

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



SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des Sciences appliquées
Département de Génie des Procédés

Mémoire fin d'études

MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Science et technologie

Filière: Industrie pétrochimique

Spécialité : Génie pétrochimie

Présenté Par :

MAHCENE Younes

GUETTAI Aymen Med Elsaï

Thème :

**Etude d'amélioration de protection de l'unité topping RHM2
contre le phénomène de corrosion**

Soutenu publiquement le : .../.../...

Devant le jury composé de:

Dr. BAAMEUR Lotfi

MCB (UKM Ouargla)

Président

Dr. BACHA Oussama

MCA (UKM Ouargla)

Examinatrice

Pr. GHIABA Zineb

MCA (UKM Ouargla)

Encadreur

Année Universitaire :2022/2023

Dédicace

À nos parents, qui nous ont toujours soutenus dans nos études et ont été une source inépuisable d'amour et d'encouragement.

À notre directeur de thèse, **Prf.Ghaiba Zineb**, pour sa guidance précieuse, ses conseils avisés et sa confiance en nos capacités.

À nos amis et proches, qui ont été présents à chaque étape de ce parcours académique et nous ont apporté soutien et motivation.

À tous les enseignants qui nous ont transmis leur savoir et leur passion pour la recherche scientifique.

À toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de cette thèse, vous avez contribué à sa réussite.

Younes

Dédicace

À nos parents, qui nous ont toujours soutenus dans nos études et ont été une source inépuisable d'amour et d'encouragement.

À notre directeur de thèse, **Prf.Ghaiba Zineb**, pour sa guidance précieuse, ses conseils avisés et sa confiance en nos capacités.

À nos amis et proches, qui ont été présents à chaque étape de ce parcours académique et nous ont apporté soutien et motivation.

À tous les enseignants qui nous ont transmis leur savoir et leur passion pour la recherche scientifique.

À toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de cette thèse, vous avez contribué à sa réussite.

Aymen

Remerciement

Nous souhaitons exprimer nos remerciements en premier lieu à Allah, le Tout-Puissant, pour nous avoir accordé la force et la capacité nécessaires pour mener à bien ce travail.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude envers notre directeur de thèse, **Pr.Ghaiba Zineb**, pour son soutien indéfectible, ses conseils éclairés et sa patience tout au long de cette aventure de recherche.

Nos remerciements vont également à nos membres du jury, **Dr BAAMEUR Lotfi** et **Dr BACHA Oussama**, pour leur expertise, leurs commentaires constructifs et leur contribution à l'amélioration de ce travail.

Nous souhaitons adresser nos sincères remerciements à nos collègues

Nos remerciements vont également aux enseignants et aux chercheurs qui ont partagé leurs connaissances et leur expertise avec nous tout au long de notre période scolaire.

Enfin, nous souhaitons exprimer notre reconnaissance envers toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de cette thèse, même si elles ne sont pas mentionnées ici.

Résumé

Le dessalage du pétrole brut est une opération très importante afin de garantir le bon fonctionnement des unités en aval. Un dessalage insuffisant a un impact direct sur le bon fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique, ce qui peut entraîner une corrosion du circuit de tête. Dans la tête de colonne nous injectons des produits chimiques pour protéger l'unité contre la corrosion.

Notre objectif est de vérifier les calculs et les paramètres du dessaleur et étudier l'influence des paramètres sur l'efficacité de dessaleur. Dans autre partie on a vérifié l'efficacité de l'ammoniac comme neutralisant et leur impact sur la corrosion.

L'identification des problèmes maitres de trouver des solutions efficaces pour améliorer la protection de l'unité contre la corrosion.

Les résultats de notre analyse sur le dessaleur ont révélé que la présence excessive de sels était la principale cause de ce phénomène. En effet, une concentration de sel dépassant les normes établies indique un dysfonctionnement du dessaleur, et les résultats de nos analyses sur la tête de la colonne ont révélé le mauvais fonctionnement de l'ammoniac et les effets négatives sur les équipements et le procès.

Les mots clés: dessalge, corrosion, distillation atmosphérique, dessaleur, ammoniac

Abstract

Desalination of crude oil is a highly significant operation aimed at ensuring the optimal functioning of downstream units. Insufficient desalination has a direct impact on the proper operation of the atmospheric distillation column, which can lead to corrosion in the overhead system. Within the column's overhead section, chemical compounds are injected to safeguard the unit against corrosion.

Our objective entails verifying the calculations and parameters of the desalter while studying the influence of these parameters on its desalting efficiency. In another aspect of our investigation, we assessed the efficacy of ammonia as a neutralizing agent and its effects on corrosion.

Identifying the primary issues allows for the development of effective solutions to enhance the unit's corrosion protection. The results of our desalter analysis revealed that excessive salt presence emerged as the principal cause of this phenomenon. In fact, a salt concentration surpassing established standards signifies a malfunction in the desalter. Furthermore, our analysis of the column's overhead section unveiled the improper functioning of ammonia and its adverse impacts on the equipment and process.

Key words: dessalge, corrosion, atmospheric distillation, desalter, ammonia

ملخص

تعد تحلية النفط الخام عملية مهمة للغاية تهدف إلى ضمان الأداء الأمثل لوحدات المصعب. عدم كفاية تحلية النفط الخام لها تأثير مباشر على التشغيل السليم لعمود تقطير الغلاف الجوي، مما قد يؤدي إلى تآكل في النظام العلوي. داخل القسم العلوي للعمود، يتم حقن المركبات الكيميائية لحماية الوحدة من التآكل.

يستلزم هدفنا التحقق من حسابات ومعايير جهاز إزالة الملوحة أثناء دراسة تأثير هذه المعايير على كفاءة إزالة الملوحة. في جانب آخر من دراستنا وتحليلنا، قمنا بتقييم فعالية الأمونيا كعامل تحييد وتأثيراتها على التآكل.

ويسمح تحديد القضايا الرئيسية بوضع حلول فعالة لتعزيز حماية الوحدة من التآكل. كشفت نتائج تحليلنا عن إزالة الملوحة أن الوجود المفرط للملح ظهر كسبب رئيسي لهذه الظاهرة. في الواقع، فإن تركيز الملح الذي يتجاوز المعايير المعمول بها يعني وجود عطل في

جهاز إزالة الملوحة. علاوة على ذلك، كشف تحليلنا للقسم العلوي للعمود النقاب عن الأداء غير السليم للأمونيا وآثاره السلبية على المعدات والعملية.

الكلمات المفتاحية: إزالة الملوحة، تآكل، تقطير الغلاف الجوي، المحلية، الأمونيا

Liste des tableaux

Nom des tableaux	Page
Tableau III.1 : Principaux facteurs de corrosion.	23
Tableau IV.1.1 Le rendement de l'unité Topping (design).	34
Tableau IV.1.2 Bac de stockage de la raffinerie.	39
Tableau IV.2.1. Les constantes obtenues	45
Tableau IV.2.2 Coefficient de résistance en fonction du régime d'écoulement.	46
Tableau IV.2.3 L'efficacité du dessaleur	52

Liste des figures

Nom des figures	Page
Figure I.1 Représentation d'une émulsion avec émulsifiant	7
Figure I.2 Représentation d'une émulsion avec émulsifiant	8
Figure I.3 Principe de l'émulsion	9
Figure I.4 Dessaleur électrostatique	10
Figure I.5 Dessaleur électrique	11
Figure I.6 Influence de la température sur la viscosité	12
Figure II.1 Schéma de distillation atmosphérique	16
Figure III.1 Corrosion uniforme d'une chicane en acier dans un échangeur	20
Figure III.2 Corrosion par crevasse	21
Figure III.3 Corrosion feuilletant d'une canalisation en alliage d'aluminium Véhiculant de l'eau	22
Figure III.4 Blocage des sites anodiques	26
Figure III.5 Blocage des sites cathodiques	26
Figure IV.1.1 Situation géographique du hassi messaoud	29
Figure VI.1.2 Raffinerie de Hassi Messaoud	30
Figure IV.1.3 Schéma de process TOPPING de RHM2	33
Figure IV.1.4 Schéma de process Reforming Catalytique	38
Figure IV.1.5 Bac de stockage	40
Figure IV.1.6 Schéma synoptique de la raffinerie	40
Figure IV.2.1 Taux de la salinité à la sortie	42
Figure IV.2.2 Evolution du taux d'injection réel par rapport au taux d'injection optimal	43
Figure IV.2.3 Evolution de la température dans le dessaleur par apport à la température optimal.	51
Figure IV.2.4 Evolution de l'efficacité de dessaleur par apport l'efficacité optimal	52
Figure V.3.1 Evaluation de ph du tête de colonne	55
Figure V.3.2 Evaluation de teneur en chlorure du tête de colonne	56
Figure V.3.3 Evaluation de teneur en fer du tête de colonne	57

Liste des abréviations

Abréviations	Signification
CIS	Centre industriel sud
RHM2	La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud
BA	Four
EA	Echangeur de chaleur
EC	Aéroréfrigérant
FA	Ballon séparateur
GA	Pompe
GB	Compresseur
K	Réacteur
FRC	Régulateur de débit
DA	Colonne de stabilisation, de distillation et stripper
FRCV	Vanne de commande du régulateur de débit
DPICV	Régulateur de pression différentielle
TRCV	Régulateur de température vanne de commande
TVR	Tension de vapeur reid
PRC	Régulateur de pression
LRC	Régulateur de niveau

Sommaire

Dédicace	I
Remerciement.....	III
Résumé	IV
Liste des tableaux	V
Liste des figures.....	VI
Liste des abréviations	VII
Introduction générale.....	2

Chapitre I: Dessalage

I.1. Introduction	5
I.2. Définition du dessalage	5
I.3. Objectif et principe.....	5
I.4. Généralité sur les sels.....	6
I.5. Inconvénients des sels	6
I.6. Théorie Sur Les Emulsions	7
I.6.1. Définition de l'émulsion.....	7
I.6.2. Conditions de formation d'une émulsion	7
I.6.3. Procèdes des désintégrations des émulsions.....	9
I.7. Dessalage électrostatique	10
I.7.1. Exemple d'un dessaleur électrostatique	10
I.7.2. Mécanisme du dessalage électrostatique	10
I.7.3. Paramètres de fonctionnement du dessaleur.....	11
I.7.3.1. Niveau d'interface eau/brut.....	11
I.7.3.2. Température de dessalage	11
I.7.3.3. Taux de l'eau de lavage	12
I.7.3.4. Point d'injection de l'eau de lavage.....	12
I.7.3.5. Nature de l'eau de lavage.....	12
I.7.3.6. Pression de service et les pertes de charge dans la vanne de mélange	13
I.7.3.7. Taux de désémulsifiant	13
I.7.3.8. Champ électrique	13
I.7.3.9. Temps de passage	13

CHAPITRE II : Distillation Atmosphérique

II.1. Introduction.....	15
II.2. La colonne de distillation atmosphérique	15
II.2.1. Description de la colonne de distillation	15
II.2.2. Les différentes zones de la colonne atmosphérique	15
II.3. Fractionnement	16
II.3.1. Le soutirage	17
II.3.2. Le stripping	17
II.3.3. Reflux	17
II.4. Vapeurs de tête.....	18
II.5. Protection contre la corrosion	18

Chapitre III : La corrosion

III.1. Introduction	21
III.2. Définition La Corrosion	21
III.3. Quelques formes de corrosion	21
III.3.1. Corrosion généralisée	21
III.3.2. Corrosion par crevasses	22
III.3.3. Corrosion par piqûres.....	22
III.4. Les différents types de corrosion.....	23
III.4.1. La corrosion électrochimique	23
III.4.2. La corrosion en milieu aqueux.....	24
III.5. Les facteurs de la corrosion	24
III.5.1. Effet de la température.....	25
III.5.2. Effet de l'acidité	25
III.5.3. Régime hydrodynamique	25
III.5.4. La salinité.....	25
III.6. Méthodes de Protections électrochimiques	25
III.6.1. Protection anodique	25
III.6.2. Protection cathodique	26
III.6.3. Inhibiteur de corrosion.....	26
III.6.3.1. Définition	26
IV.6.3.2Classement selon la nature	26
III.6.3.4. Classement selon le mode d'action	27
III.6.3.8. Utilisation des inhibiteurs.....	27

Chapitre IV

Partie Pratique

Partie 1 : Présentation de la Raffinerie

IV.1.1 Généralités sur La raffinerie.....	30
IV.1.2 Situation géographique.....	30
IV.1.3 Construction	31
IV.1.4 Description des Unités	31
IV.1.4.1 Section U200	32
IV.1.4.1.1 Description de l'unité.....	32
I.4.1.2. Les injections des produits chimiques	32
IV.1.4.2 Section U300	35
IV.1.4.2.1 Description de l'unité.....	35
IV.1.4.2.2 Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du pré-traitement	36
IV.1.4.3 Section U800	36
IV.1.4.3.1 Description de l'unité.....	36
IV.1.4.4 Section U900	40
Partie 2: Calcul et analyse de la performance du dessaleur électrostatique de l'unité «Topping»	
IV.2.1. Introduction	43
IV.2.2 Résultat des analyses de brut	43
IV.2.2.1 Contrôle de salinité.....	43
IV.2.2.2. Analyse de l'eau	44
IV.2.2.2.1. Taux d'injection	44
V.1.2.2.2. Qualité d'eau	45
IV.2.2.3. Niveau d'interface	46
IV.2.2.4. Calcul de la vitesse de décantation	46
V.1.2.4.1. Calcul du coefficient de résistance ϕ	47
IV.2.2.4.2 Calcul la viscosité à T = 72 °C	48
V.1.2.4.3. Déterminée la densité de brut et de l'eau a T = 72°C	49
IV.2.2.5 Temps de décantation et temps de séjour	50
IV.2.2.6. Taux de désémulsifiant	51
IV.2.2.7. Température de chauffe	51
IV.2.2.8. Efficacité du dessaleur	52

Partie 3 : Protection du circuit de tête de colonne de distillation atmosphérique	
IV.3.1. Injection actuel	55
IV.3.1.1. Neutralisation par l'ammoniac	55
IV.3.1.2. Injection d'inhibiteur de corrosion	55
IV.3.2. Verification et controle de la corrosion	55
V.2.2.1 Mesure de pH dans le ballon de tête	55
IV.3.2.2 Mesure de la teneur en chlorure dans le ballon de tête.....	55
IV.3.2.3 Contrôle de la teneur en Fer dans les eaux du ballon de tête.....	55
IV.3.3. Resultats des mesures	56
IV.3.4 Incidents Précédents	58
IV.3.5. Les Inconvénients de l'ammoniac	59
IV.3.6. Recommandations	60
Conclusion générale	62
Références bibliographiques	
Annexes	

Introduction générale

Introduction générale

La demande mondiale en énergie augmente d'année en année surtout sous l'effet de la croissance économique et démographique. Ce qui a entraîné le monde à être presque complètement dépendant de la première source d'énergie qui est le pétrole. Le pétrole demeure la principale matière première, dominante tout l'industrie notamment la pétrochimie, le transport, l'industrie pharmaceutique, les cosmétiques, matières plastiques et les peintures. Le pétrole brut doit subir des procédés de traitement convenable capable de fournir un pétrole qui répond aux normes exigées, et de diminuer leur répercussion sur les installations pétrolières. Le pétrole brut contient en plus des hydrocarbures, quelques traces d'eau, sous forme d'émulsion et une certaine quantité des sels, comme les chlorures de sodium et de magnésium, accompagnés des traces de sulfate, de silice et d'oxyde de fer.[1]

La présence de l'eau émulsifiée dans le pétrole il peut provoquer la corrosion des équipements ainsi diminue sa qualité. Pour ces raisons, la chaîne de traitement du brut comporte le dessalage et les injections dans la tête de colonne qui conditionne la bonne marche des équipements en aval. [1]

La mesure de la quantité des chlorures traduit la présence de la corrosion à différentes échelles au niveau des équipements utilisés lors du traitement du pétrole brut, d'où l'importance de fixer une valeur limite. [2]

L'industrie pétrolière désigne une norme de 5ppm pour les chlorures ; en effet, une quantité dépassant cette norme affirme le déclenchement du phénomène de corrosion à une échelle importante au niveau des équipements des unités de traitement qui causera des défaillances et par ailleurs des risque d'incendie suite aux fuites. De plus un endommagement des équipements qui nécessitera des interventions, des maintenances coûteuses ainsi qu'une dégradation de la qualité des produits pétroliers et par conséquent des pertes économiques importantes. [2]

Ce sujet a été proposé par SONATRACH et la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud. Compagnie pétrolière intégrée, SONATRACH est un acteur majeur dans le domaine du pétrole et du gaz.

La raffinerie de Hassi Messaoud possède une unité topping qui contient un dessaleur électrostatique qui est considéré comme le meilleur moyen du dessalage du brut, plus les injections dans la tête de la colonne. Ils consistent à éliminer les sels. Donc l'objectif de ce travail est identifier les problèmes et donne des recommandations pour améliorer la protection de l'unité contre la corrosion et fournir des produits aux normes exigées.

Ce mémoire est organisé selon les chapitres suivants :

- Chapitre I : Dessalage
- Chapitre II : Distillation atmosphérique
- Chapitre III : Corrosion.
- Chapitre IV : Resultat et Discussion
- VI.1 : Présentation de la raffinerie
- IV.2: Calcul et analyse de la performance de dessaleur électrostatique de l'unité topping.
- IV.3 : Protection du circuit de tête de colonne de distillation atmosphérique.
- Nous finalisons notre travail par une conclusion générale.

