



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
Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Process Engineering Department of



Department of Process Engineering

The Date

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

قسم هندسة الطرائق

التاريخ :

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie des procédés de l'environnement

Thème

**Etude du procédé de dessalement de l'eau de mer au niveau du complexe
GL2/Z par MSF et les problèmes rencontrés**

Présenté par

1- BOUFERMA CHAIMAA

2- BEHIH RAHMA

Soutenu le 19/06/ 2023 devant le jury composé de :

| | | | |
|----------------|------------------|-----|--------------------------|
| Présidente : | BOUBEGRA Naima | MCA | Université de Mostaganem |
| Examinatrice : | DELALI Halima | MAA | Université de Mostaganem |
| Rapporteur : | SOLTANE Khadidja | MAA | Université de Mostaganem |

Année Universitaire 2022/2023

REMERCIEMENTS

Avant de présenter ce travail, tout d'abord, nous tenons à remercier notre grand seigneur Dieu tout puissant pour nous avoir donné la foi en lui, d'avoir éclairé notre route et de nous avoir guidé dans le meilleur et le bon chemin.

Nous tenons à remercier tout en particulièrement notre encadrente **M^{me} SOLTANE KHADIDJA**, pour l'aide précieuse qui nous prodigué durant tout le déroulement de notre travaille.

Notre remerciement s'adresse au **M^{elle} DELLALI Halima** et **M^{me} BOUBEGRA Naima** pour leur présence.

Nous présentons toutes nous expressions de remerciement et notre profonde gratitude a tout l'ensemble du personelle du complexe GL2/Z surtout celui des départements : Laboratoire, DRH, production et sécurité pour leur orientation, suivie, assistance et disponibilité.

Enfin Nous désirons remercier tous nos enseignants et tous ceux qui de par leur aide et leurs conseils, ont d'une manière ou d'une autre, contribué à la réalisation de ce travail, et qu'ils trouvent à travers cet écrit nos sincères gratitudes.

Je dédie ce travail à :

À ma famille.

À ma très chère mère

Je ne saurai point te remercier comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma gigantesque source de force pour affronter n'importe quels obstacles.

À mon très cher père

Ceci est ma profonde gratitude pour ton éternel amour, que ce rapport soit le meilleur cadeau que je puisse t'offrir.

À mes chers grands frères « DHAYAE et ACHREF »

Pour l'aide que vous m'avez apportée, Vous m'avez soutenu et encouragé. Puissent nos liens fraternels se consolider.

À ma sœur « Aya »

À mes chers Grands-parents « AOUICHA et SLIMANE »

À mes tantes « NAIMA et HASNA » et À mon tonton « HABIBO »

À mes cousines « ASMAE, FATIMA, HIND »

À mon cher binôme

BEHIIH RAHMA

Vous qui m'apportez beaucoup, Je vous adore ! Votre amitié m'est plus précieuse que de l'or...Avec toute mon amitié et sincérité

BOUFERMA CHAIMAA.

Je dédie ce travail à :

À ma famille.

À ma très chère mère

Je ne saurais point te remercier comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma gigantesque source de force pour affronter n'importe quels obstacles.

À mon très cher père

Ceci est ma profonde gratitude pour ton éternel amour, que ce rapport soit le meilleur cadeau que je puisse t'offrir.

À mes chers grands frère et sœur « AMINE » et « RAZIKA »

Pour l'aide que vous m'avez apportée, Vous m'avez soutenu et encouragé. Puissent nos liens fraternels se consolider.

À ma grand-mère « Zineb »

À mon oncle « Sofiane »

À ma tante et toute ma famille

À mon cher binôme

BOUFERMA CHAIMAA

Vous qui m'apportez beaucoup, Je vous adore ! Votre amitié m'est plus précieuse que de l'or...Avec toute mon amitié et sincérité

BEHIH RAHMA.

ملخص :

مجمع GL2 / Z مسؤول عن إنتاج وتصدير الغاز الطبيعي المسال (LNG) ، باستخدام الغاز الطبيعي من حقل حاسي الرمل. تتم معالجة الغاز الطبيعي ثم تسييله عند درجة حرارة مبردة تصل إلى -162 درجة مئوية في ستة خطوط تسييل. جميع القطارات متطابقة وتعمل بشكل مستقل، باستخدام المنتجات المفيدة التي يوفرها قسم المرافق، مثل تبريد مياه البحر والبخار والكهرباء وجهاز الهواء والمياه من البحر المحلى.

من أجل تلبية احتياجاته من المياه المقطرة، يحتوي مجمع GL2 / Z على 6 وحدات تحلية، في هذه الحالة LA / B / C / 2010 D / E، من نوع التمدد متعدد المراحل أحادي التأثير (MSF). تبلغ الطاقة الإنتاجية لكل من هذه الوحدات 45.3 م³ / ساعة من نواتج التقطير ، مما يعطي قدرة حسابية إجمالية قدرها 226.5 م³ / ساعة لهذه الوحدات الخمس.

تمثل جميع وحدات التحلية في مجمع GL2 / Z مشكلة انخفاض إنتاج المياه المحلاة. استمر هذا الانخفاض في الإنتاج منذ عام 2010. الهدف من دراستنا هو تحديد أصول هذا الانخفاض في إنتاج المياه المحلاة، من أجل تحديد خطة عمل لتحسين ربحية هذه الوحدات.

الكلمات المفتاحية: تحلية المياه ، GL2 / Z ، MSF ، تحلية المياه.

Abstract:

The GL2/Z complexe is responsible for producing and exporting liquefied natural gas (LNG), using natural gas from the HASSI R'MEL Field. The natural gas is processed and then liquefied at a cryogenic temperature of -162°C in six liquefaction trains. The trains are all identical and operate independently, using useful products supplied by the utilities section, such as cooling sea water, steam, electricity, instrument air and water from desalinated sea.

In order to meet its distilled water needs, the GL2/Z complex has 6 desalination units, in this case the 2010LA/B/C/D/E, of the single-effect multi-stage expansion (MSF) type. The production capacity of each of these units is 45.3 m³/h of distillate, giving a total calculation capacity of 226.5 m³/h for these five units.

All the desalination units of the GL2/Z complex present a problem of reduced production of desalinated water. This decline in production has persisted since 2010.

The objective of our study is to identify the origins of this drop in the production of desalinated water, in order to identify an action plan for a better profitability of these units.

Keywords: Désaliénation, GL2/Z, MSF, Desalinated water.

Résumé

Le complexe GL2/Z est chargé de produire et exporter du gaz naturel liquéfié (GNL), à partir du gaz naturel provenant du champ de HASSI R'MEL. Le gaz naturel est traité puis liquéfié à une température cryogénique de -162 °C dans six trains de liquéfaction. Les trains sont tous identiques et fonctionnent indépendamment, en utilisant les produits utiles, fournis par la section utilités, tel que l'eau de mer de refroidissement, la vapeur d'eau, l'électricité, l'air instrument et l'eau de mer dessalée.

Afin de subvenir à ses besoins en eau distillée, le complexe GL2/Z dispose de 6 unités de dessalement en l'occurrence les 2010LA/B/C/D/E, est de type détente à plusieurs étages (MSF) à simple effet. La capacité de production de chacune de ces unités est de 45,3 m³/h de distillat, soit une capacité totale de calcul de 226,5 m³/h pour ces cinq unités.

L'ensemble des unités de dessalement du complexe GL2/Z présente un problème de baisse de production de l'eau dessalée. Cette baisse de production persiste depuis l'année 2010.

L'objectif de notre étude est de déceler les origines de cette baisse de la production d'eau dessalée, afin de dégager un plan d'action pour une meilleure rentabilisation de ces unités.

Mots clés : Dessalement, GL2/Z, MSF, Eau dessalée.

Liste des abréviations

SONATRACH : Société Nationale de Transport et Commercialisation des Hydrocarbures

SONELGAZ : Société Nationale Electricité et Gaz

GN : Gaz Naturel

GNT : Gaz Naturel Traité

GNL : Gaz Naturel Liquéfié

GL2 /Z : gaz liquéfié zone 2.

MEA : Mono Ethanol Amine

MCR : Multiple Composant Réfrigérant

MSF : Multi Stage Flash

MED : Multi Effet Distillation

OMS : Organisation Mondiale de la Santé

OI : Osmose inverse.

TCD : Thermo Compression Distiller

PH : potentiel d'hydrogène.

NH₂SO₃H: l'acide SULFAMIQUE

μS/cm : micro Siemens par Centimètre

Ppm : partie par million.

Hg : Mercure

HP : Haute Pression

BP : Basse Pression

Liste des Figures

| | |
|---|----|
| Figure I.1 : photo satellitaire représentant l'emplacement du complexe GL2/z..... | 07 |
| Figure I.2 : Zone utilité..... | 09 |
| Figure I.3: Procédé de décarbonatation et de régénération de MEA riche..... | 11 |
| Figure I. 4 : Section de compression..... | 14 |
| Figure I.5: Zone de procédé | 15 |
| Figure I.6 : Zone de stockage et Installation d'Expédition..... | 16 |
| Figure II .1 : Schéma général d'une installation de dessalement..... | 21 |
| FigureII.2 : procédés de dessalement de l'eau de mer..... | 22 |
| Figure II.3: Schéma d'un dessaleur de type « MSF »..... | 23 |
| FigureII.4 : Image représentative du principe de la distillation à simple effet..... | 24 |
| Figure II.5: Schéma de principe d'un système d'évaporateurs multiples effet..... | 25 |
| Figure II.7: Dessaleur type d'une distillation à simple effet par compression..... | 26 |
| Figure II.8: Les membranaires..... | 27 |
| Figure II.9 : Structure d'une Membrane et son principe..... | 27 |
| Figure II.10: Schéma du procédé d'osmose inverse..... | 28 |
| Figure II.11: Une unité d'osmose inverse..... | 29 |
| FigureII.12: Principe de fonctionnement de l'électrodialyse..... | 29 |
| Figure II.13 : Problème d'entartrage..... | 32 |
| Figure II.14 : Problème de colmatage..... | 33 |
| FigureII.15 : Problème de corrosion..... | 34 |
| FigureIII.1 : Schéma de l'acheminement d'eau de mer vers les dessaleurs..... | 41 |
| Figure .III.2 : Pompe d'eaux distillat..... | 43 |
| Figure III.3: Schéma d'un dessaleur de type « MSF »..... | 45 |
| Figure IV.1 : Photo du conductimètre utilisé..... | 48 |
| Figure IV.2: Variation de la conductivité électrique des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B /D/E du mois de décembre..... | 49 |
| Figure IV .3 : Photo du pH mètre utilisé..... | 51 |
| FigureIV.4 : Variation du pH des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B / E du mois de décembre..... | 52 |
| Figure IV.5: Variation de chlore en ppm des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B /D/ E du mois de décembre..... | 54 |

| | |
|---|----|
| Figure IV.6 : Variation de l'ammoniaque en ppm des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B /C / D du mois de décembre..... | 55 |
|---|----|

Liste des tableaux

| | |
|---|----|
| Tableau II.1 : Concentration des éléments principaux pour une eau de mer..... | 18 |
| Tableau IV.1 : Résultats des mesures de la conductivité électrique de l'eau dessalée du mois de Décembre (du 13 au 27 décembre 2022) | 49 |
| Tableau IV.2: Résultats des mesures du pH de l'eau dessalée du mois décembre (du 13 27décembre2022)..... | 51 |
| Tableau IV.3: Analyse de chlorures..... | 53 |
| Tableau IV.4: Analyse de l'ammoniaque..... | 55 |
| Tableau IV.5 : Les valeurs du pH prélevées sur les cinq (05) solutions d'acide sulfamique préparés..... | 57 |
| Tableau IV.6. La concentration de l'acide sulfamique en fonction du temps..... | 57 |

Sommaire

Remerciements

Dédicace

Résumé

Liste des abréviations

Introduction générale 1

Chapitre I : Description du complexe

I. Présentation du complexe GL2/Z..... 04

I.1. Définition du gaz naturel..... 04

I.1.1 Origine du gaz naturel..... 04

I.2. Historique 05

I.3. Description générale du procédé 05

I.3.1. Capacité de production..... 06

I.3.2. Capacité de production annuelle..... 06

I.3.3. Capacité Totale de stockage 06

I.4. Composition du complexe GL2/Z..... 07

I.4.1. Zone Des utilités 07

I.4.2. Zone de procédé 09

I.4.3. Zone de stockage 16

I.4.3.1. Chargement et Installation d'Expédition 16

Chapitre II : Généralités sur les techniques de Dessalement

II.1. Introduction 18

II.2. Caractéristiques des eaux marines saumâtres..... 18

II. 2.1. Les eaux marines..... 18

II.2.1.1. Les éléments principaux 18

II. 2.1 .2. Salinité 19

II. 2.1 .3. PH des eaux de mer..... 19

II. 2.2. Les eaux saumâtres 19

II. 2.2.1. Salinité des eaux saumâtres 19

II. 2 .2.2.PH des eaux saumâtres 20

II.3. Définition du dessalement de l'eau de mer 20

II.3. 1. Etapes de dessalement de l'eau de mer 21

| | |
|--|----|
| II.3.2 Les techniques de dessalement d'eau de mer..... | 21 |
| II.4. La distillation..... | 22 |
| II.4.1. Les procédés par distillation..... | 22 |
| II.5. Les procédés thermiques (La distillation)..... | 23 |
| II.5.1. Distillation flash multi-étages (MSF) | 23 |
| II.5.2 Distillation à simple effet | 24 |
| II.5.3. Le procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effet distillation MED) | 24 |
| II .5.4 Distillation par compression de vapeur | 25 |
| II.6. Procédé membranaires..... | 27 |
| II.6.1. Osmose inverse..... | 28 |
| II.6.2Procédé d'électrodialyse | 29 |
| II .7. Les problèmes techniques rencontrés en dessalement..... | 30 |
| II.7.1 Problème d'entartrage | 30 |
| II .7.1.1. Problèmes engendrés par le tartre..... | 30 |
| II.7.1.2. Les causes de l'entartrage | 31 |
| II.7.1.3Traitement du tartre..... | 31 |
| II.7.2. Problème de Colmatage..... | 32 |
| II .7.1. Différents moyens de lutte contre le colmatage..... | 32 |
| II.7.3. Problème de La corrosion..... | 33 |
| II.7.3.1. La prévision de corrosion..... | 33 |
| II.7.3.2. Aspect économique de la corrosion..... | 34 |
| II.8. La lutte contre les problèmes des dessaleurs dans le complexe GL2/Z | 34 |
| II.8.1. Les ajouts chimiques dans une station de dessalement..... | 34 |
| II.8.1.1. Les Coagulants | 34 |
| II.8.1.2. Agents antitartres..... | 34 |
| II.8.1.3. Agents anti mousses..... | 35 |
| II.9. Procédure de lessivage chimique..... | 35 |
| II.9.1. Le lessivage acide | 35 |
| II.9 .2. Conditions préliminaires..... | 36 |
| II .9.3. Travaux préparatoires..... | 36 |
| II.10. Les avantages et les inconvénients de dessalement..... | 36 |

Chapitre III : L'unité de dessalement du complexe GL2/Z

| | |
|--|----|
| III .1. L'unité de dessalement d'eau de mer | 39 |
| III.2. L'unité de dessalement du complexe GL2/Z..... | 39 |
| III.3. Description de l'unité de dessalement de type « MSF » | 39 |
| III. 3.1. Les filtres d'eau de mer | 40 |
| III.3.2. L'évaporateur | 41 |
| III.3.3. Le réchauffeur de saumure | 42 |
| III.3.4. Le désurchauffeur..... | 42 |
| III .3.5. L'éjecteur et le condenseur..... | 42 |
| III.3.6. Les pompes..... | 43 |
| III.3.8 Système d'injection des produits chimiques | 44 |
| III.3.9 Le bac de stockage | 44 |
| III.4. Principe de fonctionnement de l'unité de dessalement « MSF »..... | 44 |

Chapitre IV : Partie expérimentale

| | |
|--|----|
| IV.1. Introduction | 47 |
| IV.2. Le traitement des eaux dessalées dans le complexe GL2 /Z | 47 |
| IV.2.1. Traitement physique..... | 47 |
| IV.2.2. Traitement biochimique..... | 47 |
| IV .2.3 Traitements au niveau de laboratoire..... | 47 |
| IV.2.3.1. Mesure de la conductivité | 47 |
| IV. 2.3.2. Mesure du PH..... | 50 |
| IV.2.3.3. Dosage des chlorures..... | 52 |
| IV.2.3.4. Mesure de l'ammoniaque NH ₄ | 54 |
| IV.3. Test de détartrage..... | 56 |
| IV.3.1. Les résultats du test de détartrage..... | 56 |
| IV.4. Anomalies relevées..... | 58 |
| IV.4.1. Les dessaleurs..... | 58 |
| IV .4.2. Les filtres du circuit eau de mer (dessalement)..... | 58 |
| IV .4. 3. Les produits chimiques..... | 58 |
| Conclusion générale..... | 60 |
| Référence bibliographique | |
| Les annexes | |

« Introduction générale »

Introduction générale :

Introduction générale :

L'eau, molécule simple, est indispensable pour la continuité de toute sorte de vie ainsi qu'au développement des populations. L'augmentation des besoins en eau et la disponibilité de l'eau de bonne qualité demeure un challenge d'actualité, généralement pour le monde entier et particulièrement pour l'Algérie.

Le dessalement est un phénomène naturel qui se produit depuis des millions d'années sur Terre. Le cycle naturel de distillation implique l'évaporation de l'eau de mer, qui se condense ensuite pour former de l'eau de pluie pure, offrant ainsi un exemple évident de ce phénomène. Un autre exemple de dessalement naturel se produit lorsque l'eau de mer gèle près des régions polaires. Aujourd'hui, le dessalement de l'eau est de plus en plus utilisé à l'échelle planétaire comme moyen d'obtenir de l'eau potable. Ce processus consiste à extraire le sel d'une eau salée ou saumâtre pour la rendre potable ou utilisable pour l'industrie ou l'irrigation.

Le complexe GL2/Z est chargé de produire et exporter du gaz naturel liquéfié (GNL) à partir du gaz naturel provenant du champ de Hessi Ramel. Le gaz naturel est traité puis liquéfié à une température cryogénique de -162°C dans six (06) trains de liquéfaction. Les trains sont tous identiques et fonctionnent indépendamment, en utilisant les produits utiles, fournis par la section utilités, tel que l'eau de mer de refroidissement, la vapeur d'eau, l'électricité, l'air instrument et l'eau de mer dessalée.

Afin de produire de l'eau qui répond aux normes requises pour l'alimentation des chaudières de procédé, des utilités pour la production de vapeur et comme eau d'appoint, l'eau dessalée est soumise à une étape de déminéralisation.

Le manuscrit s'articule en 3 chapitres et une partie expérimentale :

Introduction

Chapitre I : présentation du complexe.

Chapitre II : Généralités sur les techniques de dessalement.

Chapitre III : L'unité de dessalement de complexe GL2/Z.

Chapitre VI : Partie expérimentale comporte :

Le traitement des eaux dessalées dans le complexe GL2 /Z

- ✓ Mesure de la conductivité.
- ✓ Mesure du PH.

Introduction générale :

- ✓ Dosage des chlorures.
- ✓ Mesure de l'ammoniaque NH_4
- ✓ Tests de détartrage.

Conclusion générale.

Chapitre I

« Présentation de complexe GL_2/\mathbb{Z} »

I. Présentation du complexe GL2/Z :

L'Algérie est située comme étant un pays très important dans l'exportation des hydrocarbures, dont le gaz naturel liquéfié représente la plus grande partie, elle joue un rôle actif dans le développement du commerce international du gaz. [1]

Le complexe industriel de GL2/Z constitue l'une des plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Il est situé au nord de Bertoua à 6 Km de la ville d'Arzew, il couvre une superficie de 72 hectares et se compose de plusieurs zones. La liquéfaction du gaz naturel, industrie induite par l'émergence du marché mondial du gaz, fait partie de cette branche d'activité. L'appareil de production de GNL est composé de trois complexes dénommés par codification : GL1/Z, GL2/Z et GL3/Z. Leur implantation fait partie du pôle industriel pétrochimique et gazier de la région, l'une des plus importantes concentrations industrielles du pays. Comme toute création industrielle d'envergure, le complexe GL2/Z a franchi des étapes qui sont autant d'événements marquants de son histoire récente.

I.1. Définition du gaz naturel :

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane (CH_4) en grande proportion ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et l'hexane en proportion décroissantes, sa composition révèle en outre suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, du gaz carbonique, sulfure et de la vapeur d'eau. La genèse du gaz naturel est tout à fait analogue à la genèse du pétrole qui est un mélange d'hydrocarbures lourds et résulte de la décomposition de la matière organique essentiellement sous-marine déposée au cours des époques et en forme sous les couches sédimentaires. C'est la raison pour laquelle se trouvent piégés le gaz naturel sont en général plus profondes [1].

I.1.1 Origine du gaz naturel :

Le gaz naturel a une origine identique à celle du pétrole, il s'est formé il y a 300 millions d'années. Immenses forêts couvraient la terre, lorsque des couches de micro-organismes vivants sont venues se déposer au fond des océans et sur les rivages des continents.

I.2. Historique :

Le complexe GL2/Z a été réalisé par la société américaine « pullman Kellogg plant service Alegria Inc. » qui a été chargée des études, de la construction et du démarrage des différentes installations.

La construction de l'usine a débuté en 1977 et sa mise en production remonte à l'année 1981

- Signature du contrat : 09 février 1976
- Mise en vigueur 01 avril 1976
- Lancement engineering 15 avril 1976
- Ouverture du chantier 15 mars 1977
- Pose de la première pierre : 21 février 1978
- Première production du GNL : 11 février 1981
- Début de montage mécanique 01 juillet 1981
- Première expédition du GNL : 20 juillet 1981
- Première production GNL : 29 juillet 1981.

I.3. Description générale du procédé :

L'usine de liquéfaction de gaz naturel d'Arzew GL2/Z comprend six trains de liquéfactions indépendants fonctionnant en parallèle. Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation. Le débit de gaz naturel distribué est d'environ 1.500.000 m³/h pour les six trains, soit en moyenne 250.000 m³/h /train.

La capacité théorique totale de production du complexe est de l'ordre de 18 millions de m³ par an de GNL.

