

N° Série/2020

Université Kasdi Merbah Ouargla



Faculté des hydrocarbures, énergies renouvelables et sciences de la terre et de l'univers
Département de Production des Hydrocarbures

MEMOIRE
Pour obtenir le Diplôme de Master
Option : Production

Présenté Par :

MESSAOUDI Ahmed Ramzi, DRISS Brahim

-THEME-

**TRAITEMENT DES DEPOTS DE SELS DANS LES
EQUIPEMENTS DE TRAITEMENT (ETUDE DE CAS)**

Jury :

Président : M. Univ. Ouargla

Encadreur : M. M.G.KHABEZ Univ. Ouargla

Examineur : M. Univ. Ouargla

ANNÉE UNIVERSITAIRE : 2019/2020

Dédicace

Quoi que de plus que de pouvoir partager les meilleurs moments de sa vie avec les êtres qu'on aime.

Arrivé au terme de mes études, j'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail :

- ❖ *Mes chers parents et mes grands parents*
- ❖ *Mes chers frères.*
- ❖ *Mes chères sœurs.*
- ❖ *Toute ma grande famille **MESSAOUDI.***
- ❖ *Tous mes amis chacun a son nom*
- ❖ *Tous ceux que j'aime et je respecte.*

Messaoudi Ahmed Ramzi

BOTANICAL BEAUTY

Dédicace

Quoi que de plus que de pouvoir partager les meilleurs moments de sa vie avec les êtres qu'on aime.

Arrivé au terme de mes études, j'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail :

- ❖ *Mes chers parents et mes grands parents*
- ❖ *Mes chers frères.*
- ❖ *Mes chères sœurs.*
- ❖ *Toute ma grande famille **DRISS***
- ❖ *Tous mes amis chacun a son nom*
- ❖ *Tous ceux que j'aime et je respecte.*

BOTANICAL BEAUTY

DRISS Brahim

REMERCIEMENTS



Tout d'abord, nous tenons à remercier Allah, le clément et le miséricordieux de nous avoir donné la force et la patience de mener à bien ce modeste travail.

Nous voudrions exprimer nos vifs remerciements à notre promoteur le Pr : MR_KHEBBAZ M.G pour sa disponibilité, son sérieux et ses conseils judicieux.

Nous remercions chaleureusement notre encadreur à SONATRACH Mr. MR_DERAI Boudjema, pour son aide, ses encouragements et ses conseils judicieux durant toute la période du projet.

Ainsi qu'à MR .BENAMOR AHMED qui nous a beaucoup contribués à réaliser ce travail.

Nous adressons aussi nos sincères remerciements à l'ensemble des enseignants de l'UNIVERSITE qui ont contribué à notre formation.

En définitive, nous remercions toute personne qui a participé de près ou de loin, de façon directe ou indirecte, à la réussite de ce travail pour lequel nous avons tant consacré en y mettant aussi tout notre cœur.

Merci

Sommaire

Sommaire	I
Liste des figure.....	IV
Liste des tableaux.....	V
Introduction général	1
Chapitre I : Production et exploitation au champ Hassi messaoud	
1- Historique de découverte.....	3
2- Présentation du champ HMD.....	4
2-1- Situation géographique.....	4
2-2- Limitations géographiques.....	4
2-3- Situation géologique.....	5
2-4- l'organisation de SONATRACH et la DR-HMD.....	6
2-4-1- Présentation de la compagnie.....	6
2-4-2- Organisation de la SONATRACH.....	6
2-4-3- Organisation de la Direction régionale Hassi Messaoud.....	7
3- Composition et production du champ HMD.....	7
3-1- Composition du champ HMD.....	7
3-2- subdivision du champ HMD.....	8
3-3- Capacité de production.....	8
3-4- Présentation du CIS (Centre industriel sud).....	9
3-4-1. Unités satellites.....	10
3-4-2. Unité de traitement de brut sud CIS.....	11
Chapitre II : Généralités sur la formation des hydrocarbures	
1- Aperçu historique sur le pétrole	23
2-Définition du pétrole brut	23
3-Généralités sur les sels	23
3-1- L'accumulation de matière organique dans les sédiments.....	24
3-2- La formation du kérogène et sa maturation.....	25
3-3- La maturation du kérogène en pétrole.....	25
4 - Le système pétrolier.....	27
4-1- La roche mère	27
4-2- Les roches réservoirs (magasins)	27
4-3-La roche couverture.....	27
4-4-Le piège.....	28

Chapitre III : La chimie des hydrocarbures

1- Classification du pétrole	29
2- Composition du pétrole	29
3- Principales Familles Des Hydrocarbures	30
3-1- LES ALCANES	30
3-2- LES ALCÈNES	32
3-3- Les Hydrocarbures Alcynes	33
3-4- Les Hydrocarbures Cyclanes	34
3-5- Les Hydrocarbures Aromatiques	34
3-6- Les Hydrocarbures Cyclènes	34
4- Autres composés contenus dans le pétrole brut	34
4-1- Composés oxygénés.....	34
4-2- Composés azotés.....	35
4-3- Composés résineuses et asphaltiques.....	35
4-4- Composés minéraux.....	35
5- Propriétés physico-chimique du pétrole	35
5-1- Densité	35
5-2- Viscosité.....	35
5-3- Tension de vapeur	36
5-4- Masse molaire	36
5-5- Teneur en eau et sédiments BS&W	36
5-6- Teneur en soufre	36
5-7- Teneur en sels	37
5-8- Asphaltènes	37
5-9- Points d'éclair	37
5-10- Point de trouble, point de congélation et point d'écoulement	38

Chapitre IV : Matériels et méthodes

Introduction.....	39
1-Généralité sur les sels	39
1-1- Nature des sels.....	39
1-2- Inconvénients des sels.....	39
2- Théorie Sur Les Emulsions.....	41
2-1- Définition de l'émulsion	41
2-2- Conditions de formation d'une émulsion	41
2-3- Procédés de désintégration des émulsions	42
3- Mécanisme du dessalage électrostatique	42
4- Paramètre de réglage du dessaleur.....	43
4-1- Niveau d'interface eau/brut.....	43
4-2- Température de dessalage	43
4-3- Taux d'eau de lavage	43
4-4- Point d'injection de l'eau de lavage	43
4-5- Nature d'eau de lavage.....	44

4-6-	La pression de service	44
4-7-	Perte de charge dans la vanne de mélange	44
4-8-	Nature et taux de désémulsifiants	44
5-	Analyses du pétrole brut	46
5-1-	Densité	47
5-2-	Viscosité.....	48
5-3-	Teneur en eau et sédiments (BS&W).....	49
5-4-	Salinité	50
6-	Analyses de l'eau.....	52
6-1-	Le pH	52
6-2-	Conductivité.....	52
6-3-	Salinité	53

Chapitre V : Résultats et discussions

Introduction.....	54
1-Collecte des données	54
1-1 - Propriétés physico -chimiques d'eau de lavage (Miopliocène)	54
1-2- Résultats d'analyses viscosité du brut à différentes températures.....	55
1-3- Résultats d'analyses densité du brut et d'eau	55
1-4- Résultats d'analyses BS&W et salinités entrées/sorties des deux dessaleurs.....	55
2- Calculs.....	56
2-1- Calcul des débits brut-eau à l'entrée 1 ^{er} /2 ^{ème} dessaleur.....	56
2-2- Bilan matière de l'unité de dessalage.....	56
2-3- Bilan salinité de l'unité de dessalage	58
2-4- Suivi de la salinité dans le système CPF (Central Processing Facilities).....	59
2-5- Calcul de l'efficacité du système	60
2-5-1- Calcul de l'efficacité de l'unité de dessalage.....	60
2-5-2- Calcul de l'efficacité total du CIS.....	60
2-6- Calcul de la vitesse de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur	61
2-7- Calcul du temps de décantation des gouttelettes d'eau dans le dessaleur.....	64
2-8- Calcule du temps de séjour.....	65
2-9- Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur.....	66
9- 1 Calcul du champ électrique entre deux électrodes	66
9- 2 Calcul du champ critique	66
2-10- Calcul des efficacités théorique et expérimentale de l'unité de dessalage.....	67
2-11- Comparaison entre le design et l'actuel du dessaleur.....	69
3- Essai d'amélioration on des paramètres du dessaleur.....	70
3-1- Augmentation du taux de lavage.....	71
3-2- L'augmentation de la température du dessaleur.....	71
Conclusion générale et recommandons.....	75
Bibliographie.....	VI
Annexe.....	VII

Liste des figures

Figure (I.1) Situation géographique de Hassi Messaoud.

Figure (I.2) Coupe géologique simplifiée d'un gisement.

Figure (I.3) Subdivision du champ Hassi-Messaoud.

Figure (I.4) Circuit d'huile au niveau CIS - HMD

Figure (I.5) Circuit de gaz au niveau CIS – HMD

Figure (I.6) Schéma simplifié CIS -HMD

Figure (II.1) Processus de formation du pétrole.

Figure (II.2) Des organismes marins dans des bassins sédimentaires.

Figure (II.3) Processus de formation de matière organique en pétrole.

Figure (II.4) Piègement des hydrocarbures.

Figure (III.1) Radical Phényle C_6H_5 .

Figure (III.2) Benzène C_6H_6 .

Figure (IV.1) Emulsion d'eau dans l'huile.

Figure (IV.2) Aéromètre.

Figure (IV.3) Eprouvette graduée.

Figure (IV.4) viscosimètre .

Figure (IV.5) Bain thermostaté .

Figure (IV.6) Tubes à centrifuger ASTM.

Figure (IV.7) Centrifugeuse.

Figure (IV.8) Doseur des ions de chlorures.

Figure (IV.9) Toupies.

Figure (IV.10) Conductimètre (à gauche). pH mètre (à droite).

Figure (V.1) Bilan matière du dessaleur.

Figure (V.2) Les électrodes à l'intérieur du dessaleur.

Figure (V.3) Variation de pourcentage d'eau du gisement au cours des dix dernières années.

Liste des tableaux

Tableaux (III.1) L'état des puits au champ HMD Décembre/2019.

Tableaux (III.2) La production journalière du champ HMD 2019/2020 .

Tableaux (IV.1) les dilution effectuée pour les solutions .

Tableaux (V.1) Analyses du pH et de la conductivité d'eau de lavage .

Tableaux (V.2) La viscosité du brut à différentes températures.

Tableaux (V.3) La densité du brut et d'eau .

Tableaux (V.4) Analyse de la BS&W et de la salinité de l'unité de dessalage du pétrole.

Tableaux (V.5) Débits eau-brut de l'unité de dessalage.

Tableaux (V.6) Les valeurs des débits de matières de l'unité de dessalage.

Tableaux (V.7) Analyses de la salinité eau-brut .

Tableaux (V.8) Suivi d'analyses de la salinité du brut dans le CPF.

Tableaux (V.9) Suivi d'analyses de la salinité d'eau de lavage.

Tableaux (V.10) Calcul des efficacités des deux dessaleurs.

Tableaux (V.11) Analyses de la salinité du CIS.

Tableaux (V.12) vitesse de décantation en fonction de régime d'écoulement.

Tableaux (V.13) viscosité et densité des deux phases à la température de service .

Tableaux (V.14) Comparaison entre les valeurs actuelles et celles de design du dessaleur .

Tableaux (V.15) Le pourcentage d'eau présente dans le gisement au cours des dix dernières années.

Tableaux (V.16) L'efficacité Par rapport le taux de lavage.

Tableaux (V.17) Les valeurs de la salinité et de la BS&W entrée/sortie des étages de dessalage

Tableaux (V.18) Le débits de matière à l'entrée des dessaleurs.

Tableaux (V.19) Le débits de matière à la sortie des dessaleurs .

Tableaux (V.20) La densité et la viscosité des deux phases à 90°C .

Introduction générale

Introduction générale

L'industrie pétrolière et gazière représente la source principale de l'énergie fossile dans le monde, la production de pétrole brute s'accompagne toujours avec des problèmes d'exploitation comme le problème de déposition des sels, Ce problème est due à la présence des différents types des sels dans les pétroles bruts tel que, les sels solubles : les chlorures (NaCl, KCl...), les sels peu solubles : les carbonates (Mg,Ca,CO₃....) et les sels non solubles : les sulfates (BaSO₄). Le pourcentage des sels dans les pétroles bruts de monde est très différent d'un pétrole brut à un autre, elle est de l'ordre de douzaine de grammes par tonne pour les bruts du Proche-Orient, par contre elle peut atteindre jusqu'à plus de trois kilogrammes par tonne dans d'autre brut tel que celle de l'Egypte.

Les spécifications de transport de pétrole brut visent à éviter tout risque de formation des dépôts dans le réseau de transport. Aussi, les contrats de vente des bruts fixent les teneurs maximales en sels et en eau ; en effet, les sels ne doivent pas dépasser 40 mg/l, tandis que, le pourcentage maximal d'eau est limité à 1%.

Le Raffinage de pétrole brut pour obtenir des produits utilisables (essence, Kérosène, GPL,) nécessite la réduction de la salinité à 5 mg/L avant d'introduire le brut dans les unités du traitement cela permet de prévenir contre toutes sources d'ennuis. Dans tous les niveaux de traitement des bruts, L'élimination des sels et d'eau est indispensable et cela se fait par l'installation d'unités de dessalages.

De manière générale, les unités de dessalage sont du type électrostatique, leur principe de fonctionnement est basé sur l'effet d'un voltage important (20KV) qui permet de casser l'émulsion et de libérer les molécules d'eau entouré par celles d'huile. Les molécules d'eau se rassemblent et forment de grosses gouttelettes, qui décantent au fond du dessaleur par l'effet de gravité.

Problématique :

La contamination du pétrole brut par les sels est considérée comme l'un des majeurs problèmes rencontrés dans les raffineries à cause des ennuis inévitables qui les provoquent lors du traitement. Notre travail consiste à étudier l'élimination des sels présentant dans les pétroles bruts en répondant aux questions suivantes :

- ✓ Quel est la nature de ces sels ?
- ✓ Quel est l'influence des sels sur les équipements et les installations?
- ✓ Comment on peut éliminer de manière efficace ces sels ?
- ✓ Quels sont les paramètres influencent la procédé de dessalage ?

Ce mémoire est divisé en cinq chapitres. Le premier chapitre présente des généralités sur la production et l'exploitation de champ du Hassi Messaoud. Le deuxième chapitre comporte une généralité sur la formation des hydrocarbures, le troisième chapitre comporte une présentation sur la chimie des hydrocarbures. Le quatrième chapitre résume les méthodes et matériels utilisés au laboratoire pour le calcul des bilans de matières et de salinité. Finalement, dans le dernier chapitre nous avons présenté et discuté nos résultats qui consistent en :

- ✓ Un suivi des analyses des effluent entrées /sorties de l'unité de dessalage.
- ✓ Un suivi des paramètres d'exploitation de l'unité de dessalage.
- ✓ Calculs pratique et dimensionnement du dessaleur.
- ✓ Comparaison entre le design et l'actuel de dessaleur suivi des solutions recommandées à la fin du ce chapitre.

Le mémoire est terminé par une conclusion générale et quelques recommandations.

Chapitre I

La Production & L'exploitation Au Champ HMD

I.1. Historique de découverte :

Au début de l'année 1946, la **SN-Répal** avait commencé sa recherche géologique à travers le Sahara Algérien, et 1949 débutait la prospection géophysique par une reconnaissance gravimétrique.

A la fin de prospection des bassins sahariens la SN-Répal et son associé la CFPA, de déposer leur première demande de permis de recherche d'hydrocarbure, En Janvier 1956 par la SN-Répal a annoncé le premier forage MD1 implanté à la suite d'une campagne sismique réfraction, ce forage permet de découvrir les grés du cambrien productif d'huile à 3338m de profondeur en Juin de la même année.

En Mai 1957, à 7 Km au Nord-Ouest de MD1, la CFPA a foré le puits OM1, après le champ de Hassi Messaoud a connu plusieurs périodes de développement. Ce champ a d'abord connu une phase de développement des « zones de production » par forages verticaux jusqu'à 2000, et une phase de développement des zones structurellement complexes ainsi que des réservoirs de faibles propriétés matricielles par forages non conventionnels, depuis 1997. On peut distinguer deux (2) majeurs phases, chacune comprend plusieurs périodes ;

➤ Phase de développement par forages verticaux (1958-2000) :

Le développement des « zones de production » s'est effectué à travers le forage de 80 % des puits verticaux du gisement, dont 14 % sont injecteurs. Des opérations de fracturation hydraulique ont concerné 250 puits verticaux.

➤ Phase de développement par forages non conventionnels (1997-2019) :

Des programmes de forage dirigé type short ou long radius ont été effectués. Plus de cent puits verticaux inexploitable ont été repris en short radius depuis 1997. Les statistique jusqu'à Mars (2019) ont montré que le nombre de puits foré est de 1834 puits avec dont 204 sont des puits horizontaux, 164 puits réalisé avec la méthode short radius.

I.2. Présentation du champ HMD

I.2.1. Situation géographique :

Le champ de Hassi Messaoud se situe au Nord-Est Sahara algérien à environ 850 KM au sud-est d'ALGER et à 350 KM de la frontière Algéro-tunisienne. il s'étend sur une superficie de plus de 3000 km² et est considéré comme étant le plus grand gisement de la province triasique. Sa localisation en coordonnées Lambert est la suivante :

X= 790.000 - 840.000 Est.

Y= 110.000 - 150.000 Nord.

I.2.2 Limitations géographiques :

- Au NW nord-ouest par les gisements d'Ouargla (Gellala, Ben Kahla et Houd Berkaoui).
- Au SW sud-ouest par les gisements d'El-Gassi, Zotti et El Agreb.
- Au NE nord-est par le gisement de Rhoude chegga
- Au SE sud-est par les gisements Rhoude El Baguel et Mesdar.

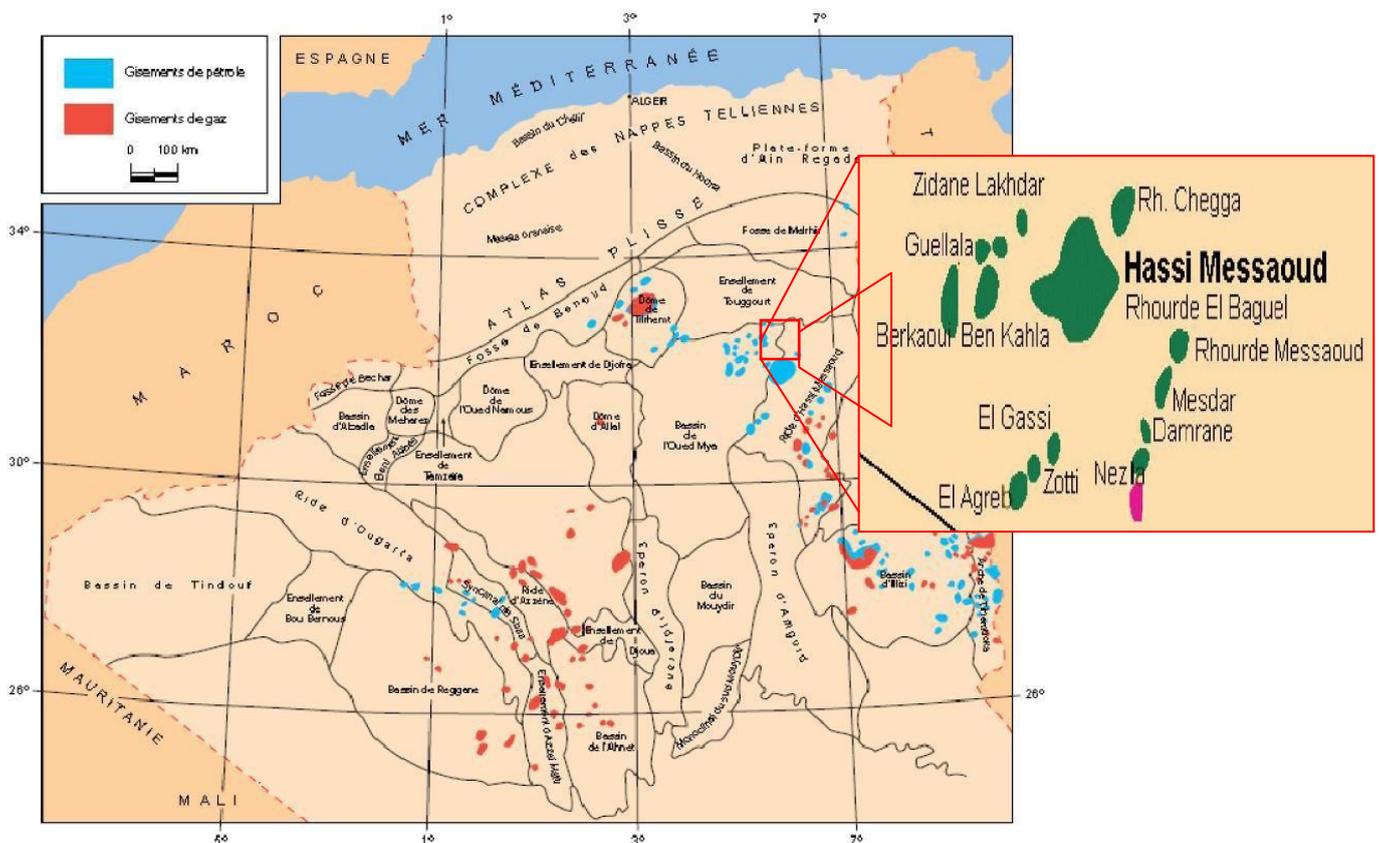


Figure I.1. Situation géographique de Hassi Messaoud.

