

~~11/02/14-894~~

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université 8 Mai 1945 Guelma
Faculté des Sciences et de la Technologie
Département de Génie des Procédés



Mémoire de Master en Génie des procédés

Option: Génie chimique

Présenté par :

MEDDOUR Mohammed et AISSAOUI Houssam



**Amélioration du rendement de l'unité de dessalage et
Augmentation de la capacité de traitement de l'unité
stabilisation UTB
-CIS-Hassi Messaoud**

Encadré par :

Dr. LAHIOUEL Y

Mai 2014



14/3052

REMERCIEMENTS

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier 'Allah' le dieu tout puissant, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce modeste travail.

Nos plus sincères remerciements vont en particulier à notre encadreur Mme Lahiouel.D, qui nous a bien guidé pour réaliser ce mémoire.

Nous remercions également tous les enseignants du département de génie des procédés et aux membres de jury qui ont accepté de juger notre travail, en particulier le président Pr. Benhamza et les critiques Dr Bendjaballah et Mme Bahloul.

Nos chaleureux remerciements à tous nos collègues de la promotion 2014 ; Hamida Tahar, Boulemia Zakaria, Zerdazi Wilcl, Adjoul Zinelabidine, Hdjaz Lokmane, Sahtori Lokmane, Belili Ahmed.

Nos chères remerciements à nos amies ; Hamza, Chouaib, et Salim.

Un grand merci pour tous les personnes qu'ils nous ont aidés durant notre stage, au centre de traitement sud et à la base 24 février, chacun en son nom.

Que toute personne ayant participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail accepte nos grands et sincères remerciements.



DEDICACES

Dédicace

Je dédie ce travail à mes chers parents, qu'ils trouvent ici toute ma gratitude pour leur soutien tout au long de mes études, et à mes frères que dieu les protège ; Hamza et sa femme, Samir, Amar, et mon petit frère Hicham

A tous mes collègues promo 2013/2014

A tous mes proche amies Mohammed, Hamza, Chouaib, et Salim

A tous mes cousins, spécialement mes cousin Amine et Khaled, et ma grande famille

A tous mes amies de cartier et mes voisins, spécialement mon voisin Nasser qui nous aide de faire et accomplir notre stage pratique.

A tous ceux que j'aime.

Aïssaoui Houssein

DEDICACE

Ce travail, et bien au-delà, je le dois à mes très chers parents qui m'ont fourni au quotidien un soutien et une confiance sans faille et de ce fait, je ne saurais exprimer ma gratitude seulement par des mots. Que dieu vous protège et vous garde pour nous

A mes deux précieux frères Houssine et Fride et mes précieuses sœur Sabrina, Ahlame et ma petite Mofida, et ma nièce Nina, que les mots ne peuvent résumer ma reconnaissance et mon amour à vos égard

A mes adorables amies, H.Zaatar H.Aissaoui S.Boujahem C.Amroui pour leur fidélité

A tous mes amis avec lesquels j'ai partagé mes moments de joie et de bonheur

Que toute personne m'ayant aidé de près ou de loin, trouve ici l'expression de ma reconnaissance.

Meddour Mohammed



RESUME

Résumé

Résumé :

La faible température d'arrivée du brut au service traitement sud a causé trois problèmes majeurs :

- Diminution de l'efficacité du dessaleur
- Augmentation de la capacité du four de rebouillage de l'unité de stabilisation, d'où l'augmentation de la température de la peau.
- Diminution du taux de production de l'unité de stabilisation.

Dans ce travail, nous avons effectué une étude de modification, par l'installation d'un échangeur de chaleur à l'entrée de l'unité de dessalage en utilisant un fluide chauffant qui est le gasoil de l'unité « UFC ».

Le dimensionnement a été effectué manuellement par la méthode de Kern.

Les résultats montrent que l'utilisation du gasoil comme fluide chauffant a augmenté la température du brut à une valeur proche de celle du design du dessaleur par l'installation d'un seul échangeur ce qui nécessite un investissement relativement faible.

Cette augmentation de la température a permis aussi de soulager le fonctionnement du four de rebouillage de l'unité stabilisation et d'améliorer le taux de marche de cette unité.

ملخص:

ان الحرارة المنخفضة التي يصل بها الخام الى مصالحة معالجة البترول الجنوبية سببت ثلاث مشاكل رئيسية:

- * انخفاض في فعالية مزيل الاملاح.
- * تزايد قدرة الفرن لوحدة الاستقرار مما يؤدي الى ارتفاع درجة حرارة طبقة الانابيب الذي يؤدي الى اتلافها.
- * تناقص في انتاجية وحدة الاستقرار.

في هذا العمل, اجرينا دراسة تعديلية باضافة مبادل حراري, عند مدخل وحدة ازالة الاملاح مع استعمال الغاز- وال كسائل مسخن لوحدة تقسيم المكثفات.

استعملنا في تصميم المبادل الحراري الحساب اليدوي وذلك بطريقة 'كارن'.

النتائج وضحت ان استعمال الغاز- وال كسائل مسخن رفع من درجة حرارة البترول الخام الى قيمة قريبة لدرجة انحرافية اتملى تمريل الاملاح.

هذا التزايد في درجة الحرارة يسمح ايضا في اراحة الفرن لوحدة الاستقرار وتحسين فعالية هذه الوحدة.



TABLE DE MATIERE

Table des matières

Liste figures.....	I
Liste tableaux	II
Introduction générale	1
Chapitre 1: Présentation de l'unité de traitement du brut (UTB)	
1-1- Introduction :	3
1-2- Historique :	3
1-3- Les différentes unités dans l'UTB :	5
1-3-1- Manifold Nord et Sud :	5
1-3-2- Unité de séparation :	5
1-3-3- Unité de dessalage :	7
1-3-4- Unité de stabilisation :	9
1-3-5- Unité de Topping (raffinerie RHM) :	11
1-3-5- Stockage des produits finis (SPF) :	14
1-3-6- Unité de fractionnement des condensats (UFC) :	15
1-3-7- Unité de compression LDBP :	17
1-3-7-1- LDBP1 :	17
1-3-7-2- LDBP2 :	18
1-3-7-3 LDBP3 :	18
1-3-7-4- Unité de compression 2 ^{ème} étage :	18
1-3-7-5- Compression 2 ^{ème} étage bis :	18
1-3-7-6- Unité de compression 3 ^{ème} étage :	18
1-3-7-7- Compression 3 ^{ème} étage bis :	19
1-3-8- Stockage et pomperie d'expédition:	19
1-3-8-1-Pomperie 1 :	20

1-3-8-2-Pomperie 2 :	21
1-3-9- Unité de déshuilage N°2 :	21
1-3-10- Centrale d'air :	23

Chapitre 2: Etudes théoriques

2-1- Le dessalage	24
2-1-1- Introduction	24
2-1-2-Définition.....	24
2-1-3-Méthodes de dessalage :	24
2-1-3-1-Méthode mécanique :	24
2-1-3-2-Méthode chimique :	25
2-1-3-3-Méthode électrique :	25
2-1-4-Paramètres de marche du dessaleur :	26
2-1-4-1-Température de dessalage :	26
2-1-4-2-Taux d'eau de lavage :	26
2-1-4-3-La pression de service :	26
2-1-4-4-Perte de charge dans la vanne de mélange :	27
2-1-4-5- Le champ électrique :	27
2-1-4-6- Taux de produit dé émulsifiant :	27
2-1-5- Etude de l'influence de la température de service sur l'efficacité de dessalage :	28
2-2- La stabilisation de brut léger :	31
2-3- Les échangeurs de chaleur	32
2-3-1- Principe général :	32
2-3-2- Les types des échangeurs :	33
2-3-2-1- Echangeurs tubulaires coaxiaux :	33
2-3-2-2- Echangeurs à courants croisés :	34

2-3-2-3- Echangeurs à plaques	34
2-3-2-4- Les échangeurs tubulaires :	35
2-3-3 – L'échangeur de chaleur à tubes et calandre :	42
2-3-3-1- Choix du type de l'appareil	42
2-3-3-2 - Classes des appareils	43
2-3-3-3- Procédures de calcul des échangeurs.....	43

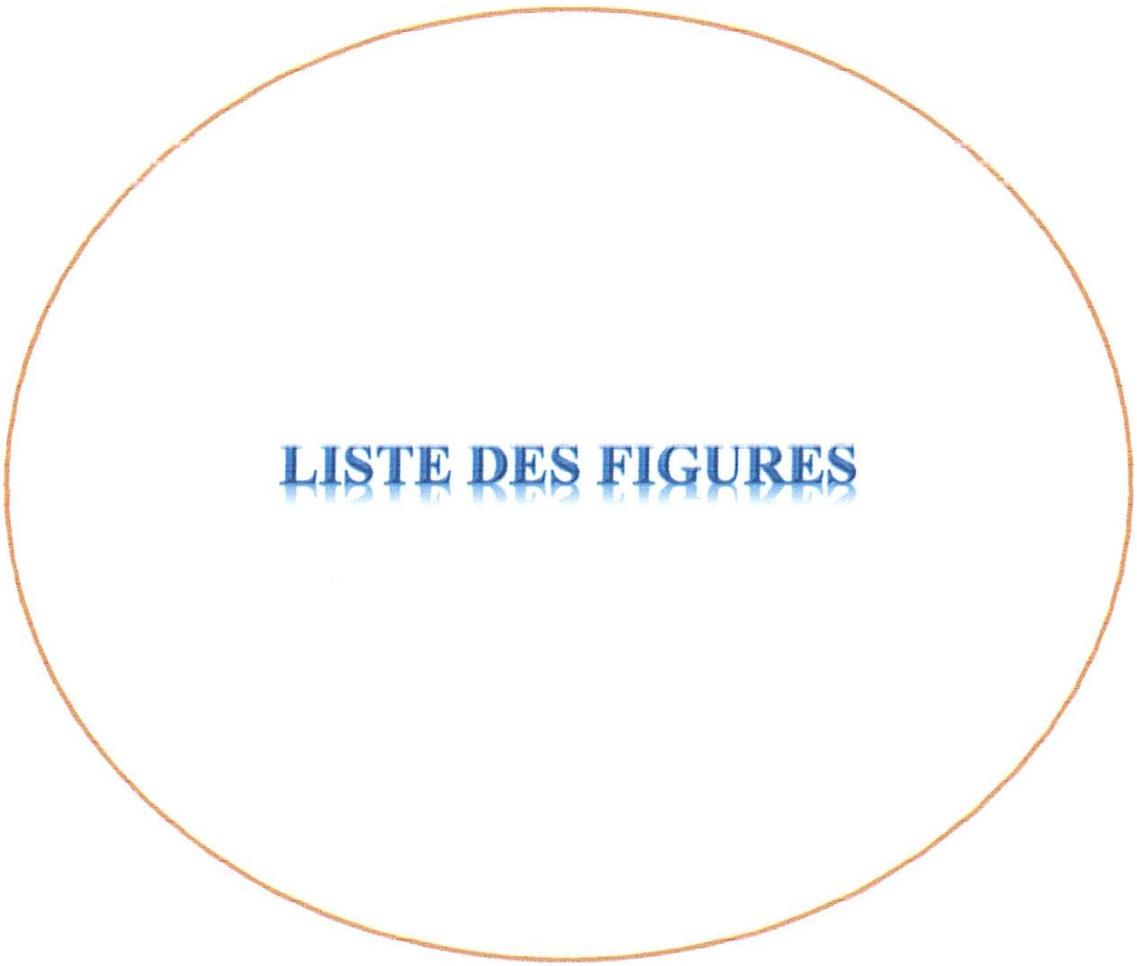
Chapitre 3: Etudes expérimentales

3-1-Dimensionnement de l'échangeur de chaleur :	46
3-1-1-Introduction	46
3-1-2-Calcul d'un projet :	46
3-1-3-Donnes nécessaires pour le calcul :	46
3-1-4- Organisation de la circulation cote tube /calandre	48
3-1-5- Source du fluide chaud :	48
3-1-6- Méthode de calcul (Méthode de KERN) :	48
3-1-6-1- Principe de la méthode :	49
3-1-6-2- Partie calcul :	52
3-2-Discussions :	67
3-2-1-Introduction	67
3-2-2 - Paramètres suivis :	67
3-2-3-données de calcul.....	68
3-2-4-Interprétation des résultats :	68

Chapitre 4: Estimations économiques

4-1-Estimation des couts de l'échangeurs :	71
4-1-1-Influence du type d'échangeur :	71
4-1-2-Influence de la longueur des tubes :	72

4-1-3-Influence de la disposition des tubes :	72
4-1-4-Influence de la nature du matériau de construction :	72
4-2-Estimation du cout de la modification :	73
4-2-1-Coût de l'échangeur :	73
4-2-2-Coût d'équipement accessoire :	74
4-2-3-Le coût de la main d'œuvre :	74
4-2-4-Le coût des moyens matériels :	75
4-2-5-Le coût des travaux de génie civil et des structures métalliques :	75
4-2-6-Le coût global de l'installation du nouvel échangeur :	76
4-3-Estimation du gain après modification :	77
4-3-1-L'énergie économisée :	77
4-3-2-Le brut stabilisé :	78
4-4-Discussions :	78
4-4-1-Introduction :	78
4-4-2-Les résultats de l'estimation :	79
4-4-3-Le gain de la modification :	79
4-4-3-1-La quantité d'énergie économisée :	79
4-4-3-2-Le brut stabilisé	79
4-4-3-3-Le temps d'amortissement :	79
Conclusion	81
Références	82
Nomenclatures	
Annexes	



LISTE DES FIGURES

Liste de figures

Liste de figures :

Figure 1-1: Schéma explicatif de l'unité de traitement du brut	5
Figure 1-2: Schéma de l'unité de séparation de UTB	6
Figure 1-3: Schéma de process de l'unité de stabilisation du brut.....	11
Figure 1-4: Schéma de process de l'unité de Topping.....	14
Figure 1-5 : Schéma sur l'unité de l'UFC.....	17
Figure 1-7 : Schéma des pomperies d'expédition.....	21
Figure 2-1 : La variation de la vitesse de décantation et la viscosité en fonction de la T°	30
Figure 2-2 : Echangeur à tube et calandre.....	33
Figure 2-3 : Echangeur tubulaire coaxial	33
Figure 2-4 : Echangeur à courants croisés	34
Figure 2-6 : Echangeur double-tube.....	36
Figure 2-7 : La forme d'une calandre d'un échangeur.....	37
Figures 2-8a et 2-8b : Les plaques tubulaires.....	38
Figure 2-9 : La disposition des tubes (pas carré- pas triangulaire).....	39
Figure 2-10 : Echangeur à plaques tubulaires fixes	40
Figure 2-11 : Echangeur à tête flottante.....	41
Figure 2-12 : Echangeurs à tubes en U	41
Figure 2-13 : Echangeur à tube et calandre.....	42
Figure 2-14 : Procédure de dimensionnement des échangeurs de chaleur.....	44
Figure 3-5 : La variation de la température du brut et l'efficacité du dessaleur en fonction du temps	67
Figure 3-6 : la variation de la salinité du brut en fonction du temps	68
Figure 4-2 : La pression de calcul.....	73



LISTE DES TABLEAUX

Liste de tableaux

Liste de tableaux :

Tableau 1-1 : Capacité de séparation design de l'unité de traitement sud.....	6
Tableau 1-2: Spécifications des produits finis	14
Tableau 2-1 : Les paramètres de marche de l'unité dessalage.....	28
Tableau 2-2 : La variation du facteur Q en fonction du nombre de Reynolds.....	29
Tableau 2-3 : Viscosité cinématique de brut Hassi Messaoud à différentes températures	29
Tableau 2-4 : Les diamètres nominaux en extérieur et intérieurdes tubes.....	36
Tableau 2-5 : les caractéristiques de l'échangeur	39
Tableau 3-1 : les données nécessaires pour le calcul.....	46
Tableau 3-2 : Composition de la charge (brut)	47
Tableau 3-3 : les quantités du gasoil dans l'UFC	48
Tableau 3-9: Caractéristiques des fluides froid et chaud a la température T_c et t_c	58
Tableau 3-10 : Résultats de calculs.....	65
Tableau 3-11 : Dimensionnement constructives de l'échangeur	66
Tableau 4-1 : Le coût de l'échangeur.....	73
Tableau 4-2 : Le coût d'équipement accessoire.....	74
Tableau 4-3 : Le coût de la main d'œuvre.	74
Tableau 4-4 : Le coût des moyens matériels.....	75
Tableau 4-5 : Le coût des travaux de génie civil.	76
Tableau 4-6 : Le coût des structures métalliques.....	76



INTRODUCTION
GENERALE

Introduction générale

Introduction générale

Le pétrole brut extrait des gisements contient toujours du gaz, de l'eau, des sédiments et des sels qui peuvent provoquer des phénomènes nuisibles sur les installations des traitements avuls (corrosion des installations, encrassement des tubes et fours et des échangeurs...). De ce fait, le traitement du brut dans le monde de l'industrie pétrolière est une nécessité très importante par séparation respective gaz-eau-brut, ce qui permet de fournir aux différentes unités de production des charges bien déterminées (densité, tension de vapeur, salinité).

En Algérie, avant qu'il soit commercialisé, le brut doit répondre aux normes contractuelles de vente:

- Tension de vapeur (TVR) $< 0,75 \text{ kg/m}^2$.
- Teneur en sels $< 40 \text{ mg/l}$
- Densité = 0,795 à 0,81

Pour cela le brut doit être convenablement traité par les procédés suivants:

- Procédés de séparation
- procédé de dessalage
- Procédé de stabilisation(1)

Au niveau du service traitement sud, le dessalage se fait à froid, ce qui conduit à une diminution de la charge du brut. En particulier pendant les périodes froides de l'année ou la température d'entrée du brut au dessaleur atteint 10°C .

D'autre part, cette faible température de brut a un impact sur le taux de marche de l'unité de stabilisation. En effet, cette unité est conçue pour traiter $10000 \text{ m}^3/\text{j}$ de brut. La quantité traitée actuellement (pendant les périodes froides) est en moyenne de l'ordre de $8114 \text{ m}^3/\text{j}$.

Introduction générale

Problématique :

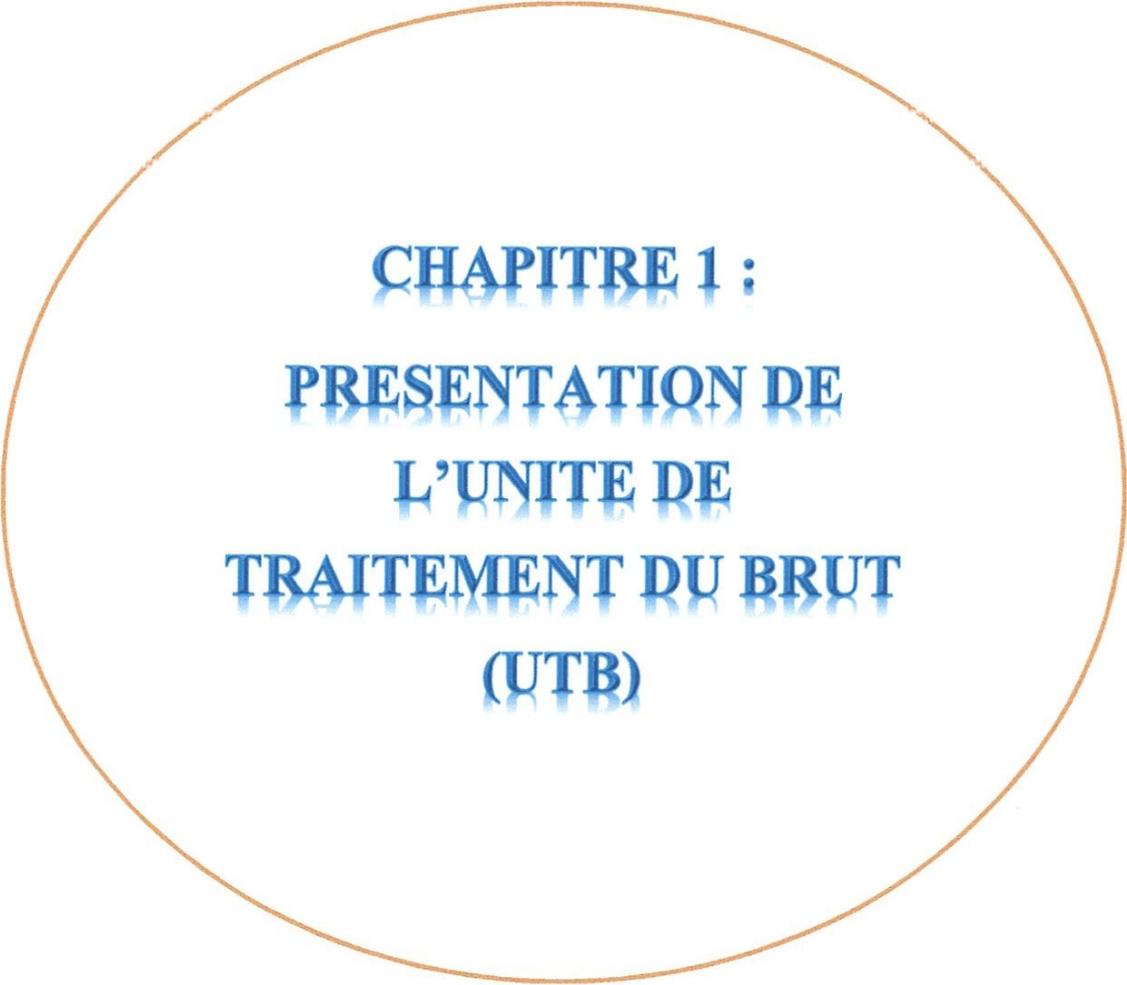
Pendant les périodes froides de l'année, il est difficile de produire un pétrole brut répondant aux normes contractuelles de vente.

Un mauvais rendement de la section de dessalage qui fonctionne actuellement à froid, et cela engendre la présence des sels dans le brut dessalé avec une teneur élevée, provoque le bouchage des équipements aval ainsi que l'attaque du métal par la corrosion.

A la limitation de la quantité de brut traité de l'unité de stabilisation, car pendant les périodes froides de l'année, la température entrée colonne de stabilisation a tendance à baisser et par conséquent le gradient de température entrée-sortie du four augmentera, ce qui conduit à l'augmentation de la température de peau de tubes du four de rebouillage qui doit être inférieure à 500 °C, cette contrainte nous oblige à diminuer le débit de la charge à stabiliser.

Solution :

En particulier le dessaleur alimentant l'unité de stabilisation, donc on a besoin d'améliorer le rendement de la section de dessalage, pour qu'on obtient un brut sur les normes et aussi d'augmenter la capacité de traitement de l'unité de stabilisation surtout pendant les périodes froides de l'année (la période hivernale). Alors, on a été envisagé de préchauffer la charge à dessaler par insertion d'un échangeur de chaleur.



CHAPITRE 1 :
PRESENTATION DE
L'UNITE DE
TRAITEMENT DU BRUT
(UTB)

Présentation de l'unité de traitement du brut (UTB)

1-1- Introduction :

Au niveau du complexe industriel sud (CIS), le service traitement est considéré comme le service le plus important d'après sa superficie et sa production. La production journalière est de l'ordre de 39000 m³ en brut, 15 millions cm³ de gaz. Ce service reçoit la production des unités satellites et des différents puits par les LDHP (Ligne Directe de Haute Pression), LDBP (Ligne Directe de Basse Pression), et LDMP (Ligne Directe de Moyenne Pression), au niveau des deux manifolds nord et sud [1].

1-2- Historique :

L'unité traitement du brut (UTB) a été mise en service en 1957 après la découverte du premier puits de pétrole de Hassi Messaoud en 1956. Elle comprenait :

- Un manifold de production
 - Une unité de séparation du brut à étages successifs
 - Une pomperie d'expédition du brut
 - Un réseau de torche
- 1960 : Mise en service de la pomperie d'expédition du brut vers Touggourt (ligne 6")
- 1961 : Réalisation de la première unité de stabilisation du brut de 10 000 m³/j, d'un Topping de 720 m³/j et d'une unité de dessalage de 10 000 m³/j.
- 1964 : Mise en service de la pomperie d'expédition du brut vers Haoudh El Hamra (HEH) 4x1350 m³/j et 4 bacs de stockage à toit flottants.
- 1964 : Réalisation d'une deuxième unité de stabilisation du brut de 17 500 m³/j et de deux unités de dessalage de 25800 m³/j.
- 1972 : Réalisation d'un bac de 15000 m³/j et une deuxième pomperie de brut de 18000 m³/j
- 1974 : Réalisation d'une unité de compression des gaz de séparation moyenne pression LDBP (1,7 10⁶ Nm³/J).
- 1975 : Réalisation d'un 5ème séparateur BP d'un bassin déshuileur API₁ (Bassin API : AMERICAIN PETROLEUM INSTITUT)

- 1978 : Transformation de la deuxième unité de stabilisation en une unité de fractionnement des condensats (UFC) en parallèle avec deux unités de compression des gaz de séparation basse pression 2^{ème} et 3^{ème} étage.
- 1990 : Réalisation d'une nouvelle unité de compression de gaz LDBP2
- 1990 : Réalisation d'une nouvelle unité de séparation du brut LDHP2
- 2000 : Réalisation de 03 nouvelles unités de compression des gaz associés LDBP3, et nouveaux 2^{ème} et 3^{ème} étage.
- 2001 : Réalisation d'un nouveau bassin déshuileur API₂
- 2006 : Réalisation d'un nouveau réseau de vide vite
- D'autres projets sont à l'étude et verront le jour prochainement à savoir :
 - Réalisation d'une nouvelle unité de stabilisation de deux trains de 12000T/j chacun
 - Réalisation d'un nouveau réseau de vide vite
 - Réalisation d'un nouveau réseau de torche côté sud.