- Le propane et le butane destinés à la commercialisation expédiés par pipe vers le complexe GP1/Z
- La gazoline est destinée à l'exportation.
- Le gaz de charge alimentant l'unité HELIOS pour extraire de l'hélium et de l'azote.

🚦 Le complexe GL2/Z comprend principalement :

- ✓ Six unités de liquéfaction.
- ✓ Les utilités.
- ✓ Le stockage et chargement de GNL et de gazoline.

- ✓ Une salle de contrôle des installations de l'usine.

I.3.1. Capacité de production :

L'usine GL2/Z compose six trains ou module de liquéfaction identiques d'une capacité de production de 9.000m³ /jour conçus pour fonctionnement autonome, et disposant chacun de :

- Sa propre production de vapeur.
- Section de décarbonatation.
- Liquéfaction.
- Compression.
- Fractionnement des hydrocarbures.

Les données suivantes indiquent les capacités de production et de stockage au niveau du complexe :

I.3.2. Capacité de production annuelle :

- ✓ GNL : 17,8Millions m³ /an
- ✓ Propane : 410 000 Tonnes /an
- ✓ Butane : 327 000 Tonnes / an
- ✓ Gazoline : 196 000 Tonnes /an

I.3.3. Capacité Totale de stockage :

- ✓ Trois bacs de 100 000 m³ chacun pour le GNL.
- ✓ Deux bacs de 14 500 m³ chacun pour la gazoline [2].

La production de propane et de butane est acheminée par canalisation vers le complexe GP1/Z.



Figure I.1 : photo satellitaire représentant l'emplacement du complexe GL2/Z.

I.4. Composition du complexe GL2/Z :

L'usine est composée de trois zones :

- Zone de procédé,
- Zone d'utilité,
- Zone de stockage et expédition.

La liquéfaction du Gaz Naturel nécessite quatre (04) étapes essentielles qui seront décrites plus loin.

I.4.1. Zone Des utilités :

Cette zone est essentiellement au sein du complexe. Elles permettent d'assurer la fourniture De tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction.

- **Energie électrique :**

L'électricité est produite par trois turbogénérateurs ayant une capacité de 20 MW pour chacun, ainsi qu'une source SONELGAZ avec une tension de 60MV. Toutefois, pour une mise en marche normale.

- **Vapeur :**

La vapeur d'eau est la source d'énergie choisie pour le complexe :

- ✓ Quatre (04) chaudières HP (62 bars) type ABB d'une capacité de 400 t/h chacune.
- ✓ Douze (12) chaudières procès HP d'une capacité de 120 t/h chacune.
- ✓ Deux (02) chaudières HP type IHI d'une capacité de 400 t/h chacune.
- ✓ Une chaudière BP (17,2bars) d'une capacité de 59 t/h.

- **Unité de dessalement :**

Elle permet de produire de l'eau dessalée (eau distillée) à l'alimentation des chaudières du complexe. Six unités de dessalement de type détente à plusieurs étages (MSF) chacune d'une capacité de 45,3 m³ /h assurant la production de cette énergie.

- **Production d'air comprimé :**

Une grande partie de l'instrumentation du complexe est pneumatique. La production de l'air comprimé est assurée par un ensemble de quatre (04) compresseurs de séchage et de liquéfaction des hydrocarbures.

- **Source de refroidissement :**

L'eau de mer est la source de refroidissement transportée par un ensemble de six (06) pompes de grande puissance de 1 750000 m³ /h.

- **Azote :**

L'azote est fourni par l'entreprise nationale des gaz industriel (ENGI), et utilise pour l'inertage des installations pour la préparation aux travaux de maintenance ainsi que les démarrages.



Figure I.2 : Zone utilité.

I.4.2. Zone de procédé :

La production de GNL dans le complexe GL2/Z est assurée par six trains fonctionnant en indépendance dont chacun comprend un nombre d'équipements montés principalement en série, assurant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux à l'état liquide. Un train est divisé en sept sections qui assurent les opérations de :

- ✓ Une section de démercurisation ;
- ✓ Une section de décarbonatation ;
- ✓ Une section de déshydratation du gaz naturel ;
- ✓ Une section séparation ;
- ✓ Une section de liquéfaction ;
- ✓ Une section de compression ;
- ✓ Une section de fractionnement.

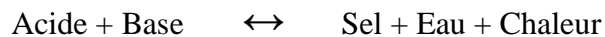
a) Section de démercurisation :

La démercurisation est réalisée par le phénomène d'adsorption moléculaire qui a pour objet d'éliminer le mercure qui provoque la corrosion des échangeurs en aluminium. Un lit de tamis moléculaire recouvert de sulfate de cuivre (CuSO_4) est contenu dans le ballon démercuriseur 142 D. Le diamètre des billes est de 5 mm. Ce lit est maintenu par une couche de billes d'alumine (diamètre 20 mm) posée sur une grille métallique.

Le gaz traverse le lit de haut en bas. La capacité d'adsorption et la faible quantité de mercure contenue dans le gaz naturel (GN) (moins de $1 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$) exigent un temps de fonctionnement relativement long et permettent d'éviter une régénération des tamis du démercuriseur. Il est toutefois, prévu un séchage du tamis par gaz chaud, réalisé par une installation démontable. Celui-ci peut, en effet, se charger d'humidité lors du remplissage ou pendant un arrêt prolongé (maximum de mercure dans le GN $100 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$).

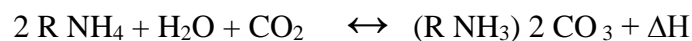
b) Section de décarbonatation :

La décarbonatation a pour objet d'éliminer le dioxyde de carbone ou CO_2 qui cause le bouchage au niveau de la section liquéfaction. Elle est basée sur le phénomène d'absorption (réaction chimique). Dans ce cas, il y a une réaction de neutralisation :



Une solution aqueuse de mono éthanol amine (MEA) entre 15 et 20 % est mise en contact, dans une colonne à plateaux, avec le gaz riche en CO_2 . La solution entrant par le haut et le gaz par le bas, le contact se fera à contre-courant.

La réaction par laquelle le CO_2 est absorbé par le MEA peut être représentée comme suit :



Avec : R : $\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$, Sa température d'amorçage est de 38°C .

✓ Régénération de la solution de MEA :

La solution MEA, pauvre en CO_2 , sort de l'absorbeur, riche en CO_2 , et doit être régénérée pour être utilisée de nouveau. Cette opération s'effectue dans la colonne de régénération « X32E ».

Le MEA riche est d'abord détendu dans un ballon « X37F » pour séparer les hydrocarbures, éventuellement dissous, puis chauffé jusqu'à 102°C par échange thermique avec le MEA pauvre (régénéré) successivement dans quatre échangeurs « X33C1/C2/C3/C4 ».

Le MEA riche est alors introduit en tête de la colonne de régénération fonctionnant à 110°C et 01 bar en fond de colonne. La solution descend dans la colonne pour y être épurée par les

gaz ascendants provenant de l'évaporation du produit de fond grâce à un rebouilleur « X34C » utilisant de la vapeur à 4,5 bars.

Les vapeurs de tête de colonne sont condensées dans un échangeur à eau de mer « X35C » puis débarrassées du CO₂ dans le ballon « X33 F » et sont réinjectées dans la colonne comme reflux au moyen des pompes de reflux « X32J/JA ».

Le MEA pauvre en CO₂ sort par le fond de colonne, passe dans les échangeurs « X33C1/C2/C3/C4 » puis dans un autre échangeur à eau de mer « X32C », pour être refroidi à 38°C, et sera refoulé vers la colonne d'absorption au moyen des pompes « X31J/JA » (une partie de cette solution MEA pauvre est filtrée dans un filtre à charbon « X32F » en continu).

L'étape de régénération comporte également un vaporisateur « X36C » utilisant de la vapeur à 17 bars, pour épurer en continu des résidus décomposés une partie du MEA, pauvre à la sortie du régénérateur « X32E ». Le circuit MEA comporte également un réservoir « X35F » pour stockage, muni d'une pompe « X33J » pour le refoulement et un puisard « X34F » pour la préparation et les appoints de MEA dans le circuit.

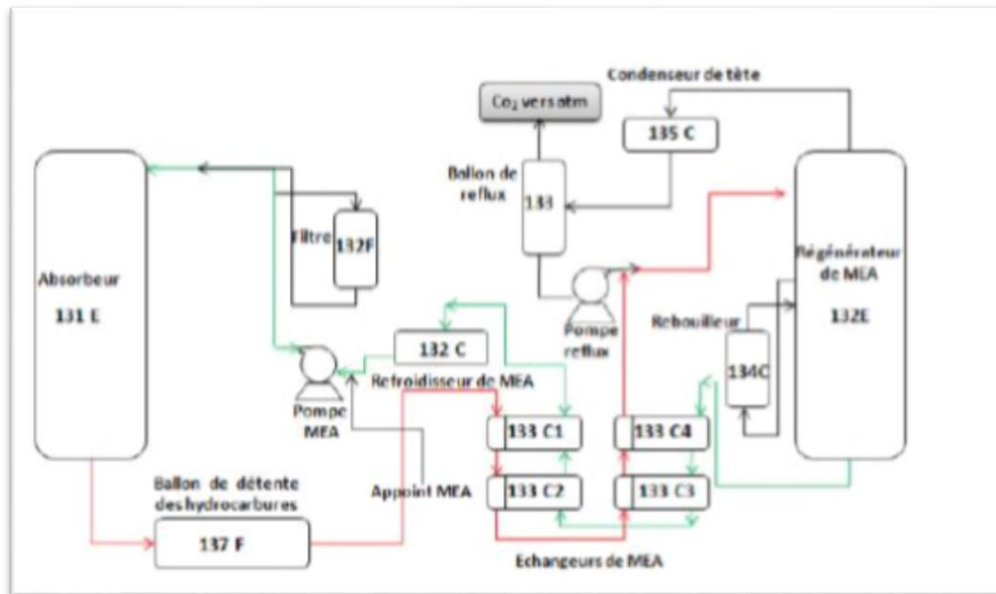


Figure I.3: Procédé de décarbonatation et de régénération de MEA riche.

c) Section de déshydratation :

- **Déshydratation :**

Le gaz d'alimentation est humide surtout par le fait qu'il a adsorbé de l'eau de la solution MEA. La phase suivante du traitement du gaz d'alimentation de l'eau en vue d'en réduire la teneur à moins de 0, 5ppm. Cette opération est effectuée dans un jeu de 3 sécheurs à tamis moléculaires.

- **Adsorption :**

Le GN pénètre dans des sécheurs en service, le troisième étant en regrattions et traverse les tamis moléculaires perdant progressivement son humidité.

A la sortie de chaque sécheur le gaz est filtré afin de retenir les particules en suspension est se dirige ensuite vers la section de séparation. Chaque sécheur à une capacité d'adsorption correspondant à un cycle de séchage de huit heures. À la fin de ce cycle.

- **Régénération des sécheurs**

A tour de rôle et après un temps de service de seize (16) heures, chaque sécheur subit une régénération pour éliminer l'eau par désorption suivant un cycle de huit (08) heures. Ce cycle comprend trois (03) phases :

Régénération chaude, régénération froide et attente.

- **Régénération chaude (03h30)**

Une proportion d'environ 10% du gaz naturel traité (GNT), prélevée en aval des sécheurs en service, est chauffée à 288°C dans un échangeur thermique X44C par le GNT de régénération quittant le sécheur en régénération chaude puis dans deux échangeurs X42C1/C2 par de la vapeur à 62 bars.

Ensuite, ce GNT chauffé entre dans Le sécheur par le bas et entraîne l'humidité dans son mouvement ascendant. Il passe dans l'échangeur X44C, pour être refroidi, puis dans un aéroréfrigérant X43C, pour condenser cette humidité qui sera éliminée dans un ballon de séparation X42F.

Le gaz naturel sortant sera aspiré par une moto compresseur de régénération X41J et refoulé à l'entrée de l'échangeur à propane X41C au début de la déshydratation.

➤ **Régénération froide (02h30)**

Durant cette phase, le GNT emprunte le même circuit de régénération, sauf que les échangeurs X44C et X42C1/C2 sont by passés (coté calandre), et refroidit graduellement le sécheur ainsi que l'échangeur X44C.

➤ **Attente (02h00)**

Le sécheur ainsi régénéré reste isolé du circuit en attendant l'entrée du sécheur suivant en phase de régénération [3].

d) Section de séparation (tour de lavage) :

La section de séparation a pour objectif de séparer le GNT en composants lourds et composant légers.

Le gaz refroidi subit une séparation (flash) dans la tour de lavage F-711 au niveau du 9ème plateau. La phase vapeur riche en méthane et éthane s'élève à travers huit plateaux supérieurs de la colonne ; les vapeurs de tête subissent une condensation dans l'échangeur à propane jusqu'à une température de -40 °C où les vapeurs sont partiellement condensées pour être séparées dans le ballon de flash. Le liquide est refoulé vers la tour de lavage comme un reflux et les vapeurs de tête s'écoulent vers la section de liquéfaction ; le liquide de fond de la tour de lavage passe par un rebouilleur partiel au butane E-713 (70 °C), le butane est chauffé dans un échangeur à vapeur d'eau E-717 (117 °C). **Voir le schéma attaché à l'annexe 2.**

e) Section de liquéfaction :

Cette section représente la partie la plus importante du procédé du faite qu'elle permet de réaliser l'objectif principal du complexe qui consiste à liquéfier le gaz naturel.

Le gaz naturel traité, riche en constituants légers à -33 °C et 37 bars absolus, pénètre dans le faisceau central de l'échangeur principal X16C dans lequel il circule de bas en haut. La liquéfaction dans le faisceau central se fait en deux temps : Le gaz est réfrigéré à -110 °C par échange thermique avec le faisceau MCR liquide et vapeur, puis le gaz, partiellement condensé, sera liquéfié

complètement par le MCR vapeur condensé. Le gaz naturel liquéfié (GNL), sortant en tête de l'échangeur principal sous forme de liquide à 24,3 bars absolus et -148 °C, passe dans l'échangeur de rejet et se combine à sa sortie avec la réinjection du propane et de l'éthane venant du fractionnement

La phase GNL est récupérée au fond du démazouter et sera acheminée par des pompes vers les bacs de stockage à -162°C. Les vapeurs de tête passent dans l'échangeur de rejet ou elles se réchauffent au contact du MCR du GNL, des réinjections d'éthane et de propane et du gaz combustible venant de tête du ballon flash et déchargent dans le circuit fuel gaz. **Voir le schéma attaché à l'annexe 3.**

f) Section de compression :

Boucle de propane La boucle de propane est une boucle à quatre étages qui permet de refroidir le gaz naturel et le MCR par paliers successifs, le propane, après compression et condensation, subit quatre niveaux de détentes refroidissantes, lui permettant d'échanger ses frigories avec le MCR. **Voir le schéma attaché à l'annexe 5.**

La deuxième boucle frigorigène de l'unité de liquéfaction est appelée boucle MCR. Elle utilise un fluide frigorigène composé d'un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane, qui circule dans une boucle fermée à deux compresseurs appelés MCR (I) et MCR (II), chacun entraîné par une turbine. Le compresseur MCR a pour rôle de liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal.



Figure I.4: Section de compression.

g) Section de fractionnement :

L'unité fractionnement est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage situé en amont de l'échangeur principal. La section est composée par :

- Le dé-éthaniseur : Il permet d'extraire l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecter dans le GNL, l'excès est utilisé comme combustible dans le système fuel gaz. Les produits de fond du dé-éthaniseur sont acheminés vers la colonne de dépropanisations.
- Le dé-propaniseur : Il constitue la tour de fractionnement. Son rôle est de produire le propane en tête de colonne et de l'acheminer en grande partie vers le complexe GP1/Z pour y être commercialisé ou réinjecté dans le GNL, l'autre partie sert comme appoint dans la boucle MCR et propane réfrigérant ; les produits de fond sont acheminés vers la colonne de dé-butanisation.
- Le dé-butaniseur : Il constitue la tour de fractionnement. Le produit de tête de colonne est du butane à (98.8%), « commercial » est envoyé vers le complexe GP1/Z pour être commercialisé ou réinjecté dans le GNL. Le produit de fond de la tour constitue la gazoline qui est envoyé vers stockage pour y être commercialisée.



Figure I.5:Zone de procédé .

I.4.3. Zone de stockage :

La zone de stockage GNL est située au bord de mer, facilitant son chargement à bord de méthaniers. La GNL quitte la zone de procédé vers la zone de stockage à une température de $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Chaque bac de stockage de GNL a une capacité de stockage de $100\ 000\ \text{m}^3$ où le GNL est stocké sous une pression de 1,03 bar. Les trois bacs fonctionnent d'une manière communicante entre eux [4].

I.4.3.1. Chargement et Installation d'Expédition :

Les installations de chargement permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Les cinq motopompes effectuent le pompage du GNL et le refoulent à travers un collecteur commun jusqu'aux quatre bras de chargement installés sur le quai. Ces bras sont articulés pour permettre le raccordement aux brides du navire avec une certaine liberté de ce dernier. Un cinquième bras est destiné à la collecte des vapeurs du méthanier lors de sa mise en froid et du chargement. Donc elles sont composées de :

- Cinq (05) pompes de chargement d'une capacité unitaire de $2500\ \text{m}^3/\text{h}$.
- Une (01) pompe de transfert d'une capacité de $2500\ \text{m}^3/\text{h}$.
- Deux (02) pompes de refroidissement d'une capacité unitaire de $60\ \text{m}^3/\text{h}$.
- Deux (02) quais de chargement composés chacun de cinq (05) bras de chargement dont un est destiné au retour de la vapeur en provenance des navires. Chacun des deux (02) quais est conçu pour réceptionner des méthaniers d'une capacité située entre $50\ 000$ et $130\ 000\ \text{m}^3$ de GNL. La production du Propane ($410\ 000$ tonnes/an) et du Butane ($327\ 000$ tonnes/an) est acheminée par canalisation vers le complexe GP1/Z. Pour des raisons de flexibilité maximale, les installations de productions, de stockage et de chargement de GNL des complexes GL1/Z et GL2/Z sont interconnectées [4].



Figure I.6: Zone de stockage et Installation d'Expédition.

Chapitre II :
**« Généralités sur les techniques de
dessalement »**

II.1. Introduction :

Le dessalement de l'eau est en très forte croissance dans le monde et un processus qui permet d'obtenir de l'eau douce à partir d'une eau saumâtre. Plus de 97.5% l'eau à la surface de la terre est de l'eau salée. Du fait de l'accroissement de la population mondiale, la pénurie en eau douce va devenir un problème majeur, en particulier plusieurs régions arides.

L'approvisionnement en eau potable sur le plan quantitatif et qualitatif s'impose de plus en plus, parallèlement aux risques de pollutions (vecteurs de maladies, toxines ou matières en suspension ou agents pathogènes) qui perdurent à chaque étape du parcours de l'eau. La disponibilité géographique en eau douce est inégalement répartie dans le monde.

Le présent chapitre a pour objet la description des différents procédés utilisés dans le domaine du dessalement de l'eau de mer.

II.2. Caractéristiques des eaux marines saumâtres :

II. 2.1. Les eaux marines :

L'eau de mer est une solution complexe qui contient tous les éléments indispensables à la vie (calcium, silicium, carbone, azote, phosphore, oligo-éléments), des matières organiques (teneur comprise entre 0.5 et 2mg) et naturellement à l'état dissous, les gaz présents dans l'atmosphère. L'eau de mer est faiblement alcaline. Son pH étant compris entre 7.5 et 8.4. La caractéristique la plus importante des eaux de mer est leur salinité, c'est-à-dire leur teneur globale en sels (chlorures de sodium et de magnésium, sulfates, carbonates).

II.2.1.1. Les éléments principaux :

Les éléments principaux, c'est-à-dire ceux qui contribuent d'une façon notable à la masse de sels dissous dans les océans représentant éléments différents.

Leurs concentrations sont données par le tableau II.1

Tableau II.1 : concentration des éléments principaux pour une eau de mer contenant 35g de sels par Kg d'eau de mer.

| Anions | Cations |
|--------------------|------------------|
| Chlore 18,9799 | Sodium 10,5561 |
| Sulfate 2,6486 | Magnésium 1,2720 |
| Bicarbonate 0,1397 | Calcium 0,4001 |
| Brome 0,0646 | Potassium 0,3800 |
| Fluor 0,0013 | Strontium 0,0135 |

II. 2.1 .2. Salinité :

La salinité est le caractère essentiel de l'eau de mer. La présence de sel dans l'eau modifie certaines propriétés (densité, compressibilités, point de congélation, température du maximum de densité). D'autres (viscosité, absorption de la lumière) ne sont pas influencées de manière significative. Enfin, certaines sont essentiellement déterminées par la quantité de sel dans l'eau.

La salinité observée dans les différents océans ou mers du globe résulte d'un équilibre entre évaporation, pluie et apports des fleuves (salinité faible) d'une part et d'échange d'eau avec les autres mers ou océans auxquels ils sont reliés d'autre part.

Elle est donc de l'ordre de 35g/l et c'est cette valeur qui est considérée comme salinité standard de l'eau de mer. Des variations plus ou moins importantes autour de cette valeur moyenne existent en fonction du bilan précipitation –évaporation.

II. 2.1 .3. PH des eaux de mer :

Le pH des eaux de mer varie généralement entre 7,5 et 8,4 bien que des fluctuations locales puissent être observées. Le pH est une mesure de l'acidité ou de la basicité d'une solution, et la gamme de pH indiquée précédemment indique que les eaux de mer sont légèrement basiques (ou alcalines). Les organismes marins, tels que les coraux, les coquillages et les crustacés, ont une gamme de tolérance pour le pH de l'eau, et des changements importants de pH peuvent avoir des effets négatifs sur ces organismes. Ces dernières années, des inquiétudes ont été soulevées quant à l'augmentation du taux d'acidification des océans due à l'absorption accrue de dioxyde de carbone dans l'eau de mer, ce qui entraîne une diminution du pH. Cette acidification de l'eau de mer peut avoir des impacts significatifs sur les écosystèmes marins et sur les industries qui dépendent de ces écosystèmes.

II. 2.2. Les eaux saumâtres :

On appelle eau saumâtre une eau salée non potable de salinité inférieure à celle de l'eau de mer. La plupart des eaux saumâtres contiennent entre 1 et 10 g de sels par litre. Ce sont parfois des eaux de surface mais le plus souvent des eaux souterraines qui se sont chargées en sels en dissolvant certains sels présents dans les sols qu'elles ont traversés. Leur composition dépend donc de la nature des sols traversés et de la vitesse de circulation dans ces sols [5].