I.2.3. Situation géologique :

Le môle de Hassi Messaoud est le résultat d'une histoire paléotectonique assez compliquée, c'est le prolongement de la dorsale d'Amguid El Biod de plus de 800km de long. Sa structure fait partie d'un ensemble de structures formant la province triasique Nord orientale.

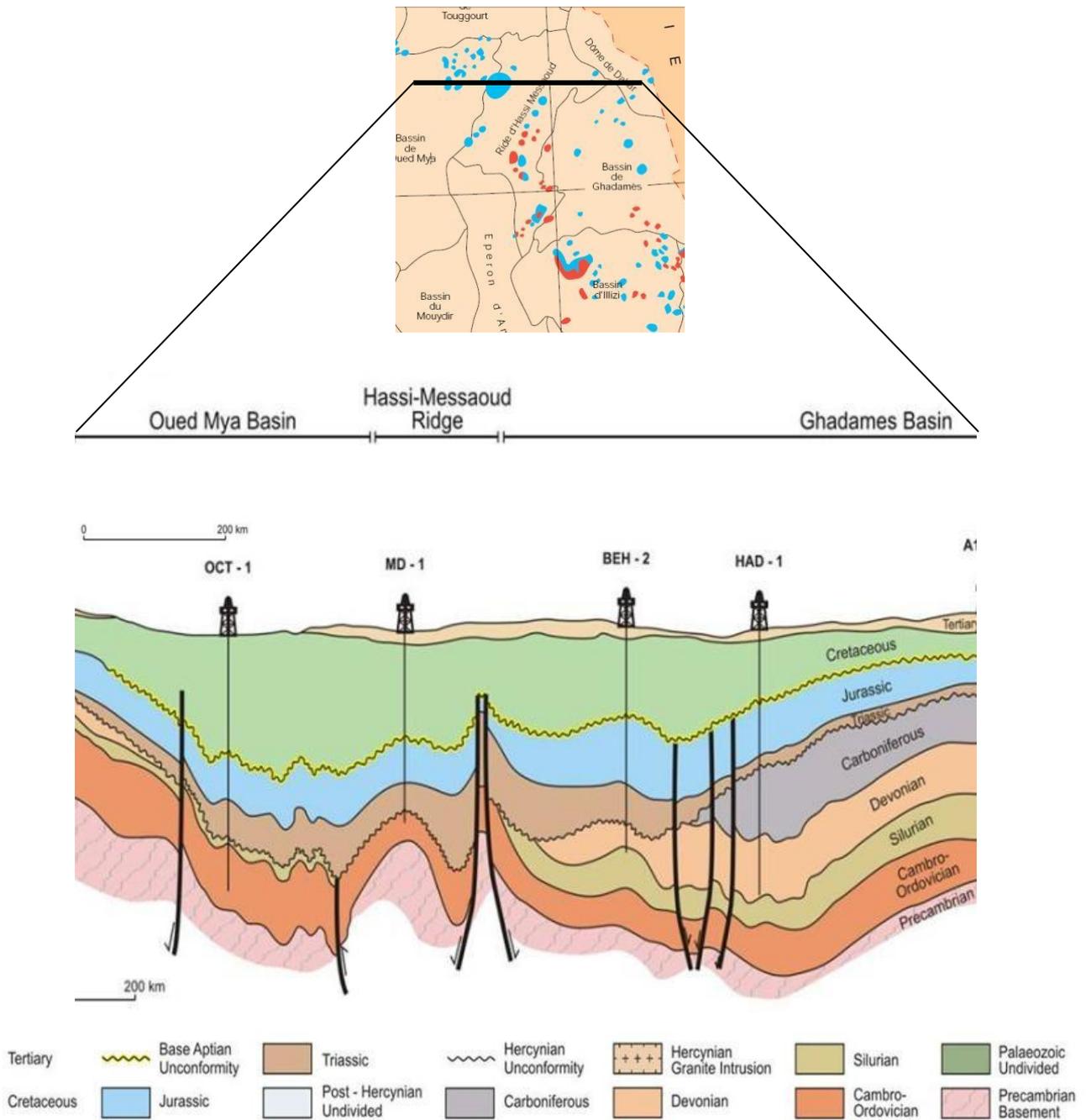


Figure I.2. Coupe géologique simplifié d'un gisement

I.2.4 L'organisation de SONATRACH et la DR-HMD

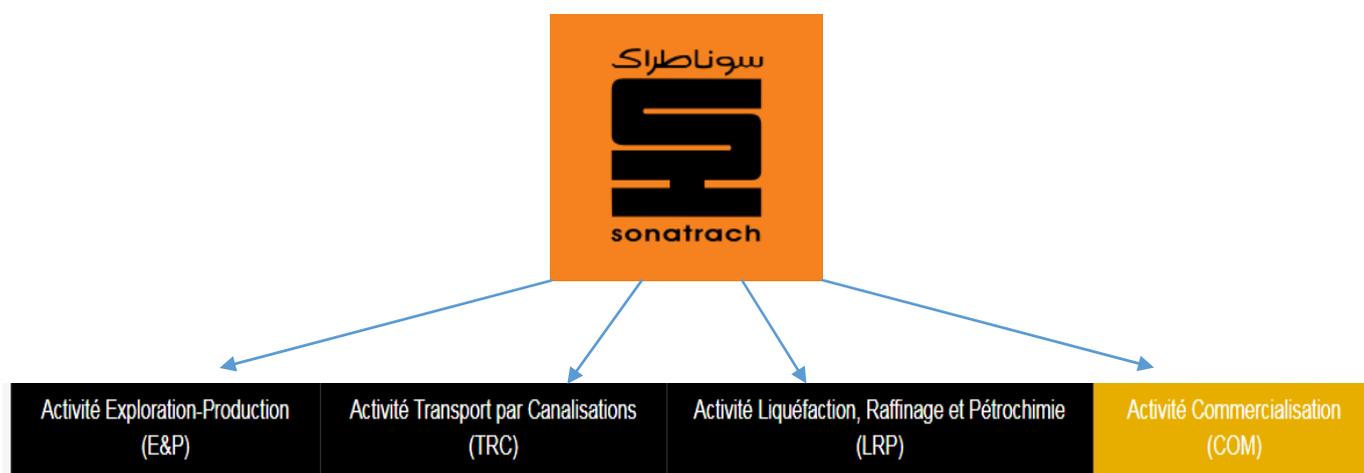
I.2.4.1. Présentation de la compagnie :

SONATRACH est la compagnie nationale algérienne de recherche, d'exploitation, de transport par canalisations, de transformation et de commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés elle a été créée le [31 décembre 1963](#), pour objectif de se déployer progressivement dans les autres segments de l'activité pétrolière et en [24 février 1971](#), la nationalisation des hydrocarbures. Et actuellement elle a pour missions de valoriser de façon optimale les ressources nationales d'hydrocarbures et de créer des richesses au service du développement économique et social du pays.

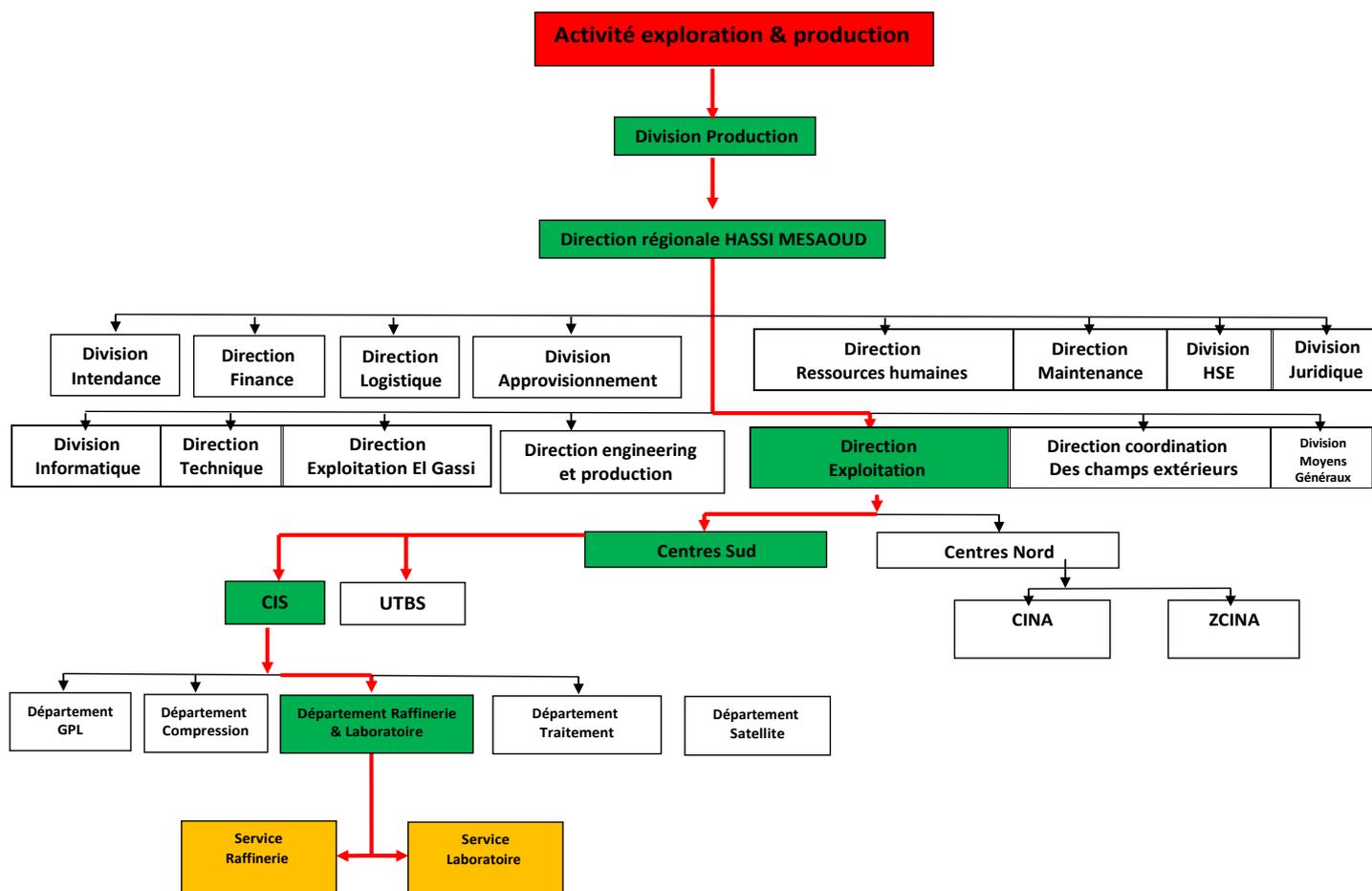
Compagnie pétrolière intégrée, Sonatrach est un acteur majeur dans le domaine du pétrole et du gaz. Ce qui la place, aujourd'hui, première compagnie d'hydrocarbures en Afrique et en Méditerranée et le 12^{ème} groupe pétrolier au niveau mondial le 4^{ème} exportateur de GNL, le 3^{ème} exportateur de GPL et le 5^{ème} exportateur de gaz naturel.

Elle exerce ses activités dans quatre principaux domaines: l'Exploration & Production, le Transport par Canalisations, Liquéfaction, Raffinage, Pétrochimie et la commercialisation, Elle est présente dans plusieurs projets avec différents partenaires en Afrique, en Amérique Latine et en Europe. Sonatrach s'est adaptée au nouvel environnement économique mondial en diversifiant ses activités. Elle a par conséquent, investi d'autres créneaux économiques notamment la génération électrique, l'eau, le transport aérien et maritime, Aujourd'hui Sonatrach s'affirme non seulement comme un Groupe international à vocation pétrolière et gazière, mais comme une compagnie solidaire, responsable et citoyenne.

I.2.4.2. Organisation de la SONATRACH :



I.2.4.3. Organisation de la Direction régionale Hassi Messaoud



I.3. Composition et production du champ HMD :

I.3.1. Composition du champ HMD

Le champ Hassi Messaoud comprend :

L'état du puits	Nombre
Puits producteurs huile	1232
Puits producteurs eau	138
Puits injecteurs gaz	128
Puits injecteurs eau	62
Puits abandonnés	133
Puits sec	51
Puits inexploitable	90
Total puits forés	1834

Tableau I.1. L'état des puits au champ HMD Décembre/2019

Mois	Production Nord Ton/Jour	Production Sud Ton/Jour	Production Totale Ton/Jour
Décembre 2019	24 335,5	23 587,8	47 923,3
Janvier 2020	23 485,4	23 312,3	46 797,7
Février 2020	24 487,1	22 651,3	47 138,4
Mars 2020	22 379,0	23 553,9	45 932,9

Tableau I.2. La production journalière du champ HMD 2019/2020

I.3.4. Présentation du CIS (Centre industriel sud)

La production d'un puits est un mélange d'hydrocarbures, d'eau et d'impuretés pouvant se présenter dans des conditions thermodynamiques déterminées sous forme d'un liquide d'un gaz ou un triphasique.

Pour acheminer cette production sur les lieux de consommation et de raffinage, on est conduit à expédier séparément :

- Une phase liquide dont la tension de vapeur est compatible avec le transport par pipe (formation de bouchons de vapeur) et par tanker (pression limite admissible)
- Une phase gazeuse telle qu'au cours du transport par pipe, il n'y ait pas de condensation ni par refroidissement ni par chute de pression (condensation rétrograde).

En général, cette production subit un traitement sur le champ de production avant d'être expédiée.

Le traitement consiste à séparer les principaux composants de l'effluent brut qui, à l'origine se trouve dans le gisement dans un état d'équilibre, dépendant de sa composition et des conditions de pression et de température existant dans la formation. L'exploitation d'un gisement de brut détruit cet équilibre par le jeu des pertes de charge, l'effluent subit des décompressions successives provoquant le dégazage de l'huile et la condensation de l'eau.

La séparation des différents constituants d'un fluide est basée sur la différence des propriétés physiques de chacun des constituants (huile, gaz et eau). Pour ce qui nous concerne, cette propriété est essentiellement la densité. On admet que la séparation est toujours une opération incomplète, une huile sortant d'un séparateur contient toujours du gaz libre et de l'eau dissoute.

Les deux complexes CIS et CINA composés d'une chaîne de procédés plus ou moins complexe ont pour fonction le traitement des effluents en provenance des puits producteurs. Ces procédés sont faits pour prendre en charge:

- Le traitement de l'huile : séparation huile-eau-gaz, dessalage, et stabilisation;
- Le traitement des gaz associés pour la production des GPL et condensats;
- Le traitement des eaux huileuses pour la protection de l'environnement;
- Le raffinage d'une partie du brut pour la production de carburants ;
- La réinjection des gaz résiduels pour le maintien de la pression du gisement ;
- L'injection d'eau pour le maintien de la pression du gisement.

NB : Dans ce travail, la partie étude est basée uniquement sur le Centre Industrielle Sud(CIS)

CIS : Le complexe industriel CIS situé au sud du champ, reçoit la production totale en huile de la zone sud et celle de la périphérie, cette production provient essentiellement des unités satellites d'une part, des EPF (Early Production Facility) et directement des puits en LDHP (ligne directe haute pression), en LDBP (ligne directe basse pression) et en LDMP (ligne directe moyenne pression) d'autre part. composé de :

- **07** unités satellites S1A, W1A, W2A, W2A', W1C, E1C et E2A.
- **01** unité de traitement de brut (séparation, **dessalage** et stabilisation)
- **07** unités de boosting du gaz (MP - HP)
- **03** unités de récupération de GPL et de condensât
- **11** unités de compression de gaz de réinjection
- **01** unité d'injection d'eau
- **02** unités de raffinage
- **01** unité de traitement des eaux huileuses
- **03** unités de traitement d'eau industrielle.
- **01** centrale d'air
- **03** unités de traitement des huiles usagées.

I.3.4.1. Unités satellites :

Ces unités ont pour but le prétraitement de la production en huile des puits de faible potentiel (basse pression de tête) situés à leur proximité (distances de 06 à 35 Km du CIS). Ces unités sont constituées d'un étage de séparation fonctionnant à 10 bars et d'une station boosting pour la compression du gaz produit localement.

Les six (07) unités satellites, S1A, W1A, W2A, W2A', W1C, E1C et E2A. Les produits à la limite unité sont :

- Une huile partiellement séparée, expédiée par pompes vers l'U.T.B. S pour le dessalage et stabilisation (à l'exception de W2A' qui envoyer vers CIS).

- Un gaz relativement riche en GPL comprimé à 32 bars et envoyé au manifold gaz 28 bars (I) au CIS (à l'exception de W2A', leur gaz est torché).
- Une eau huileuse récupérée dans un puisard et envoyé par pompes vers l'unité de traitement des eaux huileuses au CIS.

I.3.4.2. Unité de traitement de brut sud CIS :

L'unité de séparation traitement sud reçoit la production de l'effluent provenant de plusieurs puits est collecté au niveau d'un manifold après avoir subi une première séparation triphasique (gaz, huile, eau), cette charge est reçue par les lignes directes LDHP, LDBP et LDMP au niveau de deux manifolds Sud et Nord.

Le brut est séparé dans plusieurs étages de séparation, dessalé, stabilisé, puis stocké avant d'être expédié vers le terminal de stockage Houde-El-Hamra (HEH) et une quantité envoyée vers la raffinerie RHM2 pour être séparé en plusieurs produits finis.

Les gaz issus des différents étages de séparation sont comprimés jusqu'à une pression de 28 bars, ils sont envoyés vers le manifold gaz 28 bars I pour alimenter les unités GPL et les stations de réinjection de gaz, pour les condensats récupérés des différentes unités du centre, ils sont fractionnés au niveau de l'unité de fractionnement des condensats (U.F.C) pour obtenir essentiellement le GPL (mélange C3-C4) qui est envoyé vers stockage GPL, les condensats stabilisés C5+ sont envoyés vers unité de valorisation de condensat et le gaz produit est envoyé soit vers les unités GPL ou les stations de réinjections.

Les eaux huileuses récupérées après les séparations sont traitées au niveau de l'unité de déshuilage API ou elles se débarrassent de l'huile pour être envoyées vers l'unité de réinjection.

L'unité de traitement CIS est composée essentiellement de :

❖ Manifold

Il y a deux manifolds :

- Le manifold sud est le plus important, il contient 26 arrivées de brut
- Le manifold nord contient 09 arrivées.

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

Ces transversales sont : LDHP, LDBP, 2eme ETAGE, DESSALAGE, P4000, TEST, CONDENSATS.

❖ Unité de séparation LDHP 2:

L'unité de séparation LDHP comprend quatre séparateurs identiques qui travaillent sous une pression de 28 bars, un ballon d'air instrument, un puisard avec deux pompes, et une torche d'écrêtage sud. Ces séparateurs sont de type cylindrique horizontal et traitent 4 000 m³/j d'huile et 5 Millions Sm³/j de gaz chacun à partir d'une alimentation triphasique (huile, eau et gaz).

La séparation se fait par les différences de densité entre les trois phases, les niveaux d'huile et d'eau dans les séparateurs sont maintenus par des vannes régulatrices de niveau se trouvant sur leurs lignes de sortie, la pression de gaz dans chaque séparateur est maintenue par des vannes régulatrices de pression se trouvant sur la ligne sortie gaz.

❖ Unité de séparation LDHP1:

C'est une séparation haute pression (28 bars), composée d'une série de 08 séparateurs dont chacun a une capacité de traitement en huile de 2 800 m³/j et de gaz 500 000 Sm³/j. Le brut arrivant du manifold passe dans les 08 séparateurs à deux séries A et C ; le gaz produit est envoyé au manifold général de gaz 28 bars, l'huile passe à l'unité de dessalage tandis que l'eau est évacuée vers puisard puis vers le bassin API.

❖ Unité de séparation LDBP :

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

❖ Unité de séparation 2^o étage :

Le 2^o étage de séparation est composé de trois séries A/ B/ C dont chacune est constituée de quatre séparateurs, travaillant à une pression de service 04 bars ; ils sont alimentés par l'unité de dessalage, le brut des satellites, les condensats des stations de compression et les condensats C5+ de l'U.F.C. Le gaz sortant des séparateurs est dirigé vers les unités de compression 2^o étage ou 2^o étage bis, alors que le brut est acheminé vers les séparateurs BP du 3^o étage par les lignes « L 1 ...L 7 ».

❖ Unité de séparation 3° étage :

La séparation 3° étage s'effectue au niveau de cinq (05) séparateurs verticaux (FB 1103 A.B.C.D.E) travaillant à une pression de 120 gr/cm². Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 5 625 m³ d'huile et 508 440 m³ de gaz. L'huile issue de cette séparation est envoyée aux réservoirs de dégazage tandis que le gaz alimente les unités de compression 3°étage ou 3°étage bis.

