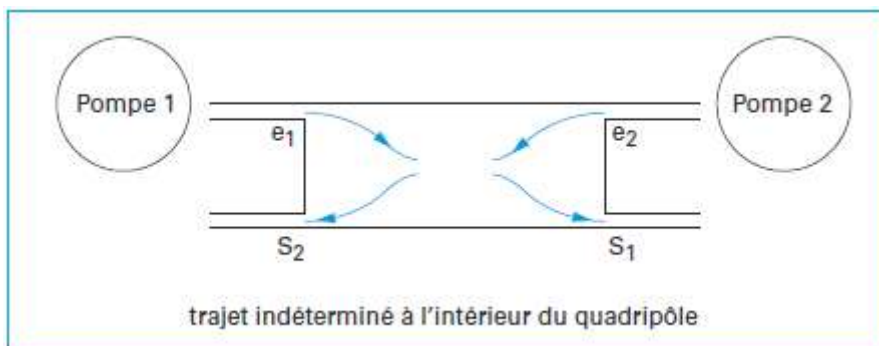


Figure. II.1. Schéma simplifié d'un échangeur.

Avec : e_1 et s_1 respectivement entrée et sortie du fluide 1, e_2 et s_2 respectivement entrée et sortie du fluide 2.

C'est ainsi que nous établirons pour chacun des fluides 1 ou 2 des paramètres mesurables et mesurés à l'entrée et à la sortie de chacun des deux :

- l'état : liquide, gazeux ;
- le débit-masse, constant de l'entrée à la sortie ;
- la température, variable dans l'échangeur ;
- la pression, peu variable.

Il est entendu que l'on connaît par ailleurs les caractéristiques thermo physiques de chacun des deux fluides et notamment :

- la capacité thermique massique (chaleur massique) C_P ;
- la masse volumique ρ ;
- la conductivité thermique λ ;
- la viscosité dynamique μ ;

Dans les échangeurs les plus courants, les deux fluides sont séparés par une paroi au travers de laquelle les échanges se font par conduction, la transmission de chaleur fluide-paroi relevant essentiellement de la convection. Dans certains appareils, l'échange de chaleur est associé à un changement de phase de l'un des fluides. C'est le cas des condenseurs, évaporateurs, bouilleurs, tours de refroidissement, etc....

II-2-2 Différents types d'échangeurs

A) Echangeurs tubulaires

Les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée :

❖ Echangeur monotube

Le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpent

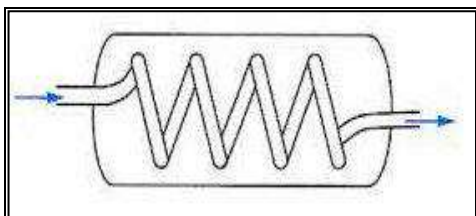


Figure.II.2. Echangeur monotube.

❖ Echangeur coaxial

Dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés ; en général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur ;

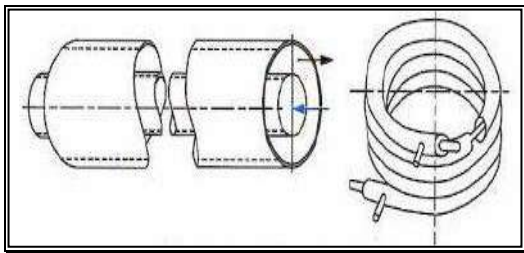


Figure.II.3. Echangeur coaxial centré.

B) Echangeur multitubulaire

Existant sous quatre formes :

- 1) Echangeur à tubes séparés
- 2) Echangeur à tubes rapprochés
- 3) Echangeur à tubes ailettes
- 4) Echangeurs à tubes et calandre :

C'est l'échangeur actuellement le plus répandu ; de ce fait, il sera détaillé ultérieurement.

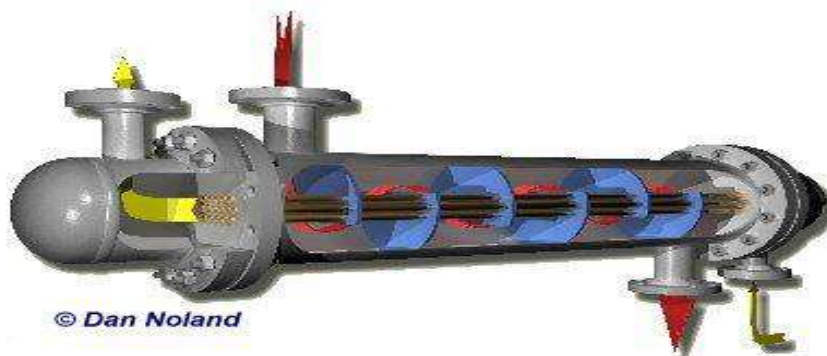


Figure.II.4.Echangeur à tubes et calandre.

Les principales technologies d'échangeurs à tubes et calandre sont représentées sur la figure; l'encrassement et l'écart de température entre les deux fluides sont deux paramètres qui différencient les principales technologies.

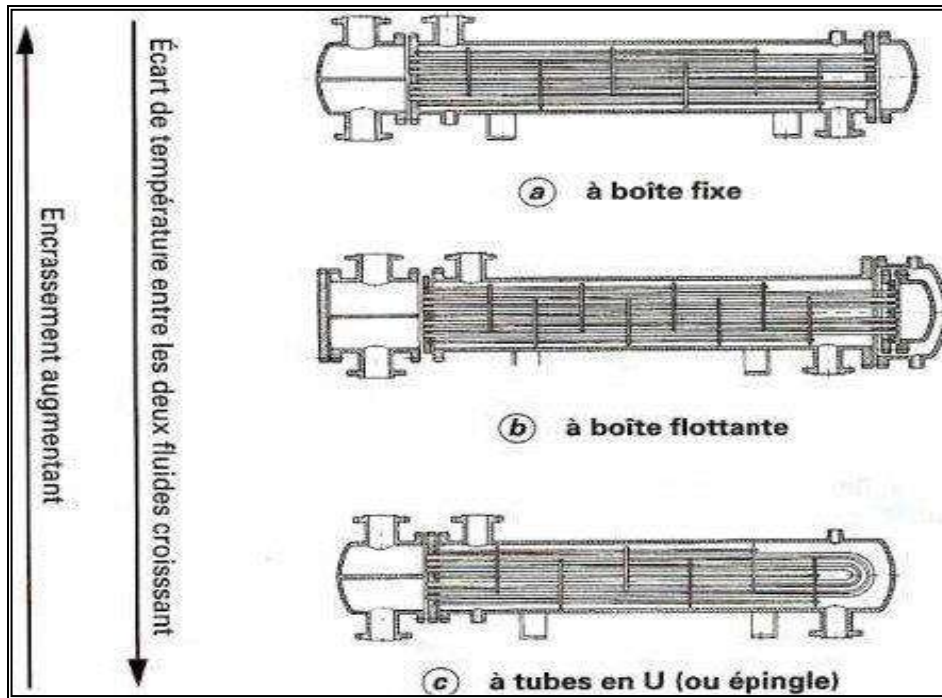


Figure.II.5.Principales technologies d'échangeurs à tube et calandre.

La désignation la plus couramment appliquée par ce type d'échangeur est celle du standard américain TEMA (Tabular Exchanger Manufacture Association), dans lequel il existe trois classes : C, B et R, par ordre de sévérité croissante.

La classe C est réservée aux échangeurs ne présentant aucun risque d'utilisation, par exemple les préparateurs d'eau chaude.

La classe B est adoptée pour la majorité des cas.

La classe R est réservée aux échangeurs fonctionnant dans des conditions que l'on juge très dures au point de vue mécanique ou dans des conditions inhabituelles (gaz toxique par exemple).

Un échangeur TEMA est désigné par trois lettres représentant respectivement le type de boîte avant, de calandre et de boîte arrière de l'échangeur.

À titre d'exemple, la figure donne les différents éléments constitutifs d'un échangeur TEMA type AEL.

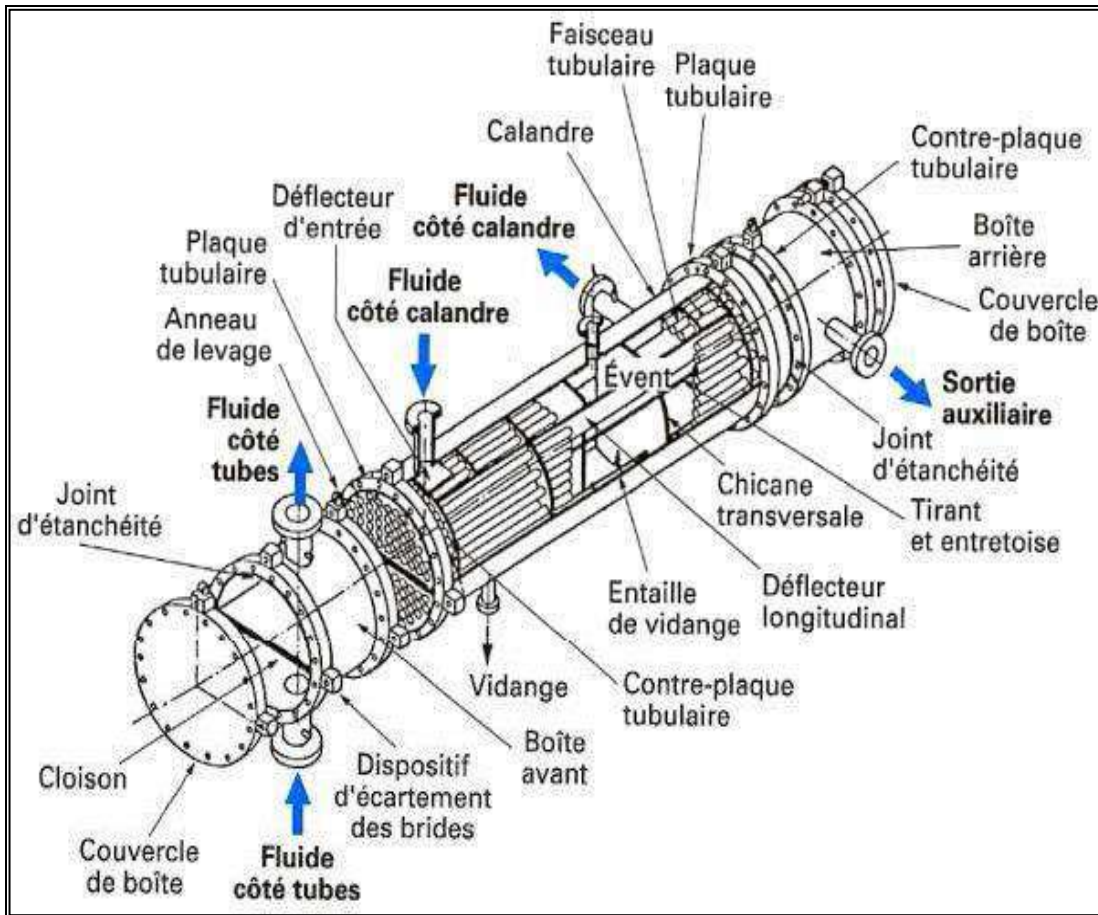


Figure.II.6. Divers constituants d'un échangeur TEMA type AEL.

