

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université M'Hamed Bougara-Boumerdes
Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Transport et Equipements des Hydrocarbures

Mémoire de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Hydrocarbure

Option : Génie mécanique-Mécanique des unités pétrochimiques

Présenté par :

HADEF Zakaria
KOBZILI Abdelouahab

THEME

**Calcul thermique analytique et vérification par simulation HYSYS de
l'échangeur de chaleur 12X20400 au niveau du centre GS1 de Gassi El Agreb**

Soutenu publiquement le 22 / 06 / 2024

Devant le jury :

	Nom et Prénom	Grade	Université/Affiliation
Président de jury	HALOUANE Yacine	MCA	UMBB
Examineur	HARKAT Yamina	MAA	UMBB
Examineur	YAHY fatima	MCB	UMBB
Encadreur	KHELIFI-Touhami M.S	MCA	UMBB

Boumerdes 2024

REMERCIEMENT

Avant tout nous remercions « ALLAH » le tout puissant, de nous avoir ouvert les portes du savoir et qui sans lui ce travail ne serait jamais réalisé.

Nous remercions très particulièrement monsieur KHELIFI FOUHAMI M S pour tout l'intérêt qu'il a porté à notre travail en acceptant d'être notre promoteur.

Nous exprimons notre profonde reconnaissance à YUCEF TALEB chef service de centre GS1 et toute l'équipe d'exploitation de centre GS1 qui nous ont encadré durant la période de la mise en situation professionnel. Nous les remercions pour leur gentillesse, leurs conseils et leur aide scientifique.

Nous exprimons notre gratitude aux membres du jury pour avoir accepté d'évaluer notre travail.

Enfin, que tous ceux, de loin comme de près, ont contribué à l'élaboration

De ce mémoire trouvent ici l'expression de mes remerciements.

DEDICACES

Je tiens à dédier ce travail à :

À mes très chers parents, à qui je dois tout et ne rendrais jamais assez.

À mes chères frères et sœurs.

À toute ma famille.

À toutes les personnes, qui m'ont soutenu le long de ce travail.

À mes collègues de la promotion H19

Je dédie aussi ce travail à tous mes amis

Table des matières

INTRODUCTION GENERALE	1
Chapitre I : Présentation du lieu du stage	2
I.1. Description de centre de production	3
I.1.1 Les différentes unités de traitement du centre GS1	4
I.1.1.1 L'unité OOS (Oil Optimization System)	4
I.1.1.2 L'unité de séparation :	6
I.1.1.3. Unité de traitement des eaux	8
I.1.1.4. Unité de stockage du brut :	10
I.1.1.5. Unité de récupération de la vapeur (VRU) :	10
I.1.1.6. Unité d'expédition du brut	10
I.1.1.7. L'unité de compression	11
I.1.1.8 Unité d'injection de produits chimiques	12
Conclusion :	12
Chapitre II: Généralités sur les échangeurs de chaleur	
Introduction [5]	13
II.1 Rôles des échangeurs et terminologie [6]	13
II.1.1 Terminologie	13
II.2 Classification des échangeurs de chaleur [8]	14
II.2.1 Classification selon le mode de circulation	14
II.2.2 Classification selon le type d'appareillage [8&9]	16
Conclusion	18
Chapitre III :Description de L'échangeur tube-calandre.	19
III.2. L'échangeur 12-X-20400 :	20
III.3. Les éléments d'échangeur 12-X-20400 A :	22
III.3.1 Boîte distribution :	22
III.3.2. La calandre :	22
III.3.3. Plaques tubulaires :	23
III 3.4. Les tubes :	23
III 3.5.Chicanes :	25
III 3.6.Tirants et entretoises :	25
III.4. Le problème probable dans l'échangeur de chaleur (12-X-20400) :	25
III 4.1 l'encrassement :	25
III.4.2 types d'encrassement :	26

III.4.3. Nature de dépôts :	27
III.5. Facteurs affectent l'encrassement :	28
III.5.1. Paramètres de fonctionnement :	28
III.5.2. Paramètres de l'échangeur de chaleur :	29
III.6. Prévention de l'encrassement dans les échangeurs :	29
III.6.1. Pendant la phase de fabrication de l'échangeur :	29
III.6.2. Pendant la phase de fonctionnement :	29
III.6.3. Pendant les phases d'arrêts :	30
III.7. Conclusion :	31
Chapitre IV :Calcul thermique de L'échangeur 12-X-20400.	32
IV-1. Introduction :	33
VI-2-1. Procédure de vérification [15] :	33
IV-2-3. Calcul de vérification thermique :	34
VI-3. Calcul des pertes des charges :	40
VI-3-1. Perte de charge côté tube ΔP_t.....	40
VI-3-2. Perte de charge côté calandre ΔP_c.....	41
VI-3-3. Perte de charge totale ΔP_{tot}.....	41
VI.5. Conclusion :	42
Chapitre V :Simulation de l'échangeur 12-X-20400 avec Aspen HYSYS.	43
V.1- Introduction	44
V.2. Description du simulateur HYSYS [11].	44
V.3. Choix du modèle thermodynamique :	44
V.4. Interface HYSYS :	45
V.5. L'installation Initiale de l'échangeur 12-X-20400 :	45
V.7. Les résultats de simulation :	50
V.8. Tableau de comparaison :	52

INTRODUCTION GENERALE

Les procédés utilisés dans l'industrie pétrolière 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 au profit de fluides de procédés ou d'utilités. Pour ce cas les échangeurs de chaleur ont une importance considérable dans tous types d'industrie et particulièrement l'industrie pétrolière.

Les échangeurs de chaleur sont des équipements qui permettent au fluide chaud de transmettre sa chaleur au fluide plus froid. Ce processus peut être réalisé par conduction à travers des parois solides ou par convection à travers un fluide intermédiaire.

Ce mémoire se concentre spécifiquement sur les aspects liés aux calculs thermiques dans le domaine des échangeurs de chaleur. L'objectif principal est d'explorer en profondeur les différentes méthodes et techniques utilisées pour analyser et améliorer l'efficacité thermique de l'échangeur 12X20400, à travers une étude approfondie et une modélisation précise, nous chercherons à comprendre les principaux paramètres qui influent sur les performances thermiques des échangeurs de chaleur, ainsi que les stratégies permettant d'optimiser leur conception et leur fonctionnement.

Dans cette perspective, ce mémoire est structuré de la manière suivante :

Nous abordons dans le chapitre I, un bref aperçu sur le champ d'EL GASSI en se concentrant sur le centre de traitement de brut (GS1).

Au chapitre II, nous avons montré de brèves généralités sur les modes de transfert thermique et des généralités sur les échangeurs de chaleur.

Au chapitre III, nous avons intéressé à la description de l'échangeur 12X20400 et ses éléments.

Le chapitre IV, est réservé aux calculs thermiques de cet échangeur on se basant sur les méthodes analytiques.

Dans Le chapitre V, nous avons effectué une simulation à l'aide du logiciel HYSYS, pour le but de vérifier paramètres de transfert thermique.

Par la suite, nous présenterons une étude de cas détaillé portant sur un l'échangeur de chaleur 12X20400, où nous appliquerons les concepts théoriques et les méthodes de calcul pour évaluer ses performances thermiques et proposer des améliorations potentielles.

Enfin, nous concluons ce mémoire en soulignant les principales conclusions de notre recherche, ainsi que les perspectives futures pour le domaine des calculs thermiques dans les échangeurs de chaleur.

Chapitre I :
Présentation du lieu du stage

I.1. Description de centre de production

Le site d'EL-GASSI se trouve à 100 kilomètres au sud-ouest de HASSI MESSAOUD dans une région à caractère désertique sujette aux tempêtes de sable. Les effets de neige et le séisme ne sont pas à envisager et des conditions climatiques critiques.

La région d'EL-GASSI comprend trois (03) champs producteurs de brut (EL-GASSI, ZOTTI et EL-AGREB) où on trouve quatre (04) centres de traitement de brut (West Agreb, AR06, Old Zotti et GS01), centre de réinjection d'eau (AR02) et centre de compression et de réinjection de gaz (New Zotti).

- El-Gassi : Superficie 207Km², découvert en 1956.
- Zotti : Superficie 77 Km², découvert en 1959.
- El Agreb : Superficie 126 Km², découvert en 1963.

La région d'El-Gassi est importante en raison de sa part dans la production des hydrocarbures du pays, toutes les quantités d'huile et de gaz produites sont acheminées vers les différents centres de stockage de la région.

Les activités principales de la région sont :

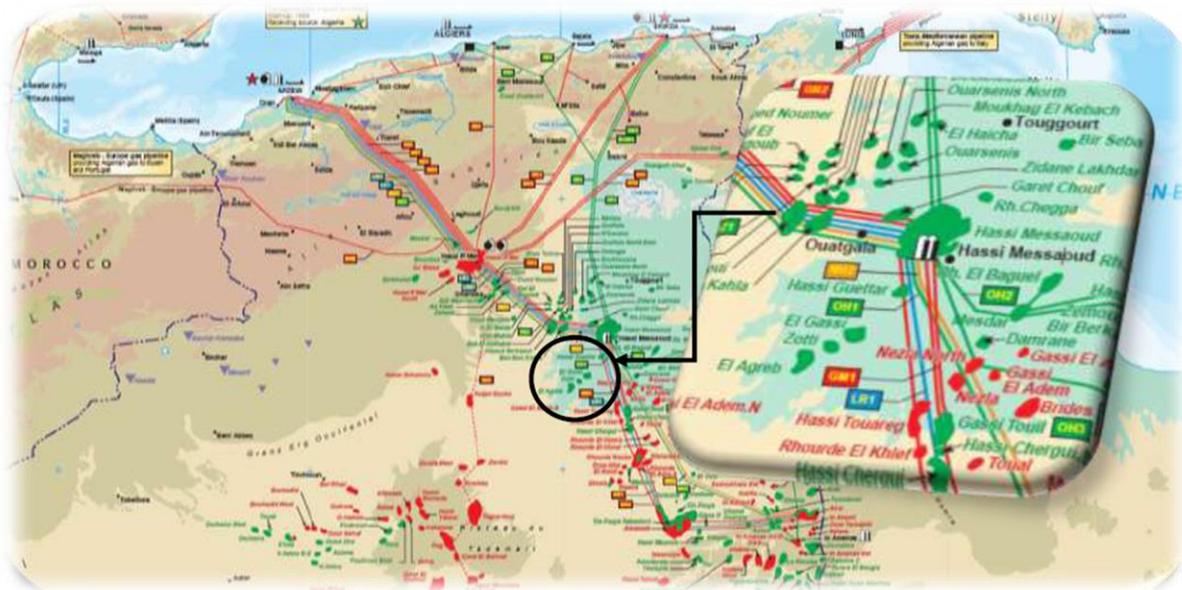
- La production d'huile (GS1, AR06, West Agreb, Zotti).
- L'injection de gaz miscible et gaz lift (Zotti).
- L'injection d'eau (AR02).

Il a été créé en octobre 2000, sous la forme d'une association entre la compagnie américaine « Amerada Hess » et la compagnie pétrolière d'état algérien « Sonatrach », le fruit de ce partenariat s'appelle « SonaHess ».

La région d'EL-GASSI est importante en raison de sa part de production des hydrocarbures du pays, toutes les quantités d'huile et de gaz produites sont acheminées vers les différents centres de production de la région.

Sa production d'huile est reliée à la canalisation amenant vers Haoud EL Hamra par des pipes à partir du centre de production d'El-Gassi, un processus de réaménagement des gisements est actuellement en cours, avec notamment l'installation de nouveaux équipements de production, permettra une plus grande capacité d'injection l'ensemble du gisement et une modernisation générale des équipements et des opérations sur le terrain.

Figure I.1 : Situation géographique du Champ El Gassi El-Agreb

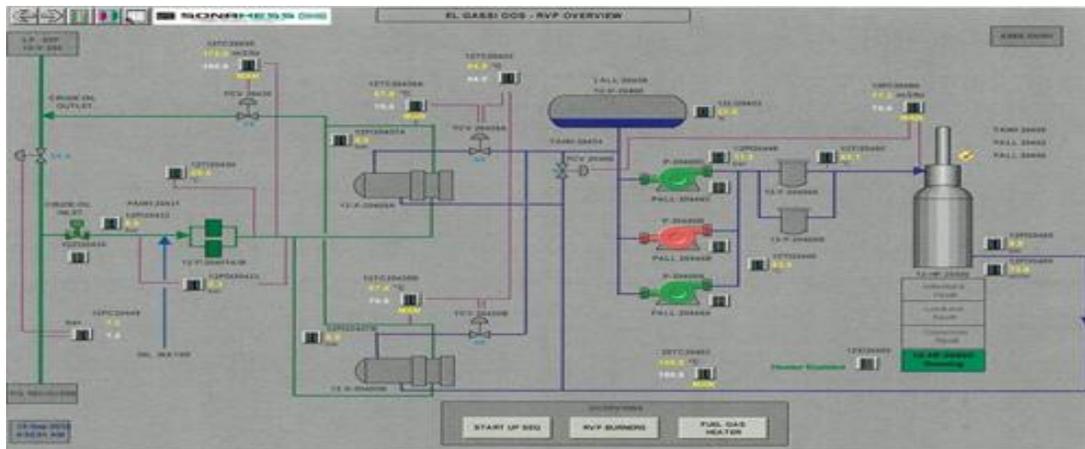


I.1.1 Les différentes unités de traitement du centre GS1

I.1.1.1 L'unité OOS (Oil Optimization System)

Le brut envoyé à HEH doit répondre aux spécifications internationales relatives à la pression de vapeur acceptable du brut (TVR) basée sur les critères de test ASTM-D-323. Pour atteindre la TVR voulue, un four et deux échangeurs de chaleur ont été construits et mis en service au centre GS-01. L'objectif est de maintenir la température de sortie de l'huile de la séparation BP à 50°C. La gamme de température de sortie de la séparation BP doit garantir que l'huile entrant dans le stockage est conforme à la spécification d'expédition du brut, notamment la TVR. L'huile est chauffée en circulant un fluide caloporteur, composé de 50% de Tri éthylène glycol (TEG) et 50 % d'eau, dans deux échangeurs de chaleur.

Figure I.2 : L'unité d'optimisation du brut (OOS)



Cette unité se trouve en amont de la séparation BP sur le pipeline 18 pouces des centres d'El Agreb. Un écoulement d'huile est dévié vers l'unité OOS où elle est filtrée avant d'entrer dans un échangeur de chaleur qui utilise du Tri éthylène glycol à 50% dans l'eau comme fluide caloporteur.

L'unité OOS dispose d'un four (12-HF-20400) avec deux ventilateurs à air forcé, Il utilise le gaz pour un allumage maximum avec 4 brûleurs et un allumage minimum avec 2 brûleurs. La pression nominale du gaz au point de raccordement est de 155 bars et le gaz est préalablement saturé d'eau. Le four requiert du gaz à environ 2 bar. Pour cela, une plate-forme de conditionnement de gaz est prévue, composée d'un ballon de séparation (28-V-20400), d'un réchauffeur (28-HF-20400), d'un réducteur de pression (28-PCV-410) et de deux filtres coalescer avec un en service et un en stand-by (28-F-20400A/B).

La pression à la sortie de cette plate-forme est d'environ 25 bars et elle est ensuite réduite à la pression requise (2 bars) au niveau de la plate-forme de gestion des brûleurs.

Figure I.3 : le Four (12-HF-20400)



Le fluide caloporteur de l'unité OOS est préchauffé dans la section de convection du four, puis recirculé dans les tubes verticaux de la section de radiation. Le circuit du fluide caloporteur est une boucle fermée qui comporte trois pompes de recirculation et un bac d'expansion situé au-dessus de l'aspiration des pompes. Deux échangeurs de chaleur à 50% (12-X-20400A/B) sont utilisés, lorsque l'eau et le glycol chauffés dans les réchauffeurs passent par le côté calandre des échangeurs. Chaque échangeur de chaleur possède une vanne de régulation aval qui est utilisée pour réguler le flux du fluide caloporteur dans l'échangeur. L'huile passée par le côté tube des échangeurs.

Figure I.4 : Echangeur de chaleur (12-X-20400 A/B)



I.1.1.2 L'unité de séparation :

Les fluides de réservoir des puits producteurs du gisement d'El Gassi sont acheminés vers le Centre GS-01 via les conduites de production, vers les manifolds de production de champ et puis vers les centres dans les conduites de collecte. La séparation de la production au Centre GS-01 est réalisée par quatre séparateurs de production bi phasiques (actuellement hors service (HS)) et quatre séparateurs tri phasiques (un séparateur de test et trois de production) qui reçoivent la production du gisement et séparent le fluide entrant des flux d'huile, de gaz et d'eau produite (ou en phase liquide et gazeuse mélangées dans le cas de séparateurs biphasiques). Les installations de séparation de production du Centre GS-01 se composent de deux systèmes fonctionnant en série, deux séparateurs diphasiques étant hors service.

Figure I.5 : Photo du Manifolds

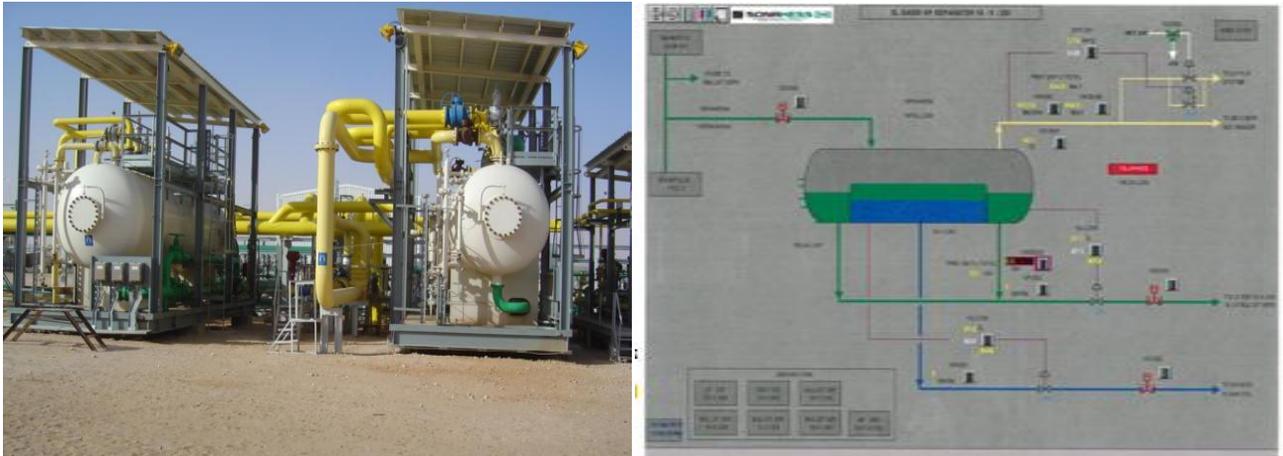


1^{er} étage de séparation (HP) en parallèle (à l'exception du séparateur de test)

Un séparateur de production triphasique HP (10-V-250) avec une capacité nominale de 50000 bbl/j

1. Un séparateur de production triphasique HP (10-V-27000) avec une capacité nominale de 34000 bbl/j
2. Un séparateur de test triphasique HP (10-V-260) avec une capacité nominale de 34500 bbl/j. [1]

Figure I.6 : Séparateurs à haute pression (HP)



• 2^{ème} étage de séparation (BP) en parallèle

Un séparateur de production triphasique BP (10-V-255) avec une capacité nominale de 60 000 bbl/j. Dans les conditions de service normales, les fluides des puits du manifold de production à l'entrée du Centre GS-01 entrent dans le séparateur de production triphasique HP et le mélange de fluides passe par un ensemble de coalescer pour permettre la séparation du mélange huile/eau/gaz. L'eau d'une densité plus élevée se dépose au fond de la cuve alors que les hydrocarbures à faible densité flottent à la surface de l'eau. Les hydrocarbures s'écoulent au-dessus d'une cuve interne dans le séparateur et hors de la conduite d'hydrocarbures liquides vers les séparateurs BP.

