



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'Etat en Hydraulique

Option: REUTILISATION DES EAUX NON CONVENTIONNELLES

THEME :

Etude et analyse de l'efficacité des techniques membranaires de la station de dessalement des eaux de mer de Bateau Cassé de la commune de Bordj El Kiffan - (Wilaya d'Alger)

Présenté par :

REMICHI Achraf

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
DJELLAB Mohamed	Professeur	Président
LEULMI MEDJDOUB Sonia	M.C.B	Membre
BETATACHE Hayat	M.C.B	Membre
KOLIAI Djaffar	Associé	Membre
SADOUNE Samra	M.C.A	Promotrice

Remercîments

Avant de présenter notre étude, nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à Dieu tout puissant, qui nous a donné la volonté, la force et la foi nécessaires pour réaliser ce modeste travail.

La réalisation de ce mémoire a été possible grâce au soutien de plusieurs personnes à qui nous souhaitons exprimer notre profonde gratitude.

J'adresse mes sincères remerciements à mon promoteur, Mme SADOUNE Samra, pour son expertise, sa patience et ses conseils avisés tout au long de ce projet.

Nous tenons également à remercier tout particulièrement mes parents pour ses sacrifices, ses contributions, son soutien et sa patience.

Un remerciement exceptionnel est adressé à tous les enseignants de l'École Nationale Supérieure de l'Hydraulique pour le précieux savoir qu'ils nous ont transmis tout au long de notre cursus et pour leur contribution à ma formation d'ingénieur d'État en hydraulique.

Je tiens également à exprimer ma reconnaissance envers les ingénieurs de la station de dessalement Bateau Cassé pour leur aide et leur disponibilité.

Nous exprimons notre gratitude aux membres du jury qui nous font l'honneur d'évaluer notre travail.

Enfin, nous tenons à remercier toutes les personnes qui ont, de près ou de loin, contribué à l'aboutissement de cette recherche.



Dédicaces

Je dédie ce modeste travail

A mes chers parents

A mes sœurs et frère

A ma famille et mes amis

ملخص

لا تزال مشكلة ندرة مياه الشرب تشكل تحديًا كبيرًا في الجزائر، وبسبب أهمية الموارد المائية في البحار، يتم باستمرار تطوير تقنيات تحلية مياه البحر في الوقت الحالي. تهدف دراستنا إلى تقييم وتحليل كفاءة تقنيات الأغشية لمحطة تحلية مياه البحر المحطة الباخرة التي تقع في شرق الجزائر في بلدية برج الكيفان حيث استعملنا تقنيتين مختلفتين لتحلية مياه البحر وهما التناضح العكسي والتقطير عن طريق التوسعات المتتالية (فلاش متعدد المراحل). حيث قمنا بالمقارنة بينهما لتحديد أيهما أكثر كفاءة عن طريق النتائج التجريبية ونتائج برنامج المحاكاة لأغشية التناضح العكسي (كيمياء إل جي) وكذلك أيضا من حيث إجمالي المواد الصلبة الذائبة بين التخلل والمحلل الملحي، والتكلفة لكل تقنية تحلية المياه، مع ضمان أفضل جودة للمياه.

الكلمات المفتاحية: تحلية مياه البحر، التناضح العكسي، فلاش متعدد المراحل، الضغط التناضحي، النفاذية، الجودة، برنامج المحاكاة كيمياء إل جي.

Résumé

Le problème de la pénurie d'eau potable reste un défi majeur dans de nombreux pays, et en raison de l'importance des ressources en eau dans les océans, les technologies de dessalement de l'eau de mer sont en constante évolution à l'heure actuelle. Notre étude vise à évaluer et analyser l'efficacité des techniques de membranes pour la station de dessalement de l'eau de mer Bateau Cassé située dans l'est de l'Algérie, dans la commune de Bordj el Kiffan. Nous avons utilisé deux techniques de différentes pour adoucir l'eau de mer, à savoir l'osmose inverse et distillation flash multi étages (MSF). Nous avons comparé ces deux techniques afin de déterminer laquelle est la plus efficace, en nous basant sur les résultats expérimentaux et ceux du logiciel de simulation des membranes d'osmose inverse (chimie LG), ainsi que sur les solides totaux dissous (TDS) dans l'eau traitée (perméat) et dans la saumure, et le coût de chaque technique de dessalement, tout en garantissant la meilleure qualité de l'eau.

Mots-clés : dessalement de l'eau de mer, osmose inverse, flash multi-étages, pression osmotique, perméabilité, qualité, logiciel chimie LG.

Abstract :

The problem of drinking water scarcity remains a major challenge in many countries, and due to the importance of water resources in the oceans, seawater desalination technologies are constantly evolving at present. Our study aims to evaluate and analyze the effectiveness of membrane techniques for the Bateau Cassé seawater desalination plant located in eastern Algeria, in the municipality of Bordj el Kiffan. We used two different techniques to soften seawater, namely reverse osmosis and multi-stage flash distillation (MSF). We compared these two techniques to determine which is more effective, based on experimental results and those of the reverse osmosis membrane simulation software (LG chemistry), as well as the total dissolved solids in the treated water and in the brine, and the cost of each desalination technique, while ensuring the best water quality.

Keywords: seawater desalination, reverse osmosis, multi-stage flash, osmotic pressure, permeability, quality, LG chemistry software.