- Boîte d'échangeur

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes. Sauf pour le tube en U, il y a une boîte à chaque extrémité de l'échangeur. La disposition des boîtes dépend non seulement du type, mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes.

- Calandre

C'est l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Son matériau doit être compatible avec le fluide utilisé. Les matériaux les plus courants sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre ou les matières plastiques. Il semble que la limite technologique des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 m.

- Plaques tubulaires

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur (5 à 10 cm) est fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, des contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part. Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif. Un plaquage, en acier inoxydable par exemple, peut se justifier dans le cas de plaques tubulaires déjà assez épaisses.

Les plaques tubulaires sont les parties délicates des échangeurs. Les interstices entre tubes et plaques sont des lieux privilégiés de corrosion (la concentration en Produit agressif y est parfois très supérieure à celle mesurée dans les autres parties de l'échangeur, car il y a stagnation du fluide).

- Tubes

Ce sont généralement des tubes normalisés dont le diamètre annoncé correspond exactement au diamètre extérieur (à la différence des tubes utilisés en tuyauterie).

Le démontage du faisceau de tubes est de plus en plus difficile au fur et à mesure que sa longueur s'accroît (problème de rigidité du faisceau). Pour tous les échangeurs démontables, il convient de laisser un espace libre suffisant dans l'axe de l'échangeur pour permettre la sortie du faisceau de tubes. Les matériaux utilisés dépendent des fluides ; les plus courants sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre, le laiton, les cupronickels, le graphite, le verre ou les matières plastiques.

Deux dispositions de tubes sont possibles : le pas triangulaire et le pas carré

La disposition en pas carré offre une plus grande facilité de nettoyage (toute la surface extérieure des tubes est accessible par un jet d'eau sous pression ou par un instrument de nettoyage). La disposition en pas triangulaire est plus compacte, donc plus économique.

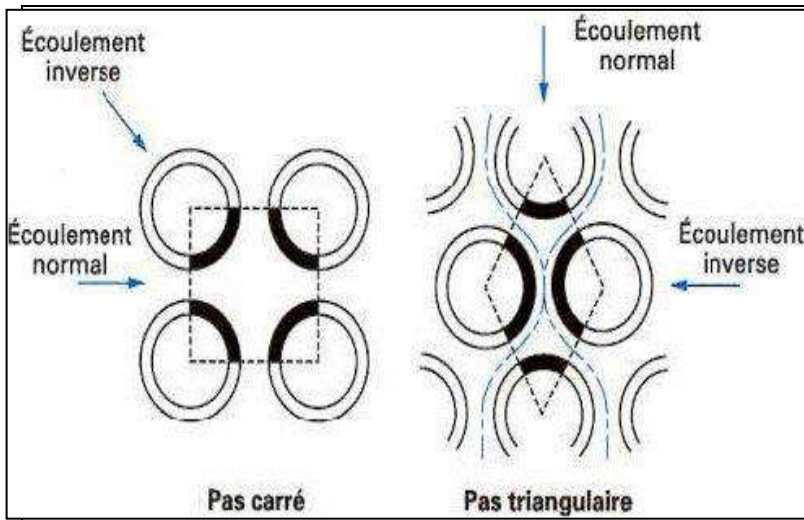


Figure.II.7. Pas des tubes.

- Chicanes :

Elles ont pour rôle d'augmenter la vitesse du fluide dans la calandre et la rigidité du faisceau

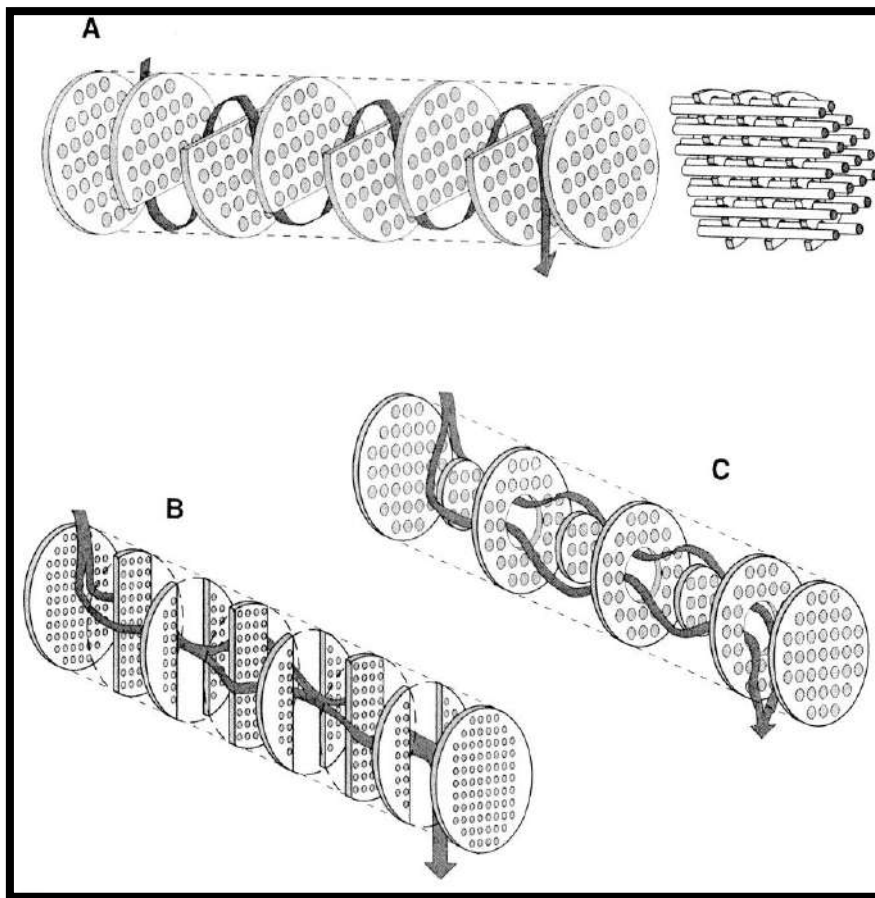


Figure.II.8. Divers géométries des chicanes transversales.

- Tirants et entretoises

Ce sont des dispositifs ou équivalents assurant la liaison du système de chicanes, qui ont pour objet de maintenir les chicanes et les plaques supports solidement en place. Les tirants et entretoises doivent être du même matériau que la calandre.

- Défecteurs longitudinaux

Entre les tubes périphériques et la calandre subsiste nécessairement un vide non négligeable. Une part importante du fluide peut alors contourner le faisceau et ne pas participer à l'échange de chaleur, ce que l'on atténue en utilisant des déflecteurs longitudinaux. Ceux-ci peuvent aussi servir au guidage du faisceau lors du montage.

- Déflecteur d'entrée

Il sert à protéger, dans certains cas, le faisceau contre l'impact du fluide entrant.

- Évents et vidange

Dans la conception d'un échangeur devant réchauffer ou refroidir du liquide, il faut s'assurer qu'aucune poche de gaz ne peut stagner et ainsi diminuer la surface efficace. Il est donc nécessaire de prévoir des piquages d'évents et de vidange.

C) Echangeurs à plaques

On distingue suivant la géométrie de canal utilisée les échangeurs à surface primaire et les échangeurs à surface secondaire.

❖ Echangeurs à surface primaire

Les échangeurs à surface primaire sont constitués des plaques corruguées, nervurées ou picotées. Le dessin du profil de plaques peut être assez varié mais il a toujours un double rôle d'intensification du transfert de chaleur et de tenue à la pression par multiplication des points de contact, on distingue deux types :

- 1) Echangeur à plaques et joints : la surface d'échange est alors composée des plaques métalliques, équipées des joints.
- 2) Echangeurs à plaque soudées ou brasées : ils sont utilisés en récupération de chaleur.

❖ Echangeur à surface secondaire

Ces échangeurs sont réalisés en aluminium ou en acier inoxydable ; ils sont constitués par un empilage de tôles ondulées formant des ailettes séparées par des tôles planes. On distingue, suivant le mode de fabrication et les matériaux utilisés :

- 1) Echangeur à plaques serties : ces échangeurs sont en général utilisés en récupération sur l'air.
- 2) Echangeur à plaques brasées : ils sont particulièrement utilisés dans le domaine de la cryogénie où leur efficacité est élevée avec des niveaux de température compris entre -269°C et $+65^{\circ}\text{C}$ et des niveaux de pression pouvant atteindre 75 bar.

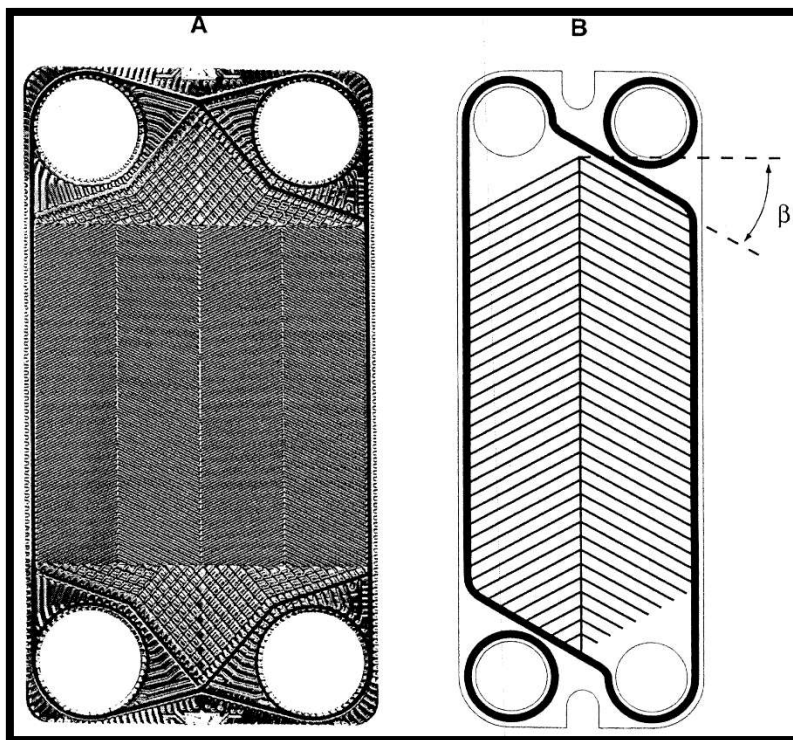


Figure.II.9 une plaque d'un échangeur.

