

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

UNIVERSITE BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY



جامعة باجي مختار – عنابة

Faculté : TECHNOLOGIE

Département : GENIE DES PROCEDES

Domaine : SCIENCES ET TECHNOLOGIES

Filière : .GENIE DES PROCEDES

Spécialité : GENIE CHIMIQUE

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème:

**Dessalement de l'eau de mer au niveau de centrale utilité II-
FERTIAL**

Présenté par : *TALHI CHAIMA*

MESSAOUDI YOUSRA

Encadrant : *SEMAR MOHAMED ELHADI*

Professeur

Badji Mokhtar -Annaba

Jury de Soutenance :

KHERRAT ROCHDI	Professeur	Badji- Mokhtar	Président
SAMAR Med ELHADI	Professeur	Badji- Mokhtar	Encadrant
FERKOUS HAMZA	Professeur	Badji- Mokhtar	Examineur

Dédicaces



Avant tout je dis

ALHAMDOU LI ALLAH

qui m'a donné l'effort, la volonté et le courage de réaliser et m'a permis de présente ce modeste travail quiest les résultats de longues années d'études.

Je dédie le fruit de mes études en guise de respect et de reconnaissance aux êtres les plus merveilleux du monde, mes chers parents: mon père MOHAMED et ma mère WASSILA, je ne pourrais jamais vous remercier pour votre sacrifices et votre soutien moral.

À mes chers frères : NOUR EL ISLEM et ALI

A ma chère sœur: HADJER

À toute ma famille TALHI et BOUTELDJA Merci d'être toujours là pour moi.

Chaima





Dédicaces



{ وَلَقَدْ آتَيْنَا لُقْمَانَ الْحِكْمَةَ أَنْ اشْكُرْ لِلَّهِ ۚ وَمَنْ يَشْكُرْ فَإِنَّمَا يَشْكُرُ لِنَفْسِهِ ۗ وَمَنْ كَفَرَ فَإِنَّ اللَّهَ غَنِيٌّ حَمِيدٌ }
[لقمان: 12]

Pour commencer, je n'aurais pas atteint ce niveau sans la bénédiction et la direction d'Allah.

Je suis profondément reconnaissant pour l'aide et le soutien de mes parents (que Dieu les protège) et de mes deux familles HANNACHI et MESSAOUDI.

Je tiens à exprimer ma gratitude envers ma meilleure amie Yasmine ; parfois je me demande juste ce que j'aurais fait sans toi, merci d'être toujours ma meilleure amie.

Enfin, je remercie toutes les personnes qui ont été impliquées et soutenues dans la réalisation de cette mémoire, que Dieu vous bénisse tous

Yusra



Remerciements

Au nom de Dieu clément et miséricordieux le grand merci lui revient, pour son aide et la volonté qu'il nous a donnés pour surmonter toutes les obstacles et les difficultés durant nos années d'études et de nous avoir éclairés notre chemin afin de réaliser ce modeste travail.

Nous profitons de cette occasion pour vous remercier de votre généreux et grand soutien pour mener à bien ce mémoire de fin d'études qui nous a dirigés, orientés et conseillés, mille mercis à votre bon cœur et à votre personne généreuse, notre professeur :

Samar Mohamed El- Hadi

Nous remercions nos familles respectives, TALHI et MESSAOUDI, de nous avoir encouragés tout le long de la réalisation de ce travail, et plus particulièrement nos parents qui nous ont soutenus et aidés sur tous les plans et à tous les niveaux.

Nous tenons à exprimer notre gratitude à tous nos enseignants.

Enfin nous adressons nos remerciements à toutes les personnes qui ont participé de loin ou de près à la réalisation de ce mémoire.



Sommaire :

Liste des figures	
Liste destableaux.....	
Liste des abréviations.....	
Résumé.....	
ملخص	
Summary	
Introduction générale.....	1

Chapitre I. Présentation de l'entreprise

I.1 Introduction	4
I.2 Présentation de FERTIAL, ANNABA	4
I.2.1. Historique	4
I.2.2. Situation géographique.....	6
I.3 Présentation de la centrale II	6
I.3.1. Introduction	6
I.3.2. Structure de la centrale	6
I.3.2.1. Section de pompage eau de mer	7
I.3.2.2. Section dessalement de l'eau de mer.....	7
I.3.2.3. Section déminéralisation.....	7
I.3.2.4. Section chaudière.....	7
I.3.2.5. Section turbo-alternateur.....	8
I.3.2.6. Section compression d'air	8
I.3.2.7. Circuit de refroidissement.....	8

Chapitre II. Généralités sur le dessalement

II.1. Définition de l'eau de mer.....	10
II.2. Composition de l'eau de mer.....	10
II.3. Utilisation de l'eau dans l'industrie.....	11
II.4. Définition du dessalement.....	12
II.5 . Principe général du dessalement des eaux	12
II.5.1 Alimentation en eau de mer.....	12
II.5.2 Prétraitements	12
II.5.3 Installations du dessalement.....	12
II.5.4 Post-traitements	13
II.6 Les différents procédés du dessalement.....	13

II.6.1	Procédés de distillation thermique	14
a)	Distillation à simple et à multiple effets	14
b)	Multiple effet avec compression de vapeur	15
c)	Distillation par détente successives (procédé flash)	16
II.6.1	Procédés membranaires	17
a)	Osmose inverse.....	17
b)	Distillation par électrodialyse.....	18
II.7	Processus du dessalement appliqué au niveau de la centrale II.....	19
II.7.1	Captation d'eau de mer.....	19
II.7.2	Le pré-traitement	19
II.7.2.1	Pré-traitement physique	19
II.7.2.2	Pré-traitement chimique	20
II.7.3	Le procédés de distillation multi flash MSF (ou par détente successive)	20
II.8	Avantages et inconvénients du multi-flash.....	21
II.9	Conclusion	22

Chapitre III . Partie Expérimentale

III.1	Introduction	24
III.2	Problématique	24
III.3	Calculs les profils des températures	25
III.3.1	Profil de température dans les étages du condenseur (t_i).....	25
III.3.2	Profil de température dans le cellule de flash (T_i)	27
III.4	Calculs les débits	28
III.4.1	Calcul les différents débits du distillat (D_i)	28
III.4.2	Calcul les différents débits de saumure (B_i).....	31
III.5	Calcul les concentrations en sel (x_i).....	32
III.6	Calcul les surfaces d'échange	34
III.6.1	Calcul de surface d'échange du réchauffeur d'eau de mer.....	34
III.6.2	Calcul de surface d'échange du condenseur (préchauffeur d'eau de mer).....	35
III.7	Calcul les Performances du dessaleur	37
III.7.1	Calcul de Performance Ratio (P.R)	37
III.7.2	Calcul du Récupération Ratio (R.R).....	37
III.8	Comparaison des valeurs théoriques avec les valeurs pratiques.....	38
III.8.1	interprétation de résultats.....	38
III.8.2	Conclusion	41
III.9	Les problèmes techniques rencontrés en dessalement.....	41
III.9.1	Problème des gaz incondensables.....	41

III.8.1.1 Protection contre les gaz incondensables.....	43
III.8.2 Problèmes des mousses	43
III.8.2.1 Protection contre le moussage	44
III. .9.3 Problèmes d'encrassement	44
III.9.3.1 Protection contre l'encrassement	45
III. .9.4 Problèmes de corrosion	46
III.9.4.1 Différents types de corrosion.....	48
III. .9.4.2 Protection contre to corrosion.....	49
III.9.5 Problème d'entartrage	49
III.9.5.1 Protection contre l'entartrage.....	49
IV. Conclusion Générale	51
Références bibliographiques.....	53
Annexe.....	55

LISTE DES FIGURES

Chapitre I : Presentation de l'entreprise

Figure I.1: Situation géographique de l'entreprise (Fertial-Annaba).....	5
Figure I.2 : Schéma des structures du complexe.....	5
Figure I.3 : Schéma représentatif de la centrale et utilité II	8

Chapitre II : Généralités sur le dessalement

Figure II.1 : Concentrations des sels dans l'eau de mer.....	11
Figure II.2 : Schéma général de la technique du dessalement de l'eau salée	13
Figure II.3 : Procédés du dessalement industrialisés.....	13
Figure II.4 : Distillation à simple effet (A) et multiple effets(B)	14
Figure II .5 : Distillation par thermo-compression de vapeur à multiple effets.....	15
Figure II.6 : Distillation par compression mécanique de vapeur à multiple effets	16
Figure II.7 : Installation MSF industrielle.....	17
Figure II.8 : Osmose inverse.....	17
Figure II.9 : Procédé du dessalement par électrodialyse.....	18
Figure II.10 : Procédé du dessalement de l'eau de mer	21

Chapitre III : Partie expérimentale

Figure III.1 : Condenseur.....	25
Figure III.2 : Profil de température dans les étages du condenseur.....	27
Figure III.3 : Flash.....	27
Figure III.4 : profil de température dans les cellules de flash.....	28
Figure III.5 : Cellule de flash.....	32
Figure III.6 : Profil de température au niveau du réchauffeur.....	34
Figure III.7 : Profil de température au niveau du condenseur	36
Figure III.8 : Solubilités de l'oxygène et de l'azote dans l'eau de mer.....	42
Figure III .9 : Influence de la température sur la décomposition des bicarbonates... ..	42
Figure III.10 : la mousse de l'eau de mer.....	43
Figure III.11 : Boules du nettoyage Taprogge des tubes du condenseur.....	45
Figure III.12 : Installation du nettoyage des tubes du condenseur par le système Taprogge	45
Figure III.13 : corrosion galvanique.....	46.

Figure III.14 : Corrosion généralisée	47
Figure III.15 : Corrosion par piqûres.....	47
Figure III.16 : Corrosion par crevasses.....	48
Figure III. 17 : Exemple du tartre dans un tuyau.....	49

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre I : Presentation de l'entreprise

Tableau II.1 : composition de l'eau de mer	11
---	----

Chapitre III : Partie expérimentale

Tableau III.1 : les différentes températures des étages du condenseur	26
Tableau III.2 : les différentes températures des cellules de flash... ..	28
Tableau III.3 : les chaleurs spécifiques de l'eau par rapport à sa salinité	29
Tableau III.4 : les différents débits du distillat... ..	30
Tableau III.5 : les différents débits de la saumure.....	32
Tableau III.6 : les différentes concentrations en sel	33
Tableau III.7 : Les valeurs théoriques et pratiques de (A_{ch} , A_{cond} , P.R , R.R , md)	38

LISTE DES ABRÉVIATIONS

TDS : Concentration total des solides dissous

MSF : Multistage flash

MSF - BR : Multistage flash - recycled brine (saumure recyclée)

MSF - OT : Multistage flash - Once through (Une fois à travers)

OI : Osmose inverse

ti : les températures dans les étages du condenseur

Ti : les températures dans les cellules de flash

mf : débit de l'eau de mer entré

mr : débit de la saumure recyclée

Di : les debits de distillat produit dans chaque cellule

md : débit total de distillat produit

Bi : débits de saumure dans chaque cellule

mb : débit de saumure sortant le dessaleur

xi : les concentrations en sel

DTLM : différence de température logarithmique moyenne

hv : chaleur latente de vaporisation

Ach : la surface d'échange dans le rechauffeur d'eau de mer

Acond : la surface d'échange dans le condenseur

BPE : élévation de point d'ébullition

P.R : performance de ratio

R.R : ratio de récupération

ΔT flash : La différence de température entre les cellules de flash

ΔT cond : La différence de température entre les étages du condenseur du condenseur

Cp : capacité calorifique

U : coefficient global de transfert de chaleur

TBT : top brine temperature

Résumé

La sécheresse dans le nord de l'Afrique est un problème chronique qui a des répercussions graves sur les sociétés et les économies de la région. Cette situation est particulièrement aiguë dans les pays du nord en particulier l'Algérie, ce qui a incité les autorités algériennes à chercher d'autres ressources pour garantir l'alimentation potable pour la population. La solution la plus adaptée et qui ne dépend pas des aléas climatiques était le dessalement d'eau de mer qui est un processus qui permet d'obtenir de l'eau douce (potable) à partir d'une eau saumâtre ou salée (eau de mer notamment). Il remplacera les ressources naturelles dans la majorité des villes du nord Algérien. Le littoral de l'Algérie compte 23 stations de dessalement d'eau de mer réparties sur les 14 wilayas côtières qui relèvent du Ministère des Ressources en Eau (MRE). Elles fournissent 18 % de l'eau consommée dans le pays et alimente 6 millions de personnes avec un volume de 2,6 millions m³/jour. Cette étude est axée sur une de ces unités de dessalement qui est l'unité de FERTIAL d'Annaba.

Les mots clés : le dessalement, eau de mer, eau saumâtre, eau potable, FERTIAL

ملخص

يعد الجفاف في شمال أفريقيا مشكلة مزمنة لها آثار خطيرة على مجتمعات المنطقة واقتصاداتها. وهذا الوضع حاد بشكل خاص في بلدان الشمال، وخاصة الجزائر، الأمر الذي دفع السلطات الجزائرية لتبحث عن موارد أخرى لضمان إمدادات المياه الصالحة للشرب للسكان. وكان الحل الأنسب، الذي لا يعتمد على المخاطر المناخية، هو تحلية مياه البحر، وهي عملية تتيح الحصول على مياه عذبة (صالحة للشرب) المياه قليلة الملوحة أو المالحة (مياه البحر على وجه الخصوص). وسوف تحل محل الموارد الطبيعية في غالبية مدن شمال الجزائر. يوجد على الساحل الجزائري 23 محطة لتحلية مياه البحر منتشرة عبر 14 ولاية ساحلية تابعة لوزارة الموارد المائية. هذه المحطات توفر 18٪ من المياه المستهلكة في البلاد وتزود 6 ملايين شخص بـ 2.6 مليون متر مكعب / يوم من الماء الصالح للشرب. تركز هذه الدراسة تركز على إحدى وحدات تحلية مياه البحر هذه وهي وحدة فرتيال بولاية عنابة.

الكلمات المفتاحية: تحلية المياه، مياه البحر، المياه قليلة الملوحة، مياه الشرب، فرتيال

Summary

Drought in northern Africa is a chronic problem that has serious impacts on the region's societies and economies. This situation is particularly acute in northern countries, particularly Algeria, which has prompted Algerian authorities to seek other resources to guarantee water supply potable for the population. The most suitable solution, which does not depend on climatic hazards, was seawater desalination, which is a process that makes it possible to obtain fresh (drinking) water from brackish or salty water (sea water in particular). It will replace natural resources in the majority of cities in northern Algeria. Algeria's coastline has 23 seawater desalination stations spread across the 14 coastal states which fall under the Ministry of Water Resources (MRE). They provide 18% of the water consumed in the country and supply 6 million people with a volume of 2.6 million m³/day. This study focuses on one of these desalination units which is the FERTIAL unit in Annaba.

Key words : desalination, sea water, brackish water, drinking water, FERTIAL

Introduction Générale

Introduction générale

Les ressources en eau utilisables ne sont pas infinies sur terre. Cette prise de conscience du problème de l'eau s'est accentuée avec l'évolution démographique sans précédent sur terre et la demande de plus en plus croissante des industries pour cette denrée qui devient rare. Dans l'industrie, l'eau est employée comme réfrigérant, solvant, diluant ou comme vecteur de dispersion des polluants.

Une des solutions pour pallier ce manque d'eau sont les stations de dessalement. Le dessalement est une technique intéressante au vu de l'abondance de la matière première : l'eau de mer et les eaux saumâtres. Celles-ci permettent de produire de l'eau utilisable par l'homme grâce à des techniques particulières. Ces techniques se distinguent en deux familles: la distillation thermique, et les techniques à membranes. Ces techniques très intéressantes au premier abord posent toutefois des problèmes lors de leurs exploitations et des problèmes pour la protection de l'environnement (les rejets de saumure).

Au niveau du complexe FERTIAL-Annaba, l'unité centrale Utilités, considérée comme le cœur du complexe, utilise comme procédé de dessalement l'évaporation par détente successive (multi flash sous vide). Cette unité a pour rôle principal d'alimenter les autres unités en eau distillée et déminéralisée pour leur différents besoins. Elle est constituée de quatre sections :

- Une section de dessalement.
- Une section de déminéralisation.
- Une section chaudière.
- Une section turbine.

