

Université Kasdi Merbah Ouargla



Faculté des hydrocarbures énergies renouvelables et science de la terre et de l'univers

Département de Production des Hydrocarbures

MÉMOIRE

Pour obtenir le Diplôme de Master

Option: Production Professionnelle

Présenté Par :

BENLAGHA Mohammed Issam, ROUAG Mahmoud

~THÈME~

L'IMPACT DE MODIFICATION DES PARAMÈTRES OPÉRATOIRES D'UN DESSALEUR

Soutenu le : ... / ... / 2020 devant la commission d'examen

Jury :

Président : Mr. HADJADJ Sadok	MCB	Université Ouargla
Rapporteur : Mme. HAFSI Fadila	MAA	Université Ouargla
Examination: Mr. ALI ZERROUKI Ahmed	MCB	Université Ouargla

Année universitaire 2019/2020

Résumé

Le dessalage est une opération très importante pour assurer le bon fonctionnement des différents traitements pétroliers, et éviter ses conséquences telles que la corrosion des équipements.

La commercialisation du brut, est régie par des contrats qui fixent en particulier les teneurs en sels et en eau (40 mg/l en sel, et d'ordre de 1% en eau)

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

Lors de cette étude nous concentrons sur la méthode électrostatique et ses propriétés, les unités de dessalage électrostatique et sa vérification de calcul, et l'influence des paramètres opératoire sur le dessalage.

Notre contribution sur cette unité est d'améliorer quelque paramètres (température et taux d'eau de lavage) pour améliorer la qualité du brut et faire face à l'augmentation du taux d'eau dans le gisement.

Mots clés : pétrole brut, dessalage, sels, eau, émulsion, paramètres opératoires .

Abstract

Desalination is a very important operation to ensure the proper functioning of the various oil treatments and to avoid its consequences such as corrosion of equipment.

The marketing of crude oil is governed by contracts that set in particular the salt and water content (40 mg/l of salt and around 1% of water).

The aim of our work is to study the desalination of crude oil in the Ourhoud CPF processing center. We notice that the water and salt content is increasing more and more over the years.

In this study we focus on the electrostatic method and its properties, the electrostatic desalination units and its calculation verification, and the influence of the operating parameters on the desalination.

Our contribution on this unit is to improve some parameters (temperature and wash water rate) to improve the quality of the crude and to cope with the increase of the water rate in the deposit.

Key words: crude oil, desalination, salts, water, emulsion, operating parameters .

ملخص

تعد عملية التحلية مهمة للغاية لضمان حسن سير المعالجات البترولية المختلفة ولتجنب عواقبها مثل تآكل المعدات. يخضع تسويق النفط الخام للعقود التي تحدد بشكل خاص محتويات الملح والماء (40 مجم / لتر في الملح ، وحوالي 1% في الماء) الهدف من عملنا هو دراسة تحلية النفط الخام في مركز المعالجة CPF في أورهود. نلاحظ أن محتوى الماء والملح يزداد أكثر فأكثر بمرور السنين. نركز في هذه الدراسة على الطريقة الكهروستاتيكية وخصائصها ، ووحدات التحلية الكهروستاتيكية والتحقق من حساباتها ، وتأثير معاملات التشغيل على التحلية. مساهمتنا في هذه الوحدة هي تحسين بعض المتغيرات (درجة الحرارة ومعدل مياه الغسيل) لتحسين جودة الخام ومواكبة الزيادة في معدل المياه في الرواسب. الكلمات المفتاحية: النفط الخام ، التحلية ، الأملاح ، المياه ، المستطاب ، معاملات التشغيل.

REMERCIEMENT

En premier lieu, nous tenons à remercier Dieu, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à remercier notre encadreur Mme. HAFSI FADILA pour son grand soutien et ses conseils considérables, sans oublier les profs de département de Production des Hydrocarbures.

Nous remercions également tous les membres de juré qui ont accepté de juger tous nos collègues.



DEDICACE

Je dédie ce modeste travail à :

Ma très cher Maman pour leur amour, patience, confiance, éducation et sacrifice, et sans leur soutien je ne serais pas arrivé a ce que je suis.

Tous mes amis et tous ceux qui me sont chers

ISSAM

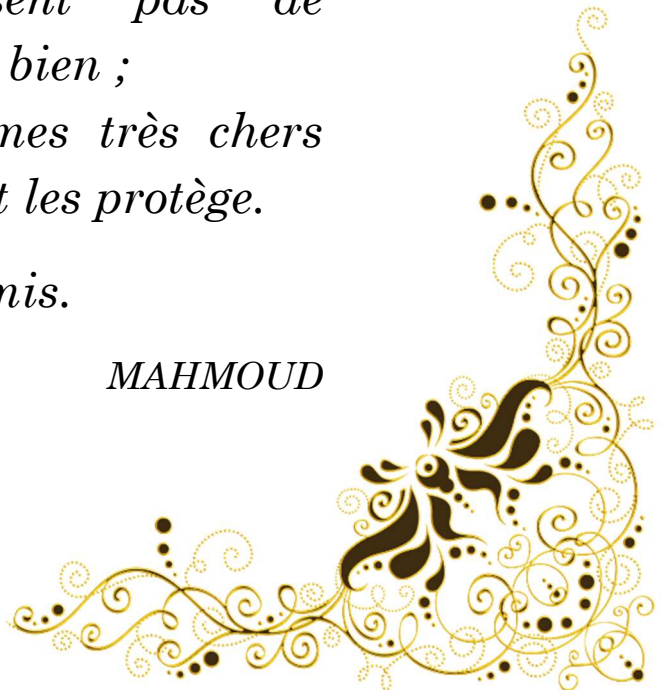
J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :

Ceux qui m'ont encouragé dans la vie qui m'ont donné leurs sacrifices éternels pour que je puisse suivre mes études dans des bonnes conditions et qui ne cessent pas de m'encourager et de veiller à mon bien ;

La lumière de mes yeux, mes très chers parents que Dieu me les garde et les protège.

Toute ma famille et mes chers amis.

MAHMOUD



SOMMAIRE

<u>Introduction Generale</u>	1
------------------------------------	---

CHAPITRE I : PRESENTATION DE LA ZONE D'ETUDE

<u>Introduction</u>	3
<u>I.1. Historique de découverte du champ d'hourhoud</u>	3
<u>I.2. Présentation du champ d'ourhoud</u>	4
<u>I.2.1. Situation géographique</u>	4
<u>I.2.2. Situation géologique</u>	5
<u>I.2.3. Organigramme de l'organisation Ourhoud</u>	5
<u>I.3. Composition et production du champ Ourhoud</u>	6
<u>I.3.1. Composition du champ d'Ourhoud</u>	6
<u>I.3.2. Historique de production</u>	8
<u>I.4. Procédures d'exploitation de champ</u>	9
<u>I.4.1. Système de production d'huile</u>	9
<u>I.4.2. Système d'injection du gaz lift</u>	9
<u>I.4.3. Système d'injection d'eau</u>	9
<u>I.4.4. Système WAG (water alternating gaz)</u>	10
<u>I.4.5. Système satellites</u>	10
<u>I.4.6. Présentation du CPF(Centre Processing Facillities)</u>	10
<u>I.4.6.1. Traitement du pétrole brut</u>	10
<u>I.5. Conclusion</u>	13

CHAPITRE II : SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE

<u>Introduction</u>	14
<u>II.1. Définition du dessalage</u>	15
<u>II.2. But de dessalage</u>	15
<u>II.3. Nature des sels</u>	16
<u>II.3.1. Les inconvénients des sels</u>	16
<u>II.4. Phénomène d'émulsion</u>	17
<u>II.4.1. Conditions de formation d'une émulsion</u>	18
<u>II.4.2. Stabilité d'une émulsion</u>	19
<u>II.4.2.1. Solubilité de l'agent émulsifiant</u>	19
<u>II.4.2.2. Agitation</u>	19
<u>II.4.2.3. Viscosité de l'huile</u>	19
<u>II.4.2.4. Teneur en eau dans l'émulsion</u>	20
<u>II.4.2.5. Age de l'émulsion</u>	20
<u>II.4.2.6. Taille des particules de la phase dispersée</u>	20
<u>II.4.3. Types d'émulsion</u>	20
<u>II.4.3.1. Émulsion simple ou uniques</u>	20
<u>II.4.3.2. Émulsion double</u>	21
<u>II.5. Les émulsions dans l'industrie pétrolière</u>	22
<u>II.6. Etapes de désintégration des émulsion</u>	22
<u>II.6.1. Procédé mécanique</u>	23
<u>II.6.2. Procédé chimique</u>	24
<u>II.6.3 Procédé électrique</u>	24
<u>II.6.3.1. Dessalage électrostatique</u>	25
<u>II.6.3.2. Parties interne du dessaleur</u>	26
<u>II.7. Conclusion</u>	29

CHAPITRE III: EXEMPLE DE CALCUL D'UN DESSALEUR

<u>Introduction</u>	30
<u>III.1. Collecte des données</u>	30
<u>III.1.1. Propriétés physico-chimiques d'eau de lavage (Miopliocène)</u>	30
<u>III.1.2. Résultats d'analyses viscosité du brut a différentes températures</u>	31
<u>III.1.3. Résultats d'analyses densité du brut et d'eau</u>	31
<u>III.1.4. Résultats d'analyses BS&W et salinités (entrées/sorties) des deux dessaleurs</u>	31
<u>III.2. Calculs</u>	32
<u>III.2.1. Calcul des débit brut-eau à l'entrée 1^{er}/2^{ème} dessaleur</u>	32
<u>III.2.2. Billan matière de l'unité de dessalage</u>	32
<u>III.2.3. Billan salinité de l'unité de dessalage</u>	34
<u>III.2.4. Suivi de la salinité dans le système CPF (Central Processing Facilities)</u>	35
<u>III.2.5. Calcul de l'efficacité du système</u>	36
<u>III.2.5.1. Calcul de l'efficacité de l'unité de dessalage</u>	36
<u>III.2.5.2. Calcul de l'efficacité total du CPF</u>	37
<u>III.2.6. Calcul de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur</u>	37
<u>III.2.7. Calcul du temps de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur</u>	41
<u>III.2.8. Calcul du temps des séjours</u>	41
<u>III.2.9. Calcul des caractéristique électrique du dessaleur</u>	43
<u>III.2.9.1 Calcul du champ électrique entre deux électrodes</u>	43
<u>III.2.9.2 Calcul du champ critique</u>	43
<u>III.2.10. Calcul des efficacités théorique et expérimentale de l'unité de dessalage</u>	44
<u>III.2.11. Comparaison entre design et l'actuel du dessaleur</u>	46
<u>III.3 . Essai d'amélioration des paramètres du dessaleur</u>	47
<u>III.3.1. Augmentation du taux de levage</u>	48
<u>III.3.2. L'augmentation de la température du dessaleur</u>	48
<u>III.4. Conclusion</u>	51
<u>CONCLUSION GENERALE</u>	52

BIBLIOGRAPHIE

ANNEXE

LISTE DES TABLEAUX

<u>Tableau II-1: Les opération fondamentales ont lieu dans un dessaleur électrostatique.....</u>	25
<u>Tableau III.1. Analyses du pH et de la conductivité d'eau de lavage</u>	30
<u>Tableau III.2. La viscosité du brut à différentes température.....</u>	31
<u>Tableau III.3. La densité du brut et d'eau.....</u>	31
<u>Tableau III.4. Analyse de la BS&W et de la salinité de l'unité de dessalage du pétrole</u>	31
<u>Tableau III.5. Débits eau-brut de l'unité de dessalage</u>	32
<u>Tableau III.6. Les valeurs des débits de matières de l'unité de dessalage.....</u>	33
<u>Tableau III.7. Analyses de la salinité eau-brut.</u>	34
<u>Tableau III.8. Suivi d'analyses de la salinité du brut dans le CPF</u>	35
<u>Tableau III.9. Suivi d'analyses de la salinité d'eau de lavage.....</u>	35
<u>Tableau III.10. Calcul des efficacités des deux dessaleurs.....</u>	36
<u>Tableau III.11. Analyses de la salinité du CPF</u>	37
<u>Tableau III.12. vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement.....</u>	37
<u>Tableau III.13. Viscosité et densité des deux phases à la température de service.....</u>	40
<u>Tableau III.14. Comparaison entre les valeurs actuelles et celles de design du dessaleur</u>	46
<u>Tableau III.15. Pourcentage d'eau présente dans le gisement en fonction des années</u>	47
<u>Tableau.III.16 Efficacité en fonction du taux de lavage.....</u>	48
<u>Tableau III.17. Analyses de la salinité et de la BS&W entrée/sortie des étages de dessalage ..</u>	49
<u>Tableau III.18 .Débits de matière à l'entrée des dessaleurs</u>	49
<u>Tableau III.19. Débits de matière à la sortie des dessaleurs</u>	49
<u>Tableau III.20. Densité et viscosité des deux phases à 90°C.....</u>	49