II-2-3 Défièrent mode de circulation

A) Circulation à co-courant et à contre-courant

Les deux fluides circulent soit dans le même sens soit en sens contraire de de chaque côté de la paroi

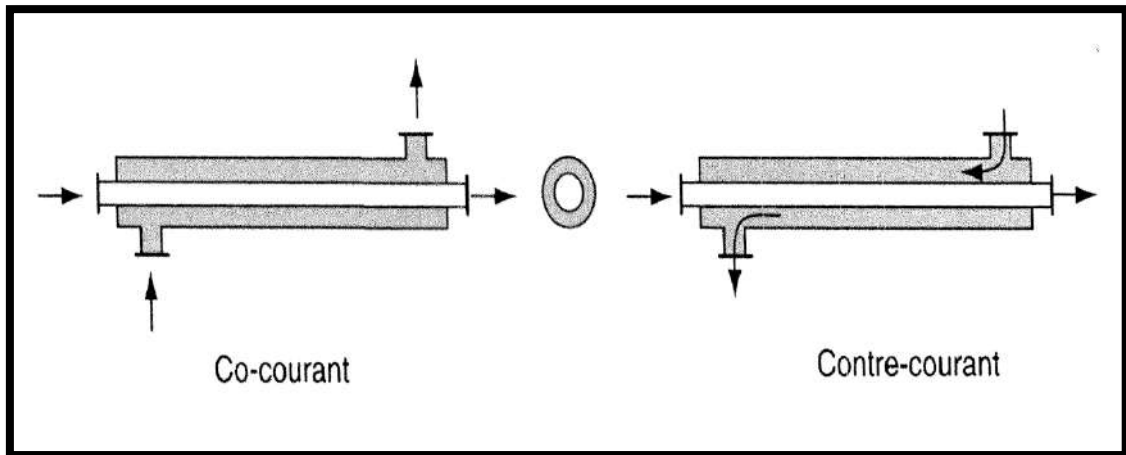


Figure :II.10 Circulation à co-courant et à contre-courant

B) Circulation à courant croises

L'écoulement des 2 fluides se fait dans 2 directions perpendiculaires

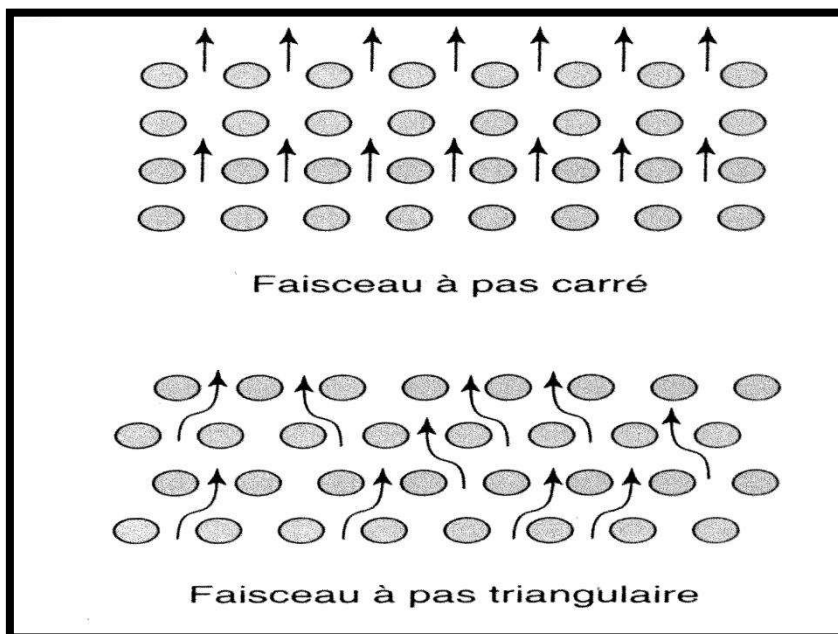


Figure :II.11 courant croisés avec faisceaux tubulaires.

II-2-4 Problème de fonctionnement

Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'échangeur de chaleur ont trait aux phénomènes d'encrassement, de corrosion, de vibrations et de tenue mécanique.

A) Encrassement⁶

L'encrassement, qui, sous sa forme la plus générale, peut être défini comme le dépôt de matériaux ou de substances indésirables sur une paroi, affecte une grande variété d'opérations industrielles. Dans le cas des échangeurs, la présence d'un fort gradient thermique près de cette paroi rend beaucoup plus complexes les mécanismes d'encrassement par rapport au cas isotherme rencontré, par exemple, lors de l'utilisation de membranes ou de filtres.

Il est possible de classer l'encrassement selon le mécanisme qui contrôle la vitesse de dépôt, selon les conditions d'utilisation de l'échangeur ou selon le mécanisme dominant, même s'il ne contrôle pas la vitesse de dépôt. Six types différents peuvent être définis.

Différents types d'encrassement :

- 1) Encrassement particulaire
- 2) Corrosion
- 3) Entartrage
- 4) Encrassement biologique
- 5) Encrassement par réaction chimique
- 6) Encrassement par solidification

Prévention de l'encrassement pendant les phases de fonctionnement:

Les procédés mécaniques ou chimiques de prévention de l'encrassement pendant la phase de fonctionnement de l'échangeur peuvent améliorer de façon significative les performances de l'appareil, mais également permettent d'augmenter le temps de service entre deux arrêts de maintenance.

Les techniques utilisées pour les liquides sont bien adaptées lorsque les dépôts sont tendres et fragiles, avec une résistance de réentraînement faible. Diverses techniques sont disponibles sur le marché pour le nettoyage en continu de la surface interne d'échangeurs tubulaires: à boules, à brosses ou à ressort.

⁶ CLEMENT patrice, problème de fonctionnement, [en Ling], technique de l'ingénieur, avril 2014, p(BE9519-2)36,forma PDF, échangeur de chaleur ,2nde édition, disponible sur «www.techniques-ingenieur.fr »

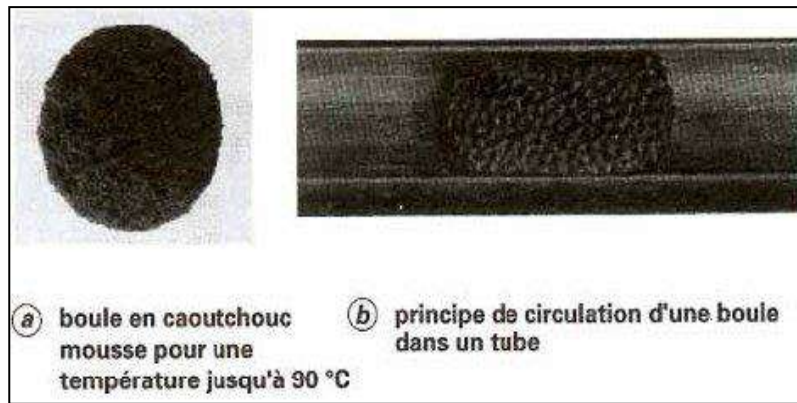


Figure.II.12. Procédé de nettoyage en continu par boules.

Pour les échangeurs fonctionnant avec des gaz poussiéreux, il existe différents procédés mécaniques de nettoyage (vapeur, air comprimé, eau) ou de grenailage, de soufflage acoustique, etc.

Le procédé à retenir dépend du type de dépôt et de la nature de la surface d'échange.

B) Corrosion

La corrosion est la dégradation des matériaux sous l'action du milieu ambiant. Initialement, le terme corrosion a été utilisé pour le processus de dégradation des matériaux métalliques par un milieu agressif. Il a été étendu ultérieurement à la dégradation par un milieu agressif des matériaux non métalliques.

➤ Différents types de corrosion

- 1) Corrosion généralisée
- 2) Corrosion localisée

➤ Protection contre la corrosion

La protection contre la corrosion, qui est généralement prise en compte par les fabricants des échangeurs, doit répondre à des sollicitations complexes et variées du point de vue matériaux, mécanismes, milieux agressifs, facteurs mécaniques et physico-chimiques, etc. Il existe une multitude de moyens de lutte contre la corrosion : la très grande majorité d'entre eux font appel à un des deux modes d'action suivants :

- action sur le matériau.
- action sur le milieu agressif.

Dans le premier groupe sont compris :

- l'utilisation des métaux et alliages ou des matériaux non métalliques résistant à la corrosion.
- les traitements de surface améliorant le comportement global de la pièce.

Dans le deuxième groupe sont comprises toutes les actions susceptibles de diminuer l'agressivité du milieu ambiant et notamment l'utilisation d'inhibiteurs de corrosion

C) Vibrations

Les vibrations constituent un paramètre essentiel à prendre en compte, au même titre que les transferts de chaleur ou les pertes de charge. Outre les aspects classiques (chocs, spectre de vibrations) issus du milieu extérieur, les échangeurs induisent leurs propres vibrations sous l'effet du fluide qui les parcourt.

Suivant la vitesse d'écoulement du fluide côté calandre, les tubes qui vibrent à leurs fréquences propres peuvent se déplacer suffisamment pour entrer en collision. Il s'ensuit un phénomène de fatigue pouvant aller jusqu'à la fuite ou la rupture.

Le concepteur fournit généralement les fréquences de résonance des tubes et de la calandre, les vitesses critiques d'écoulement des fluides coté tubes et calandre ainsi que le comportement acoustique de l'appareil.

Les marges de sécurité usuellement retenues sont :

- ❖ vis-à-vis de l'instabilité fluide/tubes, la vitesse du fluide côté calandre devra être inférieure de 20 % à la vitesse critique.
- ❖ pour les vibrations dues aux tourbillons de sillage et à la turbulence, il est prudent de respecter un écart de 50 % avec la fréquence de résonance du tube
- ❖ pour les problèmes acoustiques, on s'assurera d'un écart d'au moins 20 % entre la fréquence des tourbillons et celle du fluide compressible côté calandre.

Toute solution technologique visant à empêcher les débattements excessifs voire les chocs entre tubes, est bénéfique. Citons entre autres :

- ❖ les plaques intermédiaires entre chicanes, qui rendent solidaires les tubes entre eux et réduisent leur porte-à-faux.

- ❖ l'introduction de matériaux absorbeurs d'énergie entre les tubes au milieu des chicanes ; ces matériaux empêchent le contact direct et limitent les débattements par dissipation d'énergie.

II-2-5 Transfert de chaleur

A) Par conduction⁷

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

B) Par convection⁸

Le transfert de chaleur par convection se produit entre deux phases dont l'une est généralement au repos et l'autre en mouvement en présence d'un gradient de température. Par suite de l'existence du transfert de chaleur d'une phase à l'autre, il existe dans la phase mobile des fractions du fluide (ou agrégats) ayant des températures différentes. Le mouvement du fluide peut résulter de la différence de masse volumique due aux différences de températures (on parle alors de convection libre ou naturelle) ou à des moyens purement mécaniques (on parle alors de convection forcée).

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

C) Par rayonnement

Un point matériel chauffé émet un rayonnement électromagnétique dans toutes les directions situées d'un même côté du plan tangent au point matériel. Lorsque ce rayonnement frappe un corps quelconque, une partie peut être *réfléchie*, une autre *transmise* à travers le corps (dit diathermique si tout est transmis), et le reste est quantitativement *absorbé* sous forme de chaleur. Si on place dans une enceinte deux corps

⁷ Cours transfert de chaleur_universite de technologie compiegne

⁸ Cours transfert de chaleur_universite de technologie compiegne

capables d'émettre un rayonnement thermique, il existe entre ces deux corps à températures différentes un échange de chaleur dû à l'absorption et à l'émission de ces rayonnements thermiques. Cet échange de chaleur est désigné habituellement sous le nom de rayonnement. Les transferts par rayonnement se poursuivent même lorsque l'équilibre thermique est atteint, mais le débit net de chaleur échangé est nul. Ce type de transport de chaleur est analogue à la propagation de la lumière, et il ne nécessite aucun support matériel, contrairement aux écoulements. Les gaz, les liquides et les solides sont capables d'émettre et d'absorber les rayonnements thermiques.

