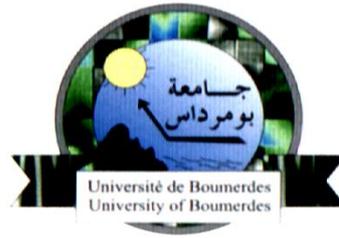


REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA BOUMERDES



Faculté de Technologie
Département Génie Mécanique

Mémoire de Master

En vue de l'obtention du diplôme de **MASTER** en :

Filière : génie mécanique.

Spécialité : Installation énergétique / énergétique .

THEME

Étude comparative entre le système de dessalement MED et
MED-TVC au niveau de la centrale thermique de Cap-djinet.

Présenté par :

MAHOUNI Marwa

ALLALOU Khouloud Rayan

Promoteur :

Dr K. MANSOURI

Promotion 2020 – 2021

Remerciment

Nous tenons à exprimer nos remerciements les plus sincères tout d'abord au « DIEU » qui nous a donné la force et le courage pour terminer ce travail.

Nous exprimons nos sincères remerciements :

A nos parents pour leur contribution pour chaque travail que nous avons effectué.

A notre promoteur Mr K. MANSOURI, pour son aide précieuse, sa grande disponibilité ainsi que pour sa compréhension et ses encouragements ...

A notre encadreur Mr KARABADJI pour son encadrement de qualité ses critiques constructives, ses corrections, sa gentillesse et sa patience.

Nous tenons à remercier sincèrement les membres de jury pour l'honneur qu'ils nous font en acceptant de juger notre travail.

A l'ensemble des enseignants du département Génie mécanique sans oublier ceux qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

De peur d'en avoir oublié, nous souhaitons remercier tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration et la réussite de ce mémoire.

Dédicace

Je dédie ce mémoire à :

Ceux qui se sont donné tous les sacrifices pour me voir réussir dans la vie :

Les deux personnes les plus chères à mon cœur ma mère et mon père.

A la personne que j'aime de tout mon cœur « mani Zehira »

Mes chers frères : Mohamed, Houssam et Abdou

A ma chère sœur Asma et son mari Fayçal

A mes chères belles sœurs : Hassiba, Sara, Meriem

A mes chères nièces : Lilyane, Iline, Celine et Rym

A mes chers neveux : Yanis, Ilyas, Adem, Iyad

A mes chères cousines et tantes et toute la famille MAHOUNI et AFIRI

A ma chère copine Sara

Et sans oublier mes amies de groupe (MIET-19 et MEN-19) et mes enseignants

qui m'ont soutenu durant toutes mes années d'étude.

Marwa

Dédicace

Je dédie ce modeste travail

A mes très chers parents qui m'ont soutenu durant toute la durée de mes études.

A ma chère grande mère

A mes sœurs Maroua et Safa, A mon petit frère Malek

A mes tantes et mes oncles

A mon binôme et ma copine Marwa

A mes très chères copines Sara et Hanaa

*A mon encadreur Dr. K. Mansouri de m'avoir apporté tout l'aide possible
pendant la période de ce travail .*

Rayan

Sommaire

Remerciement

Dédicace

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des symboles

Introduction générale

Chapitre I : Présentation de la central de Cap-Djinet

| | | |
|--------|--|---|
| I.1. | Introduction..... | 5 |
| I.2. | Description générale de l'usine..... | 5 |
| I.3. | Principaux composants du cycle eau-vapeur et leurs arrangements..... | 6 |
| I.3.1. | Turbine à Gaz GT..... | 6 |
| I.3.2. | Turbine à vapeur (ST) | 6 |
| I.3.3. | Générateur de vapeur à récupération de chaleur (HRSG)..... | 6 |
| I.3.4. | Pompes d'alimentation du HRSG (LAB10AP001 & LAB20AP001) | 7 |
| I.3.5. | Pompes d'extraction de condensat (CEP)..... | 7 |
| I.3.6. | Condenseur à vapeur du presse-étoupe (GSC)..... | 7 |
| I.3.7. | Condenseur (MAG10AC001) | 8 |
| I.3.8. | Usine de traitement de l'eau | 8 |
| I.3.9. | Ensembles de générateurs diesel de démarrage noir et d'urgence..... | 8 |
| I.4. | Conclusion | 9 |

Chapitre II : Différents procédés de dessalement

| | | |
|-------|---|----|
| II.1. | Introduction..... | 11 |
| II.2. | L'eau de mer | 12 |
| II.3. | L'eau saumâtre..... | 13 |
| II.4. | Dessalement dans le monde et en Algérie | 14 |

| | | |
|---------|---|----|
| II.4.1. | Dessalement dans le monde..... | 14 |
| II.4.2. | Le dessalement dans La mer Méditerranée | 14 |
| II.4.3. | Dessalement en Algérie | 15 |
| II.5. | Les critères de classification des procédés..... | 16 |
| II.6. | Étapes de dessalement..... | 17 |
| II.7. | Description des différents procédés de dessalement..... | 17 |
| II.7.1. | Les procédés membranaires..... | 17 |
| II.7.2. | Les procédés thermiques à changement de phases..... | 20 |

Chapitre III : Distillation Multiple Effet

| | | |
|------------|--|----|
| III.1. | Introduction..... | 28 |
| III.2. | Les Type d'évaporateurs | 28 |
| III.3. | Méthodes d'alimentation des évaporateurs | 33 |
| III.3.1. | Avance directe | 34 |
| III.3.2. | Retour en arrière | 34 |
| III.3.3. | Alimentation mixte | 35 |
| III.3.4. | Flux parallèle | 36 |
| III.4. | Distillation multi-effet (MED)..... | 37 |
| III.4.1. | Description du Processus | 37 |
| III.4.2. | Différentes configurations du Procédé de Dessalement MED | 38 |
| III.4.3. | Comparaison de MED avec d'Autres Procédés de Dessalement..... | 39 |
| III.4.4. | Combinaison de MED avec compresseur de vapeur :..... | 40 |
| III.4.4.1. | MED combiné avec compresseur de vapeur mécanique (MED-MVC) ... | 40 |
| III.4.4.2. | MED combiné avec la compression thermique de vapeur (MED-TVC)... | 41 |
| III.5. | Procédés de Dessalement MED - TVC | 41 |
| III.5.1. | Description du procédé ou procédés de dessalement MED - TVC..... | 42 |
| III.5.2. | Composants des procédés de dessalement MED - TVC | 43 |
| 1. | Le condenseur : a trois fonctions : | 43 |

Chapitre IV : Les modèles mathématiques pour MED et MED-TCV

| | | |
|---------|--|----|
| IV.1. | Introduction..... | 47 |
| IV.2. | Développements mathématiques pour les systèmes MED et MED-TVC | 47 |
| IV.3. | Le modèle mathématique simplifié MED | 48 |
| IV.3.1. | Profil de température | 50 |
| IV.3.2. | Profils de concentration en sel et débits de saumure et de distillat | 52 |
| IV.3.3. | L'aire de transfert de chaleur | 53 |
| IV.3.4. | Paramètres de performance..... | 54 |
| IV.4. | Évaporation d'effet multiple avec une compression thermique de vapeur..... | 55 |
| IV.4.1. | L'éjecteur de vapeur | 56 |

Chapitre V : Résultats et discussions

| | | |
|----------|---|----|
| V.1. | Introduction..... | 59 |
| V.2. | Les valeurs de système MED..... | 59 |
| V.2.1. | Paramètres de système..... | 59 |
| V.2.2. | Les résultats des calculs..... | 59 |
| V.2.2.1. | Résultats des effets..... | 59 |
| V.2.2.2. | Résultats de performance | 62 |
| | Le rapport de performance : | 62 |
| V.2.2.3. | Les valeurs de système MED-TVC | 63 |
| – | Les paramètres de système..... | 63 |
| V.2.2.4. | Les résultats des calculs de système MED-TVC | 63 |
| – | Résultat des effets | 63 |
| – | Résultat de performance..... | 65 |
| V.3. | Évaluation comparative des performances des procédés de désalinisation MEE-FF et MEE-FF-TCV | 65 |
| V.3.1. | Variation de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage | 65 |

| | |
|---|----|
| – Le graph | 66 |
| – Discussion sur le graphe | 66 |
| V.3.2. Effet du Taux de compression sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage | 67 |
| – Le graphe..... | 68 |
| – Discussion sur le graphe | 68 |
| V.4. Effet de la pression de vapeur motrice sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage..... | 69 |
| – Le graphe..... | 70 |
| – Discussion sur le graphe | 70 |

Conclusion générale

Référence bibliographique

Annexes

Liste des figures

Chapitre I : Présentation de la central de Cap-Djinet

| | |
|---|---|
| Figure.I. 1: Central thermique de Cap-Djinet..... | 5 |
|---|---|

Chapitre II : Différents procédés de dessalement

| | |
|--|----|
| Figure.II. 1: Concentration de sel dans l'eau de mer..... | 12 |
| Figure.II. 2: Procédés de dessalement | 16 |
| Figure.II. 3: Principe de l'osmose inverse | 18 |
| Figure.II. 4: L'électrolyse..... | 19 |
| Figure.II. 5: Principe de fonctionnement distillation à simple effet | 22 |
| Figure.II. 6: Principe de fonctionnement de distillation par compression de vapeur | 23 |
| Figure.II. 7: Principe de fonctionnement de distillation à détente étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF)..... | 24 |
| Figure.II. 8: Principe de fonctionnement de distillation à multiple effets..... | 25 |

Chapitre III : Distillation Multiple Effet

| | |
|--|----|
| Figure.III. 1: Évaporateurs verticaux à tube court..... | 29 |
| Figure.III. 2: Évaporateurs verticaux à long tube | 30 |
| Figure.III. 3: Évaporateurs à film tombant | 31 |
| Figure.III. 4: Évaporateurs à circulation forcée..... | 32 |
| Figure.III. 5: Évaporateurs à compression de vapeur | 33 |
| Figure.III. 6 : Avance directe..... | 34 |
| Figure.III. 7: Retour en arrière..... | 35 |
| Figure.III. 8: Alimentation mixte | 36 |
| Figure.III. 9: Flux parallèle..... | 36 |
| Figure.III. 10: Description de processus de distillation multi-effet (MED) | 38 |
| Figure.III. 11: MED combiné avec compresseur de vapeur mécanique (MED-MVC)..... | 41 |
| Figure.III. 12: Description du procédé ou procédés de dessalement MED - TVC..... | 42 |
| Figure.III. 13: L'éjecteur | 44 |

Chapitre V : Résultats et discussions

| | |
|--|----|
| Figure.V. 1: Courbe de variation de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage..... | 66 |
| Figure.V. 2: Courbe de l'effet du Taux de compression sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage | 68 |
| Figure.V. 3: Courbe de l'effet de la pression de vapeur motrice sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage | 70 |

Chapitre II : Différents procédés de dessalement

Tableau.2. 1: Degré de salinité de l'Eau de mer. 13

Chapitre V : Résultats et discussions

Tableau.5. 1: résultats des calculs des températures, salinités et débits des effets pour le système MED 61

Tableau.5. 2: résultats de performance pour le système MED..... 62

Tableau.5. 3: Les valeurs de système MED-TVC..... 63

Tableau.5. 4: Les résultats des effets pour le système MEE-FF-TVC..... 65

Tableau.5. 5: Les performance résultat pour le système MEE-FF-TVC..... 65

Tableau.5. 6: Variation de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage 66

Tableau.5. 7: Les variations du rapport de performance (PR) en fonction du taux de compression de vapeur (Cr) 67

Tableau.5. 8: Les variations du rapport de performance (PR) en fonction de la température de vapeur de chauffage (T_s) et la pression de vapeur motrice (P_m) 69

Liste des symboles

| Les Symboles | La signification du symbole | Unité |
|------------------------------|--|-------------------|
| A | Surface (Aire) | m^2 |
| BPE | Élévation du point d'ébullition | $^{\circ}C$ |
| Cp | Chaleur spécifique à pression constante | $kJ/kg^{\circ}C$ |
| Cr | Taux de compression | ----- |
| d | Débit de vapeur formé dans les boîtes de Flashing | kg/s |
| D | Débit de vapeur formé par flambage ou ébullition | kg/s |
| ED | Electrodialyse | ----- |
| EDR | Inversion d'électrodialyse | ----- |
| GOR | Le rapport de sortie de gain | ----- |
| h | Coefficient de transfert de chaleur | $kw/m^2^{\circ}C$ |
| L | La Longueur | m |
| LMTD | Différence de température logarithmique | $^{\circ}C$ |
| M | Débit massique | kg/s |
| MED | La distillation à effets multiples | ----- |
| MEE-TVC | Evaporateur a multiple effet avec Compression thermique de vapeur | ----- |
| MFS | Evaporator a multi stage (flash) | ----- |
| MVC | Compression mécanique de vapeur | ----- |
| P | La Pression | kPa |
| PR | Performance | ----- |
| ΔP | La chute de pression | kPa |
| Q | Taux de transfert de chaleur | Kj/s |
| RO | Osiose inverse | ----- |
| Ra | Le rapport d'entraînement | ----- |

Liste des symboles

| | | |
|------------------------------|---|-----------------|
| R & D | Recherche et développement | ----- |
| sA | Surface de transfert de chaleur spécifique | $m^2/kg (s)$ |
| sMcw | Débit d'eau de refroidissement spécifique | ----- |
| SEE | L'évaporation à simple effet | ----- |
| T | La température dans les effets | $^{\circ}C$ |
| ΔT | Chute de température | $^{\circ}C$ |
| U | Coefficient global de transfert de chaleur | $kw/$ m^2C |
| v | Volume spécifique de vapeur | m^3/kg |
| X | Salinité | ppm |
| PCF | Le facteur de correction de pression de vapeur motrice | ----- |
| TCF | Le facteur de correction de température de vapeur entraînée | ----- |

Introduction Générale

Introduction générale

L'eau douce est une matière essentielle dans notre vie quotidienne. Sa disponibilité dans le monde diminue sous l'effet de la croissance démographique et du changement climatique. Pour satisfaire la demande en eau douce dans des régions où les réserves sont insuffisantes, plusieurs pays ont fait appel au dessalement de l'eau de mer. Plusieurs méthodes physiques permettent l'obtention de l'eau douce à partir l'eau de mer. Celles qui ont eu un grand succès à nos jours sont la distillation et l'osmose inverse. Ces deux techniques sont implémentées à l'échelle industrielle pour des grandes capacités de production et ont connu des développements technologiques considérables afin de les rendre plus compétitifs. Les autres techniques telles que la congélation, l'électrodialyse ou bien l'humidification sont en cours de développement et ne peuvent être adaptées que pour des installations de faible capacité.

Le dessalement de l'eau est un processus qui permet d'obtenir de l'eau douce (potable ou, plus rarement en raison du coût, utilisable pour l'irrigation) à partir d'une eau saumâtre ou salée (eau de mer notamment). En dépit du nom, il s'agit rarement de retirer les sels de l'eau, mais plutôt, à l'inverse, d'extraire de l'eau douce. Très généralement, il est plus simple et plus économique de rechercher des sources d'eau douce à traiter (eaux de surface, telles que lac et rivière, ou eau souterraine), que de dessaler l'eau de mer. Cependant, dans de nombreuses régions du monde, les sources d'eau douce sont inexistantes ou deviennent insuffisantes au regard de la croissance démographique ou de la production industrielle. D'autre part, il est souvent rentable de combiner la production d'eau douce avec une autre activité (notamment la production d'énergie, car la vapeur disponible à la sortie des turbines, et perdue dans une usine classique, est réutilisable dans une station de dessalement dite thermique

Au cours des quatre dernières décennies, l'industrie du dessalement de l'eau s'est développée à un rythme très élevé. Le nombre d'usines de dessalement en 1960 était de 5 unités avec un taux de production total de 5000 m³/j, alors qu'en 1995 le nombre d'unités était de 11000 avec une capacité de 186106 m³/j ,Aujourd'hui, en 2018, le nombre total d'usines de dessalement dans le monde est 18500 plantes, dont la capacité globale est de plus de 90 millions de mètres cubes par jour, qui s'étendent à plus de 300 millions de personnes dans le monde qui comptent sur l'eau dessalée pour certains de tous leurs besoins quotidiens dans 150 pays où le dessalement est pratiqué [2].

Le processus d'évaporation multi-effet **MED** est le plus ancien procédé de dessalement. Les références et les brevets existent depuis 1840, il y a plus de 150 ans. Depuis 1890, la société

mère SIDEM fabrique des usines **MED** pour les navires. Depuis, plus de 500 usines **MED** ont été commercialisées par le groupe. De nombreux travaux ont été publiés sur la conception, le fonctionnement et la modélisation des usines **MEE**.

MED avec la compression de vapeur thermique gagne en intérêt par rapport à d'autres processus de dessalement thermique comme le dessalement **MSF** en raison de son faible coût de maintenance, de sa géométrie simple, de son fonctionnement plus facile et de sa faible consommation d'énergie. Le thermo-compresseur joue un rôle majeur dans les systèmes **MED**. Il réduit la consommation d'énergie et augmente l'efficacité du système. La consommation d'énergie peut être significativement influencée par la géométrie et les conditions de fonctionnement du thermo-compresseur [3].

Dans ce mémoire une étude comparative des rapports de performance de l'évaporation à effet multiple à alimentation directe et évaporation à effet multiple à alimentation directe intégrée avec thermocompression de vapeur a été réalisée.

Chapitre I

Présentation de la central électrique de Cap-Djinet

Chapitre I : Présentation de la central de Cap-Djinet

I.1. Introduction

Ce chapitre couvre la « Description générale, les principaux composants et leurs dispositions, les paramètres de fonctionnement de la centrale à cycle combiné RAS-DJINET de 1131,1 MW ».

La centrale est située au nord de la wilaya de Boumerdés, au bord de la mer, à 30 Km à l'est du centre de la wilaya et à 80 Km à l'est de la capitale (Alger). Créée en 2012. Ils ont choisi le site sur la base de :

- ✓ Proximité de la mer.
- ✓ Possibilité d'extension.
- ✓ Proximité du consommateur important dans la zone industrielle Rouïba-Réghaia.



Figure.I. 1: Central thermique de Cap-Djinet.

I.2. Description générale de l'usine

Le compresseur des turbines à gaz aspire l'air ambiant à travers un filtre à air d'admission, le comprime et l'alimente au système de combustion. Le gaz combustible est introduit dans le système de combustion et est brûlé avec de l'air comprimé. Le gaz de combustion comprimé chaud qui en résulte s'écoule dans la turbine. Le gaz se dilate et entraîne la turbine à gaz. La puissance mécanique générée dans la turbine entraîne l'alternateur et le compresseur. La sortie

du générateur est connectée par un transformateur élévateur de générateur et des barres omnibus au réseau.

I.3. Principaux composants du cycle eau-vapeur et leurs arrangements

I.3.1. Turbine à Gaz GT

La centrale à cycle combiné RAS-DJINET DE se compose de trois (3) turbines à gaz SGT5-4000F de Siemens. Les turbines à gaz à chambre de combustion annulaire de Siemens sont des machines à arbre unique d'un modèle à un boîtier.

- Un rotor commun est partagé par le compresseur et la turbine. Le rotor est supporté dans deux paliers qui se trouvent à l'extérieur de la zone sous pression. Une enveloppe extérieure commune retenant la pression est également partagée par le compresseur et la turbine.
- Le compresseur est un compresseur axial à haut rendement à 15 étages avec répartition de débit optimisée. Chaque étage comprend une rangée de pales de rotor et une rangée d'aubes.
- La turbine à gaz est conçue pour le double allumage. Le gaz naturel doit être utilisé comme combustible primaire et le mazout distillé doit être utilisé comme combustible de secours. La turbine à gaz est conçue pour fonctionner à 100% de charge en tirant du gaz naturel et du mazout.

I.3.2. Turbine à vapeur (ST)

La centrale à cycle combiné RAS-DJINET DE se compose de trois (3) Turbine à vapeur (ST) fournies par M / s Siemens.

Le modèle de turbine à vapeur, ST SST5-3000, se compose d'un cylindre HP de type cylindrique et d'un cylindre PI/BP à débit direct s'écoulant axialement dans le condenseur refroidi par eau.

La turbine HP est de construction à simple et à double paroi avec un porte-lame stationnaire et un carter externe. Il est muni d'une vanne d'arrêt et de contrôle de vapeur principale, soudée, soutenue par des supports supplémentaires. Le carter extérieure est de type baril.

I.3.3. Générateur de vapeur à récupération de chaleur (HRSG)

La centrale à cycle combiné RAS-DJINET DE se compose de trois (3) HRSG fourni par M/s Nooter Eriksen. Le générateur de vapeur est un flux horizontal, trois niveaux de pression,

la circulation naturelle avec la banque de réchauffeur, le type suspendu, complet avec pile en acier et tous les accessoires connexes.

Le gaz d'échappement GT est utilisé pour produire de la vapeur dans le HRSG. Les gaz d'échappement seront rejetés dans l'atmosphère par une cheminée principale.

Le condensat est fourni à l'économiseur basse pression (LP) par les pompes d'extraction du condensat. Le dégazeur est intégré au ballon de vapeur à basse pression (LP).

I.3.4. Pompes d'alimentation du HRSG (LAB10AP001 & LAB20AP001)

La fonction de la pompe d'alimentation HRSG est de fournir l'eau d'alimentation du tambour/désaérateur de LP à la section économiseur HP et à travers un purgeur intermédiaire, au circuit de pression intermédiaire (IP) du générateur de vapeur à récupération de chaleur (HRSG). Ces pompes fournissent également de l'eau au désurchauffeur à haute pression (HP), au désurchauffeur de réchauffage, au réchauffeur de performance de gaz combustible et à la station de dérivation HP.

Deux pompes d'alimentation HRSG horizontales à deux positions (2x100%) sont fournies pour chaque bloc de la centrale à cycle combiné.

