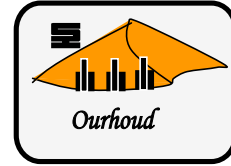


République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université A.MIRA de Bejaia
Faculté De Technologie
Département de génie des procédés



Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme de master

En Génie Chimique

Thème

**Etude d'élimination des sels dans le pétrole
brut d'Ourhoud (Hassi-Messaoud)**

Soutenu le : 29/06/2013

Réalisé par :

M^{elle} HAMIDOUCHE Nabila

M^{elle} TAZARART Thiziri

Membres du jury :

Président: M^r R.KETRANE

Promotrice : M^{me} N.BOUZIDI

Examineur : M^r H.ARKOUB

Examinatrice : M^{me} T.IKHLEF

Promotion : Juin 2013

Remerciements

Nous remercions en premier lieu Dieu de nous avoir donné le courage et la volonté pour réaliser ce travail.

Nous tenons à exprimer nos remerciements à Madame **N.BOUZIDI** pour avoir dirigé ce mémoire, nous lui exprimons toute notre reconnaissance pour nous avoir initiées et accompagnées tout au long de notre travail et pour la confiance qu'elle nous a accordée durant cette période de préparation du mémoire. Ses compétences, sa rigueur scientifique et sa disponibilité n'ont cessé de nous motiver pour l'accomplissement de ce travail. Elle a également été d'un précieux conseil pour répondre à nos diverses interrogations et pour la rédaction de ce mémoire.

Nous remercions chaleureusement mesdames et messieurs les membres du jury d'avoir accepté de consacrer de leur temps pour juger ce travail.

Nos remerciements vont aussi à notre encadreur au niveau du champ Ourhoud M^f Hadj MOURES.

Nos remerciements également vont à tout le personnel d'OURHOUD pour leur accueil chaleureux et particulièrement, M^fTEKERABETE Eldjoudi, M^f MELZA Boualam, BELDJOUDI Smail, M^f NOUAIL Ilyes, M^{elle} BENSALIA Chadia, et M^{elle} TOUNSI Zahra.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à :

Mes très chers parents pour leur amour, patience, confiance, éducation et sacrifice, et sans leurs soutien je ne serais pas arrivé a ce que je suis.

Ma cher grand- mère, que dieu la protège ;

Mes chers frères et sœurs ;

Mes neveux et nièces ;

Ma belle sœur et mes beaux frères surtout Eldjoudi qui ma beaucoup aidé ;

Mes oncles, tantes, cousins et cousines ;

Ma binôme Thiziri et sa famille ;

Tous mes amis (es) et tous ceux qui me sont chers ;

Toute ma promotion.

A tous ce qui me connaisse de prêt et de loin.

Nabila.

Dédicaces

Je dédie ce travail à :

Ma mère et mon père qui se sont tant sacrifiés pour moi,
en espérant un jour faire de même pour eux.

Mes grands-mères qui m'ont éclairé de leurs sagesses
dans les sombres moments.

Ma sœur Kaissa à qui je souhaite toute le bonheur du monde.

Mes frères, Massinissa et Yougarithen aux quels je souhaite
la réussite dans leurs études.

Toute ma famille.

Ma binôme Nabila qui a été à mes cotés.

T.TAZARART

Sommaire

Introduction générale1

Chapitre I : Généralités sur le pétrole et théorie sur le dessalage

I.1. Généralités sur le pétrole brut..... 3

I.1.1.Définition du pétrole.....3

I.1.2.Origine du pétrole brut3

I.1.3.Composition des pétroles bruts4

I.1.3.1. Les principales familles d'hydrocarbure4

I.3.2.1. Composés oxygénés6

I.1.4.Classification des pétroles bruts6

I.1.5. Propriétés physico-chimique du pétrole7

I.1.6. Le raffinage en Algérie10

I.2. Théorie sur le dessalage.....12

I.2.1. Définition.....12

I.2.2. Objectif et principe12

I.3. Généralités sur les sels12

I.4. Généralités sur l'émulsion.....14

I.4.1. Définition générale d'une émulsion.....14

I.4.2. L'émulsion dans le pétrole brut14

I.4.3. Conditions de formation d'une émulsion15

I.4.4. Stabilité d'une émulsion16

I.4.5. Procédés des désintégrations des émulsions.....17

I.5. Dessalage électrostatique21

I.5.1. Types de dessaleur électrostatique22

I.5.2. Mécanisme de dessalage électrostatique23

I.5.3. Paramètres de marche et leurs influences25

I.5.3. Description de la section de dessalage d'Ourhoud31

Chapitre II : Présentation de l'entreprise

II.1. Historique de découverte	36
II.2. Présentation du champ Ourhoud.....	37
II.2.1. Situation géographique.....	37
II.2.2. Situation géologique.....	38
II.2.3. Organigramme de l'organisation Ourhoud	39
II.3. Composition et production du champ Ourhoud.....	40
II.3.1. Composition du champ d'Ourhoud.....	40
II.3.2. Historique de production.....	42
II.4. Procédures d'exploitation du champ	42
II.4.1. Système de production d'huile	42
II.4.2. Système d'injection du gaz lift	43
II.4.3. Système d'injection d'eau	43
II.4.4. Système WAG (water alternating gaz)	43
II.4.5. Système satellites.....	44
II.4.6. Présentation du CPF (Centrale Production Facility)	44

Chapitre III : Matériels et méthodes

Introduction.....	53
III.1. Analyses du pétrole brut.....	53
III.1.1. La densité	53
III.1.2. La viscosité	54
III.1.3. La teneur en eau et sédiments (BS&W)	56
III.1.4. La salinité	57
III.2. Analyses de l'eau..... ;	59
III.2.1. Le pH	59
III.2.2. La Conductivité	59
III.2.3. La salinité	60

Chapitre IV : Résultats et discussions

Introduction	62
IV.1. Collecte des données	62
IV.1.1. Propriétés physico-chimiques d'eau de lavage (Miopliocène).....	62
IV.1.2. Résultats d'analyses viscosité du brut à différentes températures.....	63
IV.1.3. Résultats d'analyses densité du brut et d'eau	63
IV.1.4. Résultats d'analyses BS&W et salinités entrées/sorties des étages de dessalages....	63
IV.2. Calculs.....	64
IV.2.1. Calcul des débits brut-eau à l'entrée 1 ^{er} /2 ^{ème} dessaleur.....	64
IV.2.2. Bilan matière	64
IV.2.3 Bilan salinité de l'unité de dessalage.....	66
IV.2.4. Suivi de la Salinité dans le système CPF	67
IV.2.5. Calcul d'efficacités du système.....	68
IV.2.6. Calcul de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur	69
IV.2.7. Calcul du temps de décantation.....	72
IV.2.8. Calcul du temps de séjour.....	73
IV.2.9. Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur	74
IV.2.10. Calcul des efficacités théorique et expérimentale de l'unité de dessalage.....	75
IV.2.11. Comparaison entre le design et l'actuel du dessaleur.....	77
IV.3. Essai d'amélioration des paramètres du dessaleur.....	78
IV.3.1. Augmentation du taux de lavage.....	79
IV.3.2. Augmentation de la température du dessaleur	79
Conclusion générale.....	83

Bibliographie

Annexes

Abréviations

AC:	Alternating Current
API :	American Petroleum Institute
ASTM:	American society for testing of materials
BS&W:	basic sediment & water
CPF :	Central Production Facilities
DC:	Direct Current
DCS:	Distributed Control System
NF:	Norme française
ppm :	Partie par million
PSI:	Pound Square Inch
TAGI :	Trias Argilo Gréseux Inférieur
TVR :	Tension de vapeur raid
UOP :	Universal Oil Products

Symboles et notations

Symbole	Désignation	Unité
A	Coefficient de proportionnalité	/
BS&W _e	Teneur en eau et sédiment à l'entrée	%
BS&W _s	Teneur en eau et sédiment à la sortie	%
D	Diamètre de la gouttelette d'eau	m
d _c	Densité de la phase continue	/
d _d	Densité de la phase dispersée	/
d ²⁰ ₄	Densité à 20°C	/
E _{ffT}	Efficacité expérimentale de l'unité de dessalage	%
E _{ff1}	Efficacité du 1 ^{er} dessaleur	%
E _{ff2}	Efficacité du 2 ^{ème} dessaleur	%
E _P	Efficacité théorique de dessalage	%
E _c	Champ critique	V/cm
E _l	Champ électrique entre l'électrode inférieur et le niveau d'eau	V/cm
E _i	Electrode inférieure	/
E _s	Electrode supérieure	/
g	Accélération de pesanteur	m ² /s
L	Distance séparant les deux extrêmes	m
L ₁	Distance entre l'électrode inférieure et le niveau d'eau	m
Q	Débit de la charge	m ³ /h
Re	Nombre de Reynolds	/
S _e	Salinité à l'entrée	mg/l
S _s	Salinité à la sortie	mg/l
T, t	Température	°C
T _d	Temps de décantation	mn
T _s	Temps de séjour	mn
TDS	Teneur en matières dissoute et matières en suspension	mg/l
V	Volume du dessaleur	m ³
V _d	Vitesse de décantation	m/s
X	Taux de lavage	%
Y	Teneur en eau dans le brut a l'entrée de dessaleur	mg/l
Z	Teneur d'eau dans le brut a la sortie de dessaleur	mg/l
	Viscosité cinématique du pétrole	cSt
δ	Tension superficielle entre l'eau et le pétrole	g/cm ³

ε	Coefficient diélectrique	/
φ	Coefficient de frottement	/
α	Coefficient de caractérisation de la variation de la densité	/

Liste des annexes

Annexe 1: Les composés de l'eau du gisement (TAGI)

Annexe 2: Les caractéristiques et les composants d'eau (Miopliocène)

Annexe 3: Les caractéristiques physico-chimiques du brut d'Ourhoud

Annexe 4: Les débits d'eau et de brut entrées des dessaleurs

Annexe 5: Analyses de la salinité et de la BS&W du brut et calcul de l'efficacité

Annexe 6: Analyses de salinité d'eau Miopliocène entrées/sorties des dessaleurs

Annexe 7: Vue générale d'un train de séparation

Annexe 8: Vue générale des deux dessaleurs

Liste des courbes

N° :	Titre de la courbe	page
I.1	Variation de la viscosité de brut en fonction de la température	26
I.2	Variation de la densité de brut en fonction de la température	26
I.3	Variation du facteur caractérisant la vitesse de décantation en fonction de la température.	26
I.4	Variation de la vitesse de coalescence en fonction du taux d'eau de lavage X	28
I.5	Variation de coefficient de proportionnalité en fonction de taux de lavage	30
IV.1	Variation de l'efficacité en fonction de taux de lavage	80

Liste des tableaux

N° :	Titre des tableaux	Pages
I.1	Les opérations fondamentales ont lieu dans un dessaleur électrostatique	20
I.2	Vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement	24
I.3	Variation de diamètre de la gouttelette d'eau en fonction de taux de lavage	25
III.1	La dilution effectuée pour les solutions.	60
IV.1	Analyses du pH et de la conductivité d'eau de lavage	62
IV.2	La viscosité du brut à différentes températures	63
IV.3	La densité du brut et d'eau	63
IV.4	Analyse BSW et salinité de l'unité de dessalage	63
IV.5	Débits eau-brut de l'unité de dessalage	64
IV.6	Les valeurs des débits	65
IV.7	Analyses de la salinité eau-brut	66
IV.8	Suivi d'analyses salinité du brut dans le CPF	67
IV.9	Suivi d'analyses salinité d'eau de lavage	67
IV.10	Calcul des efficacités	68
IV.11	Analyses de la salinité	68
IV.12	Vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement	69
IV.13	Viscosité et densité des deux phases à la température de service	71
IV.14	Comparaison entre les valeurs actuelles et celles de design du dessaleur	77
IV.15	Pourcentage d'eau du gisement en fonction des années	78
IV.16	Efficacité en fonction de taux de lavage	79
IV.17	Analyses de la salinité et de la BS&W	81
IV.18	Débits de matière à l'entrée des dessaleurs	81
IV.19	Débits de matière à la sortie des dessaleurs	81
IV.20	Densité et viscosité des deux phases à 90°C	82

Liste des figures

Figures	Nom de la figure	Page
I.1	Les zones productrices du pétrole en Algérie	11
I.2	Cas d'une émulsion huile dans l'eau	15
I.3	Cas d'une émulsion eau dans l'huile	15
I.4	Représentation d'une émulsion avec émulsifiant	15
I.5	Dessaleur électrostatique	22
I.6	La décantation	25
I.7	Variation de la conductivité des bruts en fonction de la température	27
I.8	Vue intérieur d'un dessaleur électrostatique	32
II.1	Gestion unitisée	37
II.2	La situation géographique du champ Ourhoud	38
II.3	Gisement d'Ourhoud en 3D	39
II.4	Organigramme de l'organisation Ourhoud	39
II.5	Le champ Ourhoud	41
II.6	Système de production d'huile	43
II.7	Présentation du CPF	44
II.8	Schéma représentatif du procès traitement du brut	45
II.9	Présentation du Slugcatcher	46
II.10	Présentation du Train de production	46
III.1	Aéromètre	54
III.2	Eprouvette graduée	54
III.3	Viscosimètre	55
III.4	Bain thermostatique	55
III.5	Tubes à centrifuger ASTM	56
III.6	Centrifugeuse	56
III.7	Doseur des ions de chlorures	58
III.8	Toupies	58
III.9	Conductimètre (à gauche). pH mètre (à droite)	60
IV.1	Bilan matière du dessaleur	64
IV.2	Les électrodes	74
IV.3	Variation de pourcentage d'eau du gisement en fonction des années	78

Liste des figures



Introduction générale

Introduction générale

La plupart des pétroles bruts contiennent des chlorures de sodium et de magnésium accompagnés d'un peu de sulfates, de silice et d'oxyde de fer.

La proportion de ces sels est très variable, elle est d'une douzaine de grammes par tonne dans les pétroles bruts du Proche-Orient qui parviennent généralement en France, mais elle peut dépasser trois kilogrammes par tonne dans certains bruts égyptiens, par exemple.

Actuellement la commercialisation des bruts est régie par des contrats liant les producteurs, les transporteurs et les raffineurs qui fixent les spécifications du pétrole mis en vente en particulier les teneurs en sel et en eau. Les valeurs les plus courantes sont de 40 mg /l pour la teneur en sel et de l'ordre de 1% pour l'eau [1].

Les raffineries doivent ramener avant leurs unités du traitement, la teneur en sel à 5mg/l maximum pour prévenir contre toutes sources d'ennuis. L'élimination de ces sels et d'eau est indispensable, à tous les niveaux de traitement de brut et cela, nécessite l'installation d'unités de dessalages.

En générale ces unités de dessalage sont du type électrostatiques qui sous l'influence d'un voltage important (20000V) permettent de briser l'émulsion et de libère la molécule d'eau de celle de huile .Ces gouttelettes d'eau se rassemblent et donnent de grosses gouttelettes, qui sous l'effet de leur densité décantent au fond du dessaleur.

Problématique :

Parmi les majeurs problèmes rencontrés dans les raffineries la contamination du pétrole brut par les sels. En effet leur présence provoque des ennuis inévitables lors du traitement. Il est donc essentiel dans les champs de production de réduire la teneur en sel et en eau dans le pétrole brut, ce qui fait l'objet de notre travail, qui consiste à étudier l'élimination de ces sels dans le pétrole brut et aussi de répondre aux questions suivantes:

- ✓ Quel est la nature de ces sels ?
- ✓ Quels sont leurs influences sur les équipements et installations?
- ✓ Comment éliminer ces sels ?
- ✓ Quels sont les paramètres influents sur le procédé de dessalage ?

Ce mémoire s'articule autour de quatre chapitres. Le premier chapitre présente des généralités sur le pétrole brut, une étude bibliographique concernant les sels présents dans le pétrole brut, les problèmes rencontrés par les pétroliers en production et en raffinage suite à la formation

des émulsions eau/brut stables qui contaminent le pétrole brut, et théorie sur le procédé de dessalage. Le deuxième chapitre comporte une brève présentation du champ d'Ourhoud, et ses différentes actions. Le troisième chapitre résume les méthodes et matériels utilisés au laboratoire pour le calcul des bilans de matières et de salinité. Et enfin dans le dernier chapitre sont présentés nos résultats et discussions qui consistent en :

- ✓ Un suivi des analyses sur les effluent entrées /sorties de l'unité de dessalage.
- ✓ Un suivi sur les paramètres d'exploitation de l'unité de dessalage.
- ✓ Calculs pratique et dimensionnement du dessaleur.
- ✓ Une comparaison entre le design et l'actuel de dessaleur électrostatique opérationnel a été entamée, accompagnée de solutions recommandées à la fin du chapitre.

Le mémoire est clôturé par une conclusion générale et quelques perspectives.

Chapitre I :

Généralités sur le pétrole et théorie sur le dessalage

I.1. Généralités sur le pétrole brut

Le pétrole brut a une importance capitale dans le monde moderne puisqu'il constitue avec le gaz naturel, la principale source d'énergie. Il fournit 60% des besoins énergétique mondiaux, les hydrocarbures qui le composent permettent la fabrication des produits énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et les produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (les fibres synthétique, les matières plastiques, les solvants et détergents).

I.1.1. Définition du pétrole brut

Le mot pétrole est tiré du mot latin « petroleum » qui signifie : « huile de roche », c'est une huile minérale naturelle combustible de couleur très foncée douée d'une odeur caractéristique plus ou moins prononcée, et d'une densité de 0.8 à 0.95. Il est formé d'hydrocarbures constitués d'un nombre différent d'atomes de carbone et d'hydrogène et donc de molécules de tailles et de structures différentes, ce qui détermine leur état physique, solide, liquide, gazeux. Donc le pétrole est un mélange de ces divers types d'hydrocarbures, et ses qualités considérablement variées selon la prédominance des uns ou des autres produits qui le composent [2].

I.1.2. Origine du pétrole brut

Quant à son origine plusieurs théories ont été émises, la théorie de l'origine organique du pétrole semble retenir l'attention des chercheurs à l'heure actuelle, et selon cette théorie le pétrole tire son origine des restes organiques, essentiellement d'organismes végétaux et animaux peuplant l'eau (plancton) ou le fond (benthos) des mers [3,4].

La matière organique se serait accumulée au fond de la mer mélangé à des sédiments fins et formant avec eux le sapropel. La pression est développée au fur et à mesure par l'accumulation des sédiments au cours des temps géologique, la température, l'action de bactéries en milieu réducteur, c'est-à-dire en absence d'oxygène, auraient petit à petit facilité la transformation de ce sapropel en pétrole.

Une fois le pétrole formé dans la roche mère il a été soumis à plusieurs forces : le poids exercé par les sédiments, les forces géologiques, les différences de densité avec l'eau salée qui l'accompagne. Le pétrole a donc tendance à migrer et à se frayer un chemin à travers les

roches les plus perméables ou les fissures existant à l'intérieur de ces roches. Cette migration s'effectue généralement en montant à travers les sédiments, cela est dû à ce que la densité du pétrole est plus faible que celle de l'eau et à la présence fréquente du gaz dissous dans le pétrole. La migration du pétrole se trouve terminée lorsqu'il sera piégé dans les roches poreuses du sous-sol, imprégnant comme l'eau imprègne une éponge [1].

I.1.3.Composition des pétroles bruts

Le pétrole brut, appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, on distingue les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts; leurs teneurs sont (83%-87%) pour le carbone et (11%-14%) pour l'hydrogène. Ces deux éléments forment les trois grandes familles des hydrocarbures qui sont :

- Les hydrocarbures Aliphatiques.
- Les hydrocarbures Cycliques.
- Les hydrocarbures mixtes.

Mais, on trouve aussi d'autres éléments qui le compose, qui sont plus au moins nocifs dans le traitement du brut. Ces éléments sont : l'oxygène, le soufre, et l'azote (au total jusqu'à 6% ÷ 7%) sous forme de composés. Aussi, on a pu détecter par l'analyse des cendres du pétrole la présence d'autres composés tels Cl, I, P, Si, Na, Fe... [5].

I.1.3.1. principales familles d'hydrocarbures

I.1.3.1.1. Hydrocarbures aliphatiques

Se sont les hydrocarbures parafiniques, les oléfines, et les acétyléniques à chaîne ouverte.

➤ Saturés

Ce sont les alcanes C_nH_{2n+2} qui sont soit à structure normale, soit ramifiée (isoméries). Les pétroles parafiniques contiennent environ 50% de paraffine.

➤ Non saturés

Ils n'existent pas dans le brut, ils sont formés pendant le traitement du pétrole par les procédés de craquage thermique ou thermo catalytique. Ces aliphatiques non saturés sont appelés les oléfines dont la formule générale est C_nH_{2n} pour les alcènes et C_nH_{2n-2} pour les alcynes.

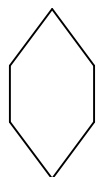
I.1.3.1.2. Hydrocarbures cycliques

Généralement le cycle comprend 05 ou 06 atomes de carbone.

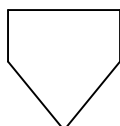
➤ **Saturés**

Ce sont-les hydrocarbures naphténiques ayant la formule C_nH_{2n} .

Ex : C_6H_{12} ou C_5H_{10}



Cyclohexane

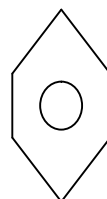
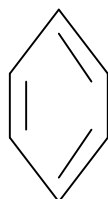


cyclopentane

Ils sont divisés en naphténiques monocyclique, bicyclique et polycyclique.

➤ **Non saturés**

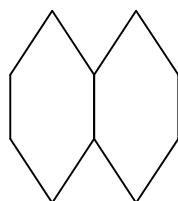
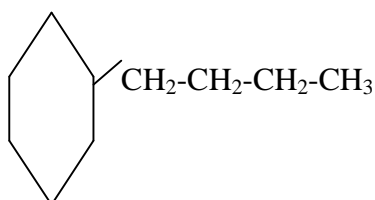
Ex : le benzène C_6H_6



Les aromatiques se présentent dans le pétrole sous forme de BTX (Benzène, Toluène, Xylène), naphthalène, anthracène, pyrène, etc.

I.1.3.1.3. Hydrocarbures mixtes


L'union des hydrocarbures cycliques et aliphatiques donne des molécules mixtes (cycle+chaîne). Les propriétés de ces molécules mixtes sont en fonction de l'importance du cycle ou des chaînes dans la structure [6].



tetraline

I.1.3.2. Autres composés contenus dans le pétrole brut

I.3.2.1. Composés oxygénés

Ces composés sont représentés dans le pétrole sous forme de phénol et des acides naphténiques -CH₂-COOH, R-COOH. Leur teneur dans le pétrole est faible (1 ÷ 2%).

I.1.3.2.2. Composés azotés

Ce sont des composés hétérocycliques contenant l'élément d'azote, leur teneur dans le pétrole varie de 0.02-2.5%, elle augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition des fractions, on le retrouve sous forme de quinoléine et pyridine.

I.1.3.2.3. Composés résineuses et asphaltiques

Ces substances sont présentées dans le pétrole sous forme d'un mélange très complexe de composés hétérocycliques à noyau contenant le soufre, l'azote, l'oxygène et les métaux, leur teneur varie entre (10 et 20%).

I.1.3.2.4. Composés minéraux :

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sels et des impuretés.

I.1.4. Classification des pétroles bruts

On classe le pétrole brut selon trois méthodes :

- Classification industrielle : Généralement, on classe les pétroles bruts en fonction de la densité en quatre grandes catégories : Les pétroles légers $d_4^{15} < 0.825$, les pétroles moyens $0.825 < d_4^{15} < 0.875$, les pétroles lourds $0.875 < d_4^{15} < 1.000$, et les pétroles extra-lourds $d_4^{15} > 1.000$.
- Classification suivant le facteur de caractérisation K_{UOP}

Le facteur de caractérisation K_{UOP} a été introduit par les chercheurs de la société « Universal Oil Products ». Le K_{UOP} des hydrocarbures purs examinés est alors de 13 pour les paraffines, 12 pour les hydrocarbures où le poids relatif des chaînes et cycles est équivalent, 11 pour les naphènes purs, 10 pour les aromatiques purs.

- Classification selon le caractère chimique dominant : C'est le classement du brut selon les familles prédominantes des hydrocarbures. Le pétrole peut être de type : paraffiniques, naphténique, aromatique [5].

I.1.5. Propriétés physico-chimiques du pétrole

La connaissance des caractéristiques physico-chimique globales des pétroles bruts va conditionner le traitement initial (séparation des gaz associés et stabilisation sur le champ de production), le transport, le stockage et bien entendu le prix.

I.1.5.1.Densité

La densité est définie comme le rapport de la masse d'un corps au volume qu'il occupe. Pour les produits pétroliers, elle est donnée généralement à 15 °C. La valeur de la densité des pétroles bruts est déterminée à l'aide d'un aéromètre selon la norme NF T60-101, et la connaissance de cette valeur est très utile pour effectuer des bilans massiques [8].

I.1.5.2.Viscosité

La viscosité est le pouvoir caractéristique des fluides de résister au déplacement d'une partie de fluide par rapport à l'autre. Elle est déterminée par la mesure de temps d'écoulement du pétrole brut dans le tube capillaire de longueur donnée, à une température bien déterminé : c'est la viscosité cinématique, exprimée centistokes (cSt), celle-ci est définie par la norme ASTM D 445. La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures, est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines, les tuyauteries et les conduites de raffineries, ainsi pour la spécification des pompes et des échangeurs. L'évolution de la viscosité en fonction de la température, n'est pas la même pour tous les bruts, la viscosité d'un pétrole paraffiniques augmentera rapidement si la température baisse ; par contre, pour les bruts naphténiques ou mixtes, l'accroissement de la viscosité sera plus progressive [6.8].