Figure I.7 : Séparateur basse pression (BP)



L'eau s'écoule sous contrôle de niveau de l'interface vers le réseau de traitement d'eau produite du Centre GS-01 (décrit plus bas) via une conduite de transfert d'eau produite de 6 pouces. Le gaz se sépare des liquides en pression et passe dans un désembueur au sommet de la cuve pour enlever les gouttelettes de liquide entraînées. En fonctionnement normal, le gaz du séparateur HP s'écoule vers le compresseur « de surpression » de flux miscibles du Centre GS-01, la pression du séparateur étant régulée par le système de régulation du compresseur.

L'alimentation du séparateur triphasique BP du Centre GS-01 arrive de conduite de 18 pouces d'El Agreb (Centre AR-06 et Centre d'Agreb Ouest), de conduite de 10 pouces du Centre de Zotti et des séparateurs HP du Centre GS-01. Une contre-pression est maintenue sur le pipeline d'huile de 18 pouces du Centre GS-01 pour éviter un débit à deux phases. Le flux d'huile combiné peut être séparé entre le séparateur BP. Le brut obtenu s'écoule sous contrôle de niveau via la conduite de recette vers les systèmes de dégazage des bacs de stockage de brut (14-V-206/207).

L'eau s'écoule sous contrôle de niveau de l'interface vers le réseau de traitement d'eau produite du Centre GS-01 (décrit plus bas) via une conduite de transfert d'eau produite de 6 pouces. Le gaz se sépare des liquides en pression et passe dans un désembueur au sommet de la cuve pour enlever les gouttelettes de liquide entraînées. En fonctionnement normal, le gaz du séparateur BP s'écoule vers les compresseurs de gaz BP du Centre GS-01.

Le séparateur fonctionne également comme un ballon de dessablage pour retirer en partie le sable transporté depuis les puits de production, qui comprend un tube d'aspersion d'eau et un système de drainage de boues.

Figure I.8 : L'unité de séparations de centre de traitement GS01



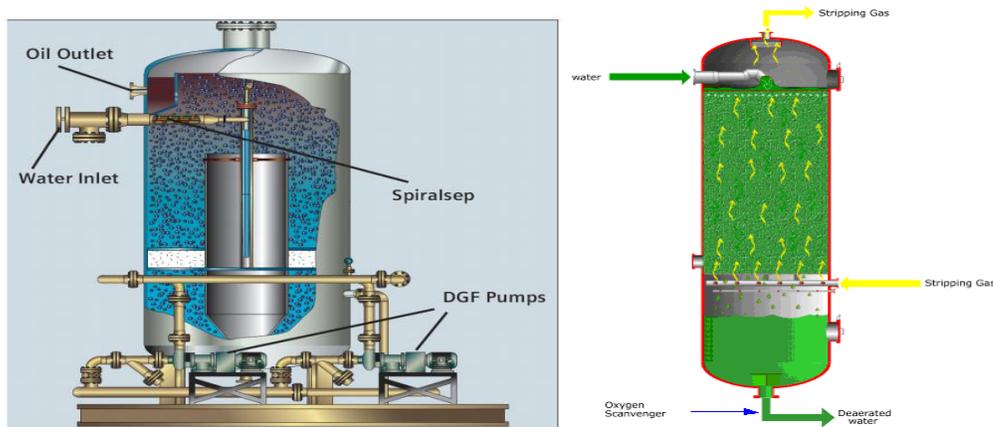
I.1.1.3. Unité de traitement des eaux

I.1.1.3.1. Eau produite

Le réseau d'eau produite est conçu pour traiter l'ensemble de la production d'eau du Centre GS-01 et du Centre de Zotti. L'eau produite provient :

- Des séparateurs du Centre GS-01
- De la pompe du puisard des drains ouverts (48-P-201A/B).
- Du puisard d'eau produite relié aux bacs de stockage d'huile

Figure I.9 : Cyclo séparateur 40-V-210



L'eau produite s'écoule du flux des séparateurs du Centre GS-01 et du Centre de Zotti vers le réseau de traitement de l'eau produite du Centre GS-01. Elle arrive dans le ballon de décharge (40-V-210). Ce ballon a une capacité nominale de 30000 barils d'eau par jour quand il fonctionne à 1,5 bar. Le ballon de décharge d'eau produite est conçu pour dégazer le flux entrant, éliminer le pétrole et les solides et envoyer l'eau propre vers les bacs tampon d'eau produite (40-T- 230/231). Ces ballons utilisent une action cyclonique, associée à la flottaison des gaz pour retirer l'huile du flux d'eau produite et obtenir des caractéristiques de sortie d'eau propre de 20 mg/l d'huile dans l'eau. La cuve possède un recyclage interne d'eau propre pompée, dans lequel le gaz est injecté (dans le tubage de la pompe) pour créer les micros bulles de gaz qui attireront et feront flotter les gouttelettes d'huile en surface.

L'eau propre s'écoule sous le contrôle de niveau à partir des ballons de décharge vers les bacs tampons d'eau produite (40-T-230 et 40-T-231).

L'huile est retirée via le contrôle de niveau du godet d'huile où l'huile est écrémée depuis le ballon de décharge d'eau produite et envoyée vers le bac de stockage. L'eau produite subit un traitement chimique en aval du jeu de filtres. Les pompes d'injection d'eau produite (40- P6202A/B/C) refoulent l'eau exempte d'huile à 207 bar vers le collecteur d'injection d'eau produite. Une recirculation minimale repart vers l'entrée des bacs tampon via une vanne de régulation de débit. L'eau sous haute pression provenant du collecteur d'injection d'eau produite est envoyée vers deux puits d'injection d'eau produite sur le gisement El Gassi. [1]

I.1.1.3.2. Eau Douce :

Le réseau d'eau de dilution fournit 2100 barils d'eau traitée pour une utilisation dans les opérations et équipements suivants :

- Eau de lavage des puits
- Eau de dilution pour réduire la formation du sel
- Eau de rinçage des filtres d'eau produite
- Eau de lavage pour dessablage des séparateurs
- Rinçage du joint de pompes.

L'eau des deux puits d'alimentation d'eau passe via un collecteur de 4 pouces dans le tuyau d'entrée de 3 pouces du bac d'eau de dilution (45-T-210), elle est traitée avec un inhibiteur de corrosion et un inhibiteur d'entartrage dans le système d'injection chimique (55-Y-203), injectés en un point en amont de la vanne de contrôle de niveau du bac. L'eau traitée est envoyée vers le dés-aérateur (45-V-211).

L'eau de dilution de la pompe des dés aérateur passe dans la section supérieure de la colonne de dés aérateur et s'écoule par gravité à l'intérieur de la colonne. Le gaz hydrocarbure (entraînement gazeux) entre de bas de la colonne et monte en entraînant l'oxygène. L'eau désoxygénée est collectée dans la section la plus basse du désaérateur, alors que le gaz et l'oxygène sortent en tête de la colonne et s'écoulent sous contrôle de la pression vers la torche BP.

I.1.1.4. Unité de stockage du brut :

Le pétrole brut est envoyé vers les installations de stockage depuis le séparateur BP. Le brut s'écoule de la séparation BP vers les unités de dégazage, cette étape est nécessaire pour dégazer le brut avant de pénétrer dans les bacs. Les unités de dégazage du fonctionnement avec un joint hydraulique. Les vapeurs de tête produites dans ces unités sont acheminées vers le ballon de séparation (33-V-200) de l'aspiration de l'Unité de Récupération des Vapeurs (VRU). Le brut s'écoule par gravité des unités de dégazage du brut vers cinq bacs de stockage de brut (14-T-203/204/205/206/207). Le brut se dépose dans les bacs de stockage pendant au moins 8 heures.

I.1.1.5. Unité de récupération de la vapeur (VRU) :

Le gaz de tête des unités de dégazage du brut est envoyé vers le ballon de séparation de la VRU sous contrôle de la pression (max 250 mbar). Du ballon de séparation de la VRU, le gaz est comprimé par les compresseurs de récupération de la vapeur et acheminé vers les compresseurs BP d'El Gassi. Une certaine quantité de condensats est également envoyée vers le ballon de séparation, mais le gaz en excès est envoyé à la torche à très basse pression.

Figure I.10 : Unité de récupération des vapeurs

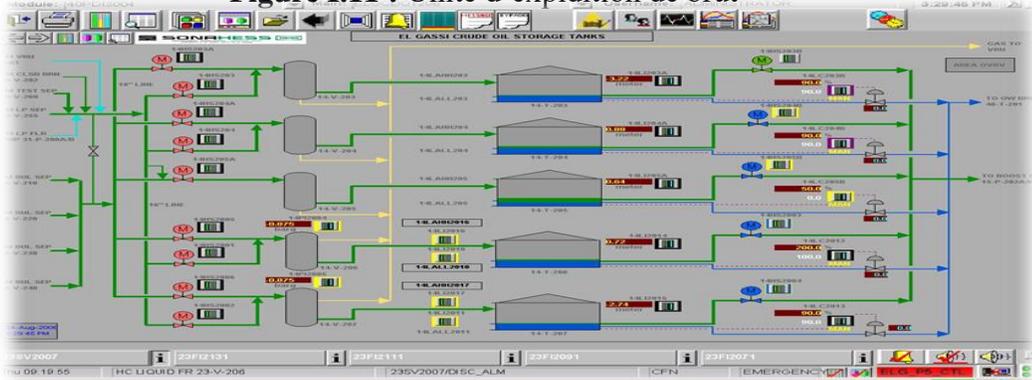


I.1.1.6. Unité d'expédition du brut

Une fois que le brut dans le bac de stockage est prêt, il est envoyé pour expédition sous contrôle de flux par les pompes de surpression de brut et les pompes d'exportation du brut. La destination est le terminal pétrolier d'Haoud-El-Hamra (HEH) à Hassi Messaoud. Le système est conçu pour

expédier soit 80 000 bbl/j avec une pompe de surpression/d'expédition, soit 120000 bbl/j avec deux pompes de surpression/ d'expédition. Le brut est refoulé vers la plateforme de comptage de technologie FMC et, après le comptage, il s'écoule à 4 bar via une conduite d'exportation de brut de 18 pouces vers Hassi Messaoud.

Figure I.11 : Unité d'expédition de brut



I.1.1.7. L'unité de compression

I.1.1.7.1. Compression de gaz BP

Le système de compression de gaz BP du Centre GS-01 reçoit le gaz hydrocarbure de la séparation BP et du refoulement de la VRU. Il sert à comprimer le gaz à la pression requise pour entrer dans le compresseur HP. Il existe deux compresseurs de gaz HP (23-K201/211) sur les installations d'El

Gassi, un en service et l'autre de rechange. Le contrôle de la pression du compresseur de gaz BP de sortie (environ 5,2 bar) est réalisé en modifiant la vitesse de chaque moteur de compresseur de gaz BP. La vanne de régulation de répartition de la charge équilibre la charge nécessaire à chaque compresseur. La pression d'aspiration normale est de 3,2 bars. Si la pression d'aspiration du compresseur de gaz BP est élevée (environ 3,9 bar), le gaz est envoyé à la torche BP.

Le gaz refoulé de la compression BP mélangé avec le gaz venant de la séparation BP.

Figure I.12 : Compresseur de gaz basse pression (compresseur LP)



I.1.1.7.2 Compression de surpression des flux miscibles :

Il y a trois compresseurs de surpression des flux miscibles (23-K202/212/222) au Centre GS-01, un en service et un ou deux de rechange. Le système de compresseurs de surpression des flux miscibles est régulé par la pression d'aspiration (réglée à environ 4,6 bars) et la pression de refoulement (24,5 bars). Le gaz refoulé du compresseur de surpression de flux miscibles est envoyé via la conduite de transmission de gaz de 20 pouces vers les pièges de slug à l'entrée du Centre de Zotti (23- V-104 / 107).

I.1.1.7.3 Récupération des condensats

Au Centre GS-01, les condensats sont récupérés des ballons de séparation du refoulement et de l'aspiration des compresseurs BP de surpression des flux miscibles, associés aux condensats du ballon de slug et des drains fermés et collectés dans le ballon de condensats (23- V-206). Après la décantation des liquides, l'eau sous contrôle de niveau est envoyée vers le système de traitement de l'eau produite et les condensats sont ensuite acheminés vers le pipeline Centre GS-01-GCR de Zotti pour un nouveau traitement (via le piège de slug vers le stabilisateur de condensats). Les excédents de gaz du ballon de condensats du Centre GS-01 sont renvoyés vers les compresseurs BP. [1]

I.1.1.8 Unité d'injection de produits chimiques

Il y a deux modules d'injection de produits chimiques (55-Y-202 and 55-Y203). Le module d'injection de produits chimiques du GS-01 (55-Y-202) dessert le pipeline de condensats et de gaz comprimé de 20 pouces ainsi que le module de conditionnement de l'étanchéité du Centre GS01 et fournit les volumes comptés d'inhibiteur de corrosion. Le package d'injection de produits chimiques (55-Y-203) du Centre GS-01 fournit les quantités comptées de produits chimiques :

- Inhibiteur de corrosion, inhibiteur d'entartrage et épurateur d'oxygène vers le réseau d'eau de dilution et biocide et épurateur d'oxygène vers le système d'injection d'eau.

Les produits injectés dans l'unité de séparation :

- Dés émulsifiant vers le système de séparation de production (4 pompes et 4 bacs).
- Clarificateur d'eau vers le système de séparation de la production (une pompe et un bac).

Conclusion :

L'accroissement continu de la demande énergétique en Algérie a incité les différentes unités d'exploitation à explorer d'avantage les ressources énergétiques conventionnelles. Parmi ces unités, nous citons le centre GS1 l'un des unités productrices du Pétrole Brut.

Chapitre II
Généralités sur
les échangeurs de chaleur

Introduction

On appelle transfert de chaleur, les processus par lesquels de l'énergie est échangée sous forme de chaleur entre des corps ou des milieux à des températures différentes. Le phénomène cesse lorsqu'il y a équilibre des températures. Ainsi, la chaleur peut être transmise par conduction ou par rayonnement. Cependant, dans le mécanisme de conduction, selon que le milieu soit immobile ou mobile, on parlera respectivement de conduction ou de convection. Dans la réalité, les trois processus puissent avoir lieu simultanément, cependant, l'un des mécanismes est généralement prépondérant.

- **La conduction** : Dans les corps solides dont la température est hétérogène, on observe à l'état Pur, des phénomènes de conduction thermique, propagation de la chaleur de Proche en proche, des régions les plus chaudes vers les régions les plus froides sans déplacement apparent de matières.
- **La convection** : C'est un transfert de chaleur par mouvement de matière dans un milieu liquide ou gazeux. Effectivement, La chaleur se propage grâce à la circulation de matière. Cette convection peut être naturelle lorsque les variations de la masse volumique du fluide, résultent des variations de sa température, comme elle peut être forcée si le mouvement du fluide est réalisé par un travail mécanique externe (ventilation, agitation, pompage).
- **Le rayonnement** : Le rayonnement thermique correspond à une émission d'ondes électromagnétiques par tous les corps. La température d'un corps augmente à mesure que le rayonnement électromagnétique augmente

Les procédés des industries pétrolières, pétrochimiques ou chimique demandant souvent que les fluides soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phases au cours des diverses opérations auxquelles on les soumet. La chaleur mise en œuvre alors représente une importante dépense énergétique, dont il est nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible. La chaleur est alors transmise, dans la majorité des cas, à travers un échangeur de chaleur. [5]

II.1 Rôles des échangeurs et terminologie

Au sens général, le terme d'échangeur de chaleur s'applique à des appareils très divers. Beaucoup ont reçu des noms rappelant leur rôle dans une opération complexe : rôle fonctionnel (vaporisateur, surchauffeur, etc.), rôle économique (économiseur, récupérateur, etc.). Dans un échangeur de chaleur, la chaleur est transmise entre un *fluide de service* et un *fluide procédé* qui constitue le produit intéressant de la fabrication. Le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux états (cas des condenseurs et des vaporiseurs). [6]

II.1.1 Terminologie

Précisons aussi qu'une terminologie s'est instaurée par la finalité et la fonction auxquelles était destiné l'échangeur [7]. Bien qu'il n'y ait pas de véritable normalisation concernant le vocabulaire à adopter, la terminologie utilisée renseigne généralement sur la fonction de l'appareil. Sans

prétendre supprimer toute ambiguïté ni fournir la liste exhaustive des différents termes utilisés, une classification par fonction peut être établie [8].

II.1.1.1 Fonction réfrigération

Les réfrigérant refroidissent un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou de l'eau. Associés au fonctionnement de compresseurs pour la réfrigération des gaz comprimés, ils sont qualifiés de réfrigérants intermédiaires et de réfrigérants finaux selon les divers étages de compression. Les aéroréfrigérants utilisent l'air en tant que fluide réfrigérant.

II.1.1.2 Fonction condensation

Les condenseurs assurent la condensation totale ou partielle de vapeur par circulation d'eau ou de fluide de procédé suffisamment froid. Les aérocondenseurs assurant cette fonction en utilisant l'air comme fluide froid.

II.1.1.3 Fonction réchauffage

Les réchauffeurs réchauffent un fluide de procédé par de la vapeur d'eau ou un autre fluide chaud de procédé ; ces termes sont surtout employés dans le cas du réchauffage d'un produit stocké pour en assurer sa pompabilité dans des conditions techniques et économiques satisfaisantes.

Les préchauffeurs préchauffent un fluide de procédé, la chauffe se poursuivant souvent dans un four en aval .les réchauffeurs et préchauffeurs d'air sont les échangeurs, cyclique ou non, qui assure la préchauffe de l'air de combustion d'une chaudière ou d'un four par récupération d'une partie de la chaleur contenue dans les fumées ou dans un autre fluide auxiliaire.

Les surchauffeurs quant à eux amènent des gaz ou des vapeurs à une température supérieure à leur température de condensation.

II.1.1.4 Fonction vaporisation

Les vaporiseurs assurent la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait part de la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé, éventuellement en condensation.

Les bouilleurs et les rebouilleurs vaporisent une partie des produits de fond de colonnes de distillation pour les renvoyer en fractionnement.