II. 2.2.1. Salinité des eaux saumâtres :

Elles se présentent soit, sous forme d'eau de surface, soit sous forme d'eaux souterraines. Leur composition chimique varie énormément d'une région à l'autre et pour une même région d'une saison à l'autre. Ces variations de composition chimique dépendent de plusieurs paramètres : l'eau qui pénètre dans le sol dissout les sels qui composent l'écorce terrestre.

Les principaux sels qui peuvent être dissous en assez grandes quantités sont le CaCO_3 et le Na Cl . Indépendamment de la composition chimique et de la structure physique des roches, d'autres facteurs interviennent également parmi lesquels nous citerons :

- ✓ La vitesse de circulation de l'eau et par conséquent le temps de contact.
- ✓ Les matières déjà dissoutes (la solubilité variant avec la force ionique) : ainsi des eaux chlorurées et gypseuses peuvent contenir en solution des quantités de sulfate de calcium supérieures à la solubilité du sulfate de calcium dans l'eau pure.
- ✓ Le phénomène d'évaporation (évaporation directe ou évapotranspiration), paramètre principalement liée aux conditions climatiques mais aussi à la profondeur du niveau piézométrique des nappes souterraines [6].

II. 2 .2.2.PH des eaux saumâtres :

L'eau de mer faiblement alcaline et son PH moyen est de 8,2 avec des variations entre 7 et 8,4. Les variations de PH ont une certaine analogie avec celle d'oxygène dissous. Ceci s'explique en considérant l'activité synthétique de certains organismes : une forte production d'oxygène s'accompagne d'une diminution de la teneur en CO_2 et par conséquent.

D'une augmentation du PH ; l'oxydation de la matière organique diminue la teneur en oxygène de l'eau en produisant du CO_2 et par conséquent abaisse le PH. Dans certaines conditions le PH peut prendre des valeurs particulières. Notamment dans les bassins isolés où il peut y avoir production d' H_2S . Le PH peut approcher des valeurs voisines de 7 ou tomber à des valeurs nettement plus acides. Le PH des eaux de mer décroît avec une augmentation de température. Pour une eau chlorite de 19,5‰ et de $\text{pH}=8$, une élévation de température de 1°C , entre 10°C et 20°C , diminue le pH de 0,0109. De même, une augmentation de pression de 100 bars produit une diminution du pH de l'ordre de 0,02 [7].

II.3. Définition du dessalement de l'eau de mer :

Le dessalement s'appelle aussi désalinisation ou plus rarement dessalage. Il consiste à supprimer le sel d'une eau saumâtre pour l'irrigation. C'est l'un des moyens mis en place pour lutter contre le manque d'eau en produisant de l'eau douce à partir de l'eau de mer.

L'eau de mer contient en moyenne 35g/L de sel qui sont essentiellement des chlorures de sodium (76%) et de magnésium (11%), des sulfates de magnésium (5%), de calcium (3,5%) et de potassium (2,4%). Dans l'eau, Les sels sont sous forme d'anions : chlorures et sulfates parallèlement aux cations : sodium, magnésium, calcium et potassium. La salinité de l'eau de mer n'est pas

constante. Dans les zones maritimes chaudes et partiellement fermées elle est plus élevée : en méditerranée elle varie de 36 à 39g/L, dans le Golfe Persique elle peut monter au delà de 60g/L. C'est l'inverse dans les mers froides recevant de forts apports fluviaux : 7g/L dans la mer Baltique [8].

II.3.1. Etapes de dessalement de l'eau de mer :

Le processus de dessalement d'eau de mer se fait en quatre étapes :

- La captation de l'eau de mer.
- Le prétraitement.
- Les différents procédés de dessalement.
- Le post traitement ou minéralisation.

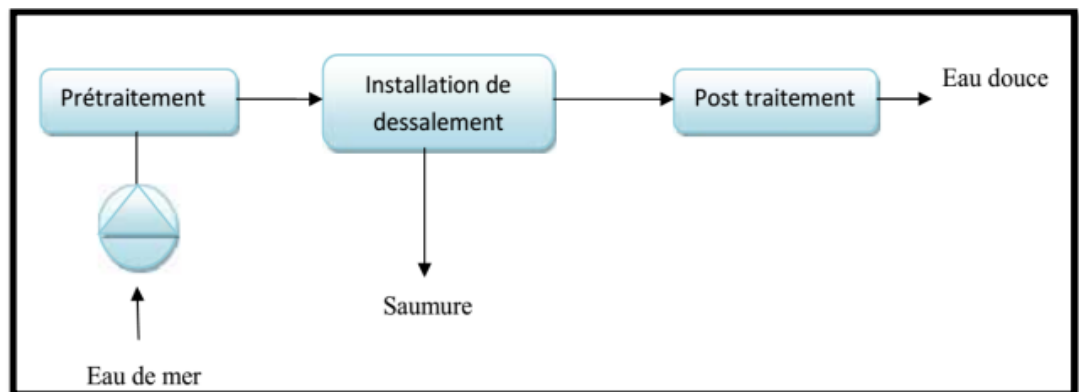


Figure II .1 : Schéma général d'une installation de dessalement.

II.3.2 Les techniques de dessalement d'eau de mer :

Les procédés de dessalement peuvent être regroupés en deux grandes familles :

- ✓ Procédés de distillation (ou d'évaporation).
- ✓ Procédés membranaires.

Les procédés qui font intervenir un changement de phase : la distillation, « Distillation (MSF) Multi stage flash », « distillation (MED) Multi effet distillation » où l'eau de mer est évaporée puis condensée afin d'obtenir de l'eau distillée.

Le procédé utilisant des membranes, à l'exemple de l'électrolyse et l'osmose inverse [9].

Le schéma suivant présente les procédés de dessalement de l'eau de mer.

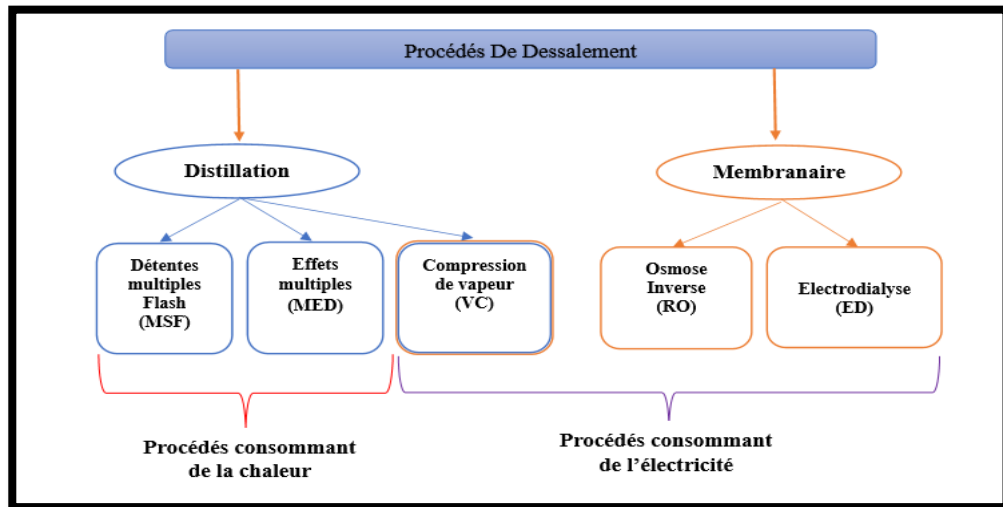


Figure II.2 : procédés de dessalement de l'eau de mer [9].

II.4. La distillation :

Ce procédé est la première technique historiquement utilisée dans le dessalement de l'eau de mer du fait, probablement, de sa simplicité. Cette méthode consiste à faire évaporer l'eau salée grâce à la chaleur produite par une chaudière ou plus simplement par le soleil. Par ce processus, les sels ainsi que les autres composés dissous se déposent tandis que de la vapeur d'eau s'élève. Cette dernière est ensuite décondensée afin de recueillir l'eau douce [10].

II.4.1. Les procédés par distillation :

Le principe des procédés de distillation est le suivant : faire s'évaporer de l'eau de mer, puis condenser la vapeur d'eau obtenue qui se trouve être dessalée. Le montage le plus utilisé est celui de la distillation à détentes étagées (Multi-Stage Flash distillation). L'énergie consommée par les dispositifs de distillation l'est principalement par les chaudières qui portent et maintiennent l'eau à ébullition jusqu'à son évaporation complète. Le montage de distillation à détentes étagées sont constitués d'une série de compartiments (ou étages) dans lesquels règne une pression inférieure à la pression atmosphérique, et traversés par des conduits d'eau froide (eau de mer). De l'eau réchauffée à 120°C est introduite dans le premier étage, et y subit une évaporation instantanée du fait de la pression réduite régnant dans le compartiment. La vapeur ainsi produite se condense au contact des conduits et on récupère un condensat d'eau pure. L'eau salée qui ne s'est pas évaporée dans le premier étage est envoyée dans le deuxième étage, où règne une pression encore plus faible qu'au

sein du premier étage : le phénomène d'évaporation se reproduit. La vaporisation de l'eau se fait par passage au sein des étages successifs où règnent des pressions de plus en plus faibles.

II.5. Les procédés thermiques (La distillation) :

La distillation est le procédé de dessalement le plus ancien et le plus direct. Le principe fondamental mis en œuvre dans les procédés de distillation est le fait que la température de l'eau est diminuée avec la pression. On peut donc utiliser la chaleur de condensation de la vapeur produite dans un étage pour chauffer de l'eau dans l'étage suivant :

II.5.1. Distillation flash multi-étages (MSF) :

Ce procédé dit Flash consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée du chauffage. Lorsque l'eau de mer atteint une température de 120 °C, elle est introduite dans un "étage" où la pression est faible. Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash. Une fraction de l'eau s'évapore (voir figure II.3) puis va se condenser sur les tubes condenseurs placés en haut de l'étage. L'eau de mer chaude se refroidit pour fournir la chaleur de vaporisation et l'ébullition s'arrête quand l'eau de mer a atteint la température d'ébullition correspondant à la pression régnant dans l'étage considéré. Ce phénomène est reproduit ensuite dans un second étage où règne une pression encore plus faible et ainsi de suite. On peut trouver jusqu'à 40 étages successifs dans une unité MSF industrielle. L'énergie requise est principalement l'énergie thermique à fournir à la chaudière [11].

En plus de cela, l'unité dispose d'un ensemble de pompes qui sont utilisées pour transporter les différents liquides à travers l'unité. Elle possède également des équipements auxiliaires conçus pour injecter différents produits chimiques tels que des anti-tartres et des anti-mousses.

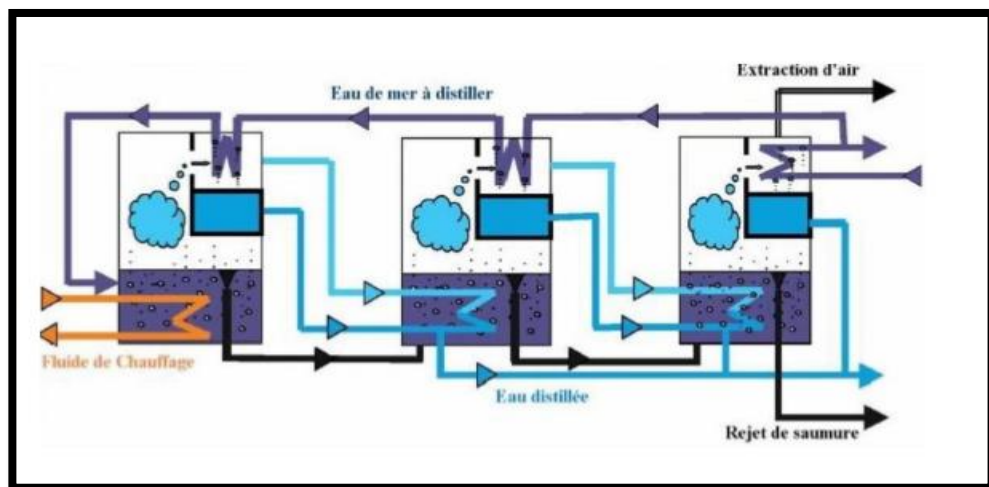


Figure II.3: Schéma d'un dessaleur de type « MSF ».

II.5.2 Distillation à simple effet :

Une distillation à simple effet est un procédé de dessalement de l'eau. La distillation à multiples effets et l'osmose inverse sont généralement considérés comme les procédés les plus économiques pour dessaler de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre à l'échelle industrielle. Le principe de base de la distillation est simple : les sels dissous n'étant pas vaporisables dans les mêmes conditions que l'eau, la vapeur obtenue par chauffage d'eau salée est constituée d'eau pure [9].

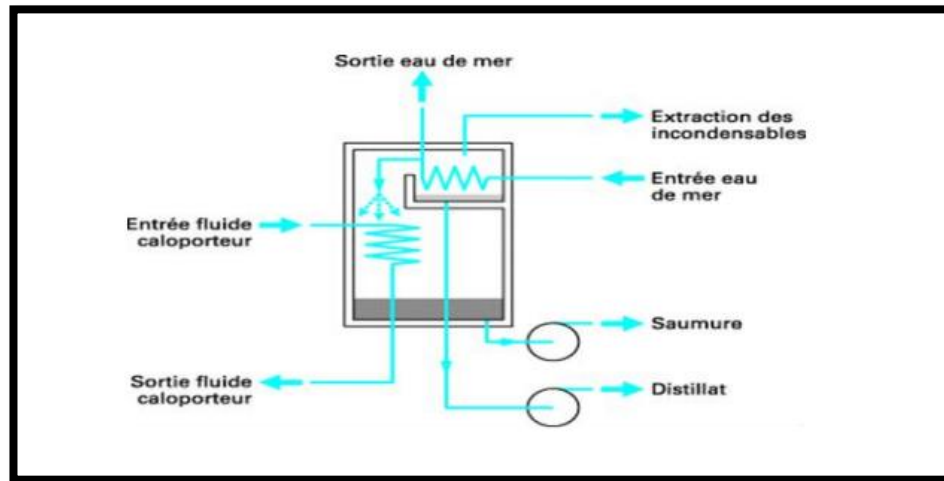


Figure II.4 : Image représentative du principe de la distillation à simple effet.

II.5.3. Le procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effet distillation MED) :

- **Principe de fonctionnement :**

Ce procédé est basé sur le principe de l'évaporation, sous pression réduite, d'une partie de l'eau de mer préchauffée à une température variant entre 70 et 80°C. L'évaporation de l'eau a lieu sur une surface d'échange, contrairement au cas du procédé précédent, où elle est assurée par détente au sein des étages successifs. La chaleur transférée au travers de cette surface est apportée soit par une vapeur produite par une chaudière, soit par une eau chaude provenant d'un récupérateur de chaleur. La vapeur ainsi produite dans le 1^{er} effet est condensée pour produire de l'eau douce dans le 2^{ème} effet où règne une pression inférieure. La chaleur de condensation qu'elle cède permet d'évaporer une partie de l'eau de mer contenue dans le 2^{ème} effet et ainsi de suite seule l'énergie nécessaire à l'évaporation dans le premier effet est d'origine externe. La multiplication du nombre d'effets permet donc de réduire la consommation spécifique (énergie/m³ d'eau douce produite).

➤ Schéma de principe Du MED :

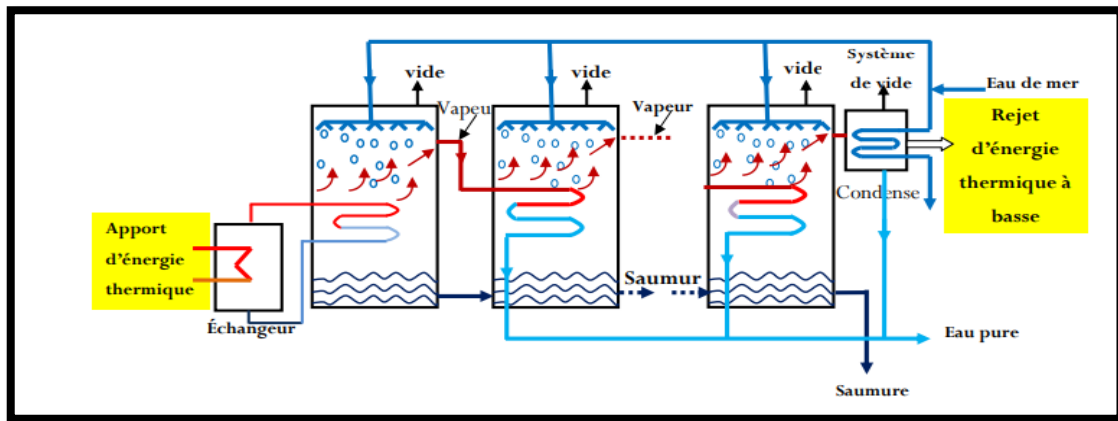


Figure II.5: Schéma de principe d'un système d'évaporateurs multiples effet.

L'énergie requise pour les multiples effets (MED) est principalement l'énergie thermique à fournir par la chaudière produisant le fluide de chauffage pour le premier effet. On peut cependant utiliser des chaleurs résiduelles en couplant le procédé MED à des usines de production d'électricité ou des usines rejetant les eaux résiduelles à des températures de l'ordre de 80°C. Il faut également de l'énergie électrique pour les pompes de circulation et la production de vide. Afin de limiter la consommation d'énergie thermique, il est aussi possible d'utiliser la compression mécanique de vapeur. La plus grande capacité MED en Arabie Saoudite, avec une production de 272 520 m³/j. Pour une capacité de production de 10 000 m³ /J le coût de production est de l'ordre de 0,64 €/m³

- **Avantages et inconvénients :**

Dans le procédé MED, l'ébullition de l'eau de mer au sein de chaque cellule (effet) se fait au contact de la surface d'échange de chaleur, il y a des risques d'entartrage dû à la précipitation de sels tels que CaSO₄ ou CaCO₃ dont la solubilité diminue quand la température augmente. Pour limiter ces risques, il faut donc utiliser un traitement à l'acide et limiter la température de tête (du 1er effet ou étage) à moins de 70°C. Comme pour le cas précédent le coût d'investissement est élevé.

II .5.4 Distillation par compression de vapeur :

Dans cette méthode on utilise la vapeur comme fluide chauffant et l'énergie électrique que l'on applique pour la compression. Durant ce procédé, le principe regagne la chaleur qu'il possède et l'aspire grâce à un compresseur. En effet, la vapeur qui est aspirée est issue du dernier effet ou dans le seul effet si l'installation est petite.

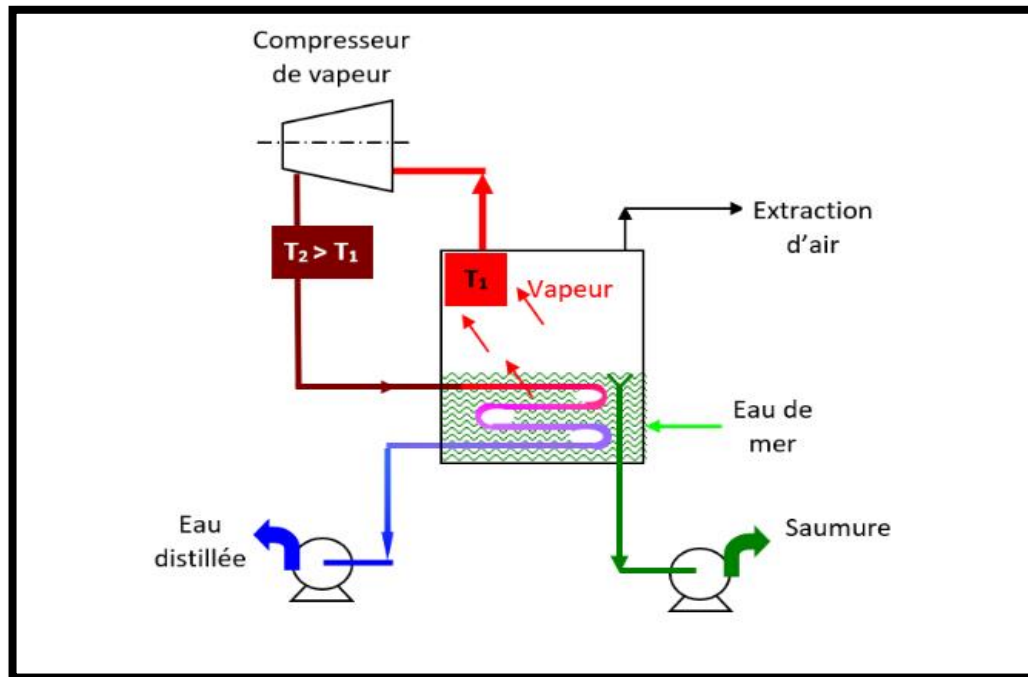


Figure II.7: Dessalateur type d'une distillation à simple effet par compression.

✚ Avantages et inconvénients de la compression de vapeur :

Le système par compression de vapeur est généralement connecté aux multiples effets et de ce fait il présente les mêmes avantages que les multiples effets sans compression de vapeur. Cette connexion permet de diminuer de manière considérable la consommation énergétique et la surface de transfert. La salinité du distillat est généralement de 20 ppm (parties par millions).

En résumé l'intégration d'un système de compression de vapeur aux MEE ne fait qu'améliorer et une diminution davantage les performances énergétiques considérable de la surface d'échange.

C'est une technique généralement utilisée pour de faibles productions d'eau potable avec un coût d'exploitation élevé et une absence de contrôle de la qualité de l'eau. Dans le cas de compression par éjecteur on note généralement un faible rendement de compression ; alors que la compression mécanique est limitée par le coût d'investissement et par la consommation énergétique du compresseur même s'il présente généralement un meilleur rendement que l'éjecteur [12].

II.6. Procédés membranaires :

Au lieu d'extraire par évaporation l'eau douce de l'eau de mer, on peut envisager une séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes sélectives. Deux procédés utilisant de telles membranes sont actuellement commercialisés. Ce sont l'électrodialyse et l'osmose inverse.



Figure II.8: les membranaires.