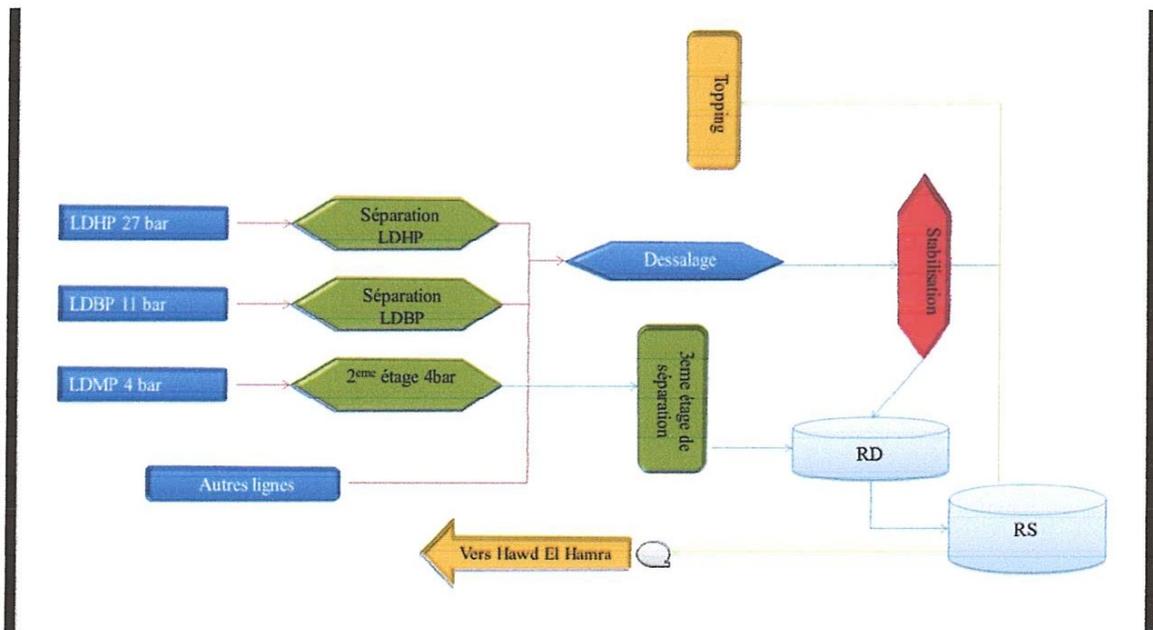


Figure 1-1 : Schéma explicatif de l'unité de traitement du brut

1-3- Les différentes unités dans l'UTB :

1-3-1- Manifold Nord et Sud :

Ce sont deux ensembles des effluents provenant soit directement des puits soit des champs satellites situés autour de l'UTB.

Les arrivées sont regroupées dans des collecteurs (transversaux) ou elles sont dispatchées selon leurs pressions en quatre lignes :

- Ligne Directe Haute Pression (LDHP), travaillant à 28 bars.
- Ligne Directe Basse Pression (LDBP), travaillant à 11 bars, elle est appelée basse pression en référence à la première.
- Ligne deuxième étage ou moyenne pression (MP), travaillant de 4 à 6 bars.
- Ligne de très basse pression, inférieure à 0,5 bars.

Il y a : une ligne de dessalage, une ligne de condensat, une ligne de test, et ceintures P 4000 (secours). [1]

1-3-2- Unité de séparation :

Cette unité est constituée de plusieurs étages de séparation : séparation LDHP (ligne directe haute pression), 1^{er}, 2^{ème}, 3^{ème} étage ou séparation basse pression et 4^{ème} étage de séparation qui se fait au niveau des réservoirs dégazeurs (RD). Ces séparateurs ont pour rôle l'élimination possible de l'eau et du gaz de la charge traitée par séparation physique des trois constituants (eau, brut, et gaz). [1]

On distingue cinq types de séparation :

- Séparation LDHP ; il y a 08 séparateurs tri-phasique, 04 séparateurs pour le 1^{er} étage et les autres pour le 2^{ème} étage.
- Séparation LDBP ; il existe 04 séparateurs.
- Séparation 2^{ème} étage ; on trouve 12 séparateurs tri-phasiques.
- Séparation 3^{ème} étage ; on a 05 séparateurs de forme verticale (nommés : les cigarettes)
- Séparation 4^{ème} étage (RD) ; se sont des réservoirs dégazeurs.

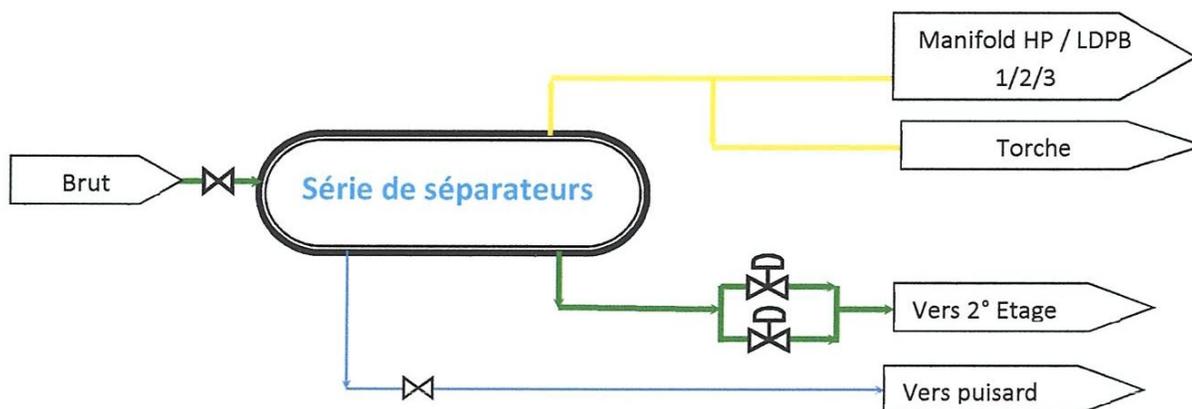


Figure 1-2: Schéma de l'unité de séparation de UTB

Tableau 1-1 : Capacité de séparation design de l'unité de traitement sud [1]

Unités	Nombre de séparateurs	Pression bars	Pétrole brut (m ³ /j)		Production gaz (cm ³ /j)	
			Capacité design	Débit actuel	Capacité design	Débit actuel
LDHP	4	28	12 000	6 981	20 Millions	11,41 millions
LDBP	4	11	11 380	2840	2 millions	2,251 millions
Séparation 2 ^{ème} étage	12	4	54 000	32 200	0,907 million	0,938 millions
Séparation 3 ^{ème} étage	5	0,120	85 000	39 000	2,034 millions	0,652 millions

1-3-3- Unité de dessalage :

Le brut arrivant du séparateur tri-phasique se dirige vers l'unité de dessalage qui est destinée à réduire sa salinité (les sels sous forme dissoute dans l'eau accompagnant le brut ou en suspension), la teneur en eau et autres impuretés, qui doivent être éliminés avant que le brut passe à la stabilisation.

L'unité de dessalage comprend trois grands dessaleurs cylindriques horizontaux, dont le dessaleur 1 d'une capacité de 10000 m³/j et les deux autres ont une capacité de 12900 m³/j chacun.

Le premier est alimenté par la séparation à haute pression (LDHP), et son brut alimente en principe l'unité de stabilisation et l'excès est envoyé vers la séparation 2^{ème} étage. Le deuxième est alimenté par la ligne de dessalage (champs satellites ou puits directes), et le brut en sortant alimente la séparation 2^{ème} étage. Le troisième est alimenté par la séparation à basse pression (LDBP), et son brut alimente la séparation 2^{ème} étage aussi.

Une eau fraîche est ajoutée au brut avant d'être admise dans le dessaleur, cette eau qui représente 5% de la charge en brut est aspirée à 6 bars et refoulée à 30 bars (pression supérieure à celle du dessaleur) à l'aide de l'une des pompes d'injection, et ça pour avoir une viscosité correcte permettant d'effectuer un bon lavage (dessaleur) en passant par une vanne de mélange.

La charge est envoyée vers le ballon dégazeur (on a trois ballons chacun fonctionne avec le dessaleur correspondant) situé à une hauteur considérable pour assurer la diminution de la pression de brut et faciliter le dégazage à l'entrée du ballon. Le gaz est réinjecté dans les conduites menant à la séparation 2^{ème} étage pour y maintenir une certaine pression permettant d'écouler le brut.

Le brut sortant du ballon dégazeur est admis au fond du dessaleur, son passage à travers la couche d'eau y accumulée assure un bon lavage et meilleur contact eau / huile. Mais le plus souvent, on n'arrive pas à se débarrasser de l'eau qui se trouve sous forme d'émulsion stable (produits non miscibles). L'émulsion est constituée de deux liquides immiscibles dont l'un est dispersé sous forme de fines gouttelettes dans l'autre, et l'émulsion stable est celle qui ne peut pas être rompue sans avoir recours à certaines formes de traitement (chimique, électrique, mécanique ou combiné), ou la molécule d'eau est comprise (entourée) dans la molécule de brut,

et la force d'attraction entre les deux molécules est assurée par des agents appelés émulsifiants tels que l'acide naphénique, les asphaltes, les paraffines, les gommes, et les molécules d'eau ne peuvent se réunir pour se décanter, ce qui exige de briser la couche protectrice en faisant appel aux agents appelés dés-émulsifiants. Ce sont des composés comportant une chaîne hydrocarbonée lipophile ayant des propriétés tensioactives. Ils sont anti-oxygènes et mouillants qui, injectés en faibles quantités et d'une manière régulière dans des points définis par la nature d'émulsion et l'équipement, se diffusent et jouent le rôle de destabilisant. Ils permettent ainsi de combattre l'émulsion. Actuellement, on utilise le CHIMEC 2439 comme agent dés-émulsifiant.

L'émulsion est stabilisée par des molécules polaires (asphalte, sable paraffine, etc.), d'où la nécessité d'utiliser certains dés-émulsifiants. La difficulté de la coalescence est donc fonction de la quantité injectée. Deux mécanismes aident à la coalescence des molécules d'eau : les forces d'attraction entre elles, dues à la polarité de ces molécules qui tendent à s'orienter ; et l'agitation créée par le champ électrique.

Le dessaleur comprend deux électrodes provoquant un champ électrique de 20 KV (kilovolts) de tension, alimenté par un transformateur situé sur le dessaleur, ce champ à haute tension et basse fréquence fait vibrer les molécules d'eau ce qui facilite l'attraction des charges (les molécules d'eau chargées positivement ou négativement) donc la coalescence, et qui assure aussi une agitation permettant de diminuer la viscosité ; et d'augmenter la force d'attraction pour, enfin, augmenter la vitesse de décantation et avoir un temps de passage inférieur au temps de séjour du dessaleur.

Remarque: il faut qu'il y ait une distance entre l'interface eau/huile et l'électrode la plus basse pour ne pas perturber le champ électrique.

Le dessaleur a des paramètres essentiels pour le bon fonctionnement :

La température de la charge ($T \approx 60^\circ\text{C}$), on doit préchauffer la charge avant l'entrée au dessaleur, ce qui n'est pas disponible au centre, pourcentage de l'eau de lavage 5% de la charge, niveau d'interface eau/huile (à peu près 90 cm), et la distance entre l'interface et l'électrode la plus basse [1].

1-3-4- Unité de stabilisation :

La stabilisation est une opération qui consiste à éliminer les fractions les plus volatiles (légères) dans le but de baisser la tension des vapeurs du brut (TVR). En plus, elle contribue indirectement à l'élimination des produits corrosifs tels que H_2S , les sels et d'autres impuretés (la teneur en gaz doit être inférieure à 0,5%). La stabilisation se fait en portant le brut à une température de plus de $260^{\circ}C$.

L'installation, ayant une capacité de $10000\text{ m}^3/\text{j}$, comprend une colonne de distillation simple (28 plateaux), le brut prévenant du dessaleur 3, à $45^{\circ}C$ environ, est préchauffé jusqu'à $180^{\circ}C$ en traversant une batterie de 4 échangeurs de chaleur du côté calandre, la chaleur nécessaire est fournie par le produit du fond de colonne (brut stabilisé passant au côté tube), ce préchauffage a pour but d'assurer le fonctionnement de la colonne et d'éviter le choc thermique du four travaillant à une température de l'ordre de $265^{\circ}C$, la pression est réglée en fonction de la teneur en produits volatils. Le brut préchauffé entre dans la zone de flash de la colonne (11^{ème} plateau), les hydrocarbures légers sont récupérés au sommet et refroidis en passant par des aéroréfrigérants pour récupérer le condensat au niveau d'un ballon de reflux. A la marche normale de l'unité, le condensat est aspiré par une pompe et refoulé vers :

- Une partie vers l'UFC comme charge de l'unité
- L'autre partie est injectée au sommet de la colonne comme reflux.

Pour maintenir la température du sommet ($110^{\circ}C$ max) et condenser les fractions les plus lourdes comprises dans le gaz montant. Le gaz du ballon de reflux est envoyé vers les unités de GPL (unité de produire le GPL ; gaz de pétrole liquéfié) ou bien vers les unités de compression LDBP 1, 2 ou 3 et l'excès vers la torche. Le rebouillage est réalisé par un four (four cylindrique de type vertical) qui est sécurisé par l'électrovanne (tout ou rien) contrôlant une vanne automatique de fuel gaz. Le brut est aspiré par une pompe et refoulé vers le four où il reçoit la chaleur nécessaire pour faire vaporiser les hydrocarbures légers entraînés au fond de la colonne, et y maintenir la température de fonctionnement. [1]

Une partie du brut stabilisé ($720\text{ m}^3/\text{j}$) est envoyée vers l'unité de TOPPING, et l'autre traverse la batterie d'échangeur puis l'aéroréfrigérant, elle est ensuite mélangée avec les produits non-conformes de l'unité de TOPPING tels que le résidu, le naphta,...etc. pour alimenter enfin l'unité de séparation de basse pression (3^{ème} étage).

Le brut stabilisé a les caractéristiques suivantes : TVR = $0,650\text{kg/cm}^2$ à 38°C et une densité

$d^{15} = 0,7920$.

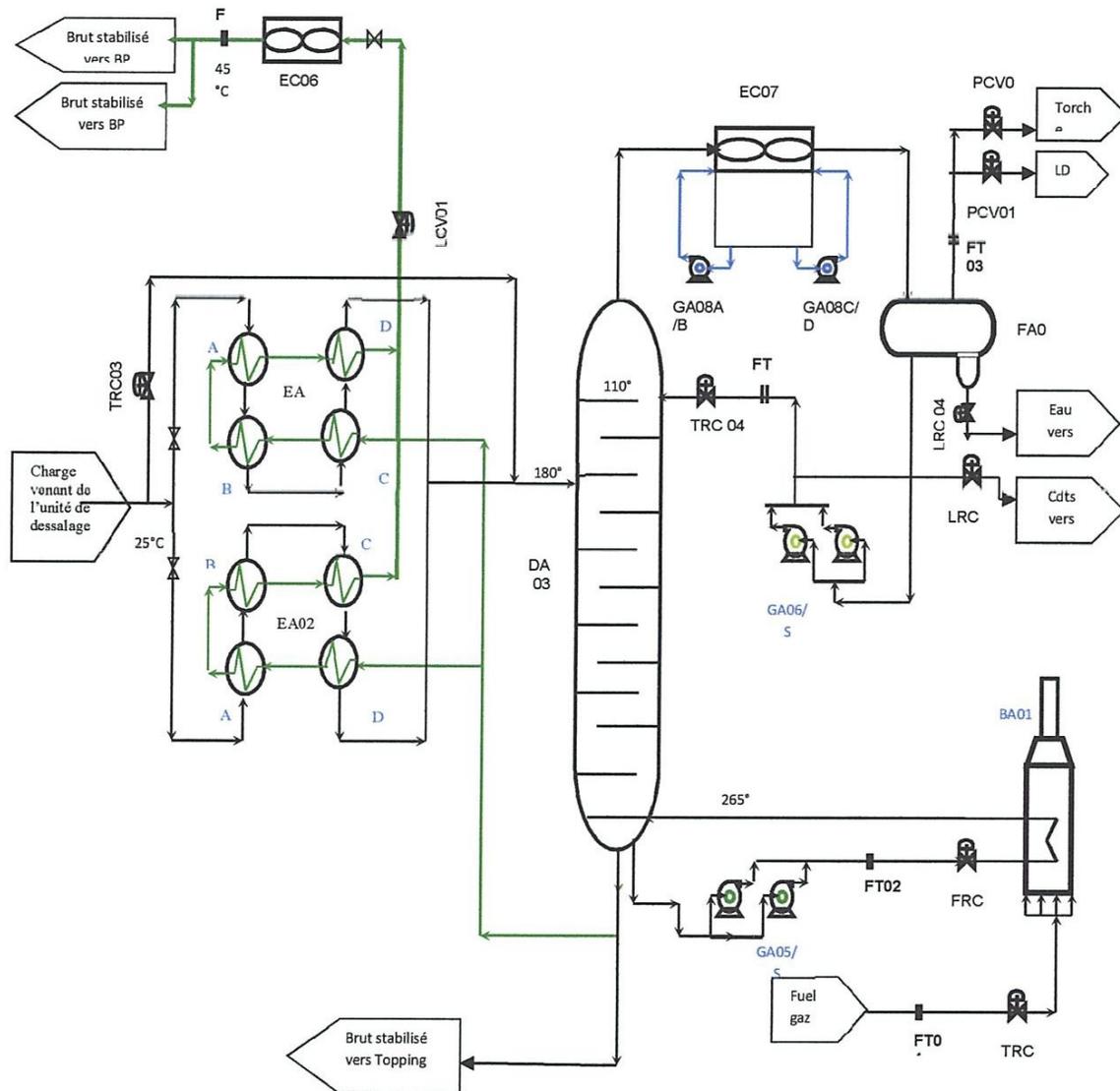


Figure 1-3 : Schéma de process de l'unité de stabilisation du brut

1-3-5- Unité de Topping (raffinerie RHM) :

Vu les besoins du sud du pays à l'époque, une unité de topping a été créée pour la production des produits commerciaux, à savoir : essences, lampant et gasoil.

L'opération consiste à fractionner le brut en une série de coupes telles que le butane, l'essence, le lampant, le naphta, le gasoil et le résidu.

Elle a donc pour but de fournir directement des produits commerciaux (carburants liquides) répondant à des spécifications définies.

Le fractionnement est généralement réalisé dans une colonne à plateaux sous une pression atmosphérique (1 à 3 bars) Elle utilise la température comme agent sélectif. Sur chaque plateau, les vapeurs montant et les liquides descendant sont en équilibre thermodynamique.

L'unité de topping est composée de trois colonnes : une colonne principale, qui est divisée en deux parties : un vaporisateur et un fractionnateur ; d'un débutaniseur et d'un strippeur.

La partie de brut stabilisée envoyée vers topping ($720\text{m}^3/\text{j}$ environ) est admise dans un four où elle est préchauffée jusqu'à une température d'environ 340°C , pour alimenter le vaporisateur. Le résidu sortant du vaporisateur passe par une pompe puis vers l'échangeur de chaleur (coté tube) où il surchauffe le produit soutiré du strippeur (le lampant). Après, il sera mélangé avec le brut stabilisé (sortant de la stable) passant par des aéroréfrigérants. Les vapeurs de tête du vaporisateur contenant des traces du liquide sont injectées à la zone flash du fractionnateur (14^{ème} plateau). On assure le reflux, contrôlé par une vanne, et par le fond de fractionnateur.

Les vapeurs de sommet du fractionnateur (gazoline) subissent un refroidissement au niveau des aéroréfrigérants, puis on aura la séparation du condensât et du gaz au niveau du ballon de condensât (ou ballon de reflux), le gaz est envoyé vers la torche, tandis que le condensât est aspiré par la pompe pour être divisée en deux parties : une est envoyée vers le débutaniseur (comme charge), l'autre retourne au fractionnateur comme reflux.

Le liquide de fond du fractionnateur (le gasoil) est aspiré par une autre pompe pour être divisé en deux parties : la première est admise au four pour maintenir la température du fond de colonne (rebouillage), et la deuxième passera par l'échangeur pour assurer le rebouillage du

débutaniseur (surchauffe l'essence sortant du fond du débutaniseur). Elle subira ensuite un refroidissement au niveau des aéroréfrigérants pour être envoyée au stockage (SPF).

Le lampant soutiré du 9^{ème} plateau alimente le strippeur pour être stabilisé (être conforme au stockage et à la commercialisation) en éliminant ses fractions légères qui sont réinjectées dans le fractionnateur par le rebouillage réalisé au niveau de l'échangeur (chaleur fournie par le résidu). En du strippeur, le lampant est aspiré et refoulé vers les aéroréfrigérants puis vers le stockage.

Le naphtha (essence lourde) est soutiré du 5^{ème} plateau et par suite slopé vers les (BP) et les (RD).

Le débutaniseur est alimenté par la gazoline au niveau de 15^{ème} plateau, le rebouillage est assuré par le gasoil au niveau d'un échangeur. L'essence sortant du fond de débutaniseur se dirige vers les aéroréfrigérants puis vers le stockage. Les vapeurs de tête sont refroidies pour que le condensât soit aspiré et refoulé comme reflux du débutaniseur, et le gaz, en majorité le butane, se dirige vers le stockage (sphère de 500m³).

Le slop est l'endroit où on envoie les produits finis non conformes vers les (BP) et les (RD).

Dans le cas actuel, tous les produits sont slopés, le stockage ne concerne que le gasoil seul ou le mélange gasoil + lampant [1].

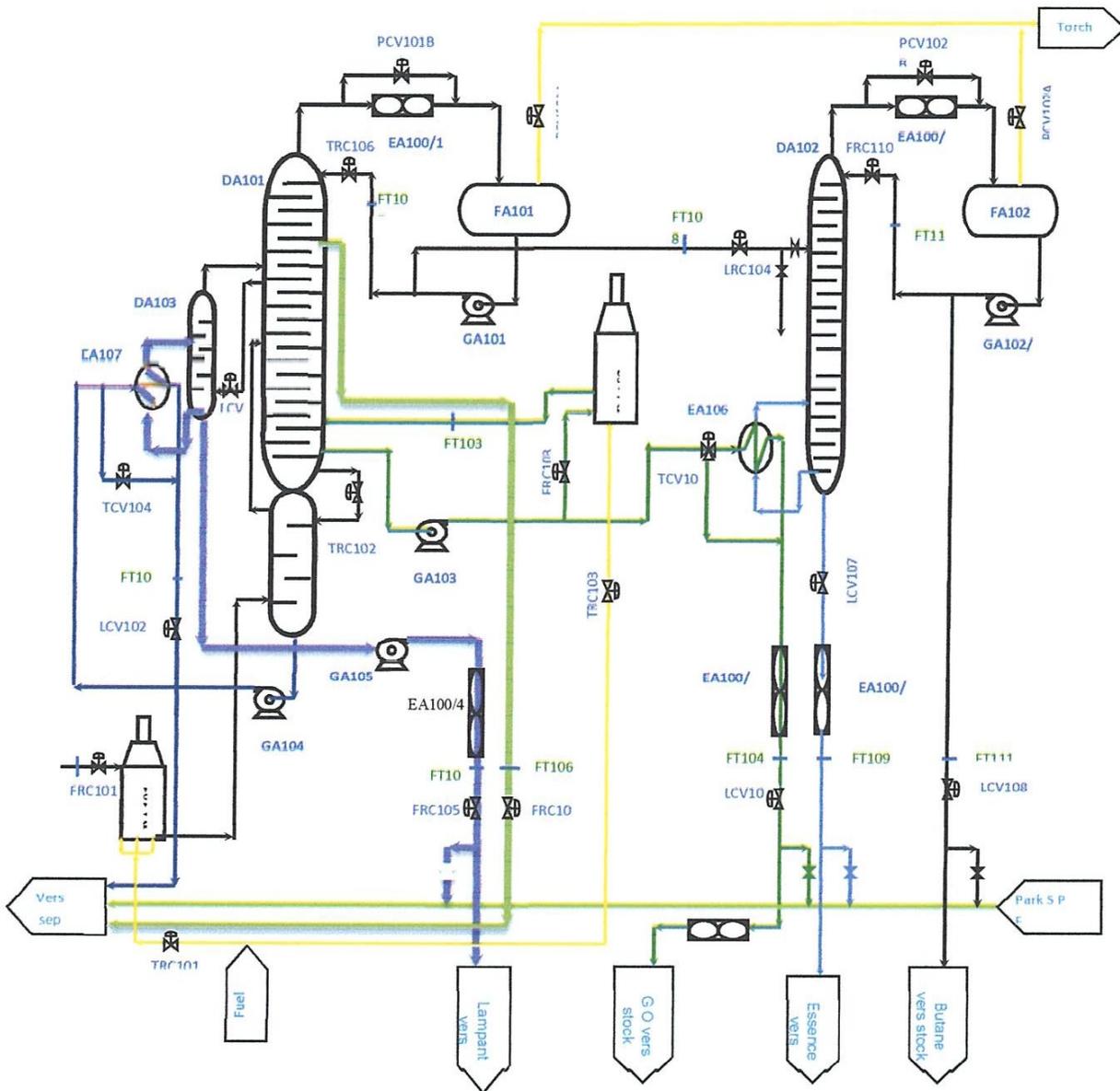


Figure 1-4 : Schéma de process de l'unité de Topping

Tableau 1-2 : Spécifications des produits finis

PRODUITS	TVR à 50°C (bars)	d ¹⁵ densité à 15°C	Distillation ASTM (°C)		Point d'éclair
			PI	PF	
BUTANE	5,2	0,513	-20	0,5
ESSENCE	0,6 – 0,7	0,6876	33	126
LAMPANT	0,799	150	250	≥38°C
GASOIL	0,8416	162	393	55 – 120°C

1-3-5- Stockage des produits finis (SPF) :

Le parc de stockage des produits finis est constitué de :

- Une sphère à butane ;
- Trois (03) bacs d'essence ;
- Trois (03) bacs de lampant ;
- Deux (02) bacs de gasoil.