LISTE DES FIGURES

<u>Figure.I.1. La situation géographique du champ Ourhoud.....</u>	4
<u>Figure.I.2. Gisement d'Ourhoud en 3D</u>	5
<u>Figure.I.3. Organigramme de l'organisation Ourhoud.....</u>	6
<u>Figure.I.4. Le champ d'Ourhoud</u>	7
<u>Figure.I.5. Système de production d'huile.....</u>	9
<u>Figure.I.6. Présentation du CPF.....</u>	10
<u>Figure.I.7. Schéma représentatif du procès traitement du brut.....</u>	11
<u>Figure.I.8. Présentation de Slugcatcher.....</u>	11
<u>Figure.I.9. Présentation du train de production.....</u>	12
<u>Figure.II.1. Exemple de corrosion sur un plateau de distillation de raffinerie.....</u>	14
<u>Figure.II.2. Représentation d'une émulsion avec émulsifiant.....</u>	17
<u>Figure.II.3. Emulsion d'eau dans l'huile.....</u>	18
<u>Figure.II.4. Représentation schématique d'un tensioactif.....</u>	19
<u>Figure.II.5. Schématisation de la structure d'émulsion simple (huile dans eau et eau dans huile).....</u>	21
<u>Figure.II.6. Schemas d'émulsions doubles</u>	21
<u>Figure.II.7. Principe de l'émulsion.....</u>	23
<u>Figure.II.8. Vue éclatée d'un dessaleur électrostatique.....</u>	27
<u>Figure.II.9. Equipements internes d'un dessaleur électrostatique.....</u>	29
<u>Figure.III.1. Bilan matière du dessaleur</u>	32
<u>Figure.III.2. Les électrodes à l'intérieur du dessaleur.....</u>	43
<u>Figure.III.3. Variation de pourcentage d'eau du gisement en fonction des années.....</u>	47

LISTE DES ANNEXES

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

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

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

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

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

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

ABRÉVIATIONS

AC: Alternating Current

API: American Petroleum Institute

ASTM: American society for testing of materials

BS&W: basic sediment & water

CPF : Central Production Facilities

DC: Direct Current

DCS: Distributed Control System

NF: Norme française

ppm: Partie par million

PSI: Pound Square Inch

TAGI: Trias Argilo Gréseux Inférieur

TVR: Tension de vapeur raid

UOP: Universal Oil Products

HLB: Hydrophile Lypophile Balance

SYMBOLES ET NOTATION

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

ϑ	Viscosité cinématique du pétrole	cSt
δ	Tension superficielle entre l'eau et le pétrole	g/cm ³
ε	Coefficient diélectrique	/
φ	Coefficient de frottement	/
α	Coefficient de caractérisation de la variation de la densité	/



INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction Générale :

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

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

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

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

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

Ce mémoire est organisé selon les chapitres suivants :

- ❖ Le 1er chapitre comporte une brève présentation du champ d'Ourhoud,
- ❖ La théorie sur le dessalage et l'émulsion. En 2ème chapitre on a visé à faire des approches sur les phénomènes de l'émulsion et vérifier aussi les autres ajouts influant sur le pétrole brut tel que les sels ou on les avait consacrés une étude spécifique dépend de processus de dessalage électrostatique.
- ❖ On a effectué, dans ce dernier chapitre, un ensemble du calcul sur le dessaleur électrostatique tel

que le temps de séjour, les caractéristiques électriques dedessaleur, l'efficacité du dessaleur et le dessalage, les influences des Paramètresopérateurs sur le procédé.....etc.

Cette étude est achevée par une conclusion générale

CHAPITRE I



Présentation de la zone d'étude

Introduction :

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

I-1. Historique de découverte du champ d'ourhoud :[2]

L'organisation Ourhoud créée en 1997, les partenaires ont conçu l'organisation Ourhoud comme un instrument doté de pouvoirs et procédures fiables approuvées par toutes les parties et l'ondotée de moyens matériels et on affecté du personnel de haut niveau pour assurer son efficacité.

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

2002 : débuts de production.

I.2. Présentation du champ Ourhoud :

I.2.1. Situation géographique :

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

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

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

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

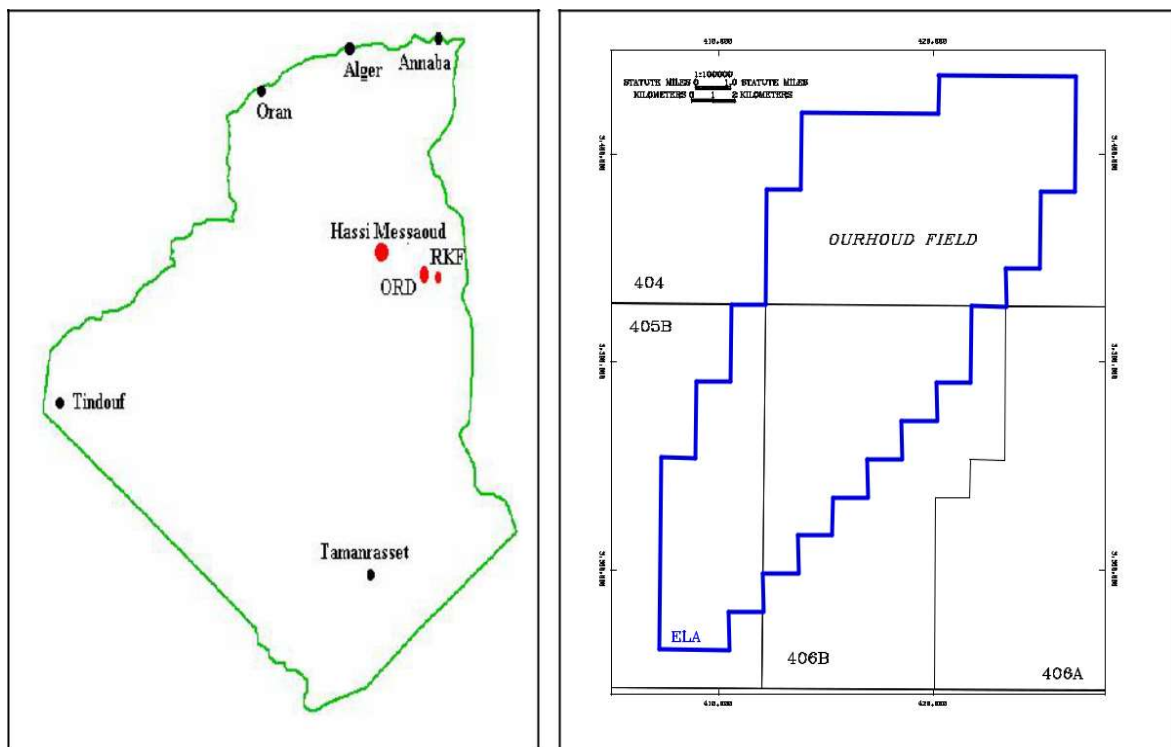


Figure I.1. la situation géographique du champ Ourhoud [2].

I.2.2. Situation géologique :

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

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

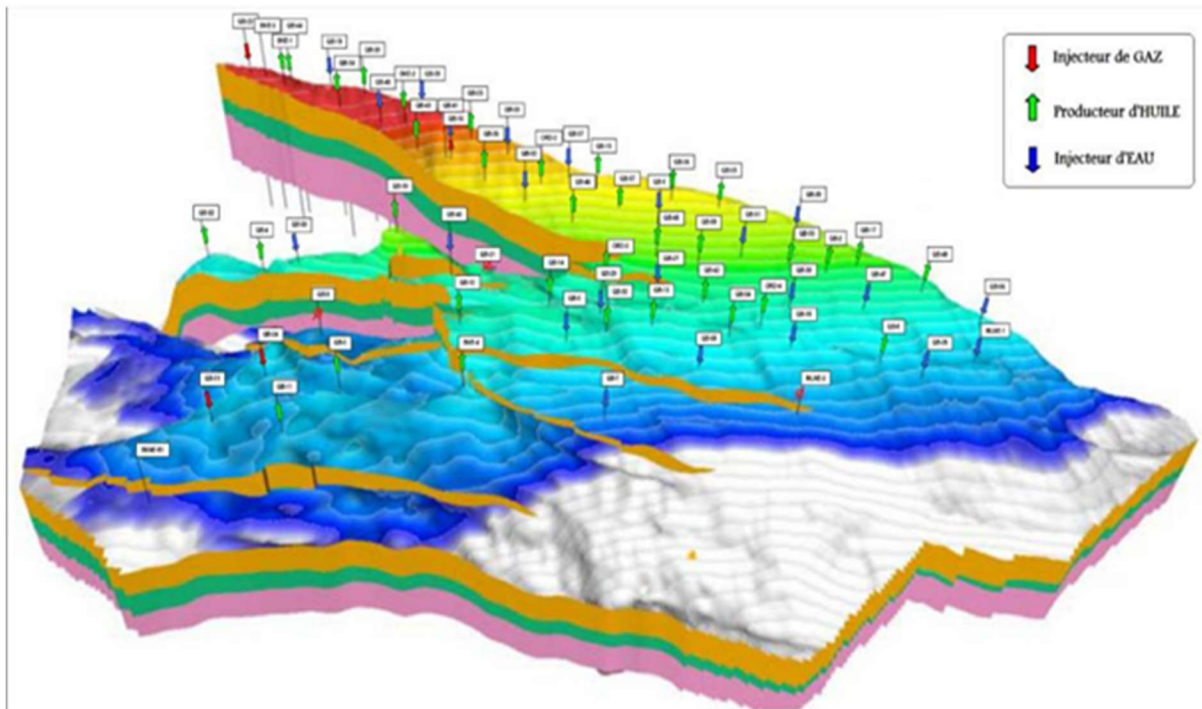


Figure I.2. Gisement d'Ourhoud en 3D [2] .

I.2.3. Organigramme de l'organisation Ourhoud :

L'organisation Ourhoud a un effectif composé de différents niveaux et spécialités issus des différentes entreprises qui ont participé à la construction des installations. Leurs tâches actuelles sont d'assurer une productivité optimale du gisement dans des conditions de

sécurités strictes et avec des normes reconnues mondiales. La direction générale se trouve à la ville de Hassi-Messaoud alors que la direction du champ est installée à Ourhoud.

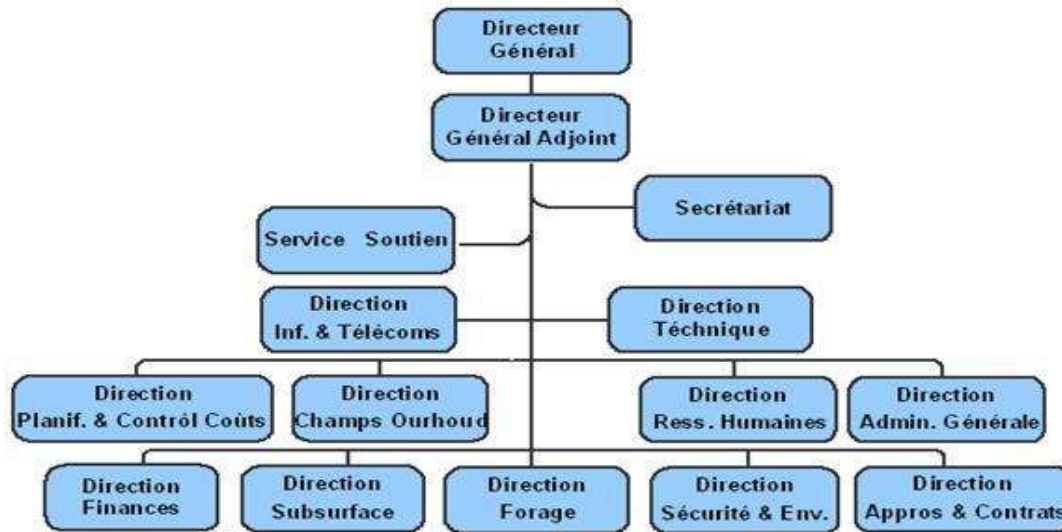


Figure I.3. Organigramme de l'organisation Ourhoud[2] .

I.3. Composition et production du champ Ourhoud : [14]

I.3.1. Composition du champ d'Ourhoud :

Le champ d'Ourhoud comprend :

- 66 puits producteurs d'huile.
- 28 puits injecteurs d'eau.
- 14 Puits injecteurs d'eaux et de gaz.
- 09 puits producteurs d'eau albien barrémien.
- 08 puits producteurs d'eau du Miopliocène.
- 07 stations satellites.
- Un centre de traitement de brut (CPF ou Central Processing Facilities) d'une capacité journalière de traitement d'huile brute de 230 000 barils et composé de :
 - un Slugcatcher ou Manifold d'arrivée des satellites.
 - 03 trains de traitement identiques de séparation et stabilisation composés chacun de
 - Une séparation huile / gaz / eau (deux séparateurs).
 - Un dessalage électrostatique (deux dessaleurs en série).
 - Une stabilisation de brut par distillation atmosphérique (une colonne de stabilisation).
 - 01 station de compression des gaz de tête des colonnes (deux compresseurs).