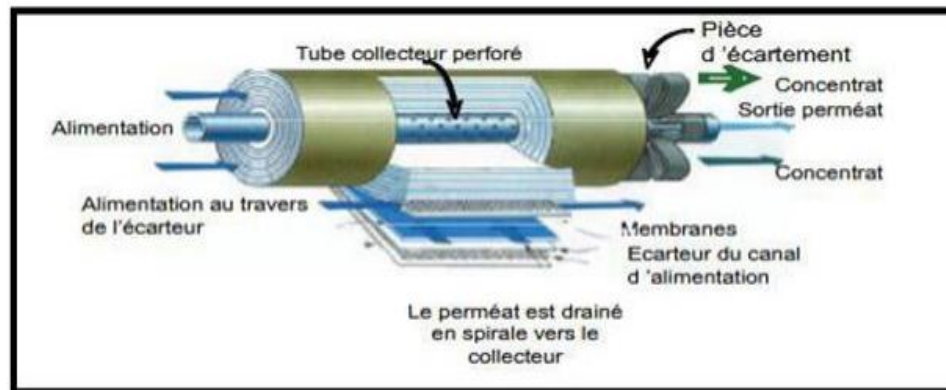


Figure II.9 : structure d'une Membrane et son principe.

II.6.1. Osmose inverse :

L'osmose inverse est un procédé de séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes semi-perméable sous l'action de la pression (54 à 80 bars pour le traitement de l'eau de mer). Ce procédé fonctionne à température ambiante et n'implique pas de changement de phase. Les membranes polymère utilisée laissent passer les molécules d'eau et laissent pas passer les particules, les sels dissous et les molécules organiques de 10^{-7} mm de taille. L'énergie requise par l'osmose inverse est uniquement celle électrique consommée principalement par les pompes haute pression.

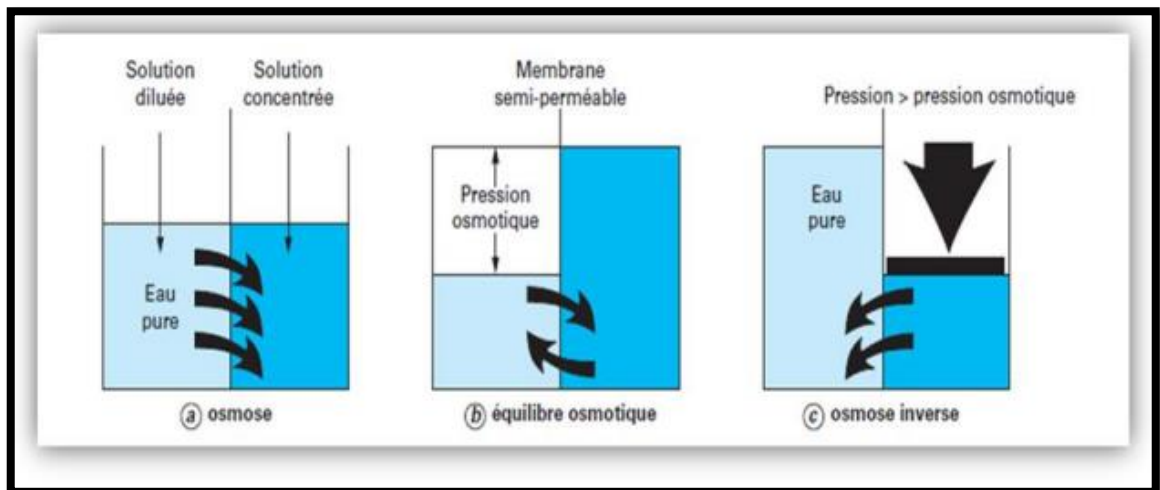


Figure II.10: Schéma du procédé d'osmose inverse.

✚ Une unité d'osmose inverse :

- Un prétraitement très poussé de l'eau de mer est d'abord nécessaire afin d'éviter le dépôt de matières en suspension sur les membranes du module d'osmose inverse. Il est impératif d'éliminer toutes les particules de dimension supérieure à 10 à 50 μm . On utilise donc une succession de filtres (pré filtration grossière, puis filtration sur sable, puis filtration sur cartouches). Un traitement biocide est également appliqué.
- Une pompe haute pression permet ensuite d'injecter l'eau de mer dans le module d'injection inverse où se trouvent les membranes.

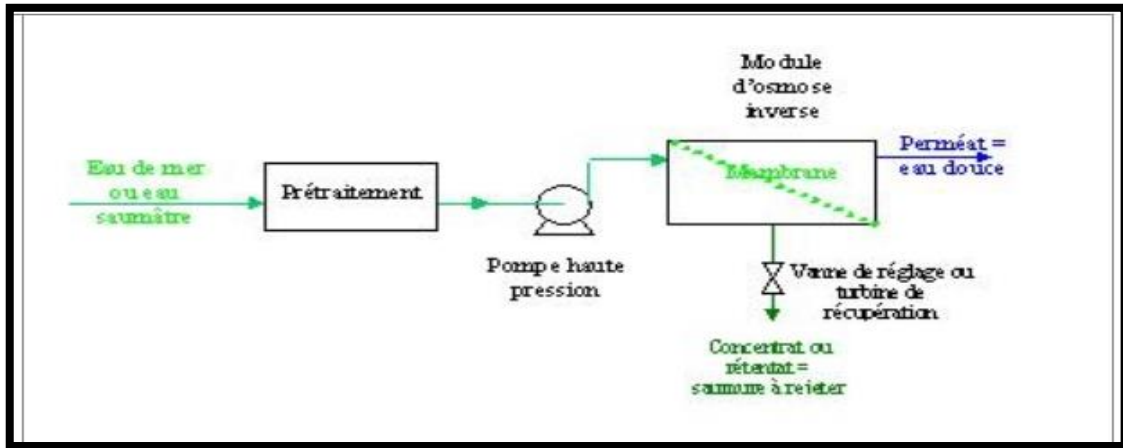


Figure II.11: une unité d'osmose inverse.

II.6.2. Procédé d'électrodialyse :

Le montage est constitué de plusieurs compartiments séparés par des membranes ne permettant le passage que des ions positifs (en bleu clair) ou des ions négatifs (en bleu turquoise). A chacune des deux extrémités se trouve une des bornes d'un générateur de courant. Les compartiments sont alimentés en eau de mer (solution saline avec une forte présence en ions Na^+ et Cl^-). Sous l'effet du courant, les ions positifs se dirigent vers la borne (-) du générateur et les ions négatifs vers la borne (+). Ainsi si certains compartiments se vident de leurs ions, permettant ainsi de récupérer de l'eau dessalée, d'autres se remplissent en ions, créant une solution saline très concentrées appelé saumure [12].

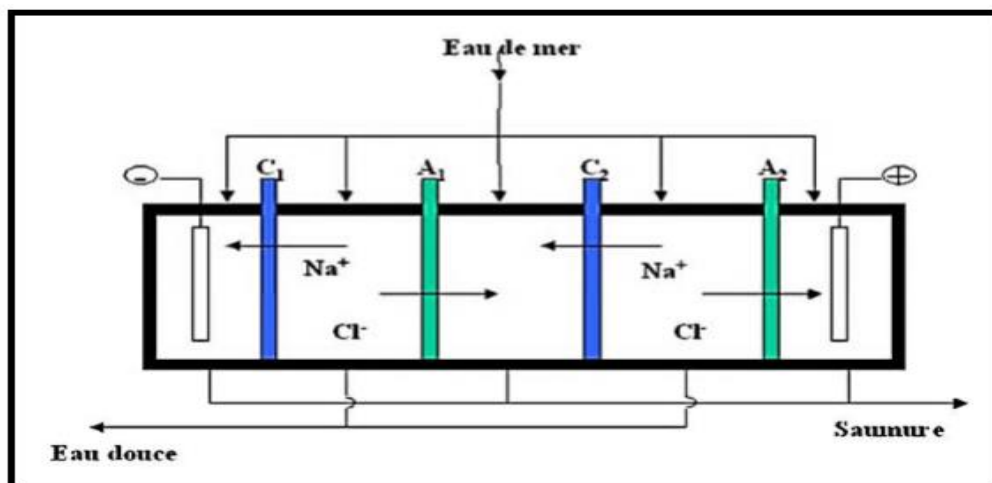


Figure II.12: Principe de fonctionnement de l'électrodialyse.

✓ **Remarque :**

Parmi les procédés précités, la distillation et l'osmose inverse sont des technologies dont les performances ont été prouvées pour le dessalement d'eau de mer. En effet, ces deux procédés sont les plus commercialisés dans le marché mondial du dessalement. Les autres techniques n'ont pas connu un essor important dans le domaine à cause de problèmes liés généralement à la consommation d'énergie et/ou à l'importance des investissements qu'ils requièrent.

II .7. Les problèmes techniques rencontrés en dessalement :

Les divers processus de dessalement présentent des problèmes principalement attribuables à l'utilisation de solutions salines concentrées et à la production d'eaux agressives, caractérisées par un excès de gaz carbonique par rapport à l'équilibre. Ces problèmes incluent la corrosion, l'entartrage, le colmatage et la croissance biologique indésirable.

II.7.1 Problème d'entartrage :

L'entartrage est un dépôt de sels minéraux qui a tendance à se former sur les surfaces d'échanges. A cause des ions présents dans les eaux salines (calcium, magnésium, bicarbonates et sulfate). Ces dépôts sont constitués principalement par de carbonate de calcium (CaCO_3) ; de l'hydroxyde de magnésium ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) et de sulfate de calcium (CaSO_4)...etc. Par la diversité de leurs origines, les dépôts de tartre ont des conséquences considérables sur le fonctionnement des installations de dessalement :

- Réduction de la section de passage.
- Dégradation des états de surface.
- Les tartres mènent à une constance de débit.
- Augmentation des pertes de charge pour un débit constant.
- Obturation des conduites du fait de la diminution de son diamètre par les dépôts de tartre.

II .7.1.1. Problèmes engendrés par le tartre :

- **Pellicules isolantes** : réduction d'échange thermique.
- **Réduction section de tubes** : réduction de débit.
- **Possibilités corrosion sous tartre.**

La circulation du liquide est perturbée par les dépôts conséquence directe, diminution de la section de passage du liquide entraînant une augmentation de la vitesse de circulation du fluide, d'où une diminution du transfert de chaleur et par conséquent la variation du rendement de

l'appareil avec le risque d'apparition de point chaud pouvant provoquer des points de surchauffe du matériau avec déformation et rupture des tubulures [13].

La formation de tartre doit être évitée pour maintenir un fonctionnement correct des installations. Une première solution consiste à jouer sur le procédé même : apport d'énergie calorifique supplémentaire dans le cas des procédés de distillation, application d'une pression supérieure dans celui des procédés membranaires. Une deuxième solution consiste à prétraiter l'eau par :

- ✓ L'ajout d'acide qui induit une décarbonatation du milieu par dégazage du gaz carbonique formé à partir des hydrogénocarbonates.
- ✓ L'ajout de chaux et de germes de cristallisation qui favorise les précipitations du carbonate de calcium.
- ✓ L'emploi d'inhibiteurs d'entartrage : poly phosphaté, organophosphorée, polymères poly carboxyliques. Le traitement va dépendre de la nature de la ou des espèces susceptibles de provoquer l'entartrage et du procédé de dessalement utilisé.

II.7.1.2. Les causes de l'entartrage :

Les principaux facteurs à l'origine de l'accumulation de tartre sont le débit d'eau de mer insuffisant pour le nettoyage et la température élevée de la vapeur qui entre dans la cellule du côté des tubes. Une mauvaise injection ou un dosage inadéquat de produits chimiques tels que des antitartres ou des anti-mousses peut également contribuer à la formation de tartre. En outre, la pénétration d'air dans les cellules sous vide de l'unité peut être un autre phénomène à l'origine de l'accumulation de tartre. Cette situation peut être causée par des fissures ou des perforations dans les conduites du système de vide [14].

II.7.1.3 Traitement du tartre :

Il est essentiel de combattre la formation de tartre et de boues à l'intérieur des tubes de transfert de chaleur des réchauffeurs de saumure et des sections de récupération de chaleur dans les usines de dessalement d'eau de mer MSF. Cette tâche revêt une grande importance.

L'avancement des produits chimiques a conduit à une étude de la température limite pour une efficacité optimale des produits chimiques utilisés dans la prévention de la formation de tartre [15]. Parmi les méthodes de traitement possibles, l'inhibition de tartre figure parmi les plus courantes.

- ✓ On peut décrire une méthode de traitement acide qui implique l'utilisation d'un acide sulfamique pour épuiser les carbonates présents dans l'eau de mer.
- ✓ On peut décrire la méthode de traitement additif chimique comme étant l'utilisation d'un inhibiteur de tartre disponible dans le commerce.

- ✓ Une méthode hybride consiste à combiner l'inhibition de tartre avec un nettoyage acide, c'est-à-dire utiliser les deux méthodes ensemble.



Figure II.13 : Problème d'entartrage.

II.7.2. Problème de Colmatage :

Les eaux naturelles (eaux de mer ou eaux saumâtres) contiennent la plupart du temps des matières organiques en suspension qui vont avoir tendance à se déposer sur les surfaces d'échange et à les colmater. Il va en résulter une augmentation de la résistance de transfert et une diminution de la capacité de production de l'installation [16]

Le développement de microorganismes, dans les parties des installations où les conditions physico-chimiques le permettent, peut accentuer le phénomène par suite de la formation de films biologiques sur les surfaces de transfert [17].

II .7.1. Différents moyens de lutte contre le colmatage :

Comme pour les autres problèmes, il est possible de réduire le colmatage par un prétraitement adéquat : dans certains cas une étape de coagulation-floculation suivie d'une filtration sera indispensable [18].

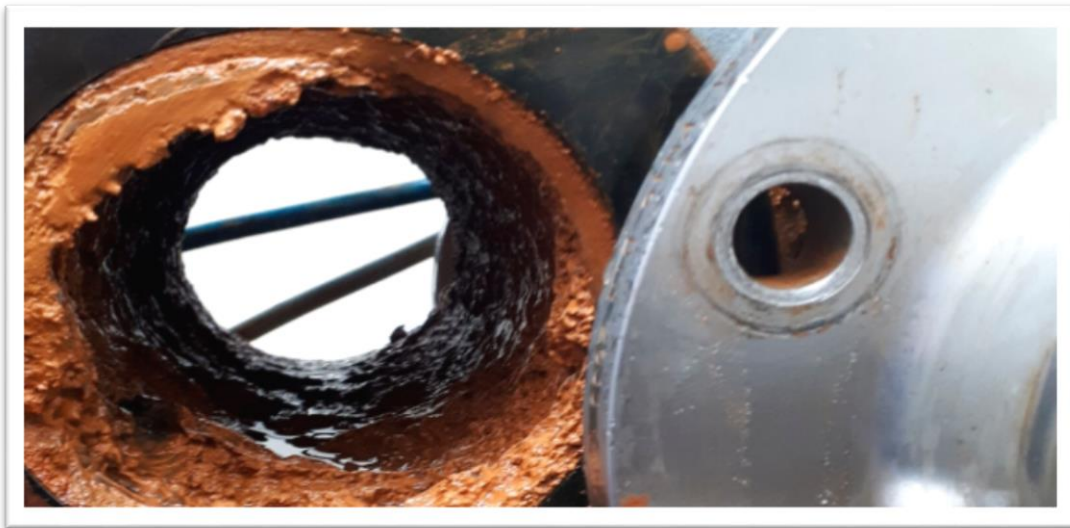


Figure II.14 : Problème de colmatage.

II.7.3. Problème de La corrosion :

C'est la dégradation d'une substance, en particulier un métal ou un alliage, provoquée par l'action chimique d'un liquide ou d'un gaz sur la substance. Le terme corrosion s'applique plus particulièrement à l'action graduelle d'agents naturels, tels que l'air ou l'eau salée sur les métaux corrosion sont :

- Rupture des conduites.
- Augmentation de la rugosité.
- Fuites d'eau.
- Pollution de l'eau produite par des agents extérieurs.

II.7.3.1. La prévision de corrosion :

La prévision de la corrosion est difficile à faire car les phénomènes de la corrosion sont tributaires de paramètres dont il est toujours malaisé de définir l'incidence exacte. L'apparition ou non de phénomène de corrosion dépend de la nature des matériaux métalliques utilisés (mise en forme, état structural), de la nature des effluents transportés et des conditions de service.

La prévision de la corrosion d'une installation donnée s'appuiera donc sur les trois éléments suivants :

- ✓ Analyse des effluents.
- ✓ Prise en compte des conditions de service (temps d'arrêt, pression, température, débit, régime d'écoulement).
- ✓ Essais de laboratoire.

II.7.3.2. Aspect économique de la corrosion :

- Atteintes aux fonctions des équipements très chers.
- Surdimensionnement des pièces.
- Coût des pièces à remplacer et les réparations à effectuer.
- Contamination du produit par des agents de corrosion.
- Arrêt de production [19].



FigureII.15 : Problème de corrosion.

II.8. La lutte contre les problèmes des dessaleurs dans le complexe GL2/Z :**II.8.1. Les ajouts chimiques dans une station de dessalement :****II.8.1.1. Les Coagulants :**

Habituellement, les usines d'OI ont recours au chlorure ferrique ou au chlorure d'aluminium afin d'optimiser la filtration des matières en suspension dans l'eau d'alimentation. Pour améliorer d'avantage ce processus, il est possible d'utiliser des additifs de coagulation tels que le polyacrylamide (une substance organique) ainsi que de réguler le pH avec de l'acide sulfurique.

II.8.1.2. Agents antitartres :

Les équipements de dessalement sont souvent victimes de dépôts de tartre qui s'accumulent sur leurs surfaces. Cette situation est source de nombreux problèmes d'exploitation et de réduction de l'efficacité. Pour lutter contre ces dépôts, les additifs antitartres les plus répandus sont les

polymères dérivés de l'acide maléique. Ces polymères ont la capacité d'empêcher les substances dissoutes de se précipiter, de se décanter et de former une croûte sur les surfaces.

II.8.1.3. Agents anti mousses :

La mousse produite par l'eau de mer aux étages du procédé de distillation multi flash est imprévisible mais a tendance à poser un problème plus grave quand les séparateurs sont proches de la surface du courant de saumure, ce qui permet de séparer qu'un volume réduit en phase aqueuse et la phase vapeur. Les agents anti mousses sont habituellement des poly glycols alkyles, des acides gras et des esters d'acides gras. Les agents sont tension- actifs à l'interface eau- vapeur et empêchent la formation de mousse. La formation de mousse est une fonction des constituants organiques de l'eau de mer qui sont principalement des produits d'excrétion et de dégradation d'algues planctoniques.

II.9. Procédure de lessivage chimique :

Définition :

Le lessivage concerne à lessiver les unités de dessalement précisément le réchauffeur de saumure seul ou le réchauffeur et les évaporateurs ensembles. Le lessivage s'effectuera avec de l'acide sulfamique ($\text{NH}_2 \text{SO}_3\text{H}$) comme agent nettoyant, additionné d'un inhibiteur de corrosion « Rhodine 141 » pour limiter l'effet corrosif de l'acide.

II.9.1. Le lessivage acide :

Afin de complètement éliminer les accumulations de tartre, il est recommandé de procéder à une opération de lessivage acide. Cette technique implique la circulation d'une solution fortement concentrée d'acide inhibé (acide sulfamique et Rhodine 141) dans le but de dissoudre le tartre sans endommager les tubes des faisceaux.

On réalise le lessivage acide en aspergeant les faisceaux tubulaires pendant une période qui varie en fonction de la quantité de tartre à éliminer.

Pendant l'opération de lessivage chimique, il est important de prendre des notes précises sur la quantité d'acide utilisée, la durée de l'opération, les changements de pH et la température de l'eau de dilution. L'acide sulfamique est le produit recommandé, à utiliser en solution avec une concentration maximale de 8 à 10% en poids. Pour éviter tout dommage, l'acide est inhibé par l'ajout de Rhodine 141M à hauteur de 2 à 5% en poids.

II.9 .2. Conditions préliminaires :

- ❖ La procédure adaptée se fait par circulation :
- ❖ La température doit être fixée entre 50 et 60 °C.
- ❖ La concentration d'acide sulfamique pour le lessivage doit être de 5 % massique.
- ❖ L'inhibiteur de corrosion compatible avec l'acide sulfamique est le « Rhodine 141 »
- ❖ Les tubes des condenseurs et des évaporateurs ne doivent pas être obturés complètement par les dépôts de sel, car dans de telles conditions le nettoyage chimique n'est pas efficace (pas d'écoulement, pas de nettoyage).

II .9.3. Travaux préparatoires :

S'assurer de la disponibilité de quantités suffisantes d'acide et d'inhibiteur de corrosion.

a) Pour le réchauffeur de saumure seul : volume 3 m³

- Acide sulfamique : 151 Kg.
- Rhodine 141 M : 15 Kg.

b) Pour le réchauffeur et l'évaporateur ensemble : volume 19 m³

- Acide sulfamique : 955 Kg.
- Rhodine 141 M : 95.5 Kg.

II.10. Les avantages et les inconvénients de dessalement :**➤ Les avantages :**

Le dessalement de l'eau de mer présente de nombreux avantages :

- D'une part, il peut s'avérer très utile dans les situations d'urgence, lorsque les réserves d'eau ont subi des infiltrations d'eau salée, à la suite, par exemple, de marées salines, comme cela s'est produit récemment avec les tsunamis en Asie.
- D'autre part, l'irrigation à base d'eau dessalée est bénéfique pour l'environnement car elle permet une salinisation réduite du sol [20].

➤ Les inconvénients :

Le dessalement de l'eau de mer apporte une réponse aux besoins d'eau douce. Toutefois, quel que soit le procédé utilisé, il n'est pas sans inconvénients :

- Besoins énergétiques importants.
- Emploi de produits chimiques pour nettoyer les membranes.
- Traces de métaux lourds échappés des installations.
- Aucune législation spécifique concernant la potabilité de l'eau issue de ces traitements.

- Un volume d'eau produit insuffisant comparé au volume d'eau de mer prélevé.
- La dégradation de l'environnement marin due à l'extraction et au rejet d'eau avec une quantité de sels très élevée (rejet des concentrât) [20].

Chapitre III

**« L'unité de dessalement du complexe
GL₂/Z »**

III.1. L'unité de dessalement d'eau de mer :

L'objectif de cette unité est de produire de l'eau distillée à partir d'eau de mer, qui sera utilisée comme source d'énergie et d'eau de refroidissement pour divers équipements de toutes les unités du complexe. Une partie de cette eau sera également utilisée comme eau d'appoint pour la production d'eau déminéralisée.

