



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE



N° d'Ordre:/2024

Université Kasdi Merbah-Ouargla

Faculté des Hydrocarbures, Energies Renouvelables et Science de la Terre et de l'Univers
Département de Production des Hydrocarbures

Mémoire de Master

Présenté Par

**BOUGHEZALA Mehamed Oussama, BOUTERA Ali,
GUESSOUM Salah Eddine**

Pour obtenir le grade de Master

Filière : Hydrocarbures

Option : Production Professionnel

-THEME-

**Caractérisation des eaux usées de lavage au centre de
traitement d'hydrocarbure**

Soutenu publiquement le : 08 / 06 /2024

Devant le Jury :

Mme. MAHDADI Naouia	MAA	UKMO	Présidente
Dr. DOUAK Mohamed	MCB	UKMO	Examineur
Mr. KHABBAZ Mohammed El Ghali	MAA	UKMO	Rapporteur

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciements

Ce travail de recherche a été réalisé au sein de la faculté des hydrocarbures, des énergies renouvelables, des sciences de la terre et de l'univers.

*Nous tenons tout d'abord à remercier notre promoteur de mémoire **Mr. KHABBAZ Mohammed El Ghali**, Maitre assistant à l'Université Kasdi Merbah, Ouargla pour nous avoir aidés et épaulés avec gentillesse tout au long de la réalisation de ce travail. Nous leur sommes également reconnaissant pour la confiance qu'ils nous ont témoignée, ce qui nous a permis de mener à bien et de façon autonome ce travail.*

*Nous tenons à remercier sincèrement, les membres de jury : **Mme. MAHDADI Naouia** et **Dr. DOUAK Mohamed**, pour leur participation à ce jury en tant que présidente et examinateur. Leur présence est garante pour nous d'un examen rigoureux et d'une critique juste de notre travail.*

Nos remerciements s'adressent également à nos professeurs de département de production des hydrocarbures, pour leur soutien moral durant toute notre carrière académique.

Nous souhaitons vivement remercier nos parents, nos frères, nos sœurs, qui tout au long de notre études, nous ont témoigné leur confiance et leur total soutien.

Nous tenons également à remercier toutes les personnes que nous aurons omises de mentionner et qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce modeste travail.

Dédicaces

Nous dédions ce modeste travail à :

Mes chers Parents, à qui je dois toute la réussite dans ma vie.

A mes chers frères et Soeurs

A ma famille BOUGHEZALA

A mes chers amis

A mes collègues de ce travail Ali et Salah Eddine

BOUGHEZALA Mohamed Oussama

*Mes chers Parents qui m'ont tout donné, et à qui je dois toute
réussite.*

A mes chers frères .A mes chères Soeurs

A toute ma famille BOUTERA

A mes chers Amis

A mes chers collègues : Mohamaed Oussama et Salah Eddine.

BOUTERA Ali

Mes chers Parent, à qui je dois toute la réussite dans ma vie.

A mes chers frères et Soeurs

A toute ma famille GUESSOUM

A tous mes Amis

A mes chers collègues : Mohamaed Oussama et Ali.

GUESSOUM Salah Eddine

ملخص

وجود الأملاح في النفط الخام يعد مشكلة كبيرة في الصناعة النفطية. من ناحية أخرى، تواجه سونطراك هذه المشكلة في معظم محطات معالجة النفط الخام. هذا العمل يركز على إزالة الملح من النفط الخام على مستوى حقل Ourhoud. تستند الدراسة على تنفيذ التحليلات الكيميائية على النفط المنتج (اللزوجة، الكثافة، نسبة الماء و الرسوبيات) بالإضافة إلى تلك الخاصة بالماء (الناقلية، درجة الملوحة إضافة إلى درجة الحموضة pH)، تم استخدام هذه التحليلات لتمييز العينات المتحصل عليها من الدراسة، وتسليط الضوء على الحسابات المختلفة والتصميمات على نظام نزع الملح المدروس. تم التركيز على النتائج التي تم إنشاؤها على معدل الملوحة من 280.23 mg/l عند الوصول و 9mg/l عند الانتهاء بالنسبة للنفط و 1555.8mg/l عند الوصول و 8500.6mg/l عند الانتهاء بالنسبة للماء ، مع سرعة التخزين 28.7 دقيقة و 480.80 m³/h على التوالي. في النهاية ، فإن فعالية وخصائص التخزين قبل وبعد الدراسة تتيح الحسابات والعمليات التي يتم تنفيذها في هذه الدراسة بحثاً في مجال تحسين إمكانيات الغسيل من خلال زيادة معدل الغسل ودرجة حرارة الغسيل.

الكلمات المفتاحية : نزع الملح ، النفط الخام ، درجة الملوحة ، معدل الغسل ، وقت الإقامة ، وقت التخزين.

Abstract

The presence of salts in crude oil is a major problem in the oil industry. For its part, SONATRACH faces this problem in most crude oil desalination plants. This paper studies the process of desalination of crude oil at Ourhoud field level. The study is based on the conduct of chemical analyses on the oil produced (viscosity, density, and water and solid content) as well as those of the water (conductivity and salinity see even pH), these analyses are used to characterize the samples obtained by the study, and the contribution to the different calculations and dimensioning of the desalination system studied. The results obtained were based on salinity ranges of 280.23 mg/l at the input and 9 mg/L at the output for oil and 1555.8 mg/ l at the entry and 8500.6 mg/ L at the exit for water, the decantation speed of 5 m/s, decanting time and stay time of 28.7 min and 480.80 m³/h respectively. Finally, the effectiveness and the design of the desalinators before and after the study. The calculations and the process carried out in this study enable an investigation in the area of improving the desalination parameters by increasing the washing rate as well as the desalination temperature.

Key words: Desalination, crude oil, salinity, washing rate, stay time, decantation time.

Résumé

La présence des sels dans le pétrole brut présence un problème majeur dans l'industrie pétrolière. De sa part SONATRACH se trouve confronté à ce problème dans la majorité des stations de dessalage de pétrole brut. Ce travail étudie le procédé de dessalage du pétrole brut au niveau de champ Ourhoud. L'étude est basée sur l'exécution des analyses chimiques sur le pétrole produit (viscosité, densité, et la teneur en eau et en solide) ainsi

celles de l'eau (conductivité, et salinité voir même le pH), ces analyses sont utilisées pour caractériser les échantillons issues par l'étude, et la contribution aux différents calculs et dimensionnements de système de dessalage étudié. Les résultats obtenus ont été axés sur les bilans de salinité de 232.2 mg/l à l'entrée et de 8.8 mg/l à la sortie pour le pétrole et de 1552 mg/l à l'entrée et de 8442 mg/l à la sortie pour l'eau, la vitesse de décantation de 5 m/s, le temps de décantation et de séjour de 28.7 mn et 480.80 m³/h respectivement. Enfin l'efficacité et le désign de dessaleur avant et après l'étude. Les calculs et le processus effectués dans cette étude permettent une investigation dans le secteur d'amélioration des paramètres de dessaleur en augmentant le taux de lavage ainsi que la température de dessaleur.

Mots clés : Dessalage, pétrole brut, salinité, taux de lavage, temps de séjour, temps de décantation.

Tableau des Matières

Remerciements	I
Dédicaces	II
Résumé	III
Tableau des Matières	V
Liste des figures	VIII
Liste des tableaux	IX
Symboles et abréviations	X
Introduction générale	1

Chapitre I : Présentation de la zone d'étude : Champ Ourhoud

I-1 Situation géographique	03
I-2 Découverte de champ Ourhoud	04
I-3 Situation géologique	05
I-4 Stratigraphie du réservoir de champ Ourhoud	05
I-5 Couche productrice : TAGI	07
I-5-1 TAGI inférieur	07
I-5-2 TAGI moyen	07
I-5-3 TAGI supérieur	07
I-6 Caractérisation du réservoir	08
I-7 PVT des fluides de réservoir	08
I-7-1 PVT de brut	08
I-7-2 PVT de l'eau	09
I-8 Scénarios de production	09
I-8-1 Production de brut	09
I-8-2 Traitement de brut	09
I-9 Problèmes d'exploitation de champ	10
I-9-1 Dépôts minéraux	10
I-9-2 Dépôts organique	11
I-9-3 Corrosion	12

Chapitre II : Le pétrole brut et généralités sur le dessalage

II-1 Pétrole brut	13
II-1-1 Origine et définition	13

II-1-2 Familles des hydrocarbures	14
II-3 Classification	14
II-3-1 Classification selon la densité	14
II-3-2 Classification selon le facteur de Universal Oil Products	15
II-3-3 Classification selon le caractère chimique	15
II-4 Spécification du pétrole	15
II-5 Aperçu sur les sels	17
II-6 Théorie des émulsions	18
II-6-1 Définition	18
II-6-2 Conditions de formation des émulsions	19
II-6-3 Stabilité des émulsions	20
II-7 Introduction au dessalage et au raffinage du pétrole	22
II-7-1 Aperçu sur le raffinage	22
II-7-2 Processus de traitement	22
II-7-3 Processus de distillation	22
II-7-4 Enjeux environnementaux	23
II-7-5 Définition de dessalage	23
II-7-6 Principe de dessalage et objectifs	24
II-8 Aperçu sur le dessalage électrostatique	25
II-8-1 Généralités	25
II-8-2 Fonctionnement d'un dessaleur électrostatique	26
II-8-3 Paramètres de contrôle	28
II-9 Présentation de la station de dessalage au niveau de champ Ourhoud	

Chapitre III : Application pratique : Contrôle et calcul du dessalage

III-1 Analyses physico-chimiques de l'eau et de pétrole	36
III-1-1 Résultats des propriétés d'eau de lavage	36
III-1-2 Résultats de la viscosité en fonction de la température	36
III-1-3 Résultats de la densité de pétrole et celle de l'eau	37
III-2 Résultats de la teneur en sels et en eau (BSW)	37
III-3 Détermination des débits diphasiques eau-pétrole	37
III-4 Résultats et poursuite de la salinité du dessalage	39

III-5 Détermination de l'efficacité de procédé	40
III-6 Résultats de calcul de la vitesse de décantation	41
III-7 Résultats de calcul de temps de décantation	44
III-8 Résultats de calcul de temps de séjour	45
III-9 Dimensionnement de dessaleur	46
III-9-1 Propriétés électriques	46
III-9-2 Efficacité théorique et réelle de système de dessalage	47
III-9-3 Rapprochement entre le design et l'état actuel de système	48
III-10 Optimisation des caractéristiques et propriétés de dessaleur	49
III-10-1 Optimisation de taux de lavage	49
III-10.2 Optimisation de la température du dessaleur	49
III-10.3 Commentaires et solutions proposées	50
Conclusion générale et recommandations	51
Références bibliographiques	53
Annexes	

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique du champ de Haoud Berkaoui.	03
Figure I.2 : Situation géologique du champ de Haoud Berkaoui.	04
Figure I.3 : Carte des principaux champs de la région de Haoud Berkaoui	07
Figure I.4 : Coupe stratigraphique type de la région de Haoud Berkaoui	11
Figure I.5 : Section stratigraphique du trias argileux-gréseux	12
Figure II.1 Procédure de l'analyse SARA	14
Figure II.2 : Schéma représente une émulsion de type direct a) eau-dans-huile et indirect b) huile-dans-eau	18
Figure II.3 : Les interactions moléculaires pour des molécules présentes à la surface ou à l'intérieur du liquide (exemple de l'interface liquide/air)	19
Figure II.4 : Mécanisme du fonctionnement a) d'un rotor-stator homogénéiseur et b) d'un moulin colloïdal	20
Figure II.5 : Processus de la distillation atmosphérique et sous vide de pétrole brut et exemples de coupes	23
Figure II.6 : Schéma montrant le processus de dessalage	24
Figure II.7 : Schéma d'un dessaleur électrostatique	26
Figure II.8 : Variation (a) de la viscosité (b) de la densité (c) du facteur caractérisant la vitesse en fonction de la température	29
Figure II.9 : Variation de coefficient de proportionnalité en fonction de taux de lavage	31
Figure II.10 : Intérieur d'un dessaleur électrostatique.	33

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Data relatives à la roche réservoir de TAGI.	08
Tableau I.2 : Data relatives aux PVT de brut de TAGI	08
Tableau I.3 : Data relatives aux PVT de l'eau de TAGI.	09
Tableau II.1 : Classification de pétrole brut selon la densité	14
Tableau II.2 : Vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement	28
Tableau II.3 : Diamètre de la goutte d'eau en fonction de taux de lavage	28
Tableau II.4 : Paramètres de mise en conditions de dessaleur.	34
Tableau II.5 : Caractéristiques générales du dessaleur	35
Tableau III.1 : Résultats des analyses de conductivité et de pH pour l'eau de lavage	36
Tableau III.2 : Résultats des mesures de la viscosité	37
Tableau III.3 : Résultats des mesures de la densité de l'eau et de pétrole	37
Tableau III.4 : Résultats d'analyse de la teneur en sels et en eau (BSW)	37
Tableau III.5 : Résultats de la moyenne des mesures des débits eau-pétrole	38
Tableau III.6 : Résultats des débits de bilan matière de l'unité de dessalage	38
Tableau III.7 : Résultats de poursuite de la salinité de l'eau et de pétrole brut	39
Tableau III.8 : Résultats de suivi de la salinité au n niveau de CPF	40
Tableau III.9 : Résultats de suivi de la salinité de l'eau de lavage	40
Tableau III.10 : Résultats de l'efficacité de procédé des deux dessaleurs	40
Tableau III.11 : Résultats de l'efficacité de dessalage de CPF	41
Tableau III.12 : Résultats de calcul de la viscosité de pétrole brut et la densité des deux phases huileuse et aqueuse	43
Tableau III.13 : Comparaison entre le design et l'état actuel de dessaleur	48
Tableau III.14 : Variation de l'efficacité en fonction de taux de lavage	49
Tableau III.15 : Résultats des analyses de la teneur en sels, en eau et la salinité	50

Liste des abréviations

d	Densité de pétrole
g	Accélération de la pesanteur (m/s ²).
V _d	vitesse de décantation (m/s).
d _d	densité de la phase dispersée.
d _c	densité de la phase continue.
ϑ _c	viscosité cinématique du brut (m ² /s).
D	diamètre de la gouttelette d'eau (m).
F	Force centrifuge
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).
F	Force d'attraction des gouttelettes
a	rayon des gouttelettes
d	distance entre les centres de gouttelettes
E	champ électrique
K	constante
V _c	vitesse de coalescence
X	taux d'eau de lavage
μ	viscosité dynamique du brut
E	champ électrique entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau (interface).
U	tension du courant.
L ₁	distance entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau.
δ	Tension superficielle entre l'eau et le pétrole en (g/cm ²)
ε	Coefficient diélectrique
pH	Degré d'acidité
BSW	Teneur en sels (%)
Q _p	débit de pétrole brut à dessaler lu sur débitmètre (m ³ /h)
Q _{we}	débit d'eau à l'entrée (m ³ /h)
Q _h	débit d'huile à l'entrée (m ³ /h)
Q _w	débit d'eau de lavage (m ³ /h)

Q_T	débit total produit (m^3/h)
X	taux de lavage
S_{be}	salinité de brut a l'entrée (mg/l)
S_{bs}	salinité de brut à la sortie (mg/l)
S_{ws}	salinité d'eau de lavage a l'entrée (mg/l)
S_{we}	salinité d'eau de lavage a la sortie (mg/l)
E_{ff}	Efficacité de dessalage (%)
S_e	Salinité d'entrée
S_s	Salinité de sortie
R	Coefficient de GROSS
d_{t2}	densité à la température quelconque.
d_{t1}	densité à la température initiale
α	Coefficient qui caractérise la variation de la densité en fonction de la température
Re	Nombre de Reynods
V_d	vitesse d'écoulement (m/s)
D	diamètre de la gouttelette (m)
ϑ	viscosité de fluide (St)
T_d	temps de décantation (mn)
L_1	distance entre l'électrode basse et l'interface (m)
V_d	vitesse de décantation (m/s)
T_s	temps de séjour (mn).
V	volume du dessaleur (m^3).
Q_T	débit volumique de la charge (m^3 /h)
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)
E	champ électrique entre les électrodes (V/cm).
U	tension du courant (V)
L	distance entre les électrodes (cm)
δ	Tension superficielle entre l'eau et le petrole en ($15g/cm^2$)
ε	Coefficient diélectrique
D	diamètre de la gouttelette d'eau en (cm)

A	coefficient de proportionnalité
A	teneur en sel théorique optimale du pétrole brut à la sortie du dessaleur mesurée en (mg/l).
S_e	teneur en sel du pétrole brut a l'entrée du dessaleur mesure en (mg/l).
S_w	teneur en sel de l'eau injectée en (mg/l).
Y	teneur en eau du pétrole brut à l'entrée du dessaleur (%).
X	quantité d'eau injectée par rapport au brut mesurée en (%).
Z	teneur en eau du pétrole brut à la sortie du dessaleur (%).
E_{ffT}	efficacité réelle de système de dessalage
E_{Th}	efficacité théorique de système de dessalage



Introduction Générale

Introduction générale

Les pétroles bruts sont majoritairement composés de chlorures de sodium et de magnésium, avec un peu de sulfates, de silice et d'oxyde de fer inclus. La teneur en ces sels varie considérablement, elle est d'environ douze grammes par tonne dans les pétroles bruts du Proche-Orient qui arrivent en France, mais elle peut dépasser trois kilogrammes par tonne dans certains bruts égyptiens, par exemple. À l'heure actuelle, la vente des bruts est régie par des accords entre les producteurs, les transporteurs et les raffineurs qui établissent les caractéristiques du pétrole mis en vente, notamment les niveaux de sel et d'eau. Les niveaux les plus fréquents sont de 40 mg/l pour la quantité de sel et d'environ 1% pour l'eau. [1].

Il est essentiel que les raffineries ramènent la teneur en sel à un niveau maximal de 5mg/l avant leurs unités de traitement afin de prévenir toute source d'ennuis. Il est essentiel d'éliminer ces sels et l'eau à tous les niveaux de traitement du brut, ce qui implique l'installation d'unités de dessalages.

Ces unités de dessalage sont généralement du type électrostatiques, qui, sous l'effet d'un voltage élevé (20000V), permettent de rompre l'émulsion et de libérer la molécule d'eau de celle de l'huile. Ces petites gouttelettes d'eau se regroupent et forment de grandes gouttelettes, qui causées par leur densité décantent au fond du dessaleur [2].

Problématique de l'étude

Les raffineries font face à de nombreux problèmes majeurs, tels que la contamination du pétrole brut par les sels. Effectivement, leur présence engendre des problèmes inévitables pendant le traitement. La réduction de la teneur en sel et en eau dans le pétrole brut est donc cruciale dans les champs de production. Notre travail consiste à étudier l'élimination de ces sels dans le pétrole brut et à répondre aux questions suivantes :

Quelle est la composition de ces sels?

Quel impact ont-ils sur les équipements et les installations?

Comment se débarrasser de ces sels?

Quels sont les facteurs qui impactent le processus de dessalage?

Organisation de mémoire

Le manuscrit est organisé comme suit :

Un premier chapitre, une présentation sur le champ Ourhoud ; en ce qui concerne le cadre géologique, géographique, la stratigraphie, les données PVT de pétrole produit ainsi

Introduction générale

que l'eau et enfin, un aperçu sur sa production et les principaux problèmes rencontrés lors de son exploitation.