TABLE DE MATIERES

REMERCIEMENT

DEDICACE

LISTE DE FIGURES

LISTE DES TABLEAUXLISTE DES PLANCHES

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Chapitre I : Le dessalement en Algérie

Introduction	17
I.1 Perspective de dessalement en Algérie	17
I.2 - Dessalement des eaux de mer	18
I.3. Les ressources de l'eau dans la nature	19
I.3.1. Les eaux de pluie.....	19
I.3.2 Les eaux de surface	19
I.3.3. Les eaux souterraines	19
I.3.4.Les eaux de mer et les eaux saumâtres.....	19
I.4. L'eau	20
I.5. L'eau potable	20
I.5.1. Les normes de potabilité	20
I.6 – La qualité d'eau de mer et eau potable	22
I.6.1 - Qualité de l'eau de mer	22
I.6.2 - Qualité de l'eau potable	23
Conclusion.....	24

Chapitre II : Les différents techniques de dessalement

Introduction	26
II.1 - Les principales procédés de dessalement des eaux	26
II.1.1- Distillation thermique	26
II.1.1.1- Distillation par détente successive ou flash multi étage (MSF).....	27
II.1.1.2- Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation MED).....	27
II.1.1.3- Distillation par compression de vapeur (VCD)	28
II.1.2 - Les procédés membranaires.....	28
II.1.2.1 - Osmose inverse (OI)	29

II.1.2.2 – électrodialyse.....	29
II.1.2.3 - L’ultrafiltration	31
II.1.2.4 - Nanofiltration.....	31
II.1.2.5 - La microfiltration (MF)	31
II.3 -Comparaison entre les différents techniques membranaires.....	32
II.3.1 - Comparaison des techniques	32
II.3.1.1 - Comparaison entre les différents types de distillation.....	32
II.3.1.2 - Comparaison entre les différents techniques de dessalement	33
II.4 Choix de procédé de dessalement.....	35
II.5- Mise en œuvre et performance	36
II.5.1- Techniques d’amélioration des performances de procédés	36
II.5.2- Choix des conditions de fonctionnement.....	36
II.5.2.1- Choix de taux de conversion.....	36
II.5.2.2- Choix de la pression	37
Conclusion.....	37

Chapitre III : Présentation de la zone d’étude

Introduction	39
III-1 Présentation de la Zone d’Etude	39
III -1-1 Présentation de la commune de Bordj El Kiffan	39
III .1.2 - Situation géographique.....	39
III .1.3 - Situation climatiques	39
III -1-4 Situation démographique	43
III.1.4.1- Evaluation de la population	43
III.1.4.2- Catégories des Equipements	44
III.2- Description de la station de dessalement de Bateau Cassé	45
III.2.1- Situation géographique.....	45
III.2.2 - Processus et fonctionnement de la station de Bateau Cassé	46
III.2.2.1 - Captage de l’eau de mer.....	47
III.2.2.2 Etape de prétraitement.....	48
III.2.2.3 Etape de traitement.....	52
Conclusion.....	58

Chapitre IV: Dimensionnement de l'installation d'osmose inverse

Introduction	60
IV.1 - Bilans approximatifs divers de la station de dessalement	60
IV.1.1 - Bilan hydraulique de la station de dessalement	60
IV.1.2 - Bilan qualitatif de la station de Bateau Cassé.....	60
IV.2- Etude experimental	60
V.2.1- Critique du quantile des eaux	61
IV.3 - Dimensionnement d'osmose inverse	63
IV.3.1 - Equipement d'une installation d'osmose inverse	63
IV.3.2 - Caractéristiques standard des perméateurs	63
IV.3.3 - Méthode de calcul	64
IV.3.4- Simulation par logiciel des membranes LG.....	76
Conclusion.....	80

Chapitre V :Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

Introduction	82
V.1. Description du procédé flash multi – étagée (MSF).....	82
V.1.1- Généralités.....	82
V.1.2 - Installation de dessalement.....	82
V.1.3 Principe de fonctionnement	83
V.2 - Réchauffeur de la section de dessalement.....	83
V.4 - Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages.....	84
V.5 - Etude théorique pour dimensionner le réchauffeur	87
V.6 - Interpétation des résultats entre la distillation flach multi étagée (MSF)	94
V.6.1- Qualité de l'eau produite.....	94
V.6.2- Efficacité énergétique.....	94
V.6.3- Coûts opérationnels et d'entretien	94
Conclusion.....	94

Chapitre VI : Impact de dessalement sur l'environnement

Introduction	96
VI.1- Origine et type des rejets	96
VI.1.1- Rejets atmosphériques	96

VI.1.2- Les rejets chimiques	96
VI.1.3- La saumure concentrée	97
VI.2- Impacts sur l'environnement	98
VI.2.1- Effets dus aux produits de la corrosion.....	98
VI.2.2- Effets dus aux additifs antitartres.....	98
VI.2.3- Effets des additifs antisalissure.....	98
VI.2.4- Effets des additifs anti mousses.....	98
VI.2.5- Effets du concentré (saumure)	99
VI.2.6- Effets sur la faune et la flore marine	101
VI.2.7- Effets du bruit	102
VI.2.8- Evolution des différents impacts de dessalement	102
VI.3- Les étapes pour réduire les impacts sur les ressources marines	103
Conclusion.....	104

Chapitre VII : Etude technico-économiques et gestion de la station

Introduction	106
VII.1 - Le Cout de la station de dessalement	106
VII.1.1 - Coût du système de distillation.....	106
VII.1.1.1- Consommation d'Energie.....	106
VII.1.1.2 - Le Coût d'Energie	106
VII.1.1.3 - Coût d'Investissement	107
VII.1.1.4 - Coût d'Exploitation	107
VII.1.1.5 Coût Global du Système de Distillation	107
VII.1.2 - Coût du système d'Osmose Inverse.....	108
VII.1.2.1 - Coût d'Investissement	108
VII.1.2.1.1 - Coût des Membranes.....	108
VII.1.2.1.2 - Coût de système d'énergie	108
VII.1.2.1.3 - Coût des Travaux de Génie Civil.....	108
VII.1.2.2- Coût d'Exploitation	109
VII.1.2.2.1- Coût de Consommation d'Energie.....	109
VII.1.2.2.2 - Coût d'Entretien.....	110
VII.1.2.2.3 - Coût de Consommation Chimique.....	110