Le tableau suivant résume les caractéristiques des bacs :

Tableau 1-3 : les caractéristiques des bacs de stockage

Bacs	Produit	Capacité m ³	Hauteur maximale (m)	Hauteur minimale (m)	Volume d'un mètre de hauteur (m ³)	Hauteur réelle de la robe (m)
1	BUTANE	500	2
2	ESSENCE	1220	9,35	0,35	113	10,8
3	LAMPANT	45	8,3	0,35	50,2	9,9
4	LAMPANT	110	6,6	0,35	15,9	7,2

1-3-6- Unité de fractionnement des condensats (UFC) :

L'unité de fractionnement des condensats ayant une capacité de 2500 m³/j est destinée à fractionner les condensats récupérés des ballons de condensats des unités de compression 2^{ème} et 3^{ème} étage et la stable, qui constituent sa charge en trois fractions :

- Les gaz incondensables (C₁ et C₂).
- Le GPL (C₃ et C₄).
- Les condensats C₅.

La charge est préchauffée au niveau d'échangeur à tête fixe (coté faisceaux) de 45°C à 70°C environ (pression de 19 bars), puis au niveau d'autres échangeurs (coté calandre) jusqu'à une température de l'ordre de 100°C, elle est ensuite séparée en deux (02) phases, liquide et gazeuse, au niveau d'un ballon tampan. Ces deux dernières sont admises dans la colonne de distillation. Le chauffage se fait parallèlement à travers deux échangeurs par le gasoil. Le produit de fond de la colonne qui est le C₅⁺ après refroidissement à travers l'échangeur (préchauffe la charge) et l'aéroréfrigérant, est envoyé vers la séparation 2^{ème} étage. Les vapeurs du sommet sont admises dans la colonne comme charge. Le produit de fond de la colonne est aspiré par la pompe, où le niveau est contrôlé par une vanne pour assurer le reflux de la colonne. Les vapeurs du sommet sont refroidies, on récupère les condensats au niveau d'un ballon de condensats, où le gaz (C₁, C₂) est envoyé vers l'unité GPL ou bien vers les unités de compression LDBP, et l'excès vers la torche, les condensats sont répartis en deux parties : la première est aspirée pour maintenir la température convenable du sommet de la colonne, c'est le reflux, et la deuxième partie est aspirée (le niveau dans le ballon est réglé par la vanne) pour constituer la charge de la colonne. Les vapeurs du sommet de cette dernière sont aussi refroidies, leur détente se fait au ballon de condensats. Le rebouillage étant réalisé, le produit de fond de la colonne (C₃, C₄) est refroidi à -45°C (le niveau dans la colonne est contrôlé par la vanne) pour être ensuite envoyé vers l'unité GPL pour le stockage. [1]

Les produits obtenus ont les caractéristiques suivantes :

- Le C₃, C₄ : la d¹⁵ = 0,560 et la TVR = 5 à 6 bars.
- Le C₅ : la d¹⁵ = 0,650 et la TVR = 0,8 à 1 bar.

Circuit du Gasoil (fluide caloporteur) :

L'appoint du gasoil est assuré, en principe par un camion-citerne. Le gasoil est aspiré du ballon 1 par la pompe a et refoulé vers le four, il sera chauffé jusqu'à 190°C – 205°C environ, en sortant, il sera réparti en trois parties : la première va chauffer la charge de la colonne I, la deuxième va assurer le rebouillage de cette colonne et la troisième partie va assurer le rebouillage de la colonne II. Les trois parties vont revenir au ballon 1. [1]

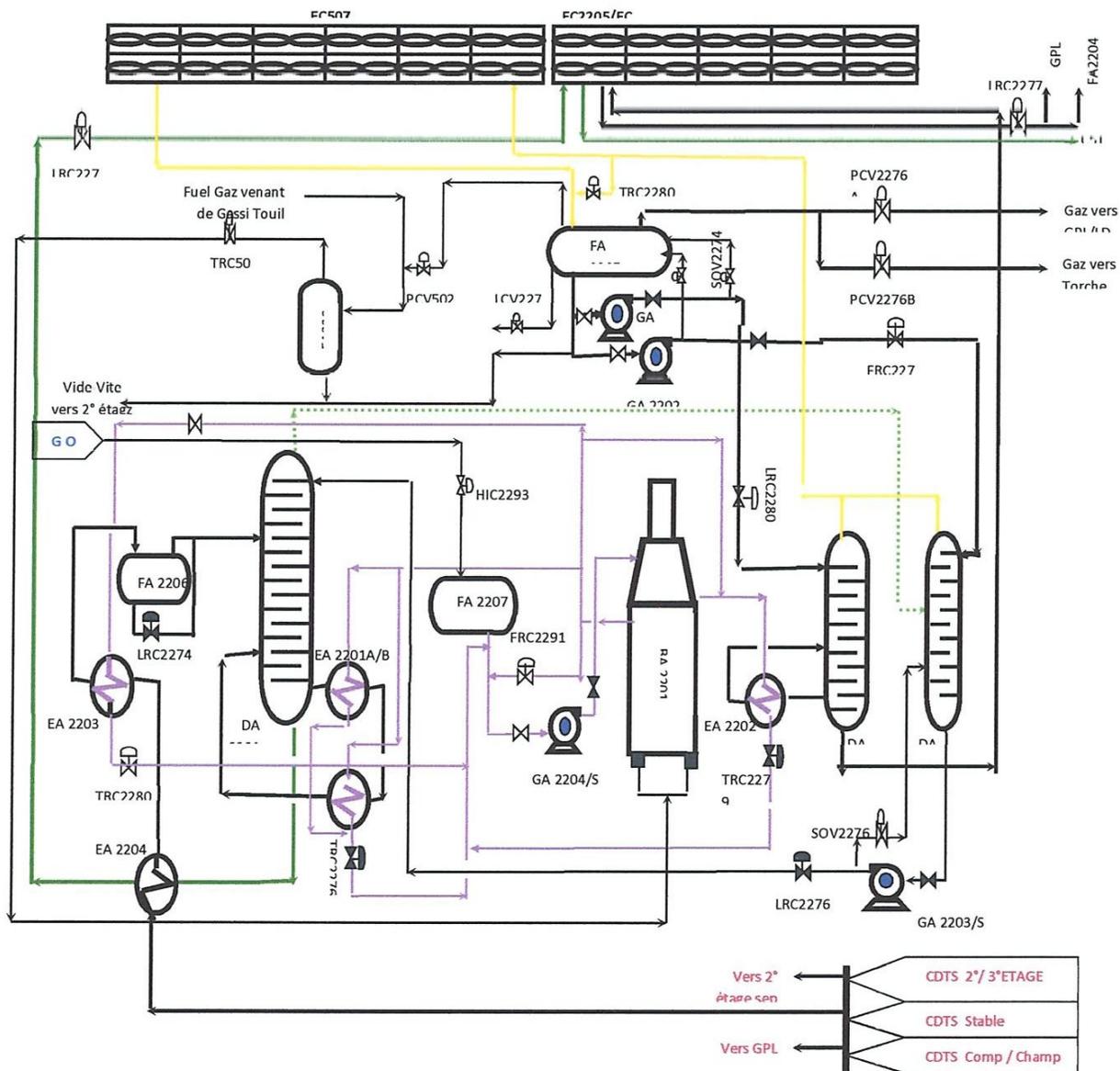


Figure 1-5 : Schéma sur l'unité de l'UFC

1-3-7- Unité de compression LDBP :

Trois unités de compression LDBP sont conçues pour augmenter la pression du gaz jusqu'à 28 bars pour être envoyé au manifold gaz 28 bars. [1]

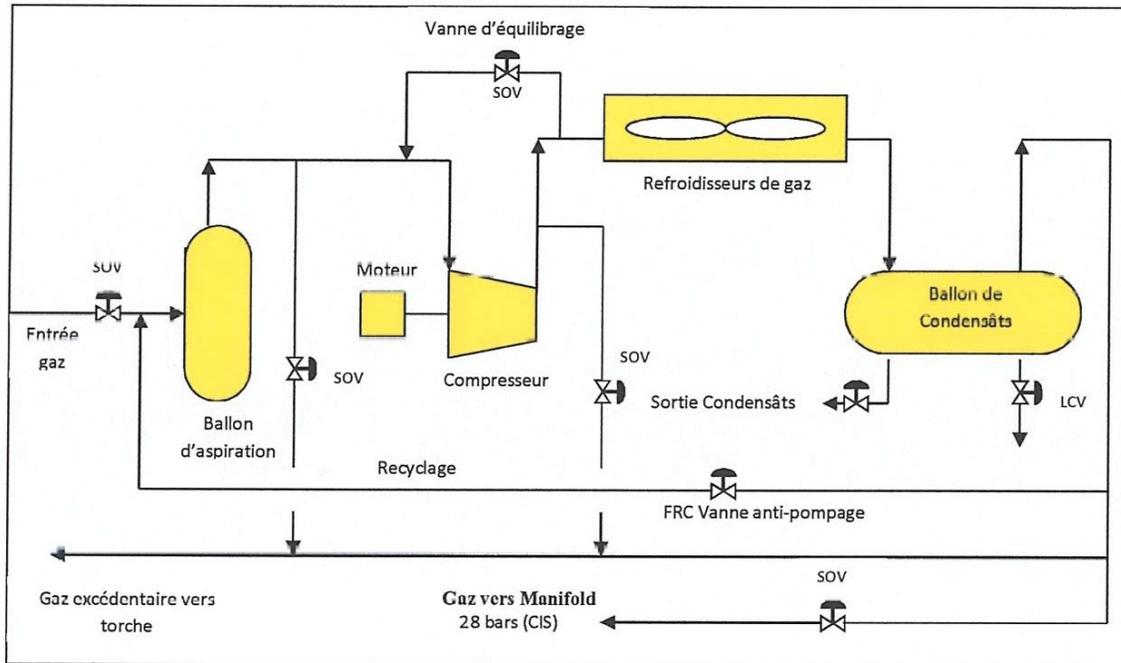


Figure 1-6 : Schéma de l'unité de compression

1-3-7-1- LDBP1 :

Cette unité travaillant de 11 bars à 28 bars est conçue pour traiter 1750000 cm³/j de gaz. Les gaz venant de la séparation LDBP, de la stable, de l'UFC et de la compression 3^{ème} étage (1ou 2) alimente un ballon d'aspiration où il se débarrasse du brut qui est envoyé au bassin API, et le gaz se dirige vers un compresseur centrifuge entraîné par une turbine à gaz de 5600KW de puissance. En sortant à 28bars, il va subir un refroidissement au niveau des aéroréfrigérants, et une séparation du condensat au niveau du ballon condensat, où les condensats sont envoyés vers l'UFC, le gaz vers le manifold gaz pour alimenter, soit les unités de GPL, soit la station de compression, et l'eau vers l'unité de déshuilage (bassin API).

1-3-7-2- LDBP2 :

L'alimentation de cette unité est assurée par les champs satellites et l'appoint du gaz local via une vanne. Avec une capacité de $1750000\text{cm}^3/\text{j}$, l'unité comprime le gaz de 5 bars à 28 bars.

Un compresseur centrifuge entraîné par un moteur électrique (moto-compresseur) de 6000 KW de puissance refoule le gaz vers les aéroréfrigérants puis au ballon de condensat, où le condensat est envoyé vers l'UFC, et le gaz vers le manifold gaz.

1-3-7-3 LDBP3 :

C'est une unité de secours pour les deux précédentes, elle a le même principe. Avec une capacité de $1800000\text{cm}^3/\text{j}$, elle comprime le gaz de 6 bars à 28 bars en passant par le compresseur centrifuge entraîné par un moteur électrique de 6330 KW de puissance. Le condensat est véhiculé par une pompe vers l'UFC où la séparation 2^{ème} étage, et le gaz vers le manifold gaz.

1-3-7-4- Unité de compression 2^{ème} étage :

Cette unité ayant une capacité de $1000000\text{cm}^3/\text{j}$ est destinée à comprimer le gaz provenant de la séparation 2^{ème} étage d'une pression de 4bars à 28bars.

Le gaz en sortant du ballon d'aspiration est aspiré par le compresseur centrifuge, entraîné par une turbine à gaz de 3930KW de puissance. Le refroidissement est assuré par les aéroréfrigérants, la détente se fait au ballon de condensat, où le condensat constitue une partie de l'alimentation de l'unité de l'UFC, et le gaz est envoyé vers le manifold gaz.

1-3-7-5- Compression 2^{ème} étage bis :

Servant comme unité de secours pour la première unité, cette unité ayant la même capacité comprime le gaz à travers le compresseur centrifuge entraîné par un moteur électrique de 6300KW de puissance. Après le refroidissement au niveau de l'aéroréfrigérant et la détente au ballon, le condensat est envoyé vers l'UFC et le gaz vers le manifold.

1-3-7-6- Unité de compression 3^{ème} étage :

L'unité de compression 3^{ème} étage, ayant une capacité de $890000\text{cm}^3/\text{j}$, comprime le gaz provenant de la séparation 3^{ème} étage (les BP) de 0,6 bars jusqu'à 12 bars à travers le compresseur

centrifuge entraîné par une turbine à gaz de 4820 KW de puissance, le refroidissement est assuré par l'aéroréfrigérant et la détente au ballon, où le condensat va constituer une partie de l'alimentation de l'UFC et le gaz est envoyé vers les unités de compression LDBP.

1-3-7-7- Compression 3^{ème} étage bis :

Servant comme unité de secours pour la première unité, ayant une capacité de 600000 cm³/j et le même principe, elle comprime le gaz à travers le compresseur entraîné par un moteur électrique de 6300 KW de puissance. Après le refroidissement aux aéroréfrigérants, on récupère le condensat au ballon qui va contribuer à l'alimentation de l'UFC, et le gaz est envoyé vers les unités de compression 1,2 et 3.

1-3-8- Stockage et pomperie d'expédition:

Le parc de stockage du brut est constitué de cinq (5) réservoirs à toit flottant RS (A, B, C, D et E) d'une capacité de 15000 m³ chacun, ces bacs sont remplis et vidés par une même conduite.

Le brut doit rester un certain temps pour réduire sa salinité en diminuant sa teneur en eau, après il sera expédié vers Haoudh El Hamra (HEH), et une partie (170 m³/h) va servir comme charge pour la raffinerie RHM. [1]

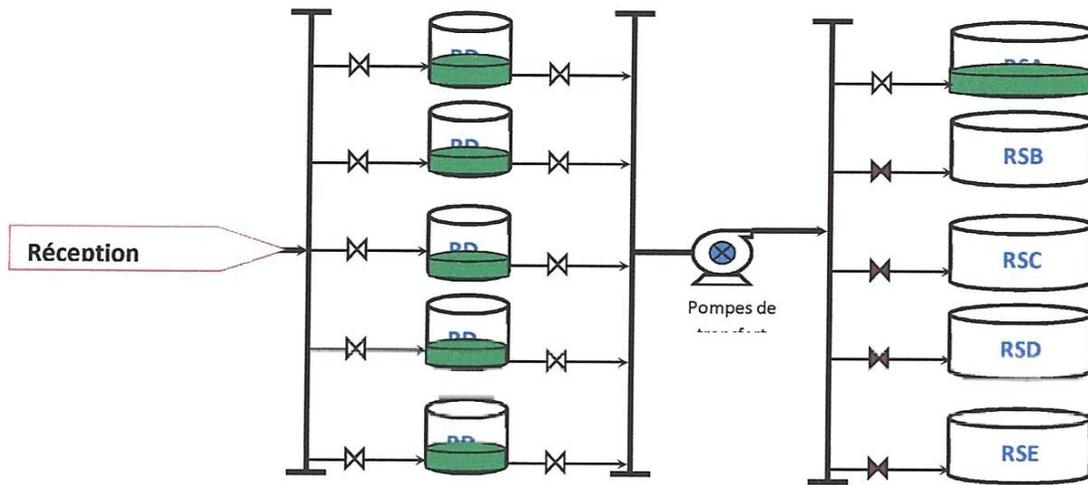


Figure 1-7 : Schéma des pomperies d'expédition

L'unité de pomperie est destinée, en principe à assurer l'écoulement de brut dans le chemin d'expédition. Elle est composée de deux parties :

1-3-8-1-Pomperie 1 :

Elle se compose de :

- Trois (3) pompes de transfert ayant une capacité de $1090 \text{ m}^3/\text{h}$ chacune, ces pompes jouent le rôle intermédiaire entre les RD et les RS à travers les deux conduites 30" et 24" (la 24" renferme la 16" et la 20").
- Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières), qui assurent la pression d'aspiration des pompes d'expédition, elles aspirent des RD et refoulent vers l'aspiration des pompes d'expédition.
- Quatre (4) pompes d'expédition ayant une capacité de $1350 \text{ m}^3/\text{h}$ chacune, leur rôle est l'expédition du brut vers le terminal de stockage à HEH sous une pression de 16 bars à travers les pipes (la conduite) 20" ou 16".
- Une pompe de décantation (qui peut servir comme une pompe de transfert), son rôle est l'évacuation des eaux décantées aux fonds des RD et des RS vers les bassins API.

1-3-8-2-Pomperie 2 :

Elle se compose de :

- Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) ayant une capacité de 1090 m³/h chacune, elles envoient une partie de brut à la raffinerie RHM pour le raffinage, et l'autre partie est expédiée vers HEH, soit directement à 6 bars, soit à l'aide des pompes à travers le 16".
- Deux pompes, ayant pour but d'augmenter le débit de la ligne d'expédition (ligne 14 bars) vers HEH sur 16".

1-3-9- Unité de déshuilage N°2 :

L'unité de déshuilage est destinée pour la récupération de l'huile de l'eau huileuse, et le traitement de cette dernière pour la réinjection dans les puits. Elle met en œuvre des bassins de type API. Cette unité se trouve à côté du centre de traitement sud.

Le bassin API existant, qui fonctionne depuis 1978, est devenu sous dimensionné et inadapté avec l'implantation des nouvelles unités durant ces dernières années.

Dans le cadre des objectifs fixés par la branche hydrocarbures en matières de protection de l'environnement (l'eau récupérée est envoyée vers bourbier), un bassin de traitement des eaux huileuses de type API et d'une capacité de 8500m³/j qui a été réalisé durant l'an 2001.

- L'unité est alimentée par trois conduites :
- L'eau huileuse de toutes les unités du CIS (TRT, GPL, RHM, SC1 et 2).
- L'eau venant des champs satellites.
- L'eau venant du ballon IGF.

La charge est admise dans un premier compartiment où l'eau huileuse est traitée par le COAGULANT (produit chimique) qui sert à rassembler les matières solides en suspension (sable, sédiments, asphalte, etc.).

L'huile grâce à sa densité, inférieure à celle de l'eau, flotte sur la surface de cette dernière, et sa récupération se fait à travers les réservoirs menant au puisard de récupération d'huile, pour être pompée vers les RD par des pompes. L'eau passe au deuxième bassin, dont le niveau est plus bas, pour assurer l'écoulement de l'eau du premier bassin au deuxième. A la fin du bassin se

trouve le SKIMMEUR, c'est un cylindre horizontal en métal, fixé au niveau de la couche d'huile, et tournant dans le sens d'avancement d'eau. L'huile grâce à l'une de ses caractéristiques, l'onctuosité, adhère à la surface du skimmer. Une lame fixée dans le sens opposé permet d'arracher les molécules de l'huile pour être transmise à la conduite menant au puisard de récupération d'huile. L'eau se dirige vers le puisard de prédéhuilage, dont le niveau est contrôlé par des pompes.

Le FLOCULANT et L'OXYGENE SCAVENGER (produits chimiques) sont injectés avant que l'eau alimente l'IGF.

Le ballon IGF est surmonté de quatre petits moteurs qui assurent l'agitation de la charge dans le ballon. A un certain niveau, trois demi-bouteilles sont installées dans le but de récupérer les traces d'huile restant dans l'eau, et les renvoyer au bassin API.

Le flocculant sert à rassembler les molécules d'eau afin d'assurer leur précipitation. C'est-à-dire qu'il aide à la séparation eau/huile.

L'oxygène scavenger sert à dissoudre l'oxygène compris dans le ballon afin d'éviter l'oxydation de ses parois (la corrosion).

On injecte du gaz sec ($C_1 + C_2$) pour maintenir une certaine pression stabilisant la surface du liquide (régime laminaire). L'agitation sous la pression, exercée par le gaz provoque un barbotage permettant de diminuer la viscosité de l'eau et d'augmenter la force de coalescence et la vitesse de décantation. [1]

On injecte du BIOACIDE après la sortie d'IGF afin d'éviter la corrosion bactérienne des équipements (conduites, pompes, etc.). Après, l'eau sera orientée vers champs satellite.

L'eau ainsi traitée doit respecter certaines normes pour être expédiée vers les puits :

- Teneur en hydrocarbures ≤ 10 ppm
- Teneur en oxygène ≤ 50 ppm
- Teneur en matières en suspension (MES) ≤ 30 ppm

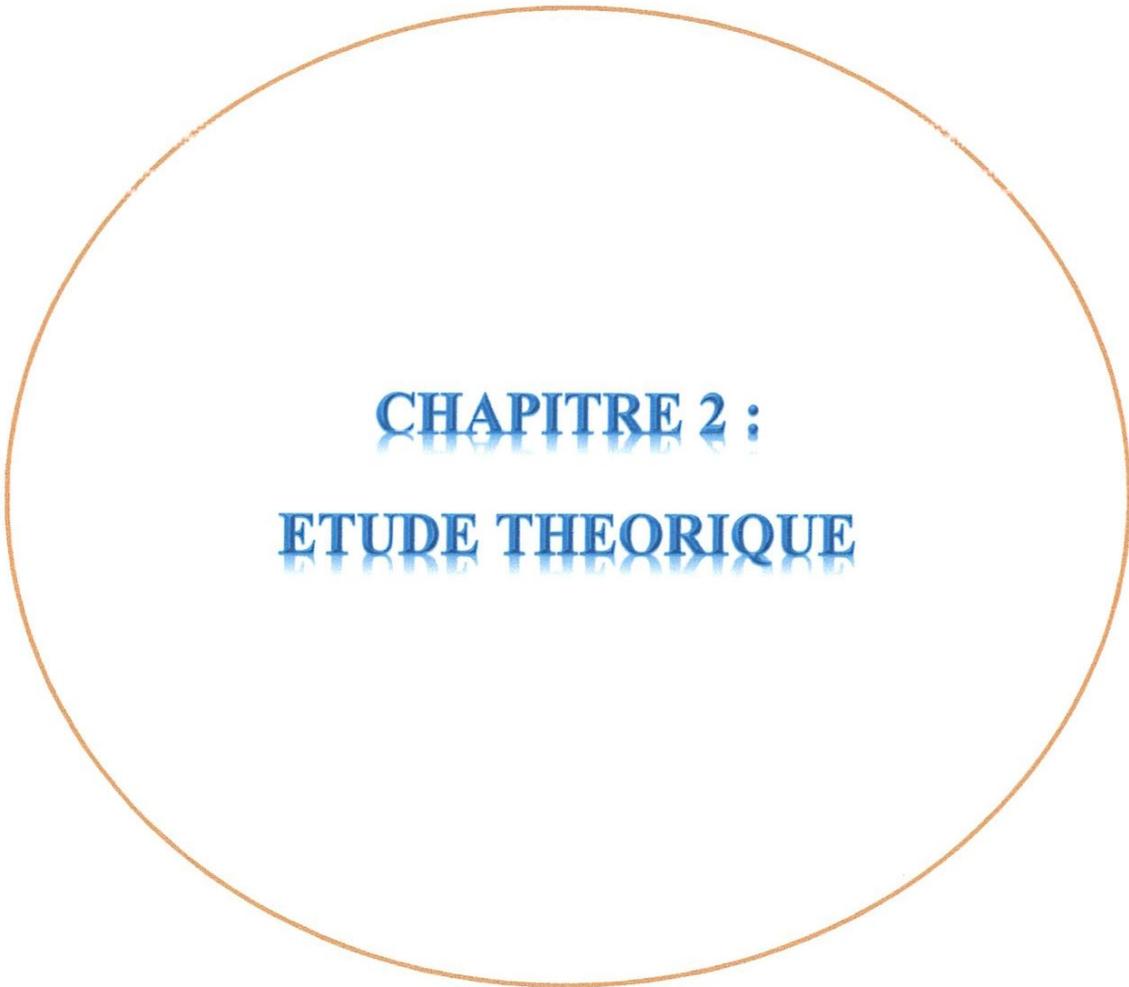
Remarque : L'eau n'est dirigée vers bourbier qu'en cas d'arrêt des IGF.