- 01 station de compression pour la décompression des gaz des séparateurs (trois compresseurs).
- 01 station de compression de gaz lift (deux turbocompresseurs).
- 01 station de compression gaz de réinjection (deux compresseurs).
- 01 Unité de régénération de Glycol
- Un Déshydrateur.
- 01 unité de traitement des eaux huileuses.
- 01 batterie de pompes d'injection d'eau (six pompes).
- 03 bacs de stockage d'huile stabilisée,
- 01 bac de stockaged'huile off spec,
- 03 pompes d'expédition HP vers OH3,
- 03 pompes booster d'expédition vers PK0,
- 01 unité fournissant les utilités (air, azote, eau potable),
- 01 réseau anti-incendie,
- 01 bassin d'évaporation,
- Lits de séchage,
- 01 réseau de torches (sept torches)
- Un réseau de collecte et dessertes.
- Une base industrielle.
- Une base de vie pour le personnel

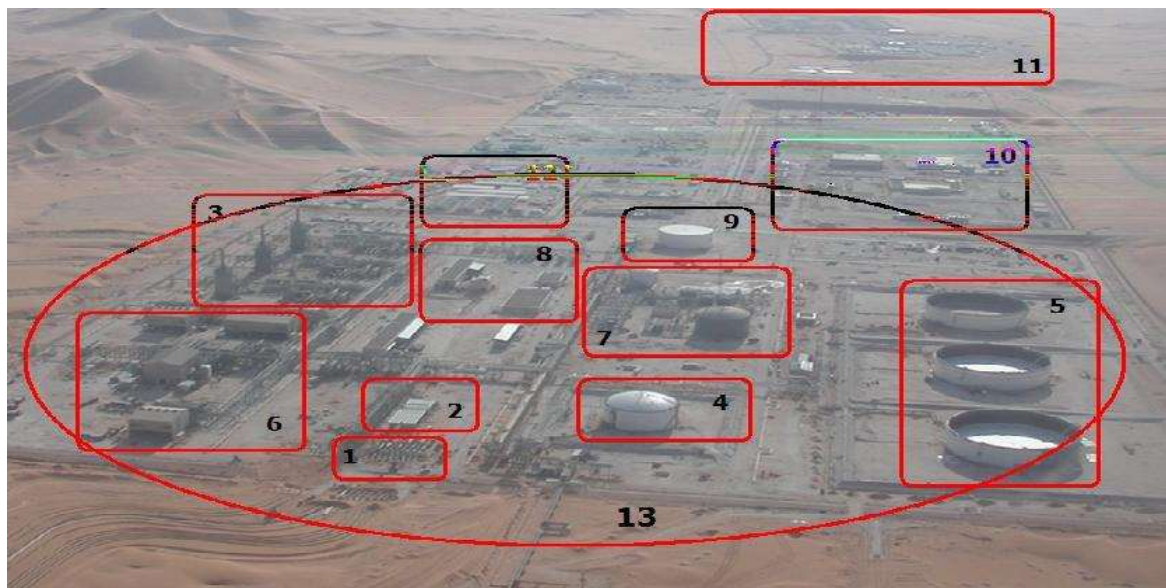


Figure I.4. Le champ d'Ourhoud [14].

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

I.3.2.Historique de production :

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

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

I.4. Procédures d'exploitation du champ :[14]

I.4.1. Système de production d'huile :

Le système comprend une collecte de 7 satellites ayant chacun :

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

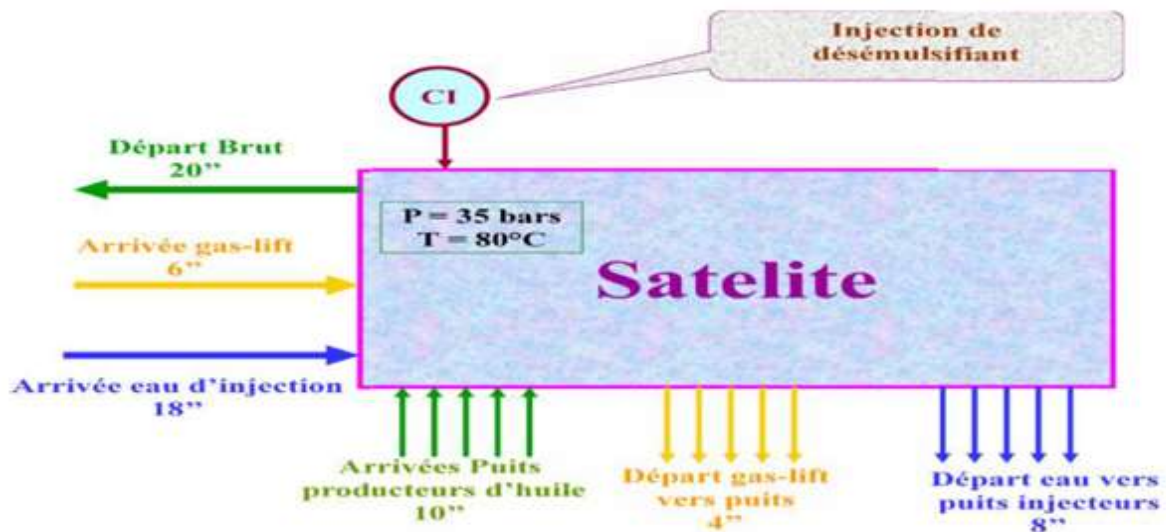


Figure I.5. Système de production d'huile [14].

I.4.2. Système d'injection du gaz lift :

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

I.4.3. Système d'injection d'eau :

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

I.4.4. Système WAG (water alternating gaz) :

Est l'une des dernières techniques utilisées pour augmenter la récupération de pétrole des gisements pétroliers d'Algérie. Elle consiste en une injection par alternance eau gaz suivant une durée prédéterminée par les ingénieurs de production.

I.4.5. Système satellites :

Le satellite est un collecteur qui regroupe un nombre déterminé d'arrivées puits producteurs, dans le but d'acheminer l'huile vers le CPF dans une seule conduite. Le regroupement des arrivées puits d'une même zone évite des freinages entre puits sur de grande distance. Chaque satellite est équipé d'un système de protection contre la surpression.

I-4-6. Présentation du CPF (Central Processing Facilities) :

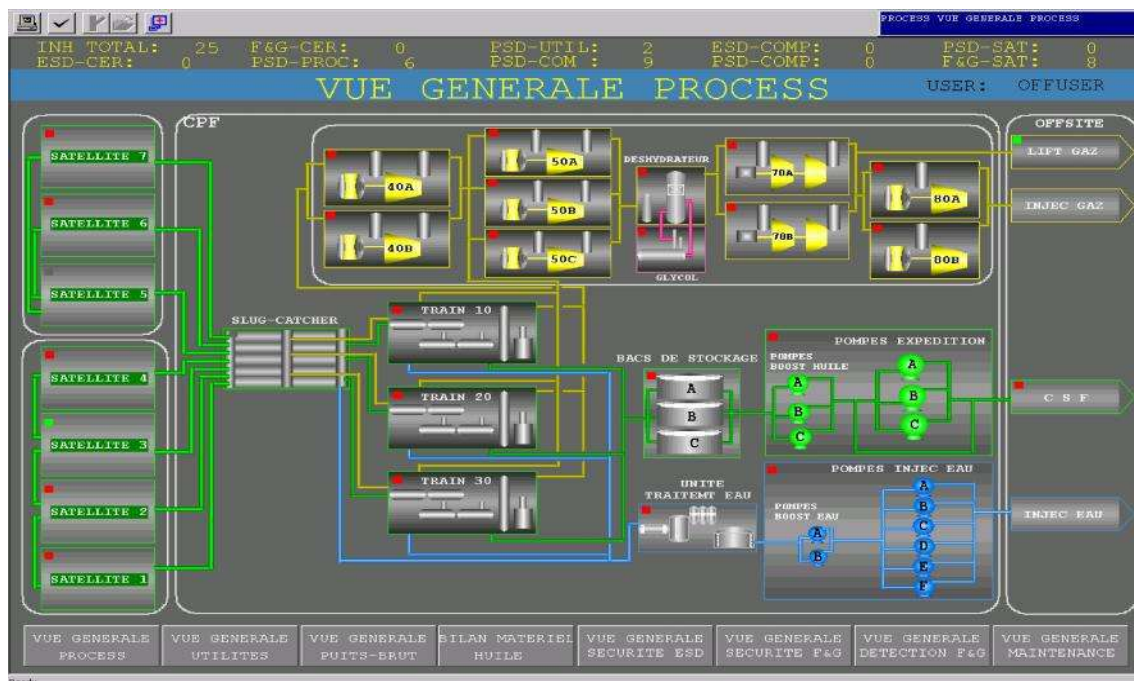


Figure I.6. Présentation du CPF[14] .

I.4.6.1. Traitement du pétrole brut :

Le pétrole n'est jamais produit seul mais toujours associé au gaz et à l'eau, leur séparation est obtenue dans des installations appelées séparateurs. A chaque fois qu'on diminue la pression du fluide, une partie de gaz dissous est libérée. L'eau est envoyée aux unités de traitement des eaux huileuses, le gaz est envoyé aux installations de traitement de gaz, et le sel est extrait, de la solution, chimiquement ou électriquement.

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

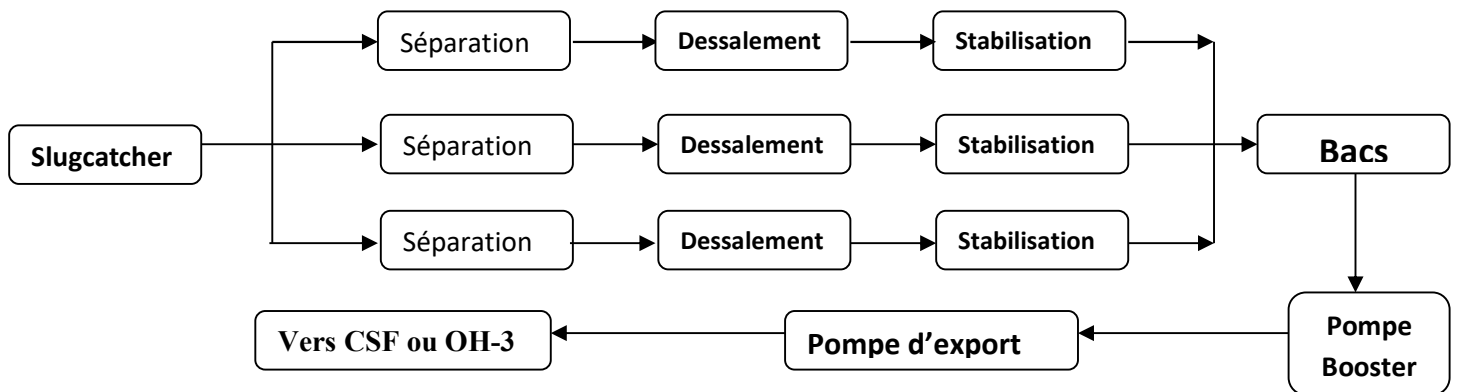


Figure I.7. Schéma représentatif du processus de traitement du brut [14].

- **Slugcatcher**

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

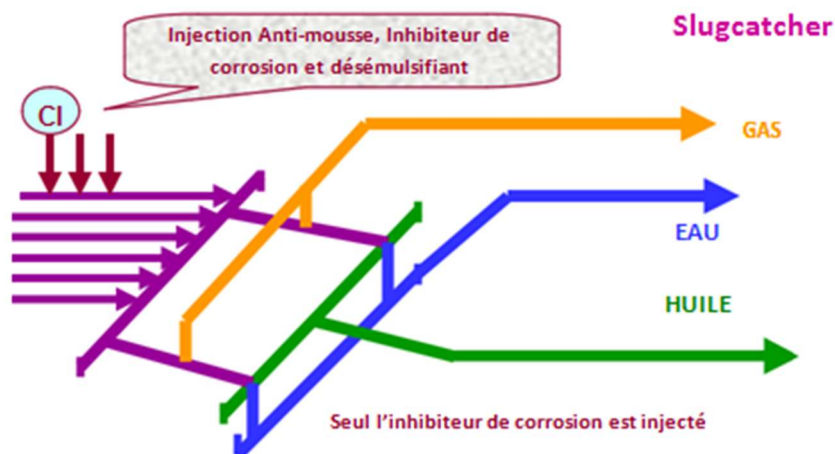


Figure I.8. Présentation de Slugcatcher [14].

- **Train De Séparation**

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

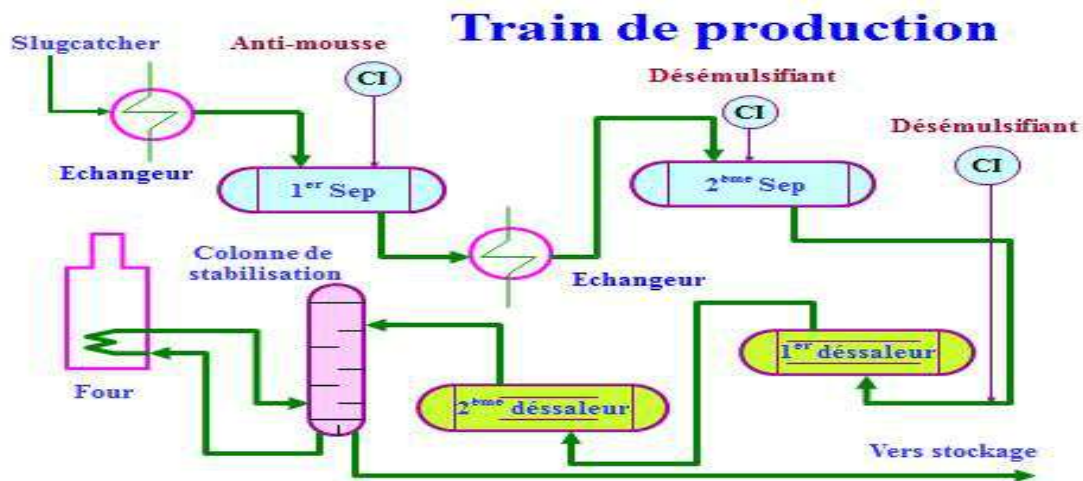


Figure I.9.Présentation du Train de production[14] .