VII.1.2.2.4 - Coût de Changement des Membranes.....	110
VII.1.2.2.5 - Coût Global du Système d'Osmose Inverse	111
VII.2- Comparaison des résultats entre la distillation flash multi étages (MSF) et osmose inverse	111
VII.5 - Gestion de la station	113
VII.5.1 - Surveillance des stations.....	113
VII.5.1.1 - Prévention du colmatage	113
VII.5.1.3 - Maintenance des osmoseurs	113
VII.5.1.4 - Suivi des performances	114
VII.5.1.5 - Paramètres à enregistrer	114
VII.5.1.6 - Nettoyage des membranes.....	114
VII.5.1.7 - Les Méthodes de Surveillance de l'efficacité du nettoyage des membranes RO.....	115
VII.5.1.8 - Suivi à long terme.....	115
VII.5.1.9 - Hygiène et sécurité	115
Conclusion.....	115
CONCLUSION GENERALE	
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	
ANNEXES	

LISTE DES FIGURES

Figure I .1 : Localisation des grandes stations de dessalement de l'eau de mer	18
Figure II.1: Les différents procédés de dessalement	26
Figure II.2 : Distillation par détente successives (MSF).....	27
Figure II.3: Principe du procédé à multiple-effet (MED).....	28
Figure II.4 : Principe du procédé à compression mécanique de vapeur (MVC).....	28
Figure II.5 : Principe de l'osmose inverse	29
Figure II.6: Schéma de principe de l'électrodialyse à deux compartiments	30
Figure III.1: Courbe de température moyenne, maximale et minimale à Bordj El Kiffan	40
Figure III.2: Courbe de l'Humidité moyenne mensuelle à Bordj El Kiffan	41
Figure III.3: Courbe de vitesses moyennes mensuelles des vents à Bordj el Kiffan	42
Figure III.4: Courbe de Précipitations moyenne mensuelles à Bordj El Kiffan.....	43
Figure III.5: Situation géographique de Bateau Cassé.....	46
Figure III.6:La station de dessalement de l'eau de mer Bateau Cassé	46
Figure III. 7: La conduite de captage	47
Figure III.8: Dégrilleur grossiers Bateau Cassé	48
Figure III.9: Dégrilleurs fin.....	49
Figure III. 10: Station de pompage.....	49
Figure III.11: Capteur chlorophylle, MES et PH	50
Figure III.12: Capteurs ,Conductivité	50
Figure III.13 : les points d'injection de coagulant et floculant	50
Figure III.14: Jar Test du laboratoire Bateau Cassé	51
Figure III. 15 : les réservoirs de coagulation et floculation	51
Figure III.16 : Décanteur Lamellaire.....	51
Figure III. 17 : Les capteurs PH, T°C, Conductivité, turbidité et l'ORP	52
Figure III.18 : Pompe haute pression HPRO.....	53
Figure III.19 : Pompe Booster.....	53
Figure III.20 : Unité d'osmose inverse.....	54
Figure III. 21 : Echangeur de pression	54
Figure III.22 : Le système de nettoyage des membranes unité CIP	55

Figure III.23 : Le système de stockage de CO ₂	56
Figure III. 24 : Bassin de Calcite.....	57
Figure IV.1 : Bilan hydraulique de la station de dessalement.....	60
Figure IV.2 : Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse	65
Figure IV.3 : Organigramme du processus d'optimisation de l'osmose inverse par logiciel LG chemistry	77
Figure IV.3: Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse par logiciel LG chemistry	78
Figure IV.5 : Le schéma de fonctionnement de la station de dessalement de Bateau Cassé	79
Figure V.1 : installation de distillation détente par multi flash.....	83
Figure V.2 : Faisceau tubulaire	84
Figure V.3 : Calandre	84
Figure V.4 : Schéma simplifié de dessalement de l'eau de mer par distillation MSF	88
Figure VI.1 : Etat initial du milieu (pas de rejet de saumure).....	100
FigureVI.2:Etat du milieu après implantation de l'usine de dessalement (rejet de saumure)	100
Figure VI.3 : L'histogramme représente la comparaison entre l'eau de mer et le concentré.....	101
Figure VI.4: Schéma d'un émissaire de rejet par diffusion.....	104

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1- Les grandes stations en Algérie	18
Tableau I.2 : les normes de potabilité algériennes et OMS.....	21
Tableau II.1 : Caractéristiques des techniques de dessalement s'appuyant sur la distillation.....	33
Tableau II.2:Avantages et inconvénients des techniques de dessalement s'appuyant sur la distillation.....	34
Tableau II.3 : Comparaison technique entre les différentes techniques membranaires	35
TableauIII.1: Température moyenne maximale et minimale à Bordj El Kiffan (1980 à 2009)...	40
Tableau III. 2 : Humidités moyennes mensuelles à Bordj el Kiffan (1980 à 2009).....	41
Tableau III.3 : Vitesses moyennes mensuelles des vents à Bordj el Kiffan (1980 à 2009)	41
Tableau III.4 : Répartition mensuelles de la pluviométrie moyenne de la série pluviométrique (1980 – 2009) du Barrage d’El Hamiz wilaya de Boumerdès	42
Tableau III.5 : Evolution de la population pour différents horizon.....	43
Tableau III.6 : Etablissements scolaires	44
Tableau III.7 : Etablissements sanitaires	44
Tableau III.8: Etablissements Socioculturels et sportifs	45
Tableau III. 9 : Etablissements administratifs	45
Tableau III.10: Caractéristiques de la conduite.....	47
Tableau III.11 : Processus d'acidification et pré-chloration	48
Tableau IV.1: Les analyses expérimentales de l’eau de mer avant le prétraitement.....	61
Tableau IV.2: Les analyses expérimentales après le prétraitement.....	61
Tableau IV.3: les resultats de calcul la balance ionique.....	62
Tableau IV.4: Caractéristiques initial de membrane	63
Tableau IV.5: les étapes de calcul	64
Tableau IV.6: les débits des principaux flux	65
Tableau IV.7: les resultats de calcul la molalité (mi)	66
Tableau IV.8: Résultat de dimensionnement d’osmose inverse par méthode (1).....	68
Tableau IV.9: Résultat de dimensionnement d’osmose inverse par méthode (2).....	75