Dans de nombreux problèmes de transformation d'énergie thermique, les trois modes de transfert de chaleur coexisteront mais, généralement, au moins une des trois formes pourra être négligée, ce qui simplifiera le traitement mathématique de l'appareil de transfert. Nous pouvons dire dès à présent, qu'aux températures ordinaires, le transport par rayonnement est négligeable, mais il peut devenir notable et prépondérant lorsque le niveau de température augmente.

En outre, signalons que certains transferts thermiques sont accompagnés d'un transfert de matière entre deux phases. Le flux de chaleur transféré en présence d'un changement de phase dépend de la nature et des propriétés physico-chimiques des phases en présence. C'est le cas de l'ébullition, de la condensation, mais aussi des problèmes d'humidification, de séchage, de cristallisation, etc.

Dans ce qui suit nous allons présenter, pour les trois types de transport de la chaleur, les lois générales qui les gouvernent. Puis nous traiterons, de manière simple, quelques applications où le mode de transport de chaleur étudié est prédominant.

Les procédés utilisés dans l'industrie demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phases 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 quantité possible. De ce fait les échangeurs de chaleur constituent des appareillages importantes.

II-2-6 Loi de transmission de chaleur

A) Conduction⁹

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 :

avec : $W = -\lambda \cdot A \cdot (dT/dx)$

(W) : Flux de chaleur,

T (°C) : Température,

A (m²) : Surface d'échange,

x (m) : Coordonnée du point considéré,

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

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 :

$$Q = \alpha \Delta t (W)$$

α : Coefficient d'échange de chaleur (W / m². °C) ;

Δt : Différence de température entre le fluide et la paroi (°C).

Le modèle d'écoulement en circulation forcée est :

Laminaire si $Re < 2\,300$;

Transitoire si $2\,300 < Re < 10\,000$;

Turbulent si $Re > 10\,000$.

⁹ UNIVERSITE DE NGAOUNDERE, école Nationale supérieure des sciences agro industrielles,
TRANSFERT THERMIQUE

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

$$Q_T = Q_R + Q_A + Q_{Tr}$$

II-3 Méthode de calcul

II-3-1. Dimensionnement d'un échangeur à faisceau et calandre

II-3-1.1 Méthode de Kern¹⁰

1) Bilan thermique

$$Q_{cedée} = M (H_1 - H_2) = m (h_2 - h_1)$$

$$h_2 = \frac{Q}{M} + h_1 \quad \xrightarrow{\quad} \quad t_2 = ? \quad \text{Pour calculer}$$

2) Calcul de ΔTLM (Echangeur à Contre - courant pur)

$$\Delta T_{max} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_{min} = T_2 - t_1$$

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

3) Nombre de passe n_c

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

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

¹⁰ PIERRE WUITHER, appareils tubulaires d'change de chaleur, édition technip.27,rue ginoux.75737 paris, TECHNIP,1972,p1091, Le pétrole raffinage et génie chimique, TOME II

Si $F > 0,75$ (annexe :1) fixe n_c , le nombre de passe coté calandre c'est à dire nombre d'appareil à une passe coté calandre à mettre en série

4) Choix de l'appareil

Estimation le coefficient de transfert sale U_s (tableau annexe :2)

- **Estimation de la surface :**
$$A' = \frac{Q}{U_s F \Delta TLM}$$

Pour les coefficients de transfert sale quand il s'agit d'une circulation d'un produit lourd (huile lourde) avec un gaz léger on prend $U's$ entre [150-500] Kcal/hm²°C

Donc on prend : $U's = 500$ Kcal/h.m².°C

Choix de longueur et diamètre d_0 , des pas P et B de la disposition des tubes.

Surface d'échange d'un tube $a = \pi d_0 L$

- **Estimation du nombre de tubes par calandre**
$$N't = \frac{A'}{a n_c}$$

Choix de l'appareil ($n_c=1$) ou des appareils en série (tableau annexe :5) donnant N_t le plus voisin possible de $N't$, avec un nombre de passe coté tube $n_t = 2, 4, 6$ ou 8 par calandre.

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

6) Détermination de U_s de l'appareil

$$U_s = U's \frac{N't}{N_t}$$

7) Température calorique

K_C et F_C

F_C : Facteur de correction donnée par la formule suivante.

$F_C = 0,5$ si les écarts des températures est faible

$F_C = f (K_C, \Delta T_{Fr} / \Delta T_{ch})$

$K_C = f (T_e, T_s, \text{Densité})$

$d^t_4 = d^{15}_4 - K^*(t - 15)$

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

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

8) calcul le coefficient de transfert propre :

Faisceau

Section par passe $a_t = \frac{Nt}{nt} \frac{\pi d_i^2}{4}$

Vitesse massique $G_t = \frac{M}{at}$

Nbre de Reynolds $Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu}$

Re > 10000 Régime est turbulent

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

Nombre de nusselt $Nu = 0,021 (Re)^{0,78} (Pr)^{0,43}$

coefficient de film interieur $h_i = Nu * \lambda / d_i$

$h_{i0} = h_i * d_i / d_e$

Température du tube

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

Détermination du μ_t à T_t

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

$h_{i0} = h_i / \Phi_t * \Phi_t$

Coefficient de transfert propre :

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

Calandre

Section par calandre $a_c = \frac{Dc}{P} (p - d_e) B$

Vitesse massique $G_c = \frac{M'}{at} = 834966 \text{ kg/hm}^2$

Pas triangulaire $De = \frac{3,464 P^2}{\pi d_o} - d_o$

Nbre de Reynolds $Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu}$

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

Nombre de nusselt $Nu = 0,021 (Re)^{0,78} (Pr)^{0,43} Le$

Le coefficient de film interieur

$h_o = Nu * \lambda / d_e$

Température du tube

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

Détermination du μ_t à T_t

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

$h_{i0} = h_i / \Phi_t * \Phi_t$

9) Vérification de la vitesse d'encrassement

$$R_s = \frac{Up - Us}{Up * Us}$$

A comparer à la résistance R_s admissible (tableau annexe :3)

10) Perte de charge :

Faisceau

Coefficient de friction f_t :

(Lecture de la fig annexe :4, tubes lisses)

$$L = n_t l$$

$$\Delta P_t = \frac{nc Nt G^2 t}{1,271 \cdot 10^{15} d} \left[\frac{ft l}{di \phi_t} + 2 \right] \quad \text{kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{nc nt G^2 t}{3,75 \cdot 10^{12} (sp.gr)} \left[\frac{ft l}{di \phi_t} + 2 \right] \quad \text{psi}$$

Calandre

Coefficient de friction f_t :

(lecture de la fig annexe :4, tubes lisses)

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

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

$$\Delta P_t = \frac{nc fct G^2 ct (Nc+1) Dc}{3,75 \cdot 10^{12} (sp.gr) De \phi_c} \quad \text{psi}$$

III-1 Dimensionnement d'une batterie d'échangeurs E201/A/B/C

Le but visé de tout ce qui suit est le dimensionnement d'un échangeur précisément de calculer les paramètres qui influent sur la quantité de chaleur échangée entre deux fluides circulant dans l'échangeur.

La méthode de **KERN** est utilisée pour le dimensionnement de l'échangeur E201, cette méthode est basée sur la détermination des paramètres suivants :

- La quantité de chaleur échangée entre les deux fluides.
- La surface d'échange nécessaire.
- Les pertes de charge

Cet échangeur a pour but de chauffer le gaz de régénération de 50 C° à 275 C° par l'échange de la chaleur avec l'huile TORADA TC 32 chaud chauffé au niveau de four 11/12/13H 231, ce dernier retourné au ballon tampon 11/12/13 D-231.

III.1.1 Caractéristique de l'échangeur E201A/B/C

D'après le manuel opératoire de GPL-2 et le tableau annexe :7 voir référence on a :

III.1.1.1 Coté tube

Tableau III.1 : paramètres physiques coté tube.

Fluide chaud	Fluide froid
Huile torada tc32	Gaz associée sec
T1= 288 C°	T1= 200 C°
T2= 260 C°	T2= 275 C°
M= 155610kg/m ³	M= 54150 kg/m ³
H ₁ = 157,8 kcal/kg	h ₁ = 130,14 kcal/kg
H ₂ = 140 kcal/kg	h ₂ = 178,95 kcal/kg
ρ= 717 kg/m ³	ρ= 58,090 kg/m ³
C _p = 2,27	C _p =2,72 kj/kg°C
μ= 0,54 cp	μ= 0,01813 cp

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

$$\lambda = 0,4798 \text{ kj/mh}^\circ\text{C}$$

$$\lambda = 0,2039 \text{ kj/mh}^\circ\text{C}$$

Tableau III.2 : caractéristiques coté tube.

Diamètre extérieure (In ,m)	Calibre Birming ham WIRE GAGE(WBG)	Pas Triangulaire	Na tur e	Epaiss eur (cm)	Diamètre intérieure (m)	Secti on	Surface		Pois (kg)	Longu eur (m)
							m ² /m			
¾''	12	(15/16)''	Ac ier	2,77	0,01351	1,434	Ext	INT	1,216	6
0,01905m		0,02381 m					0,059 8	0,04 24		

III.1.1.2 Coté calandre

Tableau III.3 : Caractéristiques coté calandre

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

III-2 Dimensionnement d'E201A/B/C dans le cas design

Le dimensionnement d'une batterie d'échangeur à faisceau et calandre :

1-Bilan thermique $Q = M (H_1 - H_2) = m(h_2 - h_1)$

$$Q_{\text{cédée}} = 155610 * (157 - 140)$$



$$Q_{\text{cédée}} = 11623538 \text{ kj/h}$$

2-Calcul de ΔTLM

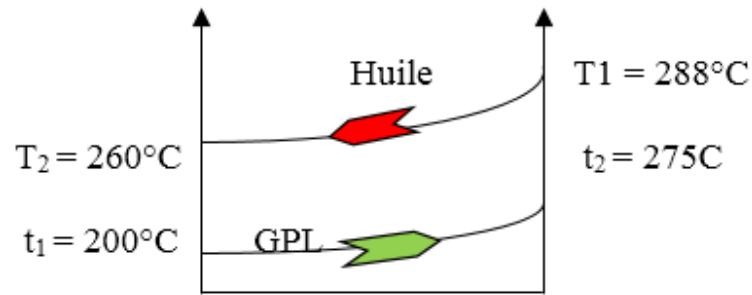


Figure III.1 : Echangeur à Contre - courant pur cas design.

$$\Delta T_{\max} = T_1 - t_2 = 288 - 200 = 88 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\min} = T_2 - t_1 = 260 - 275 = -15 \text{ °C}$$

$$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{88}{-15} = -5,866666667 < -1,8$$

Alors $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} \geq 1,8$ $\Delta TLM = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}}$

$$\Delta TLM = 30,77 \text{ °C}$$

3-Nombre de passe n_c :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \longrightarrow \quad R = 0,37$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \longrightarrow \quad E = 0,87$$

D'après le graphe de whittier (fig.V1.4) on prend $F = 0,87$ Alors ΔTLM corrigé est égale à $\Delta TLM = 0,87 \times 30,77 = 26,77 \text{ °C}$

$$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = 26,77 \text{ °C}$$

Puisque dans le cas design on calcul U_p pour calculer la surface d'échange.