Les générateurs de vapeur produisent de la vapeur par combustion de gaz ou de liquides résiduels. Ils peuvent aussi récupérer de la chaleur sensible, contenue dans les fluides de procédé, des fumées de four ou encore, dans les lits catalytiques.

Les évaporateurs concentrent des solutions aqueuses par évaporation ; cependant, ils peuvent désigner aussi des vaporiseurs.

II.2 Classification des échangeurs de chaleur

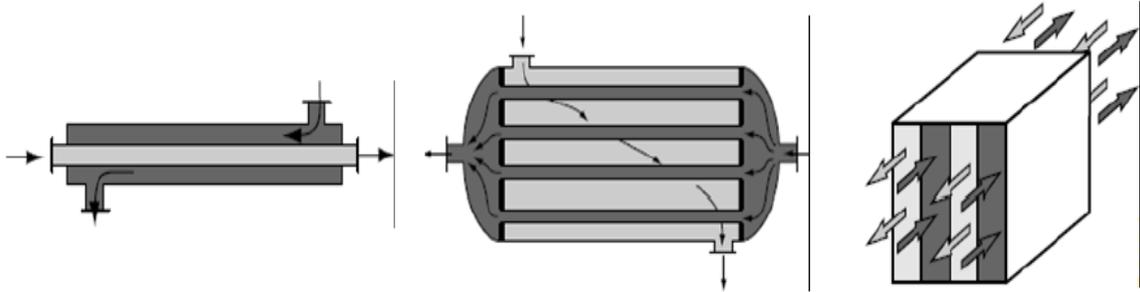
II.2.1 Classification selon le mode de circulation

Une classification peut être établie, d'après le sens relatif des écoulements des deux fluides on distingue alors :

II.2.1.1 Circulation à contre-courant

Dans ce cas, les deux fluides circulent dans un sens opposé, de chaque côté de la paroi.

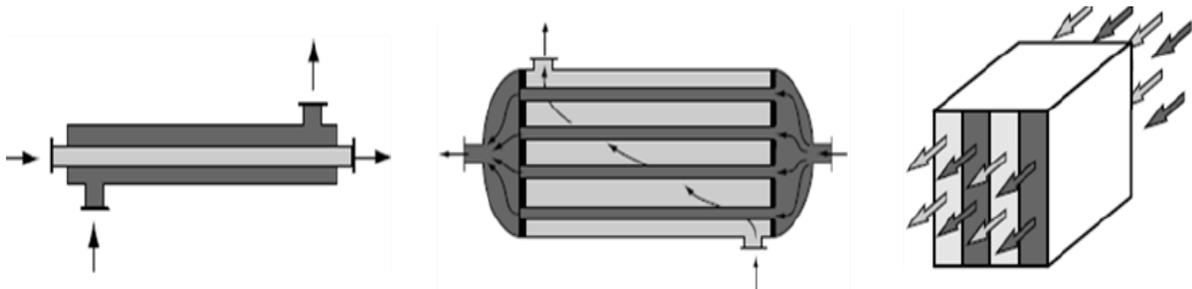
Figure II.1 : Circulation à contre-courant [8]



II.2.1.2 Circulation à co-courant (courant-parallèle)

Dans ce cas, les deux fluides circulent dans le même sens, de chaque côté de la paroi.

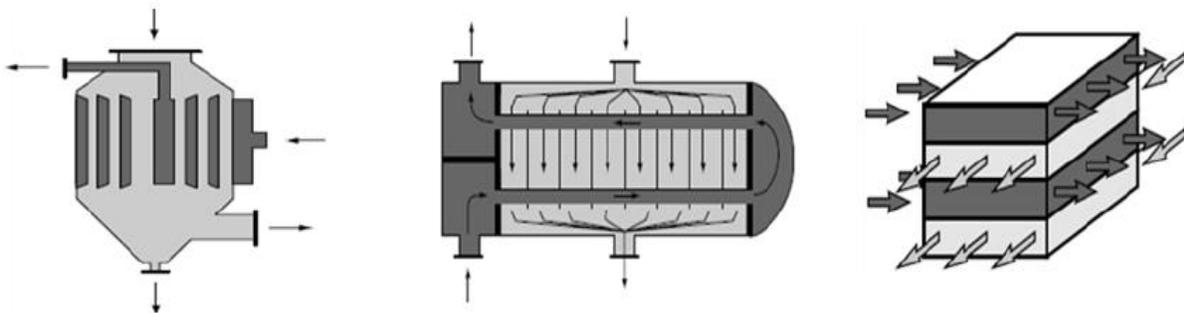
Figure II.2 : Circulation à co-courant [8]



II.2.1.3 Circulation à courants croisés

L'écoulement des deux fluides se fait dans deux directions perpendiculaires.

Figure II.3 : Circulation à courant croisé [8]



II.2.1.4 Circulation à courants mixte

Dans ce cas, les trois modes de courant précédents coexistent.

II.2.2 Classification selon le type d'appareillage

II.2.2.1 Échangeur coaxial (double tubes)

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques raccordés à leurs extrémités par des coudes. Les divers éléments sont tous assemblés par des raccords à démontage rapide, et le remplacement des tubes est possible. Les problèmes de dilatation thermique et d'étanchéité entre le tube intérieur et le tube extérieur sont résolus par l'utilisation de presse étoupe ou de joint torique. [8&9]

Figure II.4 : Schéma et photographie d'un échangeur à double tubes [9]

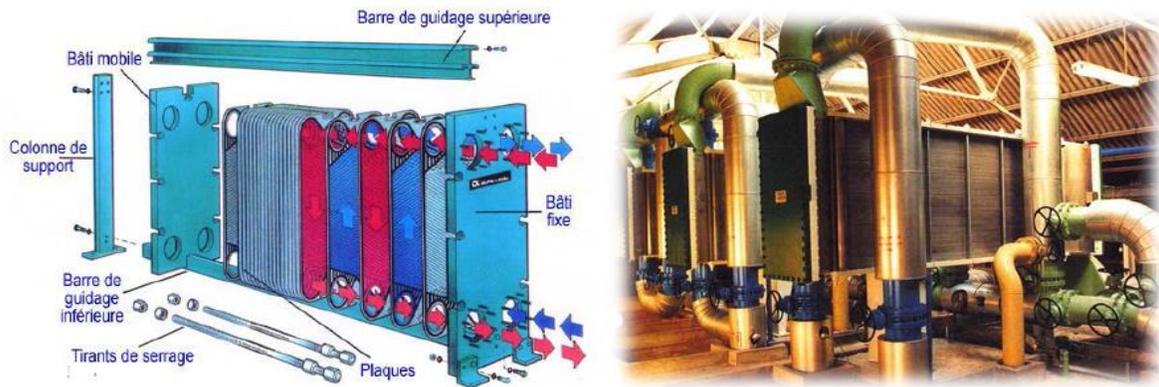


Les tubes sont généralement en acier et les longueurs courantes sont de 3,6 - 4,5 ou 6 m. On utilise également des tubes en verre et en graphite dans des applications particulières. Ces échangeurs utilisés depuis l'origine, conviennent aux produits sales, pour des débits faibles et des températures et des pressions élevées.

II.2.2.2 Échangeur à plaques

Les échangeurs à plaques planes sont constitués de plaques disposées sur un bâti selon une disposition voisine des plaques des filtres presses. Les plaques d'échanges sont désormais standardisées et réalisées en acier inoxydable, en Inconel, en nickel, et également en bronze et en cupronickel.

Figure II.5 : Schéma et photographie d'un échangeur à plaques [9]



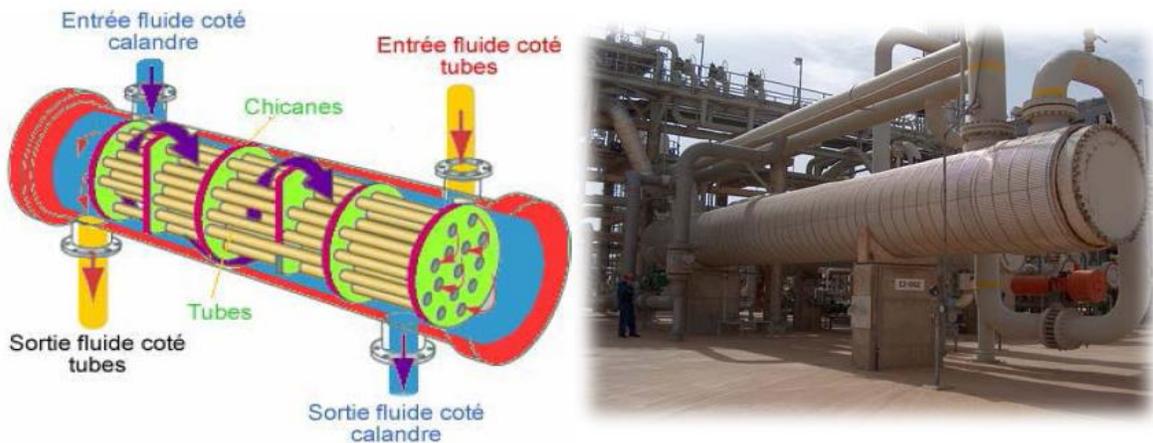
De tels échangeurs peuvent être très polyvalents et on peut, en particulier, y faire circuler des fluides de très grandes viscosités. Par ailleurs, on ne peut dépasser des pressions supérieures à 30 atm et des températures supérieures à 150 °C.

II.2.2.3 Échangeur à faisceau de tube et calandre

Ce type d'échangeurs est de loin, le plus répandu dans les unités de transformations des industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes est situé à l'intérieur d'une calandre, dans laquelle circule le deuxième fluide. Cette conception se retrouve également dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours multitubulaires.

Le faisceau est monté en deux plaques en communication avec des boîtes de distribution, qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau muni de chicanes est logé dans une calandre possédant des tubulures d'entrée et de sortie pour imposer à la circulation du deuxième fluide, à l'extérieur des tubes du faisceau, un chemin, dicté par les chicanes [Voir Figure II.6].

Figure II.6 : Schéma et photographie d'un échangeur à faisceau de tube et calandre [9].



Tous les éléments entrant dans la construction de ces échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation, tant par la T.E.M.A. (Tubular Exchangers Manufacturer's Association) que l'A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers) ou l'A.P.I. (American petroleum institute).

Les tubes sont fixés dans les plaques par mandrinage et la perforation des trous dans les plaques est réalisée selon une disposition normalisée, soit au *pas triangle*, soit au *pas carré*. Le pas triangulaire permet de placer environ 15% de plus de tubes que le pas carré, sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais, en contrepartie, cette disposition des tubes rend difficile le nettoyage des tubes, qui se fait par insertion de grattoirs.

Les chicanes qui permettent d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre. Elles sont souvent constituées par un disque de diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre comportant une section libre représentant 20 à 45% de la section.

Les boîtes de distribution et de retour sont cloisonnées. Ce cloisonnement permet au fluide de traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour objet d'accroître la vitesse du fluide et d'augmenter le coefficient de transfert thermique à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages (ou passes) dans le faisceau.

Conclusion

Dans tout appareil, on essaie de maximiser le transfert calorifique ; le principe d'un tel dispositif fait intervenir deux grandeurs qui conditionnent le résultat final : la différence de température entre les fluides et la surface de contact. Il existe de nombreuses dispositions relatives aux fluides et aux surfaces d'échange ; la solution adoptée dépend essentiellement du problème à résoudre et des gaz ou liquides mis en jeu. Ceci est déterminé par voie de calcul.

Chapitre III
Description de
L'échangeur tube-calandre.

III.1. Introduction :

Les échangeurs les plus utilisés dans le secteur industriel sont les échangeurs à tubes et les échangeurs à calandres. Ils possèdent environ 50 % du marché des échangeurs. L'échangeur à tubes et calandre est principalement constitué d'un réseau de tubes à l'intérieur duquel un fluide circule, d'une calandre (enveloppe cylindrique entourant le réseau de tubes), de chicanes transversales, qui servent à diriger le déplacement du fluide circulant dans la calandre. Les tirants, les entretoises et les supports sont d'autres éléments constructifs. Les critères de sélection d'une combinaison appropriée de ces éléments diffèrent selon les pressions de fonctionnement, les températures, les contraintes thermiques, les caractéristiques de corrosion des fluides et leur état.

Les critères qui peuvent orienter le choix vers l'utilisation d'un échangeur à tubes et calandre Sont :

- L'utilisation de fluides sous forte pression : Jusqu'à 1400 bars dans les tubes
Jusqu'à 300 bars dans la calandre
- Circulation d'un fluide encrassant qui nécessitera un nettoyage facile avec ou sans démontage du faisceau.
- Écart de température important entre les deux fluides.
- Nécessité d'une grande étanchéité entre les deux fluides (on pourra même dans certains applications choisir des tubes à double enveloppe)

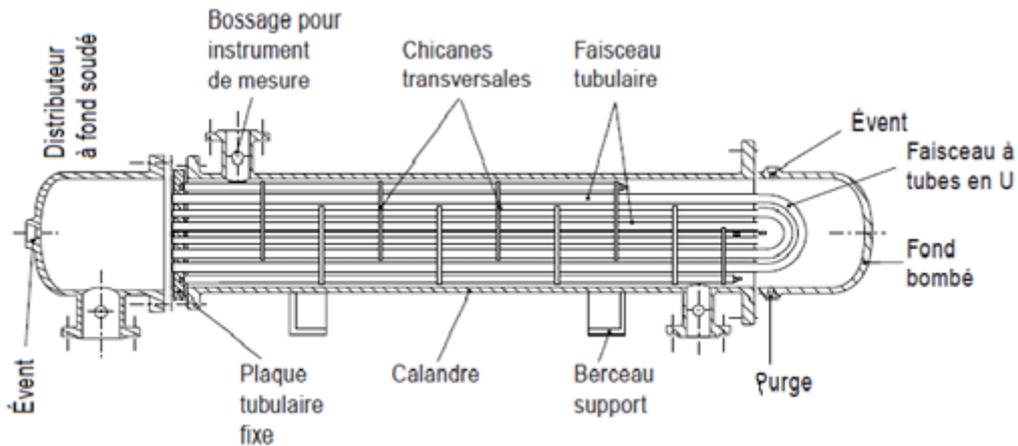
Les échangeurs à tubes et calandre sont généralement peu compact par rapport à d'autres types (échangeurs à plaques et joints par exemple) la désignation la plus couramment appliquée pour ce type d'échangeur est celle du standard américain TEMA (Tubulaire Exchanger Manufacturers Association). Cette association de constructeurs édite un ensemble de normes et de logiciels permettant de répondre à la majorité des besoins industriels.

Un échangeur TEMA est désigné par trois lettres représentant respectivement le type de boîte avant, de calandre et de boîte arrière de l'échangeur (figure A.4 de l'annexe).

III.2. L'échangeur 12-X-20400 :

Le rôle de l'échangeur de chaleur dans le procédé de stabilisation et de chauffer le pétrole brut non stabiliser. Après le chauffage le brut sera injecté dans un séparateur tri phasique, Le brut circule côté tube et TEG chaude côté calandre.

Figure III.1 : Echangeur 12-X-20400



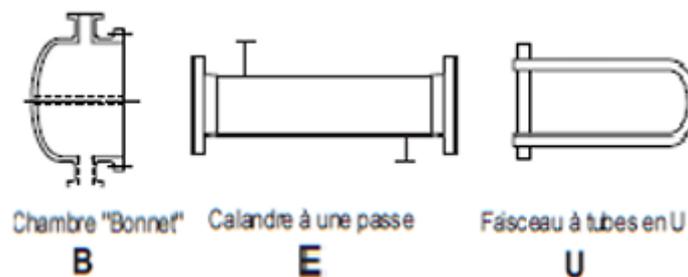
Cet échangeur a deux passes côté tube et une passe côté calandre, il a 270 tubes, disposer en pas triangulaire.

L'échangeur de chaleur 12-X-20400 est de type BEU selon la norme TEMA. La première lettre de la désignation TEMA représente le type de tête avant (boite de distribution) où le fluide côté tube entre dans l'échangeur de chaleur, la deuxième lettre représente le type de la calandre et la dernière lettre représente le type de la tête arrière.

BEU signifie (voir annexe):

- B: chambre bonnet.
- E : calandre à une passe.
- U : faisceau a tubes en U.

Figure III.2 : Composition de l'échangeur BEU



III.3. Les éléments d'échangeur 12-X-20400 A :

III.3.1 Boîte distribution :

Le dispositif chargé de distribuer ou de recueillir le fluide aux extrémités des tubes. À l'exception du tube en U, l'échangeur est muni d'une boîte à chaque extrémité. La disposition de la boîte diffère selon le type choisi et le nombre de passes. Le joint est généralement utilisé pour relier la cloison à la plaque tubulaire. En général, la boîte est conçue à partir d'un matériau un peu différent de celui des tubes.

Figure III.3 : Boîte de distribution d'échangeur 12-X-20400



Deux filtres sont utilisés avant la boîte de distribution afin de réduire au minimum le dépôt de matière minérale.

Figure III.4 : filtration des fluides circulants



III.3.2. La calandre :

Il s'agit de la structure métallique qui entoure le faisceau tubulaire. Le matériau le plus répandu pour la fabrication des calandres est l'acier au carbone. Les brides qui supporteront le couvercle et la boîte de distribution sont soudées à chaque extrémité. Selon la pression de service, les tubes d'entrée et de sortie peuvent être soudés avec des plaques de renforcement ou

non. Finalement, il sera possible de doter la calandre d'anneaux pour le levage et de porter la plaque d'identité de l'appareil.

Figure III.5 : calandre d'échangeur 12-X-20400



III.3.3. Plaques tubulaires :

Les tubes sont fixés à leurs extrémités par des plaques percées. Elles peuvent être fabriquées à partir d'acier ordinaire ou d'acier spécial massif. Il est possible de fixer les tubes à la plaque tubulaire en utilisant le dudgeon nage ou la soudure, parfois également en utilisant le dudgeon nage combiné à une soudure qui assure simplement l'étanchéité. Les parties délicates des échangeurs sont les plaques tubulaires. Les espaces entre les tubes et les plaques sont des endroits propices à la corrosion. De plus, une expansion différentielle excessive peut entraîner la corrosion des dudgeonnâtes ou des soudures.

Figure III.6 : Plaque tubulaire de l'échangeur 12-X-20400 A



III 3.4. Les tubes :

On utilise uniquement des tubes de section circulaire dans les échangeurs. Étant donné que le transfert de chaleur désiré dans l'échangeur se fait à travers la surface du tube, il est crucial de sélectionner les variables géométriques du tube en fonction de la performance. Il est essentiel que les tubes puissent supporter les contraintes suivantes : la température et la pression de fonctionnement des deux côtés, les contraintes thermiques et la nature corrosive des fluides.

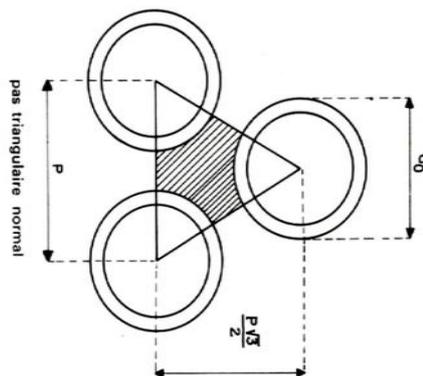
Il existe deux configurations possibles de tubes : le pas triangulaire et le pas carré L'agencement en pas carré permet un nettoyage plus facile (toute la surface extérieure des tubes est accessible par un jet d'eau sous pression ou par un outil de nettoyage). La configuration triangulaire est plus compacte, ce qui la rend plus économique.