1-3-10- Centrale d'air :

La centrale d'air est conçue pour alimenter les unités du CIS en air instrument. Trois moto-compresseurs 5,5 KV avec une production de 2000 Nm³/h chacun, et un groupe diesel (compresseur entraîné par un moteur diesel) de secours de 1600Nm³/h sont mis en œuvre pour la compression de l'air jusqu'à 9 bars environ. Ensuite et au niveau de l'unité de refroidissement, l'air subit un refroidissement de 60°C à 35°C par l'eau froide (eau glycolée refroidie à chaque fois dans le refroidisseur) à travers un échangeur de chaleur. Les gouttelettes d'eau et l'huile entraînées par l'air au niveau de l'unité de déshuilage. C'est l'air service qui s'est produit et stocké dans deux ballons (ballons accumulateurs).

Pour avoir de l'air instrument, l'air service alimente une unité de service où se fait l'adsorption de l'eau avec et sans chaleur. Ensuite l'air séché (instrument) sortant à 7 bars est envoyé vers deux ballons.

En cas de coupure de courant électrique normal, un groupe électrogène 380V alimente les groupes frigoristes, l'éclairage et les tables synoptiques. [1]



CHAPITRE 2 :
ETUDE THEORIQUE

Etudes théoriques

2-1- Le dessalage

2-1-1- Introduction

La découverte du dessalage d'un brut en présence d'un champ électrique remonte à 1908 et due à COTTEL. Bien connu pour ses travaux sur la précipitation électrique des aérosols [3].

Les premières applications industrielles de ce procédé en raffinage datent de 1935 aux Etats Unis. Par contre en France, il fallut attendre les années 60 pour voir apparaître les premiers dessaleurs électriques dans les raffinages.

Actuellement on peut affirmer que pratiquement toutes les unités de distillation atmosphérique sont équipées de dessaleur. [2]

2-1-2-Définition

Le dessalage est une opération essentielle dans l'industrie de raffinage, car elle conditionne la bonne marche des traitements aval.

En effet, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la tour de distillation atmosphérique :

- Encrassement des échangeurs et des fours.
- Corrosion des circuits de tête des colonnes.
- Obtention des résidus riches en sels.
- Entraînement massifs d'environnement dans les eaux issues du dessaleur, d'où un sérieux problème d'environnement que le raffineur aura du mal à gérer. [1]

2-1-3-Méthodes de dessalage :

Il existe trois méthodes de dessalage :

2-1-3-1-Méthode mécanique :

Cette méthode comporte trois procédés de dessalage mécanique :

- la décantation : ce procédé n'est efficace que pour des émulsions stables du simple fait de différence entre les poids spécifiques des composés de l'émulsion. Le traitement thermique des émulsions accélèrent la décantation.

- la centrifugation : ce procédé permet d'atteindre une déshydratation et un dessalage presque complet, il est basé sur le lavage du pétrole avec 8 à 10% d'eau à des températures supérieures à 80°C.

Le débit faible des centrifugeuses ainsi que les frais élevés d'exploitation constituent les raisons principales de leur utilisation limitées.

- La filtration : Ce procédé est basé sur le principe du mouillage sélectif. L'inconvénient de ce procédé est le colmatage rapide des surfaces filtrantes par les sédiments et la nécessité de remplacer souvent les filtres. [2]

2-1-3-2-Méthode chimique :

La méthode chimique est basée sur l'introduction d'un agent d'émulsifiant à une température comprise entre 50 et 150 °C. Ces composés tensioactifs s'adsorbent sur la surface des gouttelettes d'eau tout en détruisant les émulsions. [2]

2-1-3-3-Méthode électrique :

Le principe de dessalage électrique du brut est le suivant :

Le brut est préchauffé, puis on y ajoute de l'eau destinée à se mélanger à l'eau en émulsion et à mouiller les cristaux éventuellement présents.

Le mélange eau-brut est réalisé grâce à la présence de la perte de charge créée par la vanne de mélange. La séparation entre les deux phases s'effectue dans le dessaleur, réservoir dans lequel est maintenu un champ électrostatique intense.

Les forces électriques de ce champ obligent les gouttelettes d'eau à se rassembler et à en former de plus grosses, c'est le phénomène de coalescence.

Les gouttelettes d'eau acquièrent donc une masse suffisante pour tomber par gravité vers le fond du dessaleur, c'est la détonation. [2]

2-1-4-Paramètres de marche du dessaleur :

Pour obtenir un meilleur rendement du dessaleur en excluant les paramètres de conception utilisés par les constructeurs pour dimensionner le dessaleur, l'exploitant peut jouer aussi pour le bon fonctionnement de son dessaleur sur les points suivants [2] :

2-1-4-1-Température de dessalage :

L'augmentation de la température de dessalage provoque l'abaissement de la viscosité du brut dans le dessaleur et donc faciliter la coalescence et la décantation. De ce fait, le dessaleur doit toujours opérer à la température maximale admissible.

On note que la pression de service doit être maintenue supérieure à la pression de vapeur du pétrole et ceci pour éviter la vaporisation partielle du brut qui entraîne un fonctionnement instable.

2-1-4-2-Taux d'eau de lavage :

Tous les dessaleurs nécessitent l'addition d'une quantité d'eau de lavage, généralement entre 2 et 8% en volume par rapport à la quantité de brut traitée. Cette quantité d'eau est mélangée au brut dans des conditions contrôlées pour dissoudre les impuretés. Plus on injecte de l'eau, plus les forces de coalescence augmentent, meilleure séparation.

D'autre part, des taux d'injection d'eau de lavage très élevés peuvent créer un court-circuit entre les électrodes et leur déclenchement qui a pour conséquence l'entraînement d'eau et des sels dans le brut.

2-1-4-3-La pression de service :

La pression n'a pas une influence sur la salinité du brut, mais elle peut influencer la marche du dessaleur. La pression dans le dessaleur doit être maintenue à une valeur suffisante de façon à empêcher la vaporisation du brut.

En cas de chute de pression, les vapeurs d'hydrocarbures seront saturées en eau, donc plus conductrices que le brut. Cela provoquerait une consommation excessive de puissance électrique. La puissance supplémentaire sera convertie en chaleur qui chauffera davantage le brut, et la vaporisation provoquera le déclenchement des électrodes.

2-1-4-4-Perte de charge dans la vanne de mélange :

Il est très difficile de proposer des règles strictes d'emploi de la vanne de mélange. En effet, une augmentation de la perte de charge a pour conséquence d'améliorer le contact eau-brut, mais une importante augmentation de cette perte de charge risque de former une émulsion stable qui ne peut être brisée dans le dessaleur.

Donc une perte de charge optimale conduira à un bon lavage du brut sans générer l'émulsion stable. En pratique, pour les bruts visqueux, la perte de charge ne doit pas dépasser 0,5 bar, tandis que pour les bruts légers, on peut aller jusqu'à un bar et même d'avantage.

2-1-4-5- Le champ électrique :

Les molécules d'eau étant dipôles, la polarisation des gouttelettes d'eau due au champ électrique provoque une déformation par étirement et des forces d'attraction. Alors en conséquence, on aura floculation des gouttelettes.

2-1-4-6- Taux de produit dés-émulsifiant :

Pour compléter l'opération de dessalage électrique, on a recours à l'emploi d'additifs dés-émulsifiants. L'injection de ces produits peut être pratiquée pour les différentes raisons :

- Réduire ou éliminer la couche de l'émulsion à l'interface eau-brut.
- Réduire la teneur en hydrocarbure des eaux de purge.

Les taux pratiques vont de 3 à 10 ppm par rapport au brut ; les taux les plus forts sont utilisés pour les bruts les plus visqueux ou les plus asphaltiques, mais aussi pour certains bruts acides.

Au niveau de l'UTB, les paramètres de marche de l'unité dessalage sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 2-1 : Les paramètres de marche de l'unité dessalage

	Température de dessalage	Taux d'eau de lavage	Taux du produit désémulsifiant	Champ électrique	ΔP dans la vanne de mélange
Cas hiver	10 °C	5 %	1,5 ppm	20 kV	1,5 bar
Cas été	35 °C	5 %	1,5 ppm	20 kV	1,5 bar

2-1-5- Etude de l'influence de la température de service sur l'efficacité de dessalage :

L'augmentation de la température de dessalage a pour conséquence de baisser la viscosité du brut dans le dessaleur et donc faciliter la coalescence et la décantation. De ce fait, le dessaleur doit toujours opérer à la température maximale admissible.

Dans le but de savoir l'effet de la température de service sur l'efficacité de dessalage, l'influence de cette température sur la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur a été étudié [3].

La vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur est régie par la loi de Stokes:

$$Vd = \frac{4. (\rho^1 - \rho^2). D. g}{3. \rho^2. \varphi} \quad (2.1)$$

Avec :

Vd : La vitesse de décantation des gouttelettes d'eau (m/s)

ρ_1 : La masse volumique de la phase dispersée (eau), (kg/m^3)

ρ_2 : La masse volumique de la phase continue (brut), (kg/m^3)

D : Le diamètre de la goutte, (m)

g : Accélération de la pesanteur (m/s^2)

φ : Facteur de friction qui est une fonction du nombre de Reynolds

$$(Re = \frac{\rho. d. v}{\gamma}) \quad (2.2)$$

γ : Viscosité cinématique de la phase continue.

Tableau 2-2 : La variation du facteur φ en fonction du nombre de Reynolds

Régime d'écoulement	Re	φ
laminaire	< 2	$24/Re$
transitoire	0,2 à 500	$18,6/Re^{0,6}$
turbulent	> 500	0,44

Le calcul de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur est basée sur les deux hypothèses suivantes :

- les particules (gouttelettes d'eau) sont de forme sphérique
- le diamètre $D = 150 \mu\text{m}$.

Pour calculer la vitesse de décantation, on choisit un régime d'écoulement et on calcule la vitesse de décantation. Ensuite, on calcule le nombre de Reynolds pour vérifier le régime choisi.

Si la condition n'est pas vérifiée, on recalcule la vitesse de décantation avec un autre régime.

Les valeurs de la viscosité cinématique de brut pour différentes températures sont regroupées dans le tableau 2-3, ci-dessous.

Tableau 2-3 : Viscosité cinématique de brut Hassi Messaoud à différentes températures

T (°C)	10	20	30	40	50	60	70
ν (cSt)	2,54	2,25	2,10	1,99	1,92	1,87	1,81

Ce tableau nous permet de tracer la variation de la viscosité cinématique (ν) et de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau en fonction de la température indiquée sur la figure 2.1 :

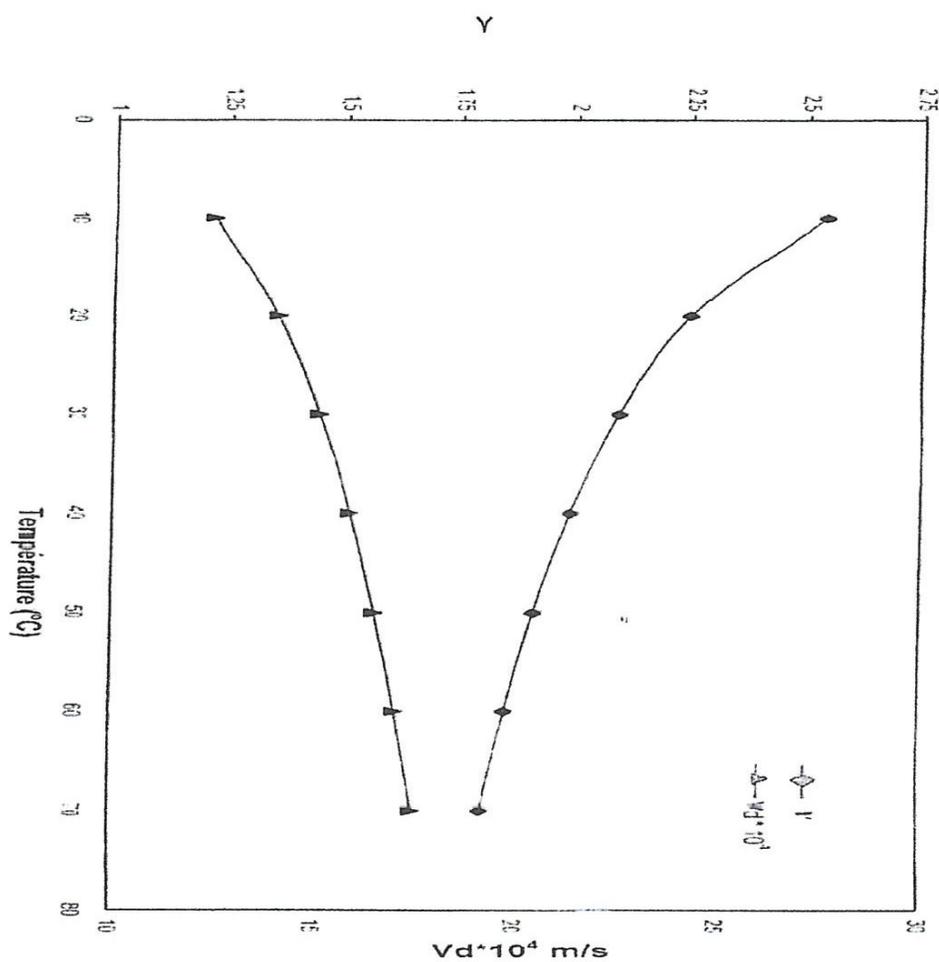


Figure 2-1 : La variation de la vitesse de décantation et la viscosité en fonction de la T°

Cette figure montre que l'augmentation de température du brut a comme conséquence de baisser la viscosité cinématique du brut et d'augmenter la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau qui amène un meilleur dessalage.

Donc pour un meilleur rendement du dessaleur, un préchauffage de la charge à dessaler est nécessaire. Ce chauffage va agir sur la viscosité de la phase continue et à diminuer, par conséquent, la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau séparées augmentent, conduisant à l'amélioration de la séparation eau-brut [3].

2-2- La stabilisation de brut léger :

La stabilisation de brut léger consiste à éliminer la fraction très volatile dès la sortie de puits.

Ces fractions volatiles sont généralement les gaz légers (C_1 , C_2 , C_3 , C_4) ainsi que le N_2 et le CO_2 . Cette élimination a pour but de régler la tension de vapeur des bruts légers, c'est-à-dire donner naissance à des bruts stabilisés ayant une tension de vapeur égale à $0,7 \text{ Kg/cm}^2$ pour éviter toutes les pertes d'hydrocarbure lors du stockage et du transport.

L'installation comporte une unité de distillation. Le brut en provenance de séparateur et après son dessalage est préchauffé avant de pénétrer dans la colonne de stabilisation dont la pression est réglée en fonction de la teneur en fractions volatiles.

Le rebouillage du fond de la colonne est assuré par le chauffage dans un four.

Comme l'eau est généralement un produit rare et précieux dans les régions pétrolières, le refroidissement est assuré par des aéroréfrigérants.

Cette solution ne permet pas d'obtenir des températures inférieures à 50° dans les pays chauds, ce qui entraîne une pression de fonctionnement élevée [3].

2-3-Les échangeurs de chaleur

L'échange de chaleur qui se produit entre 2 corps qui sont à des températures différentes peut se faire selon 3 modes:

- **Conduction** : La chaleur se propage de proche en proche à travers la matière sans qu'il n'ait de transfert de cette dernière. La conduction assure un bon transfert de chaleur à travers les solides.
- **Convection** : dans un fluide les différences de température produisent des différences de densité pouvant amener à des mouvements de la matière dits mouvements de convection
- **Rayonnement** : Les corps émettent de l'énergie par leur surface sous forme des radiations. C'est un moyen qui n'a pas besoin de support matériel, on le rencontre donc dans le vide. Tous les corps transparents permettent à la chaleur de se propager ainsi.

Dans les installations industrielles, il est souvent nécessaire d'apporter une quantité de chaleur importante à une partie du système. Dans la majorité des cas, la chaleur est transmise à travers un échangeur de chaleur. On estime à 90% la part des transferts d'énergie réalisée par les échangeurs de chaleur dans l'industrie. [4]

2-3-1- Principe général :

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur. On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid.

Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi d'où le nom de l'appareil. Le principal problème consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire dans une configuration donnée. On vient de le dire, la quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange entre les deux fluides mais aussi de nombreux autres paramètres ce qui rend une étude précise de ces appareils assez complexe. [4]

Les flux de chaleurs transférées vont aussi dépendre :

- des températures d'entrée
- et des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique) des fluides

- des coefficients d'échange par convection.

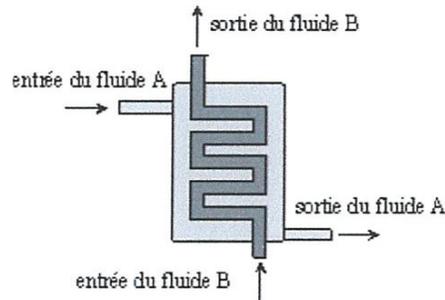


Figure 2-2 : Echangeur à tube et calandre

2-3-2- Les types des échangeurs :

2-3-2-1- Echangeurs tubulaires coaxiaux :

Dans cette configuration, l'un des fluides circule dans le tube central tandis que l'autre circule dans l'espace annulaire entre les deux tubes. On distingue deux types de fonctionnement selon que les 2 fluides circulent dans le même sens ou en sens contraire. Dans le premier cas on parle de configuration en co-courant (parfois appelé à tort en parallèle). Dans le deuxième cas, on parle de configuration en contre-courant. On trouve assez souvent ce type d'échangeurs dans l'industrie frigorifique en particulier pour les condenseurs à eau ou encore les groupes de production d'eau glacée. [4]

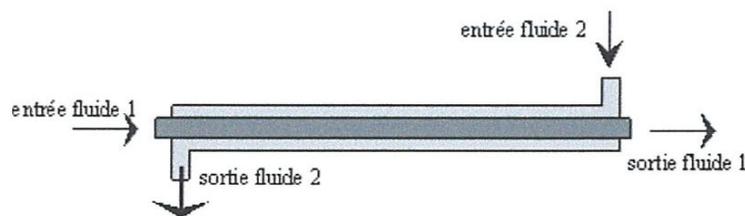


Figure 2-3 : Echangeur tubulaire coaxial

2-3-2-2- Echangeurs à courants croisés :

Dans ce type d'échangeurs, l'un des fluides circule dans une série de tubes tandis que l'autre fluide circule perpendiculairement autour des tubes. Dans la plupart des cas, c'est un liquide qui circule dans les tubes tandis que c'est un gaz qui circule autour. Les tubes sont presque toujours munis d'ailettes qui permettent d'augmenter le flux de chaleur échangée en augmentant la surface d'échange. L'exemple type de ce modèle d'échangeur est le radiateur de refroidissement qu'on trouve à l'avant de la plupart des véhicules à moteur. [4]

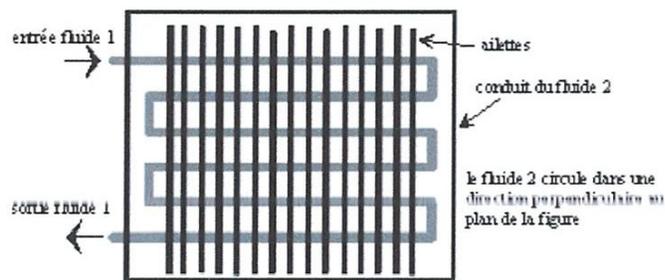


Figure 2-4 : Echangeur à courants croisés

2-3-2-3- Echangeurs à plaques

Les échangeurs à plaques sont constitués de plaques formées dont les alvéoles constituent les chemins empruntés par les fluides. Les plaques sont assemblées de façon que le fluide puisse circuler entre elles. La distribution des fluides entre les plaques est assurée par un jeu de joints de telle sorte que chacun des deux fluides soit envoyé alternativement entre deux espaces interplaques successifs. [4]

Les fluides peuvent ainsi échanger de la chaleur à travers les plaques. La figure 2-5 illustre le fonctionnement d'un tel échangeur. L'avantage principal de ce type d'échangeur est la compacité. En effet, on voit bien que ce dispositif permet une grande surface d'échange dans un volume limité, ce qui est particulièrement utile lorsque des puissances importantes.

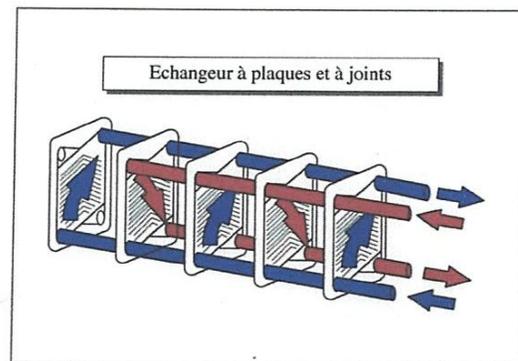


Figure 2-5 : Echangeurs à plaques

2-3-2-4- Les échangeurs tubulaires :

On distingue :

- Les échangeurs à double-tube : constitués d'un tube logé concentriquement dans un autre.
- Les échangeurs à faisceau et calandre : constitués d'un faisceau tubulaire long dans une calandre. [4]

a- Echangeurs à double-tube

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à leurs extrémités par des coudes. Tous Les éléments de l'appareil sont assemblés par des raccords «union» qui permettent un démontage rapide en vue du nettoyage ou du remplacement des tubes. L'expansion thermique entre tubes intérieur et extérieur s'effectue au travers de presse-étoupe.

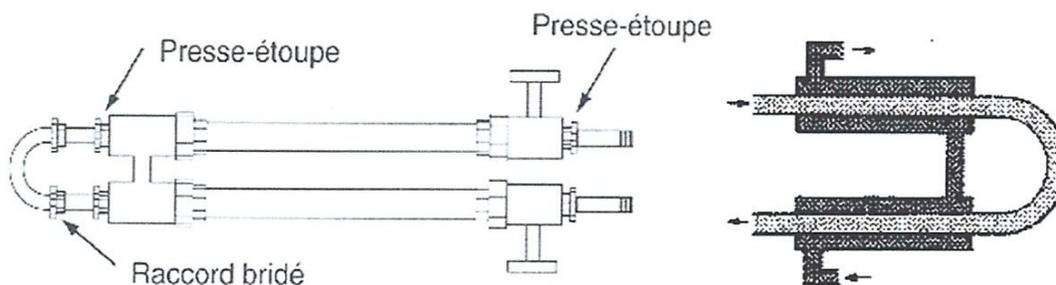


Figure 2-6 : Echangeur double-tube

Les tubes sont généralement en acier et les longueurs utilisées couramment, sont de 12, 15 ou 20 feet (environ 3,6 - 4,5 ou 6 m). On utilise également quelquefois des tubes en verre et en graphite. Afin de réaliser divers rapports des sections de passage dans le tube intérieur et extérieur les associations suivantes ont été adoptées :

Tableau 2-4 : Les diamètres nominaux en extérieur et intérieur des tubes

Tube intérieur	Diamètre nominal			
	1" 1/4	1" 1/4	2"	3"
Tube extérieur.....	2"	2" 1/2	3"	4"

Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et entretien. Ils peuvent fonctionner en contre-courant pur, ce qui permet d'obtenir un bon rendement. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants:

- risque de fuites aux raccords ;
- flexion du tube intérieur si la longueur est importante ;
- surface d'échange faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes qui limite le rapprochement des tubes.

L'utilisation de ces appareils est réservée aux produits sales, très chauds et de faibles débits. Les échangeurs fonctionnant à haute température sont calorifugés à l'extérieur afin de diminuer les pertes de chaleur à l'atmosphère et protéger le personnel contre les brûlures. [5]

b- Echangeur à tubes et calandre

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

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

La calandre est munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrant dans la construction de ces échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation, publiée par la T.E.M.A. (Standart of Tubular Exchanger Manufacturer Association) qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. Cette normalisation est complétée par d'autres codes tels que ceux de l'A.P.I. (American petroleum institute) ou l'A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers). [5]

b-1-La calandre :

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire. L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaques de renforcement ou non, selon la pression de service. Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque d'identité de l'appareil. [5]

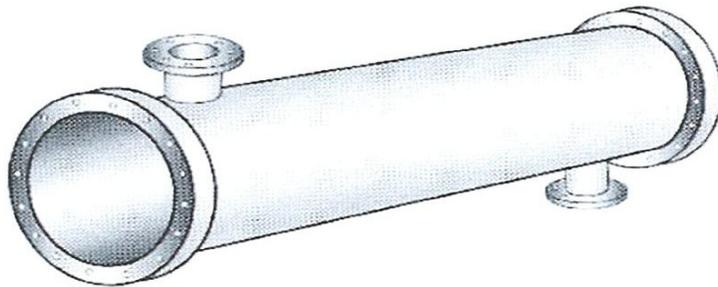


Figure 2-7 : La forme d'une calandre d'un échangeur

b-2-Plaques tubulaires :

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités, leurs épaisseurs varient entre 5 et 10 cm.

