

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université Abderrahmane Mira de Bejaia

Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés



Mémoire de fin d'études

En vue d'obtention du diplôme de Master en génie des procédés

Option : génie chimique

**Amélioration de la qualité du brut issu de l'unité
dessalage du complexe industriel sud (CIS)
(sonatrach-Hassi_Messaoud)**

Réalisé par:

M^r: Boubouche Sofyane
M^r: Terrad Mouloud

Encadré par:

M^r: ARKOUB Hamid
M^r: HADDAD Said

Soutenu le 25 juin 2013 devant les jurys:

M^r. BAOUZ Toufik
M^r. BEDJAOUI Rachid
M^r. ARIOUAT Morad
M^r. ICHELLITEN
M^r. ARKOUB Hamid

President
Examineur
Examineur
Examineur
Rapporteur

Promotion juin **2013**



REMERCIEMENTS

Au terme de ce travail, nous tenons à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage, la volonté et la patience pour achever ce travail.

Nous exprimons nos vifs remerciements en particulier à nos promoteurs Mr H.Arkoûb et Mr S. HADDAD qui ont accepté de nous encadrer et pour leurs orientations et soutiens.

Nos sincères considérations et remerciement sont également exprimés aux membres de jury: Mr.BAOUZ Toufik, Mr. BEDJAOUI Rachid, Mr. ICHÉLLITAN et Mr. ARIOUAT Morad qui nous ont fait honneur par leur présence et pour avoir accepté d'examiner ce travail.

Nous remercions profondément tous les responsables du service traitement du complexe industriel sud en particulier le chef de service Mr Daoudi, l'ingénieur Mr M.Benmekkî et le contremaître Mr M.Aouf pour leur généreuse contribution à la réalisation de ce travail.

Nous tenons également à remercier toute personne ayant contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.



*D*édicaces

Tout au début, je tiens à remercier le bon dieu de m'avoir donné du courage et la patience afin de réaliser ce modeste travail que je dédie à :

Mes parents pour leurs sacrifices, leurs multiples soutiens, et pour leur affection quotidienne, merci d'être présents dans toutes les circonstances. Je pris le tout puissant de vous donner une longue vie et m'aider à être toujours votre fierté.

Mes chers frères : lanine, smail, adel.

A Mes sœurs : Zahra ET Fatima.

A Mes chère amies : Mouloud, Sarah, Yamina, Boubkeur, Manad, Idriss

Messaoud, Amoumou.

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin.

A tous les étudiants de la promotion de Génie chimique 2012-2013

SOFYANE

*D*édicaces

Tout au début, je tiens à remercier le bon dieu de m'avoir donné du courage et la patience afin de réaliser ce modeste travail que je dédie à :

Mes parents pour leurs sacrifices, leurs multiples soutiens, et pour leur affection quotidienne, merci d'être présents dans toutes les circonstances. Je pris le tout puissant de vous donner une longue vie et m'aider à être toujours votre fierté.

Mes chers frères : toufiq, Karim et Hammouche

Mes deux sœurs : Zina et Lina.

A mon chère Sofyane.

A Mes chère amis : Rooney, Marin, Hilal, Hafid.

A mes copins : Mahdi, Wisqas, Dahmane, boulou, massi, morad, hitoss, fahim, marouan, bilal, djibou, Lhossine, rouda.

A mes Amies : Zineb, Fatma, Fatima, Sara, Tiziri, Bonne nuit Bonne Année

A mes collègues : Idriss, Rachid, messaoud, djalil, redouane, salim, Nassim.

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin.

A tous les étudiants de la promotion de Génie chimique 2012-2013

Mouloud

Liste des tableaux

| | |
|--|----|
| Tableau III.1 : Paramètres et les opérations de dessalage | 21 |
| Tableau V.1 : Composition du brut | 52 |
| Tableau V.2 : Coefficients d'équilibre à 28 c° | 52 |
| Tableau V.3 : Résultats du calcul à 28 c° (dégazeur n°2) | 53 |
| Tableau V.4 : Résultats du calcul à 28 c° (dégazeur n°5) | 53 |
| Tableau V.5 : Résultats du calcul à 60 c° (dégazeur n°2) | 54 |
| Tableau V.6 : Résultats du calcul à 60 c° (dégazeur n°5) | 55 |
| Tableau V.7 : Tension de vapeur vrai à l'entrée de l'unité de dessalage | 56 |
| Tableau V.8 : Tension de vapeur vrai à la sortie de l'unité de dessalage | 57 |
| Tableau V.8 : Disposition triangulaire des tubes | 60 |
| Tableau V.9 : Données d'échange..... | 60 |
| Tableau V.10 : Détermination du diamètre de la calandre D_c | 64 |
| Tableau V.11 : Résultats de calcul d'échange | 68 |
| Tableau V.12 : Paramètres d'échange | 69 |
| Tableau V.13 : Dimensions constructives de l'échangeur (faisceaux et calandre) | 69 |
| Tableau V.14 : Résultats de comparaison (calcul de flash) | 70 |
| Tableau V.15 : Résultats de comparaison (dimensionnement) | 71 |

Liste des figures

| | |
|---|----|
| fig II.1 : Schéma de processus CIS | 6 |
| fig III.1 : Coalescence des gouttelettes d'eau | 22 |
| fig III.2 : Variation de la viscosité et de la densité du brut en fonction de « T » | 24 |
| fig III.3 : Vitesse de coalescence..... | 26 |
| fig III.4 : Salinité en fonction de la ΔP | 27 |
| fig III.5 : Ballon vertical avec un démister horizontal | 34 |
| fig III.6 : Ballon vertical avec un vertical démister | 34 |
| fig III.7 : Ballon horizontal avec un démister horizontal | 36 |
| fig IV.1 : Echangeur à double tube | 41 |
| fig IV.2 : Echangeurs à plaques tubulaires | 42 |
| fig IV.3 : Echangeur à tête flottante | 42 |
| fig IV.4 : Echangeurs à faisceaux et calandre | 43 |
| fig V.1 : Premier installation | 48 |
| fig V.2 : Installation actuel..... | 48 |
| fig V.3 : Schémas explicite de l'unité dessalage | 49 |
| Fig V.4 : Echangeur à faisceaux et calandre | 58 |
| Fig V.5 :Disposition des tubes | 59 |
| Fig V.6 : Schémas de simulation..... | 70 |

Liste des abréviations

F : $Q_{\text{entrée}}$: la charge d'alimentation (m^3/h) (pétrole brut).

L : Débit volumique de la phase liquide.

V : Débit volumique de la phase vapeur.

Z_i : Fraction molaire du constituant « i » dans le mélange.

X_i : Fraction molaire du constituant « i » dans la phase liquide.

Y_i : Fraction molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i » aux pressions et température indiquées.

P : Pression (bar).

TVV : Tension de vapeur vrai (pas/cm^2).

CP_m : Chaleur spécifique moyenne ($\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$).

μ : Viscosité dynamique ($\text{kg}/\text{h} \cdot \text{m}$).

λ : Conductibilité thermique ($\text{kcal}/\text{h} \cdot \text{m} \cdot ^\circ\text{C}$).

d_G : Densité de gasoil.

d_B : Densité du brut.

Q_V : Débit volumique du fluide côté faisceau (m^3/h).

ρ : La masse volumique du fluide côté faisceau (kg/m^3).

Q_{ech} : Quantité de chaleur échangée (kcal/h).

m_G : Débit massique du fluide chaud (kg/h).

Cp' : Chaleur massique moyenne ($\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$).

ρ' : Masse volumique du fluide côté calandre (kg/m^3).

ΔTLN : Température moyenne logarithmique ($^\circ\text{C}$).

ΔT_{lmc} : Température moyenne corrigé ($^\circ\text{C}$).

ΔT₁ : Différence de température maximale ($^\circ\text{C}$).

ΔT₂ : Différence de température minimale ($^\circ\text{C}$).

T₁ : Température d'entrée côté tube (°C).

T₂ : Température de sortie côté tube (°C).

t₁ : Température d'entrée côté calandre (°C).

t₂ : Température de sortie côté calandre (°C).

F' : Coefficient de correction.

f : Coefficient de friction.

A : Surface d'échange globale (m²).

U_s : Coefficient de transfert global (kcal/m².h.°C).

l : Longueur de tube (m).

d_i : Diamètre intérieur de tube (m).

d_e : Diamètre extérieur de tube (m).

e : Epaisseur de tube (m).

P : Pas (m).

a : Surface d'échange du tube (m).

N_t : Nombre de tubes.

n_c : Nombre de passe côté calandre.

D_c : Diamètre de la calandre.

U_p : Coefficient de transfert propre (kcal /h.m². °C).

Re : Nombre de Reynolds.

G_B : Vitesse massique coté tube (kg/h.m²).

m_G : Débit massique du gasoil (kg/h).

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

μ_t : La viscosité a l'extrémité.

Ø_c : Terme correctif.

n : Nombre de passe côté tubes.

G_{CT} : Vitesse massique coté calandre (kg/h.m²).

m_b : Débit massique coté calandre (kg/h).

a_{CT} : Surface de la calandre (m²).

D_c : Diamètre de la calandre (m).

B : Espace ente chicane (m).

d_{eq} : Diamètre équivalent (m).

J_h : Coefficient de transfert a l'extérieur des tubes.

h_{i0} : Coefficient de film interne (Kcal/h.m². °C)

h_o : Coefficient de film externe (Kcal/h.m².°C).

ΔP_t : Pertes de charge coté tubes (kg/m²).

ΔP_C : Pertes de charges coté calandre (kg/m²).

sommaire

Remerciements

Dédicaces

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des abréviations

Introduction générale

Chapitre I

Généralités sur le pétrole

| | |
|--|---|
| I. Généralités sur le pétrole | 1 |
| I.1. Introduction | 1 |
| I.2. Origine du pétrole..... | 1 |
| I.3. Composition Elémentaire De Pétrole Brut Et Leurs divers | 2 |
| a) Hydrocarbures paraffiniques (alcanes) | 2 |
| b) Hydrocarbures naphéniques | 2 |
| c) Hydrocarbures aromatiques | 2 |
| d) Les composés sulfurés | 3 |
| e) Les composés azotés | 3 |
| f) Les composés oxygénés | 3 |
| I.4. Classification des pétroles | 3 |
| a) Méthode chimique | 4 |
| a.1. Les pétroles paraffiniques | 4 |
| a.2. Les pétroles naphéniques ou cycliques | 4 |
| a.3. Les pétroles aromatiques..... | 4 |
| a.4. Les pétroles mixtes | 4 |
| b) Classification industrielle | 4 |
| c) Méthode technologique (marchande) | 4 |
| c.1. La teneur en soufre..... | 4 |
| c.2. la teneur potentielle en fractions claires..... | 5 |

Chapitre II

Présentation du complexe industriel sud

| | |
|---|----|
| II. Présentation du complexe industrielle sud (CIS) | 6 |
| II.1. Introduction | 6 |
| II.2. le complexe industriel sud CIS | 6 |
| II.2. Historique..... | 7 |
| II.3. Partie huile | 8 |
| a) Manifolds..... | 8 |
| b) Séparation LDHP 2 | 9 |
| c) Unité de séparation LDHP1 | 9 |
| d) Unité de séparation LDBP..... | 9 |
| e) Unité de séparation 2° Etage | 9 |
| f) Unité de séparation 3° Etage | 10 |
| g) Réservoirs dégazeurs (RD)..... | 10 |
| h) Stockage(RS)..... | 10 |
| i) Pomperie d'expédition | 10 |
| j) Unité de dessalage | 10 |
| k) Unité de Stabilisation | 11 |
| l) Unité topping (RHM 1) | 11 |
| m) Parc de Stockage de Produits Finis | 11 |
| n) Unité de fractionnement de condensats (UFC) | 11 |
| II.4. Partie gaz | 11 |
| a) Unité de compression 2 ^{ème} étage | 11 |
| b) Unité de compression 2 ^{ème} etage bis | 12 |
| c) Unité de compression 3 ^{ème} etage | 12 |
| d) Unité de compression LDBP | 12 |
| II.5. Réseau d'utilité | 12 |
| a) Centrale d'air | 12 |
| b) Bassin de traitement des eaux huileuses | 12 |
| II.6. Réseau torche | 13 |

Chapitre III

Problèmes d'exploitation

| | |
|--|----|
| III.1. Problèmes d'exploitation | 14 |
| III.1.1. Dépôts de sels | 14 |
| III.1.2. Dépôts organiques | 14 |
| III.1.3. Dépôts de sulfates de calcium (CaSO ₄)..... | 14 |
| III.2. Influence de l'eau et les sels sur le traitement de brut | 14 |
| III.2.1. Influence de l'eau sur le traitement de brut | 15 |
| III.2.2. Influence des sels sur le traitement du brut | 15 |
| III.3. Le dessalage..... | 15 |
| III.3.1. Définition | 16 |
| III.3.2. Théorie sur les émulsions | 16 |
| III.3.2.1. Définition de l'émulsion | 16 |
| III.3.2.2. Conditions de formation d'une émulsion..... | 16 |
| III.3.2.3. Stabilité d'une émulsion..... | 17 |
| III.3.3. Procédés des désintégrations des émulsions | 17 |
| a) La décantation | 18 |
| b) La centrifugation (l'essorage)..... | 18 |
| c) La filtration..... | 19 |
| III.3.4. Dessalage électrostatique | 22 |
| III.3.4.1. Généralités..... | 22 |
| III.3.4.2. Mécanisme de dessalage électrostatique..... | 22 |
| a) Diffusion des sels dans l'eau de lavage | 22 |
| b) Coalescence des gouttelettes d'eau | 22 |
| c) La décantation | 23 |
| III.3.5. Paramètres de marche et leurs influences | 24 |
| III.3.5.1. Température | 24 |
| III.3.5.2. Taux d'injection d'eau de lavage | 25 |
| III.3.5.3. La pression de service | 27 |
| III.3.5.4. Perte de charge (ΔP) au niveau de la vanne de mélange | 27 |
| III.3.5.5. Influence du champ électrique | 28 |
| III.3.5.6. Influence du désémulsifiant | 28 |

| | |
|---|----|
| III.3.5.7. Influence du niveau interface | 30 |
| III.3.5.8. Temps de séjour | 30 |
| III.3.6. Théorie de séparation | 31 |
| III.3.6.1. Introduction | 31 |
| III.3.6.2. Principales opérations de séparation | 31 |
| III.3.6.3. Objectifs de la séparation | 32 |
| III.3.6.4. Principes physiques de séparation | 33 |
| III.3.6.5. Différents types de séparateurs | 34 |

Chapitre IV

Théorie sur les échangeurs

| | |
|--|----|
| IV.1. Introduction | 37 |
| IV.2. Modes de transfert de chaleur | 37 |
| IV.3. Les échangeurs de chaleurs | 40 |
| IV.4. Classification des échangeurs | 40 |
| IV.5. Dimensionnement d'un échangeur | 44 |
| Méthode de calcul (Méthode de KERN) | 44 |

Partie calcul

| | |
|---|----|
| I. Description générale du procédé dessalage | 47 |
| I.1. But des unités | 47 |
| I.2. Alimentation et spécifications | 47 |
| I.3. Capacité des unités | 47 |
| I.4. description des unités | 47 |
| a) la première installation | 47 |
| b) l'installation actuelle | 48 |
| I.5. Problématique | 49 |
| II. Calcul de flash | 50 |
| II.1. Méthode de calcul d'équilibre | 50 |
| II.2. Application | 51 |
| a) 1 ^{er} cas (cas actuel) | 51 |
| b) 2 ^{iem} cas d'étude | 54 |
| II.3. Détermination des quantités du gaz et du liquide séparées | 55 |

| | |
|---|-----------|
| II.4. Evaluation de la tension de vapeur reid de brut | 56 |
| III. Dimensionnement d'un échangeur | 58 |
| III.1. Le Choix de l'échangeur | 58 |
| a) calandre | 58 |
| b) faisceaux | 58 |
| c) Disposition des tubes | 59 |
| III.2.Méthode de calcul | 60 |
| III.2.2. Résultats des calculs | 68 |
| IV. Résultats de la simulation et comparaison | 70 |
| Conclusion générale | 72 |

Bibliographie.

ANNEXES.

Introduction

Générale

Introduction générale

Le pétrole est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffiniques, naphthéniques, aromatiques) associé à des composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel). Le pétrole brut est connu depuis la plus haute antiquité. Employé autrefois comme mortier, comme agent d'étanchéité ou encore pour ses propriétés lubrifiantes ou médicinales, le pétrole n'est devenu un grand produit industriel seulement qu'au milieu du XIX^e siècle.

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui permet de transformer un brut pétrolier en produits finis, tels que les carburants et les matières premières pour la pétrochimie. D'autre part, le brut pétrolier traité au niveau des raffineries ou destiné vers l'expédition est un brut stabilisé qui a subi plusieurs phases de prétraitement.

L'Algérie figure sur l'échelle mondiale avec des réserves moyennes en pétrole brut contenu dans une multitude de gisements éparpillés à travers le bassin saharien. Le principal d'entre eux est le gisement de Hassi-Messaoud.

Suite aux développements de l'industrie pétrolière et aux travaux de recherches effectués sur le pétrole, un certain nombre de spécifications ont été fixées par les transporteurs et les raffineurs en vue d'évaluer sa qualité et son mode de traitement.

De ce fait, le brut expédié à partir du centre industriel sud (CIS) de Hassi-Messaoud, doit impérativement répondre aux spécifications commerciales à savoir la densité et la tension de vapeur reid (TVR). Pour se conformer à ces exigences de qualité de brut, l'Algérie a procédé à la réalisation d'une unité de traitement de brut stabilisé (UTBS) capable de traiter plus 60% de la production du CIS de Hassi-Messaoud.

Le service traitement du complexe industriel sud (CIS) reçoit la production pétrolière des différents puits et champs satellites. En arrivant à ce lieu le brut subit deux principales phases de traitement, la première est une séparation des gaz contenus dans le brut à travers plusieurs étages de séparation, la deuxième étape consiste à réduire le taux de salinité de brut par un procédé de dessalage.

Notre travail, consiste en premier temps à présenter les différentes filiales de traitement de brut au sein du service traitement du complexe industriel sud. Ensuite à évaluer la quantité du gaz séparé au niveau des dégazeurs de l'unité dessalage, qui nous donnera un aperçu sur la diminution de la tension de vapeur.

Enfin, dans le but d'améliorer la qualité de traitement de brut, notre perspective se traduit par le dimensionnement d'un échangeur de chaleur permettant d'atteindre des conditions favorables de traitement.

Chapitre I

GÉNÉRALITÉS SUR LE PÉTROLE

I) Généralités sur le pétrole :

I.1. Introduction :

Le pétrole brut est un liquide noir, quelques fois à reflets verdâtres et généralement plus léger que l'eau de densité varie entre $0,7 \div 0,9$. Il est plus ou moins fluide suivant son origine, et son odeur habituellement forte et caractéristique.

Le pétrole est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés hydrocarbures pour la plus part, et souvent un peu des traces des composés oxygénés et azotés et un peu de soufre à l'état de combinaison organiques. On le rencontre dans les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (biseau de sables dans des argiles) [1].

I.2. Origine du pétrole :

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique à été formulée dès le XIXe siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs en ex-U.R.S.S. font appel soit à des théories cosmiques dans lesquelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires. De plus, des traces de l'origine organique des pétroles bruts peuvent être décelées ; en premier lieu, on y trouve des corps optiquement actifs, qui ne peuvent pratiquement être synthétisés que par les êtres vivants ; on y trouve également : des porphyrines, dont la structure dérive directement de celle de la chlorophylle des plantes ou de l'hémine ; des isoprénoïdes, hydrocarbures issus de la chaîne phytol de la chlorophylle ; des stéroïdes et triterpénoïdes, composés caractéristiques de la matière vivante. Il semble donc que l'essentiel des gisements de pétrole dérive, directement ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt [2].

I.3. Composition élémentaire du pétrole brut et leurs divers groupements

Les éléments essentiels qui composent le pétrole sont, le carbone (83 à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures. Parmi les composants du pétrole on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote dont la teneur varie entre 1 % et 7 % en fonction de type du pétrole.

On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole de Cl, P, Si, As et les métaux K, Na, Fe, Ni et enfin presque tous les éléments du tableau périodique de MENDELIEVE.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants [3],[4].

a) Hydrocarbures paraffiniques (alcanes) :

Ce sont des hydrocarbures saturés de formule brute C_nH_{2n+2} et se sont :

- Des gaz : (C_1 à C_4) : Qui peuvent être utilisés comme combustibles ménagers et industriels ou comme matière première pour la pétrochimie (pour l'obtention des alcools gras, noir de carbone ...etc.)
- Des liquides (C_5 à C_{16}) : Dans les conditions normales de pression et de température) : ils font parti intégrante de l'essence, kérosène et de gasoil, mais ils peuvent être utilisés comme matière première pour la pétrochimie pour l'obtention des alcools gras et des acides gras et des détergents
- Des solides : (C_{17} et plus ; dans la température ambiante) : Ils font parti intégrante des paraffines et des résines [5].

b) Hydrocarbures naphthéniques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés de formule brute C_nH_{2n} . Le pétrole à base naphthénique est utilisé pour l'obtention des huiles car ils possèdent un grand indice de viscosité, mais aussi ce sont des bons composants des carburateurs à cause de leur grand pouvoir calorifique.

Les propriétés des hydrocarbures naphthéniques elles se trouvent comprises entre celles des paraffiniques et celles des aromatiques [5].

c) Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule brute C_nH_n , le premier nombre de cette famille est le benzène.

Le benzène est désiré dans les essences car il améliore son indice d'octane.

Les hydrocarbures aromatiques à plus grande masse moléculaire se trouvent dans le kérosène et le gasoil et la majeure partie dans les huiles.

Plus de ces trois principaux groupements il existe dans le pétrole [5].

d) Les composés sulfures :

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre.

Ex : Le brut de HASSI MASSAOUD contient approximativement 0,14 %, ces composés sont très corrosifs pour les appareils et les machines et ce sont des poisons pour les catalyseurs.

Ils diminuent l'indice d'octane des essences et ils forment des gommages dans les essences, on les divise généralement en trois parties :

* Les composés sulfurés à base d'acide (H_2S : acide sulfurés, RSH mercaptans), ils peuvent se dissoudre dans l'eau et donner l'acide sulfurique H_2SO_4 (corrosif).

* Les sulfures et les polysulfures ($R-S-R'$ sulfures, $R-SS-R'$ polysulfures),

Avec l'augmentation de température il y a formation de H_2S et R-SH.

* Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, se trouvent principalement dans les mazouts et les goudrons [5].

e) Les composés azotés :

Ils sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, ils sont toxiques pour les catalyseurs

f) Les composés oxygénés :

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques $R-COOH$ qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles.

Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets [5].

I.4. Classification des pétroles

Après la découverte d'un gisement du pétrole et avant leur traitement en appliquant les divers procédés du raffinage, le pétrole doit subir au niveau du laboratoire, certaines analyses afin de le classer [6].

On distingue trois sortes de classifications :

a) Méthode chimique :

Cette méthode est basée sur la prédominance d'hydrocarbures qui constitue le pétrole, on distingue :

a.1. Les pétroles paraffiniques :

Dans ces pétroles prédominant les hydrocarbures paraffiniques. Les pétroles paraffiniques d'un poids spécifique relativement faible, contiennent de la paraffine solide, et donnent souvent à la distillation une proportion importante de fractions légères, presque exclusivement composés d'hydrocarbures saturés aliphatiques de la série du méthane (paraffines)

Ex : Pétrole de Pennsylvanie [6].

a.2. Les pétroles naphténiques ou cycliques :

Ils contiennent principalement les hydrocarbures naphténiques. Ce sont les pétroles de la région de Bakou, de Californieetc.

a.3. Les pétroles aromatiques :

En général ils donnent, proportionnellement, plus des fractions lourdes. Les fractions légères renferment, à coté de peut de carbures méthanoïques relativement, des hydrocarbures saturés cycliques (naphténes) et des hydrocarbures aromatiques [6].

a.4. Les pétroles mixtes :

Les pétroles mixtes sont :

- Parfino - Aromatiques.
- Parfino - Naphténiques.
- Naphteno - Aromatiques.
- Parfino – Naphteno - Aromatiques.[6]

b) Classification industrielle : [6]

Le pétrole est classé selon la densité en :

- Pétrole léger avec $\rho_{15}^{15} < 0,828$.
- Pétrole moyen avec $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,884$.
- Pétrole lourd avec $\rho_{15}^{15} > 0,884$.

c) Méthode technologique (marchande)

Cette méthode est basée sur la connaissance de la :

C.1. La teneur en soufre :

Le pétrole se divise en trois classes :

- A faible teneur, lorsque le pétrole ne contient pas plus de 0,5 %.
- A moyenne teneur, lorsque le pétrole contient entre 0,5 à 2%.
- Sulfureux lorsque sa teneur est supérieure à 2% [6].

C.2. la teneur potentielle en fractions claires :

- Teneur élevée > 45% (pétrole léger).
- Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen).
- Teneur faible < 30% (pétrole lourd).

La méthode technologique est la plus complète et permet de choisir le schéma adéquat de traitement. Cependant, l'impression de cette classification augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire augmente.

Il apparaît donc important de mettre sur le pétrole brut une autre étiquette que celle de leur classe. A ces fins, différents facteurs ont été proposés faisant intervenir de leur classer des relations plus ou moins complexes, mais permettant toute fois de classer le pétrole brut en groupes bien définis chimiquement. C'est le cas notamment du facteur de caractérisation K_{uop} .

Nelson, Watson et Murphy de la société UOP (Universel – Oil – Products) ont proposé en 1937 la formule suivante qui définit le facteur de caractérisation K_{uop} [7].

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T_m (^{\circ}R)}}{Sp\ gr (60/60)} \quad \text{ou} \quad K_{uop} = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_m (K)}}{d_{15}^{15}}$$

Où : $T_m(K)$, $T_m (^{\circ}R)$: Température moyenne d'ébullition exprimée en Kelvin et en degré Rankine.

Sp gr (60/60): Specific gravity à 60°F.

d_{15}^{15} : La densité à 15 °C.

Chapitre II

PRÉSENTATION DU COMPLEXE INDUSTRIELLE SUD (CIS)

II. Présentation du complexe industriel sud (CIS) :

II.1. Introduction

Dans le monde de l'industrie pétrolière, le traitement du brut représente une grande nécessité, et ce à travers les procédés de séparation, déshydratation, dessalage et stabilisation ce qui permet de fournir aux différentes unités de production des charges en des conditions d'exploitation favorable.

Au niveau de l'unité traitement sud HMD (Hassi-Messaoud), le bon fonctionnement de la section de dessalage dépend du bon fonctionnement de toute l'unité [8].