Figure III.7 : faisceau de tube en U



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. La disposition en pas triangulaire est plus compacte, donc plus économique.

Figure III.8 : Pas des tubes



III 3.5.Chicanes :

Sur le côté de la calandre, on utilise souvent des chicanes pour soutenir les tubes, maintenir l'espacement des tubes et diriger le fluide dans la calandre à travers le faisceau tubulaire de manière précise. Il y a diverses catégories de chicanes, et elles peuvent être installées de diverses manières afin de fournir le modèle de flux nécessaire pour une application spécifique. On peut avoir des chicanes normales ou parallèles aux tubes. Il est donc possible de classer les chicanes en transversales ou en longitudinales. Les chicanes transversales orientent le fluide à peu près perpendiculairement aux tubes dans la calandre, ce qui accroît la turbulence du fluide. La plupart des échangeurs à calandre tubulaire sont équipés de chicanes transversales.

III 3.6.Tirants et entretoises :

Ce sont des dispositifs assurant la liaison mécanique 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.

III.4. Le problème probable dans l'échangeur de chaleur (12-X-20400) :

L'encrassement, qui affecte l'échangeur de chaleur 12-X-20400, peut entraîner une diminution du transfert de chaleur entre le pétrole brut et le TEG chaud dans l'échangeur. Cela peut entraîner une mauvaise stabilisation du pétrole brut au niveau de séparateur.

III 4.1 l'encrassement :

Le dépôt et l'accumulation de matériaux ou de substances indésirables sur Les surfaces des échangeurs de chaleur forment l'encrassement des équipements thermiques. Ce dépôt, qui se forme d'un ou des deux côtés de la surface de l'échangeur de chaleur, ce qui crée une augmentation significative de la résistance globale au transfert de chaleur et, par conséquent, une diminution des performances de l'échangeur de chaleur.

Figure III.9 : encrassement d'un faisceau de tubes



III.4.2 types d'encrassement :

Les types d'encrassement dans les échangeurs à tubes et calandres sont classés en six catégories, selon le mécanisme de dépôt. [17]

- Encrassement particulaire.
- Entartrage.
- Corrosion.
- Encrassement biologique.
- Encrassement par réaction chimique.
- Encrassement par solidification.

III.4.2.1. Encrassement particulaire [18] :

L'encrassement de ce genre survient lorsque les particules solides en suspension dans le flux du procédé se rassemblent sur la surface de transfert de chaleur. Si la décantation se produit en raison de la gravité ou d'autres mécanismes de dépôt, le processus est traité comme un encrassement par "sédimentation". Cela signifie aussi que des produits de corrosion sont déposés dans les fluides sous forme d'argile.

III.4.2.2. Entartrage :

On définit le tartre comme la création d'incrustations solides qui se fixent aux surfaces d'échange thermique et qui sont isolantes thermiquement. On les nomme « tartre » et elles sont principalement liées à la formation de solide cristallin à partir d'une solution liquide. Ce phénomène diminue l'efficacité de l'échangeur de chaleur.[19]

III.4.2.3. Corrosion :

Le processus de corrosion consiste en une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le flux de fluide, ce qui génère des produits de corrosion qui à leur tour, altèrent les caractéristiques thermiques de la surface et la bouchent. une surface corrodée se produit, Les produits de corrosion se rassemblent et s'adhèrent à la surface, ce qui entraîne une résistance au transfert de chaleur.

Figure III.10 : Corrosion des tubes d'un échangeur à tubes et calandre



III.4.2.4. Encrassement biologique :

L'encrassement biologique est causé par l'attachement et la croissance de macroorganismes et/ou de micro-organismes ainsi que de leurs produits sur la surface de transfert de chaleur, communément désigné sous le nom de « bio encrassement ». En règle générale, on peut classer l'encrassement biologique en deux sous-types principaux :microbien et macrobien. On peut décrire l'encrassement microbien comme l'accumulation de micro-organismes tels que les algues, les champignons, les levures et les bactéries. Tandis que l'encrassement macrobien est l'accumulation de macroorganismes tels que les palourdes et les moules. En règle générale, le dépôt macrobien est précédé par l'encrassement microbien.

Figure III.11 : Présence de bioencrassement dans le faisceau.



III.4.2.5.Encrassement par réaction chimique :

La formation de dépôts est le résultat d'une ou plusieurs réactions chimiques entre des réactifs présents dans le fluide en écoulement, où le matériau de surface lui-même n'est ni réactif ni participant .En cette situation, la surface de transfert de chaleur peut jouer le rôle d'un catalyseur, tel que dans les processus de craquage, de cokéfaction, de polymérisation et d'auto oxydation.

III.4.2.6.Encrassement par solidification :

Ce processus consiste à solidifier un liquide pur en contact avec une surface d'échange sous-refroidie (générant une couche de glace ou de givre à l'intérieur des conduites) ou à déposer un composant à un point de fusion élevé d'un liquide en contact avec une surface de transfert de chaleur. Frost (accumulation d'hydrocarbures paraffinés). Il est possible que la vapeur se dépose sous une forme solide sans passer par l'état liquide (comme le givre).

III.4.3. Nature de dépôts :

III.4.3.1. Dépôt dur :

C'est une structure solide et solidifiée qui ne se décompose pas à l'aide d'un simple jet d'eau ou de vapeur, mais qui requiert un traitement mécanique ou un nettoyage chimique adéquat. Il s'agit d'un dépôt corrosif, cristallin. L'épaisseur d'un dépôt dur est directement liée à sa résistance thermique.

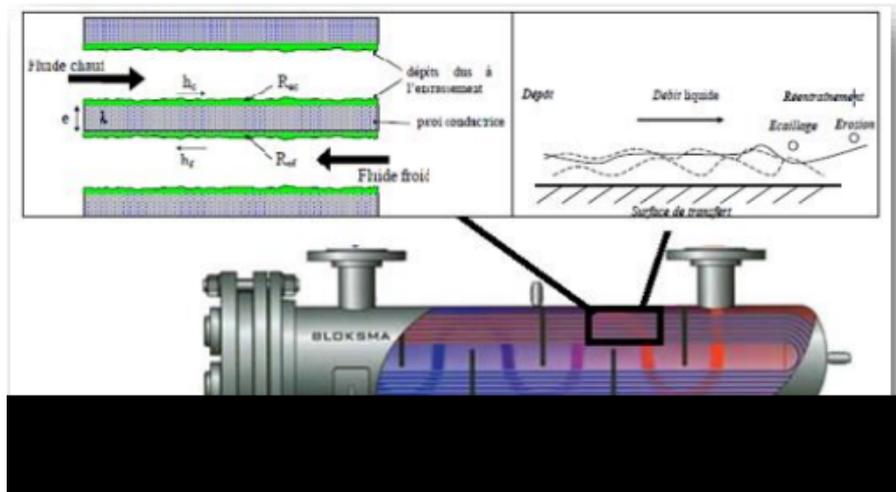
III.4.3.2. Dépôt poreux :

Il s'agit du matériau d'un dépôt dur qui se forme en une structure moins compacte, en raison des conditions d'utilisation. Cette situation est plus grave que la précédente lorsque le liquide retenu dans les pores présente une conductivité thermique inférieure à celle du matériau solide.

III.4.3.3. Dépôt mou :

Cela s'applique aux boues, aux poudres de coke ou aux fibres végétales. Dans ce cas, la résistance dépend davantage du fluide emprisonné que du matériau qui forme la matrice. Il est possible d'obtenir des résultats satisfaisants avec un simple soufflage lors du nettoyage.

Figure II.14 : Représentation schématique de l'encrassement dans l'échangeur 12-X-20400



III.5. Facteurs affectent l'encrassement :

III.5.1. Paramètres de fonctionnement :

III.5.1.1 Géométrie d'échangeur :

Les zones stagnantes sont des endroits privilégiés pour les dépôts, comme dans l'écoulement externe d'un échangeur à tubes et calandre. Les particules se concentreront dans les zones de recirculation à l'aval des chicanes. Au fil du temps, les dépôts ont tendance à s'accumuler dans l'espace entre les tubes et les chicanes, ce qui peut entraver le débit de fluide.

III.5.1.2 Effet de la vitesse :

La vitesse de circulation joue un rôle crucial dans l'accroissement de l'encrassement et l'accumulation des dépôts sur la surface d'échange. Plus la vitesse est élevée, plus l'encrassement est faible, et elle est liée au débit du fluide. Pour prévenir les encrassements, une vitesse d'écoulement élevée réduit l'accumulation de ces dépôts.

III.5.1.3 Effet de température de la surface :

Les points chauds (ou froids) sur la surface d'échange sont fréquemment associés à un souci de répartition de la vitesse dans les environs de la paroi. On sait que lorsque la température de surface augmente, on favorise le dépôt des sels de solubilité inverse. En ébullition, cela demeure

exact, peu importe les sels présents. L'encrassement biologique est toujours soumis à la même règle jusqu'à une température limite (environ 35°C).

III.5.2. Paramètres de l'échangeur de chaleur :

III.5.2.1. Structure et état de surface (Rugosité) :

La présence de surfaces rugueuses favorise les dépôts, notamment lors de la phase initiale de l'encrassement. Cependant, plus tard, le dépôt altère la rugosité de la surface et ce n'est plus la rugosité initiale qui mène le phénomène, mais celle du dépôt.

III.5.2.2. Matériau de construction :

La sélection d'un matériau adéquat représente la solution la plus radicale pour prévenir la corrosion. Les problèmes de corrosion sont complexes lorsque des produits chimiques sont présents, une modification de la composition ou la présence d'impuretés dans la solution peuvent altérer le comportement du matériau.

III.5.2.3. Propriétés des fluides :

L'encrassement est fortement influencé par la nature du fluide et les produits entraînés dans le fluide. Le comportement de l'encrassement est influencé par la présence de matières inorganiques volatiles (sulfate de sodium, par exemple) et de particules de cendres volantes dans le flux de gaz de combustion.

III.6. Prévention de l'encrassement dans les échangeurs :

Des méthodes mécaniques et chimiques de prévention de l'encrassement assurent le bon fonctionnement de l'échangeur et peuvent améliorer considérablement ses performances. Le choix de la méthode varie en fonction du type d'encrassement et de nombreux paramètres économiques.

III.6.1. Pendant la phase de fabrication de l'échangeur :

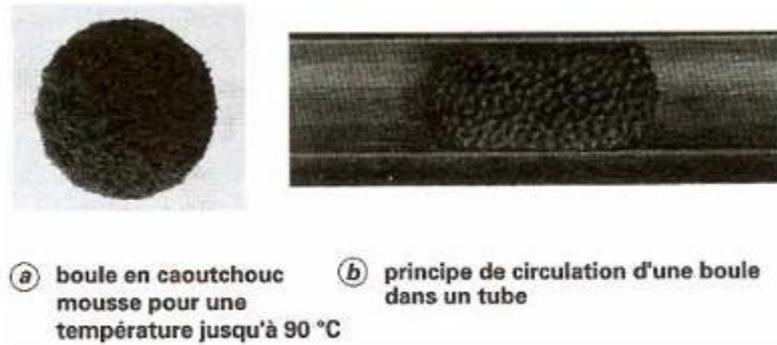
Les équipements de transfert thermique peuvent être construits sur une période relativement longue, ce qui expose les surfaces d'échange à différentes conditions. Lorsque les tests sous pression de l'échangeur sont effectués avec une eau de mauvaise qualité, non suffisamment rincée à l'eau propre et à l'azote, l'encrassement peut commencer. Par conséquent, les surfaces d'échange doivent être protégées de tout environnement propice à la corrosion ou au dépôt. Lors du démarrage de l'installation, en raison de l'utilisation excessive de la surface pour prendre en compte l'encrassement, l'échangeur ne fonctionne pas dans des conditions optimales. En effet, des vitesses de circulation plus faibles et des températures de surface plus élevées favorisent l'accumulation d'encre.

III.6.2. Pendant la phase de fonctionnement :

L'échangeur est soumis à des opérations de maintenance et d'entretien afin d'éviter la formation de dépôts encrassant. Elles favorisent ainsi une prolongation de la durée de vie de l'appareil entre deux arrêts de maintenance. En fonction de la nature de l'encrassement, il existe

une Procédé mécaniques pour les liquides pour le nettoyage en continu de la surface interne d'échangeurs tubulaires : à boules, à ressorts, à brosses, etc...

Figure III.12 : Procédé de nettoyage en continu par boules



III.6.3. Pendant les phases d'arrêts :

Généralement, on peut distinguer deux catégories de méthodes pour éliminer les encrassements des surfaces de l'échangeur de chaleur : (mécanique et chimique). Le nettoyage peut être effectué pendant les arrêts de l'échangeur, connu sous le nom de nettoyage hors ligne.

Figure III.13 : Nettoyage à l'aide d'un pistolet hydraulique



III.6.3.1. Nettoyage mécanique :

1- Nettoyage à l'eau sous pression :

On peut utiliser cette méthode pour éliminer les dépôts à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes d'échangeur ou pour d'autres types de géométrie. Parfois, on peut injecter du sable avec de l'eau afin de retirer les dépôts durs. Cependant, dans cette situation, il existe un risque d'érosion de la surface et surtout de destruction du film protecteur anticorrosion.

2- Nettoyage à l'aide d'outils :

On utilise cette méthode afin de retirer les dépôts très solides présents à l'intérieur des tubes des échangeurs de chaleur. Ces instruments peuvent inclure : -Moteur d'entraînement électrique ou pneumatique muni d'un outil de grattage, d'un outil à brosse ou d'un outil à lames à son extrémité. - Pistolet hydraulique (6 à 15bar) qui propulse des écouvillons spécifiques dans les tubes : ils permettent de retirer des dépôts de boues ou d'algues dans des tubes de petite taille.

Figure III.14 : outil de nettoyage mécanique



III.6.3.2. Nettoyage chimique :

III.6.3.2.1 Le nettoyage en place (NEP) tubulaires :

Le processus de nettoyage en place implique la circulation d'un liquide dans les échangeurs fermés afin de retirer les dépôts et autres substances non souhaitées des surfaces intérieures. En général, les substances utilisées sont de la soude caustique ou de l'acide nitrique. L'utilisation du nettoyage en place offre de nombreux bénéfices, tels que la facilité de nettoyage et la diminution du temps de travail (aucun démontage n'est requis).

III.6.3.2.2 Le nettoyage chimique par immersion :

Le nettoyage par immersion implique de nettoyer en profondeur votre matériel professionnel. Ce procédé consiste à immerger toutes vos pièces dans des bains chimiques pour dégraisser et dissoudre complètement les résidus. Plus complexe car il requiert un démontage, mais il est généralement employé dans le cadre d'une maintenance complète (déjointage/rejointage ; ressuage des plaques pour détecter les microfissures, etc.).

III.7.Conclusion :

Dans les procédés de traitement du pétrole, les échangeurs de chaleurs jouent un rôle crucial. Ainsi, il est essentiel de maximiser le transfert calorifique afin d'améliorer les performances de l'équipement. Le problème de l'encrassement est directement et de manière significative lié à cette performance. Dans le prochain chapitre, nous nous concentrerons sur les calculs thermiques nécessaires pour vérifier notre échangeur de chaleur.

Chapitre IV
Calcul thermique de
L'échangeur 12-X-20400.

IV-1. Introduction :

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économique optimale qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais d'opérateurs :

En générale le calcul de tout appareil comportera deux études parallèles : Transfer de chaleur et perte de charge.

Le but de notre calcul concerne la vérification des performances de l'échangeur 12-X-20400, en calculant la résistance d'encrassement, ses pertes de charge et son efficacité dans le cas réel.

VI-2-1. Procédure de vérification [15] :

Etape 1 : Calcul de coefficient de transfert global requis.

$$U_{req} = \frac{\varphi}{S_{tot}.DTLM.F}$$

Avec :

φ : Quantité de chaleur échangée en {J/s}

S_{tot} : Surface d'échange obtenue à partir du dimensionnement de l'échangeur en {m²}

$$S_{tot} = N.L.s$$

N : nombres de tube.

L : longueur des tubes en {m}

S : surface extérieure des tubes par mètres longueur, cette caractéristique est obtenue à partir des tableaux de dimensionnement standard des tubes d'échangeur [$\frac{m^2}{m}$].

$DTLM$: différences de températures logarithmiques moyennes en [°C].

F : facteur de correction de DTLM.

Etape 2 : Calcule du coefficient de transfert global propre (sans encrassement)

$$U_p = \frac{1}{\frac{d_0}{h_{i0}d_i} + \frac{d_0 \ln(\frac{d_0}{d_i})}{2\lambda_p} + \frac{1}{h_0}}$$

d_0 : Diamètre extérieure de tube en (m).

d_i : Diamètre intérieur de tube en (m).

h_{i0} : Coefficient du film interne corrigé (coté tube) en ($\frac{w}{m^2.°C}$)

h_0 : Coefficient du film externe corrigé (coté calandre) en ($\frac{w}{m^2.°C}$)

λ_p : Conductivité thermique de la paroi tubes en ($\frac{w}{m^2.°C}$)

Etape 3 : Comparaison entre U_{req} et U_P :

- Si $U_{req} < U_P$ donc le calcul est satisfaisant, on passe à l'étape suivante.
- Si $U_{req} > U_P$ donc le calcul n'est pas satisfaisant.

Etape 4 : obtention des résistances d'encrassement R_i et R_{i0} (coté intérieur et extérieur des tubes respectivement) à partir des tableaux (annexe1) et calcul de coefficient de transfert salé U_s (avec encrassement)

$$U_s = \frac{1}{\frac{d_0}{h_{i0}d_i} + \frac{d_0 \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2\lambda_p} + \frac{1}{h_o} + \frac{R_i d_0}{d_i} + R_0}$$

R_i : Facteur d'encrassement du fluide circulant coté tube en $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{w}\right)$.

R_0 : Facteur d'encrassement du fluide circulant coté calandre en $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{w}\right)$.

Etape 5 : Comparaison entre U_{req} et U_s :

- Si $U_{req} < U_s$ donc l'échangeur est en bon état thermique.
- Si $U_{req} > U_s$ L'échangeur n'est pas en bon état thermique.