Chapitre I:

Dessalage

I.1. Introduction

Le pétrole brut contient souvent de l'eau, des sels, des solides en suspension et des traces des métaux solubles dans l'eau. La salinité de ce dernier est limitée à 40 mg/l et BSW (Eau en suspension + sédiments) soit inférieure à 1%, pour cette raison des techniques avancées et des recherches continues sur le brut pour éliminer les sels et l'eau contenus dans le brut, dont le but de sauver les installations de traitement et de raffinage, et d'améliorer le prix de vente du baril. 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. [3]

Le dessalage du pétrole est une opération essentielle, car elle conditionne la bonne marche des traitements en aval. [2]

Le dessalage du pétrole brut est une opération essentielle en raffinerie, car elle conditionne la bonne ou mauvaise marche des procédés de traitement du brut. De plus, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique :

- Encrassement des échangeurs de chaleur et du four.
- Corrosion au sommet de tête de la colonne de distillation.
- Résidu atmosphérique chargé en sodium. [4]

I.2. Définition du dessalage

Le dessalage est une opération permettant d'éliminer par lavage à l'eau les sels minéraux présents dans les pétroles bruts. Ces sels sont en effet susceptibles de provoquer des corrosions et des encrassements dans les unités de traitement de bruts. La séparation brut dessalé-eau s'effectue dans un gros ballon décanteur horizontal: le dessaleur. [4]

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

La présence de l'eau salée provoque la corrosion des équipements de la raffinerie. Par exemple, les sels de chlorures de magnésium génèrent l'acide chlorhydrique (HCl) à une température supérieure à 150°C et peut entraîner une corrosion grave. [5]

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

I.3. Objectif et principe

Le pétrole brut et les résidus lourds peuvent contenir différentes quantités de composés organiques comme des sels solubles dans l'eau, du sable, de la rouille et d'autres extraits secs, l'ensemble est caractérisé comme des dépôts de fond. Le sel dans le brut se présente

principalement sous forme de cristaux de sels dissous en suspension ou dissous dans l'émulsion d'eau avec le brut. Ces impuretés, en particulier les sels, peuvent entraîner un encrassement et la corrosion des échangeurs de chaleur (préchauffages de brut) et en particulier du système de distillat de tête de l'unité de distillation de brut. [4]

Les raisons qui obligent le dessalage sont de trois ordres :

Dans certains cas,

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

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

- Limiter le transport et le stockage d'eau (perte de charge et corrosion). [5]

I.4. Généralité sur les sels

Dans les bruts salés, les sels pris en considération sont essentiellement des chlorures dont la répartition est approximativement :

- $MgCl_2$ (chlorure de magnésium) = 20%,
- $CaCl_2$ (chlorure de calcium) = 10%
- $NaCl$ (chlorure de sodium) = 70%.

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

- Sous forme de cristaux.
- Ionisés dans l'eau présente dans le brut. [6]

I.5. Inconvénients des sels

Les sels se trouvant dans la brute présentent les inconvénients suivants :

- Les sels se précipitent sur les parois des tubes des échangeurs de chaleur, des Fours, des conduits engendrant :
- La diminution de la capacité de production suite à la réduction de la section Pesage donc du débit.
- La diminution du coefficient de transfert de chaleur dans les échangeurs causée par la mauvaise conductivité des dépôts de sel.
- La perforation et la rupture des tubes des fours. [6]

I.6. Théorie Sur Les Emulsions

I.6.1. Définition de l'émulsion

Une émulsion^{13,14} est la dispersion d'une phase liquide dans un autre liquide immiscible sous la forme de fines gouttelettes. En général, une émulsion est obtenue sous l'effet de l'agitation mécanique d'un système diphasique (par exemple de l'eau et de l'huile). Le mélange ne présente plus alors deux phases distinctes mais une pseudo-phase unique composée de gouttes (phase dispersée) mélangées dans une matrice liquide (phase continue). Du point de vue de la nomenclature, on distingue principalement deux grands types d'émulsions : i) les émulsions E/H correspondant à la dispersion de gouttes d'eau dans une matrice huileuse, et ii) les émulsions H/E où des gouttes d'huile sont dispersées dans de l'eau.[13]

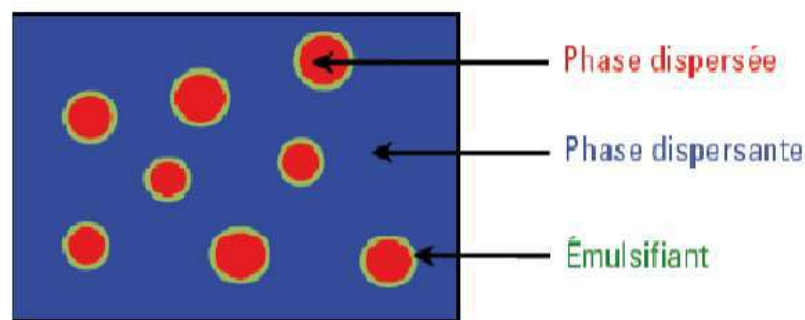


Figure I.1 Représentation d'une émulsion avec émulsifiant [7].

Une émulsion du pétrole brut est définie comme deux liquides non miscibles dont le premier (l'eau) est dispersé sous forme de petites gouttelettes (la phase interne), dans l'autre (le brut) qui constitue la phase continue ou externe. Généralement un agent désémulsifiant est injecté pour séparer les couches d'émulsion [4].

La stabilité d'une émulsion est fonction de plusieurs paramètres :

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

I.6.2. Conditions de formation d'une émulsion

Dans la production du pétrole brut, les émulsions les plus généralement rencontrées sont du type eau dans l'huile ou « hydrophobe », la phase continue étant l'huile. Les émulsions du type huile dans l'eau ou émulsions inverses « hydrophile » existent mais se rencontrent plus rarement. [8]

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

- Non miscibilité des deux liquides.
- Energie suffisante pour disperser une phase dans une autre.
- Présence d'un agent émulsifiant stabilisant de l'émulsion. [8]

Les agents émulsifiants rencontrés dans le pétrole brut comprennent les asphaltées. Les résines, les acides organiques. Les paraffines solubles dans l'huile ou des particules finement divisées qui sont généralement plus mouillées par le pétrole brut que par l'eau. Parmi ces solides finement divisés, on peut trouver des sulfates de fer, zinc et aluminium, des carbonates de calcium, de la silice, de l'argile et du sulfure de fer. [9]

L'agent émulsifiant contenu dans le pétrole brut se rencontre à l'interface eau/huile en Formant une barrière autour des gouttes d'eau, ce qui empêchera la coalescence, le plus Souvent

d'ailleurs, ces émulsifiants naturels contenus dans le pétrole brut sont des molécules Polaires.[9]

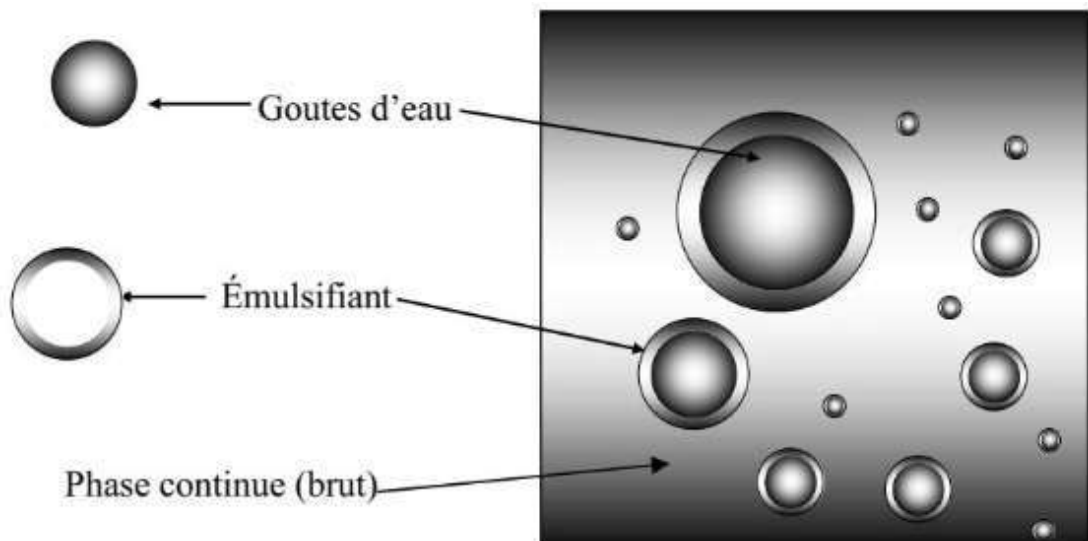


Figure I.2 Représentation d'une émulsion avec émulsifiant. [1]

I.6.3. Procèdes des désintégrations des émulsions :

Deux forces s'opposent: les tensions inter faciales des deux liquides qui tendent à faire s'homogénéiser chaque phase, et la résistance du film inter facial qui s'oppose à cette fusion dans la phase dispersée.[7]

Réduire une émulsion se ramène donc à briser les films inter faciaux par une action chimique ou électrique.

Ainsi les gouttes dispersées peuvent fusionner.
On dispose pour cela de moyens chimiques, électriques et mécaniques. [7]

Une fois que les gouttes d'eau se sont rapprochées, ont fusionné la séparation par gravité peut effectuer.

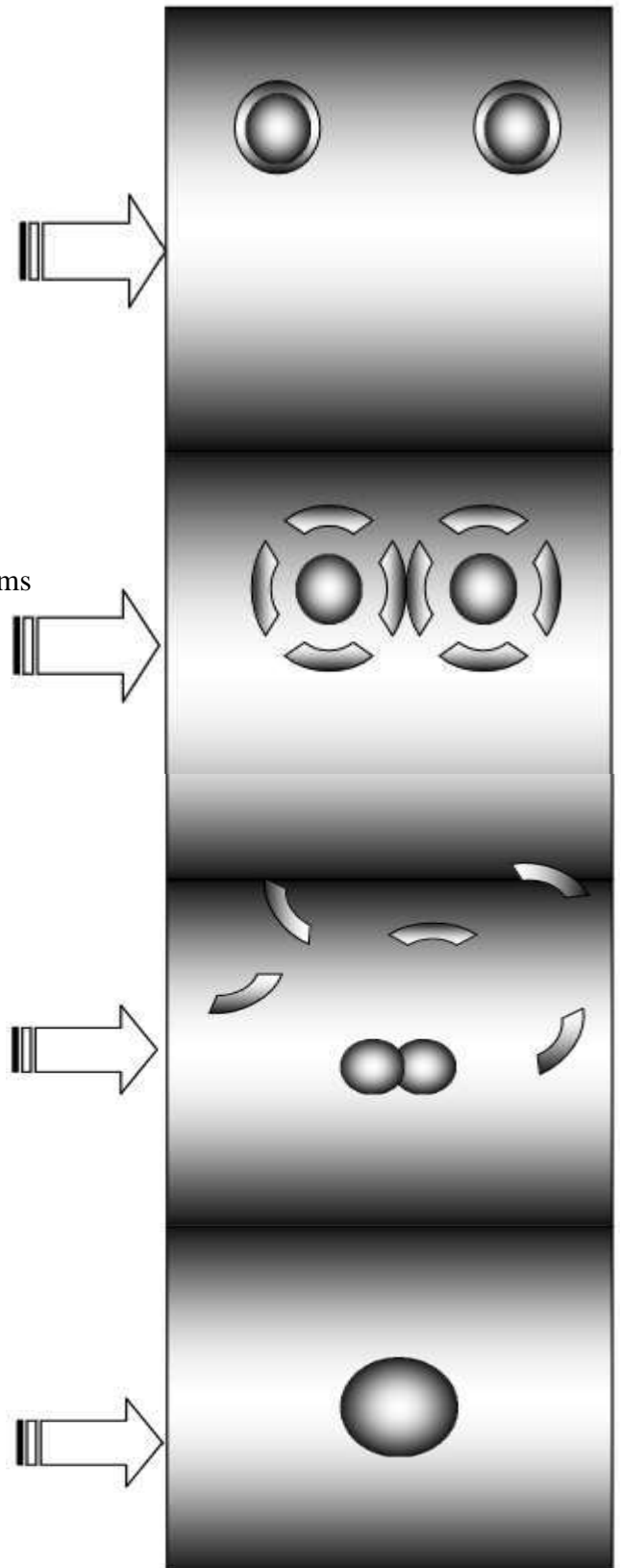


Figure I.3: Principe de l'émulsion [7].

I.7. Dessalage électrostatique

I.7.1. Exemple d'un dessaleur électrostatique

Le pétrole brut préchauffé contenant le désémulsifiant est mélangé avec l'eau de lavage; cette eau est injectée dans le brut à pourcentage de 3 à 5 % volumique. Le mélange de pétrole brut et l'eau passe par la vanne de mélange pour former une émulsion stable. L'ouverture de la vanne de mélange est contrôlée par un régulateur de pression différentielle à travers la vanne.[7]

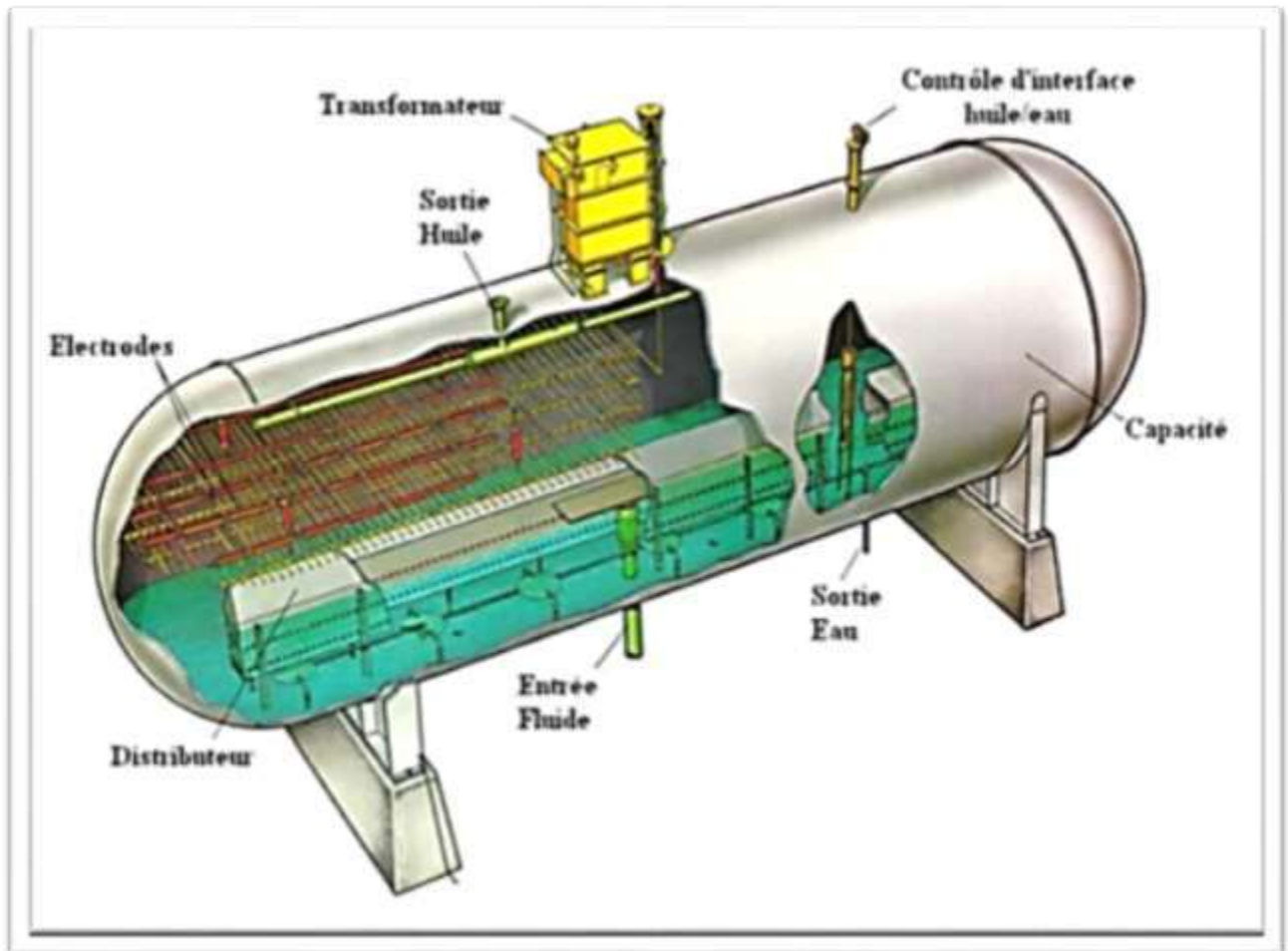


Figure I.4 Dessaleur électrostatique. [7]

I.7.2. 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 [3]:

- La diffusion des sels du brut dans l'eau (lavage).
- La coalescence des gouttelettes d'eau (par électro-coalescence).
- La décantation (par gravité).

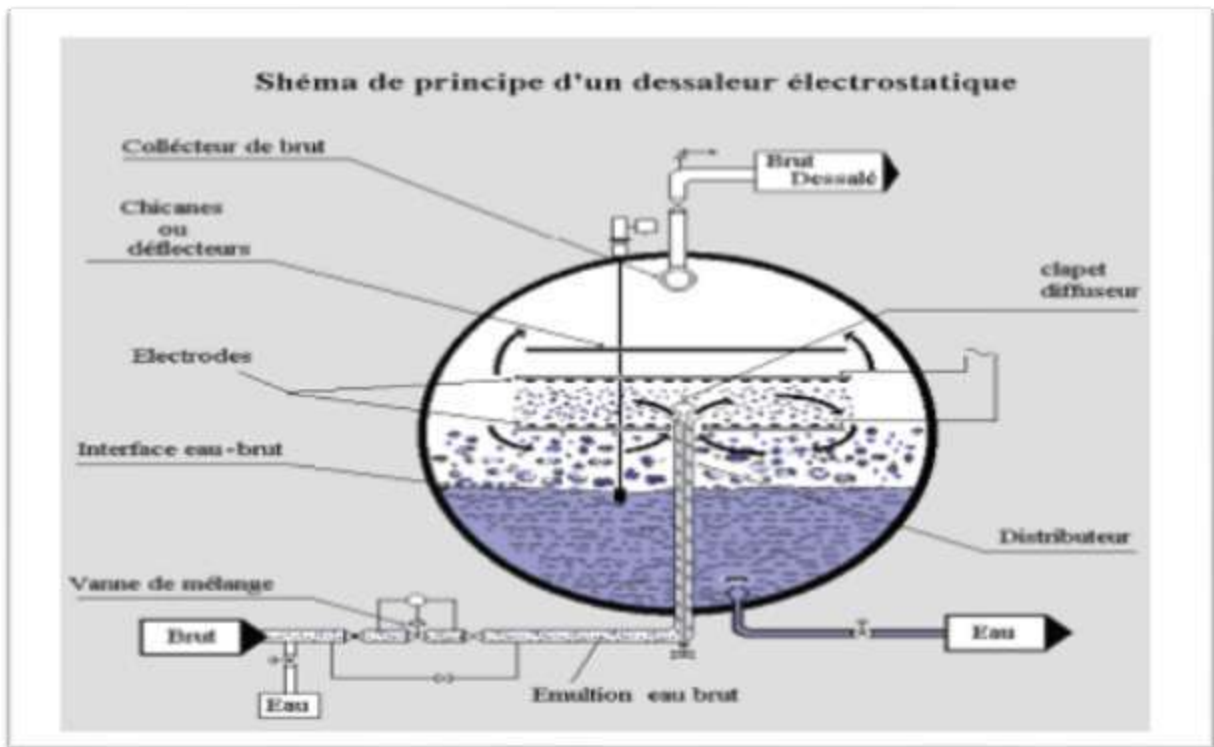


Figure I.5: Dessaleur électrique. [2]

I.7.3. Paramètres de fonctionnement du dessaleur

Il existe plusieurs paramètres de fonctionnement du dessaleur électrostatique, le réglage et l'optimisation de ces paramètres conduit au meilleur rendement du dessaleur.

