



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس – مستغانم
Abdel Hamid IbnBadisUniversity – Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق



Department of Process Engineering

N° d'ordre : M...../IP/2021

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Industriespétrochimiques

Option:Génie pétrochimique

Thème

**Traitement et amélioration du rendement des thermocompresseurs
destinés a la production de l'eau dessalée au niveau du complexe
SORFERT**

Présenté par

1-KADI Mohamed

Président :	GHEZZAR Mouffok Redouane	Pr	Université de Mostaganem
Examineurs:	BELHADJI Amel SMAIL Bentiba MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem
Encadrant :	MEROUANI Djilali Redha	Grade	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2020/2021

LISTE DES ABREVIATIONS ET SYMBOLES

K's : produit de solubilité

uS/cm : micro siemence par centimètre

Ppm : partie par million

EDM : eau de mer

TCD : thermo-compression distillation

MED : multi effet distillation

MSF : multi stage flash

TVC : thermo-compression de vapeur

HP : haute pression

O.I : osmose inverse

T : tank ; bac, P : pompe

D : ballon

ADE : algérienne des eaux

BF : boucle fermée

N : agitateur

BG: bar gauge / pression atmosphérique / bar g= 1bar

Q_{EDM}: débit de eau de mer

Q_{VAP}: débit de vapeur

Q_{SAUM}: débit de saumure

Q_{REJE}: débit de rejets eau de mer

Q_{DIST}: débit de distillation.

FIC : contrôleur indicateur de débit

DSC : système de contrôle distribué

PID : diagramme instrumentation et papin

PFD : diagramme des débits process

ANNEXE

Annexes 1

❖ *LES PARAMETRES ETUDIES*

❖ *LE PH (partie pratique – les analyses de lessivage)*

Le pH a été mesuré suivant la méthode électrométrique par un pH –mètre, muni d'une électrode.

❖ *LA CONDUCTIVITE (partie pratique – les analyses de l'eau dessalée)*

La conductivité exprime la propriété d'un matériau de conduire le courant électrique. Dans les cas des métaux, c'est le mouvement des électrons qui assure le passage du courant. Dans les solutions aqueuses, ce sont les ions qui effectuent le transport des charges. Les ions résultent de la dissolution de sels, acides et bases. Plus le liquide ne contient d'ions, mieux il conduit le courant, elle exprime la quantité des ions dissous dans l'eau.

La mesure a été réalisée par un conductivimètre, la constante de cellule est égale= (1)

❖ *CONSTANTE DE CELLULE*

La conductivité, comme la résistance, dépend des dimensions physiques des conducteurs électriques. La longueur et la section du conducteur déterminent la constante de cellule

❖ *METHODE D'ANALYSE ET CONTROLE DE L'EAU DESSALEE (CONDUCTIVITE)*

❖ *Mesure de la conductivité*

1 But

Cette méthode couvre les mesures de la conductivité électrique de l'eau, c'est la méthode approximativement pour la détermination des électrolytes dissous dans les eaux d'alimentation des chaudières et eau de refroidissement.

2 Appareillage et réactifs

- Conductivimètre
- Cellule de conductivité
- Flacon à large encolure
- Solution standard de conductivité

3 Procédure de détermination de la conductivité

- Rincer la cellule avec de l'eau distillée avant chaque utilisation
- Lire la valeur de la conductivité directement sur le cadran de l'appareil.

Le tableau suivant rappelle la relation entre la concentration de sel taux des chlorures et conductivité.

<i>Eau ou solution aqueuse</i>	<i>Plage de conductivité à 25 °C</i>	<i>Concentration en sel</i>
Eau ultra-pure	0,055 $\mu\text{S}/\text{cm}$	0 mg/l
Eau déminéralisée	0,055 à 2 $\mu\text{S}/\text{cm}$	0 à 1 mg/l
Eau de pluie	10 à 50 $\mu\text{S}/\text{cm}$	5 à 20 mg/l
Eaux souterraines, eaux de ruissellement et eau potable	50 à 1000 $\mu\text{S}/\text{cm}$	20 à 50 mg/l
Eau de mer	20 à 60 mS/cm	10 à 40 g/l
Solution de sel	77 à 250 mS/cm	50 à 250 g/l

❖ LES PARAMETRES OPERATOIRES DE L'UNITE U.510

	Vapeur	Air instrument	Saumure	Distillat	Eau de mer	Rejet EDM
Pression design	25 Bg	10 Bg	FV-6 Bg	6 Bg	FV-10 Bg	6 Bg
Température design	250 °C	65 °C	85 °C	70 °C	65 °C	70 °C
Pression opératoire	22.5 Bg	4.5-7 Bg	3.5 Bg	3.5 Bg	2.7 Bg	3.5 Bg
Température opératoire	230 °C	3-40 °C	58 °C	50 °C	>30 °C	50 °C