IV-2-3. Calcul de vérification thermique :

Les résultats de l'analyse de TEG et le Burt de champ Al-Agreb sont classés dans un tableau suivant :

Tableau VI.1 : Propriétés physicochimiques des fluides

Fluide	TEG	Brut
Chaleur massique moyenne [kJ/kg°C]	3.631	1.941
Température d'entrée [°C]	140	20
Température de sortie [°C]	75	75
Pression d'entrée P (bar)	11	6
Masse volumique [Kg/m ³]	1020	730
Viscosité dynamique [kg/ m.s]	0.0011805	0.0010438
Conductibilité thermique [w/m. °C]	0.3998	0.1452
Débit massique (kg/s)	10.625	18.25

Tableau VI.2 : géométrie de l'échangeur

Calandre	
Nombre de passe	1
Diamètre intérieur (m)	0.61754
Nombre de chicanes	25
Tubes	
Nombre de passe	2
Nombres des tubes	270
Longueur des tubes (m)	6.069
Diamètre extérieur des tubes (m)	0.0254
Pas entre tubes (m)	0.03175
Epaisseur des tubes(m)	0.00165

Remarque : Dans ce qui suit les indices 1 et 2 désignent coté tube (Brut) et coté calandre (TEG).

IV-2-3-1. Calcul des quantités de chaleur échangées φ :

- **Coté tube :**

$$\varphi_1 = \dot{M}_1 \cdot C_{pm1} \cdot \Delta t$$

$$\varphi_1 = 18.25 \times 1.941 \times (75 - 20)$$

$$\varphi_1 = 1948.65 \text{ (kj/s)}$$

- **Coté calandre :**

$$\varphi_2 = \dot{M}_2 \cdot C_{pm2} \cdot \Delta t$$

$$\varphi_2 = 10.625(3.6317) \cdot (140 - 75)$$

$$\varphi_2 = 2508.15 \text{ (kj/s)}$$

IV-2-3-2. Efficacité de l'échange « E » :

$$E = \frac{\varphi_1}{\varphi_2}$$

$$E = \frac{1948.65}{2508.15} = 0.7769 \quad \longrightarrow \quad E = 77.69\%$$

IV-2-3-3. Calcul de l'écart logarithmique moyen de température DTLM :

$$DTLM = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln\left[\frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}\right]}$$

$$\text{D ou : } DTLM = \frac{(140 - 74.9) - (75 - 20)}{\ln\left[\frac{(140 - 74.9)}{75 - 20}\right]}$$

Finalement :

$$DTLM = 59.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

VI-2-3-4. Facteur Dr correction « F » :

Ce facteur varie selon le nombre de passe de chaque côté et le type d'écoulement des deux fluides dans l'échangeur (parallèle, croisé), il prend dans le cas idéal la valeur 1.

La valeur de « F » est tiré à partir des abaques en fonction des deux facteurs « P » et « R ».

$$R = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - T_1} = \frac{140 - 75}{75 - 20} = 1.18$$

$$P = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - T_1} = \frac{75 - 20}{140 - 20} = 0.45$$

F = 0.80 (voir annexe figure A.5)

VI-2-3-5. Calcul du coefficient d'échange global requis :

$$U_{req} = \frac{\varphi}{S_{tot} \cdot DTLM \cdot F}$$

Calcul de la surface d'échange totale « S_{tot} » :

$$S_{tot} = N \cdot L \cdot s$$

N : Nombre de tubes ; N = 270

L : Longueur de tube ; L = 6.069 (m).

S : Surface extérieure des tubes par mètre longueur, cette caractéristique est obtenue à partir des tableaux de dimensionnement standard des tubes des échangeurs (annexe, Tableau A.1).

Dans notre cas : $s = 0.0798 \left(\frac{m^2}{m}\right)$.

$$S_{tot} = 270 \times 6.096 \times 0.0798 \quad \text{Donc :}$$

$$S_{tot} = 131.344 \text{ } m^2$$

$$U_{req} = \frac{1948.65 \times 10^3}{131.344 \times 59.9 \times 0.80} = 308.81 \text{ (W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

VI-2-3-6. Calcul du coefficient de transfert global propre (sans encrassement) :

Coté tube

a- Aire d'écoulement :

$$S_1 = \frac{\pi \times d_i^2}{4} \times \frac{N_t}{N_p} = \frac{3.14 \times (0.0221)^2}{4} \times \frac{270}{2}$$

$$S_1 = 0.0517 \text{ m}^2$$

b- Vitesse massique «G₁» :

$$G_1 = \frac{\dot{M}_1}{s_1} = \frac{18.25}{0.0517}$$

Alors :

$$G_1 = 353.32 \text{ (kg/m}^2 \cdot \text{s)}$$

c- Nombre de Reynolds «Re₁» :

$$Re_1 = \frac{G_1 \times d_i}{\mu_{m1}} = \frac{353.32 \times 22.1 \times 10^{-3}}{0.001043} = 7459.544$$

Alors : $Re_1 = 7459.544 > 2300 \implies$ **Le régime d'écoulement est turbulent.**

d- Nombre de Prandtl «P_{r1}»

$$P_{r1} = \frac{c_{pm1} \times \mu_{m1}}{k_m} = \frac{1.9413 \times 0.001043 \times 10^3}{0.145278} = 13.95$$

e- Nusselt :

$$N_u = 0.36 \times (Re)^{0.55} \times (pr)^{0.33}$$

$$N_u = 0.36 \times (7459.544)^{0.55} \times (13.95)^{0.33}$$

$$N_u = 115.87$$

f- Coefficient du film interne « h_i » :

$$h_i = \frac{N_{u1} k_{m1}}{d_i}$$

$$h_i = \frac{115.87 \times 0.1452}{0.0221} = 761.71 \text{ (w/.m}^2 \cdot \text{°C°)}$$

g- Coefficient du film interne corrigé :

$$h_{i0} = h_i \times \frac{d_i}{d_e} = 761.71 \times \frac{22.1}{25.4}$$

$$h_{i0} = 662.75 \text{ w/. m}^2 \cdot \text{°C}$$

Coté calandre

VI-2-3-7.Calcul du coefficient du film externe « h_0 » :

a- Section par calandre :

$$s_c = \frac{D_{int} \times (P - d_0) \times B}{P}$$

D_{int} : Diamètre intérieur de la calandre en (m).

P : pas du tube.

d_0 : Diamètre extérieure du tube.

B : Espacement entre la chicane

$$s_c = \frac{617.54 \times (31.75 - 25.4) \times 251.8}{31.75}$$

$$s_c = 0.031 \text{ m}^2$$

b- Vitesse massique « G_2 » :

$$G_1 = \frac{M_2}{a_c} = \frac{10.625}{0.031} = 341.65 \text{ (kg/m}^2 \cdot \text{s)}$$

Alors :

$$G_2 = 341.65 \text{ (kg/m}^2 \cdot \text{s)}$$

c- Nombre de Reynolds « Re_2 » :

$$Re_2 = \frac{G_2 \times d_e}{\mu_{m2}}$$

Avec :

d_e : Diamètre équivalente.

$$d_e = \frac{8}{\pi d_0} \left[\frac{0.87}{2} P^2 - \left(\frac{1}{2} \frac{\pi d_0^2}{4} \right) \right] = \frac{1.10}{d_0} (P^2 - 0.917 d_0^2)$$

$$d_e = 18.03527 \text{ mm}$$

Donc :

$$Re_2 = 5219.61$$

Alors : $Re_2 > 2300 \implies$ **Le régime d'écoulement est turbulent.**

d- Nombre de Prandtl « P_{r2} » :

$$P_{r2} = \frac{c_{pm2} \times \mu_m}{k_m} = \frac{3.63 \times 10^3 \times 0.0011805}{0.399804} = 10.72$$

e- Nusselt :

$$N_u = 0.36 \times (Re)^{0.55} \times (pr)^{0.33}$$

$$N_u = 0.36 \times (5219.61)^{0.55} \times (10.72)^{0.33}$$

$$N_u = 87.3$$

f- Coefficient du film externe « h_0 » :

$$h_0 = \frac{N_{u2} k_{m2}}{d_0}$$

$$h_0 = \frac{87.3 \times 0.399804}{0.0254} = 1374.12 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

g- Calcule U_p :

$$U_p = \frac{1}{\frac{d_0}{h_{i0} d_i} + \frac{d_0 \ln(\frac{d_0}{d_i})}{2\lambda_p} + \frac{1}{h_0}}$$

Pour l'acier au carbone (Voir annexe, Figure A.6), la conductivité thermique (selon standards TEMA) est ($\lambda = 49.8 \text{ W/m } \text{°C}$) :

$$U_p = \frac{1}{\frac{25.4}{668.75 \times 22.1} + \frac{0.0254 \ln(\frac{25.4}{22.1})}{2 \times 49.8} + \frac{1}{1374.12}}$$

Donc :

$$U_p = 402.92 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

On a : $U_p > U_{rec}$ le calcul est satisfait, on passe à l'étape suivant.

VI-2-3-8-Calcul du coefficient de transfert sale « U_s » :

$$U_s = \frac{1}{\frac{d_0}{h_{i0}d_i} + \frac{d_0 \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2\lambda_p} + \frac{1}{h_0} + \frac{R_i d_0}{d_i} + R_0}$$

R_i : Facteur d'encrassement du fluide circulant coté tube en $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{w}\right)$.

R_0 : Facteur d'encrassement du fluide circulant coté calandre en $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{w}\right)$.

$$U_s = \frac{1}{\frac{25.4}{662.75 \times 22.1} + \frac{0.0254 \ln\left(\frac{25.4}{22.1}\right)}{2 \times 49.8} + \frac{1}{1374.12} + \frac{0.0003496 \times 25.4}{22.1} + 0.0003496}$$

$$U_s = 307.80 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ C$$

Les coefficients u requis et u sale sont presque égaux. Ce qui justifie nos calculs.

VI-2-3-9. calcul de la résistance d'encrassement :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{402.92 - 307.8}{402.92 \times 307.8}$$

$$R_s = 0.00077 \text{ (m}^2 \cdot ^\circ C/w\text{)}$$

VI-3. Calcul des pertes des charges :

VI-3-1. Perte de charge côté tube ΔP_t

$$\Delta P_t = N_p \left[8 j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) + 2,5 \right] \frac{G_t^2}{2 \rho_t}$$

Avec :

N_p : Nombre de passes côté tube ;

G_t : Vitesse massique côté tube (kg/m² h) ;

L : Longueur d'un tube (m) ;

d_i : Diamètre intérieur des tubes (m) ;

ρ_t : Masse volumique du brut (kg/m³).

Coefficient de friction j_f est déterminé par la nature du régime d'écoulement et du rapport (L/d_i) . On trouve alors sur le diagramme $j_f = 0,07$ (Voir annexe. Figure A.9).

On trouve alors :

$$\Delta P_t = 2 \left[8 \times 0.07 \left(\frac{6.096}{0.0221} \right) + 2,5 \right] \frac{352.59^2}{2 \times 730}$$

$$\Delta P_t = 0,26 \text{ bar}$$

VI-3-2. Perte de charge côté calandre ΔP_c

$$\Delta P_c = 8 j_f \frac{D_c L}{d_e L_b} \frac{G_t^2}{2 \rho_t}$$

avec :

G_c : Flux massique du fluide (huile) côté calandre ($\text{kg/m}^2 \text{ s}$) ;

L : Longueur d'un tube (m) ;

L_b : Distance entre chicanes (m) ;

D_c : Diamètre de la calandre (m) ;

d_e : Diamètre équivalent (m) ;

ρ_c : La masse volumique du fluide (TEG) côté calandre (kg/m^3).

Le coefficient de friction j_f est déterminé par la nature du régime d'écoulement et la coupe de chicane (Voir annexe, figure A.10). On trouve $j_f = 0,008$.

$$\Delta P_c = 8 \times 0.008 \frac{0.61754 \times 6.096 \times 341.56^2}{0.01802357 \times 2 \times 0.2518 \times 1020}$$

$$\Delta P_c = 3035.96$$

On trouve alors :

$$\Delta P_c = 0,0305 \text{ bar}$$

VI-3-3. Perte de charge totale ΔP_{tot}

La perte de charge totale correspond à la somme des pertes de charge produite à l'intérieur des tubes à laquelle, on rajoute celle produite dans la calandre :

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_t + \Delta P_c$$

Soit :

$$\Delta P_{tot} = 0,29 \text{ bar}$$

La perte de charge totale calculée dans notre cas qui est de 29 KPa est comprise entre 10 et 90 KPa. Ceci montre que le calcul thermique est justifié.

VI.4. Tableau des résultats obtenu :

Caractéristique	Calcul	Fiche technique
ΔTLM corrigé	48.03	47.58
Surface d'échange (m^2)	131.344	134.7
coefficient de transfert global propre (sans encrassement) : $w/m^2 \cdot ^\circ C^\circ$	402.92	376.2
Le coefficient de transfert thermique coté tube h_t ($w/m^2 \cdot ^\circ C$)	761.71	733.9
Le coefficient de film coté calandre ($w/m^2 \cdot ^\circ C$)	1374.12	792.9
coefficient de transfert sale ($w/m^2 \cdot ^\circ C^\circ$)	307.80	376.2
Résistance d'encrassement $m^2 \cdot ^\circ C/w$	0.00076	0
ΔPT (bar)	0.26	0.21
ΔPC (bar)	0.0305	0.057

Interprétations :

- ❖ Le nombre de reynolds calculé est supérieur à 2300 dans les deux cotés de l'échangeur, ce qui implique le régime d'écoulement turbulent.
- ❖ Les coefficients de transfert propre (U_p) et sale (U_s), sont tous les deux supérieur ou égaux à U_{req} (coefficient de transfert requis).
- ❖ Les deux pertes de charge calculée sont négligables

VI.5. Conclusion :

En résumé, les résultats de nos calculs sont globalement en accord avec les données de la fiche technique, avec quelques divergences notables. Ces différences mettent en lumière des aspects spécifiques de notre modèle de calcul qui pourraient bénéficier d'ajustements ou de validations supplémentaires. Les pertes de charge coté tube est presque égale à celle du constructeur qui donne une valeur de 0.21 alors que les pertes de charge coté calandre de celle du constructeur (0.057) est légèrement supérieur à celle que nous avons calculé et qui est égale à 0.0305.

Globalement, on peut dire que notre modèle offre une bonne approximation des performances de l'échangeur de chaleur tubes et calandre.

Chapitre V

*Simulation de l'échangeur 12-X-20400
avec Aspen HYSYS.*

V.1- Introduction

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier. Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de la quantité de mouvement.

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

La simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel, sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement.

V.2. Description du simulateur HYSYS [11]

Le logiciel HYSYS, l'un des outils de calcul de la simulation, utilisé en génie des procédés et développé par la société canadienne HYPROTECH, a pour but, non seulement de simuler, mais aussi de traiter tous les problèmes afférents aux phénomènes de transfert de chaleur et de matières dans les domaines chimiques, pétrochimiques, raffinage du pétrole et d'une vaste gamme de problèmes, allant des séparations bi et/ou tri phasiques simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique. Il offre, également la possibilité de calculer toutes les propriétés physiques et thermodynamiques des fluides. En outre, il présente l'avantage d'effectuer les calculs.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- Le calcul des flashes
- La résolution des bilans de matière et d'énergie
- L'optimisation du procédé
- Le dimensionnement des équipements industriels

Et pour la réalisation de celle-ci, un simulateur doit contenir :

- Une bibliothèque de modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
- Une bibliothèque des modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication ;

Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques.

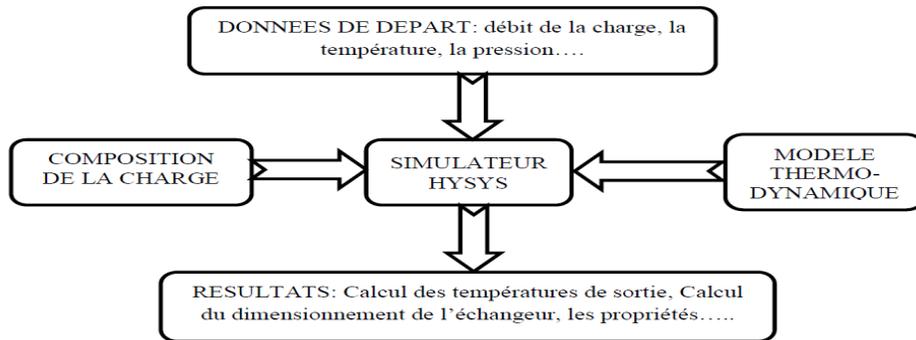
V.3. Choix du modèle thermodynamique :

Le simulateur des procédés, offre une grande variété d'équations d'états pour prédire les propriétés thermodynamiques et les états d'équilibres de plusieurs systèmes ou de mélanges d'hydrocarbures. Parmi ces équations, celle de PR (Peng-Robinson) est la plus utilisée et recommandée dans le domaine de l'industrie gazière et pétrolière.

Dans le domaine de production et de traitement de gaz, cette équation est la plus adaptée, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de donner un accord très approché avec les valeurs réelles en comparaison avec d'autres équations.

V.4. Interface HYSYS :

Figure V.1 : Structure de simulation par HYSYS



V.5. L'installation Initiale de l'échangeur 12-X-20400 :

Démarrer le programme HYSYS :

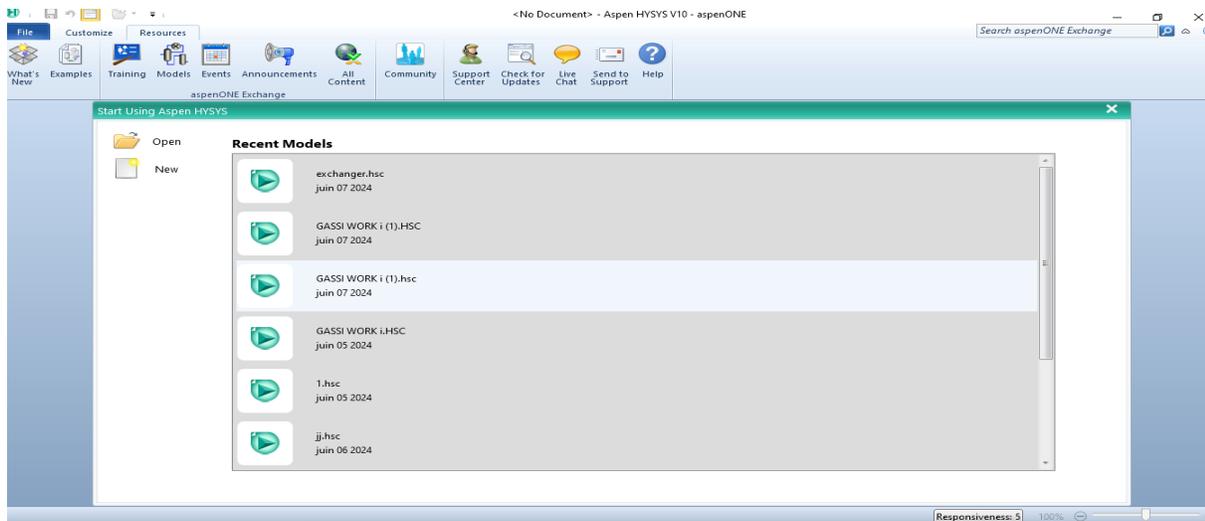


Figure V.2 : Démarrage de HYSYS

Sélectionner File/New/Case, en appuyant sur « File ». Pour commencer un nouveau Case ;

Et pour sélectionner les compositions en appuyant sur le bouton « Add »

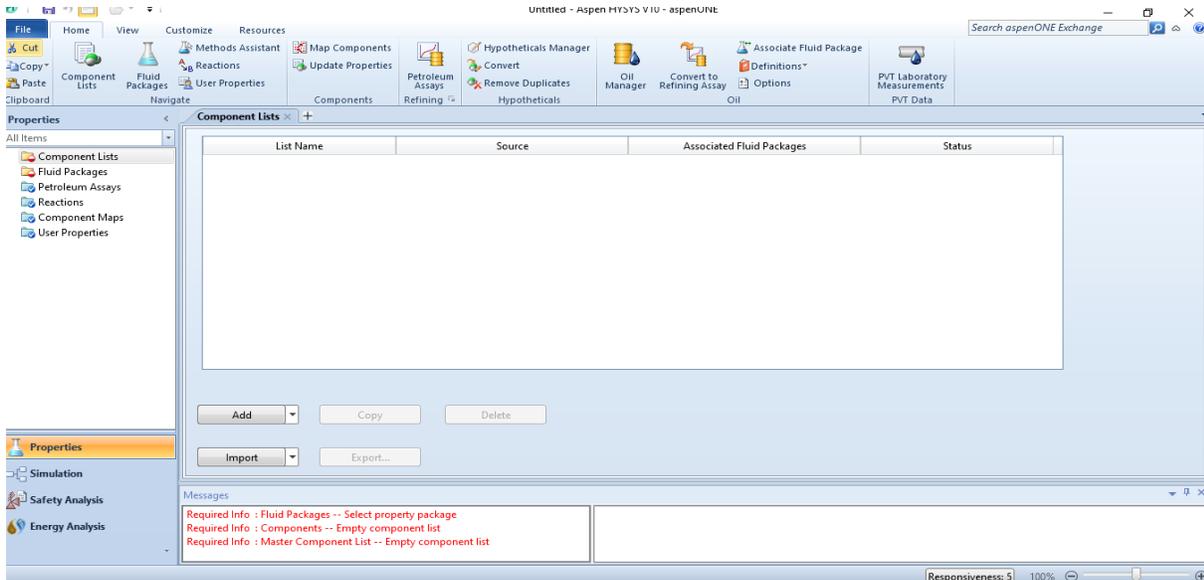


Figure V.3 : Constitution de la matière

Sélectionner les éléments de la composition du brut et de TEG destinés à la circulation dans les échangeurs de chaleur, à partir la liste de la base de données de ASPEN HYSYS.