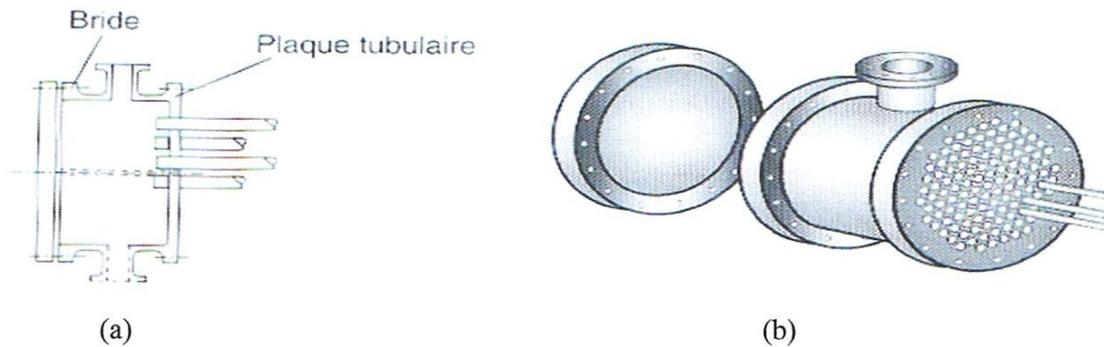


Figure 2-8a et 2-8b : Les plaques tubulaires

b-3-Faisceau :

Les tubes constituant le faisceau forment une classe répondant aux spécifications du tableau ci-dessous. Le diamètre nominal correspond au diamètre extérieur. Les épaisseurs de tube sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham wire Gage). On utilise le plus souvent les tubes 12, 14 ou 16 dans des longueurs de 8, 12, 16 et 20 ft. [5]

Les conditions de fonctionnement imposent le choix suivant du matériau :

- Acier au carbone pour usage général ;
- Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées ;
- Aluminium ou cuivre pour les très basses températures ;
- Laiton amirauté pour les appareils travaillant avec l'eau de mer.

b-4-Disposition des tubes :

La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée; elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire.

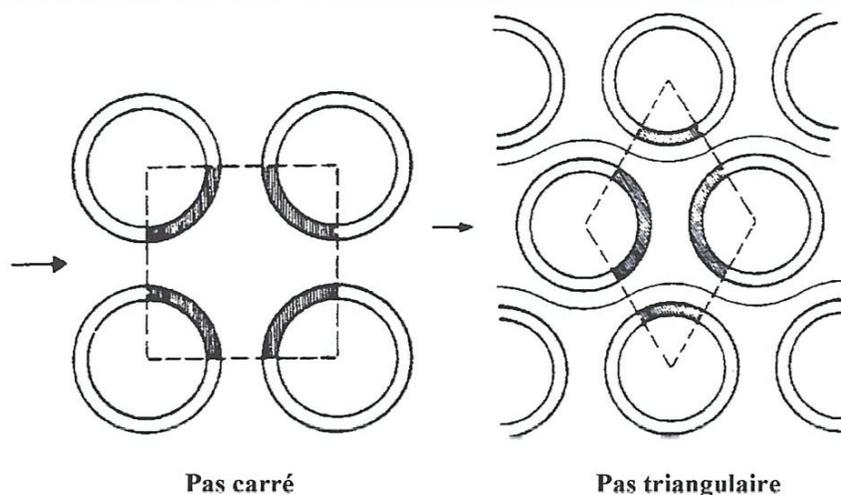


Figure 2-9 : La disposition des tubes (pas carré- pas triangulaire)

Le pas triangulaire permet de placer environ 10% de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais en contre-partie, la disposition des tubes rend impossible leur nettoyage extérieur par insertion de grattoirs ou de racloirs à travers le faisceau.

Pour ces appareils, il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propres.

Le tableau ci-dessous présente les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés.

Tableau 2-5 : les caractéristiques de l'échangeur

Diamètre extérieur du tube (in)	Nature du tube	Epaisseur BWG	Etat du fluide	pas utilisé ⁽¹⁾
3/4"	Acier Non ferreux ou allié	14 16	propre sale	triangulaire $p = 15/16"$ carré $p = 1"$
1"	Acier Non ferreux ou allié	12 14	propre sale	triangulaire $p = 1 \frac{1}{4}"$ carré $p = 1 \frac{1}{4}"$

(1) Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

c-Assemblage faisceau-calandre

On distingue trois classes d'appareils : [5]

c-1- Les échangeurs à plaque tubulaire fixes :

Les plaques sont directement soudées sur la calandre. De construction peu onéreuse, ces appareils permettent de loger le maximum de tubes à l'intérieur de l'enveloppe, mais ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation ou la contraction du faisceau soit acceptable.

En outre le nettoyage de l'extérieur des tubes ne peut s'effectuer que par voie chimique. Leur emploi en raffinerie reste donc très limité.

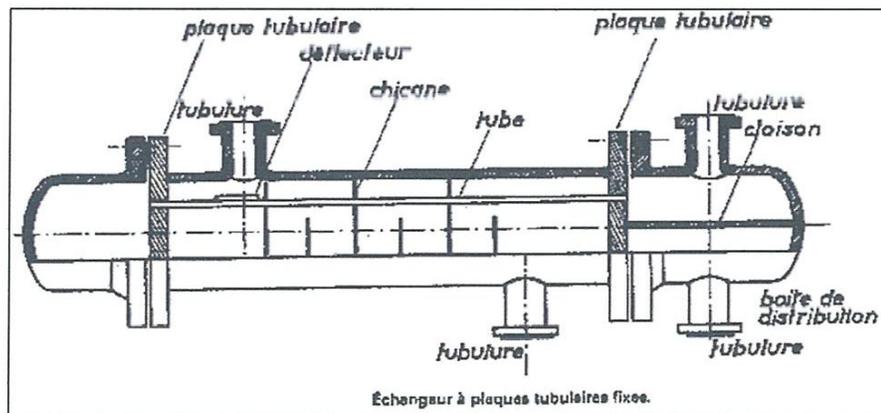


Figure 2-10 : Echangeur à plaques tubulaires fixes

c-2- Les échangeurs à tête flottante :

L'une des plaques tubulaires est fixe, bloquée entre les brides de la calandre et la boîte de distribution. La seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre. Ces appareils, permettant l'expansion thermique du faisceau ainsi que son nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisés en raffinerie (environ 80%).

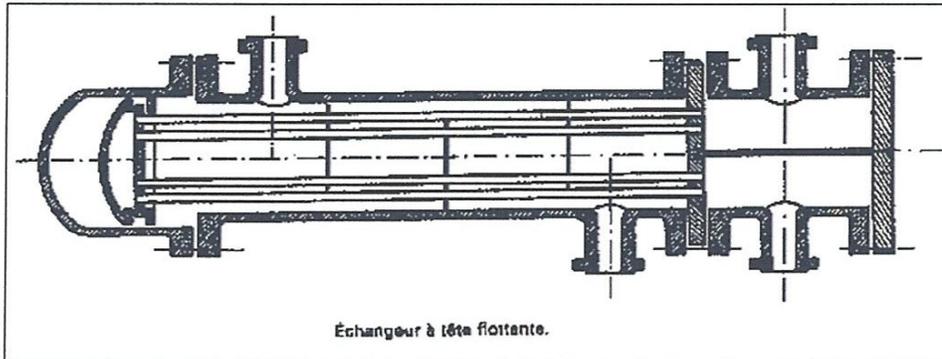


Figure 2-11 : Echangeur à tête flottante

c-3- Les échangeurs à tubes en U :

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

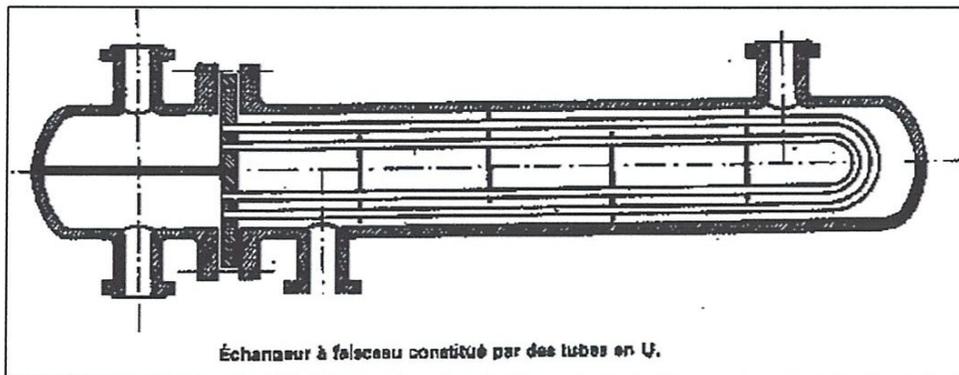


Figure 2-12 : Echangeurs à tubes en U

2-3-3 – L'échangeur de chaleur à tubes et calandre :

Les échangeurs de chaleur type tubes et calandre sont les plus utilisés dans l'industrie pétrolier. Ces appareils sont constitués par des faisceaux de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes.

A chaque extrémité sont fixées des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

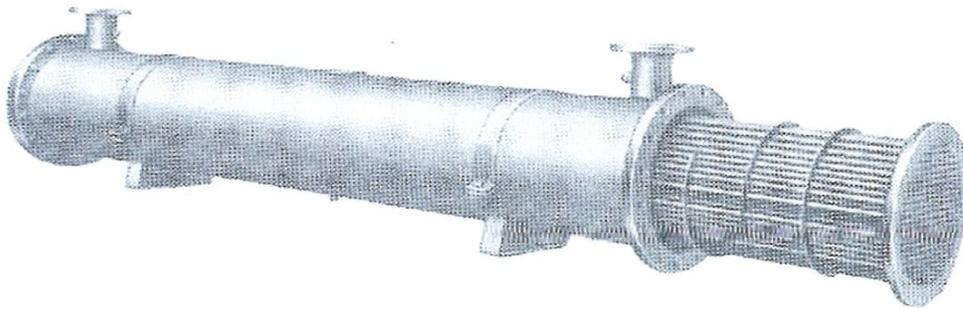


Figure 2-13 : Echangeur à tube et calandre

2-3-3-1- Choix du type de l'appareil

La plupart des échangeurs de chaleur faisceau et calandre utilisés dans l'industrie pétrolier sont conçus dans le respect des normes TEMA. Ils sont désignés en précisant le type, repéré par trois lettres caractéristiques des éléments constitutifs. [2]

Ces trois lettres caractérisent dans l'ordre :

- Le type de la chambre de distribution.
- Le type de la calandre.
- Le type de la chambre de retour.

2-3-3-1-1- Type de la chambre de distribution

- Type A : Chambre de distribution avec couvercle démontable.
- Type B : Chambre de distribution avec fond de fermeture soudée

- Type C et N: chambre de distribution intégrée à une plaque tubulaire avec couvercle démontable. [2]

2-3-3-1-2- Type de la calandre

- Type E : Calandre a une passe
- Type B : Calandre a deux passes

2-3-3-1-3- Type de la chambre de retour

- Types L, M et N : Chambre de retour à plaque tubulaire fixe.
- Type P : Chambre de retour à tête flottante avec garniture externe.
- Type S : Chambre de retour à tête flottante avec contre bride démontable.

2-3-3-2 - Classes des appareils

La détermination de la classe de l'appareil tient en compte les conditions de service :

- Classe R : pour des exigences sévères des applications pétrolières
- Classe B : pour des services chimiques.
- Classe C : dans le cas des exigences modérées.

2-3-3-3- Procédures de calcul des échangeurs

Dans ce cas, les procédures de calcul des échangeurs de chaleur, deux cas sont rencontrés :

2-3-3-3-1- Cas où l'échangeur est à dimensionné

Dans ce cas, les débits des fluides chaud et froid et leurs températures sont connus à l'entrée et à la sortie de l'échangeur à dimensionner. [2]

L'objectif consiste alors à déterminer :

- La surface d'échange requise
- La géométrie appropriée qui est fonction du type de l'échangeur, du coût, et de l'encombrement.

2-3-3-3-2- Cas de calcul de performances

Dans ce cas, la surface et le type de l'échangeur ainsi que les débits et les températures aux entrées sont connus.

L'objectif consiste alors à déterminer la température de sortie et le transfert thermique. Les différentes étapes de calcul d'un échangeur sont représentées par l'organigramme de la figure ci-dessous :

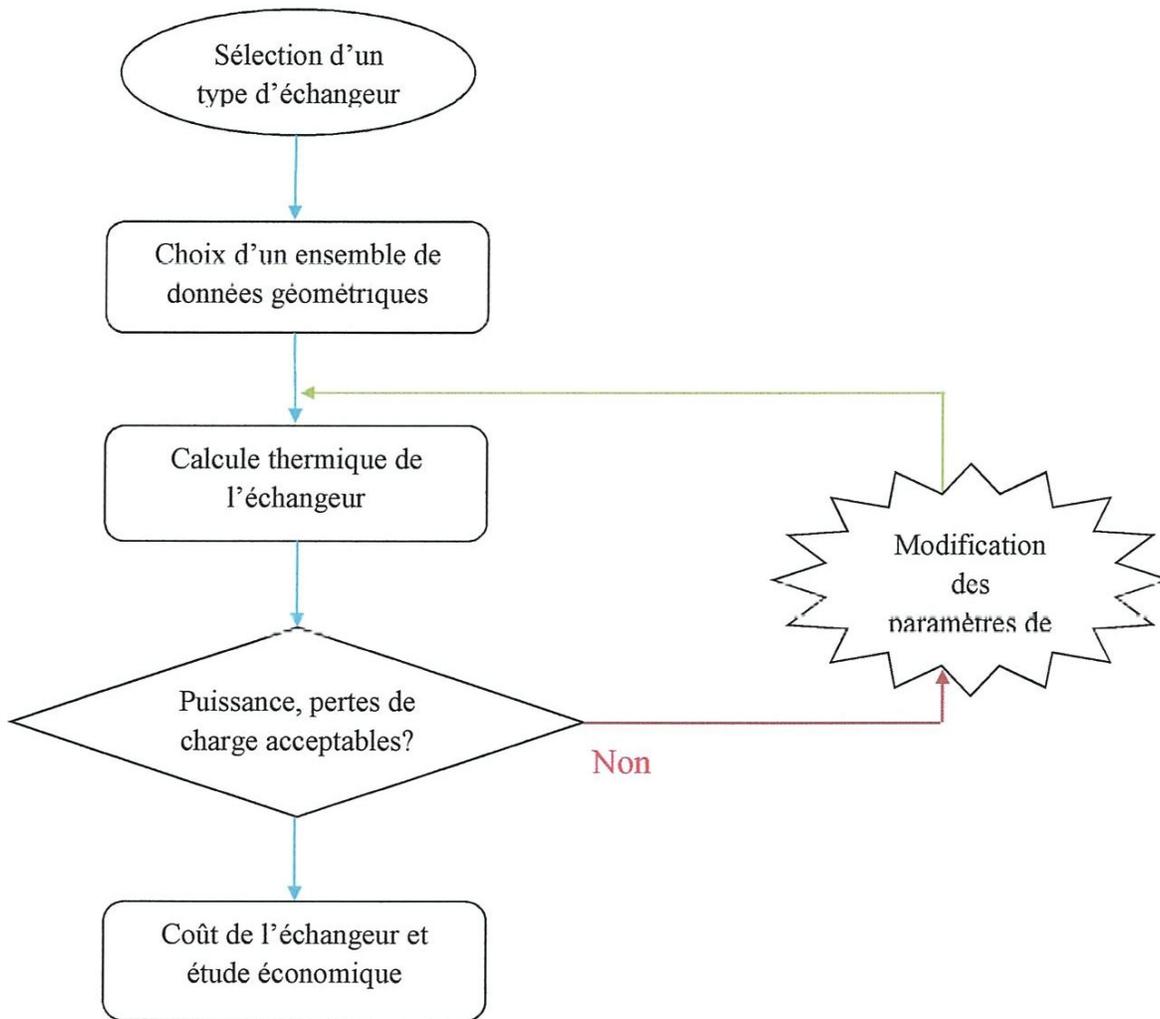
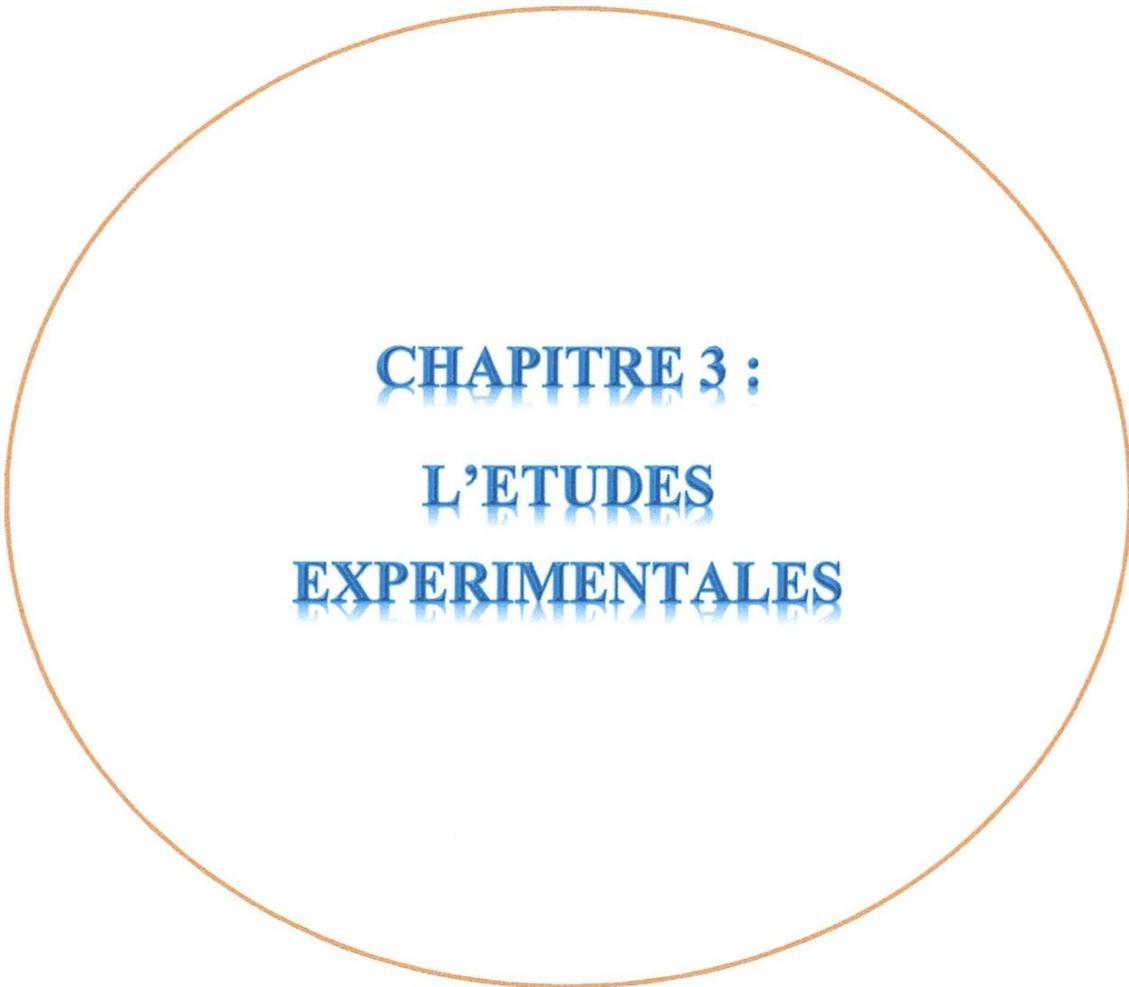


Figure 2-14 : Procédure de dimensionnement des échangeurs de chaleur

Après avoir choisi le type et l'ensemble des données géométriques de l'échangeur, on procède aux calculs thermiques. La deuxième étape consiste à une vérification des pertes de charge et de la puissance. S'ils sont acceptables, on passe au calcul du coût de l'échangeur et au calcul mécanique, sinon, une modification des paramètres de conception de l'échangeur est nécessaire jusqu'à satisfaction des conditions. [2]



CHAPITRE 3 :
L'ETUDES
EXPERIMENTALES

Etudes expérimentales

3-1-Dimensionnement de l'échangeur de chaleur :

3-1-1-Introduction

Pour le calcul des échangeurs on peut soit dimensionner un nouveau échangeur tout en tenant compte des configurations qui existent de point de vue constructeur, soit vérifier la possibilité d'adapter des échangeurs hors service pour un nouveau service.

3-1-2-Calcul d'un projet :

C'est calculer les dimensions d'un échangeur à savoir :

1. La surface d'échange thermique
2. Le nombre de tubes
3. Le diamètre de tubes et calandre
4. Le nombre de passes. [5]

3-1-3-Donnes nécessaires pour le calcul :

Le tableau ci dessous regroupe les données nécessaires pour le calcul. [6]

Tableau 3-1 : les données nécessaires pour le calcul

Caractéristiques des fluides	Chaud gasoil	Froid Brut
Débit volumique (kg/h)	/	291000
Chaleur massique (kcal/kg°C)	0,71	0,46
Température d'entrée (°C)	272	28
Température de sortie (°C)	225	60
Densité	0,8542	0,6398

Pour calculer la chaleur spécifique de brut et de gasoil en travail avec la courbe présentée par la figure 1 (voir annexe)

Tableau 3-2 : Composition de la charge (brut)

Composes	% charge
N ₂	0,078
CO ₂	0,502
C ₁	6,345
C ₂	8,97
C ₃	10,369
IC ₄	1,885
nC ₄	7,782
IC ₅	2,85
nC ₅	6,862
C ₆	7,831
C ₇	8,517
C ₈	5,824
C ₉	5,82
C ₁₀	5,181
C ₁₁	3,995
C ₁₂	17,082

3-1-4- Organisation de la circulation cote tube /calandre

Dans nos calculs il va de préférence que le fluide circulant dans le côté tube et le brut à dessaler car:

- Il est connu qu'à l'intérieur des tubes on met le fluide le plus corrosive.
- Le tube résiste mieux à la pression intérieure qu'à la pression extérieure.
- Le nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes est plus facile que celui du faisceau côté calandre.

D'après les critères de choix du fluide circulant à l'intérieur des tubes cités ci-dessus, le coté tubes dans notre cas est réservé au brut à dessaler [1].

3-1-5- Source du fluide chaud :

Le débit du gasoil envoyé vers le four de rebouillage de « UFC », est choisi en fonction des performances des rebouilleurs et du préchauffeur de cette unité.

Le débit normal dans le cas hiver est 660 000 kg/h et dans le cas été 452 500 kg/h pour une température de préchauffe de 270 °C.

Tableau 3-3 : les quantités du gasoil dans l'UFC

Fluide caloporteur	Débit total du fluide caloporteur (kg/h)	Débit du fluide caloporteur destiné pur l'UFC (kg/h)	Débit du fluide caloporteur en excès, non exploité (kg/h)
Gasoil	900 000	660 000	240 000

Dans cette proposition, on prend en considération le débit du fluide caloporteur (gasoil) en excès, non exploité correspondant au cas la plus défavorable (la période hivernale) afin de dimensionner l'échangeur pour la charge à dessaler [6].

3-1-6- Méthode de calcul (Méthode de KERN) :

Pour le calcul d'un échangeur à tubes et calandre, c'est une méthode semi empirique, basé sur un travail expérimental concernant les échangeurs commerciaux [5].

3-1-6-1- Principe de la méthode :

1- Bilan thermique $Q = M.Cp(T_1 - T_2) = m.Cp'(t_2 - t_1)$

2- Calcul de la température moyenne logarithmique ΔTLM

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

3- Calcul de la température moyenne corrigée

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = F \Delta TLM$$

Où : F est déterminée à partir de graphe $F = f(R, E)$

Avec :

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

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

4- Détermination de la température calorique T_C, t_C :

$$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2) \quad \text{et} \quad t_C = t_1 + F_C(t_2 - t_1)$$

Où $F_C = f(k_C, r)$, $k_C = f(\Delta t, d)$ et $r = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}}$.

5- Calcul de la surface d'échange globale :

$$A = \frac{Q}{U_s \cdot \Delta TLM}$$

6- Surface d'échange d'un tube :

$$a = \pi \cdot d_e \cdot L$$

7-Calcul de coefficient de transfert propre U_p :

A) Faisceau :

- section par passe : $a_t = \frac{N_t \pi d_1^2}{n_t 4}$
- Vitesse massique : $G_B = \frac{m}{a_t}$
- Caractéristiques du fluide à T_C et t_C : C, d, μ, λ .
- Nombre de Reynolds : $Re = \frac{d_i G_t}{\mu}$
- Détermination de j_h et f d'après la figure 3 (voir annexe).