Depuis longtemps les techniciens et les ingénieurs de l'unité centrale utilités ont observé une diminution de la production de l'eau distillée dans la section de dessalement à cause d'une formation excessive de tartre au niveau du réchauffeur de saumure. Ce tartre se forme à partir d'une réaction des ions sulfates avec les ions calcium présents dans l'eau de mer. Il conduit à un bouchage partiel des tubes de l'échangeur provoquant un encrassement de la surface d'échange qui diminue les performances du matériel.

Ce mémoire se présente sous formes de chapitres contenant successivement

- ✚ Un chapitre sur un aperçu général sur le complexe FERTIAL de Annaba.

- ✚ Un deuxième chapitre sur l'eau de mer et les différentes techniques de dessalement (thermique et à membranes) et la section de dessalement au niveau de centrale II-FERTIAL(multi flash) .
- ✚ Un troisième chapitre sur les calculs les différentes températures de chaque cellule de flash et chaque étage du condenseur, les différents débits (débits de saumure recyclé, débits du distillat et débits de saumure dans chaque cellule), les concentrations en sel des différentes saumurees les surfaces d'échanges et les performances (R.Re P.R)e avec une comparaison entre les valeurs réelles et celle du désigne.

Chapitre I : Présentation de L'entreprise

I.1. Introduction

L'usine de Fertial, à Annaba ont besoin, comme toute entreprise industrielle d'ailleurs de l'eau pour le fonctionnement de ses unités de production. et de fait que son tissu industriel est localisé à quelques mètres de la mer méditerranéenne, Fertial a installé ses unités de dessalement d'eau de mer et de distillation au niveau de l'usine. Cette proximité inépuisable d'eau permet de répondre suffisamment à tous les besoin de l'unité de production pour le dessalement est multi-flash. On utilise aussi le procédé de thermo compression ont de production unitaire 200m³/h.

L'eau de mer contient une salinité plus élevée qui rend quasiment impossible son utilisation directe. Pour qu'elle devienne exploitablee cette eau subit plusieurs opérations qui permettent de réduire sa salinité à des taux plus bas. C'est ce qu'on appelle communément le processus du dessalement d'eau de mer que Fertial maîtrise parfaitement au niveau de l'usine.

I.2 Présentation de FERTIAL, ANNABA

I.2.1 Historique

Le complexe d'engrais phosphatés et azotés d'Annaba a été construit en 1972 parla société **SONATRACH** dans le but de satisfaire les besoins du pays en fertilisants et éventuellement exporter les excédents.

En 1997 **L'E.P.E ASMIDAL** a retenu dans son plan de restructuration la filialisation des deux plates-formes de production d'Annaba et d'Arze e c'est ainsi qu'en l'an 2000 les filiales Alzofert (**Arzew**) et Fertial (**Annaba**) ont vu le jour.

Le 04/08/2005, **ASMIDAL** et le **Groupe Vilar Mir** (Espagnol) ont conclu un accord de partenariat pour les deux plates-formes (**Arzew**) et (**Annaba**) réservant une majorité de 66% à la partie espagnole.

I.2.2 Situation géographique (Voir figure I-01)

L'usine est située à 04 km à l'est de la ville d'Annabae elle est limitée par :

- L'Oued Seybouse et la cité Sidi Salem à l'Este
- La cité Seybouse à l'Oueste
- La mer méditerranée au Nord,
- La route nationale n°44 et la plaine d'Annaba au Sud.

Chapitre I :Présentation de L'entreprise



Figure I.1: Situation géographique de l'entreprise (Fertial-Annaba).

Il compose de 4 structures : structure d'ammoniac structure NINA, structure des engrais et structure des utilités.(Figure I.2).

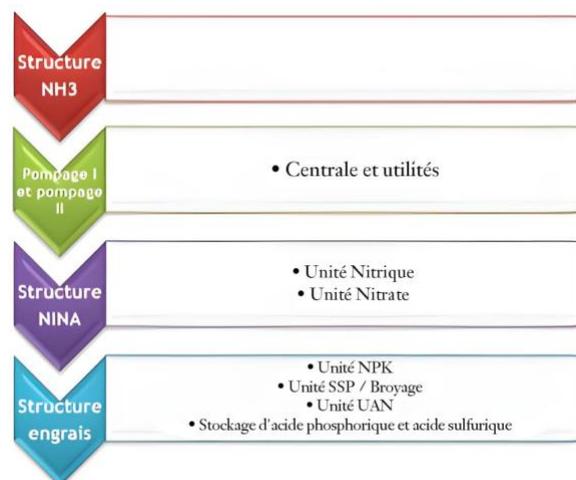


Figure I.2 : Schéma des structures du complexe.

I.3 Présentation de la centrale II

I.3.1 Introduction

La centrale est une unité motrice et primordiale pour complexe de production. Elle a pour but de satisfaire les besoins du complexe en matières d'utilités, telles que : eau de mer, eau industrielle (eau dessalée), eau déminéralisée, vapeur (haute pression, moyenne pression, basse pression), énergie électrique et air (instruments et services).

Au niveau de la Centrale utilité IIe l'eau de mer subit une chaîne de traitement pour qu'elle puisse être utilisée comme une eau d'alimentation des chaudières. Les étapes de traitement d'une eau de mer sont illustrées ci-dessous :

- Filtration et chloration d'eau de mer ;
- Dessalement d'eau de mer ;
- Déminéralisation de l'eau dessalée;
- Traitement physique et chimique.

I.3.2 Structure de la centrale :

Elle composée des sections suivantes :

I.3.2.1 Section de pompage eau de mer :

Cette section a pour but de satisfaire au complexe une eau de mer pur et dans les conditions.

Ceci est réalisé par le pompage d'eau de mer du port /STATION DE POMPAGE/ au complexe dans les conditions de pression et de débit demandé.

L'eau de mer provenant du porte pénètre dans le cheminée d'équilibre puis diverse à travers des fenêtres qui sont placées à des hauteurs lieu étudiées en fonction des débits et des priorités.

Un comparativement est prévu pour le rejet du surplus d'eau de mer à la mer.

I.3.2.2 Section dessalement de l'eau de mer :

Il existe 4 blocs de dessalement eau de mer de débit 200t/h par unité. Fonctionnant avec système de distillation (multi-flash) et éject-compréhension.

L'eau distillée produit est stockée dans des bacs de réserve.

I.3.2.3 Section déminéralisation :

Il existe deux chaînes de traitement des eaux chaque chaîne est composée d'un filtre à charbon actif et d'un échangeur d'ions à lit mixte la chaîne devra traiter un débit de 70 m³/h d'eau déminéralisée.

I.3.2.4 Section chaudière :

Cette section est composée de trois chaudières deux (bab-cook) et l'autre « standard kecal » de production de vapeur de : 720 tonne/h unité de pression 40 bar et t= 420°c.

La vapeur produite passe par barillet comme moyen de distribution à travers le complexe cette vapeur est présentée au consommateur à différente pression (40 bar, 13 bar, 0,7 bar) par détente.

I.3.2.5 Section turbo-alternateur :

Une partie la vapeur produite passe par une turbine qui fais tourner un alternateur produisant de l'électricité (5e5kv) par la transformation d'énergie thermique en énergie mécanique dans la turbine.

Cette section est composée de deux groupes :

- **Turbine à contre-presion**

Cette turbine produit une puissance de 10MvAe à partir d'un travail fournie par la vapeur 40 bar et d'étend jusqu'à la pression d'échappement de 0,7 bar, qui peut être réutilisé dans le procédé.

Chapitre I :Présentation de L'entreprise

• Turbine à condensation

Production de 18Mv. La vapeur d'échappement passe directement vers le condenseur avec l'utilisation d'une conduite de soutirage à pression de 5 bare avec une production en électricité 7,3MW.

I.2.3.6 Section compression d'air :

Cette section a pour but de satisfaire le complexe d'air comprimé (air de reserve et instrumentation).

Il existe 3 compresseurs à double étage et effet, débit 1070 Nm³ par unité.

Une partie de cet air est utilisée comme air de réserve, l'autre pas à travers des sécheurs d'air pour être utilisé comme air d'instrumentation.

I.3.2.7 Circuit de refroidissement :

Cette section a pour but de présenter une eau industrielle refroidie pour être utilisée comme source froide pour les échangeurs du procédé de la centrale.

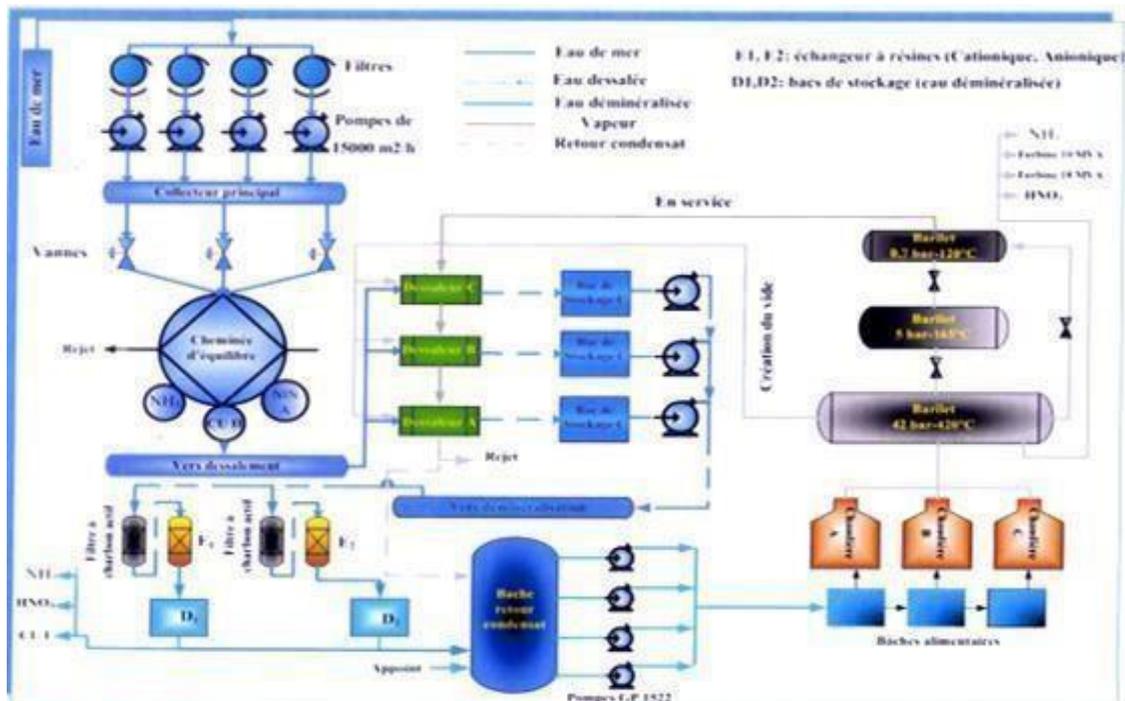


Figure I.3 : Schéma représentatif de la centrale et utilité II

Chapitre II :

Généralités sur le

Dessalement

II.1 Définition de l'eau de mer

L'eau de mer est l'eau salée des milieux marins et océaniques. Elle est une solution complexe qui contient tous les éléments essentiels la vie (calcium, silicium, carbone, azote, phosphore, oligo-éléments) et des matières organiques (teneur comprise entre 0,5 et 2 mg) [1].

II.2 Composition de l'eau de mer

L'eau de mer est constituée essentiellement d'eau pure (H_2O), mais contient tout de même une concentration en sels excessive ainsi que de diverses substances en faible quantité pour la consommation et l'agriculture.

L'eau de mer est considérée comme une solution de onze constituants majeurs qui sont par ordre décroissant d'importance, le chlorure (Cl^-), l'ion sodium (Na^+), le sulfate, l'ion magnésium (Mg^{2+}) et l'ion calcium (Ca^{2+}) et l'ion potassium's (K^+), le bicarbonate (HCO_3^-), le bromure (B^-), l'acide borique, le carbonate (CO_3^{2-}) et le fluorure (F^-).

Les deux principaux sels sont (Na^+) et (Cl^-), qui en s'associant forment le chlorure de sodium principal constituant du « sel marin », que l'on extrait dans les marais salants pour obtenir du sel alimentaire.

Les gaz dissous comprennent principalement : 64% d'azote, 34% d'oxygène, 1,8% de dioxyde de carbone (soit 60 fois la proportion de ce gaz dans l'atmosphère terrestre) [1].

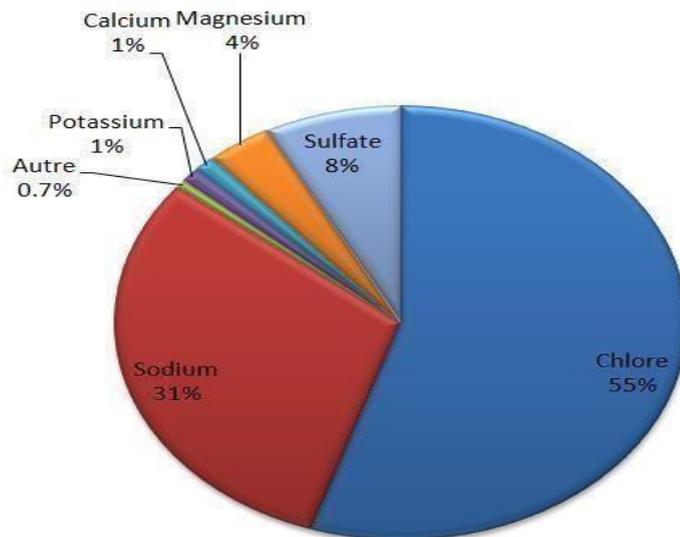
Les nombreux oligo-éléments sont importants pour l'équilibre du milieu marin. Présents à des concentrations infimes, certains sont toxiques à hautes doses. C'est le cas de l'arsenic, du mercure ou encore du plomb.

La composition de l'eau de mer est toujours la même. Seule la quantité des sels dissous varie en fonction du relief, de l'environnement ou du climat.

Chapitre II : Généralités sur le Dessalement

Tableau II.1 : composition de l'eau de mer

<i>principaux constituants de l'eau de mer (d'après DEGENS, 1989)</i>		
	ion	g/L
Sodium	Na ⁺	10,56
Magnésium	Mg ²⁺	1,27
Calcium	Ca ²⁺	0,40
Potassium	K ⁺	0,38
Strontium	Sr ²⁺	0,013
Chlorure	Cl ⁻	18,98
Sulfate	SO ₄ ²⁻	2,65
Hydrogénocarbonate	HCO ₃ ⁻	0,14
Bromure	Br ⁻	0,065
Fluore	F ⁻	0,001



Sels dans l'eau de mer

Figure II.1- Concentrations des sels dans l'eau de mer

II.3 Utilisation de l'eau dans l'industrie :

L'eau est l'une des matières nécessaires utilisée dans l'industrie peut être utilisée comme suit :

- Refroidissement ou lavage des boîtes métalliques ;
- Pour la protection contre l'incendie dans les secteurs non alimentaires ;
- Pour l'arrosage des déchets ;
- Pour l'échange thermique, soit par contact direct ou indirect ;
- Matière première dans divers procédés ex : production de vapeur .

II.4 Définition du Dessalement

Le Dessalement est le processus d'élimination des solides dissous de l'eau de mer et de l'eau saumâtre pour produire de l'eau potable. La quantité de sel dans l'eau est généralement décrite par la concentration du total des solides dissous (TDS) dans l'eau. Le TDS se réfère à la somme de tous les minéraux métaux cations et anions dissous dans l'eau ce qui définit la salinité de l'eau [2].

II.5 Principe général de Dessalement des eaux

On peut diviser une installation de Dessalement en 4 postes principaux comme illustré dans la Figure II.2.

II.5.1 Alimentation en eau de mer

Elle peut s'effectuer soit par prise directe soit par puits côtiers. Ce dernier système permet d'obtenir une eau non turbide ce qui soulage les prétraitements.

II.5.2 Prétraitements

Différents prétraitements sont mis en opération avant le traitement principal de Dessalement :

- La chloration qui bloque la prolifération des organismes vivants ; elle évite également l'obstruction des conduits

- La filtration qui protège les pompes et assure le bon fonctionnement des pulvérisateurs

Les antitartres pour empêcher la précipitation du carbonate de calcium qui se dépose sur la paroi des échangeurs et qui réduit le transfert de chaleur.

II.5.3 Installations du Dessalement

- Procédés de distillation : L'eau de mer chauffée produit de la vapeur d'eau qui se condense pour obtenir de l'eau pure.
- Procédés membranaires : l'eau et les sels dissous sont séparés au moyen de membranes poreuses sélectives.