4-Température calorique

L'intensité de l'échange de chaleur dépend du régime hydrodynamique du courant ainsi que des paramètres physiques des produits, ces paramètres dépendent à leur tour de la température, qui n'est pas constante dans toutes les sections de l'échangeur, d'où la nécessité de fixer une température moyenne à laquelle les paramètres physiques sera considérée.

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

Cette température moyenne n'est autre que la température calorique qui dépend de la température d'entrée du fluide froid ou chaud, définie par :

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

4-1 Huile

F_c : Facteur de correction donnée par la formule suivante.

$$F_c = f (K_c, \Delta T_{Fr}/\Delta T_{ch})$$

$$K_c = f (T_e, T_s, \text{Densité})$$

$$d_t = d_{15}^{15} - K^*(t - 15)$$

Huile	T_1 (°C)	T_2 (°C)	$\Delta t = T_1 - T_2$
TORADA32	288	260	28

ΔT_{fr} (°C)	$(T_1 - t_2)$	13
ΔT_{ch} (°C)	$(T_2 - t_1)$	60

avec : $\Delta T_{fr} / \Delta T_{ch} = 0,22$

K est un coefficient dépendant de la densité du produit, selon le tableau suivant :

d_{15}^{15}	0,60 – 0,70	0,70 – 0,76	0,76 – 0,80	0,80 – 0,85	0,85 – 0,88	0,88 – 0,90
K	0,0009	0,00085	0,0008	0,00075	0,00065	0,00062

d_{15}^{15} : déterminé graphiquement ASTM

K_c, F_c déterminé graphiquement

d_{15}^{15} (Kg/m ³)	K	d_{28}^{28} (Kg/m ³)	K_c	F_c	T_c (°C)
0,868	0,00065	0,798	0,2	0,36	270,08

4-2 Gaz de charge

Même relation appliquée pour calculer Kc,Fc

$$t_c = t_1 + Fc (t_2 - t_1)$$

T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	Δt = T ₁ -T ₂
200	275	75

D'après le tableau de coefficient K

d ¹⁵ ₄ (Kg/m ³)	K	d ²⁸ ₄ (Kg/m ³)	Kc	Fc	Tc (°C)
0,800	0,00075	0,755	0,1	0,37	227,75

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

5- Les caractéristiques physiques

a- Huile

D'après les graphes de l'huile Torada tc 32 de l'annexe on trouve les propriétés physiques

On calcul Cp, ρ_H, μ et λ à la T calorique =270,08 °C

Tc C°	Cp kj/kg°C	D (Kg/m ³)	μ	λ (kj/mhc)
270,08	2,77552	0,717	1,949	0,4899

b- Gaz d'alimentation

• **La chaleur spécifique Cp**

➤ **Détermination ΔCp**

La Méthode de Lee-Kesler $C_p = C_p^\circ + \Delta C_p$

C_p[°] est donnée par la Méthode de Sternling et Brown

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

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

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

T : Température calorique.

ΔC_p est donnée par l'équation de Benson

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

$(\Delta C_p)^{\circ}$ et $(\Delta C_p)^1$ sont des données en fonction de T_r et P_r

ω est appelé facteur acentrique et est donné pour chaque composant

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

Les calculs de C_p sont trouvés dans les tableaux suivants

Tableau III.4 : Calcul de C_p° du gaz à température calorique.

Calcul de C_p° en tenant compte que le gaz est parfait									
Constituant	Mw	%	Mw _a	Coefficients				C _p ⁰	
				A	B	C	D	constituants	Mélange
N ₂	28,02	2,70	0,76	6,903	-3,75E-04	1,93E-06	-6,86E-10	7,113	0,192
CO ₂	44,01	1,55	0,68	5,316	1,43E-02	-8,36E-06	1,78E-09	10,598	0,164
C1	16,04	63,61	10,20	4,750	1,20E-02	3,03E-06	-2,63E-09	11,191	7,118
C2	30,07	18,27	5,49	1,648	4,12E-02	-1,53E-05	1,74E-09	18,685	3,414
C3	44,09	9,22	4,07	-0,966	7,28E-02	-3,76E-05	7,58E-09	27,026	2,492
iC4	58,12	0,84	0,49	0,945	8,87E-02	-4,38E-05	8,36E-09	35,451	0,298
nC4	58,12	2,44	1,42	-1,890	9,94E-02	-5,50E-05	1,19E-08	35,590	0,868

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

iC5	72,15	0,40	0,29	1,618	1,09E-01	-5,37E-05	1,01E-08	43,774	0,175
nC5	72,15	0,55	0,40	-2,273	1,24E-01	-7,10E-05	1,59E-08	44,196	0,243
C6	86,17	0,31	0,27	1,657	1,32E-01	-6,84E-05	1,38E-08	52,286	0,162
C7	100,2	0,11	0,11	-1,229	1,62E-01	-8,72E-05	1,83E-08	60,086	0,066
Total		100,00	24,17						15,193

Tableau III.5 : calcul de T, p critique et ω du gaz

Constituant	Mw	% molaire	Mwa	Tc (R°)	Pc (psia)	Wi	yi×Tc	yi×pc	yi×Wi
N2	28,02	2,70	0,75654	227,21	492,8	0,037	6,13467	13,3056	0,000999
CO2	44,01	1,55	0,682155	547,43	1070	0,2667	8,485165	16,585	0,00413385
C1	16,04	63,61	10,203044	343,04	667,8	0,0108	218,207744	424,78758	0,00686988
C2	30,07	18,27	5,493789	549,8	707,8	0,0972	100,44846	129,31506	0,01775844
C3	44,09	9,22	4,065098	665,7	616,3	0,1515	61,37754	56,82286	0,0139683
iC4	58,12	0,84	0,488208	734,6	529,1	0,1852	6,17064	4,44444	0,00155568
nC4	58,12	2,44	1,418128	765,3	550,7	0,1981	18,67332	13,43708	0,00483364
iC5	72,15	0,40	0,2886	828,7	490,4	0,2286	3,3148	1,9616	0,0009144

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

nC5	72,15	0,55	0,396825	845,3	488,6	0,251	4,64915	2,6873	0,0013805
C6	86,17	0,31	0,267127	912	470	0,299	2,8272	1,457	0,0009269
C7	100,2	0,11	0,11022	970,6	397,4	0,3483	1,06766	0,43714	0,00038313
Total		100,00	24,169734				431,356349	665,24066	0,05372372

$$Cp^0 = 15,193 \text{ kcal/kg-mol}$$

D'après le tableau III.5 on détermine T_c et P_c :

$$T_c = \sum Y_i * T_{ci} \quad T_c = 431,36$$

$$P_c = \sum Y_i * P_{ci} \quad P_c = 665,24$$

$$W_i = \sum Y_i * w_i \quad W_i = 0,054$$

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

$$Tr = \frac{T}{\sum Y_i * T_{ci}} \quad \Longrightarrow \quad Tr = 2,10$$

$$Pr = \frac{P}{\sum Y_i * P_{ci}} \quad \Longrightarrow \quad Pr = 2,08$$

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

D'après les abaques de Pr et Tr en fonction de $[\Delta C_p/R]$

$$(\Delta C_p)^0 = [\Delta C_p/R]^0 = 0,515$$

$$(\Delta C_p)^1 = [\Delta C_p/R]^1 = 0,160$$

$$\Delta C_p = (\Delta C_p)^0 + \omega (\Delta C_p)^1 \quad \Longrightarrow \quad \Delta C_p = 0,515 + (0,054 * 0,160)$$

$$\Delta C_p = 0,524$$

$$Cp^0 = 15,193$$

$$Cp = 15,72 \text{ kcal/kg-mol } C^\circ \quad \Longrightarrow \quad Cp = 2,72 \text{ KJ/kg } C^\circ$$

- **La masse volumique**

D'après la loi des gaz réel on a

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

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

$$P= 95,6 \text{ bar}$$

$$\rho=58,093 \text{ kg/m}^3$$

$$T= 227,75 \text{ C}^\circ$$

- **la viscosité de gaz**

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

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

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

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

$$Y = 2.4 - 0.2 X$$

ρ_g : en lb/ft^3 à P et T du système

T : température du système

MW_a : MW apparent du mélange gazeux

Mwa	T C°	ρ_g lb/ft ³	X	K	Y	X($\rho_g/62,4$)	μ (cp)
24,17	901,65	3,62628108	4,83525071	170,449957	1,53294986	0,06167617	0,01812936

$$\mu_g = 0,0653 \text{ kg/mh}$$

- **La conductivité du gaz :**

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

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

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

$$k_A = 0,0248$$

On calcule le rapport K/k_A d'après la valeur de Tr et Pr dans la courbe de de la conductivité de l'annexe

$$k/k_A = 1,3 \quad \Rightarrow$$

$$\lambda = 0,03224 \text{ Btu/h ft F}^\circ$$

$$\Rightarrow$$

$$\lambda = 0,20039 \text{ kj/h m C}^\circ$$

Afin de calculer les paramètres physiques de gaz d'alimentation (feed gaz) (chaleur spécifique, viscosité, masse volumique, conductivité) on peut dimensionner la batterie d'échangeur.

6- Calcul le coefficient de transfert propre

Coté tube

Section par passe $a_t = \frac{Nt \pi d_i^2}{4}$

$a_t = 0,035 \text{ m}^2$

Vitesse massique $G_t = \frac{M}{a_t}$

$G_t = 4446000 \text{ kg/h m}^2$

Nbre de Reynolds $Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu}$

$Re = 30898$

$Re > 10000$ Régime est turbulent

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

$Pr = 9$

2. Nombre de nusselt $Nu = 0,021 (Re)^{0,78} (Pr)^{0,43}$

$Nu = 212$

3. Le coefficient de film intérieur

$h_i = Nu * \lambda / d_i$

$h_i = 7564 \text{ KJ/hm}^2\text{C}^\circ$

$h_{i0} = 5367 \text{ KJ/hm}^2\text{C}^\circ$

Coté Calandre

Section par calandre

$a_c = 0,065 \text{ m}^2$

Diamètre équivalent $De = \frac{3,464 P^2}{\pi d_o} - d_o$

$De = 0,01378 \text{ m}$

Vitesse massique $G_c = \frac{M'}{a_c}$ $G_t = 833427 \text{ kg/hm}^2$

Nbre de Reynolds $Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu}$ $Re = 17596$

$Re > 10000$ Régime est turbulent

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

$Pr = 0,89$

Nombre de nusselt $Nu = 313$

Le coefficient de film intérieur

$h_i = Nu * \lambda / d_i$

$h_i = 4556 \text{ KJ/hm}^2\text{C}^\circ$

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

Coefficient de transfert propre :

$$U_p = 2464$$

Perte de charge

Cote tube

$$0.10211 \text{ kg/cm}^2$$

cote calandre

$$0.000496 \text{ kg/cm}^2$$

Tableau III.6 : spécification de gaz

T gaz (C°)	Cp (Kj/ Kg°C)	ρ_g (Kg/m ³)	λ (Kj/h. m.°C)	μ (cp)
227.27	2.72	58.09	0.20039	0.01813
152.75	2.515	71.31	0.2235	0.01611
77.75	2.41	96.81	0.2127	0.0154