III.2. L'unité de dessalement du complexe GL2/Z :

Le complexe GL2/Z dispose de six (06) unités de dessalement, dont trois (03) (items 2010LA/B/C) sont de fabrication SASAKURA installées lors de la construction du complexe en 1978, deux (02) autres (items 2010 LE/D) de fabrication AQUACHEM installées et mises en service pendant la rénovation du complexe en 1994 ainsi qu'une sixième unité (item 2010 LF) de fabrication WEIR ENTROPIE installée par le complexe en 2004.

En outre, le dessaleur 2010 LF est de type TCD (Thermo Compression Distiller) évaporation condensation sous vide avec une capacité de production de 60 m³/h de distillat et 12 m³/h de condensât de la vapeur 17 bars.

Il est à signaler que le procédé de distillation des cinq (05) dessaleurs, en l'occurrence les 2010LA/B/C/D/E, est de type détente à plusieurs étages (MSF) à simple effet. La capacité de production de chacune de ces unités est de 45,3 m³/h de distillat, soit une capacité totale de calcul de 226,5 m³/h pour ces cinq (05) unités.

L'eau distillée est principalement utilisée pour compléter les chaudières, et chaque unité peut fonctionner individuellement ou en parallèle avec les autres unités. En cas de besoin, il est possible de s'approvisionner en eau distillée à partir du complexe GL1/Z grâce à une connexion interne.

III.3. Description de l'unité de dessalement de type « MSF » :

D'abord l'eau de mer méditerranée est entraînée dans un bassin de distribution, d'où elle passe par une chaîne de prétraitement pour être distribuée pour alimenter le réseau de refroidissement à l'eau de mer,

L'unité de dessalement de type « MSF » du complexe GL2/Z comprend cinq (05) unités de dessalement identiques produisant de l'eau distillée, avec une teneur en sel dissous inférieure à 2 ppm.

Ces unités sont constituées de huit (08) étages (cellules) allongés dans une configuration à deux passes, chacune à écoulement transversal et sans recyclage. Chaque unité débite 45,3 m³/h.

Les équipements, composant une unité de dessalement, sont les suivants :

- Filtre d'eau de mer : 2011 L A, B, C, D, E ;
- Évaporateur : 2010 LI A, B, C, D, E ;

- Réchauffeur de saumure : 2010 C A, B, C, D, E ;
- Éjecteur et condenseur : 2010 J5 A, B, C, D, E ;
- Pompe de surpression d'eau de mer : 2010 J1 A, B, C, D, E ;
- Pompe de purge de saumure : 2010 J2 A, B, C, D, E ;
- Pompe à eau distillée : 2010 J3 A, B, C, D, E ;
- Pompe à condensât : 2010 J4 A, B, C, D, E ;
- Pompe d'injection de produits chimiques : 2010 J/JA A, B, C, D, E ;
- Désurchauffeur : 2010 M A, B, C, D, E ;
- Bac de produits chimiques de nettoyage : 2010 JJF A, B, C, D, E ;
- Pompe à produits chimiques de nettoyage : 2010 JJ/JJA A, B, C, D, E.

III. 3.1. Les filtres d'eau de mer :

Les filtres (2011 L A, B, C, D, E) ont pour fonction de filtrer l'eau de mer utilisée pour l'alimentation. Ils ont une capacité de 45,3 m³/h et sont en fonctionnement continu. De plus, ces filtres sont équipés d'un dispositif de lavage à contre-courant qui fonctionne de manière cyclique prédéterminée (toutes les 30 minutes à 24 heures).

Les filtres destinés à l'eau de mer ont pour rôle de retenir les particules de grande taille ainsi que les solides présents dans l'eau. **Voir le schéma attaché à l'annexe 7.**

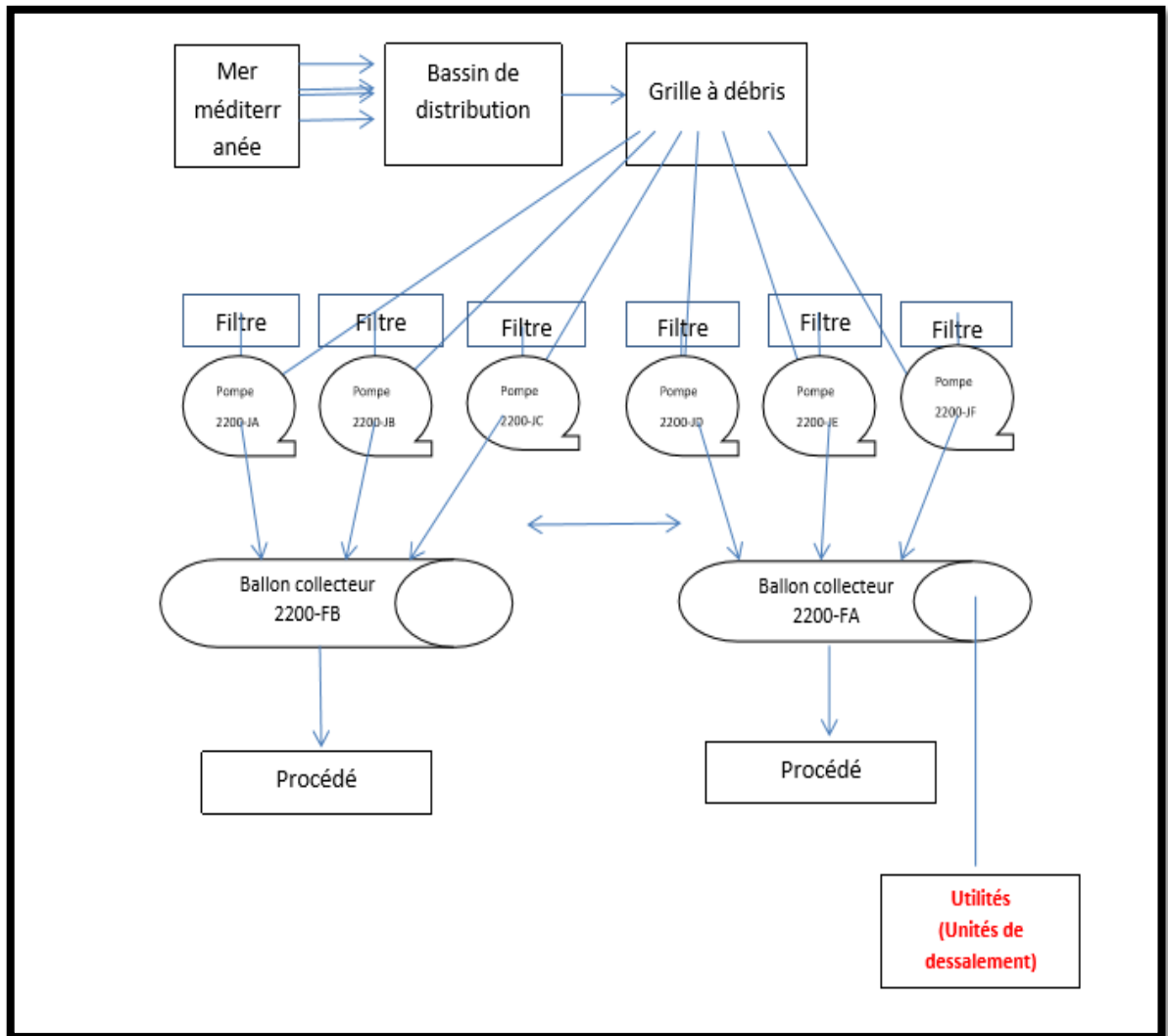


Figure III.1 : schéma de l'acheminement d'eau de mer vers les dessaleurs.

III.3.2. L'évaporateur :

Après avoir traversé les filtres, l'eau est pompée par une pompe de surpression d'eau de mer (2010 J1 A/B/C/D/E) et renvoyée vers l'évaporateur et l'éjecteur condenseur. La saumure (eau de mer) est distribuée dans les huit (08) compartiments de l'évaporateur à l'aide d'un faisceau tubulaire qui sert de condenseur lorsqu'il est en contact avec la vapeur produite par l'eau qui s'évapore.

Après cela, l'eau de mer est chauffée à l'aide d'un réchauffeur de saumure (2010 C A/B/C/D/E). La saumure est chauffée jusqu'à une température de 90 °C, puis elle retourne au vaporisateur et circule en sens inverse des faisceaux tubulaires.

La combinaison de la saumure chaude et du vide généré par les éjecteurs de vapeur permet une évaporation. À chaque compartiment, la vapeur traverse un tamis débrumeur qui capture les gouttelettes de saumure. Elle est ensuite condensée au contact du faisceau de condenseur.

Après avoir été collectée, l'eau douce s'écoule à travers chaque compartiment, du premier jusqu'au huitième, pour atteindre le bac d'eau distillée. Ensuite, elle est pompée par la pompe à eau distillée (2010 J3 A, B, C, D, E) vers le bac de stockage (2041 F).

Pour maintenir le niveau de saumure au dernier étage, celle-ci est évacuée vers le canal de rejet par la pompe de purge de saumure (2010 J2 A, B, C, D, E). Les gaz incondensables sont éliminés du système de vide en étant évacués vers l'éjecteur. **Voir le schéma attaché à l'annexe 8.**

III.3.3. Le réchauffeur de saumure :

Pour faciliter l'évaporation de la saumure, un échangeur à calandre, également connu sous le nom de réchauffeur de saumure, est utilisé pour fournir de la chaleur à la saumure.

La température de l'eau de mer entrante du côté du tube du réchauffeur est de 78,6 °C. Elle est ensuite chauffée par la vapeur désurchauffée jusqu'à ce que sa température de service atteigne 90°C.

Pour récupérer la vapeur condensée, une citerne est installée au fond de la calandre. Un régulateur de niveau de condensat est utilisé pour assurer que le niveau de condensat dans la citerne reste constant.

La pompe de condensat (2010 J4 A, B, C, D, E) est utilisée pour renvoyer les condensats vers le désurchauffeur (2010 M A, B, C, D, E) ou le retour de condensat. Les gaz incondensables sont évacués en utilisant l'éjecteur. **Voir le schéma attaché à l'annexe 9.**

III.3.4. Le désurchauffeur :

Le désurchauffeur fournit de la vapeur saturée à 100°C au réchauffeur de saumure. Il abaisse la température de la vapeur en utilisant le condensat comme agent de désurchauffé. **Voir le schéma attaché à l'annexe 10.**

III .3.5. L'éjecteur et le condenseur :

Le vide à l'intérieur de l'évaporateur est créé en utilisant deux éjecteurs, chacun ayant deux étages, ainsi qu'un condenseur qui est divisé en deux étages distincts, soit un condenseur intermédiaire et un condenseur secondaire.

Les gaz qui ne peuvent pas être condensés et qui sont générés par l'évaporateur et le réchauffeur de saumure sont évacués à travers des lignes d'évents jusqu'au système éjecteur condenseur, où ils sont ensuite relâchés dans l'atmosphère. La vapeur qui alimente les éjecteurs provient du réseau à 17 bars et est par la suite évacuée dans le condenseur.

Le contenu généré par le premier éjecteur, qui sert à produire le vide dans l'évaporateur, est évacué vers l'intérieur du condenseur intermédiaire.

Avoir une faible pression dans les étages présente l'avantage de permettre une détente à basse température, ce qui empêche la formation de tartre dur et réduit le phénomène de moussage.

III.3.6. Les pompes :

Les pompes jouent un rôle majeur dans l'usine de dessalement, l'installation de dessalement comprend les pompes suivantes :

- **Pompes de recyclage de saumure** : elles prélèvent l'eau du dernier étage, du dégazeur, et alimente le condenseur de dernier étage de récupération de chaleur.
- **Pompes de distillat** : elles extraient l'eau distillée du dernier étage vers le bac de stockage du distillat.
- **Pompes d'évacuation de saumure** : elles évacuent la saumure vers la mer.
- **Pompes de condensat** : elles retirent la vapeur condensée de l'appareil de chauffage et la pomper vers la centrale électrique.



Figure. III.2 : pompe d'eaux distillat.

III.3.8 Système d'injection des produits chimiques :

La fonction du système de traitement chimique est de prévenir la formation de dépôts de tartre et de mousse dans l'unité de dessalement.

Le système est constitué des éléments suivants : un réservoir contenant divers produits chimiques (2010 F A, B, C, D, E), des pompes doseuses (2010 J/JA A, B, C, D, E) pour injecter les produits chimiques, un indicateur de débit (FI4304), un régulateur de pression (PCV-4301) situé à la sortie de la pompe, ainsi qu'un agitateur pour mélanger les produits chimiques dans le réservoir.

III.3.9 Le bac de stockage :

Le bac de stockage d'eau distillée (2041 F) a une capacité de 8710 m³ et est maintenu sous pression constante à l'aide d'azote pour prévenir toute exposition de l'eau à l'air.

Les pompes d'appoint (2010 J A, B, C, D, E) envoient l'eau distillée dans le collecteur d'eau d'appoint (alimentation chaudières). **Voir le schéma attaché à l'annexe 11.**

III.4. Principe de fonctionnement de l'unité de dessalement « MSF » :

Le MSF (évaporateur multi flash) est utilisé pour produire de l'eau distillée à partir d'eau de mer. Ce processus implique de chauffer l'eau de mer jusqu'au point de flash, ce qui produit de la vapeur qui est ensuite dirigée vers le condenseur où elle se condense en distillat.

Lorsque la saumure entre dans le premier étage de l'évaporateur, qui est maintenu à une pression inférieure à la pression atmosphérique, le phénomène de flash se produit.

Des dispositifs appelés demistères sont utilisés pour éliminer les gouttelettes de saumure transportées par la vapeur. Ensuite, la vapeur est condensée en un liquide pur sur les tubes du condenseur. Ce processus de distillation fonctionne en utilisant une pression basse dans le premier étage et une pression plus élevée dans le dernier étage. Cette différence de pression est essentielle pour permettre une répétition du processus de distillation en continu.

Un système de vide est installé sur la partie supérieure de l'équipement de dessalement pour créer le vide dans les différents étages. Ce système se compose d'un ensemble d'éjecteurs et de condenseurs barométriques, et son but est d'éliminer les gaz non condensables produits pendant le fonctionnement.

L'eau de mer qui alimente le système est acheminé via un collecteur utilitaire, puis aspirée par une pompe booster et filtrée. Ensuite, elle est progressivement chauffée par la vapeur de saumure qui se condense sur la partie externe des tubes du condenseur. Cette eau est ensuite dirigée vers la boîte de distribution et les tubes du condenseur.

Après avoir été préchauffée à environ 73°C dans l'évaporateur, l'eau de mer sera chauffée à une température proche de 91°C dans le réchauffeur de la saumure avant d'être introduite sous contrôle de débit dans la première cellule. La vapeur résultant de la condensation de l'eau d'alimentation réchauffée sera conduite vers le ballon de condensât par la pompe J3, puis vers un collecteur de condensât.

La vapeur est détendue de manière successive à chaque cellule et est collectée dans la cuve du 8ème étage. Si la vapeur répond aux normes spécifiées, elle sera ensuite envoyée vers la pompe produit J4, puis stockée. Cependant, il convient de noter que les deux systèmes, à savoir le système de condensât et le système de produit, sont équipés d'un dispositif de contrôle appelé "conductimètre", qui les met en mode rejet en cas de défaillance de la qualité de la vapeur. **Voir le schéma attaché à l'annexe 6.**

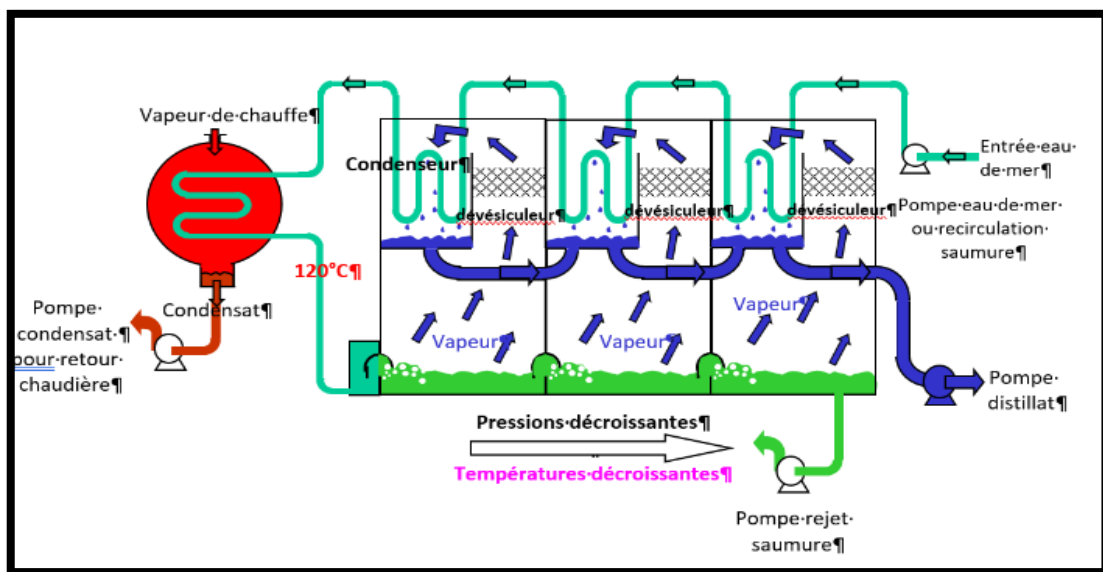


Figure III.3: Schéma d'un dessaleur de type « MSF ».

Chapitre IV

« Partie expérimentale »

IV.1. Introduction :

Le service laboratoire du complexe GL2/Z est en charge de l'analyse régulière de la qualité de l'eau dessalée produite. Nous avons travaillé en collaboration avec ce service pour suivre les analyses des échantillons d'eau prélevés à la sortie de chaque dessaleur sur une période de 15 jours.

IV.2. Le traitement des eaux dessalées dans le complexe GL2 /Z

IV.2.1. Traitement physique :

Le traitement physique est décrit comme suit :

- **Le dégrillage** : Cette opération a pour but de protéger les équipements contre les éventuels endommagements contre les objets volumineux qui peuvent causer une défaillance directe des pompes.
- **La filtration** : permet de séparer les solides en suspension dans l'eau de mer à travers deux filtres.

IV.2.2. Traitement biochimique :

- **Electrochloration** : L'injection du chlore est normalement réalisée au niveau du bassin pour éliminer les organismes marins essentiellement les moules et les algues afin d'éviter le bouchage des conduites des installations.

IV .2.3 Traitements au niveau de laboratoire :

Au sein du complexe GL2/Z, le laboratoire réalise deux types d'analyses afin de garantir la qualité de l'eau dessalée produite par le complexe. Ces analyses sont :

- a) Des analyses quotidiennes sont réalisées de manière systématique.
- b) Des analyses courantes non planifiées. (À la demande de la production).

a) Les analyses systématiques quotidiennes :

IV .2.3. 1. Mesure de la conductivité électrique :

- **Définition** :

La conductivité électrique désigne la capacité d'un matériau ou d'une solution à permettre le déplacement libre des charges électriques, ce qui autorise le passage d'un courant électrique. Elle s'exprime en $S.m^{-1}$ (siemens par mètre) dans le système international d'unités. La mesure de la conductivité électrique d'une solution s'effectue grâce à un conductimètre (figurIV.1). Cette mesure est utilisée pour déterminer la présence d'électrolytes dissous dans les eaux d'alimentation des chaudières, les eaux de dessalement et les eaux de refroidissement. La conductivité est influencée par la présence d'ions dans l'eau, elle augmente avec la concentration de sels ioniques dissous et

avec la température. La conductivité est donc évaluée à une température standard de 25 °C. Selon le design, la conductivité ne doit pas excéder 8 ($\mu\text{s}/\text{cm}$).

Mode opératoire :

- ✓ Allumer l'appareil,
- ✓ Rincer la sonde avec l'eau distillée avant chaque utilisation,
- ✓ Rincer la sonde une fois avec l'échantillon,
- ✓ Plonger la sonde dans le bêcher contenant l'échantillon,
- ✓ Lire la valeur de la conductivité indiquée sur le cadran du conductimètre



Figure IV.1 : Photo du conductimètre utilisé.

➤ **But du traitement :**

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

➤ **Objectif de la manipulation :**

En utilisant un conductimètre, nous pouvons mesurer la conductivité de l'eau, ce qui nous permet de vérifier sa pureté et d'évaluer sa qualité.

Avec l'aide du Service Laboratoire, nous avons suivi pendant 15 jours les différentes analyses réalisées sur les échantillons d'eau prélevés à la sortie de chaque dessaleur.

Les résultats de la conductivité de l'eau dessalée produite par le complexe sont représentés dans les tableaux ci-dessous.

Tableau IV.1 : Résultats des mesures de la conductivité électrique de l'eau dessalée du mois de Décembre (du 13 au 27 décembre2022).

| Dessaleur | 2010LA | 2010LB | 2010LD | 2010LE |
|-----------|--------|--------|--------|--------|
| 13-déc | 7,7 | 6,7 | 9,4 | 7,5 |
| 14-déc | 6,8 | 7,1 | 9 | 6,2 |
| 15-déc | 9,1 | 9,5 | 8,9 | 6,7 |
| 16-déc | 9,8 | 11,1 | 7,8 | 8,9 |
| 17-déc | 9,1 | 8,1 | 7,5 | 6,8 |
| 18-déc | 11,5 | 9,8 | 8,4 | 8,4 |
| 19-déc | 8,2 | 8,4 | 9 | 6,5 |
| 20-déc | 11,3 | 10 | 12 | 6,8 |
| 21-déc | 11,7 | 11,3 | 9,6 | 8,2 |
| 22-déc | 10 | 9 | 8,2 | 8,5 |
| 23-déc | 7,5 | 7,8 | 7,2 | 8,4 |
| 24-déc | 8,2 | 8,5 | 6,3 | 9 |
| 25-déc | 8,7 | 9,1 | 7,2 | 8,6 |
| 26-déc | 7 | 8,4 | 6,3 | 11 |
| 27-déc | 8,5 | 6,4 | 6,1 | 8,5 |

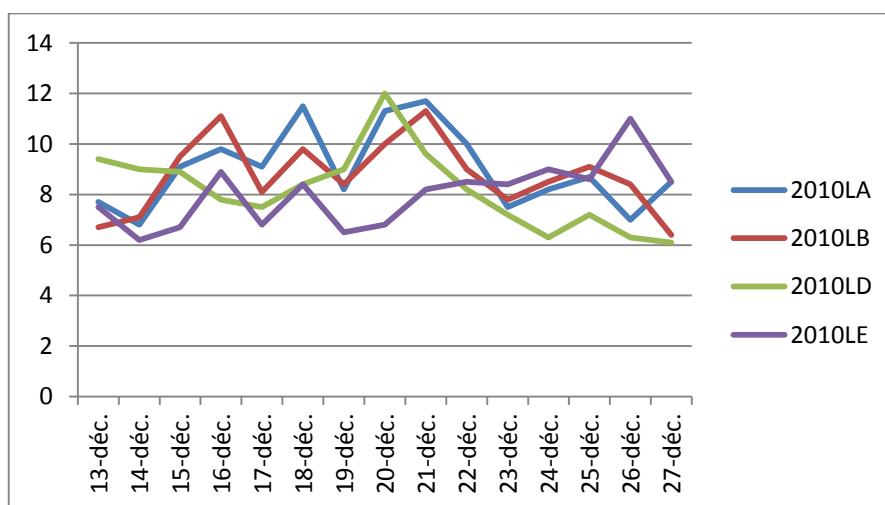


Figure IV .2 : Variation de la conductivité électrique des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B /D/E du mois de décembre.