❖ Réservoir dégazeurs :

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

❖ Unité de dessalage :

Dans le but de réduire la salinité [$<40\text{mg/l}$] et autres impuretés (dissoutes ou en suspension), trois dessaleurs sont installés au traitement sud avec une capacité de 10 000 m³/j pour le dessaleur n°1 et une capacité de 13 000 m³ /j pour les dessaleurs n° 2 et 3. Avant l'entrée du brut au dessaleur on lui injecte un produit désémulsifiant par des pompes doseuses pour faciliter la coalescence des gouttelettes d'eau.

Les trois dessaleurs sont pourvus des électrodes (procédé HAWE-BAKER), l'eau Salée ainsi récupérée est purgée vers le bassin API, et l'huile alimente le 2° étage de séparation, dont une partie sert comme charge à l'unité de stabilisation.

❖ Unité de stabilisation :

L'unité de stabilisation par distillation est constituée d'une colonne de stabilisation avec son système de reflux et de rebouillage. Cette unité est conçue pour traiter 10 000 m³/j de brut en brut stabilisé. Le but de la stabilisation du brut est de baisser sa tension de vapeur (TVR) en éliminant les fractions les plus légères à savoir C 1, C 2, C 3 ... [20]

❖ Unité de fractionnement de condensats :

L'unité de fractionnement de condensats a été conçue pour traiter une capacité de 2500 m³/j de condensats non stabilisés récupérés des divers points des unités du centre industriel à savoir : 2^e étage de compression, 3^e étage de compression et l'unité stabilisation. Cette unité a pour objet de fractionner ces condensats dans différentes colonnes de fractionnement DA 2201, DA 2202 et DA 2203 dans le but de récupérer le GPL « C3-C4 » qui est envoyés vers les bacs de stockage au niveau de l'unité GPL1 et le gaz pauvre en GPL (sommet de colonnes) est envoyé vers les unités de compression LDBP 1 / 2 & 3 ou vers l'unité GPL1. Pour ce qui est des condensats stabilisés C5+, ils sont envoyés vers UVC (l'unité de valorisation de condensat) trouvant au niveau de GPL2.

❖ Unité bassin API au CIS :

L'unité de traitement des eaux huileuses du CIS est d'une capacité de 8500 m³/j. Le processus de traitement commence par l'arrivée des eaux huileuses collectées initialement dans des puisards se trouvant au niveau du centre CIS et des unités satellites, tous ces puisards sont équipés de pompes qui acheminent les eaux vers l'unité de traitement. Dès l'arrivée de ces eaux, elles sont d'abord déversées dans l'un des deux bassins afin d'opérer la dénazification, la décantation et la séparation physique par différence de densité, ce bassin est composé de plusieurs murets qui permettent de séparer les eaux des boues qu'une fois déposées au fond du bassin elles sont aspirées périodiquement grâce aux camions ENSP. En surface l'huile est récupérée grâce à des déversoirs (goulottes) qui sont reliés directement au puisard de récupération de l'huile, cette huile est expédiée au complexe (BP/RD) via les pompes PI107AB. A la sortie du bassin, l'eau passe par un tambour oléophile, il s'agit d'un tambour (skimmer) qui tourne en récupérant le film d'huile, ces quantités d'huile sont également envoyées au puisard de récupération de brut et l'eau passe ensuite au ballon IGF via les pompes PI106A,B,C,D; ce ballon est d'environ 07 m de longueur, il est composé de quatre compartiments munis d'agitateurs (turbines) et d'un cinquième compartiment d'où aspire les pompes l'expédition, La pression dans le ballon IGF est maintenue à 300 mbar par un apport de gaz (Gassi Touil), A l'entrée du ballon IGF, l'eau subie un traitement chimique qui permet la flottation des fines particules d'huile et des divers solides n'ayant pas encore été éliminées, c'est dans ce but que des additifs tel qu'un flocculant est injecté à l'entrée du ballon afin d'éliminer les matières en suspension.

Avant la sortie de l'IGF, l'eau encore polluée aura à subir deux autres traitements, le premier est physico-chimique, il s'agit d'injecter le réducteur d'oxygène « Oxygène scavanger » afin de réduire le taux d'oxygène dans l'eau (première cause de la corrosion), le second traitement est biologique qui consiste en l'ajout d'un biocide afin d'éliminer les bactéries.

Après avoir subi ce traitement, ces eaux sont expédiées grâce aux pompes PI109A, B, C, D à une pression variant entre 16 et 26 bar vers l'unité satellite E2A en vue de réinjection.

❖ Unités de raffinage

Le CIS dispose de deux unités de raffinage de brut :

RHM1

Mise en service en 1964, elle traite 167 000 T/an de brut stabilisé et dessalé pour produire des carburants liquides par distillation atmosphérique tels que le butane, l'essence, le lampant et le gasoil.

La capacité de production design est de :

- Gazoline : 32 000 tonnes /an
- Naphta : 34 670 tonnes /an
- Lampant : 17 000 tonnes /an
- Gasoil : 44 000 tonnes /an
- Résidu : 39 000 tonnes /an

Note : Vu que cette unité ne dispose pas d'un reforming catalytique pour la production d'essences, la RHM1 sert actuellement à produire uniquement du gasoil, le reste des produits est slopé dans le brut.

RHM2

Mise en service en 1979 ; la RHM2 est alimentée en brut à partir de l'unité Traitement sud, elle traite annuellement 1 070 000 tonnes (design) pour assurer l'approvisionnement du Sud-Est algérien en carburants : Essences, Kérosène et Gasoil.

La capacité de production design est :

- Essence super : 42 000 tonnes /an
- Essence normale : 42 000 tonnes /an
- Kérosène : 40 500 tonnes /an
- Gasoil : 412 000 tonnes /an

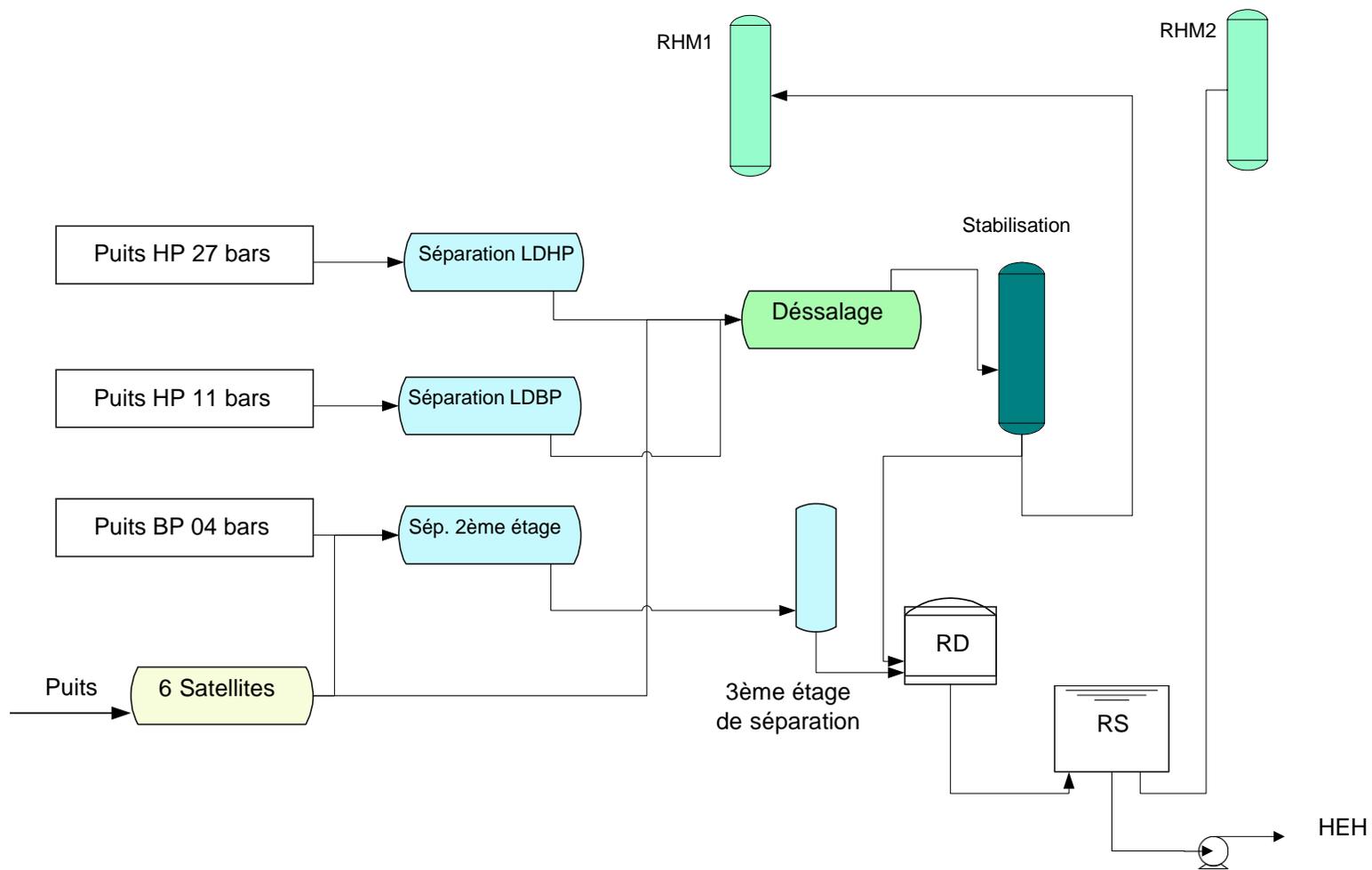


Figure I.4. Circuit d'huile au niveau CIS - HMD

TITLE		 Sonatrach
Circuit Huile - CIS - HMD		
FILENAME	DRAWN BY	DATE
Circuit huile CIS.VSD	Cellule Etudes	23/04/2002

❖ Unités de boosting :

➤ Unités boosting 3^{ème} étage :

Ces unités sont conçues pour comprimer à la pression de 11 bars les gaz lourds des séparateurs 3^{ème} étage disponible à 0.15 bars pour alimenter préférentiellement les unités GPL via les unités de boosting LDBP 1/2/3, elles sont constituées de :

- Un turbocompresseur d'une capacité de 890 000 st^m³/J (puissance de la turbine 10.74 MW).
- Un motocompresseur de 6 MW d'une capacité de 600 000 st^m³/J.

Produits à la limite unité sont :

➤ Unités boosting 2^{ème} étage :

Ces unités sont conçues pour comprimer à la pression de 28 bars le gaz des séparateurs 2^{ème} étage disponible à 4 bars pour alimenter le manifold 28 bars (I), elles sont constituées de :

- Un turbocompresseur d'une capacité de 974 000 st^m³/J (puissance de la turbine 10.74 MW).
- Un motocompresseur de 6 MW d'une capacité de 1 000 000 st^m³/J.

➤ Unités boosting LDBP

Ces unités sont conçues pour comprimer à la pression de 28 bars les gaz suivants afin d'alimenter le manifold 28 bars (I):

- Gaz de séparation LDBP disponible à 11 bars
- Gaz refoulement stations boosting 3^{ème} étage disponible à 11 bars.
- Gaz en provenance des unités satellites (gaz excédentaire produit au niveau des unités satellites ou, gaz susceptible d'être torché lors de l'arrêt curatif ou programmé des compresseurs de ces unités) disponibles à 5 bars.

Elles sont constituées de :

- Un turbocompresseur de 6.3 MW d'une capacité de 1 700 000 st^m³/J.
- Un motocompresseur de 6 MW d'une capacité de 1 700 000 st^m³/J.
- Un motocompresseur de 6.3 MW d'une capacité de 1 800 000 st^m³/J.

NB : il est à noter qu'au niveau des ballons de refoulement de toutes les unités de boosting on obtient un condensat non stabilisé destiné pour alimenter l'unité de fractionnement des condensats (UFC).

❖ Manifolds gaz 28 bars

- Manifolds gaz 28 bars (I):

Tous les gaz issus de la séparation LDHP, des unités satellites, des stations boosting LDBP, 2^{ème} /3^{ème} étages et du pipe 40'' CINA arrivent dans un manifold taillé pour 40 millions de stm^3/j de manière à recevoir individuellement chaque effluent et de permettre d'effectuer des opérations de sélection des gaz afin de séparer les gaz riches destinés pour la production des C3, C4 des gaz moins riche envoyés vers la réinjection.

- Manifolds gaz 28 bars (II) :

Un second manifold gaz 28 bars d'une capacité de 80 millions de stm^3/j existe également au CIS pour recevoir tous les gaz pauvres en provenance du manifold 28 bars (I), des retours unités GPL et des apports externes des pipes GR1 et GM1 pour alimenter individuellement les stations de réinjection de gaz.

❖ Unités de traitement de gaz (GPL) :

Le CIS regroupe 2 unités de traitement de gaz le GPL1 et le GPL2. Le rôle de ces unités est la récupération du propane butane et des condensats C5+ contenus dans les gaz associés.

✚ Unité GPL1 :

L'unité GPL1 mise en service en 1973, traite 5.7 millions de stm^3/J de gaz sélectionné à partir du manifold 28 bars (I).

Le procédé de traitement de l'unité GPL1 est basé sur la compression et le refroidissement du gaz, la liquéfaction est obtenue à basse température par un turbo-expandeur combiné à une boucle de propane.

Les produits finis : mélange C3/C4, C3 commercial, C4 commercial et C5+ sont obtenus après fractionnement du liquide récupéré dans 03 colonnes de distillation; le déséthaniser, le débutaniseur et le dépropaniser.

✚ Unité GPL2 :

L'unité GPL 2 mise en service en 1997 d'une capacité de traitement de 25.31 millions de Stm^3/J de gaz associé provenant du manifold 28 bars (I), se compose de trois trains identiques traitant une quantité de 8.5 millions Stm^3/J chacun.

Le procédé de l'unité GPL2 est basé également sur la compression et le refroidissement, la liquéfaction s'obtient à basse température seulement par turbo-expanders.

Les produits finis (C3/C4, C3 commercial, C4 commercial et C5+) sont obtenus après fractionnement du liquide récupéré dans 03 colonnes de distillation; le dééthaniseur, le débutaniseur et le dépropaniseur.

Ce schéma représente la réception de centre industrielle sud (CIS) au gaz associé des différents étages de séparation soit à l'intérieur ou l'extérieur de CIS et aussi l'alimentation des unités de GPL1 et 2

❖ Unités de compression 1 et 2 :

L'objectif principal des unités de compression est de comprimer le gaz à haute pression afin de le réinjecter dans les puits pour maintenir la pression du gisement et donc augmenter sa production.

Le centre industriel sud (CIS) dispose de onze (11) stations de compression partagées en deux services : service compression 1 et service compression 2; chacun sert à comprimer le gaz d'une pression de 27 bars jusqu'à 400 bars. Chaque station est constituée de deux groupes turbocompresseurs : un groupe BP (basse pression) et un groupe HP (haute pression).

➤ Service compression 1 :

Il est composé de sept stations (SC 02/03/04/05/06/07/08) ; chaque station réinjecte, au moyen, $5,5 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3 / \text{j}$.

➤ Service de compression 2 :

Il est composé de quatre stations (SC 09/10/11/12) ; chaque station réinjecte, au moyen, $7,8 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3 / \text{j}$.

➤ Alimentation des unités de compression :

L'alimentation des services de compression provient du manifold BP qui regroupe les lignes d'arrivées suivantes :

- Lignes gaz local : Champs satellites - GPL1/2 - ligne compression nord CINA – ligne direct haute pression LDHP (traitement de brut).
- Lignes gaz commercialisés : (GR1 et GR2) - ligne de guassi touil (GT). Le CIS compte 12 stations de réinjection de gaz.
- La SC2 est une unité de réinjection réalisée en 1972 pour comprimer un débit de 3.5 millions Stdm^3/j de gaz d'un PM de 22 g/mole, provenant du manifold 28 bars (II).

- Les SC3/4 sont des unités de réinjection réalisées en 1976 pour comprimer chacune un débit de 5.5 millions $\text{Stdm}^{3/\text{j}}$ de gaz d'un PM de 21 g/mole, provenant du manifold 28 bars (II).
- Les SC5/6 sont des unités de réinjection réalisées en 1987 pour comprimer chacune un débit de 5.5 millions $\text{Stdm}^{3/\text{j}}$ de gaz d'un PM de 21 g/mole, provenant du manifold 28 bars (II).
- Les SC7/8 sont des unités de réinjection réalisées en 1991 pour comprimer chacune un débit de 5.5 millions $\text{Stdm}^{3/\text{j}}$ de gaz d'un PM de 21 g/mole, provenant du manifold 28 bars (II).
- Les SC9/10/11/12 sont des unités de réinjection réalisées en 2001 pour comprimer chacune un débit de 9 millions $\text{Stdm}^{3/\text{j}}$ de gaz d'un PM de 21 g/mole, provenant du manifold 28 bars (II).

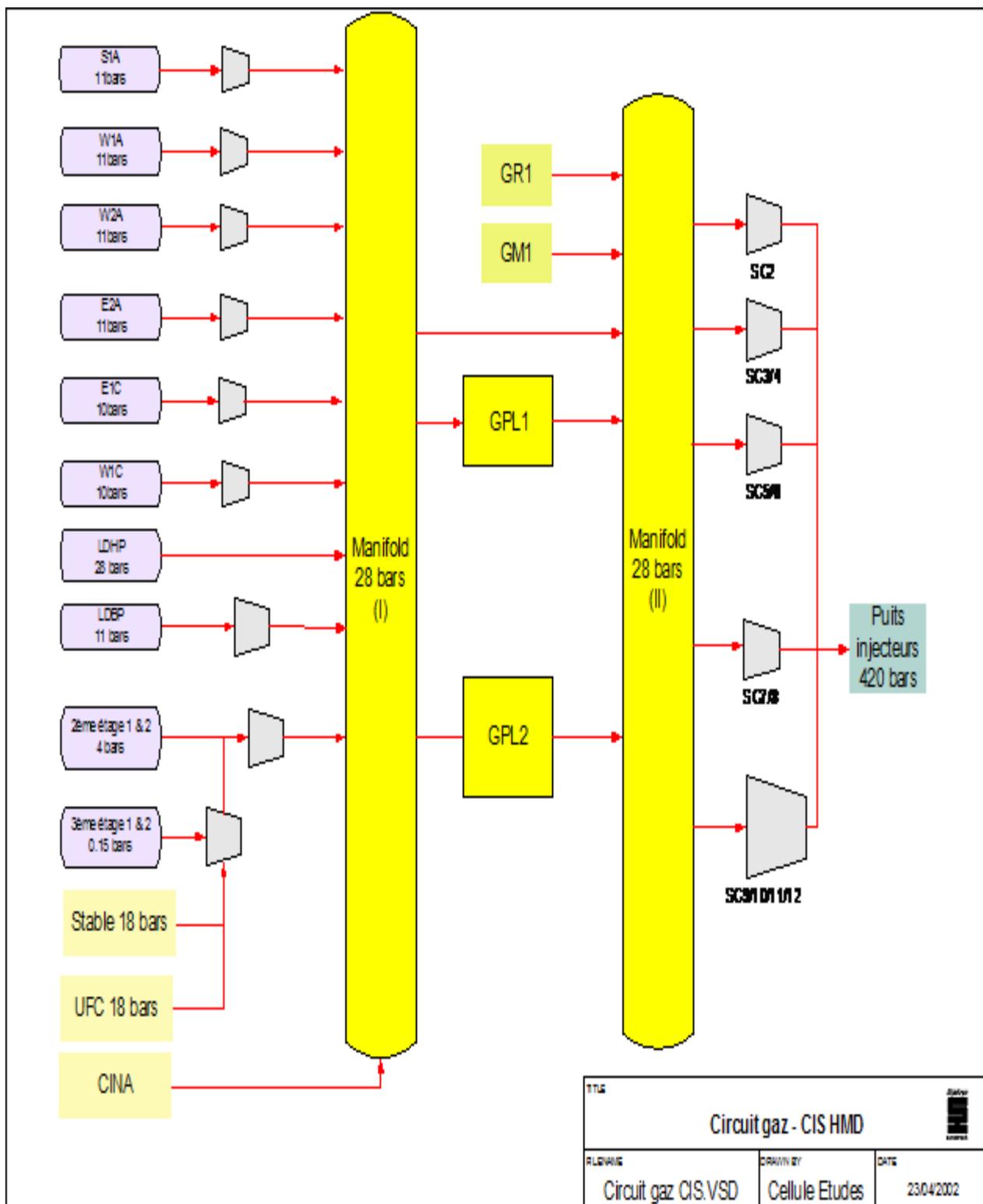
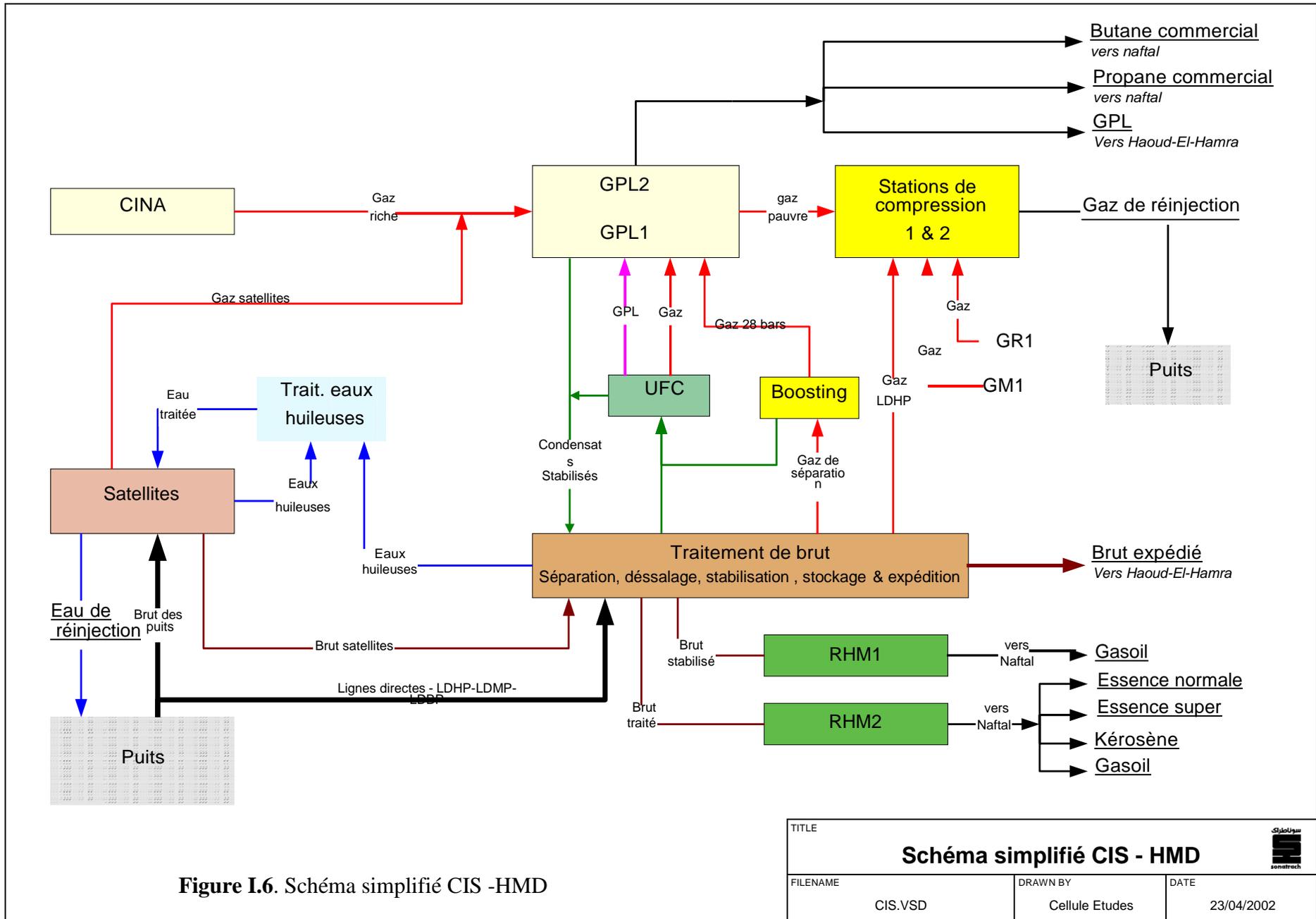