II.5.4 Post-traitements

Permet la potabilisation de l'eau en sortie de l'installation de dessalement en la rendant minéralisée. Ceci se fait en deux étapes:

- On corrige la corrosivité par ajout de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ou de CaCO_3
- On désinfecte l'eau en sortie de l'usine pour garantir sa qualité (pas de microorganismes) [3].



Figure II.2 : Schéma général de la technique du dessalement de l'eau salée

II.6 Les différents procédés du dessalement

Pour dessaler l'eau il existe diverses techniques certaines sont adaptées à un environnement plutôt qu'un autre. Ces techniques sont regroupées en deux familles : les procédés de distillation thermique et les procédés membranaires

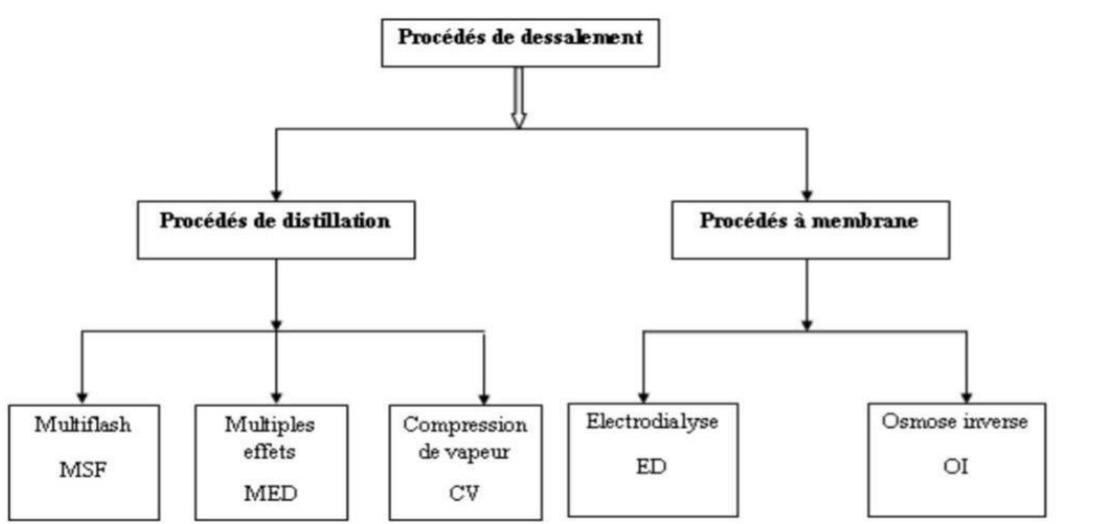


Figure II.3 : Procédés du dessalement industrialisés

II.6.1 Procédés de distillation thermique

a) Distillation à simple et à multiple effets (Figure II.4)

La distillation à simple effet est une technique longtemps utilisée sur les navires où les moteurs diesel émettent une quantité significative de chaleur récupérable. Son principe se base sur la reproduction du cycle naturel de l'eau. Dans une enceinte fermée, un serpentin de chauffage porte à ébullition l'eau de mer. La vapeur produite se condense au contact d'un deuxième serpentin alimenté par l'eau de mer froide. Un éjecteur (ou une pompe) évacue les gaz incondensables. Un groupe électropompe soutire le distillat (eau condensée) et l'eau de mer concentrée ou saumure [4].

En juxtaposant plusieurs cellules ou effets qui fonctionnent selon le principe de l'effet simple on obtient ainsi un système à multiple effets. L'une des caractéristiques de ce système est la diminution progressive de la pression et de la température d'évaporation à travers les différents effets. Cela permet ainsi la circulation de la vapeur produite d'un effet vers un autre sans composant intermédiaire. Dans un effet l'énergie nécessaire à l'évaporation de l'eau de mer provient de la vapeur de l'effet qui le précède. Ce procédé se répète jusqu'au dernier dont la vapeur se condense grâce à un condenseur. Le condenseur final réchauffe l'eau de mer dont une partie alimente l'unité de dessalement et le reste est rejeté à la mer.

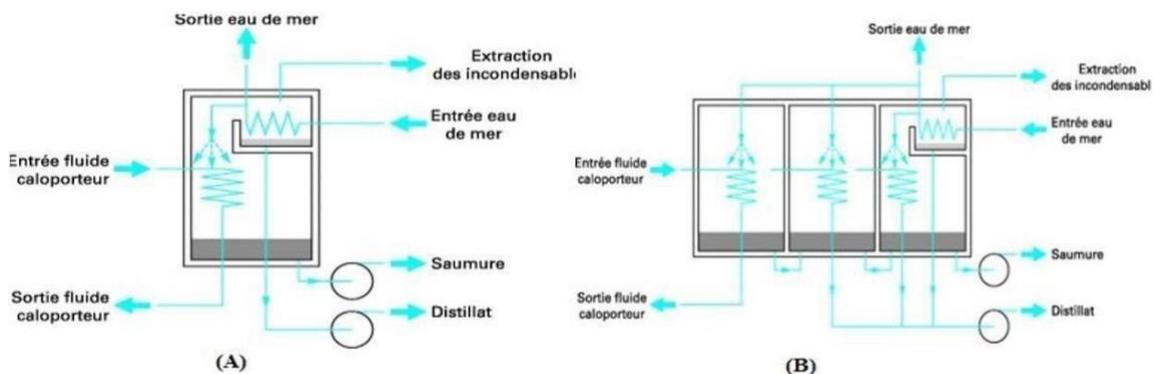


Figure II.4- Distillation à simple effet (A) et multiple effets(B) [4]

b) Multiple effet avec compression de vapeur

Le dessalement par compression de vapeur consiste à comprimer une partie ou toute la vapeur issue d'un effet afin d'augmenter son énergie. Elle est ensuite réintroduite dans la même enceinte comme source d'énergie. En se condensant elle permet ainsi l'évaporation de l'eau de mer. La compression peut se faire soit par un éjecteur, on parle alors de thermo compression (**Figure II.5**) ou grâce à un compresseur il s'agit alors du dessalement par compression mécanique de vapeur (**Figure II.6**).

Le principe de fonctionnement du système est similaire à celui de la distillation à multiple effets décrit plus haut. Dans le cadre d'une distillation par compression de vapeur en plus de l'unité de dessalement un éjecteur ou un compresseur est utilisé pour la compression.

Lorsqu'un éjecteur est utilisé l'apport d'une vapeur motrice est nécessaire afin d'entraîner seulement une partie de la vapeur issue du dernier effet avant condensation. Le compresseur quant à lui comprime toute la vapeur du dernier effet pour alimenter l'unité de dessalement.

La compression mécanique de la vapeur ne requiert aucune source thermique externe. [4]

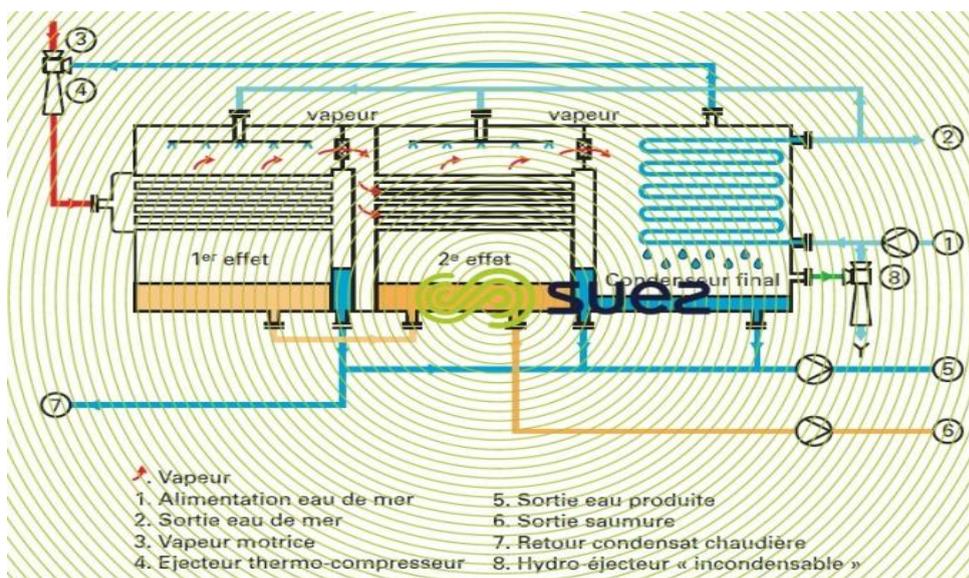


Figure II .5- Distillation par thermo-compression de vapeur à multiple effets

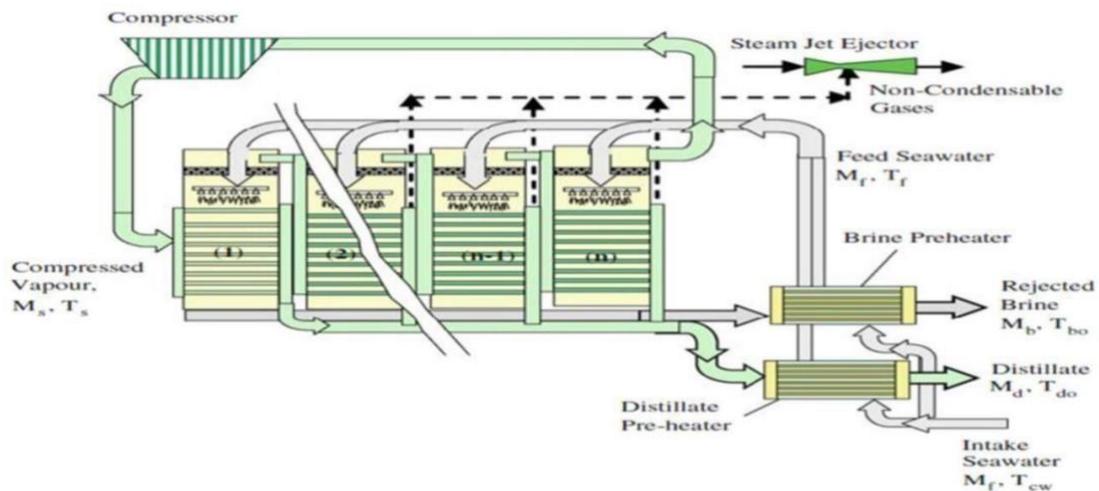


Figure II.6- Distillation par compression mécanique de vapeur à multiple effets

c) Distillation par détente successives (procédé flash)

L'eau de mer prétraitée est introduite à une température T_0 dans les condensateurs placés en série dans une succession de chambres. Cette eau s'échauffe dans ces condenseurs jusqu'à une température T_1 puis elle est introduite dans un réchauffeur qui l'élève à une température T_{max} . Le réchauffeur est alimenté par de la vapeur d'une chaudière ou l'échappement de l'eau de mer chaude est introduite dans le bas de la première chambre où règne une pression inférieure à celle de saturation de la vapeur. Il en résulte une vaporisation instantanée appelée « flash » : la vapeur produite va se condenser sur la surface du condenseur. Le condensat de cette vapeur va se condenser sous le condenseur et produit de l'eau douce de la 1^{ère} chambre.

Ce phénomène se produit jusqu'à la n ème chambre. Les températures des chambres vont en décroissant et par conséquent les pressions aussi. Ce sont les écarts de pression qui autorisent ce processus. L'installation fonctionne sous vide, tout au moins pour les chambres d'une température inférieure à 100 °C. Il y a toujours des entrées d'air inévitables ainsi que du CO_2 dû à la décomposition des ions bicarbonates qui se dégagent dans les chambres. Un système extrait en permanence les gaz incondensables.

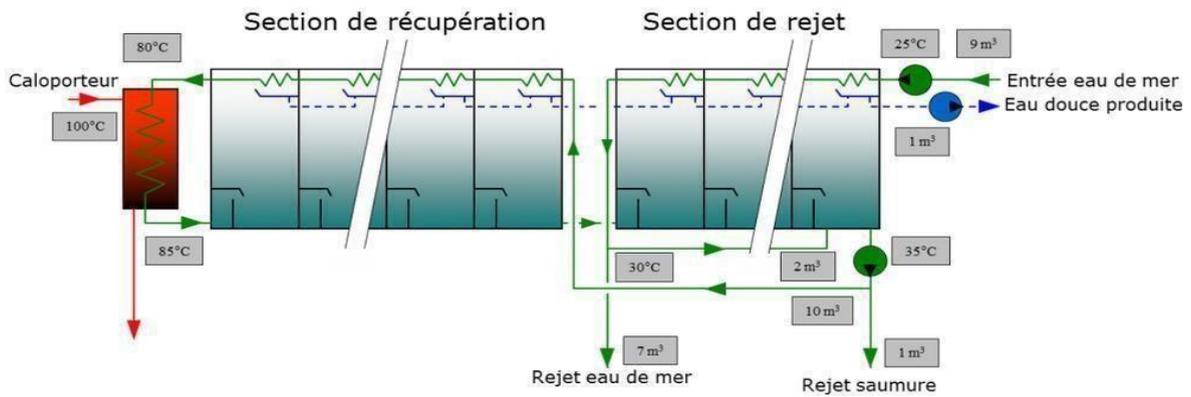


Figure II.7- Installation MSF industrielle

II.6.2. Procédés membranaires

c) Osmose inverse

L'osmose inverse est un procédé de séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes semi-perméables sous l'action de pression (50 à 80 bars pour le traitement de l'eau de mer). Ce procédé (**Figure II.8**) fonctionne à température ambiante et n'implique pas de changement de phase. Les membranes polymères utilisées laissent passer les molécules d'eau et ne laissent pas passer les particules, les sels dissous, les molécules organiques de 107 nm de taille.

L'énergie requise par l'osmose inverse est uniquement l'énergie électrique consommée principalement par les pompes haute pression. La teneur en sels de l'eau osmosée de 0,5 g/L.

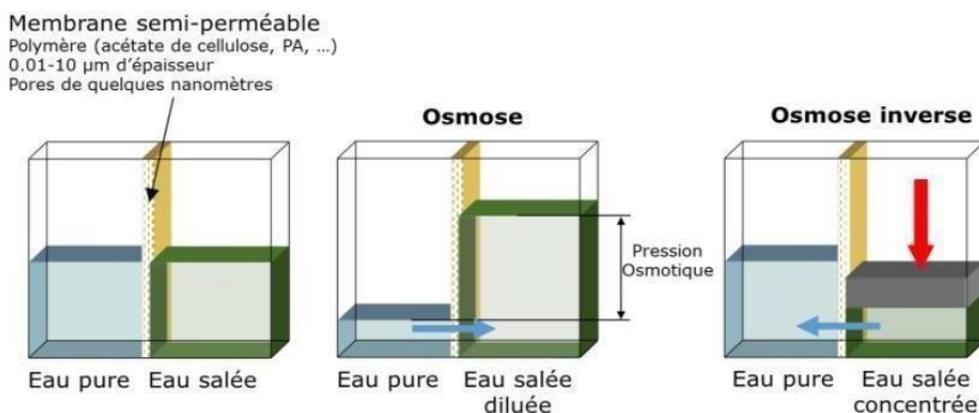


Figure II.8- Osmose inverse

d) Distillation par électrodialyse

L'électrodialyse est une technique électro-membranaire qui permet un transfert sélectif des ions à travers des membranes à perméabilité sélective sous l'action d'un champ électrique.