II.2. Le complexe industriel sud (CIS) HMD :

Le complexe CIS HMD comprend les unités suivantes : Unité traitement, GPL1, GPL2, La nouvelle raffinerie, Le boosting. (Voir figure II. 1)

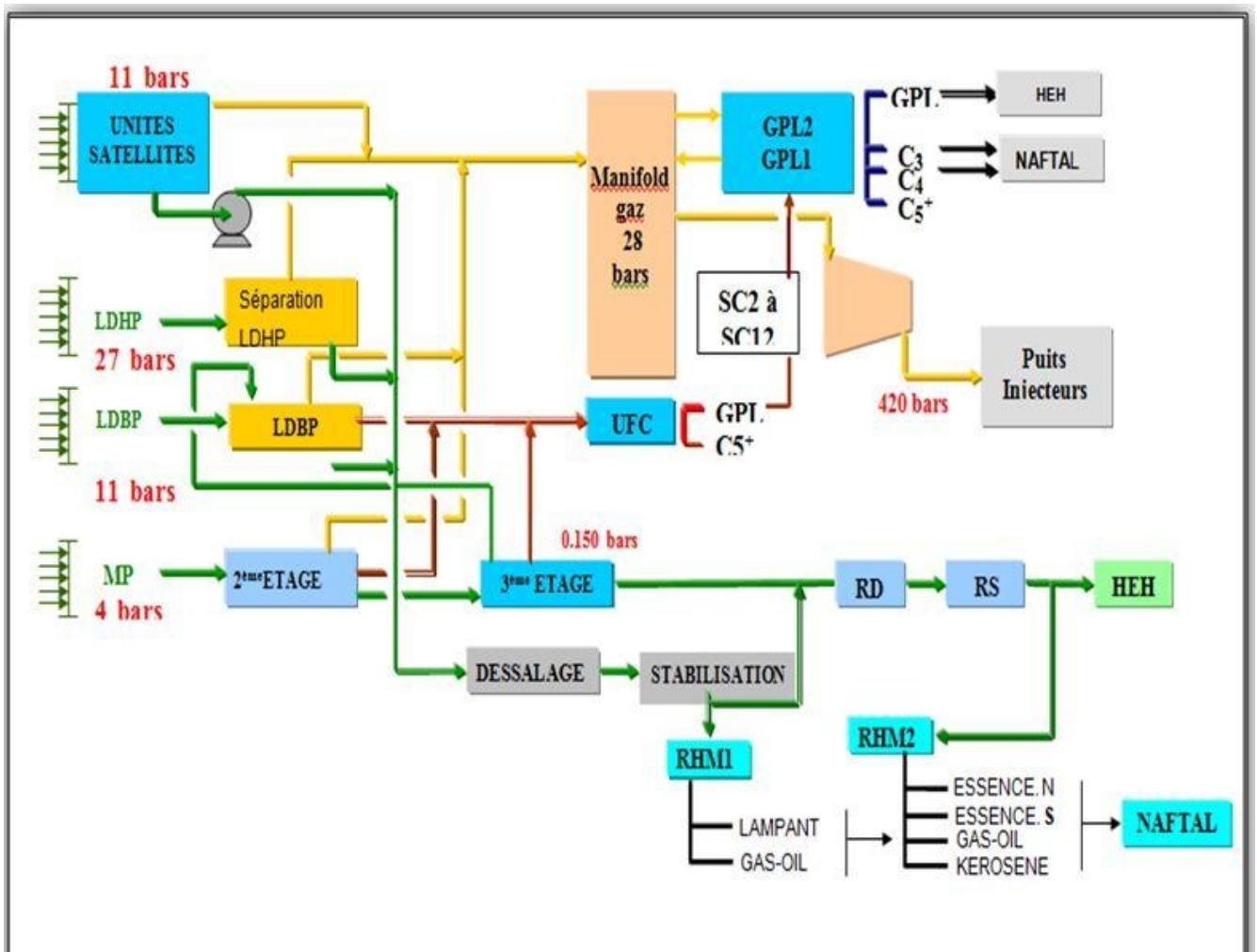


fig II.1 : Schéma de procès du complexe industriel sud (CIS)

II.2. Historique :

L'unité traitement du brut (UTB) actuellement CIS 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.
- 1961 : Réalisation de la première unité de stabilisation du brut de 10 000 m³/j, d'une 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 Haoud El Hamra 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 5^{ème} séparateur BP d'un bassin déshuileur API1.
- 1978 : Transformation de la deuxième 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.
- 1996 : 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 et une centrale d'air
- 2001 : Réalisation d'un nouveau bassin déshuileur API2.
- 2008 : Réalisation d'un nouveau réseau de torches situé au sud du complexe
- 2008/2009 Réalisation de trois (03) nouveaux dessaleurs de 75000bbbl/j chacun
- L'unité de séparation traitement Sud reçoit la production des unités satellites (W₁A, W₂A, W₁C, E₂A, S₁A et E₁C) et des différents puits par les lignes directes LDHP, LDBP et LDMP au niveau de deux manifolds Sud et Nord [8].

Le brut est séparé dans plusieurs étages de séparation, il est ensuite dessalé, stabilisé puis stocké avant d'être expédié vers le terminal de stockage Haoud-El-Hamra (HEH). Une partie du brut stabilisé est fractionnée sur place dans l'unité TOPPING pour obtenir des produits finis tels que le butane, l'essence, le lampant et le gas-oil qui sont stockés dans le parc de stockage des produits finis.

Les gaz issus des différents étages de séparation et après avoir été comprimés jusqu'à une pression de 28 bars, sont envoyés vers le manifold gaz 28 bars pour alimenter les stations de réinjection de gaz et unités GPL.

Pour les condensats récupérés des différentes unités du centre, ils sont fractionnés au niveau de l'unité de fractionnement des condensats (U.F.C) pour obtenir le GPL (mélange C3-C4) qui est envoyé vers stockage GPL, les condensats stabilisés C5+ sont mélangés avec le brut alimentant la séparation 2ème étage, le gaz produit est envoyé soit vers unité GPL 1 ou les unités de compression LDBP 1/2/3 [8].

L'unité de traitement du brut est composée essentiellement de :

- **Partie huile**
- **Partie gaz**
- **Réseau d'utilité :**
 - Centrale d'Air
 - Bassin traitement des eaux huileuses.
- **Réseau torche.**

II.3. Partie huile:

a) Manifolds :

Le service traitement reçoit la production des différents puits par des lignes directes LDHP, LDBP et celles des champs satellites au niveau des deux manifolds SUD et NORD

- Le manifold sud est le plus important, il contient 26 arrivées de brut.
- Le manifold nord contient 10 arrivées.

Dans chaque manifold on a des transversales qui sont liées avec toutes les arrivées à l'aide des vannes manuelles, où on fait connecter les arrivées qui ont les mêmes propriétés dans la même transversale, parmi ces propriétés : la pression (qui varie de 05 à 30 bars).

Ces transversales sont: LDHP, LDBP, 2^{ème} étage, P4000, TEST, condensât, stable [8].

b) Séparation LDHP 2 :

La nouvelle unité de séparation LDHP est une extension de l'ancienne LDHP (séparation 1^{er} étage) du centre, elle est conçue pour traiter les effluents à haut GOR (rapport huile-gaz), elle comprend quatre séparateurs identiques sous une pression de 28 bars, un ballon d'air instrument, un puisard avec deux pompes, et une torche d'écrêtage sud.

Les quatre séparateurs sont de type cylindrique horizontal et traitent 4 000 m³/j d'huile et 5 Millions sm³/j de gaz (s :standard), chacun à partir d'une alimentation triphasique (huile, eau et gaz), la séparation est réalisée du fait des différences de densité entre les trois phases, les niveaux d'huile et d'eau dans les séparateurs sont maintenus par des vannes régulatrices de niveau se trouvant sur leurs lignes de sortie, la pression de gaz dans chaque séparateur est maintenue par des vannes régulatrices de pression se trouvant sur la ligne sortie gaz [8].

c) Unité de séparation LDHP1:

L'unité de séparation LDHP1 est composée d'une série de douze séparateurs.

◆ Série A et C :

C'est une séparation haute pression (28 bars), chacun de ces séparateurs a une capacité de traitement en huile de 2800 m³/j et de gaz 500 000 sm³/j

Le brut arrivant du manifold ou des puits directement passe dans les 8 séparateurs à deux séries A&C. La pression au niveau de ces séparateurs est régulée par une vanne automatique. Le gaz produit est envoyé au manifold général de gaz 28 bars, l'huile passe à l'unité de dessalage tandis que l'eau est évacuée vers puisard puis vers le bassin API. Dans le cas d'une augmentation de pression dans les séparateurs ou en cas de problème au niveau de la vanne le gaz est envoyé vers la torche Nord ou Sud [8].

d) Unité de séparation LDBP :**◆ Serie B :**

La série B ou séparation LDBP est composée de quatre séparateurs sous une pression de 11 bars. Le brut subit une séparation biphasique. Le gaz sortant au sommet est envoyé vers les stations de compression LDBP1, LDBP2 ou LDBP3. L'huile salée passe vers le dessaleur N°1 pour éliminer les sels ou directement vers 2^o étage de séparation par les vannes régulatrices de niveau d'huile [8].

e) Unité de séparation 2^o étage :

Le 2^o étage de séparation est composé de trois série A/ B/ C dont chacune est constituée de quatre séparateurs, à une pression de service 04 bars. Ils sont alimentés par l'unité de dessalage, le brut des satellites, les condensats des stations de compression et les

condensats C5+ de l'U.F.C. Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 2724 m³/j d'huile et de 75 600 sm³/j de gaz.

Le gaz sortant des séparateurs est dirigé vers les unités de compression 2^o étage ou 2^o étage bis (bis secours) alors que le brut est acheminé vers les séparateurs BP du 3^o étage par les lignes « L₁...L₇ » [8].

f) Unité De séparation 3^o étage :

La séparation 3^o étage s'effectue au niveau de cinq séparateurs verticaux travaillant à une pression de 120 gr/cm². Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 5625 m³/j d'huile et 508440 sm³/j de gaz. L'huile issue de cette séparation est envoyée aux réservoirs de dégazage tandis que le gaz alimente les unités de compression 3^o étage ou 3^o étage bis [8].

g) Réservoirs dégazeurs (RD):

C'est dans les réservoirs de dégazage RD qu'on appelle aussi 4^o étage où s'effectue la dernière étape de séparation. Ces réservoirs sont à toit fixe. Le gaz sortant de chaque RD est dirigé vers torche (faible quantité). L'huile est transférée vers les réservoirs de stockage RS par des pompes de transfert, l'eau purgée est envoyée vers le bassin API [8].

h) Stockage(RS) :

Un parc de stockage constitué de cinq réservoirs à toit flottant (RS : A/B/C/D/ E) d'une capacité de 15000 m³ chacun [8].

i) Pomperie d'expédition :

La pomperie d'expédition du brut a pour rôle de l'envoyer des RD vers RS, ou vers HEH, mais aussi l'augmentation de la pression d'aspiration des pompes, ou l'évacuation des eaux usées [8].

j) Unité de dessalage :

Dans le but de réduire la salinité et autres impuretés (dissoutes ou en suspension) dans le brut, trois dessaleurs sont installés au traitement sud. Le dessaleur n^o1 a une capacité de 10 000 m³/j et les dessaleurs n^o 2/ 3 ont une capacité de 13000m³/j. Avant l'entrée du brut au dessaleur on lui injecte un produit désémulsifiant par des pompes doseuses pour faciliter la coalescence des gouttelettes d'eau.

Les trois dessaleurs sont pourvus des électrodes (procédé HAWE-BAKER) alimentés en 20 KV. L'eau salée ainsi récupérée est purgée vers le bassin API, et l'huile alimente le 2^o étage de séparation, dont une partie sert comme charge à l'unité de stabilisation [9].

Dans le cadre du revamping des installations, 03 autres dessaleurs de capacité 75000bbl/j chacun ont été réalisés et mis en service fin mars et début avril 2009

k) Unité de stabilisation :

L'unité de stabilisation par distillation est constituée d'une colonne de stabilisation avec son système de reflux et de rebouillage. Cette unité est conçue pour traiter 10 000 m³/j de brut (en brut stabilisé dont les caractéristiques sont : TVR = 0,650 kg/cm² (tension de vapeur saturante) à 38°C, D¹⁵ = 0,7920.

Le but de la stabilisation du brut est de baisser sa tension de vapeur (TVR) en éliminant les fractions les plus légères (gaz) y contenu à savoir C₁, C₂, C₃... [8].

l) Unité topping (RHM 1) :

Le but de l'unité de topping est d'obtenir les carburants liquides par distillation atmosphérique tels que le butane, l'essence, le lampant et le gasoil [8].

m) Parc de stockage de produits finis :

Ce parc est constitué de :

- ◆ Sphère à butane
- ◆ Bacs d'essence
- ◆ Bacs de lampant
- ◆ Bacs de gas-oil

n) Unité de fractionnement de condensats (UFC) :

L'unité de fractionnement de condensats a été conçue pour traiter une capacité de 2500 m³/j de condensats non stabilisés récupérés des unités du centre industriel : 2^o étage de compression, 3^o étage de compression et l'unité de stabilisation.

Cette unité a pour objet de fractionner ces condensats dans différentes colonnes de fractionnement dans le but de récupérer le GPL « C3-C4 » qui est envoyés vers les bacs de stockage au niveau de l'unité GPL1 et le gaz pauvre en GPL (sommet de colonnes) est envoyé vers les unités de compression LDBP1 / 2 & 3 ou vers l'unité GPL1.

Pour les condensats stabilisés C5+, ils sont recyclés dans le brut au niveau du 2^o étage séparation [8].

II.4. Partie gaz :**a) Unité de compression 2^{ème} ETAGE:**

Cette unité d'une capacité de 1000000 sm³/j comprime le gaz provenant de la séparation 2^{ème} étage d'une pression 4 bars à une pression de 28 bars à travers un compresseur centrifuge entraîné par une turbine.

Le refroidissement du gaz et la détente dans le ballon nous permet de récupérer une fraction de condensats constituant une partie de la charge de l'U.F.C et le gaz est envoyé au

manifold 28 bars pour alimenter les unités GPL ou les stations de compression pour réinjection [8].

b) Unité de dompression 2^{ème} ETAGE bis :

Servant comme unité de secours pour l'unité de compression 2^o étage, donc elle a le même rôle que celle du 2^{ème} étage mais le compresseur centrifuge est entraîné par un moteur [6].

c) Unité de compression 3^{ème} ETAGE :

Les gaz du 3^{ème} étage de séparation (séparation BP) sont comprimés à travers le compresseur centrifuge entraîné par une turbine de 0.06 bar jusqu'à 14 bars. Le refroidissement du gaz dans le ballon nous permet de récupérer une fraction de condensât constituant une partie de la charge de l'U.F.C et le gaz est envoyé aux unités de compression [8].

d) Unité de dompression 3^{ème} ETAGE bis :

Servant comme unité de secours pour l'unité de compression 3^o étage, avec toujours le même rôle mais dans ce cas son compresseur est entraîné par un moteur [8].

e) Unité de compression LDBP1 :

Les gaz venant de la séparation LDBP, de la stable, de l'U.F.C et du 3^{ème} étage ou 3^{ème} étage bis sont collectés dans le manifold gaz LDBP et comprimés à travers le compresseur centrifuge qui est entraîné par une turbine de 10 bars jusqu'à 28 bars pour alimenter les unités GPL ou les stations de compression pour réinjection [8].

f) Unité de compression LDBP2 :

Cette unité comprime le gaz provenant d'un champ satellite avec un appoint gaz local (via aspiration LDBP 1) à travers un compresseur centrifuge entraîné par un moteur de 06 bars jusqu'à 28 bars pour alimenter les unités GPL ou les stations de compression pour réinjection. [8].

g) Unité de dompression LDBP3 :

Servant comme unité de secours pour les unités de compression LDBP 1 et LDBP2.

II.5. Réseau d'utilité :

a) Centrale d'air :

La nouvelle centrale d'Air est conçue pour alimenter toutes les unités CIS en air instrument.

b) Bassin de traitement des eaux huileuses :

Le Service Traitement Sud possède un bassin déshuileur de type API qui fonctionne depuis 1978, a pour rôle la récupération d'huile des eaux huileuses issues des purges des différentes unités. L'huile récupérée dans le bassin est dirigée vers le stockage tandis que l'eau est envoyée directement vers bourniers. En 2001 un nouveau bassin API a démarré [8].

II.6 Réseau torche :

Il est utilisé pour évacuer les gaz irrécupérables (faible pression), ou bien en cas d'excès par mesure de sécurité.

En 2008 un nouveau réseau de torche aménagé (déplacement de toutes les torches vers le sud du complexe) a été mis en service et on a démolis les anciennes [8].

Chapitre III

PROBLÈMES D'EXPLOITATIONS

III.1. Problèmes d'exploitation :

III.1.1. Dépôts de sels :

La récupération de l'huile s'accompagne sur certains puits d'une production d'eau salée due à la présence des sels cristallisés en suspension avec les particules de brut. Lors de la production tout changement de la pression ou de la température provoque des dépôts de sels qui réduisent le débit en bouchant le tubing.

On peut lutter contre les dépôts de sels, en utilisant différentes méthodes :

- L'injection de bouchons d'eau traitée dans la formation.
- Lavage à l'eau douce.
- Produits chimiques.

Généralement les dépôts de sels nécessitent l'injection d'eau suivant le temps de la formation de ces dépôts [9].

III.1.2. Dépôts organiques :

Les dépôts d'asphaltènes et des paraffines ont posé beaucoup de problèmes. L'huile de gisement dépose dans le tubing un résidu noirâtre qui en s'accumulant diminue fortement la productivité des puits. Ceci peut s'expliquer de la manière suivante :

- Lors de la migration du pétrole, les hydrocarbures lourds sont déposés au bas de réservoir.
- La condition de formation de ces dépôts est la diminution de la pression ou de la température ou bien les deux qui peuvent décroître la solubilité des fractions lourdes dans le brut.

On peut lutter contre les dépôts de paraffines ou d'asphaltènes par :

- Grattage à l'aide du WIRE LINE.
- Envois des racleurs dans les collectes [9].

III.1.3. Dépôts de sulfates de calcium (CaSO_4):

* Le problème de ces dépôts est le plus grave à rencontrer sur le gisement,

* Les dépôts de sulfates de calcium se forment à partir de la combinaison des ions SO_4^{--} se trouvant dans l'eau d'injection et les ions de Ca^{++} se trouvant dans l'eau de gisement,

* le grattage à l'aide du WIRE LINE est inefficace devant les dépôts de CaSO_4 . Il ne reste qu'une méthode de traitement ; c'est le traitement chimique [9].

III.2. Influence de l'eau et les sels sur le traitement de brut :

III.2.1. Influence de l'eau sur le traitement de brut :

Les pétroles bruts sont souvent chargés de gouttelettes d'eau en suspension. Avec la teneur en eau.

La viscosité du pétrole augmente, ce qui augmente la consommation de l'énergie des pompes.

Le prix de revient de son traitement augmente car la capacité de l'installation doit diminuer, car l'eau se transforme en vapeur avec environs 1300-1600 fois le volume de liquide. Ce qui provoque une haute pression dans la colonne et on aura le danger d'explosion et donc diminution nécessaire de la capacité [10].

Altération de la qualité des produits obtenus : car les vapeurs d'eau avec la vitesse élevée passent à travers les plateaux de la colonne, en entraînant les produits lourds ce qui altère la couleur et la composition fractionnaire de tous les produits, la grande vitesse des vapeurs ne permet pas au liquide de rester sur les plateaux. Ce phénomène s'appelle soufflage des plateaux qui provoquent la perturbation complète du régime de la colonne et les produits obtenus ne répondent pas aux spécifications [9].

III.2.2. Influence des sels sur le traitement du brut [9] :

Les sels dissous dans l'eau résiduelle présentent les inconvénients suivants :

- La précipitation des sels sur les parois des tubes des échangeurs engendre une augmentation de pertes de charges et une réduction de débit ;
- Diminution du coefficient de transfert thermique dans les équipements ;
- La consommation de chaleur et le prix de revient de réparation ou de l'entretien augmentent ;
- les sels chlorés provoquent la corrosion des appareils de l'installation.

III.3. Le dessalage :

♠ Introduction :

La technique du dessalage d'un brut en présence d'un champ électrique remonte à 1908 par COTTEL, bien connu pour ces travaux sur la précipitation électrique des aérosols.

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

Actuellement, on peut affirmer que pratiquement toutes les unités de distillation atmosphérique sont équipées d'un dessaleur [9].

III.3.1. Définition :

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

En effet, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique [9].

III.3.2. Théorie sur les émulsions :

III.3.2.1. Définition de l'émulsion :

Une émulsion est définie comme un mélange de deux liquides immiscibles dont l'un est dispersé sous forme de fines gouttelettes, dans l'autre, le liquide enveloppant constitue le milieu continue ou externe, la phase dispersée constitue la phase interne. Une émulsion stable est une émulsion qui ne peut pas être rompue sans avoir recours à certaines formes de traitement [11].

III.3.2.2. Conditions de formation d'une émulsion :

Dans la production du pétrole brut, les émulsions les plus généralement rencontrées sont du type eau dans l'huile ou « hydrophobe », le milieu continue étant l'huile. Les émulsions du type huile dans l'eau ou émulsions inverses « hydrophile » existent mais se rencontrent plus rarement.

Trois conditions sont nécessaires à la formation d'une émulsion stable :

- Non miscibilité des deux liquides.
- Energie suffisante pour disperser une phase dans une autre.
- Présence d'un agent émulsifiant.

Les agents émulsifiants rencontrés dans le pétrole brut comprennent les asphaltènes, les résines, les acides organiques.

Les paraffines solubles dans l'huile ou des particules finement divisés qui sont généralement plus mouillées par le pétrole brut que par l'eau. Parmi ces solides finement divisés, on peut trouver des sulfates de fer, zinc et aluminium, des carbonates de calcium, de la silice, de l'argile et du sulfure de fer.

L'agent émulsifiant contenu dans le pétrole brut se rencontre à l'interface eau/huile en formant une barrière autour des gouttes d'eau, ce qui empêchera la coalescence, le plus souvent d'ailleurs, ces émulsifiants naturels contenus dans le pétrole brut sont des molécules polaires [11].

III.3.2.3. Stabilité d'une émulsion [11] :

La stabilité d'une émulsion ou sa résistance à la destruction, dépend de plusieurs facteurs :

Agent émulsifiant :

C'est le facteur primordial dans la stabilité d'une émulsion en effet, son absence ne conduit pas à une émulsion stable, l'activité d'un agent émulsifiant se définit par sa vitesse de migration à l'interface et par son pouvoir émulsifiant. Toutefois, il est impossible de prédire quel type d'agent émulsifiant produit l'émulsion la plus stable.

Agitation :

Le type et la sévérité de l'agitation déterminent la taille des gouttes d'eau dispersées dans le brut. L'émulsion est d'autant plus stable que les gouttelettes d'eau sont plus petites. La détermination de la granulométrie des gouttes d'eau peut constituer de ce point de vue une mesure de la stabilité d'une émulsion.

Viscosité de l'huile :

La viscosité de la phase continue joue un double rôle : d'un côté, la viscosité de l'huile empêche la migration de l'agent émulsifiant vers l'interface et limite la formation de fines gouttelettes par l'agitation. D'un autre côté, la viscosité élevée est un facteur défavorable lors de la décantation des gouttelettes d'eau, d'une manière générale, les deux effets contraires s'annulent.

Teneur en eau dans l'émulsion :

Lorsque le pourcentage d'eau augmente dans une émulsion du type eau dans l'huile, une plus grande agitation est nécessaire pour mettre l'eau en émulsion. D'une manière générale, on aurait tendance à dire que les émulsions à fort pourcentage d'eau, sont les émulsions les moins stables.

Age de l'émulsion :

Une émulsion décante une certaine partie de son eau avec le temps, l'émulsion restante contenant les bulles d'eau les plus fines, devient de plus en plus stable. De plus, des réactions chimiques complexes peuvent rigidifier le film interfacial et rendre la coalescence plus difficile, c'est pourquoi, il est nécessaire de traiter les émulsions dès leur formation.

III.3.3. Procédés des désintégrations des émulsions:

Il existe trois principaux types de procédés :

- Procédé mécanique.

- Procédé chimique.
- Procédé électrique.

Chacun de ces procédés a pour but de rassembler les gouttelettes d'eau en grosses gouttes susceptibles de se déposer rapidement au fond du décanteur. Le recours à l'un des procédés précités doit être motivé par la nature de l'émulsion et par de nombreuses considérations d'ordre économique [11].

Procédé mécanique :

Parmi les procédés mécaniques, on peut distinguer :

a) La décantation :

Le fonctionnement de la majorité des équipements de traitement du pétrole brut est basé sur le principe de décantation (différence de densité) pour séparer les gouttelettes d'eau de l'huile, par ailleurs, le mouvement de chute des gouttelettes d'eau à travers l'huile est favorisé par les frottements liés à la viscosité de l'huile. Ce procédé n'est efficace que pour des émulsions stables du simple fait de différence entre les poids spécifique des composés de l'émulsion. Le traitement thermique des émulsions accélère la décantation.

La vitesse de décantation est donnée par la formule de Stokes :

$$Vd = \frac{1}{18} \cdot g \cdot \frac{(dd - dc)}{dc} \cdot \frac{D^2}{\rho c} \dots \dots \dots (1)$$

Où :

- g : Accélération de la pesanteur.
- Vd : vitesse de décantation.
- dd : densité de la phase dispersée (eau).
- dc : densité de la phase continue (brut).
- ρc : viscosité cinématique du brut.
- D : diamètre de la gouttelette d'eau.

On a donc intérêt pour améliorer la décantation :

- à augmenter la taille des gouttelettes d'eau.
- à opérer à la température la plus élevée possible pour diminuer la viscosité de la phase continue [9].

b) La centrifugation (l'essorage) :

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 leurs utilisations limitées.

Dans ce cas, on utilise la force centrifuge, la centrifugation est basée sur la même loi de Stokes à condition de remplacer dans la formule par la force centrifuge équivalente.

$$F = \frac{m \cdot V^2}{R} \dots\dots\dots (2)$$

Où

$$V = \frac{2\pi R n}{60}$$

$$F = \left(\frac{2\pi}{60}\right)^2 m \cdot n^2 \cdot R \dots\dots\dots (3)$$

m : masse du corps en révolution en (kg).

V : vitesse linéaire en (m/s).

R : rayon du cercle de révolution (m).

n : vitesse de révolution (Tr/min).

Il ressort de cette formule que la force centrifuge est proportionnelle au carré de la vitesse de révolution, l'action efficace de la force centrifuge dépend par ailleurs du rayon du cercle de révolution R. Les deux facteurs n et R constituent la base d'élaboration des centrifugeuses, le faible débit de ces derniers ainsi que les frais élevés occasionnés par leur exploitation constituent les raisons principales de leur limitation dans la désémulsification des pétroles, la centrifugation permet cependant d'atteindre une déshydratation et un dessalage presque complet des pétroles (à 99,7%) [9].

c) La filtration :

La séparation de l'eau contenue dans le pétrole par filtration est basée sur les phénomènes de mouillage sélectif. Ainsi, par exemple le sable de quartz est facilement mouillable à l'eau, tandis que la pyrite l'est au pétrole. Pour déshydrater les pétroles, on utilise des copeaux de tremble peuplier et d'autres bois non résineux. Les fines particules d'eau, tout en adhérant aux bords aigus des copeaux se rassemblent en grosses gouttes s'écoulant facilement par gravité, les colonnes de filtration, sont surtout utilisées lorsque les émulsions de pétrole ont déjà été désagrégées, mais les gouttelettes d'eau se maintiennent encore en suspension et ne se déposent pas, l'inconvénient majeur du procédé de filtration est le colmatage relativement rapide de la surface filtrante par les particules de sol et la nécessité de remplacer souvent le garnissage [11].

procédé chimique :

La désintégration des émulsions au moyen des produits chimiques (agents désémulsifiants) peut être obtenue par :

- Le déplacement par absorption de l'agent émulsifiant actif par un produit à effet tensio-actif plus puissant et à solidité moindre de la pellicule absorbante.
- La formation d'émulsions de types opposés (inversion de phases).

Le réactif choisi pour une émulsion donnée n'est efficace que pour d'autres émulsions.

Il y a différentes manières d'introduire le réactif :

- Dans le réservoir de décantation.
- Dans la tuyauterie qui relie le réservoir d'accumulation à l'installation de désémulsification.
- Directement dans les puits de pétrole.

Le but poursuivi par cette dernière méthode est de traiter une émulsion toute récente sans lui permettre de vieillir et d'augmenter sa stabilité au cours du stockage. La désintégration des émulsions par des procédés chimiques est très largement appliquée ; ces procédés se distinguent par leur grande souplesse et simplicité.