Figure I.5. Circuit de gaz au niveau de CIS -HMD



Chapitre II

Généralités sur la formation
des hydrocarbures

II.1. Aperçu historique sur le pétrole :

Le mot « Pétrole » est issu des deux mots latins « Petra » et « oléum » et signifie « huile de pierre » ; dès l'antiquité il pouvait être utilisé comme revêtement étanche, médicament ou arme de guerre.

Le pétrole est repéré la première fois au Moyen Orient à la surface de la terre.

- Dès 1852 Croissance de l'utilisation du pétrole avec la découverte du Kérosène ou « pétrole lampant » et l'utilisation de ce dernier pour l'éclairage.
- En 1859 forage du premier puits destiné à la production de pétrole par le « Colonel Drake » dans l'état de Pennsylvanie en USA.
- Dès les années 1950 le pétrole constitue la première source d'énergie dans le monde.

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

II.2. Définition du pétrole brut :

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

NB: Il existe divers types de pétrole brut, plus de «400 type de brut dans le monde» .

II.3. Origine du pétrole brut

Quant à son origine plusieurs théories ont été émises, la théorie de l'origine organique du pétrole semble retenir l'attention des chercheurs à l'heure actuelle, et selon cette théorie le pétrole tire son origine des restes organiques, essentiellement d'organismes végétaux et animaux peuplant l'eau (plancton) ou le fond (benthos) des mers. et formant la matière organique se serait accumulée au fond de la mer mélangée à des sédiments fins et avec eux le sapropel. La pression est développée au fur et à mesure par l'accumulation des sédiments au

cours des temps géologiques, la température, l'action de bactéries en milieu réducteur, c'est -à-dire en absence d'oxygène, auraient petit à petit facilité la transformation de ce sapropel en pétrole. [3. 4]

Une fois le pétrole formé dans la roche mère il a été soumis à plusieurs forces :

le poids exercé par les sédiments, les forces géologiques, les différences de densité avec l'eau salée qui l'accompagne.

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

II.3.1. L'accumulation de matière organique dans les sédiments

La matière organique est issue d'êtres vivants (plancton, végétaux, animaux, etc.). Composée pour l'essentiel de carbone, d'hydrogène, d'azote et d'oxygène, elle forme ce que l'on appelle « [la biomasse](#) ». Cette biomasse est généralement détruite par des bactéries mais une faible partie (moins de 1 %) se dépose au fond de milieux aquatiques. Dans cet environnement pauvre en oxygène, la matière organique est en partie préservée. Elle se mélange ensuite à des matières minérales (particules d'argiles ou sables fins), créant ainsi des boues de sédimentation. Celles-ci s'accumulent par couches successives sur des dizaines voire des centaines de mètres.

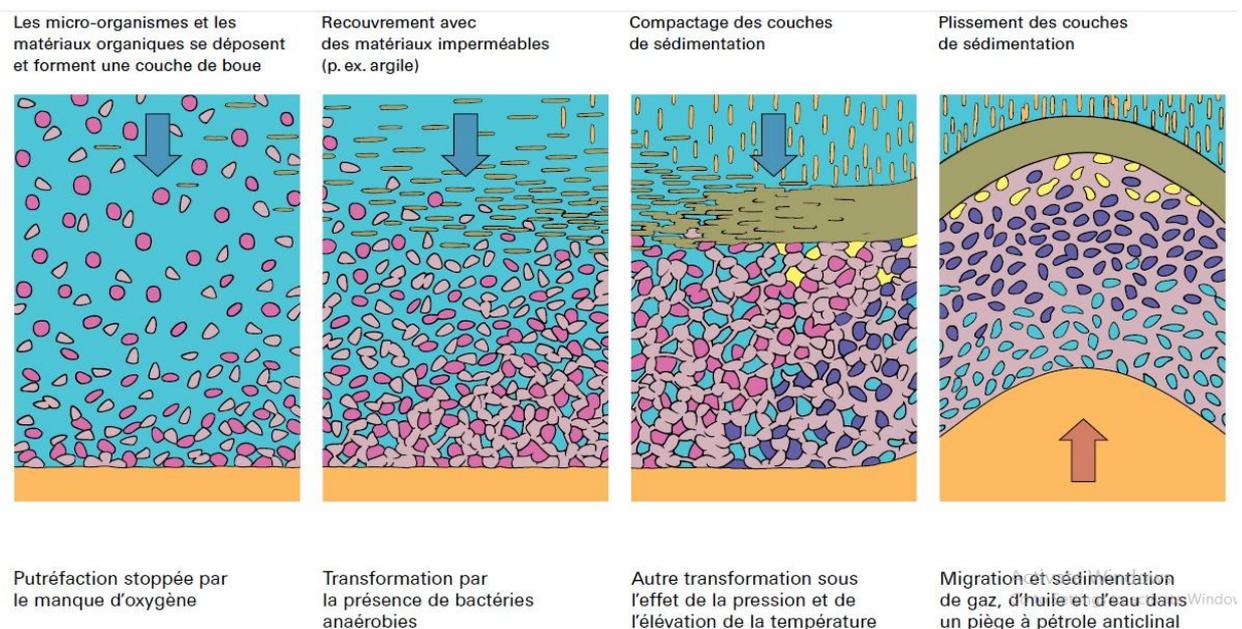


Figure.II.1 Processus de formation du pétrole

II.3.2. La formation du kérogène et sa maturation

Au début de la sédimentation jusqu'à une profondeur d'environ 1 000 mètres sous le plancher océanique, la matière organique contenue dans les boues de sédimentation subit une transformation sous l'action de bactéries anaérobies (vivant en milieu privé d'oxygène). Elles en extraient l'oxygène et l'azote, aboutissant à la formation de [kérogène](#). Il s'agit d'un composé solide disséminé sous la forme de filets au sein des sédiments, contenant surtout du carbone et de l'hydrogène.



Figure.II.2 Des organismes marin dans des bassins sédimentaires

II.3.3. La maturation du kérogène en pétrole

Par leurs propres masses et à la suite de leur couverture par de nouveaux dépôts, les couches sédimentaires s'enfoncent naturellement dans la croûte terrestre. Au cours de ce phénomène et au-delà de 1 000 mètres de profondeur sous le plancher océanique, les résidus minéraux des boues de sédimentation se solidifient en une roche relativement imperméable. Appelée [« roche-mère »](#), cette formation piège le kérogène.

La roche-mère subit également un enfouissement. Le kérogène est donc soumis à des pressions et des températures géothermiques de plus en plus élevées, augmentant d'environ 3°C tous les 100 mètres. À une température supérieure à 60°C, ce qui correspond à un enfouissement d'environ 1 500 à 2 000 mètres, le kérogène subit un craquage thermique, appelé également « pyrolyse ». Cette transformation chimique élimine l'azote et l'oxygène résiduels pour laisser de l'eau, du CO₂ et des hydrocarbures, molécules exclusivement composées de carbone et d'hydrogène. Le mélange d'hydrocarbures liquides est appelé pétrole brut.

[Des hydrocarbures sous forme gazeuse \(méthane\)](#) sont également générés lors de la transformation du kérogène. La proportion de gaz au sein de la roche-mère s'avère d'autant plus élevée que la durée et la température de transformation du kérogène sont importantes :

- Entre 60° et 120°C (entre 2 000 à 3 000 mètres de profondeur), le kérogène produit principalement du pétrole et une faible quantité de gaz ;
- À partir de 120°C (soit 3 000 mètres), la production de pétrole à partir du kérogène devient insignifiante. Les hydrocarbures liquides présents dans la roche-mère sont à leur tour transformés en molécules de gaz sous l'effet de la température et de la pression ;
- Au-delà de 150°C (soit un enfouissement supérieur à 4 000 mètres), il ne se forme plus que du gaz.

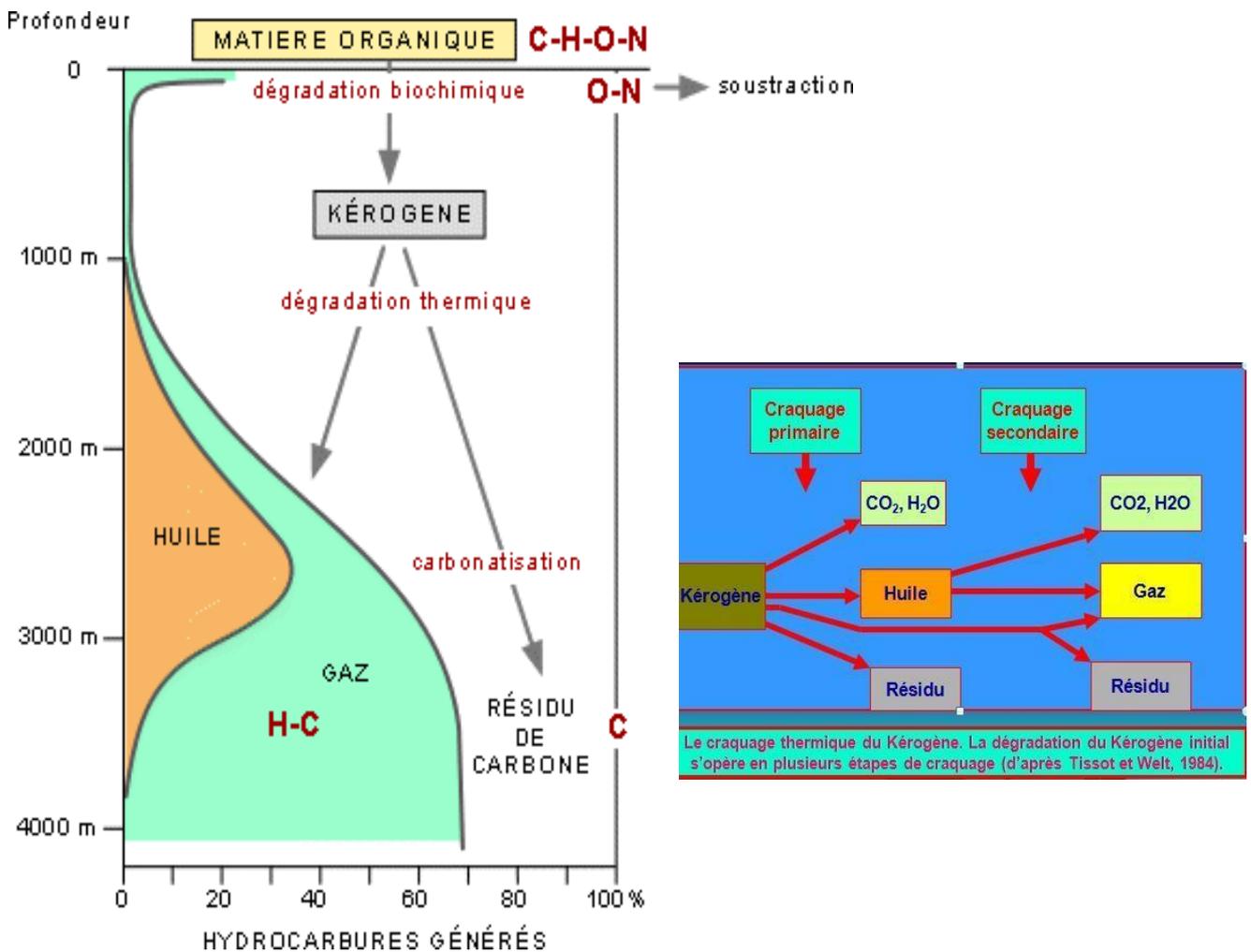


Figure.II.3 Processus de formation de matière organique en pétrole

II.4. Le système pétrolier

II.4.1. La roche mère

On appelle roches mères, les roches riches en matières organiques ayant ou pouvant générer (donner naissance) à des hydrocarbures (gaz et huile : pétrole) si certaines conditions sont réunies (préservation, enfouissement).

Les principales roches mères sont les argiles et certains calcaires très fins.

Sur la plateforme saharienne, la principale roche mère est d'âge silurien (argiles à graptolites).

Il faut que la proportion de matière organique soit suffisante c'est-à-dire d'au moins 1 à 2 % pour constituer la roche mère. Tant que la roche mère reste à la surface du fond de la mer, elle ne peut pas produire de pétrole.

II.4.2. Les roches réservoirs (magasins)

Lors du dépôt, les grains peuvent être très grossiers (graviers, par exemple), de plus en plus fins (sables, silts, argiles) ou de taille minuscule, formant des boues. Ils sont en contact les uns avec les autres, mais il reste du vide entre eux, ce qui définit la porosité d'une roche réservoir.

Les pétroliers s'intéressent à la porosité des roches, parce que, pour qu'une roche contienne de grandes quantités de pétrole (d'huile ou de gaz) , il lui faut une bonne porosité (Suffisamment de vides où les hydrocarbures peuvent se mettre en place). Une roche qui possède à la fois une bonne porosité et une bonne perméabilité est un bon réservoir.

II.4.3. La roche couverture :

Est une barrière imperméable, une fois que les hydrocarbures commencent à traverser un réservoir, il faut une barrière pour les arrêter, sinon ils poursuivront leur ascension et le réservoir ne servira que de zone de transit.

Pour stopper les hydrocarbures, il faut une roche imperméable au-dessus du réservoir, qu'on appelle la couverture. Les roches couvertures sont souvent des argiles et parfois des couches de sels cristallisés. Mais n'importe qu'elle roche suffisamment imperméable peut assurer la couverture ; certains carbonates très compacts par exemple.

II.4.4. Le piège

En plus d'avoir une roche mère, migration, roche-réservoir, roche couverture mais encore faut-il que les hydrocarbures soient piégés latéralement dans une structure géologique fermée tel qu'un anticlinal, contre faille etc...

La couverture scelle le piège pour empêcher la migration de se poursuivre vers le haut. Il y a plusieurs situations géologiques qui fourniront le **piège**. On distingue les pièges structuraux, stratigraphiques, mixtes et lithologiques, exceptionnellement par hydrodynamisme actif.

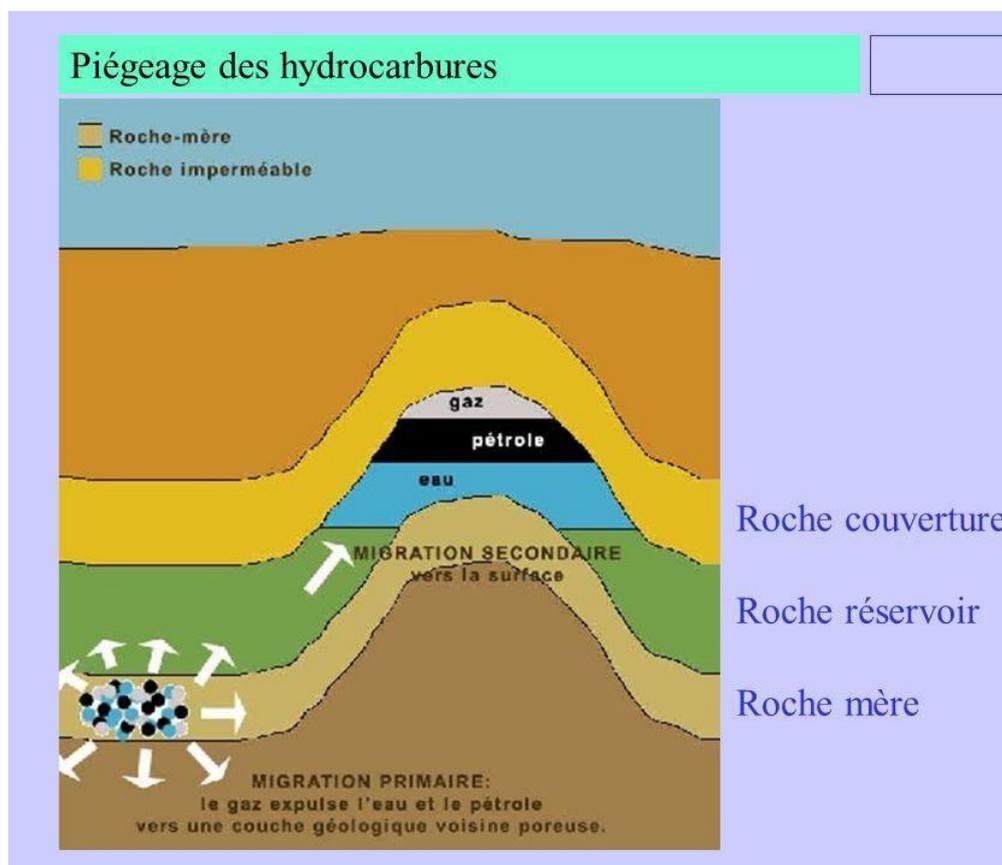


Figure.II.4. Piégeage des hydrocarbures

Chapitre III

La Chimie des Hydrocarbures

III.1. Classification du pétrole :

On classe le pétrole brut selon trois méthodes :

- Classification industrielle : Généralement, on classe les pétroles bruts en fonction de la Densité en quatre grandes catégories : Les pétroles légers $d_4^{15} < 0.825$, les pétroles moyens $0.825 < d_4^{15} < 0.875$, les pétroles lourds $0.875 < d_4^{15} < 1.000$, et les pétroles extra-lourds $d_4^{15} > 1.000$.
- Classification suivant le facteur de caractérisation K_{UOP} :
Le facteur de caractérisation K_{UOP} a été introduit par les chercheurs de la société « Universal Oil Products ». Le K_{UOP} des hydrocarbures purs examinés est alors de 13 pour les paraffines, 12 pour les hydrocarbures où le poids relatif des chaînes et cycles est équivalent, 11 pour les naphthènes purs, 10 pour les aromatiques pures.
- Classification selon le caractère chimique dominant : C'est le classement du brut selon les familles prédominantes des hydrocarbures. Le pétrole peut être de type : paraffiniques, naphthénique, aromatique. [5]

III.2. Composition du pétrole :

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

- Les hydrocarbures Alcanes.
- Les hydrocarbures Alcènes.
- Les hydrocarbures Alcynes
- Les hydrocarbures Cyclanes
- Les hydrocarbures Aromatiques
- Les hydrocarbures Cyclènes

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

III.2.1. Structure des chaînes carbonées des hydrocarbures

III.2.1.1. Schéma de Lewis des atomes de carbone et d'hydrogène

Hydrocarbure est un composé organique constitué des seuls éléments carbone et Hydrogène.