Le fonctionnement d'un système par électrodialyse est basé sur les principes suivants :

- La plupart des sels dissous dans l'eau sont des ions chargés négativement ou positivement.
- Les électrons migrent à travers une électrode dans le sens contraire des charges électriques.
- Des membranes peuvent être construites pour permettre un transfert sélectif des ions négatifs ou positifs. C'est donc un procédé électrochimique qui permet d'extraire les ions (atomes chargés positivement ou négativement) d'une solution en les déplaçant. Par exemple, par électrodialyse, on peut extraire les ions Na^+ et Cl^- de l'eau de mer. Ce procédé fonctionne avec un appareil nommé électro-dialyseur et illustre dans la figure suivante :

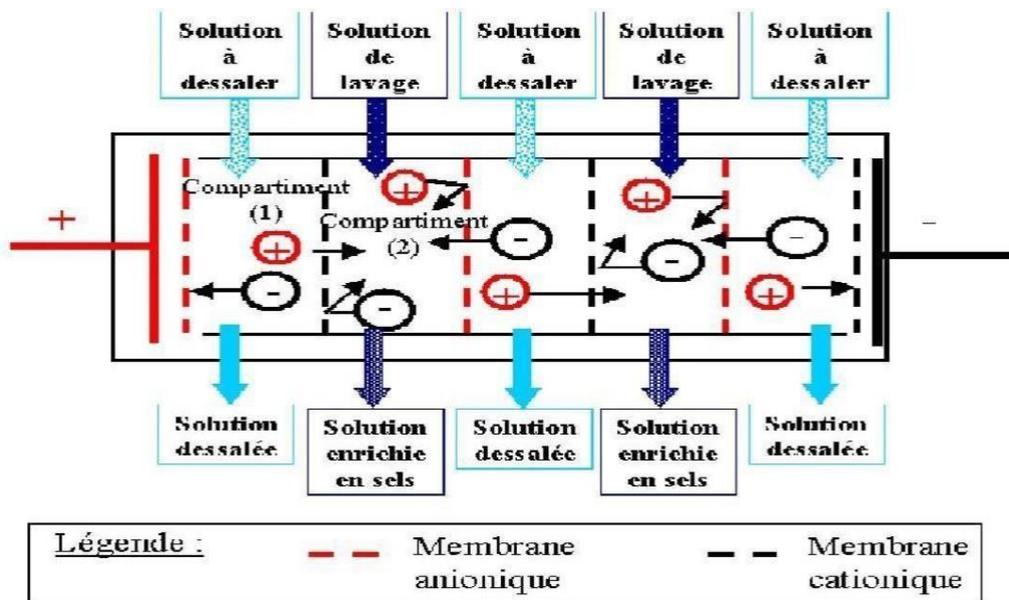


Figure II.9- Procédé de dessalement par électrodialyse

II.7 Processus du dessalement appliqué au niveau de la centrale II

II.7.1. Captation d'eau de mer

La première opération s'effectue au niveau de « la tour de captage de l'eau de mer » qui consiste à pomper l'eau de mer et passe par un réseau de distribution constitué de trois conduites dont le diamètre nominal intérieur est de 1.5 mètre et de 3.5 kilomètres de longueur depuis la mer jusqu'à l'usine avec une température entre 24°C et 27°C et 35 g/L de concentration en sel et avec une pression de 2.7 bars.

II.7.2. Le pré-traitement

C'est la deuxième étape du processus de dessalement dont le but est d'éliminer :
Les solides en suspension, les matières organiques et les micro-organismes.

Cette étape comporte deux types de pré-traitements :

II.7.2.1. Pré-traitement physique

C'est un traitement destiné à éliminer fondamentalement les éléments solides, les algues et la matière organique.

- 1. Le dégrillage :** destiné à piéger les matières plus ou moins volumineuses pour protéger la central contre l'arrivée intempestive de gros objet susceptible de provoquer des bouchages dans les unités de l'installation.
- 2. Le dessablage :** est une opération qui consiste à enlever le sable, le gravier, et des particules minérales pour épurer l'eau pour protéger les pompes et éviter les dépôts dans les canaux et les conduites.
- 3. La filtration :** c'est un processus d'épuration des matières en suspension dans l'eau qui permet de séparer les particules organique et minéral par l'utilisation des filtres rotatifs.

4. La stabilisation : il est réalisé par 4 pompes centrifuges de débit unitaire 15000 m³/h .qui envoient l'eau de mer vers une cheminée d'équilibre munie de trois compartiments qui alimentent les unités consommatrices à la demande.

II.7.2. Pré-traitement chimique

le prétraitement chimique consiste à :

1. La chloration

Ajout de chlore ou de produits chlorés (comme le dioxyde de chlore) pour désinfecter l'eau et éliminer les microorganismes qui pourraient entraîner des bio-encrassements.

2. La Déchloration

Après la chloration, il est souvent nécessaire de neutraliser le chlore résiduel avec des agents comme le bisulfite de sodium pour éviter la corrosion des équipements métalliques.[5].

II.7.3. le procédés de distillation multi flash MSF (ou par détente successive)

Ce procédé a été développé dans les années 70 et est actuellement la technique la plus répandue dans les stations à grande production. Le principe de cette technique (**Figure II.10**) est le suivant:

L'eau de mer est chauffée à 88°C dans des conduits. Elle est ensuite envoyée dans un container à faible pression. L'eau est alors immédiatement transformée en vapeur par détente appelée Flash. La vapeur résultante va entrer au contact des premiers conduits dans lesquels passe l'eau de mer. Ces conduits, froids, vont alors provoquer la condensation de cette vapeur qui est alors récupérée à l'état aqueux. L'eau qui ne se sera pas évaporée dans ce container sera récupérée puis transférée dans un deuxième compartiment du même type ayant une pression atmosphérique moindre par rapport au premier. L'opération est alors répétée plusieurs fois d'où le nom de multi flash. (Il existe des usines de dessalement dans lesquels l'opération se répète dans 40 compartiments) [6]

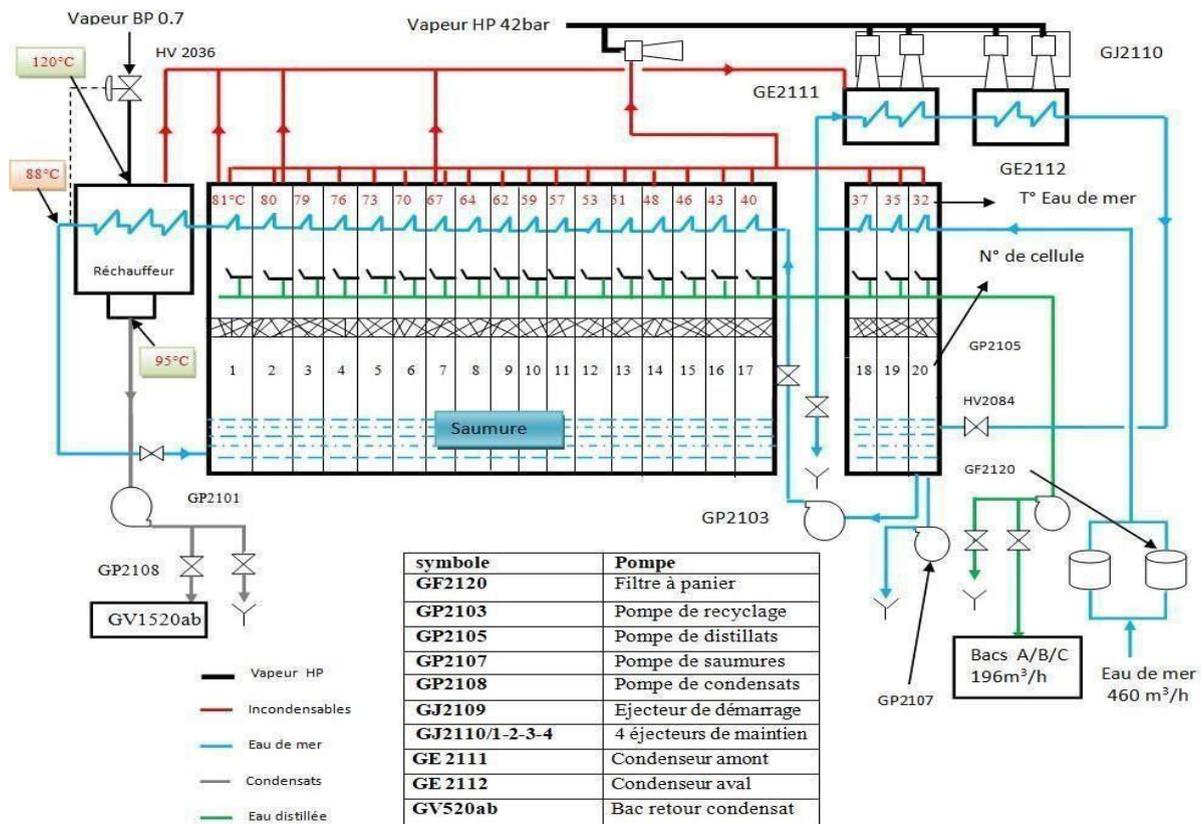


Figure II.10- Procédé du dessalement de l'eau de mer

II.8 Avantages et inconvénients du multi-flash

Le multiple flash se présente comme étant flexible à la salinité de l'eau d'alimentation.

Il partage certains avantages avec les multiples effets : un degré de pureté d'eau élevé moins de 30 ppme une grande capacité d'eau de production. Il bénéficie d'expertises avérées dans le domaine, car étant le plus utilisé parmi les systèmes de dessalement thermique et fait l'objet de plusieurs travaux scientifiques.

Les inconvénients liés à ce système portent essentiellement sur le rapport de production jugé faible des coûts d'exploitation et d'investissement élevée des exigences élevées de construction. Une très faible souplesse dans le fonctionnement notamment avec un grand débit d'eau d'alimentation alors que le rapport de production est faible.

II.9 Conclusion

En conclusion, le dessaleur multi-flash est une technologie efficace de dessalement de l'eau de mer qui utilise le principe de l'évaporation multiple pour produire de l'eau douce à partir de l'eau de mer. Cependant, il présente certains défis, notamment le risque d'encrassement et d'entartrage des équipements, ainsi que la nécessité d'une surveillance et d'un entretien réguliers pour maintenir des performances optimales.

Malgré ces défis, le dessaleur multi-flash offre de nombreux avantages, tels qu'une grande capacité de traitement, une faible consommation énergétique par unité d'eau produite et une flexibilité opérationnelle. En utilisant des stratégies appropriées de prétraitement, de contrôle des conditions opérationnelles et de maintenance préventive, il est possible de minimiser les problèmes potentiels et d'assurer le bon fonctionnement du système de dessalement multi-flash.[7]

Dans un contexte mondial de stress hydrique croissant, le dessalement de l'eau de mer devient de plus en plus important pour répondre aux besoins en eau douce des populations et des industries. Le dessaleur multi-flash, avec ses avantages et ses défis, représente une option importante dans le portefeuille des technologies de dessalement et continuera à jouer un rôle crucial dans la sécurisation de l'approvisionnement en eau douce dans le monde entier.

Chapitre III :

Partie

Expérimentale

III.1 Introduction :

Notre étude est basée sur le dessaleur de FERTIAL (multi-flash), Ce procédé consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée du chauffage ; par l'éjecteur lorsqu'elle atteint une température de l'ordre de 85°C, elle est introduit dans une enceinte (ou cellule) où règne une pression réduite (sous vide). Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash. une fraction de l'eau s'évapore puis va se condenser sur les tubes condenseur placés en haut de la cellule. Le distillat est recueilli dans des réceptacles (pot de recueillement) en dessous des tubes. C'est la saumure chauffée à travers un échangeur par de la vapeur saturée. Le phénomène de flash se poursuit de cellule à cellule où règne une pression décroissant. La vaporisation de l'eau est ainsi réalisée par détente successives dans une série de cellule où règnent de la pression de plus en plus réduites.

Le dessaleur comporte 20 cellules successives dans l'unité de dessalement de l'eau de mer (Centrale II-FERTIAL).

L'objectif de ce travail est de pouvoir calculer : les différentes températures de chaque cellule de flash et chaque étage du condenseur, les différents débits (débits de saumure recyclé, débits du distillat et débits de saumure dans chaque cellule), les concentrations en sel des différentes saumurees les surfaces d'échanges et les performances (R.R et P.R).

III.2 Problématique :

Le calcul des différents paramètres opératoires tels que : les températures au niveau des différents étages du condenseur et des différentes cellules de flash, les surfaces d'échanges permettent de suivre le bon déroulement du procédé de dessalement et de contrôler l'encrassement, l'entartage des surfaces d'échange et la corrosion, et bien sûr les performances...etc. De contrôler aussi la production du distillat et celui de la saumure. De minimiser la consommation de la vapeur saturée au niveau du réchauffeur de saumure. De régler si c'est possible les appareils (instrumentation) de contrôle des paramètres opératoires et détecter les écarts. Nous avons calculé ces différents paramètres opératoires par des formules analytiques. L'écart entre ces valeurs nous renseignent sur le fonctionnement du dessaleur.

III.3 Calculs des profils des températures :

III.3 .1. Profil de température dans les étages du condenseur (ti):

Hypothèse: le décroissement de la température est linéaire.

- Calcul de (t_1) ; la température de l'eau de mer quittant la première cellule du condenseur :

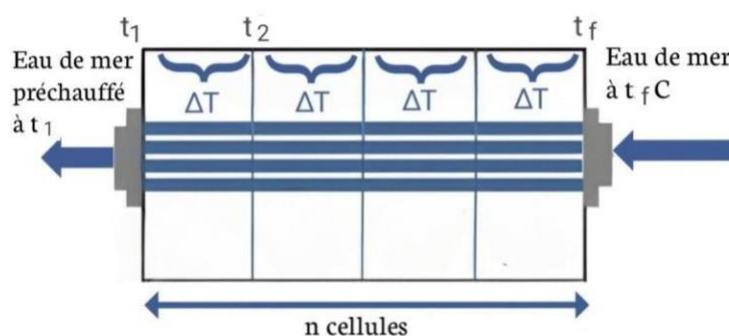


Figure III.1 : condenseur

• le nombre des cellules du condenseur est le même que le nombre des cellules du flash ;

$n = 20$

• Pour calculer (t_1) on a l'expression suivante :

$$t_1 = t_f + n \Delta T_{\text{cond}} \quad (\text{Eq.1})$$

- t_1 : la température de l'eau de mer quittant le condenseur
- t_f : la température de l'eau de mer entrant dans le condenseur ; $t_f = 18^\circ\text{C}$

Remarque : ΔT du condenseur est égal à ΔT du flash ; $\Delta T_{\text{condenseur}} = \Delta T_{\text{flash}}$

• Calcul de ΔT entre cellule de flash:

On a :

$$\Delta T_{\text{flash}} = (T_{\text{entrée}} - T_{\text{sortie}}) / n_{\text{cellules}} \quad (\text{Eq.2})$$

Avec :

- $T_{\text{entrée}} = T_0$: température haut de saumure; (high brine temperature), $T_0 = 85^\circ\text{C}$

Chapitre III : Partie Expérimentale

- $T_{\text{sortie}} = T_n$: température basse de saumure (BTB); bottom brine

température, $T_n = 25^\circ\text{C}$ Donc :

$$\Delta T_{\text{flash}} = (T_0 - T_n) / n_{\text{cellules}}$$

• Application numérique :

$$\Delta T_{\text{flash}} = (85 - 25) / 20$$

$$\Delta T_{\text{flash}} = 3^\circ\text{C}$$

Donc :

$$t_1 = t_f + n\Delta T_{\text{cond}} = 18 + 20 \cdot (3)$$

$$t_1 = 78^\circ\text{C}$$

• Pour calculer t_2 : ΔT est la différence de températures entrant et sortant d'une seule cellule

Donc :

$$t_2 = t_1 - \Delta T_{\text{cond}}$$

Et d'après (Eq.1) : $t_2 = (t_f + n\Delta T_{\text{cond}}) - \Delta T_{\text{cond}} = t_f + \Delta T_{\text{cond}} (n - 1)$

D'où l'expression généralisée suivante :

$$t_i = t_f + \Delta T_{\text{cond}} (n - (i - 1)) \quad (\text{Eq.3})$$

• Exemple de calcul :

$$t_2 = t_f + \Delta T_{\text{cond}} (20 - (2 - 1)) = 18 + (3) \cdot (20 - 1)$$

$$t_2 = 75^\circ\text{C}$$

• On calcule le reste des températures avec (Eq.3) et les résultats sont regroupés dans le tableau III.1 : (les températures sont en $^\circ\text{C}$)

Tableau III.1 : les différentes températures des étages du condenseur

t₁	t₂	t₃	t₄	t₅	t₆	t₇	t₈	t₉	t₁₀
78	75	72	69	66	63	60	57	54	51
t₁₁	t₁₂	t₁₃	t₁₄	t₁₅	t₁₆	t₁₇	t₁₈	t₁₉	t₂₀
48	45	42	39	36	33	30	27	24	21