Le second chapitre expose des informations générales sur le pétrole brut, une recherche bibliographique sur les sels présents dans le pétrole brut, les difficultés auxquelles les pétroliers font face lors de la production et du raffinage en raison de la formation d'émulsions eau/brut stables qui contaminent le pétrole brut, ainsi que la théorie sur le processus de dessalage.

Le troisième chapitre est consacré aux résultats et discussions qui consistent en :

Analyses physico-chimiques de l'eau et de pétrole.

Résultats de la teneur en sels et en eau (BSW)

Détermination des débits diphasiques eau-pétrole

Résultats et poursuite de la salinité du dessalage

Détermination de l'efficacité de procédé

Résultats de calcul de la vitesse de décantation

Résultats de calcul de temps de décantation et de séjours

Dimensionnement de dessaleur

Optimisation des caractéristiques et propriétés de dessaleur

Enfin, nous finirons le manuscrit par une conclusion générale qui reprendra les principaux résultats de ce travail, tout en proposant quelques recommandations pour améliorer la qualité des futures projets d'optimisation des procédés de dessalage et ceux de la qualité des dessaleurs.

Chapitre I

Présentation de la zone d'étude : Champ Ourhoud

Introduction

Ce chapitre s'appuyant sur la présentation de la zone d'étude, qui est un champ pétrolier en exploitation en sud d'Algérie : le champ Ourhoud, le chapitre permet d'introduire les données géologiques, et la mise en évidence des caractéristiques de la roche réservoir de ce champ. Tout d'abord, il décrit l'aperçu géologique de champ Ourhoud (découverte de réservoir, situation géologique, stratigraphie, et les intervalles producteurs de la roche). Ensuite, il élabore la caractérisation du réservoir et les data PVT. Une notion plus particulière des scénarios de production de champ ainsi que les principaux problèmes rencontrés lors de son exploitation sont aussi introduites en fin de chapitre.

I-1 Situation géographique

Situé au sud du champ d'Anadarko à Hassi Berkine, le champ de pétrole Ourhoud (anciennement Qoubba) se trouve à 420 km au Sud-Est de la zone pétrolière de Hassi Messaoud et à 1300 km au Sud-Est d'Alger (Fig I.1).

En juillet 1994, le champ d'Ourhoud a été découvert et est le deuxième plus grand gisement d'Algérie, avec un périmètre d'exploitation de 263,4 km². Les coordonnées UTM suivantes délimitent le champ d'Ourhoud :

Longitude Est (X): 405 248 à 426 628.

Altitude Nord (Y): 3 376 147 à 3 403 776.

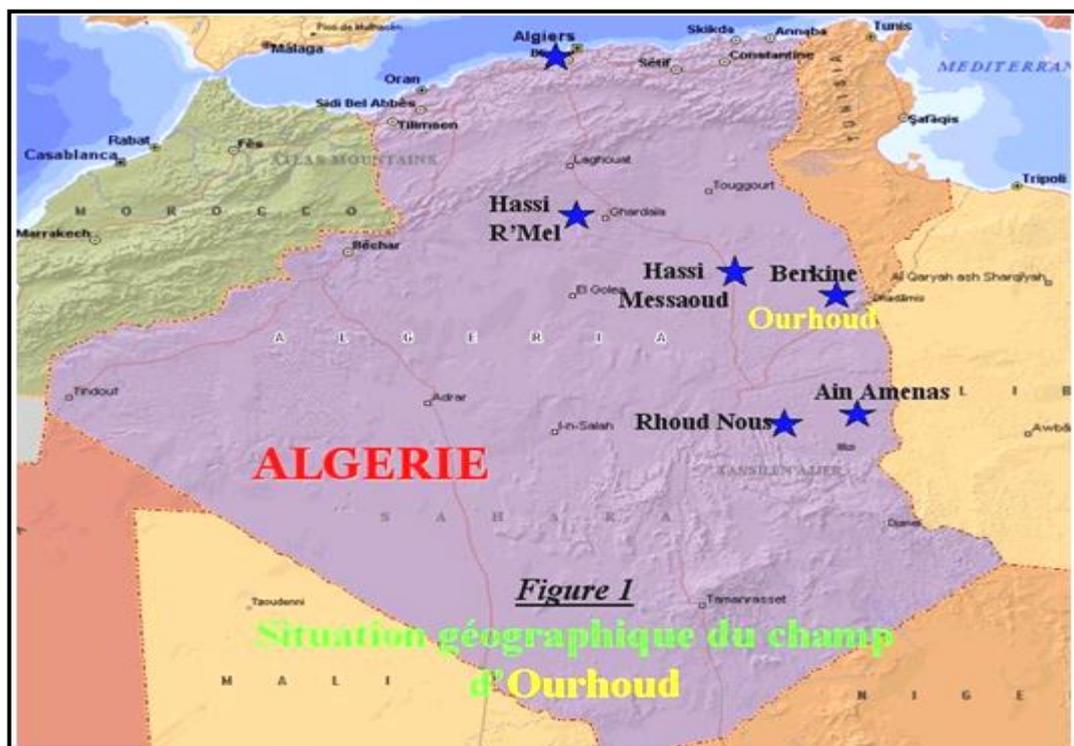


Fig I.1: Situation géographique du champ Ourhoud.

I-2 Découverte de champ Ourhoud

Les premiers chercheurs en hydrocarbures en Algérie ont commencé à explorer le bassin de Chélif fin 1890. Mais c'est en 1948 que l'exploration commerciale a été faite, et pour la première fois à Oued Guétrini, à 150 km au sud d'Alger.

Après la signature de l'accord entre Sonatrach et CEPSA permettant l'exploration de bloc 406 dans le bassin de Berkine, les explorations au champ d'Ourhoud ont débuté en mai 1992. Le gisement d'Ourhoud a été découvert en juillet 1994 et s'étend sur deux autres blocs : le 405 et le 404. Après sa mise en production, le puits BKE 1 a été le premier foré dans les grès de TAGI (Triassic Argileux Gréseux Inférieur), avec un débit de 15275 bbl/J.

Il était prévu que le champ soit unifié en 2005, mais en février 1997, une participation par pourcentage fut établie afin que trois opérateurs étrangers puissent développer le champ en collaboration avec Sonatrach. La mise en œuvre d'un champ qui regroupe plusieurs blocs, appelé unitarien de champ, vise à favoriser un développement optimal du gisement dans son ensemble. Sonatrach collabore avec six entreprises étrangères car le gisement traverse trois blocs :

- Bloc 404, Sonatrach collabore avec Anadarko.
- La société nationale est liée à l'espagnole CEPSA sur le bloc 406, tandis que sur le bloc 405, elle est liée à Burlington Ressource (Fig I.2).

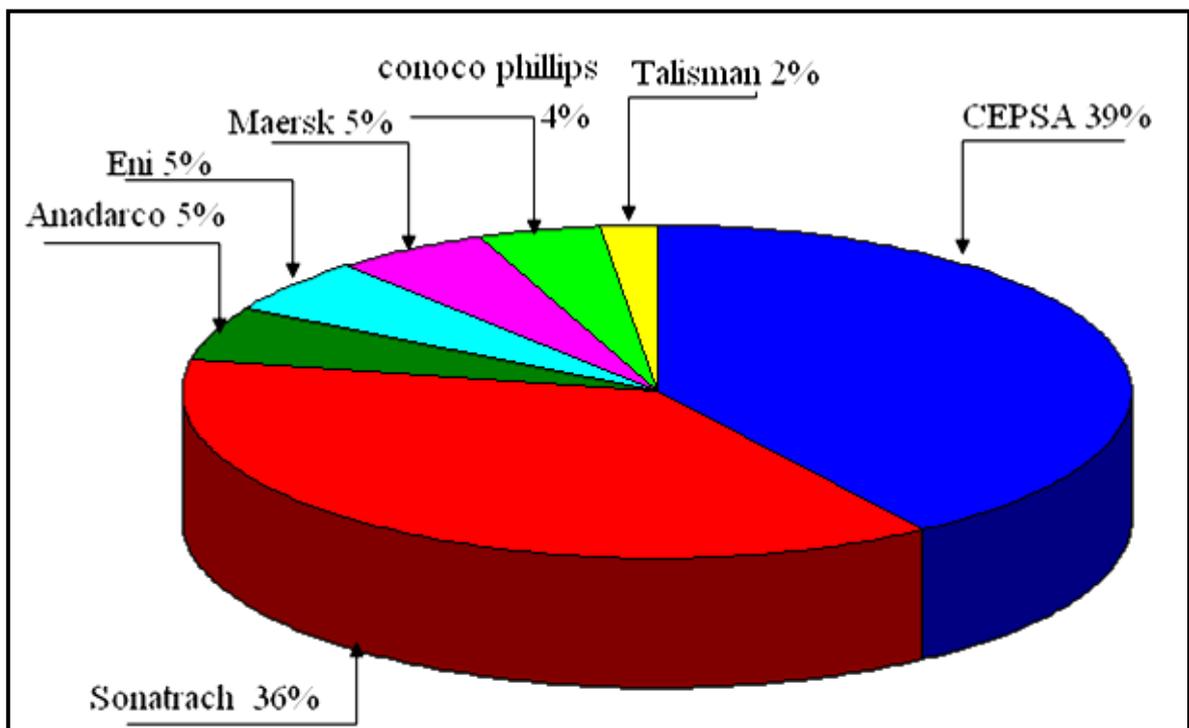


Fig I.2: Associations et partenaires Sonatrach-Ourhoud

I-3 Situation géologique

Le gisement d'Ourhoud se trouve dans le bassin intra-cratonique de Ghadamès où sont présentes des séries Paléozoïques et Mésozoïques épaisses. La divergence hercynienne sépare ces deux séries.

On trouve le gisement d'Ourhoud dans les blocs 404/406A/405 du bassin de Ghadamès et il renferme une huile légèrement sous saturée dans les grés du TAGI, pris dans une structure anticlinale faillée. Le réservoir présente des caractéristiques physiques de haute qualité en matière de pétrole (Fig I.3).

Le réservoir TAGI a un intervalle de production situé directement au-dessus de la discordance Hercynienne, qui est habituellement observée à une profondeur de 3100m dans la région de Qoubba. Le point culminant de la structure se trouve à -2772 m/NM, tandis que le contact huile/eau est interprété à -3056 m/NM. La moyenne de hauteur utile est d'environ 31,5m. Les taux moyens de porosité et de perméabilité sont de 15 % et 200 mD respectivement. Au début du réservoir, l'huile est très sous-saturée et présente une densité de 0,8115 lors du stockage. À la profondeur de référence de -2978 m/NM, la pression initiale du réservoir est de 348,11bar et la température du gisement est de 102°C.

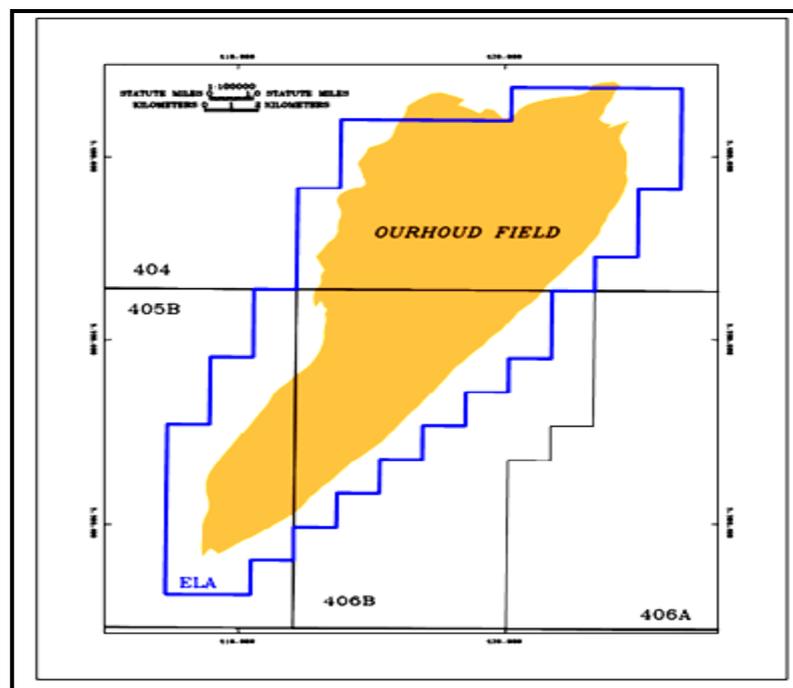


Fig I.3: Subdivision géologique de champ Ourhoud.

I-4 Stratigraphie du réservoir de champ Ourhoud

Dans le champ Ourhoud, la colonne stratigraphique est quasiment achevée. Le paléozoïque reste entièrement sous l'uncorfermité hercynienne. En comparaison avec les

champs voisins situés sur l'axe d'El Biod Hassi Messaoud, dans la partie occidentale du bassin Berkine, tous les dépôts post-Hercyniens reposent directement sur le Combrien-Ordovicien et parfois directement sur le sushu Combrien (Fig I.4).

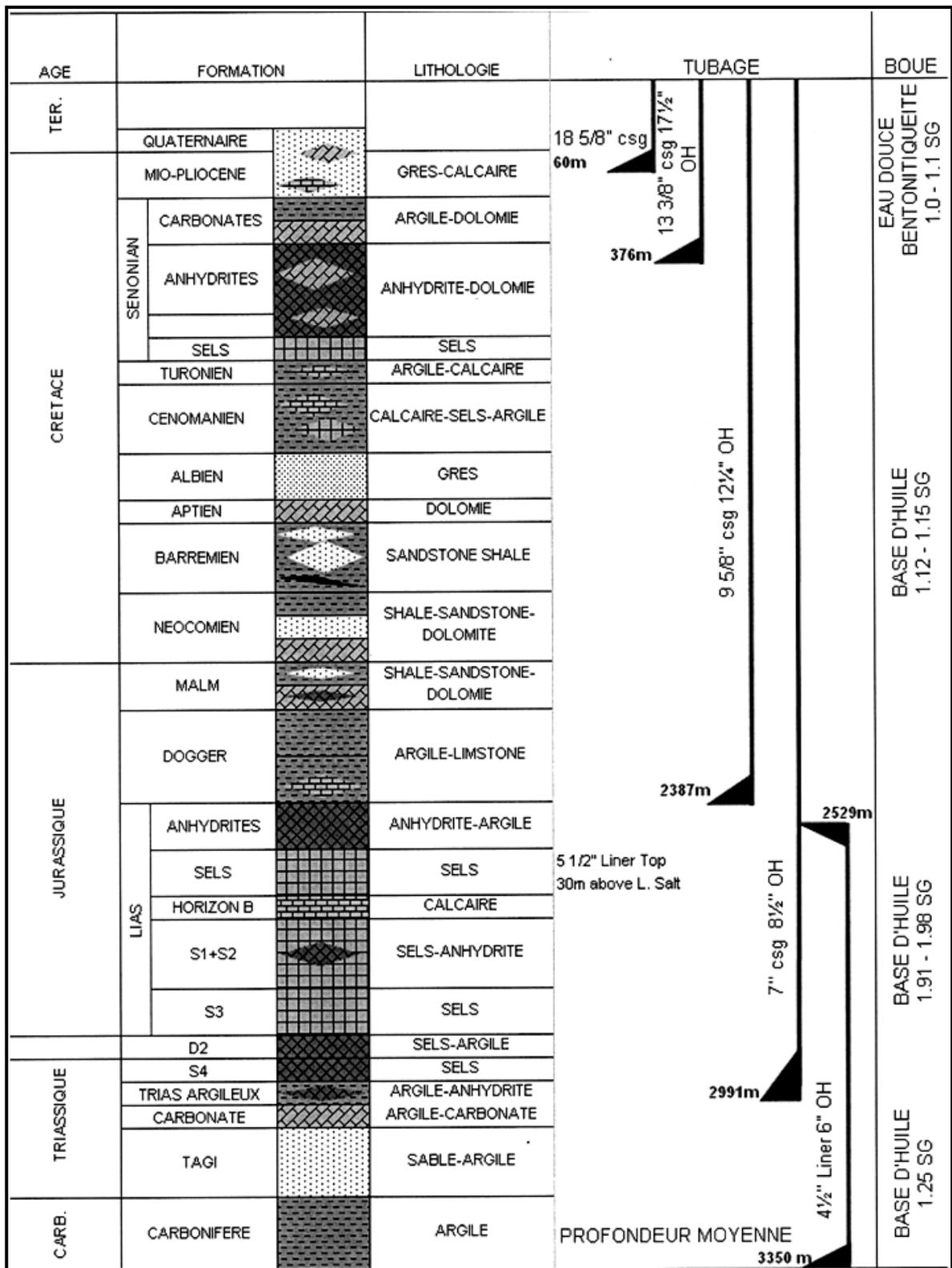


Fig I.4: Colonne stratigraphique de champ Ourhoud.

I-5 Couche productrice : TAGI

Les matériaux silicates, principalement provenant des dépôts fluviaux, ont entraîné cette formation. L'épaisseur totale du TAGI augmente en direction N-O vers S-E, allant de 80 à 115 m. La couche TAGI se subdivise en trois principales sous-couches.

I-5-1 TAGI inférieur

L'épaisseur du TAGI inférieur varie de 32 à 58 m et est organisée de bas en haut à travers un ensemble de faciès associés et déposés dans un environnement aride, tels que des tubes provisoires en tresses, des dépôts lenticulaires à faible énergie, des dépôts éoliens, des dépôts marginaux et sur pilotis, des plaines d'inondation et des dépôts distaux de méandres en forme de cloche. L'emplacement des dépôts dans l'ensemble du TAGI inférieur présente une tendance SO-NE et s'épaissit vers le SE. Les sédiments qui se sont accumulés sur la discordance Hercynienne constituent ce niveau. Des propriétés réservoir de bonne qualité sont présentes dans les grés de la base et du sommet du TAGI inférieur, au-dessus du contact huile/eau. Toutefois, leur largeur latérale varie en fonction des formes rencontrées.

I-5-2 TAGI moyen

Le TAGI moyen a une épaisseur utile comprise entre 10 et 30 mètres et est principalement composé de grés. La granulométrie des grés présente deux tendances, l'une étant fine et l'autre étant à grains grossiers homogènes. L'unité réservoir est généralement orientée N-S le long du champ. Le réservoir présente une excellente qualité et le coefficient H_u/H_t (hauteur nette/hauteur totale) est très élevé partout. Les milieux de dépôts analysés comprennent des rivières à méandres sinueux de forte et faible sinuosité, des rivières en tresses, des plaines d'inondation fluviale et des nappes de sable éolienne. Ces dépôts témoignent d'une période qui correspond à un important transport de sable et à un dépôt par de grands cours d'eau. Il existe également des couches éoliennes moins importantes.

I-5-3 TAGI supérieur

La répartition de l'épaisseur totale du TAGI supérieur est principalement inverse de celle du TAGI intermédiaire, c'est-à-dire que pendant que le TAGI intermédiaire est fin, le TAGI supérieur est épais. Il s'épaissit vers le sud-ouest et le nord-est de 27 à 42 m. On distingue deux axes de dépôts à l'Ouest et à l'Est du champ. Il en découle que les niveaux du TAGI supérieur présentent de nombreuses directions de dépôts au sein de l'unité, avec des variations très variables de la forme latérale. Ce stade de dépôt du TAGI est le dernier

avant d'être recouvert par le trias Carbonaté. Le début de cette période de dépôt est marqué par une forte énergie fluviale qui diminue à la fin du TAGI. L'épaisseur de l'intervalle pourrait être influencée par des failles contemporaines.