Les meilleurs réactifs sont ceux les plus faciles à obtenir, qui sont efficaces et qui ne modifient pas la propriété du pétrole ; l'émulsion doit être préalablement chauffée afin d'activer le processus de désémulsification chimique dans les raffineries on la chauffe dans les échangeurs de chaleur à faisceaux tubulaires [11].

Procédé électrique :

Après les séparateurs, le brut contient de l'eau et des sels sous forme d'une émulsion très stable, le dessaleur électrostatique apporte sous une forme efficace l'énergie nécessaire à la destruction de ces émulsions. En effet, les particules reçoivent sous l'effet d'un champ électrique alternatif à haute tension des charges de polarité opposée. Lorsque la charge atteinte un potentiel suffisamment élevé, l'enveloppe diélectrique est percée, et par conséquent, les fines gouttelettes d'eau se joignent en formant des gouttes plus grosses qui se déposent facilement au fond du réservoir.

Le dégagement du gaz dans le réservoir est indésirable ; pendant le dessalage, on évite l'évaporation des légers en élevant la pression dans l'appareil conservant ainsi les gaz à l'état dissous. Ainsi, on crée une nouvelle émulsion d'environ 5% d'eau douce dans le brut ; cette nouvelle émulsion est de nouveau détruite, entraînant aussi les gouttelettes d'eau salées présentes au départ. L'eau enlevée contient approximativement de l'eau douce et salée dans

les proportions du mélange d'émulsion réalisé, quatre opérations fondamentales ont lieu dans le dessaleur électrique. Les gouttes d'eau acquièrent donc une masse suffisante pour tomber par gravité vers le fond du dessaleur, c'est la décantation [11].

Le tableau ci-après, décrit ces opérations ainsi que les paramètres qui les régissent.

| Opération | Réalisation | Paramètres actifs |
|--|--|---|
| Apport de l'eau douce | Formation d'une émulsion de brut salé et d'eau douce au niveau de la vanne de mélange. | - Quantité d'eau - Réglage de la vanne de mélange |
| Dissolution des cristaux de sel présents dans le brut par l'eau douce ajoutée | Lors du séjour dans le dessaleur | - Turbulence (vanne de mélange) - Temps de séjour - Présence d'agent mouillant |
| Coalescence des gouttes d'eau douce introduite et d'eau salée présentes dans le brut | Le champ électrique créé par l'électrode haute tension du dessaleur développe des forces entre gouttes dipôles qui facilitent la coalescence | - Valeur du champ électrique - Quantité d'eau et qualité de l'émulsification - Temps de séjour - Agent de surface |
| Décantation des gouttes | Elle débute en même temps que la coalescence et a lieu dans tout le volume. | - Diamètre des gouttes - Différence de densité eau-brut - Viscosité du brut - Température (action sur la viscosité) - Temps de séjour |

Tableau III.1: Paramètres et les opérations de dessalage

III.3.4. Dessalage électrostatique :

III.3.4.1. Généralités :

Après les séparateurs, le brut contient des sels dissous dans l'eau accompagnant le brut mais aussi éventuellement et simultanément sous forme de cristaux plus ou moins protégés de l'eau par une enveloppe de brut. L'eau est d'ailleurs sous forme d'une émulsion stable.

Le dessaleur électrostatique contribue d'une manière efficace à détruire cette émulsion. Pour cela, on crée une nouvelle émulsion d'environ 3 à 5% d'eau moins salée que l'eau de gisement ; cette eau peut être de l'eau douce en cas de disponibilité (en pratique, on ne peut pas utiliser de l'eau dont la salinité est supérieure à 50 g/l).

Cette nouvelle émulsion ainsi créée est détruite dans le dessaleur ; l'eau salée résiduelle du brut traité présente une salinité plus faible que celle de départ. Pour une même teneur finale en eau, on a donc réduit la salinité du brut [9].

III.3.4.2. Mécanisme de dessalage électrostatique :

Le dessalage du brut comporte trois étapes successives :

a- Diffusion des sels dans l'eau de lavage :

L'eau de lavage sert à dissoudre les cristaux de sels contenus dans le brut. Le contact eau/brut, doit être intime. Le mélange eau/brut s'effectuera à travers une vanne de mélange, son réglage sera effectué de telle manière que l'émulsion soit aussi fine que possible sans pour autant nuire à la décantation au cours du stade ultérieur [9] .

b- Coalescence des gouttelettes d'eau :

L'émulsion stable eau/brut est fortement stabilisée par les molécules polaires telles que les asphaltènes et des solides finement divisés. Ces agents stabilisent l'émulsion, d'où la nécessité d'utiliser certains désémulsifiants. La difficulté de la coalescence sera donc fonction de la quantité d'émulsifiant naturel contenu dans le brut et aussi de la présence des solides finement divisés

Deux mécanismes provoquent la coalescence :

- Les forces d'attraction des gouttelettes entre elles dues à la polarité des molécules d'eau qui tendent à s'orienter.
- L'agitation créée par le champ électrique.

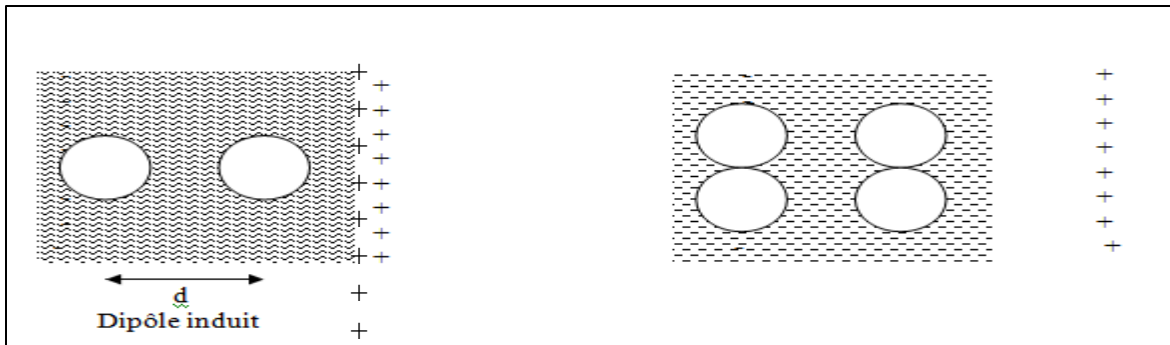


fig III.1 : Coalescence des gouttelettes d'eau

La force d'attraction entre les gouttelettes est donnée par la formule suivante :

$$F = K E^2 \frac{a^6}{d^4}$$

Où :

a : rayon des gouttelettes

d : distance entre les centres de gouttelettes

E : champ électrique

Pour augmenter la force d'attraction, on a donc intérêt à augmenter le champ électrique E.

La coalescence dépend aussi du taux d'injection d'eau de lavage, ainsi, la vitesse de coalescence est donnée par la formule suivante :

$$V_c = K \frac{X^{4/3}}{\mu}$$

Où :

V_c : vitesse de coalescence

X : taux d'eau de lavage

μ : viscosité dynamique du brut

On peut conclure que la coalescence dépend :

- du champ électrique ;
- du taux d'injection d'eau de lavage ;
- de la température de dessalage.

c- La décantation :

Sous l'effet du champ électrique, les gouttelettes d'eau se rassemblent et donnent de grosses gouttelettes qui, sous l'effet de leur densité supérieure à celle du brut, décantent au fond du dessaleur, et leur vitesse de décantation est donnée par la formule de Stokes.

$$Vd = \frac{1}{18} \cdot g \cdot \frac{(dd - dc)}{dc} \cdot \frac{D^2}{\mathcal{G}c}$$

Où :

- g : accélération de la pesanteur
- dd : densité de la phase dispersée (eau)
- dc : densité de la phase continue (brut)
- $\mathcal{G}c$: viscosité cinématique de la phase continue.
- D : diamètre des gouttelettes d'eau

On a donc intérêt pour améliorer la décantation :

- ✓ A augmenter la taille des gouttelettes d'eau (par augmentation de la quantité d'eau injectée et utilisation de désémulsifiants).
- ✓ D'opérer à la température la plus élevée possible pour diminuer la viscosité de la phase continue.

D'une manière pratique, les dessaleurs sont calculés pour une viscosité de deux centpoises et pour un temps de décantation apparent de 20 à 30 minutes [9].

III.3.5. Paramètres de marche et leurs influences :**III.3.5.1. Température :**

La température est le paramètre le plus important dans le procédé de dessalage, elle intervient dans la vitesse de coalescence par l'intermédiaire de la viscosité qui est très sensible à ce paramètre, l'augmentation de la température pour conséquence de baisser la viscosité du brut dans le dessaleur. Ainsi que le critère de décantation $\frac{dd - dc}{\mu}$ est une fonction croissante de la température.

Les courbes (I) et (II) donnent les variations de la viscosité et de la densité du brut en fonction de la température.

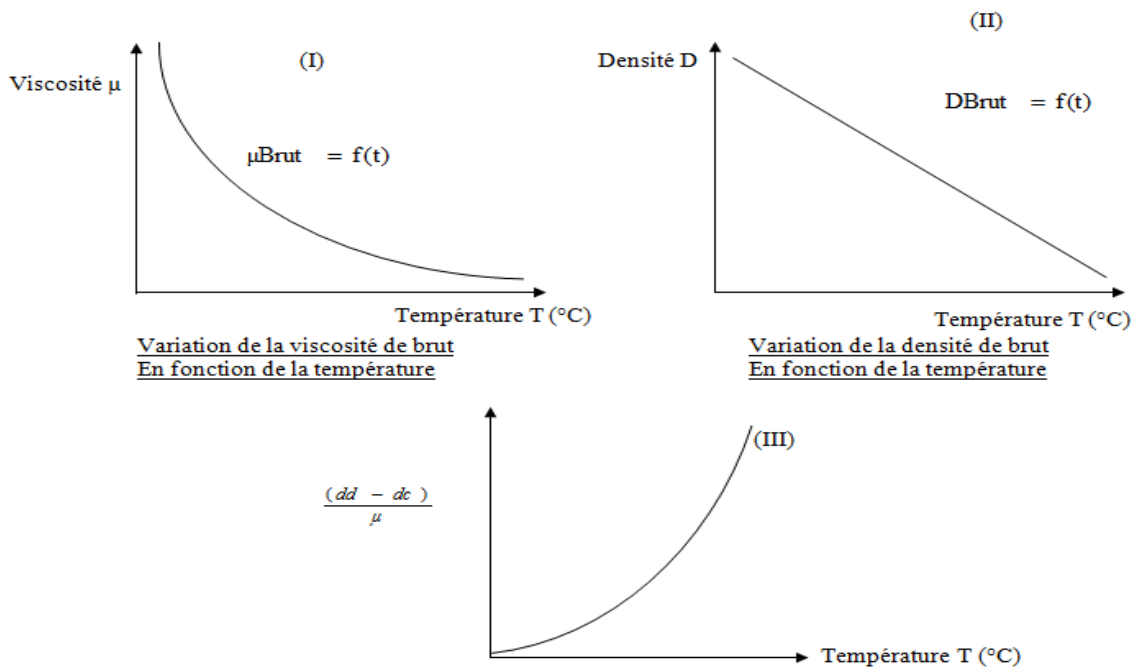


fig III.2 : Variation de la viscosité et de la densité du brut en fonction de T

La courbe III donne la variation du facteur caractérisant la vitesse de décantation en fonction de la température.

$$Vd = K \frac{(dd - dc)}{\mu}$$

D'après les courbes (I), (II), (III), on s'aperçoit que l'augmentation de la température augmente la décantation, mais, cependant, on est limité par la conductivité du brut qui est elle aussi, favorable par l'augmentation de la température, et qui peut causer un court-circuit des électrodes [9].

III.3.5.2. Taux d'injection d'eau de lavage :

L'eau de lavage sert à mouiller les cristaux de sels et à les dissoudre, la force d'attraction entre les gouttelettes est très influencée par le taux de lavage. Il est généralement entre 2 et 8 % en volume par rapport à la quantité de brut traité.

En jouant sur le rapport $\frac{a}{d}$ de la formule :

$$F = K E^2 \cdot \frac{a^6}{d^4}$$

Où :

a : rayon des gouttelettes.

d : distance entre les centres des gouttelettes.

E : champ électrique.

En diminuant le taux de lavage, F diminue donc le taux d'injection d'eau à une grande influence sur la force d'attraction entre les gouttelettes donc sur la vitesse de coalescence.

Ainsi, la vitesse de coalescence s'exprime par la formule suivante :

$$V_c = K \cdot \frac{X^{4/3}}{\mu}$$

Où :

X : taux d'eau de lavage.

μ : viscosité dynamique de brut.

Pour une température constante : $\frac{V_c \cdot \mu}{K} = f(X)$

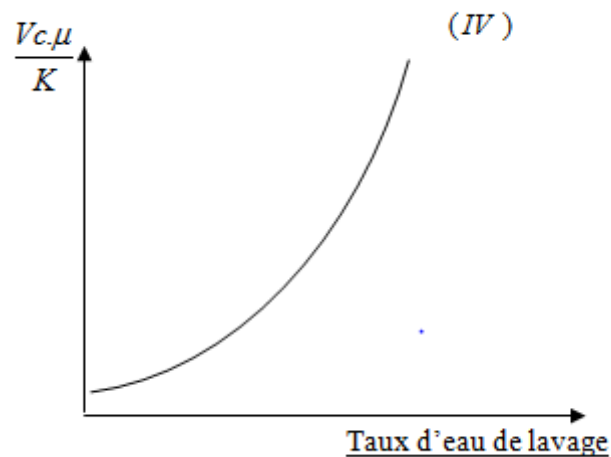


fig III.3 : Vitesse de coalescence

La vitesse de coalescence dépend aussi de la température par l'intermédiaire de la viscosité.

$$V_c = K \cdot \frac{X^{4/3}}{\mu}$$

Donc, on peut en conclure qu'une baisse de température peut être compensée par une augmentation de taux d'injection d'eau pour maintenir une vitesse de coalescence suffisante, comme dans le cas de la température, on remarque que l'on est limité par un taux d'injection d'eau car un taux trop élevé peut provoquer :

- Une augmentation du niveau d'eau dans le dessaleur d'où risque de déclenchement.
- Entraînement d'eau avec le brut dessalé.
- Moussage.
- qui gêne l'opération de dessalage [9].

III.3.5.3. 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 [9].

III.3.5.4. Perte de charge (ΔP) au niveau de la vanne de mélange :

La perte de charge au niveau de la vanne mélangeuse mesure le degré de mélange entre le brut et l'eau de lavage. Elle permet à l'eau d'arriver aux cristaux et de les dissoudre, en créant un mélange intime entre l'eau et le brut. La valeur de cette perte de charge (ΔP) est déterminée expérimentalement pour chaque brut. Elle dépend généralement de la qualité du brut (lourd ou léger). Une augmentation de la perte de charge a tendance à former une dispersion très fine, donc les émulsions difficiles à détruire.

A l'inverse, une perte de charge trop faible conduit à un lavage incomplet, d'une manière pratique, elle varie entre 0,2 et 2 bars, selon la nature du brut traité.

La courbe (V) donne la salinité sortie en fonction de la (ΔP).

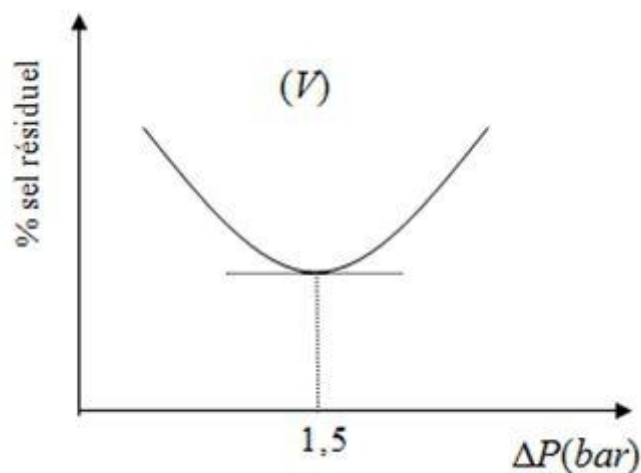


fig III.4 : Salinité en fonction de la ΔP

Sur la courbe (V), on constate qu'après une certaine valeur de la ΔP , la salinité augmente. Cette augmentation s'explique par le fait que l'augmentation de la ΔP provoque la formation d'une émulsion très stable qui est difficile à briser [9].

III.3.5.5. Influence du champ électrique :

Les gouttelettes d'eau sont influencées par le champ électrique, elles subissent une force d'attraction suivant la loi de coalescence :

$$F = K E_o^2 \cdot \frac{a^6}{d^4}$$

Les gouttelettes d'eau dans le champ électrique se transforment en dipôle induit. Les gouttelettes d'eau placées dans un champ alternatif de basse fréquence, les moments dipolaires suivront instantanément les variations du champ E_o et la force F variera simultanément sans changer de sens, pour augmenter F , on a donc intérêt à augmenter le champ électrique, mais sans pour cela atteindre des tensions critiques au-dessus desquelles on risque de déformer les gouttelettes au point qu'elles se divisent encore plus et provoquent le déclenchement du dessaleur.

Chaque gouttelette à son entrée dans le champ électrique se met à vibrer à la fréquence du courant électrique alternatif. Ceci provoque une collision de gouttelettes qui forment à leur tour de grosses gouttes d'eau par la fusion de plusieurs plus petites. Les grosses gouttes ainsi formées constituent une masse suffisante pour traverser le brut et se décanter au fond du réservoir [8].

III.3.5.6. Influence du désémulsifiant :

L'émulsion a une grande stabilité du fait de la formation d'une couche protectrice autour de la gouttelette d'eau. Cette couche protectrice se compose des paraffines, des gommes, des asphaltènes, d'argile et du sable. Pour casser le film protecteur, on utilise des produits tensioactifs. En règle générale, ils sont injectés en amont des séparateurs. Le taux d'injection varie de 5 à 50 ppm suivant la nature du brut à traiter. Les performances demandées à un désémulsifiant sont doubles :

- Améliorer la qualité de la séparation côté huile.
- Améliorer la qualité de la séparation côté eau.

Les désémulsifiants rencontrés sur le marché sous diverses marques agissent sur les agents émulsifiants par neutralisation. Quatre actions essentielles sont requises pour un désémulsifiant :

- Forte attraction par l'interface eau/huile.
- Flocculation.
- Coalescence.
- Mouillage des solides.

La présence de ces quatre actions provoque la séparation de l'eau et de l'huile. Le désémulsifiant doit être capable de migrer rapidement à travers l'huile vers l'interface huile/eau où il doit combattre l'agent émulsifiant qui se trouve plus concentré. Si l'agent émulsifiant est faible, les forces de flocculation peuvent être suffisantes pour entraîner la coalescence, ce qui n'est pas toujours le cas, le cas échéant, le désémulsifiant doit alors neutraliser l'agent émulsifiant et déchirer le film interfacial des gouttelettes d'eau; ce qui va causer la coalescence. Le type d'action de neutralisation du désémulsifiant dépend de la nature de l'émulsifiant par exemple, les paraffines et les asphaltènes peuvent être dissous ou altérés, réduisant ainsi la viscosité de leur film et changeant leur mouillabilité et leur dispersion dans l'huile, il est rare qu'un seul composé chimique puisse produire à lui seul ces actions, un mélange de plusieurs composés est alors utilisé afin de permettre une action équilibrée [11].

On distingue les désémulsifiants ioniques et non ioniques :

Désémulsifiants ioniques :

Les caractéristiques de la tension - actif sont données par l'ion organique qui est le plus important en volume, on distingue trois sous-groupes :

a. Produits anioniques :

Ils possèdent un ou plusieurs groupements fonctionnels ne pouvant s'ioniser en solution qu'en fournissant un ion organique chargé négativement, et un ion métallique chargé positivement responsable de la solubilité. La partie hydrophile est constituée généralement par les sulfates et sulfonâtes, et la partie lipophile par des hydrocarbures (sulfate de pétrole, les résines sulfonées....etc.) [9].

b. Produits cationiques :

En s'ionisant, ils donnent un ion organique chargé positivement et un ion négatif, généralement minéral responsable de la solubilité. Parmi ces produits les amines grasses et leurs sels, les amines substituées... [9].

c. Produits ampholytes :

Ils possèdent un ou plusieurs groupements fonctionnels s'ionisant en solution aqueuse en donnant au produit un caractère anionique ou cationique suivant le milieu[9].

Désémulsifiants non ioniques :

Ils ne donnent pas naissance à des ions dans la solution aqueuse. Ces produits résultant souvent d'une fixation d'un groupement hydrophile (chaîne polyglycolique) sur une molécule organique (lipophile), ce sont les récepteurs de l'émulsion eau/brut les plus utilisées, ils sont très efficaces quelque soit la nature de la couche stabilisatrice, ils dispersent les micros particules solubles en modifiant les paramètres YWO, YSW et YSO [9].

YWO : tension interfacial eau-huile

YSW : tension interfacial eau-solide

YSO : tension interfacial solide-huile.

III.3.5.7. Influence du niveau interface :

Le niveau d'eau décanté forme avec l'électrode la plus basse, le champ primaire de potentiel « zéro ». Toute variation du niveau d'eau perturbe le champ primaire qui est régi par la loi :

$$E_1 = \frac{E_0}{h}$$

E_1 : champ primaire.

E_0 : tension entre les électrodes.

h : distance entre l'interface et l'électrode basse.

Si le niveau d'eau est trop élevé, le champ électrique augmente, le temps de décantation diminue, et on aura des entraînements d'eau dans le brut dessalé, donc perturbation de la stabilisation. Si le niveau eau est trop bas, le brut n'aura pas le temps de lavage suffisant, d'où diminution de l'efficacité de dessalage et entraînement de brut, donc, on maintient, un niveau constant pour avoir un bon dessalage, cela est réalisé généralement par des L.C.V (vanne de contrôle de niveau) [9].

III.3.5.8. Temps de séjour :

Le temps de séjour du brut dans le dessaleur est donné par la relation suivante :

$$T_s = V / Q$$

Où :

T_s : temps de séjour ou temps de rétention.

V : volume de la capacité (m^3).

Q : débit volumique de la charge.

$Q = Q_{\text{brut}} + Q_{\text{eau}}$. Le temps de séjour joue un grand rôle dans le dessalage, il influence directement sur la coalescence et surtout sur la décantation [9].

III.3.6. Théorie de séparation :

III.3.6.1. Introduction :

Le fluide en place dans le gisement est un mélange composé d'hydrocarbures liquides ou (et) gazeux et d'eau. Les hydrocarbures sont presque toujours de la série paraffinique dont la formule générale est C_nH_{2n+2} . A la pression atmosphérique et la température ambiante, ces mélanges se présentent sous forme gazeuse ou sous forme biphasique, rarement sous forme entièrement liquide. Les constituants qui se présentent entièrement à l'état liquide dans de telles conditions sont l'heptane (C_7) et ses homologues supérieurs. Les autres constituants notamment le pentane (C_5) et l'hexane (C_6) sont en général partiellement dissous. Par contre le méthane (C_1) et l'éthane (C_2) sont presque intégralement vaporisés.

A l'origine, ce mélange est à l'état d'équilibre qui dépend de sa composition et des conditions de pression et de température dans le gisement. La production des fluides du gisement détruit cet équilibre par les effets des pertes de charge dans la roche réservoir, dans le tubing de production et dans la collecte de surface, et de la baisse de température. En conséquence les gaz dissous sortent de leur solution et se libèrent de l'huile, aussi des hydrocarbures et de l'eau se condensent à partir du gaz.

Le centre de traitement reçoit donc en définitive des bouchons alternés de gaz humide, d'eau libre et d'huile encore chargée en gaz dissous [12].

III.3.6.2. Principales opérations de séparation :

D'une manière générale, un mélange peut être homogène lorsqu'il ne forme qu'une phase, ou hétérogène lorsqu'il comprend deux ou plusieurs phases.

La séparation d'un mélange hétérogène s'effectue dans un appareillage, généralement par décantation.

Les opérations de séparation basées sur une sélectivité d'équilibre peuvent être classées selon l'agent de séparation utilisé (matière ou énergie) ainsi que la nature des phases en présence [12] :

La distillation :

Est l'opération de base la plus fréquemment employée. La charge est plus souvent liquide, mais la distillation réfrigérée peut être également utilisée pour fractionner un mélange gazeux. La deuxième phase est générée en fond de la colonne par chauffage (reflux

vapeur) et en tête par refroidissement (reflux liquide). Les autres opérations, nécessairement plus complexes, ne sont en général utilisées que lorsque la différence de volatilité des constituants à séparer n'est pas suffisante pour réaliser la séparation par distillation dans les conditions satisfaisantes [2].

La réfrigération :

Il est également possible dans certains cas de générer une phase solide, dans laquelle se trouve concentré un constituant ou une fraction à séparer. La principale application en raffinage des procédés de cristallisation concerne le déparaffinage [7].

L'ajout d'un solvant :

Permet de séparer des constituants de volatilité voisine, mais appartenant à des familles chimiques différentes. Ainsi, par exemple, **l'extraction liquide-liquide** permet de séparer les aromatiques des paraffines à partir d'une charge liquide. Le même principe est mis en œuvre dans le cas d'une opération d'absorption par solvant qui s'applique à une charge gazeuse [2].

La distillation extractive :

Combine l'effet d'un changement de phase par apport d'énergie avec un apport de solvant, pour séparer un constituant à la fois en fonction de sa volatilité et de sa nature chimique.

La mise en œuvre d'un adsorbant :

Permet de réaliser des opérations de séparation difficiles: séparation d'isomères (paraxylène/métaxylène), opérations de purification poussée. Selon les cas, la charge peut être liquide ou gazeuse.

III.3.6.3.Objectifs de la séparation :

L'opération de séparation est destinée à séparer l'huile du gaz et de l'eau afin de permettre la livraison au client de produits conformes à des normes bien définies :

- Densité
- Viscosité
- Salinité
- Tension de vapeur

Par ailleurs dans les installations de traitement, il est indispensable de protéger certains équipements contre certains fluides :

- Les gaz contenant des particules liquides ou solides à l'aspiration des compresseurs centrifuges qui risquent d'être sérieusement endommagés.

- Les pompes centrifuges risquent de cavités en présence de bulles de gaz dans le liquide pompé [12].

III.3.6.4.Principes physiques de séparation:

Les fluides en mouvement ainsi que les corps solides présents possèdent une énergie cinétique :

$$E_C = \frac{1}{2}mv^2$$

Pour pouvoir séparer deux fluides non miscibles de densités différentes (par exemple : huile et eau) ou un fluide d'un solide, on peut agir sur l'énergie cinétique en l'annulant. En stockant le mélange dans un réservoir, les différents composants du mélange se décantent naturellement par leur densité. Par ailleurs, ce sont les turbulences créées par le régime d'écoulement qui empêchent la ségrégation entre les différentes phases composant le mélange en mouvement. D'où possibilité de faire baisser l'effet d'entraînement en se rapprochant du régime d'écoulement laminaire. Les trois principes physiques essentiellement utilisés dans la séparation sont [12]:

Effet de la gravité :

Lorsque le poids de particule ou la force de la pesanteur prévaut sur la force d'entraînement.

Effet de la force centrifuge :

Lorsque le fluide portant est soumis à un mouvement rotatif, les particules lourdes acquièrent une force centrifuge apte à vaincre la force d'entraînement ; par conséquent elles se dirigent vers la partie inférieure de l'appareil sur laquelle elles se heurtent et s'arrêtent (effet cyclone) [9].

Effet de l'inertie :

Lorsque la présence d'un obstacle oblige le fluide portant à dévier, les particules lourdes avancent par inertie jusqu'à heurter cet obstacle.

Un séparateur peut exploiter un ou plusieurs de ces systèmes de séparation. Dans tous les cas, la vitesse du courant gazeux joue un rôle important dans le mécanisme de séparation, car avec des vitesses trop élevées ou trop faibles, il y a réduction de rendement ou d'autres inconvénients comme l'érosion, etc....

Dans tous les cas, il est indispensable de fixer une valeur optimale de vitesse par conséquent de connaître le diamètre de l'équipement pour obtenir une bonne séparation [9].