I.1.5.3.Tension de vapeur RIED

C'est la pression des vapeurs développées par un volume déterminé de pétrole brut à 100 °F (37,8 °C). La mesure de la tension de vapeur RIED est normalisée (NF M07-007 ou ASTM D323), et sa valeur est exprimée en g/cm^2 ou en PSI.

La mesure de la tension de vapeur RIED des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers [7.8].

I.1.5.4. Masse molaire

La masse moléculaire est la plus importante caractéristique physico-chimique de toute substance. Dans le cas des produits pétroliers, ce paramètre présente un intérêt particulier, car il fournit la valeur moyenne de la masse moléculaire des corps constituants telle ou telle fraction pétrolière. On en tient largement compte dans les calculs des appareils pour la raffinerie, car c'est un indice important dans la composition des produits pétroliers.

Dans la pratique analytique pour la mesure de la masse moléculaire, on emploie les méthodes cryoscopiques, ébullioscopique, et plus rarement osmométriques. Il existe en outre des méthodes de calcul approchées qui permettent d'accéder rapidement à la valeur de cette grandeur tel que le diagramme de Kuop...etc [3].

I.1.5.5. Teneur en soufre

Le soufre se trouve dans les bruts sous forme d'hydrocarbures sulfuré, d'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension (S, H₂S, thiol, les sulfures, les disulfures, thiophène et dérivés). L'origine de soufre provient principalement de la décomposition des débris organique ou par la réduction des sulfates par l'hydrogène sous l'action des bactéries de type desulforibrio désulfurican.

La détermination de la teneur en soufre dans les produits pétroliers est régie par trois méthodes :

- Méthode de dosage du soufre par combustion : ASTM D 129.
- Méthode de dosage du soufre par hydrogénéalyse : ASTM D 4045.
- Méthode de dosage du soufre par fluorescence X [9].

I.1.5.6. Teneur en eau et sédiments

Les sédiments qui se trouvent dans le pétrole brut sont de fines particules de sable, de boue de forage, de débris de roches, de métaux sous forme de minerais ; ou à l'état libre comme le fer, le cuivre, le plomb, le nickel, le vanadium...etc.

La connaissance de la teneur en eau et sédiment des pétroles bruts présente une grande importance pour les exploitants et les raffineurs afin d'éviter la détérioration des équipements (corrosion, érosion, dépôts, bouchage, ...etc.) [9].

La teneur en eau et sédiment des pétroles bruts est mesurée selon une méthode normalisée (NF M07-020 ; ASTM D 96 et D 1796) qui consiste à déterminer le volume d'eau et de sédiment séparés du brut par centrifugation [8].

I.1.5.7. Teneur en sels

Le pétrole brut livré destiné au traitement contient toujours des sels en plus d'autres impuretés. Ces sels se produisent principalement sous forme dissoute dans l'eau et parfois aussi sous forme cristalline dans le pétrole brut. En raison des effets corrosifs des sels sur les métaux, des dommages peuvent être causés aux pipelines et des équipements en aval, il est donc essentiel dans les centres de production et les raffineries de réduire la teneur en sel et en eau du pétrole brut.

La mesure de la teneur en chlorure est normalisée ASTM D 323 .et les résultats sont exprimés en NaCl/Kg de brut [9].

I.1.5.8. Asphaltènes

Les asphaltènes sont des substances jusqu'à présent mal définie. Ils ne correspondent pas à une famille d'hydrocarbures bien déterminés, ils sont à base aromatique, ayant une structure amorphe.

Dans le gisement, la présence de fonctions polaires des asphaltènes a pour résultat probable de rendre la roche mouillable aux hydrocarbures, limitant ainsi la production. Ils sont considérés comme des agents émulsionnants qui favorisent l'émulsion eau-huile [3].

Leurs détermination se fait par l'extraction avec un solvant (benzène, toluène ou chloroforme) qui consiste à précipiter les asphaltènes [8].

I.1.5.9. Point d'éclair

Le point d'éclair est défini comme étant la température minimale à laquelle les hydrocarbures légers dégagés d'un échantillon de brut s'enflamment au contact d'une flamme [10].

La mesure de point d'éclair des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers, et aussi c'est un paramètre important à connaître lors de la manipulation (remplissage et vidange des citernes et des bacs par exemple) notamment ce qui concerne les conditions de stockage et de sécurité [9].

La détermination expérimentale de cette grandeur fait l'objet de la norme NF M 07-011 [6].

I.1.5.10. Point de trouble, point de congélation et point d'écoulement

Le point de trouble est la température à laquelle apparait un louchissement ou voile laiteux, dû à la formation de microcristaux. Le point de congélation est la température à laquelle un liquide cesse de s'écouler sous une faible force. Le point d'écoulement est la température à laquelle le produit devient fluide après solidification prolongée [6].

Le point de congélation caractérise soit la teneur en paraffines des huiles, soit la teneur en hydrocarbures à haut point de congélation des autres produits. Les points de troubles et d'écoulement permettent d'apprécier les limites de températures à respecter dans la mise en œuvre des produits, en particulier pour leur pompage en hiver.

La détermination de ces points se fait par le refroidissement de l'échantillon sans agitation selon la norme ASTM D 97 [8].

I.1.6. Raffinage en Algérie

En Algérie, l'industrie de raffinage est née en 1958 avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud. La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut. Aussitôt l'indépendance acquise, l'Algérie s'est attachée à l'idée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures. C'est ainsi que vont être réalisées diverses unités industrielles et des expansions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation.

L'outil de raffinage en Algérie dispose actuellement de cinq raffineries en cours d'exploitation (Alger, Arzew, Skikda, Hassi-Messaoud et In Aménas). La capacité de traitement annuelle s'élève à 27 millions de tonnes/an. L'Algérie produit en moyenne 1,4 millions de barils par jour (Mb/j) de pétrole brut, avec 457 000 baril / j de condensat et

345 000 barils / jour de gaz naturel liquéfié, l'Algérie produit en moyenne un total 2,13 millions de barils / j de pétrole liquide.

De par ses caractéristiques, l'industrie du raffinage est assujettie aux évolutions et mutations qui sont entrain d'être opérées sur le marché national et international essentiellement en termes d'offre et de demande de produits pétroliers sur le plan qualitatif et quantitatif. Dans ce cadre, des projets de réhabilitation de raffineries ont été lancés visant à l'augmentation des capacités et adaptation. Ainsi, ces programmes de réhabilitation des raffineries et de développement permettront de porter la capacité de traitement de brut de 27 millions tonnes/an actuellement à 60 millions tonnes/an à long terme [11].

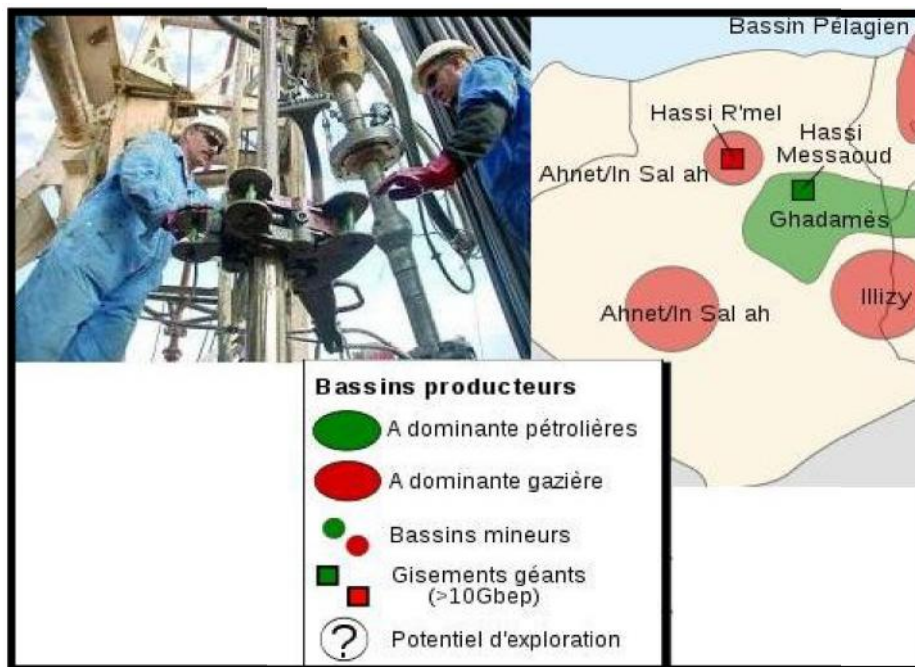


Figure I.1 Zones productrices du pétrole en Algérie

I.2. Théorie sur le dessalage

I.2.1. Définition

Le dessalage est une opération essentielle dans l'industrie de raffinage, car elle conditionne la bonne (ou moins bonne) marche des traitements aval. En effet, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique [12].

I.2.2. Objectif et principe

Le pétrole brut et les résidus lourds peuvent contenir différentes quantités de composés organiques comme des sels solubles dans l'eau, du sable et d'autres extraits secs, l'ensemble est caractérisé comme des dépôts de fond. Le sel dans le brut se présente principalement sous forme de cristaux de sels dissous en suspension ou dissous dans l'émulsion d'eau avec le brut. Ces impuretés, en particulier les sels, peuvent entraîner un encrassement et la corrosion des échangeurs de chaleur (préchauffages de brut) et en particulier du système de distillat de tête de l'unité de distillation de brut [13].

Donc l'objectif sera de :

Éliminer :

- l'eau « Déshydratation »
- Les sels « Dessalage »

Pour :

- Répondre aux spécifications commerciales « BSW < 1% et Salinité < 40 mg »
- Limiter les pertes de charge et la corrosion dans les pipes de transport.

I.3. Généralités sur les sels

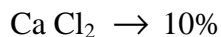
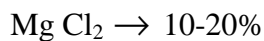
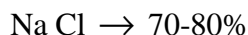
La plupart des puits fournissent, lors de leur mise en production, une huile anhydre mais, néanmoins, variablement chargée en sels, au cours de la vie du puits, cette teneur tend à augmenter régulièrement. Les sels dans les pétroles bruts sont généralement contenus dans l'eau résiduelle qui est en suspension dans la phase pétrole, la composition chimique de ces sels varie, mais les sels les plus souvent trouvés dans le pétrole brut sont les chlorures de sodium, calcium et magnésium.

Les sels sont généralement présentés sous deux formes :

- Sous forme de cristaux.

- Sous forme dissous dans des fines gouttelettes d'eau dispersées dans le brut.

Généralement, la répartition des sels chlorés est la suivante [13] :

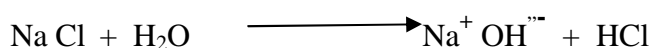
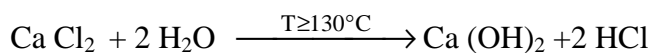
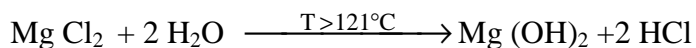


Outre ces sels, on peut trouver les sels d'acide carbonique et sulfureux, on trouve aussi dans le brut des argiles, du sable et des sédiments formés par des sulfures de fer, des composés de vanadium, d'aluminium qui peuvent être décantés et constituent des boues qui se déposent au fond des dessaleurs. Les sels et les matières solides qui demeurent dans le pétrole compliquent le raffinage en provoquant de nombreux phénomènes nuisibles.

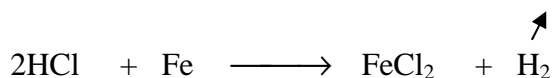
Au nombre de ceux-ci, on peut mentionner :

- Augmentation des pertes de charge qui implique une réduction de débit ou augmentation de la vitesse de passage (qui gênera le transfert de chaleur).
- Diminution du coefficient de transfert dans la batterie échangeurs, car les sels sont de mauvais conducteurs de chaleur, d'où une augmentation de température de peau ou risque ruptures des tubes.
- La dégradation de la qualité des résidus.
- Changement des paramètres de marche des unités.
- Surconsommation énergétique au niveau du four.
- Entraînement des hydrocarbures avec les effluents.
- La corrosion :

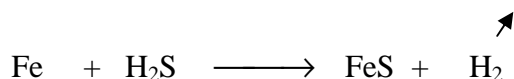
Les sels s'hydrolysent, sous l'effet de la température en donnant de l'acide chlorhydrique :



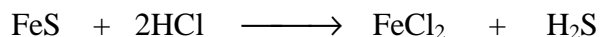
L'acide chlorhydrique (HCl) (en solution aqueuse) attaque le fer suivant la réaction :



La corrosion devient encore plus importante en présence de sulfure d'hydrogène (H₂S) :



Alors le (HCl) formé précédemment rentre en réaction avec (FeS) qui n'est pas soluble dans l'eau:



La corrosion est plus importante en présence de ces deux acides.

Lors du traitement du brut la séparation de l'eau libre se fait par décantation due à la différence de densité, mais il reste une petite quantité d'eau saturée en sels à l'interface eau-huile, où l'huile et l'eau peuvent former une « couche d'émulsion » où les fines molécules d'eau et d'huile sont intimement liées et difficilement séparables.

I.4. Généralités sur l'émulsion

I.4.1. Définition générale d'une émulsion

Une émulsion est une dispersion d'un liquide en fines gouttelettes dans un autre liquide, les deux liquides étant non miscibles :

- le liquide sous forme de gouttelettes est qualifié de phase dispersée, phase discontinue ou phase interne ;
- l'autre liquide est appelé phase dispersante, phase continue ou phase externe.

Les deux phases non miscibles de l'émulsion n'ont pas la même solubilité. L'une est hydrophobe ou lipophile, on parle couramment de phase huileuse, l'autre est hydrophile, on parle de phase aqueuse. Les émulsions conventionnelles sont des systèmes thermodynamiquement instables qui se séparent, plus ou moins rapidement, en deux phases. On parle de systèmes hors équilibre. En raison de cette instabilité les émulsions industrielles comportent toujours des émulsifiants, ou émulsionnants, formant un film interracial, autour des gouttelettes de la phase dispersée. Il s'agit le plus souvent de petites molécules amphiphiles appelées tensioactifs ou agents de surface. La schématisation classique des tensioactifs met en évidence un pôle hydrophile et un pôle hydrophobe. Les parties hydrophile et hydrophobe ont de l'affinité respectivement pour la phase hydrophile et hydrophobe de l'émulsion. Même si elles sont thermodynamiquement instables, les émulsions industrielles peuvent donc présenter une stabilité dans le temps (stabilité cinétique) très importante. [14].

I.4.2. Emulsion dans le pétrole brut

Quand le pétrole et l'eau se séparent en deux couches distinctes, le pétrole reste flotte en haut, et l'eau se dépose au fond. L'espace où les deux couches se rencontrent s'appelle le niveau d'interface. Dans cet espace, le pétrole et l'eau peuvent former une couche d'émulsion, où le pétrole et les molécules d'eau s'entremêlent fermement donc, difficiles à séparer. L'épaisseur de cette couche d'émulsion peut varier de quelques centimètres à un mètre. [15]. Dans les champs pétroliers, les deux phases sont généralement le pétrole et l'eau salée. Si la phase dispersée est l'eau, il s'agit d'une émulsion eau dans le brut (émulsion directe), si la phase dispersée est le pétrole, il s'agit alors d'une émulsion brut dans l'eau, connue aussi sous le nom d'émulsion inverse.

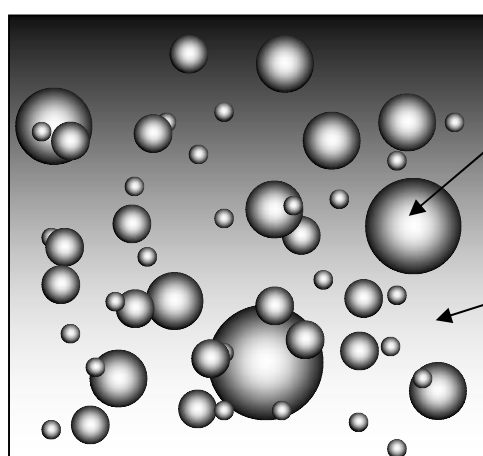


Figure.I.2. Cas d'une émulsion huile dans l'eau

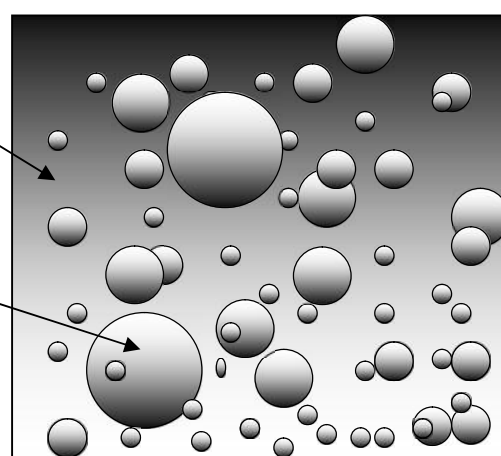


Figure.I.3. Cas d'une émulsion eau dans l'huile.

I.4.3. 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.

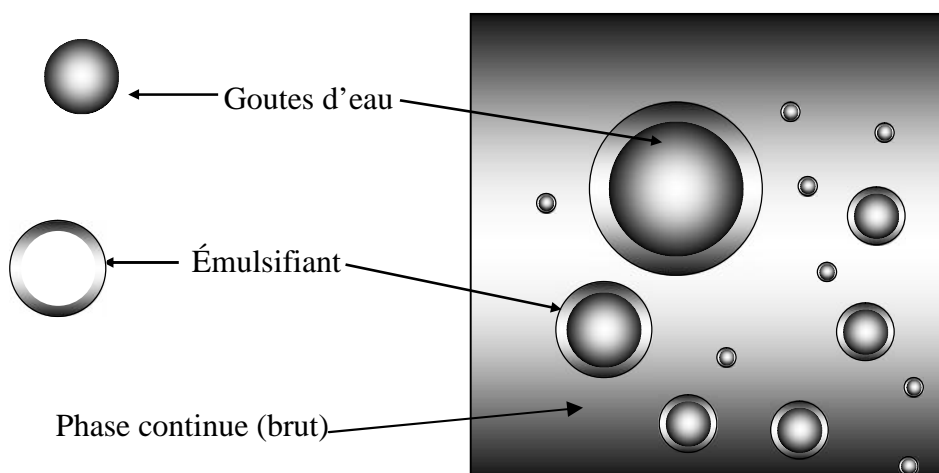


Figure.I.4. Représentation d'une émulsion avec émulsifiant

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.

I.4.4. Stabilité d'une émulsion

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

I.4.4.1. 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.

I.4.4.2. 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.

I.4.4.3. 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.

I.4.4.4. 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.

I.4.4.5. 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.

I.4.5. Procédés des désintégrations des émulsions

Il existe trois principaux types des 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 [16].

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.

I.4.5.1 Procédé mécanique

Parmi les procédés mécaniques, on peut distinguer [17] :

a- 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 : [12].

$$V_d = \left[\frac{1}{18} \cdot g \cdot \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \cdot \frac{D^2}{[\eta_c]} \right]$$

Où :

- g : Accélération de la pesanteur (g=9,81 m/s²).
- V_d : vitesse de décantation (m/s).
- d_d : densité de la phase dispersée.
- d_c : densité de la phase continue.
- [η_c] : viscosité cinématique du brut (m²/s).
- D : diamètre de la gouttelette d'eau (m).

Afin d'améliorer la décantation on doit :

- Augmenter la taille des gouttelettes d'eau.
- Opérer à la température la plus élevée possible pour diminuer la viscosité de la phase continue.

b- 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. La centrifugation est basée sur la même loi de Stokes à condition de remplacer dans la formule par la force centrifuge équivalente.

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

Où
$$V = \frac{2 Rn}{60}$$

Il vient
$$F = \left(\frac{2}{60}\right)^2 m.n^2.R^2$$

Avec :

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/s).

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.

I.4.5.2. 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 des phases).
- La dissolution de la pellicule absorbante du fait de sa réaction chimique en présence de l'agent émulsifiant introduit dans l'émulsion. Le choix de désémulsifiant dépend de la nature du pétrole, de la quantité et de la composition de la phase aqueuse, de l'intensité de malaxage, de la température et de la vitesse de décantation...etc.

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.

I.4.5.3. 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 atteint 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. Le tableau ci-après, décrit ces opérations ainsi que les paramètres qui les régissent. [17].

Tableau.I.1. Les opérations fondamentales ont lieu dans un dessaleur électrostatique

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.	<ul style="list-style-type: none"> - 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	<ul style="list-style-type: none"> - 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 crée par l'électrode haute tension du dessaleur développe des forces entre gouttes dipôles qui facilitent la coalescence	<ul style="list-style-type: none"> - Valeur du champ électrique - Quantité d'eau et qualité de désémulsification - Temps de séjour
Décantation des gouttes	Elle débute en même temps que la coalescence et a lieu dans tout le volume.	<ul style="list-style-type: none"> - Diamètre des gouttes - Différence de densité eau-brut - Viscosité du brut - Température - Temps de séjour

1.5. Dessalage électrostatique

Le système de dessalage est conçu dans le but de retirer l'eau et les sels du pétrole brut qui proviennent des têtes des puits. Le dessalage du pétrole est une opération essentielle en raffinage, car elle conditionne la bonne ou mauvais marche des traitements. La grosse molécule d'eau va décanter au fond du récipient et le brut va flotter à la surface de l'eau car l'eau est plus lourde que le brut. Les petites molécules d'eau sont plus difficiles à enlever. Elles demeurent dans le mélange et sont entraînées avec le brut. Pour enlever ces gouttelettes microscopiques, elles doivent être suffisamment grossies afin de permettre une séparation induite par gravité. Les plus petites molécules d'eau sont difficiles à évacuer du pétrole brut. Donc pour extraire ces gouttelettes microscopiques, il faut d'une certaine manière les faire grossir suffisamment pour pouvoir les séparer par gravité induite. Ceci peut être réalisé par le dessalage électrostatique, qui utilise un courant électrique pour provoquer la coalescence des petites gouttelettes et devenir assez grosse pour pouvoir se séparer du pétrole brut. Donc une charge électrique est envoyée vers une série de plateaux à l'intérieur du dessaleur, appelée

grille électrique. Lorsque le brut entre en contact avec le grillage électrique, le courant active les molécules d'eau qui en se déplaçant plus rapidement se frappent entre elles, pour se grouper en grosses gouttelettes. Les grosses gouttelettes se déposent alors sous l'huile et sont déversées comme eau d'effluent, de cette manière le brut est dessalé et déshydraté efficacement. L'huile et l'eau peuvent former une couche d'émulsion où les fines molécules d'eau et d'huile sont difficilement séparables. Pour briser cette couche d'émulsion on utilise un agent désémulsifiant [16].

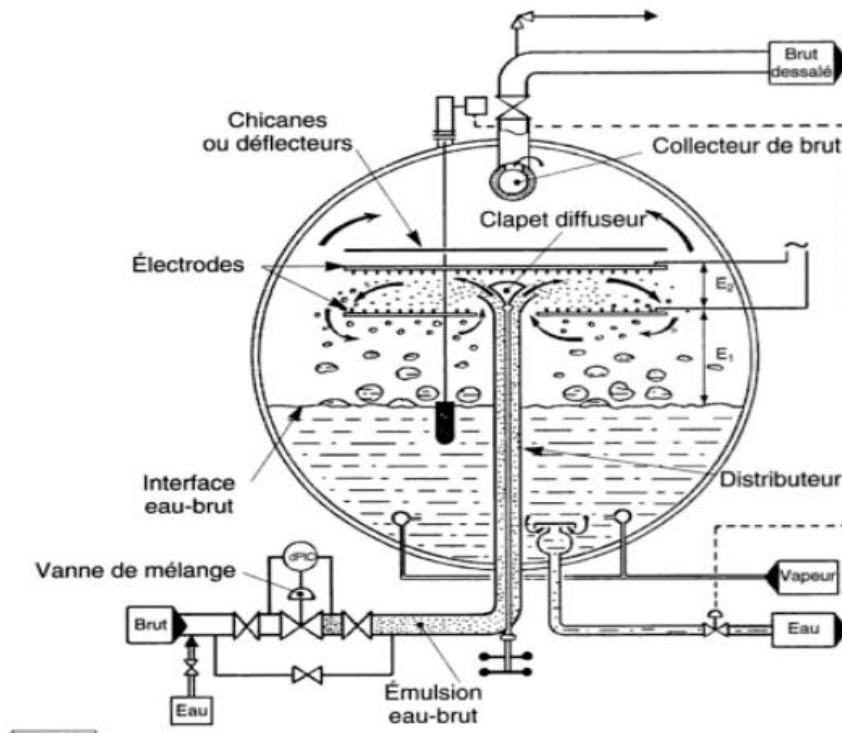


Figure.I.5. Dessaleur électrostatique [12].

I.5.1. Types de dessaleur électrostatique

IL existe trois types de dessaleur électrostatique:

- les dessaleurs sphériques.
- les dessaleurs cylindriques verticaux.
- les dessaleurs cylindriques horizontaux.