Tableau IV.10: Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous	76
Tableau IV.11 : Résultat des analyses par logiciel LG chem simulation.....	78
Tableau V.1- Propriétés thermodynamique et dimensionnelles du réchauffeur côté tube (fluide froid) et côté calandre (fluide chaud).....	87
Tableau V.2 : Expressions nécessaires aux différents calculs.....	90
Tableau V.3 : Résultats des calculs de distillation flash multi étagée.....	93
Tableau VI.1 : Résumé des phases de la production d'eau potable par OI et devenir des Produits utilisés.....	97
Tableau VI.2 : Les composantes d'eau de mer et le concentrât (la station de Beau Cassé)	101
Tableau VI.3 : L'évaluation des impacts associés à l'osmose inverse.....	102
Tableau VII.1 : Durée de construction de la station de dessalement par distillation thermique...	107
Tableau VII.1 : Taux des coûts globaux du système Distillation.....	107
Tableau VII.2 : Résultats Récapitulatifs des Différents Systèmes	111
Tableau VII.4 : Résultats des calculs entre distillation thermique flash multi étages et osmose inverse	112

LISTE DES PLANCHES

1. Plan de masse de la station de dessalement Bateau Cassé.
2. Plan des équipements de la station de dessalement Bateau Cassé .
3. Profil en long de la station de dessalement Bateau Cassé.
4. Plan de distillation thermique flash multi étages (MSF).

Liste d'abréviation

CIP : Cleaning In Place
ED: Electrodialyse
HPRO : Pompe haute pression d'osmose inverse
kWh : Kilo watt heure
MED: Multi Effects Distillation
MENA : Middle East and North Africa
MES : Matières En Suspension
MSF: Multi Stage Flash
NTU : Nephelometric Turbidity Unit
OD: Osmose Direct
OI : Osmose Inverse
ORP : Potentiel d'oxydo-réduction
PEHD : polyéthylène en haute densité
PH : Potentiel hydrogène
PPM : partie par million
PX : Echangeur de pression
SDI : Indice de colmatage
TDS : Total Dissolved Solids
VCD: Vapor Compression Distillation
ZLD: Zero Liquid Discharge
B.R.B : Bilan des ressource et besoin en eau
 π : Pression osmotique en bar
n : Nombre de moles de soluté
R : Concentration dans gaz parfaits
T : Température absolue^{°K}.
i : Nombre d'ions dissociés dans le cas NaCl
C : Concentration molaire en mol/l
Y : Le taux de conversion en %
Qp : Débit de perméat en m³/j
Q0 : Débit d'alimentation en m³/j
TR : Taux de rétention
C₀: Concentration de l'espèce à retenir dans la solution
C_p: Concentration de la même espèce dans le perméat

INTRODUCTION GENERALE

L'eau est un élément essentiel à la vie humaine, mais sa rareté s'accroît dans le monde entier. La répartition inégale de cette ressource vitale, ainsi que la croissance démographique, la pollution des sources d'eau et les sécheresses sévères, ont rendu le problème de l'eau extrêmement critique ces dernières décennies. De nombreux pays cherchent donc activement de nouvelles sources innovantes pour faire face à cette menace.

L'Algérie, en tant que pays ayant une insuffisance d'eau, s'est engagée depuis quelques années dans un vaste programme visant à valoriser les eaux non conventionnelles. Le pays a ainsi investi massivement dans le domaine du dessalement de l'eau de mer.

Notre étude vise à évaluer et analyser l'efficacité des techniques de membranes pour la station de dessalement de l'eau de mer Bateau Cassé située dans l'est de l'Algérie, dans la commune de Bordj el Kiffan. Nous avons utilisé deux techniques de différentes pour adoucir l'eau de mer, à savoir l'osmose inverse et distillation flash multi étagesflash (MSF). Nous avons comparé ces deux techniques afin de déterminer laquelle est la plus efficace, en nous basant sur les résultats expérimentaux et ceux du logiciel de simulation des membranes d'osmose inverse (chimie LG), ainsi que sur les solides totaux dissous (TDS) dans l'eau traitée et dans la saumure, et le coût de chaque technique de dessalement, tout en garantissant la meilleure qualité de l'eau.

Pour atteindre l'objectif de l'étude, nous avons défini les chapitres suivants :

- **Chapitre I :** Le dessalement en Algérie.
- **Chapitre II :** Station de dessalement des eaux de mer par RO .
- **Chapitre III:** Présentation de zone d'étude.
- **Chapitre IV:** Dimensionnement de l'installation d'osmose inverse.
- **Chapitre V:** Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages.
- **Chapitre VI :** Impact de dessalement sur l'environnement.
- **Chapitre VII:** Etude technique économique et gestion de la station

Et enfin, une conclusion générale pour résumer notre travail.

Chapitre I

Le dessalement en Algérie

Introduction

Le dessalement des eaux de mer et la déminéralisation des eaux saumâtres sont des sujets très importants actuellement, et l'idée de construire des unités de dessalement et de déminéralisation en Algérie devient de plus en plus nécessaire, car cela permettrait de répondre aux besoins qualitatifs et quantitatifs des consommateurs en eau potable.