- **1^{er} et 2^{ème} séparateur**

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

- **1^{er} et 2^{ème} dessaleur**

Les dessaleurs comprennent deux coalescers électrostatiques en série. L'eau de Dilution Miopliocène est injectée dans le dessaleur du deuxième étage et passe à travers des vanes mélangeuses. L'huile ainsi mélangée est envoyée vers le dessaleur du deuxième étage afin de diluer le sel contenu dans la phase eau. Cette eau est ensuite séparée par l'action d'un champ électrostatique et est pompée vers le dessaleur du premier étage, où elle agit comme lavage préliminaire et dilue le sel contenu dans l'eau de production. Les dessaleurs opèrent à 80-82 °C et (19-20) bars. L'eau de dilution est chauffée pour améliorer la séparation huile /eau et pour réduire la tendance à l'émulsion du mélange. L'huile dessalée sera refroidie

par échangeur de chaleur, et sa pression sera diminuée grâce à une vanne jusqu'à 6 bars, pour être prête à entrer dans la colonne.

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

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

- **Colonne de stabilisation**

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

- **Four**

Il joue le rôle d'un rebouilleur, à la sortie de la colonne de stabilisation, une partie du brut est envoyée vers un four pour l'utiliser ensuite comme moyen pour réchauffer la colonne de stabilisation

I.5.Conclusion :

Pour conclure, nous pouvons dire que le pétrole est un élément essentiel de notre vie quotidienne car il est à la base de la création de multiples produits qui sont essentiels. Cependant celui-ci doit subir plusieurs transformations importantes afin de convenir à nos besoins de plus en plus importants.

Toutefois le pétrole doit être utilisé modérément car c'est une énergie qui prend des centaines de millions d'années à se renouveler et qui est en voie de disparation. De plus, il émet des gaz toxiques qui favorisent l'effet de serre. Pour toutes ces raisons, nous serons amenés dans un futur relativement proche à découvrir des énergies de compensation qui offrent une diversité d'utilisation aussi importante que celle du pétrole.

CHAPITRE II



SYNTHÉSE BIBLIOGRAPHIQUE

Introduction:

Le pétrole brut contient souvent de l'eau, des sels inorganiques, des solides en suspension et des traces de métaux solubles dans l'eau. La salinité du pétrole brut est inférieure ou égale 40 mg/l et le BSW (Eau en suspension et Sédiments) est inférieur ou égale 0.5 % volumique.

La plupart des puits fournissent, depuis leurs mises en production, une huile variablement chargée en sels; le chlorure de sodium (NaCl) est majoritaire, mais il est toujours associé à des quantités de sels alcalino-terreux. Cette salinité est apportée par l'eau de réservoir ou par des eaux d'infiltration; elle est en fonction de la position structurale de puits et des caractéristiques physique de la roche de réservoir. De plus elle évolue au cours de la vie du puits.

Le dessalage du pétrole brut est une opération essentielle en raffinerie, car elle conditionne la bonne ou mauvaise marche des procédés de traitement du brut.

De plus, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique: [3]

- ✓ Encrassement des échangeurs de chaleur et du four
- ✓ Corrosion au sommet de tête de la colonne de distillation.
- ✓ Résidu atmosphérique chargé en sodium

Donc, un mauvais dessalage peut conduire également à des entraînements massifs d'hydrocarbures dans les eaux de purge du dessaleur; c'est un problème environnemental.

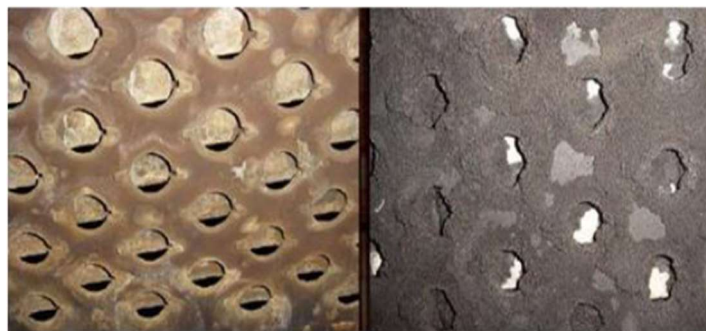


Figure II.1 : Exemple de corrosion sur un plateau de distillation de raffinerie. [4]

II.1. Définition du dessalage:

Le dessalage est une opération permettant d'éliminer par lavage à l'eau les sels minéraux présents dans les pétroles bruts. Ces sels sont en effet susceptibles de provoquer des corrosions et des encrassements dans les unités de traitement de bruts. La séparation brut dessalé-eau s'effectue dans un gros ballon décanteur horizontal: le dessaleur .

Le premier traitement subi par le pétrole brut à son entrée dans la raffinerie est un traitement de dessalage, qui permet d'éliminer l'eau et les sels qu'il contient.

La présence des sels de magnésium et de sodium dans le pétrole brut est due aux opérations de production et de transport. La présence de l'eau salée provoque la corrosion des équipements de la raffinerie. Par exemple, les sels de chlorures de magnésium génèrent l'acide chlorhydrique (HCl) à une température supérieure à 150 °C et peut entraîner une corrosion grave.

La méthode moderne de dessalement électrique élimine simultanément l'eau et les sels dissous du pétrole brut [5]

II.2. But du dessalage:

Le pétrole brut et les résidus lourds peuvent contenir différentes quantités de composés organiques comme des sels solubles dans l'eau, du sable, de la rouille et d'autres extraits secs, l'ensemble est caractérisé comme des dépôts de fond. Le sel dans le brut se présente principalement sous forme de cristaux de sels dissous en suspension ou dissous dans l'émulsion d'eau avec le brut. Ces impuretés, en particulier les sels, peuvent entraîner un encrassement et la corrosion des échangeurs de chaleur (préchauffages de brut) et en particulier du système de distillat de tête de l'unité de distillation de brut .[6]

Les raisons qui obligent le dessalage sont de trois 03 ordres :

- ✓ Dans certains cas, les sels cristallisent en plaques dans les canalisations des installations de traitement. Ces dépôts freinent la production continue.
- ✓ Les sels provoquent les corrosions.
- ✓ La commercialisation du brut impose une salinité inférieure ou égale 40 mg de chlorures par litre.
- Donc l'objectif sera d'éliminer:
 - Le sel par dessalage.

Pour satisfaire les normes commerciales (Salinité inférieure ou égale 40 mg/l).

- Limiter le transport et le stockage d'eau (perte de charge et corrosion)

II.3. Nature des sels:

Le pétrole brut peut se trouver dans le réservoir, associé au gaz et à l'eau de formation saline, la production de pétrole s'accompagne d'une production d'eau provenant du gisement. Les sels dans le pétrole brut sont essentiellement des chlorures dont la répartition est la suivante:

- ✓ NaCl (chlorure de sodium): 70 %.
- ✓ MgCl₂ (chlorure de magnésium): 20 %.
- ✓ CaCl₂ (chlorure de calcium): 10 %.

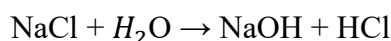
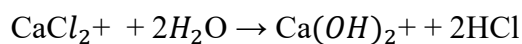
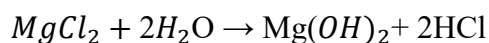
Ces sels se présentent soit sous forme de cristaux, soit ionisés dans l'eau présente dans le brut, par simple décantation on devrait éliminer les sels ionisés.

Pour ce qui concerne les cristaux, leur élimination peut s'effectuer par lavage à l'eau: les cristaux s'ionisent puis s'hydratent; l'avantage de ces sels hydratés est la plus grande solubilité dans l'eau .[7]

II.3.1. Inconvénients des sels:

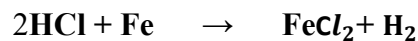
Les sels dissous dans l'eau du pétrole brut précipitent sur les parois des tubes des échangeurs de chaleur et des fours et présentent les inconvénients suivants:

- Augmentation des pertes de charge qui implique une réduction de débit ou augmentation de la vitesse de passage à cause de la réduction de la section de passage.
- Diminution du coefficient de transfert de chaleur, car les sels sont mauvais conducteurs de chaleur
- Encrassement des échangeurs et des fours.
- Corrosion des circuits de tête de la colonne de distillation atmosphérique en présence de chlorure de magnésium et de calcium selon les réactions suivantes:

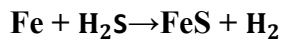


- Obtention de résidu atmosphérique riche en sodium, qui empoisonne le catalyseur de craquage catalytique

- L'acide chlorhydrique (HCl) (en solution aqueuse) attaque le fer (surtout en tête de la colonne de stabilisation de tugging et dans le condenseur de tête) suivant la réaction :



- La corrosion devient encore plus importante en présence de sulfure d'hydrogène (H_2S) :



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



La corrosion est plus importante en présence de ces deux acides. [8]

II.4. Phénomène d'émulsion:

Les émulsions sont des dispersions de deux phases non miscibles où l'une des phases est dispersée sous forme de gouttelettes dans l'autre. La phase qui est présente sous forme de gouttelettes est dénommée « phase dispersée » et la phase qui constitue la matrice dans laquelle se trouve les gouttelettes en suspension est appelée la « phase continue ». La phase continue est parfois appelée la phase externe, milieu de dispersion ou milieu de suspension .

Les émulsions contiennent aussi généralement un troisième composant, appelé l'agent émulsionnant ou émulsifiant, qui a généralement le rôle de stabiliser le système d'émulsion. qui présentée dans la figure ci-dessous [9]

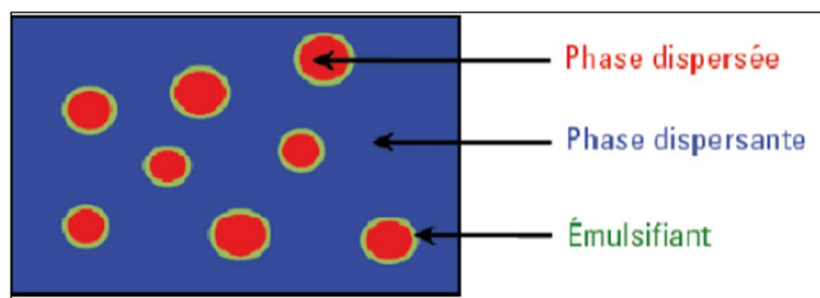


Figure.II.2. Représentation d'une émulsion avec émulsifiant[9].

Une émulsion du pétrole brut est définie comme deux liquides non miscibles dont le premier (l'eau) est dispersé sous forme de petites gouttelettes (la phase interne), dans l'autre (le brut) est constituée la phase continue ou externe.

L'émulsion stable ne peut pas être séparée par simple décantation, mais peuvent être séparées par un traitement (physique, chimique et électrique), Un agent désémulsifiant injecté pour séparer la couche d'émulsion .

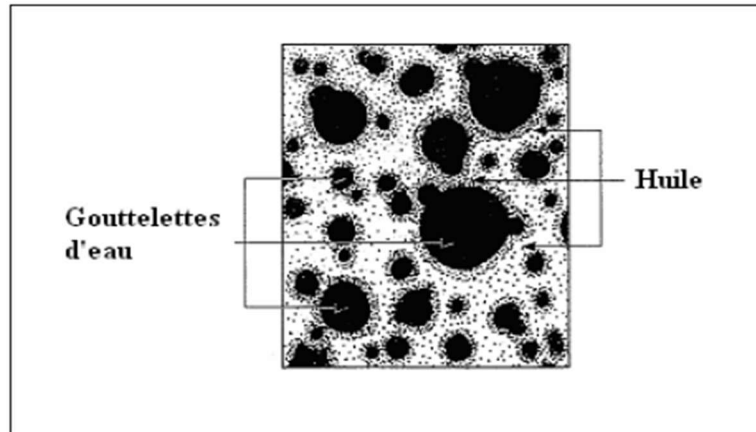


Figure II.3.Émulsion d'eau dans l'huile[10].

La stabilité d'une émulsion en fonction de:

- ✓ La densité du pétrole brut ;
- ✓ La tension superficielle de l'eau ;
- ✓ Les impuretés et les contaminants ;
- ✓ Les paraffines contenues dans le pétrole brut ;
- ✓ Les acides organiques.

Tous ces paramètres dépendent de la taille de gouttelette d'eau. Des gouttelettes plus petites d'eau font une émulsion plus forte; c.-à-d. plus difficile pour se casser ces émulsions [10].

II.4.1. Conditions de formation d'une émulsion:

Trois conditions sont nécessaires pour former une émulsion stable sont:

- ✓ Immiscibilité de l'eau et du pétrole brut ;
- ✓ Existence des énergies suffisante pour disperser les deux phases ;
- ✓ Présence d'un agent émulsifiant.

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

Les agents émulsifiants naturel contenu dans le brut sont des molécules polaires se rencontre à l'interface eau – brut et empêchent la coalescence des gouttelettes d'eau [10].