Annexe 2

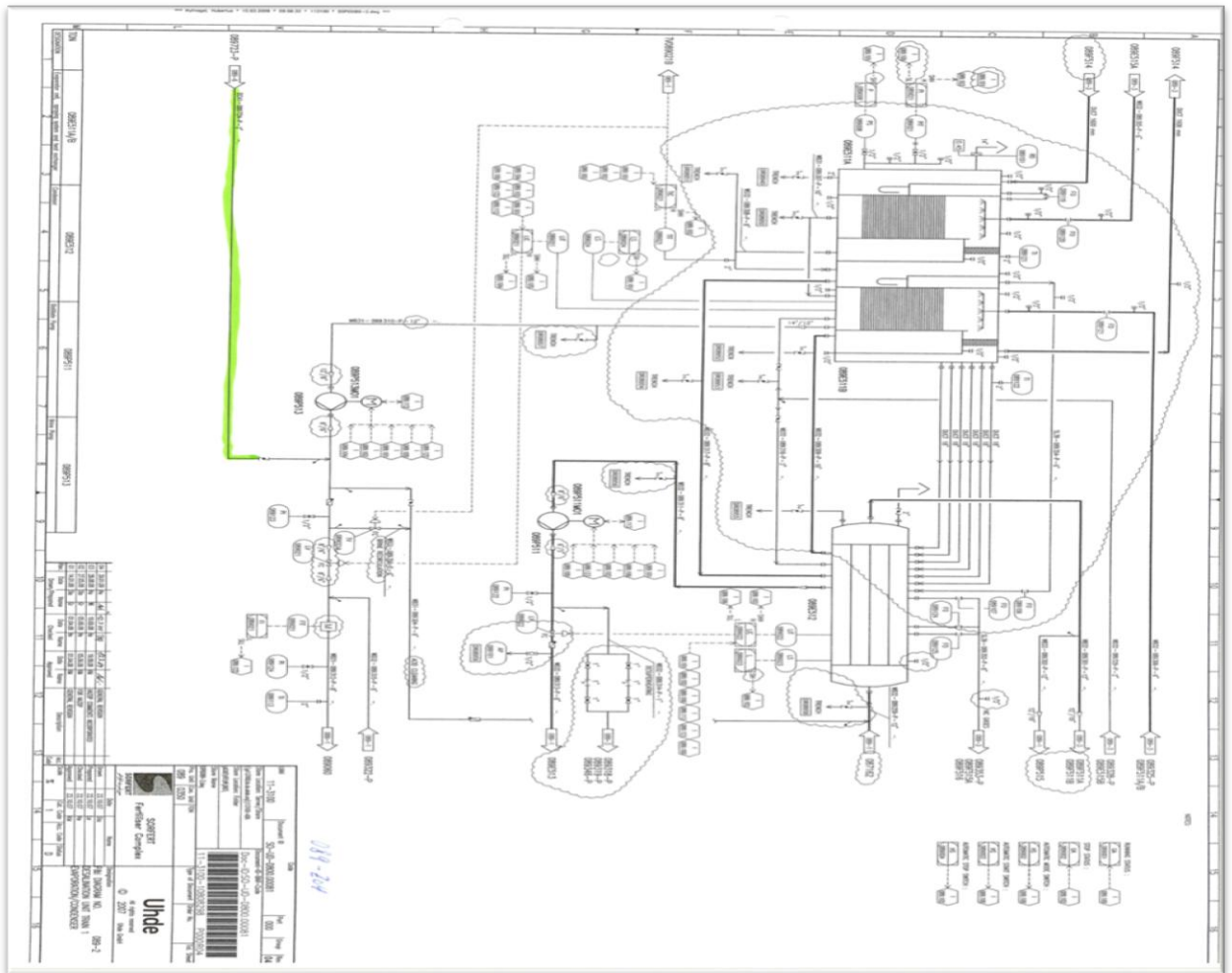


Schéma d'admission eau de mer coté échangeur à plaque

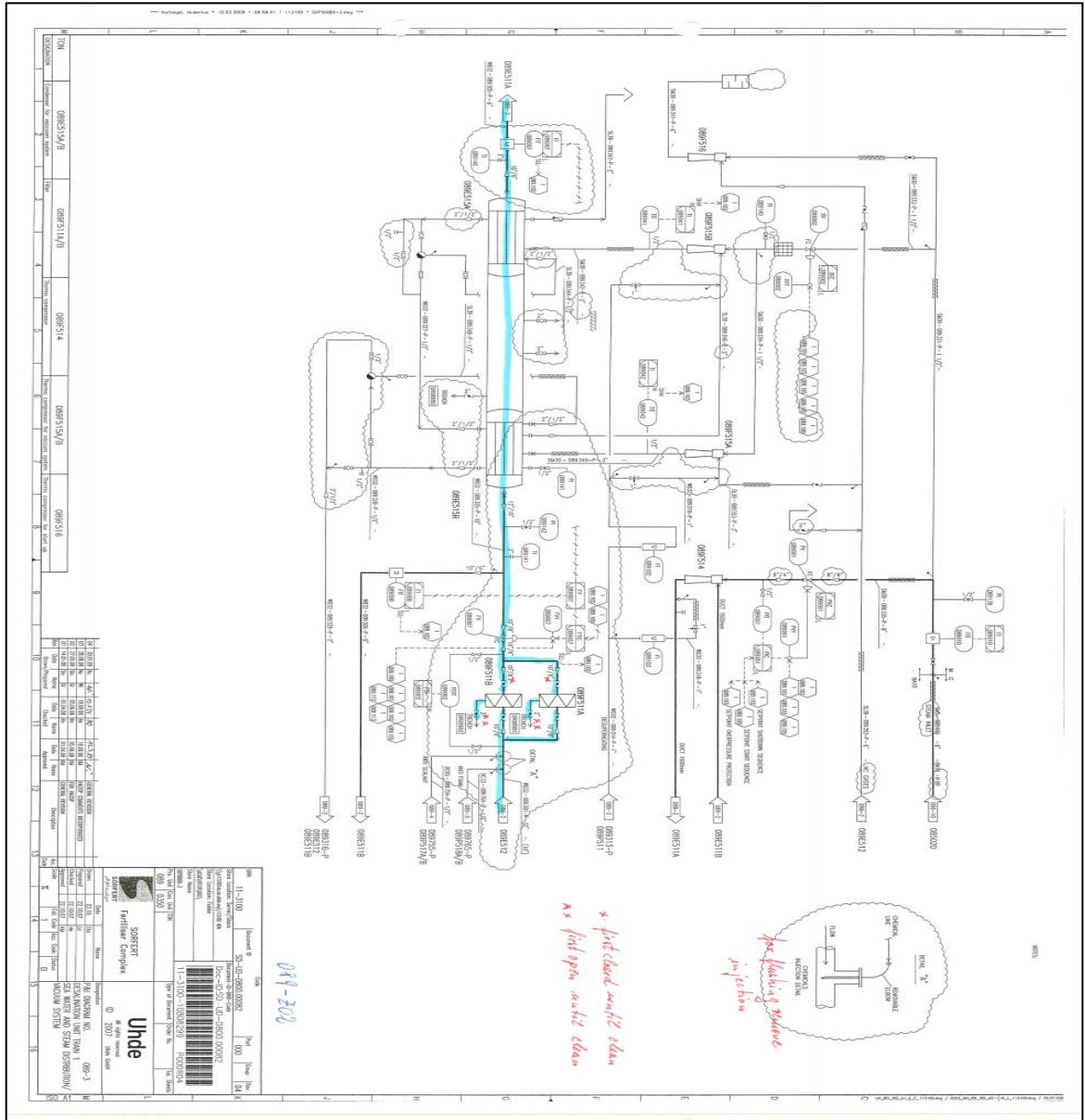


Schéma d'admission eau de mer coté des filtres et condenseur des éjecteurs

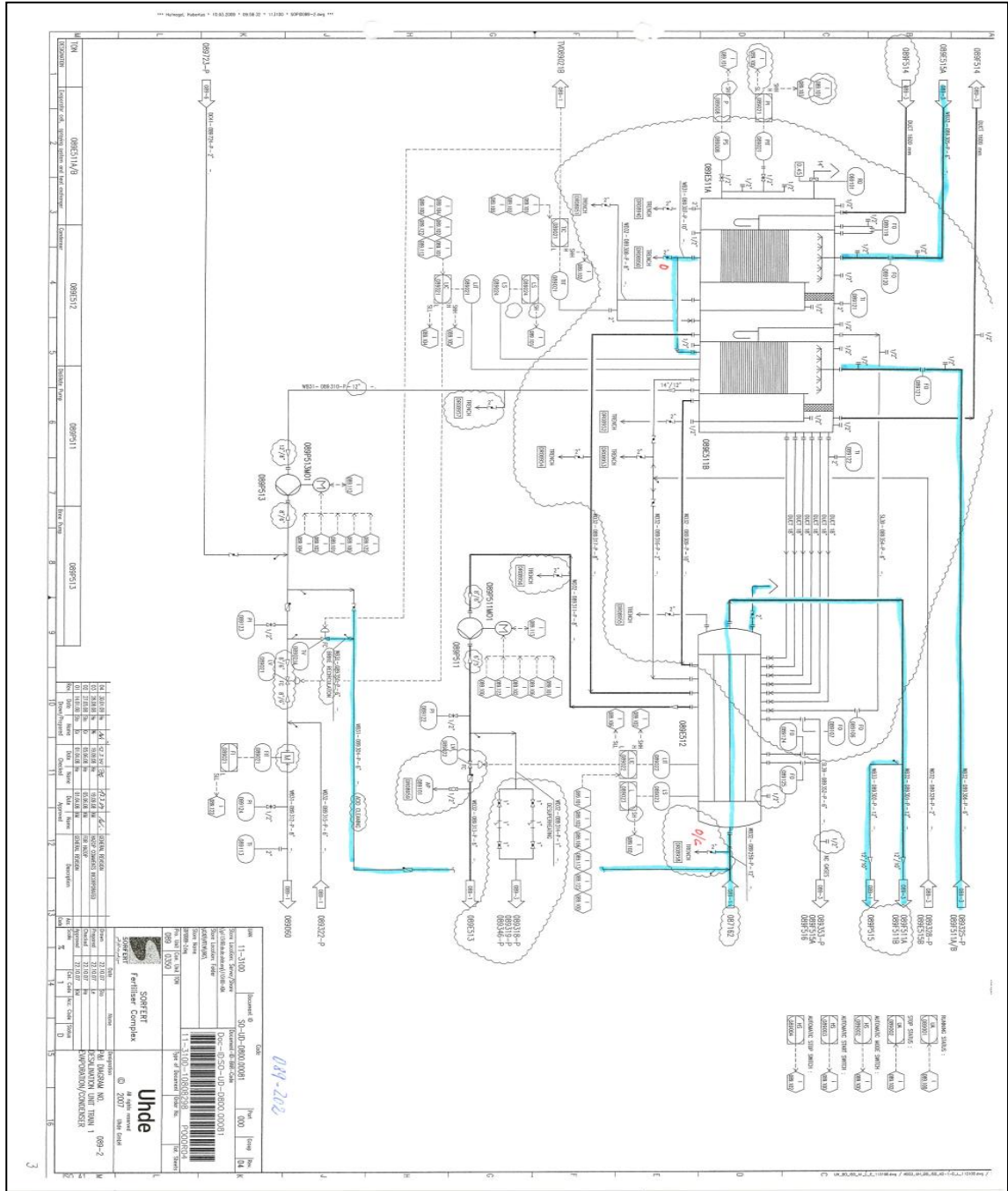
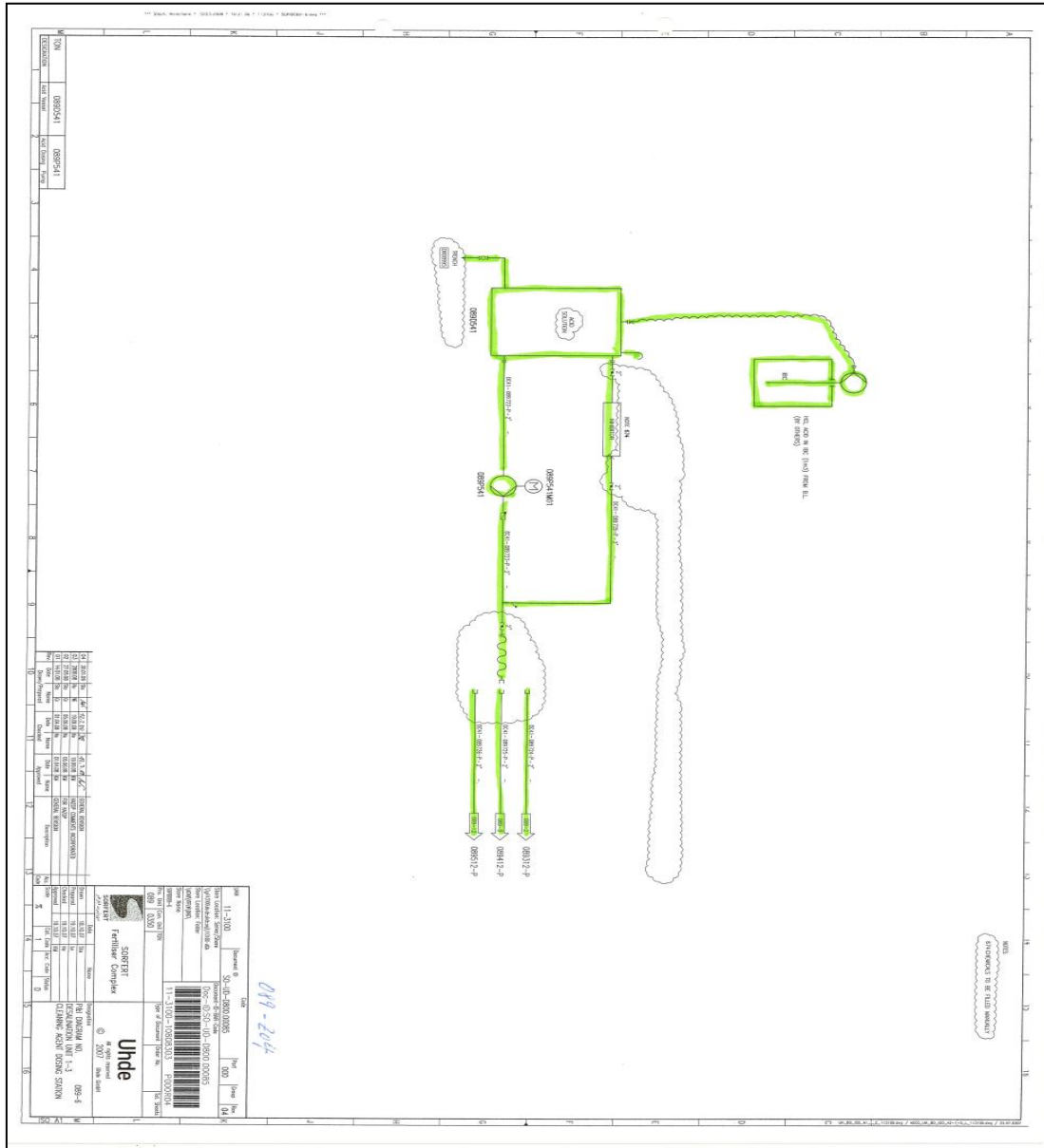


Schéma de circuit de dosage des produits chimiques

<i>Hauteur de solution antitartre à préparer (cm)</i>	<i>Hauteur de Belgard EV 2030 à ajouter</i>
0	0
2	1
4	1
6	2
8	2
10	3
12	3
14	4
16	4
18	4
20	5
22	5
24	6
26	6
28	7
30	7
32	8
34	8
36	8
38	9
40	9
42	10
44	10
46	11
48	11
50	11
52	12
54	12
56	13
58	13
60	14
62	14
64	15
66	15
68	15
70	16
72	16
74	17
76	17
78	18
80	18
82	19
84	19
86	19
88	20
90	20
92	21
94	21
96	22
98	22
100	22

Les mesures d'injection d'antitartre (Belgard)

Schéma de la station de lessivage



Annexe 3

❖ LA PROCEDURE DE LESSIVAGE STANDARD DU CONSTRUCTEUR

STAGE 1- PREPARATION DE L'EVAPORATEUR

Placer l'unité de dessalement en mode maintenance, fermer l'entrer vapeur, fermer la vanne manuelle d'isolement eau de mer ainsi que la sortie de saumure, ouvrir la vanne casse vide ouvrir toutes les trappes d'accès coté des cellules d'évaporateur (ventilation /dégazage)

Ouvrer la vanne de recirculation de la solution acide depuis la pompe saumure vers l'entrer du condenseur principale, assurer que toutes les vannes de recirculation saumurent est ouvert, assurer que toutes les vannes de drains et que toutes les prises d'échantillon soient fermer.

STAGE 2-PREPARATION DE LA SOLUTION DANS SKID ACIDE

La solution doit être préparé en utilisant le skid acide fournit par ENTROPIE.

Ce skid est composes d'un bac acide (1m3), d'une pompe centrifuge et d'un bac d'inhibiteur de corrosion installe sur la tuyauterie de recirculation saumure une fois qu'un bac de solution acide est prêt, il doit être injectet dans l'évaporateur puis un autre bac doit être préparé et injecte ainsi de suite, placer le skid mobile à proximité de point d'injection sur la dalle de dessalement (au voisinage de la pompe saumure au nord est de l'unité), connecter le flexible acide 2 au point d'injection de dessalement, connecter l'alimentation électrique de la pompe acide.