La pompe est une pompe centrifuge horizontale à plusieurs étages à fendage radial et à barillet. Elle adopte la structure du disque d'équilibrage et de la multi-volute pour équilibrer les poussées axiales et radiales.

I.3.5. Pompes d'extraction de condensat (CEP)

La fonction principale de la pompe d'extraction de condensat est de pomper le condensat en aspirant depuis la cheminée du condenseur pour le décharger dans le ballon LP passant par le condenseur de vapeur de presse-étoupe et le préchauffeur de condensat (économiseur LP).

I.3.6. Condenseur à vapeur du presse-étoupe (GSC)

Le condensateur de vapeur de presse-étoupe a pour fonction de condenser la vapeur évacuée par les joints d'étanchéité de l'arbre et de récupérer le condensat. Le condenseur de vapeur du presse-étoupe est refroidi avec du condensat provenant de la décharge de la pompe d'extraction du condensat. Le condenseur de vapeur de presse-étoupe est équipé de 2 x 100% ventilateurs d'extracteur de vapeur. L'un des deux extracteurs de condensateurs de vapeur de presse-étoupe sera en fonctionnement constant pour évacuer les gaz du condenseur de vapeur du presse-étoupe.

I.3.7. Condenseur (MAG10AC001)

Le condenseur refroidi à l'eau axial exécute la fonction de condenser la vapeur d'échappement de la turbine à vapeur et/ou du système de dérivation de la vapeur de l'IP, HP et LP. Le condenseur reçoit la vapeur d'échappement de la turbine dans le sens horizontal.

La vapeur provenant du système d'étanchéité du presse-étoupe, le ventilateur et le drain de la boîte de décharge de la turbine, les tuyaux d'évacuation du condensateur de vapeur, la conduite CRH et les purgeurs de purge sont également introduits dans le condenseur.

Le condenseur est conçu pour garantir des conditions de fonctionnement à 100% de la charge pour une température d'eau de refroidissement de conception de 24 ° C et une augmentation de température de 6 ° C.

I.3.8. Usine de traitement de l'eau

L'usine de traitement des eaux comprend trois usines :

- **Usine de dessalement de l'eau de mer** : Les unités sont disposées selon le "type à effet multiple avec compression thermique de vapeur (MED-TVC)"; chaque unité d'évaporateur a 3 effets ou cellules disposés dans un récipient.
- **Usine de déminéralisation** : Le système de déminéralisation déminéralise l'eau à partir de l'eau dessalée, produite à l'usine de dessalement. Le système se compose principalement du système d'échangeur à lit mixte (MBE) et le système de stockage et d'injection de produits chimiques.
- **Usine de reminéralisation** : Le système de reminéralisation du système de traitement de l'eau est automatiquement contrôlé par LSI (indice de saturation de Langelier) et CCPP (potentiel de précipitation du carbonate de calcium) et injecté chaque produit chimique dans la ligne de service et d'eau potable.

I.3.9. Ensembles de générateurs diesel de démarrage noir et d'urgence

Un générateur diesel à démarrage noir est fourni pour répondre aux exigences d'urgence (charges d'urgence GT & ST) et aux exigences de démarrage de l'unité (auxiliaires 400 V, SFC, charges d'excitation, pompes CW, pompes à condensat, pompes d'alimentation HP et compresseur).

Le carburant diesel doit être utilisé comme carburant pour le moteur diesel. Le moteur est un turbocompresseur à circuit unique refroidi à l'eau, à quatre temps, à injection directe.

Deux groupes électrogène diesel à 50% seront considérés pour trois (3) unités électrogènes

Le générateur diesel démarre automatiquement lorsqu'aucune tension n'est détectée et que le générateur de la turbine est en marche.

- Cote MVA : 14 MVA au total (2 ensembles de 7 MVA chacun par ensemble de BSDG)
- Tension nominale : 6 kV
- Facteur de puissance nominale : 0,8.

I.4. Conclusion

La centrale électrique de CAP-DJINIT utilise pour la production d'électricité est l'eau de mer, cette eau doit être traitée avant toute utilisation. Une étude montre que si le central fonctionnait directement à l'eau de mer, il suffirait de 9 heures pour que tous les tuyaux de la centrale soient bouchés.

En effet, on doit utiliser une eau pure qui ne laisse aucun sel, ni minéraux dans les circuits après sa vaporisation pour ne pas causer de problèmes. Pour purifier l'eau des sels, des minéraux et des calcaires qu'elle contient, elle doit passer de deux stations chimiques : la station de dessalement et la station de déminéralisation. Dans le chapitre suivant nous allons présenter le processus de dessalement au niveau de la centrale thermique de CAP-DJINET.

Chapitre II

Déférents procédés de dessalement

Chapitre II : Déficients procédés de dessalement

II.1. Introduction

Une quantité équivalant à 97,5% du stock d'eau de la planète est salée et seule une fraction correspondant à 2,5 % se compose d'eau douce. Environ 70% de cette eau douce de la planète est fixée dans les calottes glaciaires des pôles et une partie importante des 30% restants est constituée par des nappes aquifères souterraines de régions reculées. En effet, seule une fraction minuscule de l'eau douce (moins de 1% de l'eau douce totale, soit 0,007 % du stock d'eau mondial) est disponible dans les cours d'eau, les lacs et les réservoirs et est facilement accessible à l'homme pour son utilisation directe. En outre, la répartition spatiale et temporelle du stock et du débit d'eau douce est très inégale [3].

Les eaux douces de la planète, c'est à dire celles dont la salinité est inférieure à 3 grammes par litre, ne représentent que 3% en volume de toute l'eau de l'hydrosphère et encore toute cette eau n'est-elle pas disponible, la majeure partie étant gelée aux pôles. Le volume des eaux douces directement utilisables est finalement d'environ 9 millions de kilomètres cubes, dont la plus grande part consiste en eaux souterraines.

Les pays au sud du bassin méditerranéen font partie de ces régions du monde, où les ressources en eau potable sont extrêmement limitées. Une grande partie des réserves d'eau est constituée d'eau saumâtre. Les précipitations sont très variables aussi bien dans l'espace que dans le temps. La sécheresse peut durer des mois ; elle est parfois suivie de pluies torrentielles qui emportent tout sur leur passage.

Dans la région méditerranéenne, des sécheresses temporaires qui peuvent être définies comme une pluviométrie inférieure à la moyenne d'une gravité variable par sa durée et son ampleur, ont occasionné un préjudice particulièrement important pour les ressources en eau. Au cours des dernières décennies, la plupart des pays méditerranéens ont connu des périodes de sécheresse prolongées notoires.

Les croissances projetées des rapports demandes/ressources en eau dans les pays du sud et de l'est de la Méditerranée. À partir de 2010, onze pays utiliseraient plus de 50% de leurs ressources renouvelables (Plan Bleu, 2000). En 2025, cet indice dépassera 100% dans 8 pays, et plus de 50% de ces ressources dans 3 autres [4].

En résumé, les besoins en eau présents et futurs ne peuvent être couverts et satisfaits que si des ressources non conventionnelles (recyclage et dessalement de l'eau) sont utilisées.

II.2. L'eau de mer

L'eau de mer est un liquide dont la composition est extraordinairement variée, puisqu'on y trouve une cinquantaine de corps simples. L'énumération de ces corps simples va de l'hydrogène, de l'oxygène [5], L'eau de mer contient plus de 17 éléments chimiques dissouts dont seulement deux (le sodium et le chlore) représentent 85 % du poids total des éléments présents (Figure II.1).

Ainsi elle est caractérisée par la salinité qui est définie comme étant la quantité totale de résidus solides (en grammes) contenue dans un kilogramme d'eau de mer quand tous les carbonates ont été transformés en oxydes, de brome et l'iode remplacé par le chlore et que toute la matière organique a été oxydée [6], on trouve que l'eau de mer possède une salinité moyenne de 35 g/l, mais en réalité, il faut considérer que l'eau de mer contient généralement de 35 à 42 g/l de sels minéraux dissous, et la salinité étant différente selon les mers [5] (voir tableau II.1).

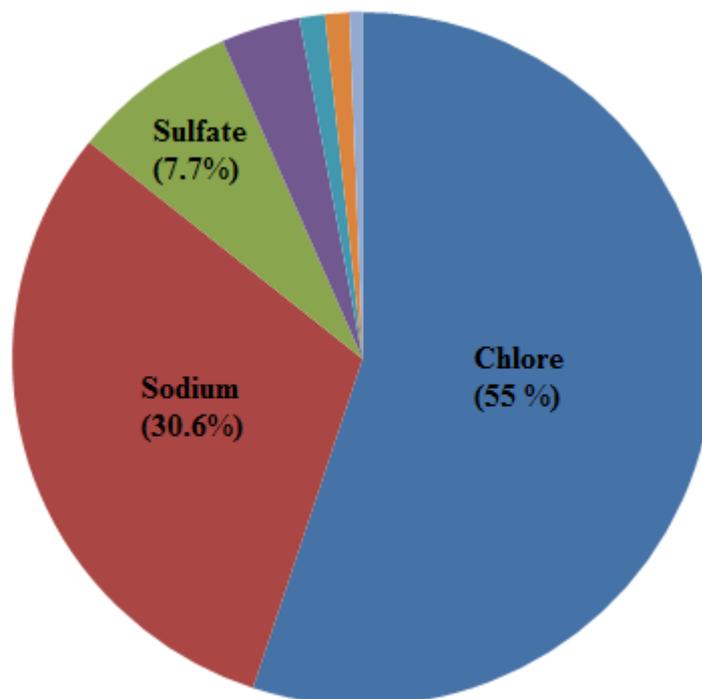


Figure.II. 1: Concentration de sem dans l'eau de mer.

| Eau de mer | Degré de salinité |
|------------------|-------------------|
| Mer Baltique | 7.0 |
| Mer Caspienne | 13.5 |
| Mer Noir | 20 |
| Mer Adriatique | 25 |
| Mer Pacifique | 33.5 |
| Mer Indien | 33.8 |
| Océan Atlantique | 35 |
| Mer Méditerrané | 39 |
| Golfe Arabique | 42 |
| Mer Rouge | 43 |
| Mer Morte | 270 |

Tableau.2. 1: Degré de salinité de l'Eau de mer.

II.3. L'eau saumâtre

Une eau saumâtre est une eau saline non potable, de salinité inférieure à celle de l'eau de mer. Les eaux de certaines nappes superficielles ou souterraines peuvent être salées, avec des salinités très diverses. Les eaux des lagunes, plus ou moins en communication avec la mer, peuvent présenter une salinité très élevée. On trouve aussi à l'intérieur des continents des lacs d'eau salée. Elles sont classées en trois catégories suivant le degré de salinité :

- Les eaux peu saumâtres $1.000 < \text{salinité} < 3.000$ ppm.
- Les eaux moyennement saumâtres $8.000 < \text{salinité} < 10.000$ ppm.
- Les eaux fortement saumâtres $10.000 < \text{salinité} < 33.000$ ppm.

Les deux premières catégories se trouvent particulièrement en Afrique du nord, en Moyen Orient et aux U.S.A. [7].

Les eaux saumâtres 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. Les principaux sels dissous sont le CaCO_3 , le CaSO_4 , le MgCO_3 et le NaCl [8].

II.4. Dessalement dans le monde et en Algérie

II.4.1. Dessalement dans le monde

La capacité installée des stations de dessalement dans le monde a augmenté à un taux moyen de 12% par an au cours des cinq dernières années, et on prévoit que le taux de croissance de la capacité va augmenter encore plus loin. Fondée sur une analyse pays par pays, impliquant des projets de dessalement et des données officielles sur l'approvisionnement en eau et de la demande, des agences à travers le monde, la capacité installée pourrait plus que doubler à 98 m^3/j en 2015. (UNEP/MED, 2002a)

Par exemple, la capacité installée en Europe du Sud est 4.405.024 m^3 / j . Ce chiffre comprend tous les types de sources d'eau. Représente la production en dessalement en Europe du Sud. Les chiffres à droite du schéma circulaire donnent la contribution à la production mondiale, à savoir la capacité de dessalement de l'eau de mer en Europe du Sud représente 10,6% de la capacité mondiale de dessalement. (Lattemann, 2010)

II.4.2. Le dessalement dans La mer Méditerranée

En Méditerranée, la production totale de dessalement de l'eau de mer est d'environ 4,0 m^3/j (14% de la capacité mondiale de dessalement. L'Espagne, avec environ 8% de la production totale du monde (2,2 m^3/j), est le troisième plus grand producteur d'eau dessalée à l'échelle mondiale et le plus grand dans la région.

Cependant, environ 25% de la capacité espagnol est situé sur les îles Canaries dans l'océan Atlantique, et «seulement» environ 65% en Méditerranée. (Lattemann, 2010) Le programme espagnol AGUA permettra d'accroître encore l'approvisionnement en eau sur la côte méditerranéenne par l'augmentation de la capacité de dessalement, de 1,4 Mm^3 / j (2005) à plus de 2,7 m^3/j (1 000 hm^3/ an) jusqu'en 2010.

Bien que les processus thermiques (MSF et MED) dominant dans la mer Rouge du Golfe, le processus principal dans la Méditerranée est le dessalement de l'eau e mer par l'osmose inverse OI (SWRO). En 2002, à la fois les installations d'OI et de distillation avaient encore de parts de marché égales dans la Méditerranée. (UNEP/MED, 2002) Aujourd'hui, le procédé d'OI représente 70% de la production en Méditerranée et pour 99% de la production espagnole en Méditerranée.

Les installations de distillation se trouvent encore en Libye et l'Italie (en ordre décroissant de priorité), mais de nouvelles usines dans ces pays sont aussi des installations souvent en OI.

Un grand exemple sur l'évolution dans le domaine de dessalement actuellement qui est en Algérie, marché le plus dynamique de dessalement de l'Afrique du Nord, où aussi la première grande usine d'OI ($200\ 000\ m^3/j$) a été ouvert en Février 2008. Cet est la première dans une série d'autres grands projets qui augmentera la capacité de dessalement du pays à $2\ m^3/j$ en 2008 et à $4\ m^3/j$ d'ici 2020. Sur la côte méditerranéenne, deux grandes installations d'OI sont mises en service avant 2010- l'usine d'Ashkelon avec une capacité de $330\ 000\ m^3/j$ qui est aussi celle des plus grands projets de dessalement d'eau de mer par OI (SWRO) dans le monde, et l'usine de Palmachin ($83\ 270\ m^3/j$). (Lattemann, 2010) et (UNEP/MAP, 2003)

II.4.3. Dessalement en Algérie

L'expérience algérienne en matière de dessalement des eaux est étroitement liée au développement de l'industrie et tout particulièrement de l'industrie pétrolière et sidérurgique. Le recours au dessalement en vue d'un usage destiné exclusivement à l'alimentation de la population en eau potable est quasi-inexistant. Une seule expérience a été tentée dans une situation où il n'existait aucune autre solution. Il s'agit de l'unité de déminéralisation d'Ouled Djellaba dans la Wilaya de Biskra (Sud- Est Algérien).

En 1964, trois petits blocs de $8\ m^3/h$ chacun ont été installés au complexe Gaz liquéfié d'Arzew (ville côtière à l'ouest du pays). Le procédé utilisé est la distillation à multiple effet. En 1969, une autre installation a vu le jour à Arzew avec une capacité de production de $4560\ m^3/j$. Le procédé utilisé est le multi stage flash. (Amitouche et Remini, 2014) D'autres installations ont été mises en exploitation pour les besoins en eau de haute pureté nécessaire au processus des complexes de production d'électricité (Cap Djinet à l'Est d'Alger) et l'industrie de liquéfaction (Arzew et Skikda).

Algérienne des Eaux (entreprise nationale) qui a amorcé la première expérience en matière de dessalement de l'eau de mer par la réalisation de 23 stations monobloc, d'une capacité totale de $57.500\ m^3/j$, dans le cadre d'un programme d'urgence, dans les wilayas de Tlemcen, Oran, Tipaza, Alger, Boumerdès, Skikda et Tizi-Ouzou et 14 grandes stations d'une capacité totale de $1.940.000\ m^3/j$ sont mises en service en 2003 et 2005. (Algerian of Water, 2012) Des autres stations sont mises en service dans les années 2009, 2010 et 2011. Il s'agit notamment des stations de Skikda ($100\ 000\ m^3/j$), Beni Saf ($200\ 000\ m^3/j$), Souk Tlata et Honaine à Tlemcen ($200\ 000\ m^3/j$ de chacune), Mostaganem ($200\ 000\ m^3/jour$), Fouka et Oued Sebt à Tipaza (respectivement $120\ 000\ m^3/j$ et $100\ 000\ m^3/j$) et Cap Djinet à Boumerdès ($100\ 000\ m^3/j$). Des autres stations sont, également, en cours de réalisation à la wilaya de Chlef ($200\ 000\ m^3/j$),

El Tarf (50 000 m^3/j) et la plus importante station est celle de Magtaâ, à Mostaganem, avec une capacité de production de 500 000 m^3/j . (Mozas et Ghosn, 2013)

La production en eau dessalée sera, selon les experts, passe de 500 000 $m^3/jour$ en 2008 à 1 100 000 $m^3/jour$ en 2009 et 2 260 000 $m^3/jour$ en 2011 pour atteindre 4 million m^3/j en 2020. (Lattemann, 2010) et (Moustiri, 2011).

II.5. Les critères de classification des procédés

Les chercheurs dans le monde entiers ont développé plusieurs techniques pour extraire l'eau douce à partir des eaux salées, ces techniques peuvent être classées en deux grandes catégories :

- Les procédés thermiques faisant intervenir un changement de phase : la distillation et la congélation.
- Les procédés membranaires : l'osmose inverse et l'électrodialyse.

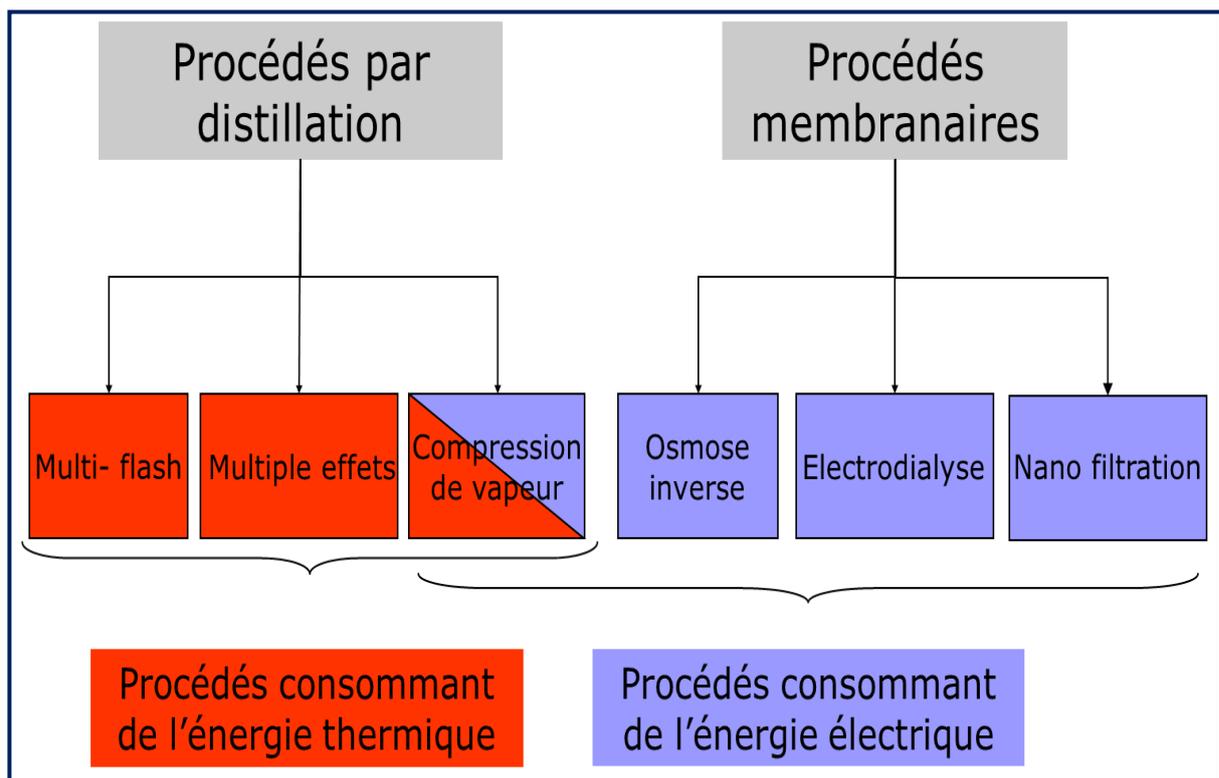


Figure.II. 2: Procédés de dessalement

II.6. Étapes de dessalement

Quel que soit le procédé de séparation du sel et de l'eau envisagé, toutes les installations de dessalement comportent quatre étapes.

- Une prise d'eau de mer avec une pompe et une filtration grossière.
- Un prétraitement avec une filtration plus fine, l'addition de composés biocides et de produits anti-tarte.
- Le procédé de dessalement lui-même.
- Le post-traitement avec une éventuelle reminéralisation de l'eau produite.

II.7. Description des différents procédés de dessalement

II.7.1. Les procédés membranaires

Les membranes ont la capacité de différencier et séparer sélectivement les sels et l'eau. En utilisant ces capacités mais différemment dans chaque cas, deux procédés de dessalement à membrane ont été développés et sont actuellement disponibles sur le marché.

II.7.1.1. L'osmose inverse

L'osmose inverse est un procédé de séparation, sous l'effet d'un gradient de pression, d'un solvant liquide et un soluté par perméation à travers une membrane semi-sélective.