Les installations de dessalage comportent généralement deux étages. Dans le premier étage 75 à 80% d'eau massique est éliminée et 95 à 98% de sel et aussi éliminé. Dans le deuxième étage 60 à 65% d'eau restante ainsi que 98% de sel restant sont éliminés [1].

Le nombre d'étages dépend du volume et de la qualité du brut. C'est-à-dire la teneur en eau et la teneur en sels et la résistance en émulsion ainsi que le type et la productivité de l'appareil. Dans l'installation moderne, on utilise les dessaleurs cylindriques horizontaux qui ont comme avantages :

- grande surface des électrodes ainsi que de productivité spécifique.
- la vitesse du pétrole en mouvement verticale est faible (meilleure décantation de l'eau).
- Possibilité de procéder à haute pression et à haute température.

I.5.2. Mécanisme de dessalage électrostatique

Le dessalage du brut comporte trois étapes successives [12.18] :

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.

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.

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

K : constante.

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- 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 les formules suivantes :

Tableau.I.2. Vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement

Régime d'écoulement	Nombre de Reynolds	Vitesse de décantation
laminaire	Re < 2000	Loi de Stocks : $V_d = \left[\frac{1}{18} \cdot g \cdot \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \cdot \frac{D^2}{\mu} \right]$
Turbulent	Re > 3000	Loi de Newton :

$$V_d = \left[0,33.D.g. \frac{(d_d - d_c)}{dc} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Où :

g: Accélération de la pesanteur ($g=9,81 \text{ m/s}^2$)

d_d : Densité de la phase dispersée (eau)

d_c : Densité de la phase continue (brut)

[: Viscosité cinématique de la phase continue (Brut) en (m^2/s).

D: Diamètre des gouttelettes d'eau en (m).

Détermination de diamètre de la gouttelette d'eau :

Le diamètre de la gouttelette d'eau varie en fonction de taux de lavage, selon le tableau ci-dessous [20] :

Tableau.I.3. Variation de diamètre de la gouttelette d'eau en fonction de taux de lavage

D (μm)	50	100	220	270	350
X (%)	1	5	10	15	20

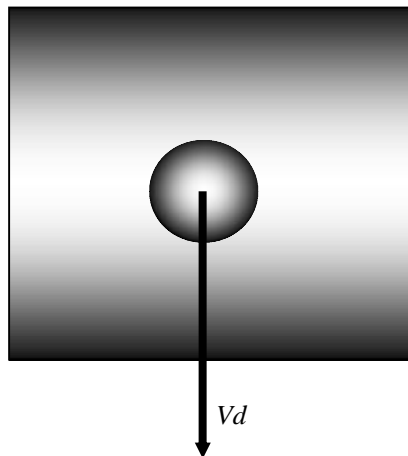


Figure.I.6. la décantation

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).

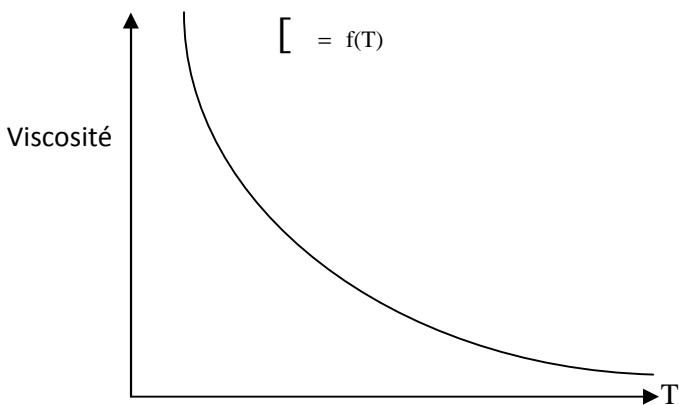
- D'opérer à la température la plus élevée possible pour diminuer la viscosité de la phase continue

I.5.3. Paramètres de marche et leurs influences

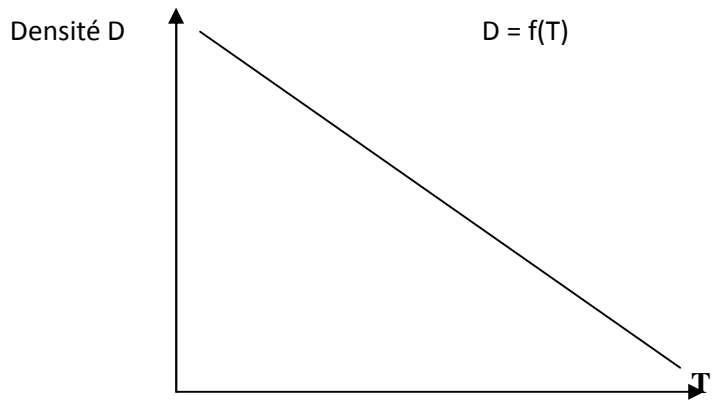
I.5.3.1. Température

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 a pour conséquence de baisser la viscosité du brut dans le dessaleur.

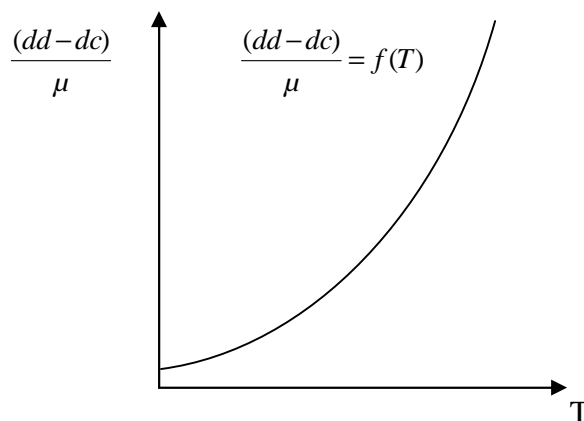
Ainsi que le critère de décantation $\frac{dd - dc}{\mu}$ est une fonction croissante de la température. Les courbes (1) et (2) donnent les variations de la viscosité et de la densité du brut en fonction de la température.



Courbe.I.1. Variation de la viscosité de brut en fonction de la température



Courbe.I.2. Variation de la densité de brut en fonction de la température



Courbe.I.3. Variation du facteur caractérisant la vitesse

de décantation en fonction de la température.

D'après les courbes (1), (2), (3), on remarque 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.

Enfin, la variation de la conductivité des bruts avec la température peut limiter la température de dessalage comme le montre la figure.I.7.

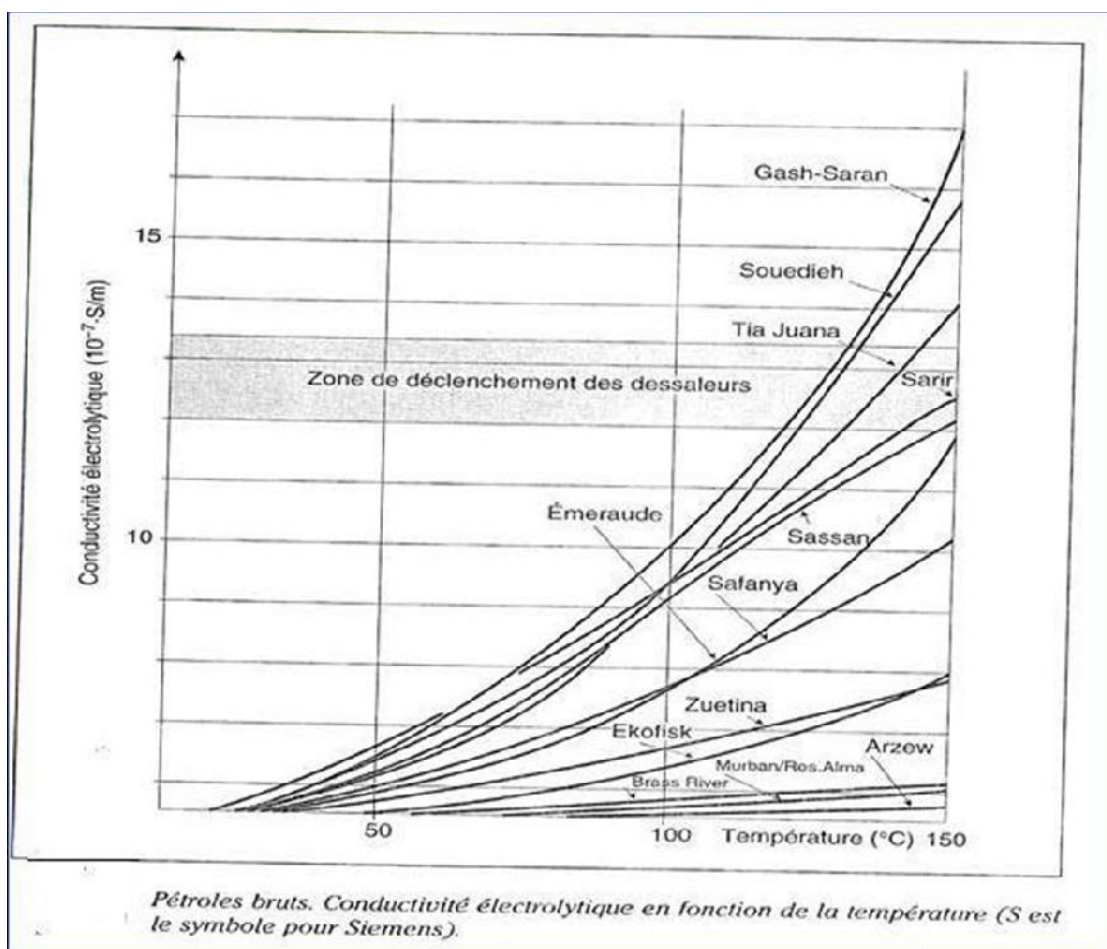


Figure.I.7. Variation de la conductivité des bruts avec la température [12].

I.5.3.2. 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.

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 car (a) diminue donc le taux d'injection d'eau a 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

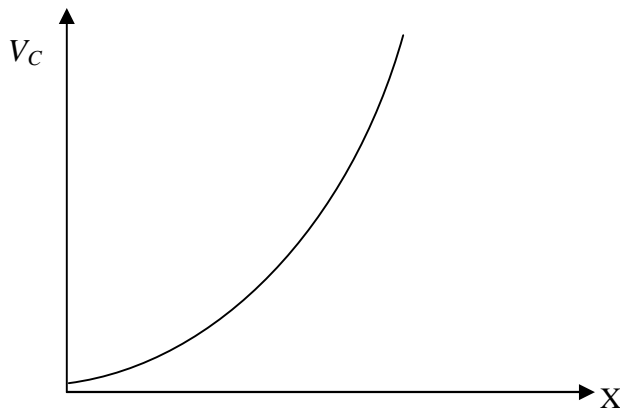
$$V_c = K \cdot \frac{X^{4/3}}{\mu}$$

Où :

X : taux d'eau de lavage.

μ : viscosité dynamique de brut.

Pour une température constante :



Courbe.I.4. Variation de la vitesse de coalescence en fonction du taux d'eau de lavage X

La vitesse de coalescence dépend aussi de la température par l'intermédiaire de la viscosité. Donc, on peut en conclure qu'une baisse de température peut être compensée par une augmentation du 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.

I.5.3.3. 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. La vaporisation cause des conditions hasardeuses, un fonctionnement irrégulier et une perte d'efficacité des résultats de dessalage. 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.

I.5.3.4. La 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 bar, selon la nature du brut traité.

I.5.3.5. Le champ électrique

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

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

Tel que :

$$E = U/L_1$$

Où :

E : champ électrique entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau (interface).

U : tension du courant.

L₁ : distance entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau

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 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 dessalage.

$$E_c = A \sqrt{\frac{2 \cdot \delta}{\epsilon \cdot D}}$$

Où :

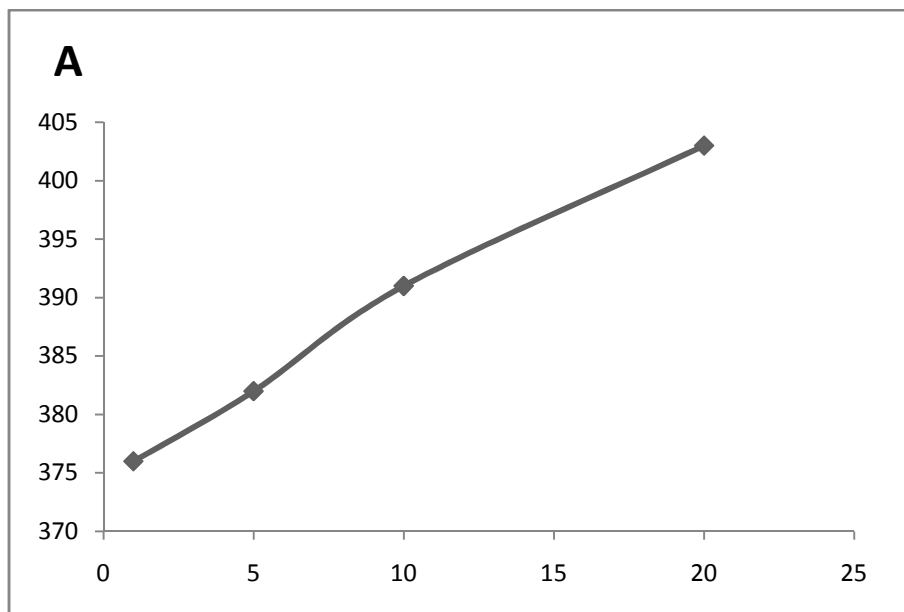
δ : Tension superficielle entre l'eau et le pétrole en (g/cm²)

ϵ : Coefficient diélectrique.

D : diamètre de la gouttelette d'eau en (cm)

A : coefficient de proportionnalité.

Le coefficient de proportionnalité est déterminé par la courbe suivante :



Courbe.I.5. Variation de coefficient de proportionnalité en fonction de taux de lavage [22].

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.

I.5.3.6. Le désémulsifiant

L'émulsion rencontrée dans le brut est du type « hydrophobe » eau dans le brut, cette 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 de paraffines, de gommes, des asphaltènes, d'argiles et de sable. Pour casser le film protecteur, on utilise des produits tensioactifs.

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.

Le désémulsifiant doit aussi avoir une attraction pour les gouttelettes d'eau dans des conditions similaires. Ainsi, une large majorité de grappes de gouttelettes se rassemblent, 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

I.5.3. Description de la section de dessalage d'Ourhoud

Ce processus de dessalement en deux niveaux se compose de deux étages consécutifs de dilution et de déshydratation. L'eau de décharge de dessaleur de deuxième étage est pompée vers une vanne de mélange du dessaleur de premier étage où il se mélange avec le brut qui sort du deuxième séparateur. Cette vanne de mélange sert à amener le brut salé vers un brut moins salé. Le flux de brut entre dans le dessaleur de premier étage près du fond du dessaleur. Ce flux est conduit par les distributions à tuyaux perforés qui se prolongent sur

toute la longueur du dessaleur pour une distribution uniforme du brut dans la zone de coalescence. Le niveau d'eau dans le dessaleur est contrôlé par une commande à interface huile-eau actionnée par un flotteur. Cette commande est un dispositif électrique proportionnel qui envoie un signal 4-20 millivolts au DCS (Distributed Control System). L'alimentation en pétrole monte du distributeur de pétrole et traverse un champ électrique à AC (Alternating Current) de niveau bas, où un grand pourcentage de l'eau est électriquement aggloméré à partir du pétrole. L'eau agglomérée tombe au fond du dessaleur, d'où elle est évacuée en tant qu'eau de décharge. Le pétrole monte dans le champ électrique DC (Direct Current), où l'eau restante est électriquement agglomérée à partir du pétrole. L'eau agglomérée tombe au fond du dessaleur d'où elle est évacuée comme décrit précédemment. Le pétrole déshydraté sort dans la partie supérieure du dessaleur par une seule conduite de sortie. Ce pétrole alimente la vanne de mélange du dessaleur deuxième étage, où il est combiné avec de l'eau douce pour diluer la concentration de sel dans la saumure.

I.5.3.1. Description des éléments de dessaleur

a) Tuyauterie intérieure

L'unité de dessalage est équipée à l'intérieur de plusieurs ensembles de tuyauteries. Chacune a sa propre fonction dans le procédé de dessalage.



figure.I.8. Vue intérieur d'un dessaleur électrostatique

a.1) Tuyauterie d'entrée et de distribution de l'émulsion

La ligne d'alimentation du brut se raccorde à la tubulure d'entrée de la tuyauterie de distribution qui est constituée par un collecteur monté à la partie inférieure du ballon, longitudinalement entre les deux lignes de tangence. Tout au long de ce collecteur, il y a des dérivations horizontales sur lesquelles viennent se raccorder des « T », avec une extrémité ouverte et dirigée vers le haut. Au-dessous, de chaque extrémité, des « T » est prévu un écran distributeur. L'émulsion eau-brut est d'abord véhiculé dans le collecteur horizontal puis dirigé vers le haut dans le champ électrique défini par la zone des deux électrodes par les systèmes de distribution décrits ci-dessus.

a.2) Tuyauterie de sortie du brut dessalé

C'est un collecteur disposé à la partie supérieure du ballon parallèlement au collecteur d'entrée. Ce collecteur est raccordé à la tubulure de sortie du brut dessalé.

a.3) Tuyauterie d'écoulement d'eau

Cette tuyauterie est constituée d'un collecteur fixé à la partie inférieure du réservoir, la fonction de la tuyauterie est d'évacuer l'eau accumulée au fond du réservoir à la suite de la séparation de l'émulsion stable par le champ électrique.

a.4) Tuyauterie vapeur

Cette tuyauterie permet d'injecter le gaz dans le réservoir de la vapeur pour dégazer le réservoir avant le démarrage ou lors de l'arrêt de l'unité avant l'inspection.

b) Electrodes

Les électrodes constituant le cœur de l'unité de dessalage, ont été spécialement conçues pour obtenir un rendement maximal de fonctionnement tout en étant d'une construction simple, d'un montage et d'un entretien facile.

c) Ensemble transformateur-réactance

L'ensemble transformateur-réactance est de type immergé dans l'huile, contenu dans une cuve. La réactance montée en série sur le circuit primaire du transformateur a pour fonction de limiter le courant à la valeur nominale dans les conditions de court-circuit.

d) Ensemble de l'alimentation électrique haute-tension

La sortie de haute tension du circuit secondaire de chaque ensemble transformateur-réactance est reliée aux électrodes à l'intérieur du ballon par l'ensemble d'alimentation haute-tension.

I.5.3.2. Opération de lavage de boue pour le dessalage

Le système dessaleur/coalesceur est équipé d'un système de lavage de boue en continue. Le système de lavage de boue inclut trois sections de collecteur de lavage et de cuvette de boue pour faciliter le déplacement du sable ou l'accumulation de solide venant du fond de la capacité. Le collecteur de lavage de boue est équipé de buses à jet. Les buses à jet sont situées sous l'interface de l'eau et autour du périmètre intérieur de la capacité. Des becs sont orientés sur la cuvette de boue. Une boue accumule au fond de la capacité sera fluidisée à l'aide du jet d'eau et recueillie dans la cuvette de boue. Quand le système de lavage de boue est en service, une pompe de secours, pour les pompes de circulation d'eau du dessaleur, sera mise en service en parallèle avec les pompes de refoulement d'eau de lavage, afin de maintenir la quantité d'eau suffisante vers les buses. L'opération de lavage de boue sera programmée pendant environ 30 minutes sur une base hebdomadaire, mais dépend des caractéristiques du pétrole brut. La fréquence de lavage de boue doit être ajustée, augmentée ou diminuée, basée sur la quantité de l'eau effluente et de l'accumulation de boue qu'on vérifie par les robinets d'essai. On devrait rappeler que les viennes manuelles sur la ligne de lavage de boue doivent être, en opération normale, complètement fermées pour éviter toutes influences sur le fonctionnement et/ou performance du dessaleur. L'eau employée au lavage est l'eau recyclée du dessaleur. L'eau est pompée et entre dans la tubulure du gicleur d'eau. Le débit de l'eau du gicleur est réglé manuellement en ajustant la valve à boulet à l'entrée de la tubulure.

I.5.3.3. Condition de conception [18]

1. Propriétés d'huile

- Taux de pétrole 481 ,200 Kg/hr
- Pesanteur du pétrole 54 API
- Admission BSW 10% vol
- Salinité produite de l'eau 352 ,925 ppm
- Viscosité d'huile 1.8 CP à 82 °C

2. L'eau de dilution

- Source eau douce /eau acide réduit
- Contenu de pétrole (ppm) 0-40 ppm
- pH 5-8
- Température (°C) 35-40
- Débit (Vol %) 5
- Viscosité 0,8 CP à 82 °C

3. Condition d'exploitation

- Température d'exploitation 82 °C
- Pression d'exploitation 22 bars

4- Conditions chimique

- Type Désémulsifiant
- Fournisseur NALCO
- Taux d'injection 10 ppm

5- Performance estimée

- Sortie BSW 0,2 % vol
- Sel de sortie 10,6 ppm

La tension est fournie aux électrodes par un transformateur monophasique primaire de 400 V et secondaire de 25kV. La tension secondaire est rectifiée par un rectificateur à demi-ondes en des séries de demi-ondes positives en négatives. Les tensions positives et négatives passent par le mur du récipient du dessaleur par une paire de douilles d'entrée de haute tension. Les électrodes sont connectées sur toute la longueur du récipient. Les ensembles d'électrodes sont alternatives reliées aux douilles d'entrée positive et négative. Cet arrangement des électrodes fournit un champ AC entre les ensembles d'électrodes et l'interface de l'eau et la coquille du récipient. Il fournit également un champ DC entre les électrodes.

I .5.3.4. Caractéristiques générale du dessaleur [21]

- Constructeur : NWL (fournisseur OEM de NATCO).
- Primaire : AC de 400 volts, monophasé, 50hertz.
- Secondaire : 12/16,5/20/23/25 KV, DC à demi-onde, Positif et négatif.
- Tertiaire : AC de 100 V.
- Classe d'isolation : classe A.

- Construction : revêtement extérieur rempli de fluide.
- Fond : hémisphérique.
- Pression de calcul : 31,0 bars.
- Température de calcul : 110 °C.
- Volume : 77,8 m³.
- Poids vide : 50400 kg.
- Taille : (3000 X 10000) mm.
- Surépais seur de corrosion : 3,00mm.

Chapitre II :



Présentation de l'entreprise

II.1. Historique de découverte

L'organisation Ourhoud créée en 1997 est l'opérateur délégué chargé du développement et de l'exploitation du champ Ourhoud. Les partenaires ont conçu l'organisation Ourhoud comme un instrument doté de pouvoirs et procédures fiables approuvées par toutes les parties et l'ont dotée de moyens matériels et ont affecté du personnel de haut niveau pour assurer son efficacité.

L'organisation Ourhoud a su tirer profit de toute l'expérience acquise par Sonatrach et les partenaires (**Anadarko, Cepsa, Agip, Maersk, ConocoPhillips, Talisman**) au bénéfice du projet et de la diversité culturelle.

09 Janvier 97 : Signature de l'accord cadre d'unitisation Sonatrach désignée comme opérateur.

01 Juillet 97 : création de l'organisation Ourhoud (opérateur délégué par Sonatrach).

01 Août 98 : présentation du dossier ELA (Exploitation Licence Association) au Ministère.

27 Octobre 98 : signature par les parties de la Procédure d'Opérations Unitisées (P.O.U)

21 Avril 99 : attribution du permis d'exploitation par le Ministère.

25 Mars 2000 : début des travaux de préparation du site des installations de production (plateformes, routes, puits d'eau, piste d'atterrissage) par GCB, ERGTS et ENAGEO

05 Juillet 2000 : émission de la lettre d'intention à JGC/INITEC pour Le Projet EPC.

10 Août 2000 : signature du contrat EPC avec JGC/INITEC Dates clés contractuelles :

First-Oil : 04 janvier 2003 réception provisoire : 10 Mai 2003.

14 Août 2000 : signature de deux contrats avec GEPCO pour la réalisation de deux bases de vie.

2002 : débuts de production.

Le champ devrait être unitisé en 2005, mais en février 1997 une participation par pourcentage fut convenue d'une manière à ce que trois opérateurs étrangers pourront développer le champ en association avec Sonatrach. Cette exploitation d'un champ qui regroupe plusieurs blocs est connue sous le nom d'unitisation de champ et son objectif est de permettre un développement optimum de gisement dans son ensemble.

Sonatrach est associée à six compagnies étrangères dans la mesure où le gisement chevauche trois blocs

Sur le **bloc 404**, Sonatrach est associée à Anadarko (qui a comme associés Agip et Maersk).

Sur le **bloc 406**, la compagnie nationale est associée à l'espagnole Cepsa.

Tandis que sur le **bloc 405**, elle est associée à Burlington Ressource (qui a comme associé **Talisman**).