I.7.3.1. Niveau d'interface eau/brut

Le niveau d'eau décantée est défini par l'électrode primaire ou l'électrode la plus basse de l'installation. Toute variation significative du niveau d'eau modifie le champ primaire et perturbe la coalescence électrique. [3]

I.7.3.2. Température de dessalage

La température de la charge du brut est très importante pour le fonctionnement efficace du dessaleur, la température varie entre 70°C et 150°C°. Une température plus basse que celle spécifier réduire l'efficacité de dessalage a cause de l'augmentation de la viscosité et par conséquence une difficulté de séparation de l'eau. Des températures plus élevés aussi peuvent réduire l'efficacité de dessalage à cause de plus grande conductivité électrique de pétrole brut.

Elle intervient aussi à la vitesse de coalescence par l'intermédiaire de la viscosité qui est très sensible à ce paramètre. [3]

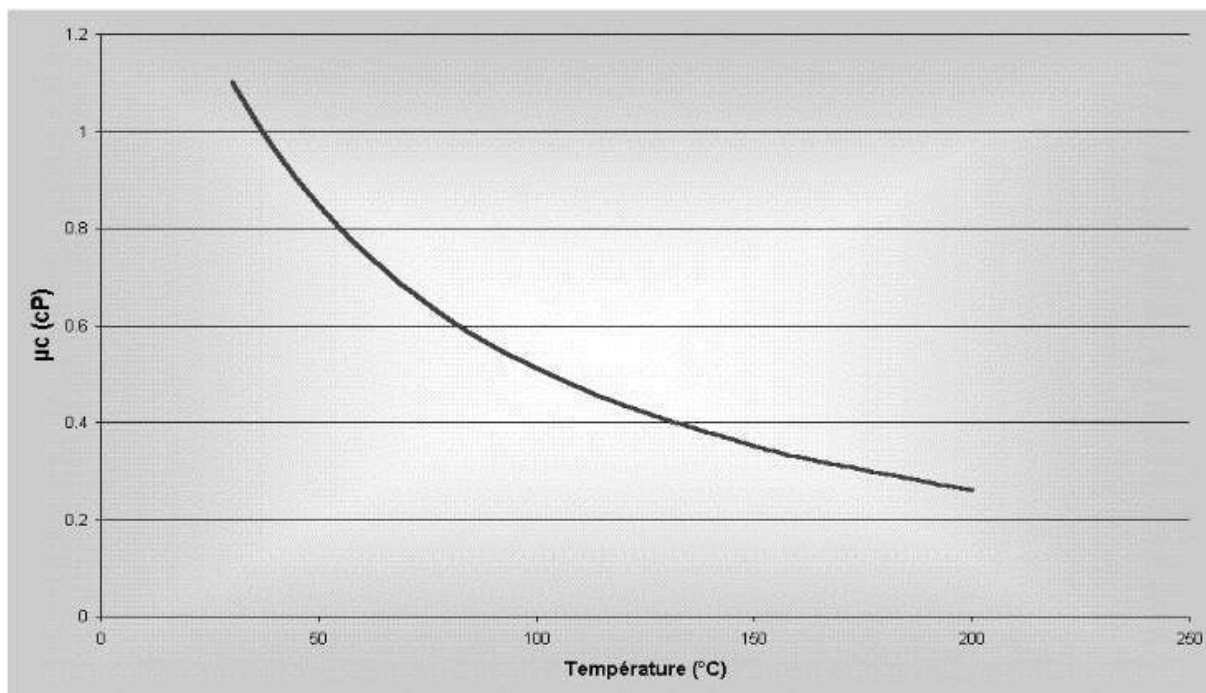


Figure I.6 Influence de la température sur la viscosité. [3]

1.7.3.3. Taux de l'eau de lavage

L'eau de lavage sert à mouiller les cristaux de sel et à les dissoudre. La force d'attraction entre les gouttelettes (la coalescence) est très influencée par le taux de lavage et par la température. Un taux de lavage trop élevé peut provoquer :

- Une augmentation du niveau d'eau dans le dessaleur.
- Entraînement d'eau avec le pétrole dessalé (perturbation de l'unité).
- Moussage qui gêne l'opération de dessalage [3].

1.7.3.4. Point d'injection de l'eau de lavage

Pour l'eau de lavage peu agressive, on a intérêt à injecter tout ou une partie de cette eau au refoulement de la pompe de charge avant les échangeurs de préchauffe [3].

1.7.3.5. Nature de l'eau de lavage

On peut utiliser l'eau douce en appoint, mais comme elle est fortement oxygénée, il est bon de l'employer après mélange avec l'eau de procédé (eau de la tour de distillation ou de craquage catalytique). Ceci permet d'éliminer l'oxygène par réaction avec les sulfures présents dans l'eau de procédé [3].

1.7.3.6. Pression de service et les pertes de charge dans la vanne de mélange

La pression n'a pas une influence sur la salinité du brut, mais elle peut influencer la marche du dessaleur. La pression dans le dessaleur doit être maintenue à une valeur suffisante de façon à empêcher la vaporisation et une perte d'efficacité de dessalage. Il est très difficile de proposer des règles strictes d'emploi de la vanne de mélange. En effet, une importante augmentation de la pression différentielle risque de former des émulsions stables difficiles à résoudre [3].

1.7.3.7. Taux de désémulsifiant

Le taux d'injection varie de 5 à 50 ppm suivant la nature de brut à traiter et le produit désémulsifiant à ajouter. Les désémulsifiants rencontrés sur le marché sous diverses marques agissant sur les agents émulsifiant par neutralisation [3].

1.7.3.8. Champ électrique

La force d'attraction des gouttelettes d'eau est influencée par le champ électrique. Le rôle du champ électrique est de favoriser la collision et la coalescence des gouttelettes d'eau salée dispersées dans le brut (chaque gouttelette, sous action du champ, se polarise et par conséquent une attraction électrostatique se manifeste entre les particules). Pour atteindre des tensions critiques au-dessous desquelles en risque de déformer les gouttelettes au point où elles se divisent encore plus et provoquent le déclenchement du dessaleur [3].

1.7.3.9. Temps de passage

La teneur en eau résiduelle diminue lorsque le temps de séjour augmente. En dessous d'une certaine valeur (en général de l'ordre de 10 mn), l'eau n'a pas le temps de décanter, quelle que soit la température. Le temps de séjour joue un rôle important pour le dessalage, il influe directement sur la coalescence et surtout sur la décantation[3].

CHAPITRE II :

Distillation Atmosphérique

II.1. Introduction

L'installation de la distillation atmosphérique se trouve la première dans le schéma de fabrication. L'opération est réalisée dans une colonne verticale, appelée colonne de distillation fonctionnant sous une pression de 1,5 à 3 atm et possède des soutirages latéraux. La charge est chauffée dans un circuit de chauffage composé d'un four et une série d'échangeurs pour avoir une température à l'entrée de la colonne entre 330 et 380°C (généralement 350°C). Une fois dans la tour, la charge se sépare en deux phases en équilibre :

- Une phase liquide qui se dirige vers la zone d'épuisement et au fond de la colonne.
- Une phase vapeur ascendante, qui se dirige vers la zone de rectification et au sommet de la colonne.

La pression et la température diminuent de bas en haut c'est à dire d'un plateau à un autre. Ces conditions nous permettent d'obtenir une variété de fractions pétrolières au sommet et par des soutirages latéraux et aussi au fond.

II.2. La colonne de distillation atmosphérique**II.2.1. Description de la colonne de distillation**

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical de hauteur qui varie entre 40 et 50m. Elle est munie des cloisons horizontales appelées plateaux qui ont pour rôle d'assurer un contact intime entre le liquide et le vapeur de façon à permettre l'équilibre des phases à la suite des transferts de chaleur et de matière. Elle se divise en trois zones. [3]

- Zone de flash ou d'expansion.
- Zone de rectification.
- Zone d'épuisement.

II.2.2. Les différentes zones de la colonne atmosphérique**a) Zone de flash ou d'expansion**

Dans cette zone s'effectue la séparation de la charge en phase vapeur et en phase liquide. La construction de cette zone doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois de la colonne contre l'érosion. Pour cela, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. [13]

b) Zone de rectification

Elle contient des plateaux pour permettre la rectification. Le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir (entre 22-45 plateaux). [3]

c) Zone d'épuisement

Dans cette zone s'accumule la partie la plus lourde du pétrole. C'est le résidu atmosphérique qui servira de charge pour la distillation sous vide, dans laquelle on injecte la vapeur d'eau pour éliminer les constituants légers volatiles. Cette zone comprend aussi des plateaux dont le nombre varie de 6 à 8. [13]

II.3. Fractionnement

Ce fait au niveau de la colonne de distillation atmosphérique divisée en deux parties. Une partie inférieure où se fait l'alimentation en brut provenant du four à 340 °C, dans cette zone de trois plateaux à clapets se produit une séparation de brut entre le résidu au fond et une coupe qui s'étale des légers à PF-375. Cette dernière alimente la partie supérieure de la colonne de vingt-six plateaux où se passe un fractionnement proprement dite.

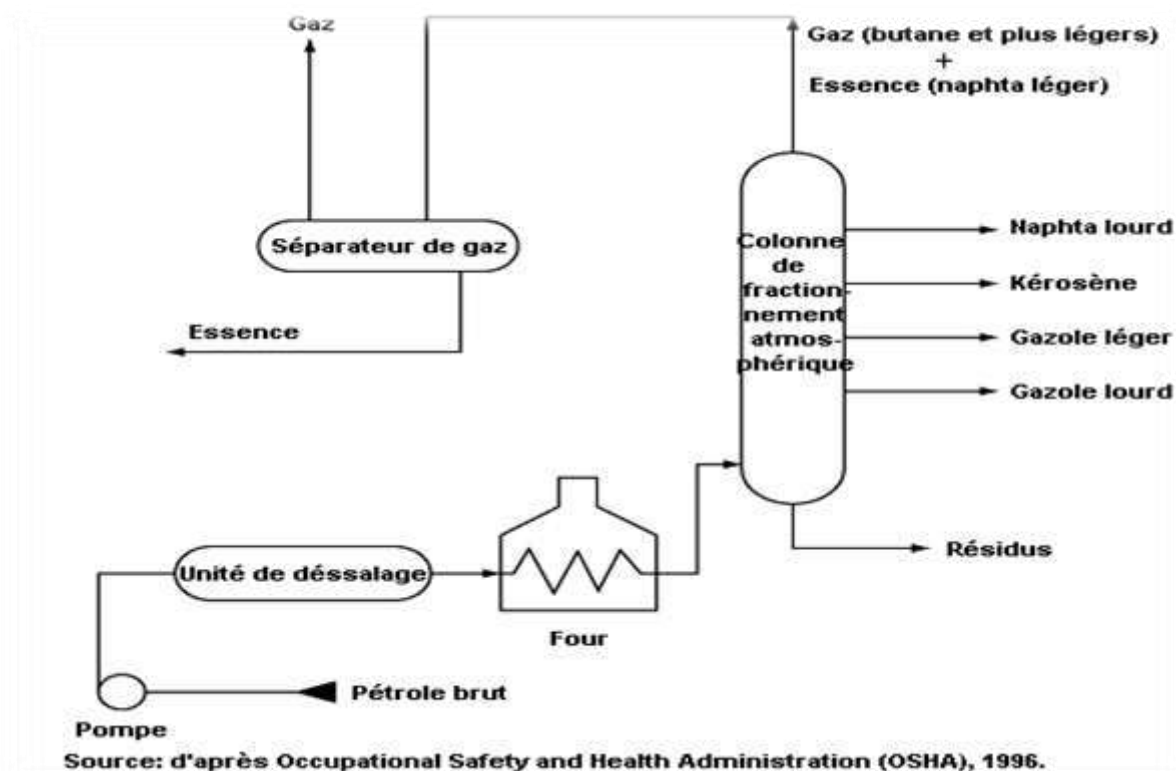
De cette partie de la colonne on soutire :

Gas-oil du fond de la partie supérieure de DA201.

Kérosène du 12ème plateau.

Naphta du 6ème plateau.

Gaz légers du sommet de DA201.



FigureII.1. Schéma de distillation atmosphérique

Pour un bon fonctionnement de cette colonne, on peut utiliser :

II.3.1. Le soutirage

Le soutirage consiste à enlever une partie liquide d'une section quelconque de la colonne pour absorber une quantité de chaleur.

II.3.2. Le stripping

En général le stripping est effectué pour le réglage des points initiaux des produits soutirés soit au fond de la colonne, soit latéralement. Cette correction est faite par l'injection de la vapeur d'eau avec une basse pression et surchauffée jusqu'à 400°C. Le stripping du kérosène ainsi que la matière première pour le reforming qui nécessite une absence totale d'eau se fait par rebouillage.

II.3.3. Reflux

Afin de contrôler la température dans différentes parties de la colonne, on utilise 04 reflux qui sont.

a) Reflux de tête

Il règle la température au sommet de la colonne. Ce reflux est les vapeurs de tête à l'état liquide après leurs condensation, décantées de l'eau qu'elles contiennent. Ce dernier à la température de 25÷45°C est injecté sur le plateau supérieur, puis passé au deuxième plateau où il se vaporise, en absorbant de la chaleur latente qu'il perd aussitôt dans le condenseur. La quantité de reflux injecté est contrôlée par un dispositif de régulation de température.

b) Reflux chaud

Une quantité du produit de fond de tour est dirigée vers un rebouilleur pour évaporer les légers entraînés et les faire revenir dans la colonne.

c) Reflux circulant intermédiaire et Reflux circulant intérieur

Ces reflux sont utilisés pour contrôler la température au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Pour le premier reflux, c'est la fraction entre le gas-oil léger et le kérosène, pour le deuxième c'est la fraction entre le gas-oil léger et le distillat. Ces deux reflux présentent les avantages suivants :

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne, ce qui implique la diminution de diamètre de la colonne.
- L'utilisation de la chaleur de ce reflux pour chauffer le pétrole brut.
- Ils permettent d'augmenter la capacité de la colonne, parce que le débit maximal de vapeur diminue.

II.4. Vapeurs de tête

Elles sortent du sommet de la colonne de fractionnement DA201 à une température d'environ 110°C réglée par le TRC205 agissant sur la vanne du FRC209, débit de retour du reflux de tête, traversent parallèlement les condenseurs EA211 ABC avant d'arriver au ballon de reflux FA201 où se produira une séparation triphasiques.

- a) Eau huileuse qui s'accumule dans l'appendice du ballon, évacué vers égouts.
- b) Hydrocarbures légers incondensables sortent du haut de ballon vers torches ou vers le circuit du fuel gaz.

La pression est réglée par le PRC224 agit sur une vanne qui se trouve à la sortie de ces gaz.

- c) Hydrocarbures liquides, leur niveau règle par le LRC211 agissant sur la vanne qui se trouve à leur entrée au échangeur EA210.

Ces hydrocarbures sont repris par deux pompes GA203 A/B et GA202 A/B la première (GA203 A/B) les refoule à 1.9 bars vers la tête de DA201 sur le plateau N°1 dans un débit de 117 m³/h contrôlé par le FRC209.

La deuxième (GA202 A/B) les refoule à 9 bars avec un débit donné par FR211 de 40 vers l'échangeur EA210 pour être à 80°C, température d'alimentation de DA203, colonne de stabilisation de la gasoline.

II.5. Protection contre la corrosion

Pour éviter la corrosion par l'hydrogène sulfuré (H₂S) et l'acide chlorhydrique (HCL) qui se forment au cours du chauffage de brut, on injecte:

- de l'ammoniac, à l'état liquide, dilué par l'eau traitée, par l'intermédiaire de la pompe GA211 A/B qui refoule vers la ligne de vapeur de tête de DA201.

On l'injecte ou on diminue son injection en fonction du PH de l'eau du ballon FA201 d'une manière à le garder aux environs de 7.

- Un inhibiteur de corrosion –CHIMEC 1038- formant un film protecteur sur les parois du métal à protéger, injecté de son ballon FA207 par GA210 A/B après qu'il soit dilué par Naphta.

Il est refoulé vers les lignes de vapeurs de tête de DA201 et DA203, son débit est réglé en fonction du pourcentage de fer dans l'eau de FA201.

Chapitre III :
La corrosion

III.1. Introduction

La corrosion des métaux et des alliages constitue un phénomène bien connu qui engendre d'importantes pertes matérielles, tant directes qu'indirectes, pour l'industrie. Outre ses conséquences financières considérables, la corrosion peut également causer des effets préjudiciables aux installations pétrolières et à la production de pétrole, tels que le coût de remplacement des structures et des machines corro-dées, ainsi que l'arrêt de l'exploitation pendant les réparations nécessaires. De plus, elle peut même entraîner des pertes de vies humaines, notamment en provoquant des incidents de pollution et de contamination. Par ses manifestations, notamment la déformation importante des matériaux telle que la diminution globale de l'épaisseur et la formation de piquûres, la corrosion peut affecter de manière significative divers métaux. [14]

III.2. Définition La Corrosion :

La corrosion d'un matériau métallique se réfère à l'érosion de sa surface résultant de l'interaction avec un ou plusieurs agents agressifs, tels que l'oxygène, les composants de l'air (comme l'humidité, le dioxyde de carbone, le dioxyde de soufre, le sulfure d'hydrogène, le brouillard salin, etc.), les gaz chauds (comme l'oxygène, le monoxyde de carbone, le dioxyde de carbone, etc.), ou encore des solutions (acides, bases, sels fondus). [15]

La corrosion peut être appréhendée dans son ensemble comme une réaction d'échange spontanée d'électrons se produisant à l'interface entre le métal et l'environnement. Il s'agit d'un phénomène naturel qui tend à ramener les métaux à leur état d'oxyde, par une détérioration plus ou moins rapide induite par le milieu corrosif. [15]

III.3. Quelques formes de corrosion :

III.3.1. Corrosion généralisée :

La corrosion uniforme se caractérise par une perte de matière relativement homogène sur l'ensemble de la surface métallique. Dans ce cas, le métal se trouve dans un état actif. Cette forme de corrosion peut être facilement contrôlée en utilisant des méthodes telles que la mesure de la perte de poids ou la diminution de l'épaisseur du métal. [16]

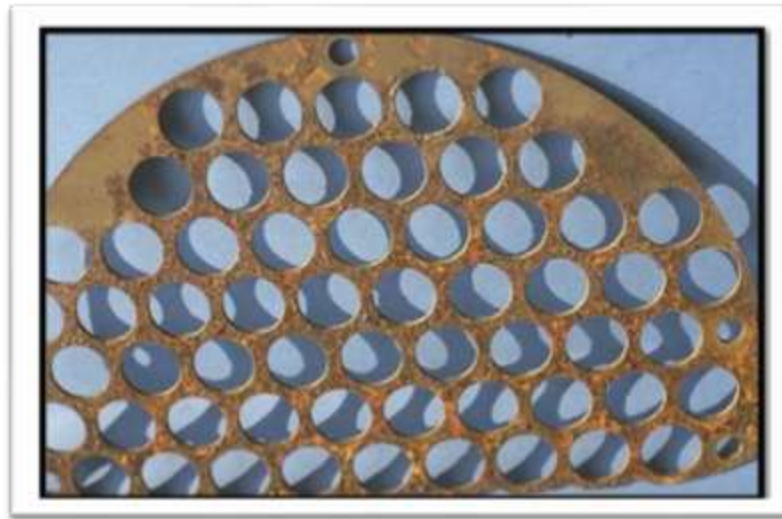


Figure III.1 : Corrosion uniforme d'une chicane en acier dans un échangeur.