- La température d'eau de mer entrant dans le condenseur est calculée comme suit :

$$t_{21} = t_{20} - \Delta T_{\text{cond}} = 21 - 3 = 18^\circ\text{C} = t_f$$

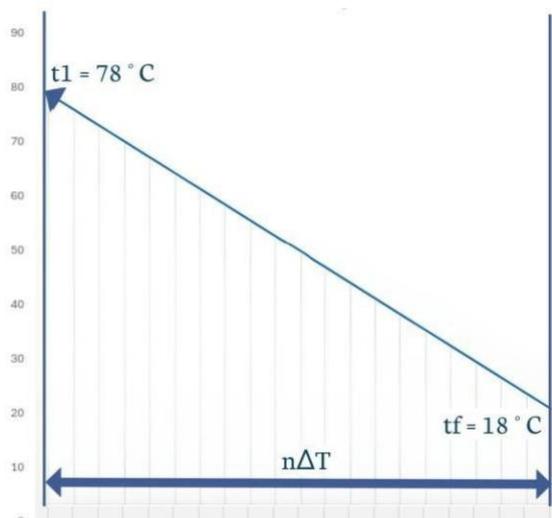


Figure III.2 : Profil de température dans les étages du condenseur

III.3.2. Profil de température dans les cellules de flash (T_i) :

On a : $T_0 = 85^\circ\text{C}$, $T_n = T_{20} = 25^\circ\text{C}$, $\Delta T_{\text{flash}} = 3^\circ\text{C}$

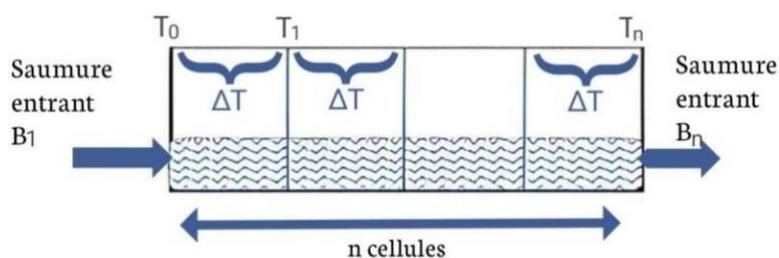


Figure III.3 : Flash

- D'après figure III.3 :

$$T_1 = T_0 - \Delta T_{\text{flash}} \quad \text{et} \quad T_2 = T_1 - 2\Delta T_{\text{flash}}$$

Nous pouvons calculer ces températures avec l'expression suivante :

$$T_i = T_0 - i\Delta T_{\text{flash}}. \tag{Eq.4}$$

Exemple de calcul :

- $T_1 = T_0 - \Delta T_{\text{flash}} = 85 - (3) ; \quad T_1 = 82^\circ\text{C}$
- $T_2 = T_0 - 2\Delta T_{\text{flash}} = 85 - 2(3) ; \quad T_2 = 79^\circ\text{C}$

Chapitre III : Partie Expérimentale

• On calcule le reste des températures avec (Eq.4) et les résultats sont illustrées dans le tableau

III.2 : (les températures sont en °C)

Tableau III.2 : les différentes températures des cellules de flash

T₁	T₂	T₂	T₄	T₅	T₆	T₇	T₈	T₉	T₁₀
82	79	76	73	70	67	64	61	58	55
T₁₁	T₁₂	T₁₃	T₁₄	T₁₅	T₁₆	T₁₇	T₁₈	T₁₉	T₂₀
52	49	46	43	40	37	34	31	28	25

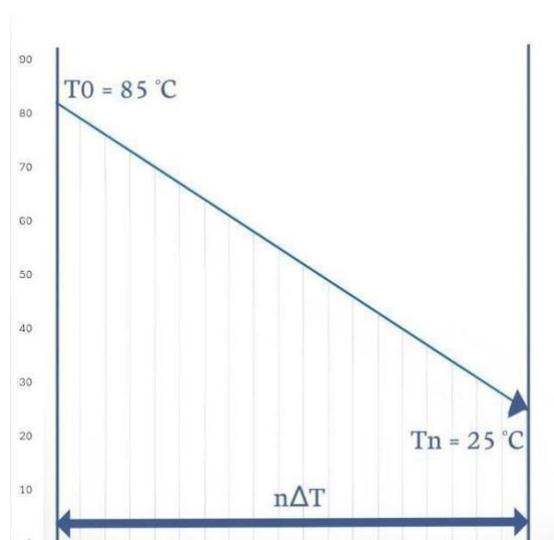


Figure III.4 : profil de température dans les cellules de flash

III.4 Calculs des débits :

III.4.1. Calcul des différents débits du distillat (Di):

III.4.1.a. Calcul du débit de saumure recyclée:

- La valeur de débit de saumure recyclé (m_r) est déterminée par la quantité de chaleur ajoutée dans le réchauffeur, ce paramètre est calculé avec l'expression suivante:

Chapitre III : Partie Expérimentale

$$m_r = (m_v \cdot h_v) / (C_{p_{\text{eau de mer}}} \cdot (T_0 - t_1)) \quad (\text{Eq.5})$$

Avec :

- m_v : le débit de vapeur saturée injectée dans le réchauffeur.
 $m_v = 25 \text{ T/h}$

$$T_v = 92^\circ\text{C} \text{ et } P = 0,7 \text{ bar}$$

- P : pression de vapeur saturée
 - T_v : température de vapeur saturée
 - h_v : chaleur latente de vaporisation à 92°C
- D'après les tables thermodynamique de vapeur d'eau saturée (perry)

$$h_v^{92^\circ\text{C}} = 2274,05 \text{ kJ/kg d'eau}$$

- C_p : chaleur spécifique de l'eau de mer à une concentration en sel de :

$$x_f = 35000 \text{ ppm} = 35 \text{ g/L}$$

Tableau III.3: les chaleurs spécifiques de l'eau par rapport à sa salinité

	Eau pure	Eau de mer à 35 g/l	Eau de mer concentrée 2 fois
Chaleur spécifique à 25°C en $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot^\circ\text{C}^{-1}$ ($\text{kcal}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot^\circ\text{C}^{-1}$)	4,178 (0,998)	4,035 (0,964)	3,851 (0,920)

- D'après tableau III.3 :

$$C_p^{35\text{g/l}} : 4.035 \text{ kJ/kg.k}$$

Application numérique :

$$m_r = (m_v \cdot h_v) / (C_{p_{\text{eau de mer}}} \cdot (T_0 - t_1)) = (25 \cdot 10^3 \cdot 2274,05) / (4,035 \cdot (85 - 78)) = 2012789,78 \text{ Kg/h}$$

Débit de saumure :

$$m_r = 2012,789 \text{ T/h}$$

- Bilan énergétique première cellule de flash :

- D'après la figure :

$$m_r \cdot C_p \cdot \Delta T = D_i \cdot h_v \quad (\text{Eq.6})$$

- h_v : chaleur latente de vaporisation à une température d'ébullition moyenne.

La température d'ébullition moyenne est calculée comme suit :

Chapitre III : Partie Expérimentale

$$T_{\text{moy.eb}} = (T_0 + T_n)/2 = (85+25)/2 = 55^\circ\text{C}$$

D'après les tables thermodynamique de vapeur d'eau (perry)

$$h_v^{55^\circ\text{C}} = 2369,5 \text{ kJ/kg}$$

➤ Le rapport de chaleur latente :

$$Y = \frac{C_p \cdot \Delta T}{h_v} = \frac{D_i}{m_r} \text{ où } D_1 = Y \cdot m_r$$

Qui implique :

$$D_2 = Y \cdot (m_r - D_1) = Y \cdot (m_r - (Y \cdot m_r)) = Y \cdot m_r (1 - Y)$$

• Donc en général :

$$D_i = Y \cdot m_r (1 - Y) (i - 1) \quad (\text{Eq.7})$$

➤ Le débit de distillat total est donné par l'expression suivante :

$$m_d = m_r (1 - (1 - Y)^n) \quad (\text{Eq.8})$$

Application numérique :

$$Y = C_p \cdot \Delta T / h_v = (4,035 \cdot 3) / 2369,5$$

$$Y = 0,0051$$

Exemple de calcul des débits du distillat :

➤ $D_1 = Y \cdot m_r = 0,0051 \cdot (2012,789)$

$$D_1 = 10,265 \text{ T/h}$$

➤ $D_2 = Y \cdot m_r (1 - Y) = 0,0051 \cdot 2012,789 (1 - 0,0051)$

$$D_2 = 10,212 \text{ T/h}$$

• On calcule le reste des débits avec (Eq.7) et les résultats sont regroupées dans le tableau

III.4: (les débits sont en **T/h**)

Tableau III.4 : les différents débits du distillat

D₁	D₂	D₂	D₄	D₅	D₆	D₇	D₈	D₉	D₁₀
10,265	10,212	10,160	10,108	10,057	10,006	9,955	9,904	9,853	9,803
D₁₁	D₁₂	D₁₃	D₁₄	D₁₅	D₁₆	D₁₇	D₁₈	D₁₉	D₂₀
9.753	9.703	9,654	9,605	9,556	9,507	9,458	9,410	9,362	9,314

- Débit total de distillat :

$$md = \sum D_i = mr (1 - (1 - Y)^n)$$

$$md = 2012,789 (1 - (1 - 0,0051)^{20})$$

md = 195,655 T/h

Remarque : Réellement, la quantité de distillat produite dans le dessaleur de FERTIAL dans ces conditions est de $md = 145$ T/h qui est relativement proche à la valeur théorique ; l'écart est dû à l'encrassement, une perte thermique, des pertes de charge et la présence de gaz incondensable.

II.4.2 Calculs des différents débits de saumure (Bi) :

- Bilan global :

$$Mr = md + mb = \sum D_i + mb$$

Donc :

$$mb = mr - \sum D_i$$

Calcul du débit de saumure sortie 1^{ère} et deuxième cellule

$$B_1 = mr - D_1 \text{ et } B_2 = mr - (D_1 + D_2)$$

D'où l'expression générale pour le calcul des différents débits de saumure pour différentes cellule

$$B_i = mr - \sum_{k=1}^i D_k \quad (\text{Eq.9})$$

- En général :

Exemple de calcul :

➤ $B_1 = mr - D_1 = 2012,789 - 10,265$

$$B_1 = 2002,524 \text{ T/h}$$

➤ $B_2 = mr - (D_1 + D_2) = 2012,789 - (10,265 + 10,212)$

$$B_2 = 1992,311 \text{ T/h}$$

- On calcule le reste des débits avec (Eq.9) et les résultats sont illustrées dans le tableau III.5: (les débits sont en T/h)

Tableau III.5 : les différents débits de la saumure

B₁	B₂	B₃	B₄	B₅
2002,524	1992,311	1982,151	1972,042	1961,984
B₆	B₇	B₈	B₉	B₁₀
1951,978	1942,023	1932,119	1922,265	1912,462
B₁₁	B₁₂	B₁₃	B₁₄	B₁₅
1902,708	1893,004	1883,35	1873,745	1864,188
B₁₆	B₁₇	B₁₈	B₁₉	B₂₀
1854,682	1845,223	1835,812	1826,45	1817,175

- Donc la saumure quittant la dernière cellule du flash est de : $m_b = 1817,135$ T/h

III.5 Calculs des concentrations en sel (xi) :

- Calcul des différentes concentrations en sel :

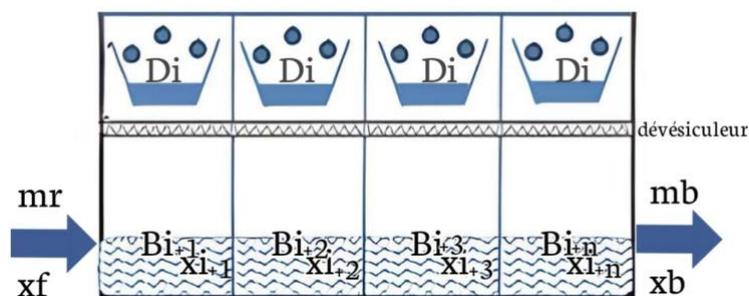


Figure III.5: Cellule de flash

- Bilan partiel entre la première et la dernière cellule :

$$m_r \cdot x_f = m_b \cdot x_b$$

Chapitre III : Partie Expérimentale

Bilan partiel entre la première cellule et la ième cellule

$$B_i \cdot x_i = m_r \cdot x_f$$

$$x_i = (m_r \cdot x_f) / B_i \quad (\text{Eq.10})$$

D'où :

Exemple de calcul :

$$\text{➤ } x_1 = (m_r \cdot x_f) / B_1 = (2012,789 \cdot 35) / 2002,524$$

$$x_1 = 35,179 \text{ g/l}$$

$$\text{➤ } x_2 = (m_r \cdot x_f) / B_2 = (2012,789 \cdot 35) / 1992,311$$

$$x_2 = 35,359 \text{ g/l}$$

- On calcule le reste des concentrations avec (Eq.10) et les résultats sont regroupées dans le tableau **III.6**: (les concentrations sont en g/l)

Tableau III.6: les différentes concentrations en sel

X1	X2	X3	X4	X5
35,179	35,359	35,54	35,723	35,906
X6	X7	X8	X9	X10
36,09	36,275	36,461	36,648	36,836
X11	X12	X13	X14	X15
37,024	37,214	37,405	37,597	37,789
X16	X17	X18	X19	X20
37,993	38,178	38,37	38,57	38,768

La saumure quitte la dernière cellule du flash avec une concentration en sel de $x = 38,768$ g/l

III.6. Calculs des surfaces d'échange :

III.6.1 Calcul de surface d'échange du réchauffeur d'eau de mer :

On a l'expression :

$$m_v \cdot h_v = m_r \cdot C_{p_{\text{eau de mer}}} (T_0 - t_1) = U_{\text{eau de mer}} \cdot A_{ch} \cdot (\text{DTLM}) \quad (\text{Eq.10})$$

Avec :

- m_v : débit de vapeur d'eau saturée ; $m_v = 25 \text{ T/h} = 25 \cdot 1000/3600 = 6,944 \text{ kg/s}$
- h_v : chaleur latente de vaporisation à 92°C ; $h_v^{92^\circ\text{C}} = 2274,05 \text{ kJ/kg}$

$$\text{Et : } T_v = 92^\circ\text{C} , C_p = 4,035 \text{ kJ/kg.k}$$

- A_{ch} : surface d'échange du réchauffeur d'eau de mer en m^2
- $U_{\text{eau de mer}}$: coefficient globale du transfert de chaleur

$$U = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} T_v + 1,5971 \cdot 10^{-5} \cdot (T_v^2) \cdot 10^{-7} (T_v^3)$$

$$U = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} (92) + 1,5971 \cdot 10^{-5} \cdot (92)^2 \cdot 10^{-7} (92)^3$$

$$U = 1,99 \text{ kw/m}^2.\text{k} \approx 2 \text{ kW/m}^2.\text{k}$$

$$\text{Donc : } U = 2 \text{ kW/m}^2.\text{k}$$

(DTLM) : différence de température logarithmique moyenne donnée par l'expression suivante :

$$(\text{DTLM}) = \frac{(T_v - T_0) - (T_v - t_1)}{\ln \left(\frac{T_v - T_0}{T_v - t_1} \right)} \quad (\text{Eq.11})$$

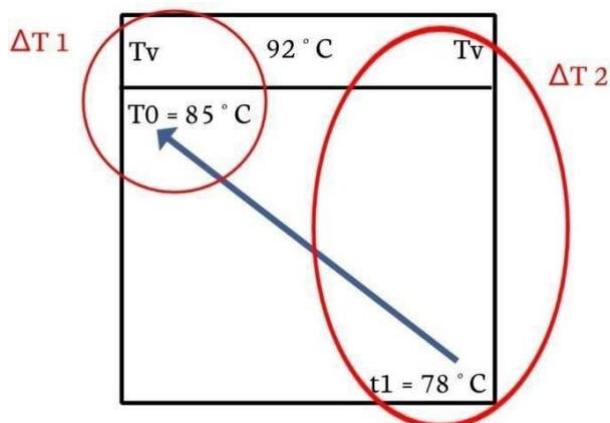


Figure III.6 : Profil de température au niveau du réchauffeur

Application numérique :

$$(\text{DTLM}) = \frac{(92 - 85) - (92 - 78)}{\ln\left(\frac{92 - 85}{92 - 78}\right)}$$

$$(\text{DTLM}) = 10,09 \text{ } ^\circ\text{C} = 283,09 \text{ K}$$

➤ D'après (Eq.10) :

$$\underline{mv \cdot hv} = U_{\text{eau de mer}} \cdot \text{Ach} \cdot (\text{DTLM}) \gg \text{Ach} = (\underline{mv \cdot hv}) / [U_{\text{eau de mer}} \cdot (\text{DTLM})]$$

Application numérique :

$$\text{Ach} = (6,944 \cdot 2274,05) / (283,09)$$

$$\text{Ach} = 27,8922 \text{ m}^2$$

III.6.2 Calcul de surface d'échange du condenseur (préchauffeur d'eau de mer):

On a :

$$\underline{md \cdot hv} = \underline{mr \cdot Cp_{\text{eau de mer}}(t1 - tf)} = U_{\text{eau de mer}} \cdot A_{\text{cond}} (\text{DTLM}). \quad (\text{Eq.12})$$

Avec :

- h_v : la chaleur latente de vaporisation à (- 0,92 bar) (le vide dans les cellules du flash).