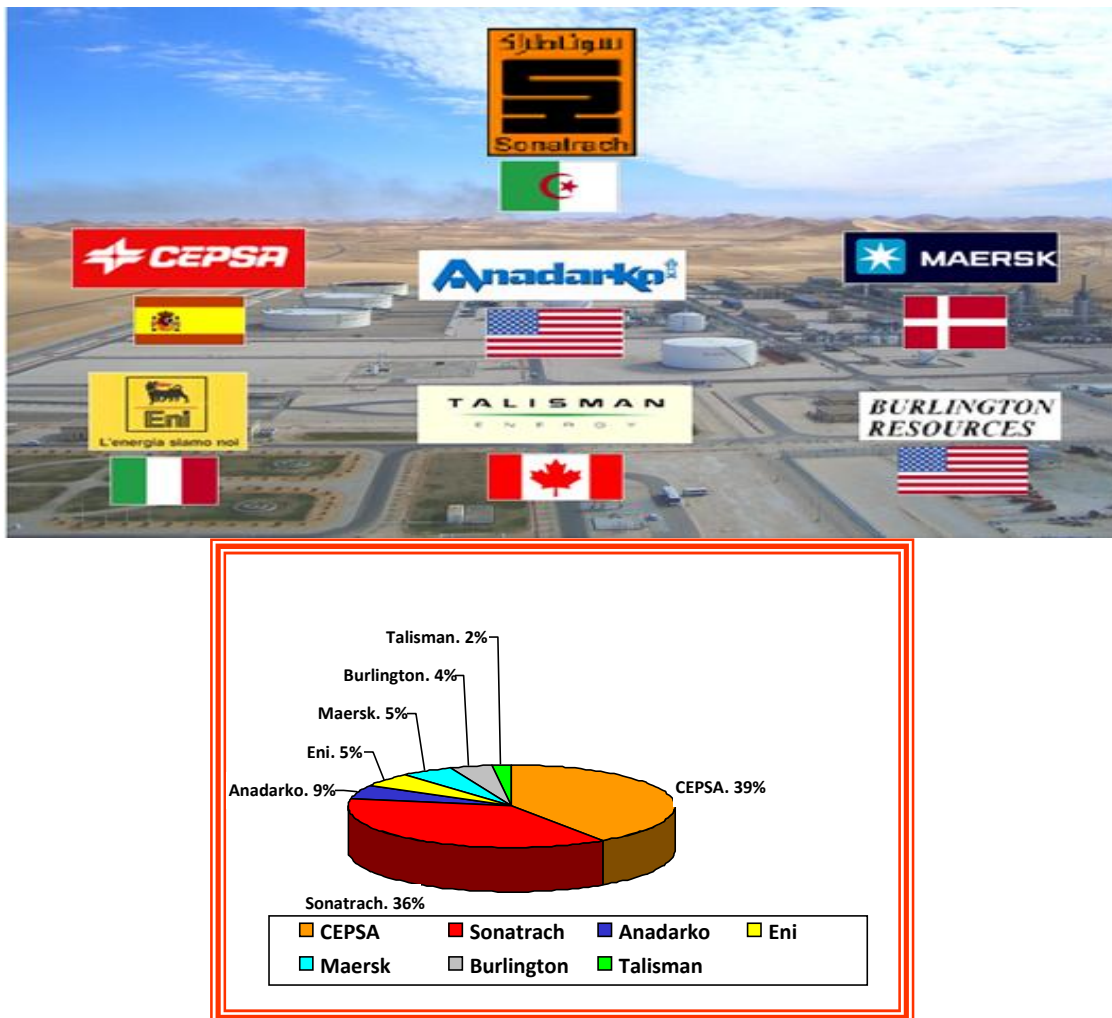


Figure II.1 Gestion unitisée.

II.2. Présentation du champ Ourhoud

II.2.1. Situation géographique

Le Champ Ourhoud est situé dans le bassin de Berkine à 320 Km au Sud Est de Hassi-Messaoud et à 1 200 Km au Sud Est d'Alger.

Le champ Ourhoud couvre les blocs 404, 405 et 406A dont les superficies sont données comme suit :

- Périmètre d'exploitation 257.54 Km².
- Superficie du Réservoir 158,50 Km².

➤ Horizon producteur TAGI.

Les deux figures suivantes nous montrent la situation géographique du champ Ourhoud ainsi que le découpage par bloc.

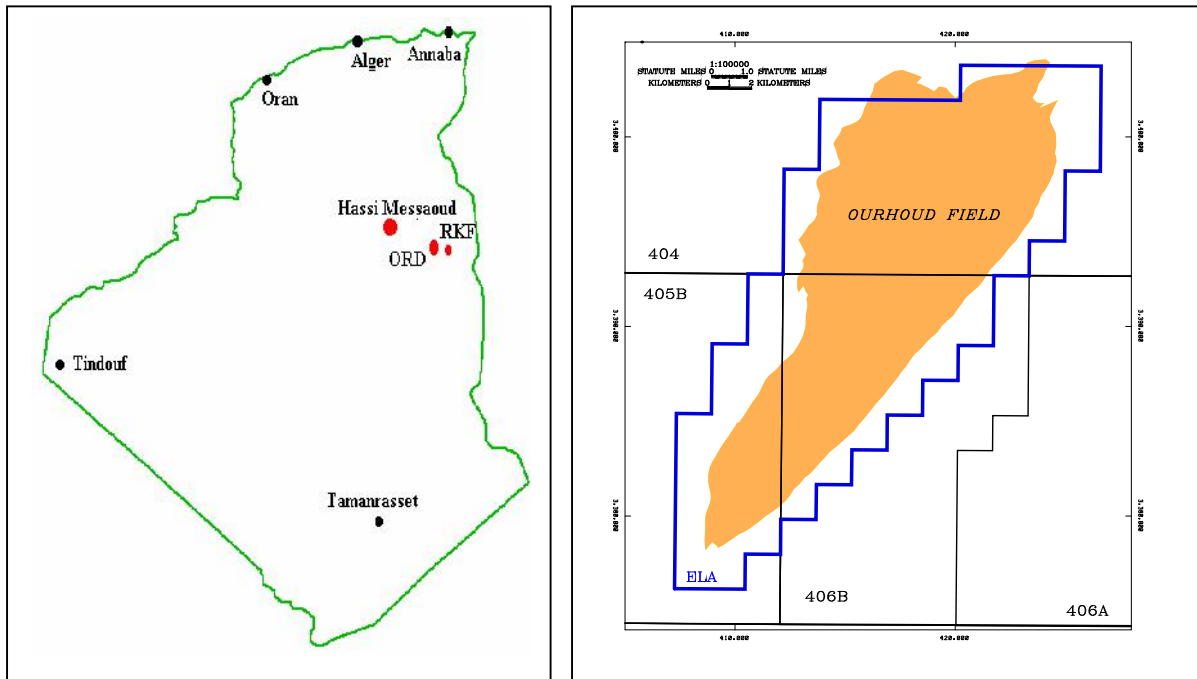


Figure II.2 la situation géographique du champ Ourhoud

II.2.2. Situation géologique

Le gisement d'Ourhoud est situé dans le bassin intra-cratonique de Ghadamès où se trouvent d'épaisses séries Paléozoïques et Mésozoïques. Ces deux séries sont séparées par la discordance Hercynienne.

Le gisement d'Ourhoud est localisé dans les blocs 404/406A/405 du bassin de Ghadamès et contient une huile légère sous saturée dans les grès du Trias Argilo Gréseux Inférieur (TAGI), piégée dans une structure anticlinale faillée. Le réservoir possède des caractéristiques petro physiques de grande qualité.

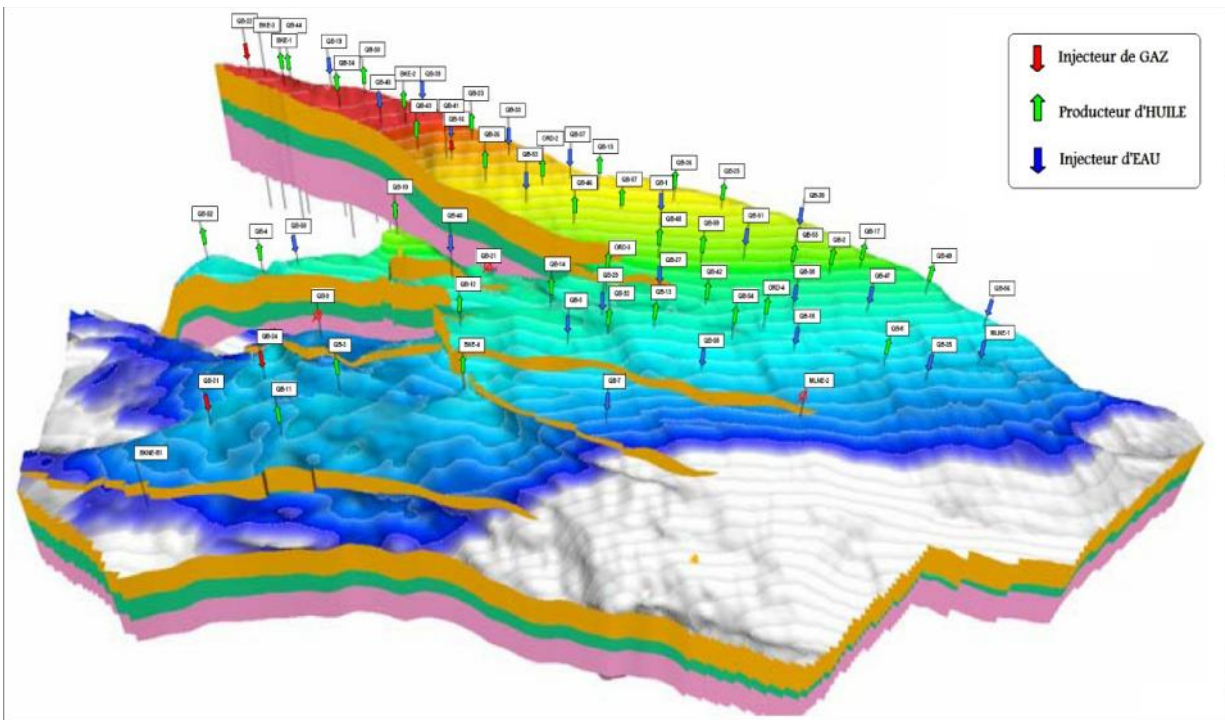


Figure II.3 Gisement d'Ourhoud en 3D

II.2.3. Organigramme de l'organisation Ourhoud :

L'organisation Ourhoud à un effectif composé de différent niveau et spécialité issu des différentes entreprises qui ont participé a la construction des installations. Leurs taches actuelles sont d'assurer une productivité optimale du gisement dans des conditions de sécurités strictes et avec des normes reconnues mondiales. La direction générale ce trouve à la ville de Hassi-Messaoud alors que la direction du champ est installe à Ourhoud.

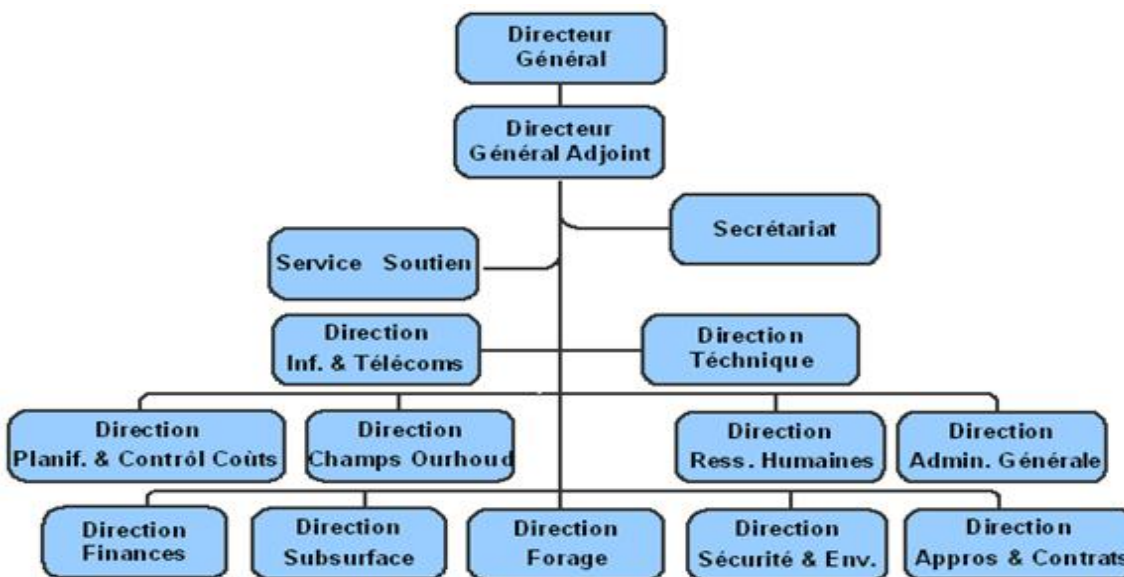


Figure II.4 Organigramme de l'organisation Ourhoud

II.3.Composition et production du champ Ourhoud

II.3.1. Composition du champ d'Ourhoud

Le champ d'Ourhoud comprend :

- 66 puits producteurs d'huile.
- 28 puits injecteurs d'eau.
- 14 Puits injecteurs d'eaux et de gaz.
- 09 puits producteurs d'eau albien barrémien.
- 08 puits producteurs d'eau du Miopliocène.
- 07 stations satellites.
- Un centre de traitement de brut (CPF ou Central Processing Facilities) d'une capacité journalière de traitement d'huile brute de 230 000 barils et composé de :
 - un Slugcatcher ou Manifold d'arrivée des satellites.
 - 03 trains de traitement identiques de séparation et stabilisation composés chacun de :
 - Une séparation huile / gaz / eau (deux séparateurs).
 - Un dessalage électrostatique (deux dessaleurs en série).
 - Une stabilisation de brut par distillation atmosphérique (une colonne de stabilisation).
 - 01 station de compression des gaz de tête des colonnes (deux compresseurs).
 - 01 station de compression pour la recompression des gaz des séparateurs (trois compresseurs).
 - 01 station de compression de gaz lift (deux turbocompresseurs).
 - 01 station de compression gaz de réinjection (deux compresseurs).
 - 01 Unité de régénération de Glycol
 - Un Déshydrateur.
 - 01 unité de traitement des eaux huileuses.
 - 01 batterie de pompes d'injection d'eau (six pompes).
 - 03 bacs de stockage d'huile stabilisée,
 - 01 bac de stockage d'huile off spec,
 - 03 pompes d'expédition HP vers OH3,
 - 03 pompes booster d'expédition vers PK0,
 - 01 unité fournissant les utilités (air, azote, eau potable),

- 01 réseau anti-incendie,
 - 01 bassin d'évaporation,
 - Lits de séchage,
 - 01 réseau de torches (sept torches)
- Un réseau de collecte et dessertes.
- Une base industrielle.
- Une base de vie pour le personnel.

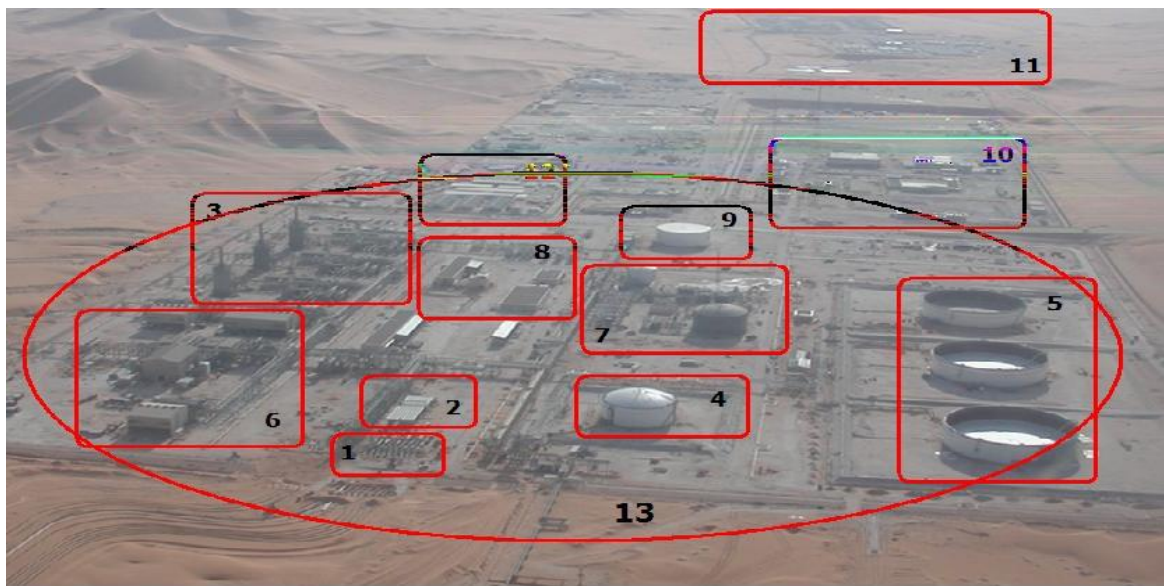


Figure II.5 Le champ d'Ourhoud.

- 1- Arrivées des lignes de collecte principales
- 2- Slugcatcher
- 3- Trains de traitement d'huile
- 4- Bac off spec pour le stockage du brut non conforme aux normes
- 5- Bacs de stockage du pétrole brut qui est prêt pour l'exportation
- 6- Système de traitement de gaz
- 7- Système de traitement des eaux pour l'injection
- 8- Salle de control et laboratoire
- 9- Bac de stockage pour l'eau d'incendie
- 10- Base industrielle
- 11- Base de vie Ourhoud

12- Département hygiène et sécurité environnement (HSE)

13- Central processing facilities (CPF)

II.3.2. Historique de production

La production au champ d'Ourhoud a commencé le 08/11/2002 avec un rythme faible pour pouvoir tester les équipements de toutes les installations de surface ainsi que le CPF et avec un nombre de puits limité. La production d'huile a atteint 235000 bbl/j en Janvier 2003. Ce rythme d'extraction peut se maintenir pendant 10 ans. Additionné à la production de Hassi Messaoud, de Berkine et des autres gisements satellite, il contribuera à porter la production nationale aux alentours de 1,5 million de bbl/jour. Comme l'aquifère du réservoir est inactif, le maintien de la pression du réservoir se fait par l'injection d'eau et de gaz qui ont commencé respectivement le 25/01/2003 et le 20/02/2003. L'avancement du front d'eau provoque l'apparition d'eau dans les puits producteurs notamment dans le niveau «Lower» et ce à compter de Mars 2004 avec une accentuation au fil du temps pour atteindre un seuil allant jusqu'à 80% des quelques puits.

La production d'huile dépend directement de la quantité d'eau et de gaz injecté ainsi que le nombre de puits producteurs.

II.4. Procédures d'exploitation du champ

II.4.1. Système de production d'huile

Le système comprend une collecte de 7 satellites ayant chacun :

- Un manifold de collecte pour un certain nombre de puits.
- Ligne test dotée d'un débitmètre multiphasique
- D'une connexion de manifold vers la ligne principale de raccordement liant le satellite au CPF.

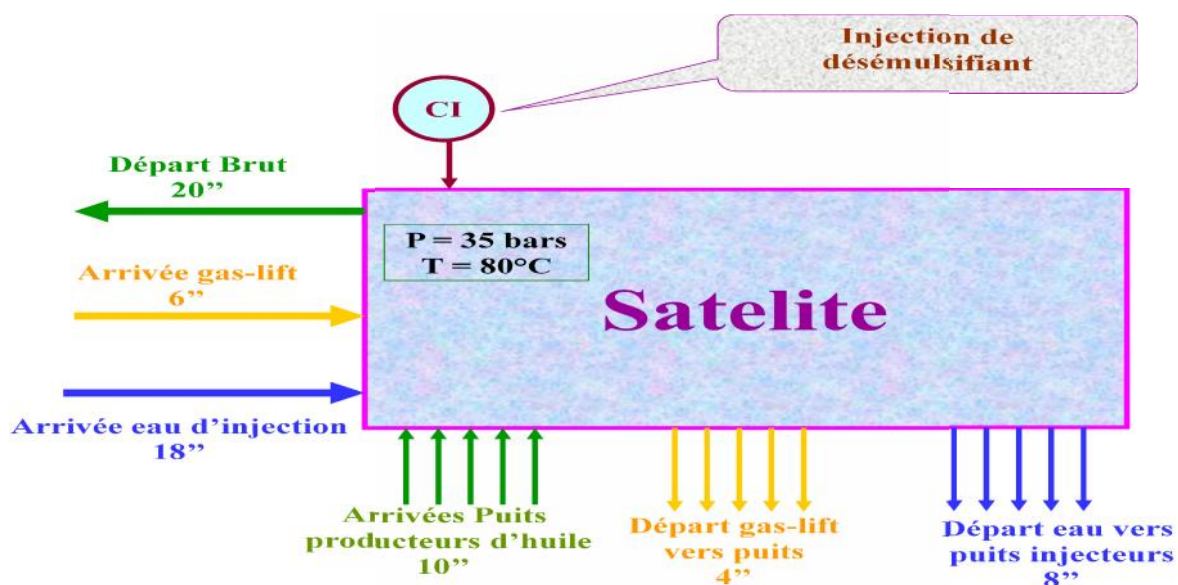


Figure II.6 Système de production d'huile

II.4.2. Système d'injection du gaz lift

Le gaz lift est prévu pour chaque tête de puits producteur d'huile pour augmenter leur productivité, il comprend un système de distribution collectif vers les manifolds satellites, individuelle pour alimenter chaque puits producteur d'huile.

II.4.3. Système d'injection d'eau

L'eau de production traitée et l'eau Albian/Barremian sont mélangées en amont des pompes d'injection d'eau. Les pompes délivrent l'eau vers deux collecteurs, un pour les satellites du Nord et l'autre pour ceux de Sud. Chacun d'eux alimente les lignes d'injection d'eau des puits via un manifold d'injection d'eau sur chaque satellite.

II.4.4. Système WAG (water alternating gaz)

Est l'une des dernières techniques utilisées pour augmenter la récupération de pétrole des gisements pétrolifères d'Algérie. Elle consiste en une injection par alternance eau gaz suivant une durée prédéterminée par les ingénieurs de production. L'injection d'eau permettra aux quantités d'huile laissées de se retrouver en haut par effet de gravité ce qui facilitera leurs récupération par balayage avec du gaz. Les essais au laboratoire ont montré qu'avec l'injection d'eau seule, les estimations des quantités de brut irrécupérables sont 19%, alors qu'avec le gaz elles ne sont que de 02%, avec la condition que toute la roche soit balayée par

du gaz mais, si ce n'est pas possible ce qui rend l'alternance eau/gaz la seule manière de faire déplacer les gouttelettes de brut des roches non balayées par le gaz vers le haut.

II.4.5. Système satellites

Le satellite est un collecteur qui regroupe un nombre déterminé d'arrivées puits producteurs, dans le but d'acheminer l'huile vers le CPF dans une seule conduite. Le regroupement des arrivées puits d'une même zone évite des freinages entre puits sur de grande distance. Chaque satellite est équipé d'un système de protection contre la surpression. Le système est composé d'une soupape qui s'ouvre en cas de surpression du collecteur pour décharger dans un bac PIT. Le brut accumulé dans le cachement PIT est récupéré par camion citerne est réinjecté dans le circuit de traitement du brut au CPF.

II.4.6. Présentation du CPF (Central Processing Facilities)

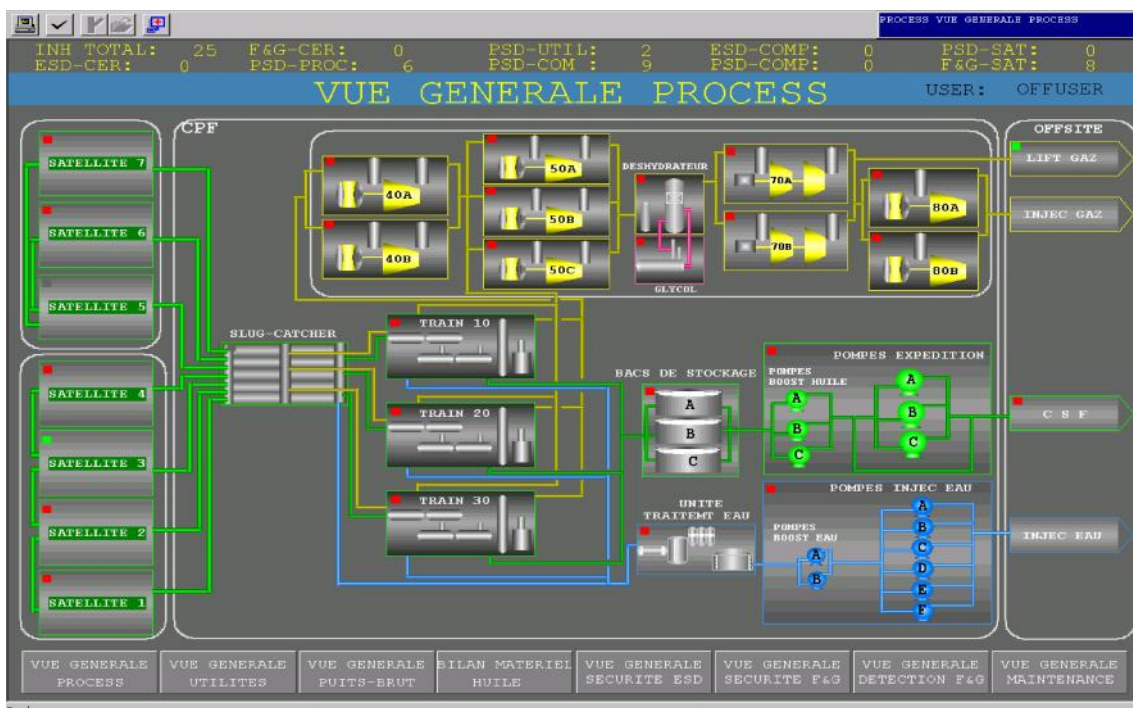


Figure II.7 Présentation du CPF

II.4.6.1. Traitement du pétrole brut

Le pétrole n'est jamais produit seul mais toujours associé au gaz et à l'eau, leur séparation est obtenue dans des installations appelées séparateurs. A chaque fois qu'on diminue la pression du fluide, une partie de gaz dissous est libérée. L'eau est envoyée aux

unités de traitement des eaux huileuses, le gaz est envoyé aux installations de traitement de gaz, et le sel est extrait, de la solution, chimiquement ou électriquement.