[16]

III.3.2. Corrosion par crevasses :

L'apparition de la corrosion par crevasse peut se produire lorsqu'une pièce métallique est en contact avec un électrolyte dont le renouvellement n'est pas assuré, par exemple dans les interstices entre des matériaux de même nature, les dépôts divers ou les sous-matériaux isolants. Bien que le processus de développement de la corrosion par crevasse (ou corrosion caverneuse) ne diffère pas fondamentalement de celui de la corrosion par piqûres, la cinétique et la morphologie de l'attaque présentent des caractéristiques distinctes. Dans ce cas, l'attaque se propage en largeur à la surface de l'interstice ou sous le dépôt, au lieu de s'enfoncer en profondeur comme dans le cas des piqûres. [24]

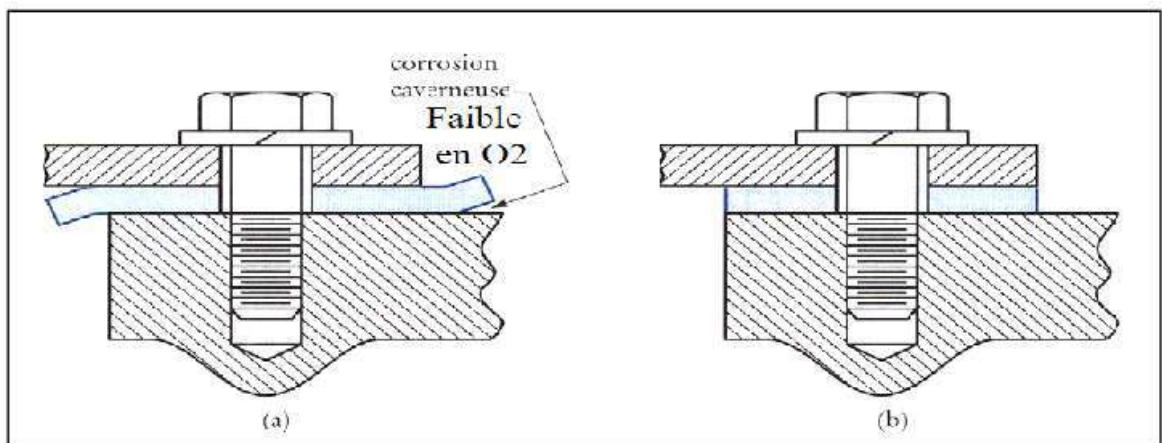


Figure III.2. Corrosion par crevasse. [16]

III.3.3. Corrosion par piqûres

La corrosion par piqûres se manifeste par une attaque extrêmement localisée à certains points de la surface, entraînant la formation de piqûres. Ce phénomène corrosif est induit par certains anions, notamment les chlorures, qui agissent sur les métaux protégés par un mince

film d'oxyde. Les métaux ou alliages passivés tels que les aciers inoxydables et les alliages d'aluminium sont particulièrement sujets à cette forme de corrosion. Le processus de corrosion par piqûres comprend généralement au moins deux étapes distinctes :

- L'amorçage qui se produit lors de la rupture locale de la passivité
- La croissance ou propagation. [15]

III.3.4. Corrosion intergranulaire

Dans des conditions spécifiques, les joints de grains peuvent être sujet à une corrosion localisée sévère, tandis que le reste du matériau n'est pas affecté. Cela conduit à la désintégration de l'alliage et à une perte de ses propriétés mécaniques. Ce type de corrosion peut être causé soit par la présence d'impuretés au niveau du joint, soit par un enrichissement (ou un appauvrissement) localisé de l'un des constituants. [16]

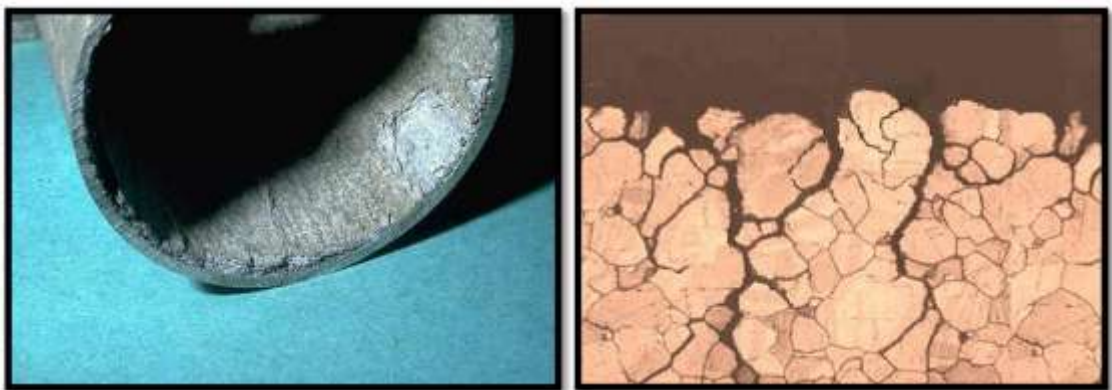


Figure III.3. Corrosion feuilletant d'une canalisation en alliage d'aluminium Véhiculant de l'eau [16]

III.4. Les différents types de corrosion

La corrosion peut se développer suivant différents processus qui caractérisent chaque type de corrosion [16]

III.4.1. La corrosion électrochimique

La corrosion est un processus de dégradation des matériaux et de leurs propriétés résultant de réactions chimiques ou électrochimiques avec l'environnement. Elle est principalement causée par des réactions électrochimiques, dont la plus fondamentale pour le fer est la



suivante :

Lorsqu'un métal entre en contact avec un milieu aqueux, des ions métalliques sont libérés dans la solution, ce qui entraîne une altération de l'interface métal/solution, la formation de produits de corrosion et un dégagement de gaz. Le phénomène de corrosion

électrochimique est accéléré par divers facteurs tels que l'hétérogénéité du matériau, le pH, la composition de la solution et la température. [17]

III.4.2. La corrosion en milieu aqueux:

Le mécanisme de la corrosion par l'eau se résume à une action d'oxydoréduction représentée par les équations suivantes :

Aires anodique :



Aires cathodique.



III.5. Les facteurs de la corrosion :

Les phénomènes de la corrosion dépendent d'un grand nombre de facteurs et ils peuvent être classés en quatre groupes principaux (tableau III.1).

Tableau III.1 : Principaux facteurs de corrosion.[14]

Facteurs du milieu Corrosif	Facteurs métallurgiques	Facteurs définissant les conditions d'emploi	Facteurs dépendant du temps.
<ul style="list-style-type: none"> • Concentration du réactif • Teneur en oxygène • Teneur en oxygène • pH du milieu • Température • Pression 	<ul style="list-style-type: none"> • Composition de L'alliage • Procédés d'élaboration • Impuretés • Traitement thermique • Traitement mécanique 	<ul style="list-style-type: none"> • Etat de surface • Forme des pièces • Emploi d'inhibiteur • Procédés d'assemblage 	<ul style="list-style-type: none"> • Vieillessement • Tensions mécaniques • Modification des revêtements Protecteurs.

La vitesse de corrosion d'un métal dans un milieu corrosif dépend à la fois des caractéristiques de ces deux paramètres.

La vitesse de corrosion est directement influencée par la température et le pH, ainsi que de manière indirecte par la présence de phases aqueuses telles que l'eau de condensation ou l'eau de production. Les conditions de flux, la formation du film à la surface du métal et la pression exercent également une influence directe, notamment par le biais de la pression partielle du CO₂. [19]

III.5.1. Effet de la température

En règle générale, l'élévation de la température a pour effet d'accélérer les processus de corrosion, car elle réduit les plages de stabilité des métaux et augmente les cinétiques des réactions et du transport. Toutefois, l'ampleur de cette influence varie en fonction du milieu corrosif dans lequel le matériau se trouve. [20].

III.5.2. Effet de l'acidité

La corrosion d'un matériau dépend de manière significative du pH de l'électrolyte. Une concentration élevée de protons dans la solution entraîne une augmentation de l'agressivité du milieu, ce qui altère les équilibres des réactions chimiques et électrochimiques. En conséquence, la corrosion s'intensifie à mesure que le pH du milieu diminue. [20].

III.5.3. Régime hydrodynamique

Le transport des réactifs vers l'interface et des produits de réaction vers l'électrolyte a un impact sur la cinétique des réactions électrochimiques en altérant la concentration des espèces et, par conséquent, le potentiel d'équilibre. Les conditions hydrodynamiques régissent les vitesses des réactions en contrôlant le transport de matière à travers la formation d'une couche limite de diffusion des espèces, connue sous le nom de couche de Nernst. [21].

III.5.4. La salinité

Les ions chlorures sont connus pour leur caractère corrosif, pouvant souvent causer des formes de corrosion localisée. Leur présence en solution entraîne des effets complémentaires : d'une part, leur concentration locale peut induire une acidification du milieu, et d'autre part, la salinité influe sur la conductivité de la solution aqueuse. [19].

III.6. Méthodes de Protections électrochimiques

III.6.1. Protection anodique

Cette méthode est utilisée pour les matériaux passivables dont le potentiel de corrosion se situe dans le domaine actif ($E_{\text{corr.}} < E_p$). Son principe repose sur la capacité de certains métaux et alliages à se passiver dans un environnement spécifique lorsqu'ils sont soumis à un courant anodique. En polarisant anodiquement le matériau, il est possible de déplacer son potentiel vers le domaine passif.

La densité de courant requise pour maintenir le matériau dans un état passif correspond à la densité de courant passif (i_{pp}), qui est généralement très faible. Le maintien de la protection anodique ne nécessite donc pas une consommation d'électricité excessive, même en l'absence de revêtement organique. Cependant, pour atteindre initialement l'état passif, il est nécessaire d'appliquer une densité de courant plus élevée, dépassant la densité de courant de passivation. Cette méthode a déjà été mise en œuvre dans divers secteurs industriels. [16]

III.6.2. Protection cathodique

Cette méthode vise à réduire la tension entre le métal et le milieu environnant afin de le placer dans sa plage d'immunité contre la corrosion. Deux options sont généralement utilisées :

- **La protection cathodique par courant imposé**, qui implique l'utilisation d'un générateur externe de force électromotrice réglable et d'une anode auxiliaire.
- **La protection cathodique par anode sacrificielle**, où une anode constituée d'un métal plus actif que le métal à protéger est utilisée, créant ainsi une pile galvanique.

Le choix entre ces deux méthodes doit être basé sur des considérations techniques et économiques, telles que les aspects de conception, d'équipement, d'installation, de maintenance, ainsi que la consommation de matériaux et d'énergie. [16]

III.6.3. Inhibiteur de corrosion

III.6.3.1. Définition

Les inhibiteurs de corrosion représentent une approche innovante dans la lutte contre la corrosion des métaux. Ce qui les distingue, c'est que le traitement anticorrosion ne s'applique pas directement sur le métal lui-même, mais agit plutôt à travers l'environnement corrosif. Conformément à la norme ISO 8044, un inhibiteur est défini comme une "substance chimique ajoutée au système de corrosion à une concentration spécifique pour assurer son efficacité ; cette concentration entraîne une réduction de la vitesse de corrosion du métal sans altérer de manière significative la concentration d'aucun agent corrosif présent dans le milieu agressif". [22].

Il n'existe pas de définition unique pour un inhibiteur de corrosion. L'association américaine "National Association of Corrosion Engineers (NACE)" propose la définition suivante : "Un inhibiteur est une substance ajoutée à un environnement en faible concentration qui retarde la corrosion ». [25]

IV.6.3.2 Classement selon la nature

a) Inhibiteurs minéraux

Les inhibiteurs minéraux sont couramment utilisés dans des environnements alcalins et rarement dans des environnements acides. Les molécules minérales se dissocient en solution, et ce sont les anions et cations qui sont responsables de l'effet inhibiteur. [26]

b) Inhibiteurs organiques

Les inhibiteurs organiques constituent un groupe extrêmement important d'inhibiteurs de corrosion. L'efficacité des inhibiteurs organiques dépend de la structure, de la concentration et des propriétés chimiques de la couche formée dans des conditions spécifiques. [26]

III.6.3.4. Classement selon le mode d'action

La précipitation d'un produit insoluble peut se faire sur les anodes, cathodes ou à la fois sur les anodes et les cathodes, donc on distingue les :

a). Inhibiteurs anodiques

Les inhibiteurs anodiques sont divers et nombreux. Ils comprennent des substances inorganiques telles que les orthophosphates, les silicates, les chromates, etc. Leur mécanisme d'action vise à augmenter la valeur du potentiel de corrosion du matériau, permettant ainsi la formation d'un film passif protecteur à l'anode. [26]

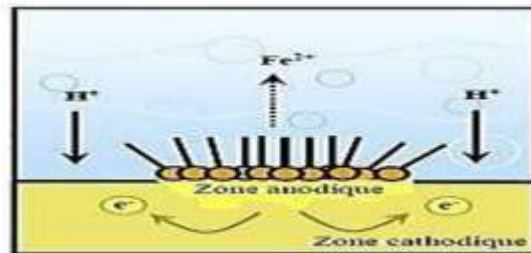
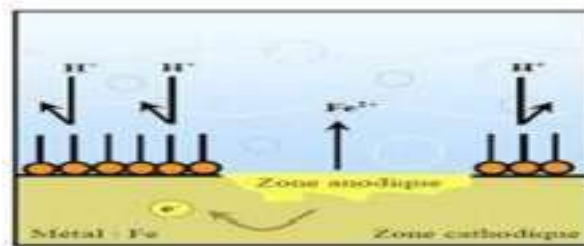


Figure III.4. Blocage des sites anodiques

b) Inhibiteurs cathodiques

L'effet de ces inhibiteurs se manifeste par une réduction de la vitesse de la réaction



cathodique, entraînant ainsi un déplacement du potentiel de corrosion vers des valeurs moins nobles. [26]

Figure III.5. Blocage des sites cathodiques

c) Inhibiteurs mixtes

Parmi les inhibiteurs mentionnés précédemment, seuls quelques-uns peuvent atteindre leur pleine efficacité en présence d'oxygène dissous ou de sels de calcium. L'ajout simultané de deux inhibiteurs peut entraîner une synergie d'effet inhibiteur, et cela peut également réduire le risque de corrosion par piqûres à de faibles concentrations. [26]

IV.6.3.8. Utilisation des inhibiteurs

- Utilisation lors des opérations de nettoyage chimique des chaudières lorsque l'accumulation de saletés (comme les couches d'oxyde) atteint une densité de 300/400/m².
- Nettoyage chimique d'un échangeur de chaleur pour éliminer les dépôts et les encrassements.
- Protection contre la corrosion des canalisations ou conduites d'eau potable pour prévenir les dommages causés par les réactions chimiques indésirables. [16]

Chapitre IV

Résultat et Discussion

Présentation de la Raffinerie

IV.1.1 Généralités sur La raffinerie

La raffinerie de Hassi Messaoud, appelée RHM2, est implantée au cœur de champ pétrolier la nouvelle raffinerie (RHM2) est située à 4km au sud-est de la ville Hassi _ Messaoud ; elle a été mise en service en 1979. Cette raffinerie traite 1 070 000 t /an de brut provenant de l'unité de traitement sud et l'UTBS pour le transformer en produits finis commerciaux. [1]

IV.1.2 Situation géographique

Le champ de Hassi Messaoud est considéré comme l'un des plus grands gisements dans le monde. Il fait partie d'un ensemble de structures formant la partie Nord de la province Triasique, et se situe à environ 850 km au Sud-Est d'Alger, à 280 km au Sud-Est du gisement de gaz condensat de Hassi R'Mel et à 350 km à l'Ouest de la frontière tunisienne (FigureII-1). Il s'étend sur 2500 km², il a pour coordonnées Lambert. [1]

Il est limité :

- À l'Ouest par la dépression d'Oued Mya.
- Au Sud par le môle d'Amguid El Biod.
- Au Nord par la structure Djammâa-Touggourt. [1]



FigureIV.I.1 Situation géographique du hassi messaoud. [11]

IV.1.3 Construction

L'étude de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2 en 1976 a été confiée :

- ALTEC (Société Algérienne d'Engineering)
- H.E France (Hydrocarbon Engineering)

Le montage a été réalisé par ENGTP (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers). RHM2 est conçue et étudiée pour traiter le brut de Hassi Messaoud Sud avec une capacité de traitement annuelle de 1 070 000 t/an. [11]

IV.1.4 Description des Unités

RHM2 est composée de quatre unités

- Unité de distillation atmosphérique (U200)
- Unité prétraitement du naphta (U300) (Hydrodésulfuration)
- Unité de reforming catalytique (U800)
- Une unité de stockage et utilités (U900), pompiers d'expédition



FigureIV.I.2 Raffinerie de Hassi Messaoud

IV.1.4.1 Section U200

Cette unité a pour but de fractionner le brut en produits finis et semis finis, ces derniers présentent la matière première Pour d'autre unité qui les transformeront par la suite en produits finis. [12]

IV.1.4.1.1 Description de l'unité

La charge de brut provenant de la pomperie d'expédition du service traitement à une pression de 3,5 b. ; est reprise par la pompe de charge GA 201 en amont de laquelle on lui injecte à l'aide de la pompe GA 213 ~5% vol. d'eau préalablement préchauffée dans l'échangeur EA 219 et ~5 ppm vol. de désémulsifiant à l'aide de la pompe doseuse GA214 par rapport au débit volumique de la charge de brut qui est régulé par le FRC215.