I.1 Perspective de dessalement en Algérie

L'Algérie, un pays d'Afrique du Nord, fait face à une pénurie d'eau due à son climat aride et à ses ressources en eau limitées. Pour remédier à ce problème, l'Algérie a investi dans la technologie du dessalement pour transformer l'eau de mer en eau douce. Le recours au dessalement a débuté dans les années 2000, période marquée par des épisodes de sécheresse. Initialement, des stations de dessalement mobiles monoblocs ont été utilisées comme solution d'urgence pour répondre aux besoins en eau. Par la suite, des usines de dessalement de grande capacité ont été mises en place. En Algérie, le dessalement est principalement destiné à produire de l'eau pour les usages domestiques et industriels. Selon un rapport de l'International Desalination Association, l'Algérie possède 12 usines de dessalement opérationnelles, avec une capacité totale de 2 170 000 mètres cubes par jour. La plus grande usine, située à Oran (Mactaa), a une capacité de 500 000 mètres cubes par jour. Le gouvernement algérien encourage le dessalement comme solution durable pour la pénurie d'eau et, en 2018, a lancé une stratégie visant à ce que 60 % de l'eau potable provienne du dessalement d'ici 2030. Malgré ces efforts, le dessalement en Algérie rencontre des défis, notamment le coût élevé, qui peut limiter l'accès à l'eau douce pour les ménages à faibles revenus, et la forte consommation d'énergie des usines, contribuant aux émissions de gaz à effet de serre et au changement climatique. Globalement, le dessalement est devenu un élément clé de la stratégie d'approvisionnement en eau de l'Algérie, avec des investissements continus pour garantir l'accès de la population à une eau propre et sûre.

Ajoutant à ces stations, 07 stations qui sont prévus pour l'année 2025-2030, afin d'assurer au moins 40% de l'eau potable. Ces usines de dessalement jouent un rôle important dans la résolution des problèmes de pénurie d'eau en Algérie en produisant de l'eau douce à partir d'eau de mer ou d'eau saumâtre. [1]

Les stations de dessalement sont répertoriées dans le tableau ci-dessous :

Tableau I.1- Les grandes stations en Algérie.[2]

Wilaya	Station	Mise en service	Capacité de Production (m ³ /j)
Alger	El hamma	2008	200 000
	El marsa	2022	60 000
Oran	Mactaa	2015	500 000
	Kahrma Arzew	2005	90 000
Tlemecen	Honaine	2010	200 000
	Souk Tlata	2010	200 000
Boumerdes	Cap djenet	2010	100 000
Skikda	Skikda	2009	100 000
Ain Tmouchent	Benisaf	2009	200 000
Chelef	Tenes	2010	200 000
Mostaganem	Mostaganem	2010	200 000
	TOTAL		2 170 000

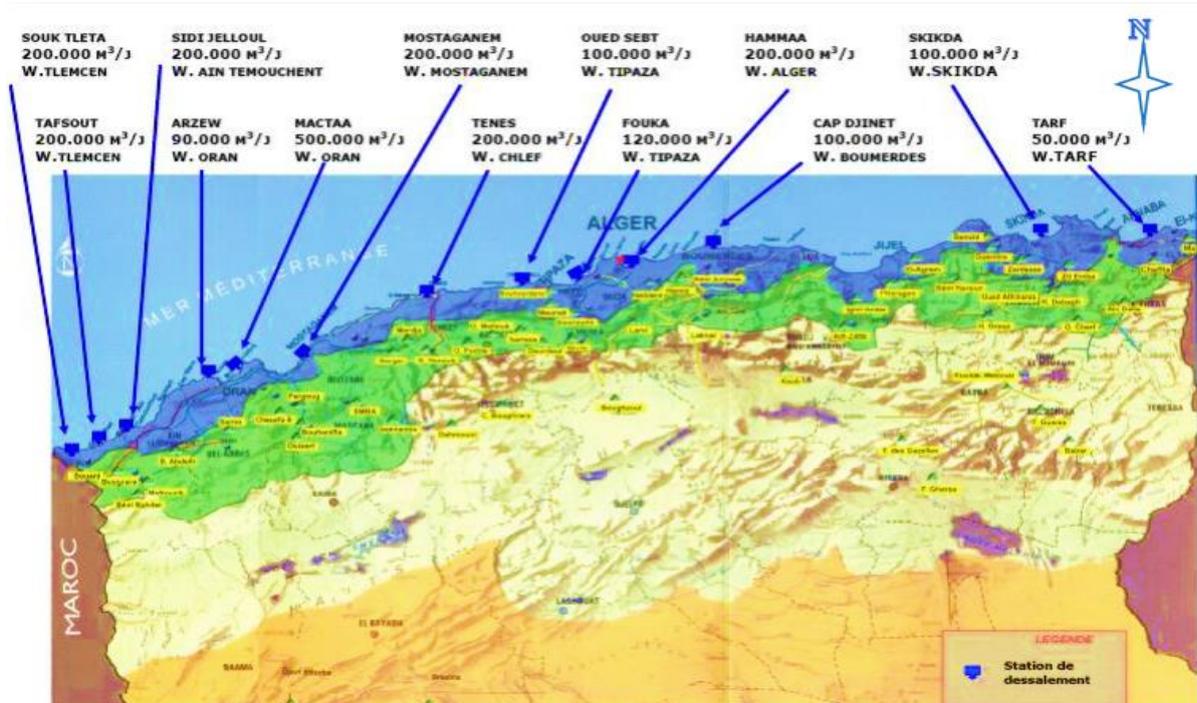


Figure I.1 : Localisation des grandes stations de dessalement de l'eau de mer (MRE 2013) (Echelle 1/5000)

I.2 - Dessalement des eaux de mer

Le dessalement, aussi appelé dessalage ou désalinisation, est le processus d'élimination

du sel et d'autres minéraux de l'eau de mer ou d'autres sources d'eau salée, comme les eaux saumâtres, afin de produire de l'eau douce adaptée à la consommation humaine et à d'autres usages. Ce processus est réalisé par diverses méthodes, notamment l'osmose inverse, la distillation et l'électrodialyse. Le dessalement devient une technologie de plus en plus importante dans les régions du monde où l'accès à l'eau douce est limité en raison de facteurs naturels ou artificiels tels que la sécheresse, la croissance démographique ou la contamination des sources d'eau douce.