- Hydrogène : Il ne peut former qu'une seule liaison covalente.



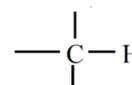
- Carbone : Il peut former quatre liaisons covalentes.



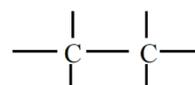
III.2.1.2. La nature des liaisons

a) Liaisons covalentes simples :

- Liaison carbone-hydrogène de longueur moyenne $l = 110 \text{ pm} = 1,1 \text{ \AA}$



- Liaison carbone-carbone de longueur moyenne $l = 154 \text{ pm}$



b) liaisons covalentes doubles :

- Liaison double carbone-carbone de longueur moyenne $l = 134 \text{ pm}$.



II.3. Principales Familles Des Hydrocarbures

Il existe plusieurs familles d'hydrocarbures, mais les plus importantes sont :

- **Les alcanes** : les chaînes carbonées ne comportent que des liaisons simples
- **Les alcènes** : les chaînes carbonées comportent une liaison double

II.3.1. LES ALCANES :

Tous ces hydrocarbures ont une formule brute du type $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$. Le méthane et la Structure la plus simple des molécules des alcanes sa Formule brute : CH_4 Cela signifie qu'un atome de carbone est lié à quatre atomes d'hydrogène et les quatre atomes d'hydrogène sont au sommet d'un tétraèdre au centre duquel se trouve l'atome de carbone.

Les alcanes ne comportent que des carbones tétraédriques, les liaisons C-H ont même longueur : 110 pm les angles formés par deux quelconques de ces liaisons sont égaux et valent $109^\circ 28'$.

Nomenclature des alcanes :

a) Les alcanes à chaîne linéaire :

À l'exception des quatre premiers alcanes qui ont des noms consacrés par l'usage, tous les alcanes sont un nom systématique.

Le nom d'un alcane à chaîne linéaire se forme en associant un radical et la terminaison **ane**.

Le radical indique le nombre de carbones de la chaîne :

- **pent** : 5 atomes de carbone,
- **hexa** : 6 atomes de carbone,
- **octa** : 8 atomes de carbone et ainsi de suite.

Exemple : l'un des constituants de l'essence est un alcane en C8, on le nomme octane.

b) Les alcanes à chaîne ramifiée :

Pour nommer un alcane à chaîne ramifiée, on utilise la règle suivante :

1°) On détermine la plus longue chaîne linéaire ou chaîne principale. Elle donne son nom à l'alcane.

2°) On identifie les ramifications greffées sur la chaîne principale. Ce sont des groupes alkyles. Nous retiendrons :

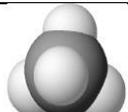
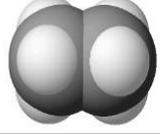
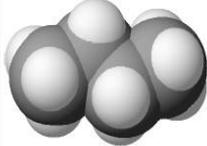
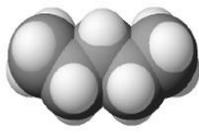
CH₃ - groupe méthyle

CH₃-CH₂- groupe éthyle

CH₃-CH₂-CH₂- groupe propyle etc...

3°) On numérote la chaîne principale en choisissant le sens de telle façon que le carbone portant le groupe alkyle ait le plus petit numéro ou, s'il y en a plusieurs, que leur somme soit la plus petite possible.

Les cinq premiers hydrocarbures saturés de formule C_nH_{2n+2} à chaîne linéaire :

n	Form. brute	Nom	Formule semi-développée	Formule développée	Vue 3D
1	CH ₄	méthane	CH ₄	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H}-\text{C}-\text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	
2	C ₂ H ₆	éthane	H ₃ C—CH ₃	$\begin{array}{c} \text{H} \quad \text{H} \\ \quad \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \quad \\ \text{H} \quad \text{H} \end{array}$	
3	C ₃ H ₈	propane	H ₃ C—CH ₂ —CH ₃	$\begin{array}{c} \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \\ \quad \quad \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \quad \quad \\ \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \end{array}$	
4	C ₄ H ₁₀	butane	H ₃ C—CH ₂ —CH ₂ —CH ₃	$\begin{array}{c} \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \\ \quad \quad \quad \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \quad \quad \quad \\ \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \end{array}$	
5	C ₅ H ₁₂	pentane	H ₃ C—CH ₂ —CH ₂ —CH ₂ —CH ₃	$\begin{array}{c} \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \\ \quad \quad \quad \quad \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \quad \quad \quad \quad \\ \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \quad \text{H} \end{array}$	

III.3.2. LES ALCÈNES

C'est la deuxième grande famille d'hydrocarbures. Sa formule brute est : C_nH_{2n} . Elle est caractérisée par la présence d'une liaison double carbone-carbone. On dit que les alcènes sont des hydrocarbures insaturés.

L'éthylène est le plus simple de tous les alcènes. Sa formule brute est C_2H_4 . Les deux carbones sont liés par une liaison double. Il n'y a pas de libre rotation entre les deux carbones. La molécule est rigide et plane. Tous les atomes sont dans le même plan. Les angles des liaisons sont tous égaux à 120° . Le carbone est qualifié de trigonal.

Les règles de nomenclature des Alcènes:

a) Les alcènes à chaîne linéaire :

1°) Pour indiquer la présence de la liaison double $C = C$, la terminaison **ène** remplace la Terminaison **ane** des alcanes.

2°) La position de la double liaison est donnée par le numéro du premier atome de carbone doublement lié rencontré dans le sens de la numérotation de la chaîne.

3°) La chaîne est numérotée de façon à attribuer à cette double liaison le plus petit numéro.

b) Les alcènes à chaîne ramifiée

1°) On détermine la plus longue chaîne linéaire contenant la double liaison. Elle donne son nom à l'alcène.

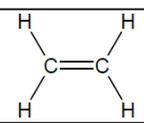
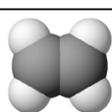
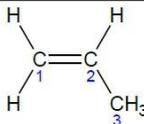
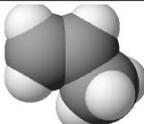
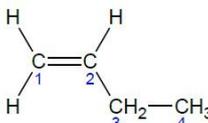
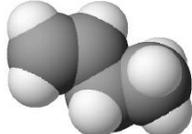
2°) On numérote la chaîne principale selon la règle des alcènes linéaires.

3°) On identifie les groupes alkyles.

c) Les stéréo-isomères

Lorsque les groupes alkyles sont disposés d'un même côté de la double liaison, le stéréo-isomère est appelé Z. Si les groupes alkyles sont disposés de part et d'autre de la double liaison, le stéréo-isomère est appelé E.

Les premiers alcènes linéaires de la famille des alcènes comportant de 2 à 6 carbones

n	Form brute	Nom	Formule semi-développée	Vue 3D
2	C_2H_4	éthylène		
3	C_3H_6	propène		
4	C_4H_8	but-1-ène		

4	C_4H_8	but-2-ène		
5	C_5H_{10}	pent-1-ène		
5	C_5H_{10}	pent-2-ène		
6	C_6H_{12}	hex-1-ène		
6	C_6H_{12}	hex-2-ène		
6	C_6H_{12}	hex-3-ène		

III.3.3. Les Hydrocarbures Alcynes :

Les Alcynes : $C_n H_{2n-2}$ (ou hydrocarbures non saturés ayant une seule triple liaison) :

Un alcyne est un hydrocarbure dont la molécule comporte une liaison triple carbone-carbone.

Les alcynes sont donc bien des Hydrocarbures Insaturés, car un même atome de carbone, n'est pas entouré par 4 éléments distincts, et ce à cause de la triple liaison entre les carbones.

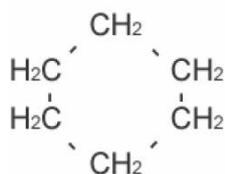
Rappelons la structure de la molécule d'éthyne, communément appelé acétylène (terminaison trompeuse car elle fait penser à la famille des alcènes) :

Composé	Électrons externes	Modèle de Lewis
C_2H_2 Ethyne (acétylène)	C : 4 électrons externes H : 1 électron externe $(4)2 + (1)2 = 10$ électrons 5 doubles liaisons	$H-C \equiv C-H$

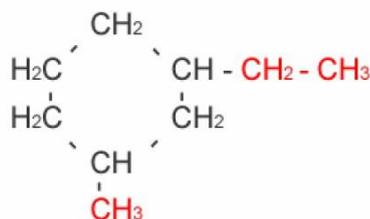
III.3.4. Les Hydrocarbures Cyclanes :

Les Cyclanes : C_nH_{2n} (ou hydrocarbures alicycliques saturés):

Exemples :



C_6H_{12}
Cyclohexane



C_9H_{18}
1-éthyl-3-méthylcyclohexane

III.3.5. Les Hydrocarbures Aromatiques :

(Ou hydrocarbures non saturés ayant un cycle benzénique) :

Les aromatiques sont des hydrocarbures insaturés possédant un ou plusieurs radicaux «phényle» (voir représentation ci-dessous) reliés à des chaînes carbonées. Le nombre de carbones est au minimum de 6.

Formule brute : C_6H_5-Y : C_6H_5 est le radical phényle et Y une molécule attachée à ce radical..., Le benzène C_6H_6 : est le plus simple des hydrocarbures aromatiques

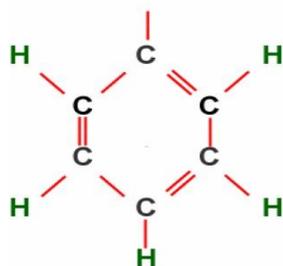


Figure III.1. Radical Phényle C_6H_5

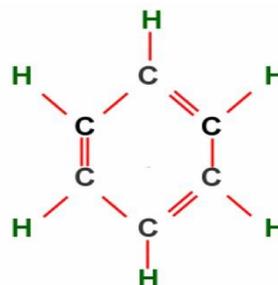


Figure III.2. Benzène C_6H_6

III.3.6. Les Hydrocarbures Cyclènes :

(Ou hydrocarbures alicycliques insaturés):

Les Cyclènes sont des hydrocarbures alicycliques insaturés possédant une ou plusieurs liaisons doubles (C=C)

III.4. Autres composés contenus dans le pétrole brut

III.4.1. Composés oxygénés :

Ces composés sont représentés dans le pétrole sous forme de phénol et des acides naphthéniques CH_2-COOH , $R-COOH$. Leur teneur dans le pétrole est faible (1 ÷ 2%).



III.4. 2. Composés azotés :

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

III.4. 3. Composés résineuses et asphaltiques :

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

III.4.4. Composés minéraux :

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

III.5. Propriétés physico-chimique du pétrole :

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

III.5.1. Densité :

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

III.5.2. Viscosité:

La viscosité est le pouvoir caractéristique des fluides de résister au déplacement d'une partie de fluide par rapport à l'autre. Elle est déterminée par la mesure de temps d'écoulement du pétrole brut dans le tube capillaire de longueur donnée, à une température bien déterminé: c'est la viscosité cinématique, exprimée centistokes (cSt), celle-ci est définie par la norme ASTM D 445. La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures, est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charges dans les pipelines, les tuyauteries et les conduites de raffineries, ainsi pour la spécification des pompes et des échangeurs. L'évolution de la viscosité en fonction de la température, n'est pas la même pour tous les bruts, la viscosité d'un pétrole paraffiniques augmentera rapidement si la température baisse ; par contre, pour les bruts naphthéniques ou mixtes, l'accroissement de la viscosité sera plus progressive. [6. 8]

III.5.3. Tension de vapeur :

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

La mesure de la tension de vapeur RIED des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers. [7. 8]

III.5.4. Masse molaire :

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

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

III.5.5. Teneur en eau et sédiments BS&W :

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

III.5.6. Teneur en soufre :

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

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

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

III.5.7. Teneur en sels :

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

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

III.5.8. Asphaltènes :

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

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

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

III.5.9. Points d'éclair :

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

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

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

III.5.10. Point de trouble, point de congélation et point d'écoulement :

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

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

La détermination de ces points se fait par le refroidissement de l'échantillon sans agitation selon la norme ASTM D 97. [10]

Chapitre IV

Matériels & Méthodes
Sur le dessalage

INTRODUCTION

Le pétrole brut provenant du champ producteur d'Agadem via les oléoducs contient souvent de l'eau, des sels, des solides en suspension et des traces de métaux solubles dans l'eau.

L'unité de distillation atmosphérique étant conçue pour accueillir un brut dont la salinité est \leq à 40 mg/l ainsi que le Bottom Sediment and Water (BSW) (Eau en suspension + sédiments), qui donne une idée sur la teneur en eau et en sédiment, est maintenu inférieur à 1%.

Pour ces raisons des techniques avancées et des recherches continues sur le brut pour éliminer les sels et l'eau qui y sont contenus, dont le but de sauvegarder les installations de raffinage des attaques de corrosion induits par ces composés nocifs.

En effet, la première étape du raffinage consiste à éliminer ces contaminants par le dessalage (déshydratation) pour réduire la corrosion, le colmatage et l'encrassement des installations.

Le dessalage du pétrole est une opération essentielle, car elle conditionne la bonne marche des traitements en aval. Il consiste à éliminer au maximum la phase aqueuse par un traitement convenable, et à dissoudre les cristaux de sels dans une eau d'apport puis à séparer cette eau du brut traité.

IV.1 Généralité sur les sels :

IV.1.1 Nature des sels :

Les chlorures sont les sels pris en considération dans les bruts salés dont la répartition en pourcentage volumique est approximativement :

- ✓ Chlorure de magnésium ($MgCl_2$) = 20%
- ✓ Chlorure de calcium ($CaCl_2$) = 10%
- ✓ Chlorure de sodium ($NaCl$) = 70%

Ces sels se présentent soit ionisés dans l'eau présente dans le brut, soit sous forme de cristaux.

IV.1.2 Inconvénients des sels :

Avant le traitement les raffineries exigent généralement la teneur en sel de pétrole brut réduit à très faibles niveaux, parce que les cristaux de sel généralement entraînés désactivent et bouchent les lits de catalyseur et des équipements de traitement en aval.

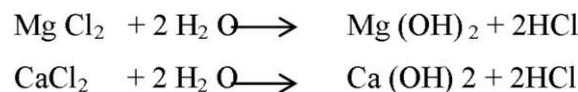
En outre, le sel dans l'eau cristallise et reste en suspension dans l'huile, ou peut déposer dans les équipements d'échange de chaleur.

Et des inconvénients des sels au niveau des unités de traitement du brut (Stabilisation, topping), qui sont :

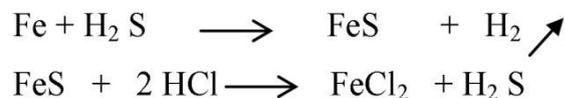
- ✓ La réduction de la section de passage, donc la diminution de la capacité de production (l'encrassement).
- ✓ Causés par la mauvaise conductivité des dépôts de sels, la diminution du coefficient de transfert de chaleur dans les échangeurs.
- ✓ La perforation et la rupture des tubes des échangeurs et des fours (corrosion).
- ✓ Par l'hydrolyse des sels, donc formation des hydroxydes et des acides .

Les chlorures se décomposent pour former l'acide chlorhydrique (HCl) pendant la distillation du brut, et qui attaque les parties métalliques comme le montre sur les réactions suivant :

- Les sels d'hydrolysent sous l'effet de la température donnant de l'acide chlorhydrique .



- La corrosion est plus grande en présence de sulfure d'hydrogène



- L'acide chlorhydrique attaque le fer :



Par un mauvais dessalage conduit à l'obtention de résidus atmosphérique chargés en sodium. Selon la littérature, comme le carré de la concentration en sodium varie, la vitesse du coke varie dans les fours . en outre, les catalyseurs de craquage catalytique sont rapidement empoisonnés (empoisonnement irréversible par le sodium).

Cela signifie que l'impact que cela pourrait avoir sur les unités de traitement aval en raison de la qualité du dessalage.

IV.2 Théorie Sur Les Emulsions :

IV.2.1 Définition de l'émulsion :

Une émulsion est définie comme une suspension de petites gouttelettes d'un liquide dans un second liquide, nous appellerons par émulsion stable, une émulsion qui ne peut pas être rompue sans avoir recours à certaines formes de traitement. [14]

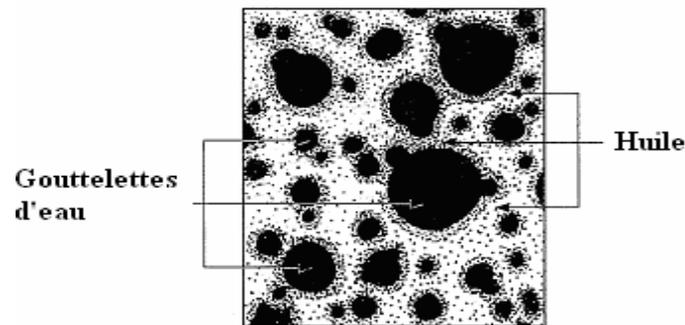


Figure IV.1 : Emulsion d'eau dans l'huile

IV.2.2 Conditions de formation d'une émulsion :

Les émulsions les plus généralement rencontrées dans la production du pétrole brut sont du type eau dans l'huile « hydrophobe », le milieu continu étant l'huile.

Les émulsions du type huile dans l'eau ou émulsions inverses « hydrophile » existent mais se rencontrent plus rarement.

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

- Présence d'un agent émulsifiant. Les agents émulsifiants rencontrés dans le pétrole brut comprennent les asphaltènes, les résines, les acides organiques.
- Non miscibilité des deux liquides.
- Energie suffisante pour disperser une phase dans une autre.

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

La coalescence des émulsifiants naturels dans le pétrole brut est empêchée (sont des molécules polaires), car une barrière se forme autour des gouttelettes d'eau. Ceci est dû à la rencontre de l'agent émulsifiant présent dans le pétrole brut à l'interface eau / huile.

IV.2.3 Procédés de désintégration des émulsions:

Il existe trois principaux types de procédés :

le Procédé électrique, le Procédé chimique et le Procédé mécanique.

Les deux procédés (électrique et chimique) sont utilisés en même temps pour intégrer les émulsions stables dans la plupart des unités de traitement.

A cause la différence entre les poids spécifiés pour les composés de l'émulsion donc le procédé mécanique uniquement n'est efficace que pour des émulsions stables.

➤ **Dans le dessalage électrostatique**, on applique des charges électrostatiques de tension élevée pour concentrer les gouttelettes en suspension dans la partie inférieure du bac de décantation. On ajoute des agents tensio-actifs uniquement lorsque le pétrole brut renferme beaucoup de solides en suspension. [17. 16]

➤ **Dans le dessalage chimique**, on ajoute de l'eau et des agents tensio-actifs (désémulsifiant) au pétrole brut, on chauffe pour dissoudre ou fixer à l'eau les sels et les autres impuretés, puis on conserve ce mélange dans un bac pour que la phase aqueuse décante.

IV.3 Mécanisme du dessalage électrostatique :

Pour éliminer toutes les impuretés que nous venons d'évoquer, on lave le brut à l'eau et on sépare l'eau de lavage par dessalage électrostatique.

Le dessalage du brut comporte trois étapes successives : [12]

➤ La diffusion des sels du brut dans l'eau (lavage) :

Il s'agit de faire passer dans l'eau les cristaux de sels contenus dans le brut. L'objectif étant d'atteindre tous les cristaux de sels ; il faut que l'émulsion eau-brut soit assez fine.

Le mélange eau-brut s'effectue normalement à travers une vanne de mélange placée à l'entrée du dessaleur.

➤ La coalescence des gouttelettes d'eau (par Electrocoalescence) :

L'émulsion eau-brut, mélange intime de deux liquides non miscibles, est constituée par une phase continue (le brut) et une phase dispersée (l'eau sous forme de gouttelettes dont les dimensions varient de 1 à 10 μm) asphaltènes et solides finement divisés (sulfure de fer, par exemple) sont adsorbés à l'interface eau-huile, formant un film visible au microscope. Ces agents stabilisent l'émulsion.

➤ La décantation (par gravité) :

Sous l'effet du champ électrique, les gouttelettes d'eau se rassemblent et donnent de grosses gouttelettes qui, sous l'effet de leur densité supérieure à celle du brut, décantent au fond du dessaleur.

IV.4 Paramètre de réglage du dessaleur :

Il est intéressant de dresser maintenant l'inventaire des degrés de liberté laissés au choix du raffineur pour obtenir le meilleur rendement du dessaleur.

Nous excluons les paramètres de conception utilisés par les constructeurs pour dimensionner le matériel.