Le mélange est préchauffé à ~70°C dans 02 échangeurs EA201-202 en parallèles ; puis amené dans le champ électrique du dessaleur FA 205 entre 2 électrodes HT. L'action du champ électrique provoque la coalescence et la précipitation de l'eau qui entraîne, avec elle, les sels contenus dans le brut.

L'eau saturée en sel est envoyée par gravité sous régulation du niveau interface vers bourbier après avoir cédé ses calories à l'eau d'injection dans l'échangeur EA219.

Le brut dessalé est repris par la pompe booster GA212, préchauffé dans une série d'échangeurs (EA204-EA203-EA205) à ~170°C ; puis chauffé à 330°C dans le four BA 201 sous contrôle du TRC 203 pour pénétrer dans la zone d'expansion de la colonne DA201 ; cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets ces derniers sont répartis dans 02 zones :

- 1^{re} zone d'expansion 03 plateaux
- 2^e zone de fractionnement 26 plateaux

La partie vaporisée sort du sommet de la zone d'expansion à $\cong 220^{\circ}\text{C}$ pour alimenter la zone de fractionnement au 21^{ème} plateau de la colonne DA201.[12]

Les produits soutirés sont :

- Résidu ou brut réduit
- Gas-oil
- Reflux circulant
- Kérosène
- Naphta
- Gasoline + gaz

I.4.1.2. Les injections des produits chimiques

Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivants :

- NH3 en tête de colonne DA 201

- STADIS 450 dans le Kérosène, sortie précipitateur FA 214
- NaOH dans le Kérosène, entrée précipitateur FA 214
- Inhibiteur corrosion en têtes de colonnes DA 201 – DA 203
- Désémulsifiant dans la charge brute à l'aspiration des pompes de charge. [12]

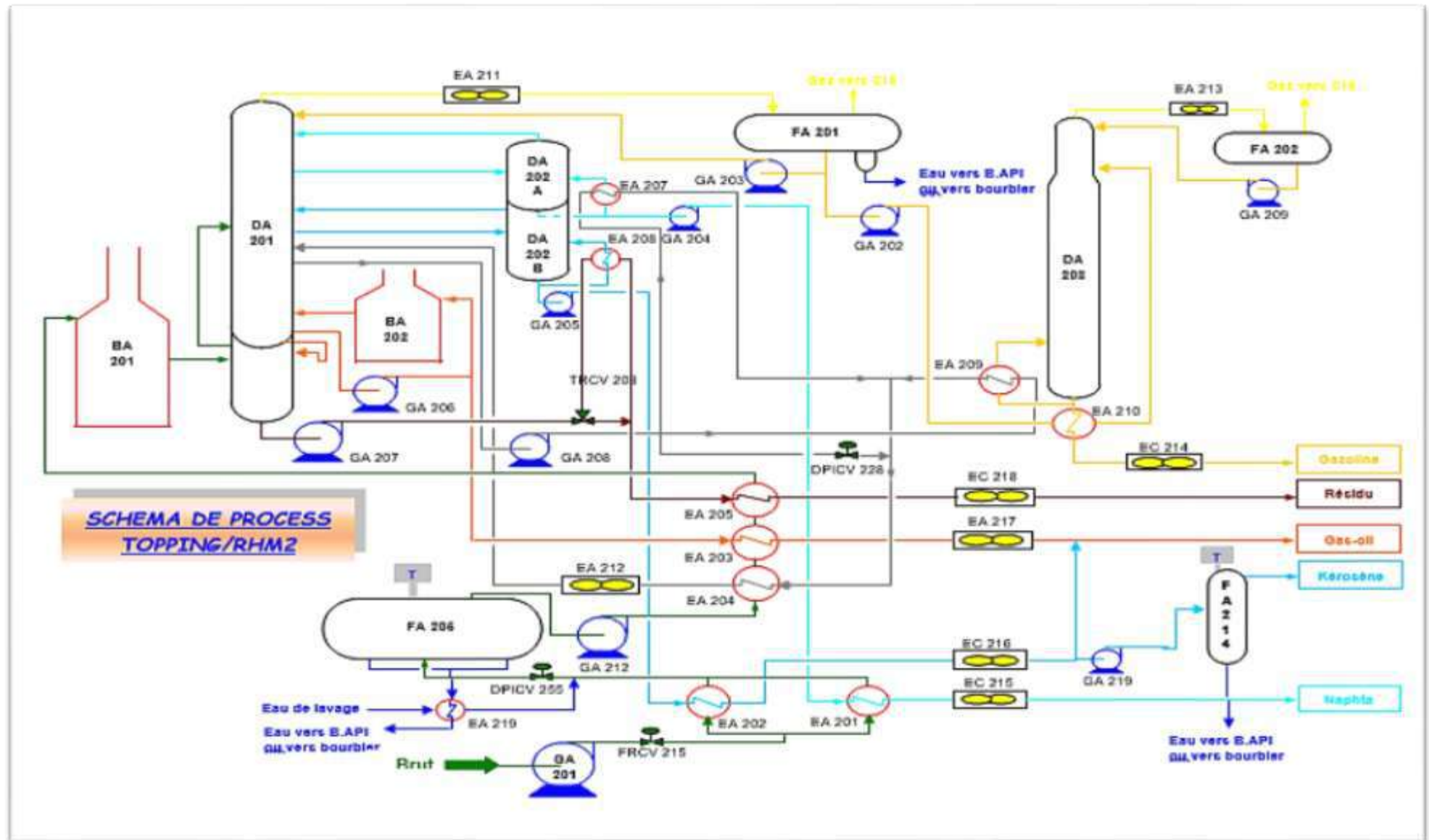


Figure IV.I.3 Schéma de process TOPPING de RHM2. [12]

Tableau IV.1.1 Le rendement de l'unité Topping (design).

<i>Coupes</i>	<i>% poids</i>	<i>Tonnes/an</i>	<i>Densité</i>
Légers	3,79	40 600	
Gasoline (C5/80)	9,01	96 500	0,6680
Naphta (80/160)	19,28	206 400	0,7440
Kérosène(160/250)	20,71	221 700	0,8020
Gas-oil (250/375)	21,56	230 800	0,8700
Résidu (375+)	25,65	274 600	
	100%	1070 600	

IV.1.4.2 Section U300 :

Le prétraitement du naphta est un procédé d'hydrosulfurage, le but du prétraitement est de réduire la quantité de soufre, ainsi que d'autres impuretés tel que : (l'azote, oxygène, arsenic etc....) afin d'éviter l'empoisonnement du catalyseur du reforming. Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : CoMo/Al₂O₃. [12]

IV.1.4.2.1 Description de l'unité

La charge de la section pré-traitement provenant d'un bac de naphta est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA301 avec un débit ($\leq 1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$) d'hydrogène provenant du compresseur GB 801 du reforming.

Ce mélange (Naphta+H₂) est préchauffé dans une batterie d'échangeurs (EA301A-B-C) par l'effluent sortie réacteur K301 à $\sim 230^\circ\text{C}$, puis chauffé dans le four BA301 à $\sim 320^\circ\text{C}$ (t° requise pour la réaction de désulfuration) avant de rentrer dans le réacteur catalytique K301.

L'effluent sortie réacteur est refroidi à environ 40°C dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC302A-B) après avoir cédé ses calories à la charge dans une série d'échangeurs (EA301A-B-C et EA304), puis flashé dans le ballon séparateur FA301; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon FA301 à 20 bars vers torche ou fuel gas.

La phase liquide est strippée dans une colonne (DA 301) de 28 plateaux à clapets après avoir été préchauffée à $\sim 95^\circ\text{C}$ dans l'échangeur EA 304 par l'effluent sortie réacteur K301.

Le fond de la colonne DA301 est repris par la pompe GA303 pour être réchauffé à $\sim 220^\circ\text{C}$ dans le four BA302 pour servir de charge au reforming.

Les vapeurs de tête de la colonne DA301 sont refroidies dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC303A-B), puis condensées et séparées dans le ballon FA302 ; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon à 7,5 bars vers torche ou vers fuel-gas et la phase liquide est envoyée en totalité comme reflux de tête de la colonne à l'aide de la pompe GA302. [12]

Le but du pré-traitement est d'éliminer les principaux poisons contenus dans la charge (tels que : soufre, composés azotés, oxygène arsenic etc...) et donc d'allonger la durée de vie du catalyseur du reforming. [12]

Ces poisons sont transformés en produits éliminatoires ou retenus sur le catalyseur du pré-traitement.

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur PROCATALYSE HR 306 Il se présente sous forme d'extrudé d'alumine de très haute pureté de 1,2 mm de diamètre, imprégnés d'oxydes de Cobalt et de Molybdène. [12]

IV.1.4.2.2 Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du pré-traitement :

- Réaction de désulfuration
- Réaction de dénitrification
- Réaction de désoxygénation
- Réactions diverses

IV.1.4.3 Section U800 :

La matière première de cette section c'est le naphta désulfuré, le but du reforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octanes en hydrocarbures a nombre d'octane élevés, ces deniers forment la base d'une essence normale ou super. Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : Pt/ Al₂O₃.

IV.1.4.3.1 Description de l'unité

La capacité annuelle de production de la section réforming (design) est de : 100 000 tonnes de réformât.

Le but du réforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octanes en hydrocarbures à nombre d'octanes élevés.

Le nombre d'octanes d'une essence est une caractéristique fondamentale pour un carburant, son augmentation permet d'augmenter le rapport de compression des moteurs, et donc d'améliorer leurs performances.

La charge désulfurée est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA801 avec (~25.103 Nm³) d'hydrogène provenant du compresseur volumétrique (GB801).

Le mélange qui constitue la charge des réacteurs est préchauffé dans une série d'échangeurs (EA803 A-B et EA801) par échange thermique à $\sim 390^{\circ}\text{C}$ avec les effluents des réacteurs, puis chauffée dans le premier four BA 801 à $\sim 500^{\circ}\text{C}$ avant de pénétrer dans le premier réacteur K801, puis le même cycle successif

(BA 802 \longrightarrow K802 \longrightarrow BA803 \longrightarrow K803).

Ce processus étant endothermique c'est pour cela qu'il est nécessaire de réchauffer le mélange au cours de la réaction pour maintenir un niveau de température suffisant dans les réacteurs.

A la sortie du dernier réacteur, les effluents sont d'abord refroidis à $\sim 346^{\circ}\text{C}$ dans l'échangeur EA 801 pour céder leurs calories à la charge des réacteurs.

Une partie des effluents est utilisée pour le rebouillage du fond de colonne dans le rebouilleur EA 802 à $\sim 210^{\circ}\text{C}$ pour le réglage de la TVR du réformat.

Les effluents mélangés sont refroidis à $\sim 160^{\circ}\text{C}$ dans une batterie d'échangeurs (EA803A-B) pour céder leurs calories à la charge, puis refroidis dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC 804 A-B) avant d'être flashés dans un ballon séparateur vertical (FA801).

La phase gazeuse riche en hydrogène ($\sim 80\%$), une partie est reprise par l'un des compresseurs volumétrique GB801 pour être mélangée avec la charge au refoulement de la pompe de charge et l'autre partie (issue de la régulation de la PRCV 844) est envoyée au pré-traitement sous régulation de pression du ballon FA801 à 20 bars pour être mélangée avec la charge de naphta du pré-traitement.

Le stockage d'hydrogène nécessaire au démarrage de l'unité de réformant se fait dans un ballon FA 807 d'une capacité de 50 Nm³ à l'aide d'un compresseur volumétrique à membrane (GB 802) lorsque la pression du ballon est inférieure à 45 bars.

La phase liquide (réformat non stabilisé) qui constitue la charge de la colonne de stabilisation DA 801 est préchauffée à $\sim 150^{\circ}\text{C}$ dans une batterie d'échangeurs (EA805A-B) par le fond de la colonne, stabilisée dans une colonne (DA801) de 29 plateaux à clapets, puis envoyée au stockage après refroidissement dans un aéro-réfrigérant à air humidifié (EC807) pour servir à la préparation des essences.

Le rebouillage fond de colonne DA 801 se fait par une partie des effluents sorties réacteurs dans le rebouilleur EA801 à $\sim 210^{\circ}\text{C}$ sous contrôle d'une TRCV (vanne à 03 voies) pour le réglage de la tension de vapeur du réformat.

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA801 sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifiés (EC806 A-B) puis condensées et séparées dans le

ballon FA802 ; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon à 15 bars vers fuel gaz ou vers torche. La phase liquide, une partie est envoyée comme reflux de tête à l'aide de la pompe GA802 et l'autre partie est envoyée au CIS (3^{ème} étage) ou vers torche. [12]

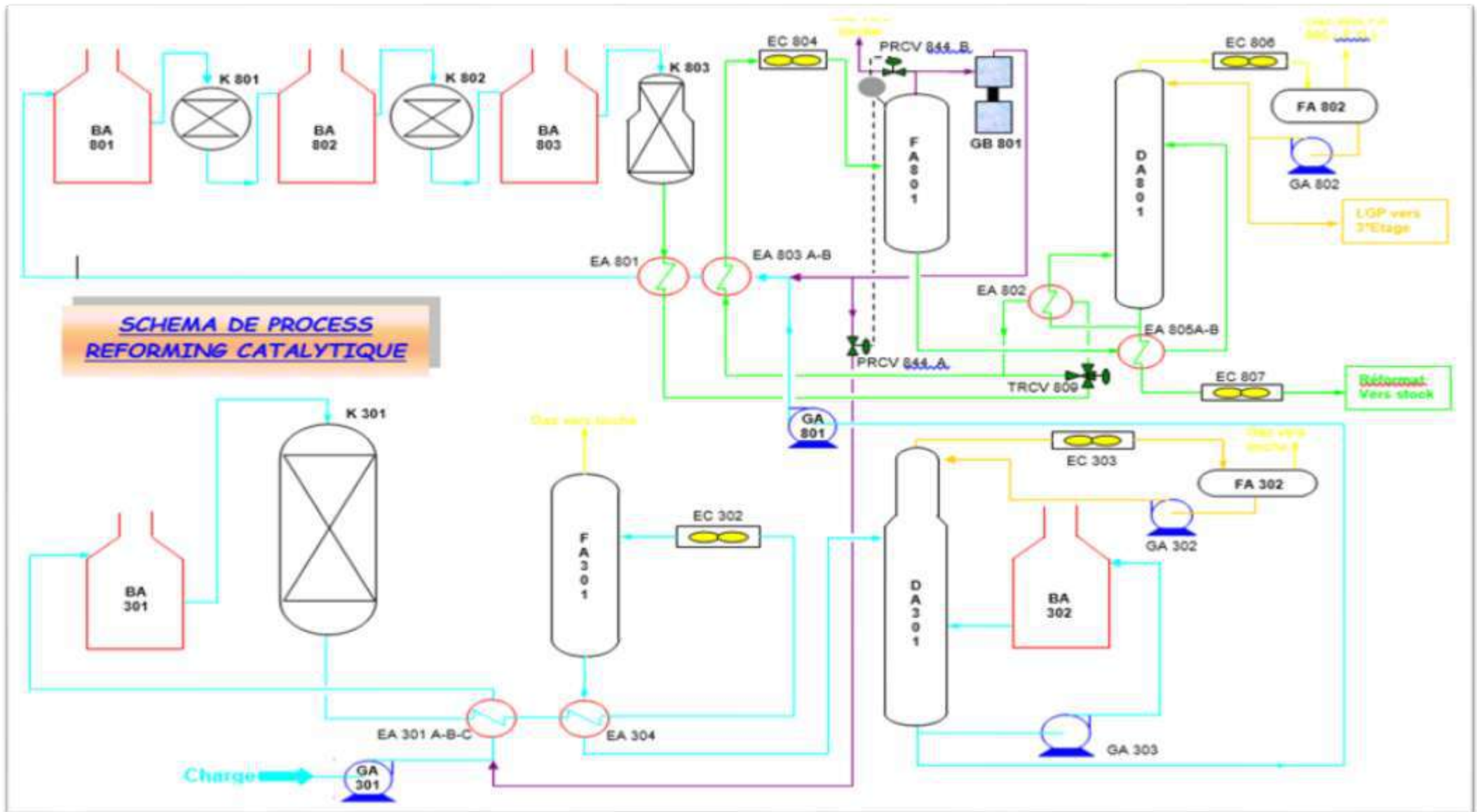


Figure IV.I.4 Schéma de process Reforming Catalytique. [12]

IV.1.4.4 Section U900 :

Seize (16), est le nombre des réservoirs installés pour satisfaire à cette opération. Il s'agit uniquement du stockage des produits de la raffinerie, la charge brut d'alimentation provient directement du centre (CIS) sans être stockée. [12]

Tableau IV.1.2 Bac de stockage de la raffinerie.

Bac (RS)	Volume (m ³)	Toit	contenu
903	2520	Flottant	Reformat
904	--- '---	--- '---	Gasoline
905	--- '---	--- '---	Naphta
906	--- '---	--- '---	Reformat
907	--- '---	--- '---	--- '---
908	--- '---	--- '---	--- '---
909	--- '---	--- '---	Ess,nor
910	--- '---	--- '---	--- '---
911	--- '---	--- '---	Reformat
912	--- '---	--- '---	Ess,sup
913	--- '---	--- '---	Kéroséne
914	--- '---	--- '---	--- '---
915	16620	Fixe	Gasoil
916	--- '---	--- '---	--- '---
917	--- '---	--- '---	--- '---
918	2520	Flottant	Kéroséne

Chaque bac est équipé par des conduites d'entrée et de sortie des produits remarquées à son bas, un système d'eau et de mousses d'incendie sur son périmètre supérieur, ainsi, un compteur au pied des bacs indique le niveau du liquide prélevé par l'opérateur stockage chaque quatre heures. [12]

Ces bacs reçoivent les produits de la raffinerie puis les expédiés vers la rampe de chargement de Naftal.

Donc, ces derniers peuvent être en trois positions :

- Jet : Réception des produits des unités.
- Réserve : (Restitution) contient des produits prêts à l'utilisation.
- Livraison : Vers la rampe de chargement.