I-6 Caractérisation du réservoir

Le faciès du réservoir d'Ourhoud présente une variation latérale peu significative, avec une épaisseur moyenne de 80 à 100 m.

La terrasse enregistre une épaisseur maximale de plus de 100 m, tandis que le maximum se situe à l'Ouest de la partie du champ, avec une épaisseur de 89 m dans la partie Sud-Ouest du champ. Cette diminution est due à l'érosion lors de la formation des couches. Le réservoir mesure 140Km² de superficie, avec une profondeur moyenne de 3180m. Les data relatives à la roche réservoir sont représentées dans le tableau (I.1) ci-dessous:

Tableau I.1: Data relatives à la roche réservoir de TAGI.

Grandeurs physiques et pétrophysiques	Data
Température de réservoir	102°C
Pression de réservoir	348 bars
Porosité moyenne	16 %
Perméabilité moyenne	200 mD
Degré API	42,5
GOR	64 m ³ /m ³
Gradient de pression	1,02 psi/m

I-7 PVT des fluides de réservoir

I-7-1 PVT de brut

Les data relatives aux PVT de brut sont représentées dans le tableau (I.2) ci-dessous:

Tableau I.2: Data relatives aux PVT de brut de TAGI.

PVT de brut	Data
Pression de bulle	1247 Psi
Facteur volumétrique de fond (FVF)	1,233
GOR dissolution initial	64 m ³ /m ³
Densité d'huile de stockage	0,813 g/cm ³
Viscosité d'huile	0.68 Cp
compressibilité	7,14x10 ⁻⁶ Psi ⁻¹

I-7-2 PVT de l'eau

Les data relatives aux PVT de l'eau sont représentées dans le tableau (I.3) ci-dessous:

Tableau I.3: Data relatives aux PVT de l'eau de TAGI.

PVT de l'eau	Data
Résistivité	5,94 Ohm/Cm ² /m à 20°C
Salinité moyenne	352,925 g/l
PH	4,5
Densité	1,224 Kg/l à 20°C
Viscosité	2,75 Cp à 25°C
compressibilité	4,3x10 ⁻⁸ Psi ⁻¹

I-8 Scénarios de production

Le 08/11/2002, la production au champ d'Ourhoud a débuté à un rythme lent afin de pouvoir tester les équipements de toutes les installations de surface ainsi que le CPF (Central Processing Facility), avec un nombre restreint de puits.

En janvier 2003, la production d'huile a atteint 230 000 bbl/jour. Ce plateau peut être conservé pendant une durée de 10 ans. En plus de la production de Berkine et d'autres gisements satellites, cela permettra d'augmenter la production nationale à 1,5 million de billets par jour.

Étant donné que l'aquifère du réservoir est inactif, la pression du réservoir est maintenue grâce à l'injection d'eau et de gaz, qui a débuté respectivement le 25/01/2003 et le 20/02/2003.

I-8-1 Production de brut

Le système est composé de 7 satellites qui possèdent chacun :

Un dispositif de collecte pour plusieurs puits. • un débitmètre multiphasique (MPFM).

Le manifold doit être connecté à la ligne principale de raccordement reliant le satellite au CPF.

I-8-2 Traitement de brut

Le CPF reçoit le pétrole brut provenant des divers puits à travers 7 satellites. Lorsqu'il atteint le CPF, le pétrole brut traverse trois trains qui comprennent chacun :

Une séparation huile/gaz/eau.

Une chute d'électrostat.

Une distillation atmosphérique permet de stabiliser le brut.

Le pétrole brut, après avoir été traité et ajusté aux normes commerciales (densité, TVR, salinité), est envoyé vers les réservoirs de stockage.

I-9 Problèmes d'exploitation de champ

À la fin de l'année 2002, après la mise en production du champ d'Ourhoud, plusieurs problèmes de dépôts ont éclaté de façon soudaine et rapide. Selon l'expérience, ce type de problèmes ne survient qu'après plusieurs années d'exploitation d'un champ pétrolier.

Les origines de ces dépôts peuvent varier, elles peuvent être liées aux caractéristiques intrinsèques des effluents, comme les sulfates de calcium (CaSO_4) présents dans l'eau d'Albien et les asphaltènes dans le brut. Elles peuvent également être causées par le système d'exploitation lui-même, tels que les dépôts de sel (NaCl), de sable, d'oxydes de fer, d'argile et enfin les dépôts organiques provenant des traitements chimiques (tous produits de traitement confondus).

I-9-1 Dépôts minéraux

Pour la première fois, on a observé des dépôts de sulfate de calcium sur le filtre (Strainer) du puits producteur d'eau QBH 102 le 01/06/2003. On a déterminé que le dépôt est composé de gypse ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$).

On ne connaît guère la formation des sulfates de calcium, qui résulte de la saturation, dans les circuits de production et d'injection d'eau. À mesure que la température augmente, la saturation des sulfates de calcium varie.

Lorsque la température de l'eau diminue en surface, ce produit commence à cristalliser en tête de puits producteur d'eau, en particulier dans les endroits de turbulence où la nucléation est déclenchée, tels que les strainers, les thermocouples, les clapets anti-retours, les pipes, ainsi que dans les filtres fins du système Albien/Barrémien au CPF.

Ce type de dépôts peut facilement entraîner des rétrécissements, voire des obturations des conduites, ce qui peut entraîner une insatisfaction des objectifs d'injection en raison d'une baisse de production d'eau.

Sa cristallisation se déroule en trois étapes :

- Première étape : La nucléation, c'est-à-dire la création de nucléides, qui sont des cristaux de sulfate de calcium de taille microscopique.
- Phase suivante : Assemblage des nucléides (création de gros cristaux qui commencent à se déposer).
- Phase trois : Processus de diffusion de la matière (formation des cristaux).

À température ambiante, le sulfate de calcium commence à se déposer lorsque le produit des concentrations des sulfates et du calcium, exprimé en moles/litre, dépasse son produit de solubilité, qui est de $6,1 \times 10^{-5}$.

I-9-2 Dépôts organiques

Les composés asphaltènes sont composés de carbone, d'hydrogène, d'oxygène et d'azote. Depuis l'ouverture du champ d'Ourhoud, les dépôts d'asphaltènes ont été un obstacle à la production. Malgré l'absence de détails sur le mécanisme de précipitation des asphaltènes, 30% des dépôts collectés à Ourhoud étaient composés d'asphaltènes (Fig I.5).

Les particules colloïdales présentes dans le brut contribuent à la floculation et à la précipitation des asphaltènes, ce qui peut être causé par des actions chimiques, mécaniques ou électriques. De plus, la température, la pression et la composition chimique du brut peuvent avoir un impact similaire.

Parmi les éléments qui ont un impact sur la formation des asphaltènes, on peut mentionner :

Les asphaltènes se déplacent dans les zones où la pression est inférieure au point de la bulle, généralement dans le tubing et même dans le gisement.

Le problème peut survenir avec tous les fluides acides à pH bas, comme les acides utilisés pour les traitements des matrices.

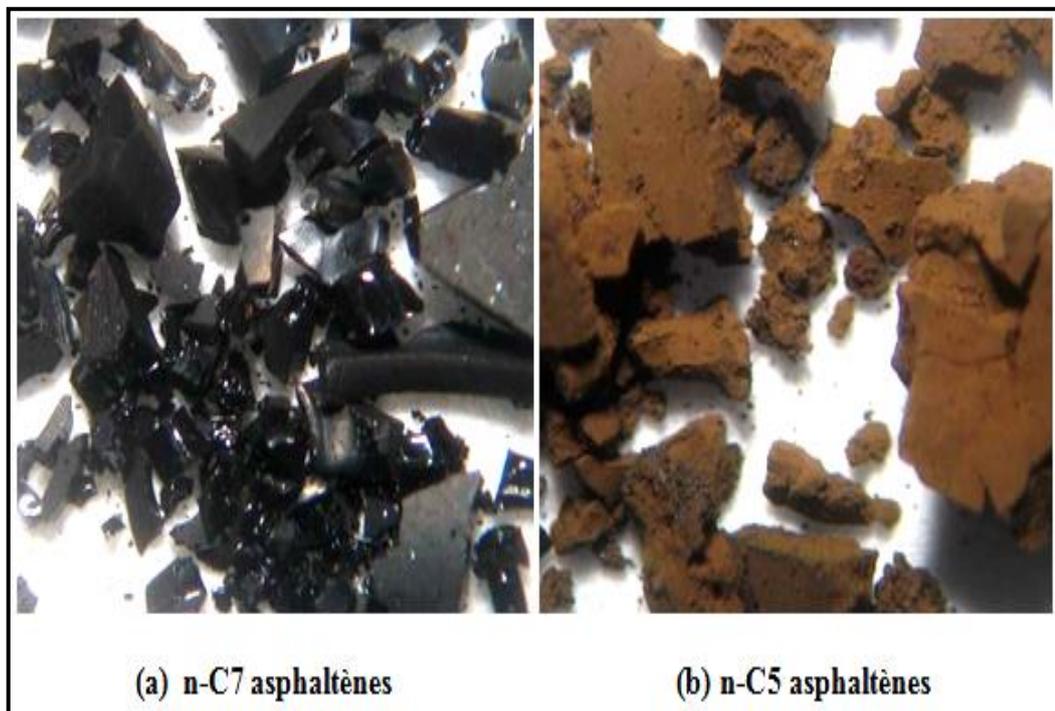


Fig I.5: Echantillons d'asphaltènes séparés de pétrole brut avec un excès de (a) n-heptane (n-C7) et (b) du n-pentane (n-C5).

I-9-3 Corrosion

Tous les puits producteurs d'eau rencontrent ce problème, qui débute à la sortie de la tête de puits, en particulier les puits producteurs d'eau, et se termine à l'aspiration car les conditions de prolifération des bactéries sont parfaites :

- L'existence de la BSR (Bactérie Sulfato-Reductrice) est observée.
- La présence de sulfate à des niveaux élevés.
- pH stable entre 7 et 8.
- Niveau de NaCl compris entre 10 et 11 g/l.
- Il arrive parfois que l'oxygène pénètre lors des travaux de maintenance.
- Une augmentation de la température accélère la réaction cinétique du processus de corrosion.

Conclusion

Pour conclure ce chapitre qui constitue une synthèse représentative sur le champ Ourhoud ses caractéristiques géographiques, géologiques, celles de réservoir et des fluides de réservoir, nous pouvons affirmer que le champ constitue un meilleur candidats pour atteindre l'objectif de ce travail les différentes investigations de calcul de contrôle et d'amélioration des système de dessalage au niveau de la station de pompage de ce champ.



Chapitre II

Le pétrole brut et généralités sur le dessalage

Introduction

Ce chapitre met l'accent sur une initiation sur le pétrole brut en ce qui concerne son origine, son classification selon les analyses chimiques comme celle de l'analyse SARA. Ensuite, un aperçu bien ciblé sur les sels dans le domaine pétrolier ainsi leur participation dans la formation et la stabilisation des émulsions, dont une élaboration de son définition et leur formation ont été également cités. En outre, le chapitre donne des généralités sur le processus de dessalage en basant sur le dessalage électrostatique et ses paramètres d'influence. Enfin, une présentation de l'unité de dessalage au niveau de champ Ourhoud a été mise en évidence.

II-1 Pétrole brut

Le terme "pétrole" provient du mot latin "petroleum" qui signifie "huile de roche". Il s'agit d'une huile minérale naturelle combustible de couleur très foncée, avec une odeur caractéristique plus ou moins forte, et une densité variant de 0,8 à 0,95. Les hydrocarbures sont composés d'un nombre variable d'atomes de carbone et d'hydrogène, ce qui entraîne des molécules de tailles et de structures différentes, ce qui influence leur état physique, qu'il soit solide, liquide ou gazeux. Ainsi, le pétrole est une combinaison de ces différents types d'hydrocarbures, et ses caractéristiques varient considérablement en fonction de la prédominance des uns ou des autres produits qui le constituent [3].

II-2 Composition de pétrole brut**II-2-1 Genèse de pétrole**

Dans la théorie, chaque roche peut se comporter comme roche réservoir pouvant emmagasiner des fluides : eau, pétrole et gaz.

Les propriétés de transfert des fluides dans le milieu poreux sont liées à la complexité géométrique de la structure du réseau. Cette structure complexe est caractérisée par des propriétés géométriques liées à la forme (morphologiques) et à la connexion (topologiques) entre les pores [4].

En outre, la composition de pétrole brut a un effet remarquable sur le taux de récupération. Les différentes propriétés des divers constituants de brut ont l'impact sur le changement des caractéristiques pétrophysiques de la roche réservoir ceci qui se manifeste lors de changements des conditions thermodynamiques [4].

II-2-2 Familles des hydrocarbures

Le pétrole brut est une dispersion colloïdale, où la taille des objets colloïdaux est comprise entre 1 nm et 1 µm pour que le mélange demeure homogène de telle sorte que les particules sont soumises au mouvement brownien.

Pratiquement, l’huile est considérée comme un mélange complexe constitué principalement d’hydrocarbures environ 90% de sa composition et d’autres dérivées inorganiques comme : le soufre, l’oxygène, l’azote et des composés organométalliques.

Les hydrocarbures présents dans l’huile peuvent être classés en quatre catégories selon la procédure de l’analyse SARA (Fig II.1) :

- Les saturés : alcanes et cycloparaffines.
- Les aromatiques : hydrocarbures mono et diatomiques ; comme le benzène, le naphtalène...etc.
- Les résines : des fractions constituées par des molécules polaires contenant des hétéroatomes.
- Les asphaltènes : sont des fractions lourdes et polaires de pétrole avec un noyaupolyaromatique [5].

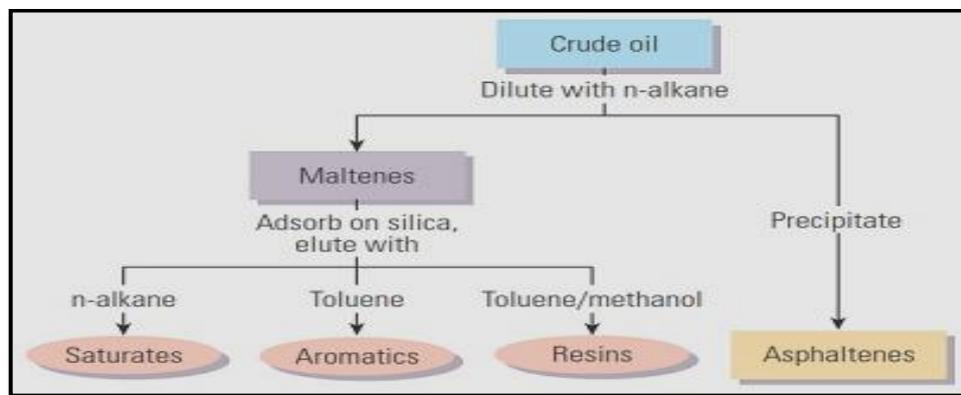


Figure II.1 : Procédure de l’analyse SARA [5].

II-3 Classification

II-3-1 Classification selon la densité

Le tableau (II.1) ci-dessous donne les quatre principales catégories de la classification de pétrole brut selon sa densité :

Tableau II.1 : Classification de pétrole brut selon la densité [6].

Densité	$d < 0.825$	$0.825 < d < 0.875$	$0.875 < d < 1.000$	> 1.000
Type de brut	Léger	Moyen	Lourd	Extra lourd

II-3-2 Classification selon le facteur de Universal Oil Products

Les chercheurs de l'entreprise « Universal Oil Products » ont introduit le facteur de caractérisation K_{UOP} . Les hydrocarbures purs examinés ont un K_{UOP} de 13 pour les paraffines, 12 pour les hydrocarbures avec un poids relatif des chaînes et des cycles équivalents et 11 pour les hydrocarbures purs, 11 les naphtènes, 10 pour les aromatiques [6].

II-3-3 Classification selon le caractère chimique

Il s'agit du classement des pétroles bruts en fonction des familles dominantes. Il existe différents types de pétrole : paraffiniques, naphténiques, aromatiques [6].

II-4 Spécification du pétrole

Le traitement initial de pétrole qui est basé généralement sur la séparation des gaz associés et stabilisation sur les champs de production, le transport, le stockage sont conditionnés par le prix et les spécifications demandées dans le marché industriel [7].

Parmi ces spécifications, se trouve :

La densité : elle correspond à la proportion de la masse d'un corps par rapport au volume qu'il occupe. En général, pour les produits pétroliers, la température est donnée à 15 °C. Il est nécessaire de déterminer la densité de pétrole en utilisant un aéromètre conformément à la norme NF T60-101 [8].

La viscosité : désigne la capacité des fluides à résister à la rotation d'une partie du fluide par rapport à l'autre. La viscosité cinématique, exprimée en centistokes (cSt), est déterminée par la mesure du temps nécessaire pour que le pétrole brut circule dans un tube capillaire de longueur spécifique, à une température spécifique. Cette mesure est définie par la norme ASTM D 445. Il est crucial de mesurer la viscosité des pétroles bruts à diverses températures afin de déterminer les pertes de charge dans les pipelines et les conduites de raffineries, ainsi que pour évaluer les spécifications des pompes et des échangeurs. La viscosité varie en fonction de la température pour tous les bruts. L'augmentation de la viscosité d'un pétrole paraffinique sera rapide si la température diminue, tandis que pour les bruts naphténiques ou mixtes, l'augmentation de la viscosité sera plus lente [9].

La tension de vapeur (TVR) : il s'agit de la pression des vapeurs produites par un volume spécifique de pétrole brut à une température de 100 °F (37,8 °C). La tension de vapeur peut être mesurée selon des normes (NF M07-007 ou ASTM D323), et sa valeur peut être exprimée en g/cm^2 ou PSI. Elle traduit la teneur en produits légers [10].

La teneur en soufre : le pétrole brut sulfuré, l'hydrogène sulfuré dissous et parfois même le soufre en suspension (S, H₂S, thiol, sulfures, disulfures, thiophène et dérivés) sont des formes de soufre présentes dans les bruts. Le soufre est principalement issu de la dégradation des débris organiques ou de la réduction des sulfates par l'hydrogène par des bactéries de type *Desulfotribrio desulfurican* [11].

La teneur en eau et sédiments : Les particules de sable, de boue de forage, de débris de roches, de métaux sous forme de minerais, ou à l'état libre tels que le fer, le cuivre, le plomb, le nickel, le vanadium, etc., sont présentes dans le pétrole brut. Il est crucial pour les exploitants et les raffineurs de connaître la teneur en eau et en sédiments des pétroles bruts afin d'éviter toute détérioration des équipements (corrosion, érosion, dépôts, bouchage, etc.). Une méthode standardisée (NF M07-020 ; ASTM D 96 et D 1796) est utilisée pour évaluer la quantité d'eau et de sédiments présents dans les pétroles bruts. Cette méthode consiste à mesurer le volume d'eau et de sédiments séparés du brut par centrifugation [12].