Le pétrole brut provenant des différents puits arrive au CPF à travers 7 satellites, les arrivées des 7 satellites seront collectées au niveau d'un récupérateur de bouchons liquides (Slug catcher).

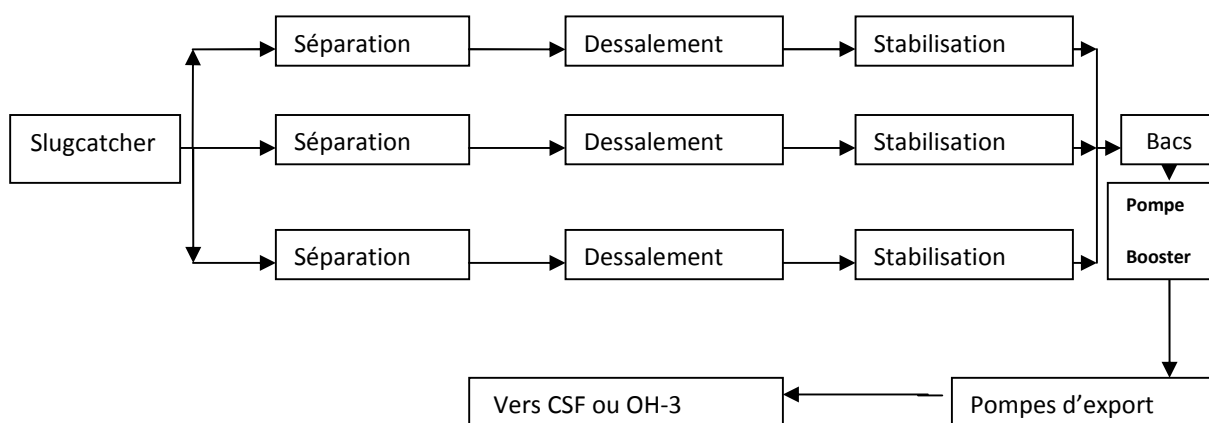


Figure II.8 Schéma représentatif du procès traitement du brut.

- **Slugcatcher**

C'est un assemblage de plusieurs tuyaux, qui sont utilisés comme des séparateurs longs, généralement inclinés, il fonctionne à une pression de 21 bars et une température variant entre (55-72) C° avec une alimentation environ de 2800m³/h. Il minimise les effets hydrodynamiques, et amortie les chocs des effluents entrant au CPF pour les stabiliser, et séparer le brut en trois phases : l'huile, l'eau, le gaz. (Voir schéma ci-dessous)

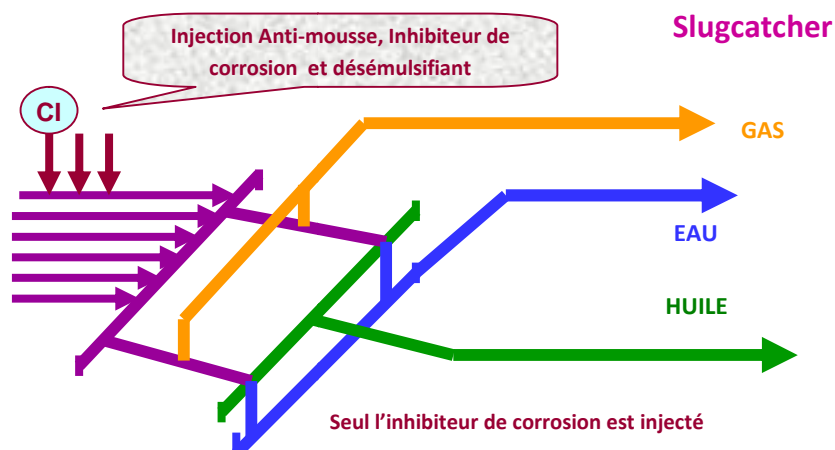


Figure II.9 Présentation de Slugcatcher

• **Train De Séparation**

Il y'a trois trains de séparation d'huiles (10,20 et 30) et chaque train comporte deux séparateurs, deux dessaleur, une colonne de stabilisation et un four.

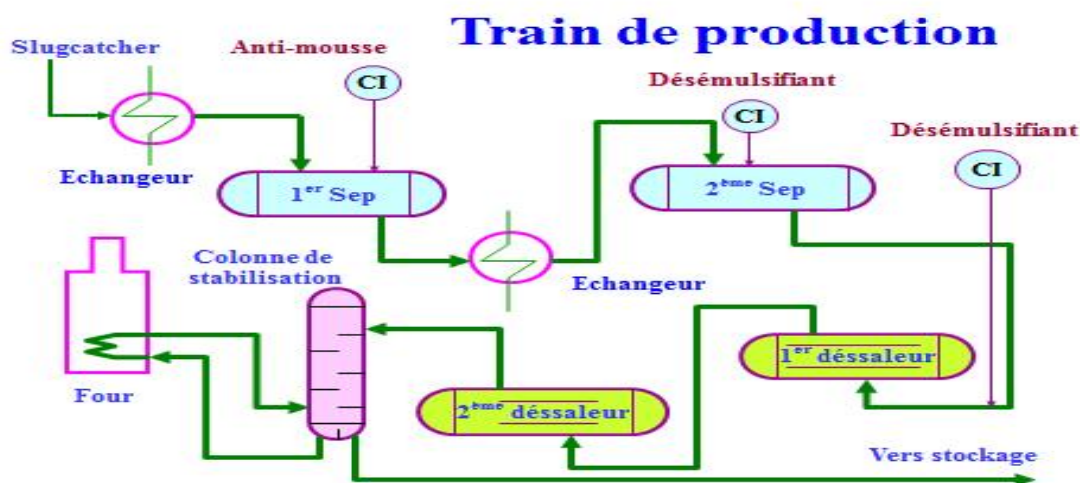


Figure II.10 Présentation du Train de production

• **1^{er} et 2^{ème} séparateur**

C'est des séparateurs tri phasiques ils séparent le gaz, l'huile et l'eau. L'huile est chauffée en amont des premiers séparateurs par des échangeurs et passe au niveau du 2^{ème} séparateur, l'eau séparée de l'huile est dirigée vers le système de traitement des eaux huileuses, le gaz est dirigé vers le système de recompression, et l'huile vers le 1^{ère} dessaleur.

- **1^{er} et 2^{ème} dessaleur**

Les dessaleurs comprennent deux coalesceurs électrostatiques en série. L'eau de dilution Miopliocène est injectée dans le dessaleur du deuxième étage et passe à travers des vannes mélangeuses. L'huile ainsi mélangée est envoyée vers le dessaleur du deuxième étage afin de diluer le sel contenu dans la phase eau. Cette eau est ensuite séparée par l'action d'un champ électrostatique et est pompée vers le dessaleur du premier étage, ou elle agit comme lavage préliminaire et dilue le sel contenu dans l'eau de production. Les dessaleurs opérant à 80-82 °C et (19-20) bars. L'eau de dilution est chauffée pour améliorer la séparation huile /eau et pour réduire la tendance à l'émulsion du mélange. L'huile dessalée sera refroidie par échangeur de chaleur, et sa pression sera diminuée grâce à une vanne jusqu'à 6 bars, pour être prête à entrer dans la colonne.

Pour une opération efficace du dessaleur, les équipements suivants sont prévus :

Vannes mélangeuses, Injection de produit désémulsifiant et un système de lavage des boues.

- **Colonne de stabilisation**

La stabilisation a lieu dans une colonne de stripage réchauffée pour produire un pétrole brut avec un maximum RVP de 0,69 bars. L'huile, venant du dessaleur 2^{ème} étage, est envoyée sur le plateau supérieur (16^{ème}) de la colonne de fractionnement, et les composants plus légers sont extraits grâce au réchauffeur du stripeur. Le liquide, venant du plateau inférieur, est extrait par la pompe du rebouilleur, traverse le rebouilleur (four au gaz) pour assurer une température de 160 °C au fond de la colonne. Le brut stabilisé, sortant du fond de la colonne, est refroidi, en échangeant sa chaleur avec l'alimentation des séparateurs 1^{ère} et 2^{ème} étage, avant le refroidissement final (aéro-réfrigérant) [20].

- **Four**

Il joue le rôle d'un rebouilleur, à la sortie de la colonne de stabilisation, une partie du brut est envoyée vers un four pour l'utiliser ensuite comme moyen pour réchauffer la colonne de stabilisation. Le brut ainsi traité, ramené aux spécifications de transport et de commercialisation (BS&W, TVR, salinité) est envoyé vers les bacs de stockage on spec, sinon il doit être envoyé vers le bac de stockage off spec.

A partir des bacs de stockage on spec, il est repris par une pompe d'expédition et est acheminé jusqu'à Haoud-El-Hamra.

II.4.6.2. Traitement du gaz

Une certaine quantité des gaz comprimés et séchés est utilisée pour le fuel gaz (utiliser pour les consommations internes de la station (CPF) après l'avoir fait passer par l'unité de compression, et le reste est comprimé à la pression du gaz lift, puis à la pression du gaz de réinjection. Le gaz lift est distribué vers les puits producteurs BP (Basse Pression), de façon à maintenir le débit de la tête de puits. Tandis que le gaz de réinjection est réinjecté dans le gisement pour augmenter la production de ce dernier. Toute eau libre ayant été éliminée sous l'effet d'un système de contrôle interface sera envoyée vers l'unité des eaux huileuses pour la traiter.

- **Compresseur overhead (têtes de colonnes)**

Le compresseur de tête de la colonne de stabilisation (overhead) est conçu pour comprimer les gaz de têtes des trois colonnes de stabilisation (train 10, 20 et 30).

Le compresseur overhead en marche prend sa pression d'aspiration de la pression de tête de la colonne de stabilisation à 6 bars et comprimer le gaz jusqu'à 12bars.

- **Recompresseur**

Les vapeurs des séparateur, 1^{ère} et 2^{ème} étage sont combinées et mélanger avec les vapeurs de tête de colonne de stabilisation comprimées et refroidies. Le flux est dirigé vers le système de recompression tel qu'ils sont entraînés par des moteurs électriques. Après avoir augmenté la pression à 12 bars, le gaz passe dans un compresseur pour le comprimer une autre fois jusqu'à 36 bars, les compresseurs sont toujours munis d'un ballon d'aspiration et d'un ballon de refoulement pour récupérer les charges qui peuvent se condenser créant des problèmes aux compresseur.

- **Déshydratant**

Les vapeurs du ballon situé au refoulement du compresseur, sont dirigées vers le ballon tampon de déshydratation où les condensats liquides sont éliminés. Ce liquide est envoyé vers le slugcatcher de production BP sous control de niveau de fond du ballon. Tout le gaz sortant du ballon tampon de déshydratation, est séché dans le déshydratant.

- **Régénération du glycol**

Le gaz s'élève à travers la section à garnissage de la colonne et le glycol régénéré alimente le sommet de ce garnissage. Le glycol absorbe l'eau en s'écoulant du haut en bas à

contre courant du gaz. Le glycol riche est soutiré au fond de la colonne. Le gaz est séché pour éviter toute formation d'hydrate dans le gaz lift et le système de gaz d'injection et par conséquent on évitera la corrosion dans les réseaux et les systèmes de distribution du gaz lift et du gaz d'injection.

- **Turbine (Les deux turbocompresseurs)**

Ils incluent deux trains de compression entraînés par une turbine à gaz, avec un arbre commun pour chacun des deux compresseurs Booster et gaz lift. Un train est en service et l'autre en secours, la pression d'aspiration dans le premier train (le compresseur Booster) est de 38.5 bars, ce qui autorise une perte de charge de 0.5 bars dans le déshydratant, les ballons et lignes associés. La pression de refoulement est de 99 bars, et dans le deuxième train (le compresseurs gaz lift), la pression d'aspiration est de 97bars, et la pression de refoulement est de 200 bars.

- **Compresseur d'injection de gaz**

Comporte deux trains de compression entraînés par des moteurs électriques, un train est en service, l'autre en secours. La pression d'aspiration est de 200bar et la pression de refoulement est de 300bars.

II.4.6.3. Traitement des eaux

II.4.6.3.1. Traitement des eaux huileuses (eaux de production)

Etant donné que le pétrole sortant des puits contient de l'eau, l'eau est séparée du pétrole et des flux gazeux dans les trains de séparation, puis traitée dans le système de traitement d'eau huileuse (nommé ci-après OWTS) avant d'être reprise pour la réinjection dans le gisement. L'eau séparée du fluide provenant des puits est constituée principalement d'eau de formation (TAGI) et de petites quantités d'eau de dilution des puits de forage (Albien/Barrémien) et d'eau de dilution de l'unité de dessalage (Miopliocène). L'huile et les matières en suspension contenues dans l'eau produite sont éliminées au cours du traitement dans l'OWTS. L'eau produite a une salinité extrêmement élevée, la concentration des matières sèches dissoutes est de 353.000 mg/l en équivalent NaCl, la quantité d'eau huileuse à traiter dans l'OWTS est de 22 000 m³/jour pour une production d'eau maximale de 15100 m³/jour en cas d'injection d'eau maximale. L'eau huileuse provenant des différents ballons

séparateurs du CPF est envoyée dans un dégazeur ou elle va subir une séparation de l'huile par décantation.

- **Dégazeur**

Le dégazeur est divisé en deux compartiments par une paroi qui laisse passer l'huile qui monte au dessus de son niveau supérieur et emprisonne l'eau qui s'est décantée dans le premier compartiment.

Pour éviter l'écoulement d'eau dans le deuxième compartiment, on doit placer une vanne de niveau qui garde le niveau convenable du 1^{ère} compartiment pour une bonne séparation. L'eau est en suite envoyé du 1^{ère} compartiment du dégazeur vers un bac, et l'huile est envoyée du 2^{ème} compartiment vers le slugcatcher pour la retraiter.

- **Bac de décantation**

L'eau du dégazeur est déversée dans un bac ou elle va être dégazée, le gaz séparé de cette eau est évacué vers la torche atmosphérique. Un temps de séjour permettra la décantation des matières suspendues qui se sont entraînées avec l'eau. A l'intérieur du bac il y a un skimer flottant qui récupérera les traces d'huile qui se sont décantées au dessus de l'eau, cette huile est envoyée vers le drain ouvert.

- **Filtres**

Il y a trois filtres fins, deux en service et un en lavage. Quand l'eau arrive dans ces filtres elle passe du haut vers le bas du filtre par une matière très affine à l'huile ce qui permettra d'éliminer le maximum d'huile qui est restée dans l'eau, les filtres fins ont un système de lavage automatique qui se déclenchera à partir d'une certaine valeur de ΔP entre l'entrée du filtre et sa sortie.

- **Filtres à cartouche**

Conçus pour éliminer les matières suspendues dans l'eau telles que le sable ou bien la matière absorbante d'huile qui vient des filtres fins, l'eau doit passer dans des filtres à cartouche juste après les filtres fins.

- **Le bac de stockage**

L'eau filtrée est ensuite stockée dans un bac de stockage avec un temps de séjour pour permettre la décantation des matières suspendues qui n'ont pas été filtrés.

- **Système de lavage des filtres fins**

Dès que les instruments de mesure détecteront la ΔP dont on a parlé dans les filtres fins, l'un de ces derniers entre en phase de lavage qui se fait en contre courant c'est à dire passage de l'eau de lavage (qui est l'eau qui provient du bac de décantation) du bas vers le haut. L'eau récupérée du haut du filtre fin est traitée dans le système de lavage des filtres fins qui comprend les installations suivantes :

- Bac collecteur des eaux de lavage.
- Flocculateur.
- Flotteur des gaz dissout(DGF).
- Bac a boue.

Toute huile récupérée dans le système de traitement des eaux huileuses ou bien dans celui de lavage des filtres fins est envoyée vers slugcatcher pour la faire réintégrer dans le système de traitement de brut.

II.4.6.3.2. Traitement de l'eau albain/ barrémien

L'eau de l'Albien/Barrémien qui alimente le CPF est destinée aux utilisations suivantes :

- Eau d'appoint pour le système d'injection.
- Eau de dilution des puits de forage/des lignes de flux.
- Eau d'appoint pour la cuve d'eau d'incendie.
- Postes d'utilités pour le lavage général (Washdown).

L'eau de l'Albien/Barrémien est amenée au CPF à partir de 8 puits (7 en exploitation, un en réserve) situés à environ 5 km à l'extérieur du CPF. Chaque puits a une capacité de production maximale de 7.000 m³/jour à une pression de service de tête de puits de 7 bars. L'eau pour chaque puits est acheminée par une ligne d'écoulement de 8 pouces vers une

conduite principale de 20 pouces, d'où elle est transportée vers le CPF par une autre conduite de 24 pouces. L'eau provenant de l'Albien/Barrémien ne contient pas moins que 15000 mg/lit de matières solides dissoutes. L'eau provenant de l'Albien/Barrémien ne contient pas moins que 15000 mg/lit de matières solides dissoutes. Le système de traitement d'eau de l'Albien/Barrémien (nommé ci-après ABWTS) est mélangé avec l'eau traitée dans le système de traitement des eaux huileuses puis envoyé vers les pompes booster d'injection.

- Débit de produit venant de l'ABWTS : 52000 m³/jour.
- Débit de l'eau de dilution venant du puits de forage : 125 m³/jour.

II.4.6.3.3. Traitement de l'eau Miopliocène

L'eau du Miopliocène est acheminée par deux conduites principales des têtes de puits vers le CPF. Six puits sont raccordés à une conduite principale (Trunkline d'eau de service) pour alimenter l'eau de service utilisée pour l'eau de dilution et le remplissage initial du réservoir d'eau incendie. Deux puits sont raccordés à une autre conduite principale (Trunkline d'eau potable) pour alimenter une unité de traitement d'eau potable. Les puits sont situés à une distance d'environ 1 km du CPF. Chaque puits doit produire 400 m³/j d'eau à une pression de tête de puits de 7 bar, en utilisant des pompes électriques immergées de fond pour augmenter l'alimentation d'eau du Miopliocène. L'eau de chaque puits est acheminée via une ligne de flux (flowline) de 3 pouces vers un collecteur de la conduite principale (trunkline manifold) de 10 pouces (eau de service) et 4 pouces (eau potable), d'où elle est envoyée vers le CPF par une autre conduite de 6 pouces (eau de service) et 4 pouces (eau potable) respectivement.

L'eau de dilution pour l'unité de dessalage est désaérée dans le Package de désaération avant d'être utilisée dans les unités de dessalage des trains d'huile. Elle est pompée à partir de la cuve d'eau de service et admise vers l'unité de désaération de l'eau de service où la teneur en oxygène dissoute est réduite à 10 ppb (« parts par billion US »).

Le procédé appliqué dans le Package de désaération de l'eau de service est le gaz stripping au cours duquel l'oxygène dissous dans l'eau est éliminé par action de contact avec le gaz combustible à contre-courant dans une colonne garnie. Le désoxygénant est injectée dans l'eau dans l'unité pour assurer la réduction de la teneur en oxygène dissoute. L'eau une fois désaérée est admise vers les unités de dessalage.

Chapitre III :



Matériels et méthodes

Introduction

Lors de la découverte d'un nouveau gisement de pétrole brut, on procède à une série d'analyses qui ont pour but d'évaluer la composition du produit et de fixer les rendements en certaines fractions. Ces renseignements permettront au raffineur de prévoir les unités à utiliser pour le traitement de ce nouveau brut, ainsi que leurs capacités. Le rôle du laboratoire du champ d'Ourhoud est le contrôle de qualité et d'effectuer une série d'analyses simplifiées du pétrole brut. Une telle analyse permet à l'acheteur potentiel d'avoir une première idée des qualités essentielles du pétrole et d'estimer grossièrement sa valeur. Les définitions de ces caractéristiques sont valables sur le plan international.

L'échantillonnage est une opération importante de laquelle dépendent les résultats des analyses. Lors du prélèvement d'un échantillon, il est très important de prendre un certain nombre de précautions relatives; au produit à échantillonner, la purge avant le prélèvement, éviter la contamination des récipients ...etc. Ces facteurs ont une influence directe sur les résultats des analyses.

Les analyses qu'on a effectuées sur les effluents pour le calcul des bilans de matières et de salinité sont représentées ci-dessous :

III.1. Analyses du pétrole brut

III.1.1. Densité

La densité est l'une des grandeurs les plus facilement accessibles. Elle est déterminée par des essais classiques au laboratoire dans le but de déterminer la composition des produits à étudier. Elle s'exprime par le rapport de la masse volumique d'un échantillon sur la masse volumique d'eau. Pour les produits pétroliers, elle s'exprime à 15 °C, la valeur de la densité ou la masse volumique du pétrole brut est déterminée à l'aide d'un aéromètre selon la norme NF T60-101.

a) Principe

Cette mesure s'effectue en se basant sur la méthode de l'aéromètre et de lecture directe à une température de 15°C.

- b) Appareillage**
- Aéromètre ALLA France ;
 - Thermomètre digital avec sonde ;
 - Eprouvette graduée de 500 ml.



Figure III.1 Aéromètre



Figure III.2 Eprouvette graduée

c) Mode opératoire

- Prélever l'échantillon à analyser on l'a mis dans un récipient (bouteille de prélèvement).
- Verser ensuite cet échantillon dans une éprouvette sèche et propre inclinée de 45° afin d'éviter toute formation de bulles gazeuses et réduire au maximum les pertes par évaporation des produits volatiles.
- Plonger l'aéromètre convenable dans l'éprouvette à échantillon et la suite du thermomètre et on l'a laissé stabiliser.
- Une fois l'aéromètre stabilisé, faire la lecture directement sur l'aéromètre et la température affichée.

Lorsqu'on fait une lecture, on rajoute toujours (0.5) à la valeur lue pour compenser le vide laissé par le ménisque.

III.1.2. Viscosité

On définit généralement la viscosité comme une valeur caractérisant la résistance à l'écoulement présentée par un liquide. Dans un fluide réel, les forces de contact ne sont pas perpendiculaires aux éléments de surface sur lesquelles elles s'exercent. La viscosité est due à ces frottements qui s'opposent au glissement des couches fluides en mouvement les unes sur les autres. Elle est définie par la norme ASTM D 445.

a) Principe

La détermination de la viscosité cinématique est effectuée à 40 °C. On mesure la durée d'écoulement t d'un volume de liquide à travers un tube capillaire. On montre que la viscosité cinématique $[\eta]$ est proportionnelle à la durée t . Si on connaît la constante de l'appareil ($C=0.01160$) fournie par le constructeur. Elle est exprimée en centistoke (cSt).

b) Appareillage

- Un viscosimètre spécifique YOSHIDA KAGAKU KIKAI CO.LTD (Japon) ;
- Un thermomètre ;
- Un chronomètre ;
- Une poire ;
- Un bain thermostaté TANAKA SCIENTIFIC Limited (Japon).



Figure III.3 viscosimètre

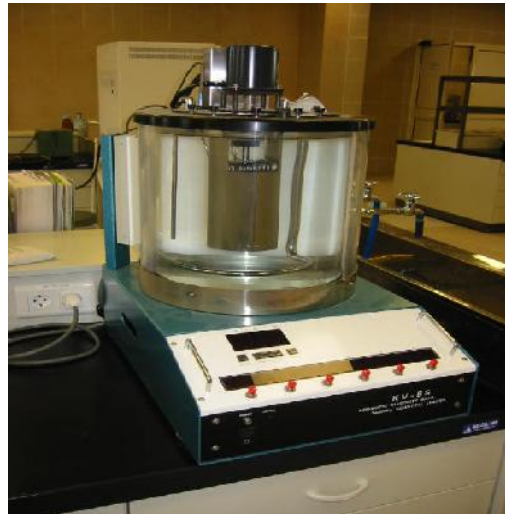


Figure III.4 Bain thermostaté

c) Mode opératoire

- Mettre le bain thermostaté en marche et le laisser s'établir à une température désirée.
- Verser environs 25 ml de l'échantillon brut dans le viscosimètre qui se trouve à l'intérieur du bain thermostatique.
- A l'aide d'une poire, on a maintenu l'échantillon dans la partie supérieure limitée par deux traits de jauge.

- Laisser l'échantillon s'écouler, et dès que le niveau arrivait au trait supérieur, on a mis le chronomètre en marche.
- Une fois que la dernière goutte traversa le trait de jauge inférieur, arrêter le fonctionnement du chronomètre et noter le temps d'écoulement.

d) Expression des résultats

$$[\quad] = C \cdot t$$

III.1.3. Teneur en eau et sédiments (BS&W)

Les pétroles bruts contiennent, en très faibles quantités de l'eau et des sédiments dont la majeure partie est dissoute dans l'eau, le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins.

La teneur en eau et sédiments de pétrole brut est mesurée selon la norme ASTM D 96 qui consiste à déterminer le volume d'eau et des sédiments séparés du brut par la centrifugation.

a) Principe

La prise d'essai (brut) est de 100 ml dans une toupie. L'eau et les sédiments sont séparés par centrifugation.

b) Appareillage

- Centrifugeuse KOKUSAN (Japon).
- Tubes de centrifugation.