I.3- Les ressources de l'eau dans la nature

I.3.1- Les eaux de pluie

Théoriquement, il est possible d'utiliser les eaux de pluie ou les précipitations pour la consommation humaine. Cependant, il est nécessaire de les traiter pour les rendre potables en ajoutant les minéraux nécessaires. En général, ces eaux sont peu minéralisées et contiennent peu de matières organiques.

Dans les régions industrialisées, cependant, ces eaux sont souvent contaminées par des poussières atmosphériques et divers polluants tels que l'azote ammoniacal, les nitrites et les résidus des activités humaines, ce qui les acidifie. La répartition des précipitations dans le temps et les difficultés liées à leur collecte sont des obstacles à l'utilisation de cette source d'eau.

I.3.2- Les eaux de surface

Les eaux de surface, également connues sous le nom d'eaux superficielles, désignent toutes les eaux qui se déplacent ou sont stockées à la surface des continents. Contrairement aux eaux souterraines, elles incluent toutes les masses d'eau en mouvement ou stagnantes, qu'elles soient douces, saumâtres ou salées, et qui sont directement en contact avec l'atmosphère (comme les rivières, les lacs, les étangs, les barrages, etc.). La composition chimique des eaux de surface dépend de la nature des terrains qu'elles traversent le long de leur parcours dans les bassins versants.

I.3.3- Les eaux souterraines

En général, les eaux souterraines sont de bonne qualité, mais leur composition dépend des sols dans lesquels elles se trouvent. Elles ont généralement peu d'oxygène, sont peu turbides et riches en minéraux. De plus, leur composition reste assez stable. Cependant, la présence de fer et de manganèse, ainsi que l'agressivité due à la forte teneur en dioxyde de carbone (CO₂), sont les principales sources de problèmes liés à ces eaux.

I.3.4- Les eaux de mer et les eaux saumâtres

La salinité mesure la concentration en sels dissous ; elle s'exprime en [g/L]. Du fait que les quantités de sels dissous sont souvent très inférieures au gramme, l'unité communément utilisée

est le [mg/L].

- **L'eau de mer**

La salinité de l'eau de mer dans les océans ouverts (Atlantique, Manche, Mer du Nord, Pacifique) est généralement de l'ordre de 35 g/l, ce qui est considéré comme la norme. Cependant, la salinité peut varier par rapport à cette valeur moyenne en fonction du bilan entre les précipitations et l'évaporation. Dans le cas des mers fermées ou peu ouvertes sur les océans, la salinité peut différer considérablement.

- **Eau saumâtre**

La zone d'eau saumâtre se trouve là où l'eau douce et l'eau de mer se mélangent, généralement dans les estuaires et à l'embouchure des fleuves. La création de cet environnement nécessite de prendre en compte des paramètres tels que les marées et la saison des pluies, qui jouent un rôle crucial dans ce processus. On trouve également de l'eau saumâtre dans les lagunes et dans certaines mers comme la mer Baltique ou l'océan Arctique lors de la fonte des glaces. De plus, certains lacs peuvent aussi contenir de l'eau saumâtre si l'eau douce se salinise en raison d'une infiltration de sel.

I.4. L'eau

Il est communément admis que l'eau est la source de toute vie. Cependant, du point de vue chimique, l'eau est un composé simple, sans couleur, sans odeur et sans saveur. Sa formule chimique est H_2O , ce qui signifie que chaque molécule d'eau est composée d'un atome d'oxygène (O) lié à deux atomes d'hydrogène (H) par deux liaisons covalentes simples, formant un angle de $104,5^\circ$. L'eau qui se trouve sur notre planète est essentielle pour la survie de toutes les formes de vie, animales et végétales. En effet, elle constitue en moyenne 70 à 80 % de la matière vivante et est le principal constituant de l'organisme humain.

I.5. L'eau potable

Une eau potable est une eau qui peut être consommée en toute sécurité pour la santé. Des normes ont été établies pour définir clairement ce qu'est une eau potable. Ces normes fixent des limites pour diverses substances nocives qui pourraient être présentes dans l'eau. Il est important de noter que le fait qu'une eau soit conforme aux normes ne signifie pas qu'elle soit complètement exempte de polluants. Cela signifie simplement que la concentration de ces polluants a été jugée suffisamment faible pour ne pas représenter un danger pour la santé des consommateurs.

I.5.1. Les normes de potabilité

Les normes pour l'eau potable sont établies par différentes organisations, telles que l'Organisation mondiale de la santé (OMS), l'Union européenne (UE), le ministère algérien des ressources en eau et le ministère de l'Économie. Selon ces normes, l'eau potable doit être

exempte de particules en suspension, de micro-organismes et de substances toxiques. Les recommandations concernant les concentrations de minéraux peuvent varier d'un pays à l'autre, mais il existe des limites maximales pour la plupart des minéraux afin de garantir une eau équilibrée et agréable à boire (Lenntech).

Ces normes de potabilité sont établies sur la base d'études scientifiques démontrant les effets néfastes sur la santé. Elles prennent en compte la qualité physico-chimique et bactériologique de certains éléments.

Le tableau ci-dessous présente les normes de potabilité de l'eau fixées par l'OMS.