La teneur en sels : les sels sont toujours présents dans le pétrole brut livré pour le traitement, ainsi que d'autres impuretés. Ces sels sont essentiellement présents sous forme dissoute dans l'eau et parfois cristalline dans le pétrole brut. En raison des effets corrosifs des sels sur les métaux, les pipelines et les équipements en aval peuvent être endommagés, ce qui rend indispensable dans les centres de production et les raffineries de diminuer la quantité de sel et d'eau dans le pétrole brut. La norme ASTM D 323 est utilisée pour mesurer la quantité de chlorure, et les résultats sont exprimés en NaCl/Kg de brut [13].

Le point d'éclair : la température minimale à laquelle les hydrocarbures légers émis par un échantillon de brut s'enflamment au contact d'une flamme est appelée point d'éclair. La détermination du point d'éclair des pétroles bruts permet d'évaluer la quantité d'hydrocarbures légers, et elle est également un élément essentiel à prendre en compte lors de la manipulation (comme le remplissage et la vidange des citernes et des bacs, par exemple), en particulier en ce qui concerne les conditions de stockage et de sécurité [14].

Le point de trouble, point de congélation et point d'écoulement : la température à laquelle se produit un voile laiteux est le point de trouble, en raison de la formation de microcristaux. Le point de congélation correspond à la température où un liquide cesse de s'écouler avec une force faible. La température à laquelle le produit devient fluide après une solidification prolongée est connue sous le nom de point d'écoulement [15].

II-5 Aperçu sur les sels

La majorité des puits produisent une huile anhydre lors de leur mise en production, mais elle est toutefois variablement chargée en sels. Pendant la vie du puits, la teneur en sels tend à augmenter de manière régulière. En général, les sels sont retrouvés dans les pétroles bruts et dans l'eau résiduelle qui est en suspension dans la phase huileuse. La composition chimique de ces sels varie, mais les sels les plus couramment présents dans le pétrole brut sont les chlorures de sodium (NaCl), de calcium (CaCl_2) et de magnésium (MgCl_2) [16]. Les sels ont deux formes majoritaires dans le brut soit en forme cristalline ou sous la forme dissoute.

En plus de ces derniers, y a aussi des sels de l'acide carbonique et sulfureux, ainsi que des argiles, du sable et des sédiments constitués de sulfures de fer, de composés de vanadium et d'aluminium qui se précipitent au fond des dessaleurs [17].

Ces sels ont diverses origines dont les principales sont :

Origine naturelle : lorsque le pétrole se déplace à l'intérieur de système poreux, il est étroitement lié à l'eau de la formation, ce qui entraîne une émulsion. Il est possible que ce phénomène soit minime au début de l'exploitation, mais il sera un problème sérieux au cours de la vie des puits en service [18].

Origine imprévue : l'eau qui se trouve dans l'huile peut également être issue de la région située au-dessus de la roche réservoir (cimentation médiocre), et l'injection d'eau dans les techniques de la récupération secondaire ou tertiaire [18].

Origine industrielle : au cours des opérations des lavages effectués à l'eau douce sur les installations de traitement de pétrole permettent de dissoudre les précipités, tandis que les processus dessalage sont effectués dans le pétrole brut [18].

La présence de sels et de matières solides dans le pétrole rend le processus de raffinage plus complexe en entraînant de nombreux phénomènes préjudiciables, dont les principaux sont les suivants :

1. Perturbation des processus de transfert de chaleur par élévation des pertes de charge, en diminuant le débit.
2. Les échangeurs de leur part présentent une diminution du coefficient de transfert..
3. Perturbation voir même un disfonctionnement des unités.
4. Une consommation excessive d'énergie dans le four.
5. Augmentation de risque corrosif des différentes stations de traitement [17].

Le traitement du pétrole consiste à séparer l'eau libre par décantation en raison de la différence de densité. Cependant, une petite quantité d'eau restant saturée en sels à l'interface entre l'eau et l'huile, participant à la formation d'une couche d'émulsion où les molécules aqueuses et huileuse sont étroitement liées et difficilement séparables [19].

II-6 Théorie des émulsions

II-6-1 Définition

Une émulsion est une dispersion formée par deux liquides non miscibles l'un dans l'autre. Le liquide dispersé en gouttelettes est appelé : la phase dispersée ou discontinue; l'autre liquide est dit : la phase dispersante ou la phase continue (Fig II.2) [20].

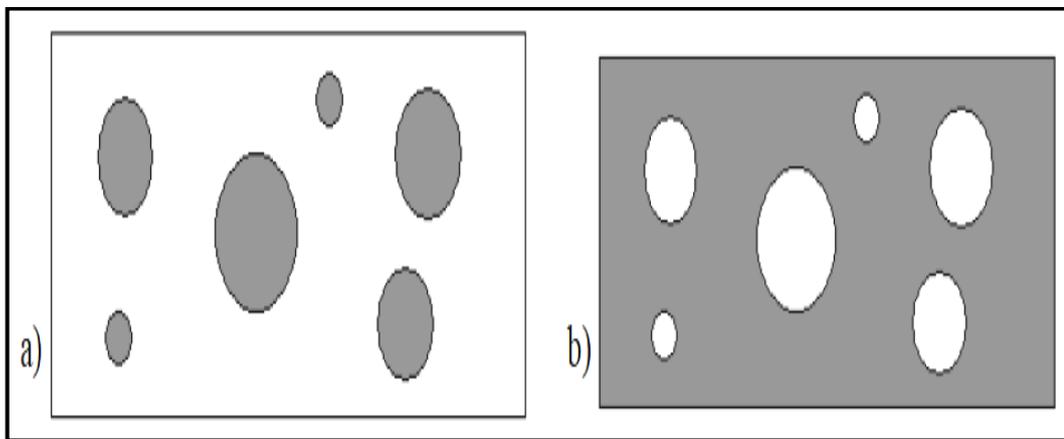


Figure II.2 : Schéma représente une émulsion de type direct a) eau-dans-huile et indirect b) huile-dans-eau [21].

La solubilité des deux phases non miscibles de l'émulsion diffère. La phase huileuse est généralement appelée lipophile, tandis que la phase aqueuse est généralement appelée hydrophile. Les émulsions classiques sont des systèmes thermodynamiquement instables qui se divisent en deux phases, plus ou moins rapidement.

Il est question de systèmes en déséquilibre. Les émulsions industrielles sont toujours composées d'émulsifiants, ou d'émulsionnants, qui créent un film interracial autour des gouttelettes de la phase dispersée en raison de cette instabilité. Souvent, il s'agit de petites molécules amphiphiles connues sous le nom de tensioactifs ou d'agents de surface.

La représentation traditionnelle des tensioactifs révèle l'existence d'un rayon hydrophile et d'un rayon hydrophobe. La phase hydrophile et hydrophobe de l'émulsion est affinée par les parties hydrophile et hydrophobe. Malgré leur instabilité thermodynamique, les émulsions industrielles peuvent donc avoir une grande stabilité dans le temps (stabilité cinétique) [22].

II-6-2 Conditions de formation des émulsions

Deux types de procédés peuvent fournir l'énergie requise pour former une émulsion : les procédés mécaniques (les plus fréquents) et les procédés physicochimiques. La décision de sélectionner la méthode est influencée par divers éléments tels que la taille des gouttes désirée, les viscosités des phases, la proportion volumique ou l'ordre d'introduction des différents composants, notamment les polymères. La présence de gouttes dispersées dans une émulsion entraîne une augmentation significative de l'énergie interfaciale. La tension interfaciale, une propriété physico-chimique du système liquide-liquide qui forme l'émulsion, est directement liée à cette énergie. Les forces attractives subies par les molécules à l'interface entre deux fluides non miscibles ne sont pas compensées, ce qui entraîne la tension interfaciale (Fig II.3) [23].

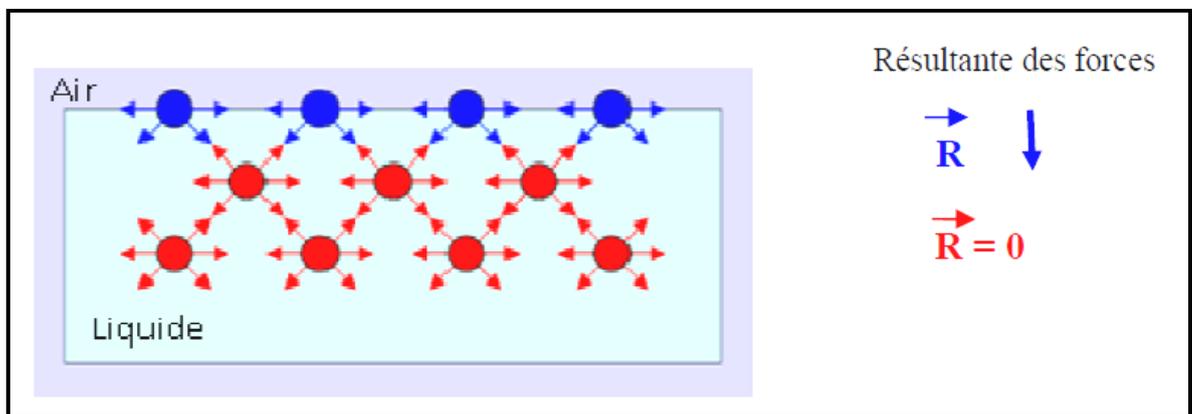


Figure II.3 : Les interactions moléculaires pour des molécules présentes à la surface ou à l'intérieur du liquide (exemple de l'interface liquide/air) [24].

Les techniques mécaniques utilisées pour créer des gouttes comprennent des systèmes de cisaillement (moulins colloïdaux, mélangeurs rotor-stator...) ou des systèmes de cavitation (ultrasons, homogénéiseurs...). Il est possible que ce genre de méthode requière deux étapes d'émulsification successives afin d'obtenir une taille de goutte extrêmement fine, d'environ un micromètre.

La pré-émulsification, également connue sous le nom de dispersion-mélange, permet la suspension grossière de gouttes de la phase dispersée dans la phase continue. Les gouttes ont alors une taille allant de 10 μm à 100 μm . Il est indispensable d'utiliser des disperseurs mobiles avec une force de cisaillement adéquate et une mise en circulation adéquate afin de permettre la rupture complète de la phase dispersée. Il peut s'agir d'ancres, d'hélices ou encore de turbines à pâles inclinées.

L'homogénéisation est une étape qui permet de diminuer la taille des gouttes afin de donner à l'émulsion les caractéristiques nécessaires pour la stabilisation. Cette étape demande l'emploi d'appareils à géométrie complexe, car l'objectif est de contraindre le fluide à traverser une zone restreinte où il est soumis à des gradients de vitesse et de pression très élevés. Les homogénéiseurs haute vitesse ou les moulins colloïdaux utilisent le plus souvent le système rotor-stator, composé d'un stator percé d'orifices fins et resserrés et d'un rotor tournant à grande vitesse (Fig II.4) [25].

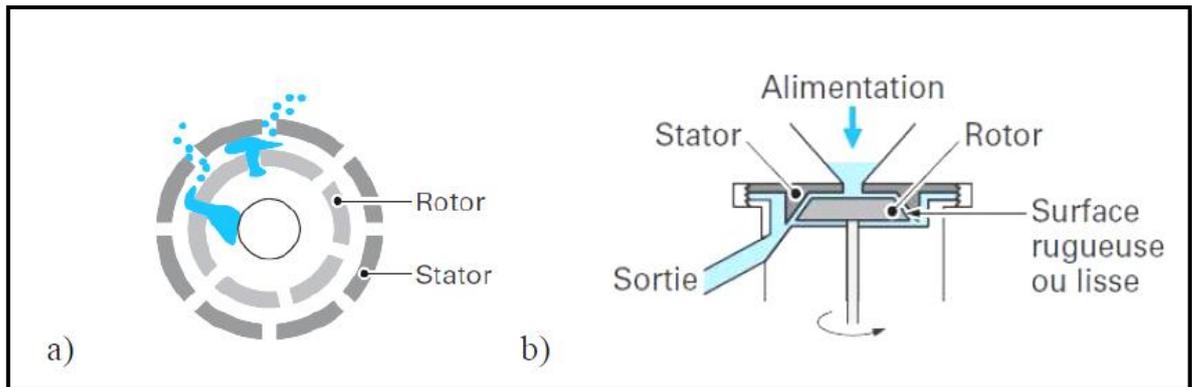


Figure II.4 : Mécanisme du fonctionnement a) d'un rotor-stator homogénéiseur et b) d'un moulin colloïdal [23].

II-6-3 Stabilité des émulsions

La stabilité d'une émulsion ou sa capacité à être détruite est influencée par divers éléments :

Emulsifiant : cet élément est essentiel pour assurer la stabilité d'une émulsion, car son absence ne garantit pas une émulsion stable. L'activité d'un agent émulsifiant est caractérisée par sa vitesse de migration à l'interface et son pouvoir émulsifiant [26].

Agitation : les gouttes d'eau dispersées dans le brut sont déterminées par le type et la gravité de l'agitation. Les gouttelettes d'eau sont plus petites, ce qui renforce la stabilité de l'émulsion. De ce point de vue, la mesure de la granulométrie des gouttes d'eau peut être utilisée pour évaluer la stabilité d'une émulsion [26].

Viscosité de brut : la viscosité de la phase huileuse a une double fonction : d'une part, 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. En revanche, une viscosité élevée est un élément défavorable lors de la décantation des gouttelettes d'eau, en général, les deux effets opposés se manifestent [26].

Décantation et crémage : la plupart des équipements de traitement du pétrole brut fonctionnent en utilisant le principe de décantation pour séparer les gouttes d'eau de l'huile.

De plus, les frottements liés à la viscosité de l'huile favorisent le mouvement des gouttelettes d'eau à travers l'huile. Ce processus ne fonctionne que pour des émulsions stables en raison de la disparité entre les poids spécifiques des composés de l'émulsion. La décantation est accélérée par le traitement thermique des émulsions.

La formule de Stokes (II.1) donne la vitesse de décantation.

$$V_d = \left[\frac{1}{18} \cdot g \frac{(d_d - d_c) D^2}{\vartheta_c} \right] \quad (\text{II.1})$$

Avec :

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

V_d : vitesse de décantation (m/s).

d_d : densité de la phase dispersée.

d_c : densité de la phase continue.

ϑ_c : viscosité cinématique du brut (m^2/s).

D : diamètre de la gouttelette d'eau (m).

Pour optimiser la décantation, il est nécessaire de :

Elever la taille des gouttelettes d'eau.

Effectuer une opération à une température maximale afin de réduire la viscosité de la matière phase dispersante [27].

Centrifugation : ce processus entraîne une déshydratation et un dessalage quasiment total. Il repose sur la purification du pétrole en ajoutant 8 à 10 % d'eau à des températures supérieures à 80 °C. La centrifugation repose sur la loi de Stokes, à condition de substituer dans la formule (II.2) par l'équivalent de la force centrifuge.

$$F = \frac{m \cdot V^2}{R} \quad (\text{II.2})$$

Avec :

$$V = \frac{2\pi R n}{60} \quad (\text{II.3})$$

Donc :

$$F = \left(\frac{2\pi}{60} \right)^2 m \cdot n^2 \cdot R^2 \quad (\text{II.4})$$

Où :

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).

Selon la formule (II.4), il est évident que la force centrifuge est liée au carré de la vitesse de révolution [28].

II-7 Introduction au dessalage du pétrole**II-7-1 Aperçu sur le raffinage**

La distillation, ou fractionnement, du pétrole est la première étape du processus de raffinage du pétrole, qui consiste à le séparer en différentes fractions d'hydrocarbures. Les produits obtenus sont directement influencés par les propriétés du matériau brut traité. Par la suite, la majorité de ces produits de distillation sont convertis en produits plus pratiques en modifiant leurs structures physiques et moléculaires par craquage, reformage et d'autres procédés de conversion. Ensuite, les produits obtenus sont soumis à différents procédés de traitement et de séparation tels que l'extraction, l'hydrocraquage et l'adoucissement pour obtenir les produits finis. La distillation atmosphérique et la distillation sous vide sont largement utilisées, tandis que dans les raffineries complexes, on effectue le fractionnement, la conversion, le traitement et le mélange, ainsi que la production de lubrifiants, de fiouls lourds et de bitumes. Ces raffineries peuvent également inclure des installations de traitement pétrochimique [29].

II-7-2 Processus de traitement

Le terme "raffinage du pétrole" fait référence à tous les traitements et transformations qui visent à obtenir le plus grand nombre de produits à haute valeur commerciale à partir du pétrole. Ces différentes étapes sont : les méthodes de séparation, de transformation, et la valorisation [30].

II-7-3 Processus de distillation

La distillation joue un rôle essentiel dans le processus de raffinage des produits pétroliers [31]. Elle offre la possibilité de diviser le pétrole brut en différentes fractions en fonction de la température d'ébullition. Un schéma simplifié de la distillation du pétrole brut est présenté dans la figure 2. Les points de coupes présents sur cette représentation sont les normes utilisées à IFPEN [32]. Les différentes coupes pétrolières représentent un espace de volatilité, que l'on peut définir par une plage de températures d'ébullition ou par le nombre d'atomes de carbone des hydrocarbures. Les coupes gaz (<50°C), la coupe essence (50-150°C), la coupe kérosène (150-250°C) et la coupe gazole (250-370°C) sont séparées par distillation atmosphérique. Le résidu atmosphérique (RAT) est la partie du produit qui n'a pas été distillée lors de cette opération. Elle est constituée de substances dont la température d'ébullition dépasse 370°C. Les Distillats Sous Vide (DSV) sont les composants les plus légers de cette coupe résiduelle qui a été séparée par distillation sous vide [33]. Ils sont constitués de composés qui ont entre 20 et 50 atomes de carbone et une

température d'ébullition comprise entre 370 et 550°C environ. Les coupes DSV se distinguent des fractions résiduelles non distillables (Résidu sous vide) notamment par le fait qu'elles contiennent peu d'asphaltènes et de métaux. De ce fait, ces coupes se prêtent plus facilement aux opérations de conversion catalytique (Fig II.5) [34].