Ce procédé fonctionne à température ambiante et n'implique pas de changement de phase. Les membranes sont réalisées en polymères, elles laissent passer les molécules d'eau et empêchent le passage des particules des sels dissous et celle des molécules organiques de 10^{-7} mm de taille.

II.7.1.1.1. Principe de l'osmose inverse

L'osmose est un phénomène naturel : lorsque deux solutions salines de concentrations différentes sont séparées par une membrane semi-perméable, l'eau passe spontanément de la solution la moins concentrée vers la plus concentrée. Lorsque l'équilibre est établi, la différence de pression entre les deux compartiments est la pression osmotique. L'osmose inverse repose sur le principe contraire. Lorsqu'une pression importante (supérieure à la pression osmotique) est appliquée à l'eau salée, l'eau douce traverse la membrane, comme le montre la figure II.3.

La membrane est constituée d'une pellicule de polymère perméable et sélective ; elle permet seulement le passage des molécules d'eau, produisant ainsi de l'eau douce. La pression

osmotique est de l'ordre de 29 bars pour l'eau de mer. Plus l'eau est chargée en sels, plus la pression osmotique est élevée. Elle est donnée par la loi de van 't Hoff :

$$\pi = C.R.T \text{ [Bar]}$$

Avec :

π = pression osmotique ; C = concentration ionique [mol/m³] ; R = constante des gaz parfaits [8,314 J/mol/K] ; T = température [K].

Donc pour pallier l'augmentation de la pression osmotique au fur et à mesure que l'eau est extraite et pour produire un flux d'eau douce significatif, il est nécessaire que le système fonctionne sous une pression nettement plus importante, soit environ 60 à 70 bars.

Initialement fabriquées sur une base d'acétate de cellulose, les membranes modernes sont des tri-couches dont la couche active de quelques dizaines de nanomètres d'épaisseur est un polyamide aromatique. En agissant sur l'épaisseur et la porosité, les fabricants obtiennent ainsi un bon compromis entre la perméabilité et la sélectivité des membranes adapté à la nature de l'eau traitée. Travailler à hautes pressions signifie que les membranes doivent résister à d'importants écarts de pressions (Bandelier, 2016). Les membranes étant très sensibles aux phénomènes d'encrassement, les usines de dessalement par osmose inverse nécessitent des postes de pré et post-traitement très performants.

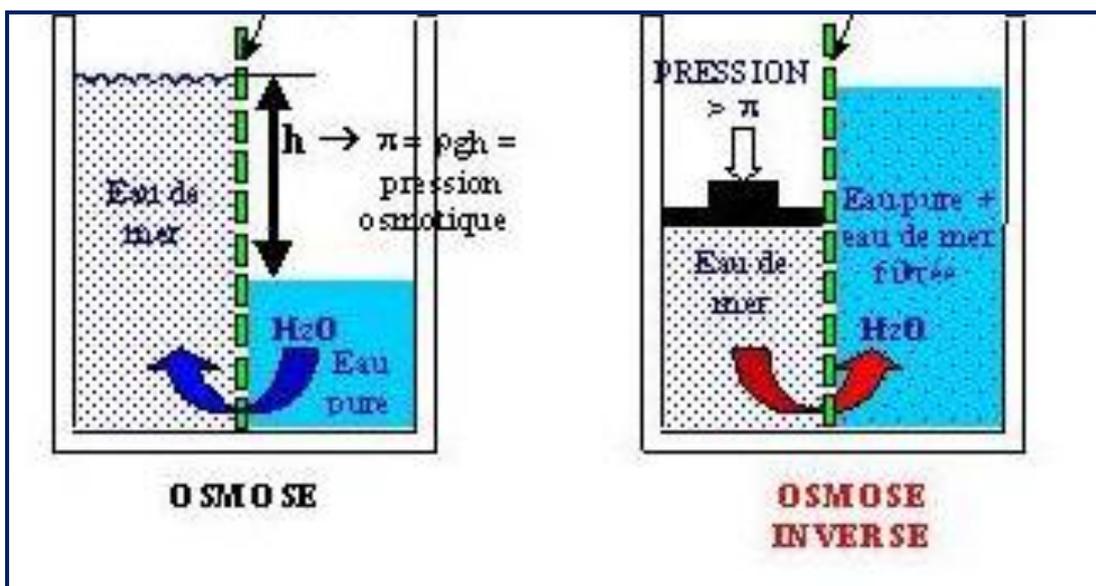


Figure.II. 3: Principe de l'osmose inverse

II.7.1.1.2. Principaux avantages

- Faible consommation d'énergie et faible coût d'investissement par rapport aux procédés thermiques.
- Taux de récupération d'eau douce élevé.
- Mise en fonctionnement permanent et arrêts rapides.
- Possibilité de récupération d'énergie.

II.7.1.1.3. Principaux inconvénients

- Nécessité d'utiliser un prétraitement avancé de l'eau saline d'alimentation.
- Non convenable aux eaux salines avec des taux de salinité élevée.
- Encrassement et contamination des membranes.
- Durée de vie réduite des membranes.

II.7.1.2. L'électrolyse

Le procédé de dessalement par électrolyse est une technique liée au transfert des anions et cations à travers une membrane sélective qui leur est perméable, sous l'effet d'un champ électrique imposé. Au niveau de ce procédé, les ions du sel dissous dans l'eau sont principalement des cations de sodium Na^+ et anions de chlorure Cl^- qui peuvent se déplacer sous l'action d'un champ électrique créé par deux électrodes submergées dans la solution à dessaler.

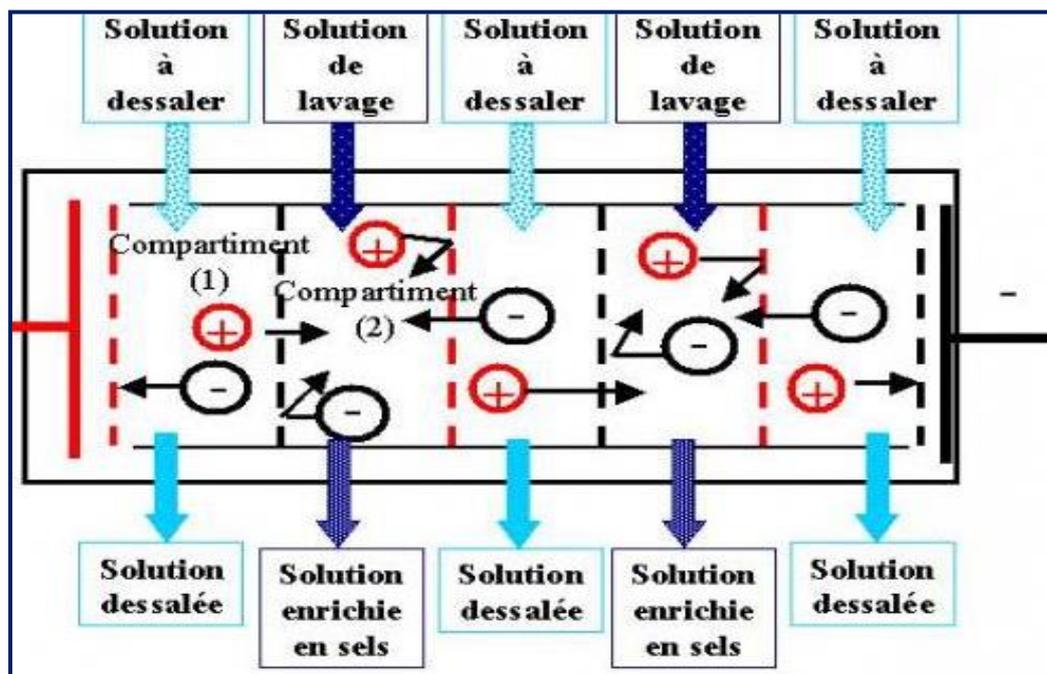


Figure.II. 4: L'électrolyse.

II.7.1.2.1. Principe de fonctionnement

Sous l'action d'un champ électrique, les ions de la solution saline migrent à travers des membranes imperméables à l'eau, dites sélectives. Un électro dialyseur, est composé de plusieurs compartiments et de membranes alternativement anioniques et cationiques. Sous l'effet du champ électrique, les cations migrent dans le sens du courant électrique en ne traversant que la membrane cationique. Les anions circulent dans le sens contraire du courant et ne peuvent traverser que la membrane anionique. De ce fait, certains compartiments sont appauvris en sels dissous tandis que d'autres en seront enrichis.

Les compartiments de dilution et de concentration sont donc alternés. L'eau dessalée est ainsi obtenue en récupérant les solutions des compartiments de dilution. La figure.II.4 représente un électro dialyseur. On comprend bien que la séparation reposant sur la sélectivité des membranes, il en existe une grande variété pour choisir la membrane adaptée au fluide à traiter. Ce sont généralement des polymères aromatiques fonctionnalisés afin d'orienter leur sélectivité soit aux anions, soit aux cations.

II.7.1.2.2. Principaux avantages

- Taux d'extraction d'eau douce élevé.
- Faible consommation d'énergie et faible cout d'investissement par rapport aux procédés thermiques.
- Effet de la turbidité et substances solubles est moindre en comparaison avec l'osmose inverse.
- Durée de vie des membranes est supérieure à celle de l'osmose inverse.
- Mise en fonctionnement permanent et arrêt rapide.

II.7.1.2.3. Principaux inconvénients

- Non adaptée aux eaux d'alimentation avec une salinité élevée.
- Le rejet de sel est plus faible que dans le cas d'osmose inverse.

II.7.2. Les procédés thermiques à changement de phases

II.7.2.1. Congélation

C'est un autre procédé de dessalement qui se base sur la différence entre les points de congélation de l'eau douce et de l'eau salée. Ce procédé est particulièrement intéressant dans les régions où la température de l'eau de mer est souvent inférieure à 0 °C. Lorsque la température est suffisamment basse, on remplit ces bassins sur une épaisseur de 1 à 1,5 cm.

Les cristaux de glace sont séparés de la saumure, lavés du sel puis fondus : on obtient de l'eau douce [9].

Ce procédé peut être classifié selon deux types : Congélation directe et indirect [10].

II.7.2.1.1. Principe de fonctionnement

Le principe de la congélation directe repose sur la formation de cristaux de glace par contact direct entre un réfrigérant et l'eau salée dont le réfrigérant subit une évaporation par détente flash à l'intérieur d'un réservoir contenant l'eau salée, ainsi, l'évaporation du réfrigérant cause une diminution de la température de l'eau salée puis provoque sa congélation.

Dans le cas de la congélation indirecte, l'eau salée est refroidie puis congelée par contact avec une surface d'échangeur de chaleur froide.

II.7.2.1.2. Principaux avantages

- Possibilité d'utilisation des sources d'énergie à faible température.
- Simplicité de sa conception et sa construction.

II.7.2.1.3. Principaux inconvénients

- N'est pas applicable à des capacités de production élevées.
- Faible rendement

II.7.2.2. La Distillation

Dans les procédés de distillation, il s'agit de chauffer l'eau de mer pour en vaporiser une partie. La vapeur ainsi produite ne contient pas de sels, il suffit alors de condenser cette vapeur pour obtenir de l'eau douce liquide. Il s'agit en fait de reproduire le cycle naturel de l'eau. En effet l'eau s'évapore naturellement des océans, la vapeur s'accumule dans les nuages puis l'eau douce retombe sur terre par les précipitations. Ce principe de dessalement très simple a été utilisé dès l'Antiquité pour produire de très faibles quantités d'eau douce sur les bateaux. L'inconvénient majeur des procédés de distillation est leur consommation énergétique importante liée à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. En effet, pour transformer un kg d'eau liquide en un kg d'eau vapeur à température constante, il faut environ 2250 kilojoules. Afin de réduire la consommation d'énergie des procédés industriels, des procédés multiples effets qui permettent de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation ont été mis au point.

II.7.2.2.1. Distillation à simple effet

II.7.2.2.1.1. Principe de fonctionnement

C'est un principe qui reproduit le cycle naturel de l'eau. Dans un premier temps, l'eau de mer est portée à ébullition au contact d'un premier serpentin dans lequel circule un fluide caloporteur. Par le biais d'un second serpentin dans lequel circule de l'eau de mer froide, la vapeur ainsi produite se condense. Les sels dissouts n'étant pas vaporisables dans les mêmes conditions que l'eau, la vapeur ainsi obtenue est constituée d'eau pure.

Pour limiter au mieux l'entartrage en n'utilisant qu'un traitement antitartre simple, les constructeurs fixent la température maximale de ce procédé entre 60 et 65 °C. De plus, de telles températures limitent considérablement la corrosion. Par cette méthode, on peut même obtenir une eau condensée très pure (jusqu'à 1 mg/L de sels) à l'aide de dispositifs spéciaux (filtres à gouttelettes) installés au-dessus de la zone de vaporisation.

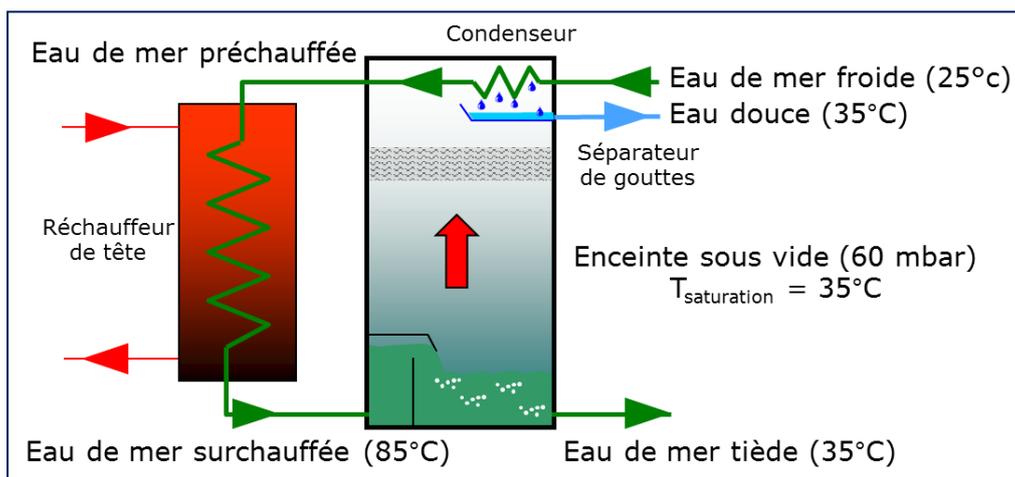


Figure.II. 5: Principe de fonctionnement distillation à simple effet

II.7.2.2.2. Distillation par compression de vapeur [9]

II.7.2.2.2.1. Principe de fonctionnement

Son principe est celui d'une pompe à chaleur, l'eau de mer est évaporée après avoir été préchauffée dans un échangeur récupérateur de chaleur. La vapeur d'eau produite est compressée après avoir été débarrassée, par un séparateur, des gouttelettes entraînées. Sa pression ayant été élevée, la vapeur se condense alors à une température supérieure à celle qui règne dans l'évaporateur ; grâce à la chaleur latente de condensation qui est transférée et le cycle d'évaporation condensation de l'eau douce est extraite ainsi que la saumure.

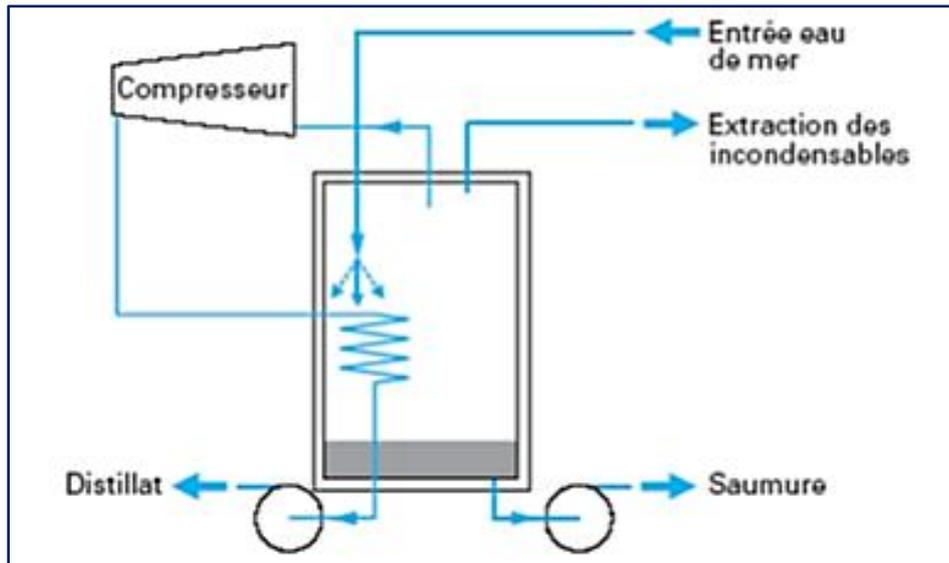


Figure.II. 6: Principe de fonctionnement de distillation par compression de vapeur

II.7.2.2.3. Distillation à détente étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF)

La distillation est la plus vieille de toutes les technologies de dessalement. Le processus de distillation MSF à détente étagées a été employé pendant beaucoup d'années et est maintenant le plus grand secteur dans l'industrie de dessalement. Le processus de MSF produit 56% en tout d'eau douce par rapport aux autres technologies de dessalement. (Hussain., 2003)

II.7.2.2.3.1. Le principe de fonctionnement

. Ce procédé dit Flash consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée du chauffage ; lorsqu'elle atteint une température de l'ordre de 120°C, elle est introduite dans une enceinte (ou étage) où règne une pression réduite. Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée « Flash ». Une fraction de l'eau s'évapore puis va se condenser sur les tubes condenseurs placés en haut de l'enceinte, et l'eau liquide est recueillie en dessous des tubes. C'est l'eau de mer chaude qui se refroidit pour fournir la chaleur de vaporisation, l'ébullition s'arrête quand l'eau de mer a atteint la température d'ébullition correspondant à la pression régnant dans l'étage considéré. Le phénomène de flash est reproduit ensuite dans un deuxième étage où règne une pression encore plus faible. La vaporisation de l'eau est ainsi réalisée par détente successives dans une série d'étages où règnent des pressions de plus en plus réduites. On peut trouver jusqu'à 40 étages successifs dans une unité MSF industrielle.

Pour chauffer l'eau de mer jusqu'à 120°C, l'eau de mer circule d'abord dans les tubes des condenseurs des différents étages en commençant d'abord par le dernier étage où la température est la plus faible, elle est alors préchauffée en récupérant la chaleur de condensation de la vapeur d'eau. Elle est finalement portée à 120 °C grâce à de la vapeur à une température supérieure à 120°C produite par une chaudière ou provenant d'une centrale de production d'électricité.

On remarque lors du phénomène de flash que des gouttelettes d'eau salée peuvent être entraînées avec la vapeur, elles sont séparées grâce à un grillage qui limite le passage des gouttelettes qui retombent alors au fond de l'enceinte. L'énergie requise est principalement l'énergie thermique à fournir à la chaudière, cette énergie peut être peu coûteuse si on récupère de la vapeur basse pression à la sortie d'une turbine de centrale électrique (cogénération). Il faut également fournir de l'énergie électrique pour les pompes de circulation de l'eau de mer. Le procédé MSF ne permet pas une flexibilité d'exploitation. Aucune variation de production n'est tolérée, c'est pourquoi ce procédé est surtout utilisé pour les très grandes capacités de plusieurs centaines de milliers de m³ d'eau dessalée par jour.

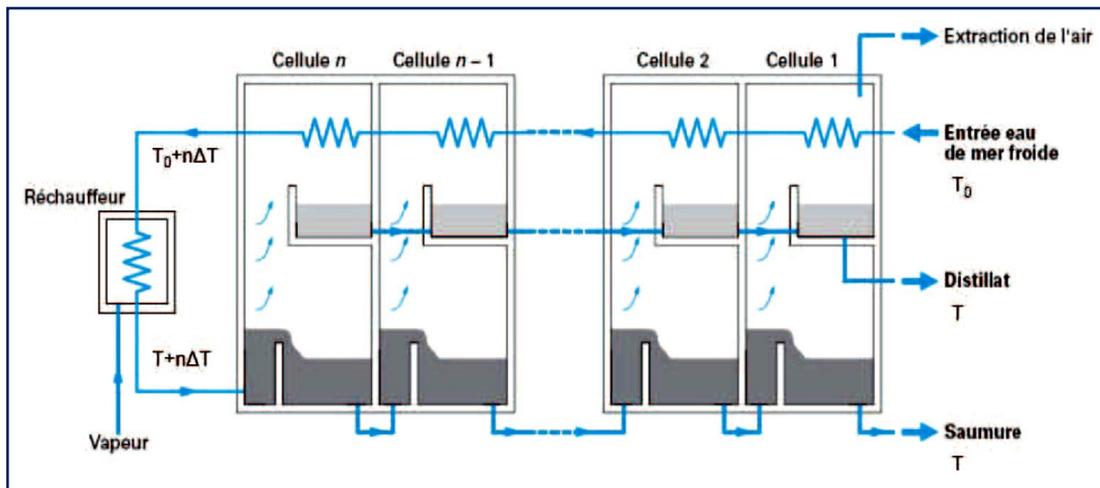


Figure.II. 7: Principe de fonctionnement de distillation à détente étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF)

II.7.2.2.4. Distillation à multiple effets

II.7.2.2.4.1. Le principe de fonctionnement

On utilise la distillation à multiples effets pour améliorer le rendement thermique du cycle évaporation-condensation. La chaleur de condensation de la vapeur produite dans une première chambre d'évaporation réchauffe une seconde chambre à pression et température plus faibles et ainsi de suite.

L'eau de mer est chauffée dans le premier effet, vaporisant une fraction d'eau de mer, une partie de cette vapeur est condensée par le faisceau tubulaire où circule de l'eau de mer froide.