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{\lambda} \right)^{-1/3}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_0}$$

B) Calandre :

- Section de la calandre : $a_{CT} = \sqrt{a} \cdot \frac{D_C}{p} (p - de) B$
- Vitesse massique : $G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}}$
- Diamètre équivalent : $D_e = \frac{4 \cdot p^2}{\pi \cdot d_e} - d_e$
- Caractéristiques du fluide à T_C : Cp', d', λ', μ'

- Nombre de Reynolds : $R_{eCT} = \frac{D_C \cdot G_{CT}}{\mu'}$
- Détermination de j'_h et f' d'après la figure 4 (voir annexe)

$$\frac{h_0}{\phi_C} = j'_h \cdot \frac{\lambda'}{D_C} \left(\frac{Cp' \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}}$$

8-Le calcul de la température du tube :

$$t_t = T_C - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_C} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_C - t_C)$$

9-Détermination de h_{i0} :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \Rightarrow h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t$$

10-Détermination de h_0 :

$$\phi_C = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0,14} \Rightarrow h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_C} \right) \phi_C$$

11-Calcul de coefficient de transfert propre :

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

12-Coefficient de la résistance d'encrassement :

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

13- Calcul des pertes de charge au niveau des tubes :

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_T^2}{1,272 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t L}{d_i \phi_t} + 2 \right]$$

14- Calcul des pertes de charge côté calandre :

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

Choix d'écoulement des fluides (côté tubes ou calandre) :

- Côté calandre : fluide chaud (gasoil)
- Côté tubes : fluide froid (brut)

3-1-6-2- Partie calcul :

1- calcul du bilan thermique :

A partir des données de service on calcule la quantité de chaleur suivant la formule :

$$Q = M \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2)$$

Avec :

M : Débit massique du brut (kg/h)

C_p : Chaleur massique de brut (kcal/kg °C)

T₁ : Température d'entrée de brut (°C)

T₂ : Température de sortie de brut (°C)

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$Q = 291000 \cdot 0,46 \cdot (60 - 10) = 6693000 \text{ kcal/h}$$

$$Q = 6693000 \text{ kcal/h brut}$$

- Calcul le débit côté calandre :

$$m = Q / Cp' * (t_2 - t_1)$$

Avec :

Cp' : Chaleur massique du gasoil (kcal/kg °C)

t_2 : Température de sortie de gasoil (°C)

t_1 : Température d'entrée de gasoil (°C)

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$m = 6693000 / 0,71 * (270 - 226)$$

$$m = 214245 \text{ kg/h}$$

Alors le débit massique du gasoil est : $m = 214245 \text{ kg/h}$

2- Calcul de la ΔT_{lm} :

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{Ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

L'écoulement contre-courant est représenté comme suit

ΔT_1 : Différence de température maximale

ΔT_2 : Différence de température minimale

$$\Delta T_1 = t_1 - T_2 = 270 - 60 = 210 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = t_2 - T_1 = 226 - 10 = 216 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{lm} = 213 \text{ °C}$$

T_1 : Température d'entrée de brut

T_2 : Température de sortie de brut

t_1 : Température d'entrée du gasoil

t_2 : Température de sortie du gasoil

3-Nombre de passe n_c côté tube et côté calandre :

Calcul le facteur de correction F :

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

$$R = \frac{270 - 226}{60 - 10} = 0,88$$

$$E = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - T_1}$$

$$E = \frac{60 - 10}{270 - 10} = 0,192$$

E : rendement d'échange

D'après la figure 2 (voir annexe), on a : $F = 0,98$

Si on a $F > 0,75$ alors :

- 02 passes côté tube
- 01 passe côté calandre

$$\Delta T_{lm\ c} = F \cdot \Delta T_{lm} = 0,98 \cdot 213 = 209 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{lm\ c} = 209 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4- on choisit la valeur initiale de U_s (coefficient d'échange), selon la nature des fluides mis en service le tableau 1 (voir annexe).

D'après le tableau on trouve que U_s est :

$$U_s = 200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

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

$$Q = A U_s \Delta T_{lmc}$$

$$A = Q / U_s \Delta T_{lmc}$$

$$A = Q / U_s \cdot F \Delta T_{lmc}$$

$$A = 6693000 / (200 \cdot 209) \implies A = 160,12 \text{ m}^2$$

6-Choisir la longueur de l'échangeur :

D'après le tableau 2 (voir annexe), on trouve que l'échangeur le plus utilisée dans l'industrie pétrolière est de longueur de :

$$L = 6,096 \text{ m}$$

7-Choisir le diamètre de tubes

D'après le tableau 3 et le tableau 4 (voir annexe) ; on résulte :

$$d_i = 1,483 \cdot 10^{-2} \text{ m} \quad (\text{diamètre intérieur de tubes})$$

$$d_e = 19,05 \cdot 10^{-3} \text{ m} \quad (\text{diamètre extérieur de tubes})$$

$$e = 2,10 \cdot 10^{-3} \text{ m} \quad (\text{épaisseur de tubes})$$

$$L = 6,096 \text{ m} \quad (\text{longueur de tubes})$$

On prend l'épaisseur BWG 14 à partir du tableau 4.

8-Disposition des tubes :

La disposition des tubes triangulaire, avec le pas $p = 15/16''$, qui correspond ; $p = 2,379 \text{ cm}$.

9- Calcul du nombre de tubes N_t et du diamètre de la calandre :

➤ Calcul de la surface d'échange du tube « a »

On prend $L = 6,096 \text{ m}$

$$a = \pi \cdot d_e \cdot L$$

$$a = 3,14 * (19,05 \cdot 10^{-3}) * (6,096) \implies a = 0,364 \text{ m}^2.$$

$$A = a * N_t * n_c \implies N_t = A / a * n_c$$

Avec :

A : Surface d'échange nécessaire au transfert (m^2).

d_e : Diamètre extérieur du tube (m).

L : Longueur du tube (m).

n_c : Nombre de passe coté calandre.

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$N_t = 160,12 / 0,364 * 1$$

Nombre de tubes $N_t = 439$ tubes

D'après le tableau 5 (voir annexe), on prend une valeur supérieure à la valeur N_t , alors on trouve que la valeur choisie est $N_t' = 506$ tubes.

10- Diamètre de la calandre :

D'après le tableau 5 (voir annexe), on trouve :

$$D_c = 25'' , \text{ qui correspond : } D_c = 63,5 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

11- Nombre de chicanes :

Pour calculer le nombre de chicanes, on a besoin de trouver la valeur de l'espacement entre les chicanes **B**. Donc, on a B qui est une valeur entre D_c et $D_c/5$ [4]. Alors, on prend :

$$B = D_c = 0,635 \text{ m.}$$

Calcul du nombre de chicanes :

$$\text{Nbr}_{\text{chicanes}} = (L/B) - 1 = (6,096 / 0,635) - 1$$

$$\text{Nbr}_{\text{chicanes}} = 09 \text{ chicanes.}$$

12-Température calorique :

Les températures caloriques sont calculées par ces deux formules :

$$T_c = T_1 - F_c (T_2 - T_1), \text{ et } t_c = t_2 + F_c (t_1 - t_2)$$

Pour trouver F_c , on a : $F_c = f(K_c, r)$, et pour : $K_c = f(\Delta t, d_B)$.

Le nombre r est obtenu par :

$$r = (T_2 - T_1) / (t_1 - t_2) = (60-10) / (270-226) = 1,136$$

D'après la figure 3 (voir annexe), on conclut que :

$$K_c = 0,01 \quad \text{donc :} \quad F_c = 0,49$$

Alors :

$$T_c = 226 + 0,49 * (270 - 226) = 247,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = 10 + 0,49 * (60 - 10) = 34,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

13-Détermination des caractéristiques des fluides froid et chaud à la température T_c et t_c .

Les caractéristiques du brut et du gasoil sont illustrés dans le tableau suivant :

Tableau 3-9: Caractéristiques des fluides froid et chaud a la température T_c et t_c

Fluide	Chaud	froid
Chaleur spécifique C_p (kcal/kg.C°)	0,71	0,46
Viscosité dynamique μ (kg/h .m) entrée/sortie	4,38/5,08	2,57/2,26
Conductibilité thermique λ (kcal/h.m.C°)	0,108	0,117

14- Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

a) Côté tube

Calcul du nombre de Reynolds

$$Re = \frac{G_B \cdot d_i}{\mu_c}$$

Avec :

G_D : vitesse massique (kg/h.m²)

d_i : diamètre intérieur de tubes (m)

μ_c : La viscosité dynamique (kg/h.m²)

Calcul de la vitesse massique

$$G_B = \frac{4 \cdot m \cdot n}{\pi \cdot d_i^2 \cdot N_t}$$

Avec :

m : débit massique (kg/h)

n : nombre de passes côté tube

N_t : nombre de tubes

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$G_B = (4 \cdot 291000) / (3,14 \cdot (0,01483)^2) \cdot (2/506)$$

$$G_B = 6662,8506 \cdot 10^3$$

$$\text{Alors : } Re = (6662850,6 \cdot 0,01483) / 2,57$$

$$Re = 38447,49$$

$Re > 10000$ donc Régime turbulent.

D'après la figure 4 (voir annexe), on détermine j_h par abaque $j_h = f(Re, L/d_i)$.

$$\frac{L}{d_i} = \frac{6,096}{0,01483} = 411,05m$$

Coefficient de transfert à l'intérieur des tubes **$J_h = 150$**

Coefficient de friction **$f = 0,015$**

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 150 \frac{0,108}{0,01483} \left(\frac{0,67 \cdot 2,01}{0,108} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 2533,12 \text{ kcal/h m}^2\text{C}^\circ$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_o}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 2533,12 \frac{0,01483}{0,01905}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 1971,97 \text{ Kcal/h m}^2\text{C}^\circ$$

b) Coté calandre

Diamètre équivalent : $D_e = \frac{4P^2}{\pi \cdot d_e} - d_e$

$$D_e = \frac{4 \cdot (0,02379)^2}{3,14 \cdot 0,01905} - 0,01905 = 0,0187m \implies D_{eq} = 0,0187 \text{ m}$$

Calcul de la vitesse massique

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}}$$

$$a_{CT} = \frac{D_e}{P} (P - d_e) B$$

Avec :

M : Débit massique (kg/h) – $Q \cdot 1000 \cdot \text{densité}_{\text{brute}}$

a_{CT} : Surface par calandre (m²)

D_c : Diamètre de la calandre (m)

P : le pas (m) = 0.0254m

B : Espace ente chicane (m)

d_e : diamètre extérieur de tubes (m)

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$a_{CT} = \frac{0,63}{0,02379} * (0,02379 - 0,01905) 0,63 = 0,079 m^2$$

$$G_{CT} = \frac{214245}{0,079} = 2711962,025 \text{ Kg / h.m}^2$$

$$G_{CT} = 2711962,025 \text{ Kg/h.m}^2$$

Calcul du nombre de Reynolds

$$R_e = \frac{Deq * G_{CT}}{\mu_{TC}}$$

$$R_e = \frac{0,0187 * 2711962,025}{4,38} = 11578,468$$

$$R_{ec} = 11578,468$$

Détermination de j'_h et f' d'après le graphe de la figure 5 (voir annexe)

$$L/D_{eq} = 6,069/0,0187 = 325,98$$

$$\Rightarrow j'_h = 55 \text{ d'ou: } f' = 0,15$$

$$\left| \frac{h_0}{\phi_c} = j'_h \cdot \frac{\lambda'}{\Gamma_c} \left(\frac{Cp' \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} \right|$$

$$\Rightarrow \frac{h_0}{\phi_c} = 50 \cdot \frac{0,117}{0,0187} \left(\frac{0,545 * 4,38}{0,117} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = 854,822 \text{ Kcal/h m}^2\text{C}^\circ$$

15-Le calcul de la température du tube:

$$t_i = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_i}}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_i}} (T_c - t_c)$$

$$t_i = 247,56 - \frac{1971,97}{854,822 + 1971,97} (247,56 - 34,5) \quad \Longrightarrow \quad t_i = 98,93 \text{ }^\circ\text{C}$$

16-Détermination de h_{i0} :

Le coefficient local du côté tubes est :

$$\phi_i = \left(\frac{\mu}{\mu_i} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,57}{2,26} \right)^{0,14} = 1,0182$$

$$\phi_i = 1,0182$$

$$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_i} \right) \phi_i$$

$$h_{i0} = 1971,97 * 1,0182 \quad \text{D'où :} \quad h_{i0} = 2007,78 \text{ Kcal/h m}^2\text{C}$$

17-Détermination de h_0 :

Le coefficient local du côté calandre est :

$$\phi_C = \left(\frac{\mu_i}{\mu_t} \right)^{0,14}$$

$$\left(\frac{4,38}{5,08} \right)^{0,14} = 0,979$$

$$\phi_C = 0,979$$

$$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_C} \right) \phi_C$$

$$h_0 = 854,822 * 0,979 \quad \text{D'où :} \quad h_0 = 836,87 \text{ Kcal/hm}^2\text{C}^\circ$$

18-Calcul du Coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{i0} \cdot h_0}{h_{i0} + h_0} \implies U_p = \frac{2007,78 * 836,87}{2007,78 + 836,87} = 590,67 \text{ kcal /hm}^2\text{C}^\circ$$

$$U_p = 590,67 \text{ kcal /hm}^2\text{C}$$

19-calcul de la résistance d'encrassement:

on a besoin

Pour calculer la résistance d'encrassement, on a besoin de U_p et de trouver U_s , donc :

$$U_s = U_s' \cdot N_t' / N_t$$

On a:

$$N_t' = 506 \text{ tubes}$$

$$U_s = 200 * 506/439$$

$$\Rightarrow U_s = 230,52 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{C}^\circ$$

$$R = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s}$$

$$\text{Alors : } R = \frac{590,67 - 230,52}{590,67 * 230,52} = 26,45 \cdot 10^{-4} \text{ h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C}^\circ / \text{kcal}$$

$$R = 26,45 \cdot 10^{-4} \text{ h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C}^\circ / \text{kcal} \Rightarrow \text{résistance d'encrassement}$$

20- Calcul des pertes de charge :

a) coté tube

$$\text{La perte de charge dans ce côté est : } \Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_B^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d_B} \times \left[\frac{f_t \cdot l}{d_t \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14}} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{1 * 2 * (6662850,6)^2}{1,271 \cdot 10^{15} * 0,6398} * \left[\frac{0,015 * 6,096}{0,01483 * 1,0182} + 2 \right] = 0,879 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 0,879 \text{ kg/cm}^2$$

b) coté calandre ;

$$\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f_{cT} \cdot G_{ct}^2 \cdot (N_c + 1) \cdot D_c}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d' \cdot D_e \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14}}$$

$$\Delta P_c = \frac{1 * 0,15 * (2711962,025)^2 * (1+1) * 0,635}{1,271 \cdot 10^{15} * 0,8542 * 0,0187 * 0,979} = 7,05 \cdot 10^{-2} \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_c = 7,05 \cdot 10^{-2} \text{ Kg/cm}^2$$

Le calcul de dimensionnement constructif de l'échangeur de chaleur est passé par la détermination de la surface d'échange ; le tableau suivant, résume les résultats obtenus.

Tableau 3-10 : Résultats de calculs

<i>Echangeur</i>	<i>Côté tube</i>	<i>Côté calandre</i>
Fluide	chaud	Froid
Débit d'entrer (kg/h)	291000	214245
Chaleur spécifique (kcal/kmol °C)	0,67	0,545
Te (°C)	270	10
Ts (°C)	226	60
<i>Calcul des paramètres</i>	<i>Résultats</i>	
Calcul de Q		
Q (kcal/h)	6693000	
Calcul de ΔT_{lm}		
ΔT_{max} (°C)	210	
ΔT_{min} (°C)	216	
ΔT_{lm} (°C)	213	
E	0,192	
R	0,88	
F	0,98	
ΔT_{lm} réelle (°C)	209	
Calcul de la surface d'échange		
Coefficient de transfert (kcal/hm ² °C)	200	
la surface (m ²)	160	

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

Tableau 3-11 : Dimensionnement constructives de l'échangeur

<i>Echangeur</i>	<i>Côté calandre</i>	<i>Côté tube</i>
Nombre des tubes		506
Diamètre extérieur (m)		0,0195
Diamètre intérieur (m)		0,01483
Longueur (m)		6,096
Pas (m)		0,02379
Espacement entre chicane (m)		0,635
Surface (m ²)		0,364
Diamètre de calandre (m)	0,635	
La vitesse massique (kg/h.m ²)	2711962,025	6662850,6
Nombre de Reynolds R_e	11578,468	38447,499
La température du tube (°C)		98,93
Les coefficients h_{i0} et h_0 (Kcal/hm ² °C)	836,87	2007,78
Le coefficient de transfert propre U_p (Kcal/hm ² °C)	590,67	
La résistance d'encrassement R (h.m ² .C° /kcal)	$26,45 \cdot 10^{-4}$	
Les pertes de charge ΔP (Kg/cm ²)	$7,05 \cdot 10^{-2}$	0,879

3-2-Discussions :

3-2-1-Introduction

Les dépenses thermiques au niveau des unités industrielles sont énormes et il est indispensable de récupérer cette énergie pour l'utiliser au mieux dans la chaîne de production. Donc l'économie joue un rôle important dans l'élaboration des appareils pouvant réaliser les transferts de chaleur entre phases.

3-2-2 - Paramètres suivis :

Pour montrer l'influence de la température de brut sur les procédés de dessalage et de stabilisation, et par conséquent, l'importance de l'installation d'un échangeur de chaleur, nous avons suivi d'une part, l'évolution dans le temps de l'efficacité du dessaleur et de la température du brut, et d'autre part la variation du débit de la charge stabilisée en fonction du temps dans la période allant du 15/03/2013 au 15/03/2014.

La figure ci-dessous illustre l'évolution de l'efficacité de dessaleur et de la température du brut en fonction du temps.

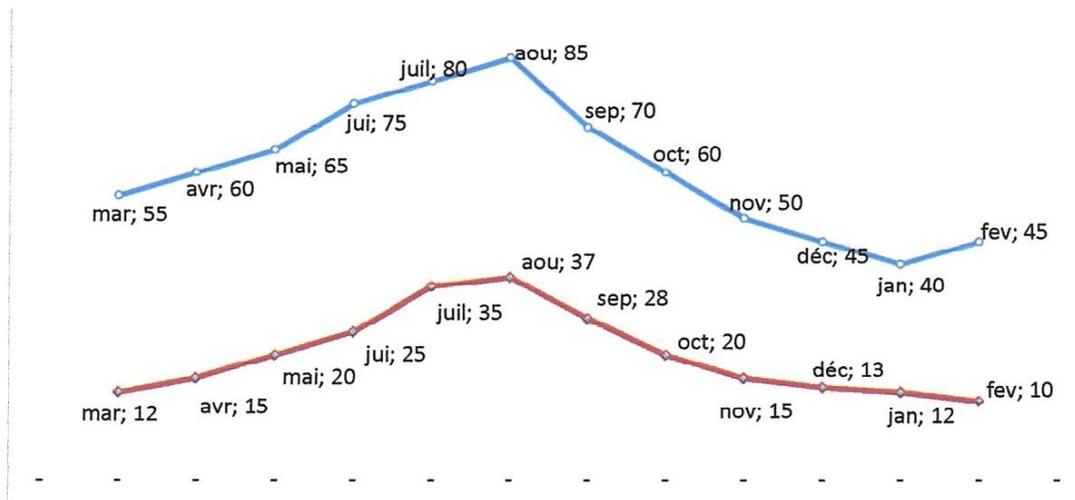


Figure 3-5 : La variation de la température du brut et l'efficacité du dessaleur en fonction du temps

Avec : bleu : l'efficacité du dessaleur en % et rouge : la température du brut en °C.

Cette figure montre que l'efficacité du dessaleur varie proportionnellement avec la température du brut. Cette efficacité s'améliore avec l'augmentation de la température du brut pour atteindre un maximum de 85% pour une température de 37°C, et qui reste toujours inférieure à l'efficacité du design qui est de 97%, qui nécessite une température supérieure à 60°C.

La figure suivante montre la variation de la salinité du brut en fonction du temps

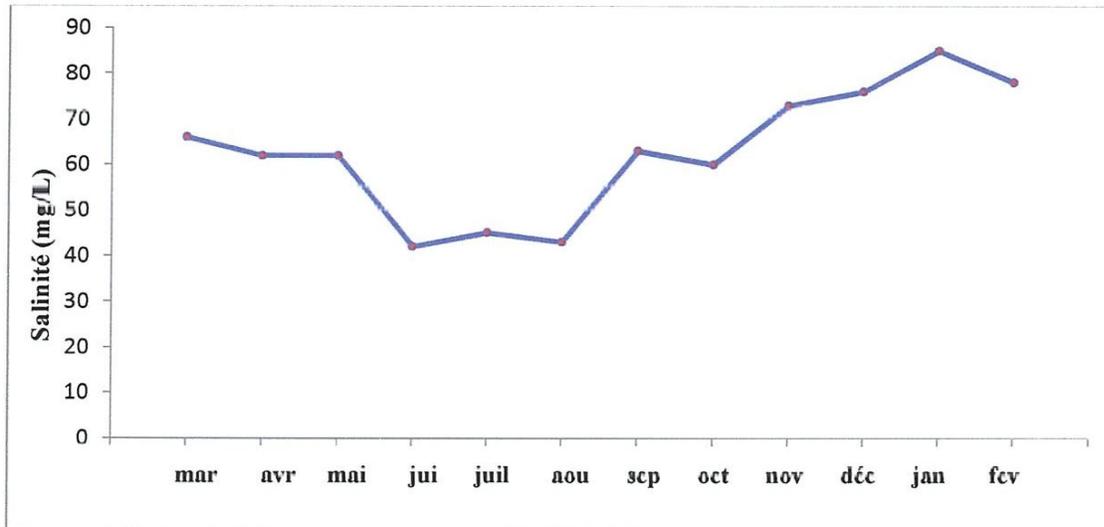


Figure 3-6 : la variation de la salinité du brut en fonction du temps

A partir de la figure 3.6, on voit que dans les périodes chaude de l'année il y a une diminution de la salinité du brut à cause de l'augmentation de la température, donc la salinité arrive à 40 mg/l au mois de juillet (en été).

3-2-3-données de calcul

Le tableau 3-1 ci-dessous regroupe les données utilisées pour le dimensionnement du préchauffeur de la charges a dessaler.

Les résultats de calcul sont donnés dans les tableaux 3-10 et 3-11.

3-2-4-Interprétation des résultats :

Dans cette proposition, le gasoil échange avec le brut à dessaler une quantité de chaleur de 6693000 kcal/h, permettant d'augmenter sa température à 60°C (proche de la T° de design du dessaleur qui est égale à 68°C), grâce à l'installation d'un échangeur avec une surface d'échange

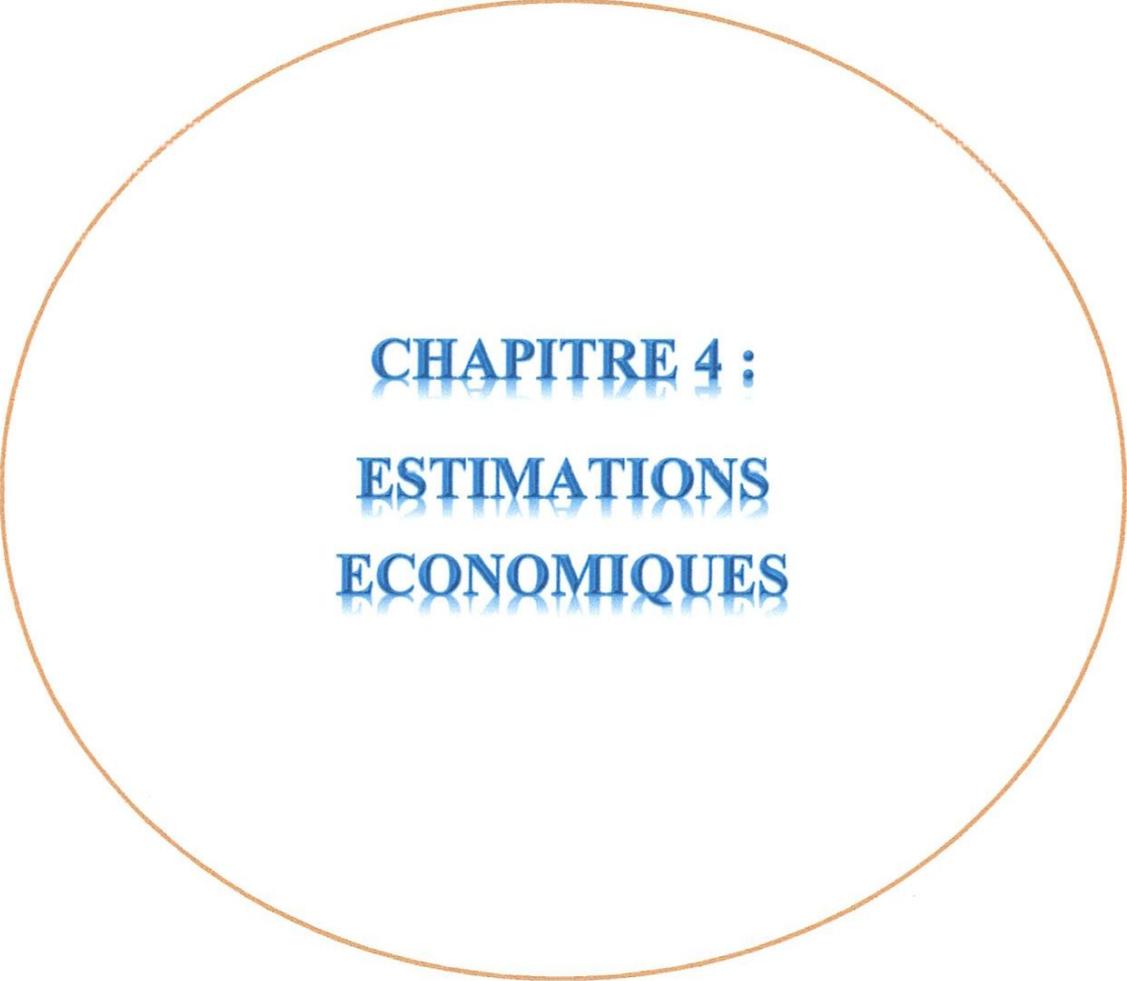
de 160 m². Ce résultat est dû à la Température élevée du gasoil et à sa chaleur spécifique. On sait que la charge en excès du gasoil est 240000 kg/h, alors d'après les calculs on a trouvé que la charge réelle du gasoil qu'on a besoin pour chauffer la quantité de brut est :

214245 kg/h

Pour les pertes de charge et la résistance d'encrassement, elles sont dans le domaine admissible ($\Delta P < 1$ bar et $R < 1.10^{-3}$ h.m².C° /kcal).