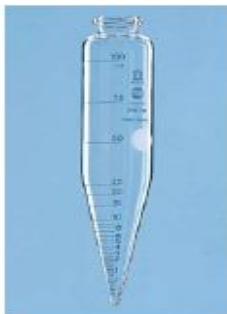


Figure III.5 Tubes à centrifuger ASTM



Figure III.6 Centrifugeuse

c) Réactif

- Echantillon à analyser (brut).
- Eau distillée.

d) Mode opératoire

- Dans les tubes ASTM de 100 ml, introduire 100 ml de brut pour chaque une.
- Remplir un autre tube d'eau distillée.
- Placer les 4 tubes d'une manière opposée dans la centrifugeuse on les a laissé centrifuger pendant 20 mn avec une vitesse de rotation 1200 tours par minutes.
- Une fois que la vitesse de la centrifugeuse commence à diminuer, retirer l'échantillon de celle-ci et noter le volume du dépôt formé au fond de tube.

e) Expression des Résultats

On fait directement notre lecture sur le tube à centrifuger ASTM et la teneur sera donnée en pourcentage.

$$V_{lu} \text{ (ml)} \cdot 100 / 100 \text{ (ml)}$$

III.1.4. Salinité

Lors du forage, on récupère en premier une quantité considérable d'eau salée. De ce fait, le pétrole contient toujours un taux de sel aussi faible soit-il, mais toujours présent qui ne peut être négligé au risque de nuire aux installations.

Les résultats sont exprimés en mg de NaCl / litre de brut ou en pourcentage. La salinité est déterminée selon les normes suivantes: ASTM D 3230.

a) Principe

Le but de mesurer la salinité est la détermination des chlorures dans les produits pétroliers, en utilisant la méthode de Mohr qui est basée sur le principe de la neutralisation des sels (NaCl) par le nitrate d'argent, selon la réaction suivante:



b) Appareillage et Réactifs

- Un doseur des ions de chlorures ;
- béciers ;
- Une éprouvette de 100 ml ;
- Un agitateur magnétique ;
- Nitrate d'argent (AgNO_3) à 0.05 N ;
- désémulsifiant à 50 ppm ;
- Chromates de potassium (indicateur coloré).

c) Appareillage

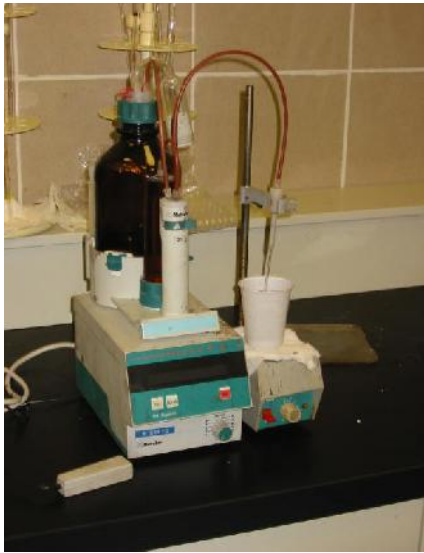


Figure III.7 Doseur des ions de chlorures



Figure III.8 Toupies

d) Mode opératoire

- Prendre 100 ml de brut dans des toupies on a ajouté 100 ml du désémulsifiant à 50 ppm pour chaque une, on les a laissé agiter pendant 20 min, et après agitation on les a laissés décanter.
- Prélever 20 ml de l'eau au fond de chaque toupie on l'a versé dans des béciers on a ajouté 3 gouttes de chromate de potassium (jaune) ensuite on a mis des aimants a l'intérieur.
- Doser avec le nitrate d'argent à 0,05 N jusqu'au virage de coloration jaune à une très faible teinte brunâtre.

e) Expression des résultats

La teneur en chlorure sera donnée en milligrammes/litre par l'expression :

$$C (\text{Cl}^-) = V \times N \times A \times 1000 \times D / \text{PE}$$

V : Volume en ml de la solution de nitrate d'argent utilisé.

N : Normalité de la solution de nitrate d'argent.

A : Masse atomique de l'ion de chlore 35.457 g/mol.

D : Facteur de dilution.

PE : Volume de la prise d'essai utilisé.

III.2. Analyses de l'eau

Afin d'assurer la convenance d'eau utilisée pour le lavage du brut avant le dessalage, on procède à une série d'analyses, et pour un bon suivi, à chaque étage de dessalage une prise d'échantillon est contrôlée puis analysée.

III.2.1. Le pH

La mesure du pH d'une solution soit avant le traitement ou après nous renseigne sur l'acidité ou l'alcalinité du milieu. Si le pH est supérieur à 7, il s'agit d'une solution basique, s'il est inférieur à 7, la solution est acide, et s'il est égal à 7, la solution est neutre.

a) Principe

Mesurer le pH de l'eau en plongeant l'électrode du pH mètre dans un erlenmeyer ou bécher de 50 ou 100 ml de cette eau. Le résultat s'affiche directement sur l'appareil. Ces mesures sont faites à des températures de l'eau de 20 °C, qui est une condition du fonctionnement du pH-mètre.

III.2.2. Conductivité

La conductivité d'une eau permet l'estimation de la composition chimique et la concentration en ions (sels) d'une solution.

a) Principe

La mesure de la conductivité est basée sur le même principe que le pH, en utilisant un conductimètre à une température 20 °C.

b) Appareillage et Réactifs

- pH-mètre KOKUSAN (Japon) ;
- conductimètre DDK-TOA-Corporation CM-30G (Japon);
- eau à analyser;
- béchers ;
- eau distillée.



Figure III.9 Conductimètre (à gauche). pH-mètre (à droite)

III.2.3. Salinité

L'eau contient des chlorures en proportion très variées, leurs teneurs augmentent au cours de traitement, et à chaque sortie d'un étage de dessalage l'eau est soutirée et analysée.

a) Principe

Les chlorures sont dosés par une solution titre de AgNO_3 , en présence d'un indicateur coloré, chromate de potassium ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_4$).

b) Mode opératoire

- Préparer des solutions avec les dilutions suivantes :

Tableau.III.1.les dilution effectue pour les solutions.

Solution	Eau de lavage	Eau sortie 2 ^{ème} dessaleur	Eau sortie 1 ^{er} dessaleur
Facteur de dilution	20	100	200

- Prélever 5 ml des solutions.
- Ajouter quelques gouttes d'une solution de chromate de potassium qui est un indicateur coloré.
- En suite titrer avec la solution d'AgNO₃ (0.05 N) jusqu'à l'apparition d'une coloration rouge brique.

c) Expression des résultats

La teneur de l'eau en chlorure sera donnée en mg / litre de brut, calculé par l'expression :

$$N_1 * V_1 = N_2 * V_2$$

Chapitre IV :



Résultats et discussions

Introduction

Les relevés des paramètres de fonctionnement d'une unité constituent un ensemble d'informations très précieux pour une étude de comportement ou une analyse d'un phénomène. Généralement, la méthode suivie lors d'une étude expérimentale consiste à effectuer une série d'expériences menées selon un plan tracé au préalable. Il est évident que cette façon de procéder s'applique très difficilement à l'étude expérimentale d'une unité industrielle en production telle que celle qui fait l'objet de la présente étude. L'approche adoptée dans cette étude consiste donc à exploiter les données des paramètres relevés quotidiennement depuis le mois de Janvier jusqu'au mois de Mai où on observe de grandes variations dues à des contraintes de fonctionnement.

IV.1. Collecte des données

Chaque jour nous avons assisté à la prise d'échantillon entrées / sorties des deux étages de dessalage ainsi que d'autres points, et à chaque fois que l'occasion nous est offerte nous avons nous même procédé aux analyses pour la détermination des différents paramètres physico-chimiques des échantillons pris au niveau du train 30.

IV.1.1. Propriétés physico-chimiques d'eau de lavage (Miopliocène)

Tableau .IV.1. Analyses du pH et de la conductivité d'eau de lavage

Echantillon	pH	Conductivité (ms/cm)
Entrée 2 ^{ème} dessaleur	7,56	3,90
Sortie 2 ^{ème} dessaleur	6,43	5,16
Sortie 1 ^{er} dessaleur	6,40	11,56

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après les valeurs de la conductivité, que cette dernière augmente au cours du traitement, ce qui signifie la diminution du taux de sel dans le pétrole brut. Car la conductivité varie en fonction de la salinité, plus l'eau contient des sels (ions : Na⁺, Cl⁻, Mg⁺, Ca²⁺) plus elle est conductrice du courant électrique. Les valeurs du pH, nous renseigne sur l'acidité ou l'alcalinité de l'eau utilisée pour le lavage du brut, on remarque qu'au cours du traitement le pH diminue donc l'eau devient acide, ce qui engendre l'augmentation des ions [H₃O⁺], ce qui signifie l'augmentation du taux des sels dans l'eau de rejet à la sortie des étages de dessalage.

IV.1.2. Résultats d'analyses viscosité du brut à différentes températures

Tableau.IV.2. La viscosité du brut à différentes température

T (°C)	20	37,8
[(cSt)	4,43	3 ,05

IV.1.3. Résultats d'analyses densité du brut et d'eau

Tableau.IV.3. La densité du brut et d'eau

Echantillon	Brut	Eau
Densité	0,808	1,002

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après les valeurs de la viscosité et de la densité obtenus, que le brut d'Ourhoud est un brut léger, donc de bonne qualité.

IV.1.4. Résultats d'analyses BS&W et salinités entrées/sorties des deux dessaleurs

On a pris les analyses de la salinité et la BS&W pour la période allant de 1^{er} Janvier jusqu'au 05 Mai 2013(voir annexe 5), et la moyenne et représenté dans le tableau ci-après.

Tableau.IV.4. Analyse de la BS&W et de la salinité de l'unité de dessalage du pétrole

	Entrée 1 ^{er} dessaleur		Sortie 1 ^{er} dessaleur/entrée 2 ^{ème} dessaleur		Sortie 2 ^{ème} dessaleur	
	BS&We (%)	Salinité (mg/l)	BS&W (%)	Salinité (mg/l)	BS&Ws (%)	Salinité (mg/l)
Moyenne	0,07	232,23	0,026	24,64	0,011	8,76

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après les analyses de la BS&W et de la salinité une réduction de la quantité d'eau et des sédiments et une diminution de la salinité après chaque étage de dessalement.

IV.2. Calculs

IV.2.1. Calcul des débits brut-eau à l'entrée 1^{er}/2^{ème} dessaleur

Pour faire un bilan de matière on a pris les débits pour le brut et l'eau de la période allant de 1^{er} Janvier au 5 Mai 2013 (voir annexe 04), on a pris leur moyenne et les résultats sont représentés dans le tableau ci-après.

Tableau.IV.5. Débits eau-brut de l'unité de dessalage

	Débit brut entrée 1 ^{er} dessaleur Q_b (m3/h)	Quantité d'eau entrée dans le 1 ^{er} dessaleur Q_{wext} (m3/h)	Débit huile entrée dessaleur Q_h (m3/h)	Débit d'eau de lavage Q_w (m3/h)	Taux d'eau de lavage X (%)
Moyenne	454,07	0,32	453,75	16,69	3,67

Avec :

- Q_b valeur lue sur débitmètre
- $Q_{wext} = (BS\&W_e * Q_b)/100$
- $Q_h = Q_b - Q_{wext}$
- Q_w valeur lue sur débitmètre
- $X = Q_w * 100 / Q_b$

IV.2.2. Bilan matière de l'unité de dessalage

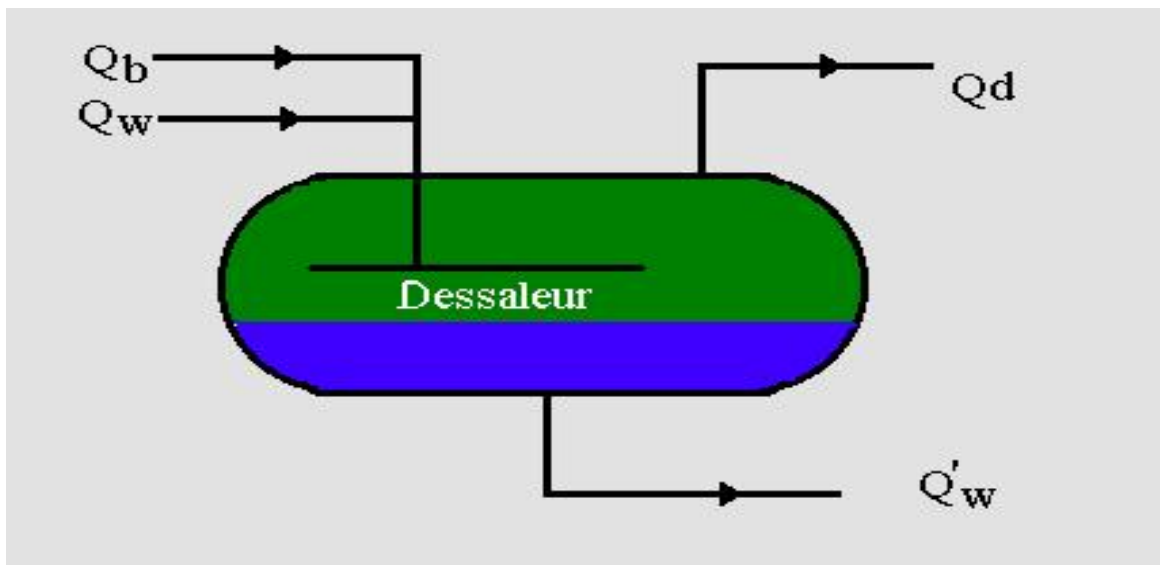


Figure.IV.1. Bilan matière du dessaleur

Avec :

Q_b : Débit de brut à dessaler.

Q_w : Débit d'eau de lavage.

Q_d : Débit de brut dessalé.

Q'_w : Débit d'eau de purge.

Q_{wext} : Débit d'eau dans le brut à dessalé.

$$Q_T = Q_b + Q_w.$$

$$Q_b + Q_w = Q_d + Q'_w \dots (1)$$

D'après le tableau de calcul des débits on a :

Tableau IV.6. Les valeurs des débits de matières de l'unité de dessalage

Débits	Q_b	Q_{wext}	Q_h	Q_w
Valeurs (m ³ /h)	454,07	0,32	453,75	16,69

• **Calcul de la quantité de brut dessalé :**

$$Q_d = Q_b - Q_{wext} + Q_d \cdot (BS \& W_s / 100)$$

$$Q_d = \frac{Q_b - Q_{wext}}{1 - (BS \& W_s / 100)}$$

$$Q_d = 453,8 \text{ m}^3/\text{h}.$$

• **Détermination de la quantité d'eau de purge :**

$$Q'_w = Q_b + Q_w - Q_d = 454,07 + 16,69 - 453,8$$

$$Q'_w = 16,96 \text{ m}^3/\text{h}$$

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après la loi de conservation de masse que la quantité d'eau de purge du premier dessaleur est supérieure à la quantité d'eau de lavage du deuxième dessaleur.

Cette inégalité due à l'entraînement des gouttelettes d'eau qui sont piégés dans le brut avec l'eau de lavage.

Le rôle d'eau de dilution c'est de laver le brut, et cela se fait par migration des gouttelettes d'eau les plus salées dans le brut vers l'eau de dilution moins salées et pour un meilleur dessalage plusieurs paramètres qui rentrent en jeu (température, champ électrique,...etc.).

IV.2.3 Bilan salinité de l'unité de dessalage

Pour faire un bilan de salinité on a pris les résultats d'analyses de salinité et les débits pour le brut et l'eau de la période allant de 1^{er} Janvier au 5 Mai 2013, on a pris leur moyenne et les résultats sont représentés dans le tableau ci-après.

Tableau.IV.7. Analyses de la salinité eau-brut

Eau			Brut		
Salinité (mg/l)		Débit (m ³ /h)	Salinité (mg/l)		Débit (m ³ /h)
Entrée 2 ^{ème} dessaleur	Sortie 1 ^{ère} dessaleur		Entrée 1 ^{ère} dessaleur	Sortie 2 ^{ème} dessaleur	
1551,6	8411,8	16,69	232,23	8,76	454,07

D'après la loi de conservation de masse on a :

$$\text{Débits entrants} = \text{Débits sortants}$$

$$Q_b \cdot S_{be} + Q_w \cdot S_{we} = Q_w \cdot S_{ws} + Q_b \cdot S_{bs}$$

$$Q_b \cdot S_{be} + Q_w \cdot S_{we} = (454,07 \cdot 232,23 + 16,69 \cdot 1551,6) \cdot 10^{-3} = 131,34 \text{ kg/h.}$$

$$Q_w \cdot S_{ws} + Q_b \cdot S_{bs} = (454,07 \cdot 8,76 + 16,69 \cdot 8411,8) \cdot 10^{-3} = 144,37 \text{ kg/h.}$$

Avec:

S_{be} : salinité de brut à l'entrée (mg/l)

S_{bs} : salinité de brut à la sortie (mg/l)

S_{ws} : salinité d'eau de lavage à l'entrée (mg/l)

S_{we} : salinité d'eau de lavage à la sortie (mg/l)

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après nos résultats que la valeur du bilan salinité pour l'eau de lavage est proche de celui du brut, et cet écart est dû aux différentes erreurs tel que :

- Les erreurs de manipulation : échantillonnage, lecture, précision...etc.
- Les erreurs du matériel : infidélité du matériel, erreurs d'instrumentation et de régulation.

IV.2.4. Suivi de la salinité dans le système CPF (Central Processing Facilities)

Afin de pouvoir évaluer l'efficacité de notre procédé du traitement on a abouti à un suivi de salinité, les résultats d'analyses de salinité pour la période de 1^{er} Janvier au 5 Mai 2013 sont présentés dans le tableau IV.8 :

Tableau.IV.8. Suivi d'analyses de la salinité du brut dans le CPF

Echantillon	Entrée CPF	Sortie 1 ^{er} Séparateur	Sortie 2 ^{ème} Séparateur	Entrée 1 ^{er} dessaleur	Sortie1 ^{er} Dessaleur	Sortie2 ^{ème} Dessaleur
Salinité (mg/ l)	7956	3435,3	1345,7	232,23	24,64	8,76

Tableau.IV.9. Suivi d'analyses de la salinité d'eau de lavage

Echantillon	Salinité (mg/l)
Entrée 2 ^{ème} dessaleur	1551,6
Sortie 2 ^{ème} dessaleur	2583,2
Sortie 1 ^{ère} dessaleur	8411,8

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après les résultats d'analyses de salinité de brut, que cette dernière diminue à la sortie de chaque installation, par contre par rapport à l'eau de lavage la salinité augmente au cours du traitement, donc l'eau de dilution lave le brut et entraîne avec elle les sels contenue dans le brut.

IV.2.5. Calcul de l'efficacité du système

IV.2.5.1 Calcul de l'efficacité de l'unité de dessalage

Le calcul de la salinité moyenne de l'unité de dessalage, pour la période allant du 01 janvier au 05 Mai 2013.

Calcul de l'efficacité :

$$E_{ff} = \frac{S_e - S_s}{S_e} \times 100 \dots (2)$$

Les résultats sont représentés dans le tableau IV.10 :

Tableau.IV.10. Calcul des efficacités des deux dessaleurs

	1 ^{ère} dessaleur			2 ^{ème} dessaleur			Efficacité
	Salinité (mg/l)		Efficacité E _{ff1} (%)	Salinité (mg/l)		Efficacité E _{ff2} (%)	Totale E _{ffT} (%)
	Entrée (S _e)	Sortie (S _s)		Entrée (S _e)	Sortie (S _s)		
moyenne	232,23	24,64	86,19	24,64	8,76	63,81	96,22

Interprétation des résultats

Nous avons remarqué d'après les valeurs des efficacités des dessaleurs, que la majeure quantité des sels est éliminée dans le premier dessaleur, et le reste est éliminé dans le deuxième dessaleur, car la charge à l'entrée du premier dessaleur est plus salée que celle du deuxième dessaleur.

IV.2.5.2 Calcul de l'efficacité total du CPF

Nous avons fait les analyses de la salinité du brut à l'entrée/sortie du CPF afin de déterminer le rendement total de l'usine, les résultats sont représentés dans le tableau IV.11 suivant :

Tableau.IV.11. Analyses de la salinité du CPF

Analyse	entrée CPF	sortie CPF	Efficacité (%)
Salinité (mg/l)	7956	4	99,94

Interprétation des résultats

Le brut du CPF d’Ourhoud est d’une excellente qualité ce qui signifie que les sels contenu dans le brut qui vient des puits s’éliminent presque totalement avec une efficacité de 99,94 %, et à la sortie on obtient un brut conforme aux normes prêt à expédier.

IV.2.6. Calcul de la vitesse de décantation des gouttelettes d’eau dans le dessaleur

Selon le régime d’écoulement (nombre de Reynolds) on a deux lois pour le calcul de la vitesse de décantation qui sont données par les formules suivantes :

Tableau.IV.12. vitesse de décantation en fonction de régime d’écoulement

Régime d’écoulement	Nombre de Reynolds	Vitesse de décantation
laminaire	Re<2000	Loi de Stocks : $V_d = \left[\frac{1}{18} \cdot g \cdot \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \cdot \frac{D^2}{\lceil} \right] \dots (3)$
Turbulent	Re>3000	Loi de Newton : $V_d = \left[0,33 \cdot D \cdot g \cdot \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \right]^{\frac{1}{2}} \dots (4)$

Avec :

- d_d : Densité de la phase dispersée (eau).
- d_c : Densité de la phase contenue (brut).
- g : Accélération de la pesanteur en (m/s²).
- V_d : Vitesse de décantation en (m/s).
- D : Diamètre de la particule d’eau en (m).
- \lceil : La viscosité cinématique de brut en (m²/s).

Le diamètre des particules est déterminé à partir du tableau I.1.

Pour notre cas $X = 3,67 \%$, et à partir du tableau I.3, on trouve $D=8,08 \cdot 10^{-5}m$

Pour réaliser ces calculs, nous procédons de la manière suivante :

On fixe le régime provisoirement et après avoir calculé la vitesse de décantation, on vérifie si le régime calculé, correspond au régime supposé.

Donc :

1) En Supposant que le régime est un régime turbulent

- Détermination de la viscosité du brut a 82°C

Celle-ci est impossible à déterminer à la température de 82°C au niveau de laboratoire d'Ourhoud. La méthode utilisée pour la détermination de la viscosité à 82°C consiste a :

- Prendre la viscosité à 20 °C et 37,8 °C au niveau du laboratoire Ourhoud qui correspondent

$$[\eta] = 4,43 \text{ cSt à } 20 \text{ °C et } 3,05 \text{ cSt à } 37,8 \text{ °C}$$

Où en utilise la relation de **GROSS** :

$$\log \frac{[\eta]_{t_1}}{[\eta]_{t_2}} = R \log \frac{t_2}{t_1} \dots (5)$$

On détermine le coefficient « R » qui est :

$$R = \log \frac{[\eta]_{t_1}}{[\eta]_{t_2}} / \log \frac{t_2}{t_1} \Rightarrow R = \log \frac{4,43}{3,05} / \log \frac{37,8}{20} = 0,5863$$

Donc, la viscosité du brut à la température de dessalage sera :

$$\log \frac{[\eta]_{t_1}}{[\eta]_{t_2}} = R \log \frac{t_2}{t_1}$$

$$\log [\eta]_{t_2} = \log [\eta]_{t_1} - R \log \frac{t_2}{t_1}$$

$$\log [\eta]_{82} = \log 4,43 - 0,2794 \log \frac{82}{20}$$

$$[\eta]_{82} = 1,936 \text{ cSt.}$$

- Détermination de la densité à 82 °C

La méthode utilisée pour la détermination de la densité à 82°C d'huile consiste :

- déterminer par analyse la densité de la phase continue à la température 20 °C

$$d_4^{20} = 0,808$$

- La densité à une température quelconque est donnée par la formule suivante :

$$d_4^t = d_4^{20} - (t-20) \dots (6)$$

Avec α : Coefficient caractérisant la variation de la densité en fonction de la température.

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 (d_{4}^{20}) \dots (7)$$

La densité de brut :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 (0,808).$$

$$\alpha = 7,61. 10^{-4}$$

$$d_{4}^{82} = 0.808 - 7.61.10^{-4} (82 - 20) = 0.7608$$

Même raisonnement pour la détermination de la densité de l'eau à 82 °C

$$d_{4}^{20} = 1,002$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132(1,002)$$

$$\alpha = 5,05.10^{-4}$$

-Densité de l'eau sera égale à : $d_{4}^{82} = 0,9706$

Les résultats sont résumés dans le tableau IV.13 suivant :

Tableau.IV.13. viscosité et densité des deux phases à la température de service

Température (° C)	d_c	d_d	ϑ (cSt)
82	0.7608	0,9706	1,936

Donc, la vitesse de décantation d'après l'équation (4) sera :

$$V_d = \left[0,33.8,08.10^{-5}.9,81. \frac{(970,6 - 760,8)}{760,8} \right]^{\frac{1}{2}} = 8,49.10^{-3} \text{ m/s}$$

$$V_d = 8,49.10^{-3} \text{ m/s}$$

Vérification du régime d'écoulement :

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\vartheta} \dots (8)$$

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\vartheta} = \frac{8,49.10^{-3} \cdot 8,08.10^{-5}}{1,936.10^{-6}} = 0,35$$

$Re < 3000 \longrightarrow$ régime n'est pas turbulent.

2) En Supposant que le régime est un régime laminaire.