Remplisse le bac inhibiteur avec la quantité nécessaire, remplisse le bac acide avec la quantité d'eau de service puis complète avec la quantité nécessaire d'acide HCL 33%, Injecter tout le contenu du bac après l'opération d'homogénéisation du bac, Préparer un autre bac si nécessaire.

STAGE 3- REMPLISSAGE DE L'EVAPORATEUR ET CIRCULATION DE LA SOLUTION DE NETTOYAGE

Connecter le flexible acide au point d'injection de l'unité de dessalement, remplisse l'évaporateur en solution acide de nettoyage jusqu'à ce que le niveau soit entre 50 et 100mm sous les tubes, démarrer la pompe saumure et démarrer la recirculation la solution acide de nettoyage circule désormais à l'intérieur de l'évaporateur sur l'extérieur des tubes.

STAGE 4-PRIS D'ECHANTILLON ET ANALYSE

Au cours du nettoyage, prélevez un échantillon de la solution en recirculation toutes les 15 minutes en utilisant la vanne de prise d'échantillon

-Si le pH de la solution est supérieur à 1.5 alors rajoutez de l'acide en suivant les instructions 2 et 3, la quantité d'acide à ajouter doit ajuster en fonction du pH mesuré.

-si le pH de la solution reste inférieur à 1.5 pendant 15 m, cela signifie que les cellules doivent être propres par précaution, faites circuler la solution de nettoyage pendant 15 m supplémentaire avant de considérer que les cellules sont propres puis évacuez la solution acide en suivant les instructions du stage 5 et rincez l'unité suivant le stage 6

STAGE 5-EVACUER DE LA SOLUTION DE NETTOYAGE

La solution acide doit être envoyée vers le bassin de neutralisation et en fermant la vanne de recirculation de la solution acide depuis la sortie de la pompe saumure vers l'entrée du condenseur principale.

STAGE-6 ACHEVEMENT DE LESSIVAGE

Une fois que le lessivage acide est terminé et que la solution a été évacuée de l'unité, rincez l'unité avec l'eau de service pendant une heure, arrêtez l'unité et drainez par la tuyauterie d'aspiration de la pompe saumure ou des dépôts de tartre ont pu s'accumuler et nettoyez-la si nécessaire fermez la trappe d'accès et la vanne case vide qui avaient été ouvertes pour le nettoyage acide.

Redémarrer l'unit et faites la fonctionner pendant 24h, après 24h de fonctionnement l'unité doit être stoppée pour procéder à son inspection, avant d'entrer dans l'évaporateur l'unité doit être drainée, tous les trous d'homme et trous de point doivent être ouverts.

La solution circulant dans les cellules ne devra pas avoir une concentration en acide HCl 33% supérieur à 10 % ou > 3.3 % de solution acide pure.

❖ **DONNEE PHYSIQUE DE L'ACIDE HCL**

ETAT	LIQUIDE
APPARENCE	LIQUIDE
ODEUR	ARQUE
DENSITE	1.05 10%)
PH	> 1
CORROSION	CORROSIF POUR TOUS LES MATERIAUX SAUF LES NOBLES
STABILITE S	STABLE
PRECAUTION DE STOKAGE	DOIT ETRE STOKE AVEC PRECAUTION DANS U LOCAL FERME BIEN VENTILLE

Constructeurs et Fournisseurs

Principaux constructeurs d'évaporateurs

Entropie SA.	Schott France.
FCB (Fives Cail Babcock).	Maguin SA.
GEA Wiegand Kestner.	Luwa AG (distributeur : Airchal Industries).
Laguilharre SA.	SIDEM (Sté Internationale de Dessalement).
Lurgi SA.	Swenson Process
APV (Sté).	Aquachem.
Barriquand (Groupe).	Berthier (Éts Jean).
Bertram's AG.	CCM Sulzer.
De Dietrich et Cie.	Corning France SA

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I : description du complexe	
I. Introduction	3
I.1.Fiche technique	3
I.2.Historique de l'ammoniaque	3
I.3.Historique de l'urée	4
II. Les principales zones du complexe.....	4
II.1.Zone 1	4
II.1.1.Unité d'ammoniaque	4
II.1.2.Unité de production de vapeur	5
II.1.3.Unité de production de l'air	5
II.2.Zone 2.....	6
II.2.1.Unité d'urée	6
II.3.Zone 3.....	6
II.3.1.Une pompe eau de mer	6
II.3.2.Une section de production de l'eau dessalée.....	7
II.3.3.Une section de production de l'eau traitée	7
II.3.4.Deux tours de refroidissement eau de mer.....	7
II.3.5.Deux boucles fermées de refroidissement en eau polie	8
II.3.6.Unité de l'extinction d'incendie	8
II.3.7.Unité des douches de sécurité.....	8
II.3.8.Un groupe de production d'azote.....	8
II.4.Zone 4 site et port.....	9

III .Dessalement d'eau de mer chez sorfert.....	11
Introduction	11
III.1.Le procédé de dessalement par thermo-compression.....	12
III.1.1.Le principe de fonctionnement	13
III.1.2.Analyse de produit du procédé TCD.....	14
III.2. Le procédé de dessalement par osmose inverse O.I.....	14
III.2.1.Le principe de fonctionnement	15
III.2.1Analyse de produit du procédé O.i.....	15
III.3.1.Production de l'eau déminéralisée.....	16
III.4.La production de vapeur	17

Chapitre II : partie expérimentale

Problématique

I.1.Les dépôts entartant.....	18
I.1.1.Les carbonates	19
I.1.2.Les hydroxydes	21
I.1.3Les sulfates	21
Description du procédé de dessalement TCD U510.	
Inspection de U510.....	24
La solution du problème.....	28
I.2.Pose et installation de la station mobile de lessivage	28
Description de la procédure de nettoyage appliqué sur l'unité de dessalement U510.....	29
I.3.1.Résultats des analyses de lessivage.....	31
I.3.2.Bilan de production et rendement après le nettoyage chimique	35
Conclusion	36

INTRODUCTION GENERALE

Le complexe industriel SORFERT FERTILIZER est l'une des plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, C'est un partenariat entre l'entreprise algérienne SONATRACH et l'entreprise égyptienne ORASCOM construction industries, sous la loi 51/49, il couvre une superficie de 37 hectares, il a été conçu pour synthétiser l'ammoniaque et produire de l'urée engrais, utilisant le procédé Allemand Thyssen Krupp UHDE.

La zone des utilités est un maillon vital dans n'importe qu'elle complexe industrielle. SORFERT a équipé sa zone d'utilité d'un nouveau procédé de dessalement d'eau de mer au sein du complexe (zones des utilités) pour parvenir aux besoins permanents de l'eau dessalée. La section de dessalement comprend deux principales techniques : le traitement membranaire (osmose inverse) et le traitement thermique (thermo-compression). Ces deux procédés représentent des avantages très importants, puisque ils traitent des grandes quantités volumiques d'eau.

Les procédés de dessalement eau de mer thermiques affrontent un sérieux problème d'entartrage, ce dernier nuit la production de l'eau dessalée suite à la diminution de la surface d'échange eau/vapeur du procédé, ce qui influe de son tour sur le rendement de l'unité (production) et la consommation dans le complexe qui exige une autonomie constante.

L'objectif de cette étude consiste à quantifier les pertes de production en eau dessalée due au phénomène d'entartrage puis minimiser l'effet d'entartrage tout en assurant une exploitation fiable et conforme aux normes du design. Pour bien mener cette étude, notre mémoire s'articule outre de deux chapitres :

Chapitre I : une synthèse bibliographique regroupant une Description du complexe SORFERT ainsi que le procédé de dessalement existant.

INTRODUCTION GENERALE

Chapitre II : se compose d'un plan détaillé du procédé de thermo-compression pour produire de l'eau dessalé a basse conductivité inférieure à 10 $\mu\text{S}/\text{cm}$, une problématique relative à une augmentation très significative de la conductivité liée aux phénomènes d'entartage. Le constat est suivi par une proposition de lessivage chimique fut réaliser puis une vérification post lessivage de la conductivité et le rendement de l'appareil.

Le mémoire est clôturé par une conclusion finale.

Description du complexe d'ammoniaque SORFERT

I. INTRODUCTION

Le complexe industriel d'ammoniaque **SORFERT** est une des plus importantes industries pétrochimiques du pays. Cette usine fait partie d'un partenariat entre l'entreprise algérienne SONATRACH et l'entreprise égyptienne ORASCOM construction industries établie le 10 juin 2007, sous la loi 51/49 exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Il a été conçu pour assurer la production et le transport d'ammoniaque et de l'urée engrais.

I.1- Fiche technique

- Superficie : 37 hectares
- Construction par : Orascom construction industries.OCI
- Date de construction: Février 2007
- Date dedémarrage: Décembre 2011
- Alimentation en gaz naturel : RTO.
- Procédé: Thyssen Krupp uhde.
- Nombre de train : 02.
- Capacité de stockage : 75.000 m³ d'ammoniaque.
- : Un hangar de stockage d'urée de 100000 m³
- Température de chargement du produit : -33 °C.

I.2-Historique de l'ammoniaque

La production de l'ammoniac à partir de l'hydrogène et de l'azote a commencé selon la réaction de HABER-BOSCH en 1913 chez l'Oppau-Allemagne, 30t/j, en 1953 MW-KELLOGG a commencé sur son usine 165 t/j à Houston le Texas Etats-Unis, basé sur le gaz naturel.

De nos jours, la plus grande usine d'ammoniaque est située en Arabie Saoudite, avec un processus UHDE et une capacité de 3000 t/j.

I.3-Historique de l'urée

L'urée a été découverte dans l'urine humaine par H.M. ROULLE en 1773, en 1828 WOHLER a découvert, que l'urée peut être produite à partir d'ammoniaque et d'acide cyanurique. En 1907 elle a été produite sur une petite échelle industrielle, après le développement de processus de l'ammoniaque par HABBER et BOSCH, la production d'urée à partir d'ammoniaque et de dioxyde de carbone a été développée rapidement et elle a pris place comme matière de base pour beaucoup de produits industriels. [1]

L'urée est un composé organique de carbone, azote, oxygène et hydrogène de formule chimique $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$. L'urée peut être produite sous forme granulée, flacons, cristaux et solutions. Plus de 90 % de la production mondiale de l'urée est destinée à servir d'engrais.

Le complexe SORFERT est situé dans la zone industrielle d'Arzew à l'ouest de Béthioua, à 6 Km de la ville d'Arzew, 40 Km à l'est d'Oran, il couvre une superficie de 37 hectares et se compose notamment de plusieurs zones.

II. LES PRINCIPALES ZONES DU COMPLEXE

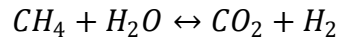
Le complexe SORFERT se divise en plusieurs zones :

II.1- Zone 1 composée de deux trains identiques, indépendants fonctionnant en parallèle d'une capacité de production de 2200t/j chacun, une unité de production de vapeur, unité d'énergie électrique et de l'air instrument, le gaz naturel d'alimentation arrivant aux limites de batterie de l'usine est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisations (la capacité contractuelle installée est de 200000 m³ de GN).