D'après les tables thermodynamique de vapeur d'eau saturée: $h_v^{-0,92\text{bar}} = 2503 \text{ kJ/ kg}$

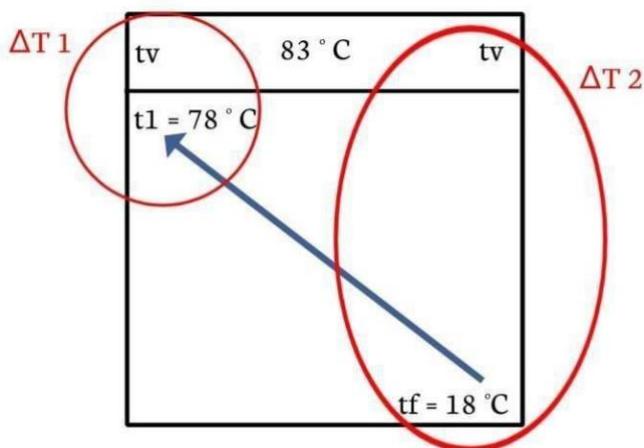
- A_{conf} : surface d'échange du condenseur (préchauffeur d'eau de mer) en m^2 .
- md : le débit total de distillat produite ; $md = 195,655 \text{ T/h} = 54,348 \text{ Kg/s}$
- U_{cond} est identique à $U_{\text{eau de mer}}$; $U_{\text{cond}} = 2 \text{ kW/m}^2\cdot\text{k}$

L'expression de (DTLM) :

$$(\text{DTLM}) = \frac{(tv - t1) - (tv - tf)}{\ln\left(\frac{tv - t1}{tv - tf}\right)} \quad (\text{Eq.13})$$

avec : $T_0 = t_v + \text{BPE}$ (Eq.14)

BPE : élévation de point d'ébullition BPE = 2°C



Donc :

Figure III.7 : Profil de température au niveau du condenseur

$$t_v = T_0 - \text{BPE} = 85 - 2 \quad ; \quad t_v = 83 \text{ °C}$$

Application numérique :

$$(\text{DTLM}) = \frac{(83 - 78) - (83 - 18)}{\ln\left(\frac{83 - 78}{83 - 18}\right)}$$

$$(\text{DTLM}) = 23,39 \text{ °C} = 296,39 \text{ K}$$

D'après (Eq.12) :

$$A_{\text{cond}} = m \cdot h_v / (U_{\text{cond}} \cdot \text{DTLM}) = (54,1 \cdot 2503) / (2 \cdot 296,39)$$

$$A_{\text{cond}} = 228,436 \text{ m}^2$$

III.7 Calculs des performances du dessaleur :

III.7.1. Calcul de Performance Ratio (P.R) :

Avec l'expression suivante :

$$P.R = \frac{\text{quantité d'eau distillée produite}}{\text{quantité de vapeur saturée consommée au niveau du réchauffeur d'eau de mer}}$$

Donc :

$$P.R = md / mv \quad (\text{Eq.15})$$

Avec :

- $md = 195,655 \text{ T/h}$
- $mv = 25 \text{ T/h}$

Application numérique :

$$P.R = 195,655 / 25$$

$$P.R = 7,82$$

Le taux de performance est acceptable car généralement ce taux doit être compris entre 6 et 10, (Manuel opératoire Fertial).

III.7.2 Calcul de Récupération Ratio (R.R)

• L'expression suivante :

$$R.R = \frac{\text{quantité du distillat produit}}{\text{débit de saumure recyclée + débit de distillat produit}} \times 100$$

D'où $mr = 2012,789 \text{ T/h}$, donc :

$$R.R = [md / (mr + md)] \cdot 100 \quad (\text{Eq.16})$$

Application numérique :

$$R.R = [195,655 / (2012,789+195,655)] \cdot 100$$

$$R.R = 8,859$$

Le taux de récupération est dans les normes car il est dans la fourchette entre 7 et 12 (manuel opératoire Fertial).

III.8 Comparaison entre les valeurs théoriques et les valeurs pratiques

Pour calculer les valeurs pratiques, nous utilisons les mêmes équations que celles utilisées précédemment, en changeant uniquement la valeur théorique du distillat produit avec la valeur pratique qui est $md = 145 \text{ m}^3/\text{h}$ les valeurs théoriques et pratiques de A_{ch} , A_{cond} , P.R, R.R, md sont listées dans le tableau ci-dessus :

Tableau III. : Les valeurs théoriques et pratiques de (A_{ch} , A_{cond} , P.R, R.R, md)

	A_{ch}	A_{cond}	P.R	R.R	md
Valeur théorique	27.8922 m ²	229.48 m ²	7.826	8.859	195.65m ³ /h
Valeur pratique	27.8922 m ²	170.07 m ²	5.8	6.71	145 m ³ /h

III.8.1. Interprétation des résultats:

A partir du tableau on remarque que :

- la valeur théorique de A_{ch} qui le surface d'échange du réchauffeur est identique avec la valeur pratique, ce que indique que les conditions réelles n'ont pas dévié de la conception théorique qui indique de conditions d'exploitation contrôlée de matériaux de haute qualité et de bonne maintenance et de modélisation précise.
- Par contre le surface d'échange du condenseur et le ratio de performance et le ratio de récupération et le débit de distillat produit, les valeurs pratique de ces derniers sont inférieures à les valeurs théoriques Cela peut être dû à plusieurs facteurs, nous pouvons souligner quelques-uns des plus importants tels que :

❖ Problèmes de conception ou de fabrication :

- Sous-dimensionnement ou surdimensionnement : Les surfaces d'échange thermique pourraient ne pas être optimisées pour les conditions réelles d'exploitation. [8]
- Matériaux : Utilisation de matériaux dont la conductivité thermique est inférieure à celle prévue.[9]

❖ Conditions d'exploitation :

- Température et pression : Les conditions réelles de température et de pression peuvent être différentes de celles prévues, affectant les performances thermiques.[10]
- Débit de fluide : Variations dans le débit du fluide à travers le système peuvent entraîner des performances différentes.[11]

❖ Perte de chaleur :

- Isolation inadéquate : Perte de chaleur excessive due à une isolation thermique insuffisante.[12]
- Fuites thermiques : Présence de fuites dans le système conduisant à des pertes de chaleur.[13]

❖ Problèmes mécaniques :

- Encrassement ou dépôts : Accumulation de dépôts sur les surfaces d'échange thermique réduisant l'efficacité.[10]
- Usure et corrosion: Usure des composants ou corrosion réduisant la surface effective d'échange.[14]

❖ Qualité de l'eau :

- Salinité et impuretés : La qualité de l'eau alimentée dans le système peut affecter l'efficacité des échanges thermiques et la récupération du distillat. [15]

❖ Écarts dans les hypothèses théoriques :

- Hypothèses simplificatrices : Les modèles théoriques peuvent utiliser des hypothèses simplificatrices qui ne capturent pas toutes les complexités des conditions réelles.[12]
- Erreur de modélisation : Des erreurs dans les modèles théoriques ou les calculs peuvent conduire à des écarts par rapport aux valeurs pratiques.[13]

❖ Maintenance et exploitation :

- Maintenance inadéquate : Maintenance insuffisante ou inappropriée des équipements peut affecter leur performance.[10]
- Opération sous-optimale : Les opérateurs peuvent ne pas suivre les meilleures pratiques d'exploitation ou ne pas ajuster correctement les paramètres de fonctionnement.[14]

➤ **On peut estimer que le principal facteur pourrait être *l'entartrage et l'encrassement* qui est très fréquents dans les unités de dessalement et pouvant entraîner une réduction de la surface d'échange thermique et des performances de ces unités. L'entartrage et l'encrassement peut être causé par diverses raisons telles que :**

Chapitre III : Partie Expérimentale

- Concentration des Sels :

Au fur et à mesure que l'eau de mer est chauffée et que la vapeur est condensée la concentration en sels augmente dans la saumure restante. Lorsque la concentration dépasse la solubilité de certains sels (comme le carbonate de calcium ou le sulfate de calcium), ceux-ci précipitent et se déposent sur les surfaces d'échange thermique.[10]

- Température Élevée :

Les températures élevées dans les unités MSF favorisent la précipitation de sels solubles. La solubilité de certains composés diminue avec l'augmentation de la température conduisant à la formation de dépôts solides. [16]

- Impuretés de l'Eau d'Alimentation :

La présence de matières organiques, de micro-organismes et d'autres impuretés dans l'eau d'alimentation peut contribuer à l'encrassement. Les matières organiques peuvent se décomposer et former des dépôts, tandis que les micro-organismes peuvent se multiplier et créer des biofilms. [17]

- Qualité de l'Eau de Mer:

La qualité variable de l'eau de mer incluant des concentrations fluctuantes en sels et en matières solides, peut influencer la formation de tartre et d'encrassement. Les périodes de forte turbidité ou de pollution peuvent aggraver ces phénomènes.[15]

- Réactions Chimiques :

Les réactions chimiques entre les différents composants de l'eau de mer comme la réaction du bicarbonate de calcium avec le dioxyde de carbone pour former du carbonate de calcium, peuvent entraîner des dépôts. De plus l'utilisation de certains produits chimiques dans le traitement de l'eau peut induire des réactions secondaires non souhaitées.[11]

- Vitesse du Flux :

Une vitesse de flux inadéquate peut également favoriser l'encrassement. Des vitesses trop basses permettent aux particules en suspension de se déposer, tandis que des vitesses trop élevées peuvent entraîner l'érosion des surfaces et la libération de particules qui se redéposent ailleurs.[10]

III.8.2. Conclusion :

L'entartrage et l'encrassement sont des facteurs importants à considérer pour expliquer les écarts entre les performances théoriques et pratiques d'un système de distillation. Une analyse approfondie réel est nécessaire pour identifier les facteurs exacts qui affectent les performances de l'unité de dessalement. Une gestion efficace de ces problèmes peut grandement améliorer l'efficacité et la fiabilité du système et pour une meilleure production à l'avenir.

III.9 Les problèmes techniques rencontrés en dessalement :

Le mouvement de l'eau dans le dessaleur pose de nombreux problèmes à cause de sa composition à savoir :

III.9.1 Le problème des gaz incondensables

Une installation de dessalement d'eau de mer est traversée par un débit d'eau de mer important qui, sous l'action de la chaleur, se dégaze en libérant de l'air, du gaz carbonique et éventuellement des gaz tels que H₂S.

Les solubilités de l'oxygène et de l'azote dans l'eau de mer en fonction de la température sont données par Figure III.8..

Sous l'action de la température, les ions bicarbonates se décomposent suivant la réaction :

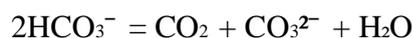


Figure III.9 donne la quantité de CO₂ libéré par m³ d'eau douce en fonction de la température de tête TBT (top brine temperature) [18].

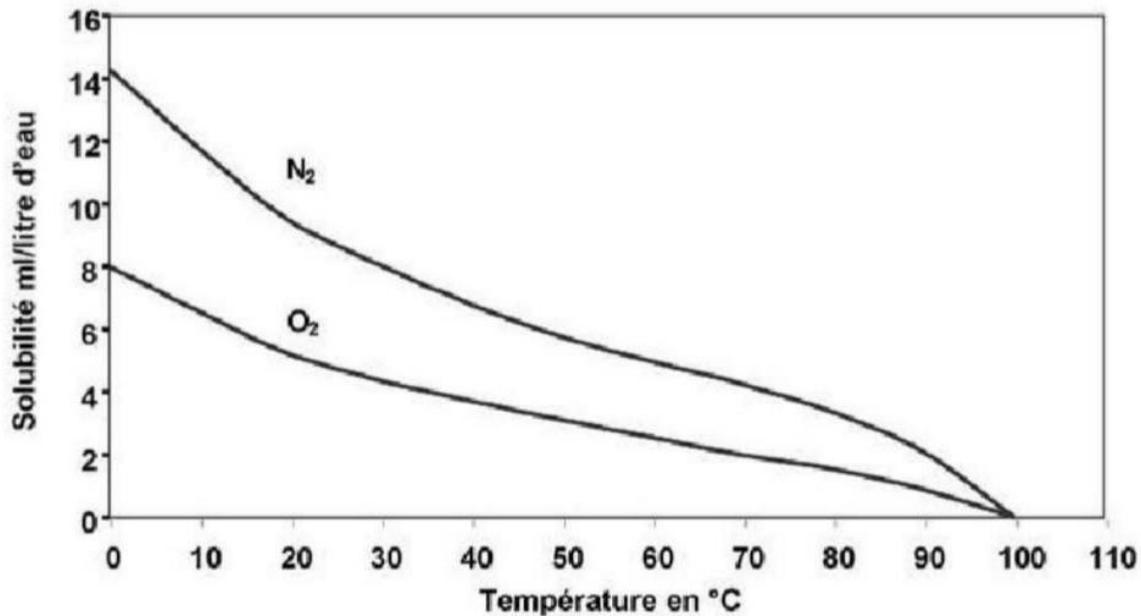


Figure III.8 : Solubilités de l'oxygène et de l'azote dans l'eau de mer.

Les gaz incondensables provoquent :

- une diminution des coefficients d'échange de chaleur ;
- des problèmes de corrosion.

Aussi est-il indispensable d'assurer leur extraction au moyen soit d'une pompe à air, soit d'un éjecteur à eau ou à vapeur si les débits à extraire sont importants

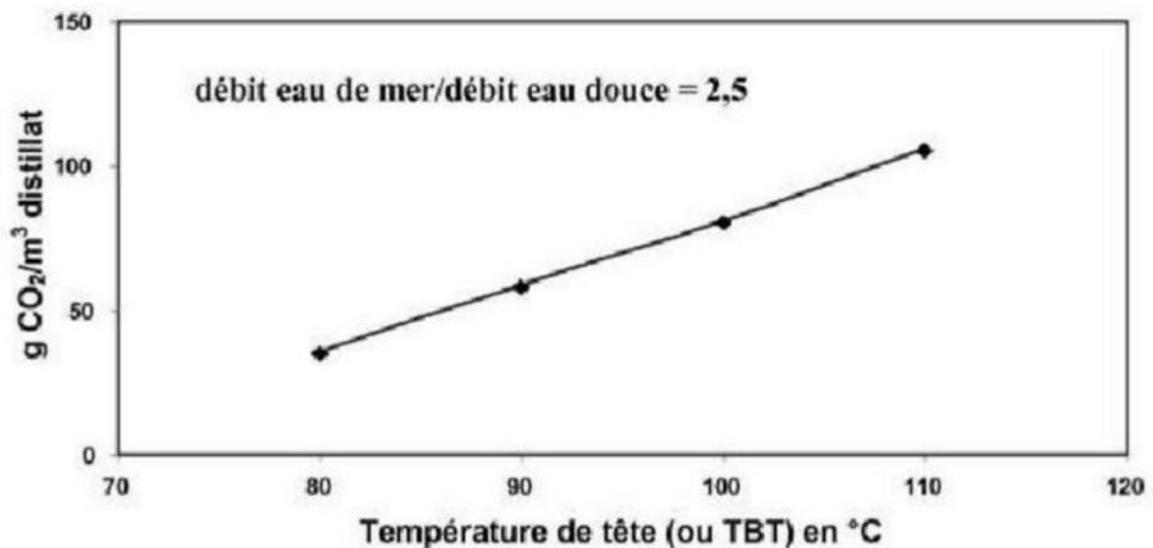


Figure III.9 : Influence de la température sur la décomposition des bicarbonates.

III.9.1.1 La protection contre les gaz incondensables

La protection contre les gaz incondensables dans les installations de dessalement implique généralement l'utilisation de dispositifs de dégazage pour éliminer les gaz non condensables du système. Cela peut inclure l'installation de dégazeurs sous vide ou l'utilisation de techniques de prétraitement pour éliminer les gaz dissous avant le processus de dessalement. De plus, une conception appropriée des équipements et des systèmes de contrôle peut aider à minimiser la formation et l'accumulation de gaz incondensables.[19]

III.9.2 Le problèmes des mousses :

Le problème des mousses peut survenir dans les procédés de dessalement, en particulier dans les systèmes utilisant des techniques d'évaporation ou de traitement chimique. Les mousses peuvent se former à partir de composés organiques ou inorganiques présents dans l'eau d'alimentation, ainsi que de produits chimiques ajoutés pendant le processus. Elles peuvent entraîner une réduction de l'efficacité du processus en bloquant les surfaces de transfert de chaleur ou en perturbant les opérations de séparation. Pour contrôler les mousses, des agents anti-mousses peuvent être ajoutés au système ou des techniques de contrôle de la température et de la chimie de l'eau peuvent être utilisées.