➤ **Interprétation des résultats :**

Le graphe ci-dessus illustre les résultats de l'analyse de la conductivité, réalisée sur des échantillons d'eau dessalée produite par les dessaleurs du complexe GL2/Z.

On remarque une importante perturbation des valeurs de la conductivité dans les échantillons d'eau prélevés.

D'après le graphe, on constate que les valeurs de la conductivité ont dépassé la limite de $11\mu\text{s}/\text{cm}$ dont le désigne préconise une valeur de $8\mu\text{s}/\text{cm}$. On remarque que l'unité 2010LD a atteint une valeur maximale de $12\mu\text{s}/\text{cm}$ qui signifie que l'eau dessalée produite est de mauvaise qualité.

IV. 2.3.2. Mesure du pH :

- **Définition :**

Le pH est un sigle signifiant potentiel hydrogène et qui représente la mesure de l'alcalinité en chimie. Le pH mesure la concentration d'une solution aqueuse en ions oxonium H_3O^+ et le degré d'acidité ou de basicité d'une solution. Le pH du dessaleur varie dans un intervalle de [6 – 8]. L'analyse du pH se fait à température ambiante ($T\text{ }^\circ\text{C} \nearrow \rightarrow \text{pH} \nearrow$).

L'appareil de mesure est le pH-mètre (figure IV. 3).

- **Mode opératoire :**

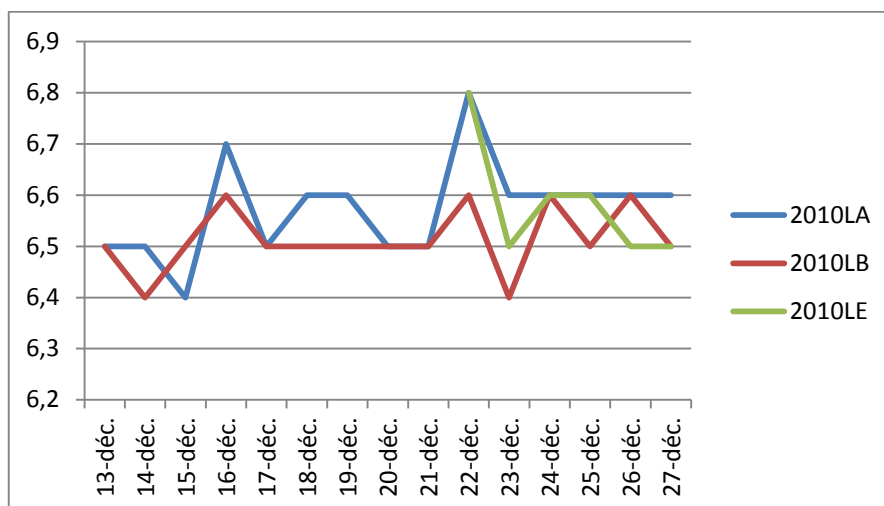
- ✓ Mettre l'appareil en service, le laisser chauffer et le ramener à l'équilibre électrique,
- ✓ Rincer l'électrode et le bécher avant chaque utilisation avec de l'eau distillée, calibrer le pH mètre avec les solutions tampons.
- ✓ Amener l'échantillon à une température voisine de la température ambiante, pour obtenir une bonne précision de mesure,
- ✓ Placer l'électrode dans le bécher, contenant l'échantillon, et laisser la valeur se stabiliser sur le cadran avant la lecture du résultat.



FigureIV.3 : Photo du pH mètre utilisé.

Tableau IV.2: Résultats des mesures du pH de l'eau dessalée du mois décembre (du 13 au 27décembre2022).

| Dessaleur | 2010LA | 2010LB | 2010LE |
|-----------|--------|--------|--------|
| 13-déc | 6,5 | 6,5 | |
| 14-déc | 6,5 | 6,4 | |
| 15-déc | 6,4 | 6,5 | |
| 16-déc | 6,7 | 6,6 | |
| 17-déc | 6,5 | 6,5 | |
| 18-déc | 6,6 | 6,5 | |
| 19-déc | 6,6 | 6,5 | |
| 20-déc | 6,5 | 6,5 | |
| 21-déc | 6,5 | 6,5 | |
| 22-déc | 6,8 | 6,6 | 6,8 |
| 23-déc | 6,6 | 6,4 | 6,5 |
| 24-déc | 6,6 | 6,6 | 6,6 |
| 25-déc | 6,6 | 6,5 | 6,6 |
| 26-déc | 6,6 | 6,6 | 6,5 |
| 27-déc | 6,6 | 6,5 | 6,5 |



FigureIV.4 : Variation du pH des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B / E du mois de décembre.

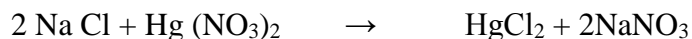
➤ **Interprétation des résultats :**

Illustre les résultats de mesure du pH réalisée sur des échantillons d'eau dessalée produite par les dessaleurs 2010 LA/B /E du complexe GL2/Z. On remarque une légère variation du pH, mais ce dernier reste toujours dans les normes.

IV.2.3.3. Dosage des chlorures :

➤ **Principe de la manipulation :**

La technique de mesure utilise la liaison entre les ions Cl^- et les ions Hg^{2+} pour former un composé peu dissocié appelé HgCl_2 . Pendant cette réaction, une solution de nitrate de mercure est utilisée pour effectuer le titrage. La réaction chimique impliquée est la suivante :



Le titrage est effectué en utilisant le DIPHENYLCARBAZONE comme indicateur coloré. Cette substance forme un précipité bleu intense avec le Hg^{2+} . Les résultats d'analyse des chlorures sont présentés dans le tableau ci-dessous.

✚ **Mode opératoire :**

- Prélever 100 ml d'eau à analyser dans un erlenmeyer de 250 ml.
- Ajouter 1 ml d'acide nitrique HNO_3 à (0,1 N).
- Ajouter 2 à 3 gouttes de diphénylcarbazon, puis agiter (on obtient une coloration jaune),

- Remplir la burette de précision de 50 ml avec la solution de nitrate de mercure $\text{Hg}(\text{NO}_3)_2$ à (0,0014 N).
- Ajouter, goutte à goutte, la solution mercurique dans l'erlenmeyer, jusqu'à ce que l'on obtienne une coloration bleu violacé.
- Noter le volume écoulé de la solution d' $\text{Hg}(\text{NO}_2)_2$.

Tableau IV.3: Analyse de chlorures.

| Dessaleur Date | 2010LA | 2010LB | 2010LD | 2010LE |
|-------------------|--------|--------|--------|--------|
| 13-déc | 0,35 | 0,45 | 0,7 | 0,35 |
| 14-déc | 0,4 | 0,75 | 0,55 | 0,5 |
| 15-déc | 0,5 | 0,45 | 0,5 | 0,65 |
| 16-déc | 0,35 | 0,3 | 0,35 | 0,6 |
| 17-déc | 1 | 0,5 | 0,6 | 0,65 |
| 18-déc | 0,35 | 0,65 | 0,2 | 0,35 |
| 19-déc | 0,25 | 0,3 | 0,5 | 0,55 |
| 20-déc | 0,25 | 0,3 | 0,3 | 0,6 |
| 21-déc | 0,3 | 0,25 | 0,4 | 0,75 |
| 22-déc | 0,2 | 0,75 | 1,65 | 0,6 |
| 23-déc | 0,35 | 0,2 | 0,25 | 0,25 |
| 24-déc | 0,7 | 0,5 | 0,5 | 0,3 |
| 25-déc | 0,7 | 0,25 | 0,25 | 0,38 |
| 26-déc | 0,6 | 0,4 | 0,4 | 0,6 |
| 27-déc | 0,55 | 0,3 | 0,5 | 0,65 |

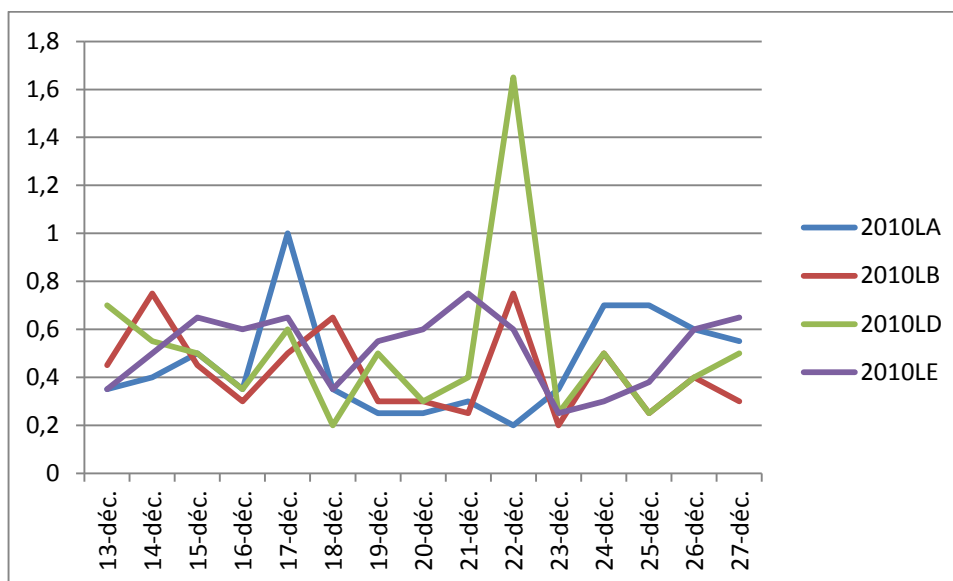


Figure IV.5: Variation de chlore en ppm des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B /D/ E du mois de décembre.

➤ **Interprétation de résultats :**

Les données présentées dans ce graphique révèlent que l'unité de dessalement du complexe GL2/Z produit de l'eau distillée avec une teneur en chlore élevée. Il convient de souligner que la conception recommande une concentration de chlore inférieure à 1 ppm. Les niveaux de chlore observés varient de 0,2 à 1,65 ppm, avec une teneur maximale enregistrée le 22 décembre.

b) Les analyses courantes non planifiées :

IV.2.3.4. Mesure de l'ammoniaque NH_4

➤ **Objectifs de la manipulation :**

- NH_4 est un agent corrosif très puissant, qui peut attaquer la tuyauterie en alliage de cuivre.
- NH_4 est une base forte.
- NH_4 favorise la prolifération des micro-organismes.
- NH_4 augmente la conductivité de l'eau dessalée et engendre, par conséquent, la mise à l'égout de l'eau dessalée (perte considérable du produit dessalé)

➤ **But de l'analyse :**

Cette analyse permet la détermination de la teneur en ammoniaque, car une concentration élevée de cette dernière favorise la corrosion de l'alliage en cuivre (ex : condenseurs).

Le tableau suivant présente les résultats d'analyse de l'ammoniaque

Tableau IV.4: Analyse de l'ammoniaque.

| Dessaleur | 2010LA | 2010LB | 2010LC | 2010LD |
|-----------|--------|--------|--------|--------|
| 13-déc | 0,2 | 0,46 | 0,75 | 0,2 |
| 14-déc | 0,44 | 0,81 | 0,5 | 0,3 |
| 15-déc | 0,79 | 0,94 | 0,55 | 0,53 |
| 16-déc | 0,45 | 1,13 | 0,8 | 0,67 |
| 17-déc | 0,56 | 0,73 | 0,7 | 0,13 |
| 18-déc | 0,89 | 0,73 | 0,8 | 0,61 |
| 19-déc | 0,61 | 0,61 | 0,74 | 0,3 |
| 20-déc | 0,95 | 0,34 | 1,2 | 0,1 |
| 21-déc | 0,85 | 1,08 | 0,7 | 0,45 |
| 22-déc | 1,5 | 0,95 | 0,45 | 0,26 |
| 23-déc | 1 | 0,8 | 0,4 | 0,69 |
| 24-déc | 0,5 | 1 | 1 | 0,95 |
| 25-déc | 0,53 | 0,8 | 0,8 | 0,25 |
| 26-déc | 0,7 | 0,62 | 0,2 | 0,5 |
| 27-déc | 0,46 | 0,46 | 0,25 | 1,05 |

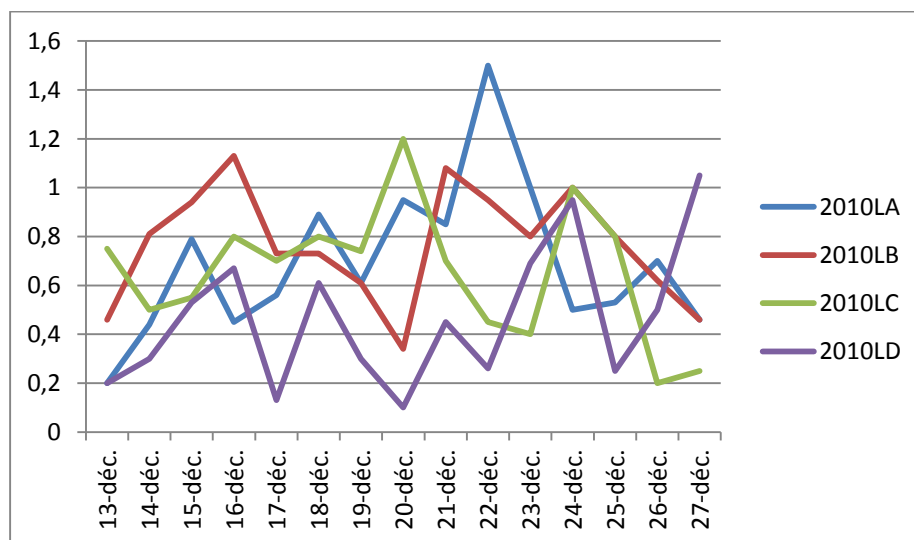


Figure IV.6 : Variation de l'ammoniaque en ppm des eaux dessalées produites par les unités 2010 LA/B /C / D du mois de décembre.

➤ Interprétation

Les résultats des analyses, illustrés dans ce graphe, montrent un taux élevé de la teneur en ammoniacque dans l'eau distillée produite par l'unité de dessalement du complexe GL2/z.

Leurs concentrations varient de 0.2 à 1.5 ppm, dont on a enregistré un teneur élevé le jour de 22 décembre.

D'après les résultats des analyses de conductivité d'eau produite, dosage de chlorure et l'analyse de l'ammoniacque ont conclue qu'il y a une relation proportionnelle entre les trois analyses.

IV.3. Tests de détartrage :

Dans la section expérimentale, nous tenterons de déterminer la concentration d'acide sulfamique utilisée pour le lessivage chimique des unités de dessalement. Pour ce faire, nous effectuerons des tests de détartrage sur divers échantillons de tartre prélevés lors d'une inspection des unités de dessalement.

En réalisant des tests de détartrage, il est possible de mesurer les valeurs de pH pour chaque solution d'acide sulfamique préparée en fonction du temps, ainsi que de déterminer la concentration appropriée d'acide à utiliser lors d'un lessivage chimique des unités de dessalement.

Mode opératoire :

La première étape du test de détartrage consiste à préparer des solutions d'acide sulfamique à différentes concentrations (3 %, 4 %, 5 %, 7 %, 10 %) dans 250 ml d'eau distillée. Une masse de 4 g de tartre identique est ensuite introduite dans chacune des solutions.

Les solutions contenant le tartre sont placées dans un bain-marie à une température de 50 °C. Ensuite, le pH de chaque solution est mesuré en fonction du temps. La stabilisation des valeurs de pH indiquera la fin du test de détartrage.

IV.3.1 Les résultats du test de détartrage :

Les résultats obtenus lors de la manipulation sont illustrés dans le tableau IV .5 :

Tableau IV.5 : Les valeurs du pH prélevées sur les cinq (05) solutions d'acide sulfamique préparés.

| Temps (min) | pH à 3% | pH à 4% | pH à 5% | pH à 7% | pH à 10% |
|-------------|---------|---------|---------|---------|----------|
| 0 | 0,81 | 0,72 | 0,63 | 0,46 | 0,29 |
| 15 | 0,84 | 0,78 | 0,71 | 0,57 | 0,42 |
| 30 | 0,88 | 0,82 | 0,76 | 0,66 | 0,53 |
| 45 | 0,9 | 0,86 | 0,83 | 0,72 | 0,56 |
| 60 | 0,94 | 0,89 | 0,86 | 0,76 | 0,56 |
| 75 | 0,96 | 0,92 | 0,88 | 0,76 | 0,56 |
| 90 | 0,98 | 0,94 | 0,88 | 0,76 | 0,56 |
| 105 | 1,01 | 0,96 | 0,88 | 0,76 | 0,56 |
| 120 | 1,03 | 0,96 | 0,88 | 0,76 | 0,56 |
| 135 | 1,03 | 0,96 | 0,88 | 0,76 | 0,56 |

➤ **Interprétation des résultats :**

Chaque solution d'acide sulfamique avec sa propre concentration, la stabilisation du pH indique la fin du test de détartrage

Chaque concentration d'acide sulfamique a dissocié la masse de tartre introduite dans cette dernière. Le temps de détartrage pour chaque concentration est représenté dans le tableau ci-dessous

Tableau IV.6. La concentration de l'acide sulfamique en fonction du temps.

| Concentration d'acide sulfamique % | Temps de détartrage |
|------------------------------------|---------------------|
| 3 | 120 |
| 4 | 105 |
| 5 | 75 |
| 7 | 60 |
| 10 | 45 |

➤ **Interprétation des résultats :**

Les données présentées dans le tableau IV.6 démontrent que l'augmentation de la concentration d'acide sulfamique a pour effet de réduire le temps de détartrage. La concentration la plus efficace est celle de 10 %, qui a nécessité seulement 45 minutes. Les concentrations de 7 % et 5 % ont également montré un temps acceptable, compris entre 60 et 75 minutes, tandis que les concentrations de 4 % et 3 % ont nécessité un temps très long.

IV.4. Anomalies relevées :

Les raisons potentielles qui limitent la production d'eau dessalée sont exposées dans les points suivants :

IV.4.1. Les dessaleurs :

L'inspection des dessaleurs de la zone utilités du complexe GL2/z a révélé que le principal défi rencontré par les dessaleurs multi-étages par évaporation (MSF) est l'accumulation de tartre dans les canaux d'eau de mer (les tubes des évaporateurs et des réchauffeurs de saumure).

Ce problème fondamental a pour première conséquence une mauvaise transmission thermique tout au long des différentes étapes du processus de dessalement de l'eau de mer, ce qui entraîne une chute significative de la production d'eau dessalée.

IV .4.2. Les filtres du circuit eau de mer (dessalement) :

Le résultat de l'inspection des filtres autonettoyants 2011 L A/B/C/D/E est le suivant :

- Les filtres utilisés dans les dessaleurs 2010 L A/B/C/D/E sont dans un état externe détérioré en raison de la corrosion.
- Les moteurs des filtres, qui sont normalement autonettoyants, sont absents.

Le fonctionnement des dessaleurs dans de telles conditions peut entraîner leur entartrage.

IV .4. 3. Les produits chimiques :

La production d'eau dessalée peut être limitée en raison de plusieurs facteurs. Un de ces facteurs est le dosage inapproprié des produits chimiques, tels que les antitartres et les anti-mousses, causé par des problèmes avec les pompes doseuses 2010 J/JA A/B/C/D/E. De plus, l'indisponibilité des moteurs des agitateurs des bacs de préparation des produits chimiques 2010LXF, qui sont agités par l'air instrument, est également responsable de la baisse de production.

« Conclusion générale »

Conclusion Générale

Conclusion générale :

Les travaux présentés dans cette thèse ont permis d'identifier les anomalies et dysfonctionnements qui conduisent à la réduction du débit d'eau dessalée des unités de dessalement du complexe GL2/Z.

Les unités de dessalement peuvent être sujettes à la formation de tartre, qui affecte principalement le réchauffeur de saumure et le condenseur de l'évaporateur en raison de :

- Un échauffement important de l'eau de mer pendant l'opération de transport, provoquant des dépôts de sel par la conversion du bicarbonate alcalin en carbonate.
- La présence de dépôts résiduels sur la conduite.
- Pas d'injection de chlore dans le réservoir d'eau de mer.
- Vide insuffisant au niveau du dessalinisateur.
- Débit d'eau de mer trop faible pour les anomalies suivantes.
- Obstruction le colmatage au niveau du filtre autonettoyant du dessalinisateur 2010LA/B/C/D/E indique clairement des écarts par rapport aux paramètres de fonctionnement du dessalinisateur ayant contribué à la baisse des rendements des dessalinisateurs. En particulier, au niveau des réchauffeurs de saumure, le processus d'échange de chaleur à l'intérieur de ceux-ci ne se déroule pas correctement en raison d'une diminution de leur efficacité.