III.3.6.5. Différents types de séparateurs :

Il existe deux principaux types de séparateurs (vertical, horizontal) dont le choix dépend de l'application envisagée [12], [2].

❖ Séparateurs verticaux :

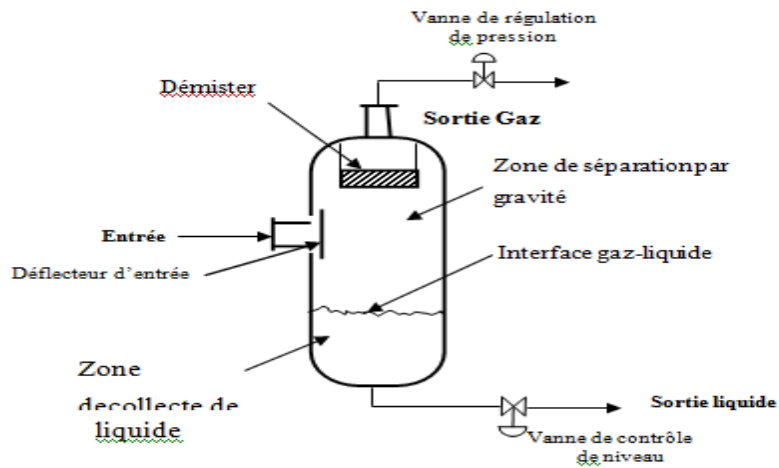


fig III.5 : Ballon vertical avec un démister horizontal

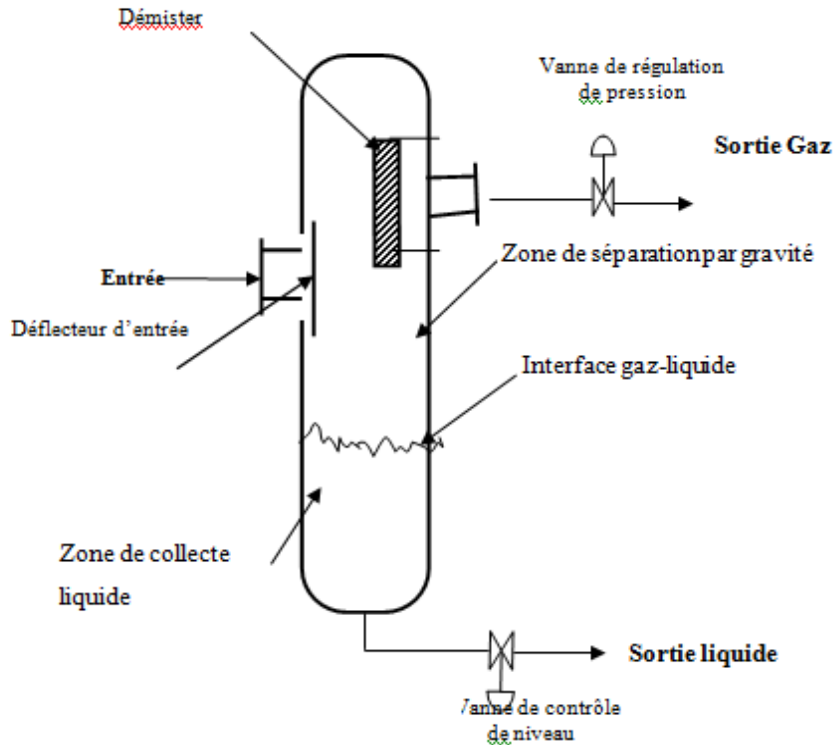


fig III.6 : Ballon vertical avec un vertical démister

Fonctionnement :

Le séparateur vertical est constitué d'un corps cylindrique en acier, fermé à chaque extrémité par un fond bombé. Les deux phases à séparer entrent tangentiellement et rencontrent un déflecteur; une première séparation est ainsi réalisée par gravité, centrifugation et effet de collision. Les gouttes de liquide tombent par gravité dans la zone de collecte liquide qui est séparée de la phase gazeuse par écran conique, afin d'obtenir une interface suffisamment peu perturbée, un niveau liquide stable. Les gouttes entraînées par le gaz sont éliminées dans la section supérieure au moyen de chicanes qui induisent un mouvement centrifuge et d'un dévésiculeur qui permet d'arrêter et de coalescer les gouttes les plus petites. La capacité des séparateurs verticaux atteints entre 500 et 850 m³/Jour avec des pressions pouvant atteindre (420 Bars) [12].

Avantage :

- Traitement possible des hydrocarbures salés.
- Nettoyage aisé.
- Faible encombrement.
- Hydrocarbures pauvres en liquides.
- Utilisé en moyenne et haute pression.
- Limite la tendance à la revalorisation du liquide dans la phase gazeuse et occupe une surface réduite au sol. Les séparateurs verticaux sont le plus souvent utilisés pour des valeurs faibles ou moyennes de GOR et lorsque des arrivées de bouchons liquides peuvent se produire (entraînement anormal de liquide dans la phase gazeuse) [12], [8].

Inconvénients :

- Relativement coûteux à fabriquer.
- Transport difficile.
- Séparation triphasique difficile.
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbures moussants.
- Plus volumineux qu'un séparateur horizontal.
- Admettre certaines fluctuations du niveau de liquide [12], [8].

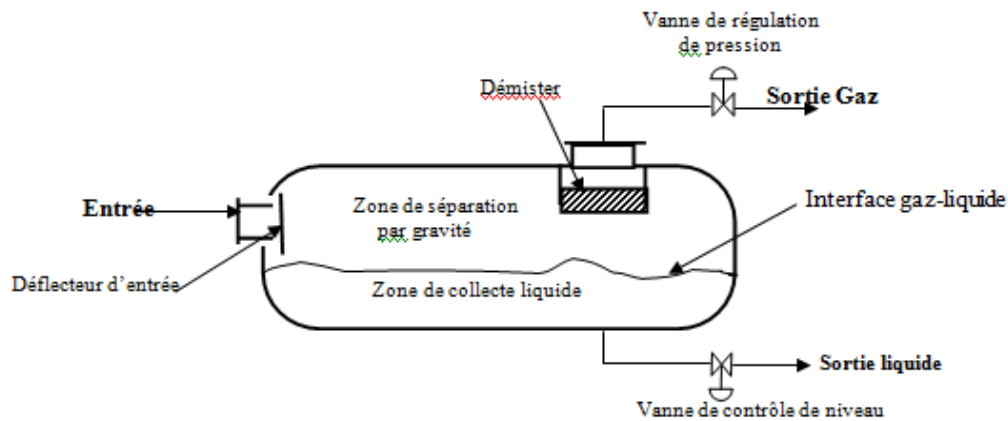
❖ **Séparateurs horizontaux :**

fig III.7 : Ballon horizontal avec un démisteur horizontal

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différents éléments pour réaliser la séparation. Pour ce type de séparateurs, l'appendice est utilisé lorsque la quantité de la phase lourde n'est pas importante ($< 15\% - 20\%$ en poids de la quantité totale du liquide) [12], [8].

Fonctionnement : [12], [8]

Le mélange des phases passe également à l'entrée du séparateur par un déflecteur, les gouttes étant ensuite séparées par gravité et par collision sur les plaques internes. Le gaz traverse un certain nombre de chicanes qui retiennent les gouttelettes d'huile, avant de partir par une sortie supérieure. L'huile est soutirée à la partie inférieure. Il est à noter qu'un tel appareil fonctionne à des pressions bien sélectionnées pour avoir une récupération maximale.

Chapitre IV

LES ÉCHANGEURS DE CHALEUR

IV.1. Introduction :

La grande majorité des opérations réalisées dans l'industrie du raffinage ou de la pétrochimie utilise la température comme une des variables opératoires principales. En effet, que ce soit pour vaporiser une coupe d'hydrocarbures lors d'une distillation ou pour faire réagir certaines molécules à transformer (avec ou sans catalyseur), il est toujours nécessaire d'ajuster la température au niveau requis pour l'opération à réaliser. Ainsi, les équipements qui permettent d'ajuster cette variable opératoire sont indispensables à de très nombreux points d'un procédé. L'échelle des températures à réaliser est très vaste, allant, si l'on considère les extrêmes, de la température de liquéfaction du méthane (-161C°) à environ 1000C° pour le craquage de cette molécule.

Pour réaliser tous ces ajustements, on dispose de deux types distincts d'équipements :
Les fours, qui produisent, de la chaleur à température élevée.
Les échangeurs de chaleurs, qui permettent de récupérer au maximum l'énergie thermique contenue dans les divers flux de la raffinerie et ainsi d'ajuster les niveaux de température en tous points des schémas de raffinage.

Le transfert de chaleur est le processus par lequel de l'énergie est échangée sous forme de chaleur entre des corps ou des milieux aux températures différentes cette chaleur peut être transmise par Conduction, Convection ou Rayonnement [7], [13].

IV.2. Modes de transfert de chaleur :

Conduction :

La conduction thermique est la propagation de la chaleur, de molécule à molécule, dans un corps ou dans plusieurs corps contigus et non réfléchissants, sans qu'il y ait mouvement du milieu ou que ce mouvement intervienne dans la transmission.

Ce mode de transmission caractérise essentiellement les transferts de chaleur dans les solides où entre corps solides contigus. La conduction intervient également dans les liquides et les gaz mais, sauf dans le cas des liquides très visqueux ou des gaz emprisonnés dans des matériaux poreux. Il ne faut pas confondre la conduction thermique et le chauffage par passage de courant électrique directement dans la pièce à chauffer, appelé chauffage par conduction électrique.

Le transfert de chaleur par conduction caractérise tous les transferts de chaleur qui s'effectuent dans les parois séparant deux corps à des températures différentes. C'est le cas des surfaces d'échange des échangeurs de chaleur, mais c'est aussi celui des murs et vitrages d'un bâtiment, des cuves contenant des liquides chauds ou froids, des parois des fours, etc.

Il est courant que les parois soient constituées de plusieurs matériaux ayant chacun un rôle spécifique (réfractaire, revêtement anticorrosion, isolant thermique, etc.) et qui sont des parois composites à travers lesquelles s'effectue le transfert de chaleur

La loi fondamentale de la convection s'écrit comme suit :

$$Q = \lambda \cdot S \cdot \Delta T$$

Avec :

Q : quantité de chaleur échangée.

λ : coefficient de conduction.

S : surface d'échange.

ΔT : différence de température [7], [13].

Convection :

La convection caractérise la propagation de la chaleur dans un fluide, gaz ou liquide, dont les molécules sont en mouvement. Imaginons un solide baignant dans un fluide en mouvement. Si le solide et le fluide ne sont pas à la même température, de la chaleur est échangée entre le solide et les particules fluides qui sont à son contact. Cet échange se fait par conduction. Mais la particule de fluide, dès qu'elle a échangé de la chaleur, se déplace et est remplacée, au contact du solide, par une autre particule.

Par ailleurs, la particule fluide initiale rencontre, au cours de son déplacement, d'autres particules fluides avec lesquelles elle échange de la chaleur par conduction. Le mécanisme élémentaire de transfert de chaleur est la conduction thermique mais le phénomène global, qui est la convection thermique, résulte de la combinaison de cette conduction avec les mouvements du fluide qui obéissent à des lois spécifiques.

Deux types de convection sont généralement distingués [7], [13]:

La convection naturelle :

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

La convection forcée :

Dans laquelle le mouvement est provoquée par un procédé mécanique indépendant des phénomènes thermiques ; c'est donc un gradient de pression extérieur qui provoque les déplacements des particules du fluide. L'étude de la transmission de chaleur par convection est donc étroitement liée à celle de l'écoulement des fluides.

Les applications du transfert de chaleur par convection sont beaucoup trop nombreuses pour que l'on puisse envisager de les citer toutes. Elles interviennent chaque fois que l'on chauffe ou que l'on refroidit un liquide ou un gaz, qu'il s'agisse de faire bouillir de l'eau dans une casserole, du radiateur de chauffage central, du radiateur associé au moteur d'une voiture ou de l'échangeur dans un procédé, évaporateur ou condenseur.

La convection s'applique même si la surface d'échange n'est pas matérialisée par une paroi, ce qui est le cas des condenseurs par mélange ou des réfrigérants atmosphériques, voire des sècheurs à air chaud [7], [13].

La loi fondamentale de la convection s'écrit comme suit :

$$Q = h \cdot A \cdot \text{DTLM}$$

Avec :

Q : quantité de chaleur échangée.

h: coefficient de transfert.

A : surface d'échange.

DTLM : différence de température logarithmique moyenne.

La similitude thermique est déterminée par les critères :

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr})$$

Critère de Nusselt:

$$\text{Nu} = h \cdot d / \lambda$$

Il caractérise l'intensité de l'échange de chaleur par convection

Critère de Prandtl :

$$\text{Pr} = C_p \cdot \mu / \lambda$$

Il caractérise les propriétés physiques des fluides

Critère de Reynolds :

$$\text{Re} = \mu \cdot d / \nu$$

μ : viscosité dynamique

d : longueur caractéristique de la géométrie

ν : viscosité cinématique

λ : conductibilité thermique

C_p : chaleur massique

Ces grandeurs étant exprimées dans un système d'unités cohérent.

Rayonnement :

Il est fondamentalement différent des deux autres types de transfert, ce sens que les substances qui échangent de la chaleur n'ont pas besoin d'être en contact l'une à l'autre, elles peuvent même être séparées par le vide.

Le rayonnement est l'émission d'ondes électromagnétiques par un corps chauffé selon la théorie quantique [7],[13].

IV.3. Les échangeurs de chaleur :

Les procédés de raffinage exigent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidies au cours de diverses opérations technologiques aux quelles on les soumet.

Les appareils dans les quels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide chaud et un fluide froid sont appelés « échangeur de chaleur » qui sont des appareils transmettant la chaleur d'un milieu à un autre .les milieux participant au processus de transmission de chaleur sont appelés fluides de transfert thermique.

On distingue deux modes principaux de l'échange de chaleur [7],[13] :

Echange direct :

Où le procédé s'effectue en contact direct au cours d'un mélange de produits. Les appareils de l'échange direct garantissent l'échange de chaleur le plus complet, bien qu'ils soient de construction très simple mais ils ne sont pas utilisés pour le cas où les deux produits ne sont pas miscibles [7], [13].

b-Echange indirect :

Où l'échange de chaleur s'effectue à travers les cloisons solide d'un bon conducteur de chaleur qui séparant les deux produits on prévenant leur mélange.

Ici on considère seulement les types des échangeurs indirect qui sont pas plus réponsus dans les raffineries [7], [13].

IV.4. Classification des échangeurs:

On distingue trois classes d'appareils correspondants à des fonctions très spécifiques.

Echangeurs et Réfrigérants :

Ce sont des appareils dans les quels il ne se produit aucun changement de phase. La désignation « échangeur »est réservée aux appareils où le transfert entre fluide chaud et fluide froid correspond effectivement à une récupération de chaleur alors que le terme

« réfrigérant » s'applique aux appareils où l'on refroidit un effluent par un fluide auxiliaire [7], [13].

Les condenseurs :

Ils permettent la condensation et le refroidissement d'un effluent vapeur en tête de colonne, soient à l'aide d'un produit froid.

Les rebouilleurs :

Ils assurent une vaporisation partielle des produits de fond des tours grâce à la circulation d'un effluent chaud.

Parmi les échangeurs et réfrigérants on distingue :

Echangeurs à doubles tubes :

Ils sont constitués par des tubes concentriques raccordés à chaque extrémité par des coudes. Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccord (union) qui permet un démontage rapide en vue de nettoyage ou de remplacement des tubes. Pour ces appareils il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver pour emploi à des fluides propres.

En raffinerie on utilise surtout la disposition des tubes de pas carré. Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube par accroissement de la vitesse. Ces chicanes sont constituées généralement par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre, et comportant un segment libre dont l'air représente 20 à 45% de section totale. Dans certains cas on utilise des chicanes longitudinales constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau. Cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller et retour dans la calandre [7], [13].

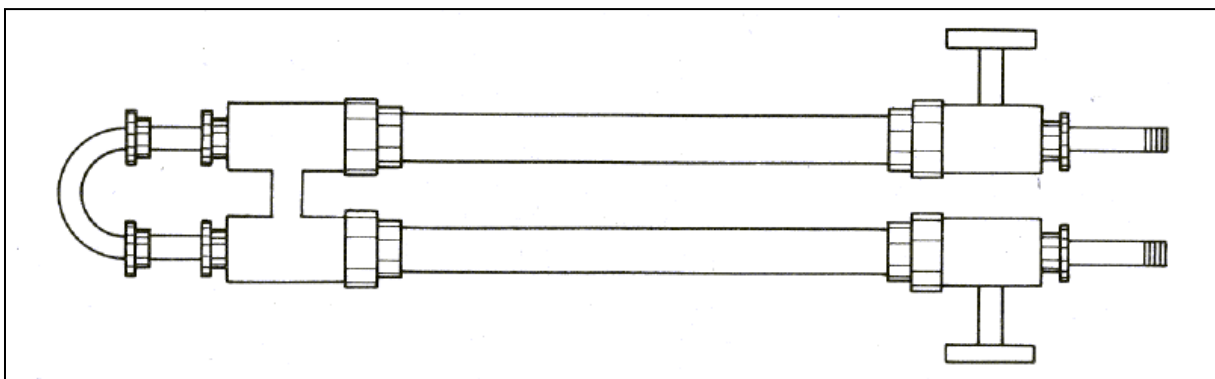


fig IV.1 : Echangeur a double tube

Echangeurs à plaques tubulaires fixes :

Ce type de construction est utilisé si la différence de température entre les fluides est inférieure à 50°C . Les tubes ne subissent pas de déformation (dilatation) et ne peuvent donc pas causer des dommages à cette construction rigide. L'ensemble est monté sur un bâti parallélépipédique. Les tubes utilisés sont généralement en acier. Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et transformation. Ils réalisent un contre courant pour qui se traduit par un bon rendement, par contre ils présentent les inconvénients suivants :

- Risque de fuites aux raccords.
- Flexion des tubes intérieurs si la longueur est importante.
- Surface de transfert très faible pour le volume global de l'appareil par suite de rayon minimal des coudes ce qui évite le rapprochement des tubes.

Les plus grandes surfaces réalisées sont d'environ 15m^2 .

L'utilisation des appareils est donc restreinte et limitée aux produits sales très chauds et de faible débit [7], [13].

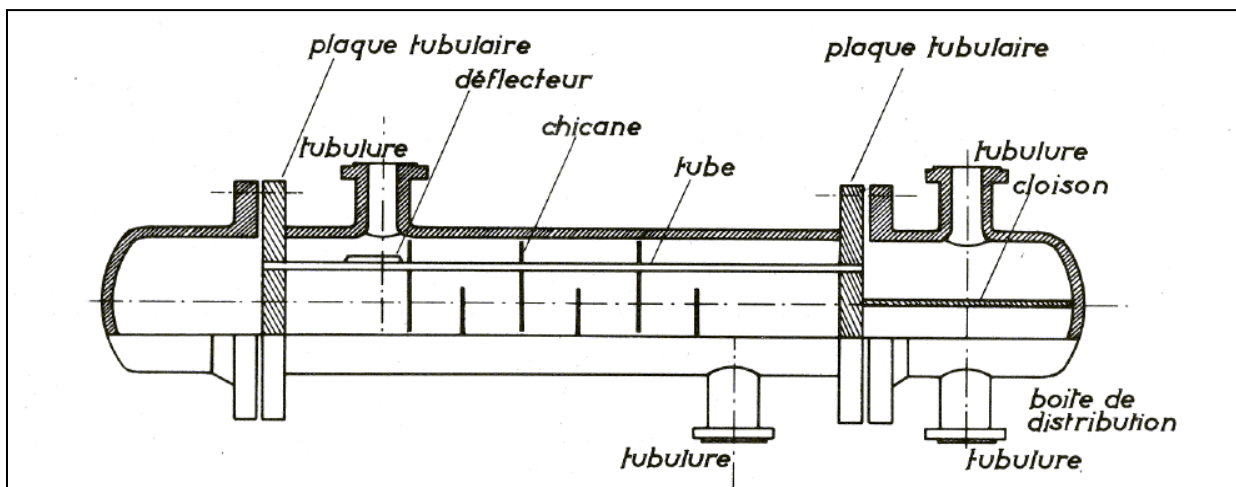


fig IV.2 : Echangeurs à plaques tubulaires fixes

Echangeur à tête flottante :

Dans le cas où la différence de température entre les courants est supérieure à 50°C on prévoit la construction d'échangeur à tête flottante ou du tube en « U » et car ces appareils évitent les dégâts thermiques (contraintes) en favorisant la dilatation longitudinale des tubes [7], [13].

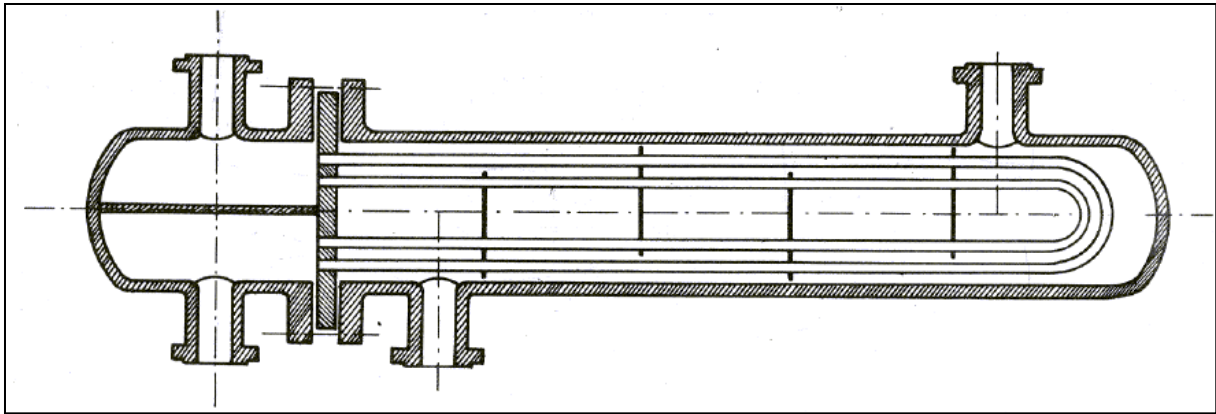


fig IV.3 : Echangeur à tête flottante

Echangeur à tube en « U » :

Ils n'ont qu'une seule plaque tubulaire à laquelle les deux extrémités des tubes sont fixées. Cette disposition permet aux tubes de se dilater librement.

Le seul inconvénient est que le nettoyage des surfaces reste difficile [7], [13].

Echangeurs à faisceaux et calandre :

Ce type d'appareil est de loin le plus répandu en raffinage. L'appareil est constitué par un faisceau des tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes, à chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau au plusieurs passes le faisceau est logé dans un calandre muni de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'intérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes [7], [13].

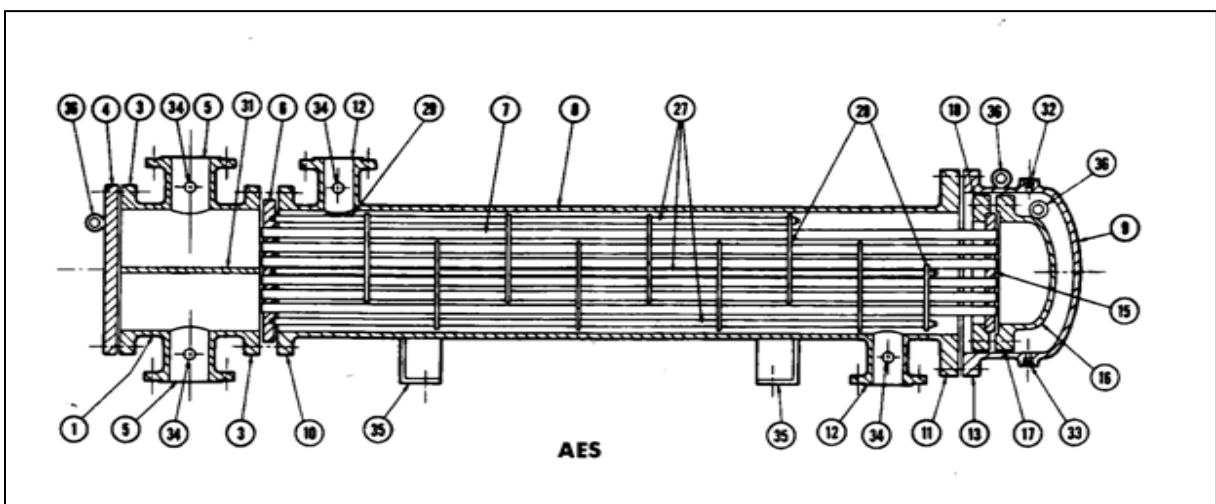


fig IV.4 : Echangeurs à faisceaux et calandre

| | |
|---|---|
| 1. Extrémité fixe – Virole de boîte à fond plat. | 20. Contre-bride slip-on. |
| 2. Extrémité fixe – Virole de boîte à fond bombé monobloc. | 21. Fond extérieur de tête flottante. |
| 3. Bride d'extrémité fixe sur boîte à fond plat ou à fond bombé monobloc. | 22. Jupe de plaque tubulaire de tête flottante. |
| 4. Fond plat de boîte d'extrémité. | 23. Boîtier de garniture. |
| 5. Tubulure de boîte d'extrémité fixe. | 24. Garniture. |
| 6. Plaque tubulaire fixe. | 25. Couvercle presse-garniture. |
| 7. Tubes. | 26. Anneau-lanterne. |
| 8. Virole de calandre ou corps. | 27. Tirants et entretoises. |
| 9. Fond de calandre ou corps. | 28. Chicane transversales ou plaques-supports. |
| 10. Bride de calandre ou corps, extrémité fixe. | 29. Déflecteur de protection contre l'impact. |
| 11. Bride de calandre ou corps, extrémité arrière. | 30. Chicane longitudinale. |
| 12. Tubulure de calandre ou corps. | 31. Plaque de séparation de passe. |
| 13. Bride de fond de calandre ou corps. | 32. Purge de gaz. |
| 14. Soufflet de dilatation. | 33. Purge de liquide. |
| 15. Plaque tubulaire de tête flottante. | 34. Raccord d'instrument de mesure. |
| 16. Fond de tête flottante. | 35. Berceau-support. |
| 17. Bride de tête flottante. | 36. Anneau de levage. |
| 18. Contre-bride de tête flottante. | 37. Console-support. |
| 19. Anneau fendu. | 38. Déversoir. |
| | 39. Prise de niveau de liquide. |

IV.5. Dimensionnement d'un échangeur :

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 [7].

a) Méthode de calcul (Méthode de KERN) :

Pour le calcul d'un échangeur à faisceaux et calandre, c'est une méthode semi empirique, basé sur un travail expérimental concernant les échangeurs commerciaux [7].

Principe de la méthode :

- Bilan thermique $Q = M.Cp(T_1 - T_2) = m.Cp'(t_2 - t_1)$
- Calcul de la température moyenne logarithmique ΔTLM

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

- Calcul de la température moyenne corrigée

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

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

Avec :

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

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

- Calcul de la surface d'échange globale :

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

- Surface d'échange d'un tube :

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

- Calcul de coefficient de transfert propre U_p :

Faisceau :

- ✓ section par passe : $a_t = \frac{N_t}{n_t} \frac{\pi \cdot d_1^2}{4}$
- ✓ Vitesse massique : $G_B = \frac{m}{a_t}$
- ✓ Caractéristiques du fluide a T_C et t_C : C, d, μ, λ .
- ✓ Nombre de Reynolds : $R_e = \frac{d_i G_t}{\mu}$
- ✓ Détermination de j_h et f d'après la figure (V.1.20).