II.1.1-Unité d'ammoniaque

Composée de deux trains chacun de production 2200t/j d'ammoniaque, la synthèse d'ammoniaque est basée sur le gaz naturel pour obtenir l'hydrogène et l'azote à partir de l'air, étant donné que le gaz naturel algérien contient l'hélium et le mercure, on a ajouté des unités additionnelles pour les extraire.

Le gaz naturel est reformé avec la vapeur dans 288 tubes catalytiques dans le reforming primaire où approximativement 88% d'alimentation de gaz naturel est reformé à l'hydrogène, l'oxyde de carbone, anhydride carbonique selon l'équation générale :



Un autre reforming aura lieu dans le réacteur secondaire, par l'admission d'air de processus où le CH₄ résiduel atteint 0.3% vol et comme source de l'azote.

La purification du flux de gaz de processus prend place dans le réacteur de haute température et le réacteur de basse température, la suppression de CO₂ se déroule par MDEA (solution de méthyle Di-éthanol Amine active) après, le CO₂ est compressé vers l'unité de production d'urée.

Toute trace du CO et CO₂ est convertie en méthane dans la section de méthanisation où le gaz de synthèse, principalement H₂ et N₂ est comprimé et refoulé pour les réacteurs du procédé d'ammoniaque. Le produit de l'ammoniaque est envoyé vers le bac de stockage ou vers la production de l'urée. [2]

II.1.2-Unité de production de vapeur

Les générateurs de vapeur de l'unité produisent de la vapeur haute pression surchauffée à 116 bars abs et 510 °C. Pour couvrir les besoins de vapeur de l'unité de production d'électricité en fonctionnement normal ainsi qu'au démarrage, les chaudières sont installées pour générer de la vapeur HP alimentant deux turbines de générateur (085MT01 et 085MT02). Le complexe de production comporte un circuit de vapeur intégré (59 bars abs, 22,5 bars abs et 5,5bars abs) combinant l'excédent de vapeur des unités d'ammoniaque et l'extraction des turbines .

L'eau des purges continues des ballons de vapeur des chaudières est dépressurisée et collectée à l'unité de déminéralisation, ainsi que les condensats des turbo-générateurs.[3]

II.1.3-Unité de production de l'air

Cette unité se compose de quatre compresseurs d'air et quatre sécheurs, avec un débit de 4 fois 1200 Nm³/h pour l'installation de l'air instrument et de l'air service. L'air d'entretien ; air comprimé est prélevé dans le receveur d'air instruments à un débit nominal de 400 Nm³/h.

L'unité comprend une tour de refroidissement de démarrage d'une puissance nominale de 150 m³/h, pour l'approvisionnement de l'unité de production de vapeur et l'unité de l'air comprimé, avant l'achèvement du système de refroidissement en circuit fermé.

L'unité de la pompe d'eau de mer et la section de stockage d'ammoniaque liquide (côté port) ne sont pas reliés au système d'air instruments et d'air comprimé, elles utilisent l'azote en lieu de l'air instruments et de l'air comprimé.[4]

II.2-Zone 2 composée d'une unité de production d'urée.

II.2.1-Unité d'urée

Les réactifs (NH₃ et CO₂), sont purifiés pour éliminer l'oxyde de carbone (CO) et l'humidité, sont comprimés séparément, puis introduits dans le réacteur, la formation du carbamate y est très rapide, le réacteur fonctionne adiabatiquement et on doit exercer un contrôle sévère de la température à cause de la corrosion importante par les solutions de carbamate d'ammoniaque au-dessus de 200°C.

L'effluent du réacteur, consistant en urée, carbamate d'ammoniaque et des réactifs non convertis, est soumis par modification des conditions opératoires à une décomposition transforme une partie de carbamate d'ammoniaque en gaz carbonique et ammoniaque, l'ensemble de cette opération est répété afin de décomposer la totalité de carbamate, on obtient alors une solution d'urée qui par un traitement de finition est amenée à la pureté finale que l'on désire.

L'urée ainsi obtenu est granulée au sein d'une section de granulation puis dirigée vers un hangar d'urée en vrac et depuis transportée par des camions vers le port d'Arzew.

II.3-Zone 3

La synthèse de l'ammoniaque est une grande consommatrice d'énergie, étant donné que la zone des utilités représente le cœur de l'usine, elle comprend plusieurs unités.

II.3.1-Une pompe eau de mer :

Une prise d'eau de mer située à 550 m du rivage avec deux filtres et quatre pompes de 2700 m³ /h chacune.

II.3.2- Une section de production de l'eau dessalée

L'eau dessalée est produite à partir des procédés de dessalement à éjecte-compresseur, cette air comprend trois unités de dessalements, en parallèle U510/U520/U530 et un procédé membranaire d'osmose inverse U600 qui comporte trois trains identiques. Pour les deux procédés deux trains fonctionnent en parallèle chacun étant conçu pour au minimum 50% de la demande normal .L'eau dessalée produite est stockée dans le réservoir de l'eau dessalée 089T002. Une autre unité d'osmose et en cours de construction.

II.3.3- Une section de production de l'eau traitée

La production de l'eau traitée (eau déminéralisée, eau polie) est d'une capacité de 1200 m³ /h. L'unité d'eau de déminéralisation doit traiter le condensat du procédé contenant de l'ammoniaque et l'eau dessalée contenant principalement du chlorure de sodium, qui ont traversé les membranes de l'unité osmose inverses. L'eau déminéralisée est stockée dans le réservoir d'eau déminéralisée 090T001.

L'unité de déminéralisation fonctionne avec deux trains d'une capacité de 100 % chacun, l'un est en fonctionnement, l'autre est en attente la régénération.

L'unité de polissage est exploitée dans quatre trains d'une capacité de 33 % chacun. Deux conduites fonctionnant à 100 % entraîneraient un surdimensionnement des lits mélangés sans amélioration de la sécurité de fonctionnement. Le traitement par le filtre à lit mélangé de l'unité 090U200 fournit de l'eau entièrement déminéralisée, appelée eau polie, utilisée pour la génération de vapeur HP des chaudières autonomes 083U100/ U200/ U300 [5], l'eau polie est collectée dans le réservoir d'eau polie 090T002.

La longue durée du cycle des lits mélangés permet de réaliser une seule régénération par jour de l'un des quatre trains. Par conséquent, trois filtres sont toujours en opération et un en stand-by après la régénération. [5]

II.3.4- Deux tours de refroidissement eau de mer

Les tours de refroidissements eau de mer sont des tours semi-ouvertes d'une capacité globale de 53000 m³ / h.

II.3.5-Deux Boucles fermées de refroidissements en eau polie

Les boucles fermées de refroidissement sont conçues des échangeurs à plaques leur refroidissement fait par l'eau de mer, l'eau polie remplies les deux circuits fermés qui ont une capacité globale de 45000 m³ / h.

II.3.6 -Unité de l'extinction d'incendie

Le réservoir d'eau dessalée 089T002 d'une capacité de 6000 m³ fournit un volume minimum de 3000 m³ destinée à l'eau d'incendie et l'autre partie de 3000 m³ utilisée comme appoint vers l'unité de déminéralisation.

II.3.7-Unité des douches de sécurité

Les douches de sécurité de différentes zones du complexe sont raccordées à la boucle de douches de sécurité qui est alimentée en eau potable provenant soit du réseau de L'ADE ou du bac eau dessalée comme appoint. Les températures ambiantes élevées peuvent faire monter la température de l'eau dans la boucle des douches de sécurité au-delà des limites acceptables, il convient donc de faire circuler l'eau et de la refroidir.

II.3.8- Un groupe de production d'azote

Le groupe se compose d'une unité de production d'azote gazeux d'une capacité de 1800Nm³/h à une pression de 17 bars et un ballon cryogénique de stockage et d'expédition d'azote liquide D101, utilisé comme un réservoir de secours d'un volume nominal de 75 m³, les évaporateurs d'azote liquide produisent l'azote gazeux nécessaire au complexe Sorfert d'une capacité de 1500 Nm³ chacun, deux fonctionnent tandis que les deux autres en stand-by.

En outre, la pression et la température en aval des évaporateurs sont régulées afin de garantir une pression constante en amont et d'éviter une fuite d'azote liquide dans le réseau de distribution de gaz. Le vaporiseur d'accumulation de pression est un circuit fermé visant à accumuler et maintenir la pression dans le réservoir pendant le prélèvement de l'azote liquide. L'azote nécessaire au fonctionnement de l'unité est fourni

à l'état liquide par camion-citerne et stocké dans la cuve de stockage d'azote liquide 086D101 à une pression de fonctionnement de 18 bars relatifs (environ -159 °C). [6,7]

II.4- Zone 4 (site) et (Port)

C'est la zone de stockage et de chargement; elle est constituée de :

-Côté site :

- Un réservoir d'ammoniaque liquide d'une capacité de 15 000m³.
- Un hangar d'engrais d'une capacité de 100 000 m³.

-Côté port :

- Deux (02) réservoirs d'ammoniaque liquide d'une capacité de 30 000 m³chacun.
- Une station de pompage d'ammoniaque liquide d'une capacité de 1000 m³/h.
- Un (01) quai d'expédition avec (02) bras de chargement.



Figure I .1 : plan générale du complexe d'ammoniaque Sorfert [8]



Figure I.2 : Vue du haut de la zone des utilités

Dessalement d'eau de mer chez SOFERT

Introduction

La consommation d'eau dans l'industrie des hydrocarbures se concentre beaucoup plus dans l'alimentation des échangeurs de chaleur et des chaudières constituant le cœur de l'usine. L'eau de mer est la matière première des eaux douces de l'usine, soit une installation de section des procédés de dessalement pour se débarrasser des sels dissous.

L'eau de mer

La qualité de l'eau de mer varie selon la saison, en raison des écarts importants de température ambiante, les conditions d'admission d'eau de mer (emplacement à proximité de port et de ses activités de transport maritime influent également à la qualité de l'eau.

La caractéristique la plus importante des eaux de mer est leur salinité, c'est-à-dire leur teneur globale en sels (chlorures de sodium, de magnésium, de sulfates et de carbonates).

La salinité moyenne de la mer méditerranéenne est de 35 g.L^{-1} ($27,2 \text{ g.L}^{-1}$ de NaCl, $3,8 \text{ g.L}^{-1}$ de MgCl_2 , $1,7 \text{ g.L}^{-1}$ MgSO_4 , $1,26 \text{ g.L}^{-1}$ CaSO_4 , $0,86 \text{ g.L}^{-1}$ K_2SO_4).