L'autre partie de la vapeur est renvoyée dans l'effet suivant, maintenu à une pression plus faible que le premier. De même, une partie de la saumure chauffée dans le premier effet est également utilisée pour chauffer l'eau de mer dans le second. À chaque effet, l'eau distillée est envoyée dans un collecteur. [11]

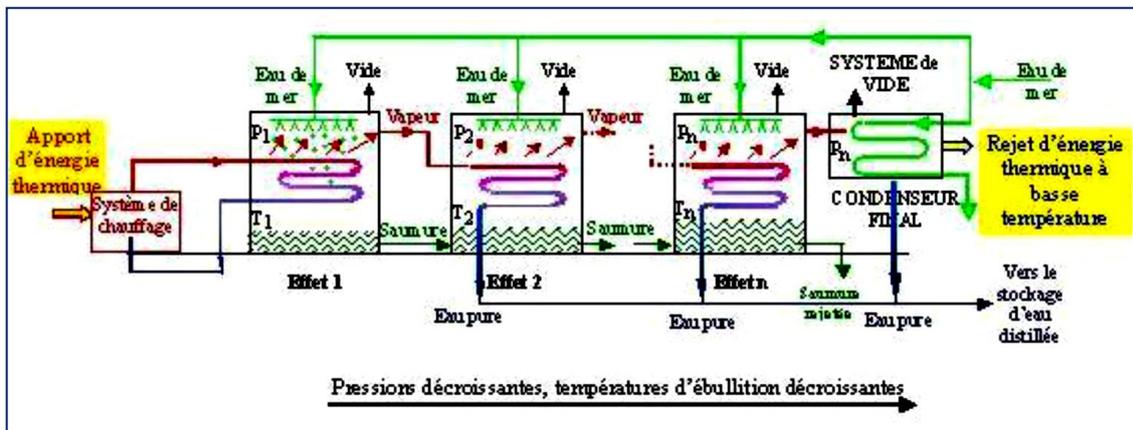


Figure.II. 8: Principe de fonctionnement de distillation à multiple effets

II.7.2.2.5. Avantages de la Distillation

La production est de bonne qualité car, en théorie, on obtient de l'eau pure (eau distillée). En fait, il y a toujours des entraînements des gouttelettes dans la vapeur, si bien que l'eau condensée présente une salinité comprise normalement entre 20 et 80 mg/L. Ces valeurs sont très inférieures aux recommandations de l'OMS. Le distributeur d'eau a donc toute latitude pour reminéraliser l'eau en fonction des conditions locales : ajout de réactifs et/ou dilution avec de l'eau saumâtre (blending).

II.8. Conclusion

Nous avons pu constater que de nombreux facteurs influent sur la rentabilité de ces techniques, tels que : la concentration en sel de l'eau à traiter, le climat des régions où les usines sont installées. Toute fois à grande échelle, l'osmose inverse reste la méthode la plus rentable car elle est moins coûteuse que la distillation ou que l'électrodialyse et qu'elle permet de traiter une plus grande quantité d'eau.

A titre d'exemple dans notre pays le dessalement des eaux de mer reste une solution sûre, vu la sécheresse qui sévit ces dernières années. Mais ses avantages et inconvénients doivent être évalués en termes de coûts et bénéfices, sociétaux et environnementaux, et comparés aux autres procédés de production d'eau douce.

Chapitre III

Distillation Multiple Effet

Chapitre III : Distillation Multiple Effet

III.1. Introduction

Avec la demande mondiale de l'eau, beaucoup de recherches se sont orientées pour chercher une méthode de dessalement économique et consomme moins d'énergie.

D'après les recherches des dernières années la distillation à effet multiple c'est une méthode qui consomme moins d'énergie et donne un bon résultat.

III.2. Les Type d'évaporateurs

L'évaporateur se compose d'un échangeur de chaleur pour faire bouillir la solution avec des dispositions spéciales pour la séparation des phases liquide et vapeur. La plupart des évaporateurs industriels ont des surfaces de chauffe tubulaires. Les tubes peuvent être horizontaux ou verticaux, longs ou courts ; le liquide peut être à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes [12].

Tout évaporateur contient une surface de chauffage à travers laquelle la chaleur est transférée du milieu de chauffage à la solution bouillante de l'autre côté de la surface de chauffage. De plus, la vapeur générée doit être efficacement séparée du liquide résiduel. La façon dont ces caractéristiques sont mises en pratique est ce qui distingue un type d'évaporateur d'un autre. Fondamentalement, en fonction de la nature du processus d'ébullition, l'évaporation du liquide se répartit en trois catégories principales, qui sont les suivantes.

- **Piscine bouillante** : la piscine de liquide dans le vrac bout comme dans une bouilloire ou un rebouilleur à thermosiphon à circulation naturelle.
- **Chauffage par convection** : comme dans les évaporateurs à circulation forcée.
- **Évaporation du film** : l'évaporation a lieu à partir d'un film mince de liquide maintenu sur la surface de chauffage.

Les paragraphes suivants décrivent quelques évaporateurs typiques couramment utilisés dans la pratique industrielle [12].

III.2.1. Évaporateurs verticaux à tube court

Les évaporateurs verticaux à tube court sont les plus anciens mais encore largement utilisés dans l'industrie sucrière pour l'évaporation du jus de canne à sucre. Ceux-ci sont également connus comme Calandria ou Robert évaporateurs. Cet évaporateur a été construit par Robert.

Il est devenu si courant dans l'industrie des procédés que cet évaporateur est parfois appelé évaporateur standard. Les évaporateurs verticaux à tube court consistent en un faisceau de tubes court (d'environ 4 à 10 pieds de longueur) enfermé dans une enveloppe cylindrique. C'est ce qu'on appelle la calandre. Un évaporateur de ce type est illustré à la Figure III.1.

L'alimentation est introduite au-dessus de la plaque tubulaire supérieure et de la vapeur est introduite dans la coquille ou le coffre à vapeur de la calandre. La solution est chauffée et partiellement vaporisée dans les tubes. Le tube central dans une calandre est de plus long diamètre. Typiquement, la zone de déversement est comprise entre 40 et 70% de la section transversale totale des tubes. Le taux de circulation à travers la descente / abattre est plusieurs fois le taux d'alimentation. La surface d'écoulement de la prise est normalement approximativement égale à la surface totale de l'écoulement tubulaire [12].

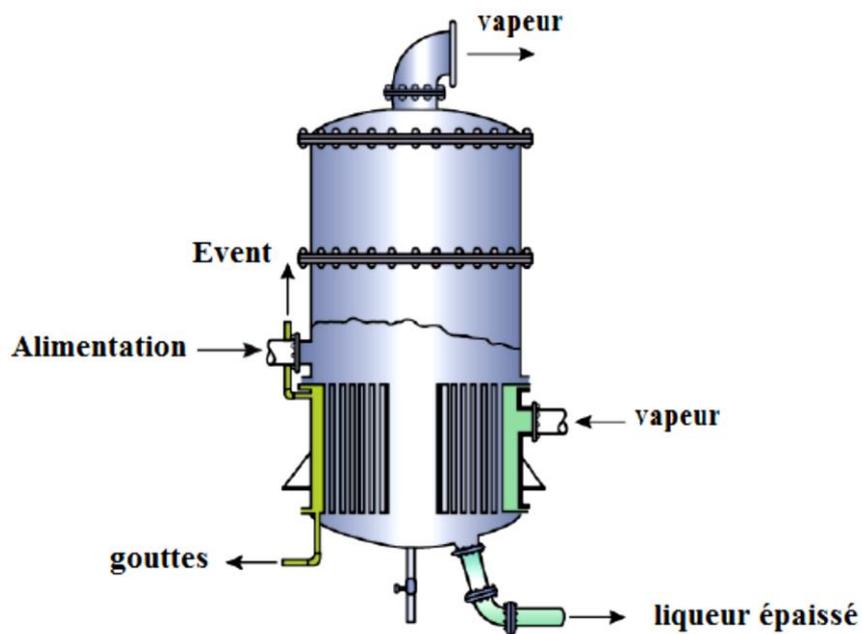


Figure.III. 1: Évaporateurs verticaux à tube court

III.2.2. Évaporateurs verticaux à long tube

Il s'agit d'un autre évaporateur à circulation naturelle le plus utilisé car il est souvent le moins cher par unité de capacité. Le faisceau de tubes verticaux longs est fixé avec une coque qui s'étend dans une chambre à vapeur de plus grand diamètre en haut (Figure). L'évaporateur vertical à long tube (LTV) est constitué d'un échangeur de chaleur à un seul passage et à tube. Dans ce type d'évaporateur, le liquide coule sous la forme d'un film mince sur les parois d'un

tube long et vertical (de 12 à 30 pieds de longueur). Les deux types de film ascendant et descendant sont utilisés. La longueur du tube varie généralement de 20 à 65 pieds. Le principal avantage de ce type d'évaporateur est son taux de transfert de chaleur plus élevé. La nourriture entre en bas et le liquide commence à bouillir dans la partie inférieure du tube. Les évaporateurs LTV sont couramment utilisés pour concentrer les liqueurs noires dans les industries du papier et de la pâte à papier [12].

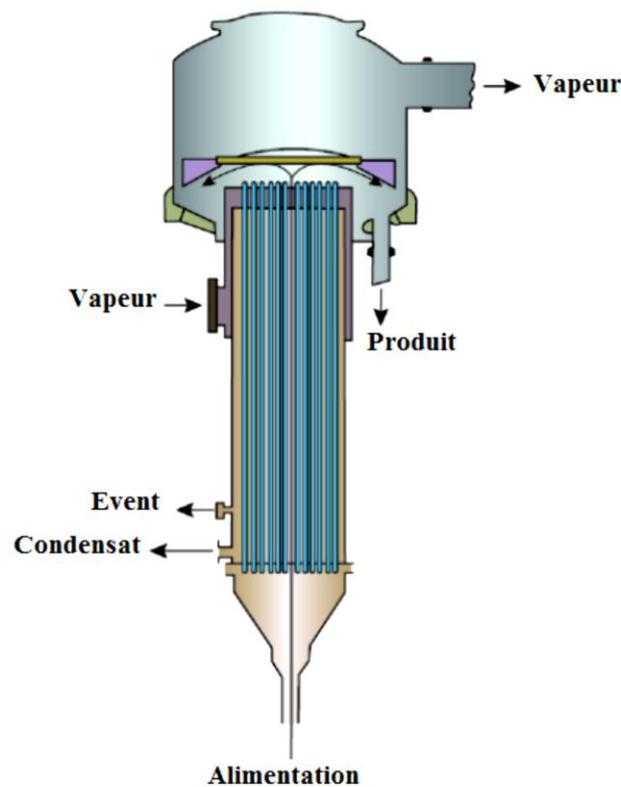


Figure.III. 2: Évaporateurs verticaux à long tube

III.2.3. Évaporateurs à film tombant

Dans un évaporateur à film tombant, le liquide est introduit au sommet des tubes dans un faisceau de tubes vertical. Le liquide peut s'écouler à travers la paroi interne des tubes sous la forme d'un film. Lorsque le liquide descend dans les tubes, le solvant se vaporise et la concentration augmente progressivement. La vapeur et le liquide sont généralement séparés au fond des tubes et la liqueur épaisse est extraite. Le liquide d'évaporateur est recirculé à travers les tubes par une pompe située sous le séparateur vapeur-liquide. Ce type d'évaporateur est illustré à la figure III.3. La répartition du liquide dans la paroi interne des tubes affecte

grandement les performances de ce type d'évaporateur. L'évaporateur à film tombant est largement utilisé pour la concentration de jus de fruits et de matériaux sensibles à la chaleur en raison du temps de maintien faible. Le dispositif convient pour des solutions de formation de tartre lorsque l'ébullition se produit à la surface du film.

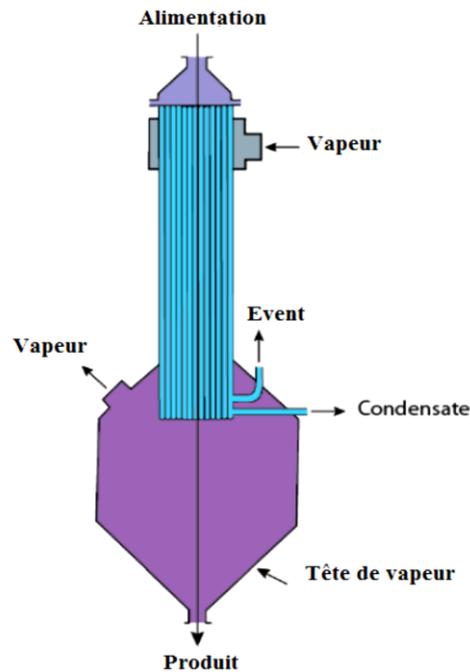


Figure.III. 3: Évaporateurs à film tombant

III.2.4. Évaporateurs à circulation forcée

Les évaporateurs à circulation forcée sont généralement plus coûteux que les évaporateurs à circulation naturelle. Cependant, les évaporateurs à circulation naturelle ne conviennent pas dans certaines situations telles que :

- Des solutions très visqueuses grâce à un faible coefficient de transfert de chaleur
- Solution contenant des particules en suspension
- Pour les matériaux sensibles à la chaleur

Tous ces problèmes peuvent être surmontés lorsque le liquide circule à grande vitesse à travers les tubes de l'échangeur de chaleur pour améliorer le taux de transfert de chaleur et inhiber le dépôt de particules. Tout évaporateur qui utilise une pompe pour assurer une vitesse de circulation plus élevée s'appelle un évaporateur à circulation forcée. Les principaux composants d'un évaporateur à circulation forcée sont un échangeur de chaleur tubulaire (horizontal ou vertical), une chambre de détente (séparateur) montée au-dessus de l'échangeur

de chaleur et une pompe de circulation (Figure.III.4). La solution est chauffée dans l'échangeur de chaleur sans ébullition et la solution surchauffée (éaporée partiellement) à une pression plus basse est réduite dans la chambre de détente. Elle pompe l'alimentation et la liqueur de la chambre du flash et la force à travers les tubes de l'échangeur de chaleur vers la chambre du flash.

L'évaporateur à circulation forcée est couramment utilisé pour la concentration de solutions caustiques et de saumure ainsi que pour l'évaporation de la solution corrosive [12].

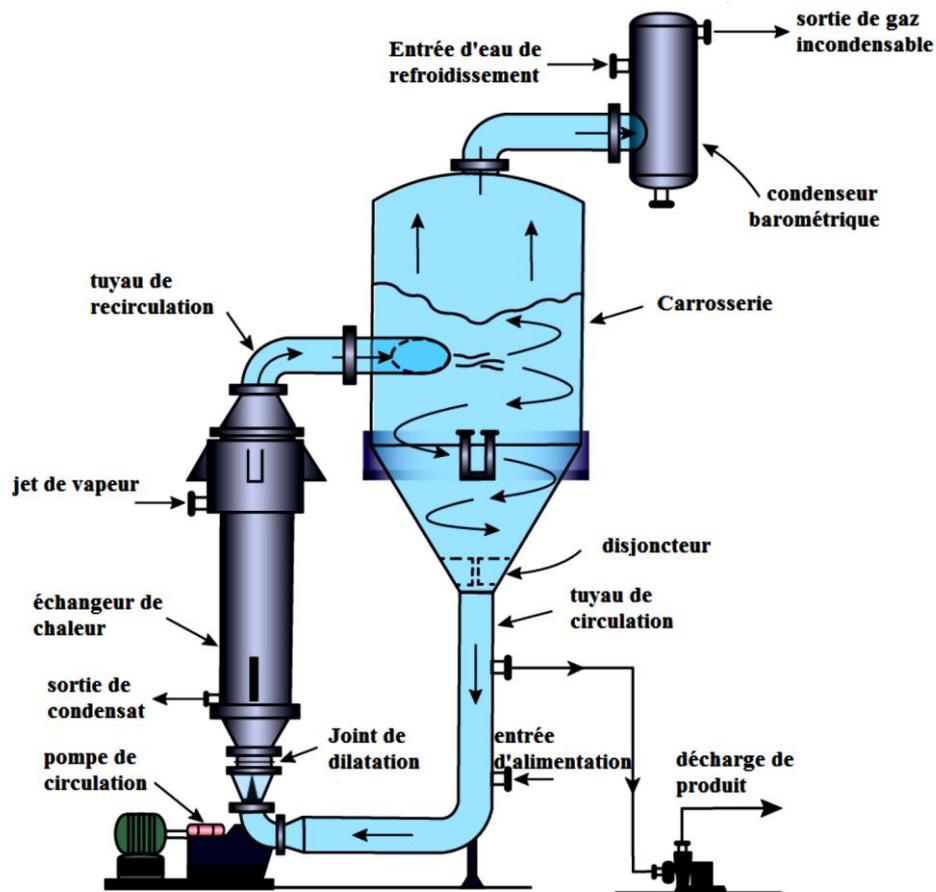


Figure.III. 4: Évaporateurs à circulation forcée

III.2.5. Évaporateurs à compression de vapeur

Ceux-ci sont largement utilisés pour dessaler l'eau saumâtre ou même l'eau de mer. La compression de vapeur est réalisée en utilisant un compresseur mécanique ou un éjecteur à jet de vapeur, en fonction du volume de vapeur à manipuler et du niveau de pression requis. Généralement, de tels compresseurs sont assez grands et coûteux ; le choix est limité aux compresseurs à flux centrifuge ou axial. Comparativement, les éjecteurs à jet de vapeur offrent

de nombreux avantages étant simples dans la construction et n'ayant pas de pièces mobiles. Tout matériau résistant à la corrosion peut être utilisé pour leur construction et la maintenance est faible. Ils peuvent traiter de grands volumes de vapeur à de faibles pressions de fonctionnement. Cependant, l'inconvénient majeur des éjecteurs de vapeur est qu'ils fonctionnent avec une efficacité maximale dans une seule condition de charge.

La figure.III.5 montre un évaporateur à effet unique dans lequel la vapeur de procédé est comprimée à une pression plus élevée pour augmenter sa température de saturation de sorte qu'elle peut être utilisée en tant que milieu de chauffage dans le même effet. Typiquement, un évaporateur à simple effet avec compression de vapeur fournit une économie de vapeur de 1,7, approximativement égale à celle d'une unité à double [13].

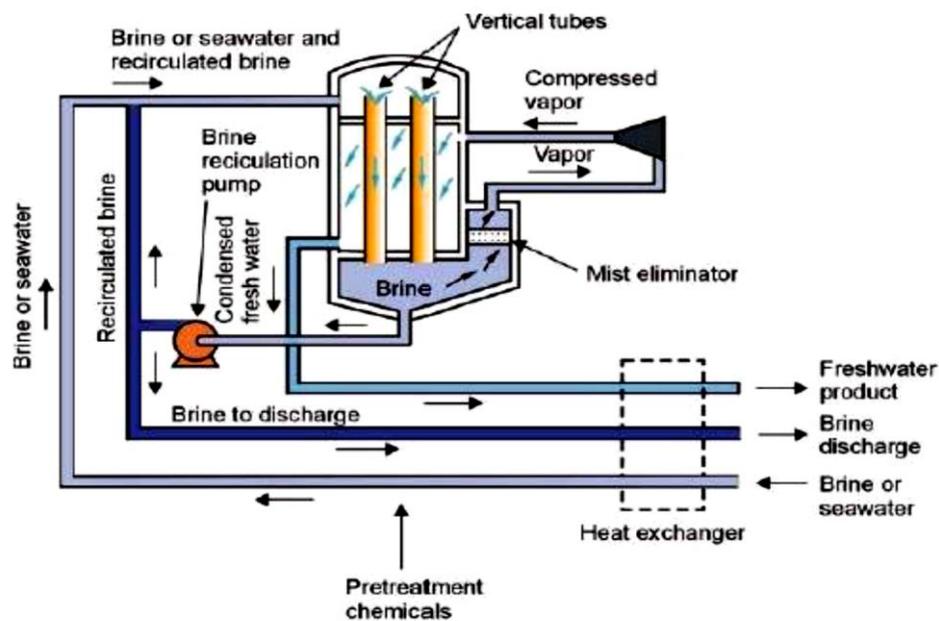


Figure.III. 5: Évaporateurs à compression de vapeur

III.3. Méthodes d'alimentation des évaporateurs

Les évaporateurs sont classés par le nombre d'effets. Dans le cas d'un évaporateur à simple effet, la vapeur de la liqueur d'ébullition est condensée et le produit concentré est soutiré du fond de l'évaporateur. Bien que l'opération soit simple, l'appareil n'utilise pas la vapeur efficacement. Typiquement, il faut de 1,1 à 1,3 kg de vapeur pour évaporer 1 kg d'eau. La consommation de vapeur par unité de masse d'eau évaporée peut être augmentée en mettant plus d'un évaporateur en série de sorte que la vapeur d'un évaporateur soit utilisée dans le second évaporateur pour le chauffage.

La vapeur du deuxième évaporateur est condensée et l'agencement est appelé évaporateur à double effet. La chaleur de la vapeur produite dans le premier évaporateur est utilisée dans le deuxième évaporateur. L'évaporation de l'eau est presque doublée dans un système d'évaporation à double effet par rapport à un seul effet par unité de masse de vapeur utilisée. Des effets supplémentaires peuvent être ajoutés en série de la même manière pour obtenir un évaporateur à triple effet, un évaporateur à effet quadruple et ainsi de suite. Il y a plusieurs configurations basées sur l'arrangement d'alimentation [12].