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

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

Calandre :

- ✓ Section de la calandre : $a_{CT} = \sqrt{a} \cdot \frac{D_C}{p} (p - d_e) B$
- ✓ 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 le graphe

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

- Détermination de μ_t à t_t :

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

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

- Détermination de μ'_t à t_t :

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

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

- Calcul de coefficient de transfert propre :

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

- Calcul des pertes de charge au niveau des tubes :

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

Calcul des pertes de charge côte calandre :

$$\Delta P_C = \frac{n_C \cdot f_{CT} \cdot G_{CT}^2 \cdot (N_C + 1) D_C}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d' D_C \cdot \phi_C}$$

Partie calculs

Partie pratique

I. Description générale du procédé dessalage :

■ Introduction :

Les unités de dessalages de pétrole brut font partie d'un certain nombre d'installations destinées au prétraitement des différentes lignes de pétrole brut récoltées au niveau des deux manifolds de l'unité traitement [9].

I.1. But des unités :

Les installations de dessalage ont été construites pour réduire la teneur en sel de l'huile brute avant son passage dans les unités de stabilisation. Ce traitement a pour but d'éviter le dépôt d'importantes quantités de sel dans les échangeurs de préchauffage des stabilisations, ce qui risque d'entraîner des réductions de débit et un début de corrosion.

I.2. Alimentation et spécifications :

Sur le circuit brut, les unités de dessalage sont situées entre les séparateurs de détente 1^{er} étage et les échangeurs des unités stabilisations. L'alimentation des unités de dessalage sera constituée par les effluents liquides des séparateurs 1^{er} étage dont l'analyse est la suivante :

- teneur en sel :

* normale 40 à 400 mg / l.

* maximum 3000 mg / l.

I.3. capacité des unités :

Les unités de dessalage peuvent travailler soit en série ou en parallèle, sont prévues pour traiter 25.800 m³ / j de brut [8].

I.4. description des unités :

Nous allons vous présenter deux schémas différents de l'unité dessalage développé dans le but d'améliorer le rendement du procédé dessalage :

a) la première installation :

La toute première installation (voir fig. V. 1) est composée de trois trains de dessalage (1,2 et 3) qui travaillent parallèlement. Cette installation est vue comme étant insuffisante avec un taux de dessalage assez loin des espérances estimées.

Partie pratique

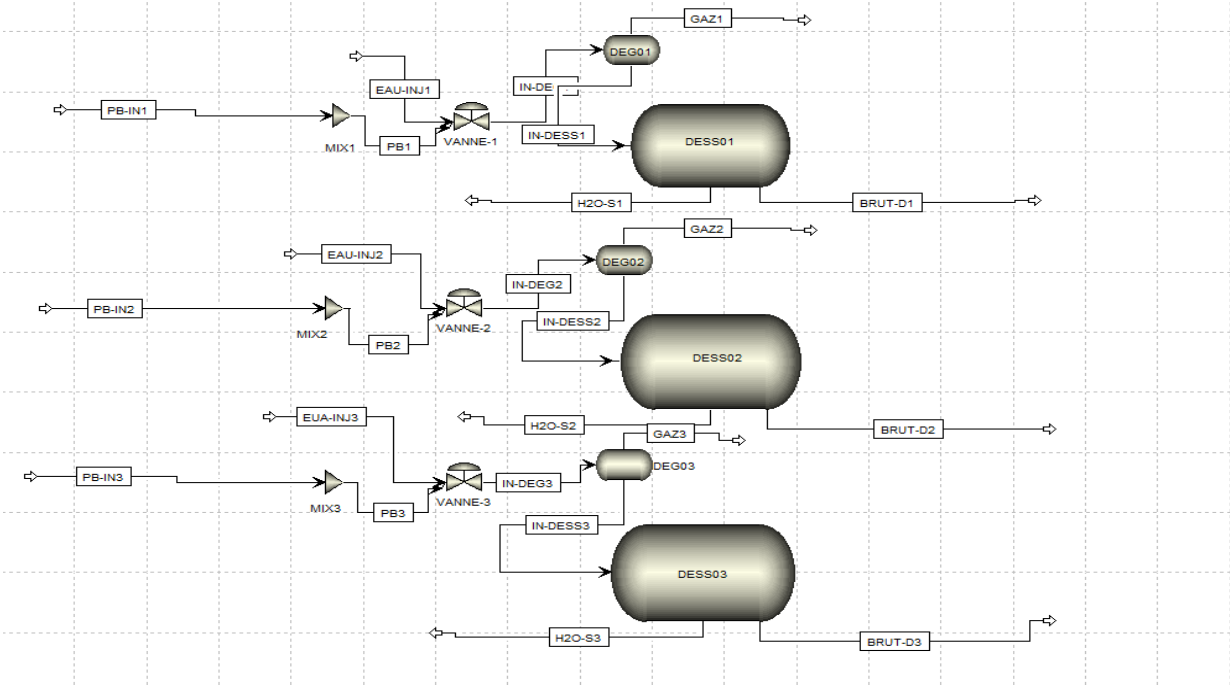


fig V.1 : Première installation

b) L'installation actuelle :

Une amélioration technique est rapportées par l'installation de trois autres unités de dessalages (4, 5 et 6) avec un schéma différent (fig. V.1), car les six unités travaillent en série et permettent un meilleur rendement de dessalage

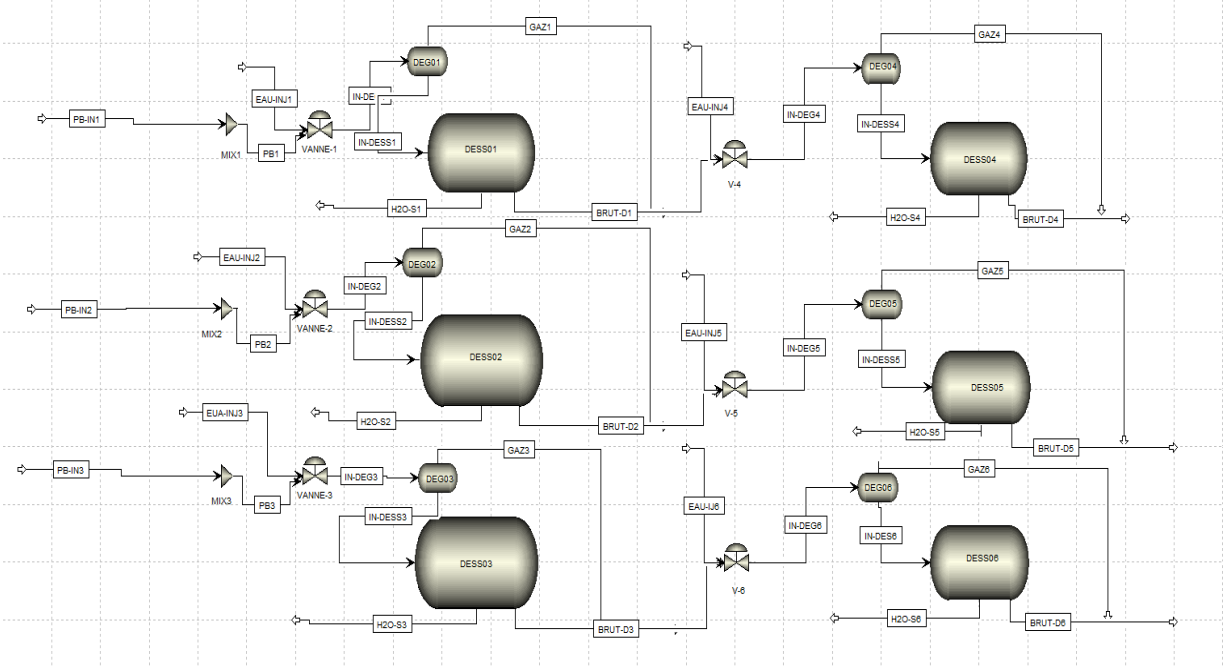


fig V.2 : Installation actuelle

Partie pratique

I.5. Problématique :

La mise à l'arrêt de l'unité stabilisation de brut dessalé venant de l'unité dessalage est due principalement à la détérioration des huit (08) aéro-réfrigérants qui assurent le maintien de la température au sommet de la colonne de stabilisation, par conséquent toute la charge auparavant traitée au niveau de cette unité est actuellement dirigée vers les unités de séparations 2^{iem} étage. Cette surcharge provoque une dégradation de la qualité de brut expédié, en particulier l'augmentation de sa tension de vapeur qui doit se soumettre à des exigences particulières.

Pour cela l'obligation d'améliorer la qualité de brut traité au niveau de l'unité dessalage est imposée, non seulement de réduire le taux de salinité de l'huile mais aussi réduire au maximum sa tension de vapeur avant d'être envoyé vers d'autres étages de séparations. Ceci est réalisable au niveau de l'unité dessalage, mais dans des conditions particulières qui assureront le bon fonctionnement de l'unité.

Dans notre étude pratique, on vise principalement à augmenter la quantité de gaz séparé au niveau de dégazeur, et on choisit comme exemple d'étude les deux dessaleurs mis en série (02 et 05), et comme alimentation la ligne directe haute pression (LDHP) qui représente 80% de brut arrivant au niveau des manifolds.

En premier lieu, un calcul de flash au niveau des deux dégazeurs permettra de voir l'équilibre liquide vapeur dans l'huile brut, et donne une estimation proche de la quantité de gaz séparé. Les résultats de ce calcul sont très important, car ils donneront une idée de la manière dont on doit s'y prendre pour améliorer la séparation du gaz au niveau des dégazeurs.

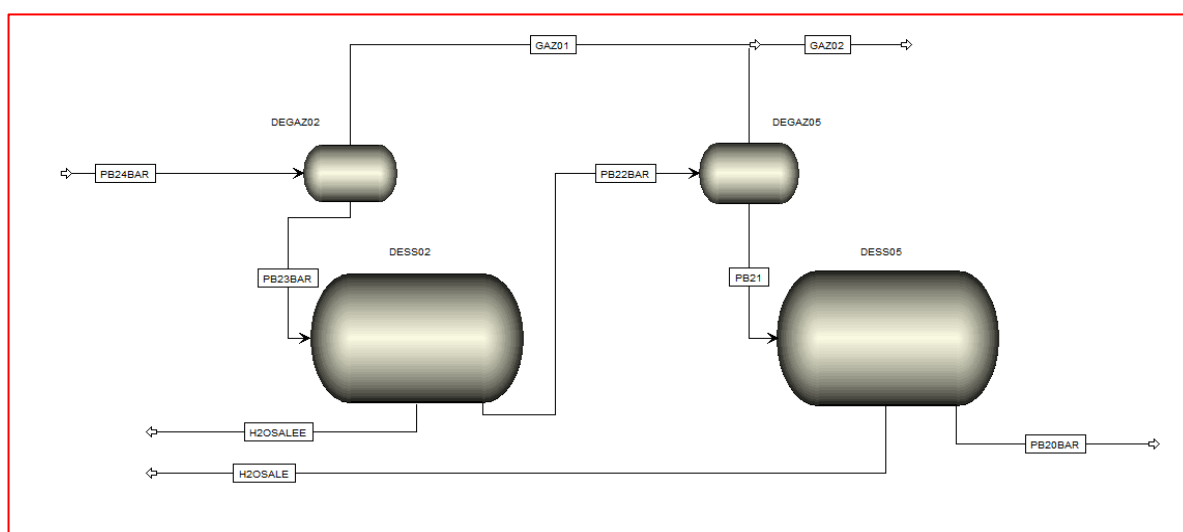


fig V.3 : Schéma explicite de l'unité dessalage

Partie pratique

II. calcul de flash : [14].

II.1. Méthode de calcul d'équilibre :

Tout calcul d'équilibre consiste à établir un bilan matière par constituant au moyen des éléments suivants :

F : la charge d'alimentation (pétrole brut) ;

L : débit volumique de la phase liquide ;

V : débit volumique de la phase vapeur ;

Z_i : fraction molaire du constituant « i » dans le mélange ;

X_i : fraction molaire du constituant « i » dans la phase liquide ;

Y_i : fraction molaire du constituant « i » dans la phase vapeur ;

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i » aux pressions et température indiquées.

Par définition, le nombre total des moles du mélange est égal à la somme du nombre de moles liquide et des nombres de moles de vapeur [14] :

Bilan de matière global :

$$F = L + V$$

- Bilan élémentaire :

$$F \cdot z_i = L \cdot x_i + V \cdot y_i$$

Soit en faisant apparaître le coefficient K_i :

$$K_i = y_i / x_i$$

$$\Leftrightarrow F \cdot z_i = L \cdot x_i + (K_i \cdot x_i) \cdot V_i$$

$$\Leftrightarrow x_i = (F \cdot z_i) / (L + (K_i \cdot V_i))$$

X_i, Y_i, Z_i étant les concentrations du constituant « i » exprimées en fraction molaire.

On a:

$$\sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n Z_i = 1$$

$$\Leftrightarrow \sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n (F \cdot z_i) / (L + (K_i \cdot V_i)) = 1$$

Dans notre cas on calcule pour une pression et une température données, la composition de la phase liquide (brut dégazé) et la phase vapeur (gaz séparé) issues d'un mélange de composition donnée (z_i) avec des (K_i) connus et en supposant que le nombre total des moles du système est égal à l'unité.

Partie pratique

Soit :

$$nF = nL + nV = 1$$

On procède par approximation en donnant à (L et V) des valeurs successives jusqu'à ce que l'on ait pour l'une des somme

$$\sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{L + K_i \cdot V} \quad \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{V + \frac{L}{K_i}} \quad \text{égale 1}$$

On dispose alors de la composition de l'une des phases x_i ou y_i et on obtient facilement celle de l'autre étant donné que :

$$K_i = y_i / x_i$$

Une fois leur composition est connue d'autres propriétés du liquide et de la vapeur telle que la Tension de Vapeur Reid (TVR).

II.2. Application :

Calcul de flash :

Le brut de la ligne direct haute pression (LDHP) arrive à l'unité dessalage composée de deux dessaleurs (N°02 et 05) montés en série le but de calcul est de chercher la composition des deux phases liquide et vapeur, pour cela on a opté pour deux cas d'étude selon la température et la pression de la charge d'alimentation [14].

a) 1^{er} cas (cas actuel) :

On calcul composition des phases produites par la séparation dans le dégazeur de l'unité dessalage.

La pression de séparation est choisie suivant un ordre décroissant sachant que la pression au niveau du manifold est 28 bars. Elle arrive vers la vanne mélangeuse à 25.5 bars ou elle subit une chute de pression de 1.5 bar.

➤ Données d'alimentation de l'unité dessalage :

- P=24bar
- T=28 °c

Partie pratique

| composition | % zi |
|-------------|--------|
| N2 | 0,078 |
| co2 | 0,502 |
| C1 | 6,345 |
| C2 | 8,97 |
| C3 | 10,369 |
| IC4 | 1,885 |
| NC4 | 7,782 |
| IC5 | 2,85 |
| NC5 | 6,862 |
| C6 | 7,831 |
| C7 | 8,517 |
| C8 | 5,824 |
| C9 | 5,82 |
| C10 | 5,181 |
| C11 | 3,995 |
| C12 | 17,082 |

Tableau V.1 : Composition du brut

➤ **Coefficients d'équilibre K_i , à 28 c° de brut LDHP :**

Les coefficients d'équilibres à 28 c° sont déterminés à partir du graphe (Scheibel et Jenny) [annexe III].

| Ki a 24 bar | ki a 22 bar | composees |
|-------------|-------------|-----------|
| 19,8 | 21,3 | N2 |
| 3,04 | 4,9 | CO2 |
| 7,6 | 8,2 | C1 |
| 1,53 | 1,74 | C2 |
| 0,595 | 0,61 | C3 |
| 0,275 | 0,28 | I-C4 |
| 0,21 | 0,21 | N-C4 |
| 0,09 | 0,09 | I-C5 |
| 0,064 | 0,066 | N-C5 |
| 0,023 | 0,0231 | C6 |
| 0,0075 | 0,0076 | C7 |
| 0,0028 | 0,003 | C8 |
| 0,0012 | 0,0035 | C9 |
| 0,00034 | 0,0001 | C10 |
| 0,00004 | 0,00005 | C11 |
| 0,000094 | 0,00002 | C12 |

Tableau V.2 : Coefficients d'équilibre a 28 c°

Résultats de calcules :

- dégazeur N° 02 :
- P = 24bar

Partie pratique

- T = 28 c°

| Comp | 50% liq | 80% liq | 90% liq | 95% liq | 100% liq | 0 % vap |
|----------------|-------------|------------|------------|------------|----------|-------------------------|
| Zi | xi | xi | xi | xi | xi | yi |
| 0,00078 | 0,000075 | 0,00016 | 0,00027083 | 0,0004 | 0,00078 | 0,015444 |
| 0,00502 | 0,002485 | 0,0035 | 0,00416944 | 0,0045 | 0,00502 | 0,0152 |
| 0,06345 | 0,01475 | 0,027 | 0,038 | 0,0477 | 0,06345 | 0,48222 |
| 0,0897 | 0,070 | 0,081 | 0,0851 | 0,0873 | 0,0897 | 0,137241 |
| 0,10369 | 0,13001 | 0,112 | 0,10 | 0,105 | 0,10369 | 0,061 |
| 0,01885 | 0,0295 | 0,022 | 0,0203 | 0,019 | 0,01885 | 0,00518 |
| 0,07782 | 0,128 | 0,0928 | 0,0844 | 0,081 | 0,07782 | 0,016 |
| 0,0285 | 0,0522 | 0,0348 | 0,0313 | 0,029 | 0,0285 | 0,002565 |
| 0,06862 | 0,1289 | 0,0844 | 0,0757 | 0,071 | 0,06862 | 0,0043 |
| 0,07831 | 0,153 | 0,097 | 0,0867 | 0,082 | 0,07831 | 0,0018 |
| 0,08517 | 0,169 | 0,106 | 0,0945 | 0,089 | 0,08517 | 0,0006 |
| 0,05824 | 0,116 | 0,072 | 0,0646 | 0,0612 | 0,05824 | 0,0001 |
| 0,0582 | 0,116 | 0,0727 | 0,0646 | 0,061 | 0,0582 | 0,00006 |
| 0,05181 | 0,103 | 0,064757 | 0,0575 | 0,054 | 0,05181 | 1,7615 ^E -05 |
| 0,03995 | 0,079 | 0,049937 | 0,0443 | 0,042 | 0,03995 | 1,598 ^E -06 |
| 0,17082 | 0,341 | 0,21351998 | 0,1897 | 0,179 | 0,17082 | 1,6057 ^E -05 |
| Σ somme | 1,637394547 | 1,13602781 | 1,05023692 | 1,01921132 | 0,99893 | 0,74305207 |

Tableau V.3 : Résultats du calcul à 28 c° (dégazeur n°2)

- dégazeur N° 05 :
- P = 22 bar
- T = 28 c°

Sans retour de gaz vers le liquide

| Comp | 50% liq | 80% liq | 90% liq | 95% liq | 100% liq | 0 % vap |
|----------------|-------------|------------|------------|------------|----------|------------|
| Xi | xi | xi | xi | xi | xi | yi |
| 0,00078 | 6,99552E-05 | 0,0001 | 0,0002 | 0,000387 | 0,00078 | 0,016614 |
| 0,00502 | 0,0017 | 0,0028 | 0,0036 | 0,0042 | 0,00502 | 0,024598 |
| 0,06345 | 0,0138 | 0,026 | 0,036 | 0,0466 | 0,063 | 0,52029 |
| 0,0897 | 0,065 | 0,0789 | 0,083 | 0,0864 | 0,0897 | 0,156078 |
| 0,10369 | 0,128 | 0,112 | 0,107 | 0,105 | 0,103 | 0,0632 |
| 0,01885 | 0,029 | 0,022 | 0,02 | 0,0195 | 0,018 | 0,005278 |
| 0,07782 | 0,128 | 0,092 | 0,08 | 0,081 | 0,07782 | 0,0163422 |
| 0,0285 | 0,0522 | 0,0348 | 0,03 | 0,0298 | 0,0285 | 0,002565 |
| 0,06862 | 0,128 | 0,0843 | 0,0756 | 0,071 | 0,06862 | 0,00452 |
| 0,07831 | 0,153 | 0,097 | 0,086 | 0,082 | 0,07831 | 0,0018 |
| 0,08517 | 0,169 | 0,106 | 0,0945 | 0,089 | 0,08517 | 0,00064 |
| 0,05824 | 0,116 | 0,072 | 0,064 | 0,0612 | 0,05824 | 0,000174 |
| 0,0582 | 0,115 | 0,072 | 0,064 | 0,0612 | 0,0582 | 0,0002037 |
| 0,05181 | 0,103 | 0,0647 | 0,0573 | 0,0545 | 0,05181 | 5,181E-06 |
| 0,03995 | 0,079 | 0,0499 | 0,04434 | 0,04205 | 0,03995 | 1,9975E-06 |
| 0,17082 | 0,341 | 0,213 | 0,1898 | 0,179 | 0,17082 | 3,4164E-06 |
| Σ somme | 1,628368184 | 1,13048357 | 1,04645335 | 1,01680352 | 0,99893 | 0,81239029 |

Tableau V.4 : Résultats du calcul à 28 c° (dégazeur n°5)

Partie pratique

Interprétation des résultats :

Pour ce cas actuel, à la température de 28°C et pression de 24 et 22 bar, on peut dire que l'équilibre entre les deux phases n'est pas atteint, cela apparait clairement dans les résultats des deux tableaux qui donnent :

$$\sum x_i \text{ et } \sum y_i \neq 1$$

Et cela quelque soit la composition des deux phases liquide vapeur dans l'alimentation. De ce fait, on peut conclure que, à cette température il y'a de faible possibilité d'avoir une séparation entre les deux phases au niveau du dégazeur de l'unité dessalage.

b) 2^{iem} cas d'étude :

Ce cas la, est en quelque sorte une mesure prise dans le but de réaliser une séparation biphasique au niveau du dégazeur de l'unité dessalage.

Elle consiste à augmenter la température de l'alimentation à un niveau suffisamment élevé, afin de permettre une séparation de la phase gazeuse dans le dégazeur.

➤ Résultats de calcul :

- dégazeur N° 02 :
- P = 24 bar
- T = 60 °C

| | | | 40% vap | 20% vap | 1,232% vap | |
|---------|---------------|------------|-------------|------------|------------|------------|
| COMPOSE | % charge (zi) | ki a 60 c° | Xi | xi | xi | yi |
| N2 | 0,078 | 20,2 | 8,98618E-05 | 0,00016116 | 0,00063 | 0,012 |
| co2 | 0,502 | 4,1 | 0,00221 | 0,00309877 | 0,0048 | 0,019 |
| C1 | 6,345 | 10 | 0,0137 | 0,02266071 | 0,0574 | 0,574 |
| C2 | 8,97 | 2,5 | 0,056 | 0,069 | 0,0882 | 0,220 |
| C3 | 10,369 | 1 | 0,10 | 0,10369 | 0,103 | 0,1037 |
| IC4 | 1,885 | 0,52 | 0,023 | 0,02085177 | 0,018 | 0,0098 |
| NC4 | 7,782 | 0,42 | 0,1013 | 0,08803167 | 0,078 | 0,032 |
| IC5 | 2,85 | 0,19 | 0,0421 | 0,03400955 | 0,028 | 0,005 |
| NC5 | 6,862 | 0,16 | 0,1033 | 0,08247596 | 0,063 | 0,011 |
| C6 | 7,831 | 0,065 | 0,12507 | 0,09632226 | 0,07 | 0,0051 |
| C7 | 8,517 | 0,026 | 0,135 | 0,10577496 | 0,0862 | 0,0022 |
| C8 | 5,824 | 0,011 | 0,096 | 0,07260035 | 0,058 | 0,0006 |
| C9 | 5,82 | 0,0086 | 0,096 | 0,07259392 | 0,058 | 0,00050 |
| C10 | 5,181 | 0,00085 | 0,086 | 0,06474874 | 0,052 | 4,4598E-05 |
| C11 | 3,995 | 0,00018 | 0,066 | 0,04993525 | 0,040 | 7,282E-06 |
| C12 | 17,082 | 0,00019 | 0,284 | 0,21351486 | 0,173 | 3,2889E-05 |
| | | somme | 1,341012129 | 1,09946994 | 1,00000009 | 1,00000016 |

Tableau V.5 : Résultats du calcul à 60 c° (dégazeur n°2)

Partie pratique

- dégazeur N° 05 :
- P = 22 bar
- T = 60 C°

| | | | 20% vap | 10% vap | 1,31% vap | |
|----------|---------------|------------|-----------|---------|-----------|------------|
| COMPOSES | % charge (xi) | ki a 60 c° | Xi | xi | xi | yi |
| N2 | 0,00063 | 21,3 | 0,0001246 | 0,00020 | 0,00049 | 0,0106 |
| co2 | 0,00486 | 4,8 | 0,002 | 0,00350 | 0,004607 | 0,0221 |
| C1 | 0,05743 | 11,5 | 0,018 | 0,02804 | 0,0505 | 0,5811 |
| C2 | 0,08825 | 2,6 | 0,066 | 0,0761 | 0,0864 | 0,2248 |
| C3 | 0,1037 | 1,05 | 0,1027 | 0,10327 | 0,1037 | 0,1089 |
| IC4 | 0,0189 | 0,054 | 0,023 | 0,02094 | 0,0192 | 0,0010 |
| NC4 | 0,078 | 0,43 | 0,088 | 0,08315 | 0,079 | 0,0339 |
| IC5 | 0,028 | 0,205 | 0,034 | 0,0312 | 0,0290 | 0,0059 |
| NC5 | 0,069 | 0,17 | 0,083 | 0,0756 | 0,0701 | 0,0119 |
| C6 | 0,079 | 0,07 | 0,097 | 0,08737 | 0,0802 | 0,0056 |
| C7 | 0,08 | 0,027 | 0,1070 | 0,09553 | 0,0873 | 0,0023 |
| C8 | 0,0589 | 0,015 | 0,073 | 0,0654 | 0,0597 | 0,0008 |
| C9 | 0,058 | 0,0087 | 0,0735 | 0,0654 | 0,0597 | 0,0005 |
| C10 | 0,052 | 0,00086 | 0,065 | 0,0582 | 0,053 | 4,521E-05 |
| C11 | 0,040 | 0,00019 | 0,059 | 0,0449 | 0,0409 | 7,786E-06 |
| C12 | 0,173 | 0,00021 | 0,219 | 0,19232 | 0,17539 | 3,6833E-05 |
| | | somme | 1,103 | 1,03148 | 0,99986 | 1,01006069 |

Tableau V.6 : résultats du calcul à 60 c° (dégazeur n°5)

➤ Interprétation des résultats :

Pour une température de (60 c°), on voit très bien que l'équilibre entre les deux phases liquide vapeur est atteint. et cela lorsque :

$$\sum xi = 1$$

$$\sum yi = 1$$

On peut dire alors que, l'augmentation de la température est une mesure efficace qui permettra de réaliser la séparation de la phase gazeuse et qui contribuera par conséquent à une diminution considérable de la tension de vapeur de brut issu de l'unité dessalage.