L'eau mer d'alimentation du complexe d'ammoniaque SORFERT est prétraitée par les unités de filtration et l'électro-chloration, le tableau suivant représente les analyses de l'eau de mer du complexe.[8]

Le tableau .1 : Les analyses de l'eau de mer au complexe Sorfert

<i>Les composants</i>	<i>Les quantités (normes)</i>
Calcium Ca ⁺⁺	844 ppm
Magnesium Mg ⁺⁺	1355 ppm
Sodium Na ⁺	10660 à 12000 mg/l
Carbonate CO ₃ ⁻	18 ppm
Potassium K ⁺	470 ppm
Sulfate SO ₄ ⁻⁻	2700 mg/l
Bicarbonate HCO ₃ ⁻	120 ppm
Chlorure Cl ⁻	19900 à 20680
pH	8.5
TDS	37.300 à 38.554
Conductivity	40.800 à 41.300 μS/cm
Temperature	10 à 30 °C

III.1-Le procédé de dessalement par thermo-compression (TCD)

L'unité de dessalement comprend trois trains identiques 089U510, 089U520, 089U530, deux fonctionnent en parallèle, chacun étant conçu pour au minimum 50% de la demande normal en eau, le troisième train est en attente d'un débit nominal à 100m³/h par train



Figure I.3 : L'unité du procédé de dessalement à thermo-compression

III.1.1-Le principe de fonctionnement

Le principe de fonctionnement consiste à la distillation par thermo-compression (TCD) et la distillation à effet multiples (MED), ces unités dessalent l'eau de mer par le procédé d'évaporation et de condensation en biais de deux cellules d'évaporations et un condenseur, tous les sels sont piégés dans la saumure, et la vapeur condensée est pratiquement exempte de sel.

Afin d'améliorer le rendement thermique de la distillation à effet multiples, les unités de dessalement utilisent un procédé pompe à chaleur (TCD), à travers un thermo-compresseur.

III.1.2- Analyses de produit du procédé TCD

L'eau dessalée doit satisfaire les exigences notées dans le tableau ci-dessous.

Le tableau .2 : Les analyses de l'eau dessalée souhaitée du procédé TCD

<i>Paramètre</i>	<i>Unité</i>	<i>Quantité</i>
Valeur de pH		6.0-7.5
Conductivité	μS/cm	< 10
Solide totaux en suspension TTS	mg/l	< 1
Solide totaux dissous TDS	mg/l	< 5

III.2-Le procédé de dessalement par osmose inverse O.I

L'unité comporte trois trains identiques deux fonctionnent en parallèle chacun étant conçu pour au minimum 50% de la demande normal en eau, pendant le démarrage de l'unité le troisième train est en attente et doit être utilisé en cas de nettoyage des membranes, le débit nominal est égale 34 m³/h .



Figure I.4 : L'unité du procédé de dessalement à osmose inverse

III.2.1-Le principe de fonctionnement

Le principe de fonctionnement est l'osmose inverse appliqué, Dans ce principe physique les molécules d'eau traversent la membrane semi perméable ou environs 99 % des sels dissous restent dans le flux de concentrât, ajoutées aux substances organiques extraites de l'eau. Les ions alcalins se filtrent plus facilement que les ions bi ou trivalent et les molécules plus grandes présentes une masse moléculaire moyenne ou élevée. La différence des concentrations dans le filtrat et le concentrât crée la pression osmotique entre les deux solutions séparées par la membrane, cette pression atteignant jusqu'à 80 bars doit être surcompense en pompant l'alimentation en eau de mer brute vers le côté concentrât de la membrane, la pression en amont de la membrane est ainsi le moteur du procédé d'osmose inverse.

III.2.2-Analyse de produit du procédé O.I

L'eau dessalée en aval de l'échangeur d'anions doit se conformer aux exigences de qualité mentionnées le tableau ci-dessous :

Le tableau .3 : Les analyses de l'eau dessalée du procédé O.I

<i>Paramètre</i>	<i>Unité</i>	<i>Quantité</i>
Valeur de pH		6.0-7.5
Conductivité	μS/cm	< 700
Solide totaux en suspension TTS	mg/l	< 1
Solide totaux dissous TDS	mg/l	< 5

À noter que l'eau dessalée produite est stockée dans le réservoir de l'eau dessalée 089T002 d'une capacité de 6000 m³.



Figure I.5 : Le réservoir eau dessalée 089T002

L'importance de l'eau dessalée dans le complexe

La production de l'eau dessalée après le stockage est acheminée directement vers les différents traitements de filtration du procédé de déminéralisation des unités U.100 et U.200. L'unité U.100 qui compose de lits séparés anion et cation, l'eau déminée produite est de conductivité inférieure à 5 $\mu\text{S}/\text{cm}$ et l'unité U.200 qui compose de 4 lits mixtes, l'eau polie produite est de conductivité de 0.16 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

III.3.1-Production de l'eau déminéralisée

L'unité de déminéralisation est conçue pour fournir de l'eau polie en quantité nécessaire pour l'exploitation de l'unité d'ammoniacque/d'urée, y compris les unités hors site et services. L'eau déminéralisée est produite à partir de condensat du procédé prétraité et d'eau de mer dessalée provenant de l'unité de dessalement thermique 089U500, à partir de laquelle l'eau mieux dessalée est directement acheminée vers l'unité

de polissage 090U200. L'eau déminéralisée produite est récupérée et stockée dans le réservoir de l'eau déminéralisée 090T001 d'une capacité de 3500 m³.

L'eau polie est produite à partir d'eau déminéralisée, de l'eau dessalée et de retour de condensat des turbines / vapeur très faiblement polluée.

Le traitement par le filtre à lit mélangé de l'unité 090U200 fournit de l'eau entièrement déminéralisée utilisée pour la génération de la vapeur HP dans les chaudières autonomes 089U100/200/300, l'eau polie est collectée dans le réservoir d'eau polie 090T002. Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, en outre cette eau est utilisée aussi comme fluide de refroidissement pour certains équipements mécaniques.



Figure I.6 : L'unité de déminéralisation et de polissage

III.4-La production de vapeur

La production de la vapeur joue un rôle très important, en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements :

- les turbines des générateurs : production d'électricité
- les turbines des compresseurs : compression de gaz
- les réchauffeurs de Gaz
- les turbines des pompes

Cette vapeur est produite par un ensemble de trois chaudières de capacité de 166 tonnes/heure de vapeur chacune, avec une température de 510°C degrés.

Problématique

Le complexe SORFERT possède deux procédés de dessalement eau de mer, un procédé d'osmose inverse et un procédé de dessalement à thermo-compression. L'eau de mer (EDM) est alimentée depuis la conduite d'admission d'eau de mer avec un débit entre 330-630 m³/h via une pression de 2,7 bar et une température de entre 10-30°C.

Malgré le développement technologique, l'exploitation des procédés de dessalements se heurte à des contraintes majeures dans les industries pétrolières et pétrochimiques notamment le phénomène d'entartrage. L'entartrage d'une surface d'échange est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide. Il dépend donc fortement de la composition des eaux industrielles. L'entartrage se matérialise par une formation d'incrustations adhérentes et dures sur les surfaces d'échanges généralement métalliques.

Pour qu'il y ait entartrage, deux conditions doivent être remplies :

- la limite de solubilité du sel contenu dans l'eau doit être dépassée.
- la vitesse de dépôt doit être suffisamment rapide.

Certaines solutions, dites incrustantes, ont tendance à entartrer les surfaces d'échange, c'est-à-dire à y déposer des sels mauvais conducteurs de la chaleur qui réduisent l'efficacité de l'échange. Les sels entartrant sont des sels à solubilité inverse, c'est-à-dire des sels dont la solubilité diminue lorsque la température augmente et au contact de la paroi chauffante, où la température est maximale, que la solubilité est minimale. Il en résulte une précipitation des sels sur la paroi d'échange, généralement sous forme de tartre dur, dense et fortement adhérent.

I.1- Les dépôts entartrant

Certaines espèces chimiques qui se trouvent sous forme ionisée en solution peuvent dans certaines conditions, se recombiner pour former des composés qui précipitent, ceci est dû au fait que l'eau a une capacité limitée pour dissoudre ces produits, il faut donc faire intervenir la notion de solubilité pour expliquer ce phénomène.

La solubilité peut être définie comme la quantité maximale d'un soluté, qui peut être dissous dans un volume unitaire de solvant dans des conditions bien définies, les principaux ions directement ou indirectement responsables de l'entartrage sont: calcium, magnésium, bicarbonates et sulfates.



La composition des dépôts dépend de la température :

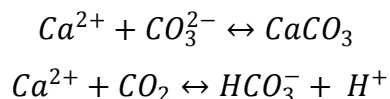
- En dessous de 85°C, le dépôt de CaCO_3 est presque pur.
- De 85°C à 120°C, il y a prédominance de $\text{Mg}(\text{OH})_2$.
- Au-dessus de 120°C il y a prédominance de CaSO_4 .

Les dépôts les plus rencontrés dans l'industrie sont : Les carbonates, les hydroxydes et les sulfates.

I.1.1-Les carbonates

Les carbonates les plus courants sont les carbonates de calcium et les carbonates de magnésium, leur précipitation dépend principalement de la température, du pH et des gaz dissous, rarement d'un mélange d'eaux incompatibles.[25]

Les réactions de précipitation sont les suivantes :



Les différentes formes cristallines de carbonates de calcium sont :

I.1.1.1-La calcite

C'est un minéral qui présente de très nombreux faciès, il est rencontré ordinairement sous la forme de rhomboèdre, c'est la forme la plus stable thermodynamiquement de toutes les variétés du carbonate de calcium.

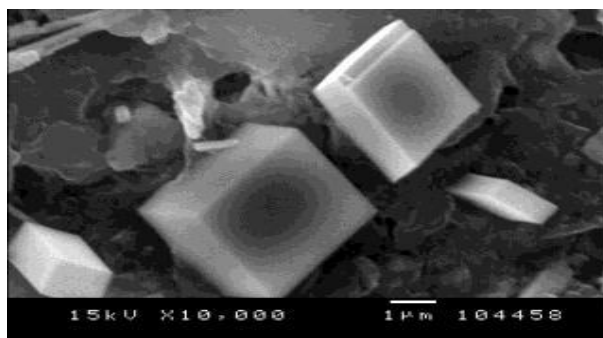


Figure II.1: Cristaux de calcite pris par MEB

I.1.1.2-L'aragonite

Elle est moins stable que la calcite. Les faciès les plus fréquemment rencontrés sont constitués par des aiguilles plus ou moins allongées rassemblées en amas plus ou moins fournies. Ces amas ont des allures très variées qui ont été baptisées "croix", "fagots" et "oursin". Cette forme est stable à une température supérieure à 50 °C et en présence des ions magnésium.

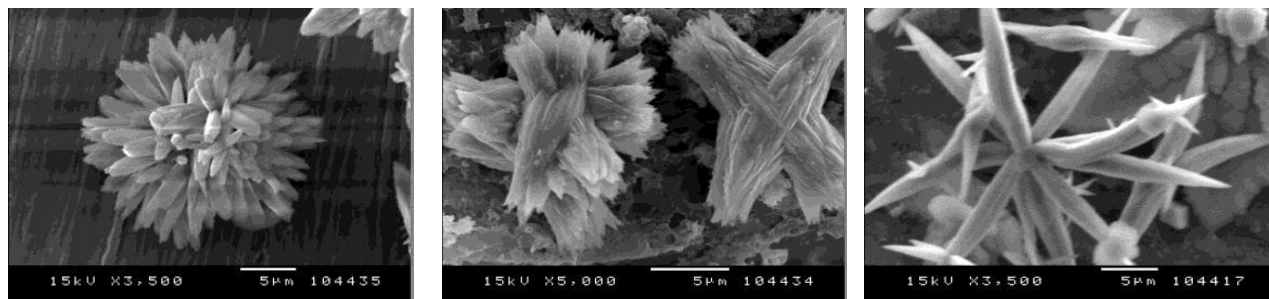


Figure II.2 : Cristaux d'aragonite pris par MEB

I.1.1.3-La latérite:

Trois faciès sont couramment rencontrés, les faciès dits en "lentilles", en "fleurs" et le "rose des sables" qui est un groupement de lentilles. La transformation de la latérite en aragonite est facilement observable, elle s'amorce par les extrémités de la lentille qui se garnit pour constituer finalement un "fagot" d'aragonite, elle est la moins stable des trois formes anhydres.