II.4.2. Stabilité d'une émulsion[10]:

La stabilité d'une émulsion ou sa résistance à la destruction, dépend de plusieurs paramètres les plus importantes sont:

II.4.2.1. Solubilité de l'agent émulsifiant :

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

La présence de produits chimiques, appelés tensioactifs, facilite la formation d'une émulsion, en abaissant la tension inter-faciale entre les deux phases en présence.

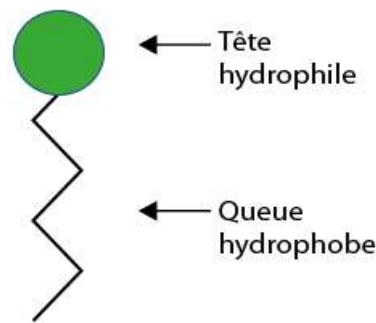


Figure II.4.Représentation schématique d'un tensioactif[10].

II.4.2.2. Agitation:

La taille de la gouttelette d'eau dispersée dans le pétrole brut est en relation directe avec le type de la sévérité de l'agitation effectuée. L'agitation est plus élevée résulte des gouttelettes d'eau très petites et la vitesse de migration diminue; on obtient d'une émulsion plus stable.

II.4.2.3. Viscosité de l'huile:

La viscosité de l'huile joue deux rôles importants dans la stabilité de l'émulsion; l'un empêche la migration de l'agent émulsifiant vers l'interface et limite la formation de petites gouttelettes d'eau par l'agitation. D'autre part la viscosité élevée est un facteur indésirable par rapport la décantation des fines gouttelettes d'eau.

Le taux d'augmentation de la viscosité, le seuil d'écoulement sont en fonction de la concentration de l'agent émulsifiant dans la solution.

II.4.2.4. Teneur en eau dans l'émulsion:

Dans une émulsion stable dont la phase dispersée (l'eau) est entourée par l'agent émulsifiant et la phase dispersante (l'huile) le pourcentage d'eau augmente qui permet une très grande agitation est nécessaire pour mettre l'eau en émulsion. La stabilité des émulsions diminue, lorsque le pourcentage d'eau augmente.

II.4.2.5. Age de l'émulsion :

L'âge d'une émulsion est lié à la migration des agents émulsifiants et des solides vers l'interface. La vitesse de migration dépend non seulement des composés

Tensioactifs eux mêmes, mais aussi de la viscosité de la phase continue et de sa densité (donc de la température).

Une émulsion vieillera donc plus lentement avec un pétrole brut lourd qu'avec un pétrole brut léger, il sera donc important de travailler avec des échantillons frais, surtout avec des pétroles bruts de plus de 30° API ; plus âgée sera une émulsion, plus difficile elle sera à traiter.

II.4.2.6. Taille des particules de la phase dispersée :

La taille des gouttes d'eau est une mesure de stabilité ; Le type et la sévérité de l'agitation définit la taille des gouttes. Plus l'effet de cisaillement est important, plus les gouttes vont être divisées en gouttes de petite taille et plus l'émulsion devient stable. les émulsions stables contiennent des gouttes de taille différentes mais le pourcentage de grosses gouttes est très faible.

II.4.3. Types d'émulsion :

L'émulsion (huile/eau) peut-être de deux types :

II.4.3.1. Emulsion Simple ou Uniques:

✓ Emulsion huile dans eau : lorsque l'huile est la phase dispersée et l'eau c'est la phase continue. (traitement de déshuilage).

✓ Emulsion eau dans huile : lorsque l'eau est la phase dispersée et l'huile c'est la phase continue. (traitement dessalage du brut).

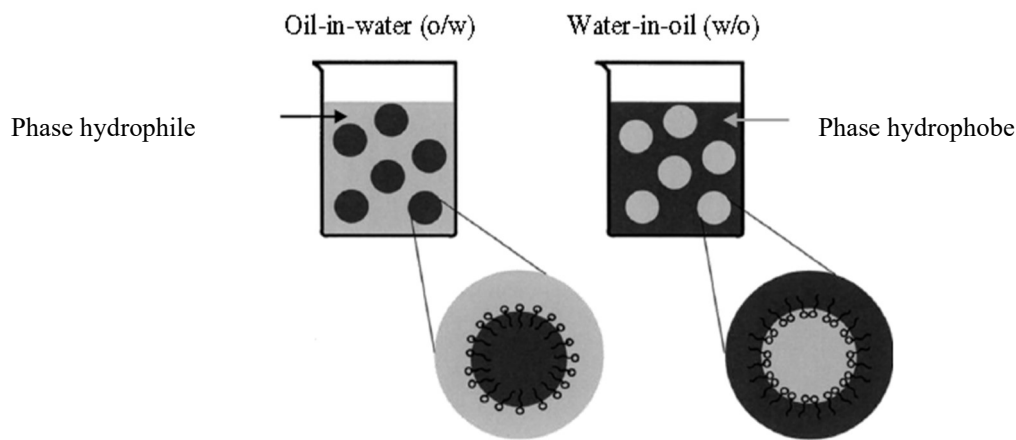


Figure II.5. Schématisation de la structure d'émulsion simple (huile dans eau et eau dans huile)[10].

II.4.3.2.Émulsion double :

Les émulsions multiples sont des systèmes complexes, appelés «émulsions d'émulsions» . Deux principaux types d'émulsions doubles peuvent être distingués :

Emulsion eau dans huile dans l'eau (E/H/E) : où une émulsion E/H est dispersée sous forme de gouttelettes dans une phase aqueuse, c'est une émulsion très difficile à être séparée.

Elle peut se former s'il y a une quantité élevée des agents émulsifiants et un âge d'émulsion plus long.

Emulsion huile dans l'eau dans l'huile (H/E/H) : où une émulsion H/E est dispersée dans une phase huileuse.

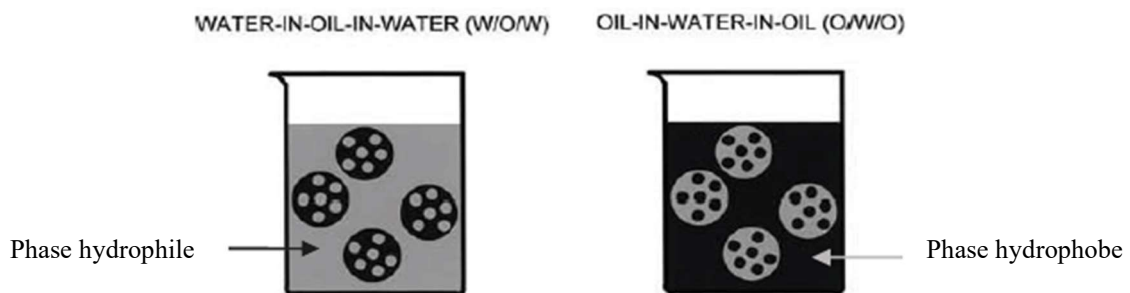


Figure II.6.Schémas d'émulsions doubles [10].

II.5. Les émulsions dans l'industrie pétrolière :

Dans l'industrie pétrolière, on trouve des émulsions désirables et d'autres non désirables.

Des exemples d'émulsions désirables sont les fluides de forage de puits, les émulsions pour le transport de brut lourds.

Les émulsions indésirables sont principalement, celles qui se forment durant la production du pétrole brut depuis le fond du puits jusqu'à la surface. Il s'agit en général d'émulsions E/H contenant des gouttes de saumure susceptibles d'occasionner des problèmes de corrosion durant le transport et le raffinage.

Le procédé appelé déshydratation est destiné à abaisser le contenu d'eau et de solides au-dessous d'un seuil, placé souvent à moins de 1 %.

Des émulsions E/H très stables et particulièrement difficiles à traiter se forment en mer comme conséquence de l'agitation par les vagues d'éventuelles nappes de produits pétroliers accidentellement versées sur la mer par des bateaux pétroliers.

Ces émulsions, appelées parfois « mousse de chocolat » à cause de leur couleur marron, contiennent souvent une très forte proportion d'eau (70-80%) et de ce fait sont très visqueuses, d'autant plus que leur phase externe est souvent un résidu lourd.

Les émulsions eau de mer/pétrole se présentent la plupart du temps sous la forme d'un matériau lourd, semi-solide et très visqueux difficile à récupérer mécaniquement, à traiter chimiquement, ou encore plus à brûler, ce qui complique considérablement les opérations de récupération et le nettoyage du pétrole.

Dans toutes les émulsions pétrolières les principaux surfactants « naturels » sont les asphaltènes et les résines, sous forme plus ou moins floculée à l'interface eau-huile [11].

II.6. Étapes de désintégration des émulsions [10]:

Les étapes de désintégration des émulsions est basée sur trois principaux procédés sont:

- ✓ Procédé mécanique.
- ✓ Procédé chimique.
- ✓ Procédé électrique.

Toutes ces procédés représentent la même but pour rassembler les gouttelettes d'eau en grosses gouttes qui décanter rapidement au fond de dessaleur.

- On peut conclure le principe de l'émulsion dans la figure suivante:

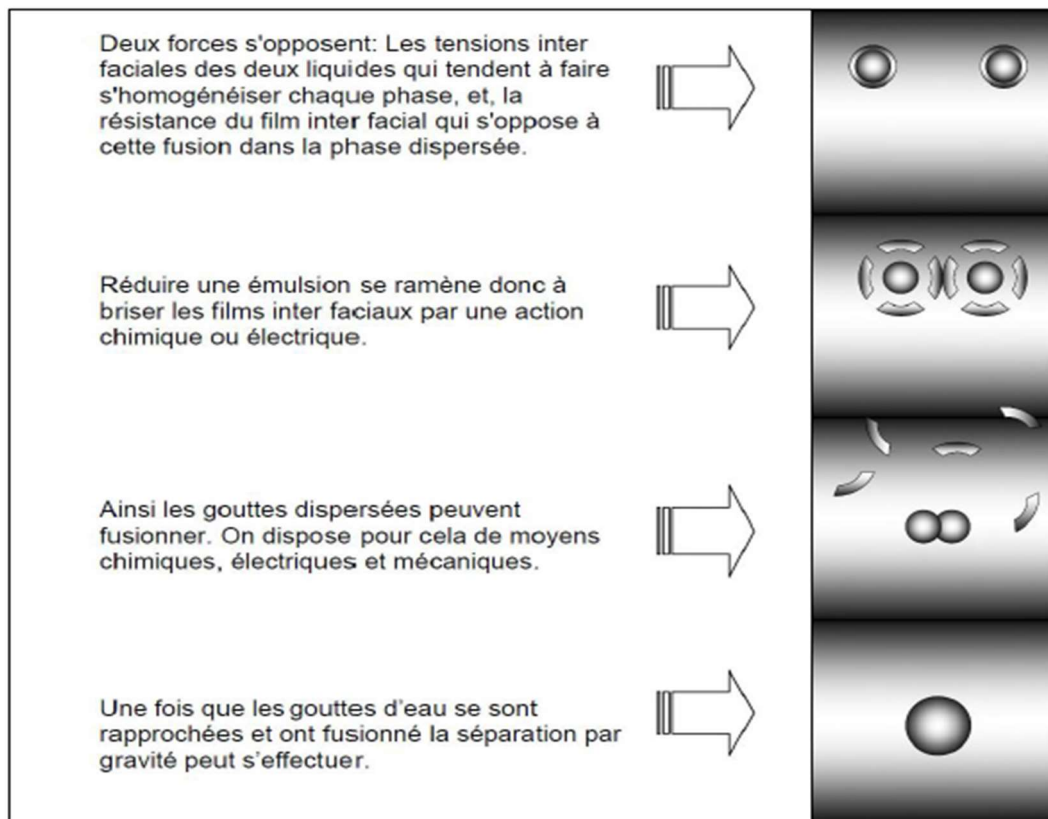


Figure II.7.Principe de l'émulsion [10].

II.6.1. Procédé mécanique:

Parmi les procédés mécaniques les plus connus on trouve: la décantation, la centrifugation (l'essorage) et la filtration.

- **La décantation:**

Le principe de décantation est basé sur la différence de densité entre les gouttelettes d'eau et l'huile pour faciliter la séparation des deux phases. La décantation n'est efficace que pour des émulsions stables

- **La centrifugation :**

Il est basé sur le lavage du pétrole brut avec 8 à 10 % d'eau à des températures supérieures à 80 °C. Ce procédé permet d'atteindre un dessalage presque complet.

- **La filtration :**

La séparation de l'eau contenue dans le pétrole brut par la filtration est basée sur les phénomènes de mouillage sélectif. En effet les fines gouttelettes d'eau se rassemblent et forment des grosses gouttes d'eau qui s'écoulent facilement par gravité.

II.6.2. Procédé chimique:

Ce procédé est très largement utilisé car il est simple et souple. La désintégration de l'agent émulsifiant peut être obtenue par produit chimique (désémulsifiant), selon le mécanisme suivant:

1. L'absorption de l'agent émulsifiant par le produit chimique à effet tensio-actif plus puissant et à solidité moindre de la couche absorbante.
2. La formation d'émulsion inverse.

En présence de l'agent émulsifiant; la dissolution de la couche absorbante de l'interaction de sa réaction chimique.