Tableau III.7 spécification d'huile

T huile (C°)	Cp (Kj/ Kg°C)	ρ_g (Kg/m ³)	λ (Kj/h. m.°C)	μ (cp)
270.08	2.77552	0.717	0.479864	1.944
242.72	2.6752	0.733	0,486134	2.88
215.08	2.5707	0.75	0,491986	3.528

Tableau III.8 : design de l'échangeur E-201

Echangeur	A	B	C
Nbr de passe cote calandre	1	1	1
Nbr de passe cote tube	2	2	2
Diamètre de la calandre(mm)	650	650	650

Longueur du tube(m) s	6	6	6
Diamètre extérieur du tube (mm)	19.05	19.05	19.05
Épaisseur du tube (mm)	2.77	2.77	2.77
Conductivité thermique de la parois (W/m°C)	45	45	45
Coefficient de transfert de chaleur global (kj/hm ² °C)	4541	4541	4541
Surface d'échange (m ²)	170	170	170
Température d'entrée du gaz (°c)	50	125	200
Température de sortie du gaz (°c)	125	200	275
Température d'entrée de l'huile (°c)	233	260	288
Température de sortie de l'huile (°c)	205	233	260

III-2 Dimensionnement d'E201A/B/C dans le Cas actuel

1-Bilan thermique $Q_{cédée} = M C_{p\text{moy}} (T_1 - T_2)$

$$Q_{cédée} = 155610 * 3.06 * (288 - 260)$$

$$Q_{cédée} = 13332664.2 \text{ (kj /h)}$$

2-Calcul de ΔT_{LM}

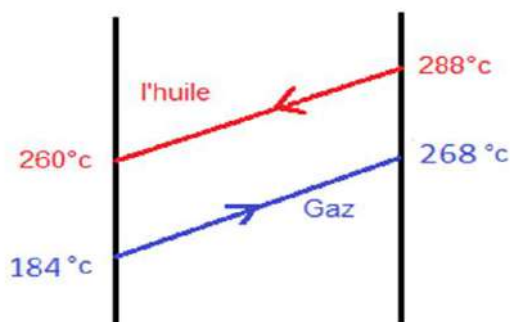


Figure III.2: Echangeur à Contre - courant pur cas actuel.

$$\text{Si } \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} \geq 1.8 \quad \Delta TLM = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}}$$

Cette différence de température est calculée par la relation suivante

$$\Delta T_{max} = 260 - 184 = 76^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{min} = 288 - 268 = 20^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} = \frac{76}{20} = 3.8 > 1.8 \quad \text{Alors} \quad \Delta TLM = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}}$$

$$\Delta TLM = 42^\circ\text{C}$$

3-Facteur de correction F :

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} = 0.33$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.8$$

D'après le graphe de Whittier (annexe :1) on a $F = 0.75$

$F = 0.75$

Alors $\Delta TLM_{corrigé} = 0.75 * 42 = 31.5^\circ\text{C}$

4-Le choix de l'appareil :

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

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

- b. Estimation de la surface « A »

$$A = \frac{Q}{U_s' * \Delta TLM_{corrigé}}$$

$$A = 13332664.2 / (42 * 0.75 * 5000)$$

$A = 84.65$

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 » :**

$$a=3.14*d_0*L$$

$$a=3.14*19.05*6*10^{-3}$$

$$a= 0.358 \text{ m}^2$$

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

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

$$N_t' = 84.65/1*0.358$$

$$N_t' = 236 \text{ tubes}$$

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

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

D'après le tableau (annexe :5) on a trouvé :

$$N_t = 250 \text{ tubes}$$

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

$$U_s = 5000 * (236 / 250)$$

$$U_s = 4720 \text{ kJ/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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)
84.65	31.5	48.9	250	4720

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

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

Ou:

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

Avec :

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

a. **Nombre de Reynolds :**

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

G : la vitesse massique (kg /h m²)

b. **Nombre de Prandlt :**

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

c. **Nombre de Nusselt :**

$$Nu = 0.021(Re)^{0.8} (Pr)^{0.43}$$

➤ **Coté tube :**

$\lambda = 7.906 \cdot 10^{-2}$ (w/mk°)	$\lambda = 0.284$ (kj/hmc ⁰)
$\mu = 0.1316$ (cp)	$\mu = 0.4737$ (kg/hm)

• **Nombre de Re :**

$$Re = (G * d_i) / \mu$$

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

a_t : section par passe

$$a_t = 3.14 * (d_i/2)^2 * (N_t/n_c)$$

$$= 3.14 * (13.5 * 10^{-3})^2 * (236/1)$$

$$a_t = 0.0337 \text{ m}^2$$

$$G = M/a_t$$

$$= 155610/0.0337 = 46088004.7$$

$$G = 46088004.7 \text{ kg/hm}^2$$

$$Re = (46088004 * 13.51 * 10^{-3}) / 0.4737$$

$$Re = 131346 \quad (Re > 10^4 \text{ régime turbulent}).$$

- **Nombre de Pr :**

$$Pr = (0.47 * 3.06) / 0.28 \quad \mathbf{Pr = 5}$$

- **Nombre de Nu :**

$$Nu = 0.021(131346)^{0.8} (5)^{0.43} \quad \mathbf{Nu=521}$$

- **Coefficient de film intérieur « h_i » :**

$$h_i = 521 * 0.28 / 13.5110^{-3}$$

$$h_i = 10977.3 \text{ kj/h m}^2\text{°k}$$

$$\mathbf{h_{i0} = h_i * \frac{d_i}{d_0}}$$

$$h_{i0} = h_i(d_i/d_0) = 10977.3 * (13.51/19.05)$$

$$\mathbf{h_{i0} = 7779.19 \text{ kj/h m}^2\text{°c}}$$

- **Coté calandre :**

- **Nombre de Re :**

$\lambda = 6.471 \cdot 10^{-2} \text{ (w/m}^\circ\text{k)}$	$\lambda = 0.232 \text{ (kj/h m}^\circ\text{c)}$
$\mu = 1.96 \cdot 10^{-2} \text{ (cp)}$	$\mu = 0.0705 \text{ (kg/h m)}$

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

G_c : la vitesse massique du gaz

D_e : diamètre équivalent de la calandre

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

a_c : section par calandre

$$\mathbf{a_c = \frac{D_c}{p} * (P - d_e) * B} \quad \text{(annexe :6)}$$

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

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

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

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

$$D_e = (3.464(25 \cdot 10^{-3})^2 / 3.14 \cdot 19.05 \cdot 10^{-3}) - 19.05 \cdot 10^{-3}$$

$$D_e = 17.14 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

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

$$= (0.489 \cdot (0.025 - 0.01714) \cdot 0.3) / 0.025$$

$$a_c = 0.046 \text{ m}^2$$

$$G_c = 54000 / 0.046$$

$$G_c = 1173913.04 \text{ (kg/h m}^2\text{)}$$

$$Re = 1173913.04 \cdot 17.14 \cdot 10^{-3} / (0.0705)$$

$$Re = 285402.40 \text{ (} Re > 10^4 \text{ régime turbulent).}$$

- **Nombre de Pr**

$$Pr = (2.86 \cdot 0.070) / 0.23$$

$$Pr = 0.87$$

- **Nombre de Nu**

$$Nu = 0.021(285402.40)^{0.8} (0.87)^{0.43}$$

$$Nu = 457$$

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

$$h_0 = 457 \cdot 0.23 / 13.75 \cdot 10^{-3}$$

$$h_0 = 7656 \text{ kJ/h m}^2 \text{ c}^0$$

- **Détermination du coefficient de transfert global propre**

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

$$U_p = (7779.19 \cdot 7656) / (7779.19 + 7656)$$

$$U_p = 3858.55 \text{ kJ/h m}^2 \text{ C}$$

6- Vérification de la résistance d'encrassement:

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

$$R_s = (4720 - 3158.55)/(4720 * 3158.55)$$

$$R_{s\text{calculé}} = 1.04 \cdot 10^{-4} \text{ h m}^2\text{°C/kj}$$

D'après le tableau (annexe :3) la résistance admissible "R_s" : R_{s0}=0.0002 h m²C°/kcal

$$R_{s0} = 4.78 \cdot 10^{-5} \text{ h m C}^\circ/\text{kj}$$

$$R_{si} = R_{s0} (d_o/d_i)$$

$$R_{si} = 4.78 \cdot 10^{-5} (19.05/13.51) = 6.74 \cdot 10^{-5}$$

$$R_{st\text{ admi}} = R_{si} + R_{s0} = 1.14 \cdot 10^{-4} \text{ h m C}^\circ/\text{kj}$$

$$R_{st\text{ admi}} > R_{st\text{ calculé.}}$$

7- Les pertes de charge (ΔP):

➤ Coté tube:

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

Ou:

$$\omega_t = (\mu_1 / \mu_2)^{0.14} = (0.1226 / 0.1406)^{0.14} = 0.981$$

G_t: la vitesse massique (kg/h m²)

$$G_t = 155610 * 4 / 3.14 * (13.51 * 10^{-3})^2 (N_t / n_c) = 10.86 \cdot 10^8 \text{ kg/h m}^2$$

d : densité de l'huile

$$d = (599.5 + 577) / 2 = 588 \text{ kg/m}^3$$

$$f = 0.0028 + 0.25 (R_e)^{-0.32}$$

$$f = 0.0028 + 0.25 * (131346)^{-0.32} = 0.0085$$

$$\Delta P = (1 * 236 (10.86 * 10^8)^2 / 1.271 * 10^{15} * 588) (0.0085 * 6 / 13.51 * 10^{-3} * 0.981 + 2).$$

$$\Delta P = 2178 \text{ kg/m}^2$$

$$\Delta P = 0.2178 \text{ kg/cm}^2$$

➤ Coté calandre

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

$$\omega_c = (\mu_1 / \mu_2)^{0.14} = (1.902 * 10^{-2} / 2.026 * 10^{-2})^{0.14} = 0.991$$

N_c : nombre de chicane

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

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

d_{gaz} : densité de gaz

$$d = (60.68 + 52.48) / 2 = 56.58 \text{ kg/m}^3$$

$$f_c = 1.50 (d_0 / ((p - d_0) Re_c))^{0.2}$$

$$f_c = (1.50 * (19.05 / ((25 - 19.05) 285402.40))^{0.2} = 0.15$$

$$\Delta P = (0.15 * (117313.04)^2 * (11 + 1) * 0.489 / 1.27 * 10^{15} * 0.01375 * 56.58 * 0.991)$$

$$\Delta P = 1.23 \cdot 10^{-5} \text{ kg / cm}^2$$

III-3 Dimensionnement d'un autre échangeur E201D

Tableau III.9 Bilan énergétique

Energie d'excès de l'unité = Energie fournir - Energie cédé

Cas design à T°C d'hiver

Energie		Nombre	Q(MMKcal/h)	Nombre*Q
Energie fournir	Récuperateur	3	11,693	35,079
	Four	3	17,567	52,701
Σ				87,78
Energie Cédé	E-211	3	10,144	30,432
	E-209	3	8,333	24,999
	E-201A/B/C	3	7,981	23,943
	E-302	1	2,602	2,602
Σ				81,976

Excès D'Energie	5,804
-----------------	--------------

III-3-2. Méthode de calcul

Calcul d'un échangeur à faisceau et calandre :

Les données de calculs

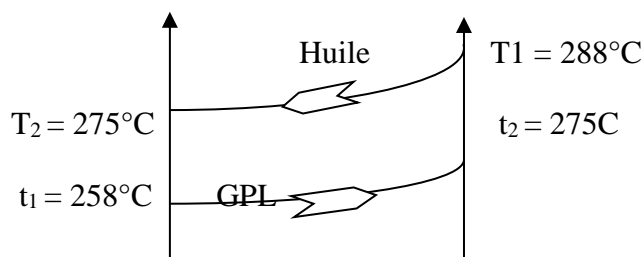


Figure III .3 : Echangeur à Contre - courant pur cas dimensionner.