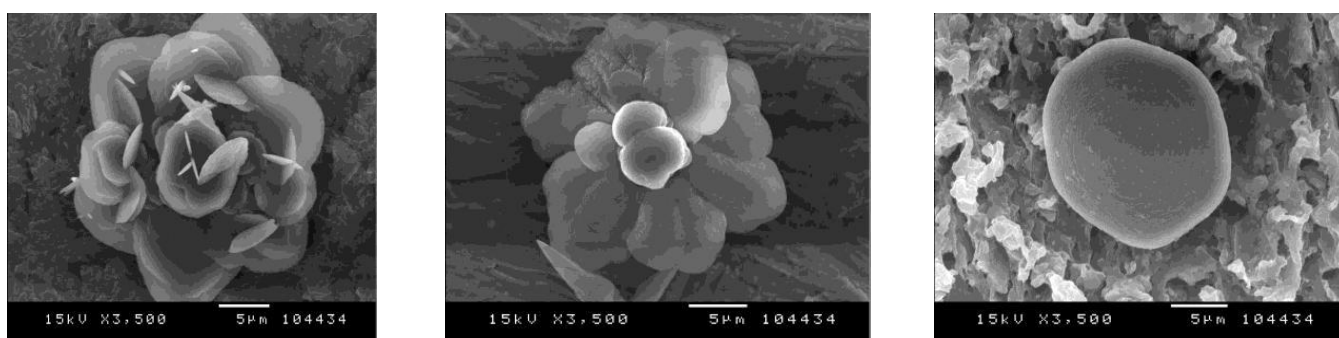
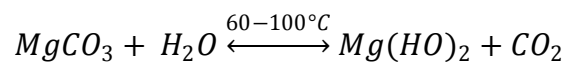


Figure II.3 : Cristaux de latérite pris par MEB

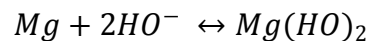
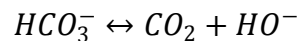
I.1.2-Les hydroxydes

Les hydroxydes le plus courant est l'hydroxyde de magnésium, on peut rencontrer pas aussi souvent que les sulfates et les carbonates.

La précipitation de $Mg(OH)_2$ se produit souvent dans les bouilleurs /évaporateurs par suite d'un traitement insuffisant de l'eau. L'évaporation de l'eau de mer à des températures élevées et /ou à des pH élevés entraîne la précipitation selon les réactions suivantes :



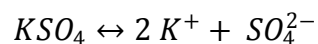
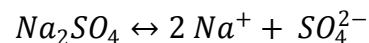
Ou bien :



Il s'agit donc de la décomposition des carbonates ou bien des ions bicarbonates qui conduits à l'alcalinisation de l'eau et ensuite à la précipitation de $Mg(OH)_2$.

I.1.3-Les sulfates

Les sulfates les plus courants rencontrés sont les sulfates de calcium, de sodium et de potassium, les dépôts de sulfates sont dus généralement aux mélanges d'eaux incompatibles, mais ils peuvent également précipiter par concentration comme les autres sels.



Les procédés thermiques de dessalement des eaux de mer rencontrent un sérieux problème de dépôt de sel dit entartrage. Ce dernier influe sur la production de l'eau dessalée suite à la diminution de la surface d'échange eau/vapeur du procédé, ce qui influe de son tour sur le rendement en eau distillée et la consommation du complexe qui exige une autonomie constante.



Dans le cadre de notre projet de fin d'études relatif à l'amélioration de la capacité de production du procédé de dessalement à thermo-compression dans l'unité U 150 du complexe SOFERT, notre objectif consiste à :

- quantifier les pertes de production dues à l'entartrage.
- minimiser l'effet entartrage, tout en assurant une exploitation fiable et conforme aux normes du design ;

Description du procédé de dessalement TCD U.510

Le procédé de dessalement comporte principalement une chambre d'évaporation doté d'un système de pulvérisation d'eau de mer en son sommet, un puisard de saumure, un faisceau tubulaire de chauffage /condensation et un tamis debrumeur à la sortie vapeur. La vapeur prévenante du thermo compresseur 089F514est introduite dans la première cellule 089E515 est condensée dans la finalité des faisceaux tubulaires, la vapeur produite de la première cellule (évaporateur) passe à travers les tubes de la deuxième cellule via les tamis debrumeur et se condense pour être récupérée par le fond vers le condenseur.

Les figures 1,2 représentent les cellules d'évaporation du procédé TCD U.510



Figure II.4.1 : La cellule d'évaporation de l'unité de dessalement U .510



Figure II.4.2 : La cellule d'évaporation de l'unité de dessalement U .510

La production du procédé de dessalement par thermo-compression est acheminée vers le stockage de l'eau dessalée. La conductivité de l'eau dessalée via ce procédé est estimée à moins de 10 $\mu\text{S/cm}$ selon le design avec les débits opératoires présentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau.4: les débits opératoires du procédé de dessalement TCD U.510

	<i>Entrée Vapeur</i>	<i>Reject Saumur</i>	<i>Entrée eau de mer</i>	<i>Retour EDM</i>
Debits Q (t/h)	18.5	230	545	215

Le bilan matière du procédé de dessalement TCD est établi comme suit

$$\sum Q_{\text{ENTREES}} = \sum Q_{\text{SORTIES}}$$

$$Q_{\text{EDM}} + Q_{\text{VAP}} = Q_{\text{SAUM}} + Q_{\text{REJET}} + Q_{\text{DISTILLEE}}$$

$$Q_{\text{DISTILLEE}} = (Q_{\text{EDM}} + Q_{\text{VAP}}) - (Q_{\text{SAUM}} + Q_{\text{REJ}}) = (545 + 18.5) - (230 + 215) = 118.5 \text{ t/h}$$

Le courant d'eau de mer distillée selon le design est estimé à 118.5 t/h



Depuis le démarrage du procédé de dessalement EDM U.510, l'unité a fonctionné correctement jusqu'aux dernières années, où il a été enregistré une augmentation dans la conductivité de l'eau dessalée, accompagnée d'une perte de production alors une baisse de rendement.

Pour bien mener notre étude, nous avons mesuré la conductivité de l'eau dessalée à plusieurs intervalles de temps puis nous l'avons comparée à une ancienne mesure au début du démarrage de l'unité.

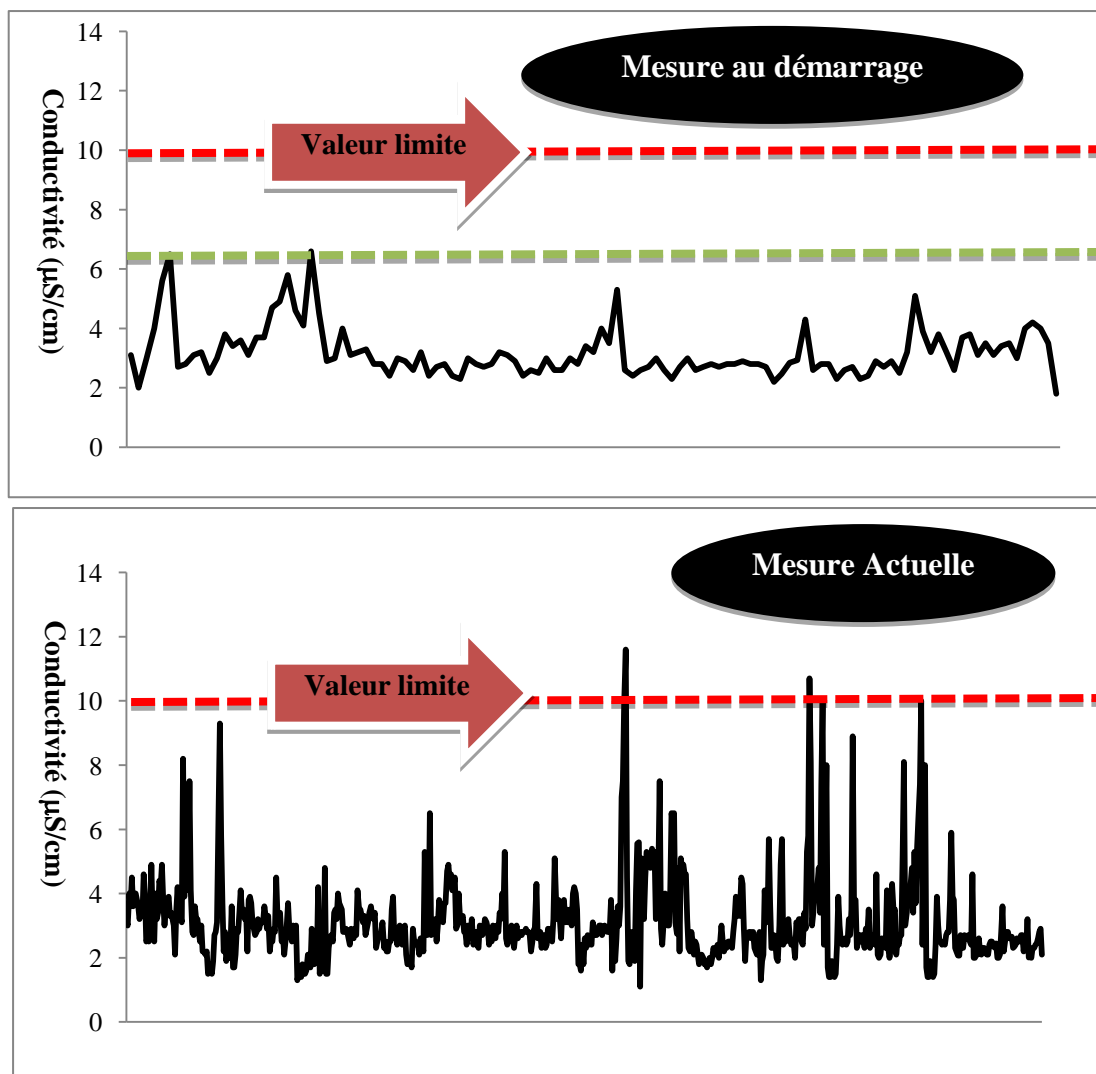


Figure. II.5 : Evolution de la conductivité avec le temps (jours) lors du démarrage de l'unité Vs mesure actuelle

Nous remarquons qu'au démarrage de l'unité, la valeur maximale de la conductivité est de $6\mu\text{S}/\text{cm}$ et une moyenne autour de $4\mu\text{S}/\text{cm}$, quant à la mesure actuelle, elle montre clairement une augmentation dans les valeurs de la conductivité de l'eau dessalée à la sortie de l'unité T510 ou les valeurs sont carrément doublées dans certaines analyses dépassant la valeur limite exigée par les chaudières ($< 10\mu\text{S}/\text{cm}$). Cette variation peut être due à des pénétrations d'air humide en eau de mer dans la cellule d'évaporation provoquées par des fissures ou des perforations sur les conduites de système de vide.