II.3. Détermination des quantités du gaz et du liquide séparés :

- données :

Débit de l'alimentation : $F = Q_{\text{entrée}} = 541 \text{ m}^3/\text{h}$

quantité du gaz et liquide issu du dégazeur N°02 :

$$V_1 = F * \% \text{ vapeur}$$

Partie pratique

$$V_1 = 541 * 1,23241405\%$$

$$V_1 = 6.66736 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\Leftrightarrow L_1 = F - V_1$$

$$\Leftrightarrow L_1 = 534.333 \text{ m}^3/\text{h}$$

quantité du gaz et liquide issu du dégazeur N°05 :

$$V_2 = L_1 * \% \text{ vapeur}$$

$$V_2 = 534,333 * 1.31\%$$

$$V_2 = 6,9997576 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\Leftrightarrow L_2 = L_1 - V_2$$

$$\Leftrightarrow L_2 = 527,33288 \text{ m}^3/\text{h}$$

Total séparation :

| | |
|-----------------------|------------|
| vapeur totale séparée | 13,6 m3/h |
| le liquide total | 527,3 m3/h |

II.4. Evaluation de la Tension de Vapeur Vraie de brut:

A l'entrée de l'unité dessalage :

Données d'entrée du dégazeur N°02:

P = 24 bar T = 60 c°

| composés | T d'ébullition (c°) | Zi (%) | TV (ATM) | TV (bar) | TV*zi |
|----------|---------------------|--------|----------|------------|-------|
| N2 | -195,79 | 0,078 | 132,5 | 134,255625 | 0,104 |
| CO2 | -56,6 | 0,502 | 19 | 19,25175 | 0,096 |
| C1 | -161,52 | 6,345 | 100 | 101,325 | 6,429 |
| C2 | -88,6 | 8,97 | 70 | 70,9275 | 6,362 |
| C3 | -42 | 10,369 | 20,5 | 20,771625 | 2,153 |
| IC4 | -11,7 | 1,885 | 8,75 | 8,8659375 | 0,167 |
| NC4 | -1 | 7,782 | 6,25 | 6,3328125 | 0,492 |
| IC5 | 27,5 | 2,85 | 2,8 | 2,8371 | 0,080 |
| NC5 | 36,1 | 6,862 | 2,05 | 2,0771625 | 0,142 |
| C6 | 68,73 | 7,831 | 0,8 | 0,8106 | 0,063 |
| C7 | 98,42 | 8,517 | 0,29 | 0,2938425 | 0,025 |
| C8 | 125 | 5,824 | 0,12 | 0,12159 | 0,007 |
| C9 | 151 | 5,82 | 0 | 0 | 0 |
| C10 | 174,1 | 5,181 | 0 | 0 | 0 |
| C11 | 194,44 | 3,995 | 0 | 0 | 0 |
| C12 | 216,32 | 17,082 | 0 | 0 | 0 |

Tableau V.7 : Tension de vapeur vrai (TVV) à l'entrée de l'unité de dessalage

Partie pratique

A la sortie du dégazeur N° 05

$$P = 22 \text{ bar}$$

$$T = 60 \text{ c}^\circ$$

| composés | T d'ébullition (c°) | xi (%) | TV (a 60c°) | TV (bar) | TV*xi |
|----------|---------------------|--------|-------------|------------|-------|
| N2 | -195,79 | 0,0004 | 132,5 | 134,255625 | 0,066 |
| CO2 | -56,6 | 0,004 | 19 | 19,25175 | 0,088 |
| C1 | -161,52 | 0,050 | 100 | 101,325 | 5,120 |
| C2 | -88,6 | 0,086 | 70 | 70,9275 | 6,133 |
| C3 | -42 | 0,103 | 20,5 | 20,771625 | 2,154 |
| IC4 | -11,7 | 0,019 | 8,75 | 8,8659375 | 0,170 |
| NC4 | -1 | 0,079 | 6,25 | 6,3328125 | 0,500 |
| IC5 | 27,5 | 0,029 | 2,8 | 2,8371 | 0,082 |
| NC5 | 36,1 | 0,070 | 2,05 | 2,0771625 | 0,145 |
| C6 | 68,73 | 0,080 | 0,8 | 0,8106 | 0,065 |
| C7 | 98,42 | 0,087 | 0,29 | 0,2938425 | 0,025 |
| C8 | 125 | 0,059 | 0,12 | 0,12159 | 0,007 |
| C9 | 151 | 0,059 | 0 | 0 | 0 |
| C10 | 174,1 | 0,053 | 0 | 0 | 0 |
| C11 | 194,44 | 0,040 | 0 | 0 | 0 |
| C12 | 216,32 | 0,175 | 0 | 0 | 0 |

Tableau V.8 : Tension de vapeur vrai à la sortie de l'unité de dessalage

Remarque :

La mesure de la tension de vapeur est faite selon [l'annexe III].

Calcul de TVV :

$$TVV = \sum TV * xi$$

- Résultats :

A l'entrée : **TVV = 16.125 bar**

A la sortie : **TVV = 14,561 bar**

Interprétation des résultats

L'augmentation de la température de 28c° a 60c° a permis une bonne séparation de la phase vapeur contenue dans le brut, par conséquent on a évalué une réduction de la TVV de **1.56 bar**.

De cet effet il est nécessaire de dimensionner un échangeur de chaleur pouvant réaliser le préchauffage du brut avant l'entrée dans l'unité dessalage.

Partie pratique

III. Dimensionnement d'un échangeur de chaleur : [7].

III.1. Le Choix de l'échangeur :

Dans notre cas d'étude, on a opter pour le choix d'un échangeur à faisceaux et a calandre dont les caractéristiques sont citées dans le chapitre (IV).

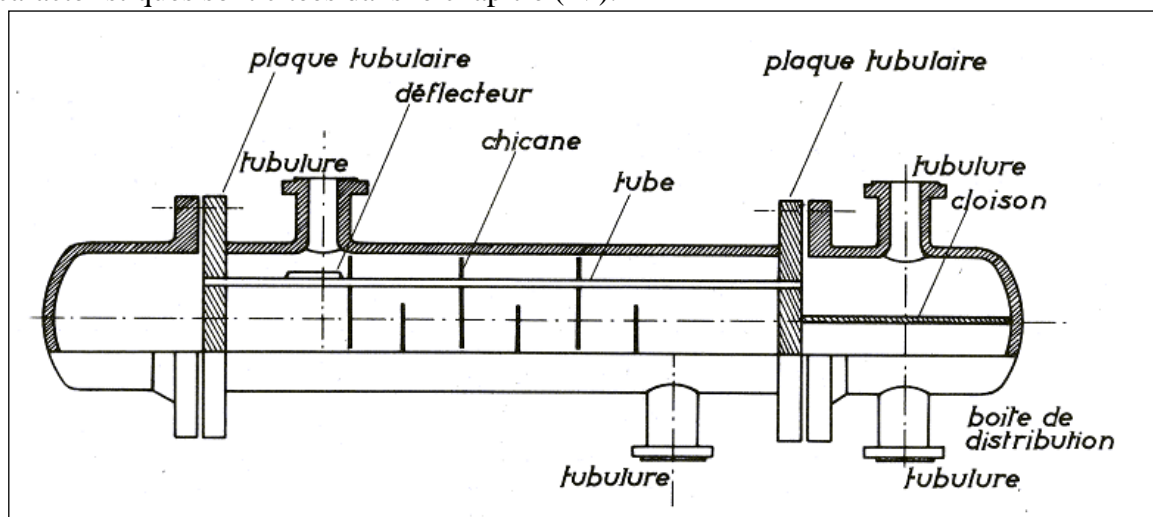


Fig V.4 : Echangeur à faisceaux et calandre

a) calandre :

L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. Pour un diamètre nominal inférieur à 24'', la calandre est constituée par un tube d'acier I.P.S, pour des pressions de service inférieures à 20 kg/cm².

Au-delà de 24'', la calandre est réalisée à partir de plaques d'acier roulées et soudées. 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 plaque de renforcement ou non, selon la pression de service. Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le lavage et portera la plaque d'identité de l'appareil [7].

b) faisceaux :

Les tubes constituant le faisceau forment une classe spéciale répondant aux spécifications du tableau v.1.2. Le diamètre nominal correspondant au diamètre extérieur pour lequel les tolérances sont sévères. Les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham wire Gage). Le plus couramment utilisé :

Tubes 12 .14 ou 16 BWG dans les longueurs de 8 .12 .16 et 20 ft.les conditions de fonctionnement imposent les choix suivants du matériau :

- Acier à calandre pour usage général ;
- Laiton amirauté pour les appareils travaillant avec de l'eau de mer ;

Partie pratique

- Acier alliés pour les produits corrosifs et à température élevées ;
- Aluminium ou cuivre pour les très basses températures ;

Les tubes sont fixés à chacune de leur extrémité par mandrinage dans deux plaques tubulaires.

La perforation des trous dans ces plaques est nominalisée; elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire. Compte tenu de l'orientation du faisceau par rapport à la direction générale du fluide circulant dans la calandre. On obtient les quatre dispositions de la figure v.1.4. 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 contrepartie, 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 les fluides propres. Le tableau V.1.3 présente les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés.

Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube par accroissement de la vitesse [7].

c) Disposition des tubes :

Dans notre cas on choisira une disposition triangulaire des tubes, qui permettra un meilleur échange thermique entre les deux fluides, et cela par un long parcours de fluide froid traversant le long de la calandre, ce qui conduit à un temps de séjour assez important.

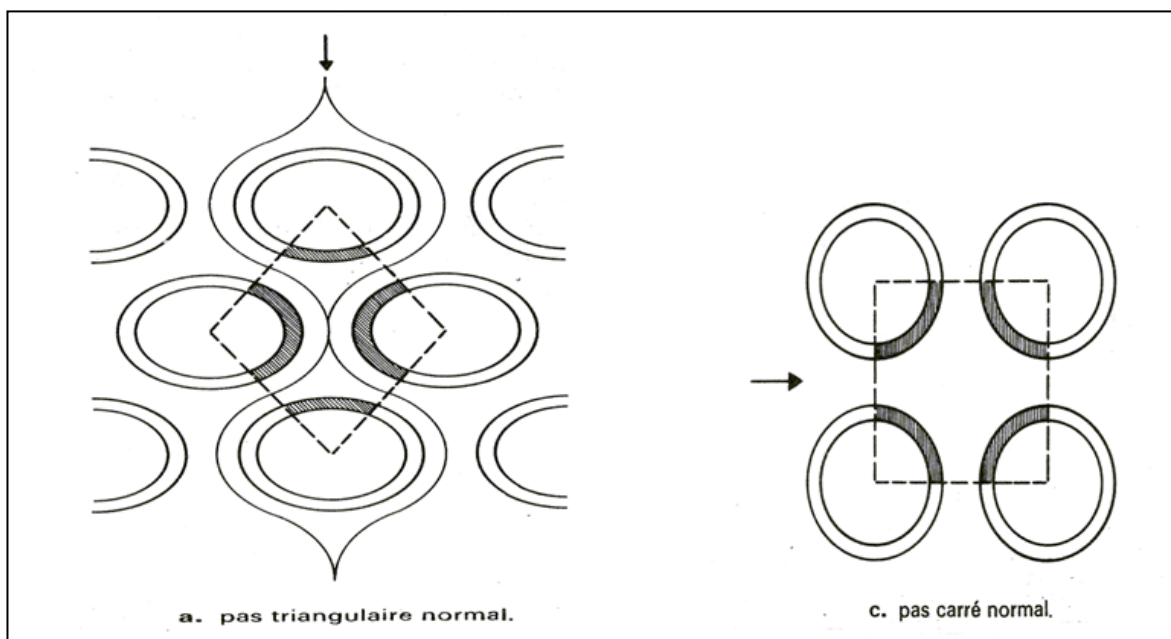


Fig V.5 :Disposition des tubes

Partie pratique

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

Tableau V.8 : Disposition triangulaire des tubes

III.2. Méthode de calcul :

Nous nous proposons maintenant d'établir le programme de calcul d'un échangeur devant assurer le transfert de chaleur donné, c'est-à-dire d'écrire la suite logique des équations à appliquer pour estimer la surface et le nombre de tubes de l'appareil[7].

La méthode de KERN est celle utilisée dans l'estimation des dimensions de cet échangeur, et les données nécessaires au calcul sont représentées dans le tableau ci-dessous.

| Caractéristiques | Fluide chaud (gasoil) | Fluide froid (brut) |
|---|--------------------------|------------------------|
| Débit massique (kg/h) | ? | 346131.8 |
| Température d'entrée (c°) | T ₁ = 272 | t ₁ = 28 |
| Température de sortie (c°) | T ₂ = 225 | t ₂ = 60 |
| Chaleur spécifique Moyenne Cp _m (kcal/kg c°) | 0.67 | 0.545 |
| Viscosité dynamique μ (kg/h .m) | 2,01 | 7.38 |
| Conductibilité thermique λ (kcal/h.m.C°) | 0,108 | 0,117 |
| Densité (d _G , d _B) | 0.6 | 0.6398 |

Tableau V.9 : Données d'échange

Remarque :

- La détermination de la chaleur spécifique moyenne est faite selon [l'annexe II].
- Côté faisceau : fluide chaud (gasoil).
- Côté calandre : fluide froid (brut).

Partie pratique

♠ Bilan thermique

➤ La quantité de chaleur échangée :

$$Q_{ech} = R_{e\grave{c}ue} = Q_{c\acute{e}d\acute{e}e}$$

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

$$Q_{ech} = m_G \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2)$$

$$Q_{ech} = Q_v \cdot \rho \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2)$$

Avec :

Q_v : Débit volumique du fluide côté faisceau (m^3/h)

ρ : La masse volumique du fluide côté faisceau (kg/m^3)

C_p : Chaleur massique moyenne ($kcal/kg \text{ } ^\circ C$)

t_1 : Température d'entrée côté calandre ($^\circ C$)

t_2 : Température de sortie côté calandre ($^\circ C$)

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve .

$$Q = 541 * 0,6398 * 0,545 * 1000 \cdot (60 - 28) = 676,5 \cdot 10^4 \text{ kcal/h}$$

| |
|--|
| $Q_{ech} = 603.65 \cdot 10^4 \text{ kcal/h}$ |
|--|

➤ Débit massique du fluide chaud (gasoil) m_G :

$$m_G = Q_{ech} / C_p' \cdot \rho' \cdot (T_1 - T_2)$$

Avec :

C_p' : Chaleur massique moyenne ($kcal/kg \text{ } ^\circ C$)

ρ' : Masse volumique du fluide côté calandre (kg/m^3)

T_2 : Température de sortie côté tube ($^\circ C$)

T_1 : Température d'entrée côté tube ($^\circ C$)

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$m_G = 603.65 \cdot 10^4 / 0,67 (272-225)$$

| |
|-----------------------------------|
| $m_G = 19.17 * 10^4 \text{ kg/h}$ |
|-----------------------------------|

Partie pratique

♠ Calcul de la température moyenne logarithmique ΔT_{LM} : [7]

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

L'écoulement contre courant est représenté comme suit

ΔT_1 : Différence de température maximale

ΔT_2 : Différence de température minimale

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 272 - 60 = 212 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 225 - 28 = 197 \text{ °C}$$

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

- T_1 : Température d'entrée côté tube
- T_2 : Température de sortie côté tube
- t_1 : Température d'entrée côté calandre
- t_2 : Température de sortie côté calandre

$$\Delta T_{lm} = 204.40 \text{ C}^\circ$$

♠ Calcul de la température moyenne corrigée

$$\Delta T_{LM \text{ corrigée}} = \Delta T_{LM} \cdot F'$$

Ou : F' est un coefficient de correction déterminée à partir de graphe : $F' = f(R, E)$ [annexe. II].

Avec :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \Rightarrow R = \frac{272 - 225}{60 - 28} \Rightarrow R = \frac{272 - 225}{60 - 28} = 1.47$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \Rightarrow E = \frac{60 - 28}{272 - 28} = 0.13$$

$$F' = 0.98$$

$$\Rightarrow \Delta T_{lm c} = F' \cdot \Delta T_{lm} = 0,98 \cdot 204,64 = 200,55 \text{ C}^\circ$$

$$\Delta T_{lmc} = 200,55 \text{ C}^\circ$$

Partie pratique

On a : **02** passes côté tube [annexe. II].

⇒ **01** passe côté calandre.

♠ Calcul de la surface d'échange globale A :

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

➤ Estimation de coefficient de transfert global U_s :

On choisit la valeur initiale de U_s (coefficient d'échange global), selon la nature des fluides misent en service voir le tableau [annexe. II].

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

➤ Calcul de l'aire d'échange nécessaire au transfert A :

$$Q_{\text{ech}} = A U_s \cdot \Delta T_{\text{Imc}}$$

$$A = Q_{\text{ech}} / U_s \cdot \Delta T_{\text{Imc}}$$

$$A = Q_{\text{ech}} / U_s \cdot F' \Delta T_{\text{Im}}$$

$$A = 603.65 \cdot 10^4 / (200 \cdot 0,98 \cdot 200,4)$$

$$A = 153,7 \text{ m}^2$$

♠ Les faisceaux:

➤ Caractéristiques des tubes : [annexe. II]

- Longueur l :

On choisit la plus utilisée qui est de $l = 20 \text{ ft} \Rightarrow l = 6.096 \text{ m}$

- Diamètres :

Selon la norme **BWG**, pour $l = 6.096 \text{ m}$ correspond la norme BWG 14 qui donne les caractéristiques suivantes :

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

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

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

- Disposition des tubes :

La disposition des tubes en triangle avec un pas = $1'' = P = 0,0254 \text{ m}$ [annexe. II].

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

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

$$a = 3.14 \cdot (19.05 \cdot 10^{-3}) \cdot (6.096)$$

Partie pratique

$$a=0.364 \text{ m}^2.$$

♠ nombre de tubes N_t :

$$A = \pi \cdot d_e \cdot L \cdot N_t \cdot n_c$$

$$N_t = A / \pi \cdot d_e \cdot L \cdot n_c$$

$$N_t = 153.7 / 3,14 \cdot 0,01905 \cdot 6,096 \cdot 1$$

$$\text{Nombre de tubes } N_t = 422 \text{ tubes}$$

Avec :

- A : Surface d'échange nécessaire au transfert (m^2)
- d_e : Diamètre extérieur de tubes (m)
- l : Longueur de tubes (m)
- n_c : Nombre de passe côté calandre.

♠ Diamètre de la calandre D_c :

Le diamètre de la calandre est tiré du tableau ci-dessous :

| D _c calandre | | Tubes : 3/4" P = 15/16" | | | | Tubes : 3/4" P = 1" | | | | Tubes : 1" P = 1 1/4" | | | |
|-------------------------|------|-----------------------------------|------|------|------|-----------------------------------|------|------|------|-----------------------------------|-----|-----|-----|
| | | nombre de passes : n _t | | | | nombre de passes : n _t | | | | nombre de passes : n _t | | | |
| (in) | (cm) | 2 | 4 | 6 | 8 | 2 | 4 | 6 | 8 | 2 | 4 | 6 | 8 |
| 8 | 20,3 | 32 | 26 | 24 | 18 | 30 | 24 | 24 | | 16 | 16 | 14 | |
| 10 | 25,4 | 56 | 47 | 42 | 36 | 52 | 40 | 36 | | 32 | 26 | 24 | |
| 12 | 30,5 | 98 | 86 | 82 | 78 | 82 | 76 | 74 | 70 | 52 | 48 | 46 | 44 |
| 13 1/4 | 33,7 | 114 | 96 | 90 | 86 | 106 | 86 | 82 | 74 | 66 | 58 | 54 | 50 |
| 15 1/4 | 38,7 | 160 | 140 | 136 | 128 | 138 | 122 | 118 | 110 | 86 | 80 | 74 | 72 |
| 17 1/4 | 43,9 | 224 | 194 | 188 | 178 | 196 | 178 | 172 | 166 | 118 | 106 | 104 | 94 |
| 19 1/4 | 48,9 | 282 | 252 | 244 | 234 | 250 | 226 | 216 | 210 | 152 | 140 | 136 | 128 |
| 21 1/4 | 54,0 | 342 | 314 | 306 | 290 | 302 | 278 | 272 | 260 | 188 | 170 | 164 | 160 |
| 23 1/4 | 59,1 | 420 | 386 | 378 | 364 | 376 | 352 | 342 | 328 | 232 | 212 | 212 | 202 |
| 25 | 63,5 | 506 | 468 | 466 | 454 | 452 | 422 | 394 | 382 | 262 | 256 | 252 | 242 |
| 27 | 68,6 | 602 | 550 | 536 | 524 | 534 | 488 | 474 | 464 | 334 | 302 | 296 | 286 |
| 29 | 73,7 | 692 | 640 | 620 | 594 | 604 | 556 | 538 | 508 | 376 | 338 | 334 | 316 |
| 31 | 78,8 | 822 | 766 | 722 | 720 | 728 | 678 | 666 | 640 | 454 | 430 | 424 | 400 |
| 33 | 83,8 | 938 | 878 | 852 | 826 | 830 | 774 | 760 | 732 | 522 | 486 | 470 | 454 |
| 35 | 88,9 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 938 | 882 | 864 | 848 | 592 | 562 | 546 | 532 |
| 37 | 94,0 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 1044 | 1012 | 986 | 870 | 664 | 632 | 614 | 598 |
| 39 | 99,0 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 | 736 | 700 | 688 | 672 |

Tableau V.10 : Détermination de diamètre de la calandre D_c

On a alors

376tubes → 73.7 cm

421tubes → D_c cm ⇒ $D_c = 76.7 \cdot 10^{-2} \text{ m}$

454tubes → 78.8 cm

♠ Calcul du Coefficient de transfert propre :

$$U_p = (h_{i0} \cdot h_o) / (h_{i0} + h_o)$$

Partie pratique

➤ Coté tube

- Calcul du nombre de Reynolds

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

Avec :

- G_B : 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

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

Avec :

- m_G : débit massique du gasoil (kg/h)
- n : nombre de passe côté tubes
- N_t : nombre de tubes

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve :

$$G_B = \frac{4 \cdot 191700}{3,14 \cdot x \cdot (0,01483)^2} \cdot \frac{2}{422}$$
$$G_B = 5262,45 \cdot 10^3 \text{ Kg/h.m}^2$$
$$\text{Re} = \frac{5262440 \cdot 0,01483}{2,01}$$

$$\text{Re} = 38826$$

- Coefficient de transfert a l'intérieur des tubes J_h : [annexe. II]

On détermine j_h par abaque $j_h = f(\text{Re}, l/d_i)$.

Pour $\text{Re} > 10000$ donc Régime turbulent.

f : Coefficient de friction

$$f = 1,5$$

$$J_h = 150$$

$$\text{D'où : } \frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Partie pratique

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 150 \frac{0,108}{0,01483} \left(\frac{0,67.2,01}{0,108} \right)^{\frac{1}{3}}$$

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

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

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

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

➤ Coté calandre

- Calcul de la vitesse massique

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

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

Avec :

- m_b : Débit massique (kg/h) ;
- a_{CT} : Surface de la calandre (m²) ;
- D_c : Diamètre de la calandre (m) ;
- P : le pas = 0.0254 m ;
- B : Espace ente chicane = 0,5 m ;
- d_e : diamètre extérieur de tubes (m) ;

Substituant les valeurs dans l'équation on trouve

$$a_{CT} = \frac{0,767}{0,0254} \times (0,0254 - 0,01905) \times 0,5 = 0,095 \text{ m}^2$$

$$G_{CT} = \frac{346131,8}{0,095} = 3643,5 \times 10^3 \text{ Kg / h.m}^2$$

$$G_{CT} = 3643,5 \times 10^3 \text{ Kg/h.m}^2$$

- Diamètre équivalent d_{eq}

$$d_{eq} = \frac{4P^2}{\pi \cdot d_e} - d_e$$

Partie pratique

$$d_{eq} = \frac{4 * (0,0254)^2}{3,14 * 0,01905} - 0,01905 = 0,024.m$$

$$d_{eq} = 0,024 \text{ m}$$

Calcul du nombre de Reynolds

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

$$R_e = \frac{0,024 * 3643500}{7,38} = 11848.78$$

$$R_e = 378667.2$$

Détermination du coefficient de transfert a l'extérieur des tubes J_h : [annexe. II]

$$l/D_{eq} = 6.069/0.024 = 452.87$$

$$f = 1.2$$

$$\Rightarrow j_h' = 120$$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j_h' \cdot \frac{\lambda'}{D_c} \left(\frac{Cp' \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = 120 \cdot \frac{0,117}{0,767} \left(\frac{0,545 * 7,38}{0,117} \right)^{\frac{1}{3}} \Rightarrow \frac{h_0}{\phi_c} = 59.52 \text{ Kcal/h m}^2\text{C}^\circ$$

Détermination de h_{i0} et h_0 :

h_{i0} : coefficient de film interne

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \Rightarrow \phi = \left(\frac{2,01}{0,052} \right)^{0,14} = 1,66$$

$$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t \Rightarrow h_{i0} = 1971,97 * 1,66 \Rightarrow h_{i0} = 3273.47 \text{ Kcal/h m}^2\text{C}^\circ$$

h_0 : coefficient de film externe :

$$\phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \Rightarrow \phi_c = \left(\frac{7,38}{0,037} \right)^{0,14} = 2.09$$

$$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c} \right) \phi_c \Rightarrow h_0 = 59.52 * 2.09 \Rightarrow h_0 = 124.4 \text{ Kcal/hm}^2\text{C}^\circ$$

Partie pratique

- Calcul du Coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_p = \frac{3273,47 \cdot 124,4}{3273,47 + 124,4} = \text{kcal /hm}^2\text{C}^\circ$$

$$U_p = 119,84 \text{ kcal /h.m}^2\text{.C}^\circ$$

♠ Calcul des pertes de charge :

- Pertes de charge coté tubes :

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

$$\Delta P_t = \frac{1 \cdot 2 \cdot (5262450)^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,6} \times \left[\frac{1,5 \cdot 6,096}{0,01483 \cdot 1,66} + 2 \right] = 27,12 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 27,12 \text{ kg/m}^2$$

- Pertes de charges coté calandre :

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

$$\Delta P_c = \frac{1 \cdot 0,37 \cdot (3643500)^2 \cdot (1+1) \cdot 0,767}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,6398 \cdot 0,024 \cdot 2,09} \Rightarrow \Delta P_c = 0,18 \text{ Kg/m}^2$$

III.2. Résultats des calculs :

Après une suite de calculs donner par la méthode de KERN, on a pu dimensionner un échangeur de chaleur (à faisceaux et calandre) pouvant assurer le préchauffage du brut pétrolier de la ligne direct haute pression (LDHP), qui alimente l'unité dessalage, et les résultats de calculs sont présentés dans le tableau ci-dessous :

| Echangeur | Côté tube | Côté calandre |
|------------------------------------|----------------|---------------|
| Fluide | Chaud (gasoil) | Froid (brut) |
| Débit d'entrer (m ³ /h) | 319,5 | 541 |
| Chaleur spécifique (kcal/kmol °C) | 0,67 | 0,545 |
| Température d'entée (°C) | 272 | 28 |
| Température de sortie (°C) | 225 | 60 |

Tableau V.11 : Résultats de calcul d'échange

Partie pratique

Calcul des paramètres :

| paramètres | Résultats |
|--|------------------------|
| Q (kcal/h) | 603.65*10 ⁴ |
| ΔT_{\max} (°C) | 212 |
| ΔT_{\min} (°C) | 197 |
| ΔT_{lm} (°C) | 204.4 |
| E | 0,131 |
| R | 1.47 |
| F | 0,98 |
| ΔT_{lmc} (°C) | 200.55 |
| Coefficient de transfert global estimé U_s (kcal/hm ² °C) | 200 |
| la surface d'échange A (m ²) | 153.7 |

Tableau V.12 : Paramètres d'échange

Dimensions constructives de l'échangeur (faisceaux et calandre)

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

| <i>Echangeur</i> | <i>Résultats</i> |
|--|------------------|
| Nombre de tubes | 422 |
| Diamètre extérieur (m) | 0,0195 |
| Diamètre intérieur (m) | 0,01483 |
| Epaisseur (m) | 0,0021 |
| Longueur (m) | 6.096 |
| Pas (m) | 0.0254 |
| Espacement entre chicane B (m) | 0,5 |
| Surface A (m ²) | 153.7 |
| Diamètre de calandre (m) | 0,767 |
| Pertes de charge coté tube ΔP (kg/m ²) | 27.12 |
| Pertes de charge coté calandre ΔP (kg/m ²) | 0.18 |

Tableau V.13 : Dimensions constructives de l'échangeur (faisceaux et calandre)

Partie pratique

IV. Résultats de la simulation et comparaison :

Dans cette partie, on a réaliser une simulation de notre cas d'étude a l'aide d'un simulateur très utilisé dans ce type d'industrie pétrolière appelé « HYSYS ». Le schéma du procédé est représenter sur la figure ci-dessous et les résultats de cette simulation sont comparés avec ceux obtenus par nos calculs.