IV.4.1 Niveau d'interface eau/brut :

Le niveau d'eau décantée représente en fait une électrode au potentiel zéro du champ primaire défini avec l'électrode la plus basse de l'installation. Toute variation significative du niveau d'eau modifie le champ primaire et perturbe la coalescence électrique. Il y a donc intérêt à maintenir ce niveau constant, selon les recommandations du constructeur.

IV.4.2 Température de dessalage :

Dans le procédé de dessalage la température est le paramètre le plus important, par l'intermédiaire de la viscosité qui est très sensible à ce paramètre, la température est intervenant dans la vitesse de coalescence (en générale entre 100 et 150 °C).

IV.4.3 Taux d'eau de lavage :

La force de la coalescence électrique est fonction du taux d'eau de lavage (pour les bruts lourds de densité API < 30), par l'augmentant de l'eau de lavage, on essayer à combler les lacunes apparentes de la décantation par gravité en augmentant la coalescence électrique.

IV.4.4 Point d'injection de l'eau de lavage :

Au refoulement de la pompe de charge et avant les échangeurs de préchauffe on intérêt à injecter tout ou partie de cette eau (dans le cas de l'eau de lavage est peu agressive). si le dessalage se fait à température élevée, Cette possibilité devient impérative.

Remarque, certains raffineurs pratiquent avec succès l'injection à l'aspiration des pompes de brut froid.

Notable, injecter l'eau de lavage pour partie au refoulement de la pompe de charge, pour partie à la vanne de mélange sont plus courantes.

IV.4.5 Nature d'eau de lavage :

L'oxygène doit être éliminé par réaction avec les sulfures présents dans les eaux procédées alors c'est mieux mélange l'eau douce avec l'eau de procédé.

IV.4.6 La pression de service :

La pression peut influencer la marche du dessaleur, mais elle n'a pas une influence sur la salinité du brut.

à empêcher la vaporisation du brut, la pression dans le dessaleur doit être maintenue à une valeur suffisante de façon.

Les vapeurs d'hydrocarbures seront saturées en eau en cas de chute de pression, donc plus conductrices que le brut, bien que cela provoquerait une consommation excessive de puissance électrique.

La vaporisation provoquera le déclenchement des électrodes après chauffer davantage le brut par la puissance supplémentaire converti en chaleur.

IV.4.7 Perte de charge dans la vanne de mélange :

Le degré de mélange entre le brut et l'eau de lavage est mesuré par la perte de charge au niveau de la vanne mélangeuse. en créant un mélange intime entre l'eau et le brut après l'arrivée de l'eau l'eau aux cristaux et de les dissoudre.

la détermination de valeur de perte de charge (ΔP) est expérimentalement pour chaque brut. elle dépend du brut est lourd ou léger. les émulsions difficiles à détruire, en raison l'augmentation de la perte de charge à tendance à former une dispersion très fine. par contre, une perte de charge trop faible conduit à un lavage incomplet, (entre 0,2 et 2 bars, selon la nature du brut traité).

IV.4.8 Nature et taux de désémulsifiants

Pour compléter l'opération de dessalage électrostatique, on a recours à l'emploi d'additifs désémulsifiant qui facilitent la rupture des émulsions formés pour accroître la décantation. L'émulsion a une grande stabilité du fait de la formation d'une couche protectrice autour de la gouttelette d'eau. Cette couche protectrice se compose des paraffines, des gommes, des asphaltènes, d'argile et du sable. Pour casser le film protecteur, on utilise des produits tensioactifs.

En règle générale, ils sont injectés en amont des séparateurs. Le taux d'injection varie de 5 à 50 ppm suivant la nature du brut à traiter.

Les performances demandées à un désémulsifiant sont doubles :

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

Les désémulsifiants rencontrés sur le marché sont de diverses marques agissent sur les agents émulsifiants par neutralisation.

Quatre actions essentielles sont requises pour un désémulsifiant :

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

La présence de ces quatre actions provoque la séparation de l'eau et de l'huile. Le désémulsifiant doit être capable de migrer rapidement à travers l'huile vers l'interface huile/eau où il doit combattre l'agent émulsifiant qui se trouve plus concentré.

Si l'agent émulsifiant est faible, les forces de flocculation peuvent être suffisantes pour entraîner la coalescence, ce qui n'est pas toujours le cas, le cas échéant, le désémulsifiant doit alors neutraliser l'agent émulsifiant et déchirer le film interfacial des gouttelettes d'eau, ce qui va causer la coalescence. Le type d'action de neutralisation du désémulsifiant dépend de la nature de l'émulsifiant par exemple, les paraffines et les asphaltènes peuvent être dissous ou altérés, réduisant ainsi la viscosité de leur film et changeant leur mouillabilité et leur dispersion dans l'huile, il est rare qu'un seul composé chimique puisse produire à lui seul ces actions, un mélange de plusieurs composés est alors utilisé afin de permettre une action équilibrée. On distingue les désémulsifiants ioniques et non ioniques :

➤ **Désémulsifiants ioniques :**

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

➤ **Produits anioniques :**

Ils possèdent un ou plusieurs groupements fonctionnels ne pouvant s'ioniser en solution qu'en fournissant un ion organique chargé négativement, et un ion métallique chargé positivement responsable de la solubilité.

La partie hydrophile est constituée généralement par les sulfates et sulfonâtes, et la partie lipophile par des hydrocarbures (sulfate de pétrole, les résines sulfonées.etc.)

➤ **Produits cationiques :**

En s'ionisant, ils donnent un ion organique chargé positivement et un ion négatif, généralement minéral responsable de la solubilité. Parmi ces produits, on peut citer :
Les amines grasses et leurs sels, les amines substituées...

➤ **Produits ampholytes :**

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

➤ **Désémulsifiant non ionique**

Ils ne donnent pas naissance à des ions dans la solution aqueuse.

Ces produits résultant souvent d'une fixation d'un groupement hydrophile (chaîne polyglycolique) sur une molécule organique (lipophile), ce sont les récepteurs de l'émulsion eau/brut les plus utilisées, ils sont très efficaces quel que soit la nature de la couche stabilisatrice, ils dispersent les micros particules solubles en modifiant les paramètres des tensions interfacial eau-huile.

IV.5. Analyses du pétrole brut

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

L'échantillonnage est dépendent les résultats des analyses alors est une opération importante et parce qu'il a un impact direct sur les résultats des analyses lors du prélèvement d'un échantillon il est très important de prendre un certain nombre de précautions relatives (au produit à échantillonner, la purge avant le prélèvement, éviter la contamination des récipients...etc).

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

IV.5. 1. Densité

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

a) Principe

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

b) Appareillage :

- Aéromètre ALLA France ;

- Thermomètre digital avec sonde ;
- Eprouvette graduée de 500 ml.



Figure IV.2 Aéromètre



Figure IV.3 Epruvette graduée

- Mode opératoire

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

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

IV.5.2. Viscosité

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

a) Principe

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

b) Appareillage :

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



Figure IV.4 viscosimètre

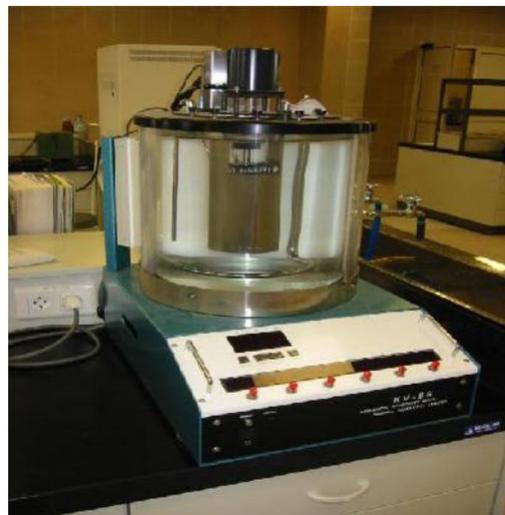


Figure IV.5 Bain thermostaté

C) Mode opératoire

- Mettre le bain thermostaté en marche et le laisser s'établir à une température désirée.
- Verser environ 25 ml de l'échantillon brut dans le viscosimètre qui se trouve à l'intérieur du bain thermostatique.

- A l'aide d'une poire, on a maintenu l'échantillon dans la partie supérieure limitée par deux traits de jauge.
- Laisser l'échantillon s'écouler, et dès que le niveau arrivait au trait supérieur, on a mis le chronomètre en marche.
- Une fois que la dernière goutte traversa le trait de jauge inférieur, arrêter le fonctionnement du chronomètre et noter le temps d'écoulement.

c) Expression des résultats

$$G = c \cdot t$$

IV.5.3. Teneur en eau et sédiments (BS&W)

L'eau et des sédiments sont très faibles quantités dans les pétroles bruts, dont la majeure partie est dissoute dans l'eau et le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins. par la centrifugation, la teneur en eau et sédiments de pétrole brut est mesurée selon la norme ASTM D96 qui consiste à déterminer le volume d'eau et des sédiments séparés du brut.

a) Principe

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

- #### b) Appareillage
- Centrifugeuse KOKUSAN (Japon).
 - Tubes de centrifugation.

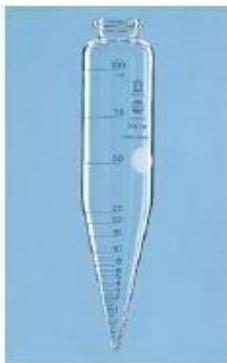


Figure IV.6 Tubes à centrifuger ASTM



Figure IV.7 Centrifugeuse

- #### c) Réactif :
- Echantillon à analyser (brut).
 - Eau distillée.

d) Mode opératoire

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

e) Expression des Résultats

La teneur sera donnée en pourcentage apres on fait directement notre lecture sur le tube à centrifuger ASTM .

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

IV.5.4. Salinité

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

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

a) Principe

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

**b) Appareillage et Réactifs**

- Un doseur des ions de chlorures ;
- Béchers ;
- Une éprouvette de 100 ml ;
- Un agitateur magnétique ;
- Nitrate d'argent (AgNO₃) à 0.05 N ;
- désémulsifiant à 50 ppm ;
- Chromates de potassium (indicateur coloré).

c) Appareillage

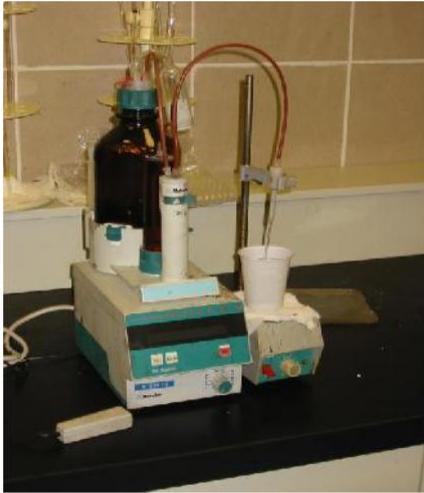


Figure IV.8 Doseur des ions de chlorures



Figure IV.9 Toupies

d) Mode opératoire

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

e) Expression des résultats

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

□

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

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

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

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

D : Facteur de dilution.

PE : Volume de la prise d'essai utilisé.

IV.6 Analyses de l'eau

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

IV.6.1 Le pH

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

a) Principe

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

IV.6.2 Conductivité

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

a) Principe

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

b) Appareillage et Réactifs

- pH-mètre KOKUSAN (Japon) ;
- Conductimètre DDK-TOA-Corporation CM-30G (Japon);
- Eau à analyser;
- Béchers ;
- Eau distillée.

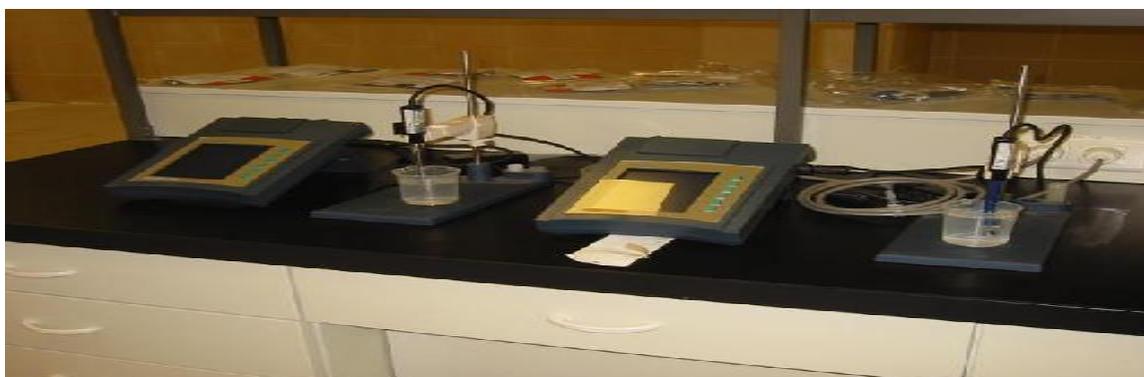


Figure IV.10 Conductimètre (à gauche). pH-mètre (à droite)

IV.6.3. Salinité

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

a) Principe

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

b) Mode opératoire

- Préparer des solutions avec les dilutions suivantes :

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

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

- Prélever 5 ml des solutions.
- Ajouter quelques gouttes d'une solution de chromate de potassium qui est un indicateur coloré.
- En suite titrer avec la solution d' AgNO_3 (0.05 N) jusqu'à l'apparition d'une coloration rouge brique.

c) Expression des résultats

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

$$N_1 * V_1 = N_2 * V_2$$

Chapitre V

Résultats et discussions

Introduction

L'étude de comportement et l'analyse d'un phénomène dans les fluides et particulièrement dans les hydrocarbures est une chose incontournable et essentiel, les relevés des paramètres de fonctionnement d'une unité qui fournissent des informations, En général, l'étude expérimentale est menée en conduisant une série d'expériences selon un plan tracé au préalable, bien que cette méthode de travail soit difficile à appliquer à l'étude appliquée d'une unité industrielle en production, telle que celle qui fait l'objet de notre étude. par conséquent, nous sommes appuyés dans notre étude sur l'exploitation des données des paramètres relevés quotidiennement de mois Janvier jusqu' au mois de Mai, où en raison des contraintes de fonctionnement et ou plusieurs facteurs influés sur le déroulement de dessalage au CIS.

V.1. Collecte des données

À chaque fois que l'occasion est offerte nous avons nous même procédé aux analyses pour la détermination des différents paramètres physico-chimiques des échantillons pris au niveau du train 30, où nous appuyions sur des échantillons de l'entrées de la sortie, qui étaient amenés quotidiennement des deux étages de dessalage ainsi que d'autres points.

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

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

Echantillon	pH	Conductivité (ms/cm)
Entrée 1 ^{er} dessaleur	7.63	3.90
Sortie 1 ^{er} dessaleur	7.56	3.96
Entrée 2 ^{ème} dessaleur	6.45	5.16
Sortie 2 ^{ème} dessaleur	6.40	11.56

Interprétation des résultats

la conductivité de l'eau de lavage est en générale fixe, et près le passage sur dessaleur, la conductivité du courant électrique augmente avec l'augmentation de la quantité de sels dans l'eau (Na⁺, Cl⁻, Mg⁺ et Ca²⁺). on remarqué une augmente au cours du traitement, et par conséquent la diminution des taux de sel dans le brut. on remarque aussi que la valeur de PH diminue avec le passage des étapes de traitement, entraînant une eau acide. Cela se traduit par l'augmentation des ions [H₃O⁺] Ce qui signifie que il y a plus de sels dans l'eau à la sortie .

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

Tableau.V.2. La viscosité du brut à différentes températures

T (°C)	20	37,8
ρ (cSt)	4,43	3,05

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

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

Echantillon	Brut	Eau
Densité	0.808	1.002

Interprétation des résultats

On remarque de les valeurs de viscosité et de densité sont bonnes, et donc le brut de Hassi Messaoud est léger (bonne qualité).

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

Dans le tableau ci-dessous, nous avons pris les analyses de la salinité et la BS&W entre le 1er janvier et le 5 mai.

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

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

Interprétation des résultats

On remarque une diminution de la BS&W et de la salinité après chaque étape de traitement donc une réduction de la quantité d'eau et des sédiments et une diminution de la salinité.

V.2. Calculs

V.2.1. Calcul des débits brut-eau à l'entrée de dessaleur

Dans le tableau ci-dessous, nous avons pris les résultats de débit moyen pour avril et mai.
(pour plus des données voir annex)

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

	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 de lavage X (%)
Moyenne	170	0,12	169.88	8.5	5

Avec : $Q_{wext} = (BS \& W_e * Q_b) / 100 \Rightarrow Q_{wext} = (0.07 * 170) / 100 = 0.119 \Rightarrow Q_{wext} = 0.12 \text{ m}^3/\text{h}$
 $Q_h = Q_b - Q_{wext} \Rightarrow Q_h = 170 - 0.12 = 169.88 \text{ m}^3/\text{h}$
 $Q_b = \text{valeur lue sur débitmètre (cst)} = 170 \text{ m}^3/\text{h}$
 $Q_w = \text{valeur lue sur débitmètre}$
 $X = Q_w * 100 / Q_b \Rightarrow X = 8.5 * 100 / 170 = 5 \%$

V.2.2 Bilan matière de l'unité de dessalage

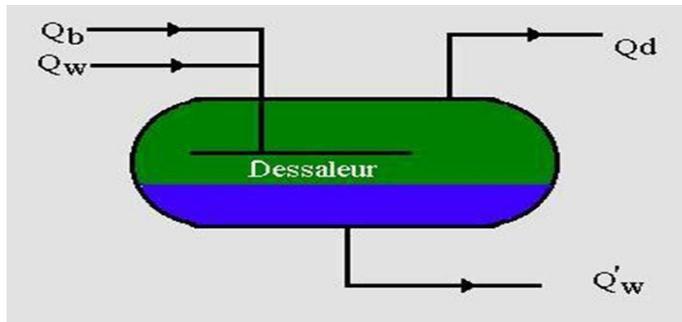


Figure.V.1. Bilan matière du dessaleur

Avec :

- Q_b : Débit de brut à dessaler.
- Q_w: Débit d'eau de lavage.
- Q_d : Débit de brut dessalé.
- Q'_w: Débit d'eau de purge.
- Q_{wext} : Débit d'eau dans le brut à dessalé.

$Q_T = Q_b + Q_w.$

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

De le tableau de calcul des débits on a :

Tableau V.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)	170	0,12	169.88	8.5

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

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

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

$$Q_d = \frac{170 - 0.12}{1 - (0.011/100)} = 169.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

$Q_d = 169.9 \text{ m}^3/\text{h}.$

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

$$Q'_w = Q_b + Q_w - Q_d = 170 + 8.5 - 169.9 = 8.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

$Q'_w = 8.6 \text{ m}^3/\text{h}$

Interprétation des résultats

On remarqué que à la quantité d'eau de lavage au deuxième dessaleur est inférieur à la quantité d'eau de purge du premier dessaleur. L'excès de l'eau par rapport au débit de l'eau de lavage ce produit lorsque l'entraînement des gouttelettes d'eau qui sont piégés dans le brut avec l'eau de lavage.

L'eau diluée lave le brut en faisant migrer les gouttelettes d'eau les plus salées du brut vers l'eau diluée (moins salée). Autrement dit la concentration de l'eau salé ce mélange avec l'eau de lavage, et par conséquent la salinité diminue, mais il y a plusieurs paramètres qui rentrent en jeu pour un meilleur dessalage (température, champ électrique,...etc.).

V.2.3 Bilan salinité de l'unité de dessalage

Dans le tableau ci-dessous, nous avons pris moyenne de les résultats d'analyses de salinité et les débits pour le brut et l'eau entre le 1er janvier et le 5 mai.

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

Eau			Brut		
Salinité (mg/l)		Débit (m ³ /h)	Salinité (mg/l)		Débit (m ³ /h)
Entrée 2 ^{ème} dessaleur	Sortie 1 ^{er} dessaleur		Entrée 1 ^{er} dessaleur	Sortie 2 ^{ème} dessaleur	
1551,6	8411,8	8.5	232,23	8,76	170

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

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

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

$$Q_b \times S_{be} + Q_w \times S_{we} = (170 \times 232,23 + 8.5 \times 1551,6) \cdot 10^{-3} = 52.66 \text{ kg/h.}$$

$$Q_w \times S_{ws} + Q_b \times S_{bs} = (170 \times 8,76 + 8.5 \times 8411,8) \cdot 10^{-3} = 72.99 \text{ kg/h.}$$

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)

Interprétation des résultats

les valeurs du bilan salinité pour l'eau de lavage est proche de celui du brut, Cela est dû aux différentes erreurs :

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

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

Dans le tableau ci-dessous, nous avons pris les résultats d'analyses de salinité entre le 1er janvier et le 5 mai. tout ça pour évaluer l'efficacité de notre procédé du traitement:

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

Echantillon	Salinité (mg/l)
Entrée 1 ^{er} dessaleur	L'eau douce
Sortie 1 ^{er} dessaleur	1551.6
Entrée 2 ^{ème} dessaleur	2583.2
Sortie 2 ^{ème} dessaleur	8411.8

Interprétation des résultats

On remarque que l'objectif est atteint par ce que la salinité de l'eau de lavage augmente à chaque sortie installation, tandis que la salinité du brut diminue au cours du traitement, donc l'eau diluée lave le brut et c'est tout l'objectif de dessaleur.