Tableau I.2 : les normes de potabilité algériennes et OMS.[19]

Substances	Unité	Normes OMS	Normes algériennes
Turbidité	NTU	<2,5	<2
TDS	mg/l	optimum en dessous de 1000	500
Température	C°	<25	<5
TA	mg/l	<15	<5
TAC	mg/l	<15	<5
Concentration en ions hydrogène	PH	$\geq 6,5$ et $\leq 9,5$	$\geq 6,5$ et ≤ 9
Dureté	mg/l de CaCO ₃	<500	<500
Conductivité à 20°C	µS/cm	<2100	<2800
Calcium	mg/l	<270	<200
Magnésium	mg/l	<50	<150
Chlorure	mg/l	<250	<500
Ammonium	mg/l	<0,5	<0,5
Potassium	mg/l	<20	<12
Carbonate	mg/l	-	-
Bicarbonate	mg/l	-	-
Sodium	mg/l	< 270	< 200
Silice	mg/l	-	-
Dioxyde carbone CO ₂	mg/l	-	-
Fluorure	mg/l	< 1,5 mg/l (jusqu'à 10)	<1,5

La suite de Tableau I.2 : les normes de potabilité algériennes et OMS

Bicarbonate	mg/l	-	-
Sodium	mg/l	< 270	< 200
Silice	mg/l	-	-
Dioxyde carbone CO ₂	mg/l	-	-
Fluorure	mg/l	<1,5 mg/l (jusqu'à 10)	<1,5

I.6– La qualité d'eau de mer et eau potable

I.6.1 - Qualité de l'eau de mer

L'eau de mer est la matière première utilisée par l'usine de dessalement. Les variations de température et de clarté de l'eau peuvent être facilement observées d'un endroit à l'autre ou d'un jour à l'autre. Cependant, les variations de salinité sont moins connues. La salinité, la température et les matières en suspension sont les principaux paramètres qui influencent le fonctionnement d'une unité de dessalement.

1. Salinité

La salinité mesure la concentration de sels dissous dans l'eau, exprimée en g/L. Comme les quantités de sels dissous sont souvent très faibles (moins d'un gramme), on utilise généralement l'unité de mg/L ou ppm chez les Anglo-Saxons. Il est important de noter que cette dernière unité n'est pas strictement équivalente, car elle exprime des mg/kg. Les salinités les plus basses se trouvent près des pôles, tandis que la quantité de sels dissous augmente à mesure que l'on se rapproche de l'équateur. Dans certaines régions, comme la côte est de l'Arabie Saoudite, où la chaleur et les hauts-fonds favorisent l'évaporation, la salinité peut dépasser 50 g/L. Voici quelques valeurs moyennes de salinité de l'eau de mer :

- Océan Atlantique : 35 g/L.
- Mer Méditerranée : 38 g/L.
- Mer Rouge : 40 g/L et plus.
- Golfe Persique : 50 g/L et plus.

L'eau de mer est principalement composée de sodium, magnésium, potassium, chlorure et sulfates.

2. La température

La température de l'eau de mer peut varier de quelques degrés le long des côtes en raison des courants polaires, jusqu'à atteindre 35 °C près de la péninsule arabique.

Une température élevée est favorable à la distillation, mais il convient de noter que cet avantage est minime en raison de la faible capacité thermique spécifique de l'eau par rapport à son enthalpie (sa chaleur latente) de vaporisation.

En ce qui concerne l'osmose inverse, les bénéfices sont contrastés : la production des membranes d'osmose augmente de 3 % par degré Celsius. C'est un facteur important car une augmentation de 5 °C entraîne une augmentation de la production d'un facteur égal à 1,035. Cependant, cela entraîne également une diminution de la qualité de l'eau produite et accélère le vieillissement de la membrane. L'expérience montre que la température optimale se situe autour de 25 °C.

Il est également important de noter que la capacité d'une unité d'osmose inverse n'a de sens que si les valeurs minimale et maximale de la température de l'eau sont définies.

3. Teneur en matières en suspension

L'eau de mer est un milieu vivant qui transporte à la fois des substances minérales et des organismes vivants, souvent microscopiques. En haute mer, le plancton est prédominant, tandis qu'à proximité des côtes, la quantité de sable augmente. Cette quantité varie en fonction des courants et de la profondeur des fonds marins. La pollution provenant des rejets urbains ou industriels peut devenir prédominante. Le choix de l'emplacement de la prise d'eau et sa conception visent à éviter toute forme de pollution et à réduire au maximum l'introduction de matières en suspension. Les membranes d'osmose retiennent toutes les matières en suspension. Cela entraîne rapidement un bouchage de la membrane, rendant ainsi son utilisation impossible. Afin de maintenir son efficacité, il est essentiel de rendre l'eau de mer aussi claire que possible. "C'est précisément l'objectif du prétraitement, dont les différentes étapes visent à préparer les données brutes pour une analyse ou un traitement ultérieur."

La distillation, étant beaucoup moins sensible aux particules en suspension, nécessite seulement une filtration grossière pour protéger les pompes et les échangeurs.

I.6.2 - Qualité de l'eau potable

- **Critères de potabilité**

Dans la plupart des cas, l'eau est destinée uniquement à la consommation humaine et doit donc respecter les normes de potabilité.

Cependant, une partie de la production peut être directement livrée à une usine située à proximité. L'exemple le plus courant est celui des centrales thermiques, qui nécessitent une eau d'appoint complètement déminéralisée. La distillation, qui permet de produire une eau contenant moins de 5 mg/L de sels dissous, présente donc un avantage certain par rapport aux techniques membranaires qui ne peuvent atteindre ce résultat en une seule étape.

Il arrive que certains pays n'aient pas de réglementation concernant la qualité de l'eau potable. Dans ces cas, il est recommandé de se conformer aux directives de l'Organisation mondiale de la santé (OMS), qui sont largement acceptées à l'échelle internationale.

L'OMS a classé les critères de potabilité de l'eau en cinq catégories. Pour les producteurs d'eau dessalée, les critères suivants sont particulièrement importants :

- Aspect physique : température, clarté, odeur, présence de matières en suspension (MES)
- Caractéristiques chimiques : salinité, chlorures, pH, etc.

Pour chaque critère, l'OMS fournit une valeur guide. Par exemple :

- Salinité inférieure ou égale à 1 000 mg/l.
- Chlorures inférieurs ou égaux à 250 mg/l.