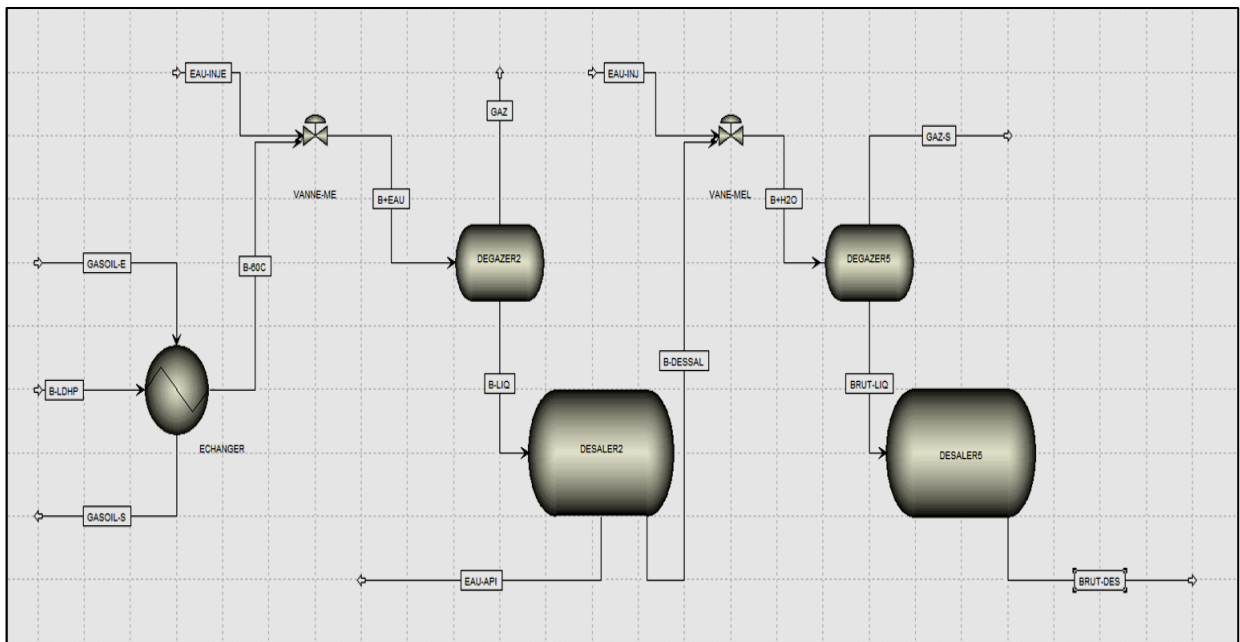


Fig V.6 : Schémas de simulation

Remarque :

L'intégralité des résultats de la simulation est classée dans la partie annexe. [Voir annexe III]

Les résultats de flash

| | La simulation | | Le calcul | |
|-------------------------------------|---------------|-------|-----------|--------|
| | DEG 1 | DEG 2 | DEG 1 | DEG 2 |
| Débit de charge (m ³ /h) | 545.42 | 543.9 | 541 | 334.33 |
| Débit de gaz (m ³ /h) | 2.42 | 3.3 | 6.66 | 6.99 |
| Débit de brut (m ³ /h) | 543 | 540.6 | 534.33 | 527.33 |
| La température (c°) | 59.24 | 58,44 | 60 | 60 |
| La pression (bar) | 24 | 22 | 24 | 22 |
| La TVV à l'entrée | 20,08 | - | 16,125 | - |
| La TVV à la sortie | - | 17.29 | - | 14,561 |

Tableau V.14 : Résultats de comparaison (calcul de flash)

On remarque que les résultats de simulation pour le calcul de flash, donnent une réduction de la tension de vapeur de 2.79. D'autre part nos calculs nous ont permet de réduire la tension de vapeur de 1.564.

Partie pratique

Les résultats de dimensionnement :

| | La simulation | Le calcul |
|--|----------------------|------------------|
| La quantité de chaleur (kcal/h) | 6230411,85 | 6036500 |
| le débit de gasoil (kg/h) | 200000 | 191700 |
| Le débit de brut (kg/h) | 358835,95 | 346131,8 |
| DTLM _{corrige} (c°) | 203,1 | 200,5 |
| la surface d'échange globale (m ²) | 153,2 | 153,7 |
| la surface d'échange de tube (m ²) | / | 0,364 |
| Le n ^{bre} de tubes | 420 | 422 |
| Diamètre de calandre (cm) | 99,76 | 76,7 |
| Le pas [tube] (mm) | 50 | 25,4 |
| Epaisseur de tube (mm) | 2,11 | 2,10 |
| Diamètre ex de tube (mm) | 19,05 | 19,05 |
| Longueur de tube (m) | 6,10 | 6,10 |
| Diamètre intérieur de tube (mm) | 14,8 | 14,83 |
| Masse volumique (kg/m ³) entrée | 672,7 | 639,8 |
| Masse volumique (kg/m ³) sortie | 639,7 | / |

Tableau V.15 : Résultats de comparaison (dimensionnement)

Pour le dimensionnement de l'échangeur de chaleur, la simulation nous a permis de confirmer les résultats obtenus par nos calculs et cela avec de légères différences qui restent négligeables et sans influence négative sur le déroulement du procédé.

Conclusion

Conclusion générale

Durant notre stage au niveau du centre industriel sud (CIS), de la division production de Sonatrach, on a pu voir de près les différentes filiales de traitement de brut pétrolier ainsi que les conditions et les contraintes de travail au sein de l'unité traitement. On a pu côtoyer un personnel expérimenté dans le domaine pétrolier qui nous a beaucoup aidés par leur connaissance de terrain à la réalisation de ce travail.

Le traitement de brut pétrolier au niveau du centre industriel sud se résume principalement en deux phases de séparation qui consistent en premier temps, à séparer les gaz contenus dans le brut, suivi d'une opération de dessalage qui permet d'obtenir un brut stabilisé conformément aux normes qui sera acheminé vers des unités de stabilisations ou bien expédié vers des zones de stockage telle que HEH (Haoud-El'Hemra).

En hiver, la baisse de température affecte directement la qualité de brut traité. Cette chute de température empêche la formation des gaz lors de la séparation et par conséquent le brut issu de cette séparation est mal traité en termes de réduction de sa tension de vapeur qui est proportionnelle à la quantité de gaz contenue dans le brut. Par contre, en été la séparation des gaz est favorisée par l'augmentation de la température et permet un meilleur traitement de brut.

Ce travail est orienté principalement sur le déroulement du procédé de dessalage, on a pris comme exemple d'étude la ligne directe haute pression (LDHP) qui alimente les deux dessaleurs (02 et 05) mis en série. On a pu évaluer la quantité de gaz séparée à une température de travail de 60 °C qui est de 13.67 m³/h avec une réduction de la tension de vapeur vraie de 1.56 bar.

l'apport de notre travail se traduit par le dimensionnement d'un échangeur de chaleur qui assurera le préchauffage de brut jusqu'à 60 °C avant son entrée dans l'unité dessalage, ce préchauffage est assuré par le gasoil issu de l'unité de fractionnement de condensat (UFC).

La partie simulation nous a permis de comparer et de confirmer nos résultats que se soit le calcul de flash ou bien le dimensionnement de l'échangeur. Ainsi, la réalisation d'un échangeur de chaleur avant l'entrée de l'unité dessalage devient une nécessité afin d'éviter toute contrainte et d'assurer un bon fonctionnement de l'unité et une bonne qualité de brut traité.

Recommandations :

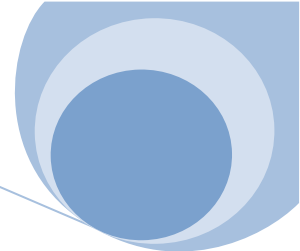
- La corrosion des aéros-réfrigérants, causée par les dépôts des sels contenus dans le brut nécessite la mise en œuvre d'autres unités de dessalage à mettre en série avec ceux existant déjà sur les lieux afin d'améliorer le procédé de dessalage.

- En plus du préchauffage de brut proposé dans notre travail, l'augmentation du taux d'eau de lavage injecté, et l'utilisation d'une eau adoucie s'avère nécessaire afin d'augmenter la quantité des sels séparés.

- La réinjection d'un gaz plus léger tel que le C_1 et C_2 pour éviter le retour du gaz séparé et maintenir la pression au sein des unités de dessalage.

Bibliographie

- [1] : **B. Roberge** Le pétrole, de l'origine à l'extraction. *Techniques du milieu Naturel* (2010).12, 147-514.
- [2] : **J-P. Wauquier** Procédés de séparation (institut français du pétrole) *technip* Paris 1998.
- [3]: **TISSOT B** La genèse du pétrole. *La Recherche* (1977).77, 326-334.
- [4]: **M.K Hubbert** "The worlds evolving energy system" (1981). 49, 29-1007.
- [5]: **J. Laxalde**, Analyse des produits lourds du pétrole par spectroscopie infrarouge, *thèse de doctorat* (2012), université de Lille 1. 21-26 Pp.
- [6]: **J.LABEYRIE** .L'homme et le climat. *Points Sciences* Paris 1993, 305P.
- [7]: **P. Wuithier**, Le pétrole : raffinage et génie chimique, *Technip* Paris, 1972.
- [8]: fonctionnement des unités, S.N.REPAL Hassi Messaoud guide de conduite volume II.
- [9] : unité de dessalage, S.N.REPAL Hassi messaoud guide de conduite volume III.
- [10]: **X-NORMAND.A-TREIL**. Industrie du raffinage du pétrole (tome 2). *Technip* Paris .1985
- [11]: **O. Doumeix**. Opérations unitaires en génie biologique. *Technip*, Paris, 2000, 350 p.
- [12]: La séparation, Manuel de formation cours EXP-PR-PR070, *TOTAL*, 2007. 139 p.
- [13]: Les équipements(Les échangeurs), Support de formation cours EXP-PR-EQ120, 2007.
- [14] : **M. TOUIKER** (2009) Séparation par flash et fractionnement, *école de techniques pétrolières SKIKDA*.



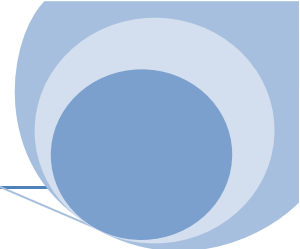
ANNEXES



ANNEXE I

ANNEXE I

ANNEXE N I



| TABLEAU V.1.1 | | | | | | | |
|--|-------------------------|---------------|-------------------------|----------------------------|---|------------|--------------|
| DIMENSIONS DES TUBES ACIER I.P.S. (A.P.I. 5 L) | | | | | | | |
| DIAMÈTRE NOMINAL (in) | DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (cm) | SCHEDULE (n°) | DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm) | SECTION (cm ²) | SURFACE AU m LINÉAIRE (m ² /m) | | POIDS (kg/m) |
| | | | | | extérieure | intérieure | |
| 1/8 | 1,029 | 40 | 0,683 | 0,366 | 0,0323 | 0,0215 | 0,372 |
| | | | 0,546 | 0,234 | | 0,0171 | |
| 1/4 | 1,372 | 40 | 0,925 | 0,672 | 0,0431 | 0,0290 | 0,640 |
| | | | 0,767 | 0,462 | | 0,0241 | |
| 3/8 | 1,715 | 40 | 1,252 | 1,231 | 0,0539 | 0,0393 | 0,848 |
| | | | 1,074 | 0,906 | | 0,0337 | |
| 1/2 | 2,134 | 40 | 1,580 | 1,961 | 0,0670 | 0,0496 | 1,265 |
| | | | 1,387 | 1,511 | | 0,0436 | |
| 3/4 | 2,667 | 40 | 2,093 | 3,440 | 0,0838 | 0,0657 | 1,680 |
| | | | 1,887 | 2,797 | | 0,0593 | |
| 1 | 3,353 | 40 | 2,665 | 5,578 | 0,1053 | 0,0837 | 2,500 |
| | | | 2,431 | 4,641 | | 0,0764 | |
| 1 1/4 | 4,216 | 40 | 3,505 | 9,649 | 0,1324 | 0,1101 | 3,393 |
| | | | 3,246 | 8,275 | | 0,1020 | |
| 1 1/2 | 4,826 | 40 | 4,089 | 13,132 | 0,1516 | 0,1285 | 4,047 |
| | | | 3,810 | 11,400 | | 0,1197 | |
| 2 | 6,045 | 40 | 5,250 | 21,647 | 0,1899 | 9,1650 | 5,446 |
| | | | 4,925 | 19,050 | | 0,1547 | |
| 2 1/2 | 7,315 | 40 | 6,271 | 30,886 | 0,2298 | 0,1970 | 8,630 |
| | | | 5,900 | 27,340 | | 0,1853 | |
| 3 | 8,890 | 40 | 7,793 | 47,698 | 0,2793 | 0,2448 | 11,280 |
| | | | 7,367 | 42,626 | | 0,2314 | |
| 4 | 11,430 | 40 | 10,226 | 82,130 | 0,3591 | 0,3213 | 16,070 |
| | | | 9,718 | 74,173 | | 0,3053 | |
| 6 | 16,827 | 40 | 15,405 | 186,386 | 0,5286 | 0,4840 | 28,27 |
| | | | 14,633 | 168,173 | | 0,4597 | |
| 8 | 21,907 | 40 | 20,272 | 322,763 | 0,6882 | 0,6369 | 42,56 |
| | | | 19,367 | 294,588 | | 0,6084 | |
| 10 | 27,305 | 40 | 25,451 | 508,745 | 0,8578 | 0,7996 | 60,27 |
| | | | 24,765 | 481,690 | | 0,7780 | |
| 12 | 32,385 | 30 | 30,709 | 740,7 | 1,0174 | 0,9647 | 65,18 |
| 14 | 35,56 | 30 | 33,655 | 889,6 | 1,1108 | 1,0573 | 81,25 |
| 16 | 40,64 | 30 | 38,735 | 1178,4 | 1,2767 | 1,2170 | 93,15 |
| 18 | 45,72 | 20 | 43,815 | 1507,8 | 1,4363 | 1,3765 | 108,18 |
| 20 | 50,80 | 20 | 48,895 | 1877,7 | 1,5960 | 1,5360 | 116,96 |
| 22 | 55,88 | 20 | 53,975 | 2288,1 | 1,7555 | 1,6957 | 125,00 |
| 24 | 60,96 | 20 | 59,055 | 2739,1 | 1,9150 | 1,8553 | 140,9 |

ANNEXE N I

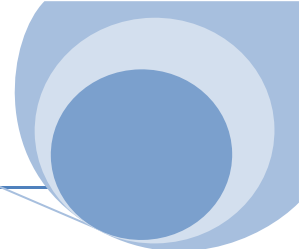


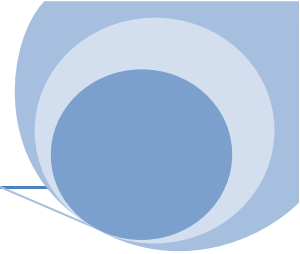
TABLEAU V.1.2
CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

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

TABLEAU V.1.3

| DIAM. EXT. DU TUBE (in) | NATURE DU TUBE | ÉPAISSEUR BWG | ÉTAT DU FLUIDE | PAS UTILISÉ (1) |
|----------------------------|----------------------|------------------|-------------------|-------------------------|
| 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 |

ANNEXE N I



| TABLEAU V.1.4 | | | | | | | | | | | | | |
|-----------------------------------|------|-----------------------------------|------|------|------|-----------------------------------|------|------|------|-----------------------------------|-----|-----|-----|
| DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ | | | | | | | | | | | | | |
| D _c calandre | | Tubes : 3/4" P = 1" | | | | Tubes : 1" P = 1 1/4" | | | | Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16" | | | |
| | | nombre de passes : n _t | | | | nombre de passes : n _t | | | | nombre de passes : n _t | | | |
| (in) | (cm) | 2 | 4 | 6 | 8 | 2 | 4 | 6 | 8 | 2 | 4 | 6 | 8 |
| 8 | 20,3 | 26 | 20 | 20 | | 16 | 14 | | | | | | |
| 10 | 25,4 | 52 | 40 | 36 | | 32 | 26 | 24 | | 12 | 10 | | |
| 12 | 30,5 | 76 | 68 | 68 | 60 | 45 | 40 | 38 | 36 | 24 | 22 | 16 | 16 |
| 13 1/4 | 33,7 | 90 | 82 | 76 | 70 | 56 | 52 | 48 | 44 | 30 | 30 | 22 | 22 |
| 15 1/4 | 38,7 | 124 | 116 | 108 | 108 | 76 | 68 | 68 | 64 | 40 | 37 | 35 | 31 |
| 17 1/4 | 43,9 | 166 | 158 | 150 | 142 | 112 | 96 | 90 | 82 | 53 | 51 | 48 | 44 |
| 19 1/4 | 48,9 | 220 | 204 | 192 | 188 | 132 | 128 | 122 | 116 | 73 | 71 | 64 | 56 |
| 21 1/4 | 54,0 | 270 | 246 | 240 | 234 | 166 | 158 | 152 | 148 | 90 | 86 | 82 | 78 |
| 23 1/4 | 59,1 | 324 | 308 | 302 | 292 | 208 | 192 | 184 | 184 | 112 | 106 | 102 | 96 |
| 25 | 63,5 | 394 | 370 | 356 | 346 | 252 | 238 | 226 | 222 | 135 | 127 | 123 | 115 |
| 27 | 68,6 | 460 | 432 | 420 | 408 | 288 | 278 | 268 | 260 | 160 | 151 | 146 | 140 |
| 29 | 73,7 | 526 | 480 | 468 | 456 | 326 | 300 | 294 | 286 | 188 | 178 | 174 | 166 |
| 31 | 78,8 | 640 | 600 | 580 | 560 | 398 | 380 | 368 | 358 | 220 | 209 | 202 | 193 |
| 33 | 83,8 | 718 | 688 | 676 | 648 | 460 | 432 | 420 | 414 | 252 | 244 | 238 | 226 |
| 35 | 88,9 | 824 | 780 | 766 | 748 | 518 | 488 | 484 | 472 | 287 | 275 | 268 | 258 |
| 37 | 94,0 | 914 | 886 | 866 | 838 | 574 | 562 | 544 | 532 | 322 | 311 | 304 | 293 |
| 39 | 99,0 | 1024 | 982 | 968 | 948 | 644 | 624 | 612 | 600 | 362 | 348 | 342 | 336 |
| DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE | | | | | | | | | | | | | |
| D _c calandre | | Tubes : 3/4" P = 15/16" | | | | Tubes : 3/4" P = 1" | | | | Tubes : 1" P = 1 1/4" | | | |
| | | nombre de passes : n _t | | | | nombre de passes : n _t | | | | nombre de passes : n _t | | | |
| (in) | (cm) | 2 | 4 | 6 | 8 | 2 | 4 | 6 | 8 | 2 | 4 | 6 | 8 |
| 8 | 20,3 | 32 | 26 | 24 | 18 | 30 | 24 | 24 | | 16 | 16 | 14 | |
| 10 | 25,4 | 56 | 47 | 42 | 36 | 52 | 40 | 36 | | 32 | 26 | 24 | |
| 12 | 30,5 | 98 | 86 | 82 | 78 | 82 | 76 | 74 | 70 | 52 | 48 | 46 | 44 |
| 13 1/4 | 33,7 | 114 | 96 | 90 | 86 | 106 | 86 | 82 | 74 | 66 | 58 | 54 | 50 |
| 15 1/4 | 38,7 | 160 | 140 | 136 | 128 | 138 | 122 | 118 | 110 | 86 | 80 | 74 | 72 |
| 17 1/4 | 43,9 | 224 | 194 | 188 | 178 | 196 | 178 | 172 | 166 | 118 | 106 | 104 | 94 |
| 19 1/4 | 48,9 | 282 | 252 | 244 | 234 | 250 | 226 | 216 | 210 | 152 | 140 | 136 | 128 |
| 21 1/4 | 54,0 | 342 | 314 | 306 | 290 | 302 | 278 | 272 | 260 | 188 | 170 | 164 | 160 |
| 23 1/4 | 59,1 | 420 | 386 | 378 | 364 | 376 | 352 | 342 | 328 | 232 | 212 | 212 | 202 |
| 25 | 63,5 | 506 | 468 | 446 | 434 | 452 | 422 | 394 | 382 | 282 | 256 | 252 | 242 |
| 27 | 68,6 | 602 | 550 | 536 | 524 | 534 | 488 | 474 | 464 | 334 | 302 | 296 | 286 |
| 29 | 73,7 | 692 | 640 | 620 | 594 | 604 | 556 | 538 | 508 | 376 | 338 | 334 | 316 |
| 31 | 78,8 | 822 | 766 | 722 | 720 | 728 | 678 | 666 | 640 | 454 | 430 | 424 | 400 |
| 33 | 83,8 | 938 | 878 | 852 | 826 | 830 | 774 | 760 | 732 | 522 | 486 | 470 | 454 |
| 35 | 88,9 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 938 | 882 | 864 | 848 | 592 | 562 | 546 | 532 |
| 37 | 94,0 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 1044 | 1012 | 986 | 870 | 664 | 632 | 614 | 598 |
| 39 | 99,0 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 | 736 | 700 | 688 | 672 |

ANNEXE N I

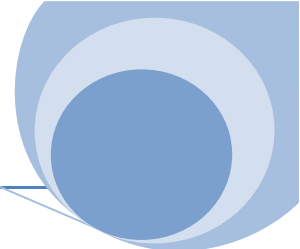


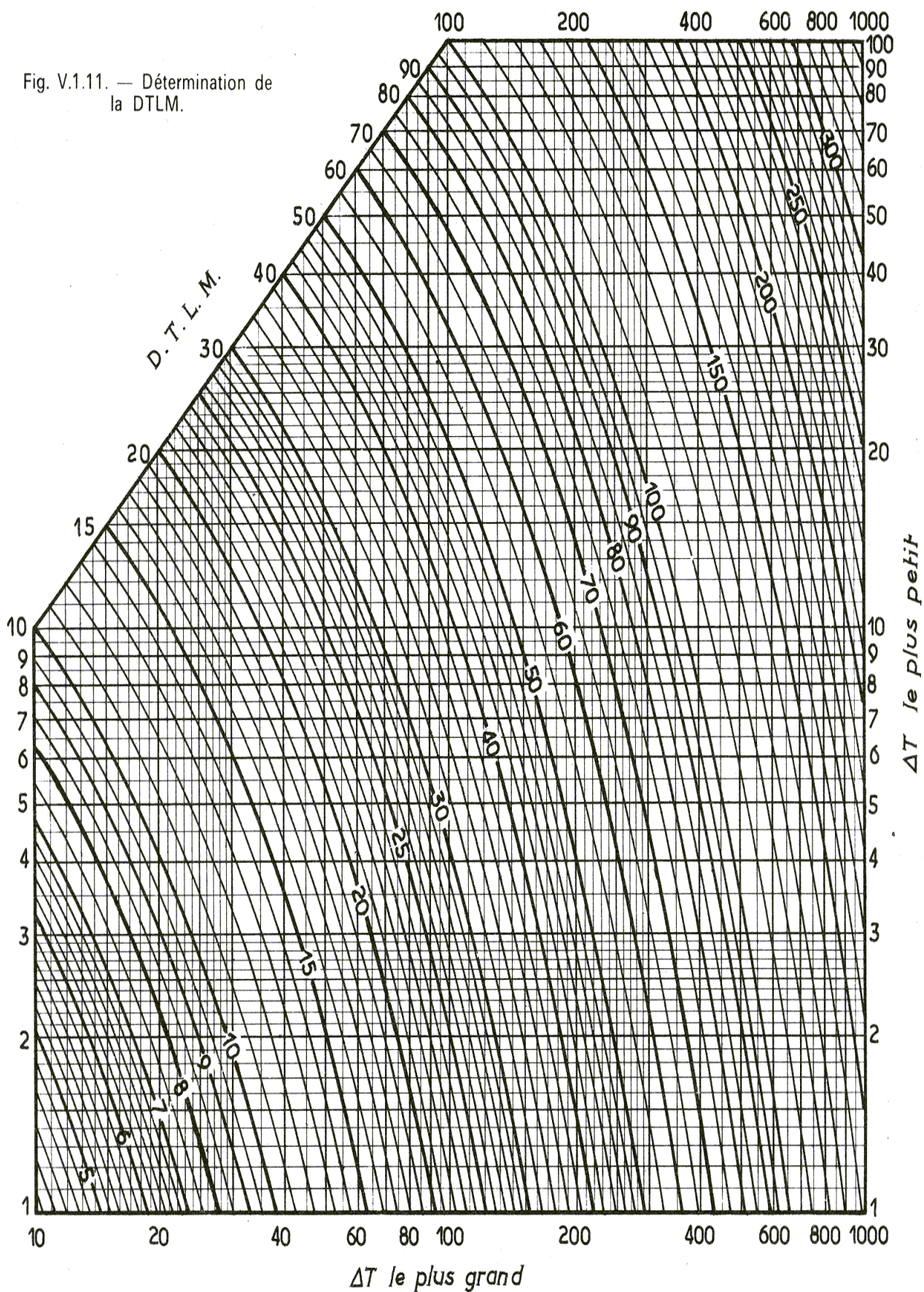
TABLEAU V.1.5

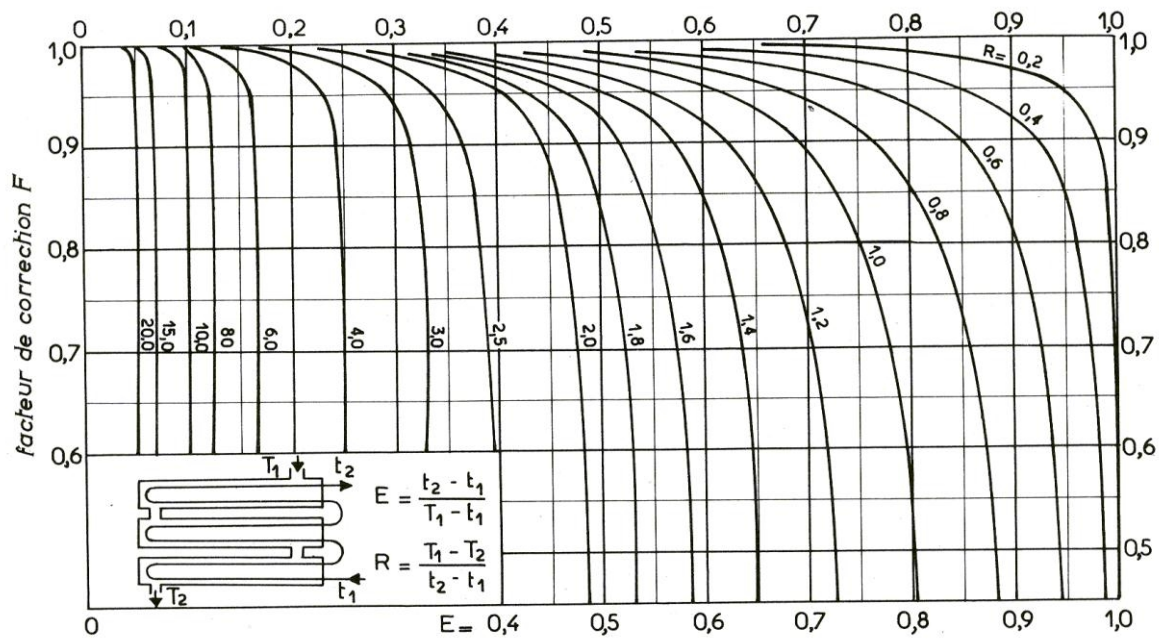
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE $U_s^{(1)}$

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

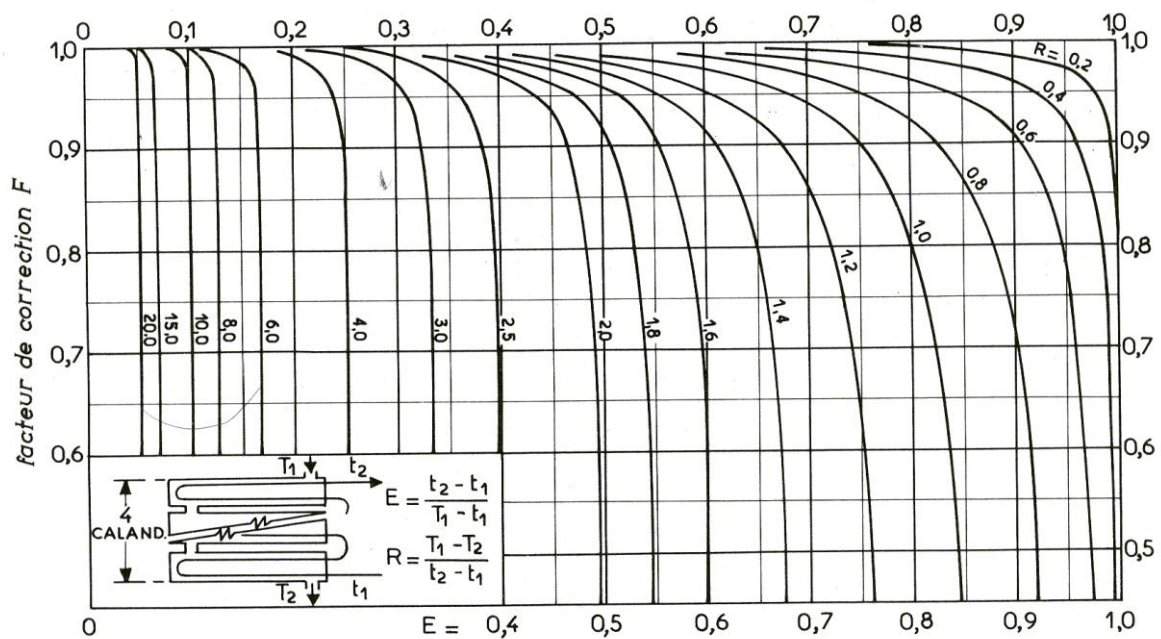
ANNEXE II

Fig. V.1.11. — Détermination de la DTLM.