Cette différence de température est calculée par la relation suivante

1-Bilan thermique $Q=M (H_1-H_2) = m(h_2-h_1)$

$$Q_{cédée} = 155610 \cdot (158 - 151,85)$$

$$Q_{cédée} = 3252249 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{reçue} = Q_{cédée} \quad \Rightarrow \quad h_2 = Q/m + h_1 \quad \Rightarrow \quad t_2 = (Q/m + h_1)/C_p$$

$$t_2 = 275 \text{ C}^\circ$$

2-Calcul de ΔTLM

$$\Delta t_{\min} = (T_1 - t_2) = 288 - 275 = 13$$

$$\Delta t_{\max} = (T_2 - t_1) = 275 - 258 = 17$$

$$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = 1,31 < 1,8$$

$$\text{Si } \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} \geq 1,8 \quad \Delta TLM = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}}$$

$$\text{Si } \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} < 1,8 \quad \Delta TLM = \frac{\Delta T_{\max} + \Delta T_{\min}}{2}$$

$$\Delta TLM = 15$$

3-Nombre de passe n_c :

$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$	R=0,57	\Rightarrow	F=0,83
$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$	E=0,76		

Le rendement thermique

Alors le facteur de correction est **F=0,83**

4- Estimation le coefficient de transfert sale (Tableau annexe :2)

Estimation de la surface $A' = \frac{Q}{U_s F \Delta TLM}$

Pour les coefficients de transfert sal quand il s'agit d'une circulation d'un produit lourd (huile lourde) avec un gaz léger on prend U's entre [150-500] Kcal/h.m².°C

Donc on prend : U's = 500 Kcal/h.m².°C

$$A' = 125 \text{ m}^2$$

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

Surface d'échange d'un tube $a = \pi d_0 L$ $a = 3,14 * 0,01905 * 6 = 0,36$

Estimation du nbre de tubes par calandre $N'_t = \frac{A'}{a n_c}$

N'_t=348 tube

Choix de l'appareil (n_c=1) ou des appareils en série (tableau annexe :5) donnant N_t le plus voisin possible de N'_t, avec un nbre de passe coté tube n_t= 2,4,6 ou 8 par calandre .

A partir le tableau de disposition des tubes en triangle on a

Caractéristique	Symbole	La dimension		
Nombre de tube	N _t	342		
Diamètre de la calandre	D _c	54,0	0,54	22"

5- Détermination de U_s de l'appareil

$$U_s = U'_s \frac{N'_t}{N_t}$$

$$U_s = 2090 * 348 / 342 = 2092$$

$$U_s = 2092 \text{ kj/hm}^2\text{C}^\circ$$

Section de passage coté calandre

$$D_e = \frac{3,464 P^2}{\pi d_0} - d_0 \quad D_e = 0,01378 \text{ m}$$

$$a_c = \frac{D_c}{P} (p - d_e) B \quad a_c = 0,05398 \text{ m}^2$$

$$B = \frac{P * a_t}{D_c * (P - d_e)} \quad B = 0,5 \text{ m}$$

Calcul le nombre et la distance entre les chicanes

la distance entre les chicanes : B = 0,5

Nbre de chicane : $L = n_c * B \iff n_c = L / B$ $n_c = 12$

6- Température calorique

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{DTLM} = 15 < 30^\circ\text{C} \\ \hline \end{array} \right.$$

CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSSION

$$T_1 - T_2 = 13 < 60^\circ\text{C} \quad \Longrightarrow \quad F_c = 0,5$$

$$t_2 - t_1 = 17 < 60^\circ\text{C}$$

$$\text{Alors que } T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = 281,5^\circ\text{C} \quad t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 266,5^\circ\text{C}$$

Les résultats de calcul des paramètres physiques du gaz et l'huile sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau III.10 Les résultats de calcul

	T calorique	Cp kj/kg °C	P kg/m ³	λ kj/mh°C	μ mh°C/kj
Huile	281,5	2,31	710	0,477774	2,16
Feed gaz	266,5	2,696	50,117	0,1881	0,069

7- calcul le coefficient de transfert propre :

Faisceau

$$\text{Section par passe } a_t = \frac{Nt}{nt} \frac{\pi d_i^2}{4} = 0,0245\text{m}^2$$

$$\text{Vitesse massique } G_t = \frac{M}{at} = 6351277\text{kg/hm}^2$$

$$\text{Nbre de Reynolds } Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu} = 39725$$

Re > 10000 Régime est turbulent

$$\text{Nombre de prandt } Pr = \mu C_p / \lambda =$$

$$Pr = 10$$

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

$$Nu = 275$$

$$\text{Le coefficient de film intérieur } h_i = Nu * \lambda / d_i$$

$$h_i = 9726\text{Kj/hm}^2\text{C}^\circ$$

$$h_{i0} = h_i * d_i / d_e = 6897,4\text{Kj/hm}^2\text{C}^\circ$$

Calandre

$$\text{Section par calandre } a_c = 0,05398$$

$$\text{Vitesse massique } G_t = \frac{M'}{at} = 1005052\text{kg/hm}^2$$

$$\text{Pas triangulaire } De = \frac{3,464 P^2}{\pi d_o} - d_o = 0,01378$$

$$\text{Nbre de Reynolds } Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu} = 199644$$

$$\text{Nombre de prandt } Pr = \mu C_p / \lambda = 0,99$$

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

$$Nu = 364$$

$$\text{Le coefficient de film intérieur } h_i = Nu * \lambda / d_i$$

$$h_i = 4972\text{Kj/hm}^2\text{C}^\circ$$

Coefficient de transfert propre :

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

$U_p = 2882 \text{ K}_j/\text{hm}^2\text{C}^\circ$

Calcul de Température de tube:

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

T _c (°C)	t _c (°C)	h _i (Kcal/h.°C)	h _o (Kcal/h.°C)	T _t (°C)
281,5	266,5	4388	4105	273,75

8- Détermination de Facteur Φ_t

La non iso thermicité de l'écoulement qui provoque les déviations qu'en transfert de chaleur. Sider et Tate proposent de corrigé l'équation de Frining par le Facteur Φ_t introduit à la dénomination :

$\Delta p = (f \cdot G^2 \cdot L) / (d_i \cdot \rho \cdot \Phi_t)$

Avec

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

D'après l'application de la Méthode de Orrick et Erbar en calcul de μ_t .

	μ	μ_t à T _t	Φ_t
Coté tube	0,6	0,65	0,989
Coté Calandre	0,01928	0,01947	0,999

9- Calcul de f

D'après la courbe de coefficient de friction en fonction de Reynolds :

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

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

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

Tableau III.11 caractéristique de l'échangeur dimensionner

	n	kg/h cm ²	Re	f	Φ	ρg kg/cm ³	d	Deq
cote tube	2	635,127676	39724,8838	0,01123801	0,98885657	710	0,00000072	1,351
cote calandre	1	100,505174	199643,969	0,00783336	0,99862897	50,117E- 06	7,99724E- 07	1,378

Vérification de la résistance d'encrassement

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

$R_s = 0,00055 \text{ m}^2\text{hC}^\circ/\text{kcal}$

$R_s < R_s \text{ adm}$

A comparer à la résistance R_s admissible (annexe :5)

10-Perte de charge :

Faisceau

Coefficient de friction F_t :

$L = n l$ (fig, annexe :4 tubes lisses)

$$\Delta P_t = \frac{nc Nt G^2 t}{1,271 \cdot 10^{15}} \left[\frac{ft l}{di \Phi t} + 2 \right] \text{ kg/cm}^2$$

$\Delta P_t = 0,611 \cdot 10^{-2} \text{ kg/cm}^2$

Calandre

Coefficient de friction F_t :

$L = (N + 1) D_C$ (fig, annexe :4 tubes lisses)

$$\Delta P_t = \frac{nc ft G^2 t (Nc + 1) Dc}{1,271 \cdot 10^{15} di De \Phi c} \text{ kg/cm}^2$$

$\Delta P_t = 0,613 \cdot 10^{-6} \text{ kg/cm}^2$

Conclusion Générale

L'efficacité de la batterie de l'échangeur E-201A/B/C a diminué au fil du temps car elle ne parvient plus à atteindre la température de régénération de 275°C ces dernières années, et la présence de l'eau dans le gaz pose plusieurs problèmes, c'est pourquoi notre étude a eu pour objectif de vérifier le dimensionnement de la batterie d'échangeur E201A/B/C et de proposer des solutions à ce problème.

L'objectif de l'étude est le dimensionnement et la vitrification dans la marche actuelle.

Le résultat de nos calculs a démontré que le problème est l'encrassement.

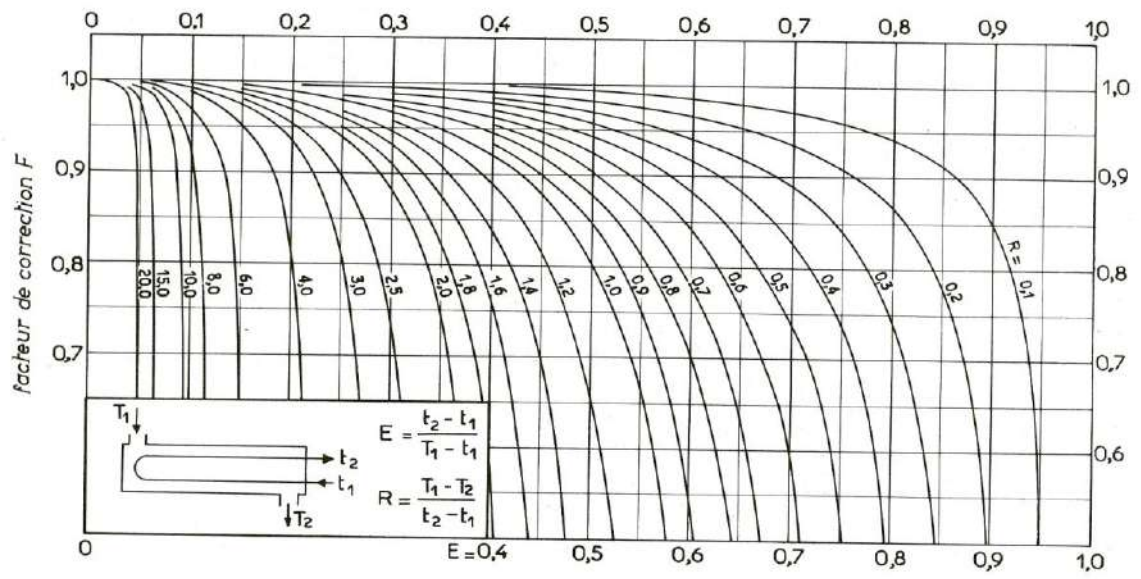
Parmi les premières solutions à proposer on peut citer une méthode efficace pour le nettoyage de l'échangeur (mécanique, chimique) pour minimiser les dépôts entartrant ou l'encrassement biologique.