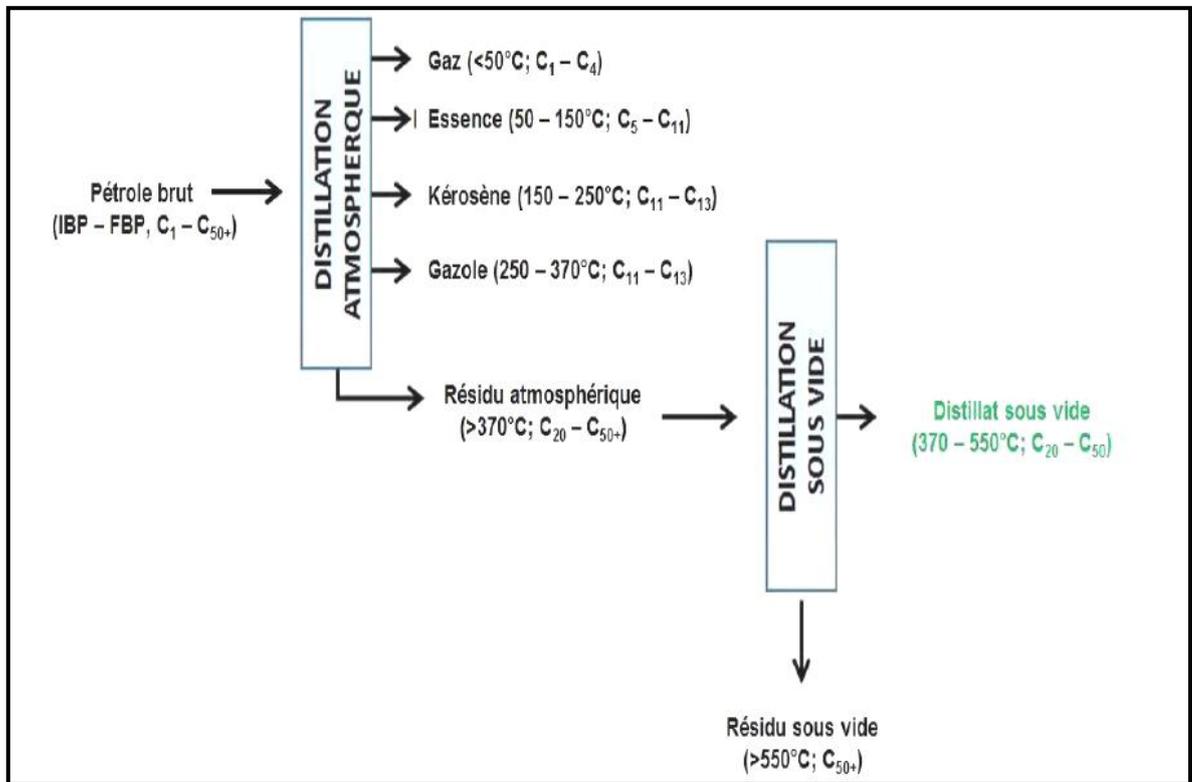


Figure II.5 : Processus de la distillation atmosphérique et sous vide de pétrole brut et exemples de coupes [33].

II-7-4 Enjeux environnementaux

Des polluants et des gaz à effet de serre sont émis par les raffineries. Devant une réglementation plus rigoureuse, les raffineurs investissent dans la diminution de ces émissions. Il a pour mission de concevoir et d'intégrer des systèmes de gestion de l'environnement. Il est par exemple responsable de la lutte contre la pollution, de la préservation de la qualité de l'air et de l'eau. Dans cette optique, il est tenu de contribuer à la mise en œuvre de la politique de développement durable de son organisation [30].

II-7-5 Définition de dessalage

La première étape du processus de raffinage est le dessalage, qui vise à éliminer les sels minéraux et l'eau en les déshydratants, afin de diminuer la corrosion, le colmatage et l'encrassement des installations, et d'éviter l'intoxication des catalyseurs dans les unités de production. Cette opération permet également d'extraire les sédiments encore présents dans le matériau brut [35].

II-7-6 Principe de dessalage et objectifs

La salinité du brut augmente fréquemment en raison d'une entrée d'eau, qu'elle soit visible ou non en surface. Le phénomène de la venue d'eau est irréversible et peut changer très rapidement. Les installations de traitement doivent donc être prévues dès le départ. Il en est de même en mer, où la place est limitée et où les installations sont onéreuses et difficiles à modifier.

Le processus de déshydratation implique l'utilisation d'un séparateur à basse pression (qui peut être le dernier étage de la séparation et/ou un ballon déshydratant), suivi d'un dessaleur électrostatique. En outre, fréquemment (pour ne pas dire constamment), il existe des pompes préalablement au dessaleur afin d'augmenter la pression.

Effectivement, le fluide doit être à une pression minimale (RVP) lors du processus de dessaleur afin d'éviter tout dégazage dans celui-ci. Un dégazage qui peut entraîner la formation d'un arc électrique dans le processus de dessaleur (Fig II.6) [36].

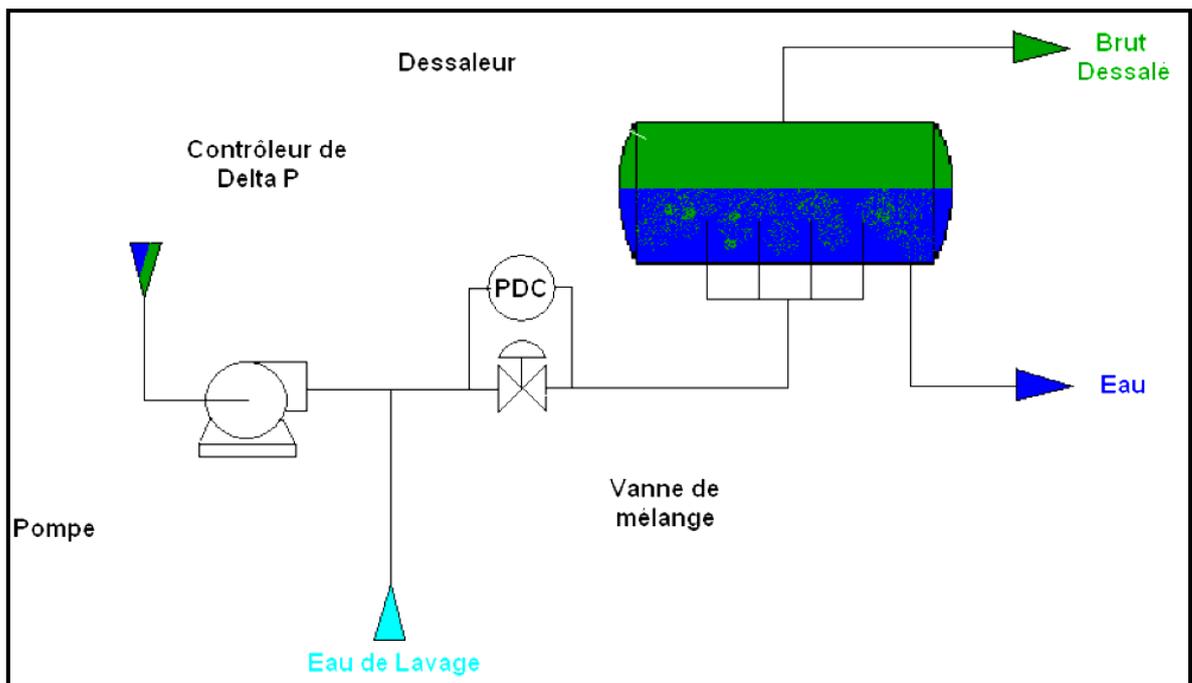


Figure II.6 : Schéma montrant le processus de dessalage [36].

La charge brute est introduite dans le séparateur où les trois phases, composées du gaz, de l'eau et du brut liquide, sont séparées.

L'unité de traitement des gaz évacue les vapeurs, tandis que l'unité de traitement des eaux usées évacue l'eau, séparée des hydrocarbures liquides par décantation.

Dans cette situation, on procède à l'élimination des sels présents dans le brut en diffusant les sels du brut dans l'eau de lavage.

La formation de gouttelettes d'eau en groupe (électrocoalescence)

La décantation de l'eau par gravité.

L'ajout d'eau de lavage à l'entrée du dessaleur permet de diffuser les sels, le mélange eau/brut étant réalisé par la vanne de mélange.

En ajoutant du désémulsifiant et en utilisant un champ électrostatique créé entre deux électrodes, on assure la coalescence des gouttelettes d'eau. La décantation permet de séparer l'eau et le brut.

Au fond du dessaleur, on collecte l'eau riche en sel, tandis que le brut récupéré au sommet est envoyé au stockage.

Trois ordres de raisons justifient le dessalage :

Les sels se cristallisent en plaques dans les turbines, dans les conditions et dans les installations de traitement dans certaines situations. La production est freinée par ces dépôts.

La présence de sels contribue à la formation de corrosion électrique et chimique. Les exploitants sont obligés, par contrat avec les raffineurs, de livrer des bruts des salinités inférieures à environ 60mg de chlorures par litre [36].

Donc l'objectif principal de processus de dessalage est d'éliminer l'eau et les sels pour répondre aux exigences de commercialisation.

II-8 Aperçu sur le dessalage électrostatique

II-8-1 Généralités

Le dessalage (Fig II.7) a été développé pour éliminer l'eau et les sels du pétrole brut provenant des têtes des puits. Le dessalage du pétrole joue un rôle crucial dans le processus de raffinage, car il influence la réussite ou le défaut des traitements. La grande quantité d'eau va se dissoudre au fond du récipient tandis que le matériau brut flottera à la surface de l'eau en raison de sa lourdeur supérieure. Il est plus difficile d'enlever les petites molécules d'eau. Elles restent dans le mélange et sont manipulées avec le produit brut. Afin de retirer ces gouttelettes microscopiques, il est nécessaire qu'elles soient assez grosses pour permettre une séparation par gravité. Il est difficile d'éliminer les plus petites molécules d'eau du pétrole brut. Ainsi, afin d'extraire ces petites gouttelettes, il est nécessaire de les faire grossir de manière à pouvoir les séparer par gravité. Il est possible de procéder à cela en utilisant le dessalage électrostatique, qui utilise un courant électrique pour faire fusionner les petites gouttelettes et les rendre suffisamment grosses pour se séparer du pétrole brut. Ainsi, une charge électrique est transmise à une série de plateaux

situés à l'intérieur du dessaleur, sous le nom de plateaux. Quand le matériau brut est en contact avec le grillage électrique, le courant entraîne l'action des molécules d'eau qui, en se déplaçant plus rapidement, se forment en gouttelettes. Les gouttelettes massives se déplacent alors sous l'huile et sont évacuées comme eau de rejet, ce qui permet de dessaler et de déshydrater efficacement le matériau brut. Le mélange d'huile et d'eau peut créer une émulsion où les molécules d'eau et d'huile sont difficilement dissociables. Afin de détruire cette couche d'émulsion, un agent désémulsifiant est utilisé [37].

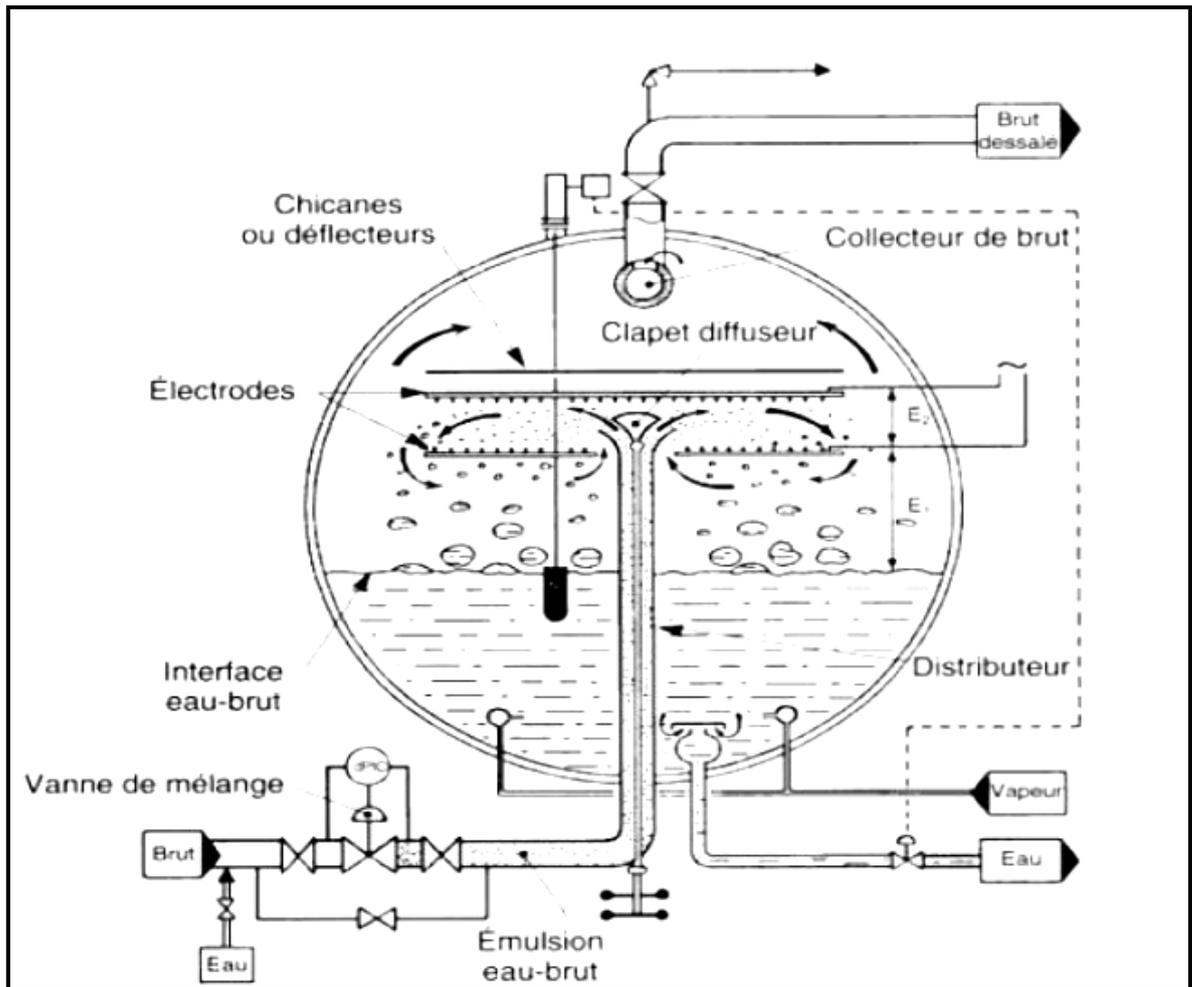


Figure II.7 : Schéma d'un dessaleur électrostatique [37].

II-8-2 Fonctionnement d'un dessaleur électrostatique

La dispersion des sels dans l'eau de lavage : les cristaux de sels présents dans le brut sont dissous par l'eau de lavage. Le contact entre l'eau et le brut doit rester privé. Il sera nécessaire de mélanger l'eau et le brut à l'aide d'une vanne de mélange, et son réglage sera effectué de manière à ce que l'émulsion soit aussi fine que possible, sans compromettre la décantation lors du stade suivant.

Coalescence des gouttelettes d'eau : la stabilisation de l'émulsion eau/brut est renforcée par des molécules polaires comme les asphaltènes et des solides finement fragmentés. Ces agents permettent de stabiliser l'émulsion, ce qui implique l'utilisation de certains désémulsifiants. Ainsi, la complexité de la coalescence sera déterminée par la quantité d'émulsifiant naturel présent dans le matériau brut, ainsi que par la présence de solides minces.

La formation de la coalescence est due à deux mécanismes :

Les forces d'attraction des gouttelettes entre elles en raison de la polarité des molécules d'eau qui ont tendance à s'orienter.

L'agitation engendrée par le champ thermique.

La formule (II.5) suivante donne la force d'attraction entre les gouttelettes :

$$F = K \cdot E^2 \frac{a^6}{d^4} \quad (\text{II.5})$$

Avec :

a : rayon des gouttelettes

d : distance entre les centres de gouttelettes

E : champ électrique

K : constante.

Afin d'accroître la force d'attraction, il est donc recommandé d'accroître le champ électrique E.

La vitesse de coalescence est également influencée par le taux d'injection d'eau de lavage, donc la formule (II.6) suivante permet de déterminer la vitesse de coalescence :

$$V_c = K \cdot \frac{X^{4/3}}{\mu} \quad (\text{II.6})$$

Avec :

V_c : vitesse de coalescence

X : taux d'eau de lavage

μ : viscosité dynamique du brut

Donc la coalescence dépend du champ électrique, du taux d'injection d'eau de lavage et de la température de dessalage.

Décantation : les gouttelettes d'eau se rassemblent sous l'action du champ électrique, formant ainsi de grandes gouttelettes qui, en raison de leur densité supérieure à celle du brut, décantent au fond du dessaleur. La vitesse de décantation est donnée par la formule (II.1) précédente et la formule (II.7) suivante :

$$V_d = \left[0,33 \cdot D \cdot g \cdot \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{II.7})$$

Avec :

g: Accélération de la pesanteur (g=9,81 m/s²)

d_d: Densité de la phase dispersée (eau)

d_c: Densité de la phase continue (brut)

D: Diametre des gouttelettes d'eau en (m)

La vitesse de décantation est en fonction de régime d'écoulement (Tableau II.2) :

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

Régime d'écoulement	Nombre de Reynolds
laminaire	Re<2000
Turbulent	Re>3000

Selon le tableau (II.3) ci-dessous, le diamètre de la gouttelette d'eau fluctue en fonction du taux de lavage :

Tableau II.3 : Diamètre de la goutte d'eau en fonction de taux de lavage

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

Il est donc intéressant d'optimiser la décantation :

1. La taille des gouttelettes d'eau peut être augmentée en augmentant la quantité d'eau injectée et en utilisant des désémulsifiants.
2. Il est recommandé de travailler à une température maximale afin de réduire la viscosité de la phase continue.

II-8-3 Paramètres de contrôle

Température : La température joue un rôle crucial dans le processus de dessalage en influençant la vitesse de coalescence grâce à la viscosité, qui est très sensible à ce paramètre. Une augmentation de la température entraîne une diminution de la viscosité du matériau brut lors du dessalage. La figure (II.8) donne les variations de la viscosité et de la densité du brut en fonction de la température.

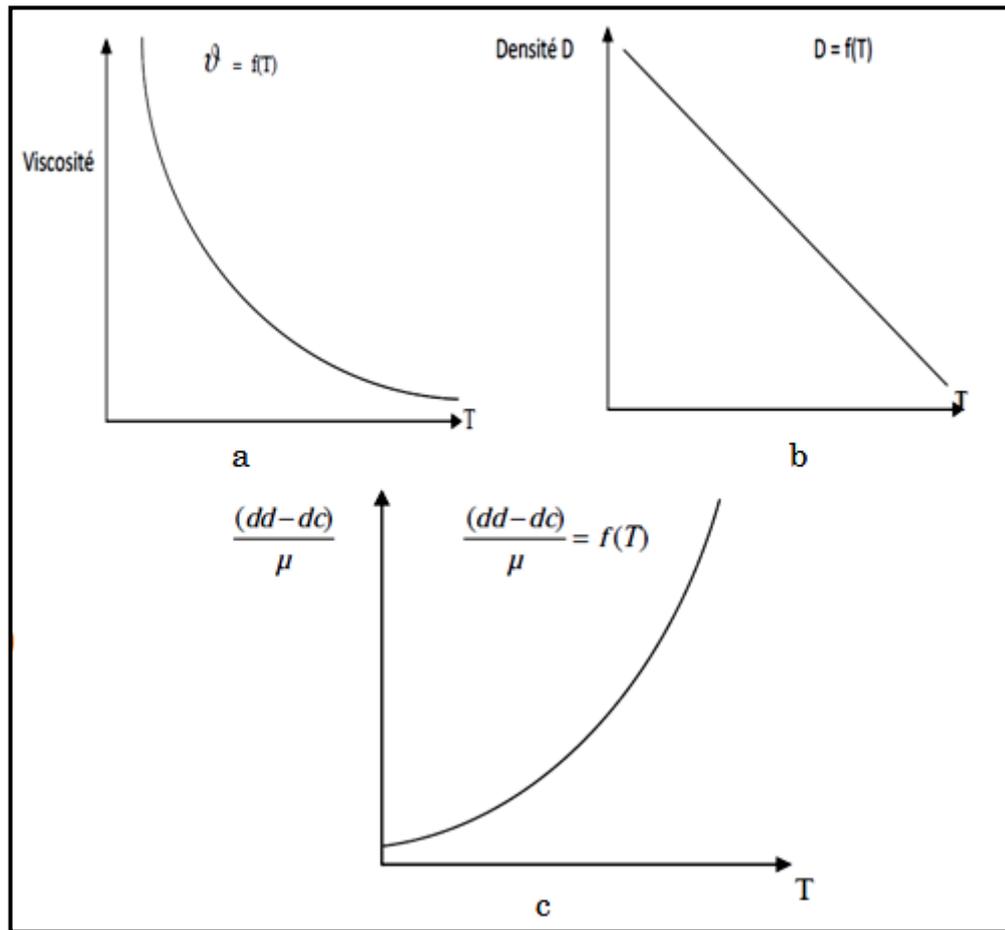


Figure II.8 : Variation (a) de la viscosité (b) de la densité (c) du facteur caractérisant la vitesse en fonction de la température.