V.2.5. Calcul de l'efficacité du système

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

Pour calcul de la salinité moyenne de l'unité de dessalage entre le 1er janvier et le 5 mai.

Le calcul de l'efficacité :

$$E_f = \frac{S_e - S_s}{S_e} * 100 \dots\dots\dots (2)$$

Dans le tableau ci-dessous les résultats sont représentés

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

	1 ^{er} dessaleur			2 ^{ème} dessaleur			Efficacit Totale
	Salinité (mg/l)		Efficacité Eff1 (%)	Salinité (mg/l)		Efficacité Eff2 (%)	
	Entrée (S _e)	Sortie (S _s)		Entrée (S _e)	Sortie (S _s)		EffT (%)
moyenne	232,23	24,64	86,19	24,64	8,76	63,81	96,22

Interprétation des résultats

A partir des valeurs précédentes, on note que la plupart des sels est éliminée dans le premier dessaleur, tandis que le reste est éliminé dans le deuxième dessaleur, c'est parce que la charge à l'entrée du dispositif de dessalement est plus salée.

V.2.5.2. Calcul de l'efficacité total du CIS

afin de déterminer le rendement total de l'usine, les analyses de la salinité du brut à l'entrée/sortie du CIS sont présentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau.V.11. Analyses de la salinité du CIS

Analyse	Entrée CIS	Sortie CIS	Efficacité (%)
Salinité (mg/l)	7956	4	99,94

Interprétation des résultats

La plupart des sels du pétrole brut provenant du puits sont éliminés (efficacité de 99,94 %) et à la sortie on obtient un brut conforme aux normes prêt à expédier. donc le brut Hassi Messaoud est excellent .

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

les formules suivantes pour le calcul de la vitesse de décantation selon le régime d'écoulement (nombre de Reynolds) :

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

Régime d'écoulement	Nombre de Reynolds	Vitesse de décantation
Laminaire	Re < 2000	Loi de stocks $V_d = \left[\left[\frac{1}{18} \right] * g * \frac{(d_d - d_c)}{d_c} * \frac{D^2}{\vartheta} \right] \dots \dots \dots (3)$
Turbulent	Re > 3000	Loi de Newton : $V_D = \left[0.33 * D * g * \frac{(d_d - d_c)}{d_c} \right]^{1/2} \dots \dots \dots (4)$

Avec

d_d : Densité de la phase dispersée (eau).

d_c : Densité de la phase contenue (brut).

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

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).

à partir du tableau le diamètre des particules est déterminé.

Pour notre cas X = 3,67 %, et à partir du tableau, on trouve D=8,08.10 m

On vérifie si le régime calculé correspond au régime supposé (on fixe le régime provisoirement et calculé la vitesse de décantation).

Donc :

1) En Supposant que le régime est un régime turbulent

- à 82°C détermination de la viscosité du brut .

Au niveau de laboratoire d'Hassi Messaoud, Celle-ci est impossible à déterminer à la température de 82 °C .

à 82°C, la méthode utilisée pour la détermination de la viscosité consiste à :

- ✓ Prendre la viscosité à 20 °C et 37,8 °C au niveau du laboratoire Hassi Messaoud qui

Correspondent $\vartheta = 4,43$ cSt à 20 °C et 3,05 cSt à 37,8 °C

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

$$\frac{\vartheta_{t1}}{\vartheta_{t2}} = R * \log \frac{t2}{t1} \dots \dots \dots (5)$$

On détermine le coefficient « R » qui est

$$R = \log \frac{\vartheta_{t1}}{\vartheta_{t2}} / \log \frac{t1}{t2} \Rightarrow R = \log \frac{4.43}{3.05} / \log \frac{37.8}{20} = 0.5863$$

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

$$\frac{\vartheta_{t1}}{\vartheta_{t2}} = R * \log \frac{t2}{t1}$$

$$\log \vartheta_{t2} = \log \vartheta_{t1} - R * \log (t2/t1)$$

$$\log \vartheta_{82} = \log 4.43 - 0,2794 * \log(82/20)$$

$$\vartheta_{82} = 1,936 \text{ cSt.}$$

- à 82 °C, détermination de la densité .

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

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

$$d_{4}^{20} = 0,808$$

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

$$d_{4}^{t} = d_{4}^{20} - \alpha (t-20) \dots \dots \dots (6)$$

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

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

La densité de brut :

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

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

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

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

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

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

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

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

Dans le tableau ci-dessous les résultats sont résumés :

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

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

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

$$V_d = \left[0,33 * 8,08 * 10^{-5} * 9,81 * \left[\frac{970.6 - 760.8}{760.8} \right]^{1/2} \right] = 8,49.10^{-3} \text{ m/s}$$

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

Vérification du régime d'écoulement :

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

$$Re = \frac{V_d \cdot D}{\vartheta} = \frac{8,49.10^{-3} * 8,08.10^{-5}}{1,936 * 10^{-6}} = 0,35$$

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

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

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

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

Vérification du régime d'écoulement :

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

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

$Re < 2000$: régime laminaire

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

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

par la formule suivante, on peut calculer le temps de décantation :

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

Où :

T_d : temps de décantation (min).

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

V_d : vitesse de décantation (m/s).

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

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

Remarque

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

V.2.8. Calcul du temps de séjour

Le temps de séjour est déterminé par la relation :

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

Où :

T_s : temps de séjour (mn).

V : volume du dessaleur (m^3).

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

$$Q_T = Q_b + Q_w$$

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

Calcul du volume de dessaleur :

$$V = V_1 + V_2$$

Avec :

V : volume du dessaleur (m^3).

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

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

Tel que :

$$V_1 = \pi R^2 L \dots\dots\dots(11) \quad V_2 = 4\pi R^2 h \dots\dots\dots(12)$$

D'où :

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

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

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

Donc

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

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

D'après résultats, le temps de séjour est inférieur au temps de décantation. donc Il n'y a pas entrainement de l'eau avec le brut dessalé.

V.2.9. Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur

Afin d'assurer un bon fonctionnement du dessaleur il faut que champ critique (EC) soit supérieur au le champ électrique (E) entre les électrodes, Les caractéristiques électriques du de saleur nous permettent d'estimer le fonctionnement de dessaleur.



Figure V.2. Les électrodes à l'intérieur du dessaleur

V.2.9.1. Calcul du champ électrique entre deux électrodes

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

Où :

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

U : tension du courant (U = 20000 V)

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

Donc :

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

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

V.2.9.2. Calcul du champ critique

$$E_c = A \sqrt{\frac{2 \cdot \delta}{\epsilon \cdot D}} \dots(14)$$

Où :

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

ϵ : Coefficient diélectrique.

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

A : coefficient de proportionnalité.

On a :

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

$$\varepsilon = 16$$

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

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

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

Donc, pour X = 3,67% → A = 380.

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

Donc :

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

On trouve que le champ critique (EC) est supérieur au champ électrique (E) entre les électrodes, donc le dessaleur fonctionne d'une manière convenable d'un point de vue électrique.

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

Les paramètres qui conditionnent le rendement optimal du dessaleur sont l'efficacité du dessaleur et celle du dessalage (efficacité estimée théoriquement) sont. En fonction des différents paramètres intéressés dans le dessalage peuvent être exprimés mathématiquement.

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

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

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

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

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

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

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

On a comme données de départ :

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

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

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

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

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

$$A = \frac{0.011 \left(232.23 + \frac{3.67 \cdot 1551.6}{100} \right)}{0.07 + 3.67} = 0.85 \text{ mg/l}$$

Par la formule suivante l'efficacité du dessaleur est exprimée :

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

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.

De le tableau de calcul de l'efficacité du dessaleur :

$$E_{\text{ffT}} = \frac{232.23 - 8.76}{232.23} \times 100 = 96,22\%$$

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

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

$$E_p = \frac{S_e - S_s}{S_e - A} * 100$$

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

$$E_p = 96,59\%$$

On remarque que la valeur de l'efficacité expérimentale du dessaleur est près de celle de dessalage estimé théoriquement, donc le dessaleur a un bon fonctionnement (de point de vue efficacité).

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

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

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

On remarqué que notre dessaleur est une bonne efficacité (96 %) avec une salinité moins que celle préconisée par le design, et tout ça sans l'injection de désémulsifiant à l'entrée du dessaleur.

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

À partir du tableau et la figure ci-dessous, on remarque une augmentation continue du pourcentage d'eau au fil du temps, et des analyses de la salinité du gisement de Hassi Messaoud sont passées de 3 à 10 au cours des dix dernières années.

Tableau. V.15. Le pourcentage d'eau dans le gisement au cours des dix dernières années.

Année	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Eau(%)	1	6,78	15,56	21,96	23,42	29,3	36,84	37,18	39,51	41,3	44,1

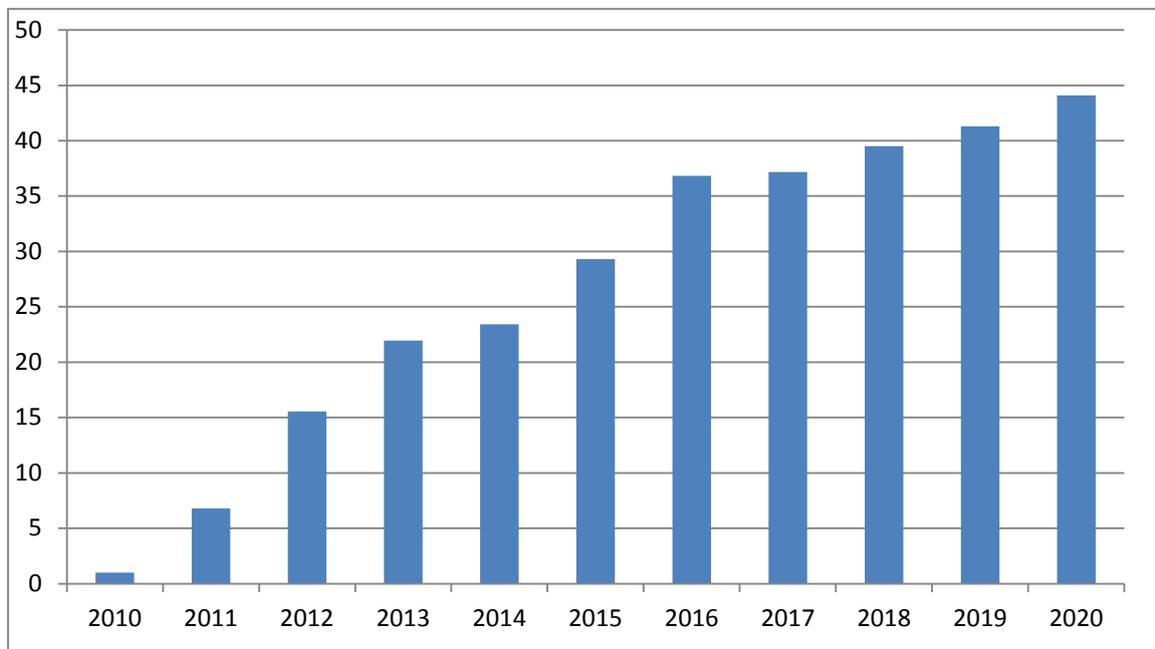


Figure.V.3 Variation de pourcentage d'eau du gisement au cours des dix dernières années.

De l'histogramme précédente, nous concluons que la raison de l'augmentation de la salinité dans le pétrole brut est l'augmentation continue de l'eau au fil du temps dans le gisement.

Pour le moment, l'unité de dessalement fonctionne correctement et avec un efficacité élevé(96%), Mais la question qui reste est de savoir si le dessaleur durera avec la même efficacité a long terme ?

En conséquence, on a fait un ensemble d'études pour découvrir les facteurs qui affectent sur le dessaleur afin d'atteindre l'efficacité au moindre coût afin d'assurer son bon fonctionnement.

V.3.1. Augmentation du taux de lavage

Dans le tableau ci-dessous, à température constante, nous avons pris des valeurs de l'efficacité et de taux de lavage lorsque la salinité à l'entrée (les valeurs complètes de 1er janvier à 5 mai sont dans l'annexe).

Tableau.V.16 L'efficacité Par rapport le taux de lavage.

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

Nous remarquons sur le tableau une augmentation de l'efficacité avec une augmentation du taux d'eau de lavage, et par conséquent nous concluons que l'efficacité s'améliore avec une augmentation du taux d'eau de lavage. Cela est dû à l'augmentation de la force d'attraction entre les gouttelettes d'eau et la vitesse de coalescence et de décantation, lorsque l'eau dissout les cristaux de sel.

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

Pour limiter les mouvements de puits (ouverture / fermeture ou ajustement sur la production de la vanne) Coordination était faite avec le service exploitation et le service puits le jour pour effectuer le test de performance des dessaleurs, où la température sera atteinte 90°C (la conduite du test sur le train 30 comme le train sur lequel le test sera conduit).

Sans toucher à aucun autre paramètres d'exploitation et par l'augmentation du point de consigne du régulateur de température, la température augmente progressivement (agit sur les deux vannes A et B).

Car les calories ajoutées à la près chauffe ont était suffisante pour la stabilisation du brut souhaitée, l'augmentation de la température du four cela n'a eu aucun effet.

dans le tableau ci-dessous, les analyses au laboratoire et les résultats sont représentés sont présentés pour voir l'effet de l'augmentation de la température sur le dessaleur.

Tableau .V.17 Les valeurs 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 (%)	Salinié (mg/l)	BS&W _s (%)	Salinité (mg/l)
10/04/2020	0.05	117	0.01	10	0	2

Les résultats de des débits de matières pour le brut et pour l'eau de lavage sont indiqués dans le tableau suivant, dont nous avons besoin pour le calcul du temps de séjour et du temps de décantation.

a) **Tableau récapitulatif des calculs des débits de matières**

Tableau. V.18 Le débits de matière à l'entrée des dessaleurs

Date	Débit brut Entrée 1 ^{er} dessaleur Q_b (m³ /h)	Quantité d'eau entrée 1 ^{er} dessaleur Q_{wext} (m³ /h)	Débit huile Entrée 1 ^{er} dessaleur Q_h (m³ /h)	Débit d'eau de lavage Q_w (m³ /h)	Taux d'eau de lavage x(%)
10/04/2020	450	0,22	449,78	16	3,36

Tableau .V.19 Le débits de matière à la sortie des dessaleurs

Date	Débit de brut dessalé sortie 2 ^{ème} dessaleur Q_d (m³ /h)	Quantité d'eau de purge 2 ^{ème} dessaleur Q_{w'} (m³ /h)
10/04/2020	449,78	16,22

b) Calcul de la vitesse de décantation

Dans le tableau suivant, les valeurs de la viscosité du pétrole brut et de l'eau sont indiqués à 90°C pour le calcul de la vitesse de décantation.

· **Tableau .V.20** La densité et la 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 a :

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

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

Vérification du régime :

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

$Re < 2000$ donc le régime est laminaire.

c) Calcul du temps de décantation

$$T_d = L_1 / V_d$$

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

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

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

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

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

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

Interprétation des résultats

On remarque que la viscosité et la densité de la charge sont en tendance baissière et la vitesse de coalescence et de décantation augmentent, et tout ça est liée à la température quand elle augmente. en d'autres termes réduire les forces opposées au déplacement des gouttelettes vers le fond du dessaleur et entraînant avec elles les sels (par gravité), donc la salinité du brut à la fin du traitement qui a pu atteindre 2 ppm, autres avantages associées :

- ✓ Temps de décantation réduit par rapport au temps calculé (À T = 82 °C).
- ✓ L'amélioration de l'efficacité du dessaleur (98,29%).
- ✓ Il n'y a pas de perte d'énergie au niveau du four.
- ✓ Il n'y a pas de consommation en plus d'électricité pendant le refroidissement du brut vers stockage.

Nous concluons des résultats que nous pouvons garantir le bon fonctionnement de dessaleur à long terme et cela selon les résultats et avec un rendement plus grande.

Conclusion générale

Conclusion générale

La production, le traitement et le raffinage de pétrole présentant une industrie de haute technologie utilisant des installations et des équipements très coûteux. C'est pour cette raison la préservation de matérielles utilisés 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 devient indispensable. Dans ce cadre nous avons étudiée l'un des importantes étapes de traitement qui est l'opération de dessalage dont le rôle est de protéger les installations

Pendant notre stage effectué à Hassi Messaoud, nous avons étudiée et rependu aux questions posées dans la problématique.

Les analyses de l'eau de dilution permettent de conclure qu'il faut utilisée une eau de lavage neutre et plus douce que le pétrole brut pour le lavage doit être pour obtenir une meilleure performance de dessalage du pétrole brut. La quantité d'eau de lavage à la sortie du dessaleur est supérieure à celle de la sortie due à l'entraînement des gouttelettes d'eau avec l'eau de lavage après l'élimination de l'émulsion.

Les calculs fait nous aider à trouver que l'efficacité de l'unité du dessalage qui est de 96,22 % est très proche de celle estimée théoriquement (96,59 %), avec une salinité à la sortie de 9 mg/l qui répond aux spécifications (< 40mg/l). Cette évaluation qualitative de procédé du dessalage, a confirmé que le pétrole brut répondre aux spécifications de l'expédition.

L'étude a permet de déduire 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 pour un bon fonctionnement d'un côté électrique, le champ électrique entre les électrodes doit être inférieur au champ critique.

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

L'analyse historique du gisement rend l'amélioration des paramètres du dessaleur obligatoire, pour résoudre le problème de l'augmentation de niveau de l'eau dans le gisement au cours de l'exploitation. Les calculs effectués à la température (90 °C) et au taux d'eau de lavage convenable, permettent de constater une augmentation de la vitesse de décantation et ceci à cause de :

- ✓ La diminution de la viscosité de la phase contenue due à l'augmentation de température, d'autre manière, diminution des forces opposées aux déplacements des gouttelettes ayant une masse suffisante pour la décantation au fond du dessaleur.
- ✓ L'augmentation de la vitesse de décantation due à l'augmentation la taille des gouttelettes d'eau, due à l'augmentation du taux d'eau de lavage.

Recommandons

Nous recommandons de réaliser une étude pour installer une pompe qui devra refouler un débit d'eau plus important pour lavage du pétrole brut, et pour compenser les pertes de charge dans les conduites, ainsi qu'une étude sur la mise en place d'une deuxième unité de traitement des eaux dont le but est d'augmenter la production d'eau.

Bibliographie

- [1] X-NORMAND.A-TREIL. Industrie du raffinage du pétrole (tome 1). Edition Technip PARIS .1985.
- [2] Dictionnaire du pétrole. Paris France. Edition SCM 92081 collection ISBN 2-201 133-19- 3. 198.
- [3] S.E.CHITOUR. Corrélations sur le pétrole brut et les fractions pétrolières (tome2). Office des Publications Universitaires L'Algérie .1983.
- [4] V.PROSKOURIAKOV et A. DRABKINE. La chimie du pétrole et du gaz. Edition MIR. MOSCOU.1981.
- [5] J.F. GRAVIER Propriétés des fluides de gisements (tome 2). Edition Technip.1986.
- [6] P.WITHIER : le pétrole raffinage et génie chimique (tome 1). Edition Technip.1972 Paris.
- [7] P.WUITHIER. Raffinage pétrochimie et génie chimique. Édition Technip (PARIS). 1971.
- [8] ASTM Standards .
- [9] J.P .WAUQUIER : Pétrole brut, produits pétroliers.schéma de fabrication. Edition Technip 1994 .
- [10]P.WITHIER : Le pétrole brut et fraction pétrolière. Edition Technip Paris 1973 .
- [11]Ministère de l'énergie et des mines.Raffinage.www.memalgeria.org/français/index.php. Page=raffinage .
- [12] J.P.WAUQUIER. Procédés de séparation. Edition Technip.1998 .
- [13] Raffinerie de pétrole et de gaz. Février 2003 .
- [14]Olivier Doumeix. Opérations unitaires en génie biologique .
- [15]M.AMOUR. Essai de puits station .vol 3. décembre 1969 .
- [16]Manuel sur les désémulsionnant CHIMEC édition SPA. mars 1994 .
- [17]Y. Berger. Procédé de traitement des pétroles brut salés. Technip. Pris 1976.
- [18]X.NORMAND.A-TREIL. Leçons sommaires sur l'industrie du raffinage de pétrole (Tome1). Edition Technip. 1978 .
- [19]IFP Training «formation damage prevention through organic deposit control in hassi messaoud oil field » .
- [20] Choix d'un anti-dépôt de sulfate de baryum pour le complexe industriel nord CIS. Mémoire INCH 2006 .