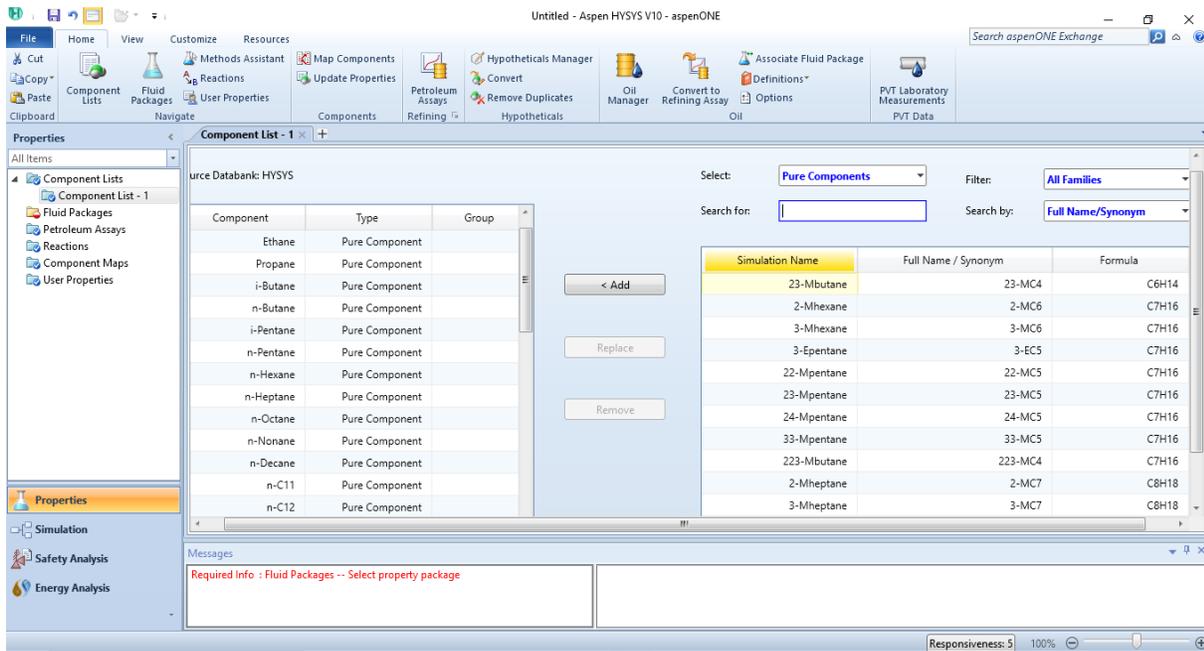


Figure V.4 : Liste de composition chimique du BRUT

Choisir l'équation d'Etat en adéquation avec le sujet à traiter, soit l'Equation de Peng Robinson dans ce cas d'étude et la sélectionner dans Fluid Pkgs :

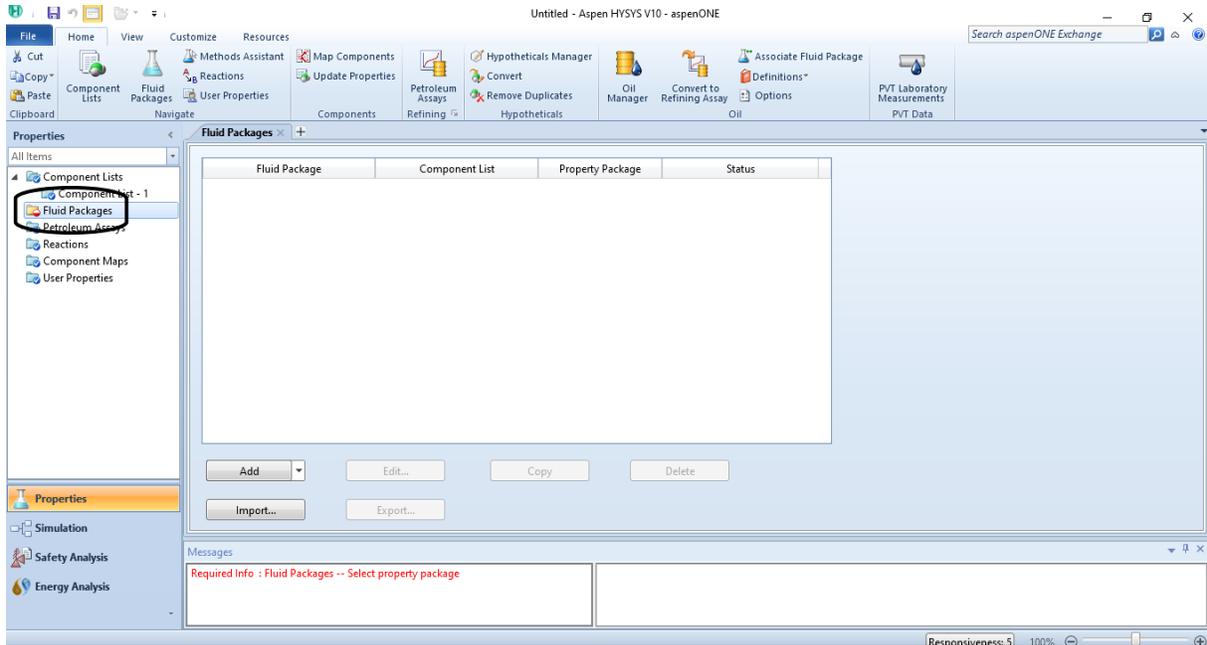
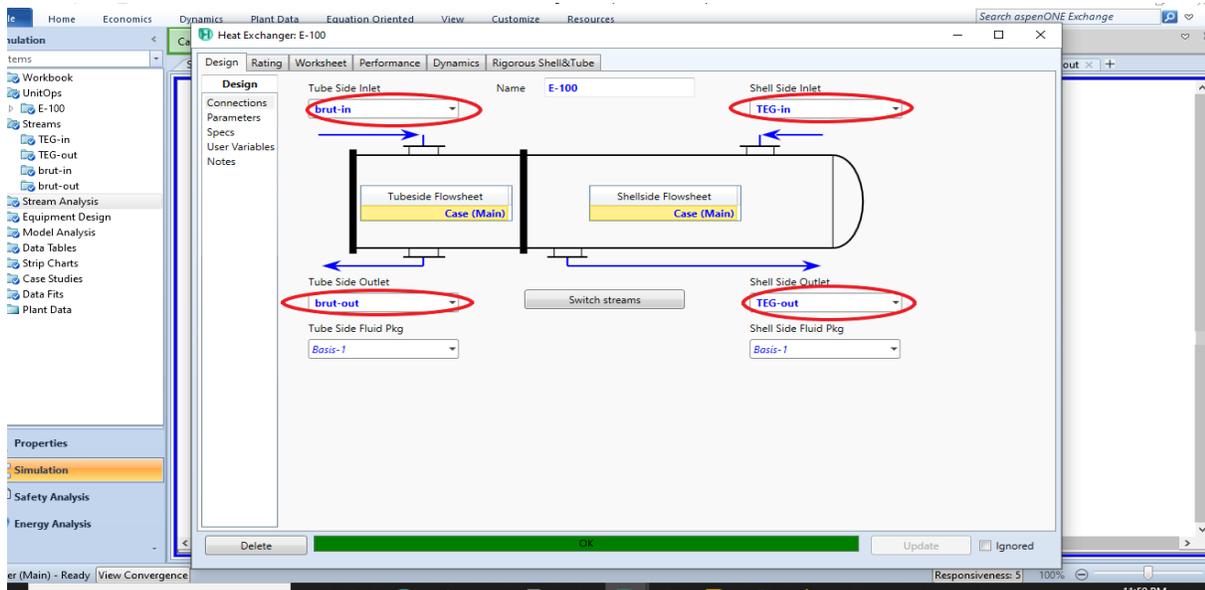


Figure V.5 : Choix de l'équation d'Etat dans Fluid Pkgs

Nous avons maintenant terminé toutes les saisies nécessaires pour commencer notre simulation .

Tot d'abord on place les fluides (Brut, TEG) d'alimentation de notre Process sous forme de flèche, on clique pour introduire ses paramètres (fraction, débit, pression, température). L'accord est signalé par le changement de couleur du rectangle de confirmation du jaune au vert, pour signifier la suffisance des paramètres.

Figure V.6 : La feuille connecte de l'échangeur E-200



Et puis on entrons la composition de brut et de TEG :

Figure V.7 : La feuille composition de BRUT

	brut-in	brut-out	TEG-in	TEG-out
H2O	0,0000	0,0000	0,5000	0,5000
TEGlycol	0,0000	0,0000	0,5000	0,5000
Nitrogen	0,0219	0,0219	0,0000	0,0000
CO2	0,0254	0,0254	0,0000	0,0000
Methane	0,2267	0,2267	0,0000	0,0000
Ethane	0,1369	0,1369	0,0000	0,0000
Propane	0,1222	0,1222	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0174	0,0174	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0657	0,0657	0,0000	0,0000
Cyclopentane	0,0029	0,0029	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0747	0,0747	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0206	0,0206	0,0000	0,0000
Mcyclopentan	0,0043	0,0043	0,0000	0,0000
Benzene	0,0043	0,0043	0,0000	0,0000
Cyclohexane	0,0040	0,0040	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0168	0,0168	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0152	0,0152	0,0000	0,0000
Mcyclohexane	0,0074	0,0074	0,0000	0,0000
Toluene	0,0040	0,0040	0,0000	0,0000
n-Octane	0,0199	0,0199	0,0000	0,0000
Ecylohexane	0,0024	0,0024	0,0000	0,0000
E-Benzene	0,0008	0,0008	0,0000	0,0000
m-Xylene	0,0031	0,0031	0,0000	0,0000
o-Xylene	0,0030	0,0030	0,0000	0,0000
n-Decane	0,0166	0,0166	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0259	0,0259	0,0000	0,0000
n-C11	0,0236	0,0236	0,0000	0,0000
n-C12	0,0175	0,0175	0,0000	0,0000

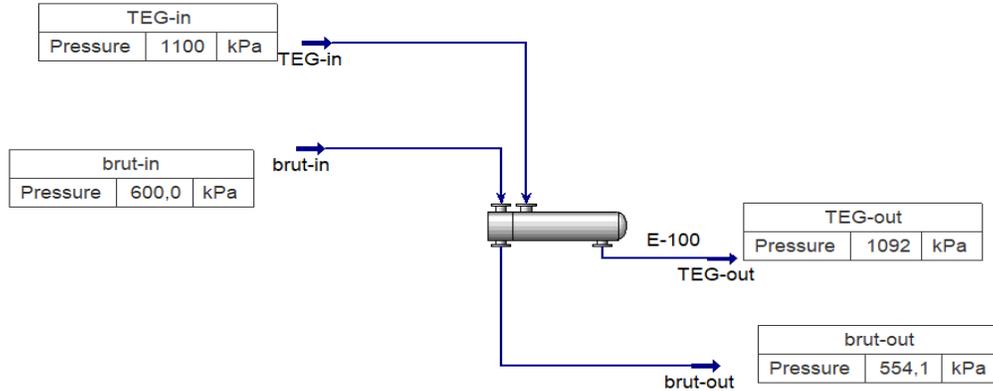
Par la suite, l'installation de notre échangeur se fait par l'introduction de ses paramètres (les fluides passants sur le côté tube et calandre, ΔP , les paramètres dimensionnels de notre échangeur...) jusqu'à attendre la convergence de l'échangeur.

Figure V.8 : les paramètres de la géométrie de l'échangeur 12-X-20400

The screenshot shows the 'Exchanger Design' configuration for 'Heat Exchanger: E-100'. Key parameters are as follows:

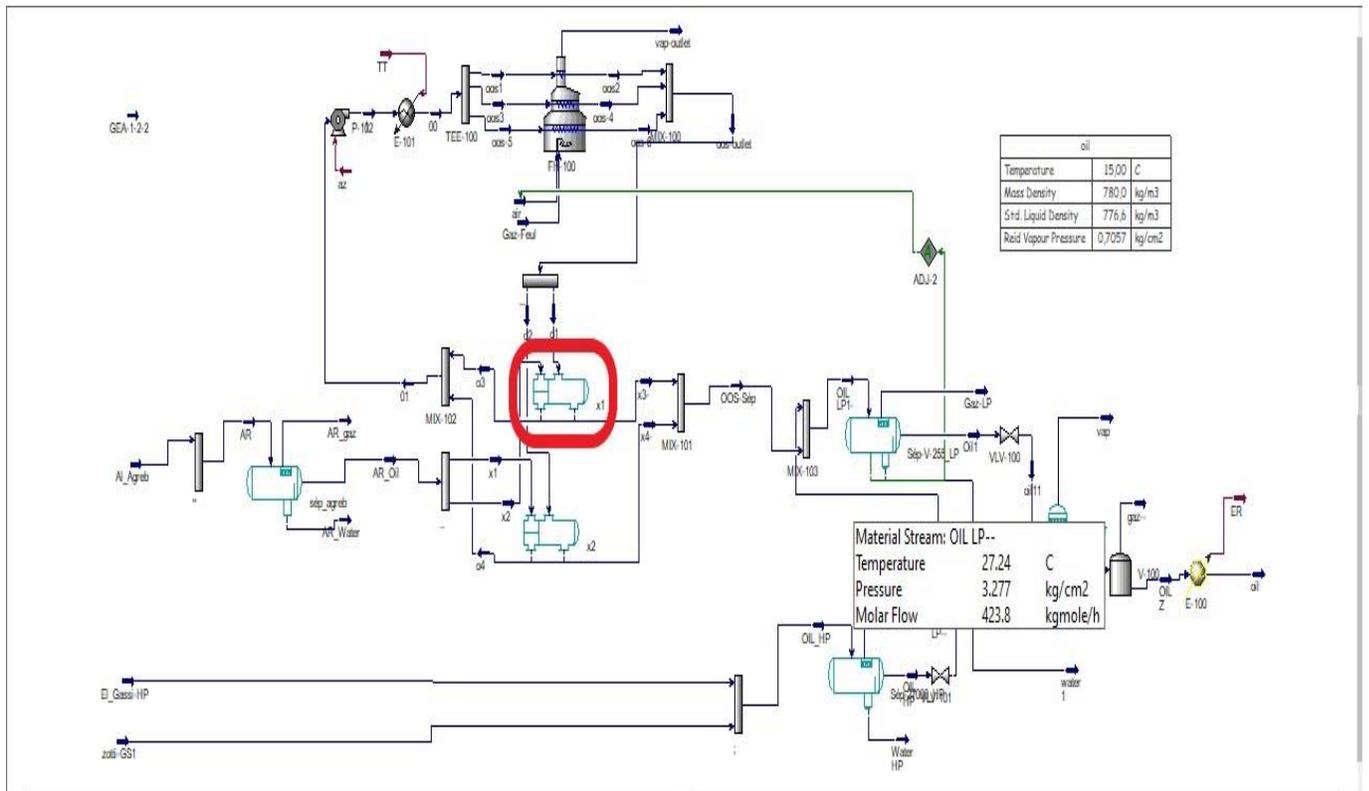
- TEMA Type:** B - E - U
- Tube layout option:** New (optimum) layout
- Location of hot fluid:** Shell side
- Tube OD / Pitch:** 25,4 mm / 31,75 mm
- Tube pattern:** 60-Rotated Tri.
- Tubes are in baffle window:** Yes
- Baffle type:** Single segmental
- Baffle cut orientation:** Horizontal
- Default exchanger material:** Carbon Steel
- Size:** Specify some sizes for Design (Yes)
- Shell ID / OD:** 617,54 mm / 637,54 mm
- Tube length:** 6069 mm
- Baffle spacing center-center:** 251,8 mm
- Number of baffles:** 23
- Number of tube / passes:** 270 / 2
- Shells in series:** 1
- Shells in parallel:** 1
- Overall Results:** Excess surface (%) = 0

Figure V.9 : simulation du l'échangeur 12-X-20400



V-6.Simulation de l'unité (OOS) :

Figure V.10 : Vue de l'unité de stabilisation de centre GS-1 avec Hysys



V.7.Les résultats de simulation :

Simulation		Shell Side		Tube Side		
Total mass flow rate	kg/s	10,625		18,25		
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/s	0	0	3,3321	5,3204	
Liquid mass flow rate	kg/s	10,625	10,625	14,9179	12,9296	
Vapor mass fraction		0	0	0,18	0,29	
Temperatures	°C	140	71,1	20	71,61	
Bubble / Dew point	°C	184,07 / 274,77	183,72 / 274,44	-52,32 / 441,12	-56,05 / 419,78	
Operating Pressures	bar	11	10,91429	6	5,53902	
Film coefficient	W/(m ² -K)	1174,8		880,5		
Fouling resistance	m ² -K/W	0,00035		0		
Velocity (highest)	m/s	0,29		14,55		
Pressure drop (allow./calc.)	bar	0,75	/ 0,08572	0,75	/ 0,46098	
Total heat exchanged	kW	2657,2	Unit	BEU	2	pass 1 ser 1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	494,8 /	Shell size	618	-	6069 mm Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	421,7 /	Tubes	Plain		
Effective area (plain/finned)	m ²	134 /	Insert	None		
Effective MTD	°C	47,04	No.	270	OD	25,4 Tks 1,65 mm
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1,17	Pattern	60	Pitch	31,75 mm
Vibration problem (HTFS)		No	Baffles	Single segmental		Cut(%d) 30,98
RhoV2 problem		No	Total cost	32726		Dollar(US)