Figure III.10 : la mousse de l'eau de mer

III.9.2.1 Protection contre le moussage :

Pour protéger les systèmes de dessalement contre la formation de mousse, plusieurs mesures peuvent être prises :

1. Contrôle de la qualité de l'eau d'alimentation : En éliminant les contaminants organiques et inorganiques présents dans l'eau d'alimentation, on peut réduire la formation de mousse.

2. Utilisation d'agents anti-mousse : Des agents anti-mousses spécialement conçus peuvent être ajoutés au système pour prévenir la formation de mousse. Ces agents peuvent agir en modifiant les propriétés de surface de l'eau pour empêcher la formation de bulles.

3. Contrôle de la température et de la pression : Maintenir des conditions de température et de pression appropriées dans le système peut contribuer à réduire la formation de mousse en limitant les conditions favorables à sa formation.

4. Nettoyage régulier : Un programme de nettoyage régulier des équipements peut aider à éliminer les accumulations de matières organiques et inorganiques qui pourraient favoriser la formation de mousse.[20]

III.9.3 Problèmes d'encrassement :

Le prétraitement de l'eau de mer avant distillation est relativement simple : une filtration et une chloration afin d'éviter le développement de micro-organismes marins sont en général suffisants. Une teneur en matières en suspension de plusieurs centaines de ppm est en général admise. Ceci peut provoquer un encrassement progressif des tubes de condenseurs. Le nettoyage de la surface interne des tubes peut se faire au moyen d'une circulation de boules de caoutchouc spongieux (figure III.14) .



Figure III.11: Boules de nettoyage Taprogge des tubes du condenseur.

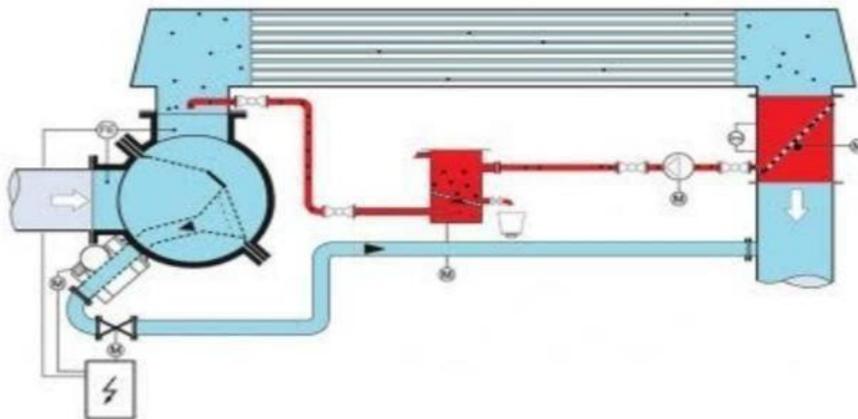


Figure III.12: Installation de nettoyage de tubes du condenseur par le système Taprogge.

III.9.3.1 Protection contre l'encrassement :

Pour prévenir l'encrassement dans les dessaleurs multi-flash, plusieurs stratégies peuvent être utilisées :

1. **Contrôle de la température et de la pression** : Maintenir des conditions de température et de pression appropriées dans le système pour minimiser la précipitation des sels et réduire la formation d'encrassement.

2. **Utilisation de prétraitements chimiques** : Ajouter des produits chimiques inhibiteurs de précipitation pour empêcher la formation de dépôts solides dans les étages de flash.
3. **Nettoyage régulier** : Effectuer des nettoyages réguliers des échangeurs de chaleur et des surfaces de transfert de chaleur pour éliminer les dépôts solides et prévenir l'accumulation d'encrassement.
4. **Surveillance et maintenance** : Surveiller régulièrement les performances du dessaleur multi-flash et effectuer des inspections périodiques pour détecter les signes d'encrassement et prendre des mesures correctives au besoin.[21]

III.9.4 Problème de Corrosion :

La corrosion des métaux est définie par la destruction spontanée des métaux, lors de leur interaction chimique, électrochimique ou biologique avec le milieu ambiant.

Différents types de corrosion :

- Corrosion galvanique

L'une des caractéristiques fondamentales de l'eau de mer est la grande augmentation des effets galvaniques qu'elle offre par rapport à l'eau douce. Le terme "corrosion galvanique" décrit à la fois la corrosion croissante d'un métal et la corrosion décroissante d'un second métal (protection cathodique) quand ils sont en contact métallique (électrique) dans un électrolyte (eau de mer).



Figure III.13 : corrosion galvanique

- Corrosion généralisé

La corrosion généralisée correspond à une diminution uniforme d'épaisseur.



Figure III.14 : Corrosion généralisée

- Corrosion par piqûres

C'est un phénomène pratiquement immédiat qui se déclenche en principe peu après l'immersion du métal dans l'eau de mer.



Figure III.15 : Corrosion par piqûres

- Corrosion par crevasses

La corrosion par crevasses ou corrosion caverneuse est contrairement à la corrosion par piqûres est un phénomène différé qui nécessite un temps d'incubation relativement long. Elle apparaît dans les interstices tels que les contacts métal-métal ou matière plastique, sous les dépôts, sous les salissures marines.



Figure III.16 : Corrosion par crevasses

III.9.4.1 Protection contre la corrosion

Pour protéger les installations contre la corrosion, plusieurs mesures peuvent être prises :

1. **Sélection de matériaux résistants à la corrosion** : Utiliser des matériaux tels que l'acier inoxydable, le titane ou les alliages spéciaux qui sont résistants à la corrosion dans des environnements marins agressifs.
2. **Utilisation de revêtements de protection** : Appliquer des revêtements de protection sur les surfaces métalliques exposées pour prévenir la corrosion. Ces revêtements peuvent être des peintures spéciales, des revêtements époxy ou des revêtements de polymères.
3. **Contrôle de la qualité de l'eau** : Éliminer les contaminants corrosifs de l'eau d'alimentation en utilisant des techniques de prétraitement telles que la filtration, la coagulation-floculation et la désinfection.
4. **Surveillance et entretien réguliers** : Surveiller régulièrement les performances du système et effectuer des inspections périodiques pour détecter les signes de corrosion. Effectuer des travaux d'entretien préventif pour réparer ou remplacer les composants corrodés au besoin.
5. **Contrôle des conditions opérationnelles** : Maintenir des conditions de température, de pression et de pH appropriées dans le système pour minimiser les risques de corrosion.[22]

III.9.5. L'entartrage :

L'entartrage résulte de la précipitation cristalline directement sur les surfaces métalliques avec formation d'incrustations adhérentes ce qu'on appelle le tartre.

Les principaux paramètres contrôlant la précipitation de ces tartres sont généralement la température dont l'élévation diminue la solubilité des sels concernée ainsi la concentration en ions. Ce phénomène concerne les sels dissous dans l'eau principalement : carbonate de calcium, hydroxyde de magnésium et sulfate de calcium.

La déposition des couches de tartres sur la surface du métal diminue le coefficient du transfert de chaleur et peut conduire à l'éclatement des tubes sous l'effet du point chaud ce qui nuit considérablement au processus en cours.



Figure III. 17 : Exemple de tartre dans un tuyau.

III.9.5.1 Protection contre l'entartrage :

Pour prévenir l'entartrage dans les dessaleurs multi-flash, voici quelques mesures que l'on peut prendre :

1. **Utilisation de prétraitements :** Appliquer des techniques de prétraitement, telles que l'adoucissement de l'eau ou l'ajout de produits chimiques antitartres, pour réduire la concentration des sels précipitant dans l'eau de mer.

2. **Contrôle de la température** : Maintenir des conditions de température appropriées dans le système pour éviter que les sels ne se précipitent. Cela peut inclure le contrôle précis de la température dans les étages de flash et l'optimisation des conditions opérationnelles.
3. **Nettoyage régulier** : Effectuer des nettoyages réguliers des équipements pour éliminer les dépôts de tartre et prévenir l'accumulation excessive.
4. **Surveillance et entretien** : Surveiller régulièrement les performances du système et effectuer des inspections périodiques pour détecter les signes d'entartrage. Si nécessaire, effectuer des travaux d'entretien préventif pour prévenir les problèmes futurs.[23]

IV. CONCLUSION GÉNÉRALE

Le dessalement de l'eau de mer revêt une importance cruciale pour l'Algérie et l'Afrique du Nord en général en raison de plusieurs facteurs comme le stress hydrique sévère dû à des ressources en eau limitées et à une répartition inégale des précipitations. Les ressources en eau douce sont insuffisantes pour répondre aux besoins croissants de la population et des secteurs économiques[23].

Le dessalement est devenu une solution viable pour répondre à les besoins urgents de la population à cause de la croissance rapide cette dernière. Les villes côtières, où réside une grande partie de la population sont particulièrement touchées par la pénurie d'eau [24]. Le dessalement de l'eau de mer aussi offre une source d'eau alternative fiablee indépendamment des variations climatiques[25]. Et permet de libérer de l'eau douce pour l'agriculture en fournissant de l'eau potable aux populations urbaines [26]. Les installations de dessalement contribuent à soutenir le développement économique en garantissant un approvisionnement en eau stable pour les industries.[27]

L'Algérie a investi massivement dans des projets de dessalement pour pallier la pénurie d'eau. Le pays dispose de plusieurs grandes usines de dessalement, comme celles de Hamma (Alger) et de Tlemcen[28] et FERTIAL à Annaba dans lequel nous avons effectué notre stage .

Le procédé de dessalement par distillation flash multi-étages (MSF) présente plusieurs avantages par rapport aux autres technologies de dessalemente comme l'osmose inverse (OI) et la distillation multi-effets (MED), ce procédé produit une eau de haute qualité. D'autres part le performance du MSF n'est significativement affecté par la qualité de l'eau d'alimentation qui permet d'utiliser cetter technologie dans des régions où la qualité de l'eau est variable contrairement à les systèmes d'osmose inverse qui doivent éliminer les organismes est les solides et autres débris.

Les installations de MSF sont généralement fiables et ont une durée de vie opérationnelle plus longue et peuvent mieux gérer les problèmes de tartre et de maintenance de manière prévisible, tandis que les OI nécessitent des remplacements fréquents de membranes et une maintenance due à l'encrassement [29]

Le MSF peut être plus efficace dans les environnements où la chaleur résiduelle ou la vapeur est facilement disponible, comme dans les installations de cogénération. Cette intégration peut réduire le coût énergétique global et améliorer la faisabilité économique du MSF dans ces scénarios [29].

Les installations MSF sont capables de produire de grands volumes d'eau dessalée ce qui les rend adaptées aux applications industrielles et municipales nécessitant une production d'eau à grande échelle

En Algérie, où les ressources en eau sont limitées et où la demande en eau est en constante augmentation, l'intégration de technologies de dessalement plus efficaces comme le MSF-BR est cruciale. Cette technologie permet non seulement de produire de l'eau potable de haute qualité, mais aussi de

réduire l'impact environnemental des rejets de saumure, un problème majeur associé aux systèmes de dessalement conventionnels. L'optimisation des paramètres de fonctionnement, comme la température de la saumure et le nombre d'étages, peut améliorer encore plus l'efficacité du processus [30][31]

De plus, l'utilisation de sources de chaleur résiduelles, comme les rejets thermiques des complexes industrielle peut réduire les coûts opérationnels et les émissions de CO₂, offrant des avantages économiques et environnementaux substantiels. En conclusion, le déploiement de la technologie MSF-BR en Algérie représente une solution durable et efficace pour répondre aux défis de la gestion de l'eau dans le pays [31].

Références bibliographiques

- [1] Nesrine BOUCHAKOUR et Amina SADOK. « Impact environnemental de la station de dessalement de l'eau de mer de Ténès (wilaya de Chlef) ». Université Abderrahmane Mira-Bejaia.. Mémoire de Master en Mines.Algérie;2017. p. 2
- [2] C. Le Guern, P. Lachassagne, Y. Noel, F. Persin et L. De Buysscher.«Dessalement et recharge artificielle : synthèse techno-économique ». Rapport BRGM/RP-52262-FR.2003. p. 10,
- [3] Tata-ducru, F. (2009) Dessalement de l'eau de mer: bilan des dernières avancées technologiques; bilan économique; analyse critique en fonction des contextes. Engrefafd.
- [4] Danis P. (2003) Dessalement de l'eau de mer. Techniques de l'Ingénieur, j2700, p.4.
- [5] Abderrazak, Atallah, Procède de dessalement et qualité physico-chimique de l'eau dessalement par la station de dessalement de l'eau de mer de Honainae mémoire de mastere
- [6] TALBI.«Estimation du temps de cycle d'un déioniseure Élaboration d'un programme sous EXCEL»Mémoire fin d'étude pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'étate Département génie des procédés,Université Badji Mokhtar-Annaba 2013.
- [7] Hisham Ettouney, Ahmad El-Dessouky, « Fundamentals of Salt Water Desalination, » Elsevier, 2002.
- [8] F. P. Incropera, D. P. DeWitt, « Fundamentals of Heat and Mass Transfer, » 7th Edition, Wiley, 2011.
- [9] R. K. Shah, D. P. Sekulic, « Fundamentals of Heat Exchanger Design, » Wiley, 2003.
- [10] H. El-Dessouky, H. Ettouney, « Fundamentals of Salt Water Desalination, » Elsevier, 2002.
- [11] A. Cipollina, G. Micale, L. Rizzuti, « Seawater Desalination : Conventional and Renewable Energy Processes, » Springer, 2009.

- [12] T. M. I. Mahlaba, K. M. Persson, H. T. Rietveld, « Performance Analysis of Desalination Processes Based on Modified Performance Ratio, » *Desalination*, Vol. 477, 2019.
- [13] M. Schorr, M. Valdés, « Evaluation of Multistage Flash (MSF) Desalination Plants Performance Using Simulation, » *Desalination*, Vol. 81, 1991.
- [14] I. S. Al-Mutaz, « Performance of MSF and SWRO Desalination Plants : A Case Study, » *Desalination*, Vol. 65, 1987
- [15] V. G. Gude, « Energy and Water Autonomy : Analysis of Water-Energy Nexus, » Elsevier, 2020.
- [16] S. A. M. Said, H. M. El-Dessouky, « Scale Formation in Flash Desalination Plants, » *Desalination*, Vol. 93, 1993.
- [17]: A. F. Ismaile T. Matsuurae “Membrane Technology for Water and Waste ater Treatmente Energy and Environmente” CRC Presse 2016.
- [18] Alain Maurel, « Dessalement de l’eau de mer et des eaux saumâtres et des autres procédés non conventionnels d’approvisionnement en eau douce », Ed : Lavoisier, 2006
- [19] « Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology », Ed : Springer, 2017
- [20] Paul Stevenson, « Foam Control : Theory and Practice », Ed : CRC Press, 2000
- [21] Nikolay Voutchkov, « Desalination Engineering : Operation and Maintenance », Ed : McGraw-Hill Education, 2017
- [22] R. Winston Revie, « Corrosion and Corrosion Control : An Introduction to Corrosion Science and Engineering », Ed : Wiley, 2008
- [23] Frank Woodard, « Handbook of Industrial Water Treatment », Ed : Elsevier, 2014
- [24] UNESCO. « Rapport mondial des Nations Unies sur la mise en valeur des ressources en eau 2021 ».
- [25] World Bank. « Desalination in MENA : The Cost of Alternative Water Supply Solutions ».
- [26] ONU-Eau. « L’eau et le changement climatique »
- [27] FAO. « Aquastat – Système mondial d’information sur l’eau et l’agriculture ».
- [28] Reverse Osmosis vs. Multi Stage Flash Distillation : A Comparison Between Different Desalination

Methods

[29] Commercial Thermal Technologies for Desalination of Water from Renewable Energies : A State of the Art Review by Jhon Jairo Feria-Díaz , María Cristina López-Méndez ,Juan Pablo Rodríguez-Miranda , Luis Carlos Sandoval-Herazo and Felipe Correa-Mahecha

[30] Modelling and Optimisation of Multi-Stage Flash Distillation and Reverse Osmosis for Desalination of Saline Process Wastewater Sources By Andras Jozsef Toth

[31] a Multi-Stage Flash Brine Recirculation (MSF-BR) System Based on Energy, Exergy and Exergoeconomic Analysis By Faezeh Farhadi, Mahdi Deymi-Dashtebayaz * and Edris Tayyeban

ANNEXE

➤ ΔT entre les étages du condenseur et ΔT entre les cellules de flash

Dans un dessaleur multiflash à saumure recyclée la justification mathématique du fait que ΔT entre les étages du condenseur est égale à ΔT entre les étages du flash peut être expliquée par des bilans énergétiques.