Figure IV.I.5 Bac de stockage

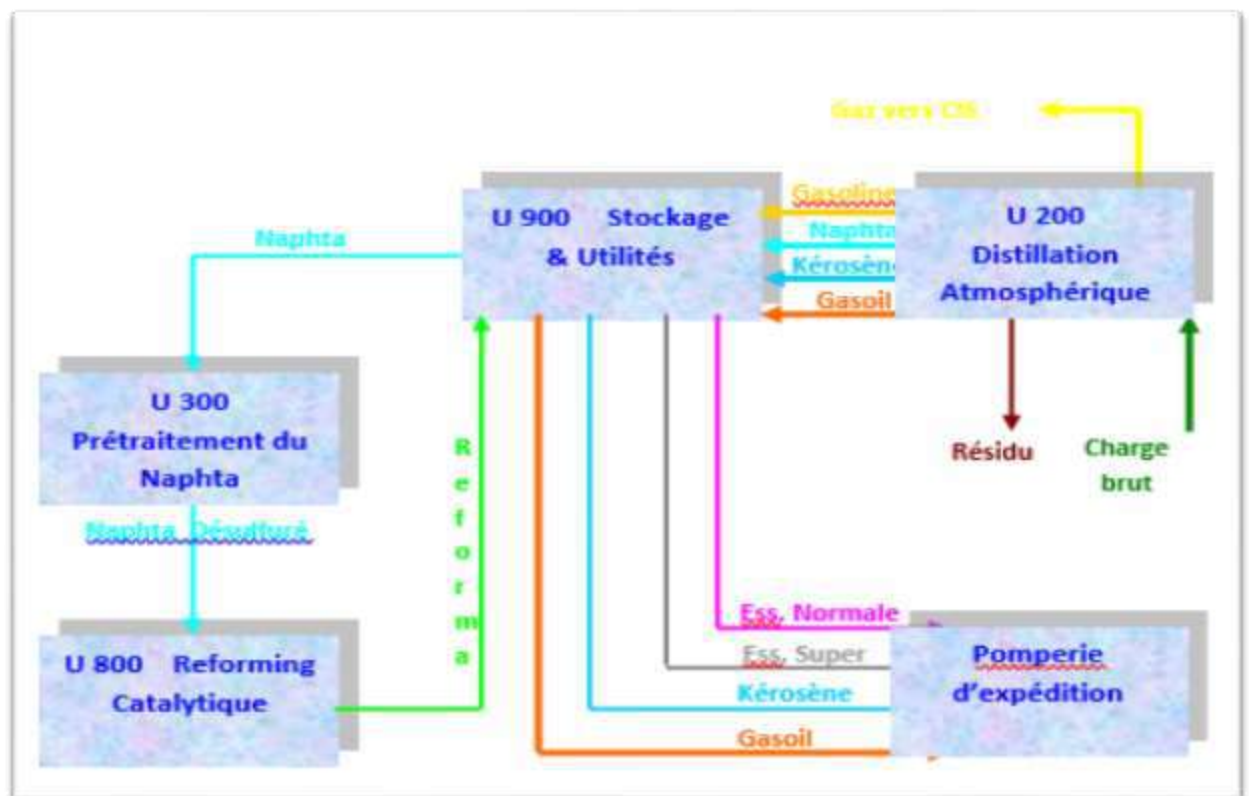


Figure IV.I.3 Schéma synoptique de la raffinerie. [12]

***Analyse de performance et évaluation
du dessaleur électrostatique de l'unité
"Topping"***

IV.2.1. Introduction :

Le pétrole brut doit être soumis à des procédés de traitement adéquats afin de produire un brut conforme aux spécifications requises. La présence d'une émulsion d'eau salée dans le pétrole brut a des répercussions néfastes sur les équipements de traitement ainsi que sur le transport du brut en raison du risque de corrosion. Pour ces raisons, le système de séparation et de stabilisation de l'huile est équipé d'un dessaleur électrostatique. Notre objectif est de vérifier les calculs de la section de dessalage du pétrole brut et d'étudier l'impact des variables opérationnelles du dessalage sur l'efficacité du dessaleur.

À cet égard, nous avons entrepris les analyses, les études et les calculs nécessaires pour évaluer l'efficacité de cette opération.

IV.2.2 Résultat des analyses de brut :

IV.2.2.1 Contrôle de salinité:

La salinité du brut a une influence directe sur les équipements utilisés ainsi que les colonnes de distillation. Une salinité du brut après dessalage dépassant la norme (<10ppm) peut causer un bouchage au niveau des échangeurs ainsi qu'une corrosion au niveau des têtes de colonnes de distillation. [2]

Nous avons fait une analyse de salinité sur 08 jours et les résultats obtenus sont représentés dans la courbe suivant :

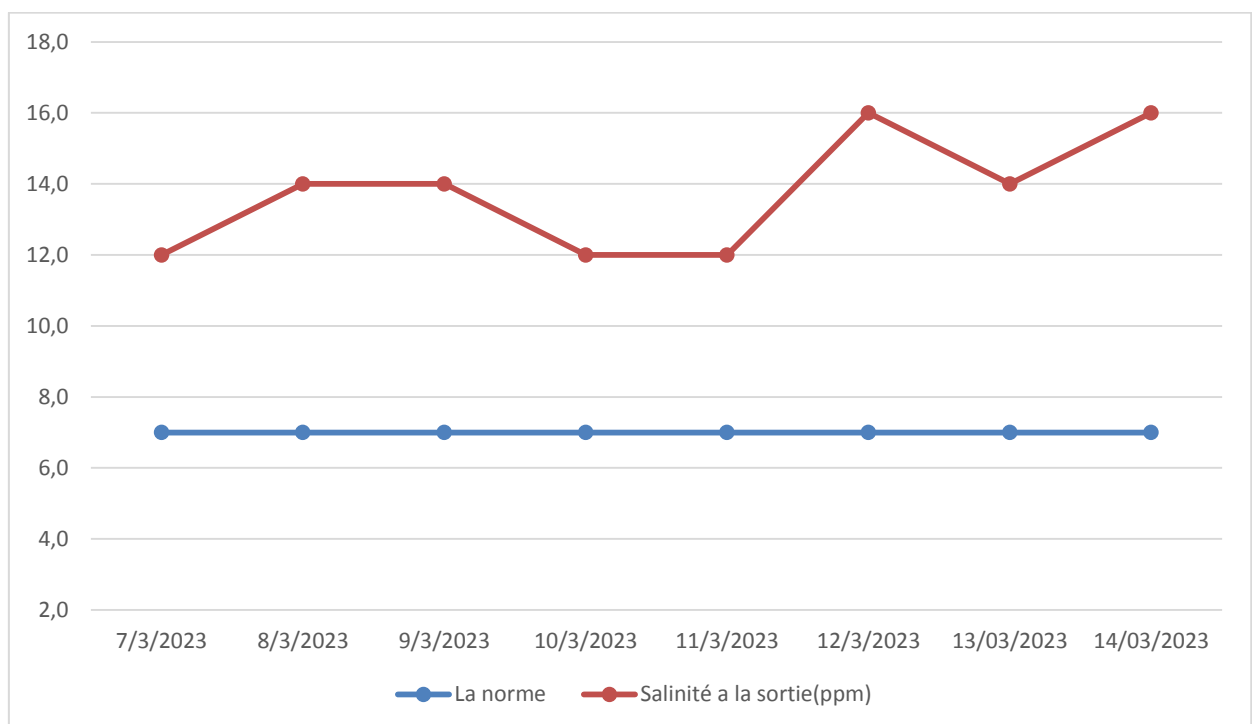


Figure IV.2.1 Taux de la salinité à la sortie

Le taux de salinité après dessalage est largement au-dessus de la norme fixée à 7 ppm ceci indique la présence de grandes quantités de sels qui persistent même après avoir procédé au dessalage.

Les résultats d'analyses de salinité nous ont amenés à vérifier la performance du dessalage en visant les paramètres de marche du dessaleur.

IV.2.2.2. Analyse de l'eau :

IV.2.2.2.1. Taux d'injection :

Le lavage du brut se fait sous l'effet d'un champ électrique, ceci consiste à favoriser le phénomène d'émulsion afin de dissoudre les sels contenus dans le brut, d'où l'importance de la quantité et de la stabilité de l'eau injectée. Un taux d'injection insuffisant conduira à une diminution importante du rendement de dessalage, tandis que l'instabilité de l'eau utilisée conduira à une saturation du brut en sel. [10]

Nous avons calculé le taux d'injection d'eau en utilisant le débit de pétrole brut, méthode de calcul expliquée comme suit :

$$170 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 100\%$$

$$7,5 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow x$$

$$X = 4,4\%$$

La figure permet de distinguer la différence entre le taux d'injection calculés et le taux d'injection optimale.

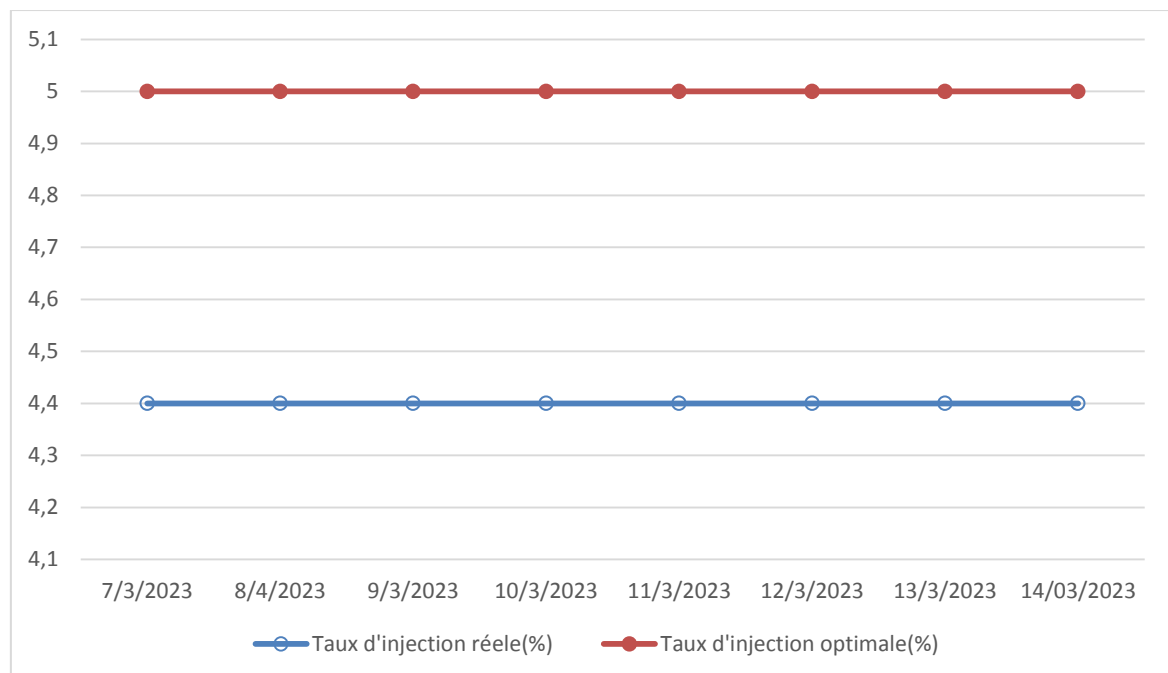


Figure IV.2.2 Evolution du taux d'injection réel par rapport au taux d'injection optimal.

Nous notons que le taux d'injection d'eau est constant et inférieur au taux d'injection optimal, ce qui signifie que la quantité d'eau est faible.

Un débit insuffisant d'eau de lavage compromet l'efficacité du processus de dessalage en limitant le nombre de gouttes d'eau en contact avec le sel présent dans le pétrole brut. Pour pallier cette situation, il est envisageable d'augmenter le nombre de gouttes d'eau formées. Cependant, cette augmentation entraîne une réduction de leur taille, ce qui favorise la stabilité de l'émulsion et rend la séparation plus difficile. [2]

Un débit d'eau de lavage trop important rend le dessalage plus efficace.

V.1.2.2.2. Qualité d'eau

- **Calcule l'indice de saturation et stabilité**

Calcule l'indice de stabilité est donne par la formule et celui de saturation par la formule.

Pour calculé l'indice de stabilité et saturation on a besoin de calculer le pHs par la formule suivante :

$$\text{pHs} = (9,3 + A + B) - (C + D)$$

Les constantes A, B, C et D nous les avons obtenues à partir de l'annexe et des analyses faites sur l'eau de lavage.

Après avoir déterminé le pHs nous avons calculé l'indice de stabilité et de saturation à l'aide de la formule suivante.

$$\text{Indice de stabilité} = 2\text{pHs} - \text{pH}$$

$$\text{Indice de saturation} = \text{pH} - \text{pHs}$$

Le pétrole brut est lavé par un champ électrique afin d'éliminer les sels, voici l'importance de la quantité et de la qualité de l'eau injectée. Un taux d'injection insuffisant réduction significative de l'efficacité du dessalement, alors que l'eau instable utilisée Il saturera de sel le pétrole brut.

Le tableau suivant rassemble les constantes obtenues et montre les résultats de la qualité de l'eau de lavage.

Tableau IV.2.1. Les constantes obtenues

Variables	Valeurs
A	0,2
B	1,8
C	2,6
D	2,2
pHs	6,5
pH	7,59

Calcule l'indice de saturation et de stabilité:

- Indice de stabilité = $2(6,5) - 7,59$

Indice de stabilité = 5,41

- Indice de saturation = $7,59 - 6,5$

Indice de saturation = 1.09

Après le calcul, nous avons constaté que **pH > pHs** donc l'eau est incrustante.

L'indice de stabilité est entre 5.0 et 6.0, d'après l'annexe l'eau est faiblement incrustante.

IV.2.2.3. Niveau d'interface

La régulation du niveau d'eau est très importante dans le fonctionnement d'un dessaleur :

- un niveau d'interface trop élevé a fait baisser le temps de décantation et réduit le temps de séjour du brut et conduit à des entraînements d'eau dans le brut.
- un niveau d'interface trop bas réduit le temps de séjour de l'eau et conduit à des entraînements de brut dans l'eau sortie dessaleur, laquelle est dirigée vers le Traitement des Eaux, ce qui provoquera un court-circuit au niveau du dessaleur.[2]

Toute variation significative du niveau d'eau modifie le champ primaire et perturbe la coalescence électrique.[3]

IV.2.2.4. Calcul de la vitesse de décantation

La vitesse de décantation elle est calculée par la formule de STOKES [3] :

$$V_d = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d_e - d_b}{d_b} \frac{D_p \cdot g}{\phi}}$$

- d_e : La densité de l'eau (kg/m³).
- d_b : La densité du brut (kg/m³).
- D_p : Le diamètre de la particule d'eau (m).
- g : l'accélération de l'apesanteur (m/s²).
- ϕ : Le coefficient de résistance.

Pour calculer la vitesse de décantation nous avons déterminé le coefficient de résistance ϕ .

V.1.2.4.1. Calcul du coefficient de résistance ϕ

Le calcul du coefficient de résistance nécessite la détermination du régime d'écoulement.

Le régime d'écoulement est déterminé par le calcul du nombre de Reynolds qui est donné par la relation suivante :

$$Re = \frac{V_d \cdot D_p}{\vartheta}$$

- V_d : La vitesse de décantation (m/s).
- D_p : Le diamètre de la particule d'eau (m).
- ϑ : La viscosité cinématique du brut (cst).

Le tableau donne les valeurs de ce coefficient selon le régime d'écoulement :

Tableau IV.2.2 Coefficient de résistance en fonction du régime d'écoulement.

Régime d'écoulement	n Reynold	ϕ
Laminaire	$Re \leq 0,2$	$\frac{24}{Re}$
transitoire	$0,2 < Re < 500$	$\frac{18,5}{Re^{0,6}}$
turbulent	$Re \geq 500$	44

Nous avons supposé que le régime d'écoulement dans le dessaleur est laminaire. Nous avons ensuite vérifié cette hypothèse.

La valeur du coefficient de résistance pour un régime laminaire est égale à $\frac{24}{Re}$

Donc l'équation de la vitesse de décantation de STOKES devient :

$$V_d = \frac{1}{18} \frac{d_e - d_b}{d_b} \frac{D_p^2 g}{\eta}$$

D'après l'équation la vitesse de décantation dépend de la viscosité et la densité de l'eau et du brut à la température de marche.

IV.2.2.4.2 Calcul la viscosité à $T = 72^\circ\text{C}$:

Connaître la viscosité à deux températures différentes permet de connaître la viscosité à n'importe quelle température à partir la loi de GOSS suivant :

$$\log \frac{\vartheta_{T1}}{\vartheta_{T2}} = R \log \frac{T2}{T1}$$

La viscosité a est déterminée au niveau du laboratoire à 20°C et 38°C , ceci nous a amené à calculé la viscosité à $T = 72^\circ\text{C}$.

La viscosité à 20°C : $\vartheta_{20^\circ\text{C}} = 2,2087$ cst.

La viscosité à 38°C : $\vartheta_{38^\circ\text{C}} = 2,0004$ cst.