Il existe plusieurs modes d'injection de désémulsifiant:

- Dans les puits de production.
- Dans le train de séparation.
- Dans la vanne du dessaleur

Le problème est que ces additifs sont généralement de coût très élevé et que leur conditions d'application sont très spécifiques, sans compter que les méthodes de mise en œuvre sont le résultat de tests souvent empiriques, et en tout cas pas du tout optimisés, car on ne comprend pas encore très bien les mécanismes d'action.

II.6.3. Procédé électrique:

Le dessaleur électrostatique est l'équipement le plus utilisé pour détruire la stabilité d'une émulsion; la coalescence des gouttelettes d'eau est assurée par l'utilisation d'un champ électrostatique crée entre les deux électrodes supérieure et inférieure, et par conséquent l'assemblage des gouttelettes d'eau en forment des grosses gouttes qui décantent facilement.

On trouve quatre opérations essentielle dans un dessaleur électrostatique sont résumé dans le tableau suivant comme suit:

Tableau II.1. Les opération fondamentales ont lieu dans un dessaleur électrostatique

Les opérations	La réalisation	Les paramètres actifs
Apport de l'eau douce	Formation d'une émulsion de brut salé et d'eau douce au niveau de la vanne de mélange	* Quantité d'eau * Réglage de la vanne de mélange
Dissolution des cristaux de sel présent dans le brut par l'eau douce ajoutée	Dans le dessaleur	* Turbulence * Temps de séjour * Présence d'agent mouillant
Coalescence des gouttes d'eau douce introduite et d'eau salée présente dans le pétrole brut	Le champ électrique crée par l'électrode haute tension du dessaleur développe des forces entre gouttes dipôles qui facilitent la coalescence	* Valeur du champ électrique * Quantité d'eau et quantité de l'émulsifiant * Temps de séjour * Agent d'interfacial
Décantation des gouttes d'eau	La coalescence débute dans tout le volume	* Diamètres des gouttes d'eau * Différence de densité eau-brut * Viscosité du pétrole brut * La température * Temps de séjour

II.6.3.1. Dessalage électrostatique:

Le pétrole brut préchauffé contenant le désémulsifiant est mélangé avec l'eau de lavage; cette eau est injectée dans le brut à pourcentage de 3 à 5 % volumique. Le mélange de pétrole brut et l'eau passe par la vanne de mélange pour former une émulsion stable. L'ouverture de la vanne de mélange est contrôlée par un régulateur de pression différentielle à travers la vanne. Le type d'écoulement est laminaire de l'émulsion à travers le distributeur du dessaleur (situé

au dessus de fond du dessaleur), ainsi l'émulsion quitte le distributeur par des trous placés tout le long du distributeur.

Le rôle des électrodes est casser l'émulsion en gouttelettes d'eau et l'huile. Ces gouttelettes se polarisent puis coalescent. L'interface eau-émulsion est maintenue par régulateur de niveau [10].

Les dessaleurs électrostatiques sont les équipements les plus utilisés offshore pour mettre les bruts aux spécifications commerciales. Ils créent dans le brut des champs électriques importants, pouvant aller jusqu'à 20.000V/cm. Ces champs sont généralement pulsés, c'est à dire de sens constant mais d'amplitude variable. Les plus anciens dessaleurs, comportaient deux nappes d'électrodes horizontales, et induisaient donc deux champs, un primaire entre les électrodes, et un secondaire entre l'électrode inférieure et l'interface eau/huile (type «lowvelocity » de Petrolite) .

Avantages et inconvénients :

❖ Avantages [9] :

- Très bonne efficacité.
- Compacité, temps de séjour autour de 8mn pour les plus récents.
- Marche dégradée possible.
- Indicateurs de dysfonctionnement en temps réel.
- Réglage possible et facile.
- Limitent la consommation de produits chimiques

❖ Inconvénients [9] :

- Teneur en eau limitée à l'entrée (15-20% maxi).
- Nécessité de deux étages si BSW élevé (déshydratation et dessalage).
- Phase gaz interdite, d'ou le plus souvent nécessité d'ajouter une pompe en amont.
- coût, consommation électrique [12] .

II-6.3.2. Parties interne du dessaleur :

L'élimination par lavage à l'eau des sels minéraux présents dans les pétroles bruts se fait grâce à un équipement appelé le Dessaleur. Le dessaleur est un gros ballon décanteur horizontal, où s'effectue la séparation brut dessalé/eau.

Un dessaleur électrostatique est typiquement équipé avec les parties internes suivantes :

- Un diffuseur d'entrée
- Un distributeur
- Des électrodes
- Un casseur de vortex
- Des collecteurs multi-orifices
- Un détecteur de niveau d'interface émulsion/eau
- Des isolants

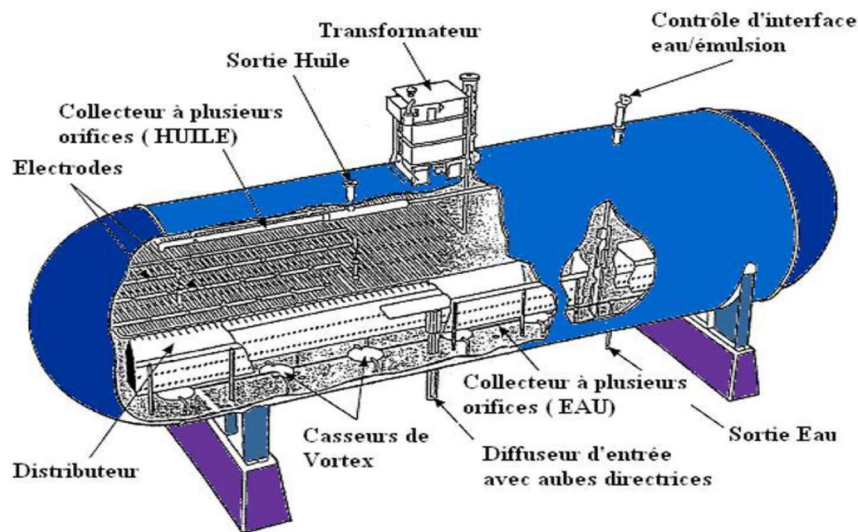


Figure II.8. Vue éclatée d'un Dessaleur électrostatique [10] .

✓ Le diffuseur d'entrée :

Le diffuseur d'entrée est adapté avec des aubes directrices. Le but de ces aubes est de redresser et de produire un écoulement laminaire dans l'émulsion lorsqu'elle entre dans le dessaleur. Le flux laminaire est un flux lisse, stable qui ne causera pas de vagues ou des ondulations dans les liquides qui sont déjà à l'intérieur du dessaleur. Ceci afin d'aider les liquides à se séparer de l'émulsion.

Le diffuseur d'entrée alimente l'émulsion arrivant dans le distributeur.

✓ Le distributeur :

Le distributeur ressemble à une boîte avec un sommet pointu qui dirige le fluide sur la pleine longueur du ballon. Le long du distributeur, on peut remarquer la présence d'une multitude de petits trous qui permettent à l'émulsion d'entrer dans la partie principale du

dessaleur. Les trous dans le distributeur permettent au liquide d'entrer dans le dessaleur lentement et ainsi de ne pas créer un mélange avec les liquides déjà en place dans le dessaleur.

Cet équipement permet de bien répartir l'émulsion entrant dans le dessaleur.

✓ Les électrodes

Il y a deux électrodes, chacune faite de tiges d'acier. Une électrode est alimentée en électricité par le transformateur, l'autre est mise à la terre. Le transformateur reçoit l'électricité à une tension basse (480 volts) et le transforme à une haute tension (20000 volts) pour l'utilisation à l'intérieur du dessaleur.

Quand le courant électrique est en service il passe d'une électrode à l'autre pour que l'espace entre les électrodes devienne un champ électrostatique.

✓ Le casseur de Vortex

Un Vortex ressemble à un petit tourbillon. Cela arrive quand une grande quantité de liquides s'écoule par un petit trou. Le Vortex crée une succion dans l'eau du dessaleur et ainsi fait descendre l'émulsion dans l'eau. Les antivortex sont adaptés sur les sorties d'eau pour empêcher la formation de tourbillon. En empêchant un tourbillon l'émulsion ne sera pas entraînée dans l'eau et donc il ne quittera pas le ballon avec l'eau.

Chaque antivortex ressemble à une plaque plate montée sur les sorties d'eau empêchant la formation de tourbillon.

✓ Le collecteur multi orifices

Un collecteur multi orifices est une conduite, fermée à chaque extrémité, avec une multitude de trous disposés sur toute sa longueur. Le liquide entre dans le collecteur par ces trous. En ayant tous ces trous, le liquide se rassemble uniformément sur toute la longueur du dessaleur.

Cela évite la formation de courants qui pourraient mélanger les couches liquides dans le ballon.

Dans un dessaleur il y a un collecteur pour l'huile et un pour l'eau.

✓ Un détecteur de niveau d'interface émulsion/eau

Un détecteur de niveau est placé à l'intérieur du dessaleur pour contrôler le niveau d'interface émulsion/eau. Ce détecteur est donc le signal pour l'ouverture de la vanne de sortie d'eau salée.

✓ Des isolants

Les isolants sont fixes sur les branches qui relie les transformateurs aux électrodes afin d'éviter des courts circuits dans le dessaleur. Les deux électrodes ne doivent pas être en contact d'où la nécessité des isolants.

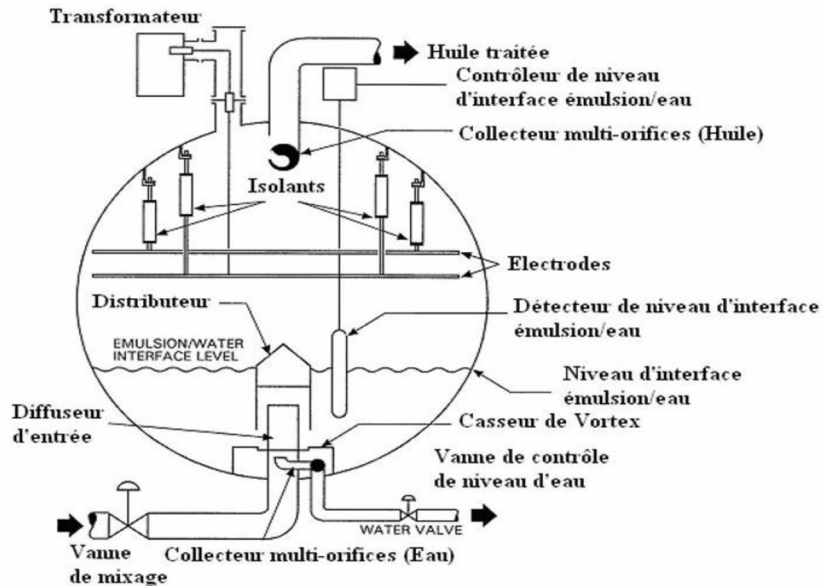


Figure II.9. Equipements internes d'un dessaleur électrostatique[10] .

II.7.Conclusion :

L'unité de dessalage est conçue pour éliminer les sels contenus dans le brut afin d'assurer un bon marché des équipements qui travaillent à chaud, le dessalage du brut assure leurs protections.

CHAPITRE III



EXEMPLE DE CALCUL D'UN DESSALEUR

Introduction :

Les relevés des paramètres de fonctionnement d'une unité constituent un ensemble d'informations très précieuses pour une étude de comportement ou une analyse d'un phénomène.

Généralement, la méthode suivie lors d'une étude expérimentale consiste à effectuer une série d'expériences menées selon un plan tracé au préalable. Il est évident que cette façon de procéder s'applique très difficilement à l'étude expérimentale d'une unité industrielle en production telle que celle qui fait l'objet de la présente étude.

L'approche adoptée dans cette étude consiste donc à exploiter les données des paramètres relevés quotidiennement depuis le mois de Janvier jusqu'au mois de Mai où on observe de grandes variations dues à des contraintes de fonctionnement.[13]

III.1. Collecte des données:[13]**III.1.1. Propriétés physico-chimiques d'eau de lavage (Miopliocène) :****Tableau III.1.** Analyses du pH et de la conductivité d'eau de lavage

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

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

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

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

T (°C)	20	37,8
ϑ (cSt)	4,43	3 ,05

III.1.3.Résultats d'analyses densité du brut et d'eau :

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

Echantillon	Brut	Eau
Densité	0,808	1,002

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

III.1.4.Résultats d'analyses BS&W et salinités (entrées/sorties) des deux dessaleurs :

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

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

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

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

III.2.Calculs :

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

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

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

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

Avec :

Q_b valeur lue sur débitmètre

$$Q_{wext} = (BS \& W_e * Q_b) / 100$$

$$Q_h = Q_b - Q_{wext}$$

Q_w valeur lue sur débitmètre

$$X = Q_w * 100 / Q_b$$

III.2.2. Bilan matière de l'unité de dessalage :

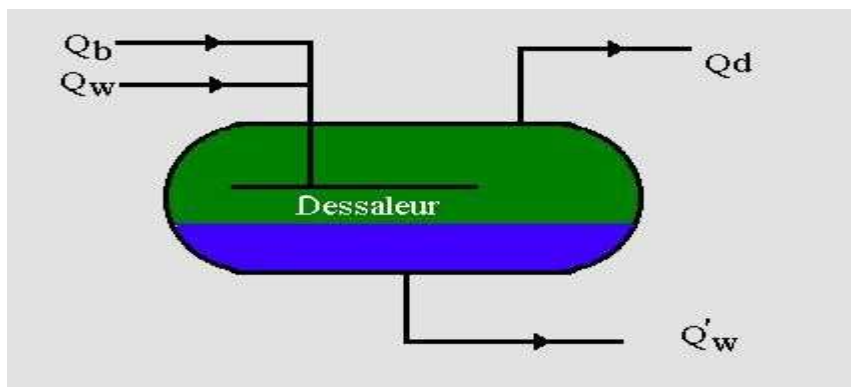


Figure III.1. Bilan matière du dessaleur [13].