III.3.1. Avance directe

La méthode d'alimentation typique des évaporateurs à effets multiples est avancée. L'alimentation et la vapeur sont introduites dans le premier effet et la charge passe de l'effet à l'effet parallèle à la vapeur de l'effet précédent. La concentration augmente du premier effet au dernier. L'opération d'alimentation vers l'avant est utile lorsque le produit concentré peut dégénérer s'il est exposé à une température élevée. Le produit est retiré du dernier effet. Il nécessite une pompe pour l'alimentation de la solution diluée au premier effet. Une pompe enlève la liqueur épaisse du dernier effet. Le liquide d'un effet à l'effet suivant peut également être transféré sans pompe car l'écoulement se produit dans le sens de la pression décroissante. La disposition de l'alimentation vers l'avant est illustrée à la figure.III.6

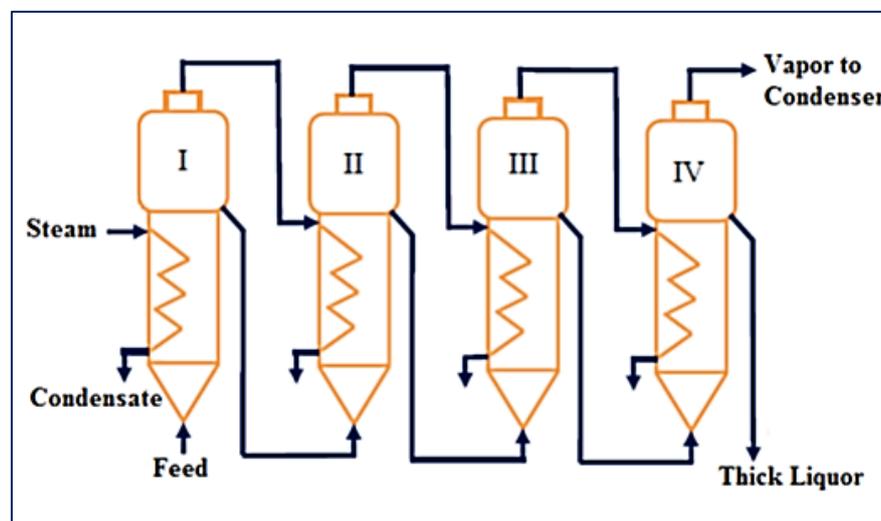


Figure.III. 6 : Avance directe

III.3.2. Retour en arrière

Dans la configuration d'alimentation arrière, la charge entre au dernier effet (effet le plus froid) et est pompée à travers les effets successifs. Le produit est retiré du premier effet (le plus chaud) où la vapeur est introduite (Figure.III.7).

Cette méthode d'alimentation nécessite une pompe entre chaque paire d'effets pour transférer le liquide des effets de pression plus faibles aux effets de pression plus élevés. Il est avantageux que l'entrée d'alimentation à froid doive être chauffée à une température inférieure à celle de l'alimentation avant. L'alimentation vers l'arrière est couramment utilisée lorsque les produits sont visqueux et l'exposition à une température plus élevée augmente la vitesse de transfert de chaleur due à la réduction de la viscosité du liquide.

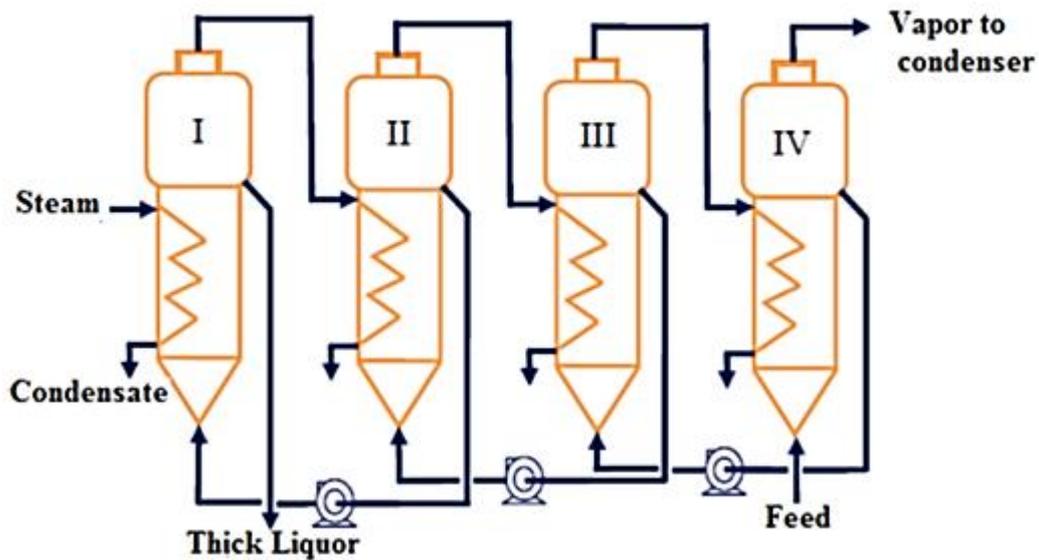


Figure.III. 7: Retour en arrière

III.3.3. Alimentation mixte

Dans l'opération d'alimentation mixte, le liquide d'alimentation dilué entre à un effet intermédiaire et s'écoule dans l'effet supérieur suivant jusqu'à ce qu'il atteigne le dernier effet de la série. Dans cette section, le liquide circule en mode avance. La liqueur partiellement concentrée est ensuite pompée vers l'effet avant celui auquel la charge fraîche a été introduite pour une concentration supplémentaire, comme indiqué sur la figure.III.8. L'arrangement d'alimentation mélangée élimine certaines des pompes nécessaires dans la configuration vers l'arrière pendant que l'écoulement se produit en raison de la différence de pression chaque fois applicable.

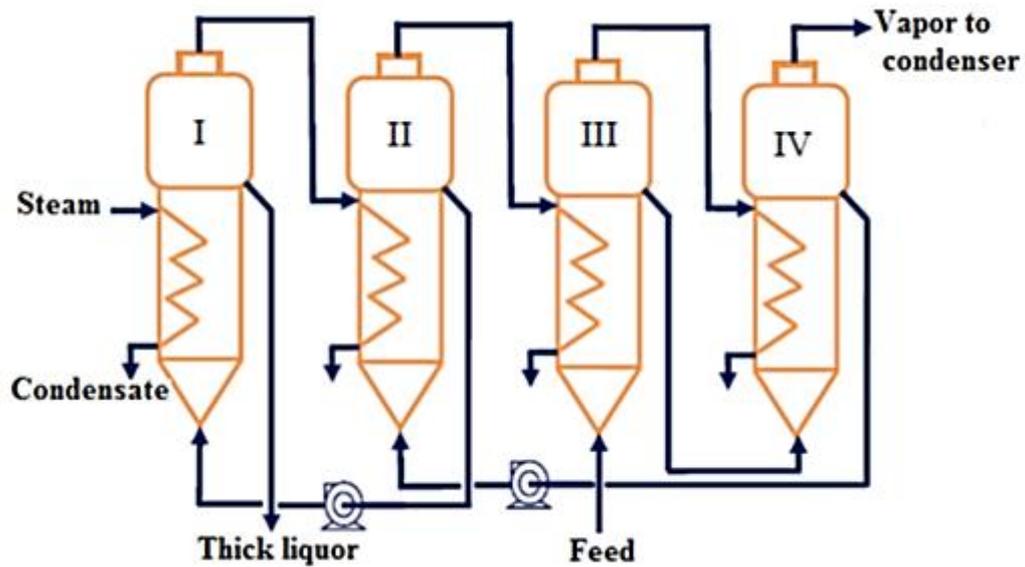


Figure.III. 8: Alimentation mixte

III.3.4. Flux parallèle

L'alimentation fraîche est introduite à chaque effet et dans cette configuration, le produit est retiré du même effet en mode d'alimentation parallèle (figure III.9). En alimentation parallèle, il n'y a pas de transfert de liquide d'un effet à un autre effet. Il est principalement utilisé lorsque la charge est saturée et que le produit est solide contenant une suspension. Ceci est le plus commun dans la cristallisation des évaporateurs.

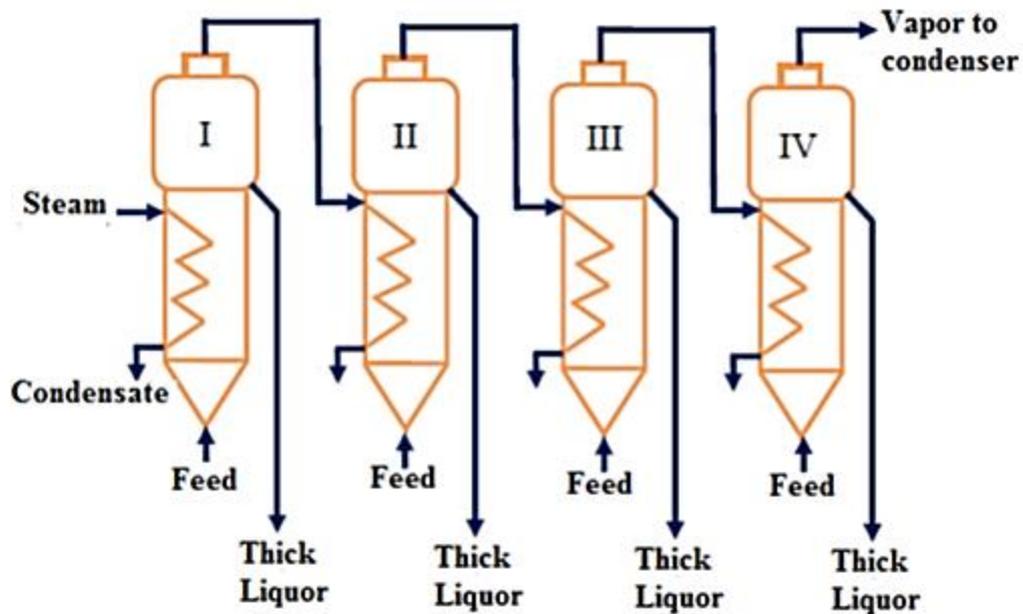


Figure.III. 9: Flux parallèle

III.4. Distillation multi-effet (MED)

Le procédé d'évaporation multi-effet est considéré comme l'un des plus anciens procédés de dessalement [14].

III.4.1. Description du Processus

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. (Viviane, 2003). On utilise la distillation à multiples effets pour améliorer le rendement thermique du cycle évaporation-condensation. La chaleur de condensation de la vapeur produite dans une première chambre d'évaporation réchauffe une seconde chambre à une pression et température plus faible et ainsi de suite. L'eau de mer chauffée dans le premier effet, vaporisant une fraction d'eau l'eau de mer, une partie de cette vapeur est condensée par le faisceau tubulaire ou circule l'eau de mer froide. L'autre partie de la vapeur est renvoyée dans l'effet suivant, maintenu à une pression plus faible que la première. De même, une partie de la saumure chauffée dans le premier effet est également utilisée pour chauffer l'eau de mer dans le second. A chaque effet, l'eau distillée est envoyée dans un collecteur. (Danis, 2003) L'énergie requise est principalement l'énergie thermique à fournir à 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 produisant 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. L'énergie thermique à fournir à une installation de distillation multiple-effet est principalement liée à l'apport de vapeur, ou de caloporteur, nécessaire pour vaporiser l'eau de mer présente dans le premier effet. Les pressions et températures s'échelonnent de manière décroissante du 1er effet jusqu'au condenseur final pour garantir qu'il y ait un écart de température entre la vapeur, provenant de l'effet précédent, qui se liquéfie et l'eau de mer qui s'évapore. Ceci permet d'obtenir un gradient de température et de pression entre les effets et l'eau de mer peut s'évaporer sans apport de chaleur supplémentaire. Un apport de vapeur supplémentaire vient de la détente instantanée de la saumure entre deux effets successifs. En effet, lorsque celle-ci entre dans un effet, elle est à une température et pression supérieures. Elle se détend alors et produit ainsi une quantité de vapeur supplémentaire. Ce processus est plus communément appelé détente flash de la saumure. Le condenseur final permet à la fois de liquéfier la vapeur produite au niveau du dernier effet, mais aussi, grâce à l'énergie libérée par la liquéfaction, de préchauffer l'eau de mer avant son introduction

dans les effets. Ce recyclage permet d'économiser une part de l'énergie nécessaire pour amener l'eau de mer à sa température de saturation. Dans ce but, on utilise aussi des réchauffeurs d'appoint, régulièrement positionnés entre certains effets.

Leur fonctionnement est similaire à celui du condenseur final : une partie de la vapeur formée dans l'effet les précédant est liquéfiée pour compléter le préchauffage de l'eau de mer. La température de l'eau de mer sortant des réchauffeurs d'appoint est ainsi proche de la température de saturation correspondante à l'effet dans lequel elle sera introduite. Cela permet également d'augmenter les performances globales de l'installation. L'alimentation de chacun des effets en eau de mer peut se faire soit en parallèle soit en série, à co- ou contre-courant comme le montre la figure.III.10.

L'étagement des températures et des pressions dans la cascade d'effets s'établit naturellement entre la température de la source chaude (premier effet) et la température de la source froide (condenseur final) ; la distribution est directement liée aux surfaces et aux coefficients d'échange des évapo-condenseurs. Bien qu'un système de vide soit toujours intégré pour extraire les gaz incondensables, il ne contribue pas à fixer les pressions de fonctionnement qui sont uniquement la conséquence des températures et de l'état de saturation. Comme pour le multi-flash, les enceintes sont en acier plaqué et les tubes en cupro-nickel ou en titane. L'énergie thermique nécessaire à la vaporisation de l'eau de mer au niveau du premier effet peut être fournie par de la vapeur d'eau issue d'une chaudière classique, à gaz ou à fioul, ou bien produite par un incinérateur.

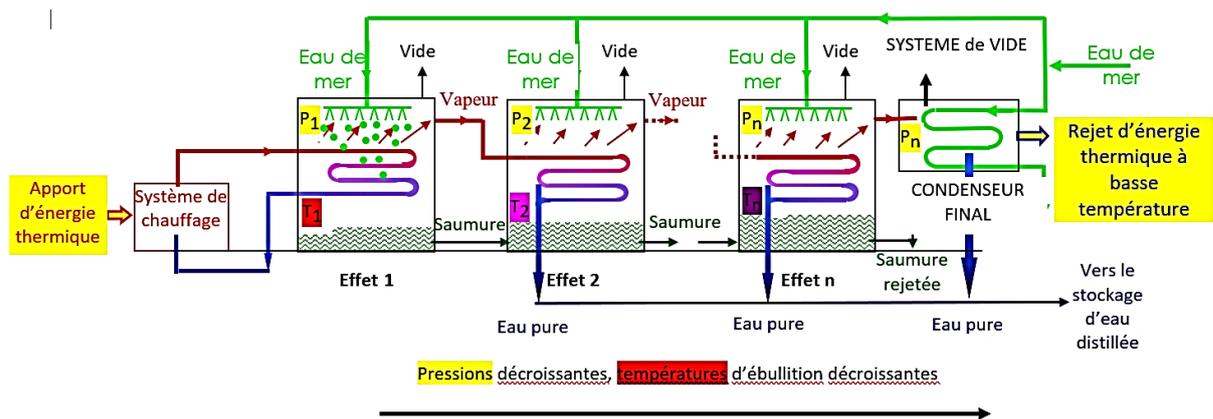


Figure.III. 10: Description de processus de distillation multi-effet (MED)

III.4.2. Différentes configurations du Procédé de Dessalement MED

Il existe trois méthodes pour classer le processus MED :

- Dépend de la battement et distribution de l'alimentation,
- Dépend le type de tubes à l'intérieur de l'évaporateur.
- Dépend de la disposition du train d'évaporateur.

III.4.3. Comparaison de MED avec d'Autres Procédés de Dessalement

Les systèmes de dessalement présentent souvent des avantages et inconvénients similaires sous certaines conditions de fonctionnement. De ce fait il est difficile de mettre en évidence les différences d'un procédé par rapport à un autre sans avoir recours à d'autres critères de comparaison, parmi lesquels on trouve les critères techniques, économique et environnemental.

D'après (Darwish & Alsairafi 2004), le procédé de dessalement par multiple flash occupe 87,3 % du marché du dessalement thermique; alors que les multiples effets et les systèmes à compression de vapeur représentent respectivement 12,5 et 0,3 % des installations de dessalement mises en place d'où l'avantage d'expérience de MSF sur le MED.

Malgré son exploitation massive justifiée par le pourcentage obtenu, le MSF est le type de dessalement le plus énergivore confirmé par plusieurs études le comparant aux systèmes à multiples effets. Maurel (Maurel 2006) énumère quelques avantages du MED par rapport aux MSF :

- Une grande souplesse de fonctionnement avec une variation de la production de 15 à 100 % du régime nominal sans problème ce qui n'est pas le cas avec le MSF.
- Pour une même quantité d'eau produite, le MED avec compression de vapeur consomme parfois la moitié de l'énergie d'un système à MSF.
- Si le MED est plus performant que le MSF, il produit par contre deux fois moins d'eau douce que le système à compression de vapeur sur la base d'une consommation de vapeur égale.
- Les systèmes de dessalement à multiples effets ont un coût d'investissement faible par rapport aux MSF.
- Les unités avec compression de vapeur ont un investissement de l'ordre de la moitié du coût du MSF.
- Du point de vue thermodynamique et transfert thermique les multiples effets sont plus performants.

- L'énergie de pompage et la surface de transfert du système à multiple effets (MED) correspondent respectivement à 20 % et 50 % de ceux des multiples flashes (MSF).
- Une installation à multiples effets sans thermo-compression produit deux fois moins d'eau à consommation de vapeur égale. La pression de vapeur motrice peut être choisie sur une large échelle allant de 1,5 à 45 bars.
- Une unité à détentes successives aurait 16 à 20 étages pour obtenir le même rendement qu'un système à compression de vapeur.
- Les impacts environnementaux liés aux différents procédés de dessalement concernent généralement les rejets de saumure non diluée qui contiennent des produits corrosifs ainsi que des réactifs.
- L'impact environnemental d'un procédé est évalué sur la base de l'emplacement de ses rejets et de leur temps de dilution.
- L'analyse du cycle de vie des systèmes de dessalement thermique réalisée par (Raluy et al. 2004) montre que les MSF et le MED ont plus d'impacts négatifs sur l'environnement marin que l'osmose inverse avec une domination des MSF par rapport au MEE. Cette différence s'expliquerait par une grande consommation énergétique des unités MSF contrairement aux systèmes multiples effets et à compression de vapeur.

III.4.4. Combinaison de MED avec compresseur de vapeur :

Pour améliorer la technique MED, on peut comprimer la vapeur produite et l'utiliser comme fluide caloporteur. Cette compression peut être mécanique ou thermodynamique.

III.4.4.1. MED combiné avec compresseur de vapeur mécanique (MED-MVC)

Dans une cellule de distillation, on constate que l'enthalpie de la vapeur émise est peu différente de celle utilisée pour le chauffage, d'où l'idée de comprimer la vapeur émise et de s'en servir comme fluide chauffant. Ce procédé fonctionne uniquement avec l'énergie électrique. Cependant, on peut lui associer un échangeur thermique pour récupérer d'éventuelles calories « basses températures » disponibles sur le site. On réchauffera ainsi à peu de frais l'eau de mer avant son admission dans l'évaporateur. La puissance nominale de ce compresseur est de l'ordre de 300 kW pour une unité capable de produire 600 m³/j. On comprend que ce procédé soit limité aux petites unités dans une fourchette de 100 à 1000

m^3/j . On retiendra également que les meilleurs rendements sont obtenus au-dessus de $200 \text{ m}^3/\text{j}$ pour alimenter des « petites communautés » telles que centres de vacances, îles, plates-formes offshore, et aussi certaines applications industrielles.

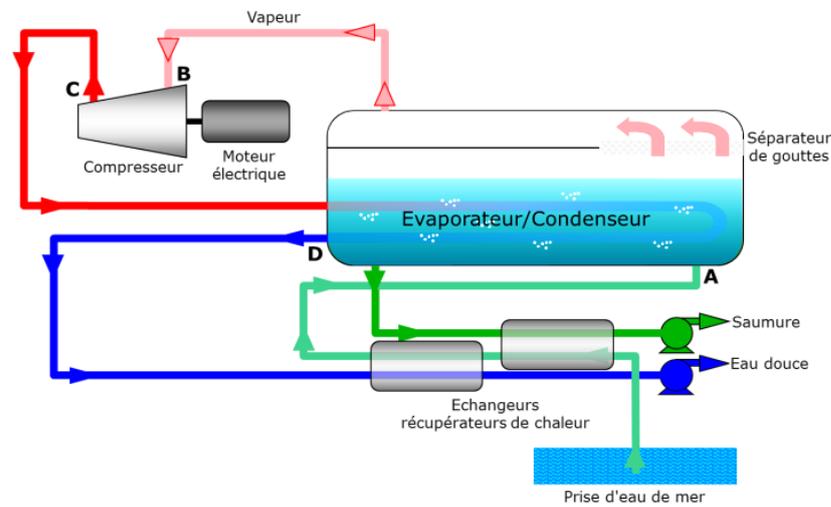


Figure.III. 11: MED combiné avec compresseur de vapeur mécanique (MED-MVC)

III.4.4.2. MED combiné avec la compression thermique de vapeur (MED-TVC)

Afin d'éviter le problème de pièce mobile dans le processus de MED-MVC, nous introduisons l'éjecteur de jet de vapeur pour comprimer la vapeur du dernier effet utilisant la moyenne pression moteur vapeur.

III.5. Procédés de Dessalement MED - TVC

La compression thermique de vapeur a une longue histoire dans le dessalement. Le MED-TVC les procédés sont considérés comme une bonne alternative pour le dessalement de l'eau en ce qui concerne la faible consommation d'énergie pour les petites ou moyennes installations. Il est généralement associé à une ébullition multi-effet avec un tube vertical ou horizontal évaporateur. La compression élève la pression de vapeur et sa température de saturation à une température légèrement supérieure à la température de la vapeur à générer dans le premier effet. La composition de la vapeur mélangée sortant de l'éjecteur sera en partie de la vapeur motrice et de la vapeur basse pression entraînée. Ce rapport est d'environ 0,5 si de la vapeur motrice à pression modérée est utilisée dans l'éjecteur de vapeur et qu'une grande différence de pression entre la vapeur aspirée et le mélange comprimé est requise. En revanche, environ 0,3 vapeur motrice haute pression sera nécessaire dans l'éjecteur si la différence de pression est faible.