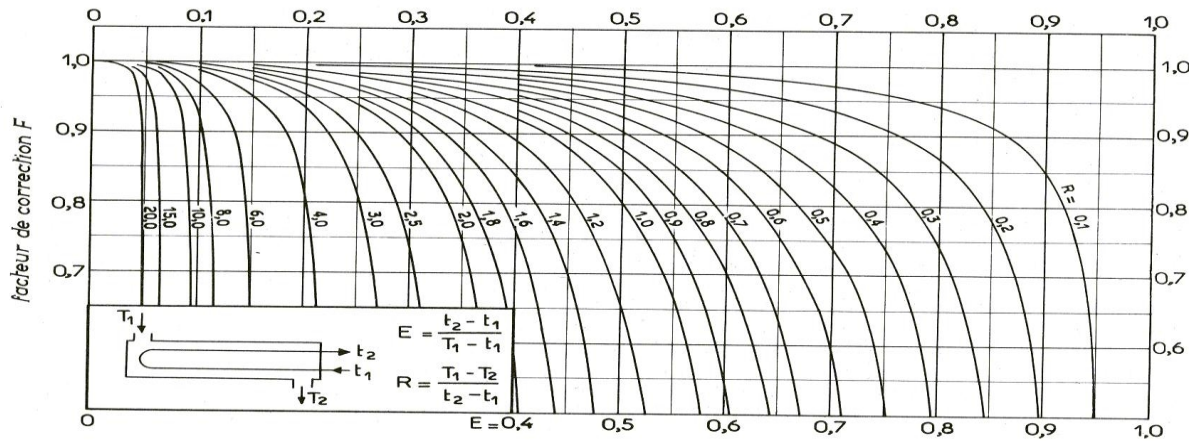




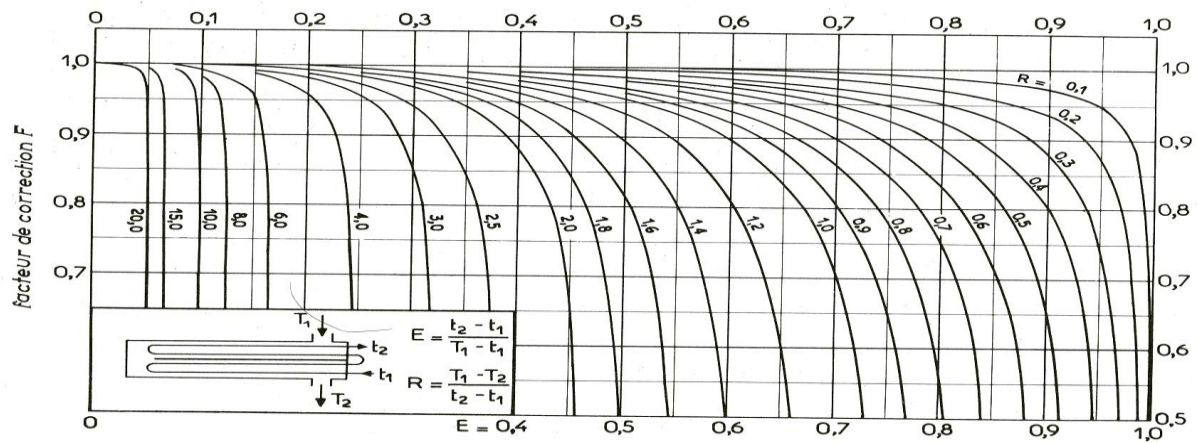
c. trois passes côté calandre, six passes (ou plus) côté tubes.



d. quatre passes côté calandre, huit passes (ou plus) côté tubes.



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



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

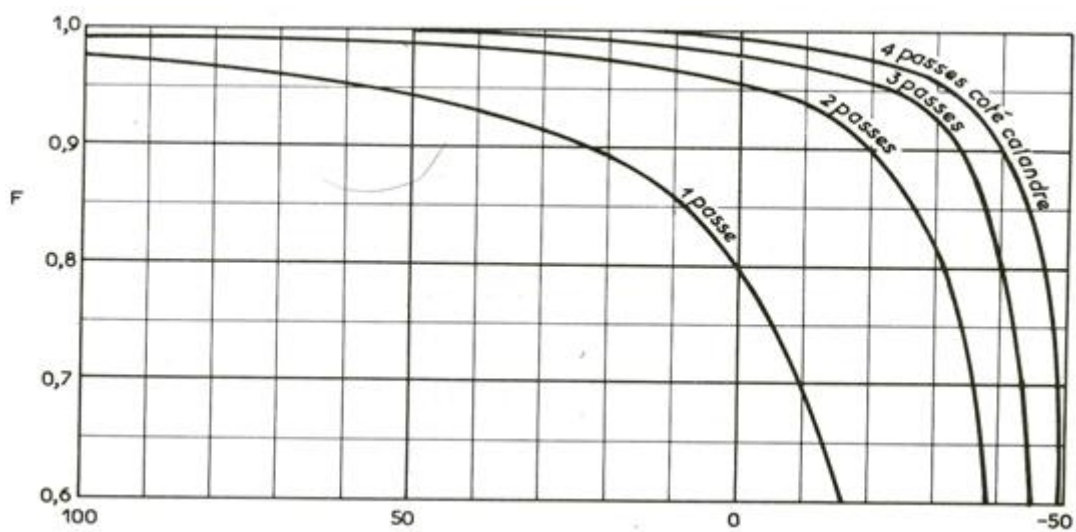


Fig. V.1.17. — Comparaison des valeurs de F en fonction du croisement $(t_2 - T_2)$ et du nombre de passes, côté calandre.

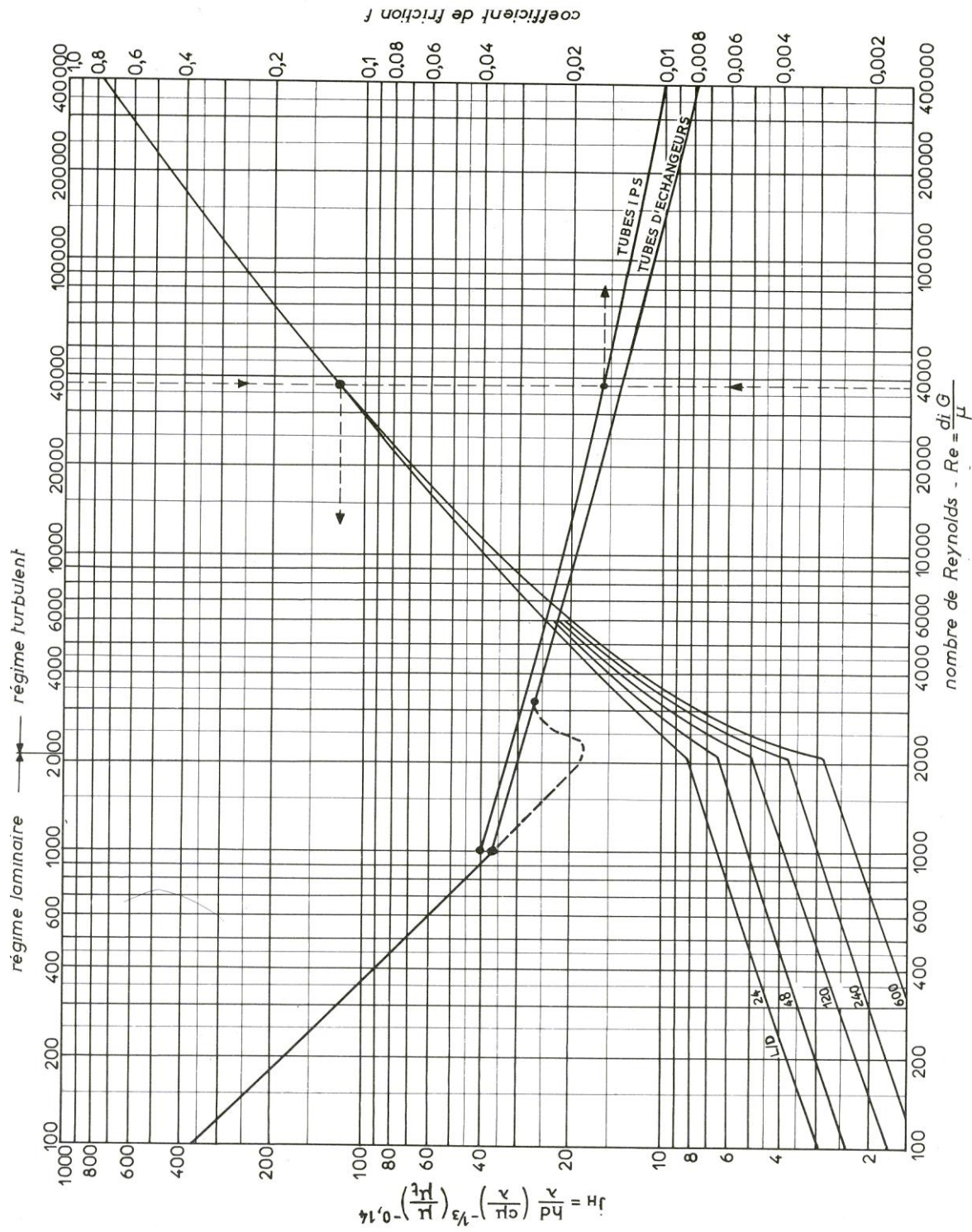


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

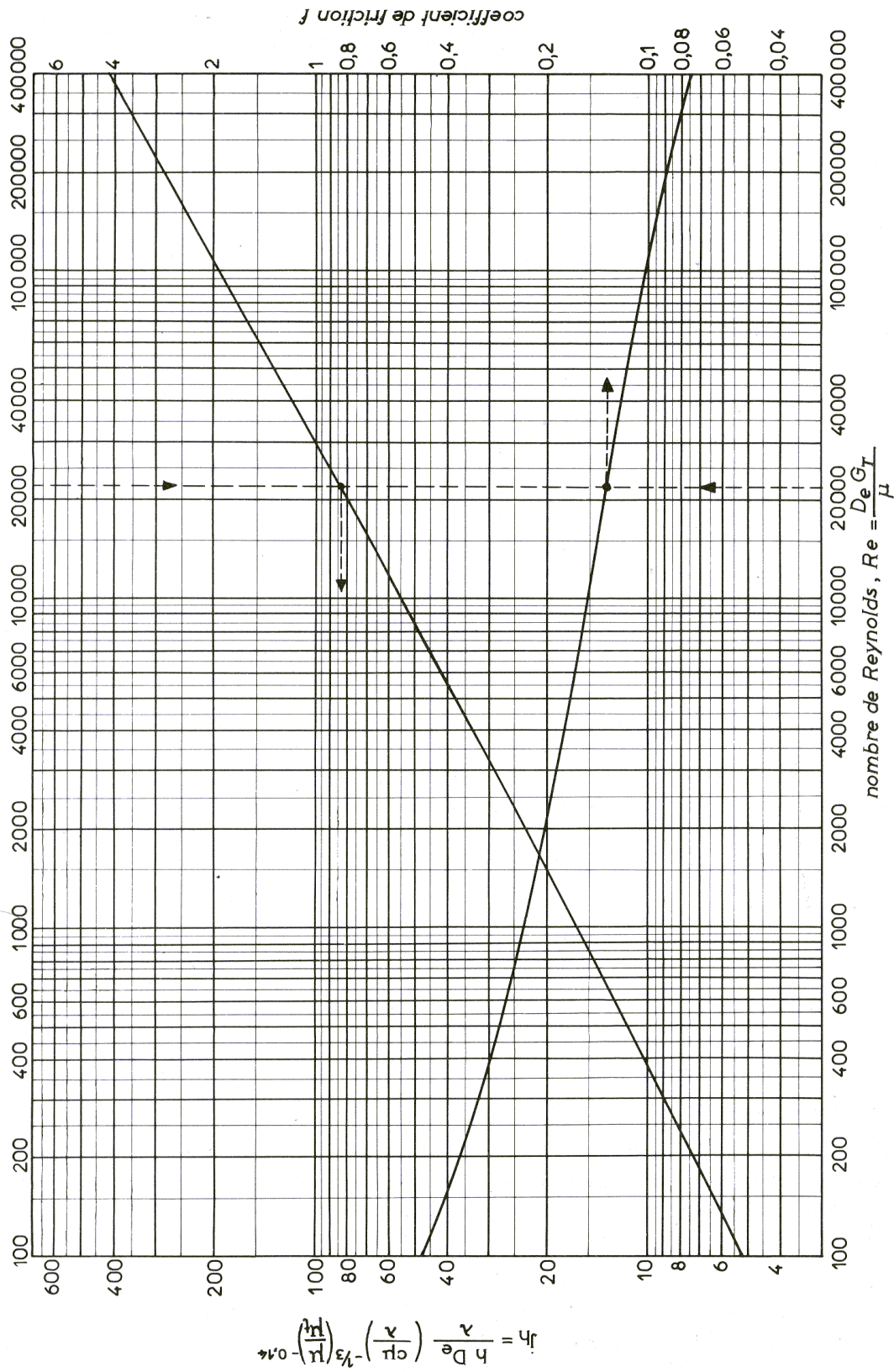


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

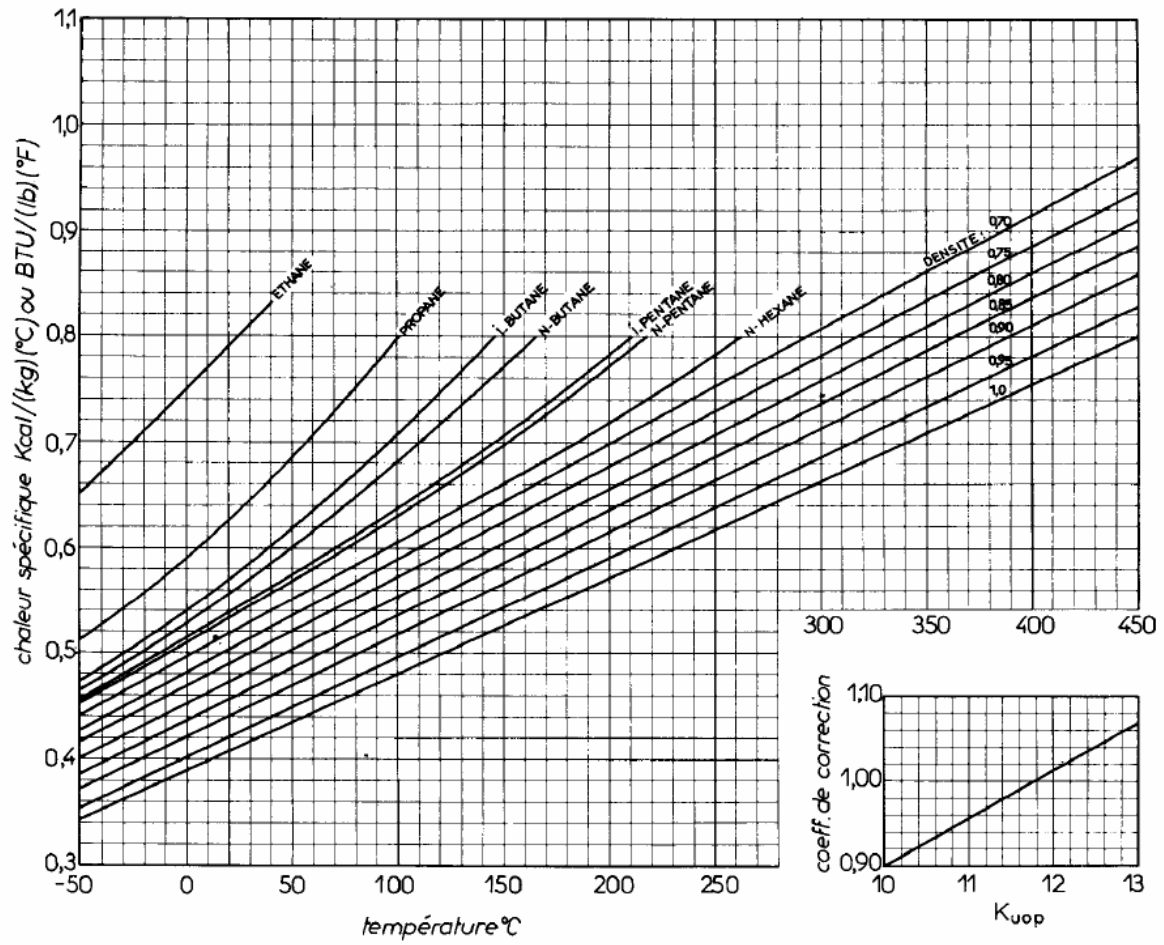


Fig. 1.51. — Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

ANNEXE III

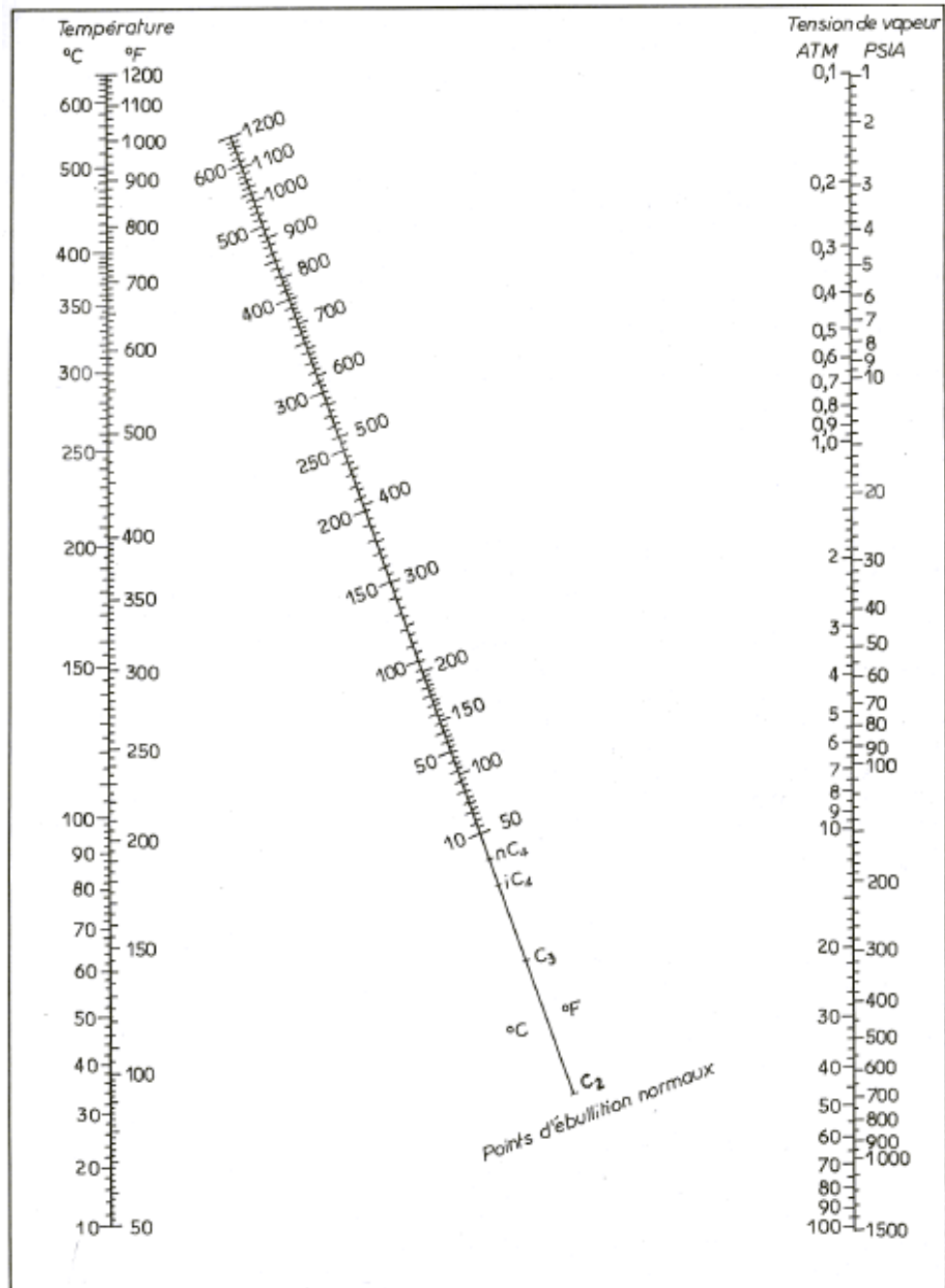


Fig. 1.40. — Tension de vapeur des hydrocarbures (0,1 à 100 atm.).

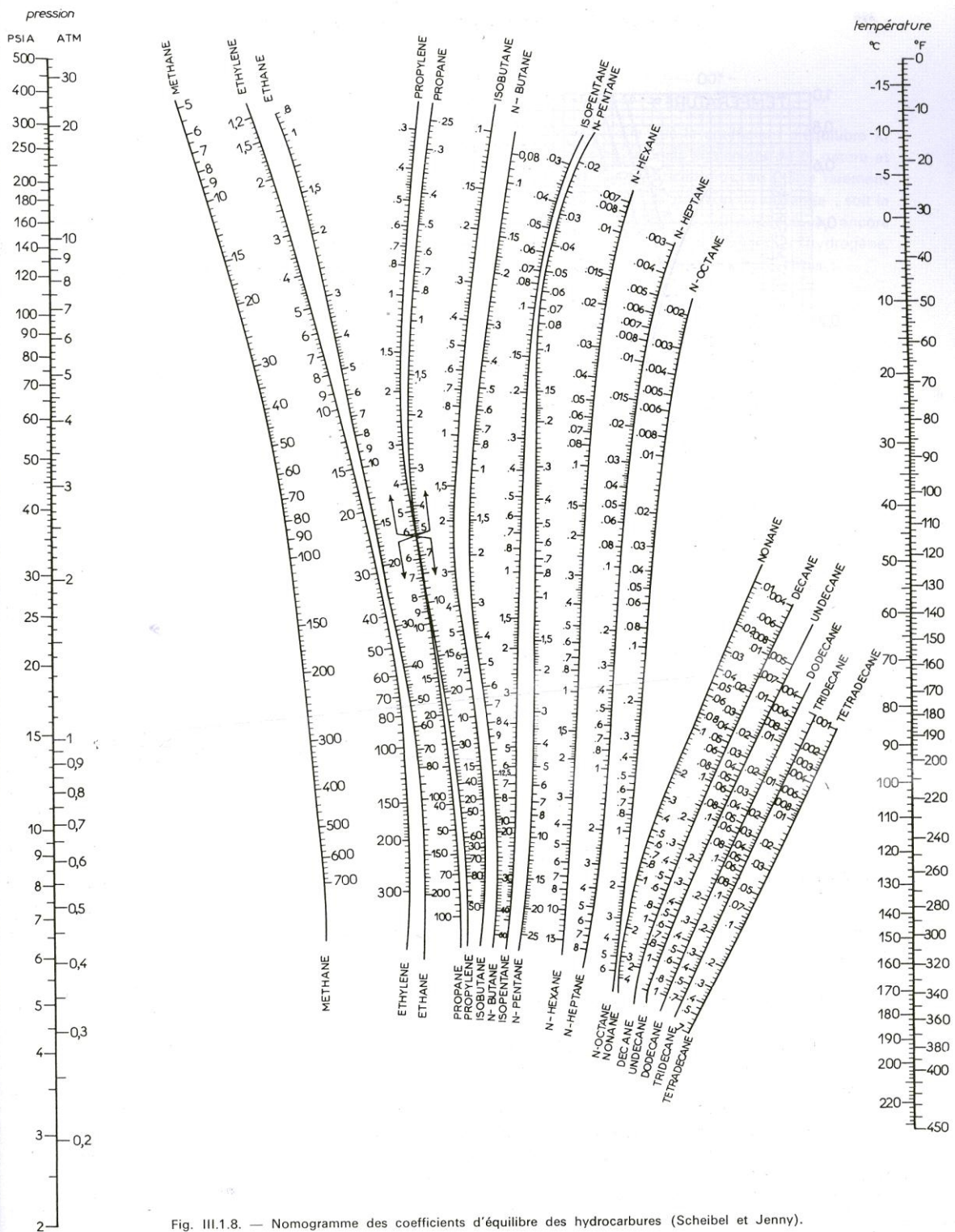


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Résumé

Ce mémoire de fin d'étude, est le fruit d'un travail réalisé pendant une période de stage d'un mois au sein du service traitement de l'entreprise Sonatrach (Hassi-Messaoud).

Suite à des problèmes d'exploitation rencontrés au sien de ce service, ce travail apporte l'initiative d'améliorer la qualité de brut traité et cela au niveau de l'unité dessalage a fin d'avoir un brut conformément au normes imposées lors de son expédition vers les zones de stockage.

La première partie de ce travail est consacrée à la représentation des différentes filiales de traitement de brut au sien du complexe industriel sud (CIS). Ensuite, une partie étude de l'unité dessalage, faite dans le but d'augmenter la quantité des gaz séparés et par conséquent, réduire la tension de vapeur de brut traité. Enfin, une partie simulation qui permettra de confirmer les résultats obtenus dans la partie étude.

Abstract

This dissertation study is the result of work carried out during a one-month internship within the service processing company Sonatrach (Hassi-Messaoud).

Due to operating problems in this service, this work provides the initiative to improve the quality of raw and processed it at the end of the desalting unit having a gross imposed in accordance with standards dispatch to storage areas.

The first part of this work is devoted to the representation of the different subsidiaries crude processing in the south industrial complex (SIC). Consequently, a study of the desalting unit part, made in order to increase the amount of separated gases and therefore, reduce the vapor pressure of crude processed. Finally, a simulation component that will confirm the results obtained in the study section.