En parallèle, nous avons vérifié les débits opératoires puis nous avons calculé les rendements selon l'équation suivante :

$$\eta = \frac{Q_{\text{mesuré}}}{Q_{\text{théorique}}}$$

Rappelons que la valeur du débit d'eau de mer distillée est égale à 118,5 t/h selon le design et la valeur mesurée est estimée selon le bilan de matière déjà établi auparavant. Le procédé de dessalement TCD fonctionne sous un système DCS, les valeurs des débits ont été relevées à partir des contrôleurs (FIC) combinés avec des calculateurs de sommation mise en place de chaque FIC, le tableau suivant représente la production et le rendement du procédé TCD U.510 (actuel).

Tableau .5 : Les débits (t/h) actuels du procédé de dessalement TCD U.510

<i>Entrée vapeur</i>	<i>Entrée EDM</i>	<i>Retour saumure</i>	<i>Rejet EDM</i>	<i>Eau Dessalée</i>	<i>Rendement %</i>
18.5	546.2	238.6	216.3	109.5	92.4%
18.2	545	239.4	216.4	108.8	91.8%
18.3	546.1	237.8	215.8	110.8	93.5%
18.4	545	238.2	215.4	109.8	92.6%
18.5	547	239.7	217.1	108.7	91.7%
18.38t/h	545.46	238.04	215.46	109.52	92.42%

Le tableau indique clairement une baisse dans le rendement du procédé d'environ 7,5%. Cette baisse bien qu'elle soit très moyenne, elle influe directement sur les valeurs des



conductivités dépassant la valeur exigée. Elle pourra être liée directement au phénomène d'entartrage encrassant la surface d'échange extérieure des tubes d'évaporateur E511A/B du procédé TCD U.510. Nous avons effectué une inspection in-site du thermo compresseur, il en ressort :

- ✓ un début de dépôt de tartre à la surface extérieure des tubes de l'évaporateur.
- ✓ Corrosion des parois.
- ✓ Dégradation de la peinture de la calandre

Les photos ci-dessous témoignent nos observations

FIGURE II.6 FIGURE.II.7

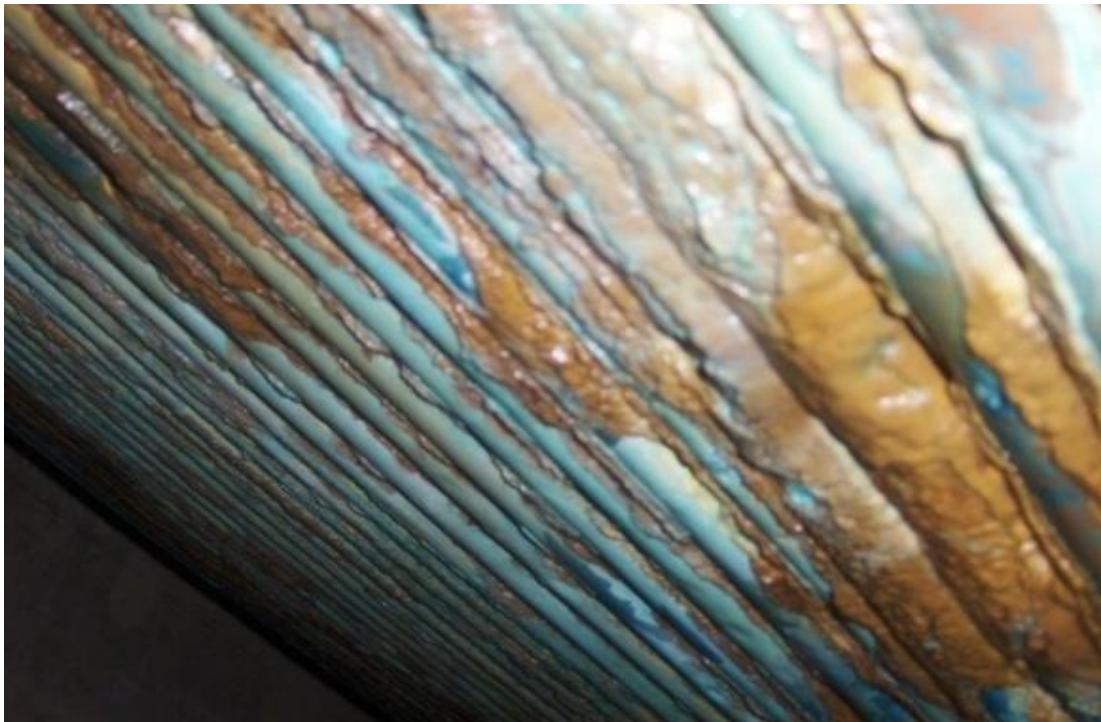


Corrosion à l'intérieur des cellules



Figure II.8 Dépôt de tartre à la surface extérieure des tubes de

L'examen visuel relève aussi la présence des tartes au niveau de la paroi externe des tubes des évaporateurs E.511A/B en contact avec eau de mer.



Photographie : Figure II.9 ; Entartrage de la surface extérieure des tubes inférieurs

Les résultats d'analyse du dépôt des faisceaux tubulaires de l'évaporateur E.511A/B faite par le laboratoire du constructeur UHDE entropie, indique la présence des sels de carbonate de calcium CaCO_3 et de sulfate de calcium CaSO_4 avec des pourcentages massique respectivement de 47 % et de 32%.

La cause principale de ces tartres est le débit d'arrosage d'eau de mer faible sous la température élevée de la vapeur entrante dans la cellule coté tubes, ajouté au mauvais dosage des antitartres et de l'anti-mousse.

La présence des tartres diminue la transmission de la chaleur du métal vers le fluide d'où risque d'un échauffement local du métal, ayant pour conséquence une baisse des caractéristiques mécaniques réduisant la durée de vie de l'appareil.

Les Solutions du problème

Suite aux constats établis, nous avons proposé une solution pour détartrer les évaporateurs du procédé TCD U.510 par un nettoyage chimique. L'unité de dessalement U.510 est arrêtée et inspectée avec attention avant d'entamer l'opération de nettoyage, le faisceau tubulaire, les filtres et le condenseur principal sont inspectés et nettoyés, afin de permettre un arrosage correct de la solution de nettoyage.

Dans notre cas, nous avons réalisé un nettoyage chimique basique avec une procédure développée selon le type de tartre que nous avons trouvé. Cette procédure est adaptée en coordination avec le département production service utilité sur les mesures durant le nettoyage, en utilisant la station de lessivage qui fait partie des trois unités de dessalement du complexe SORFERT.

I.2-Pose et installation de la station mobile de lessivage

Nous avons mis en place la station de lessivage dans un emplacement adéquat pour le branchement, puis nous avons effectué les tests de disponibilité de la station, l'alimentation électrique, l'étanchéité du flexible et citerne, Enfin, un test de rotation pour le bon sens de la pompe.





Figure II.10: La station mobile de lessivage ‘skid acide ‘

Description de la procédure de nettoyage appliqué sur l’unité de dessalement U510

La procédure est décrite suivant les stages ci-dessous :

Stage1 : rinçage des évaporateurs

Stage 2 : nettoyage par soude caustique NaOH 50%

Stage 3 : prise des échantillons et analyses

Stage 4 : évacuation de la solution

Stage 5 : préparation du nettoyage acide

Stage 6 : prise des échantillons et analyses

Stage 7 : addition de l’acide HCl30% +inhibiteur de corrosion

Après le préchauffage de l’unité par la vapeur MP, on fait un rinçage des évaporateurs. On commence le nettoyage par l’injection de 4 m³la soude caustique de 50% en trois reprises. Une injection d’inhibiteur de corrosion environ de 22kg diluée dans 200l en eau de service, avant l’injection de 3 m³d’acide HCl de 30% de en trois



également. Le tout est lessivé avec un rinçage à l'eau. L'organigramme du procédé est schématisé ci-dessous.

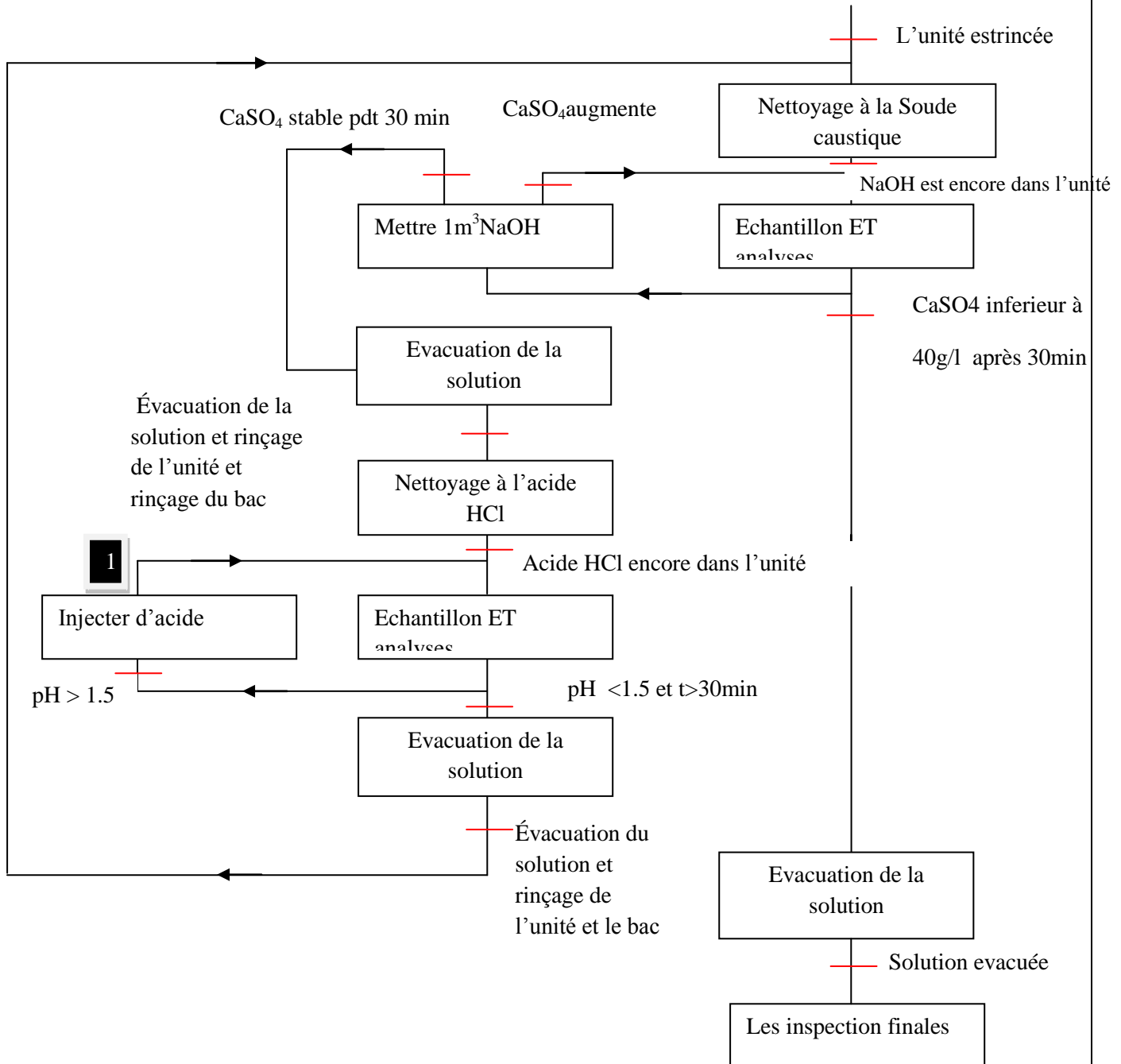


Figure II.11. Organigramme de la procédure de lessivage

Avant le débranchement de la station, l'eau de rinçage est envoyée dans l'unité U.510 pour y être évacuée vers le bassin de neutralisation afin d'éviter la pollution).