Donc, la vitesse de décantation d'après l'équation (3) sera :

$$V_d = \frac{1}{18} \cdot 9,81 \cdot \frac{970,6 - 760,8}{760,8} \frac{(8,08 \cdot 10^{-5})^2}{1,936 \cdot 10^{-6}} = 5,06 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$V_d = 5,06 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

Vérification du régime d'écoulement :

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\mu}$$

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\mu} = \frac{5,06 \cdot 10^{-4} \cdot 8,08 \cdot 10^{-5}}{1,936 \cdot 10^{-6}} = 0,0211$$

$Re < 2000 \longrightarrow$ régime laminaire

Donc : Le régime fixé au départ pour déterminer la vitesse de décantation est celui qui convient.

IV.2.7. Calcul du temps de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur

On peut calculer le temps de décantation par la formule suivante :

$$T_d = L_1 / V_d \dots(9)$$

Où :

T_d : temps de décantation (mn).

L_1 : distance entre l'électrode basse et l'interface ($L_1=0,86$ m).

V_d : vitesse de décantation (m/s).

Donc : $T_d = 0,86 / 5,06 \cdot 10^{-4} = 28,32$ mn.

$$T_d = 28,32 \text{ mn}$$

Remarque

Pour éviter l'entraînement de l'eau séparée avec le brut dessalé, il faut que le temps de décantation soit supérieur au temps de séjour.

IV.2.8. Calcule du temps de séjour

Le temps de séjour est déterminé par la relation :

$$T_s = V/Q_T \dots(10)$$

Où :

T_s : temps de séjour (mn).

V : volume du dessaleur (m^3).

Q_T : débit volumique de la charge (m^3/h).

$$Q_T = Q_b + Q_w$$

$$Q_T = 454,07 + 16,69 = 470,74 \text{ m}^3/h$$

Calcul du volume de dessaleur :

$$V = V_1 + V_2$$

Avec :

V : volume du dessaleur (m^3).

V_1 : volume de la partie cylindrique du dessaleur (m^3).

V_2 : volume de deux hémisphères (m^3).

Tel que :

$$V_1 = \pi R^2 L \dots(11)$$

$$V_2 = 4 \pi R^2 h \dots(12)$$

D'où :

$$V_1 = 70,65 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 7,06 \text{ m}^3.$$

$$V = 77,71 \text{ m}^3$$

Donc

$$T_s = 77,71 / 470,74 = 10,38 \text{ mn}$$

$$T_s = 9,90 \text{ mn}$$

D'après les calculs nous avons trouvé un temps de décantation supérieur au temps de séjour, on peut dire d'après les résultats qu'il n'y a pas entrainement de l'eau avec le brut dessalé.

IV.2.9. Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur

Les caractéristiques électriques du dessaleur nous permettent d'estimer le fonctionnement de dessaleur. Pour un bon fonctionnement du dessaleur, il faut que le champ électrique (E) entre les électrodes, soit inférieur au champ critique (E_C).



Figure .IV.1. Les électrodes à l'intérieur du dessaleur

IV.2.9.1. Calcul du champ électrique entre deux électrodes

$$E = U/L \dots(13)$$

Où :

E : champ électrique entre les électrodes (V/cm).

U : tension du courant (U = 20000 V)

L : distance entre les électrodes (L = 20 cm)

Donc :

$$E = 20000 / 20 = 1000 \text{ V/cm.}$$

$E = 1000 \text{ V/cm}$

IV.2.9.2. Calcul du champ critique

$$E_c = A \sqrt{\frac{2.}{. D}} \dots(14)$$

Où :

δ : Tension superficielle entre l'eau et le pétrole en (g/cm²)

ϵ : Coefficient diélectrique.

D : diamètre de la gouttelette d'eau en (cm)

A : coefficient de proportionnalité.

On a:

$$D = 8,24 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 8,24 \cdot 10^{-3} \text{ cm}$$

$$\epsilon = 16$$

$$\delta = 15 \text{ g/cm}^2$$

X = Taux d'eau de lavage (X = 3,67% vol).

D'après la courbe.I.5 de (A = f (X)), on tire la valeur du coefficient de proportionnalité (A).

Donc, pour X = 3,67% → A = 380.

Donc :

$$E_c = 380 \sqrt{\frac{2 \cdot 15}{16,9,28 \cdot 10^{-3}}} = 5401,44 \text{ V/cm}$$

$E_c = 5401,44 \text{ V/cm}$

D'après les calculs nous avons trouvé que le champ électrique (E) entre les électrodes est inférieur au champ critique (E_C). Donc notre dessaleur fonctionne d'une manière convenable d'un point de vue électrique.

IV.2.10. Calcul des efficacités théorique et expérimentale de l'unité de dessalage

L'efficacité du dessaleur et celle du dessalage (efficacité estimée théoriquement) sont les paramètres qui conditionnent le rendement optimal du dessaleur. Ces deux termes peuvent être exprimés mathématiquement en fonction des différents paramètres intéressés dans le dessalage.

$$A = \frac{Z \left(Se + \frac{X \cdot Sw}{100} \right)}{Y + X} \dots (15)$$

Où :

A : Teneur en sel théorique optimale du brut à la sortie du dessaleur mesurée en mg/l.

Se : Teneur en sel du brut à l'entrée du dessaleur mesuré en (mg/l).

Sw : Teneur en sel de l'eau injectée en (mg/l).

Y : Teneur en eau du brut à l'entrer du dessaleur (%).

X : Quantité d'eau injectée par rapport au brut mesurée en (%).

Z : Teneur en eau du brut à la sortie du dessaleur (%).

On a comme données de départ :

$$S_e = 232,23 \text{ mg/l.}$$

$$S_w = 1551,6 \text{ mg/l.}$$

$$X = 3,67 \text{ \%}.$$

$$Y = 0,07 \text{ \%}$$

$$Z = 0,011 \text{ \%}$$

$$A = \frac{0,011 \left(232,23 + \frac{3,67 * 1551,6}{100} \right)}{0,07 + 3,67} = 0,85 \text{ mg/l}$$

L'efficacité du dessaleur est exprimée par la formule suivante :

$$E_{ffT} = \frac{S_e - S_s}{S_e} \times 100$$

Où :

E_{ffT} : Efficacité expérimentale de l'unité de dessalage.

S_e : Teneur en sel du brut à l'entrée du dessaleur.

S_s : Teneur en sel du brut à la sortie du dessaleur.

D'après le tableau de calcul de l'efficacité du dessaleur :

$$E_{ffT} = \frac{232,23 - 8,76}{232,23} \times 100 = 96,22\%$$

$E_{ffT} = 96,22\%$

L'efficacité théorique de dessalage est donnée par la formule suivante :

$$E_p = \frac{S_e - S_s}{S_e - A} \times 100 \dots (16)$$

$$E_p = \frac{232,23 - 8,76}{232,23 - 0,85} = 96,59\%$$

$E_p = 96,59\%$

Nous avons remarqué que la valeur de l'efficacité expérimentale du dessaleur est près de celle de dessalage estimé théoriquement, donc on peut dire que notre dessaleur a un bon fonctionnement de point de vue efficacité.

IV.2.11. Comparaison entre le design et l'actuel du dessaleur

Tableau. IV.14. Comparaison entre les valeurs actuelles et celles de design du dessaleur

Grandeurs	Design	Actuel
Pétrole brut :		
- Densité (API)	54	43
- Teneur en sel d'entrée (mg/l)	352,925	232 ,23
- Teneur en sel de sortie (mg/l)	10,6	8,76
- Débit d'alimentation (m ³ /h)	481,2	454,07
Eau :		
- Taux d'eau de lavage (% vol)	5	3,67
- Quantité de désémulsifiant (ppm)	10	0
Dessaleur :		
- Pression de service (bar)	31	22
- Température de service (°C)	110	82
- Perte de charge maximale (p) (bar)	1,00	0,5
- Efficacité (%)	95	96

Nous avons remarqué d'après la valeur de l'efficacité actuelle, que notre dessaleur a une bonne efficacité, elle avoisine les 96 % avec une salinité moins que celle préconisée par le design, de plus cette efficacité est atteinte sans l'injection de désémulsifiant à l'entrée du dessaleur.

IV.3. Essai d'amélioration des paramètres du dessaleur

Nous avons remarqué d'après l'historique des analyses de la salinité du gisement d'Ourhoud qu'en 2003 la salinité était de 3 ppm, et maintenant elle est de l'ordre de 270 ppm, et que la teneur en eau augmente avec le vieillissement de gisement comme le présente le tableau et la figure ci-après.

Tableau. IV.15. Pourcentage d'eau présente dans le gisement en fonction des années

Année	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Eau(%)	0,5	4,78	13,56	19,96	21,42	26,3	31,84	32,18	34,51	39,3	42,41

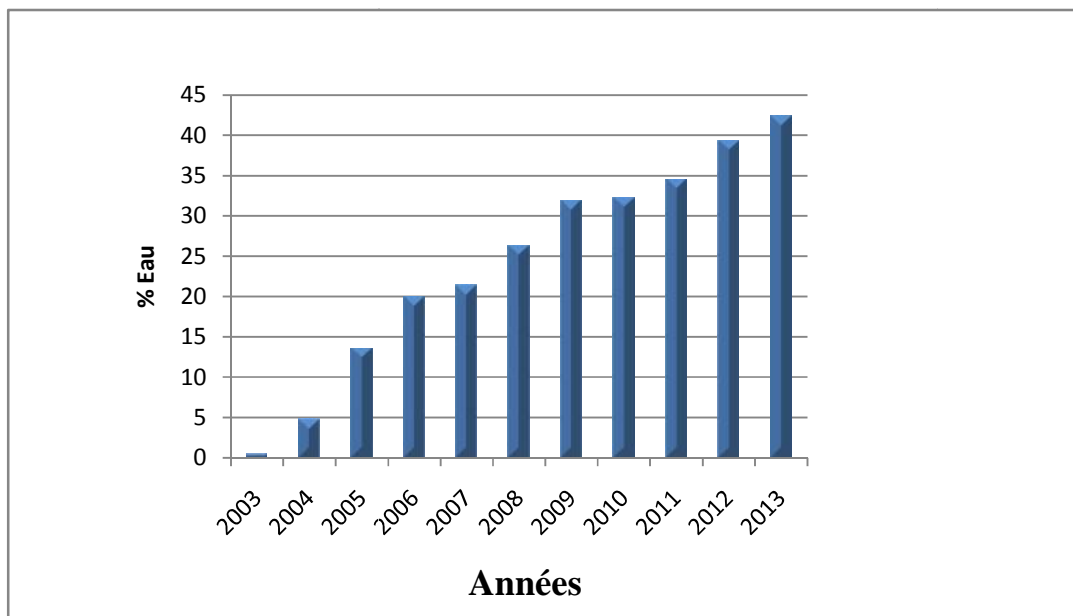


Figure.IV.3 Variation de pourcentage d'eau du gisement en fonction des années

D'après l'allure de l'histogramme on a constaté qu'au fur et à mesure le pourcentage d'eau continue à augmenter dans le gisement au cours des années, ce qui engendre l'augmentation de la salinité dans le pétrole brut.

Actuellement le dessaleur fonctionne d'une manière convenable et son efficacité avoisine les 96%, mais le problème qui se pose c'est : est ce que le dessaleur pourra continuer dans sa démarche avec les paramètres actuels à long terme?

Pour cela on a fait un ensemble d'études sur les paramètres influents sur le dessaleur afin d'aboutir à un remède efficace et moins couteux, pour un bon fonctionnement du dessaleur.

IV.3.1. Augmentation du taux de lavage

D'après les résultats qu'on a obtenus lorsqu'on a fait la moyenne pour la période allant du 1^{er} janvier au 05 mai 2013(voir annexe 4 et 5), nous avons pris des valeurs de l'efficacité et de taux de lavage lorsque la salinité à l'entrée et la température sont fixe. Nous avons obtenue les valeurs représentées dans le tableau suivant IV.16 et la variation de l'efficacité en fonction du taux de lavage est représentée par le graphe de la figure IV.1 ci-après.

Tableau.IV.16 Efficacité en fonction du taux de lavage

X (%)	3,016	3,483	3,569	3,594	3,6	3,681	3,633	3,696	4,024	4,106
E _{effT} (%)	90,55	90,55	90,46	91,42	92,18	92,59	94,69	94,73	94,81	96,40

D'après le tableau on voit une augmentation de l'efficacité du dessaleur avec l'élévation du taux d'eau de lavage. Donc on peut dire que l'efficacité est améliorée avec l'augmentation du taux d'eau de lavage, car elle sert à dissoudre les cristaux de sels, et augmenter la force d'attraction entre les gouttelettes d'eau et la vitesse de coalescence et de décantation.

IV.3.2. L'augmentation de la température du dessaleur

Après concertation des deux départements, le département exploitation et le département puits pour limiter les mouvements de puits (ouverture /fermeture ou ajustement sur la vanne production), le jour pour effectuer le test de performance des dessaleurs par augmentation de la température de dessalage, on a choisi de coordonner la conduite du test sur le train 30 comme le train sur lequel le test sera conduit et la température du test à atteindre est 90 °C.

L'augmentation de la température de dessalage est réalisée progressivement par l'augmentation du point de consigne du régulateur de température 20TIC010 qui agit sur les deux vannes 20TV010A et B sans toucher à aucun autre paramètres d'exploitation que ça soit du côté séparation ou traitement du brut.

L'augmentation de la température du four n'a pas été nécessaire vue que les calories ajoutées à la près chauffe ont été suffisantes pour la stabilisation du brut souhaitée.

Pour savoir l'effet d'augmentation de la température sur le dessaleur on a fait un suivi par les analyses au laboratoire et les résultats sont représentés dans le tableau IV.17 ci-après.

Tableau .IV.17 Analyses de la salinité et de la BS&W entrée/sortie des étages de dessalage

Date	Entrée 1 ^{er} dessaleur		Sortie 1 ^{er} dessaleur/entrée 2 ^{ème} dessaleur		Sortie 2 ^{ème} dessaleur	
	BS&W _e (%)	Salinité (mg/l)	BS&W (%)	Salinité (mg/l)	BS&W _s (%)	Salinité (mg/l)
10/04/2013	0.05	117	0.01	10	0	2

Pour le calcul du temps de séjour et du temps de décantation on aura besoin des débits de matières pour le brut ainsi que pour l'eau de lavage, et pour cela les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

a) Tableau récapitulatif des calculs des débits de matières

Tableau. IV.18 Débits de matière à l'entrée des dessaleurs

Date	Débit brut entrée 1 ^{er} dessaleur Q_b (m ³ /h)	Quantité d'eau entrée 1 ^{er} dessaleur Q_{wext} (m ³ /h)	Débit huile entrée 1 ^{er} dessaleur Q_h (m ³ /h)	Débit d'eau de lavage Q_w (m ³ /h)	Taux d'eau de lavage x (%)
10/04/2013	450	0,22	449,78	16	3,36

Tableau .IV.19 Débits de matière à la sortie des dessaleurs

Date	Débit de brut dessalé sortie 2 ^{ème} dessaleur Q_d (m ³ /h)	Quantité d'eau de purge 2 ^{ème} dessaleur Q_w' (m ³ /h)
10/04/2013	449,78	16,22

b) Calcul de la vitesse de décantation

Pour le calcul de la vitesse de décantation on aura besoin des valeurs de la viscosité du pétrole brut et de l'eau à 90 °C, les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau .IV.20 Densité et viscosité des deux phases à 90°C

Température (°C)	d_c	d_d	\mathcal{G} (cSt)
90	0,7547	0,9666	1,834

D'après la Formule de STOKES on aura une vitesse égale a :

$$V_d = \frac{1}{18} \cdot 9,81 \cdot \frac{966,6 - 754,7}{754,7} \cdot \frac{(8,25 \cdot 10^{-5})^2}{1,834 \cdot 10^{-6}}$$

$$V_d = 5,68 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

Vérification du régime :

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\mathcal{G}} = \frac{5,68 \cdot 10^{-4} \cdot 8,25 \cdot 10^{-5}}{1,834 \cdot 10^{-6}} = 0,025$$

Re < 2000 donc le régime est laminaire.

c) Calcul du temps de décantation

$$T_d = L_1 / V_d$$

$$T_d = 0,86 / 5,68 \cdot 10^{-4}$$

$$T_d = 25,23 \text{ mn}$$

d) Calcul de l'efficacité de l'unité de dessalage

$$E_{ffr} = \frac{Se - Ss}{Se} \times 100$$

$$E_{ffr} = \frac{117 - 2}{117} \times 100 = 98,29 \%$$

$$E_{ffr} = 98,29 \%$$

Interprétation des résultats

On remarque qu'avec l'augmentation de la température, la viscosité de la charge ainsi que sa densité diminue et les deux vitesses de coalescence et celle de décantation augmentent.

Autrement dit la diminution des forces opposées au déplacement des gouttelettes ayant une masse suffisante pour descendre par gravité vers le fond du dessaleur, entraînant avec elles les sels, d'où la diminution de la salinité du brut à la sortie du 2^{ème} dessaleur qui a pu atteindre 2 ppm, associées à d'autre avantage :

- Diminution de temps de décantation par rapport à celui calculé à la température 82 °C.
- Amélioration de l'efficacité du dessaleur qui a atteint les 98,29%.
- Pas de consommation en plus d'énergie pour le four.
- pas de consommation en plus d'électricité pour le refroidissement du brut vers stockage.

D'après les résultats obtenus on peut assurer le fonctionnement de dessaleur à long terme, avec un rendement supérieur au rendement actuel qui est de 96 %.



Conclusion générale

Conclusion générale

L'industrie pétrolière est une industrie de haute technologie mettant en œuvre des équipements coûteux et employant des compétences pluridisciplinaires. C'est pour cela qu'il faut préserver ces équipements contre les effets nuisibles des sels, tels que la corrosion, l'encrassement des échangeurs, les pertes de charge dans les conduites, la surconsommation énergétique au niveau du four, et la diminution de la qualité du pétrole.

C'est dans ce souci qu'on a apporté notre contribution dans l'étude de l'opération de dessalage qu'est une étape de traitement très importante du fait de son rôle déterminant dans la protection des installations.

Notre étude a porté des réponses aux questions posées dans la problématique ressortie lors de notre stage effectué à Ourhoud.

D'après les analyses effectuées sur l'eau de dilution on peut conclure que l'eau utilisée pour le lavage doit être une eau neutre et moins salée que le pétrole brut pour un meilleur dessalage du pétrole brut. La quantité d'eau de lavage à l'entrée du dessaleur est inférieure à celle de la sortie, Cette inégalité est due à l'entraînement des gouttelettes d'eau qui sont piégées dans le pétrole brut avec l'eau de lavage.

L'évaluation qualitative de procédé du dessalage, a montré la conformité du pétrole brut prêt à expédier. D'après les calculs effectués, nous avons trouvé que l'efficacité de l'unité du dessalage qui est de 96,22 % elle est proche de celle estimée théoriquement (96,59 %), avec une salinité à la sortie de 9mg/l qui répond aux spécifications (< 40mg/l).

Au cours de ce travail nous avons constaté que le temps de séjour du pétrole brut doit être inférieur au temps de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur, afin d'éviter l'entraînement d'eau dans le pétrole dessalé ; et que le champ électrique entre les électrodes doit être inférieur au champ critique, pour un bon fonctionnement d'un côté électrique.

A partir de l'historique du gisement nous avons opté pour une amélioration des paramètres du dessaleur, pour faire face à l'augmentation d'eau dans le gisement au cours des années. D'après les calculs effectués à la température (90 °C) et au taux d'eau de lavage convenable, on constate une augmentation de la vitesse de décantation et cela à cause de :

- L'augmentation de la température qui provoque la diminution de la viscosité de la phase contenue, autrement dit diminution des forces opposées au déplacement des

gouttelettes ayant une masse suffisante pour descendre par gravité vers le fond du dessaleur.

- L'augmentation du taux d'eau de lavage qui augmente la taille des gouttelettes d'eau, ce qui conduit à l'augmentation de la vitesse de décantation.

Par ailleurs l'augmentation de la vitesse de décantation diminue l'entraînement des sels dissous dans l'eau avec le pétrole brut dessalé et par conséquent, diminution de la salinité à l'entrée du dessaleur qui par la suite on pourra arrêter l'injection du désémulsifiant à l'entrée du slugcatcher, augmentation de l'efficacité de dessalage qui a atteint 98,29 % avec une salinité à la sortie de 2 mg/l, et pas de surconsommation en plus d'énergie au niveau du four et des aéro réfrigérateurs.

En perspectives nous recommandons une étude sur l'installation d'une pompe qui refoule plus de débit d'eau pour le lavage du pétrole brut, et de vaincre les pertes de charge dans les conduites, ainsi qu'une étude sur l'installation d'une autre unité de traitement des eaux, vue l'augmentation d'eau de production.

Bibliographie

- [1] X-NORMAND.A-TREIL. Industrie du raffinage du pétrole (tome 1). Edition Technip PARIS .1985.
- [2] Dictionnaire du pétrole. Paris France. Edition SCM 92081 collection ISBN 2-201 133-19-3. 198.
- [3] S.E.CHITOUR. Corrélations sur le pétrole brut et les fractions pétrolières (tome2). Office des Publications Universitaires L'Algérie .1983.
- [4] V.PROSKOURIAKOV et A. DRABKINE. La chimie du pétrole et du gaz. Edition MIR. MOSCOU.1981.
- [5] J.F. GRAVIER Propriétés des fluides de gisements (tome 2). Edition Technip.1986.
- [6] P.WITHIER : le pétrole raffinage et génie chimique (tome 1). Edition Technip.1972 Paris.
- [7] P.WUITHIER. Raffinage pétrochimie et génie chimique. Édition Technip (PARIS). 1971.
- [8] ASTM Standards.
- [9] J.P .WAUQUIER : Pétrole brut, produits pétroliers.schéma de fabrication. Edition Technip 1994.
- [10] P.WITHIER : Le pétrole brut et fraction pétrolière. Edition Technip Paris .1973.
- [11] Ministère de l'énergie et des mines.Raffinage.[www.memalgeria.org/français/index. Php](http://www.memalgeria.org/français/index.Php). Page=raffinage.
- [12] J.P.WAUQUIER. Procédés de séparation. Edition Technip.1998.
- [13] Raffinerie de pétrole et de gaz. Février 2003.
- [14] Olivier Doumeix. Opérations unitaires en génie biologique.
- [15] M.AMOUR. Essai de puits station .vol 3. décembre 1969.
- [16] Manuel sur les désémulsionnant CHIMEC édition SPA. mars 1994.
- [17] Y. Berger. Procédé de traitement des pétroles brut salés. Technip. Pris 1976.

- [18] J.AGUILAR. Manuel d'opération train 10/20/30.SH-Organisation Ourhoud. Novembre 2012.
- [19] X.NORMAND.A-TREIL. Leçons sommaires sur l'industrie du raffinage de pétrole (Tome1). Edition Technip. 1978.
- [20] H. LECOINTRE. Manuel de formation Volume 2 Process. Traitement et stabilisation de brut. SH- Organisation Ourhoud. 2002.
- [21] Data Sheet for Dessalter / COALESCER-CPF-FM-M-21006 (Revision R01). SH-Organisation Ourhoud.



Annexes

Annexe 1

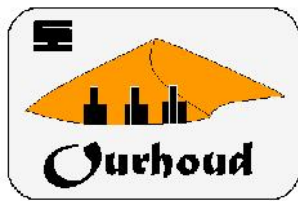
Ourhoud Organisation

Database: TECHDOC

TAGI WATER COMPENENTS

Component	Concentration (mg/l)
Sodium	78186
Potassium	4513
Calcium	27611
Magnésium	15812
Bicarbonate	64
Sulphate	221
Chloride	209719
Lithium	32,5
Iron	2298
Strontium	413,6
Barium	5
Lead	5,5
Manganese	268
Silicon	16
Zinc	165
Boron	21
Nitrate	144
Fluoride	2,35

Annexe 2



Département Exploitation
Service Laboratoire

I-1 FEED WELL WATER CHARACTERISTICS Miopliocène

Flow (m ³ /h)	3.5
Pressure (bar)	3.0
Calcium (mg/l)	277
Magnesium (mg/l)	111
Sodium (mg/l)	367
Chloride (mg/l)	669
Sulphate (mg/l)	828
Nitrate (mg/l)	23
Strontium (mg/l)	0.015
Barium (mg/l)	0.012
Bicarbonate (mg/l)	149
Iron (mg/l)	0.5
pH	7.8
TDS (mg/l)	< 1.0

Cette eau contient aussi des bactéries Sulfato-Réductrices BSR :
Jusqu'à 10² germe/ml.