Selon les graphiques (a), (b) et (c), il est observé que l'augmentation de la température entraîne une augmentation de la décantation, mais que la conductivité du brut est également favorable à l'augmentation de la température et peut entraîner un court-circuit des électrodes.

Taux d'eau injectée de lavage : La fonction de l'eau de lavage est de mouiller les cristaux de sels et de les dissoudre, ce qui a un impact considérable sur la force d'attraction entre les gouttelettes. En manipulant le rapport (a/d). En utilisant la formule (II.5).

La pression de service : la pression n'affecte pas la salinité du brut, mais elle peut avoir un impact sur le débit de dessaleur. Il est important de maintenir la pression dans le dessaleur à une valeur adéquate afin d'éviter la vaporisation du matériau brut. Les conditions inattendues, le fonctionnement irrégulier et la perte d'efficacité des résultats de dessalage sont causés par la vaporisation.

Si la pression diminue, les vapeurs d'hydrocarbures seront saturées en eau, ce qui les rendrait plus conductrices que le brut. Cela entraînerait une consommation excessive de

puissance électrique, ce qui entraînerait une conversion de la puissance supplémentaire en chaleur, ce qui chauffera davantage le brut, et la vaporisation entraînera le déclenchement des électrodes.

Perte de charge au niveau de la vanne mélangeuse : Le degré de mélange entre le brut et l'eau de lavage est mesuré par la perte de charge au niveau de la vanne mélangeuse. Cela permet à l'eau d'atteindre les cristaux et de les dissoudre, créant ainsi un mélange intime entre l'eau et le brut. On détermine expérimentalement la valeur de cette perte de charge (ΔP) pour chaque brut. En général, elle varie en fonction de la qualité du brut (lourd ou léger). Une augmentation de la perte de charge entraîne généralement une dispersion très fine, ce qui rend les émulsions difficiles à détruire. En revanche, une perte de charge trop faible entraîne un lavage partiellement effectué, en pratique, elle oscille entre 0,2 et 2 bar, en fonction de la nature du matériau brut traité.

Le champ électrique (formule II.8) exerce une influence sur les gouttelettes d'eau, ce qui entraîne une force d'attraction en suivant la loi de coalescence.

$$E = \frac{U}{L_1} \quad (\text{II.8})$$

Avec :

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

U : tension du courant.

L_1 : distance entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau.

Les particules d'eau présentes dans le champ électrique se métamorphosent en dipôles inductifs (Voir formule II.9). Lorsque les gouttelettes d'eau sont placées dans un champ alternatif de basse fréquence, les moments dipolaires suivront immédiatement les fluctuations du champ E et la force F évoluera simultanément sans changer de sens. Ainsi, pour augmenter F, il est recommandées d'augmenter le champ électrique, mais sans atteindre des tensions critiques au-dessus desquelles les gouttelettes se déforment davantage et déclenchent le dessaleur.

$$E_c = A \sqrt{\frac{2 \cdot \delta}{\epsilon \cdot D}} \quad (\text{II.8})$$

Où :

δ : Tension superficielle entre l'eau et le pétrole en (g/cm^2)

ϵ : Coefficient diélectrique.

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

A : coefficient de proportionnalité.

La figure (II.9) donne la variation de coefficient de proportionnalité en fonction de taux de lavage.

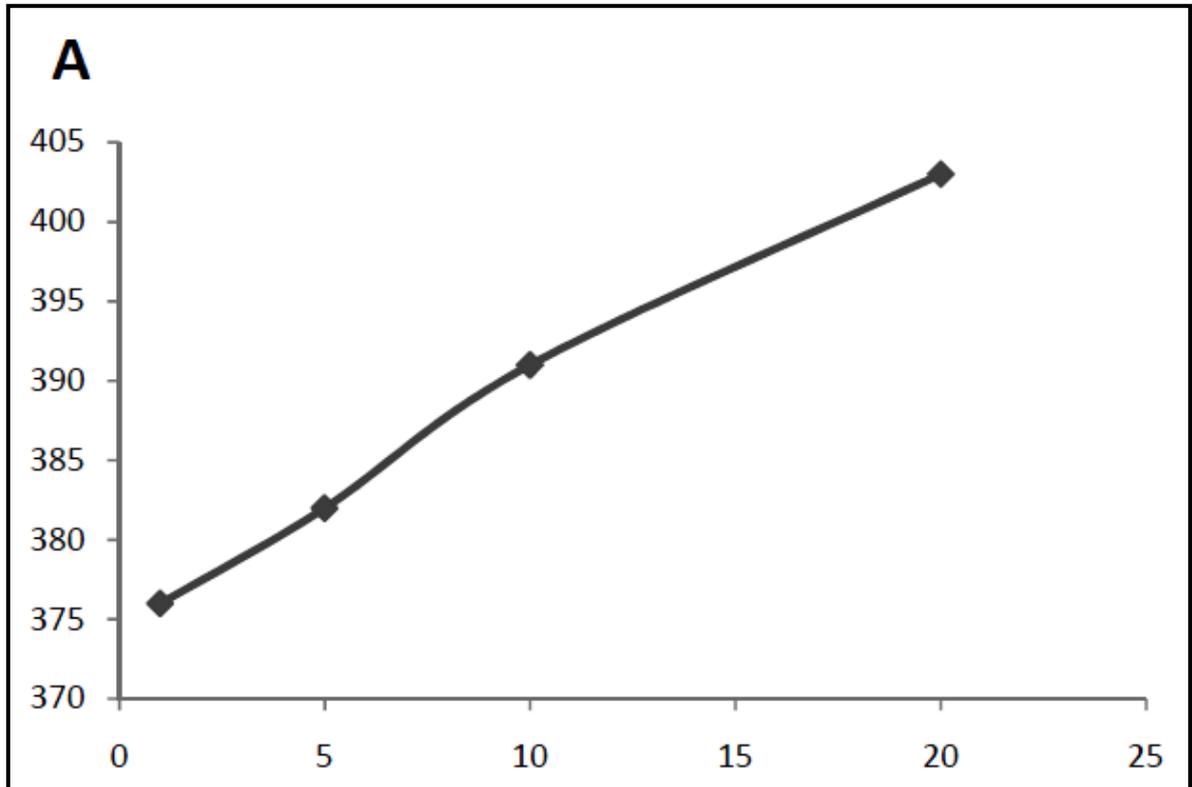


Figure II.9 : Variation de coefficient de proportionnalité en fonction de taux de lavage.

Désémulsifiant : Dans la nature brute, on trouve une émulsion de type "hydrophobe" qui présente une grande stabilité en raison de la formation d'une couche protectrice autour de la gouttelette d'eau. Cette couche protectrice est composée de paraffines, de gommes, d'asphaltènes, d'argiles et de sable comme composants. Afin de briser le film protecteur, des substances tensioactives sont utilisées.

Les objectifs requis pour un désémulsifiant sont deux :

- Améliorer la séparation du côté de l'huile.
- Améliorer la séparation du côté de l'eau.

Les désémulsifiants disponibles sur le marché sous différentes marques neutralisent les agents émulsifiants.

Il est nécessaire de réaliser quatre actions essentielles pour un désémulsifiant : - Une forte attraction par l'interface eau/huile.

- Flocculation.
- Coalescence.
- Mouillabilité des matériaux.

Ces quatre actions entraînent la dissociation de l'eau et de l'huile. Le désémulsifiant doit être capable de se déplacer rapidement à travers l'huile vers l'interface entre l'huile et l'eau, où il doit lutter contre l'agent émulsifiant qui est plus concentré.

L'attraction des gouttelettes d'eau doit également être présente dans le désémulsifiant dans des conditions similaires. Par conséquent, la plupart des grappes de gouttelettes se regroupent. Si l'agent émulsifiant est faible, les forces de floculation peuvent être suffisantes pour provoquer la coalescence, ce qui n'est pas toujours le cas. Dans ce cas, le désémulsifiant doit neutraliser l'agent émulsifiant et déchirer le film interfacial des gouttelettes d'eau.

II-9 Présentation de la station de dessalage au niveau de champ Ourhoud

Ce procédé de déshydratation en deux étapes comprend deux étapes successives de dilution et de déshydratation différentes. Une vanne de mélange du dessaleur de premier étage est utilisée pour pomper l'eau de décharge du dessaleur de deuxième étage, où elle se mélange avec le brut qui sort du deuxième séparateur. La vanne de mélange est utilisée pour transporter le brut salé vers un brut moins salé. Au premier étage, le flux de brut pénètre dans le dessaleur près du fond du dessaleur. Les distributions à tuyaux perforés assurent le déplacement uniforme du brut dans la zone de coalescence tout au long de la longueur du dessaleur. Une commande à interface huile-eau, actionnée par un flotteur, permet de réguler le niveau d'eau dans le dessaleur. Ce dispositif électrique proportionnel envoie un signal de 4 à 20 millivolts au DCS (Système de Contrôle Réparti). L'approvisionnement en pétrole part du distributeur de pétrole et passe par un champ électrique à AC (Alternating Current) de niveau bas, où une grande partie de l'eau est soumise à une agglomération électrique à partir du pétrole. Le dessaleur reçoit l'eau agglomérée, qui est ensuite évacuée en tant qu'eau de décharge. La montée du pétrole dans le champ électrique DC (Direct Current) entraîne une agglomération électrique de l'eau restante à partir du pétrole. Comme mentionné précédemment, l'eau agglomérée se déverse au fond du dessaleur d'où elle est évacuée. La partie supérieure du dessaleur contient une seule conduite de sortie pour le pétrole déshydraté. Ce pétrole remplit la vanne de mélange du deuxième étage du dessaleur, où il est mélangé avec de l'eau douce afin de réduire la teneur en sel dans la saumure.

Tuyauterie interne : présentée par la figure (II.10) ci-dessous.



Figure II.10 : Intérieur d'un dessaleur électrostatique.

La conduite d'entrée et de répartition de l'émulsion : La tubulure d'entrée de la tuyauterie de distribution est reliée à la ligne d'alimentation du brut, qui est formée d'un collecteur placé à la partie inférieure du ballon, longitudinalement entre les deux lignes de tangence. Au cours de ce collecteur, des dérives horizontales se raccordent sur des « T », dont l'extrémité est ouverte et orientée vers le haut. À l'extrémité de chaque « T », il est prévu un écran distributeur. Après avoir été transportée dans le collecteur horizontal, l'émulsion eau-brut est ensuite dirigée vers le haut dans le champ électrique défini par la zone des deux électrodes grâce aux systèmes de distribution mentionnés précédemment.

Tuyauterie de sortie du brut dessalé

Tuyauterie d'écoulement d'eau

Tuyauterie vapeur dont on trouve (Electrodes, Ensemble transformateur-réactance, Ensemble de l'alimentation électrique haute-tension)

Opération de lavage au cours de dessalage : Un système de lavage de boue en continu est intégré au système dessaleur/coalesceur. Trois sections de collecteur de lavage et de cuvette de boue sont incluses dans le système de lavage de boue afin de faciliter le déplacement du sable ou l'accumulation de solide provenant du fond de la capacité. L'appareil de collecte de boue est muni de buses à jet. On trouve les buses à jet sous l'interface de l'eau et autour du périmètre intérieur de la capacité. Ils ont des becs dirigés

vers la cuvette de boue. Le jet d'eau permettra de fluidiser la boue qui s'accumule au fond de la capacité et de la recueillir dans la cuvette de boue. Lors du fonctionnement du système de lavage de boue, une pompe de secours, destinée aux pompes de circulation d'eau du dessaleur, sera mise en marche en parallèle avec les pompes de refoulement d'eau de lavage, pour assurer une alimentation adéquate des buses en eau. Le lavage de boue sera effectué pendant environ 30 minutes chaque semaine, mais cela varie en fonction des caractéristiques du pétrole brut. Il est nécessaire d'adapter la fréquence de lavage de boue en fonction de la quantité d'eau effluente et de l'accumulation de boue, qui est vérifiée par les robinets d'essai. Il est important de se souvenir que lors d'une opération normale, les vannes manuelles sur la ligne de lavage de boue doivent être entièrement fermées afin d'éviter toute influence sur le fonctionnement et/ou les performances du dessaleur. Le lavage utilise de l'eau recyclée provenant du dessaleur. On pompe l'eau qui pénètre dans la tubulure du gicleur d'eau. On régule manuellement le débit de l'eau du gicleur en ajustant la valve à boulet à l'entrée de la tubulure.

Paramètres de mise en conditions : sont représentés dans le tableau (II.4) ci-dessous.

Tableau II.4 : Paramètres de mise en conditions de dessaleur.

Propriétés d'huile		L'eau de dilution		Conditions d'exploitation		Conditions chimiques		Performances estimées	
Taux	481,2 Kg/hr	Teneur dans le brut	0-40 ppm	Température	82 °C	Type	Désémulsifiant	Sortie BSW	0,2 % vol
Densité	54 API	pH	5-8			Fournisseur	NALCO		
BSW	10%	Température	35-40 °C						
Salinite	352,925 ppm	Débit	5 (Vol%)	Pression	22 bars	Taux d'injection	10 ppm	Sel de sortie	10,6 ppm
Viscosité	1.8 CP a 82 °C	Viscosité	0,8 CP à 82 °C						

Les électrodes sont alimentées par une tension primaire de 400 V et secondaire de 25kV provenant d'un transformateur monophasique. Un rectificateur à demi-ondes rectifie

la tension secondaire en générant des séries de demi-ondes positives en négatives. Le mur du récipient du dessaleur est traversé par une paire de douilles d'entrée de haute tension, ce qui permet de passer les tensions positives et négatives. Les électrodes sont reliées sur l'ensemble de la longueur du contenant. On peut utiliser des ensembles d'électrodes pour relier les douilles d'entrée positive et négative. Un champ AC est créé entre les ensembles d'électrodes et l'interface entre l'eau et la coquille du récipient grâce à cette configuration des électrodes. Il offre aussi un champ électrique entre les électrodes.

Les caractéristiques générales du dessaleur sont données dans le tableau (II.5) suivant :

Tableau II.5 : Caractéristiques générales du dessaleur.

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 m ³ .
Poids vide	50400 kg.
Taille	(3000 X 10000) mm.
Surépais seur de corrosion	3,00mm.

Chapitre III

Application pratique : Contrôle et calcul du dessalage

Introduction

Dans ce chapitre, nous allons présenter l'ensemble des analyses physico-chimiques de pétrole et de l'eau ainsi nous abordons les différents calculs de la viscosité de densité de la teneur en sels et ceux des débits diphasiques eau-pétrole. Ensuite, nous présentons les résultats de calculs obtenus sur le système de dessalage en ce qui concerne son efficacité, la vitesse, le temps de décantation et le temps de séjour. Enfin, une tentative sur le dimensionnement et l'optimisation des caractéristiques de dessaleur étudié a été réalisée.

III-1 Analyses physico-chimiques de pétrole et de l'eau

Il a été procédé à la collecte d'échantillons aux entrées/sorties des deux étages de dessalage ainsi qu'à d'autres points, ainsi qu'à l'analyse des différents paramètres physicochimiques des échantillons pris au niveau du train 30.

III-1-1 Résultats des propriétés d'eau de lavage

Le tableau (III.1) représente les résultats des analyses de conductivité ainsi que de pH pour l'eau de lavage.

Tableau III.1 : Résultats des analyses de conductivité et de pH pour l'eau de lavage

Echantillons pris	Conductivité (ms/cm)	pH
Entrée dessaleur (2)	3,9	7,6
Sortie dessaleur (2)	5,2	6,5
Sortie dessaleur (1)	11,6	6,4

Selon les valeurs de la conductivité, il a été observé que celle-ci augmente pendant le processus de traitement, ce qui indique une baisse du taux de sel dans le pétrole brut. Puisque la conductivité dépend de la salinité, plus l'eau renferme des sels (Na^+ , Cl^- , Mg^+ , Ca^{2+}), plus elle est capable de conduire le courant électrique. Les valeurs du pH nous indiquent si l'eau utilisée pour le lavage du brut est acide ou alcaline. On constate que pendant le traitement, le pH diminue, ce qui entraîne une acidification de l'eau, ce qui entraîne une augmentation des ions $[\text{H}_3\text{O}^+]$, ce qui entraîne une augmentation du taux de sels dans l'eau de rejet à la sortie des étages de dessalage.

III-1-2 Résultats de la viscosité en fonction de la température

Les mesures de la viscosité ont été réalisées sous deux paliers de température (20 et 38 °C), le tableau (III.2) présente les résultats de ces mesures.

Tableau III.2 : Résultats des mesures de la viscosité

Température (°C)	20	38
Viscosité (cSt)	4,4	3,1

III-1-3 Résultats de la densité de pétrole et celle de l'eau

Le tableau (III.3) représente les résultats des mesures de la densité de couple pétrole/eau.

Tableau III.3 : Résultats des mesures de la densité de l'eau et de pétrole

Type de fluide	Eau	Pétrole
Densité	1,00	0,81

Selon les valeurs de viscosité et de densité obtenues, il a été constaté que le brut de champ Ourhoud est un pétrole léger, ce qui en fait un pétrole de bonne qualité.

III-2 Résultats de la teneur en sels et en eau (BSW)

Les analyses de salinité et de BS&W ont été fournies par le service de contrôle au niveau de champ Ourhoud, et la moyenne est présentée dans le tableau (III.4) ci-dessous.

Tableau III.4 : Résultats d'analyse de la teneur en sels et en eau (BSW)

	Entrée dessaleur (1)		Sortie dessaleur (1) / Entrée dessaleur (2)		Sortie dessaleur (2)	
	BSW (%)	Salinité (mg/l)	BSW (%)	Salinité (mg/l)	BSW (%)	Salinité (mg/l)
Moyenne	0,08	232,2	0,03	24,6	0,01	8,8

Selon les analyses de la teneur en sels et en eau et de la salinité, il a été observé que la quantité d'eau et de sédiments, ainsi la teneur en sels ont considérablement diminué après chaque passage de pétrole dans l'étage de dessalement.

III-3 Détermination des débits diphasiques eau-pétrole

Les données des mesures journalières au niveau de l'unité de dessalage à Ourhoud ont été utilisées afin de calculer les débits diphasiques eau-pétrole. Le tableau (III.5) présentes les résultats de calculs de la moyenne des mesures.