I.3.1. Résultats des analyses de lessivage

Nous avons effectué des échantillonnages à différents temps de lessivage (4 jours) en fonction des injections simultanées de NaOH et HCl, nous avons mesuré la concentration résiduelle de NaOH, le Ph et la concentration des ions Ca^{2+} . Les résultats sont regroupés dans les tableaux ci-dessous :

Tableau 6: Résultats d'analyse des échantillons pendant l'opération

	<i>Temps de prise d'échantillon</i>	<i>Paramètres</i>	<i>Résultats (%)</i>
Première injection NaOH	17H00	[NaOH]	Pas d'échantillon
		pH	Pas d'échantillon
	17H30	[NaOH]	Pas d'échantillon
		pH	Pas d'échantillon
	18H00	[NaOH]	Pas d'échantillon
		pH	Pas d'échantillon
	18H30	[NaOH]	2,01
		pH	12,70
	19H00	[NaOH]	1,93
		pH	12,98
	20H30	[NaOH]	3,56
		pH	12,93
	21H00	[NaOH]	3,39
		pH	12,94
	21H30	[NaOH]	5,23
		pH	12,87
	22H00	[NaOH]	4,96
		pH	12,80
	22H30	[NaOH]	6,96
		pH	12,83
	23H00	[NaOH]	7,14
		pH	12,83
	23H30	[NaOH]	8,92
		pH	12,84
00H00	[NaOH]	8,85	
	pH	12,81	



Tableau 7. : Résultats d'analyse des échantillons

	<i>Temps de prise d'échantillon</i>	<i>Paramètres</i>	<i>Résultats (mg/l)</i>
Première injection HCl	15H30	[Ca ⁺⁺]	4300
		pH	2,32
	16H00	[Ca ⁺⁺]	3000
		pH	4,32
	16H30	[Ca ⁺⁺]	4700
		pH	5,73
	17H00	[Ca ⁺⁺]	Pas d'échantillon
		pH	
	17H30	[Ca ⁺⁺]	Pas d'échantillon
		pH	
	18H00	[Ca ⁺⁺]	9300
		pH	1,37
	18H30	[Ca ⁺⁺]	>10000
		pH	1,88
	19H30	[Ca ⁺⁺]	9700
		pH	2,81

	<i>Temps de prise d'échantillon</i>	<i>Paramètres</i>	<i>Résultats (%)</i>
Deuxième injection NaOH	18H00	[NaOH]	2,64
		pH	12,85
	18H30	[NaOH]	4,94
		pH	13,02
	20H30	[NaOH]	7,43
		pH	12,64
	21H30	[NaOH]	8,51
		pH	12,62
	22HH00	[NaOH]	9,4
		pH	12,60
	23H00	[NaOH]	9,7
		pH	12,99
	23H30	[NaOH]	11,06
		pH	13,02
	00H00	[NaOH]	11,46
		pH	13,11
	01H30	[NaOH]	12,27
		pH	12,68



	<i>Temps de prise d'échantillon</i>	<i>Paramètres</i>	<i>Résultats (%)</i>
2 ^{eme} Injection NaOH	08H00	pH	11,64
	08H30	pH	11,77
	09H00	pH	11,66
	09H30	pH	11,48
2 ^{eme} Injection HCl	14H00	[Ca ⁺⁺]	12
		pH	1,15
	16H00	[Ca ⁺⁺]	< 10
		pH	1,25
	17H00	[Ca ⁺⁺]	3,32
18H00	pH	5,71	
3 ^{eme} injection NaOH	20H00	[NaOH]	2,06
		pH	12,95
	21H00	[NaOH]	4,51
		pH	12,93
	22H00	[NaOH]	6,75
		pH	13,6
	23H30	[NaOH]	12,81
		pH	13,87
	00H30	[NaOH]	12,98
		pH	13,29
01H30	[NaOH]	13,26	
	pH	13,08	

	<i>Temps</i>	<i>Paramètres</i>	<i>Résultats (ppm)</i>
3 ^{eme} injection HCl	14H30	[Ca ⁺⁺]	1400
		pH	2,14
	16H15	[Ca ⁺⁺]	3600
		pH	1,17
	16H45	[Ca ⁺⁺]	4900
		pH	1,3
	17H15	[Ca ⁺⁺]	4400
		pH	1,34



A partir des résultats des analyses trouvées il en ressort :

- L'efficacité de l'injection acide est prouvée par un détartrage partiel des tartres déposés au niveau de la surface extérieure des tubes des évaporateurs. (Ca^{2+} évacuées dans la solution acide)
- L'efficacité de l'injection de la base est prouvée par un détartrage partiel du tartre déposé au niveau de la surface extérieure des tubes des évaporateurs. (SO_4 dans la solution basique).
- Les tartres encrassant les évaporateurs sont de type CaSO_4

Enfin, nous avons vérifié la variation de la conductivité de l'eau dessalée durant une semaine après le lessivage acido-basique et le rinçage à l'eau autrement dit après le redémarrage du procédé thermo-compression. Les résultats sont présentés dans le tracé ci-dessous :

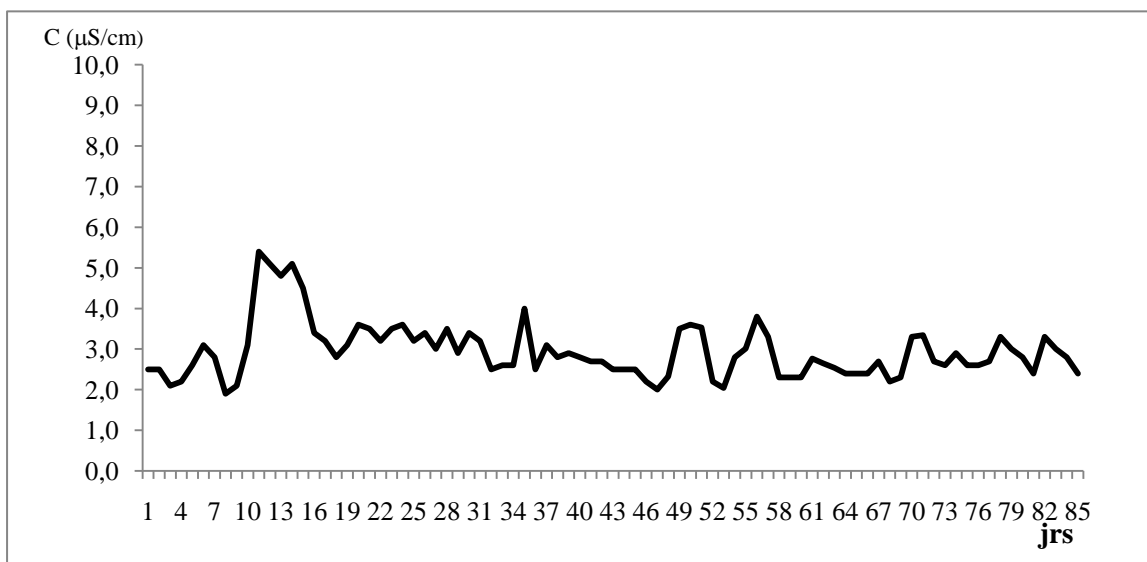


Figure II.12 : Evolution de la conductivité durant le temps post lessivage

Les résultats du suivi de la conductivité post lessivage nous rappellent ceux trouvés lors de la mise en marche de l'équipement ou cette dernière a baissé à moins de 6 $\mu\text{S/cm}$ avec une moyenne autour de 4 $\mu\text{S/cm}$.



I.3.2: Bilan de production et rendement après le nettoyage chimique

Après le nettoyage chimique du procédé de dessalement U.510 nous avons repris le bilan de matière depuis les débite des quantités de matière entrantes et sortantes. Les résultats sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau II. : Les résultats de rendement après le nettoyage chimique de l'unité U.510

<i>Entrée vapeur</i>	<i>Entrée EDM</i>	<i>Retour saumure</i>	<i>Rejet EDM</i>	<i>Eau dessalée</i>	<i>Rendement %</i>
18.4	546.5	232 .2	217.3	115.4	97.3%
18.3	547	234.4	216.8	114.1	96.2%
18.5	547.6	233.6	218.1	114.4	96.5%
18.3	546.9	234	217.2	114	96.2%
18.4	546.7	234.7	217.7	113.9	96.1%
(moy) 18.38	546.94	233.78	217.42 t/h	114.36	96.46 %

Le rendement de la production s'est amélioré de **4.04 %** après le nettoyage chimique des composantes du thermo compresseur.



CONCLUSION GENERALE

Le travail en question est une contribution à la résolution de certains problèmes vécus au niveau du procédé de dessalement eau de mer à thermo-compression au niveau du complexe SOFERT dont une perte de production et une baisse de rendement ont été enregistrés.

- Le mauvais rendement du procédé dessalement U.510 et l'augmentation de la conductivité de l'eau dessalée ($>10 \mu\text{S}/\text{cm}$) sont dus principalement à l'entartrage de la surface d'échange extérieure de tubes d'évaporateur des cellules. Cela est confirmé par une inspection visuelle au niveau de l'unité du thermo-compresseur. Nous avons remarqué :
 - ✓ Un début de dépôt de tartre à la surface extérieure des tubes de l'évaporateur.
 - ✓ Surface des matériaux corrodée
 - ✓ Peintures des parois dans un état dégradé.
 - ✓ la paroi externe est colmatée par des dépôts de tartre, suite à un faible l'arrosage d'eau de mer et la température élevée de la vapeur entrante dans la cellule coté tubes, ajouter à un mauvais dosage de l'antitartre et l'anti mousse.

- Les résultats d'analyse du dépôt des faisceaux tubulaires de l'évaporateur E511A/B de procédé de dessalement U.510 mettent en évidence la présence de carbonate de calcium CaCO_3 et de sulfate de calcium CaSO_4 avec un pourcentage massique respectivement de 47 % et 32%.

- La pénétration d'air dans les cellules sous vide de l'unité indique des fissures ou perforation des conduites du système de vide.

Pour remédier aux problèmes d'entartrage ; un lessivage chimique en alternance avec HCl et NaOH des tubes externes des évaporateurs fut réalisé suivant un protocole d'injection bien précis durant 4 jours. Les analyses post lessivage ont montré :

- une baisse significative dans la conductivité de l'eau dessalée produite.
- Lessivage des ions sulfates dans la solution basique et ceux de calcium dans la solution acide
- Augmentation du rendement de l'appareil à 97%.