Les rapports journaliers de l'industrie ont montré qu'à cause de ce mauvais traitement on a un bouchage au niveau de la section cryogénique, des vibrations au niveau Expende, des phénomènes d'érosion, la formation d'hydrates et même des phénomènes de corrosion.

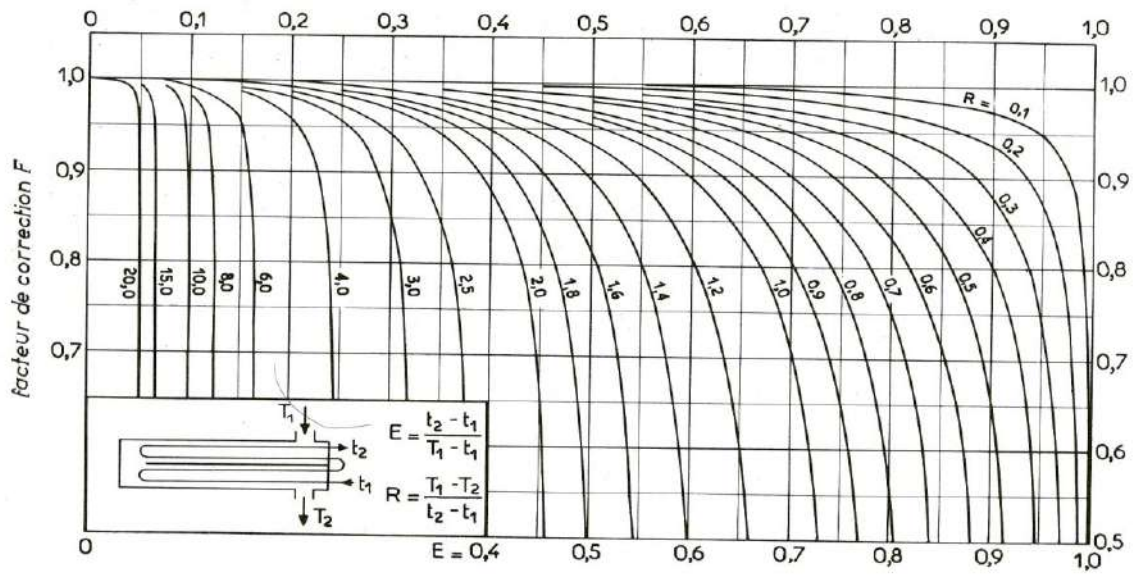
Une solution extrêmement efficace pour résoudre ce problème sera de dimensionner un autre échangeur dans l'objectif d'atteindre la température de régénération de 275 °C et ainsi éviter l'entraînement de l'eau dans la charge et protéger les équipements et autres installations qui se trouvent en aval

BIBLIOGRAPHIE

- « 1 » Carte géographique HMD, [carte],In GOOGLE EARTH, 15 September 2020
- « 2/3 » DADDIOUAMEUR Abdelaziz, ETUDE D'UN SYSTÈME DE VAPORISATION DE GPL AU NIVEAU DE L'UNITE GPL2, CIS-HMD,2015,p06
- « 4 » ETP ANNUEL 2019 SONATRACH
- « 5 » Documents par unité GPL2
- « 6 » CLEMENT patrice, problème de fonctionnement, [en Ling], technique de l'ingénieur, avril 2014,p(BE9519-2)36 échangeur de chaleur ,2nde édition, disponible sur «www.techniques-ingenieur.fr »
- « 7/8 » Cours transfert de chaleur université de technologie Compiègne
- « 9 » UNIVERSITE DE NGAOUNDERE, école Nationale supérieure des sciences agro industrielles, TRANSFERT THERMIQUE
- « 10 » PIERRE WUITHER, appareils tubulaires d'change de chaleur, édition technip.27,rue ginoux.75737 paris, TECHNIP,1972,p1091, Le pétrole raffinage et génie chimique, TOME II



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Fig. V.1.14. — Détermination du facteur

ANNEXE

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE $U_s^{(1)}$

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

(1) Ces valeurs de U_s comprennent une résistance globale d'encrassement $R_s = 0,0006 \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C/kcal} = 0,003 \text{ hr. ft}^2 \cdot \text{°F/BTU}$, et correspondent à : $0,35 \text{ kg/cm}^2 < \Delta P < 0,7 \text{ kg/cm}^2$.

(2) Hydrocarbures légers : $\mu < 0,5 \text{ cPo}$ (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).
Hydrocarbures moyens : $0,5 < \mu < 1 \text{ cPo}$ (kérosène, gasoil chaud, huile d'absorption, bruts légers).
Hydrocarbures lourds : $\mu > 1 \text{ cPo}$ (gasoil froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

ANNEXE

TABLEAU V.1.7
RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_s$ (R_s en $h.m^2.°C/kcal$)

PÉTROLE BRUT												
Température (°C) ..	0 — 100			100 — 150			150 — 200			200		
Vitesse (m/s)	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2
Sec	6	4	4	6	4	4	8	6	4	10	8	6
Humide	6	4	4	10	8	8	12	10	8	14	12	10

EAUX				
TEMPÉRATURE DU FLUIDE CHAUD	Inférieure à 120°C		120 — 200°C	
TEMPÉRATURE DE L'EAU	Inférieure à 50°C		Supérieure à 50°C	
VITESSE DE L'EAU	< 1 m/s	> 1 m/s	< 1 m/s	> 1 m/s
Eau de mer	1	1	2	2
Eau douce de ville ou de puits	2	2	4	4
Eaux de rivière propre	4	2	6	4
Eaux de rivière très sale	15	10	20	15
Eau traitée pour chaudière	2	1	2	2

TABLEAU V.1.7 (suite)

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 (furfurol, 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	Résidus au rebouilleur	4
Distillat lourd	6-10		

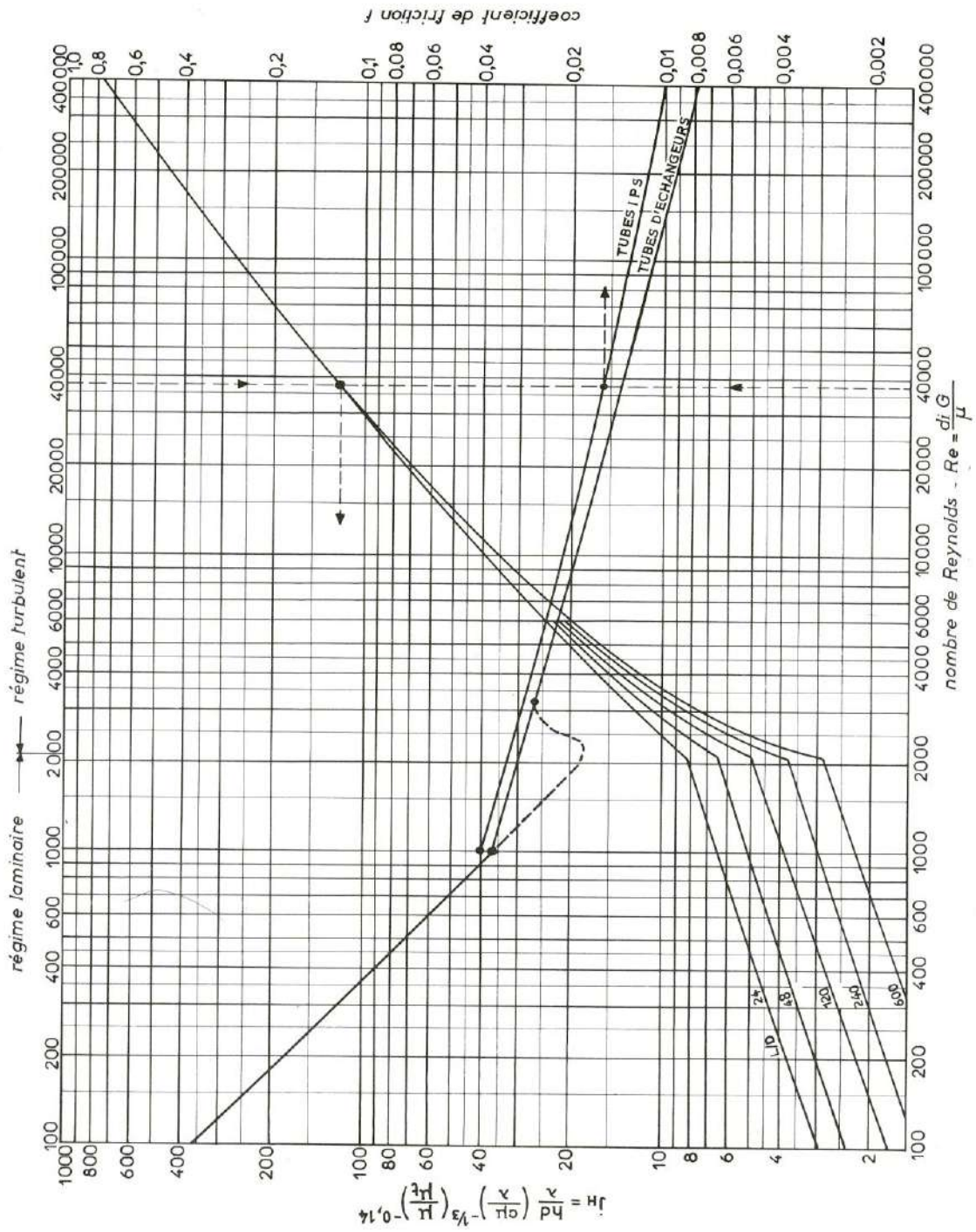


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

ANNEXE

TABLEAU V.1.4
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			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26	24		24	22	16	16
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	30	30	22	22
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	40	37	35	31
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	53	51	48	44
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	73	71	64	56
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	90	86	82	78
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	112	106	102	96
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	135	127	123	115
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	160	151	146	140
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	188	178	174	166
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	220	209	202	193
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	244	238	226	226
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	287	275	268	258
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	322	311	304	293
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	362	348	342	336
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600				

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

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

TABLEAU V.1.6

	PAS NORMAL CARRÉ OU TRIANGULAIRE (fig. V.1.4a et c)	PAS TRIANGULAIRE RENVERSE (fig. V.1.4b)	PAS CARRÉ RENVERSE (fig. V.1.4d)
Espacement entre tubes perpendiculairement au courant	P	$P\sqrt{3}$	$P\sqrt{2}$
Distance minimale de passage	$P - d_o$	$2(P - d_o)$	$2(P - d_o)$
Aire de passage : $a_{cT} = \alpha B D_c \frac{P - d_o}{P}$	$\frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\frac{2}{\sqrt{3}} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\sqrt{2} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$

ANNEXE

TABLEAU V.1.2
CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237