Avec :

Q_b : Débit de brut à dessaler.

Q_w : Débit d'eau de lavage.

Q_d : Débit de brut dessalé.

Q'_w : Débit d'eau de purge.

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

$$Q_T = Q_b + Q_w.$$

$$Q_b + Q_w = Q_d + Q'_w \dots \text{III.1}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

➤ D'après la loi de conservation de masse on remarque que la quantité d'eau de purge du premier dessaleur est supérieure à la quantité d'eau de lavage du deuxième dessaleur.

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

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

III.2.3. Bilan salinité de l'unité de dessalage :

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

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

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

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

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

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

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

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

Avec:

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

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

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

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

➤ D'après nos résultats, la valeur du bilan de salinité d'eau de

lavage est proche de celui du brut, et cet écart est dû aux différentes erreurs tel que :

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

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

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

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

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

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

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

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

III.2.5. Calcul de l'efficacité du système :

III.2.5.1. Calcul de l'efficacité de l'unité de dessalage :

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

Calcul de l'efficacité :

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

Les résultats sont représentés dans le tableau suivant:

Tableau III.10. Calcul des efficacités des deux dessaleurs

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

➤ D'après les valeurs de l'efficacité des dessaleurs, que la majeure quantité des sels est éliminée dans le premier dessaleur, et le reste est éliminé dans le deuxième dessaleur, car la charge à l'entrée du premier dessaleur est plus salée que celle du deuxième dessaleur.

III.2.5.2. Calcul de l'efficacité total du CPF :

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

Tableau III.11. Analyses de la salinité du CPF

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

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

III.2.6. Calcul de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur :

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

Tableau III.12. vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement

Régime d'écoulement	Nombre de Reynolds	Vitesse de décantation
Laminaire	$Re < 2000$	Loi de stock $V_d = \left[\frac{1}{18} \cdot g \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \cdot \frac{D^2}{\nu_c} \right] \dots (III-3)$
Turbulent	$Re > 3000$	Loi de newton $V_d = \left[0,33 \cdot D \cdot g \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \right]^{\frac{1}{2}} \dots (III-4)$

Avec :

d_d : Densité de la phase dispersée (eau).

d_c : Densité de la phase contenue (brut).

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

V_d : Vitesse de décantation en (m/s) .

D : Diamètre de la particule d'eau en (m) .

ϑ : La viscosité cinématique de brut en (m^2/s) .

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

Pour notre cas $X = 3,67\%$, et à partir du tableau I.3, on trouve $D = 8,08 \cdot 10^{-5} \text{m}$ Pour réaliser ces calculs, nous procédons de la manière suivante :

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

Donc :

En Suppose que le régime est un régime turbulent

- Détermination de la viscosité du brut à 82°C

Celle-ci est impossible à déterminer à la température de 82°C au niveau de laboratoire

d'Ourhoud. La méthode utilisée pour la détermination de la viscosité à 82°C consiste a :

- Prendre la viscosité à 20°C et $37,8^\circ\text{C}$ au niveau du laboratoire Ourhoud qui correspondent

$\vartheta = 4,43 \text{ cSt}$ à 20°C et $3,05 \text{ cSt}$ à $37,8^\circ\text{C}$

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

$$\log \frac{\vartheta_{T_1}}{\vartheta_{T_2}} = R \log \frac{T_1}{T_2} \dots\dots\dots \text{(III.5)}$$

On détermine le coefficient « R » qui est :

$$R = \frac{\log \frac{\vartheta_{T_1}}{\vartheta_{T_2}}}{\log \frac{T_1}{T_2}} = \frac{\log \frac{4,43}{3,05}}{\log \frac{37,8}{20}}$$

R = 0,58635

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

$$\log \frac{\vartheta_{T_1}}{\vartheta_{T_2}} = R \log \frac{T_2}{T_1}$$

$$\log \vartheta_{T_2} = \log \vartheta_{T_1} - R \log \frac{T_1}{T_2}$$

$$\log \vartheta_{82^{\circ}\text{C}} = \log \vartheta_{20^{\circ}\text{C}} - R \log \frac{82}{20} = 0,2934$$

$$\vartheta_{82^{\circ}\text{C}} = 1,936 \text{cst}$$

- Détermination de la densité à 82°C

La méthode utilisée pour la détermination de la densité à 82°C d'huile consiste :
déterminer par analysé la densité de la phase continue à la température 20 °C

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

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

$$d^t = d^{20} - \alpha (t-20) \dots\dots\dots(\text{III.6})$$

Avec :

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

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 (d^{20}) \dots\dots\dots (\text{III.7})$$

La densité de brut :

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

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

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

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

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

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

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

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

Les résultats sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau III.13. Viscosité et densité des deux phases à la température de service

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

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

$$Vd = \left[0,33 \cdot 8,08 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \frac{970,6 - 760,8}{760,8} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Vd = 8,49 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

Vérification du régime :

$$Re = \frac{Vd \cdot D}{\vartheta} \dots \dots \dots \text{ (III.8)}$$

$$= \frac{8,49 \cdot 10^{-3} \cdot 8,08 \cdot 10^{-5}}{1,936 \cdot 10^{-6}} = 0,35$$

Re < 3000 → régime n'est pas turbulent.

En Suppose que le régime est un régime laminaire. Donc, la vitesse de décantation d'après l'équation (III.3) sera :

$$Vd = \frac{1}{18} \cdot 9,81 \cdot \frac{970,6 - 760,8}{760,8} \cdot \frac{(8,08 \cdot 10^{-5})^2}{1,936^{-6}}$$

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

Vérification du régime d'écoulement :

$$Re = \frac{Vd \cdot D}{\nu}$$

$$= \frac{5.06 \cdot 10^{-4} \cdot 8,08 \cdot 10^{-5}}{1,936 \cdot 10^{-6}} = 0,0211$$

Re < 2000 → régime laminaire .

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

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

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

$$T_d = \frac{L_1}{V_d} \dots\dots\dots \text{(III.9)}$$

Où :

T_d: temps de décantation (mn).

L₁: distance entre l'électrode basse et l'interface (L₁=0,86 m).

V_d: vitesse de décantation (m/s).

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

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

Remarque

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

III.2.8. Calcul du temps de séjour :

Le temps de séjour est déterminé par la relation :

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

Où :

T_S : temps de séjour (mn).

V : volume du dessaleur (m^3).

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

$$Q_T = Q_b + Q_w$$

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

Calcul du volume de dessaleur :

$$V = V_1 + V_2$$

Avec :

V : volume du dessaleur (m^3).

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

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

Tel que :

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

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

D'où :

$$V_1 = 70,65 m^3$$

$$V_2 = 7,06 m^3$$

$$V = 77,71 m^3$$

Donc

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

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

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

III.2.9. Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur :

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



Figure III.2. Les électrodes à l'intérieur du dessaleur [13] .

III.2.9.1. Calcul du champ électrique entre deux électrodes :

$$E = \frac{U}{L} \dots\dots\dots \text{(III.13)}$$

Où :

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

U : tension du courant (U = 20000V)

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

Donc :

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

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

III.2.9.2. Calcul du champ critique:

$$E_C = A \sqrt{\frac{2 \cdot \delta}{\epsilon \cdot D}} \dots\dots\dots \text{(III.14)}$$

Où :

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

ε : Coefficient diélectrique.

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

A : coefficient de proportionnalité.

On a:

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

$$\varepsilon = 16$$

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

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

D'après la courbe I.5 de (A = f (X)), on tire la valeur du coefficient de proportionnalité (A). Donc, pour X = 3,67% $A = 380$.

Donc :

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

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

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

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

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

$$A = \frac{Z(S_0 + \frac{X \cdot S_w}{100})}{Y + X} \dots \dots \dots \text{(III.15)}$$

Où :

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

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

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

Y : teneur en eau du brut à l'entrer du dessaleur (mg/l).

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

Z : teneur en eau du brut à la sortie du dessaleur (mg/l).

On a comme données de départ :

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

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

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

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

$$Z = 0,011\%$$

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

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

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

Où :

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

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

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

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

$$E_{ffT} = \frac{232,23 - 8,76}{232,23} = 0,9622$$

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

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

$$E_p = \frac{S_e - S_s}{S_e - A} \dots\dots\dots (III.16)$$

$$E_p = \frac{232,23 - 8,76}{232,23 - 0,85} = 0,9659$$

$$E_p = 96,59 \%$$

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

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

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

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

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

III.3. Essai d'amélioration des paramètres opératoire du dessaleur :

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

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

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

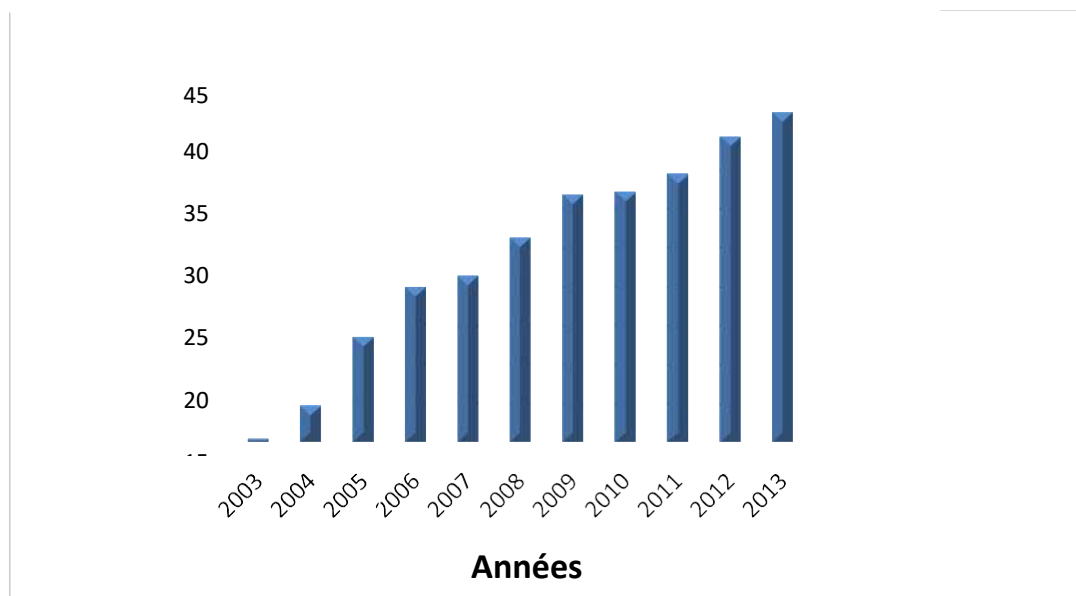


Figure III.3. Variation de pourcentage d'eau du gisement en fonction des années [13] .

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

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

Pour cela on a fait un ensemble d'études sur les paramètres influents sur le dessaleur afin

d'aboutir à un remède efficace et moins coûteux, pour un bon fonctionnement du dessaleur.

III.3.1. Augmentation du taux de lavage :

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

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

X (%)	3,016	3,483	3,569	3,594	3,6	3,681	3,633	3,696	4,024	4,106
Eff _{IT} (%)	0,55	0,55	0,46	1,42	2,18	2,59	4,69	94,73	94,81	96,40

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

III.3.2. L'augmentation de la température du dessaleur :

Après concertation des deux départements, le département exploitation et le département puits pour limiter les mouvements de puits (ouverture /fermeture ou ajustement sur la vanne production), 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 90°C.

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

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

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

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

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

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

a) Tableau récapitulatif des calculs des débits de matières :

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

Date	Débit brut Entrée 1 ^{er} dessaleur Q _b (m ³ /h)	Quantité d'eau Entrée 1 ^{er} dessaleur Q _{wext} (m ³ /h)	Débit huile Entrée 1 ^{er} dessaleur Q _h (m ³ /h)	Débit d'eau de lavage Q _w (m ³ /h)	Taux d'eau de lavage x(%)
10/04/2013	450	0,22	449,78	16	3,36

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

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

b) Calcul de la vitesse de décantation :

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

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

Température (°C)	d _c	d _d	ϑ (cSt)
90	0,7547	0,9666	1,834

D'après la Formule de STOKES on aura une vitesse égale à : $V_d =$

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

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

Vérification du régime :

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

$$Re = \frac{5 \cdot 10^{-4} \cdot 8,08 \cdot 10^{-5}}{1,936 \cdot 10^{-6}} = 0,025$$

$Re < 2000$ donc le régime est laminaire.

c) Calcul du temps de décantation :

$$T_d = \frac{L_1}{V_d} = \frac{0,86}{5,68 \cdot 10^{-4}}$$

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

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

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

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

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

On remarque qu'avec l'augmentation de la température, la viscosité de la charge ainsi

que sa densité diminue et les deux vitesses de coalescence et celle de décantation augmentent.