Tableau III.5 : Résultats de la moyenne des mesures des débits eau-pétrole

Points de mesure	Entrée dessaleur (1) Q_p (m ³ /h)	Entrée dessaleur (1) Q_{we} (m ³ /h)	Entrée dessaleur (1) Q_h (m ³ /h)	Eau de lavage Q_{WL} (m ³ /h)	Taux d'eau de lavage X (%)
Moyenne	454,1	0,3	453,8	16,7	3,7

En tenant que :

Q_p : débit de pétrole brut à dessaler lu sur débitmètre.

Q_{we} : débit d'eau à l'entrée de telle sorte que $Q_{we} = (BSW \cdot Q_p) / 100$

Q_h : débit d'huile à l'entrée de telle sorte que $Q_h = Q_p - Q_{we}$

Q_w : débit d'eau de lavage.

X : taux de lavage avec $X = Q_w \cdot 100 / Q_p$

Des nouveaux paramètres qui entrent en considération pour calculer la capacité de dessalage (bilan matière) sont : le débit d'eau de purge (Q'_w) et le débit de pétrole brut dessalé (Q_d).

Le débit total noté (Q_T) donné par la formule (III.1) suivante :

$$Q_T = Q_p + Q_w \quad (III.1)$$

$$Q_p + Q_w = Q_d + Q'_w \quad (III.2)$$

Les résultats des débits après l'évaluation de bilan matière de l'unité de dessalage sont représentés dans le tableau (III.6) suivant.

Tableau III.6 : Résultats des débits de bilan matière de l'unité de dessalage

Débits (m ³ /h)	Q_p	Q_{we}	Q_h	Q_w
Résultats	454,1	0,3	453,8	16,7

Calcul de débit de pétrole brut dessalé

La quantité de brut dessalée est calculée par les formules (III.3) et (III.4) ci-dessous :

$$Q_d = Q_p - Q_{we} + (Q_d \cdot (BSW/100)) \quad (III.3)$$

$$Q_d = \frac{Q_p - Q_{we}}{1 - \frac{BSW}{100}} \quad (III.4)$$

On trouve : $Q_d = 453,84 \text{ m}^3/\text{h}$

Pour la quantité de l'eau de purge est calculée par la formule (III.5) ci-dessous :

$$Q'_w = Q_p + Q_w - Q_d \quad (III.5)$$

$$Q'_w = 454,1 + 16,7 - 453,84$$

$$Q'_w = 17 \text{ m}^3/\text{h}$$

Selon la loi de conservation de masse, il a été constaté que la quantité d'eau nécessaire pour purger le premier dessaleur est plus importante que celle nécessaire pour le deuxième dessaleur. La différence résulte de l'entraînement des gouttelettes d'eau qui sont bloquées dans le matériau brut avec l'eau de lavage.

Le rôle de l'eau de dilution est de nettoyer le brut en envoyant les gouttelettes d'eau les plus salées vers l'eau de dilution moins salée. Pour maximiser le dessalage, plusieurs paramètres sont pris en compte, tels que la température et le champ électrique.

III-4 Résultats et poursuite de la salinité du dessalage

Les analyses de salinité et de BSW en entrées et sorties pour les deux dessaleurs ont été effectuées, de telle sorte que la moyenne des résultats a été prise. Le tableau (III.7) présente les résultats obtenus.

Tableau III.7 : Résultats de poursuite de la salinité de l'eau et de pétrole brut

Pétrole brut			Eau		
Salinité (mg/l)		Débit (m ³ /h)	Salinité (mg/l)		Débit (m ³ /h)
Entrée dessaleur (2)	Sortie dessaleur (1)		Entrée dessaleur (1)	Sortie dessaleur (2)	
1552	8412	17	232,2	8,8	454,1

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

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

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

$$Q_p \cdot S_{be} + Q_w \cdot S_{we} = (454,1 * 232,2 + 17 * 1552) \cdot 10^{-3} = 131,856 \text{ kg/h}$$

$$Q_w \cdot S_{ws} + Q_p \cdot S_{bs} = (454,1 * 8,8 + 17 * 8412) \cdot 10^{-3} = 147 \text{ kg/h}$$

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)

D'après les résultats, il a été constaté que la valeur du bilan de salinité pour l'eau de lavage est similaire à celle du pétrole brut, et cette différence est causée par diverses erreurs telles que :

- Les manipulations erronées : échantillonnage, lecture, et précision.
- Les problèmes liés au matériel : erreurs d'instrumentation et de régulation

Pour le suivi de l'évolution de la salinité au niveau de système Central Processing Facilities (CPF), les tableaux (III.8) et (III.9) présentent les résultats obtenus :

Tableau III.8 : Résultats de suivi de la salinité au n niveau de CPF

Echantillonnage	Entrée CPF	Entrée séparateur (1)	Sortie séparateur (2)	Entrée dessaleur (1)	Sortie dessaleur (1)	Sortie dessaleur (2)
Salinité (mg/l)	7958	3435	1346	232,2	24,6	8,8

Tableau III.9 : Résultats de suivi de la salinité de l'eau de lavage

Echantillonnage	Salinité (mg/l)
Entrée dessaleur (2)	1552
Sortie dessaleur (2)	2583
Sortie dessaleur (1)	8412

Selon les résultats des analyses de la salinité du pétrole brut, il a été observé que celle-ci diminue à la sortie de chaque unité, tandis que la salinité augmente lors du traitement par rapport à l'eau de lavage. Ainsi, l'eau de dilution lave le pétrole brut et entraîne avec elle les sels présents dans le pétrole brut.

III-5 Détermination de l'efficacité de procédé

Le calcul de l'efficacité de l'unité de dessalage est basé sur la détermination et le contrôle de la salinité moyenne, celle-ci qui est en fonction de la salinité à l'entrée et à la sortie des dessaleurs exprimée en pourcentage (Equation III.6).

$$E_{ff} = \frac{S_e - S_s}{S_e} \cdot 100 \quad (III.6)$$

Les résultats obtenus après l'exécution des calculs sont représentés dans le tableau (III.10) ci-dessous.

Tableau III.10 : Résultats de l'efficacité de procédé des deux dessaleurs

Dessaleur (1)			Dessaleur (2)		
Salinité (mg/l)		Efficacité (%)	Salinité (mg/l)		Efficacité (%)
Entrée (S _e)	Sortie (S _s)		Entrée (S _e)	Sortie (S _s)	
232,2	24,6	89,40	24,6	8,8	59,39

D'après les valeurs des efficacités des dessaleurs, il a été constaté que la plus grande partie des sels est éliminée dans le dessaleur (1), tandis que le reste est éliminé dans le

dessaleur (2), car la charge à l'entrée du dessaleur (1) est plus salée que celle du dessaleur (1).

Pour l'efficacité de l'ensemble de CPF, Les mesures de salinité du pétrole brut à l'entrée/sortie du CPF ont été effectuées pour évaluer le rendement global de la station. Les résultats sont présentés dans le tableau (III.11) ci-dessous :

Tableau III.11 : Résultats de l'efficacité de dessalage de CPF

Point d'échantillonnage	A l'entrée de CPF	A la sortie de CPF	Efficacité globale
Salinité (mg/l)	7958	4,1	99,95

Dans ce cas, les données montrent une réduction significative de la salinité de l'eau, passant de 7958 mg/l à seulement 4,1 mg/l à la sortie du CPF, ce qui correspond à une efficacité globale de 99,95 %. Cela suggère que le processus de purification ou de filtration est très efficace pour éliminer les sels dissous et autres substances de l'eau, la rendant ainsi beaucoup plus propre et plus sûre à utiliser. Donc le pétrole obtenu est un brut qui conforme aux normes prêt à être expédié.

III-6 Résultats de calcul de la vitesse de décantation

L'analyse de la vitesse de décantation implique souvent l'application des principes de la dynamique des fluides. Elle prend en compte divers facteurs tels que la taille des gouttelettes d'eau, la densité des particules solides, la viscosité du fluide, et les caractéristiques géométriques du système de dessalement.

L'étude de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur permet de déterminer la durée nécessaire pour que les gouttelettes se séparent efficacement des autres composants. Cela influe directement sur l'efficacité du processus de dessalement, ainsi que sur la conception des équipements, notamment des décanteurs ou des centrifugeuses utilisés dans les installations de dessalement.

La détermination de la vitesse de décantation a été réalisée en appliquant la loi de Stocks (Equation II.1) pour le régime laminaire et la loi de Newton (Equation II.7) pour le régime turbulent.

Dans le cas de notre travail, le taux de lavage est de 3,7% ($X = 3,7\%$) et pour le diamètre de la goutte, on trouve ($D = 8,14 \cdot 10^{-5} \text{ m}$). On initie le calcul de la vitesse de décantation dont la méthode à suivre est la suivante :

1- On propose d'une manière provisoire un régime d'écoulement.

2- On calcul la vitesse de décantation correspondante.

3- On vérifie si le régime d'écoulement proposé et le régime d'écoulement sont en correspondance.

Dans un premier cas, on propose que le régime d'écoulement est turbulent, pour ceci on détermine la viscosité de pétrole brut à 82 °C ce qui est invalident au niveau de lab d'Ourhoud. Donc on procède à tenir la viscosité à 20 °C et 38 °C qui correspondent à une viscosité de 4,4 et 3,1 cSt respectivement.

Appliquant par la suite la relation de Gross (Equation III.7)

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

$$\text{Log } \frac{\vartheta_{t1}}{\vartheta_{t2}} = R. \text{Log } \frac{t_2}{t_1} \quad (\text{III.7})$$

D'où le coefficient R est obtenu par : $R = \frac{\text{Log } \frac{\vartheta_{t1}}{\vartheta_{t2}}}{\text{Log } \frac{t_2}{t_1}}$

Par application numérique, on trouve : $R = \frac{\text{Log } \frac{4,4}{3,1}}{\text{Log } \frac{38}{20}}$ d'où **R = 0,546**

Par la suite on déduit la viscosité à la température de dessalage (82 °C) à partir de la relation (III.7) :

$$\text{Log } \vartheta_{t2} = \text{Log } \vartheta_{t1} - R. \text{Log } \frac{t_2}{t_1}$$

Par application numérique, on trouve :

$$\text{Log } \vartheta_{82} = \text{Log } 4,4 - 0,546. \text{Log } \frac{82}{20}$$

D'où : **$\vartheta_{82} = 0,951 \text{ cSt}$**

En outre, on calcul la densité correspondante à la température 82 °C.

1- On détermine la densité par l'analyse physicochimique de pétrole brut à 20 °C :

$d_{20^\circ\text{C}} = 0,21$

1- On détermine la densité à la température de dessalage par l'application de la formule (III.8) suivante :

$$d_{t2} = d_{t1} - \alpha(t_2 - t_1) \quad (\text{III.7})$$

Avec :

d_{t2} : densité à la température quelconque.

d_{t1} : densité à la température initiale.

α : Coefficient qui caractérise la variation de la densité en fonction de la température, avec

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 (d_{t1})$$

t_2 : température quelconque.

t_1 : température initiale.

Dans notre cas, on trouve : $d_{82} = d_{20} - \alpha(82 - 20)$

Par application numérique on trouve les résultats suivants :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 (d_{20}) = 0,001828 - 0,00132 (0,81)$$

$$\alpha = 0,0007588$$

Par la suite on déduit la densité :

$$d_{82} = 0,81 - 0,0007588 (82 - 20)$$

$$d_{82} = 0,7629$$

On applique les mêmes étapes pour la détermination de la densité de la phase aqueuse, on trouve :

$$\alpha = 0,000508$$

Donc la densité de l'eau est de :

$$d_{82} = 0,9685$$

Tous les résultats sont récapitulés dans le tableau (III.12) ci-dessous :

Tableau III.12 : Résultats de calcul de la viscosité de pétrole brut et la densité des deux phases huileuse et aqueuse

Paramètre	Viscosité (cSt)	Densité de la phase huileuse	Densité de la phase aqueuse
Température de dessalage (82 °C)	0,951	0,7629	0,9685

On détermine par la suite la vitesse de décantation selon la formule de Newton (II.7) :

$$V_d = \left[0,338,14 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \cdot \frac{(968,5 - 762,9)}{762,9} \right]^{\frac{1}{2}}$$

On trouve

$$V_d = 8,42 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

Donc, on va vérifier le régime d'écoulement on calcule le nombre de Reynolds donné par la formule (III.8) :

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\nu} \quad \text{(III.8)}$$

Avec :

V_d : vitesse d'écoulement

D : diamètre de la gouttelette

ϑ : viscosité de fluide

Par application numérique, on trouve : $Re = \frac{8,42 \cdot 10^{-3} \cdot 8,14 \cdot 10^{-5}}{0,951 \cdot 10^{-6}}$

$$Re = 0,72$$

Re est inférieur à 3000 donc le régime n'est pas turbulent.

Dans le deuxième cas, on propose que le régime d'écoulement est laminaire, pour ceci on applique l'équation de Stocks (Formule II.1).

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

$$V_d = \left[\frac{1}{18} \cdot 9,81 \frac{(968,5 - 762,9)}{762,9} \frac{(8,14 \cdot 10^{-5})^2}{0,951 \cdot 10^{-6}} \right]$$

Donc : $V_d = 1,02 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$

Donc, on va vérifier le régime d'écoulement on calcule le nombre de Reynolds donné par la formule (III.8) :

Par application numérique, on trouve : $Re = \frac{1,02 \cdot 10^{-3} \cdot 8,14 \cdot 10^{-5}}{0,951 \cdot 10^{-6}}$

$$Re = 0,0876$$

Re est inférieur à 2000 donc le régime est laminaire.

III-7 Résultats de calcul de temps de décantation

Le temps de décantation est donné par la formule (III.9) suivante :

$$T_d = \frac{L_1}{V_d} \tag{III.9}$$

Avec :

T_d : temps de décantation (mn).

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

V_d : vitesse de décantation (m/s).

$$T_d = \frac{0,86}{1,02 \cdot 10^{-3}}$$

Donc : $T_d = 14,10 \text{ mn}$

La remarque stipule que pour éviter que de l'eau séparée ne soit entraînée avec le brut dessalé, le temps de décantation doit être supérieur au temps de séjour. En d'autres termes, il est nécessaire que le temps alloué pour que l'eau et le pétrole se séparent complètement soit plus long que le temps pendant lequel ces deux phases demeurent dans le séparateur.

Si le temps de séjour est plus long que le temps de décantation, cela signifie que les fluides sont retirés du séparateur avant que la séparation complète ne se produise, ce qui peut entraîner l'entraînement d'eau avec le brut dessalé, compromettant ainsi la qualité du produit final.

Par conséquent, pour assurer une séparation efficace et éviter la contamination de l'eau dans le brut dessalé, il est essentiel de concevoir les équipements de dessalement de manière à ce que le temps de décantation soit supérieur au temps de séjour. Cela garantit que la séparation entre l'eau et le pétrole est complète avant que le brut dessalé ne soit retiré du séparateur.

III-8 Résultats de calcul de temps de séjour

Le temps de séjour est déterminé par la relation (III.10) suivante :

$$T_s = \frac{V}{Q_T} \quad (\text{III.10})$$

Avec :

T_s : temps de séjour (mn).

V : volume du dessaleur (m^3).

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

$$Q_T = Q_p + Q_w$$

$$Q_T = 454,1 + 16,7 = 471 \text{ m}^3/h$$

Donc, on calcule le volume de dessaleur (formule III.11) :

$$V = V_1 + V_2 \quad (\text{III.11})$$

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).

D'où

$$V_1 = \pi \cdot R^2 \cdot L \quad (\text{III.12})$$

$$V_2 = 4 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot h \quad (\text{III.13})$$

D'où :

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

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

Donc :

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

Enfin on déduit le temps de séjour : $T_s = 77,71/471$

$$T_s = 10,01 \text{ mn}$$

Selon les calculs, il a été constaté que le temps de décantation est plus long que le temps de séjour. Les résultats indiquent qu'il n'y a pas d'entraînement de l'eau avec le pétrole brut dessalé.

III-9 Dimensionnement de dessaleur

III-9-1 Propriétés électriques

Les propriétés électriques du dessaleur nous donnent la possibilité d'évaluer le fonctionnement de celui-ci. Afin que le dessaleur fonctionne correctement, il est nécessaire que le champ électrique (E) entre les électrodes soit inférieur au champ critique (EC).

Le champ électrique entre deux électrodes est calculé par la formule (III.14) suivante :

$$E = U/L \quad (III.14)$$

Avec :

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

U : tension du courant (20000 V)

L : distance entre les électrodes (20 cm)

Donc :

$$E = 20000 / 20$$

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

Le champ électrique critique est calculé par la formule (II.8):

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

Où :

δ : Tension superficielle entre l'eau et le pétrole en (15g/cm²)

ϵ : Coefficient diélectrique =16.

D : diamètre de la gouttelette d'eau en (8,14. 10⁻³ cm)

A : coefficient de proportionnalité (selon la figure II.9 et pour un taux de lavage de 3,7% on trouve A = 383).

$$\text{Donc :} \quad E_c = 383 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 15}{16 \cdot 8,14 \cdot 10^{-3}}}$$

$$E_c = 5810 \text{ V/cm}$$

D'après les résultats obtenus on remarque que le champ électrique (E) entre les électrodes est inférieur au champ électrique critique ce qui confirme le bon fonctionnement de dessaleur étudié.

III-9-2 Efficacité théorique et réelle de système de dessalage

Les paramètres qui influencent le rendement optimal du dessaleur sont l'efficacité du dessaleur et celle du dessalage (estimation théorique). Il est possible de les exprimer termes en fonction des divers paramètres concernés dans le processus de dessalage (Equation III.15).

$$A = \frac{Z \cdot \left(S_e + \frac{X \cdot S_w}{100} \right)}{Y + X} \quad (\text{III.15})$$

Avec :

A : teneur en sel théorique optimale du pétrole brut à la sortie du dessaleur mesurée en (mg/l).

S_e : teneur en sel du pétrole brut a l'entrée du dessaleur mesure en (mg/l).

S_w : teneur en sel de l'eau injectée en (mg/l).

Y : teneur en eau du pétrole brut à l'entrée du dessaleur (%).

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

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

L'application numérique est faite en commençant par les données suivantes :

$$S_e = 232,2 \text{ mg/l.}$$

$$S_w = 1552 \text{ mg/l.}$$

$$X = 3,7 \text{ \%}.$$

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

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

$$A = \frac{0,011 \cdot \left(232,2 + \frac{3,7 \cdot 1552}{100} \right)}{0,07 + 3,7}$$

$$\mathbf{A = 0,72 \text{ mg/l}}$$

D'autre part, l'efficacité de dessaleur est donnée par la formule (III.16) ci-dessous :

$$E_{ffT} = \frac{(S_e - S_s)}{S_e} \cdot 100 \quad (\text{III.16})$$

Avec :

E_{ffT} : efficacité réelle de système de dessalage.

S_e : teneur en sel du pétrole brut a l'entrée du dessaleur.

S_s : teneur en sel du pétrole brut à la sortie du dessaleur.

$$E_{ffT} = \frac{(232,2 - 8,8)}{232,2} \cdot 100$$

$$\mathbf{E_{ffT} = 96,21\%}$$

La formule (III.17) donne l'expression de l'efficacité théorique du dessalage :

$$E_{Th} = \frac{(S_e - S_s)}{S_e - A} \cdot 100 \quad (III.17)$$

$$E_{Th} = \frac{(232,2 - 8,8)}{232,2 - 0,72} \cdot 100$$

$$E_{Th} = \mathbf{96,50\%}$$

Il a été observé que l'efficacité réelle du dessaleur est proche de celle estimée théoriquement pour le dessalage, ce qui suggère que notre dessaleur fonctionne correctement en termes d'efficacité.