Voici une explication détaillée basée sur les bilans énergétiques et la conservation de l'énergie :

➤ Bilans énergétiques

• Étage de flash

Pour chaque étage (i) de flashe la chaleur sensible transférée de la saumure chaude à la saumure recyclée froide est donnée par :

$$Q_{\text{flash},i} = m_{s,i} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Q_{flashei} : Est la chaleur transférée dans l'étage de flash (i)

$m_{s,i}$: Est la masse de saumure dans l'étage (i)

C_p : Est la capacité calorifique spécifique de la saumure

ΔT : est la différence de température entre les étages.

• Étage du condenseur

Dans chaque étage (i) du condenseur la chaleur de condensation libérée par la vapeur est utilisée pour chauffer la saumure recyclée. Cette chaleur est donnée par:

$$Q_{\text{cond},i} = m_{v,i} \cdot \Delta h_v$$

Q_{condei} : Est la chaleur libérée par la condensation dans l'étage (i)

$m_{v,i}$: Est la masse de vapeur condensée dans l'étage (i)

Δh_v : Est l'enthalpie de vaporisation de l'eau.

➤ Équilibre thermique

Pour chaque étage (i) e l'énergie libérée par la condensation dans le condenseur doit être égale à l'énergie nécessaire pour chauffer la saumure dans l'étage de flash suivant :

$$Q_{\text{flash},i} = Q_{\text{cond},i}$$

•Équations combinées

En combinant les équations ci-dessuse nous obtenons :

$$m_{s,i} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{v,i} \cdot \Delta h_v$$

Pour maintenir un équilibre thermique et une efficacité énergétique optimalee la différence de température ΔT entre les étages doit être constante. Cela signifie que :

$$\Delta T_{\text{flash}} = \Delta T_{\text{cond}} = \Delta T$$

En termes d'équation énergétiquee cela assure que la chaleur transférée est uniforme entre les étapes ce qui permet un contrôle précis et une optimisation énergétique du système.

Les modèles mathématiques sont détaillées dans ces livres suivants :

Principles of DESALINATION

Second Edition

Part A

EDITED BY

K. S. SPIEGLER

DEPARTMENT OF CHEMISTRY
AND CHEMICAL ENGINEERING
MICHIGAN TECHNOLOGICAL UNIVERSITY
HOUGHTON, MICHIGAN

DEPARTMENT OF MECHANICAL
ENGINEERING
UNIVERSITY OF CALIFORNIA
BERKELEY, CALIFORNIA

A. D. K. LAIRD

SEA WATER CONVERSION LABORATORY
UNIVERSITY OF CALIFORNIA
BERKELEY, CALIFORNIA

1980



ACADEMIC PRESS

A Subsidiary of Harcourt Brace Jovanovich, Publishers
New York London Toronto Sydney San Francisco

Dynamic Modeling of Multi Stage Flash (MSF) Desalination Plant

by

Hala Faisal Al-Fulaij

Department of Chemical Engineering
University College London

Supervisors: Professor David Bogle

Thesis submitted for the degree of Doctor of Philosophy

(Ph.D.)

at University College London (UCL)

July 2011

Les tables thermodynamique de vapeur d'eau saturée :

Pression absolue	Températ. évaporation	Volume massique vapeur	Masse volumique vapeur	Enthalpie spécifique de l'eau (Chaleur sensible)		Enthalpie spécifique de la vapeur (chaleur totale)		Chaleur latente de vaporisation		Chaleur spécifique vapeur	Viscosité dynamique vapeur
				kJ/kg	Kcal/kg	kJ/kg	Kcal/kg	kJ/kg	Kcal/kg		
bar	°C	m3/kg	kg/m3	kJ/kg	Kcal/kg	kJ/kg	Kcal/kg	kJ/kg	Kcal/kg	kJ/kg.K	kg/m.s
0.02	17.51	67.006	0.015	73.45	17.54	2533.64	605.15	2460.19	587.61	1.8644	0.000010
0.03	24.10	45.667	0.022	101.00	24.12	2545.64	608.02	2444.65	583.89	1.8694	0.000010
0.04	28.98	34.802	0.029	121.41	29.00	2554.51	610.13	2433.10	581.14	1.8736	0.000010
0.05	32.90	28.194	0.035	137.77	32.91	2561.59	611.83	2423.82	578.92	1.8774	0.000010
0.06	36.18	23.741	0.042	151.50	36.19	2567.51	613.24	2416.01	577.05	1.8808	0.000010
0.07	39.02	20.531	0.049	163.38	39.02	2572.62	614.46	2409.24	575.44	1.8840	0.000010
0.08	41.53	18.105	0.055	173.87	41.53	2577.11	615.53	2403.25	574.01	1.8871	0.000010
0.09	43.79	16.204	0.062	183.28	43.78	2581.14	616.49	2397.85	572.72	1.8899	0.000010
0.1	45.83	14.675	0.068	191.84	45.82	2584.78	617.36	2392.94	571.54	1.8927	0.000010
0.2	60.09	7.650	0.131	251.46	60.06	2609.86	623.35	2358.40	563.30	1.9156	0.000011
0.3	69.13	5.229	0.191	289.31	69.10	2625.43	627.07	2336.13	557.97	1.9343	0.000011
0.4	75.89	3.993	0.250	317.65	75.87	2636.88	629.81	2319.23	553.94	1.9506	0.000011
0.5	81.35	3.240	0.309	340.57	81.34	2645.99	631.98	2305.42	550.64	1.9654	0.000012
0.6	85.95	2.732	0.366	359.93	85.97	2653.57	633.79	2293.64	547.83	1.9790	0.000012
0.7	89.96	2.365	0.423	376.77	89.99	2660.07	635.35	2283.30	545.36	1.9919	0.000012
0.8	93.51	2.087	0.479	391.73	93.56	2665.77	636.71	2274.05	543.15	2.0040	0.000012
0.9	96.71	1.869	0.535	405.21	96.78	2670.85	637.92	2265.65	541.14	2.0156	0.000012
1	99.63	1.694	0.590	417.51	99.72	2675.43	639.02	2257.92	539.30	2.0267	0.000012
1.1	102.32	1.549	0.645	428.84	102.43	2679.61	640.01	2250.76	537.59	2.0373	0.000012
1.2	104.81	1.428	0.700	439.36	104.94	2683.44	640.93	2244.08	535.99	2.0476	0.000012
1.3	107.13	1.325	0.755	449.19	107.29	2686.98	641.77	2237.79	534.49	2.0576	0.000013
1.4	109.32	1.236	0.809	458.42	109.49	2690.28	642.56	2231.86	533.07	2.0673	0.000013
1.5	111.37	1.159	0.863	467.13	111.57	2693.36	643.30	2226.23	531.73	2.0768	0.000013
1.5	111.37	1.159	0.863	467.13	111.57	2693.36	643.30	2226.23	531.73	2.0768	0.000013
1.6	113.32	1.091	0.916	475.38	113.54	2696.25	643.99	2220.87	530.45	2.0860	0.000013
1.7	115.17	1.031	0.970	483.22	115.42	2698.97	644.64	2215.75	529.22	2.0950	0.000013
1.8	116.93	0.977	1.023	490.70	117.20	2701.54	645.25	2210.84	528.05	2.1037	0.000013
1.9	118.62	0.929	1.076	497.85	118.91	2703.98	645.83	2206.13	526.92	2.1124	0.000013
2	120.23	0.885	1.129	504.71	120.55	2706.29	646.39	2201.59	525.84	2.1208	0.000013
2.2	123.27	0.810	1.235	517.63	123.63	2710.60	647.42	2192.98	523.78	2.1372	0.000013
2.4	126.09	0.746	1.340	529.64	126.50	2714.55	648.36	2184.91	521.86	2.1531	0.000013
2.6	128.73	0.693	1.444	540.88	129.19	2718.17	649.22	2177.30	520.04	2.1685	0.000013
2.8	131.20	0.646	1.548	551.45	131.71	2721.54	650.03	2170.08	518.32	2.1835	0.000013
3	133.54	0.606	1.651	561.44	134.10	2724.66	650.77	2163.22	516.68	2.1981	0.000013
3.5	138.87	0.524	1.908	584.28	139.55	2731.63	652.44	2147.35	512.89	2.2331	0.000014
4	143.63	0.462	2.163	604.68	144.43	2737.63	653.87	2132.95	509.45	2.2664	0.000014
4.5	147.92	0.414	2.417	623.17	148.84	2742.88	655.13	2119.71	506.29	2.2983	0.000014
5	151.85	0.375	2.669	640.12	152.89	2747.54	656.24	2107.42	503.35	2.3289	0.000014
5.5	155.47	0.342	2.920	655.81	156.64	2751.70	657.23	2095.90	500.60	2.3585	0.000014
6	158.84	0.315	3.170	670.43	160.13	2755.46	658.13	2085.03	498.00	2.3873	0.000014
6.5	161.99	0.292	3.419	684.14	163.40	2758.87	658.94	2074.73	495.54	2.4152	0.000014
7	164.96	0.273	3.667	697.07	166.49	2761.98	659.69	2064.92	493.20	2.4424	0.000015
7.5	167.76	0.255	3.915	709.30	169.41	2764.84	660.37	2055.53	490.96	2.4690	0.000015
8	170.42	0.240	4.162	720.94	172.19	2767.46	661.00	2046.53	488.80	2.4951	0.000015
8.5	172.94	0.227	4.409	732.03	174.84	2769.89	661.58	2037.86	486.73	2.5206	0.000015
9	175.36	0.215	4.655	742.64	177.38	2772.13	662.11	2029.49	484.74	2.5456	0.000015
9.5	177.67	0.204	4.901	752.82	179.81	2774.22	662.61	2021.40	482.80	2.5702	0.000015
10	179.88	0.194	5.147	762.60	182.14	2776.16	663.07	2013.56	480.93	2.5944	0.000015
11	184.06	0.177	5.638	781.11	186.57	2779.66	663.91	1998.55	477.35	2.6418	0.000015
12	187.96	0.163	6.127	798.42	190.70	2782.73	664.64	1984.31	473.94	2.6878	0.000015
13	191.60	0.151	6.617	814.68	194.58	2785.42	665.29	1970.73	470.70	2.7327	0.000015
14	195.04	0.141	7.106	830.05	198.26	2787.79	665.85	1957.73	467.60	2.7767	0.000016

Table de vapeur saturée

Pression négative (vide)	Pression		Température		Chaleur sensible du liquide (h _l)		Chaleur latente de vaporisation (h _g)		Chaleur totale (h _a)		Volume massique de la vapeur (v _g)		Volume massique du liquide (v _l)	
	po de Hg	kPa	°F	°C	Btu/lb	kJ/kg	Btu/lb	KJ/kg	Btu/lb	kJ/kg	pi ³ /lb	m ³ /kg	pi ³ /lb	m ³ /kg
	psi g	kPa	°F	°C	Btu/lb	kJ/kg	Btu/lb	KJ/kg	Btu/lb	kJ/kg	pi ³ /lb	m ³ /kg	pi ³ /lb	m ³ /kg
28,5	-96,4	32	0	0	0	1076	2503	1076	2503	3302,40	206,07	0,016	0,0010	
24,43	-82,7	126	52	94	219	1022	2377	1116	2596	173,76	10,84	0,016	0,0010	
20,36	-68,9	153	67	121	281	1006	2340	1127	2621	90,64	5,66	0,016	0,0010	
16,29	-55,1	170	77	138	321	996	2317	1134	2638	61,98	3,87	0,016	0,0010	
12,22	-41,3	183	84	151	351	989	2300	1139	2649	47,34	2,95	0,016	0,0010	
8,14	-27,5	193	89	161	374	982	2284	1143	2659	38,42	2,40	0,016	0,0010	
4,07	-13,8	202	94	170	395	977	2273	1147	2668	32,39	2,02	0,016	0,0010	
0,02	-0,01	210	99	178	414	972	2261	1150	2675	28,04	1,75	0,016	0,0010	
0	0	212	100	180	419	970	2256	1150	2675	26,80	1,67	0,016	0,0010	
1	7	215	102	183	426	967	2249	1150	2675	24,30	1,52	0,016	0,0010	
2	14	218	103	186	433	965	2245	1151	2677	23,00	1,44	0,016	0,0010	
3	21	222	106	190	442	963	2240	1153	2682	21,80	1,36	0,016	0,0010	
4	28	224	107	193	449	961	2235	1154	2684	20,70	1,29	0,016	0,0010	
5	34	227	108	195	454	959	2231	1154	2684	19,80	1,24	0,016	0,0010	
6	41	230	110	198	461	958	2228	1156	2689	18,90	1,18	0,016	0,0010	
7	48	232	111	200	465	956	2224	1156	2689	18,10	1,13	0,016	0,0010	
8	55	235	113	203	472	955	2221	1158	2694	17,40	1,09	0,016	0,0010	
9	62	237	114	205	477	953	2217	1158	2694	16,70	1,04	0,016	0,0010	
10	69	239	115	208	484	952	2214	1160	2698	16,10	1,00	0,016	0,0010	
11	76	242	117	210	488	950	2210	1160	2698	15,60	0,97	0,016	0,0010	
12	83	244	118	212	493	949	2207	1161	2700	15,00	0,94	0,017	0,0011	
13	90	246	119	214	498	947	2203	1161	2700	14,50	0,90	0,017	0,0011	
14	97	248	120	216	502	946	2200	1162	2703	14,00	0,87	0,017	0,0011	
15	103	250	121	218	507	945	2198	1163	2705	13,60	0,85	0,017	0,0011	
16	110	252	122	220	512	943	2193	1163	2705	13,20	0,82	0,017	0,0011	
17	117	254	123	222	516	942	2191	1164	2707	12,80	0,80	0,017	0,0011	
18	124	255	124	224	521	941	2189	1165	2710	12,50	0,78	0,017	0,0011	
19	131	257	125	226	526	940	2186	1166	2712	12,10	0,76	0,017	0,0011	
20	138	259	126	227	528	939	2184	1166	2712	11,10	0,69	0,017	0,0011	
25	172	267	131	236	549	933	2170	1169	2719	10,40	0,65	0,017	0,0011	
30	207	274	134	243	565	926	2154	1169	2719	9,40	0,59	0,017	0,0011	
35	241	281	138	250	582	923	2147	1173	2728	8,50	0,53	0,017	0,0011	
40	276	287	142	256	595	919	2138	1175	2733	7,74	0,48	0,017	0,0011	
45	310	292	144	262	609	914	2126	1176	2735	7,14	0,45	0,017	0,0011	
50	345	298	148	267	621	911	2119	1178	2740	6,62	0,41	0,017	0,0011	
55	379	302	150	272	633	907	2110	1179	2742	6,17	0,39	0,017	0,0011	
60	414	307	153	277	644	903	2100	1180	2745	5,79	0,36	0,017	0,0011	
65	448	312	156	282	656	900	2093	1182	2749	5,45	0,34	0,017	0,0011	
70	483	316	158	286	665	897	2086	1183	2752	5,14	0,32	0,017	0,0011	
75	517	320	160	290	675	893	2077	1183	2752	4,87	0,30	0,017	0,0011	
80	552	324	162	294	684	890	2070	1184	2754	4,64	0,29	0,017	0,0011	
85	586	327	164	298	693	888	2065	1186	2759	4,42	0,28	0,017	0,0011	
90	621	331	166	301	700	887	2063	1188	2763	4,24	0,26	0,017	0,0011	
95	655	334	168	305	709	884	2056	1189	2766	4,03	0,25	0,017	0,0011	
100	689	338	170	308	716	882	2052	1190	2768	3,88	0,24	0,017	0,0011	
105	724	341	172	312	726	877	2040	1189	2766	3,72	0,23	0,017	0,0011	
110	758	343	173	314	730	876	2038	1190	2768	3,62	0,23	0,017	0,0011	