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

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

III.4.Conclusion :

A partir des résultats obtenus, nous concluons que la salinité du brut dessalé diminue avec l'augmentation des paramètres clés qui sont : la température de service, le taux de lavage . L'augmentation de ces paramètres clés conduit à une augmentation de l'efficacité de dessalage.

Les valeurs maximales de ces paramètres sont limitées par des conditions sécuritaires et/ou économiques tels que le niveau de l'eau dans le dessaleur qui présente un danger vis-à-vis du transformateurs d'une part et influe sur la quantité de brut dessalé de l'autre part.

D'après les résultats de calcul d'efficacité et les des caractéristiques électriques du dessaleur on peut assurer le fonctionnement de dessaleur à long terme, avec un rendement supérieur au rendement actuel qui est de 96 %.



**CONCLUSION
GÉNÉRALE**



Conclusion générale :

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

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

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

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

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

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

- L'augmentation de la température qui provoque la diminution de la viscosité de la phase contenue, autrement dit diminution des forces opposées au déplacement des gouttelettes ayant une masse suffisante pour descendre par gravité vers le fond du dessaleur.
- L'augmentation du taux d'eau de lavage qui augmente la taille des gouttelettes d'eau,

ce qui conduit à l'augmentation de la vitesse de décantation.

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

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

BIBLIOGRAPHIES

- [1] X-NORMAND.A-TREIL. Industrie du raffinage du pétrole (tome 1). Edition TechnipPARIS .1985 .
- [2] J.AGUILAR. Manuel d'opération train 10/20/30.SH-Organisation Ourhoud. 11/ 2012
- [3] J.-P ;WAUQUIER ; Le raffinage de pétrole brut ; procédés de séparation ; EDITIONS TECHNIP ; Tom 2 ; 1998
- [4]Albinet B., SPE applied technology workshop, , France, Pau, 2008.
- [5] Mémoire de fin d'étude ; ETUDE DE L'AMILIORATION DU RENDEMENT DE L'UNITE DE DESALAGE CIS/HMD ; 2009/2010
- [6] Document de référence sur les meilleurs techniques disponibles, Raffinerie de pétrole et de gaz, Commission Européenne, 2003, p 20.
- [7] Jean Pierre WAUQUIER, Le raffinage du pétrole, Tome 2, Procédés de séparations, Éditions TECHNIP 1998, Paris, p 240-253.
- [8] H. Laiche, S.ElHachemi ; conception d'une unité de dessalage électrique à l'unité de Guellala ; Mémoire d'ingénieur ; Université de KasdiMerbah Ouargla ; 2005 ;102 p.
- [9] Document de Total, Manuel de formation exploitation et production, les équipements, les dessaleurs, 2007, p 4-8-17-15-18-25-27-40-97.
- [10] Sofiane SALHI, Limite de fonctionnement d'un dessaleur électrostatique de l'unité de traitement d'Ourhoud, Mémoire d'ingénieur, Université de Boumerdès, 2006, p 50-51-52.
- [11] Miguel Rondon, Influence de la formulation physico-chimique et des propriétés interfaciales sur la stabilité des émulsions asphaltènes-eau-huile. Application à la déshydratation du pétrole, THESE de DOCTORAT, ACADEMIE de BORDEAUX, 2006.
- [12] Ken Arnold et Maurice Stewart ; Crude OilTreating and Oil Desalting Systems ; Chapitre 7 ; Surface Production Operations ;Houston, Texas ; 2008; pp 351–456.
- [13] Mémoire fin d'étude Etude d'élimination des sels dans le pétrole brut d'Ourhoud (Hassi-Messaoud) / 2013
- [14]Data Sheet for Dessalter / COALESCER-CPF-FM-M-21006 (Revision R01).
SHOrganisationOurhoud

A decorative rectangular frame with ornate, symmetrical scrollwork at the corners. Inside the frame, the word "ANNEXES" is written in a large, bold, black serif font, centered horizontally and vertically. The frame is composed of two horizontal lines and two vertical lines, with the scrollwork filling the corners.

ANNEXES

ANNEXES

❖ Annexe 1

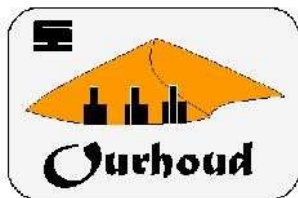
Ourhoud Organisation

Database: TECHDOC

TAGI WATER COMPENENTS

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

❖ Annexe 2 :



Département Exploitation

Service Laboratoire

I-1 FEED WELL WATER CHARACTERISTICS Miopliocène

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

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

❖ Annexe 3:



Département Exploitation

Service Laboratoire

CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHIMIQUE DU BRUT D'OURHOUD

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

❖ **Annexe 4 :**

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

31/1/13	447,32	17,09	0,03820357
1/2/13	439,77	16,70	0,03798456
2/2/13	509,69	16,82	0,03299825
3/2/13	455,74	16,97	0,03724315
4/2/13	465,52	16,89	0,03629157
5/2/13	465,79	16,52	0,03545909
6/2/13	457,56	16,93	0,03701099
7/2/13	479,17	16,93	0,0353344
8/2/13	445,95	15,65	0,03509356
9/2/13	486,02	16,67	0,03430783
10/2/13	423,89	15,63	0,0368718
11/2/13	472,33	17,32	0,03666541

12/2/13	450,23	17,12	0,03801453
13/2/13	511,92	16,45	0,03213996
14/2/13	470,13	17,05	0,03626
15/2/13	463,28	16,91	0,03649952
1/4/13	487,04	17,32	0,03555194
2/4/13	440,86	16,61	0,03767509
3/4/13	422,01	17,80	0,04217666
4/4/13	437,76	16,94	0,0387043
5/4/13	448,73	15,79	0,03518263
6/4/13	447,06	16,81	0,03761101
7/4/13	431,08	15,54	0,03604987
8/4/13	459,70	16,02	0,03485256
9/4/13	456,22	15,91	0,0348721
10/4/13	452,88	15,01	0,03314581
11/4/13	449,53	15,58	0,03466234
12/4/13	448,51	15,98	0,03563612
13/4/13	449,29	15,97	0,03555028
14/4/13	449,04	15,96	0,0355424

15/4/13	449,84	15,93	0,03540688
16/4/13	450,52	15,89	0,03527584
17/4/13	448,83	16,14	0,03595811
18/4/13	451,65	15,76	0,03488893
19/4/13	449,89	15,37	0,03415634
20/4/13	450,23	15,82	0,03512883
21/4/13	451,88	16,19	0,03583707
22/4/13	446,52	16,20	0,03628614
23/4/13	450,27	16,09	0,03574055
24/4/13	447,25	15,73	0,03516493
25/4/13	448,69	16,52	0,03682636
26/4/13	457,29	15,95	0,03488198
27/4/13	468,29	16,35	0,03492267
28/4/13	480,88	15,97	0,03320235
29/4/13	453,39	15,85	0,03495928
30/4/13	454,76	16,54	0,03637173
1/5/13	448,61	16,09	0,03587133
2/5/13	448,83	16,01	0,03566098
3/5/13	468,68	15,75	0,0336045
4/5/13	448,82	15,55	0,03464376
Moyenne	454,07	16,67	0,00367

❖ Annexe 5 :

Date	Se1 (mg/l)	BSWe1 (%)	Se2 (mg/l)	BSWe2 (%)	Eff1 (%)	Ss (mg/l)	BSWs (%)	Eff2 (%)	EffT(%)
01/01/2013	387	0,15	43	0,1	88,88	9	0,05	79,06	97,67
02/01/2013	347	0,15	35	0,05	89,91	18	0,05	48,57	94,81
03/01/2013	191	0,1	48	0,1	74,86	12	0,05	75	93,71
04/01/2013	227	0,1	39	0,1	82,81	12	0,05	69,23	94,71
05/01/2013	218	0,1	24	0,05	88,99	10	0,05	58,33	95,41
06/01/2013	380	0,25	45	0,1	88,15	12	0,05	73,33	96,84

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

09/02/2013	84	TR	22	TR	73,80	7	TR	68,18	91,66
10/02/2013	92	TR	20	TR	78,26	6	TR	70,00	93,47
11/02/2013	133	0,05	22	TR	83,45	7	TR	68,18	94,73
12/02/2013	88	TR	18	TR	79,54	7	TR	61,11	92,04
13/02/2013	135	0,05	21	TR	84,44	7	TR	66,66	94,81
14/02/2013	110	TR	20	TR	81,81	8	TR	60,00	92,72

❖ **Annexe 5 :**

15/02/2013	110	0,05	19	TR	82,72	7	TR	63,15	93,63
16/02/2013	104	0,05	20	TR	80,76	8	TR	60,00	92,30
17/02/2013	128	TR	20	TR	84,37	10	0,05	50,00	92,18
18/02/2013	108	0,05	16	TR	85,18	7	TR	56,25	93,51
19/02/2013	98	TR	16	TR	83,67	7	TR	56,25	92,85
20/02/2013	93	TR	19	TR	79,56	7	TR	63,15	92,47
21/02/2013	200	0,05	24	TR	88,00	8	TR	66,66	96,00
22/02/2013	112	TR	20	TR	82,14	6	TR	70,00	94,64
23/02/2013	115	TR	19	TR	83,47	8	TR	57,89	93,04
24/02/2013	110	TR	20	TR	81,81	8	0,05	60,00	92,72
25/02/2013	233	0,05	35	TR	84,97	10	TR	71,42	95,70
26/02/2013	110	TR	19	TR	82,72	7	TR	63,15	93,63
27/02/2013	135	TR	23	TR	82,96	10	TR	56,52	92,59
28/02/2013	142	0,05	27	0,05	80,98	10	0,05	62,96	92,95
01/03/2013	113	0,05	30	TR	73,45	12	TR	60,00	89,38
02/03/2013	123	TR	21	TR	82,92	11	ND	47,61	91,05
03/03/2013	130	0,05	26	0,05	80,00	10	0,05	61,53	92,30
04/03/2013	178	0,05	27	0,05	84,83	12	0,05	55,55	93,25
05/03/2013	204	0,05	32	TR	84,31	11	TR	65,62	94,60
07/03/2013	196	0,05	22	TR	88,77	10	TR	54,54	94,89
08/03/2013	130	TR	23	TR	82,30	12	TR	47,82	90,76
09/03/2013	170	0,05	42	0,1	75,29	12	TR	71,42	92,94
10/03/2013	131	TR	22	TR	83,20	15	TR	31,81	88,54

11/03/2013	127	TR	25	TR	80,31	10	TR	60,00	92,12
12/03/2013	131	TR	26	TR	80,15	12	TR	53,84	90,83
13/03/2013	317	0,1	27	TR	91,48	15	TR	44,44	95,26
14/03/2013	429	0,15	24	TR	94,40	8	TR	66,66	98,13
15/03/2013	526	0,1	26	TR	95,05	8	TR	69,23	98,47
16/03/2013	347	0,1	21	0,05	93,94	11	0,1	47,61	96,82
17/03/2013	237	TR	24	TR	89,87	10	TR	58,33	95,78
18/03/2013	233	TR	26	TR	88,84	9	TR	65,38	96,13
19/03/2013	787	0,1	27	TR	96,56	10	TR	62,96	98,72
20/03/2013	686	0,1	29	TR	95,77	9	TR	68,96	98,68
21/03/2013	139	TR	14	TR	89,92	5	ND	64,28	96,40
22/03/2013	175	TR	11	TR	93,71	6	ND	45,45	96,57
23/03/2013	334	0,1	16	0,05	95,20	5	ND	68,75	98,50
24/03/2013	287	0,1	15	0,05	94,77	6	TR	60,00	97,90
25/03/2013	303	0,05	17	TR	94,38	6	TR	64,70	98,01
26/03/2013	223	0,05	34	0,05	84,75	7	TR	79,41	96,86
27/03/2013	384	0,15	20	0,05	94,79	7	TR	65,00	98,17
28/03/2013	313	0,1	18	0,05	94,24	6	TR	66,66	98,08
29/03/2013	325	0,15	20	0,05	93,84	6	TR	70,00	98,15
30/03/2013	169	0,05	18	TR	89,34	6	TR	66,66	96,44
31/03/2013	310	0,15	20	0,05	93,54	6	TR	70,00	98,06
01/04/2013	91	TR	18	TR	80,21	6	TR	66,66	93,40
02/04/2013	83	TR	19	TR	77,10	6	TR	68,42	92,77
03/04/2013	80	TR	20	TR	75,00	6	TR	70,00	92,50

❖ Annexe 5 :

04/04/2013	78	TR	18	TR	76,92	6	TR	66,66	92,30
05/04/2013	88	TR	20	TR	77,27	6	TR	70,00	93,18
06/04/2013	84	TR	22	TR	73,80	5	TR	77,27	94,04
07/04/2013	79	TR	19	TR	75,94	6	TR	68,42	92,40
08/04/2013	78	TR	24	TR	69,23	6	TR	75,00	92,30
09/04/2013	120	0,05	22	TR	81,66	5	TR	77,27	95,83

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

❖ Annexe 6 :

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