La combinaison de MED et TVC donne une plus grande productivité de l'eau par unité de chaleur surface de transfert tout en gardant un rapport de haute performance.

III.5.1. Description du procédé ou procédés de dessalement MED - TVC

Le système de compression de vapeur thermique multi-effet (MED-TVC) est illustré à la figure.III.11. Généralement, le flux comprend 4 évaporateurs horizontaux à couche descendante. En considérant une installation à quadruple effet, l'alimentation en eau de mer est d'abord préchauffée dans le condenseur et dans un refroidisseur de distillat. Cependant, une partie de la charge est rejetée comme eau de refroidissement et la partie restante M_r est divisé en quatre flux égaux, qui seront alimentés en haut de chaque évaporateur.

La vapeur de la chaudière est transmise à l'éjecteur de jet de vapeur pour agir comme vapeur motrice à de telles parties de la vapeur générée dans le quatrième effet. Le mélange de vapeur motrice et de vapeur aspirée est alors comprimé dans la section diffuseur de l'éjecteur à une pression correspondent à la température de saturation requise dans le coffre de vapeur du premier évaporateur. La vapeur mélangée sortant du thermocompresseur peut ainsi être utilisée comme fluide caloporteur dans le premier évaporateur.

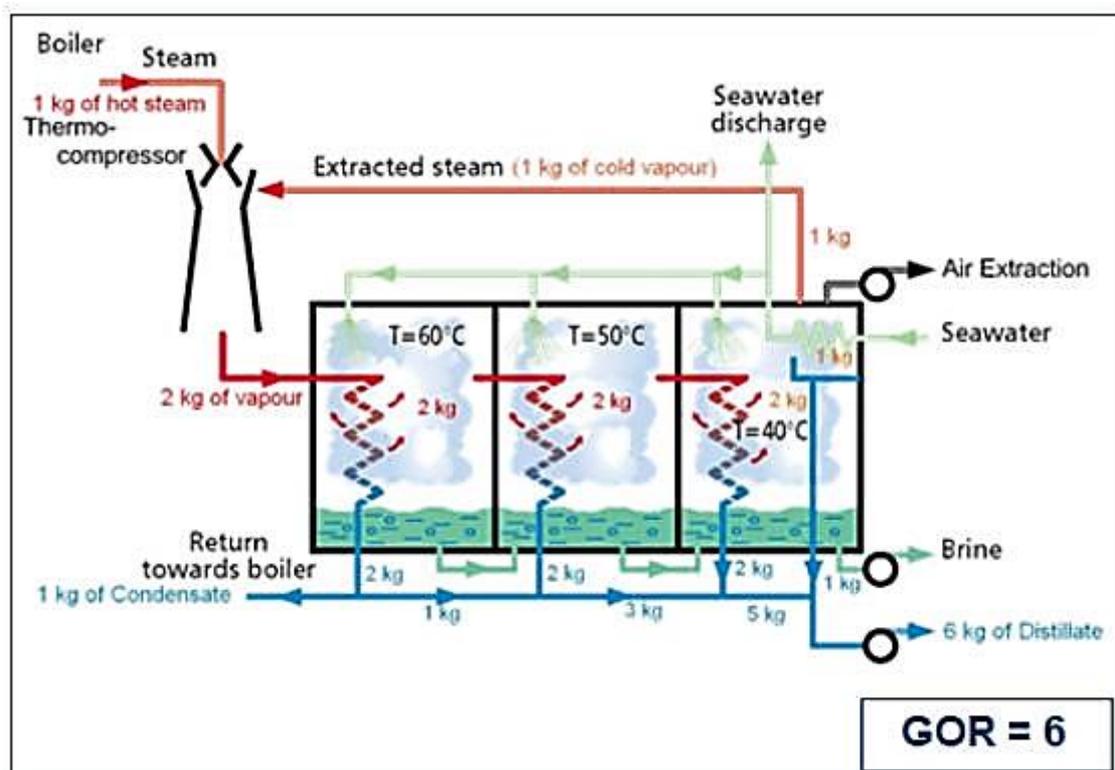


Figure.III. 12: Description du procédé ou procédés de dessalement MED - TVC

Du fait du gradient de pression dans l'installation, la vapeur générée dans le premier effet est passée au deuxième effet en tant que milieu chauffant pour élever la température de l'eau descendant les tubes horizontaux à sa température d'ébullition et en faire bouillir une partie et générer de la vapeur utilisable dans le troisième effet et ainsi de suite. Pour augmenter les performances thermiques du processus et en même temps refroidir la saumure qui sera rejetée à la mer, la saumure non évaporée dans le premier effet est transférée au deuxième effet, qui est maintenu à une pression plus basse.

Une partie de cette saumure va donc clignoter pour ramener sa pression à celle régnant dans l'évaporateur. De même, le condensat du deuxième effet est transféré au troisième effet où il est flashé. Ensuite, les vapeurs flashées seront utilisées dans le cadre du milieu de chauffage requis dans le troisième effet. Les deux flux de saumure seront transférés au troisième effet la saumure est évacuée du dernier effet sous forme de purge de saumure. Le flux de condensat recueilli à partir des effets de four est transféré au refroidisseur de distillat où il échange une partie de sa chaleur sensible avec l'admission d'eau de mer.

III.5.2. Composants des procédés de dessalement MED - TVC

Thème-Le système se compose d'évaporateurs, un condenseur et un éjecteur de vapeur, comme le montre. Ces composants sont brièvement décrits ci-dessous :

1. Le condenseur : a trois fonctions :

- Pour commencer, la première fonction est son utilisation comme dissipateur thermique pour éliminer la chaleur supplémentaire du système. Ceci est réalisé en préchauffant l'alimentation en eau de mer en utilisant la vapeur générée dans le dernier effet.
- La deuxième fonction est d'améliorer l'efficacité thermique du processus. Un préchauffage partiel de l'alimentation en eau de mer par condensation d'une partie contrôlée de la vapeur formée par ébullition dans l'évaporateur, au lieu d'utiliser de la vapeur d'eau onéreuse, remplirait cet objectif.
- La troisième fonction est d'ajuster la température d'ébullition à l'intérieur des évaporateurs en créant un profil de pression dans toute l'installation. En fait, la conception du condenseur dépend de sa charge thermique, qui dépend à son tour de la quantité d'énergie thermique à éliminer du système.

2. **Les évaporateurs** : Le processus se produit à l'intérieur de l'évaporateur qui est le composant principal d'une centrale de dessalement à plusieurs effets. À l'intérieur de l'évaporateur, une quantité progressive de distillat est produite par l'évaporation d'une certaine quantité d'eau de mer qui est pulvérisée sur les faisceaux de tubes de l'évaporateur. L'apport de chaleur est représenté par une quantité de vapeur de mauvaise qualité introduite dans le premier effet. La vapeur à basse pression entre dans la première cellule et circule à l'intérieur des tubes du faisceau ; ici, la chaleur latente d'évaporation est libérée dans l'eau de mer tombante pulvérisée à l'extérieur des tubes ; de manière à ce que la vapeur se condense à l'intérieur des tubes et l'eau de mer se vaporisera à l'intérieur. Ensuite, en raison du vide créé à l'intérieur de l'évaporateur, la vaporisation de l'eau de mer a lieu soudainement. L'évaporateur est protégé contre les surpressions grâce à un disque de rupture de sécurité, situé dans l'espace d'entrée de vapeur.
3. **Éjecteurs de vapeur** : Un éjecteur utilise un fluide moteur à haute pression pour entrainer un fluide aspiré à basse pression. Les deux fluides mélangés sont déchargés à une pression intermédiaire. Les éjecteurs de vapeur sont utilisés comme pompe à chaleur dans les usines de dessalement MED-TVC.

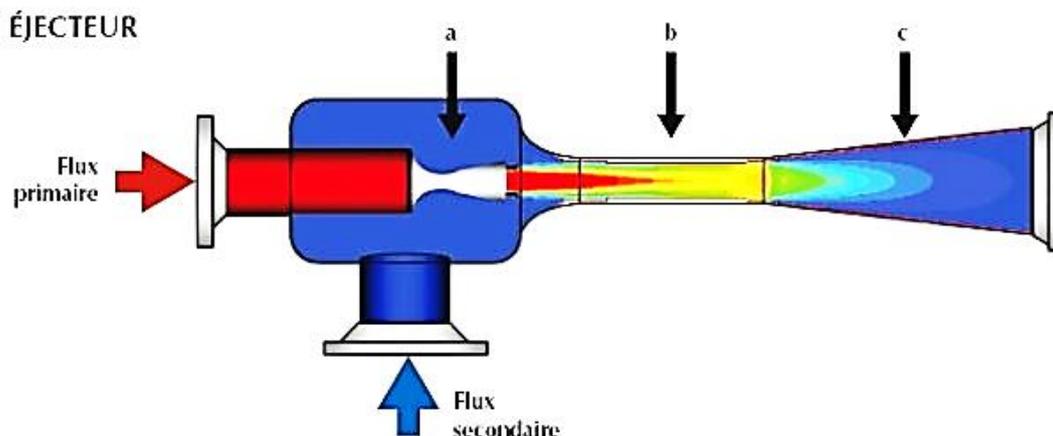


Figure.III. 13: L'éjecteur

L'éjecteur à jet de vapeur doit être conçu et utilisé dans des conditions critiques pour permettre un fonctionnement normal et stable. Cette condition est associée à l'absence de fluctuations violentes de la pression d'aspiration. Si l'éjecteur est conçu pour fonctionner avec une plage stable complète, il aura un débit massique constant de la vapeur entraînée pour différentes pressions de refoulement lorsque les conditions en amont restent constantes. L'éjecteur est critique lorsque le taux de compression est supérieur ou égal au rapport de pression critique de la vapeur d'aspiration.

Pour la vapeur d'eau, ce rapport est de 1,81. C'est-à-dire que la pression d'aspiration doit être inférieure à 0,55 fois la pression de décharge pour obtenir des conditions critiques ou stables dans l'éjecteur à jet de vapeur. La limite ci-dessus sur le taux de compression nécessite l'utilisation de deux éjecteurs à jet de vapeur dans la série Figure III.6, pour une large plage de compression par exemple dans un éjecteur à jet unique qui comprime une vapeur à 80 °C et entraîne la vapeur à 38°C le taux de compression en 7.14.

Chapitre IV

Les modèles mathématiques pour MED et MED-TCV

Chapitre IV : Les modèles mathématiques pour MED et MED-TCV

IV.1. Introduction

Dans ce chapitre on va d'étudier les modèles mathématiques pour les deux systèmes MED et MED-TVC.

IV.2. Développements mathématiques pour les systèmes MED et MED-TVC

- Modèles mathématiques et études de cas.

Yilmaz et Söylemez [15] ont développé un modèle mathématique d'un système de dessalement de l'eau de mer (Multi-Effet) MED utilisant des sources d'énergie hybrides renouvelables (collecteur solaire plat et éolienne) en Turquie.

Sayyaadi et Saffari [16] ont réalisé une optimisation thermo-économique d'un système de dessalement par distillation multi-effet (MED) avec compresseur thermostatique (TVC)..

Sagharichiha et al. [17] ont développé un modèle mathématique pour l'usine d'évaporation multi-effet à alimentation direct avec évaporateurs à tubes verticaux (ForwardFeed multi-Effect evaporation plant with vertical tube evaporators). Ils ont utilisé leur modèle pour calculer les coefficients globaux de transfert de chaleur, le taux d'entraînement et la récupération du processus. Ils ont également développé un modèle chimique de prédiction d'échelle qui peut être utilisé pour calculer le taux de récupération qui est limité par la formation d'échelle. Ils ont développé un code de simulation pour résoudre les équations non linéaires d'un système MED avec des évaporateurs à tubes verticaux. Ils ont étudié l'effet du nombre d'effets sur le rapport de sortie de gain (GOR). GOR est utilisé pour évaluer la performance des systèmes de dessalement thermique en termes d'efficacité. C'est le rapport entre l'eau distillée totale produite et la vapeur de chauffage fournie. Les résultats ont montré que le nombre d'effets variés entre 3 à 8, augmente la valeur GOR de 3,8 à 7,5.

El-Dessouky et al. [18] ont présenté un modèle mathématique pour le système MED d'alimentation direct afin d'étudier les effets des variables de conception et de fonctionnement sur certains paramètres incluant l'aire de transfert thermique spécifique, le rapport de performance thermique et le débit spécifique de l'eau de refroidissement. Ils ont conclu que le

rapport de performance thermique du système MED à alimentation directe est presque indépendant de la température de la saumure supérieure de l'évaporateur et dépend fortement du nombre d'effets. Les résultats ont également révélé que l'aire de transfert de chaleur spécifique de l'évaporateur augmente en diminuant la température de la saumure supérieure et en augmentant le nombre d'effets. Pour différentes valeurs de température de la saumure supérieure, le débit spécifique de l'eau de refroidissement est constant.

Druetta et al. [19] ont présenté un modèle simplifié et détaillé du système MED d'alimentation directe pour prévoir ses performances. Le but de leur travail était d'optimiser les usines de dessalement MED. L'analyse d'optimisation a révélé que la performance du processus MED d'avance peut être améliorée par la modification des modèles d'écoulement. Une réduction de la surface de transfert de chaleur totale spécifique du procédé d'environ 5% peut être obtenue par rapport à la valeur optimale du cas classique.

Darwish et al. [20] et Ali et El-Fiqi [21] ont analysé différents systèmes de dessalement multi-étages et multi-effets. L'influence des principaux paramètres du processus de production d'eau douce sur le coût unitaire a été étudiée par simulation. Les paramètres inclus étaient le rapport de performance de l'installation (PR), le débit spécifique de la saumure, la température de la saumure supérieure et l'aire de transfert de chaleur totale spécifique. Aybar [21] a considéré un système de dessalement multi-effet utilisant la chaleur perdue d'une centrale comme source d'énergie. Une analyse thermodynamique simple du système a été réalisée en utilisant des équations d'équilibre énergétique et massique.

IV.3. Le modèle mathématique simplifié MED

Les principales données habituellement requises pour l'analyse du système MED sont la quantité de vapeur consommée par unité de masse d'eau fraîche ou le rapport de performance thermique (PR), l'aire spécifique de transfert de chaleur requise (sA), profil de température dans divers effets (T_n), et la quantité d'eau de refroidissement qui s'écoule vers le condenseur du dernier effet (M_{cw}). L'analyse des systèmes MED est basée sur le développement de bilans massiques et thermiques en régime permanent couplés aux équations de transfert de chaleur pour chaque effet individuel et les associant au rapport entre la masse d'alimentation et celle de l'eau douce produite. Dans la plupart des cas, le nombre d'équations pouvant être développées est égal au nombre de variables inconnues [23].

Les équations du modèle excluent les boîtes flash et les préchauffeurs. L'équation directrice pour le condenseur vers le bas peut être incluse et sa solution est faite à la fin des

itérations d'effet. Les hypothèses suivantes sont faites pour développer le modèle simplifié MED:

- Chaleur spécifique constante C_p pour l'eau de mer à différentes températures et concentrations.
- Pertes thermodynamiques constantes dans tous les effets.
- L'aire de transfert de chaleur constante dans tous les effets.
- Aucun Flashing des vapeurs n'a lieu à l'intérieur des effets.
- L'eau de mer d'alimentation est à la température de saturation du premier effet.
- Charges thermiques sont égaux dans tous les effets.
- Les vapeurs formées sont sans sel.
- La force motrice du transfert de chaleur dans l'effet est égale à la différence des températures de condensation et d'évaporation.
- Les pertes d'énergie dans les environs sont négligeables [23].

En prenant ces hypothèses en considération, le modèle mathématique est développé ci-dessous. Le nombre d'équations de bilan matière et énergie, qui peuvent être écrites pour chaque effet, est de trois.

Les valeurs inconnues sont les suivantes :

| | |
|---|------------------------|
| <i>Débit de saumure B_1, B_2, B_{n-1}, B_n</i> | <i>(n inconnu)</i> |
| <i>Concentration en saumure X_1, X_2, X_n</i> | <i>(n - 1 inconnu)</i> |
| <i>Débit de distillat D_1, D_2, D_{n-1}, D_n</i> | <i>(n inconnu)</i> |
| <i>Température d'effet T_1, T_2, T_{n-1}</i> | <i>(n - 1 inconnu)</i> |
| <i>Débit de vapeur (Steam)</i> | <i>(1 inconnu)</i> |
| <i>Aire de transfert de chaleur</i> | <i>(1 inconnu)</i> |
| <i>Total</i> | <i>(3 × n inconnu)</i> |

La solution des équations du modèle pour déterminer les variables nécessite la spécification des paramètres système suivants :

- Température de la vapeur motrice T_s .
- Température de vapeur en effet $n T_n$.

- Concentration de sel dans le courant de saumure laissant l'effet nXn .
- Concentration en sel dans le courant d'alimentation XF .
- Débit total du distillat Md .

Les équations globales du bilan de matière et de sel sont écrites pour déterminer :

- Le débit de saumure a sortie l'effet du $n Bn$.
- Le débit d'alimentation MF .

Ces équations sont :

$$MF = Md + Bn \quad (1)$$

$$XF \cdot MF = Xn \cdot Bn \quad (2)$$

Substituer (1) à (2) et éliminer MF donne

$$Bn = \frac{Xf}{Xn - Xf} \cdot Md \quad (3)$$

Toutes les variables sur le côté droit de Eq (3). Sont préalablement spécifiée par conséquent, la valeur de Bn peut être calculée. L'équilibre global Eq (1), est ensuite utilisé pour déterminer MF . Les calculs de Bn et MF ne sont faits qu'une fois ne sont pas inclus dans la séquence d'itération suivante.

IV.3.1. Profil de température

La charge thermique dans tous les effets est supposée constante, donc

$$Q1 = Q2 = Qn-1 = Qn \quad (4)$$

$$\text{Avec } Q1 = Ms \cdot \lambda s \quad \text{Pour le premier effet} \quad (5)$$

$$Qi = Di \cdot \lambda vi \quad \text{Pour les effets de 2 a } n \quad (6)$$

Où :

- Q est la charge thermique.
- Ms est le débit massique de la vapeur motrice.
- Di est le débit du distillat en effet i .
- λs est la chaleur latente à la vapeur (Steam) a Ts .

- λ_{vi} est la chaleur latente des vapeurs formées à $(T_s - \Delta T_{Loss})$.
- les indices i , s et v définissent l'effet i , la vapeur de chauffage (Steam) et la vapeur formée.

La charge thermique de chaque effet peut également être définie en termes d'aire de transfert de chaleur dans l'effet A , la force d'entraînement de la température ΔT , et le coefficient global de transfert de chaleur U . Ceci est :

$$Q_i = A_i \cdot U_i \cdot \Delta T_i \quad (7)$$

Puisque l'aire de transfert de chaleur et la charge thermique sont égales dans tous les effets, alors :

$$\frac{Q_1}{A_1} = \frac{Q_2}{A_2} = \frac{Q_{n-1}}{A_{n-1}} = \frac{Q_n}{A_n} \quad (8)$$

De (7) et (8), l'identité suivante s'applique également

$$U_1 \cdot \Delta T_1 = U_2 \cdot \Delta T_2 = U_{n-1} \cdot \Delta T_{n-1} = U_n \cdot \Delta T_n \quad (9)$$

La chute de température totale à travers les effets est définie comme

$$\Delta T = T_s - T_n \quad (10)$$

Où T_s et T_n sont les températures de la vapeur motrice et de la vapeur formée dans le dernier effet n . Cette chute est également égale à la somme des chutes de température par effet, où

$$\Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \dots + \Delta T_{n-1} + \Delta T_n \quad (11)$$

Les équations (9) et (11) peuvent être utilisées pour définir ΔT_1 en termes de coefficient global de transfert de chaleur et de chute totale de température pour tous les effets. À partir de (9), ΔT_2 peut-être exprimé en termes de ΔT_1 par :

$$\Delta T_2 = \Delta T_1 \cdot \frac{U_1}{U_2} \quad (12)$$

ΔT_3 Peut également être exprimé en termes de ΔT_2 par :

$$\Delta T_3 = \Delta T_2 \cdot \frac{U_2}{U_3} \quad (13)$$

En substituant (12) à (13) donne :

$$\Delta T_3 = \Delta T_1 \cdot \frac{U_1}{U_2} \cdot \frac{U_2}{U_3}$$

$$\Delta T_3 = \Delta T_1 \cdot \frac{U_1}{U_3}$$

La même chose s'applique pour tous les autres effets et cette relation générale est arrivée à :

$$\Delta T_i = \Delta T_1 \cdot \frac{U_1}{U_i} \quad (14)$$

Substituer le résultat donné dans l'équation (14) dans l'équation (11) donne :

$$\Delta T = \Delta T_1 \cdot U_1 \cdot \left(\frac{1}{U_1} \cdot \frac{1}{U_2} \dots \frac{1}{U_{n-1}} \cdot \frac{1}{U_n} \right) \quad (15)$$

L'équation (15) est réorganisée sous la forme suivante :

$$\Delta T_1 = \frac{\Delta T}{U_1 \cdot \sum_{i=1}^n \frac{1}{U_i}} \quad (16)$$

Si l'on fait des estimations pour U_i , on peut alors obtenir une chute de température de tous les effets à partir des équations (16) et (14). Le profil de température réel est ensuite calculé à partir des relations suivantes. Dans le premier effet :

$$T_1 = T_s - \Delta T_1 \quad (17)$$

Et pour les effets de 2 à n :

$$T_i = T_{i-1} - \Delta T_1 \cdot \frac{U_1}{U_i} \quad (18)$$

Le calcul du profil de température à partir des équations (17) et (18) nécessite la spécification des coefficients de transfert de chaleur globaux U_i .