III-9-3 Rapprochement entre le design et l'état actuel de système

Selon les valeurs d'efficacité actuelles, nous avons constaté que le dessaleur étudié présente une efficacité satisfaisante, atteignant environ 96 % avec une salinité inférieure à celle recommandée par le design. De plus, cette efficacité est atteinte sans l'injection de désémulsifiant à l'entrée du dessaleur. Le tableau (III.13) présente un récapitulatif de la comparaison entre le design et l'état actuel de notre dessaleur.

Tableau III.13 : Comparaison entre le design et l'état actuel de dessaleur

Caractéristiques et propriétés	Design	Etat actuel
Pétrole brut :		
- Densité (API)	54	43
- Teneur en sel d'entree (mg/l)	352,925	232 ,2
- Teneur en sel de sortie (mg/l)	10,6	8,8
- Debit d'alimentation (m ³ /h)	481,2	454,1
Eau :		
- Taux d'eau de lavage (% vol)	5	3,7
- Quantité de désémulsifiant (ppm)	10	0
Dessaleur :		
- Pression de service (bar)	31	22
- Température de service (°C)	110	82
- Perte de charge maximale (Δp) (bar)	1,00	0,5
- Efficacité (%)	95	99,95

III-10 Optimisation des caractéristiques et propriétés de dessaleur

III-10.1 Optimisation de taux de lavage

Des mesures de l'efficacité et du taux de lavage ont été prises lorsque la salinité à l'entrée et la température sont constantes. Les valeurs obtenues sont présentées dans le tableau (III.14) ci-dessous :

Tableau III.14 : Variation de l'efficacité en fonction de taux de lavage

X (%)	3,01	3,5	3,57	3,59	3,6	3,68	3,63	3,70	4,02	4,10
E_{eff} (%)	90,6	90,6	90,5	91,40	92,20	92,60	94,70	94,72	94,80	96,39

Selon le tableau (III.14), une amélioration de l'efficacité du dessaleur a été observé lorsque le taux d'eau de lavage augmente. L'augmentation du taux d'eau de lavage peut donc être considérée comme une amélioration de l'efficacité, car elle permet de dissoudre les cristaux de sels et d'accroître la force d'attraction entre les gouttelettes d'eau et la vitesse de coalescence et de décantation.

III-10.2 Optimisation 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.

Il est possible d'augmenter progressivement la température de dessalage en augmentant le point de consigne du régulateur de température 20TIC010, qui fonctionne sur les deux vannes 20TV010 A et B, sans affecter les autres paramètres d'exploitation, que ce soit pour la séparation ou le traitement du pétrole brut.

Il n'a pas été nécessaire d'augmenter la température du four car les calories ajoutées lors de la près-chauffe ont été adéquates pour stabiliser le brut souhaité.

Afin de déterminer l'impact de l'augmentation de la température sur le dessaleur, nous avons effectué des analyses en laboratoire et les résultats sont présentés dans le tableau (III.15) ci-dessous.

Tableau III.15 : Résultats des analyses de la teneur en sels, en eau et la salinité.

Entrée dessaleur (1)	Sortie dessaleur (1) et entrée	Sortie dessaleur (2)
----------------------	--------------------------------	----------------------

		dessaleur (2)			
Salinité (mg/l)	BSW (%)	Salinité (mg/l)	BSW (%)	Salinité (mg/l)	BSW (%)
116,8	0,06	10	0,02	1,9	0

III-10.3 Commentaires et solutions proposées

Il est observé que lorsque la température augmente, la viscosité de la charge et sa densité diminuent, tandis que les de décantation augmentent.

En d'autres termes, la réduction des forces qui empêchent les gouttelettes ayant une masse suffisante de descendre par gravité vers le fond du dessaleur, entraînant ainsi les sels, ce qui a entraîné une diminution de la salinité du brut à la sortie du deuxième dessaleur, pouvant atteindre 2 ppm. De plus, cela a également d'autres avantages :

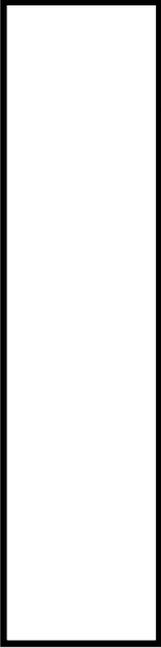
Plus courte durée de décantation par rapport à celle estimée à 82 °C.

L'efficacité du dessaleur a été améliorée, atteignant 96,50%.

Il n'y a pas de besoin supplémentaire d'énergie pour le four.

Aucune consommation supplémentaire d'électricité n'est nécessaire pour refroidir le pétrole brut vers le stockage.

Selon les résultats obtenus, il est possible de garantir le bon fonctionnement du dessaleur à long terme, avec un rendement supérieur à 96 % à l'heure actuelle.



Conclusion générale
et
recommandations

Conclusion générale et recommandations

L'industrie du pétrole est une industrie de pointe qui utilise des équipements sophistiqués et qui nécessite des compétences pluridisciplinaires. C'est pourquoi il est essentiel de protéger ces équipements contre les conséquences néfastes des sels, comme la corrosion, l'encrassement des échangeurs, les pertes de charge dans les conduites, la surconsommation d'énergie au niveau du four et la détérioration de la qualité du pétrole.

C'est dans cette optique que nous avons contribué à l'étude de l'opération de dessalage, qui revêt une grande importance en raison de son rôle crucial dans la préservation des installations.

Les questions posées dans la problématique récurrente lors de notre stage à Ourhoud ont été abordées par notre étude.

Selon les études menées sur l'eau de dilution, il est possible de conclure que l'eau utilisée pour le lavage doit être neutre et moins salée que le pétrole brut afin d'améliorer le dessalage du pétrole brut. Les gouttelettes d'eau qui sont piégées dans le pétrole brut avec l'eau de lavage entraînent une inégalité dans la quantité d'eau de lavage à l'entrée du dessaleur.

L'analyse qualitative du processus de dessalage a démontré que le pétrole brut prêt à être expédié est conforme. Selon les calculs réalisés, il a été constaté que l'efficacité de l'unité de dessalage, qui s'élève à 96,21 %, est similaire à celle estimée théoriquement (96,50 %), avec une salinité à la sortie de 8,8 mg/l qui correspond aux spécifications commerciales (< 40 mg/l).

Pendant cette étude, nous avons remarqué que le temps de séjour du pétrole brut doit être plus court que le temps de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur, afin d'éviter l'infiltration d'eau dans le pétrole dessalé. De plus, il est important que le champ électrique entre les électrodes soit inférieur au champ critique, afin d'assurer un bon fonctionnement électrique.

Les recommandations associées à ce travail touchent deux volets, numérique et industriel :

Volet industriel :

1. Une étude bien orientée porte sur l'implantation d'une pompe augmentant le débit d'eau de lavage du pétrole brut et en réduisant les pertes de charge dans les conduites. De plus, une autre étude de contrôle de l'installation d'une autre unité de

traitement des eaux en raison de l'augmentation de la production d'eau au niveau de champ Ourhoud.

Volet numérique :

2. Elaborer un modèle numérique qui ne prend en compte que des résultats préliminaires des essais de séparation et les débits des charges produites d'huile originellement en place obtenus avant la mise en service d'une unité de traitement.
3. Application de réseau de collectes numériques : système des neurones permettant une évaluation détaillée sur l'évolution ou la dégradation de l'efficacité des dessaleurs et le système de dessalage dans les installations complexes de traitement.



Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] X-NORMAND.A-TREIL. Industrie du raffinage du pétrole (tome 1). Edition Technip PARIS .1985.
- [2] X.NORMAND.A-TREIL. Leçons sommaires sur l'industrie du raffinage de pétrole (Tome1). Edition Technip. 1978.
- [3] BERG, Eugène. Alfredo Eric Calcagno et Jean-Michel Jakobowicz. Le monologue Nord-Sud. Du mythe de l'aide à la réalité du sous-développement; Pierre Salama et Patrick Tissier. L'industrialisation dans le sous-développement; Georges Ayache. Dictionnaire du pétrole; Thomas Molnar. Tiers Monde. Idéologie. Réalité. Politique étrangère, 1982, vol. 47, no 2, p. 516-519.
- [4] PIERITZ, Romeu André. Modélisation et simulation de milieux poreux par réseaux topologiques. 1998. Thèse de doctorat. Université Joseph Fourier (Grenoble; 1971-2015).
- [5] EYSSAUTIER, Joelle, BARRÉ, Loïc, LEVITZ, Pierre, et al. Caractérisation et Modélisation des Asphaltènes en Conditions Réactionnelles d'Hydrotraitement. 2012. Thèse de doctorat. Ecole Polytechnique X.
- [6] GRAVIER, J. F. Propriétés des fluides de gisements. Editions Technip, 1900.
- [7] WAUQUIER, Jean-Pierre. *Petroleum Refining: Crude oil, petroleum products, process flowsheets*. Editions Technip, 1995.
- [8] QUÉTIN, Ph et GAILLARD, H. Mesure de la densité apparente par la méthode au pétrole. *Fiche de protocole, INRA Orléans, Unité Science du Sol-SECPF*, 1998.
- [9] WERNER, Alexander. *Viscosité des fluides pétroliers riches en produits lourds: mesure et modélisation*. 1996. Thèse de doctorat. Pau.
- [10] VIDAL, Jean. *Thermodynamique: Application au Génie chimique et à l'industrie pétrolière*. Editions Technip, 1997.
- [11] BESTOUGEFF, M. 12. Constitution des Composés Soufrés Cycliques du Pétrole. In : *World Petroleum Congress*. WPC, 1959. p. WPC-8412.
- [12] WAUQUIER, Jean-Pierre. *Le Raffinage Du Pétrole: Pétrole Brut. Produits Vol 1 Pétroliers. Schémas De Fabrication*. Editions Technip, 1994.
- [13] PETRESCU, P. LES EAUX SALEES DES GISEMENTS DE PETROLE ROUMAINS. In : *World Petroleum Congress*. WPC, 1937. p. WPC-2055.
- [14] TIMS, J. M., MURDOCK, L. J., et GIARDINA, F. PD 7 (5) Optimizing Specifications to Increase Light Product Yields. In : *World Petroleum Congress*. WPC, 1983. p. WPC-20305.

- [15] DENIS, J., DAMIN, B., CLAUDY, P., *et al.* SP1 SOLUBILISATION SELECTIVE DES PARAFFINES DANS LES DISTILLATS MOYENS A L'AIDE D'ADDITIFS: EFFET SUR LE POINT DE TROUBLE. In : *World Petroleum Congress*. WPC, 1987. p. WPC-22337.
- [16] CHAPPELLIER, D. Diagraphies pétrole. *Cours online de géophysique, université de Lausanne Institut Français du Pétrole*.
- [17] CAILLETET, L. et MATHIAS, E. Recherches sur la densité de l'acide sulfureux à l'état de liquide et de vapeur saturée. *Compt. Rendus*, 1887, vol. 104, p. 104.
- [18] AMPHOUX, Marcel. Une nouvelle industrie française: le raffinage du pétrole. In : *Annales de géographie*. Armand Colin, 1935. p. 509-533.
- [19] FLESINSKI, Lionel. *Étude de la stabilité des émulsions et de la rhéologie interfaciale des systèmes pétrole brut/eau: Influence des asphaltènes et des acides naphthéniques*. 2011. Thèse de doctorat. Pau.
- [20] DOUMEIX, Olivier. *Opérations unitaires en génie biologique: Les émulsions*. SCÉRÉN-CNDP-CRDP [Aquitaine], 2011..
- [21] LIGNEL, Sarah. *Emulsions eau-dans-huile générées par un procédé microfluidique: contribution à l'étude de la congélation de l'eau dispersée en émulsion*. 2014. Thèse de doctorat. Compiègne.
- [22] SACCA, Linda. *Etude par analyse calorimétrique différentielle de la caractérisation et de l'évolution d'émulsions eau dans huile en vue d'une étude en micropesanteur*. 2007. Thèse de doctorat. Compiègne.
- [23] RIECHERS, Birte, WITTBACHT, Frank, HÜTTEN, Andreas, *et al.* The homogeneous ice nucleation rate of water droplets produced in a microfluidic device and the role of temperature uncertainty. *Physical Chemistry Chemical Physics*, 2013, vol. 15, no 16, p. 5873-5887.
- [24] B. Zobrist, C. Marcolli, T. Peter, T. Koop, Heterogeneous ice nucleation in aqueous solutions : the role of water activity, *J. Phys. Chem.* Vol. 112, 2008, 3965-3975
- [25] DAVEY, R. J., MAGINN, S. J., STEVENTON, R. B., *et al.* Nucleation of crystals under Langmuir monolayers: kinetic and morphological data for the nucleation of ice. *Langmuir*, 1994, vol. 10, no 6, p. 1673-1675.
- [26] P. Brochette, Formulation des émulsions et des microémulsions, Les cahiers « Formulation et Formation », Vol. 7, 1996, 62-89.
- [27] BENDJABALLAH, Malek, CANSELIER, Jean Paul, et OUMEDDOUR, Rabah. Optimization of oil-in-water emulsion stability: experimental design, multiple light

Références bibliographiques

scattering, and acoustic attenuation spectroscopy. *Journal of Dispersion Science and Technology*, 2010, vol. 31, no 9, p. 1260-1272.

[28] EL HIJRI, Jawad. *Contribution expérimentale et numérique à l'étude de la remise en suspension des particules par l'activité humaine*. 2008. Thèse de doctorat. Université de La Rochelle.

[29] RICHARD S.KRAUS. Encyclopédie de sécurité et de santé au travail ; 3eme édition française .partie XII, industrie chimiques et parachimiques, chapitre 78- le raffinage du pétrole.

[30] KALAOUI INOUSSA HASSANE. Processus de dessalage du pétrole brut a la société de raffinerie de ZINDER, Rapport de stage, Institut Universitaire de Technologie, République du Niger.2016.

[31] STANDARD, A. S. T. M. D86, "Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure,". *Annual Book of ASTM Standards*, 2012.

[32] BERTONCINI, Fabrice, COURTIADÉ-THOLANCE, Marion, et THIÉBAUT, Didier. *Gas chromatography and 2D-gas chromatography for petroleum industry: the race for selectivity*. Editions Technip, 2013.

[33] ASTM INTERNATIONAL. ASTM D445-12: Standard Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids (and Calculation of Dynamic Viscosity).

[34] DA COSTA SOARES, Jean-Jérôme. *Compréhension moléculaire et prédiction des propriétés physicochimiques dans les produits pétroliers*. 2017. Thèse de doctorat. Université de Lyon.

[35] DEVALLOIR. C, KHETIR. A, SAINT-JULIEN. T, Cour de raffinage. Lycée de Montgeron, France.2009

[36] DIHAJ, Ramadhan, MAAMERI, Hassane, SAKMECHE, Mounir, *et al. Etude Technologique sur les performances et les paramètres de dimensionnement des dessaleurs du Pétrole brut au niveau de la Raffinerie d'Adrar RAID*. 2020. Thèse de doctorat. universite Ahmed Draia-ADRAR.

[37] BERTONCINI, Fabrice, COURTIADÉ-THOLANCE, Marion, et THIÉBAUT, Didier. *Gas chromatography and 2D-gas chromatography for petroleum industry: the race for selectivity*. Editions Technip, 2013.

Annexes



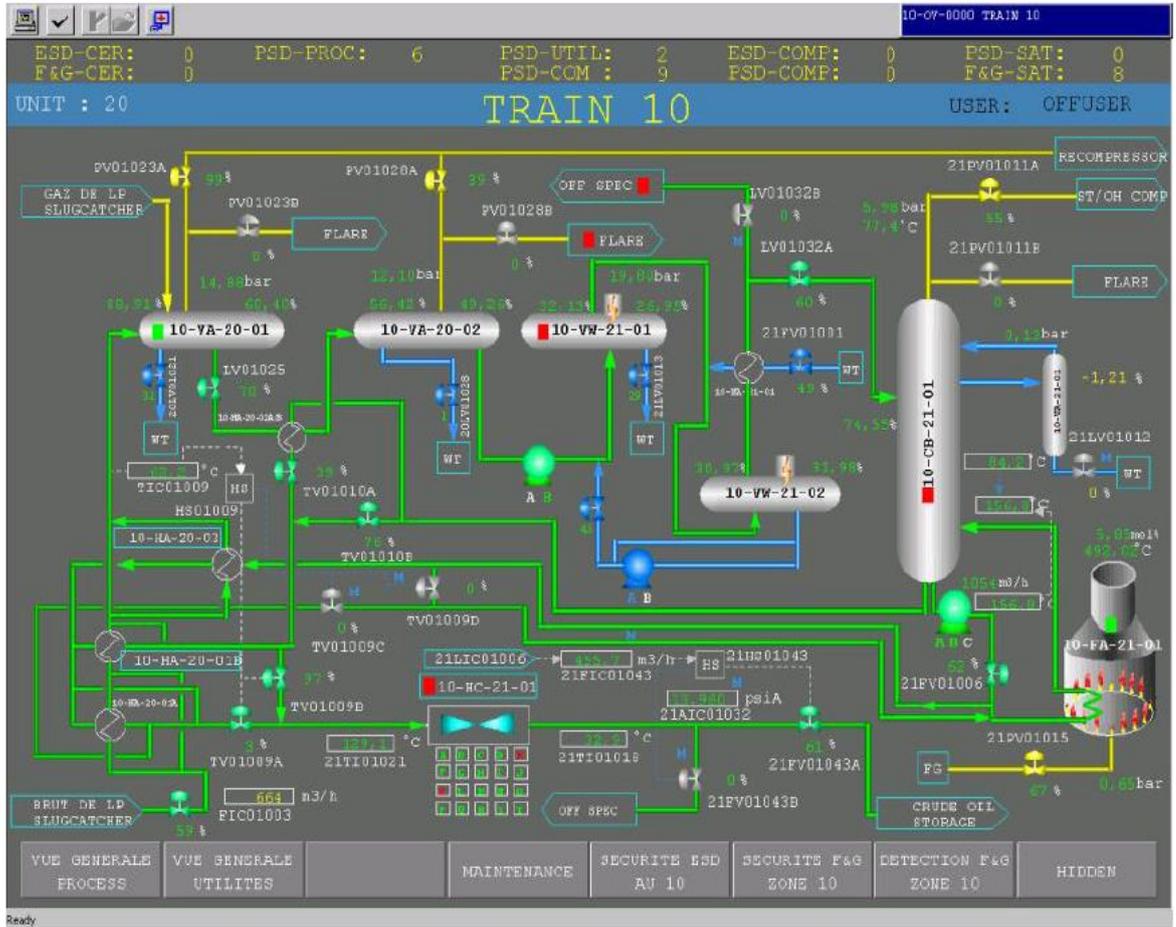
Annexe A**Propriétés physico-chimiques du pétrole brut de champ Ourhoud**

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

Annexes

Annexe B

Train de séparation (DATA BANK SOURCE)



Annexe C

Train de dessalage (présentation des deux dessaleurs)