Il apparait donc que pour un meilleur rendement du dessaleur, un préchauffage de la charge à dessaler est nécessaire, car avec l'augmentation de la température de dessalage, la viscosité du brut à dessaler diminue, et par conséquent la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau séparées augmente, ce qui conduit à l'amélioration de la séparation eau-brut, ce qui se traduit par une meilleure efficacité de dessalage, ce qui signifie que la salinité du brut va diminuer.

A partir de l'augmentation de la température à 60°C, par conséquent on a donc une augmentation de l'efficacité du dessaleur à une valeur supérieure à 97 %, et la salinité va prendre une valeur inférieure à 40 mg/l, car tous les facteurs de marche d'un dessaleur sont sur les normes.



CHAPITRE 4 :
ESTIMATIONS
ECONOMIQUES

Estimations économiques

4-1-Estimation des coûts de l'échangeurs :

L'application de la méthode d'estimation donnée ci-dessous ne concerne que les faisceaux de tubes les plus couramment utilisés : $d_0=3/4$ ", BWG14, et $d_0=1$ ", BWG12.

Le coût unitaire c du mètre carré de surface d'échange dépend de la surface totale de l'échangeur ; il prend en compte les coûts de la matière première et de la main d'œuvre, ces derniers sont relativement peu différenciés selon la taille, et diminue lorsque la surface augmente.

Le coût dépend également du faisceau de tubes choisi (diamètre, BWG, longueur, disposition des tubes), des matériaux, du type d'échangeur et de la pression de calcul. [2]

Ces différents facteurs influent selon la formule suivante :

$$C=c.A.F_1.F_2.F_3.F_4. (F_5+F_6)$$

Où : C : coût de l'échangeur.

c : coût unitaire du mètre carré de la surface de l'échangeur de référence.

A : surface d'échange en m^2 .

F_1, \dots, F_6 : coefficients correcteurs.

4-1-1-Influence du type d'échangeur :

		Type de l'échangeur									
		AME	AES	AEU	AKT	BEM	BES	BEU	BKT	BKM	BKU
F_1		0,92	1,00	0,90	1,25	0,90	0,95	0,85	1,20	1,05	1,03

4-1-2-Influence de la longueur des tubes :

	Longueur des tubes en ft			
	10	16	20	24
F ₂	1,2	1,05	1,00	0,95

4-1-3-Influence de la disposition des tubes :

	Disposition des tubes	
	Carré	Triangle
F ₃	1,1	1,00

4-1-4-Influence de la nature du matériau de construction :

MATERIAUX		F ₄
Calandre	Tubes	
Acier carbonc (AC)	AC	1,0
AC	Laiton amirauté	1,7
AC	Bronze aluminium	1,8
AC	5%Chrome	1,6
AC	Inox304	2,4
AC	Inox316	2,7
1,5% molybdène	1,5% molybdène	1,3
1,25% chrome	1,25% chrome	1,6
5% chrome	5% chrome	1,9
Inox304	Inox304	2,8
Inox316	Inox316	3,3
Cladded Monel	Monel	6
20%Cr-25%Ni	20%Cr-25%Ni	7

4-2-Estimation du coût de la modification :

4-2-1-Coût de l'échangeur :

Le coût de l'échangeur de référence (c) est déterminé à partir de la courbe sur la figure 4-1 (voir annexe). Les résultats de calcul du coût de l'échangeur sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 4-1 : Le coût de l'échangeur.

c (le coût de l'échangeur de référence) US \$/m ²	1590
A (m ²)	160
F ₁	1,0
F ₂	1,0
F ₃	1,0
F ₄	1,0
F ₅	0,45
F ₆	0,85
C (le coût de l'échangeur) US \$	330720

La pression de calcul est : 28 bars pour F₅ et F₆.

D'après la figure 6, le coût de l'échangeur de référence à partir de la surface d'échange est : 1400 CHF, qui correspond à : c = 1590 US \$.

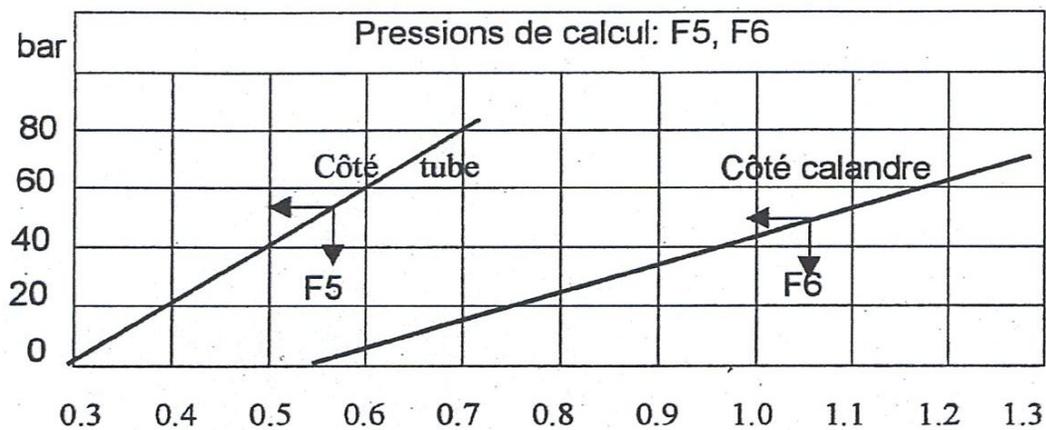


Figure 4-2 : La pression de calcul

4-2-2-Coût d'équipement accessoire :

Le tableau ci-dessous donne les coûts des différents équipements accessoires pour l'installation de l'échangeur. [2]

Tableau 4-2 : Le coût d'équipement accessoire.

	Nombre d'unités	Prix unitaire	Total
Pipe 12"	250 m	3202	800500
Calorifuge	200 m	2000	400000
Coudes 12" , 10 bar	12	4747	56964
Coudes 12" , 28 bar	1	1000	1000
Bride 12" , 10 bar	12	4780	57360
Bride 12" , 28 bar	8	5000	40000
Vanne manuelle 12" , 10 bar	5	450000	2250000
Vanne manuelle 12" , 28 bar	3	340000	1020000
TRCV 12"	1	1188450	1188450

Total (DA)	5817274
Total (US \$)	66865

4-2-3-Le coût de la main d'œuvre :

Les travaux de réalisation sont effectués par la société nationale GTP (Société Nationale des Grands Travaux Pétroliers), les calculs sont élaborés sur la base de 9 heures par jour. Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau ci-dessous : [2]

Tableau 4-3 : Le coût de la main d'œuvre.

	Nombre	Prix unitaire DA/h	Nombre de jours	Total
Chef d'équipe	1	542	30	146340
Meuleur	1	554	10	40860
Tuyauteur	1	508	20	91440
Monteur	3	501	20	270450
Soudeur	1	508	20	91440
Conducteur d'engin	2	475	05	42750
Conducteur de véhicule léger	1	473	30	127710
Conducteur camion	1	473	30	127710
Opérateur radiographe	1	544	05	24480
Total (DA)				963270
Total (US \$)				11072

4-2-4-Le coût des moyens matériels :

L'ensemble des coûts des moyens matériels sont regroupés dans le tableau ci-dessous : [2]

Tableau 4-4 : Le coût des moyens matériels.

	Nombre	Nombre de jours	Cout unitaire (DA/h)	Total (DA)
Poste à souder	1	20	216	38880
Grue	2	05	2297	206730
Véhicule léger	1	30	522	140940
Camion	1	30	475	128250
Total (DA)				514800
Total (US \$)				5918

4-2-5-Le coût des travaux de génie civil et des structures métalliques :

Les deux tableaux ci-dessous montrent l'ensemble des coûts de ces travaux : [2]

Tableau 4-5 : Le coût des travaux de génie civil.

	Quantité (kg)	Prix unitaire (DA/m ³)	Total (DA)
Feuille de semelle	7	300	2100
Remblai des feuilles	7	225	1575
Béton armé	9	17000	153000
Béton de propriété	3	6000	18000
Total (DA)		174675	
Total (US \$)		2008	

Tableau 4-6 : Le coût des structures métalliques.

	Quantité (kg)	Prix unitaire (DA/m ³)	Total
Poteaux	375	150	54750
Cornières	91	150	13650
Total (DA)		68400	
Total (US \$)		786	

Le coût global de génie civil et les structures métalliques est : 2794 US \$.

4-2-6-Le coût global de l'installation du nouvel échangeur :

Désignation	Le cout (US \$)
Appareil	330720
Matériel	66865
Main d'œuvre	11072
Moyens matériel	5918
Génie civil et structures métalliques	2794
Total	417369

4-3-Estimation du gain après modification :

4-3-1-L'énergie économisée :

Après avoir considéré l'intérêt technique de l'installation du préchauffeur du brut à dessaler et déterminé le coût de la modification, la présente étude consiste à réaliser une estimation du gain apporté par cette modification.

Suite à l'exploitation de l'excès du gasoil de l'UFC, une quantité importante d'énergie est économisée. Le gain apporté après cette modification peut être estimé à partir de la quantité d'énergie totale économisée. [1]

La quantité de chaleur (Q) récupérée par l'échangeur installé par an est donc :

$$Q = 24 * q * 30 * t$$

Soient :

q : la quantité de chaleur échangée entre les deux fluides (kcal/h).

t : le temps d'utilisation de l'échangeur par année (mois).

Sachant que la durée d'utilisation de l'échangeur installé est de 8 mois par an et que la quantité de chaleur échangée est de 6693000 kcal/h, la quantité de chaleur économisée sera donc :

$$Q = 24 * 6693000 * 30 * 8$$

Donc :

$$Q = 38551,68 \text{ MM kcal/an.}$$

Soit :

$$Q = 154206,72 \text{ MM BTU/an.}$$

Avec: 1 BTU = 0,25 kcal. (BTU: British Thermal Unit)

Etant donné que le coût d'énergie est estimé à 3.14 \$/MM BTU, le gain (G) apporté par cette modification est :

$$G = 3,14 * 154206,72 = 484209,1 \text{ US \$/an.}$$

4-3-2-Le brut stabilisé :

Avant l'installation de l'échangeur, la capacité de traitement était $m_1 = 8600 \text{ m}^3/\text{j}$ [6], alors que la capacité actuelle est $m_2 = 291000 \text{ kg/h} = 8785 \text{ m}^3/\text{j}$, à cause de l'augmentation de la capacité du traitement dans l'unité de stabilisation et après l'insertion d'un échangeur. Alors le gain du brut est la différence entre m_1 et m_2 , et on a donc :

$$m_{bs} = m_2 - m_1 = 8785 - 8600$$

$$\text{Alors : } m_{bs} = 185 \text{ m}^3/\text{j.}$$

$$\text{Soit : } m_{bs} = 1171 \text{ baril/j (avec : 1 baril} = 0,158 \text{ m}^3\text{).}$$

L'estimation du prix du brut stabilisé :

Le prix de vente du brut est de 103,65 US \$ pour chaque baril, donc le prix total est :

$$\text{Prix} = 1171 * 103,65 = 121374,15 \text{ US } \$/\text{j.}$$

Le temps d'amortissement :

$$T = \text{le coût de la modification} / \text{le prix de vente} = 417369 / 121374,15$$

$$\text{Donc : } T = 3,43 \text{ j.}$$

Alors le temps d'amortissement est approximativement trois jours et demi.

4-4-Discussions :

4-4-1-Introduction :

Après toute une étude ou une réalisation des modifications, il faut faire des estimations économiques. Tout ça pour savoir est que cette modification sera bénéfique par rapport au dépenses de la modification au cours du temps, et qu'elle sera acceptable.

4-4-2-Les résultats de l'estimation :

D'après les tableaux 4-1 à 4-6 on trouve que le coût de l'appareil est 330720 US \$, le coût d'équipement accessoire est de 66865 US \$, le coût de la main d'œuvre 11072 US \$, les moyens matériels 5918 US \$, et le coût global de génie civil et les structures métalliques est : 2794 US \$. Par conséquent, le coût total de la modification est de 417369 US \$.

4-4-3-Le gain de la modification :

4-4-3-1-La quantité d'énergie économisée :

Suite à l'exploitation de l'excès du gasoil de l'UFC, une quantité importante d'énergie est économisée. Le gain apporté après cette modification peut être estimé à partir de la quantité d'énergie totale économisée.

La quantité de chaleur (Q) récupérée par l'échangeur installé par an est donc :

$$Q = 38551,68 \text{ MM kcal/an.}$$

$$\text{Soit : } Q = 154206,72 \text{ MM BTU/an.}$$

Alors le coût d'énergie économisé est : $G = 484209,1 \text{ US \$/an.}$

4-4-3-2-Le brut stabilisé

Avant de l'installation de l'échangeur, la capacité de traitement était $m_1 = 8016 \text{ m}^3/\text{j}$. Alors le gain du brut est la différence entre m_1 et m_2 , et on a donc :

$$m_{bs} = 671 \text{ m}^3/\text{j}.$$

$$\text{Soit : } m_{bs} = 4247 \text{ baril/j}$$

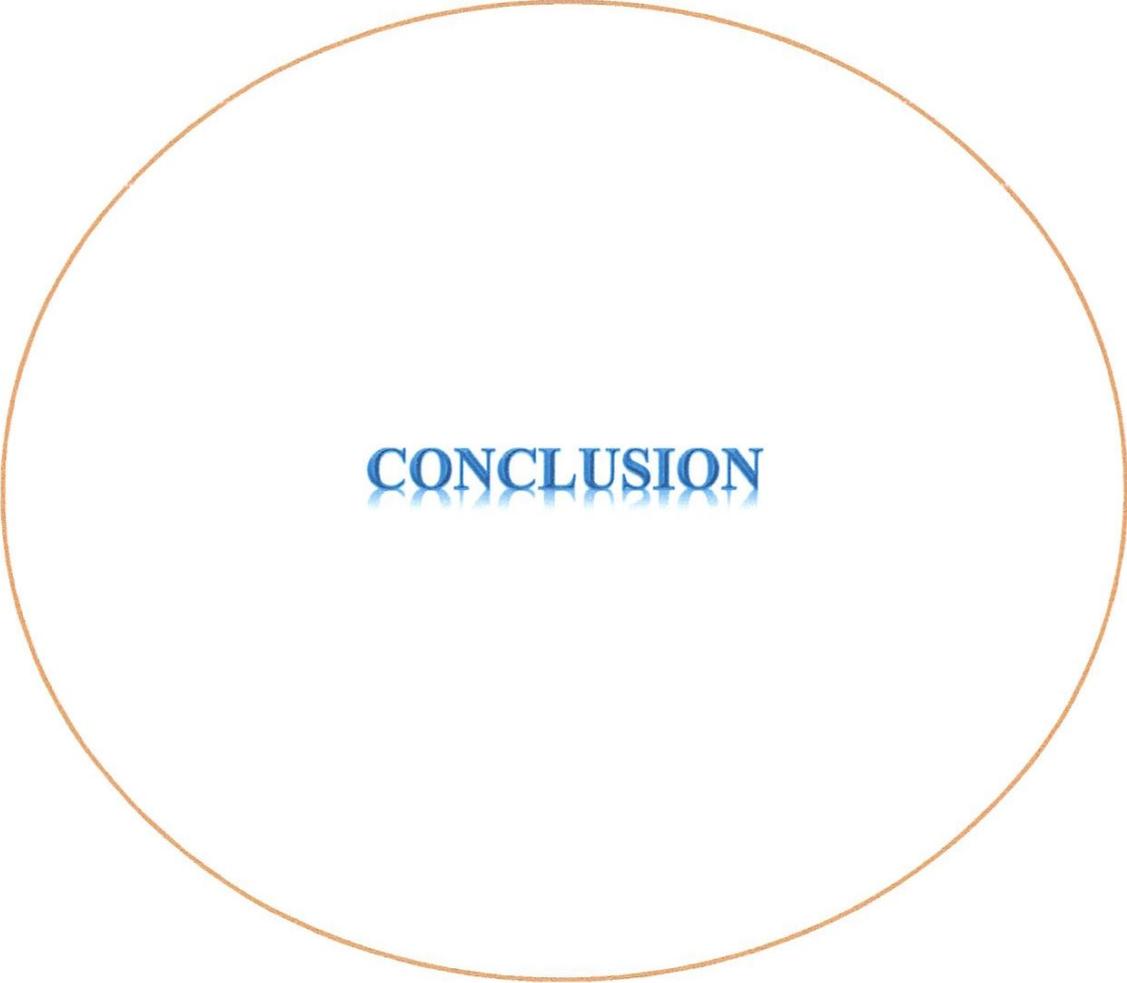
L'estimation du prix du brut stabilisé :

Le prix total est 440185 US \$/j.

4-4-3-3-Le temps d'amortissement :

On résulte donc que le temps T_{est} de trois jours et demi.

D'après les résultats de la modification et l'estimation du gain du brut stabilisé, on trouve qu'on peut amortir ce travail pendant trois jours et demi. Finalement, on conclut que cette modification est satisfaite et acceptable.



CONCLUSION

Conclusion

Conclusion

Dans ce travail, nous avons effectué une étude de la modification au niveau de l'unité de dessalage par l'installation d'un échangeur de chaleur de type tubes et calandre à l'entrée de cette unité afin d'atteindre trois objectifs :

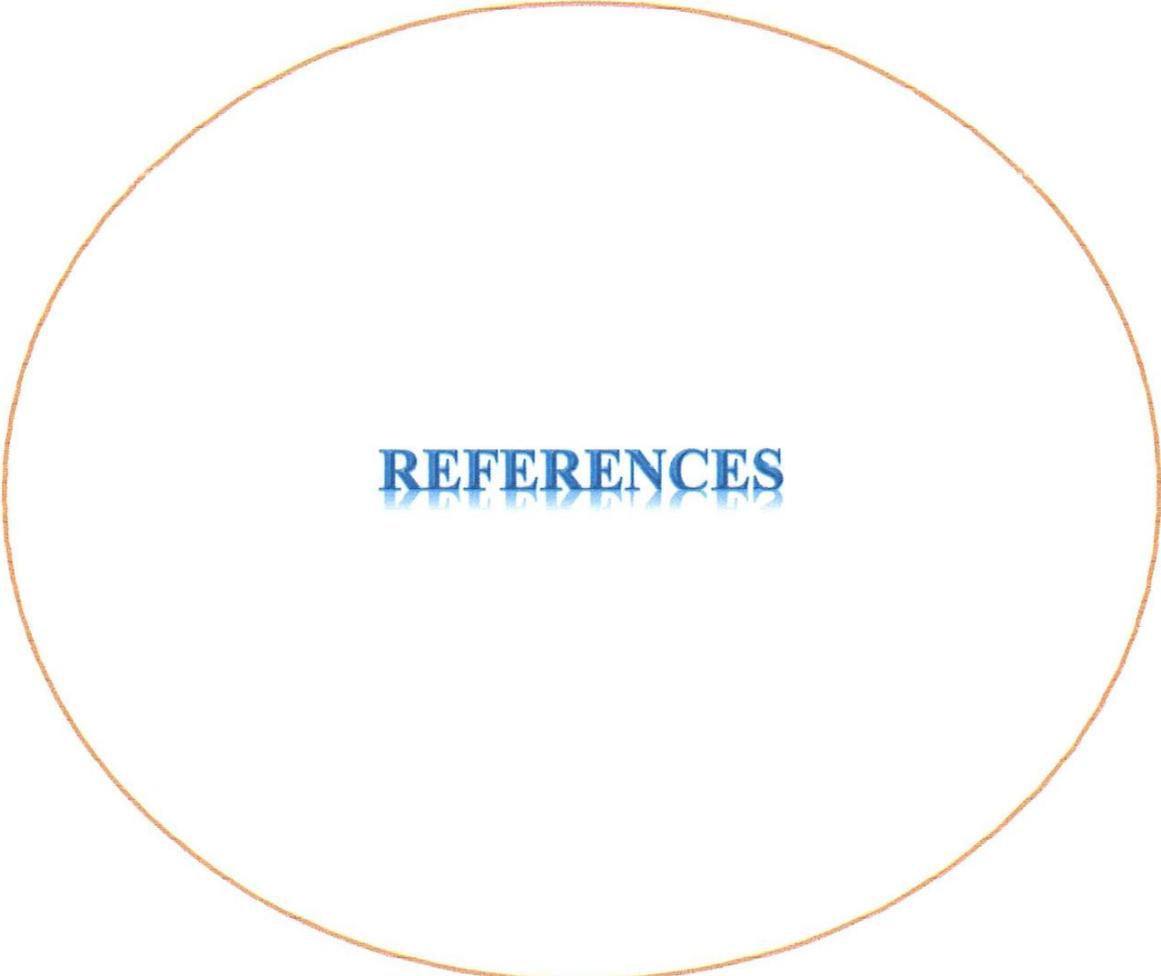
- Amélioration de l'efficacité de l'unité de dessalage en particulier dans les périodes hivernales où la température du brut peut atteindre 10°C. Cette amélioration de l'efficacité de dessalage va réduire les effets néfastes des sels sur l'équipement en aval (problèmes de corrosion et de bouchage).
- Augmentation du taux de marche de l'unité de stabilisation et l'amélioration de la qualité du brut stabilisé.
- Réduire la capacité du four et par conséquent la température de pot.

L'étude a été effectuée en utilisant un fluide chauffant qu'est l'excès du gasoil non utilisé au niveau de l'unité UFC.

Les résultats de cette étude montrent que l'utilisation du gasoil comme fluide chauffant permet d'améliorer de manière significative la température du brut par l'installation d'un échangeur avec une surface d'échange relativement faible.

Les calculs montrent que cette augmentation de la température du brut permettrait :

- L'amélioration de l'efficacité de l'unité de dessalage.
- L'augmentation du taux de marche de l'unité de stabilisation.
- La réduction de la température de pot dans le four de rebouillage de l'unité de stabilisation.
- L'économie d'une quantité importante d'énergie par l'exploitation de l'excès du gasoil de l'unité UFC.