On détermine d'abord le coefficient « R »

$$R = \log \frac{\vartheta_{T1}}{\vartheta_{T2}} / \log \frac{T2}{T1}$$

$$\Rightarrow R = \log \frac{2,2087}{2,0004} / \log \frac{38}{20} \Rightarrow R = 0,154$$

Donc la viscosité du brut a $T = 72^\circ\text{C}$ sera

$$\log \frac{\vartheta_{20^\circ\text{C}}}{\vartheta_{72^\circ\text{C}}} = R \log \frac{72}{20} \Rightarrow \log \vartheta_{72^\circ\text{C}} = \log \vartheta_{20^\circ\text{C}} - R \log \frac{72}{20}$$

$$\log \vartheta_{72^\circ\text{C}} = 2,2087 - 0,154 \log \frac{72}{20}$$

$$\log \vartheta_{72^\circ\text{C}} = 0,258$$

donc la viscosité du brut a $T = 72^\circ\text{C}$ est :

$$\vartheta_{72^\circ\text{C}} = 1,8113 \text{ cst}$$

V.1.2.4.3. Déterminée la densité de brut et de l'eau a $T = 72^{\circ}\text{C}$:

Pour déterminer les densités il faut d'abord déterminer ses densités à 20°C .

a) La densité de brut a $T = 72^{\circ}\text{C}$:

La densité trouvée au laboratoire à $d_{b20^{\circ}\text{C}} = 0,8020$

La densité à une température quelconque est donnée par la formule suivante [4] :

$$d_4^T = d_4^{20} - \alpha(T - 20)$$

le coefficient α calculé par la loi suivante :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132d_4^{20}$$

Donc :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132d_4^{20}$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132(0,7984)$$

$$\alpha = 7,9636 \cdot 10^{-4}$$

Donc la densité a 72°C sera :

$$d_4^{72} = d_4^{20} - \alpha(72 - 20)$$

$$d_4^{72} = 0,8020 - 7,9636 \cdot 10^{-4}(72 - 20)$$

$$d_4^{72} \text{ brut} = 0,7606$$

b) Densité de l'eau a 72°C :

Densité de l'eau a 20°C $d_4^{20} = 0,998$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132d_4^{20}$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132(0,998)$$

$$\alpha = 5,1064 \cdot 10^{-4}$$

$$d_4^{72} = d_4^{20} - \alpha(72 - 20)$$

$$d_4^{72} = 0,998 - 5,1064 \cdot 10^{-4}(72 - 20)$$

$$d_4^{72} \text{ eau} = 0,9714$$

Le diamètre de la gouttelette d'eau qui est de $d_g = 9,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}$.

$$V_d = \frac{1}{18} \times 9,81 \times \frac{0,9714 - 0,7606}{0,7606} \frac{(9,4 \cdot 10^{-5})^2}{1,8113 \cdot 10^{-6}} = 7,368 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$V_d = 7,368.10^{-4} \text{ m/s}$$

- Vérification de régime

$$Re = \frac{V_d \cdot D_p}{\vartheta} = \frac{7,368.10^{-4} \cdot 9,4.10^{-5}}{1,8113.10^{-6}} = 0,0382.$$

$Re < 0,2$ donc le régime d'écoulement laminaire.

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

IV.2.2.5 Temps de décantation et temps de séjour

Il est très important de calculer le temps de décantation, car un temps de décantation inférieur au temps de séjour indique l'absence d'entraînement des particules d'eau dans le pétrole brut.

a) calcul du temps de décantation

La formule suivante permet de calculer le temps de décantation :

$$T_d = \frac{L}{V_d}$$

- T_d : Temps de décantation.
- L : La distance entre l'électrode basse et l'interface (m).
- V_d : La vitesse de décantation.

Donc :

$$T_d = \frac{0,127}{7,368.10^{-4}} = 2,87 \text{ min}$$

$$T_d = 2,87 \text{ min}$$

b) calcul le temps de séjour :

La formule suivante permet de calculer le temps de séjour :

$$T_s = \frac{V}{Q_t}$$

- T_s : Le temps de séjour.
- V : Le volume de la capacité du dessaleur (m^3).
- Q_t : Le débit total de la charge (m^3/h).

Donc :

$$T_s = \frac{30,510}{177,5} = 0,171 \text{ h.}$$

$$T_s = 10,31 \text{ min}$$

Le temps de décantation qui est de 2,87 min est inférieur au temps de séjour qui est de 10,31 min, ceci traduit l'absence d'entraînement des particules d'eau dans le brut lors du dessalage.

IV.2.2.6. Taux de désémulsifiant

Les taux d'injection couramment pratiqués varient de 3 à 5 ppm masse par rapport au brut. Cependant, cette valeur est fonction des conditions opératoires, du type de brut (asphaltènes, densité, viscosité, ...) et peut être augmentée avant un changement de charge, période transitoire où les modifications de conditions opératoires favorisent la création d'une émulsion à l'interface eau-brut.

Dans ce cas, il n'y a pas de taux d'injection de désémulsifiants qui mène à une épaisse couche d'émulsion.

Une épaisse couche d'émulsion peut provoquer un mauvais fonctionnement dans le procédé de dessalage électrostatique.

IV.2.2.7. Température de chauffe

La température de chauffe a un impact direct sur la décantation des sels lors du dessalage, de fait une température élevée accroîtra la vitesse de décantation. C'est pourquoi il est indispensable de maintenir une température de chauffe assez suffisante afin d'éviter l'élévation de la viscosité qui pourrait nuire à la stabilisation de l'émulsion créée lors du dessalage.[10]

Une température de charge du brut :

- Trop basse augmente la viscosité et gêne la décantation.
- Trop haute rend le brut trop conducteur, ce qui diminue l'efficacité du champ électrique. [3]

Nous avons enregistré différentes températures pendant 08 jours, et nous les comparerons avec la température, les résultats enregistrés sont montrés dans la courbe de la figure suivante:

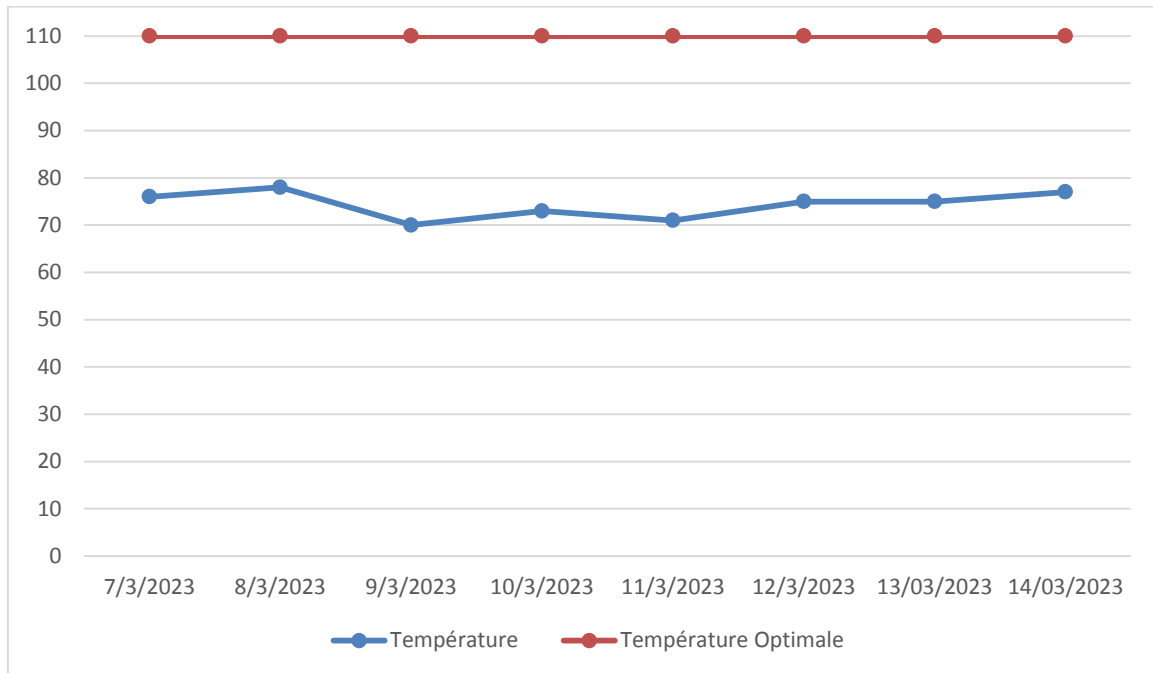


Figure IV.2.3. Evolution de la température dans le dessaleur par apport à la température optimal.

On observe que la température enregistrée dans le dessaleur varie entre 70 et 78 degrés Celsius, ce qui est nettement inférieur à la température optimale. Une basse température gêne la décantation.

IV.2.2.8. Efficacité du dessaleur :

Il est indispensable de connaître les performances optimales du dessinateur.

Pour vérifier qu'il fonctionne bien. Cela se traduit par le calcul d'une efficacité qui s'exprime par le ratio suivant :

$$Ef = \frac{S_e - S_s}{S_e} \cdot 100$$

- S_e : Le taux de salinité à la sortie du dessaleur (ppm).
- S_s : Le taux de salinité à la sortie du dessaleur (ppm).
- **Ef** : L'efficacité du dessaleur (%).

Nous avons calculé l'efficacité du dessaleur dû à partir des taux de salinité, les données et les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau IV.2.3 L'efficacité du dessaleur

La date	Salinité a l'entrée (ppm)	Salinité a la sortie (ppm)	Efficacité (%)
07/03/2023	22	12	45,45
08/03/2023	24	14	41,66
09/03/2023	26	14	46,15
10/03/2023	24	12	50
11/03/2023	22	12	45,45
12/03/2023	20	16	20
13/03/2023	18	14	22,22
14/03/2023	20	16	20

Après calcul d'efficacité, le diagramme suivant représente la comparaison entre l'efficacité calculée et l'efficacité optimale.

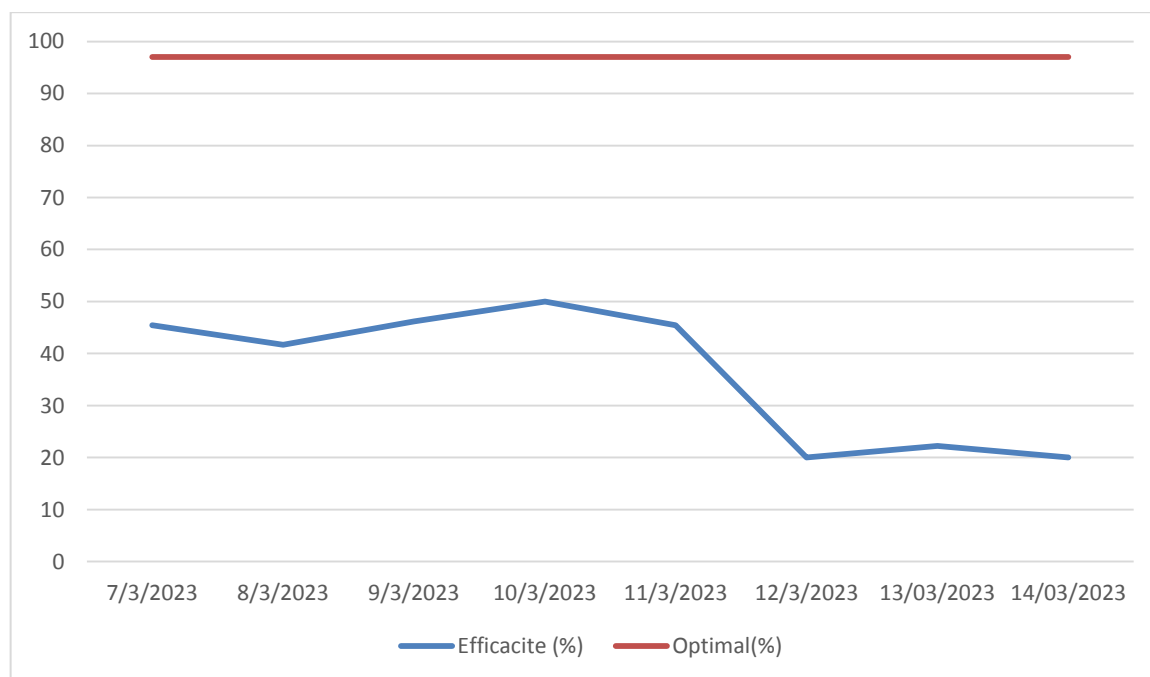


Figure IV.2.4. Evolution de l'efficacité de dessaleur par apport l'efficacité optimal.

Nous observons une très faible efficacité de dessaleur, avec une valeur maximale atteignant seulement 50%. Cela représente un écart important entre la valeur optimale et les valeurs enregistrées.

***Protection du Circuit de tête de
colonne de Distillation
Atmosphérique***

IV.3.1. Injection actuel

IV.3.1.1. Neutralisation par l'ammoniac

L'ammoniac NH_3 est une base volatile qui peut réagir avec HCl pour donner un sel gazeux, le chlorure d'ammonium NH_4Cl . [27]

Préparé en mélangeant dans un ballon l'ammoniac NH_3 avec l'eau pour donner une solution (NH_4^+ , OH^-).

La formation des gouttes d'eau liquide à très forte concentration en HCl , donc pH très bas et la solution très corrosive. [27]

IV.3.1.2. Injection d'inhibiteur de corrosion

Les inhibiteurs de corrosion réalisent une protection de surface destinée à empêcher l'attaque du métal par les agents corrosifs. [27]

L'inhibiteur de corrosion utilisé est **CHIMEC 1038**. Le débit d'injection est à régler en fonction du trafic en tête de colonne, c'est-à-dire en fonction du débit de reflux et du débit de coupe de tête.

IV.3.2. Verefication et controle de la corrosion

V.2.2.1 Mesure de pH dans le ballon de tête

On mesure le pH pour vérifier l'efficacité de neutralisation par l'ammoniac et vérifier la présence d' HCl dans l'eau.

IV.3.2.2 Mesure de la teneur en chlorure dans le ballon de tête

Les chlorures présents dans l'eau de tête peuvent avoir deux origines :

- chlorures de fer résultant de la corrosion.
- présence d' HCl dans l'eau.

Globalement, ils ont tous pour origine l'hydrolyse des sels non éliminés par le dessalage ou par la neutralisation. Toute dégradation de fonctionnement du dessaleur se traduit par une augmentation de la teneur en chlorures dans les eaux de tête. [27]

IV.3.2.3 Contrôle de la teneur en Fer dans les eaux du ballon de tête

La teneur en fer de l'eau du ballon reflète l'importance du phénomène de corrosion. Un traitement efficace peut permettre de maintenir des teneurs de l'ordre de ppm.

IV.3.3. Resultats des mesures

a) Mesure de pH

On a mesuré le pH pendant 08 jours, les résultats présentés dans le diagramme de la figure suivante :

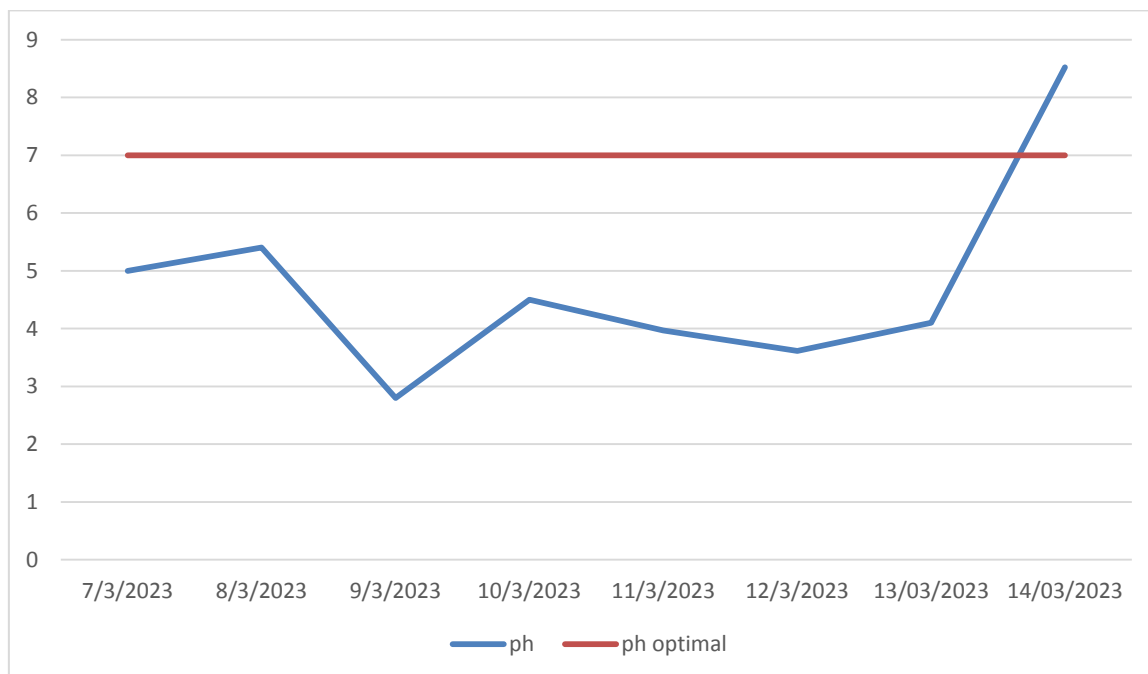


Figure IV.3.1 Evaluation de ph de la tête de colonne

Nous constatons que ph est inférieure à la valeur optimale, dans le troisième jour marque la plus basse valeur ph, tandis que le dernier jour montre une hausse au-dessus de la valeur souhaitée. Cette diminution entraîne une augmentation du taux de chlorure et aggrave les processus de corrosion.

b) Mesure de la teneur en Chlorure dans le ballon de tête :

Les résultats d'analyses de la teneur en Chlorure pendant 06 jours présentés dans le diagramme de la figure suivante :

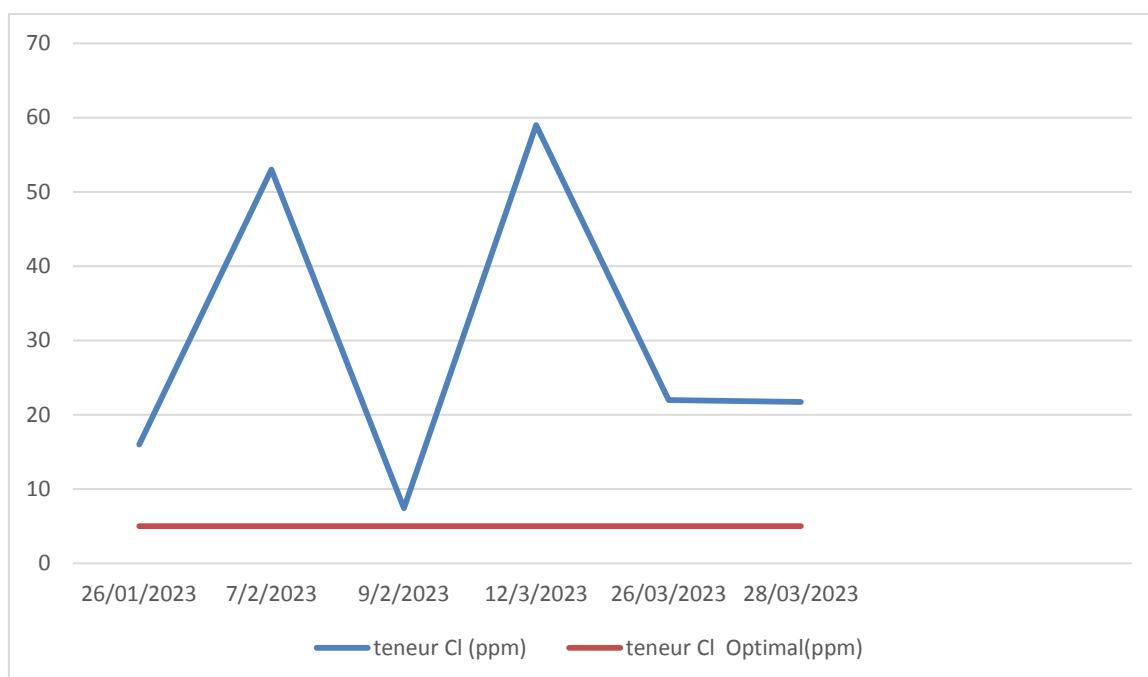


Figure IV.3.2 Evaluation de teneur en chlorure du tête de colonne.