Département Exploitation
Service Laboratoire

CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHIMIQUE
DU BRUT D'OURHOUD

CHARACTERISTIQUES	RESULTATS
Densité à 15 °C	0.8112
°API	42.8
Viscosité cinématique en cSt à :	
• 20.0 °C /68 °F	4.43
• 37.8 °C/100°F	3.05
Tension de vapeur Reid, Kg/cm ²	0.70
Teneur en eau par extraction, %vol	traces
Teneur en eau et sédiment, BSW, %vol	traces
Teneur en soufre, % pds	0.0511
Point d'écoulement, °C	-24
Point d'éclaire, Vase fermé, °C	< 15
Facteur de caractérisation, KUOP	12.25
Poids moléculaire g/mole	213
Pouvoir calorifique supérieur, Kcal/Kg	11060

Annexe 4

La journée	Débit Brut Entrée 1^{er} Dessaleur (m³/h)	Débit d'eau Moipliocène Entrée 2^{ème} Dessaleur (m³/h)	Taux de lavage
1/1/13	514,99	17,52	0,03401224
2/1/13	507,93	17,67	0,03479051
3/1/13	481,37	16,82	0,03494624
4/1/13	449,54	17,23	0,03832296
5/1/13	444,75	16,95	0,0381024
6/1/13	462,36	16,01	0,03462923
7/1/13	448,05	15,27	0,0340846
8/1/13	449,62	16,53	0,03677403
9/1/13	453,08	16,26	0,03587857
10/1/13	471,13	17,64	0,03744585
11/1/13	438,89	17,05	0,03883943
12/1/13	443,62	16,63	0,037479
13/1/13	487,69	16,92	0,03470349
14/1/13	459,46	17,45	0,03797348
15/1/13	476,14	16,77	0,03521272
16/1/13	486,77	17,24	0,03541454
17/1/13	460,90	17,34	0,03763121
18/1/13	484,38	16,73	0,03453
19/1/13	457,57	16,79	0,03669321
20/1/13	529,22	17,34	0,03275997
21/1/13	493,78	17,16	0,03475917
22/1/13	486,11	16,85	0,03466232
23/1/13	472,36	17,46	0,03695823
24/1/13	476,07	16,67	0,03501586
25/1/13	499,36	16,73	0,03351126
26/1/13	494,36	17,09	0,03456053
27/1/13	465,88	17,23	0,03698955
28/1/13	464,04	16,75	0,03609912
29/1/13	487,30	16,81	0,03449935
30/1/13	485,22	16,53	0,03407349
31/1/13	447,32	17,09	0,03820357
1/2/13	439,77	16,70	0,03798456
2/2/13	509,69	16,82	0,03299825
3/2/13	455,74	16,97	0,03724315
4/2/13	465,52	16,89	0,03629157
5/2/13	465,79	16,52	0,03545909
6/2/13	457,56	16,93	0,03701099
7/2/13	479,17	16,93	0,0353344
8/2/13	445,95	15,65	0,03509356
9/2/13	486,02	16,67	0,03430783
10/2/13	423,89	15,63	0,0368718
11/2/13	472,33	17,32	0,03666541

Annexe 4

12/2/13	479,28	17,03	0,03552728
13/2/13	433,62	17,45	0,04024655
14/2/13	447,27	14,98	0,03349764
15/2/13	437,89	14,76	0,03371866
16/2/13	456,13	17,06	0,03740863
17/2/13	431,01	15,09	0,03500273
18/2/13	439,56	17,43	0,03964328
19/2/13	440,84	16,66	0,03778478
20/2/13	459,40	17,66	0,0384455
21/2/13	449,57	16,61	0,03695529
22/2/13	420,15	15,15	0,03605084
23/2/13	450,36	16,56	0,03676045
24/2/13	461,87	17,40	0,03768383
25/2/13	492,36	16,58	0,03366867
26/2/13	461,32	16,91	0,03665837
27/2/13	459,63	16,92	0,0368114
28/2/13	-0,18	14,10	-77,3953772
1/3/13	454,93	16,69	0,03667867
2/3/13	453,69	17,18	0,03787263
3/3/13	447,76	16,83	0,03758497
4/3/13	450,97	16,89	0,03745264
5/3/13	448,02	16,96	0,03784597
6/3/13	275,88	17,15	0,06216447
7/3/13	471,22	17,10	0,03629336
8/3/13	470,50	17,14	0,03642971
9/3/13	471,89	16,84	0,03569003
10/3/13	456,67	16,69	0,03655361
11/3/13	453,39	17,33	0,03823378
12/3/13	463,65	17,07	0,03681076
13/3/13	453,76	16,41	0,03616029
14/3/13	431,32	16,85	0,03907524
15/3/13	433,82	16,19	0,0373136
16/3/13	400,85	15,31	0,0381892
17/3/13	400,86	17,13	0,04272452
18/3/13	374,71	15,32	0,0408914
19/3/13	392,82	17,23	0,04386491
20/3/13	378,36	16,99	0,04489538
21/3/13	436,01	17,17	0,03937107
22/3/13	369,81	15,19	0,0410643
23/3/13	440,62	16,98	0,0385349
24/3/13	422,33	17,89	0,04235793
25/3/13	474,00	17,02	0,03591045
26/3/13	464,90	16,95	0,03646959
27/3/13	406,38	16,40	0,04036612

Annexe 4

28/3/13	450,23	17,12	0,03801453
29/3/13	511,92	16,45	0,03213996
30/3/13	470,13	17,05	0,03626
31/3/13	463,28	16,91	0,03649952
1/4/13	487,04	17,32	0,03555194
2/4/13	440,86	16,61	0,03767509
3/4/13	422,01	17,80	0,04217666
4/4/13	437,76	16,94	0,0387043
5/4/13	448,73	15,79	0,03518263
6/4/13	447,06	16,81	0,03761101
7/4/13	431,08	15,54	0,03604987
8/4/13	459,70	16,02	0,03485256
9/4/13	456,22	15,91	0,0348721
10/4/13	452,88	15,01	0,03314581
11/4/13	449,53	15,58	0,03466234
12/4/13	448,51	15,98	0,03563612
13/4/13	449,29	15,97	0,03555028
14/4/13	449,04	15,96	0,0355424
15/4/13	449,84	15,93	0,03540688
16/4/13	450,52	15,89	0,03527584
17/4/13	448,83	16,14	0,03595811
18/4/13	451,65	15,76	0,03488893
19/4/13	449,89	15,37	0,03415634
20/4/13	450,23	15,82	0,03512883
21/4/13	451,88	16,19	0,03583707
22/4/13	446,52	16,20	0,03628614
23/4/13	450,27	16,09	0,03574055
24/4/13	447,25	15,73	0,03516493
25/4/13	448,69	16,52	0,03682636
26/4/13	457,29	15,95	0,03488198
27/4/13	468,29	16,35	0,03492267
28/4/13	480,88	15,97	0,03320235
29/4/13	453,39	15,85	0,03495928
30/4/13	454,76	16,54	0,03637173
1/5/13	448,61	16,09	0,03587133
2/5/13	448,83	16,01	0,03566098
3/5/13	468,68	15,75	0,0336045
4/5/13	448,82	15,55	0,03464376
Moyenne	454,07	16,67	0,00367

Annexe 5

Date	S _{e1} (mg/l)	BSW _{e1} (%)	S _{e2} (mg/l)	BSW _{e2} (%)	E _{ff1} (%)	S _s (mg/l)	BSW _s (%)	E _{ff2} (%)	E _{ffT} (%)
01/01/2013	387	0,15	43	0,1	88,88	9	0,05	79,06	97,67
02/01/2013	347	0,15	35	0,05	89,91	18	0,05	48,57	94,81
03/01/2013	191	0,1	48	0,1	74,86	12	0,05	75	93,71
04/01/2013	227	0,1	39	0,1	82,81	12	0,05	69,23	94,71
05/01/2013	218	0,1	24	0,05	88,99	10	0,05	58,33	95,41
06/01/2013	380	0,25	45	0,1	88,15	12	0,05	73,33	96,84
07/01/2013	162	0,2	38	0,1	76,54	14	0,05	63,15	91,35
08/01/2013	225	0,1	34	0,05	84,88	11	0,05	67,64	95,11
09/01/2013	143	0,05	27	TR	81,11	11	TR	59,25	92,30
10/01/2013	147	0,05	28	0,05	80,95	10	0,05	64,28	93,19
11/01/2013	423	0,5	54	0,05	87,23	14	0,05	74,07	96,69
12/01/2013	548	0,25	48	0,05	91,24	17	0,05	64,58	96,89
13/01/2013	421	0,25	27	0,05	93,58	14	0,05	48,14	96,67
14/01/2013	310	0,15	28	0,05	90,96	13	0,05	53,57	95,80
15/01/2013	198	0,05	29	TR	85,35	14	TR	51,72	92,92
16/01/2013	250	0,1	28	0,05	88,80	11	TR	60,71	95,6
17/01/2013	302	0,1	29	TR	90,39	16	TR	44,82	94,70
18/01/2013	232	0,05	24	TR	89,65	11	TR	54,16	95,25
19/01/2013	455	0,2	26	0,05	94,28	10	TR	61,53	97,80
20/01/2013	273	0,1	29	0,05	89,37	10	TR	65,51	96,33
21/01/2013	316	0,15	28	TR	91,13	8	TR	71,42	97,46
22/01/2013	264	0,1	26	TR	90,15	12	TR	53,84	95,45
23/01/2013	282	0,15	24	0,05	91,48	9	TR	62,5	96,88
24/01/2013	371	0,15	21	TR	94,33	7	TR	66,66	98,11
25/01/2013	259	0,1	17	TR	93,43	5	TR	70,58	98,06
26/01/2013	585	0,3	20	TR	96,58	5	ND	75,00	99,14
27/01/2013	386	0,2	33	0,05	91,45	8	TR	75,75	97,92
28/01/2013	305	0,15	18	0,05	94,09	6	ND	66,66	98,03
29/01/2013	313	0,1	18	TR	94,24	5	TR	72,22	98,40
30/01/2013	239	0,1	24	0,05	89,95	7	TR	70,83	97,07
31/01/2013	434	0,25	26	0,05	94,01	8	TR	69,23	98,15
01/02/2013	151	0,05	24	0,05	84,10	8	TR	66,66	94,70
02/02/2013	404	0,3	34	0,1	91,58	8	TR	76,47	98,01
03/02/2013	320	0,2	26	0,05	91,87	8	TR	69,23	97,50
04/02/2013	331	0,2	24	0,05	92,74	8	TR	66,66	97,58
05/02/2013	431	0,35	27	0,05	93,73	8	TR	70,37	98,14
06/02/2013	239	0,1	22	0,05	90,79	8	TR	63,63	96,65
07/02/2013	132	0,05	22	0,05	83,33	7	TR	68,18	94,69
08/02/2013	118	TR	20	TR	83,05	8	TR	60,00	93,22
09/02/2013	84	TR	22	TR	73,80	7	TR	68,18	91,66
10/02/2013	92	TR	20	TR	78,26	6	TR	70,00	93,47
11/02/2013	133	0,05	22	TR	83,45	7	TR	68,18	94,73
12/02/2013	88	TR	18	TR	79,54	7	TR	61,11	92,04
13/02/2013	135	0,05	21	TR	84,44	7	TR	66,66	94,81
14/02/2013	110	TR	20	TR	81,81	8	TR	60,00	92,72

Annexe 5

15/02/2013	110	0,05	19	TR	82,72	7	TR	63,15	93,63
16/02/2013	104	0,05	20	TR	80,76	8	TR	60,00	92,30
17/02/2013	128	TR	20	TR	84,37	10	0,05	50,00	92,18
18/02/2013	108	0,05	16	TR	85,18	7	TR	56,25	93,51
19/02/2013	98	TR	16	TR	83,67	7	TR	56,25	92,85
20/02/2013	93	TR	19	TR	79,56	7	TR	63,15	92,47
21/02/2013	200	0,05	24	TR	88,00	8	TR	66,66	96,00
22/02/2013	112	TR	20	TR	82,14	6	TR	70,00	94,64
23/02/2013	115	TR	19	TR	83,47	8	TR	57,89	93,04
24/02/2013	110	TR	20	TR	81,81	8	0,05	60,00	92,72
25/02/2013	233	0,05	35	TR	84,97	10	TR	71,42	95,70
26/02/2013	110	TR	19	TR	82,72	7	TR	63,15	93,63
27/02/2013	135	TR	23	TR	82,96	10	TR	56,52	92,59
28/02/2013	142	0,05	27	0,05	80,98	10	0,05	62,96	92,95
01/03/2013	113	0,05	30	TR	73,45	12	TR	60,00	89,38
02/03/2013	123	TR	21	TR	82,92	11	ND	47,61	91,05
03/03/2013	130	0,05	26	0,05	80,00	10	0,05	61,53	92,30
04/03/2013	178	0,05	27	0,05	84,83	12	0,05	55,55	93,25
05/03/2013	204	0,05	32	TR	84,31	11	TR	65,62	94,60
07/03/2013	196	0,05	22	TR	88,77	10	TR	54,54	94,89
08/03/2013	130	TR	23	TR	82,30	12	TR	47,82	90,76
09/03/2013	170	0,05	42	0,1	75,29	12	TR	71,42	92,94
10/03/2013	131	TR	22	TR	83,20	15	TR	31,81	88,54
11/03/2013	127	TR	25	TR	80,31	10	TR	60,00	92,12
12/03/2013	131	TR	26	TR	80,15	12	TR	53,84	90,83
13/03/2013	317	0,1	27	TR	91,48	15	TR	44,44	95,26
14/03/2013	429	0,15	24	TR	94,40	8	TR	66,66	98,13
15/03/2013	526	0,1	26	TR	95,05	8	TR	69,23	98,47
16/03/2013	347	0,1	21	0,05	93,94	11	0,1	47,61	96,82
17/03/2013	237	TR	24	TR	89,87	10	TR	58,33	95,78
18/03/2013	233	TR	26	TR	88,84	9	TR	65,38	96,13
19/03/2013	787	0,1	27	TR	96,56	10	TR	62,96	98,72
20/03/2013	686	0,1	29	TR	95,77	9	TR	68,96	98,68
21/03/2013	139	TR	14	TR	89,92	5	ND	64,28	96,40
22/03/2013	175	TR	11	TR	93,71	6	ND	45,45	96,57
23/03/2013	334	0,1	16	0,05	95,20	5	ND	68,75	98,50
24/03/2013	287	0,1	15	0,05	94,77	6	TR	60,00	97,90
25/03/2013	303	0,05	17	TR	94,38	6	TR	64,70	98,01
26/03/2013	223	0,05	34	0,05	84,75	7	TR	79,41	96,86
27/03/2013	384	0,15	20	0,05	94,79	7	TR	65,00	98,17
28/03/2013	313	0,1	18	0,05	94,24	6	TR	66,66	98,08
29/03/2013	325	0,15	20	0,05	93,84	6	TR	70,00	98,15
30/03/2013	169	0,05	18	TR	89,34	6	TR	66,66	96,44
31/03/2013	310	0,15	20	0,05	93,54	6	TR	70,00	98,06
01/04/2013	91	TR	18	TR	80,21	6	TR	66,66	93,40
02/04/2013	83	TR	19	TR	77,10	6	TR	68,42	92,77
03/04/2013	80	TR	20	TR	75,00	6	TR	70,00	92,50

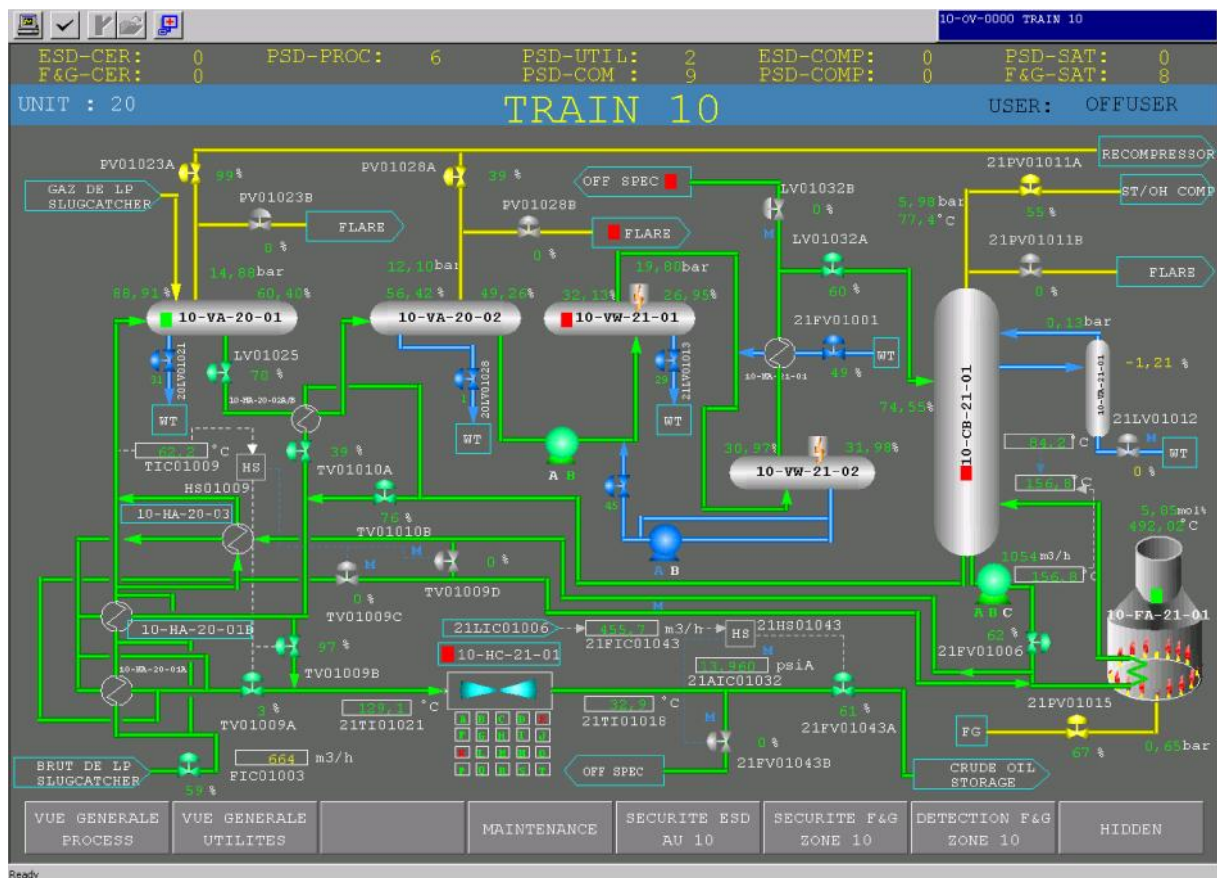
Annexe 5

04/04/2013	78	TR	18	TR	76,92	6	TR	66,66	92,30
05/04/2013	88	TR	20	TR	77,27	6	TR	70,00	93,18
06/04/2013	84	TR	22	TR	73,80	5	TR	77,27	94,04
07/04/2013	79	TR	19	TR	75,94	6	TR	68,42	92,40
08/04/2013	78	TR	24	TR	69,23	6	TR	75,00	92,30
09/04/2013	120	0,05	22	TR	81,66	5	TR	77,27	95,83
10/04/2013	87	0,15	43	0,1	88,88	6	0,05	79,06	93,10
11/04/2013	58	0,15	35	0,05	89,91	6	0,05	48,57	89,65
12/04/2013	84	0,1	48	0,1	74,86	6	0,05	75,00	92,85
13/04/2013	159	0,1	39	0,1	82,81	7	0,05	69,23	95,59
14/04/2013	224	0,1	24	0,05	88,99	11	0,05	58,33	95,08
15/04/2013	120	0,25	45	0,1	88,15	7	0,05	73,33	94,16
16/04/2013	52	0,2	38	0,1	76,54	5	0,05	63,15	90,38
17/04/2013	218	0,1	34	0,05	84,88	9	0,05	67,64	95,87
18/04/2013	79	0,05	27	TR	81,11	5	TR	59,25	93,67
19/04/2013	127	0,05	28	0,05	80,95	12	0,05	64,28	90,55
20/04/2013	165	0,5	54	0,05	87,23	9	0,05	74,07	94,54
21/04/2013	203	0,25	48	0,05	91,24	6	0,05	64,58	97,04
22/04/2013	158	0,25	27	0,05	93,58	5	0,05	48,14	96,83
23/04/2013	146	0,15	28	0,05	90,96	6	0,05	53,57	95,89
24/04/2013	151	0,05	29	TR	85,35	7	TR	51,72	95,36
25/04/2013	451	0,1	28	0,05	88,80	15	TR	60,71	96,67
26/04/2013	739	0,1	29	TR	90,39	9	TR	44,82	98,78
27/04/2013	243	0,05	24	TR	89,65	9	TR	54,16	96,29
28/04/2013	245	0,2	26	0,05	94,28	10	TR	61,53	95,91
29/04/2013	510	0,1	29	0,05	89,37	10	TR	65,51	98,03
30/04/2013	467	0,15	28	TR	91,13	11	TR	71,42	97,64
01/05/2013	294	0,1	26	TR	90,15	9	TR	53,84	96,93
02/05/2013	132	0,15	24	0,05	91,48	10	TR	62,50	92,42
03/05/2013	123	0,15	21	TR	94,33	7	TR	66,66	94,30
Moyenne	232,23	0,07	24,64	0,026	86,19	8,76	0,011	63,81	96,22

Annexe 6

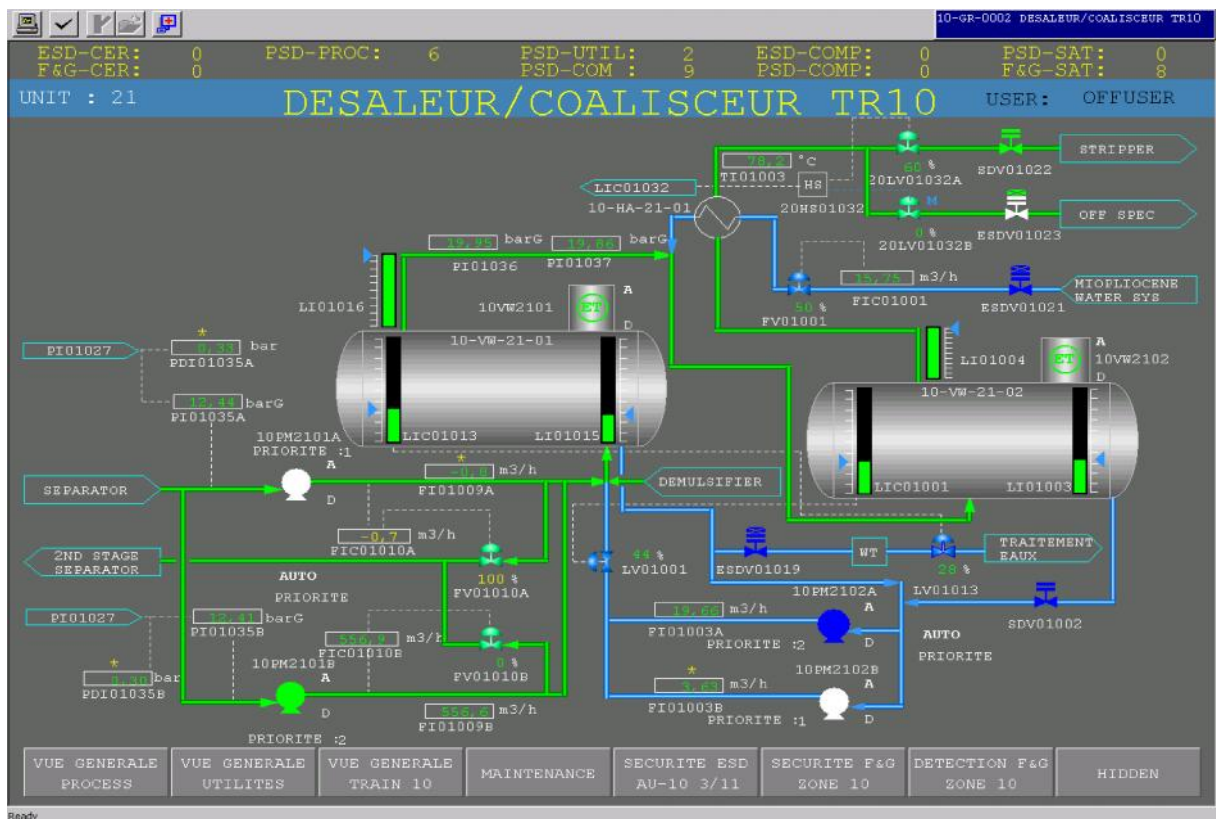
Date	Salinité entrée 2^{ème} dessaleur (mg/l)	Salinité sortie 1^{er} dessaleur (mg/l)
Premier vendredi 18/01/13	1568	7488
Deuxième vendredi 15 /02/13	1510	5440
Troisième vendredi 15/03/13	1608	9944
Quatrième vendredi 05/04/13	1504	7488
Cinquième vendredi 26/04/13	1568	11699
Moyenne	1551,6	8411,8

Annexe 7



Vue générale d'un train de séparation

Annexe 8



Vue générale des deux dessaleurs

Résumé

Le dessalage est une opération très importante pour assurer le bon fonctionnement des différents traitements pétroliers, et éviter ses conséquences telles que la corrosion des équipements. La commercialisation du brut, est régie par des contrats qui fixent en particulier les teneurs en sels et en eau (40 mg/l en sel, et d'ordre de 1% en eau)

Le but de notre travail est l'étude du dessalage du pétrole brut dans le centre de traitement "CPF" d'Ourhoud. Nous remarquons que la teneur en eau et en sels augmente de plus en plus au fil des années.

Lors de cette étude nous nous concentrons sur la méthode électrostatique et ses propriétés, les unités de dessalage électrostatique et sa vérification de calcul, et l'influence des paramètres opératoire sur le dessalage. Notre contribution sur cette unité est d'améliorer quelque paramètres (température et taux d'eau de lavage) pour améliorer la qualité du brut et faire face à l'augmentation du taux d'eau dans le gisement.

Mots clés : pétrole, dessaleurs, sels, eau de lavage, émulsion.