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side  Tube Side

Figure V.11 : résultats des performances de l'échangeur 12X20400

1	Company:					
2	Location:					
3	Service of Unit:			Our Reference:		
4	Item No.:			Your Reference:		
5	Date:	Rev No.:	Job No.:			
6	Size: 618 - 6069	mm	Type: BEU	Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series	
7	Surf/unit(eff.)	134	m ²	Shells/unit 1	Surf/shell(eff.) 134 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name		TEG-in->TEG-out		brut-in->brut-out	
11	Fluid quantity, Total		10,625		18,25	
12	Vapor (In/Out)		0		3,3321	
13	Liquid		10,625		14,9179	
14	Noncondensable		0		0	
15						
16	Temperature (In/Out)		140		20	
17	Bubble / Dew point		71,1		71,61	
18	Density Vapor/Liquid		184,07 / 274,77		-52,32 / 441,12	
19	Viscosity		/ 969,59		/ 1033,6	
20	Molecular wt, Vap		/ 2,069		/ 4,9744	
21	Molecular wt, NC				0,0105 / 1,0342	
22	Specific heat		/ 3,761		/ 3,4	
23	Thermal conductivity		/ 0,4295		/ 0,4195	
24	Latent heat				338,3	
25	Pressure (abs)		11		10,91429	
26	Velocity (Mean/Max)		0,2 / 0,29		11,08 / 14,55	
27	Pressure drop, allow./calc.		0,75		0,08572	
28	Fouling resistance (min)		0,00035		0 0 Ao based	
29	Heat exchanged		2657,2		kW	
30	Transfer rate, Service		421,6		Dirty 421,7 Clean 494,8	
31					MTD (corrected) 47,04 °C	
32	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					
33	Design/Vacuum/test pressure		bar 13 / /		7 / /	
34	Design temperature		°C 175		105	
35	Number passes per shell		1		2	
36	Corrosion allowance		mm 3,18		3,18	
37	Connections		In mm 1 102,26 / -		1 202,72 / -	
38	Size/Rating		Out 1 77,93 / -		1 254,51 / -	
39	ID		Intermediate / -		/ -	
40	Tube #: 135 U's OD: 25,4 Tks. Average 1,65 mm Length: 6069 mm Pitch: 31,75 mm Tube pattern: 60					
41	Tube type: Plain Insert: None Fin#: #/m Material: Carbon Steel					
42	Shell Carbon Steel		ID 617,54 OD 637,54 mm		Shell cover Carbon Steel	
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Channel cover -	
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Tubesheet-floating -	
45	Floating head cover -				Impingement protection None	
46	Baffle-cross Carbon Steel		Type Single segmental Cut(%d) 30,98		HoriSpacing: c/c 251,8 mm	
47	Baffle-long -		Seal Type		Inlet 0 mm	
48	Supports-tube U-bend		0		Type	
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A'1)	
50	Expansion joint -		Type None			
51	Rho/V2-Inlet nozzle 1726		Bundle entrance 106		Bundle exit 77 kg/(m-s ²)	
52	Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe		Tube side Flat Metal Jacket Fibe	
53	Floating head -					
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service	
55	Weight/Shell		3261,5 Filled with water 5001,9		Bundle 1917,4 kg	
56	Remarks					
57						
58						

Figure 12 : TEMA sheet de simulation

V.8. Tableau de comparaison :

Caractéristique	Résultats de calcul	Résultats de simulation HYSYS	Fich technique
ΔTLM corrigé	48.03	47.04	47.58
Surface d'échange (m^2)	131.344	134	134.7
coefficient de transfert global propre (sans encrassement) : $w/m^2 \cdot ^\circ C^\circ$	402.92	498.8	376.2
Le coefficient de transfert thermique coté tube h_t ($w/m^2 \cdot ^\circ C$)	761.71	880.5	733.9
Le coefficient de film coté calandre ($w/m^2 \cdot ^\circ C$)	1374.12	1174.8	792.9
coefficient de transfert global sale ($w/m^2 \cdot ^\circ C^\circ$)	307.80	421.7	376.2
ΔPT (bar)	0.26	0.40	0.21
ΔPC (bar)	0.0305	0.08572	0.057

conclusion

En conclusion, nous pouvons dire que nos résultats de calcul par les données réelles sont très voisins de ceux obtenus par le logiciel HYSYS. Ce qui prouve la bonne démarche de calcul thermique de l'échangeur 12-X-20400. Sur le tableau comparatif on a regroupé tous les résultats les plus importants comparés avec HYSYS. Le DTLM ainsi que la surface d'échange sont les mêmes,

Les coefficients de film coté tube et coté calandre sont proches l'une de l'autre. Alors que la fiche technique affiche une valeur plus petite coté calandre ceci est attribué à l'absence totale de l'encrassement pour le cas du constructeur. De même le constructeur donne une valeur unique pour le coefficient global de transfert de chaleur propre et sale égal à $376.2 w/m^2 \cdot ^\circ C$.

Nos coefficients de transfert de chaleur sont proches aussi de ceux du logiciel vu quant tiens compte de l'encrassement dans les deux méthodes.

En ce qui concerne les pertes de charge coté tube et calandre sont situés dans les normes et comparés avec ceux du constructeur. Ces valeurs sont jugées satisfaisantes

Conclusion générale

Conclusion générale

A la fin de ce travail, il convient de s'interroger sur la portée de celui-ci et d'en tirer quelques conclusions :

- 1- Les résultats de calcul thermique indiquent que l'état thermique de l'échangeur 12-X-20400 est en bonne forme, ce qui assure le transfert de chaleur requis pour le process.
- 2- La Simulation thermique de l'échangeur 12-X-20400 à l'aide de simulateur des procédés HYSYS a confirmé les résultats de calculs analytiques.

Enfin, cette étude nous a permis d'approfondir nos connaissances sur le fonctionnement et le calcul des échangeurs de chaleur de type faisceau-calandre, d'améliorer nos capacités de simulation de ces appareils et de mieux connaître l'importance de ce logiciel (HYSYS) dans la simulation des procédés pétrolier moderne.

Références bibliographiques

1. **Manuel de description de centre process GS1**, Documents Sonahess.Gassi El Agreb.
2. **IFP 2005 ENSPM training**. MATERIEL THERMIQUE (rôle des échangeurs de chaleur), *Edition TECHNIP*. EN ECH-02359_A_F-Rév.1 (18/04/2005).
3. **E. KOLLER**. Aide-mémoire-Génie chimique. *3eme édition Dunod*. Paris. 2009. 601p. ISBN 978-2-10-054845-3
4. **A.BONTEMPS, A.GARRIGUE, C.GOUBIER**. Échangeurs de chaleur Définitions et architecture générale. *Technique de l'ingénieur*. Ed Paris-France.B2340-B2345
5. **P. TRAMBOUZE**. Le raffinage du pétrole. *Edition TECHNIP*. Tome IV matériels et équipements. Paris. 1972. 785p. ISBN 2-7108-0685-1.
6. **Total**. Support de formation Exploration et production Cours des équipements. *Total (EXP-PR-EQ120-FR)*. Révision 0.1 (16-04-2007)
7. **A.C.DIMIAN**. Integrated Design and Simulation of Chemical Processes. First edition ELSEVIER. 2003. 680p. ISBN 0-444-82996-2
8. **User guide HYSYS. 8.8**, éditions. 2016, HYPROTECH.
9. **D.Peng, D.B.Robinson**, A New Two-Constant Equation of State, *Industry Engineering Chemical Fundamental*. 1976. 15 No.1, 59-64 J.A.
10. **Techniques de l'Ingénieur**, Echangeurs de chaleur.
11. **R.COUPER, W.R.PENNY, R.FAIR, M.WALAS**. Chemical Process Equipment. Editor ELSEVIER. Second edition. 720p. ISBN 0-7506-7510-1.
12. **IE. EZZINE**, Evaluation les contraintes de stabilisation de brut et voir la possibilité d'augmenter la capacité de traitement d'El Gassi.
13. **M.Bennejeh, N .Chaouini**, Echangeur de chaleur, Technologie, calcule et design- Edirion TECHIP-Paris-Farnce-2014.
14. **Epstein**. "Thinking About heat transfer Fouling: A 5x5Matrix ", Heat transfer Engeneiring. (1983).
15. **Robert W.Serth ; Thomas G.Iestina** "Process Heat Transfer.Principles, Applications and Rules of Thumb",2nd ed 2014.
16. **John E. Edwards** " Design and Rating shell and tube heat exchangers".

Annexe

Annexe

Annexe

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

Tableau A.1 : Tableau représentant les différentes dimensions des tubes selon la norme standards TEMA

Reservoir Fluid Composition

The simulations should be based on the following Reservoir Fluid Compositions

Component	Reservoir Fluid		
	kg/kmol	wt %	mol %
Nitrogen	28.01	0.950	2.921
CO2	44.01	0.533	1.043
n-C1	16.04	3.796	20.393
n-C2	30.07	4.719	13.522
n-C3	44.10	6.356	12.418
i-C4	58.12	1.222	1.811
n-C4	58.12	4.649	6.892
i-C5	72.15	1.638	1.956
n-C5	72.15	3.165	3.780
cyclopentane	70.14	0.236	0.290
i-C6	86.18	1.745	1.745
n-C6	86.18	2.245	2.244
methylcyclopentane	84.16	0.455	0.465
benzene	78.11	0.399	0.441
cyclohexane	84.16	0.432	0.442
i-C7	100.21	2.073	1.783
n-C7	100.21	1.887	1.622
methylcyclohexane	98.19	0.893	0.784
toluene	92.14	0.427	0.399
i-C8	114.23	2.779	2.096
n-C8	114.23	1.532	1.156
ethylcyclohexane	112.21	0.325	0.249
ethylbenzene	106.17	0.089	0.073
m and p-xylenes	106.17	0.377	0.306
o-xylene	106.17	0.408	0.331
i-C9	128.26	2.473	1.661
n-C9	128.26	1.244	0.836
C10	142.29	4.459	2.700
C11	156.31	4.138	2.281
C12	170.34	3.743	1.893
C13	184.37	3.600	1.683
C14	198.38	2.928	1.272
C15	212.41	2.619	1.062
C16	226.43	2.250	0.856
C17	240.46	2.308	0.827
C18	254.48	1.891	0.640
C19	268.51	1.449	0.465
C20	282.54	1.480	0.451
C21	296.58	1.318	0.383
C22	310.59	1.199	0.332
C23	324.61	1.082	0.287
C24	338.64	0.959	0.244
C25	352.67	0.878	0.214
C26	366.67	0.819	0.192
C27	380.72	0.762	0.172
C28	394.74	0.703	0.154
C29	408.77	0.647	0.136
C30+ (note 2)	715.00	13.721	2.097
Total		100.000	100.00

1. EXPRO Reservoir Analyses (SonaHess Ref No. 3619 dated 02/09/01)

2. C30+ fraction simulated as fraction with MW=715 kg/kmol, NBP=450°C, $\rho=915\text{kg/m}^3$.

Figure A.1 : Composition chimique du brut champ El-Agreb

Ann

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)	Factor (resistance) (m ² C/W)
River water	3000-12,000	0.0003-0.0001
Sea water	1000-3000	0.001-0.0003

Triéthylène glycol

Structure du triéthylène glycol

Identification

Nom UICPA	2-[2-(2-hydroxyéthoxy)éthoxy]éthanol
N° CAS	112-27-6
N° EINECS	203-953-2
PubChem	8172
SMILES	
InChI	

Propriétés chimiques

Formule brute	C ₆ H ₁₄ O ₄
Masse molaire ¹	150,173 ± 0,007 g/mol C 47,99 %, H 9,4 %, O 42,62 %

Propriétés physiques

Paramètre de solubilité δ	21,9 MPa ^{1/2} (25 °C) ² ; 27,2 J ^{1/2} .cm ^{-3/2} (≤20 °C) ³
---------------------------	---

Unités du SI et **CNTP**, sauf indication contraire.

Figure A.2 : Les propriétés de TEG.

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)	Factor (resistance) (m ² C/W)
River water	3000-12,000	0.0003-0.0001
Sea water	1000-3000	0.001-0.0003
Cooling water (towers)	3000-6000	0.0003-0.00017
Towns water (soft)	3000-5000	0.0003-0.0002
Towns water (hard)	1000-2000	0.001-0.0005
Steam condensate	1500-5000	0.00067-0.0002
Steam (oil free)	4000-10,000	0.0025-0.0001
Steam (oil traces)	2000-5000	0.0005-0.0002
Refrigerated brine	3000-5000	0.0003-0.0002
Air and industrial gases	5000-10,000	0.0002-0.0001
Flue gases	2000-5000	0.0005-0.0002
Organic vapours	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000-5000	0.0003-0.0002

Tableau A.3 : Tableau représentant les Facteurs d'encrassement

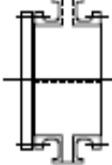
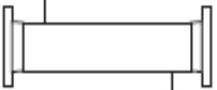
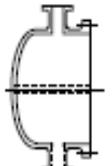
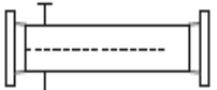
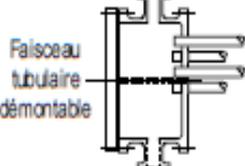
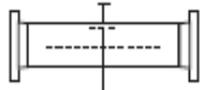
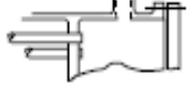
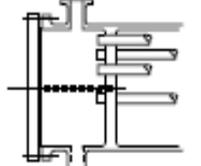
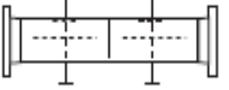
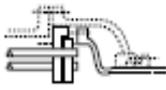
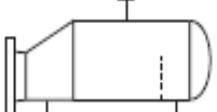
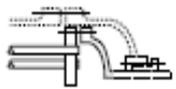
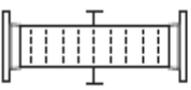
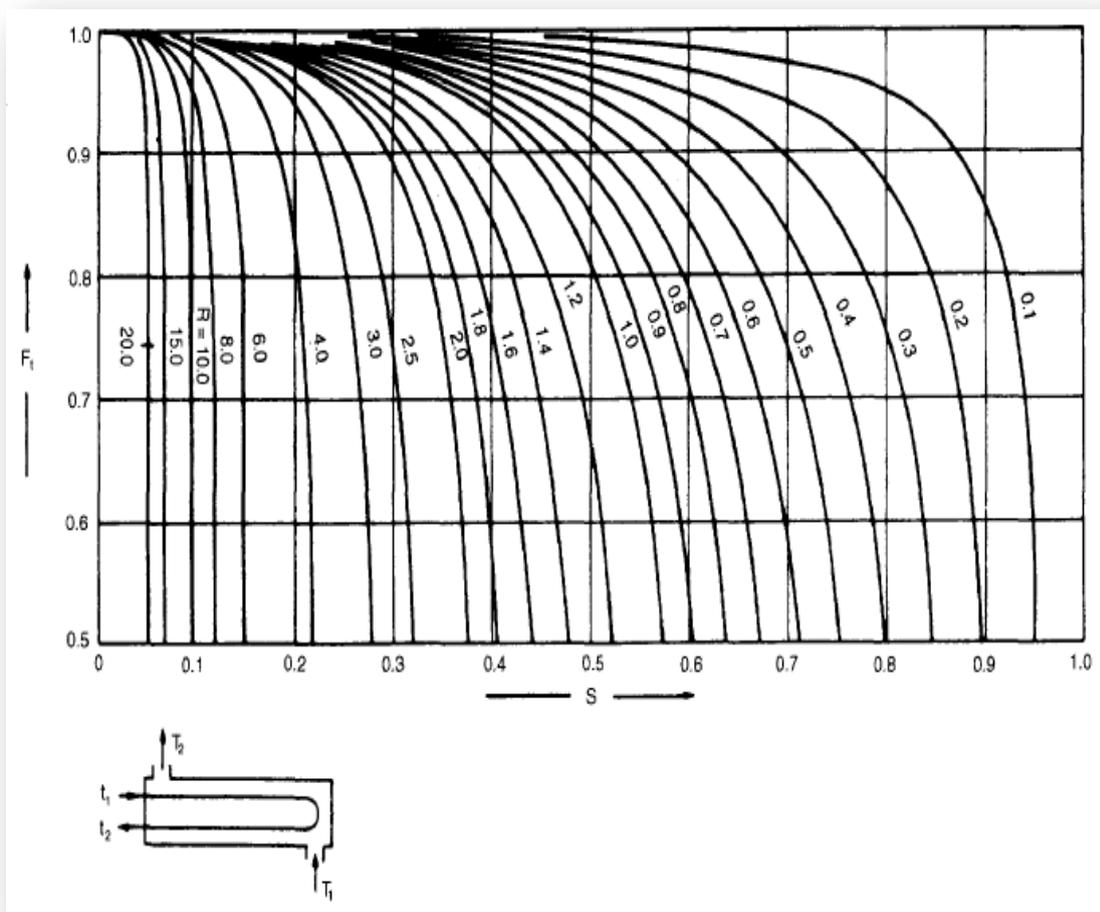
	Type de chambre de distribution		Type de calandre		Type de fond de calandre
A	 <p>Chambre avec couvercle démontable</p>	E	 <p>Calandre à une passe</p>	L	 <p>Plaque tubulaire fixe type "A"</p>
B	 <p>Chambre "Bonnet"</p>	F	 <p>Calandre à deux passes avec cloison longitudinale</p>	M	 <p>Plaque tubulaire fixe type "B"</p>
C	 <p>Faisceau tubulaire démontable</p> <p>Chambre intégrée à une plaque tubulaire avec couvercle démontable</p>	G	 <p>Écoulement séparé</p>	N	 <p>Plaque tubulaire fixe type "N"</p>
N	 <p>Chambre intégrée à une plaque tubulaire avec couvercle démontable</p>	H	 <p>Double écoulement séparé</p>	P	 <p>Fond flottant ou tête flottante avec garniture externe</p>
D	 <p>Chambre à fermeture spéciale pour haute pression</p>	J	 <p>Écoulement divisé</p>	S	 <p>Fond flottant ou tête flottante avec contre bride démontable</p>
		K	 <p>Rebouilleur "Kettle"</p>	T	 <p>Fond flottant ou tête flottante à passage direct</p>
		X	 <p>Courants croisés</p>	U	 <p>Faisceau à tubes en U</p>
				W	 <p>Fond flottant ou tête flottante avec garniture externe à détecteur de fuite</p>

Figure A.4 : Type des éléments constitutifs de l'échangeur (Selon Standards TEMA)