A l'issue de cette situation, nous proposons la mise en place du premier plan d'action d'urgence :

- Lors du prochain arrêt général, vérifier l'état des boues dans le bassin d'eau de mer et procéder au dragage des sols.
- Restaurer les grilles permanentes et les filtres rotatifs des zones de la section d'évacuation,
- Redémarrer le système automatique des filtres de dessalement autonettoyants,
- Inspection et vérification du degré de pollution de l'eau salée à travers les trous dans les cassettes de l'expansion individuelle réservoirs et leur nettoyage, si nécessaire.
- Amélioration et, si nécessaire, remplacement des pompes chimiques et des moteurs d'agitateur.
- Renouvellement de l'usine de production de solution chimique par rapport à l'état actuel de l'usine (obsolète),
- Réalisation du nettoyage à sec automatique de chaque dessalinisateur déployé
Fonctionnement pendant une période de six mois.

Conclusion Générale

- Assurez-vous que la quantité d'acide nécessaire est disponible avant de commencer la lixiviation.
- Commencez la lixiviation tôt le matin et évitez les jours de week-end, surveillez de près les lavages et les rinçages et assurez un contrôle strict du pH.
- Assurez-vous le pH est ajusté sur un suivi des paramètres de fonctionnement du conditionneur d'eau avant et après chaque lavage pour évaluer les résultats de lavage.

Références bibliographique

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] BARKAT RADHIA et BENMESAHHEL KHADIDJA, optimisation de paramètres diminuât le phénomène de moussage au niveau de complexe GL2/Z, Mémoire de fin d'études, université Abed Hamid ben BADIS, (2019).
- [2] MOSTEFAOUI HAFID et ZERGA MOKHTAR, analyse de problème de moussage au niveau de complexe GNL2/Z, mémoire de fin d'études, université Abed Hamid ben BADIS, (2019).
- [3] AMEL BENGUELLAZ et FADIA NOUR EL HOUDA BEN BOUHA, étude de procédé de dessalement de l'eau de mer au niveau du complexe GL2/Z, mémoire de fin d'étude, université Abed Hamid ben BADIS, (2020).
- [4] Olivier DENOUX, CRAIM atelier GPL/GNL : les sciences du GNL.ppt_p21.
- [5] Viviane RENAUDIN, le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtre, culture chimie, publie (18 .Novembre .2003).
- [6] BOUKELAL IMANE et HANANE ABDELGHANI, étude de procédé de dessalement de l'eau de mer et de la qualité physico-chimique, mémoire fin d'étude, université Abderrahmane mira de Bejaia.
- [7] R.A.HORNE, marine CHEMISTRY the structure of water and the CHEMISTRY of the hydrosphère, WILEY-INTERSCEINCE .1969.
- [8] AMOURA CHAIMA et TOUMI RIHAB, dessalement de l'eau de mer par osmose inverse, mémoire de fin d'études, université BADJI Mokhtar –Annaba, (2019/2020).
- [9] DRIDER LOUIZA et CHEKKAL SARRA, étude des problèmes de l'eau dessalée au niveau du complexe GL2/Z par MSF, mémoire fin d'étude, université Boudiaf d'Oran, 2021.
- [10] BERROUDJA .K ,contribution à l'étude de l'évolution des qualités physico chimique et microbiologique de l'eau de robinet de centre-ville de chalef , mémoire d'ingénieur,2003.
- [11] OUMAR SAMAKE, analyse thermo économique d'un système de dessalement par thermo compression de vapeur et concept de l'éjecteur, mémoire de doctorat, université de Sherbrooke (canada), janvier 2016.
- [12] BOUCHEKOUR NESRINE et SADOUK AMINA, impact environnement de la station de dessalement de l'eau de mer de Ténès (wilaya de Chleff), mémoire fin d'étude, université Abderrahmane Mira Bejaia, 2017.
- [13] C.GURN P.LA CHSSAGN et Y. NOEL, PARSIN, dessalement et recharge artificielle, rapport final, mars 2003.

Références bibliographique

- [14] BENGUEZELLA, « Procédé de dessalement de l'eau de mer au niveau du complexe GL2/Z par MSF et les problèmes rencontrés », Mémoire de fin d'études Etudes pour l'obtention du diplôme de Master, 2020.
- [15] ZIANE, « étude de baisse de production de l'eau dessalée au niveau du complexe GL2/Z », projet de fin de formation.
- [16] BRIESKA .A, colmatage des membranes par les minéraux et les protéines en cours d'électrodialyse conventionnelle, collection de la thèse, mémoire électronique, 2005.
- [17] ATALLAH.A, Procédé de dessalement et qualité physico chimique de l'eau dessalée de la station HONAINEE , mémoire de fin d'étude, université Abou BELKAID, Tlemcen .
- [18] Dégagement suez, 2005.Mémento technique de l'eau Rueil Malmaison, Degré mont ,2 tomes .171p .
- [19] M.G.FONTANA, N.D.GREENE ; corrosion engineering Mc GRAW, Hill BOOKCY INC, NEW York, LONDON, 1967.
- [20] LARBI NOUR EL HOUDA et SAADAOUI SOUADE, Impact environnemental de la station de Dessalement de l'eau de mer de Son Achter (wilaya de Mostaganem), Mémoire de fin d'études, université Abdelhamid ibn BADIS de Mostaganem, 2019.

Les Annexes

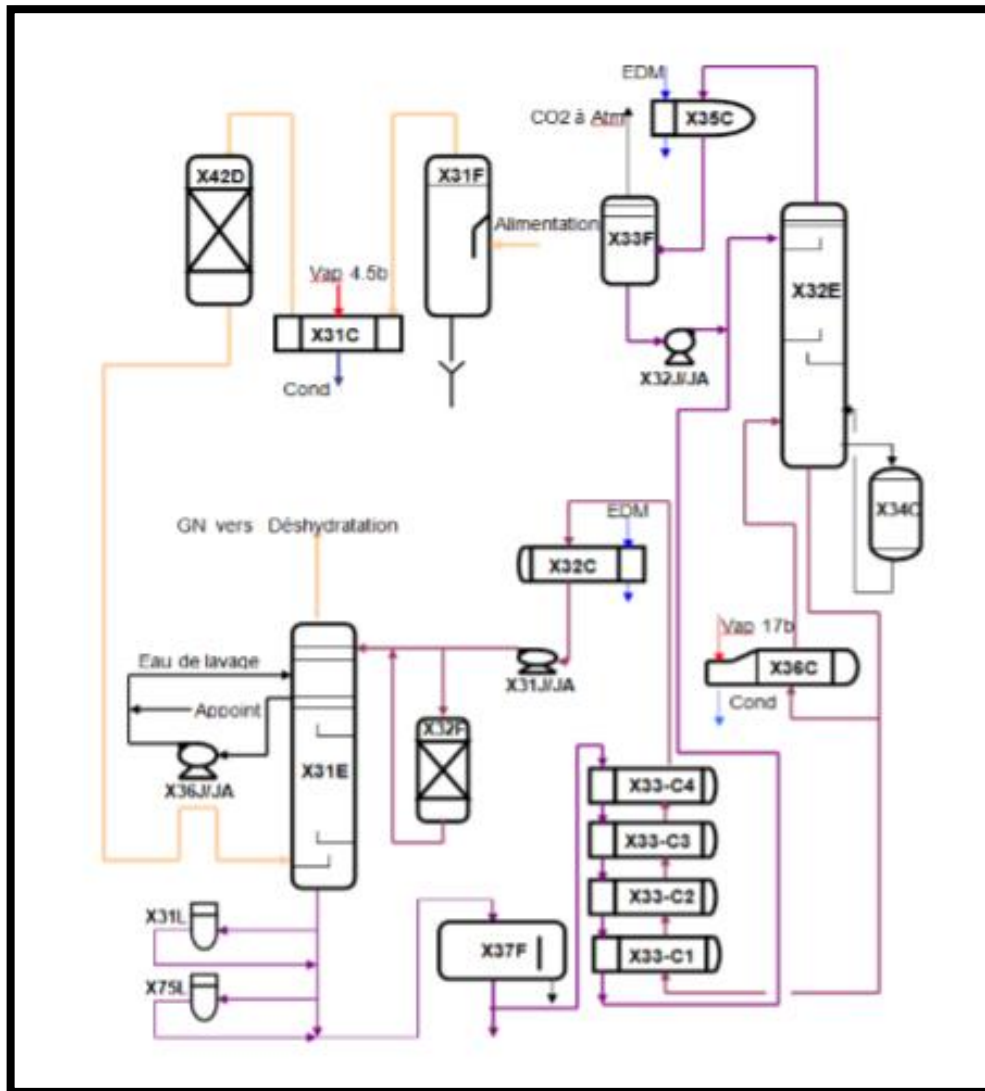
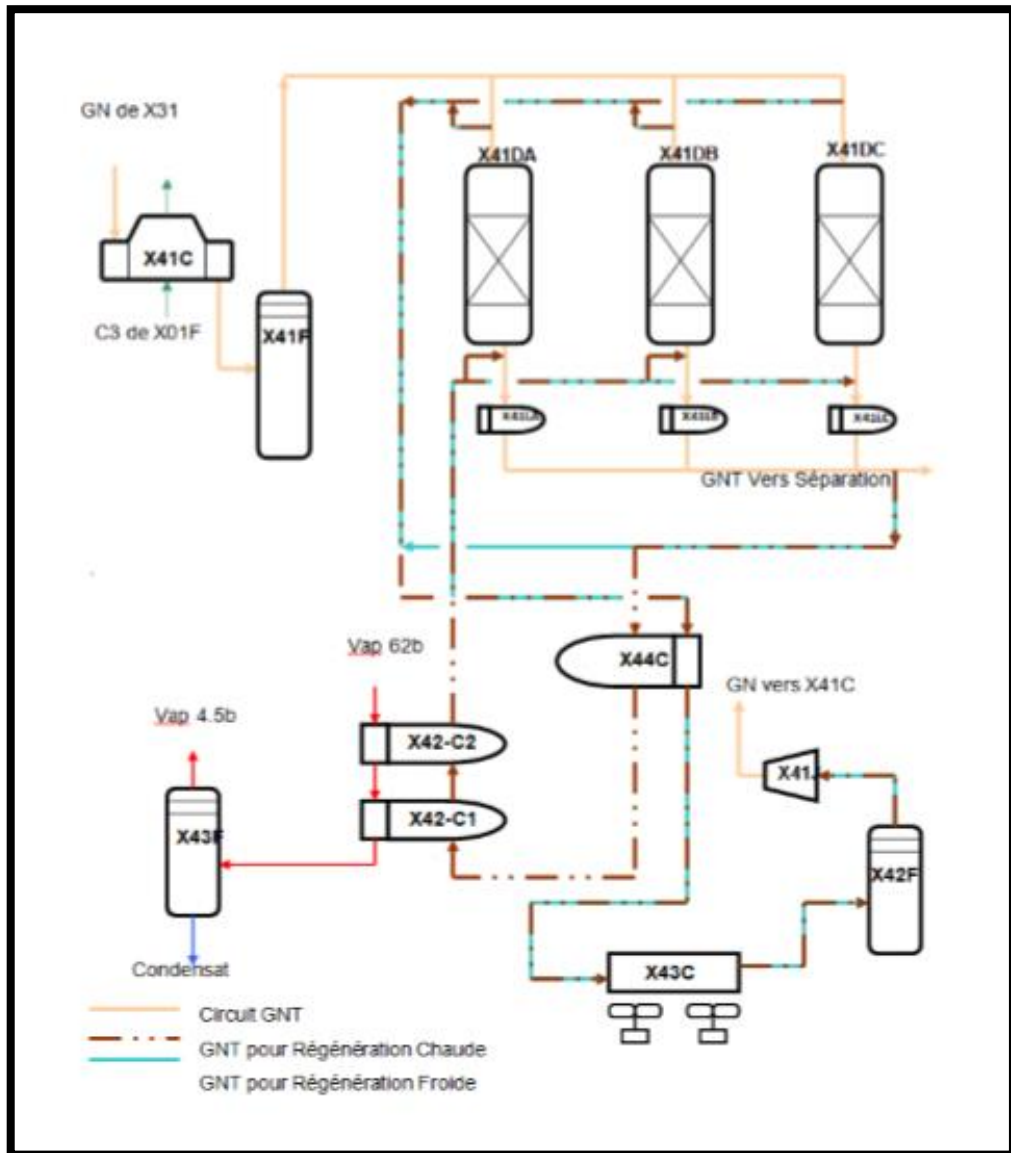
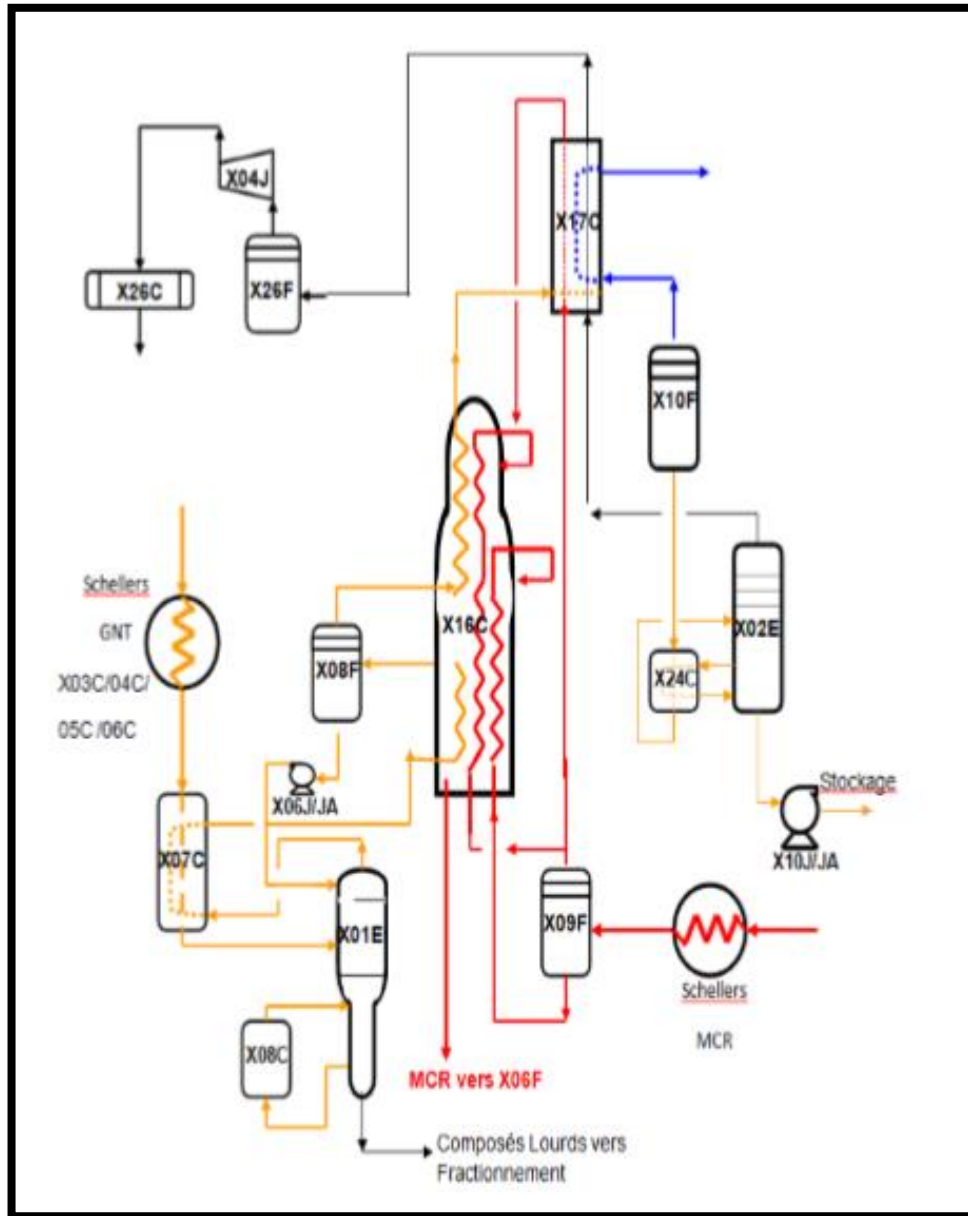


Figure A1 : Absorption CO₂ et régénération MEA.

Les annexes

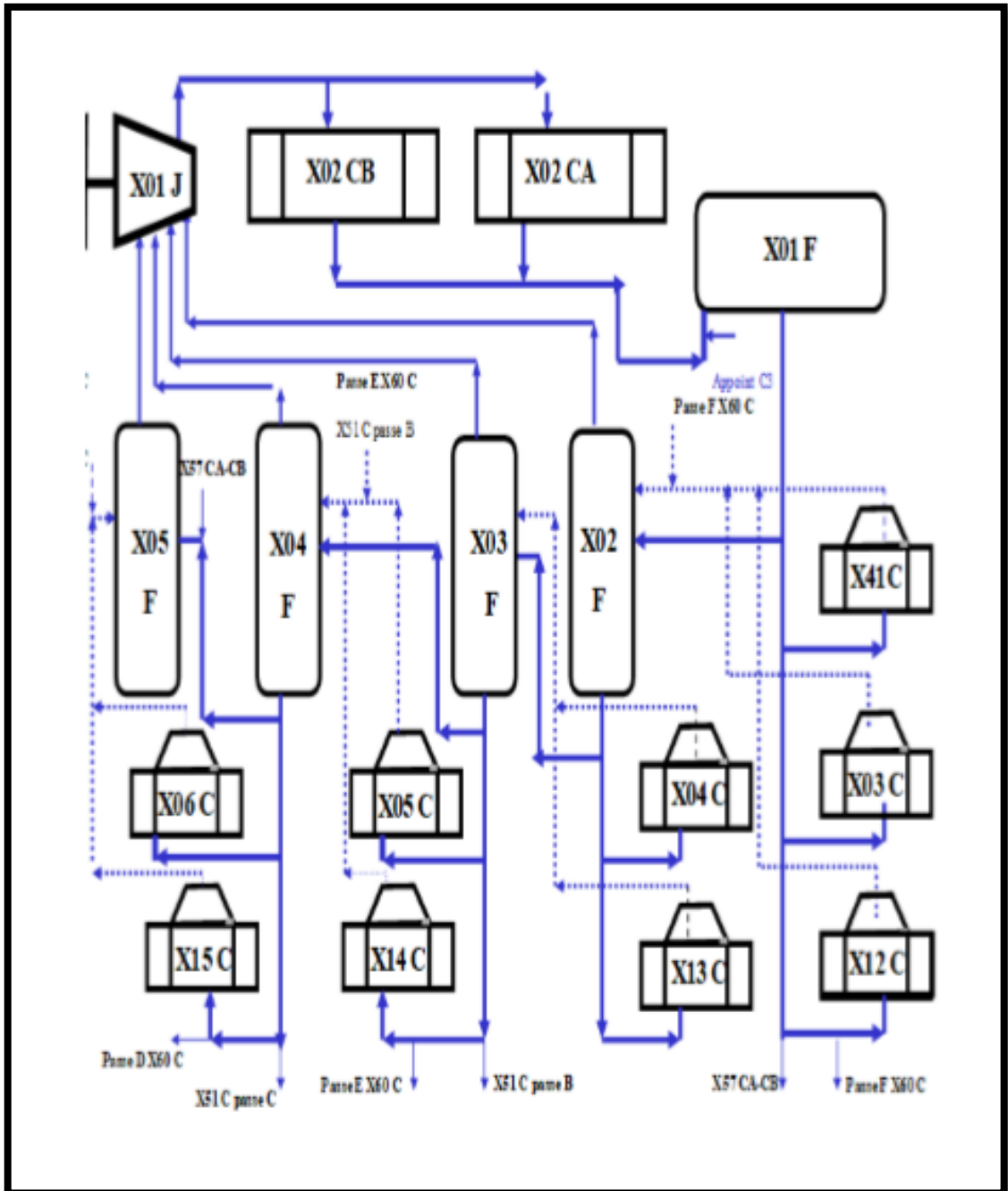


Annexe A2 : Schéma de procédé de Déshydratation.

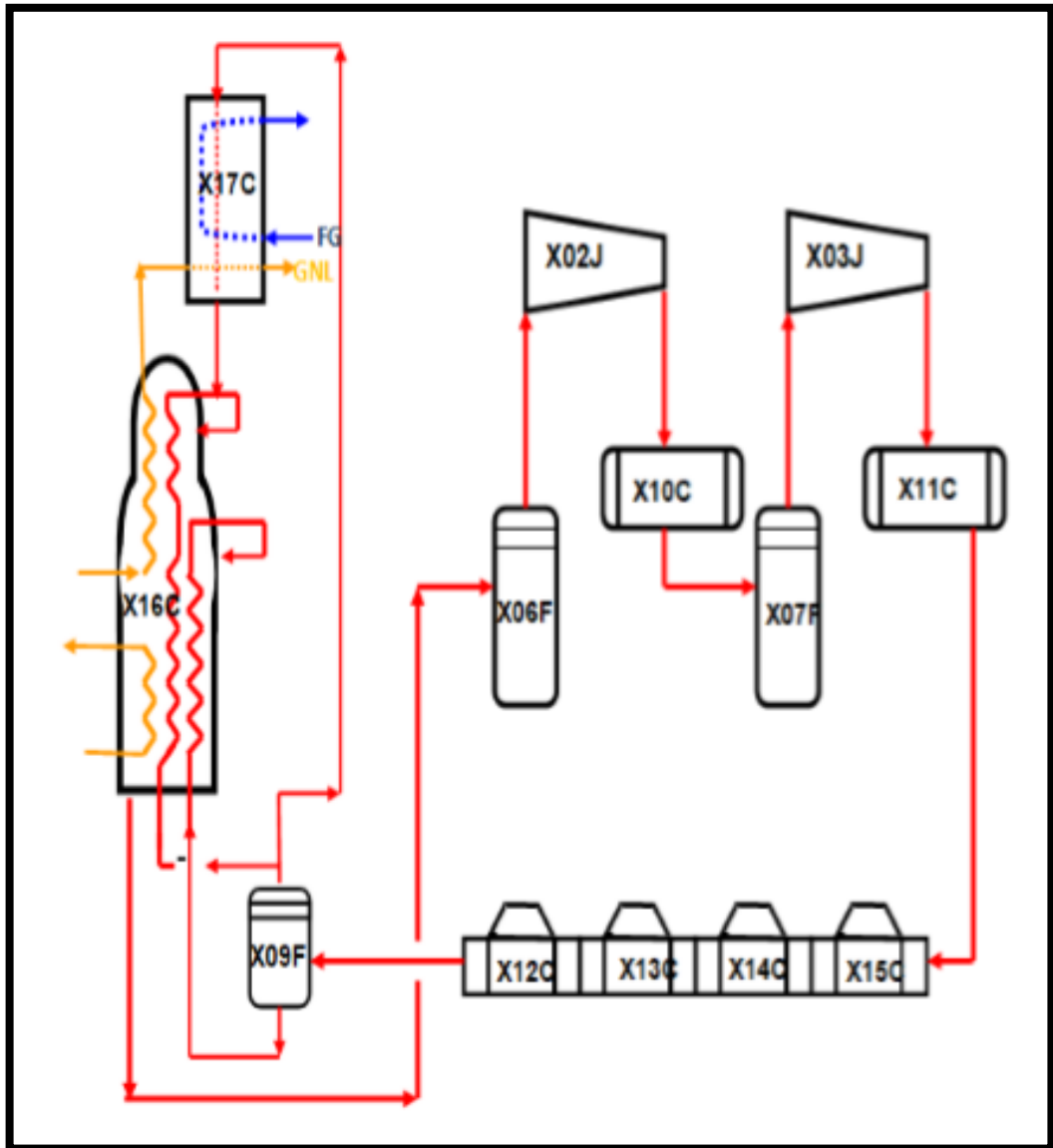


Annexe A3 : Schéma de procédé de Liquéfaction.