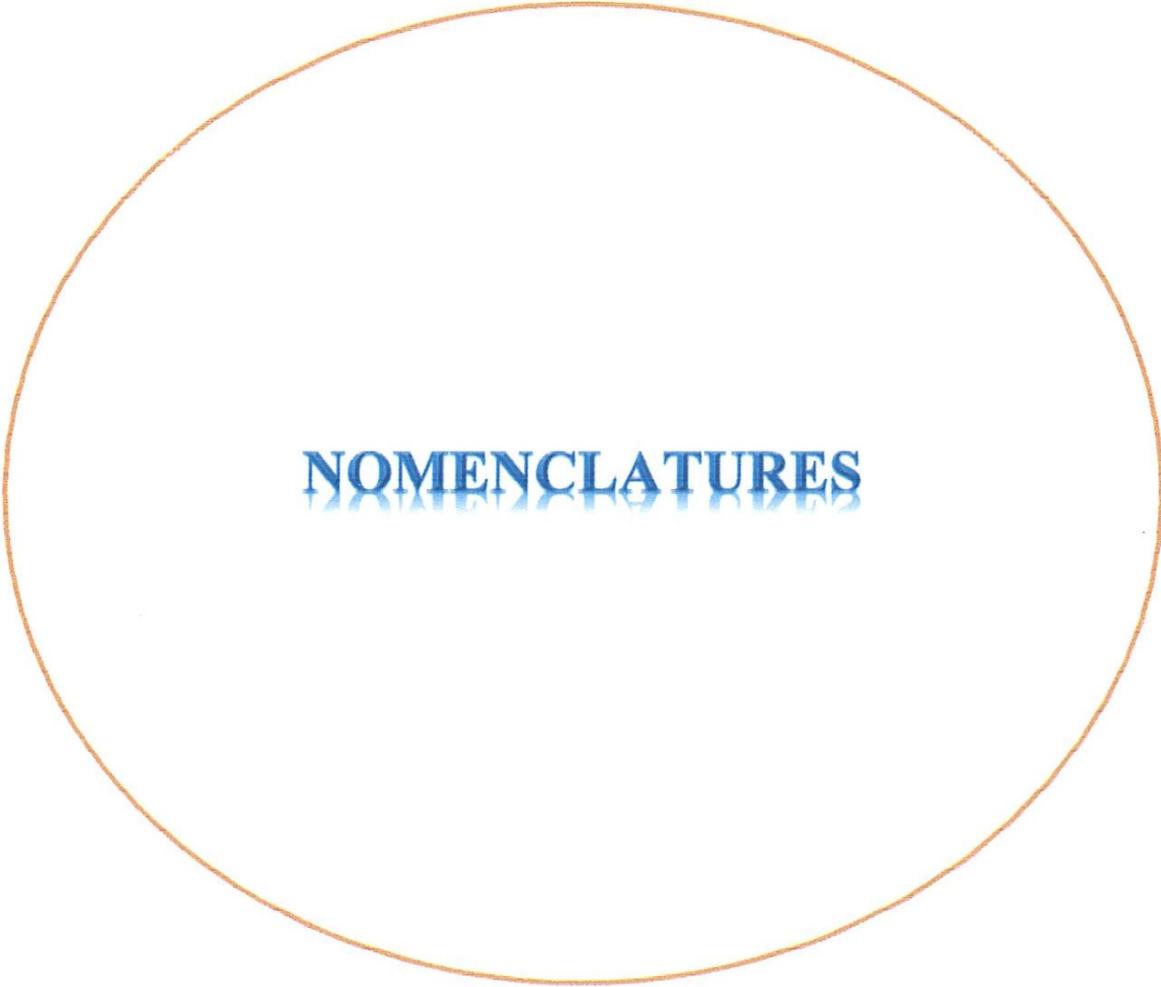


REFERENCES

Références

Référence :

- [1] Manuel opératoire de l'unité de traitement de brut (UTB)
- [2] S. Bellaïche, Mémoire de l'année d'induction, SH/DP/HMD, 2001
- [3] A. Mammed, Mémoire de fin d'étude, IAP Boumerdès, 1995
- [4] <http://genie.industriel.iaa.free.fr/>, Avril 2014
- [5] P. Wuithier ; 'Raffinage et génie chimique', Tomes 2 ; pages 1050-1100 ; 1972
- [6] Archives des fiches techniques de l'UTB

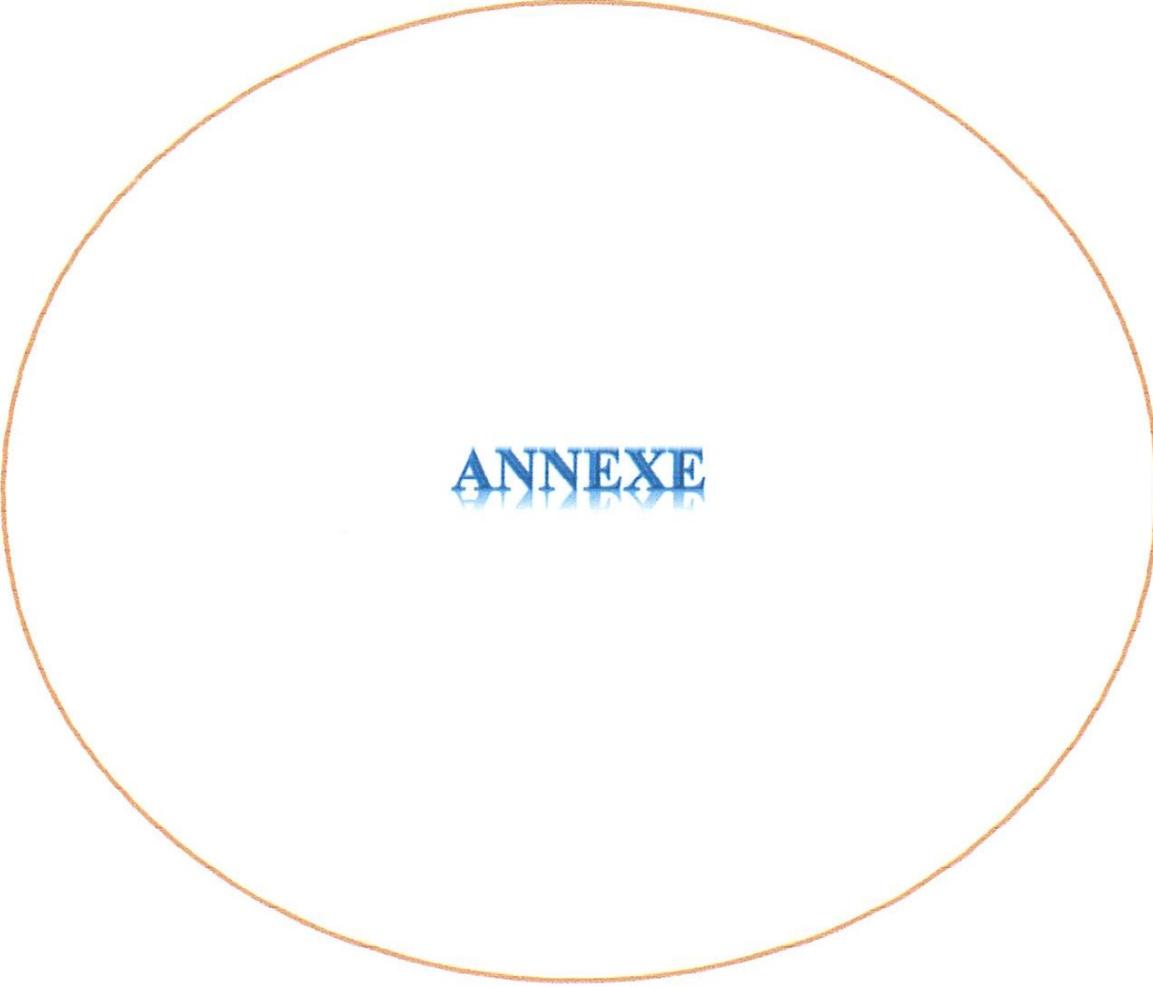


NOMENCLATURES

Nomenclatures

Nomenclatures :

- 1- CIS : Complexe industriel sud.
- 2- LDHP : Ligne Directe de Haute Pression.
- 3- LDBP : Ligne Directe de Basse Pression.
- 4- LDMP : Ligne Directe de Moyenne Pression.
- 5- UTB : L'unité traitement du brut.
- 6- HEH : Haoudh El Hamra.
- 7- API : American petroleum institut.
- 8- UFC : Unité de fractionnement des condensats.
- 9- RD : Réservoirs dégazeurs.
- 10- TVR : La tension des vapeurs.
- 11- GPL : Gaz de pétrole liquifié.
- 12- RHM : Raffinerie Hassi Messaoud.
- 13- SPF : Stockage des produits finis.
- 14- RS : Réservoirs de stockage.
- 15- SC : Section compression.
- 16- TRT : section traitement.
- 17- BP : L'unité de compression du basse pression.



ANNEXE

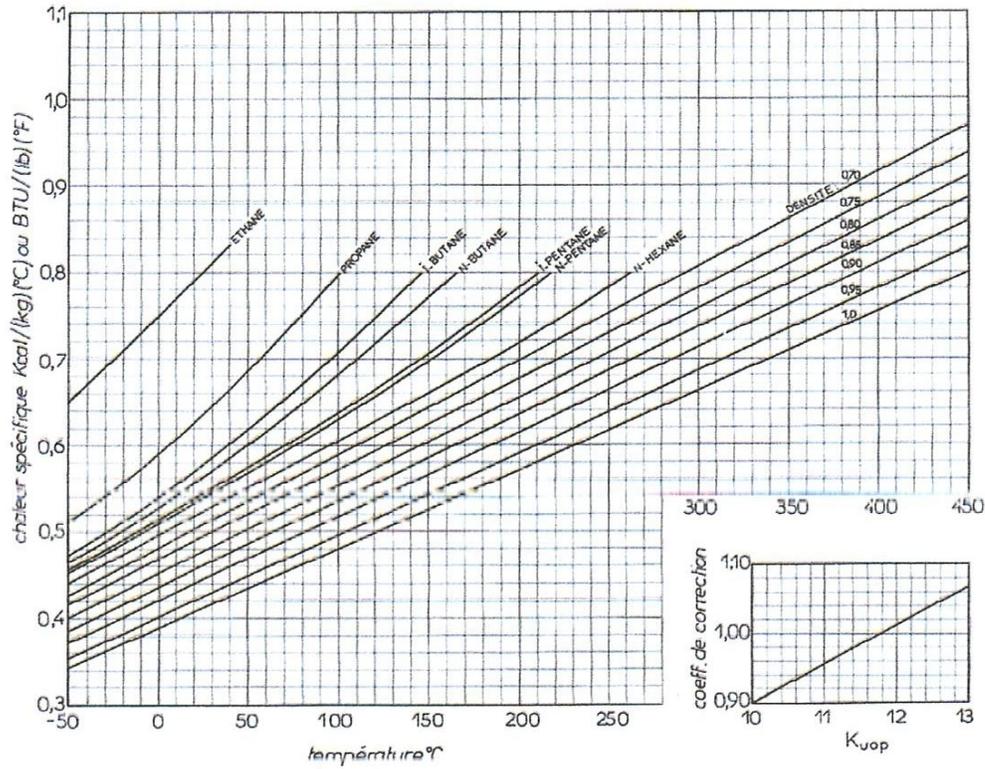
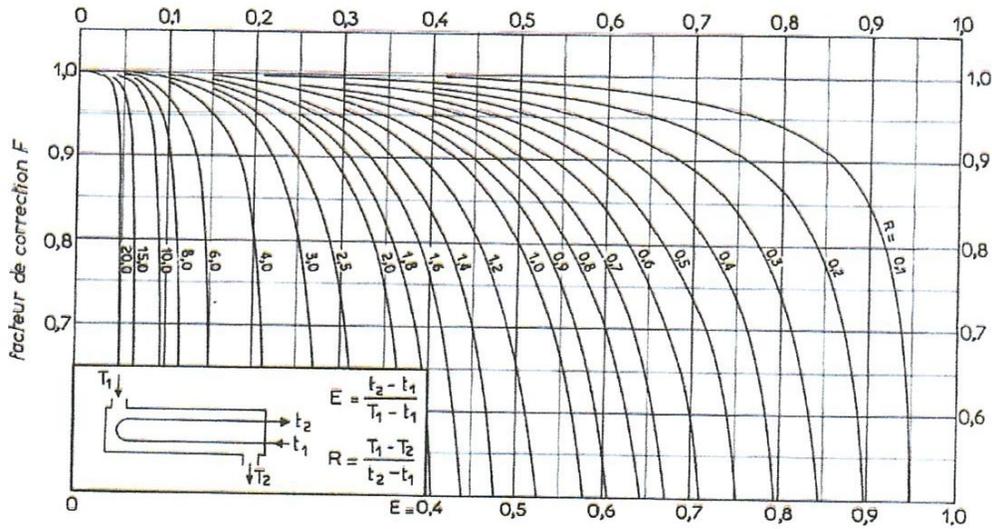


Fig. 1.51. — Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

Figure 1 : les chaleurs spécifiques des hydrocarbures et fraction liquides.



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

Figure 2 : facteur de correction : une passe coté calandre, deux passes coté tubes

Tableau 1 : les coefficients d'échange des différents fluides

ÉCHANGEURS		U _i	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽¹⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽³⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40

Tableau 2 : les différentes longueurs des échangeurs en ft

Longueurs en ft			
10	16	20	24

Tableau 3 : Caractéristiques des tubes de l'échangeur.

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

Annexes

Tableau 4 : Les caractéristiques d'un tube.

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (")
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

Tableau 5 : Disposition des tubes en triangle.

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

Dc calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	262	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

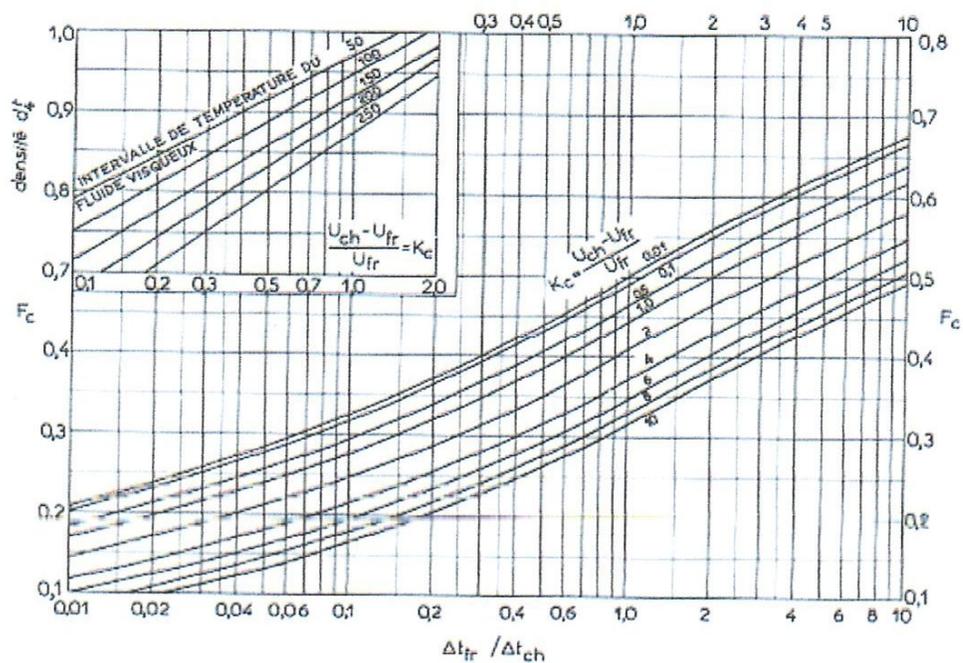


Figure 3 : les facteurs F_c et K_c en fonction de r .

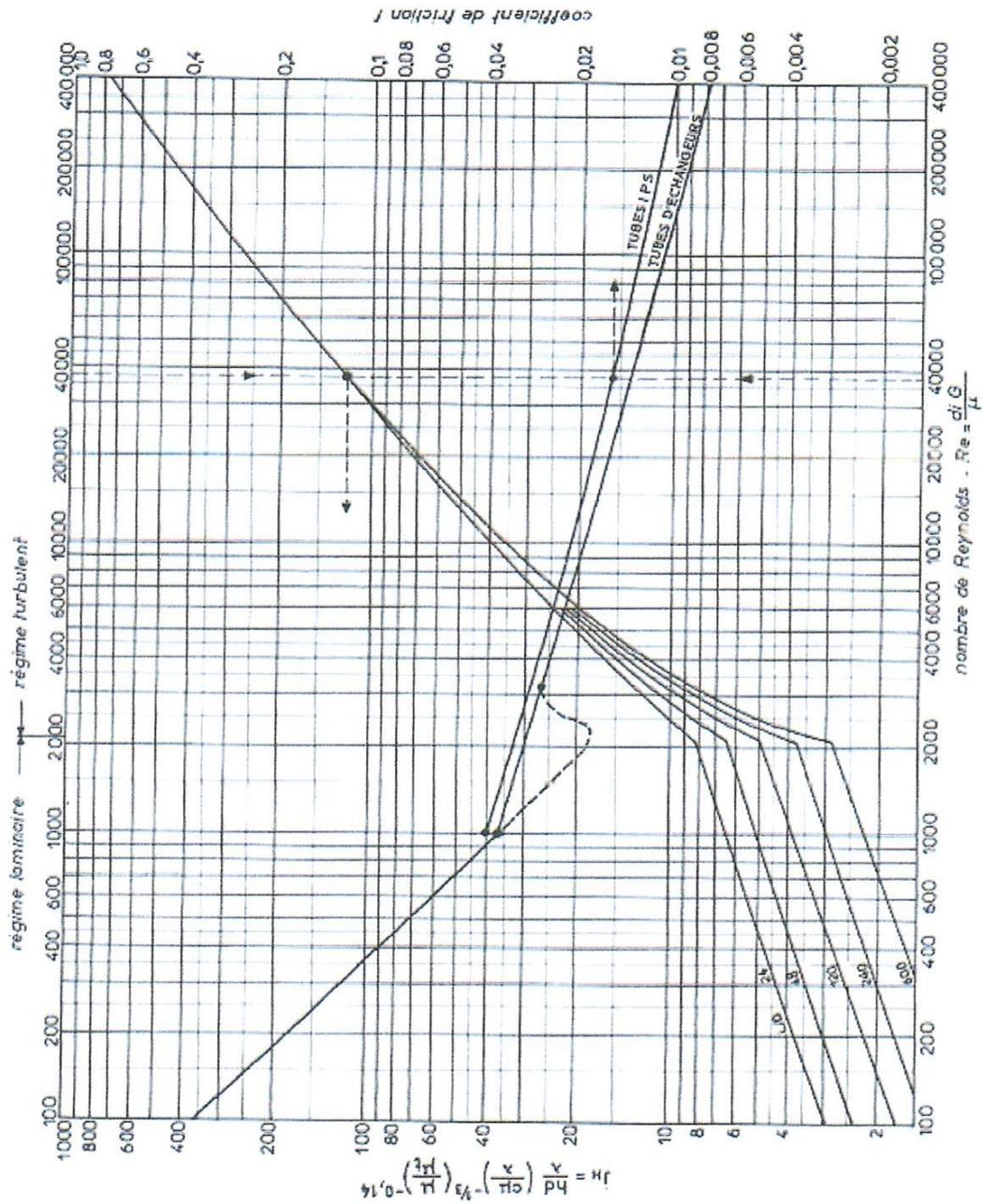


Figure 4 : le coefficient de transfert et le coefficient de friction en fonction du nombre de Reynold, a l'intérieur de tube

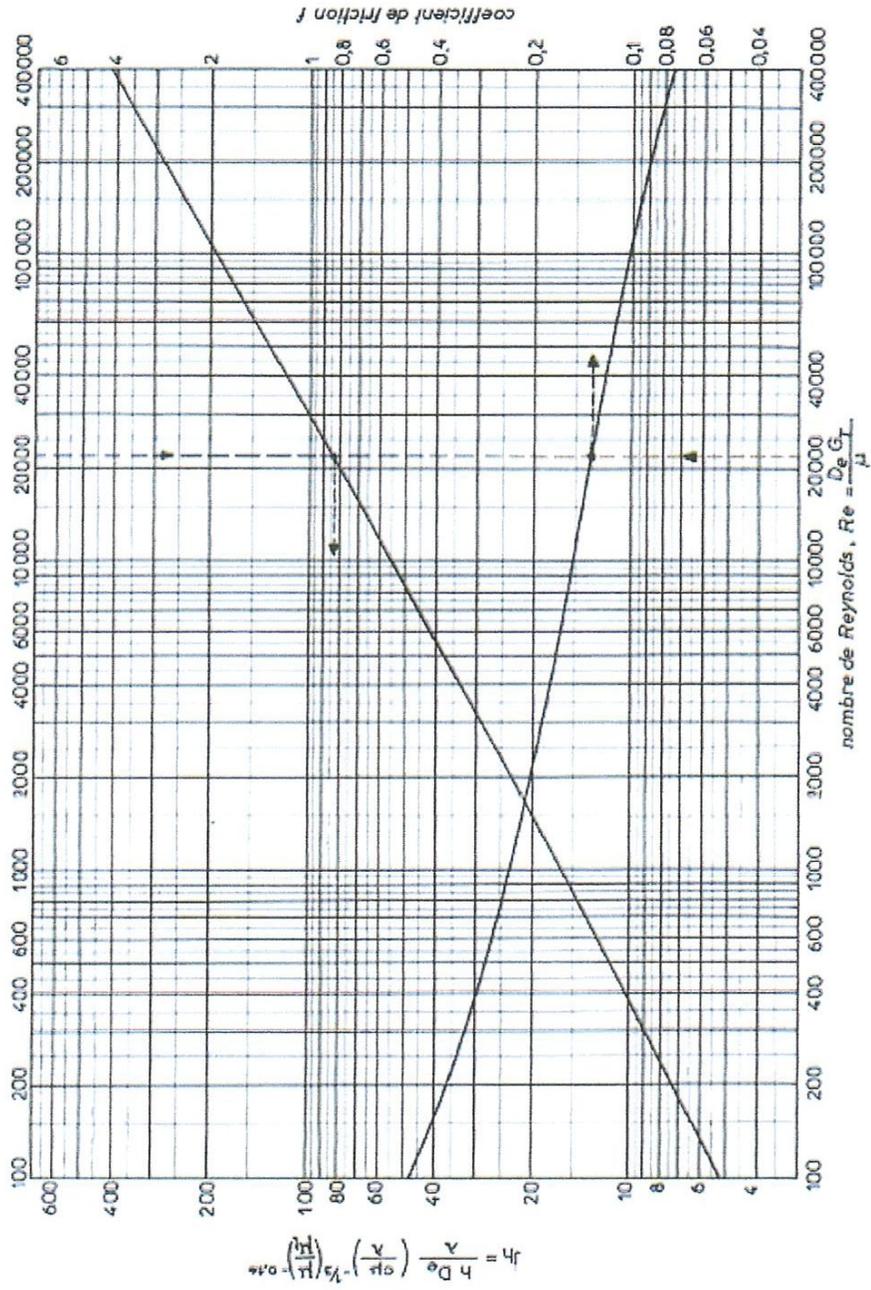


Figure 5 : le coefficient de transfert et le coefficient de friction en fonction du nombre de Reynold, a l'extérieur de tube

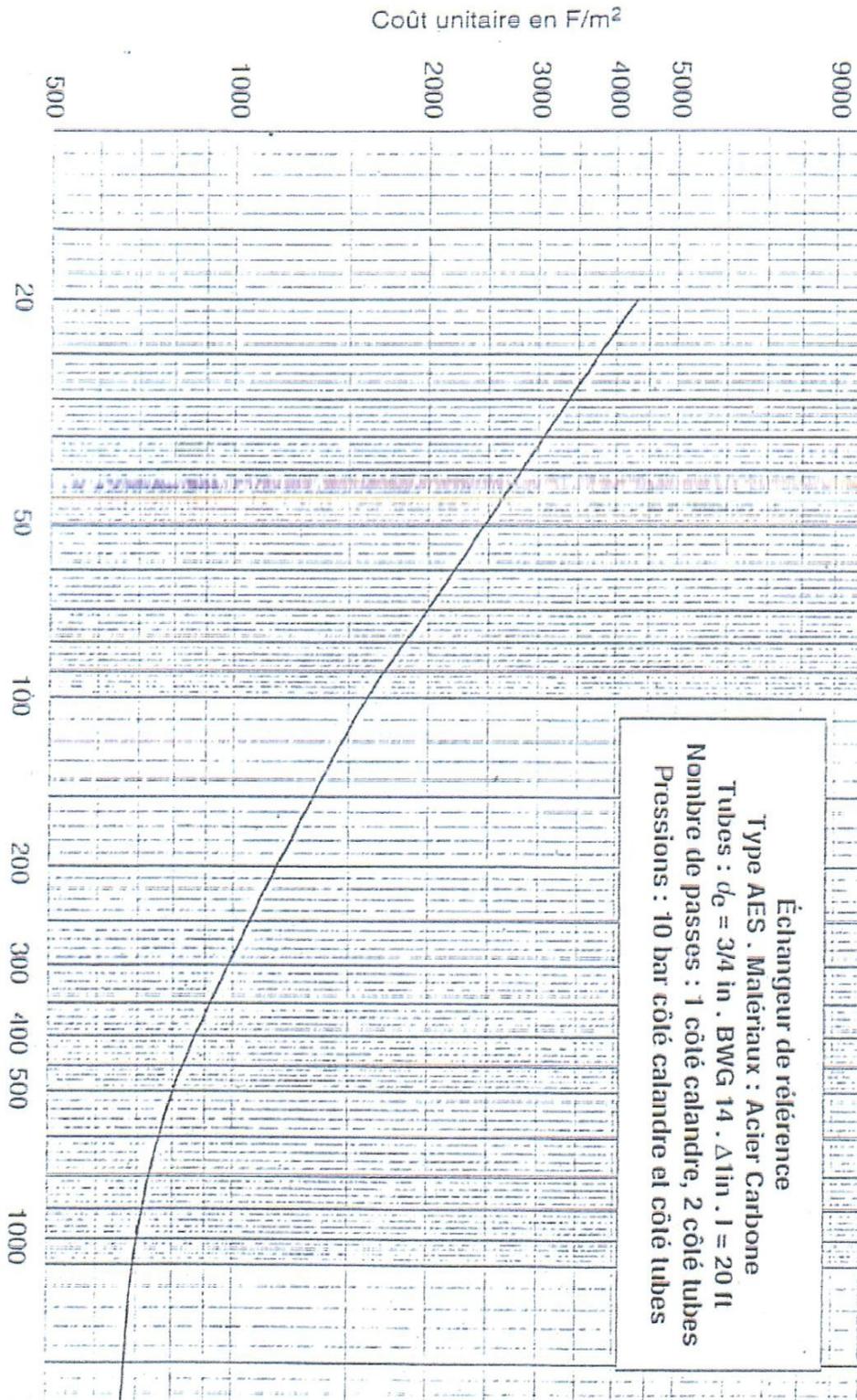


Figure 6 : le coût de l'échangeur de référence.