FigureA.5 : Facteur correctif de température

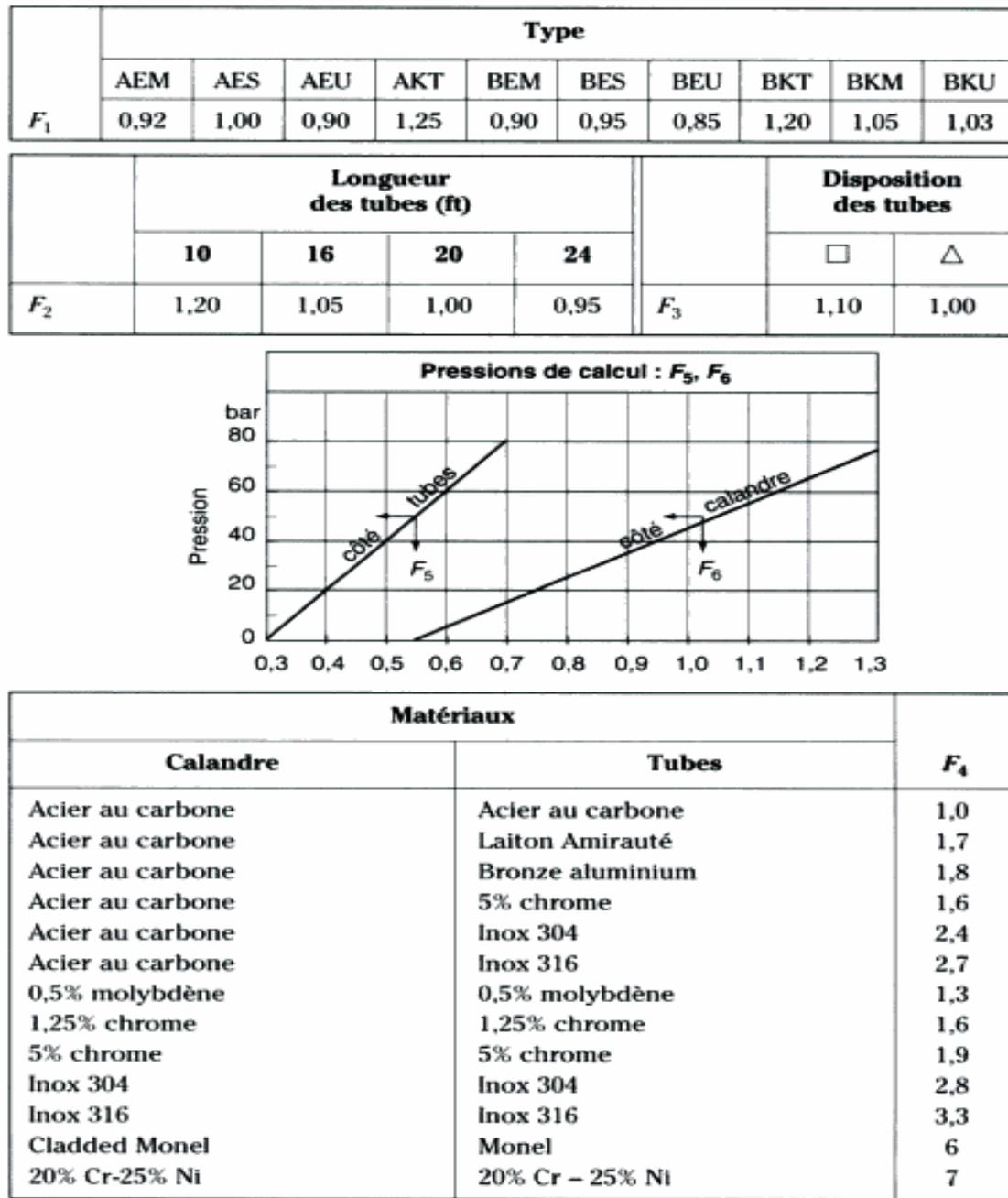


Figure A.6 : Tableau de la conductivité thermique de différents matériaux (Selon Standards TEMA)

1	Company: SONATRACH						
2	Location: Gassi El-Agerb						
3	Service of Unit: Centre GS1. Our Reference:						
4	Item No.:			Your Reference:			
5	Date: Mars 2017	Process Engineer : TALEB Youcef					
6	Size: 610 - 6096 mm	Type: BEU	Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series			
7	Surf/unit(eff.) 134,7 m ²	Shells/unit 1	Surf/shell(eff.) 134,7 m ²				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT						
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side		
10	Fluid name		TEG		Brut Froid		
11	Fluid quantity, Total	kg/s	7,8075		16,0242		
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	1,1868	1,9614	
13	Liquid	kg/s	7,8075	7,8075	14,8373	14,0627	
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0	0	
15							
16	Temperature (In/Out)	°C	140	75	20	74,9	
17	Dew / Bubble point	°C			635	-54,19	
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 547,3	/ 577,97	6,56 / 654,52	6,6 / 631,49	
19	Viscosity	mPa-s	/ 1,2779	/ 5,4422	0,0108 / 0,8584	0,0121 / 0,5116	
20	Molecular wt, Vap				25,79	32,06	
21	Molecular wt, NC						
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 3,593	/ 3,336	1,856 / 2,082	1,987 / 2,323	
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0,3606	/ 0,3554	0,0262 / 0,1213	0,0301 / 0,1123	
24	Latent heat	kJ/kg			343,3	315,4	
25	Pressure (abs)	bar	11	10,94219	6	5,78656	
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	0,24 / 0,31		4,8 / 6,17		
27	Pressure drop, allow/calc.	bar	0,25855	0,05781	0,49987	0,21344	
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W	0		0	0 Ao based	
29	Heat exchanged	2002,2 kW	MTD (corrected)		47,58	°C	
30	Transfer rate, Service	312,5 Dirty	376,2 Clean	376,2	W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch		
32			Shell Side		Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	12,41057 / /	6,89476 / /			
34	Design temperature	°C	176,67		110		
35	Number passes per shell		1		2		
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18		
37	Connections	In mm	1 101,6 / -	1 203,2 / -			
38	Size/Rating	Out	1 101,6 / -	1 203,2 / -			
39	Nominal	Intermediate	/ -		/ -		
40	Tube No. 13Us	OD 25,4	TksAverage 1,65	mm Length 6096	mm Pitch 31,75	mm	
41	Tube type Plain	#/m	Material Carbon Steel	Tube pattern 60			
42	Shell Carbon Steel	ID 617,54	OD 636,59	mm	Shell cover Carbon Steel		
43	Channel or bonnet	Carbon Steel			Channel cover -		
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel			Tubesheet-floating -		
45	Floating head cover	-			Impingement protection None		
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type Single segmental	Cut(%d) 34,58	Horizontal spacing: c/c 251,8	mm	
47	Baffle-long	-	Seal Type			Inlet 0	mm
48	Supports-tube	U-bend	0	Type			
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A T)			
50	Expansion joint	-	Type None				
51	RhoV2-Inlet nozzle 1651	Bundle entrance 59	Bundle exit 30	kg/(m-s ²)			

Figure A.7 : Data sheet de l'échangeur 12X20400

1	Size	617,54	X	6096	mm	Type	BEU	Hor	Connected in	1 parallel	1 series	
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)			136	/	134,7	/		m ² Shells/unit	1		
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)			136	/	134,7	/		m ²			
4	Design (Sizing)	PERFORMANCE OF ONE UNIT										
5		Shell Side				Tube Side				Heat Transfer Parameters		
6	Process Data	In	Out	In	Out	Total heat load			kW		2002,2	
7	Total flow	kg/s 7,8075		16,0242		Eff. MTD/ 1 pass MTD			°C 47,58		/ 60,02	
8	Vapor	kg/s 0		1,1868		Actual/Reqd area ratio - fouled/clean			1,2		/ 1,2	
9	Liquid	kg/s 7,8075		14,8373								
10	Noncondensable	kg/s 0		0		Coef./Resist.			W/(m ² -K)		m ² -KW	%
11	Cond./Evap.	kg/s 0		0,7746		Overall fouled			376,2		0,00266	
12	Temperature	°C 140		75		Overall clean			376,2		0,00266	
13	Dew / Bubble point	°C		635		Tube side film			733,9		0,00136	51,26
14	Quality	0		0,07		Tube side fouling			0		0	
15	Pressure (abs)	bar 11		10,94219		Tube wall			29158,4		3E-05	1,29
16	DeltaP allow/cal	bar 0,25855		0,05781		Outside fouling			0		0	
17	Velocity	m/s 0,31		0,29		Outside film			792,9		0,00126	47,45
18	Liquid Properties					Shell Side Pressure Drop			bar		%	
19	Density	kg/m ³ 547,3		577,97		Inlet nozzle			0,0118		20,4	
20	Viscosity	mPa-s 1,2779		5,4422		InletspaceXflow			0,00071		1,23	
21	Specific heat	kJ/(kg-K) 3,593		3,336		Baffle Xflow			0,03057		52,86	
22	Therm. cond.	W/(m-K) 0,3606		0,3554		Baffle window			0,00422		7,3	
23	Surface tension	N/m		0,0199		Outlet space Xflow			0,00102		1,76	
24	Molecular weight	143,34		143,34		Outlet nozzle			0,00946		16,35	
25	Vapor Properties					Intermediate nozzles						
26	Density	kg/m ³		6,56		Tube Side Pressure Drop			bar		%	
27	Viscosity	mPa-s		0,0108		Inlet nozzle			0,01491		7,07	
28	Specific heat	kJ/(kg-K)		1,856		Entering tubes			0,00214		1,02	
29	Therm. cond.	W/(m-K)		0,0262		Inside tubes			0,17751		84,26	
30	Molecular weight			25,79		Exiting tubes			0,00353		1,68	
31	Two-Phase Properties					Outlet nozzle			0,01259		5,98	
32	Latent heat	kJ/kg		343,3		Intermediate nozzles						
33	Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2			m/s		kg/(m-s ²)	
34	Reynolds No. vapor			46962,45		Shell nozzle inlet			1,74		1651	
35	Reynolds No. liquid	3370,22		791,36		Shell bundle Xflow			0,31		0,29	
36	Prandtl No. vapor			0,76		Shell baffle window			0,27		0,26	
37	Prandtl No. liquid	12,73		51,08		Shell nozzle outlet			1,64		1564	
38	Heat Load	kW		kW		Shell nozzle interm						
39	Vapor only	0		0		Tube nozzle inlet			m/s		kg/(m-s ²)	
40	2-Phase vapor	0		164,1		Tubes			3,93		6,17	
41	Latent heat	0		254,4		Tube nozzle outlet			9,9		4913	
42	2-Phase liquid	0		1749,7		Tube nozzle interm						
43	Liquid only	-1836,2		0								
44	Tubes					Baffles		Nozzles: (No./OD)				
45	Type	Plain		Type		Single segmental		Shell Side		Tube Side		
46	ID/OD	mm 22,1 / 25,4		Number		22		Inlet mm 1 / 114,3		1 / 219,0		
47	Length act/eff	mm 6096 / 6034,1		Cut(%d)		34,58		Outlet 1 / 114,3		1 / 219,0		
48	Tube passes	2		Cut orientation		H		Intermediate /		/		
49	Tube No.	270		Spacing: c/c		mm 251,8		Impingement protection		None		
50	Tube pattern	60		Spacing at inlet		mm 0						
51	Tube pitch	mm 31,75		Spacing at outlet		mm 746,29						
52	Insert	None										
53	Vibration problem	No / No						RhoV2 violation		No		

Figure A.8 : performance de l'échangeur 12X20400 selon le constructeur.

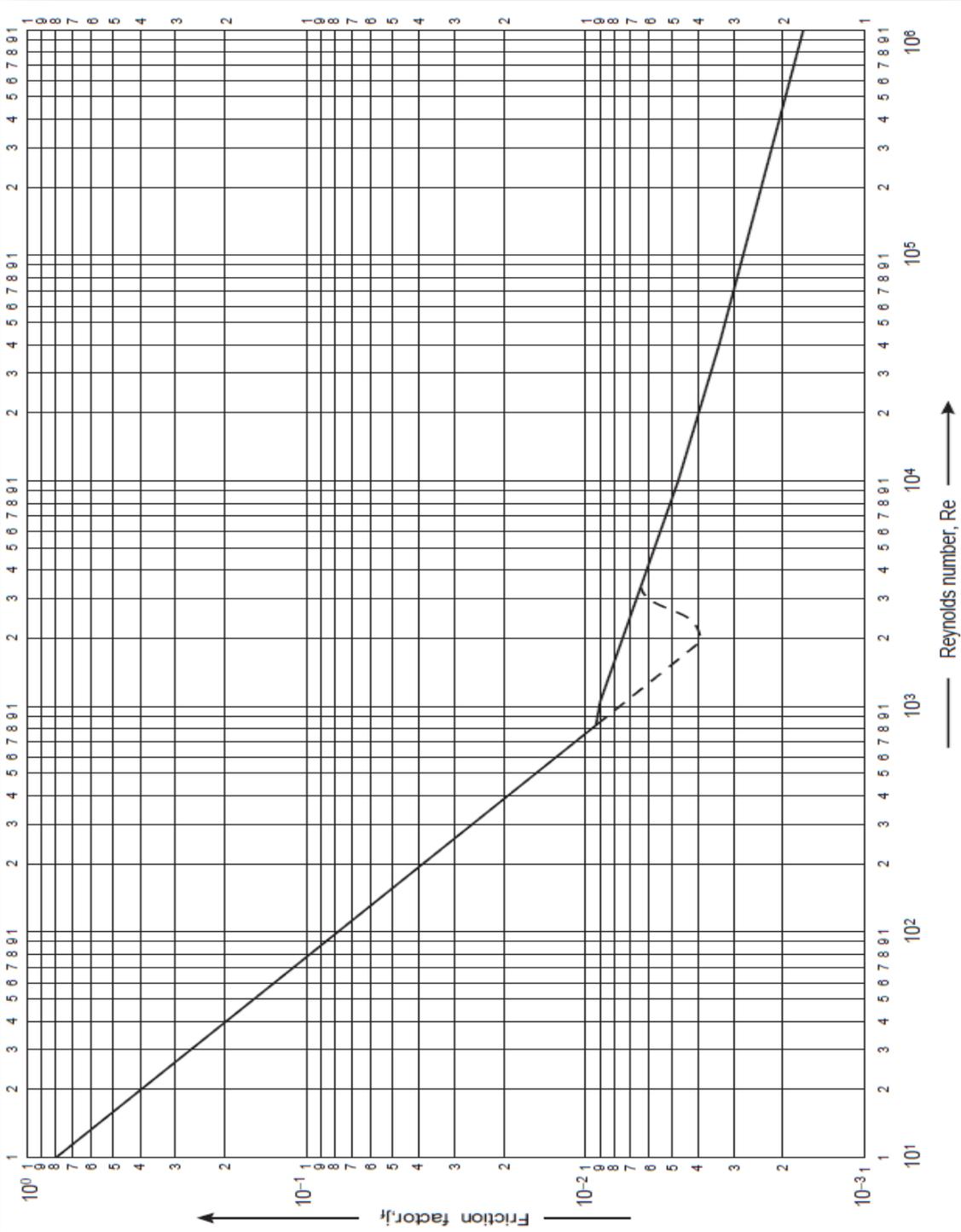


Figure A.9 : Facteur de friction j_f côté calandre

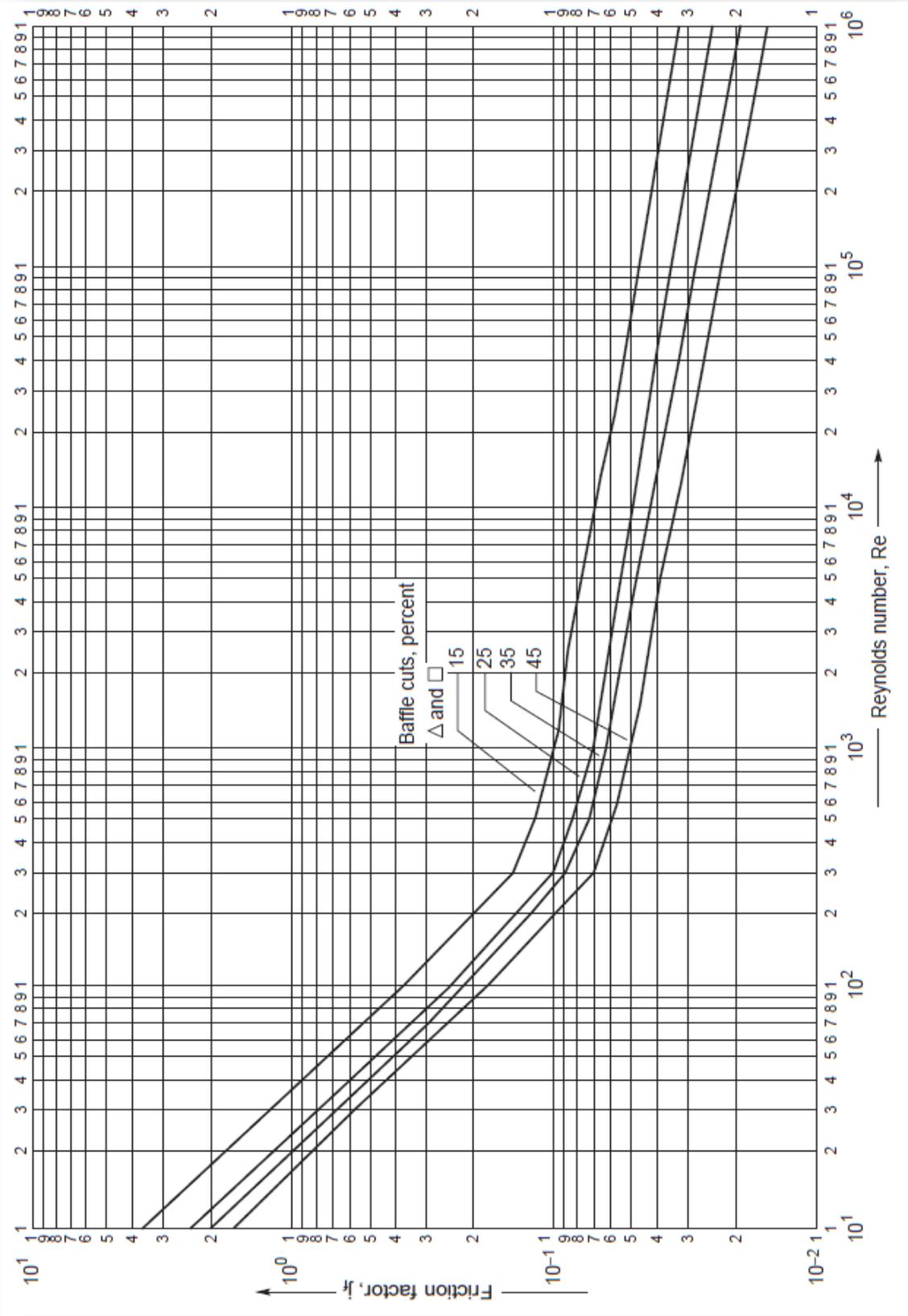


Figure A.10 : Facteur de friction j_f côté tube