Les annexes

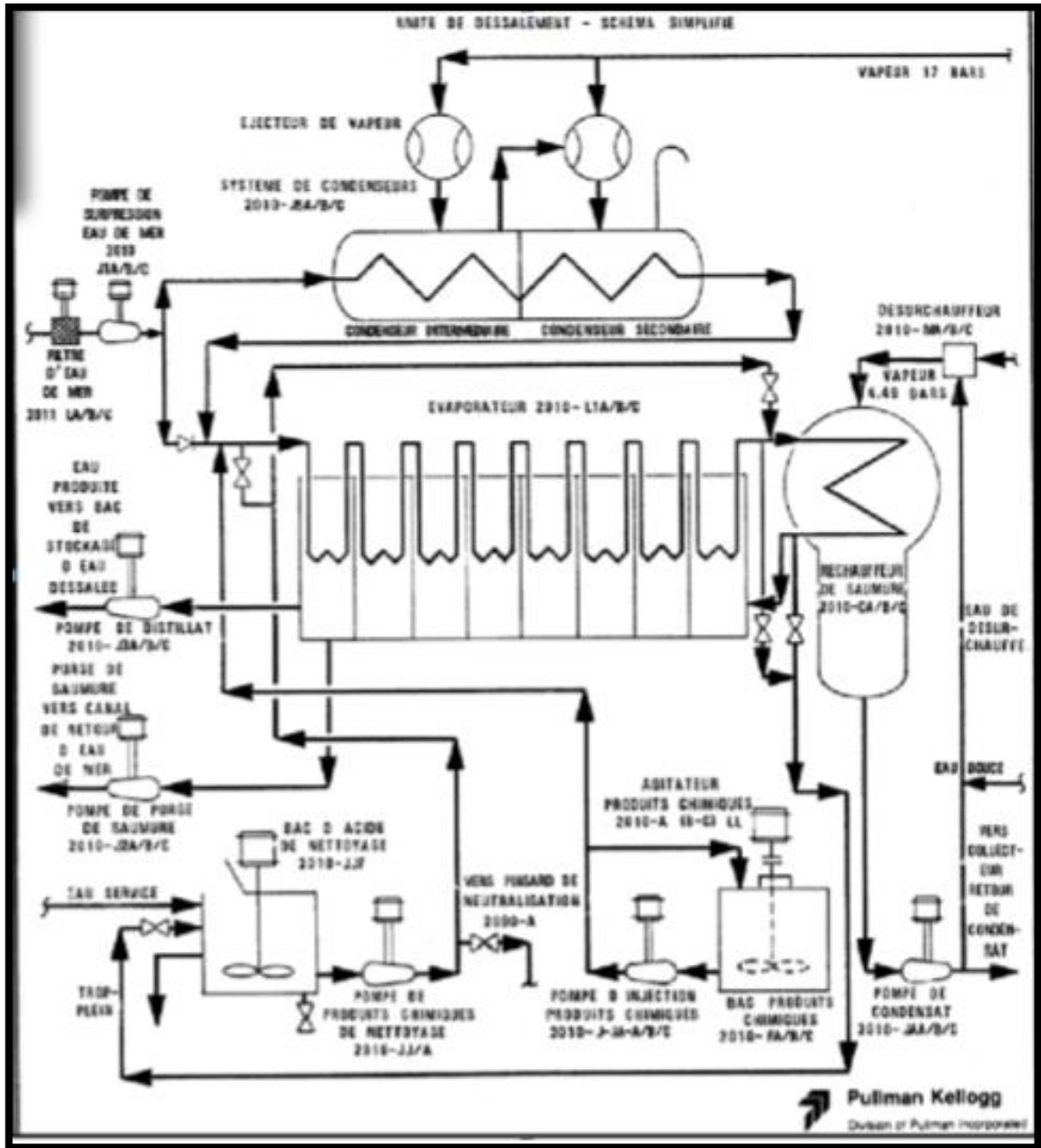


Annexe A4 : Boucle de propane.



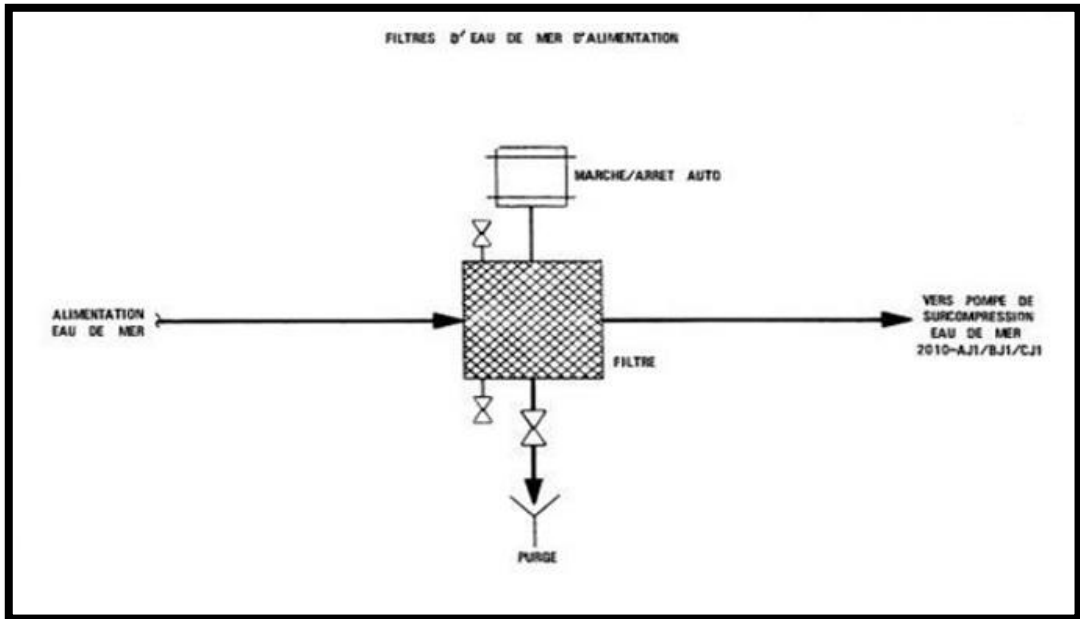
Annexe A5 : Boucle de MCR.

Les annexes

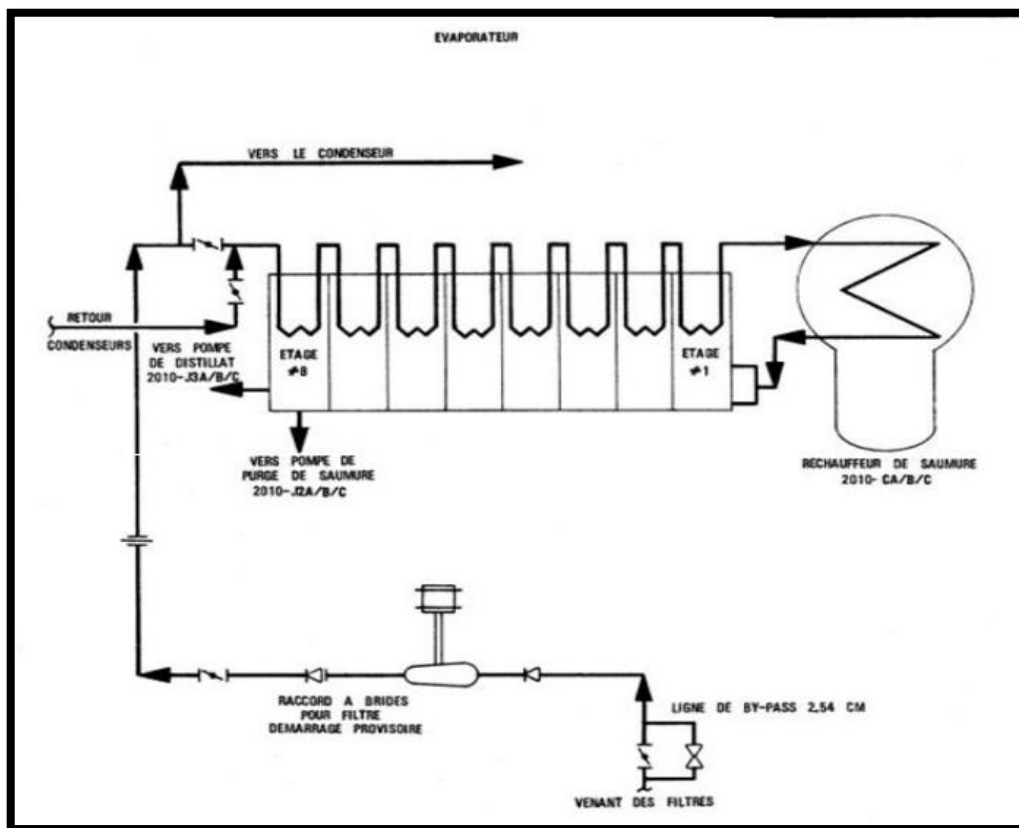


Annexe A6 : Schéma simplifié de l'unité de dessalement.

Les annexes

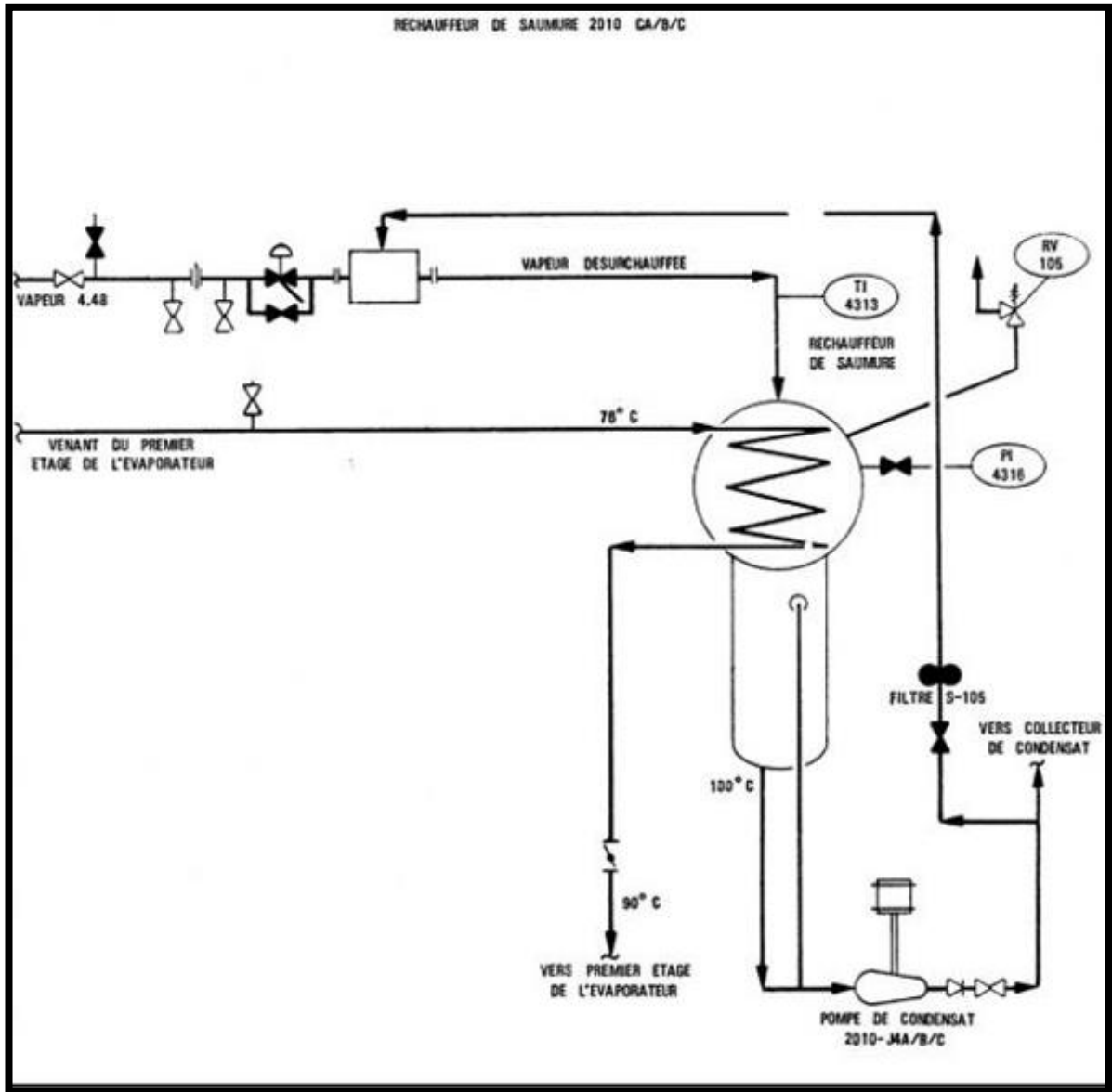


Annexe A7 : Schéma simplifié d'un filtre d'eau de mer



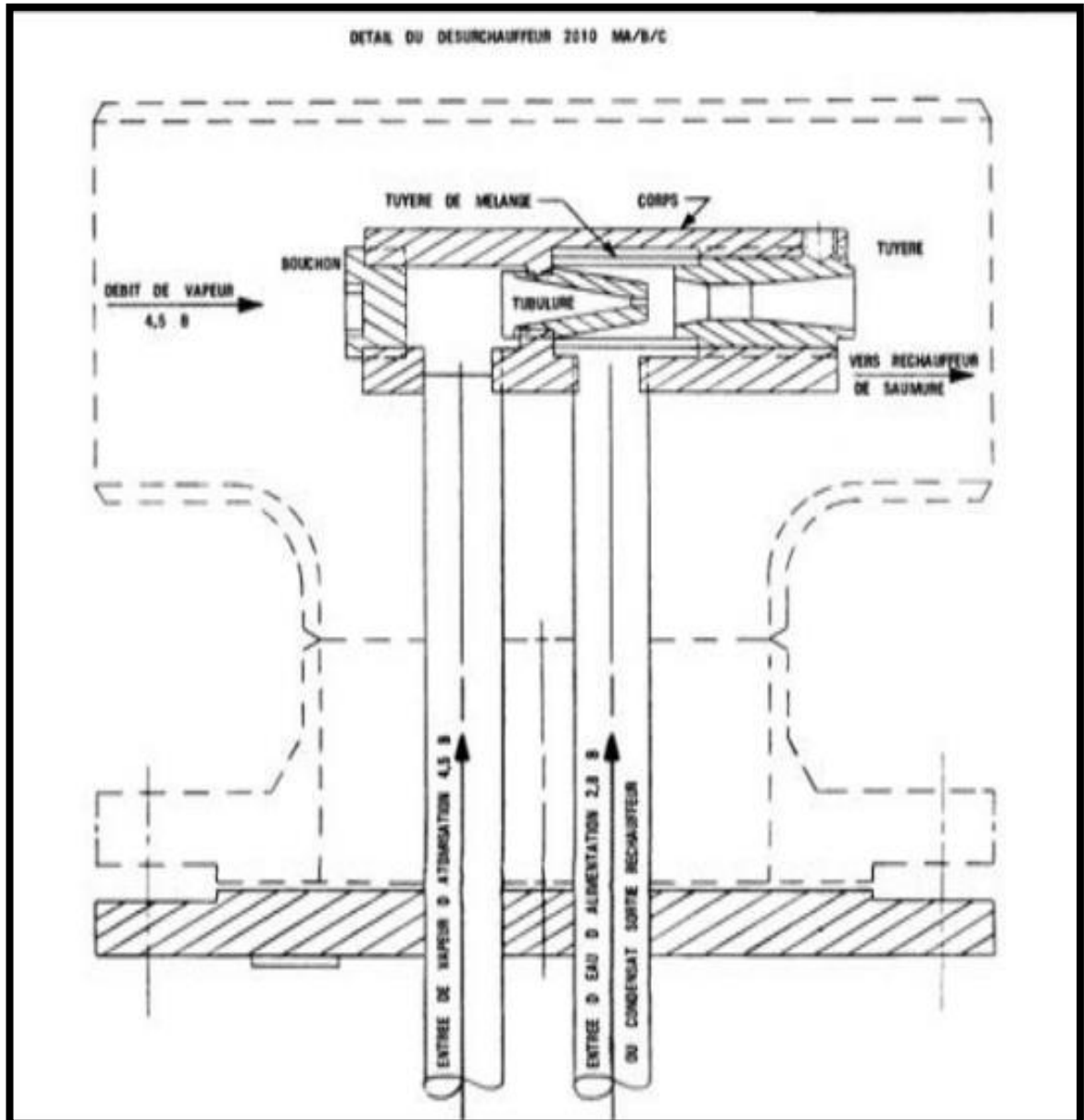
Annexe A8 : Schéma simplifié d'un évaporateur.

Les annexes



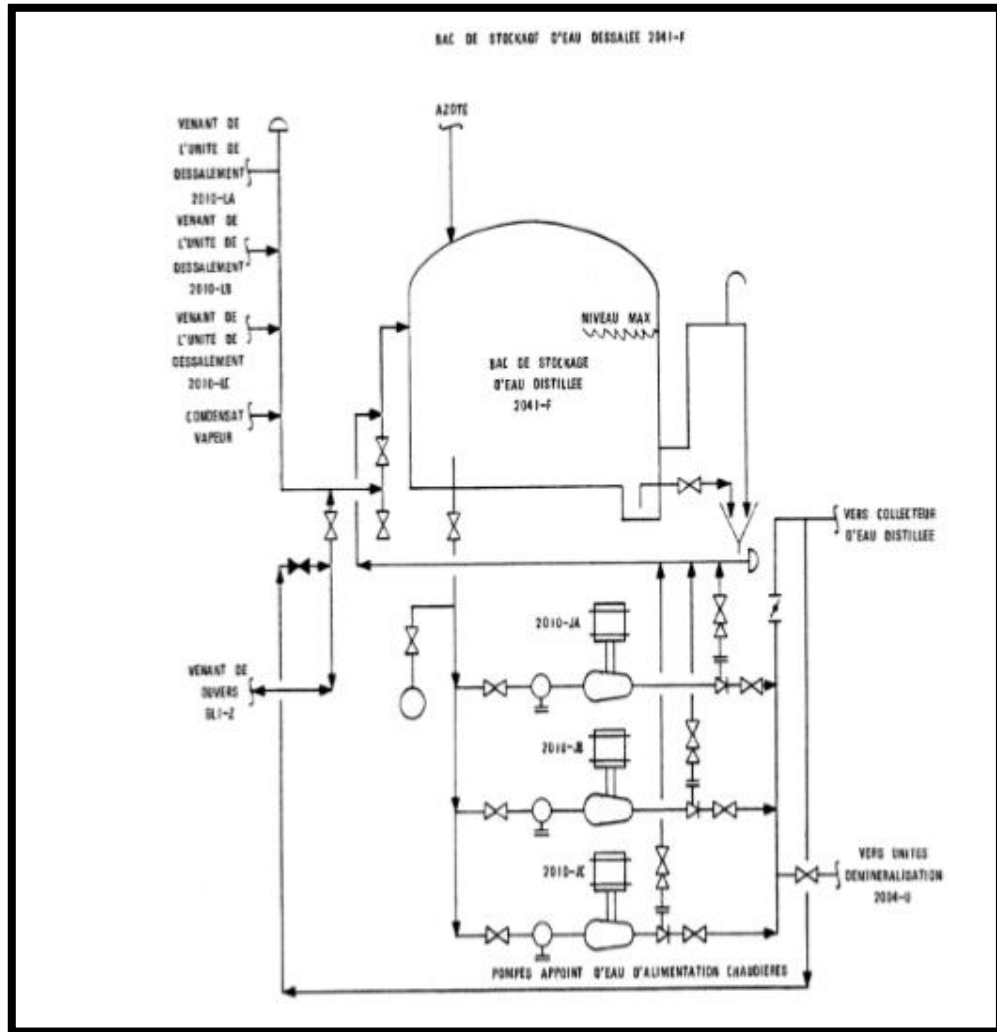
Annexe A9 : Schéma simplifié d'un réchauffeur de saumure.

Les annexes



Annexe A10 : Schéma de désurchauffeur de vapeur.

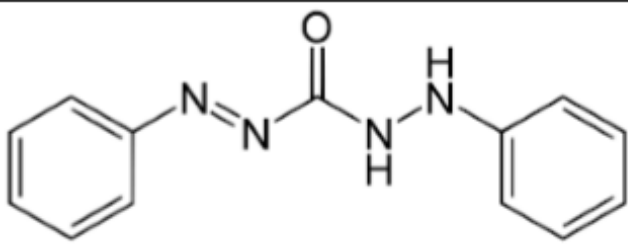
Les annexes



Annexe A11 : Schéma simplifié d'un bac de stockage d'eau dessalée.

Les annexes

- Propriétés physico-chimique du diphyenylcarbazone :

| | |
|---------------------------|--|
| Nom | Diphenylcarbazone |
| Formule brute |  |
| Structure chimique | $C_{13}H_{12}N_2O$ |
| Masse molaire (g/mol) | 240.26 |
| Température de fusion(°C) | 157 |
| Solubilité dans l'eau | Pauvre |