Qui va donner manuellement ou par hypothèses dit que $U_i = 0.95 \cdot U_{i-1}$ ou par la corrélation donnée à l'annexe A.1.

IV.3.2. Profils de concentration en sel et débits de saumure et de distillat

Les débits de distillat sont obtenus à partir du bilan suivant et des charges thermiques, Eq. (6)

$$M_d = D_1 + D_2 + D_{n-1} + D_n \quad (19)$$

$$D_i \cdot \lambda_{vi} = D_{i-1} \cdot \lambda_{vi-1} \quad \text{Pour les effets de 2 jusqu'à } n \quad (20)$$

$$D_2 = D_1 \cdot \frac{\lambda_{v1}}{\lambda_{v2}}$$

$$D_3 = D_2 \cdot \frac{\lambda_{v2}}{\lambda_{v3}} = D_1 \cdot \frac{\lambda_{v1}}{\lambda_{v2}} \cdot \frac{\lambda_{v2}}{\lambda_{v3}}$$

$$D3 = D1 \cdot \frac{\lambda v1}{\lambda v3}$$

Une formule récursive générale est ensuite :

$$Di = D1 \cdot \frac{\lambda v1}{\lambda vi} \quad (21)$$

Avec $i=2$ jusqu'à n

Substituer l'équation (21) dans l'équation (19) donne :

$$Md = D1 + D1 \cdot \frac{\lambda v1}{\lambda v2} + \dots + D1 \frac{\lambda v1}{\lambda v_{n-1}} + D1 \cdot \frac{\lambda v1}{\lambda vn} \quad (22)$$

Eq. (21) est ensuite réarrangé pour obtenir une expression pour $D1$

$$D1 = \frac{Md}{\lambda v1 \cdot \sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda vi}} \quad (23)$$

La formule récursive de Eq (21) est ensuite utilisée pour obtenir les débits de distillat dans d'autres effets $D2=$ et $D3=$ jusqu'à $Dn=$ Et λvi et calculer à partir la corrélation donnée à l'annexe A.2

Le débit de saumure dans le premier effet peut être obtenu à partir de :

$$B1 = MF - D1 \quad (24)$$

Et pour 2 jusqu'à n

$$Bi = Bi-1 - Di \quad (25)$$

Des équilibres de concentration de sel similaires sur le premier effet et l'effet 2 à n sont écrits pour obtenir $X1$ et $X2$ à Xn .

$$X1 \cdot \frac{Mf}{B1} \quad (26)$$

$$Xi = Xi - 1 \frac{Bi-1}{Bi} \quad (27)$$

IV.3.3. L'aire de transfert de chaleur

L'aire de transfert de chaleur dans les effets 1 à n doivent être calculées pour vérifier l'hypothèse de base du modèle, c'est-à-dire, l'aire de transfert de chaleur sont égaux. L'aire de transfert de chaleur dans le premier effet est donnée par :

$$A1 = \frac{D1 \cdot \lambda v1}{U1(Ts - T1)} \quad (28)$$

Et pour 2 jusqu'à n

$$A_i = \frac{D_i \cdot \lambda_i}{U_i \cdot (T_i - \Delta T_{loss})} \quad (29)$$

La ΔT_{Loss} dans l'équation ci-dessus correspond aux pertes thermodynamiques dans chaque effet.

Les itérations continuent en calculant

Le profil de température T_1 , en effets 1 à n depuis les Eq (17) et (18).

- Le débit du distillat dans le premier effet D_1 , Eq (23).
- Les débits de distillat dans les effets 2 à n D_i , Eq (21).
- Le débit de saumure dans le premier effet B_1 , Eq (24).
- Les débits d'eau salée dans les effets 2 à n B_i , Eq. (25).
- La concentration en sel dans le premier effet X_1 , Eq (26).
- Les effets de concentration en sel 2 à n X_i , Eq. (27).
- L'aire de transfert de chaleur dans les effets 1 à n A_i , Eq. (28) et (29).

IV.3.4. Paramètres de performance

Le rapport de performance (PR), est défini comme le rapport de débit du distillat Md et de la vapeur motrice M_s . C'est :

$$PR = \frac{Md}{M_s} \quad (30)$$

La valeur du débit de vapeur M_s , est obtenue à partir de l'hypothèse de charges thermiques égales, où

$$M_s = D_1 \cdot \frac{\lambda_{v1}}{\lambda_s} \quad (31)$$

L'aire de transfert de chaleur spécifique est

$$sA = \frac{\sum_{i=1}^n A_i + A_c}{Md} \quad (32)$$

Où :

- A_i est l'aire de transfert de chaleur en effet

– A_c est l'aire de transfert de chaleur du condenseur, qui est obtenue à partir de :

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c \cdot (LMTD)_c} \quad (33)$$

Et $(LMTD)_c$ est définie par :

$$(LMTD)_c = \frac{T_f - T_{cw}}{\ln \frac{T_n - T_{cw}}{T_n - T_f}} \quad (34)$$

Où :

- T_{cw} est la température de l'eau de mer d'admission.
- T_f est la température de l'eau de mer d'alimentation.
- T_n est la température de condensation de la vapeur formée dans le dernier effet.

La charge thermique du condenseur est calculée à partir de :

$$Q_c = D_n \cdot \lambda_n \quad (35)$$

Le débit d'eau de refroidissement spécifique est défini comme :

$$sM_{cw} = \frac{M_d}{M_{cw}} \quad (36)$$

Où M_{cw} est le débit d'eau de refroidissement et est obtenu à partir du bilan énergétique du condenseur

$$D_n \cdot \lambda_n = (M_f + M_{cw}) \cdot C_p \cdot (T_f - T_{cw}) \quad (37)$$

- Il est à noter que T_f est la température de l'eau de mer d'alimentation entrant dans le préchauffeur associé à l'effet $n-1$.

IV.4. Évaporation d'effet multiple avec une compression thermique de vapeur

Le modèle mathématique est divisé en deux parties le premier est pour le système **MED** et le second pour l'éjecteur de vapeur. Les équations du modèle et la solution du système **MED** sont données dans la section précédente. De plus Les calculs des variables du système **MED** sont indépendants des équations d'éjecteur de vapeur. Cela inclut la température, les débits et les profils de concentration ainsi que l'aire de transfert de chaleur dans les effets.

Cependant, les paramètres de performance du système **MED** dépendent des caractéristiques de l'éjecteur de vapeur, la conception de l'éjecteur de vapeur est affectée par la température de

la vapeur dans le dernier effet de **MED** et la spécification de la température de la vapeur (vapeur comprimée) requise pour faire fonctionner le système **MED**. Les paramètres de performance dans le système **MED**, qui sont affectés par la conception de l'éjecteur à jet de vapeur, sont le rapport de performance (PR), L'aire de transfert de chaleur spécifique (sA) et le débit d'eau de refroidissement spécifique ($sMCw$). Les sections suivantes comprennent une brève liste des équations du modèle pour le **MED** et l'éjecteur à jet de vapeur et sont suivies la solution de différentes études de cas.

Le modèle mathématique simplifié du **MED** (discuté dans le section précédent) est utilisé pour calculer ce qui suit :

- Débit de saumure et de distillat.
- Concentration de saumure.
- Température d'effet.
- Aire de transfert de chaleur de l'évaporateur.

IV.4.1. L'éjecteur de vapeur

L'éjecteur à jet de vapeur est modélisé par le modèle semi-empirique développé par El-Dessouky (1997). Le modèle utilise les données sur le terrain recueillies sur une période de 35 ans par Power (1994) pour l'entraînement de la vapeur et les taux de compression des éjecteurs à jet de vapeur.

Le taux de compression Cr est le rapport de pression des vapeurs comprimées et entraînées. Le rapport d'entraînement est le rapport de débit de la vapeur motrice et de la vapeur entraînée. Le rapport d'entraînement Ra , est calculé à partir de la relation suivante :

$$Ra = 0.269 \cdot \frac{P_s^{1.19}}{P_{ev}^{1.04}} \cdot \left(\frac{P_m}{P_{ev}}\right)^{0.015} \cdot \frac{TCF}{PCF} \quad (38)$$

Où P_m , P_s et P_{ev} sont les pressions de la vapeur motrice, de la vapeur comprimée et de la vapeur entraînée respectivement, PCF est le facteur de correction de pression de vapeur motrice et TCF est le facteur de correction de température de vapeur entraînée. Les deux équations suivantes sont utilisées pour calculer le PCF et le TCF :

$$PCF = 3 \cdot 10^{-7} \cdot (P_m)^2 - 0.0009 \cdot (P_m) + 1.6101$$

$$TCF = 2 \cdot 10^{-8} \cdot (T_{ev})^2 - 0.0006 \cdot (T_{ev}) + 1.0047$$

Où P_m est en kPa et T_{ev} en $^{\circ}C$. Les équations précédentes ne sont valables que pour les éjecteurs fonctionnant avec de la vapeur comme fluide moteur et le gaz entraîné est de la vapeur d'eau. Ces équations sont valides dans les gammes suivantes :

$$Ra < 4, 500 > T_{ev} > 10^{\circ}C, 1000 > P_m > 200 \text{ kPa}, \text{ et } 6 > Cr = 2$$

L'éjecteur est utilisé pour augmenter la pression de la vapeur entraînée M_{ev} de la pression P_{ev} à une pression plus élevée P_s . Ce processus a lieu en convertissant l'énergie de pression de la vapeur motrice M_m pour générer le vide et comprimer la vapeur entraînée à la pression requise. Lorsque la vapeur motrice au débit de M_m se dilate dans la buse de l'état 1 à l'état 2, son énergie de pression statique est convertie en énergie cinétique.

Les équations d'équilibre correspondantes pour éjecteur sont les suivantes :

Où

- M est le débit massique.
- Les indices ev, m, s définissent la vapeur entraînée, la vapeur motrice, le compresseur..

L'aire de transfert de chaleur spécifique est :

$$sA = \frac{\sum_{i=1}^n A_i + A_c}{Md} \quad (39)$$

Où

- A_i est la zone de transfert de chaleur en effet i .
- A_c est l'aire de transfert de chaleur du condenseur, qui est obtenue à partir de :

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c \cdot (LMTD)_c} \quad (40)$$

Chapitre V

Résultats et discussions

Chapitre IV : Résultats et discussions

V.1. Introduction

Afin d'atteindre un système plus efficace nous avons comparé les deux méthodes MED et MED-TVC en modifiant T_s , Cr et Pm et leur impact sur le rapport de performance.

Pour cela nous avons eu recours au logiciel Excel pour faire notre graphe.

V.2. Les valeurs de système MED

V.2.1. Paramètres de système

Les valeurs suivantes sont utilisées pour définir les paramètres du système MED :

| Paramètres | unité | valeur | paramètres | unité | valeur |
|----------------|-------|--------|-------------------|-------|--------|
| n | ---- | 3 | T _{cw} | °C | 16 |
| M _d | Kg/s | 12.63 | T _f | °C | 24 |
| M _s | Kg/s | 2.22 | T _s | °C | 225 |
| C _p | Kj/kg | 4.2 | ΔT_{loss} | °C | 2 |
| T _n | °C | 50 | | | |
| X _f | ppm | 38050 | | | |
| X _n | ppm | 58794 | | | |

V.2.2. Les résultats des calculs

V.2.2.1. Résultats des effets

- Exemple de calcul
- Profile de température

U : Le coefficient de transfert de chaleur

$$\text{➤ } U = 1,9695 + 1,2057 \times 10^{-2} \times (T) - 8,05985 \times 10^{-5} \times (T)^2 + 2,565 \times 10^{-7} \times (T)^3$$

$$U_1 = 1,9695 + 1,2057 \times 10^{-2} \times (65,1) - 8,05985 \times 10^{-5} \times (65,1)^2 + 2,565 \times 10^{-7} \times (65,1)^3$$

$$U_1 = 2,483 \text{ kw /m}^2 \cdot \text{°C}$$

ΔT : La chute de température total à travers les effets

$$\text{➤ } \Delta T_2 = \Delta T_1 \times \frac{U_1}{U_2}$$

$$\Delta T_2 = 57,225 \times \frac{2,483}{2,424}$$

$$\Delta T_2 = 58,618 \text{ °C}$$

Le profil de température réel

$$\text{➤ } T_1 = T_s - \Delta T_1$$

$$T_1 = 225 - 57,225$$

$$T_1 = 167,775 \text{ °C}$$

$$\text{➤ } T_2 = T_1 - \Delta T_1 \times \frac{U_1}{U_2}$$

$$T_2 = 167,775 - 57,225 \times \frac{2,483}{2,424}$$

$$T_2 = 109,165 \text{ °C}$$

Profile de débit de distillat

$$\text{➤ } Md = D_1 + D_2 + D_3$$

On a :

$$\text{➤ } D_1 = \frac{Md}{1 + \frac{\lambda_1 + \lambda_1}{\lambda_2 + \lambda_3}}$$

$$D_1 = \frac{12,63}{1 + \frac{2346,118}{2361,620} + \frac{2346,118}{2382,541}}$$

$$D_1 = 4,2439 \text{ kg /s}$$

$$\triangleright D_2 = D_1 \times \frac{\lambda_1}{\lambda_2}$$

$$D_2 = 4,2439 \times \frac{2346,118}{2361,620}$$

$$D_2 = 4,215 \text{ Kg /s}$$

Profile le débit de saumure

$$\triangleright B_1 = M_F - D_1$$

$$B_1 = 35,8218 - 4,2439$$

$$B_1 = 31,5779 \text{ Kg /s}$$

La salinité

$$\triangleright X_1 = X_F \times \frac{M_F}{B_1}$$

$$X_1 = 38050 \times \frac{35,8218}{31,5779}$$

$$X_1 = 43163,71 \text{ ppm}$$

L'aire de transfert de chaleur

$$\triangleright A_i = \frac{D_i \times \lambda_i}{U_i \times \Delta T_i}$$

$$\lambda = 2501,897149 - 2,40767037 \times T + 1,192217 \times 10^{-3} \times T^2 - 1,5863 \times 10^{-5} \times T^3$$

Les résultats des calculs des températures, salinités et débits des effets pour le système MED de paramètre du Tableau1 sont représentés dans le tableau suivant :

| Effet | U | DT | T | λ | D | B | X | A |
|-------|----------------------|--------|--------|-----------|--------|---------|----------|----------------|
| ----- | KW/m ² °C | °C | °C | Kj/Kg | ----- | ----- | ppm | m ² |
| 1 | 2.483 | 57.225 | 167.77 | 2346.1187 | 4.2439 | 31.5779 | 43163.71 | 64.17 |
| 2 | 2.424 | 58.618 | 109.15 | 2361.8202 | 4.215 | 31.6068 | 49811.19 | 64.29 |
| 3 | 2.402 | 59.154 | 50.002 | 2382.541 | 4.179 | 31.6428 | 58787.94 | 64.27 |

Tableau.5. 1: résultats des calculs des températures, salinités et débits des effets pour le système MED

V.2.2.2. Résultats de performance

Le rapport de performance :

$$\text{PR} = \frac{M_d}{M_s}$$

$$\text{PR} = \frac{12,63}{2,22}$$

$$\text{PR} = 5,6874$$

L'air de transfert de chaleur spécifique

$$\text{SA} = \frac{\sum_{i=1}^n A_i + A_c}{M_d}$$

Avec : A_c Représente l'air de transfert de chaleur de condenseur

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c \times (LMTD)_c}$$

$$(LMTD)_c = \frac{T_F - T_{CW}}{\ln\left(\frac{T_n - T_{CW}}{T_n - T_F}\right)}$$

$$(LMTD)_c = 35,043 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_c = \frac{5138095}{2,519 \times 35,043}$$

$$A_c = 58,216 \text{ m}^2$$

$$\text{SA} = \frac{A_1 + A_2 + A_3 + A_c}{M_d}$$

$$\text{SA} = 14,88 \text{ m}^2 / \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)$$

Les résultats de performance pour le système MED

| Paramètres | unités | valeurs | paramètres | unités | valeurs |
|------------|----------------|---------|------------|------------------------|---------|
| Mf | Kg/s | 35.8218 | LMTD | °C | 35.043 |
| Ms | Kg/s | 2.222 | Qc | Kj/s | 5138095 |
| Mcw | Kg/s | 15.277 | Uc | KW/m ² °C | 2.519 |
| PR | ----- | 5.6874 | sA | m ² /(kg/s) | 14.880 |
| Ac | m ² | 58.216 | | | |

Tableau.5. 2: résultats de performance pour le système MED

V.2.2.3. Les valeurs de système MED-TVC

– Les paramètres de système

| Paramètres | unité | valeur | paramètres | unité | valeur |
|----------------|-------|--------|--------------------|-------|--------|
| n | ---- | 3 | T _{cw} | °C | 16 |
| M _d | Kg/s | 12.63 | T _f | °C | 24 |
| M _s | Kg/s | 2.22 | T _s | °C | 225 |
| C _p | Kj/kg | 4.2 | T _n | °C | 50 |
| P _m | KPa | 200 | ΔT _{loss} | °C | 2 |
| X _f | ppm | 38050 | | | |
| X _n | ppm | 58794 | | | |
| Cr | ---- | 2 | | | |

Tableau.5. 3: Les valeurs de système MED-TVC.

V.2.2.4. Les résultats des calculs de système MED-TVC

– Résultat des effets

U : Le coefficient de transfert de chaleur

$$\text{➤ } U = 1,9695 + 1,2057 \times 10^{-2} \times (T) - 8,05985 \times 10^{-5} \times (T)^2 + 2,565 \times 10^{-7} \times (T)^3$$

$$U_1 = 1,9695 + 1,2057 \times 10^{-2} \times (65,1) - 8,05985 \times 10^{-5} \times (65,1)^2 + 2,565 \times 10^{-7} \times (65,1)^3$$

$$U_1 = 2,483 \text{ kw /m}^2 \cdot \text{°C}$$

ΔT : La chute de température total à travers les effets

$$\text{➤ } \Delta T_2 = \Delta T_1 \times \frac{U_1}{U_2}$$

$$\Delta T_2 = 57,225 \times \frac{2,483}{2,424}$$

$$\Delta T_2 = 58,618 \text{ °C}$$

Le profil de température réel

$$\text{➤ } T_1 = T_s - \Delta T_1$$

$$T_1 = 225 - 57,225$$

$$T_1 = 167,775 \text{ °C}$$

$$\triangleright T_2 = T_1 - \Delta T_1 \times \frac{U_1}{U_2}$$

$$T_2 = 167,775 - 57,225 \times \frac{2,483}{2,424}$$

$$T_2 = 109,165^\circ\text{C}$$

Profile de débit de distillat

$$\triangleright Md = D_1 + D_2 + D_3$$

On a :

$$\triangleright D_1 = \frac{Md}{1 + \frac{\lambda_1 + \lambda_1}{\lambda_2 + \lambda_3}}$$

$$D_1 = \frac{12,63}{1 + \frac{2346,118}{2361,620} + \frac{2346,118}{2382,541}}$$

$$D_1 = 4,2439 \text{ kg /s}$$

$$\triangleright D_2 = D_1 \times \frac{\lambda_1}{\lambda_2}$$

$$D_2 = 4,2439 \times \frac{2346,118}{2361,620}$$

$$D_2 = 4,215 \text{ Kg /s}$$

Profile le débit de saumure

$$\triangleright B_1 = M_F - D_1$$

$$B_1 = 35,8218 - 4,2439$$

$$B_1 = 31,5779 \text{ Kg /s}$$

La salinité

$$\triangleright X_1 = X_F \times \frac{M_F}{B_1}$$

$$X_1 = 38050 \times \frac{35,8218}{31,5779}$$

$$X_1 = 43163,71 \text{ ppm}$$

L'aire de transfert de chaleur

$$\rightarrow A_i = \frac{D_i \times \lambda_i}{U_i \times \Delta T_i}$$

$$\lambda = 2501,897149 - 2,40767037 \times T + 1,192217 \times 10^{-3} \times T^2 - 1,5863 \times 10^{-5} \times T^3$$

Les résultats des effets pour le système MEE-FF-TVC de paramètre

| Effet | U | DT | T | λ | D | B | X | A |
|-------|----------------------|--------|--------|-----------|--------|---------|----------|----------------|
| ----- | KW/m ² °C | °C | °C | Kj/Kg | ----- | ----- | ppm | m ² |
| 1 | 2.483 | 57.225 | 167.77 | 2346.1187 | 4.2439 | 31.5779 | 15229.05 | 64.17 |
| 2 | 2.424 | 58.618 | 109.15 | 2361.8202 | 4.215 | 31.6068 | 15215.6 | 64.29 |
| 3 | 2.402 | 59.154 | 50.002 | 2382.541 | 4.179 | 31.6428 | 15197.97 | 64.27 |

Tableau.5. 4: Les résultats des effets pour le système MEE-FF-TVC.

– Résultat de performance

Les performance résultat pour le système MEE-FF-TVC de paramètre

| Paramètres | unités | valeurs | paramètres | unités | valeurs |
|------------|----------------|---------|------------|------------------------|---------|
| Mf | Kg/s | 35.8218 | LMTD | °C | 35.043 |
| Ms | Kg/s | 2.222 | Qc | Kj/s | 5138095 |
| Mcw | Kg/s | 15.277 | Uc | KW/m ² °C | 2.519 |
| PR | ----- | 5.6874 | sA | m ² /(kg/s) | 14.880 |
| Ac | m ² | 58.216 | | | |

Tableau.5. 5: Les performance résultat pour le système MEE-FF-TVC.