Annexe : données dessaleur (avril) de CIS (Centre industriel sud)

Jour	Heures 200	Heures 300/800	GAZ					SALINITE			CONSOM M D'EAU
			VERS CIS	VENANT DU CIS	VERS FA990	HDT	TORCHE	ENTREE	SORTIE	EFFECTIVE	
1	24	0	31600	12000	23008	0	0	20	14	30%	180
2	24	0	41880	12000	22592	0	0	18	14	22%	204
3	24	0	46020	12000	22656	0	0	17	13	24%	204
4	24	0	46080	12000	20960	0	0	20	15	25%	204
5	24	0	48480	12000	21760	0	0	22	17	23%	204
6	24	0	51960	12000	20928	0	0	18	13	28%	204
7	24	0	53400	12000	18048	0	0	18	16	11%	204
8	24	0	48780	12000	17888	0	0	18	12	33%	204
9	24	0	48600	12000	17664	0	0	22	12	45%	204
10	24	0	48600	12000	17664	0	0	18	10	44%	204
11	24	0	48120	12000	17664	0	0	18	10	44%	204
12	24	0	45600	12000	17664	0	0	16	10	38%	204
13	24	0	53040	12000	17664	0	0	20	12	40%	204
14	24	0	44400	12000	17664	0	0	18	12	33%	204
15	24	0	45900	24000	17920	0	0	20	12	40%	204
16	24	0	44200	24000	16720	0	0	18	10	44%	204
17	24	0	49260	24000	18176	0	0	18	12	33%	204
18	24	0	46940	18000	18528	0	0	20	12	40%	204
19	24	0	44280	19000	18336	0	0	18	12	33%	204
20	24	0	43440	22000	18304	0	0	16	10	38%	204
21	24	0	33960	24500	13824	0	0	22	10	55%	165.75
22	24	0	46800	18000	18432	0	0	20	16	20%	204
23	24	0	45060	18000	18432	0	0	22	16	27%	204
24	24	0	47880	18000	21632	0	0	20	18	10%	204
25	24	0	44640	18000	26048	0	0	18	14	22%	204
26	24	0	44820	18000	19664	0	0	22	16	27%	204
27	24	0	45360	21500	18240	0	0	20	14	30%	204
28	24	0	45720	16500	18240	0	0	22	16	27%	204
29	24	0	43800	18000	18224	0	0	22	14	36%	204
30	24	0	42180	18600	18336	0	0	18	12	33%	204
	720	0	1E+06	488100	572880	0	0	19.30	13.13	32%	6057.8

Annexe : données dessaleur (mai) de CIS (Centre industriel sud)

Jour	Heures 200	Heures 300/800	GAZ					SALINITE			CONSOMM D'EAU
			VERS CIS	VENANT DU CIS	VERS FA990	HDT	TORCHE	ENTREE	SORTIE	EFFECTIVE	
1	24	0	43680	18000	18176	0	0	24	12	50%	204
2	24	0	47520	18000	18048	0	0	22	12	45%	204
3	24	0	48000	18000	17792	0	0	24	12	50%	204
4	24	0	43860	18000	17856	0	0	24	10	58%	204
5	24	0	42420	18000	17240	0	0	20	14	30%	204
6	0	0	0	6000	0	0	0	0	0	#DIV/0!	0
7	0	0	0	6000	0	0	0	0	0	#DIV/0!	0
8	0	0	0	10500	0	0	0	0	0	#DIV/0!	0
9	24	0	36060	29000	14440	0	0	20	12	40%	170
10	24	0	48240	24000	20160	0	0	22	14	36%	204
11	24	0	36300	24000	20360	0	0	20	12	40%	204
12	24	0	43020	15500	19648	0	0	22	14	36%	204
13	24	0	45600	16000	18336	0	0	24	14	42%	204
14	24	0	40920	22100	15328	0	0	22	14	36%	204
15	24	0	40860	28800	14592	0	0	20	14	30%	204
16	24	0	42120	33100	15744	0	0	18	12	33%	204
17	24	0	41100	33100	17984	0	0	18	10	44%	205
18	24	18	40380	39300	18498	1440	0	18	10	44%	204
19	24	14	40620	27900	18848	0	0	20	12	40%	204
20	24	0	42120	20500	18176	0	0	22	14	36%	204
21	24	0	41460	16200	16384	0	0	20	14	30%	204
22	24	0	42960	30200	15008	0	0	18	10	44%	204
23	24	0	43500	34800	17022	0	0	18	12	33%	204
24	24	0	44520	29200	18612	0	0	18	10	44%	204
25	24	0	44462	23800	18176	0	0	20	10	50%	204
26	24	0	44520	29500	16932	0	0	20	12	40%	204
27	24	0	40020	28800	16886	0	0	20	14	30%	204
28	24	0	43500	39200	17664	0	0	20	12	40%	204
29	24	19	42720	39200	18528	11750	900	20	14	30%	204
30	24	20	43500	26400	20282	18920	0	16	12	25%	204
31	0	0	0	26400	900	15936	0	0	0	#DIV/0!	0
	648	71	1E+06	749500	477620	48046	900	17.74	10.71	#DIV/0!	5475

Annexe : Analyses de la salinité et de la BS&W du brut et calcul

Date	S _{e1} (mg/l)	BSW _{e1} (%)	S _{e2} (mg/l)	BSW _{e2} (%)	E _{ff1} (%)	S _s (mg/l)	BSW _S (%)	E _{ff2} (%)	E _{ffT} (%)
01/01/2020	387	0,15	43	0,1	88,88	9	0,05	79,06	97,67
02/01/2020	347	0,15	35	0,05	89,91	18	0,05	48,57	94,81
03/01/2020	191	0,1	48	0,1	74,86	12	0,05	75	93,71
04/01/2020	227	0,1	39	0,1	82,81	12	0,05	69,23	94,71
05/01/2020	218	0,1	24	0,05	88,99	10	0,05	58,33	95,41
06/01/2020	380	0,25	45	0,1	88,15	12	0,05	73,33	96,84
07/01/2020	162	0,2	38	0,1	76,54	14	0,05	63,15	91,35
08/01/2020	225	0,1	34	0,05	84,88	11	0,05	67,64	95,11
09/01/2020	143	0,05	27	TR	81,11	11	TR	59,25	92,30
10/01/2020	147	0,05	28	0,05	80,95	10	0,05	64,28	93,19
11/01/2020	423	0,5	54	0,05	87,23	14	0,05	74,07	96,69
12/01/2020	548	0,25	48	0,05	91,24	17	0,05	64,58	96,89
13/01/2020	421	0,25	27	0,05	93,58	14	0,05	48,14	96,67
14/01/2020	310	0,15	28	0,05	90,96	13	0,05	53,57	95,80
15/01/2020	198	0,05	29	TR	85,35	14	TR	51,72	92,92
16/01/2020	250	0,1	28	0,05	88,80	11	TR	60,71	95,6
17/01/2020	302	0,1	29	TR	90,39	16	TR	44,82	94,70
18/01/2020	232	0,05	24	TR	89,65	11	TR	54,16	95,25
19/01/2020	455	0,2	26	0,05	94,28	10	TR	61,53	97,80
20/01/2020	273	0,1	29	0,05	89,37	10	TR	65,51	96,33
21/01/2020	316	0,15	28	TR	91,13	8	TR	71,42	97,46
22/01/2020	264	0,1	26	TR	90,15	12	TR	53,84	95,45
23/01/2020	282	0,15	24	0,05	91,48	9	TR	62,5	96,88
24/01/2020	371	0,15	21	TR	94,33	7	TR	66,66	98,11
25/01/2020	259	0,1	17	TR	93,43	5	TR	70,58	98,06
26/01/2020	585	0,3	20	TR	96,58	5	ND	75,00	99,14
27/01/2020	386	0,2	33	0,05	91,45	8	TR	75,75	97,92
28/01/2020	305	0,15	18	0,05	94,09	6	ND	66,66	98,03
29/01/2020	313	0,1	18	TR	94,24	5	TR	72,22	98,40
30/01/2020	239	0,1	24	0,05	89,95	7	TR	70,83	97,07
31/01/2020	434	0,25	26	0,05	94,01	8	TR	69,23	98,15
01/02/2020	151	0,05	24	0,05	84,10	8	TR	66,66	94,70
02/02/2020	404	0,3	34	0,1	91,58	8	TR	76,47	98,01
03/02/2020	320	0,2	26	0,05	91,87	8	TR	69,23	97,50
04/02/2020	331	0,2	24	0,05	92,74	8	TR	66,66	97,58
05/02/2020	431	0,35	27	0,05	93,73	8	TR	70,37	98,14
06/02/2020	239	0,1	22	0,05	90,79	8	TR	63,63	96,65
07/02/2020	132	0,05	22	0,05	83,33	7	TR	68,18	94,69
08/02/2020	118	TR	20	TR	83,05	8	TR	60,00	93,22
09/02/2020	84	TR	22	TR	73,80	7	TR	68,18	91,66
10/02/2020	92	TR	20	TR	78,26	6	TR	70,00	93,47
11/02/2020	133	0,05	22	TR	83,45	7	TR	68,18	94,73
12/02/2020	88	TR	18	TR	79,54	7	TR	61,11	92,04
13/02/2020	135	0,05	21	TR	84,44	7	TR	66,66	94,81
14/02/2020	110	TR	20	TR	81,81	8	TR	60,00	92,72

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

15/02/2020	110	0,05	19	TR	82,72	7	TR	63,15	93,63
16/02/2020	104	0,05	20	TR	80,76	8	TR	60,00	92,30
17/02/2020	128	TR	20	TR	84,37	10	0,05	50,00	92,18
18/02/2020	108	0,05	16	TR	85,18	7	TR	56,25	93,51
19/02/2020	98	TR	16	TR	83,67	7	TR	56,25	92,85
20/02/2020	93	TR	19	TR	79,56	7	TR	63,15	92,47
21/02/2020	200	0,05	24	TR	88,00	8	TR	66,66	96,00
22/02/2020	112	TR	20	TR	82,14	6	TR	70,00	94,64
23/02/2020	115	TR	19	TR	83,47	8	TR	57,89	93,04
24/02/2020	110	TR	20	TR	81,81	8	0,05	60,00	92,72
25/02/2020	233	0,05	35	TR	84,97	10	TR	71,42	95,70
26/02/2020	110	TR	19	TR	82,72	7	TR	63,15	93,63
27/02/2020	135	TR	23	TR	82,96	10	TR	56,52	92,59
28/02/2020	142	0,05	27	0,05	80,98	10	0,05	62,96	92,95
01/03/2020	113	0,05	30	TR	73,45	12	TR	60,00	89,38
02/03/2020	123	TR	21	TR	82,92	11	ND	47,61	91,05
03/03/2020	130	0,05	26	0,05	80,00	10	0,05	61,53	92,30
04/03/2020	178	0,05	27	0,05	84,83	12	0,05	55,55	93,25
05/03/2020	204	0,05	32	TR	84,31	11	TR	65,62	94,60
07/03/2020	196	0,05	22	TR	88,77	10	TR	54,54	94,89
08/03/2020	130	TR	23	TR	82,30	12	TR	47,82	90,76
09/03/2020	170	0,05	42	0,1	75,29	12	TR	71,42	92,94
10/03/2020	131	TR	22	TR	83,20	15	TR	31,81	88,54
11/03/2020	127	TR	25	TR	80,31	10	TR	60,00	92,12
12/03/2020	131	TR	26	TR	80,15	12	TR	53,84	90,83
13/03/2020	317	0,1	27	TR	91,48	15	TR	44,44	95,26
14/03/2020	429	0,15	24	TR	94,40	8	TR	66,66	98,13
15/03/2020	526	0,1	26	TR	95,05	8	TR	69,23	98,47
16/03/2020	347	0,1	21	0,05	93,94	11	0,1	47,61	96,82
17/03/2020	237	TR	24	TR	89,87	10	TR	58,33	95,78
18/03/2020	233	TR	26	TR	88,84	9	TR	65,38	96,13
19/03/2020	787	0,1	27	TR	96,56	10	TR	62,96	98,72
20/03/2020	686	0,1	29	TR	95,77	9	TR	68,96	98,68
21/03/2020	139	TR	14	TR	89,92	5	ND	64,28	96,40
22/03/2020	175	TR	11	TR	93,71	6	ND	45,45	96,57
23/03/2020	334	0,1	16	0,05	95,20	5	ND	68,75	98,50
24/03/2020	287	0,1	15	0,05	94,77	6	TR	60,00	97,90
25/03/2020	303	0,05	17	TR	94,38	6	TR	64,70	98,01
26/03/2020	223	0,05	34	0,05	84,75	7	TR	79,41	96,86
27/03/2020	384	0,15	20	0,05	94,79	7	TR	65,00	98,17
28/03/2020	313	0,1	18	0,05	94,24	6	TR	66,66	98,08
29/03/2020	325	0,15	20	0,05	93,84	6	TR	70,00	98,15
30/03/2020	169	0,05	18	TR	89,34	6	TR	66,66	96,44
31/03/2020	310	0,15	20	0,05	93,54	6	TR	70,00	98,06
01/04/2020	91	TR	18	TR	80,21	6	TR	66,66	93,40
02/04/2020	83	TR	19	TR	77,10	6	TR	68,42	92,77
03/04/2020	80	TR	20	TR	75,00	6	TR	70,00	92,50

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

04/04/2020	78	TR	18	TR	76,92	6	TR	66,66	92,30
05/04/2020	88	TR	20	TR	77,27	6	TR	70,00	93,18
06/04/2020	84	TR	22	TR	73,80	5	TR	77,27	94,04
07/04/2020	79	TR	19	TR	75,94	6	TR	68,42	92,40
08/04/2020	78	TR	24	TR	69,23	6	TR	75,00	92,30
09/04/2020	120	0,05	22	TR	81,66	5	TR	77,27	95,83
10/04/2020	87	0,15	43	0,1	88,88	6	0,05	79,06	93,10
11/04/2020	58	0,15	35	0,05	89,91	6	0,05	48,57	89,65
12/04/2020	84	0,1	48	0,1	74,86	6	0,05	75,00	92,85
13/04/2020	159	0,1	39	0,1	82,81	7	0,05	69,23	95,59
14/04/2020	224	0,1	24	0,05	88,99	11	0,05	58,33	95,08
15/04/2020	120	0,25	45	0,1	88,15	7	0,05	73,33	94,16
16/04/2020	52	0,2	38	0,1	76,54	5	0,05	63,15	90,38
17/04/2020	218	0,1	34	0,05	84,88	9	0,05	67,64	95,87
18/04/2020	79	0,05	27	TR	81,11	5	TR	59,25	93,67
19/04/2020	127	0,05	28	0,05	80,95	12	0,05	64,28	90,55
20/04/2020	165	0,5	54	0,05	87,23	9	0,05	74,07	94,54
21/04/2020	203	0,25	48	0,05	91,24	6	0,05	64,58	97,04
22/04/2020	158	0,25	27	0,05	93,58	5	0,05	48,14	96,83
23/04/2020	146	0,15	28	0,05	90,96	6	0,05	53,57	95,89
24/04/2020	151	0,05	29	TR	85,35	7	TR	51,72	95,36
25/04/2020	451	0,1	28	0,05	88,80	15	TR	60,71	96,67
26/04/2020	739	0,1	29	TR	90,39	9	TR	44,82	98,78
27/04/2020	243	0,05	24	TR	89,65	9	TR	54,16	96,29
28/04/2020	245	0,2	26	0,05	94,28	10	TR	61,53	95,91
29/04/2020	510	0,1	29	0,05	89,37	10	TR	65,51	98,03
30/04/2020	467	0,15	28	TR	91,13	11	TR	71,42	97,64
01/05/2020	294	0,1	26	TR	90,15	9	TR	53,84	96,93
02/05/2020	132	0,15	24	0,05	91,48	10	TR	62,50	92,42
03/05/2020	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 : Analyses de salinité d'eau Miopliocène entrées/sorties des dessaleurs

Date	Salinité entrée 2^{ème} dessaleur (mg/l)	Salinité sortie 1^{er} dessaleur (mg/l)
Premier vendredi 17/01/2020	1568	7488
Deuxième vendredi 14 /02/2020	1510	5440
Troisième vendredi 13/03/2020	1608	9944
Quatrième vendredi 03/04/2020	1504	7488
Cinquième vendredi 24/04/2020	1568	11699
Moyenne	1551,6	8411,8

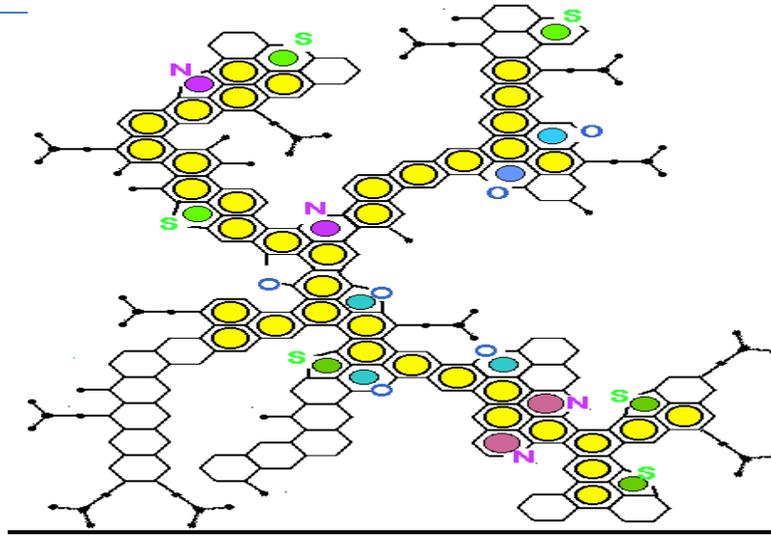
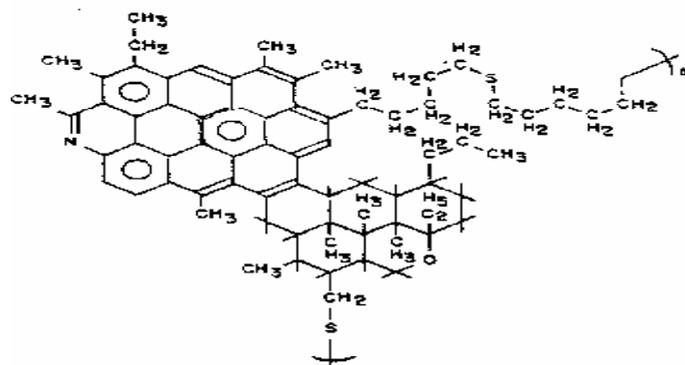


Schéma d'une composition d'asphaltènes (source IFP Energies Nouvelles).



déposition Asphaltènes (source:2007 Petroskills LLC. All Rights Reserved)

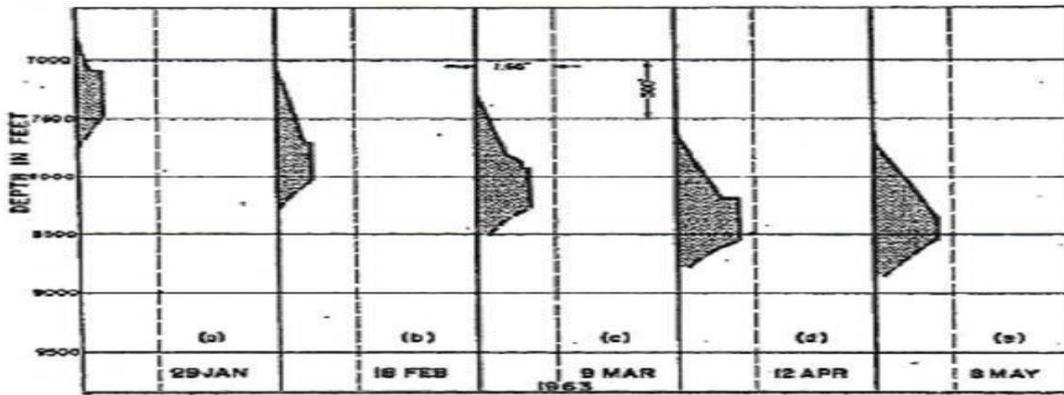


Feuillet aromatique



Variation de la texture du dépôt d'asphaltène en fonction des conditions .

a) : Dépôt induit par le n-pentane ; b) : Dépôt induit par le CO₂ ; c) : Dépôt induit par la pression .



Evolution du dépôt en fonction du temps

ملخص

تعد إزالة الملوحة عملية مهمة للغاية لضمان الأداء السليم لمختلف المعالجات البترولية ، ولتجنب عواقبها مثل تآكل المعدات. يخضع تسويق النفط الخام للعقود التي تحدد على وجه الخصوص محتويات الملح والماء (40 مجم / لتر في الملح وحوالي 1٪ في الماء)

الغرض من عملنا هو دراسة تحلية النفط الخام في مركز معالجة "CPF" لرابطة الدول المستقلة. نلاحظ أن محتوى الماء والملح يزداد أكثر فأكثر على مر السنين.

في هذه الدراسة نركز على الطريقة الكهروستاتيكية وخصائصها ، ووحدات التحلية الكهروستاتيكية والتحقق

من حسابها ، وتأثير بارامترات التشغيل على التحلية. مساهمتنا في هذه الوحدة هي تحسين بعض المعلمات (درجة الحرارة ومعدل مياه الغسيل) لتحسين جودة النفط الخام ومواجهة الزيادة في معدل المياه في الودائع. الكلمات المفتاحية: البترول ، التحلية ، الأملاح ، ماء الغسيل ، المستحلب