On remarque que la teneur de chlorure de Première jour est d'environ 15ppm puis s'augmente jusqu'à 54ppm et diminue à une valeur minimale de 5ppm dans le troisième jour. Aussi On trouve atteigne une valeur maximale de 59 ppm au 4 jour et diminue au 22 ppm et stabilise au cette valeur dans les derniers deux jours.

Cela est dû à des valeurs de ph plus faibles, entraînant une valeur de chlore plus élevée.

c) Contrôle de la teneur en Fer dans les eaux du ballon de tête :

Les résultats d'analyses de la teneur en Fer pendant 06 jours présentés dans le diagramme de la figure suivante :

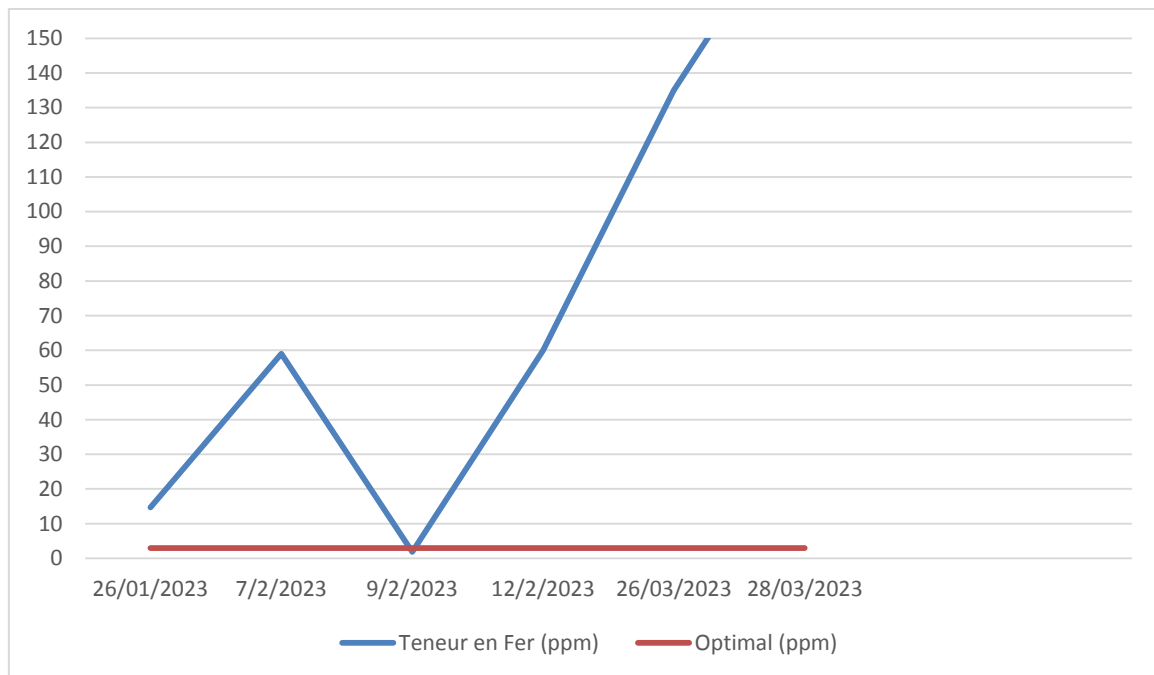


Figure.IV.3.3 Evaluation de teneur en fer du tête de colonne

L'observation révèle que la teneur de fer au jour initial est de 15 ppm. Celle-ci augmente progressivement jusqu'à atteindre 60 ppm, puis diminue jusqu'à un minimum de 1 ppm, pour ensuite augmenter à nouveau jusqu'à atteindre une valeur maximale de 140 ppm.

Cela est dû à des valeurs de chlore plus élevée, entraînant une valeur de fer plus élevée

IV.3.4 Incidents Précédents

Après avoir consulter l'historique de marche de la raffinerie nous avons constaté les incidents suivants :

- Percement fréquent des batteries de condenseur de la tête de la colonne de distillation DA201 (EA211 A, B, C, D, E, F).
- Percement fréquent l'aspiration de la pompe GA203 aliment la colonne DA203 de stabilisation de la gasoline.

Ces incidents due à :

- La forte acidité au milieu de tête de la colonne de distillation c a d pH inferieur a 6
- Mauvaise efficacité de dessaleur qui provoque l'entrainement des sels minéraux en aval.
- Bouchage fréquent de diffuseur de ballon d'ammoniac FA203, et ce due à la cristallisation par passage gaz-liquide.

IV.3.5. Les Inconvénients de l'ammoniac

- L'ammoniac est un gaz toxique et son processus de transport vers la raffinerie sont difficiles et dangereux.
- La solution est difficile à préparer car elle contient un gaz toxique.
- Bouchage fréquent de diffuseur de ballon d'ammoniac FA203, et ce due à la cristallisation gaz-liquide.

IV.3.6. Recommandations :

- Augmenter le taux de l'eau de lavage jusqu'à 5 % pour favoriser la diffusion et la solubilité des sels (augmenter le nombre et la taille des gouttelettes d'eau dans le brut dans le but d'augmenter la vitesse de coalescence et la décantation).
- Changer la qualité d'eau (l'eau traitée au lieu l'eau ambien).
- Changement de l'échangeur hors service EA219 dégradé par un nouvel échangeur à condition que la qualité de l'eau soit changée (eau traitée au lieu l'eau ambien) pour éviter l'encrassement de l'échangeur.
- Injecter un agent désémulsifiant afin de désactiver l'agent émulsifiant naturel et d'obtenir des émulsions moins stables et faciles à détruire.
- Remplacer l'ammoniac par un autre neutralisant, NALCO par exemple.

Conclusion générale

Conclusion générale

L'objectif de notre étude était d'identifier la principale cause de corrosion et de réduire son impact sur les équipements de l'unité "Topping". Par la suite, nous avons proposé des solutions spécifiquement adaptées à l'emplacement et aux équipements de cette unité. [2]

L'étude entreprise concerne la section de dessalage pour éliminer les sels contenus dans le pétrole brut à fin d'éviter les problèmes de corrosion, et d'encrassement des équipements pétroliers qui sont situés en aval du dessaleur.[1]

Les résultats de notre analyse sur le dessaleur ont révélé que la présence excessive de sels constitue la principale cause de ce phénomène. En effet, une concentration de sel dépassant les normes établies indique un dysfonctionnement du dessaleur, entraînant une inefficacité par rapport à la conception prévue. À la suite de nos calculs, nous avons conclu que cette diminution des performances est attribuable à une injection d'eau insuffisante, avec un taux ne dépassant pas 4,4 %. Par ailleurs, la mauvaise qualité de l'eau utilisée lors du processus de lavage du brut a également contribué à cette problématique.

L'optimisation de ces paramètres permet d'accroître l'efficacité du dessalage, en atteignant les valeurs requises selon la conception, tout en réduisant la concentration de sel et en minimisant les effets de corrosion.

Les résultats de nos analyses sur la tête de la colonne ont prouvé le mauvais fonctionnement de l'ammoniac et les effets négatives sur les équipements et le procès, donc il faut remplacer par un autre neutralisant pour protéger la tête de la colonne et les équipements contre la corrosion et pour obtenir les produits dans les normes commerciales mondiale.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] AD Bachir et AMOR Bachir, Optimisation des paramètres de fonctionnement d'un procédé de dessalage de l'unité traitement brut sud à Hassi Messaoud (UTBS). [mémoire Master]. Biskra : Université Mohamed Khider, Faculté des Sciences et de la technologie 2013.
- [2] Laouar Staihi Afaf Etude et analyse de la performance du dessaleur électrostatique de l'unité « Topping » - Raffinerie de Skikda, [mémoire Master]. Annaba : Université Badji Mokhtar-Annaba, Faculté des Sciences de l'Ingéniorat 2018.
- [3] J.P. WAUQUIER. Le raffinage du pétrole brut. Procédé de séparation. Édition Technip. Tome 2. (1998).
- [4] BOUKHADRA Abdeldjalil et MENIDJEL Raid, Traitement du pétrole brut de GBRS(Touggourt) et étude de l'influence de différents paramètres sur l'opération de dessalage [mémoire Master]. Guelma : Université 8 Mai 1945, Faculté des Sciences et de la Technologie 2022.
- [5] BENLAGHA Mohammed Issam et ROUAG Mahmoud, L'impact de modification des paramètres opératoires d'un dessaleur.[mémoire Master].Ouargla : UniversitéKasdiMerbahOuargla, Faculté des hydrocarbures energies renouvelables et science de la terre et de l'univers 2020.
- [6] B. Boucecrima, A. Doubi et M. Zerrouk. Amélioration du procédé de dessalage des huiles par utilisation des désémulsifiants, I.C.I.C.U.Ouargla et C.R.D de HASSI MESSAOUD ; 2006.
- [7] Document de Total, Manuel de formation exploitation et production, les équipements, les dessaleurs, 2007 p24.
- [8] Miloud Salem - Oussama Kir - Tarek Reguig , Vérification du calcul de dessalage du pétrole brut dans l'unité de BIR SEBA [mémoire Master].Eloued : Université Echahid Hamma Lakhdar, Faculté de la Technologie 2019.
- [9] Ken Arnold et Maurice Stewart, Crude Oil Treating and Oil Desalting Systems, Chapitre 7, Surface Production Operations, AMEC Paragon, Houston, Texas, (2008) p 351–456.
- [10] Bouzerdab Sarra Khaldi Hanene, Vérification de la performance du dessalage électrostatique de l'unité « Topping » - Raffinerie de Skikda. [mémoire Master]. Guelma : Université 8 Mai 1945, Faculté des Sciences et de la Technologie 2019.

- [11] Azzedine Amel, le dessalage de pétrole brut a la nouvelle raffinerie Hassi Messaoud RHM2, [projet professionnel de fin de formation] Skikda, Institut Algerien Du Pétrole, Ecole de skikda 2018.
- [12] Manuel opératoire de Sonatrach, raffinerie de Hassi Messaoud RHM2.
- [13] Lionel FLESINSKI, étude de la stabilité des émulsions et de la rhéologie interfaciale des systèmes pétrole brut/eau : influence des asphaltènes et des acides naphthéniques. [Thèse de doctorat]. France : L'université de Pau et des Pays de l'Adour, Ecole doctorale des sciences exactes et de leurs applications. 2011
- [14] Mohamed Islam Houhou Islam Menfoukh Etude de l'efficacité d'un inhibiteur de corrosion MC6-MX1701 dans la région de Rhourde El Baguel [mémoire master] Ouargla : Université Kasdi Merbah Ouargla. Faculté des hydrocarbures énergies renouvelables. 2020/2021.
- [15] BOUTELDJA MALIKA CONTRIBUTION À L'ETUDE DE L'UTILISATION DES INHIBITEURS DANS LA LUTTE CONTRE LA CORROSION. [Mémoire master] Ouargla : Université Kasdi Merbah Ouargla. Faculté hydrocarbures énergies renouvelables
- [16] Corrosion/prevention Avril 2020 IAP _ Ecole _ Département.
- [17] Jeau- Jacques LAMOUREUX. PRECIS de corrosion. Edition Beauchemin MASSON. 1980.
- [18] La microbiologie (rapport) décembre 1989. UMP CHIMCAL. Sonatrach/ Région StahAlrar. J. P. DUCOTTERD.
- [19]. S. Yotnsi & M. A. GANA. Etude de corrosion bactérienne (rapport). Evaluation de la contamination bactérienne du champ pétrolier d'Edjeleh, par les bactéries sulfatoréductrices, Mars- 1999. (Entreprise nationale sonatrach, centre de recherche et développement). Laboratoire Traitement Des Hydrocarbures Département corrosion.
- [20] Vervisch-Fortuné Isabelle. (25 septembre 2009). Sensibilité de la technique, d'émission acoustique à la corrosion des armatures dans le béton. [Thèse de doctorat], Université De Toulouse III– Paul Sabatier
- [21] Khoukhi Faiza. (2008). Etude de l'efficacité de deux inhibiteurs de corrosion dans les milieux multiphasiques (Eau, huile et gaz). Mémoire de Magister. Université M'Hamed BOUGARA de Boumerdès.
- [22] Milcard FAUSTIN Etude de l'effet des alcaloïdes sur la corrosion de l'acier C38 en milieu acide chlorhydrique 1M : Application à *Aspidosperma album* et *Geissospermum laeve* (Apocynacées). [Thèse de doctorat]. France : Université des Antilles et de la Guyane, Institut de l'Enseignement Supérieur de la Guyane. 2013.

Refférences Bibliographique

- [23] Kouamé Xavier KOUASSI, Evaluation quantitative et qualitative des ressources en eau de la région centre: cas du département de Didiévi en Côte d'Ivoire [mémoire d'ingénierat]. Côte d'Ivoire, Institut national polytechnique Félix Houphouët-Boigny de Yamoussoukro - Ingénieur de conception en exploitation et traitement des eaux 2011.
- [24] MERZOUGUI Ahlem, GASMI Nadhra, Etude de L'inhibition de La corrosion de L'acier XC48 par un Ligand Macrocyclique. [mémoire master]. Bordj Bou Arreridj. Université Mohamed El Bachir Elibrahimi, faculté des Sciences et de la Technologie. 2021
- [25] ZERROUKI Hayat, Synthèse et caractérisation de nouveaux composés anioniques contenant du phosphore; Etudes de leur effet inhibiteur sur la corrosion [thèse de doctorat] Ouargla : Université Kasdi Merbah Ouargla, Faculté des Mathématiques et des Sciences de la Matière. 2019
- [26] Florina CONSTANTIN, étude de l'efficacité d'inhibiteurs de corrosion utilisés dans les liquides de refroidissement [thèse de doctorat]. France : Université de Pitești-Roumanie, Institut National Des Sciences Appliquées De Lyon-France. 2011
- [27] Mme Corinne MATHIEU, Conduite d'une unité de distillation -Distillation du brut, Ingénieurs Procédés en Raffinage et Pétrochimie [Formation Professionnalisante PRO/RCP1] Hassi Messaoud : Centre IAP .2015

□

Annexes

Annexe A1 Détermination de pH de saturation

$$\text{pHs} = 9,3 + A + B - (C + D)$$

où :

A = Facteur de T.D.S (totalité des sels dissous)

B = Facteur de température

C = facteur de dureté du calcium exprimé en °f

D = Facteur d'alcalinité totale (au méthylorange) TAC exprimé en °f.

Ainsi, directement à partir d'une analyse de l'eau, les tables suivantes permettent le calcul du pH de saturation :[2]

VALEUR DE A facteur de totalité des sels dissous en ppm	
TDS en ppm	A
85 à 425	0.1
425 à 10 000	0.2

VALEUR DE B facteur de température		VALEUR DE C facteur de dureté du calcium		VALEUR DE D facteur de l'alcalinité totale	
°C	B	TH en °f	C	TAC en °f	D
0 à 1	2,6	1 à 1,1	0,6	1 à 1,1	1,0
2 à 5,5	2,5	1,2 à 1,3	0,7	1,2 à 1,3	1,1
6,5 à 9	2,4	1,4 à 1,7	0,8	1,4 à 1,7	1,2
10 à 13,5	2,3	1,8 à 2,2	0,9	1,8 à 2,2	1,3
14,5 à 16,5	2,2	2,3 à 2,7	1	2,3 à 2,7	1,4
17,5 à 21	2,1	2,8 à 3,4	1,1	2,8 à 3,5	1,5
22 à 26,5	2	3,5 à 4,3	1,2	3,5 à 4,4	1,6
27,5 à 31	1,9	4,4 à 5,5	1,3	4,5 à 5,5	1,7
32 à 36,5	1,8	5,6 à 6,9	1,4	5,6 à 6,9	1,8
37,5 à 43,5	1,7	7,0 à 8,7	1,5	7 à 8,8	1,9
44,5 à 50	1,6	8,8 à 11	1,6	8,9 à 11	2
51 à 56	1,5	11,1 à 13,8	1,7	11,1 à 13,9	2,1
56,5 à 63,5	1,4	13,9 à 17,4	1,8	14 à 17,8	2,2
64,5 à 71	1,3	17,5 à 22	1,9	17,7 à 22,2	2,3
72 à 81	1,2	23 à 27	2	23 à 27	2,4
82 à 89	1,1	28 à 34	2,1	28 à 35	2,5
90 à 96	1	35 à 43	2,2	36 à 44	2,6
96 à 100	0,9	44 à 55	2,3	45 à 55	2,7
		56 à 69	2,4	56 à 69	2,8
		70 à 87	2,5	70 à 88	2,9
		88 à 100	2,6	89 à 100	3

Annexe A2 Détermination de la nature des eaux

Différents indices existent et permettent de traduire la nature de l'eau, agressive, neutre ou encore incrustante. Ces outils ont été développés dans le but de donner au traiteur d'eau une indication du comportement de l'eau dans le réseau d'adduction notamment pour la formation de la couche carbonatée (indice de Langelier) et traduire l'interaction qu'il peut y avoir entre l'eau et les métaux (indice de Ryznar) (Harkakbus, 2006). Ce travail essentiel a été fait grâce au programme « Equil 1 » développée par Pierre RAVARINI.[23]

Indice de Langelier ou indice de saturation

L'indice de Langelier est égal à la différence entre pH mesuré d'une eau considérée et son pHs calculé.

$$IL = Is = pH - pHs$$

Si $pH < pHs$, Is est négatif et l'eau est agressive

Si $pH > pHs$, Is est positif et l'eau est incrustante

Cet indice traduit le caractère chimique de l'eau.

Indice de stabilité de Ryznar

Il permet de définir empiriquement la tendance à la corrosion ou à l'entartrage d'une eau aérée :

$$Ir = 2 pHs - pH$$

Une grille de lecture, valable pour des températures variant entre 0 à 60°C, indique le caractère électrochimique de l'eau.

Tableau : Tendance de l'eau en fonction de l'indice de Ryznar [23]

Indice de stabilité de Ryznar	Tendance de l'eau
4,0 à 5,0	Très incrustante
5,0 à 6,0	Faiblement incrustante
6,0 à 7,0	Equilibre
7,0 à 7,5	Légèrement corrosive
7,5 à 9,0	Fortement corrosive
9,0 et au-delà	Très fortement corrosive