V.3. Évaluation comparative des performances des procédés de désalinisation MEE-FF et MEE-FF-TCV

V.3.1. Variation de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage

L'analyse est effectuée en fonction de la température de la vapeur de chauffage (T_s). Comme cela est montré, le rapport de performance du système de compression de vapeur est plus élevé, en particulier à de basses températures de fonctionnement. La diminution du taux de performance du système **MED-TVC** à des températures plus élevées est provoquée par l'augmentation de l'intervalle de compression.

Les résultats de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage (Steam) sont représentés dans le tableau suivant :

| Ts | PR | |
|-----|--------|---------|
| | MED | MED-TVC |
| 225 | 5.6874 | 14.1525 |
| 235 | 2.2800 | 5.668 |
| 245 | 2.2219 | 5.5236 |
| 250 | 2.1957 | 5.4880 |

Tableau.5. 6: Variation de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage

– Le graph

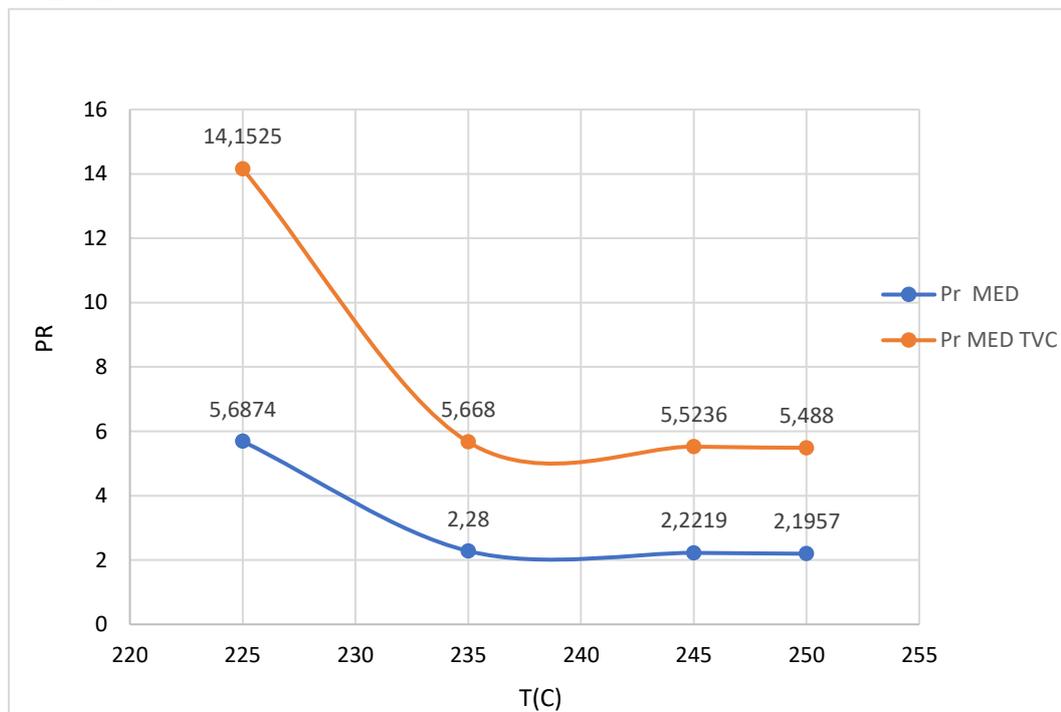


Figure.V. 1: Courbe de variation de rapport de performance en fonction de température de vapeur de chauffage

– Discussion sur le graph

La courbe 1 montre la variation du rapport de performance (PR) en fonction de la température de vapeur de chauffage. Nous pouvons constater que la différence entre le rapport de performance (PR) sans utilisation d'un thermo-Compresseur **MED** avec le rapport de performance des systèmes avec thermocompression **MED-TVC** est distingué par l'indépendance de la température de vapeur de chauffage (T_s) pour le système **MED**, alors que

pour le système **MED-TVC** le rapport de performance (PR) diminue avec l'augmentation de température de vapeur de chauffage (T_s).

L'utilisation de thermo-compression de vapeur de chauffage permet l'augmentation du pourcentage du rapport de performance (PR) qui va en conséquence se diminué avec l'augmentation de température de vapeur de chauffage (T_s).

Les valeurs du rapport de performance (PR) les plus élevées sont obtenues à de basses températures d'ébullition puis se diminué avec l'augmentation de température de vapeur de chauffage (T_s). A cette diminution, la quantité de vapeur motrice consommée pour comprimer la vapeur entraînée est faible. Ceci est dû à la faible augmentation de la pression de vapeur à basse température.

V.3.2. Effet du Taux de compression sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage

Les variations du rapport de performance (PR) en fonction du taux de compression de vapeur (Cr) sont illustrées dans le tableau.5.7. En récapitulant ainsi les résultats montrés ci-dessous :

| Ts | PR | | | | | |
|-----|--------|---------|--------|--------|--------|-------|
| | MED | MED-TVC | | | | |
| | | Cr | 1.81 | 2 | 3 | 4 |
| 225 | 5.6874 | | 15.219 | 14.152 | 10.210 | 9.400 |
| 235 | 2.2800 | | 6.0955 | 5.668 | 4.341 | 3.766 |
| 245 | 2.2219 | | 5.913 | 5.523 | 4.259 | 3.349 |
| 250 | 2.1957 | | 5.545 | 5.488 | 4.196 | 3.019 |

Tableau.5. 7: Les variations du rapport de performance (PR) en fonction du taux de compression de vapeur (Cr)

– Le graphe

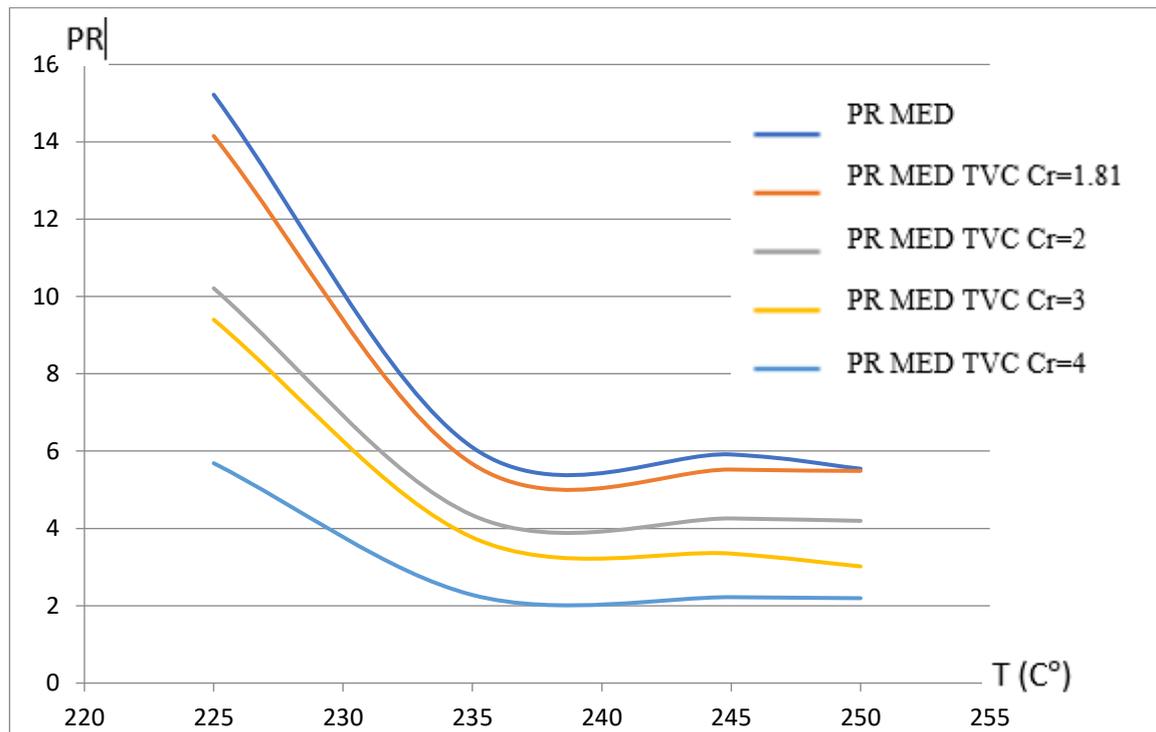


Figure.V. 2: Courbe de l'effet du Taux de compression sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage

– Discussion sur le graphe

Le rapport de performance (PR) du système dans la courbe2 décroît graduellement avec l'augmentation du taux de compression de vapeur motrice du système (Cr).

La ligne discontinue appartient au système **MED** en absence de la thermo-compression de vapeur de chauffage et les autres lignes représentent les cas de la thermo-compression de vapeur de chauffage avec taux de compression dont la plage de fonctionnement est estimée entre 1.81 et 4.

On peut remarquer qu'une augmentation du rapport de performance (PR) pour les deux systèmes **MED** et **MED-TVC** entraîne une diminution du taux de compression (Cr) comme montré dans la figure. Cependant pour des valeurs de (PR) élevés correspondent des valeurs de (Cr) et de température de vapeur de chauffage plus faibles.

A des faibles taux de compression, la quantité de vapeur motrice consommée pour comprimer la vapeur entraînée est faible. Par conséquent, le taux de performance du système est plus élevé. Le même résultat s'applique également aux pressions de vapeur motrices élevées. Indépendamment de cela, la sensibilité du rapport de performance aux variations de la pression

de vapeur motrice est moins prononcée que celles constatées en fonction de la température d'ébullition et du taux compression [8].

V.4. Effet de la pression de vapeur motrice sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage

Les variations du rapport de performance (PR) en fonction de la température de vapeur de chauffage (T_s) et la pression de vapeur motrice (P_m) sont illustrées sur tableau. Pour ce cas nous avons utilisé les données des pressions de vapeur motrice varient de 200 à 800 kPa .

| Ts | PR | | | | | |
|-----|--------|---------|--------|--------|---------|--------|
| | MED | MED-TVC | | | | |
| | | Pm | 200 | 400 | 600 | 800 |
| 225 | 5.6874 | | 14.152 | 15.284 | 15.994 | 16.120 |
| 235 | 2.2800 | | 5.668 | 6.320 | 7.1026 | 8.0612 |
| 245 | 2.2219 | | 5.523 | 6.1846 | 6.9825 | 7.1568 |
| 250 | 2.1957 | | 5.488 | 5.8746 | 6.01389 | 6.9923 |

Tableau.5. 8: Les variations du rapport de performance (PR) en fonction de la température de vapeur de chauffage (T_s) et la pression de vapeur motrice (P_m)

– **Le graphe**

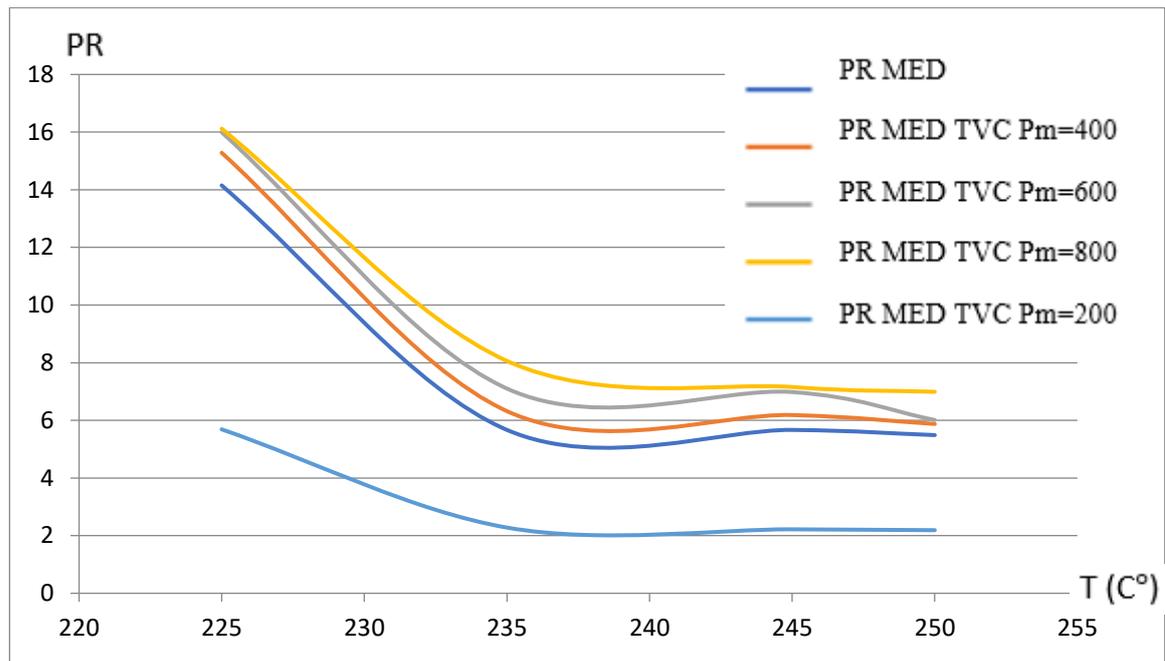


Figure.V. 3: Courbe de l'effet de la pression de vapeur motrice sur la variation du rapport de performance du système en fonction de la température de vapeur de chauffage

– **Discussion sur le graphe**

On peut observer que le rapport de performance de système (PR) va légèrement augmenter avec l'augmentation de la pression de vapeur motrice (P_m) de chauffage du système mais diminue avec l'augmentation de la température de ce dernier.

Notons que les pressions de compression de vapeur motrice opérée dans ce cas varient entre 250 et 800 KPa , où nous observons que l'augmentation de cette dernière engendre une augmentation du rapport de performance du système (PR).

Conclusion générale

Conclusion générale

L'eau est l'un des éléments les plus abondants sur la terre, mais c'est aussi un fait que les ressources en eau potable sont considérablement réduites en raison de la consommation humaine dans le monde. Il existe différentes solutions pour faire face aux pénuries d'eau. Le dessalement est l'un d'entre eux, Il joue un rôle vital dans la production d'eau douce dans de nombreuses régions du monde, en particulier dans les pays arabes [91].

L'évaporation multi-effets avec compression thermique de vapeur **MED-TVC** gagne en intérêt par rapport aux autres procédés de dessalement thermique tels que le dessalement flash multi-étages grâce à son faible coût de maintenance, sa géométrie simple, son fonctionnement allégé et sa faible consommation d'énergie. Le thermo-compresseur joue un rôle majeur dans les systèmes d'évaporation multi-effets. Il réduit la consommation d'énergie et augmente l'efficacité du système. La consommation d'énergie peut être significativement influencée par la géométrie et les conditions de fonctionnement du thermo-compresseur [92].

Dans ce mémoire, un travail des calculs à l'aide des modèles mathématiques pour la description des systèmes de dessalement par évaporation à effets multiples **MED-FF** avec et sans compression thermique de vapeur a été effectué. Dans ce contexte, les caractéristiques de performance des systèmes **MED** et **MED-TVC** sont comparées pour un système à trois effets. L'étude comparative a été focalisée sur le rapport de performance. Cette étude a bien montré que les caractéristiques du système **MED-TVC** surpassent celles du système **MED** où :

- ✓ Le rapport de performance est supérieur.
- ✓ Le débit d'eau de refroidissement spécifique est inférieur.
- ✓ Le débit de vapeur de chauffage est supérieur.
- ✓ L'aire de transfert de chaleur spécifique du condenseur est inférieure.
- ✓ L'aire de transfert de chaleur spécifique totale est inférieure.

Puisque les caractéristiques des évaporateurs **MEE-FF** sont identiques dans chaque configuration, la même surface de transfert de chaleur spécifique pour les évaporateurs est obtenue pour les deux systèmes.

Les conclusions suivantes sont faites à la lumière des résultats et de la discussion présentant dans la section précédente à savoir :

✓ Le rapport de performance du système **MEE-FF** est pratiquement indépendant de la température d'ébullition et est fortement influencé par le nombre d'effets.

✓ Le rapport de performance diminue avec l'augmentation de la température d'ébullition et le taux de compression. C'est à cause de l'augmentation de la consommation de vapeur motrice. Cette augmentation est nécessaire pour atteindre le niveau requis de compression de vapeur.

✓ Le rapport de performance augmente, mais avec une sensibilité limitée, lors de l'augmentation de la pression de vapeur motrice. Ce résultat est dû à une légère augmentation de la quantité de vapeur entraînée à des pressions de vapeur motrices plus élevées. À son tour, cela réduit la quantité de vapeur motrice consommée.

Références bibliographiques

Référence bibliographique

- [1] International water summit: energy efficient desalination, 15 - 18 January 2018 | adnec
- [2] P. Asiedu-Boateng, S. Yamoah, F. Ameyaw, S. Dzide, K. Tuffour-Acheampong, Performance analysis of thermal vapor compression desalination system coupled to cogeneration nuclear power plant, Res. J. Appl. Sci. Eng. Technol., Eng. Technol. 4 (2012) 941–948.
- [3] Bennet, T. and M. Cuccinello (1999), Saltwater desalination in Water Treatment Primer.
- [4] Plan d'action pour la méditerranée dessalement de l'eau de mer dans les pays méditerranéens : évaluation des impacts sur l'environnement et lignes directrices proposées pour la gestion de la saumure UNEP(DEC)/MED WG.183/Inf.6 7 mai 2001 P 2-6-18
- [5] Alain Maurel, Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnelles d'approvisionnement en eau douce, Edition : Technique et Documentation, Paris(2001).
- [6] Spiegler, K.S. & El-Sayed, Y.M., (2001). The energetics of desalination processes. Desalination, 134(1–3), pp.109–128. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916401001217>.
- [7] A. Maurel, Desalination of sea water and brackish water, Saint Paul Lez Durance, CEA, p14, May 1990.
- [8] Renaudin V., Champion G., Le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. Site de ressource scientifique pour les enseignants de chimie. Novembre (2003).
- [9] Maurel et al, 2001
- [10] Youssef Mandri, Anouar Rich, Denis Mangin, Souad Abderafi, Christine Bebon, Naoual Semlali, Jean-Paul Klein, Tijani Bounahmidi, Ahmed Bouhaouss, Parametric study of the sweating step in the seawater desalination process by indirect freezing, Desalination, Volume 269, Issues 1–3, 15 March 2011, Pages 142-147.

- [11] DANIS P , « Dessalement de l'eau de mer», 2003, Techniques de l'Ingénieur, traité Génie des procédés.
- [12] NPTEL – Chemical Engineering – Chemical Engineering Design – II
Module #3 DESIGN OF EVAPORATOR
- [13] Some Practical Aspects Of Desalination Processes , Asghar Husain, Adil Al Radif, Ali El Nashar, Roberto Borsani and Bushara M, International Center for Water and Energy Systems, Abu Dhabi, UAE
- [14] M. Al-Shammiri, M. Safar, Multi-effect distillation plants: state of the art, *Desalination* 126 (1) (1999) 45e59
- [15] İ.H. Yılmaz, M.S. Söylemez, Design and computer simulation on multi-effect evaporation seawater desalination system using hybrid renewable energy sources in Turkey, *Desalination* 291 (2012) 23–40.
- [16] H. Sayyaadi, A. Saffari, Thermoeconomic optimization of multi effect distillation desalination systems, *Appl. Energy* 87 (4) (2010) 1122–1133.
- [17] H.T. El-Dessouky, H.M. Ettouney, Faisal Mandani, Performance of parallel feed multiple effect evaporation system for seawater desalination, *Appl. Therm. Eng.* 20 (2000) 1679e1706.
- [18] H.T. El-Dessouky, I. Alatiqi, S. Bingulac, H. Ettouney, Steady-state analysis of the multiple effect evaporation desalination process, *Chem. Eng. Technol.* 21 (5) (1998) 437.
- [19] P. Druetta, P. Aguirre, S. Mussati, Optimization of multi-effect evaporation desalination plants, *Desalination* 311 (2013) 1e15
- [20] M.A. Darwish, F. Al-Juwayhel, H.K. Abdulraheim, Multi-effect boiling systems from an energy viewpoint, *Desalination* 194 (2006) 22–39.
- [21] N. Aly, A. El-Fiqi, Thermal performance of seawater desalination systems, *Desalination* 158 (2003) 127–142.
- [22] H.S. Aybar, Desalination system using waste heat of power plant, *Desalination* 166 (2004) 167–170.

Référence bibliographique

[23] Hisham T. El-Dessouky, Hisham M. Ettouney, Fundamentals of Salt Water Desalination. Amsterdam, The Netherlands : Elsevier Science B.V., 2002.

Annexes

La corrélation de Coefficient global de transfert de chaleur pour les Condensateurs et évaporateurs

Plusieurs corrélations sont disponibles pour le coefficient global de transfert de chaleur. Les valeurs prédites par ces corrélations varient entre des bas de 2 kW/m^2 et haut de 4 kW/m^2 . Les variations dépendent de la résistance à l'encrassement et des conditions de surface. Voici une liste de ces corrélations :

Condenseur encrassé

$$\text{➤ } U_c = 1 \times 10^{-3} \times (1615.5 + 0.1537 \times T + 0.1825 \times T^2 - 0.00008026 \times T^3)$$

Évaporateur

$$\text{➤ } U_e = 1 \times 10^{-3} \times (1939.4 + 1.40562 \times T + 0.0207525 \times T^2 + 0.0023186 \times T^3)$$

Dans les équations ci-dessus, U_c est le coefficient global de transfert de chaleur du condenseur, U_e est le coefficient global de transfert de chaleur de l'évaporateur, et T est la température d'évaporation/condensation. Les unités de U et T sont respectivement $\text{kW/m}^2\text{C}$ et $^{\circ}\text{C}$.

Chaleur latente d'évaporation de l'eau

La corrélation pour la chaleur latente de l'évaporation de l'eau est donnée par :

$$\lambda = 2501.897149 - 2.407064037 \times T + 1.192217 \times 10^{-3} \times T^2 - 1.5863 \times 10^{-5} \times T^3$$

Dans l'équation ci-dessus, T est la température de saturation en $^{\circ}\text{C}$ et λ est la chaleur latente en kJ/kg .