La salinité est évidemment un facteur clé dans le processus de dessalement. En se basant sur les recommandations de l'OMS, il est possible de considérer que ces valeurs sont suffisantes. Cependant, il est important de noter que les chlorures représentent environ 45% de la salinité totale d'une eau de mer osmosée. Par conséquent, il est nécessaire de fixer un objectif de 500 mg/l pour la salinité globale afin de respecter la valeur guide de 250 mg/l pour les chlorures.

Conclusion

En raison du changement climatique et l'effet de pénurie mondiale d'eau, l'Algérie, en tant que pays aride, a été durement touchée, le gouvernement se concentre sur le développement du dessalement. Actuellement, il y a 11 grandes stations de dessalement en activité, une en cours de construction et sept prévues pour 2025.

Le dessalement est un procédé de traitement de l'eau de mer qui utilise différentes techniques en deux catégories : la distillation thermique et les technologies membranaires. La distillation thermique comprend la distillation flash à plusieurs étages (MFS), la distillation à effets multiples (MED) et la distillation par compression de vapeur. Les technologies membranaires incluent l'osmose inverse, la nanofiltration et l'électrodialyse.

Chapitre II

les différents techniques de dessalement

Introduction

Nous avons conclu dans le précédent chapitre que le procédé d'osmose inverse est le principal moyen de dessalement de l'eau de mer utilisé en Algérie après avoir vu en détails et analysé chaque procédé de dessalement .

l'objectif de ce chapitre et de détailler le principe et le mécanisme de procédé de l'osmose inverse et distillation thermique flash multi-étages pour éliminer les sels, les matières organiques et autres contaminants dissous dans l'eau.[5]

II.1 - Les principales procédés de dessalement des eaux

Les technologies actuellement utilisées pour le dessalement de l'eau sont classées en deux catégories en fonction du principe appliqué :

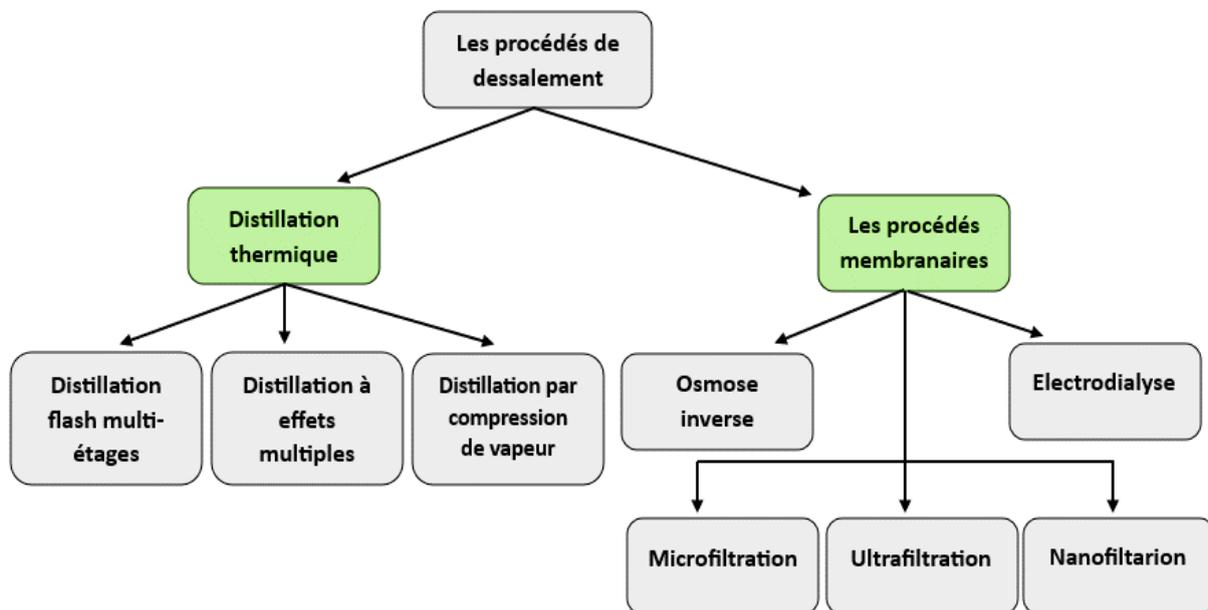


Figure II.1: Les différents procédés de dessalement.[3]

II.1.1- Distillation thermique

Également connue sous le nom d'évaporation, cette technique est la méthode la plus ancienne de dessalement de l'eau. Elle implique de faire évaporer l'eau à traiter puis de récupérer et condenser la vapeur.

Le résultat de ce processus est la production d'eau pure et d'une solution concentrée appelée le concentrat.

Cependant, ce processus thermique nécessite une grande quantité d'énergie. En effet, la vaporisation d'un volume d'eau salée demande une quantité considérable de chaleur pour augmenter la température jusqu'à l'ébullition, puis pour vaporiser l'eau.. Ce processus de distillation thermique comprend trois processus :

II.1.1.1- Distillation par détentés successives ou flash multi étage (MSF)

Le procédé Flash consiste à maintenir l'eau sous pression tout au long du processus de chauffage. Lorsque l'eau atteint une température d'environ 120 °C, elle est introduite dans une étage où la pression est réduite. Cela provoque une vaporisation instantanée par détente, appelée Flash. Une partie de l'eau s'évapore, puis se condense sur les tubes condenseurs situés en haut de l'étage, tandis que l'eau liquide est collectée dans des réceptacles situés en dessous des tubes. La chaleur de vaporisation est fournie par l'eau de mer chaude qui se refroidit. L'ébullition cesse lorsque l'eau de mer atteint la température d'ébullition correspondante à la pression régnant dans l'étage considéré. Ce processus de Flash est répété dans un deuxième étage où la pression est encore plus basse. La vaporisation de l'eau se produit ainsi par des détentés successives dans une série d'étages où la pression diminue progressivement. Dans une unité MSF industrielle, il peut y avoir jusqu'à 40 étages successifs. [4]

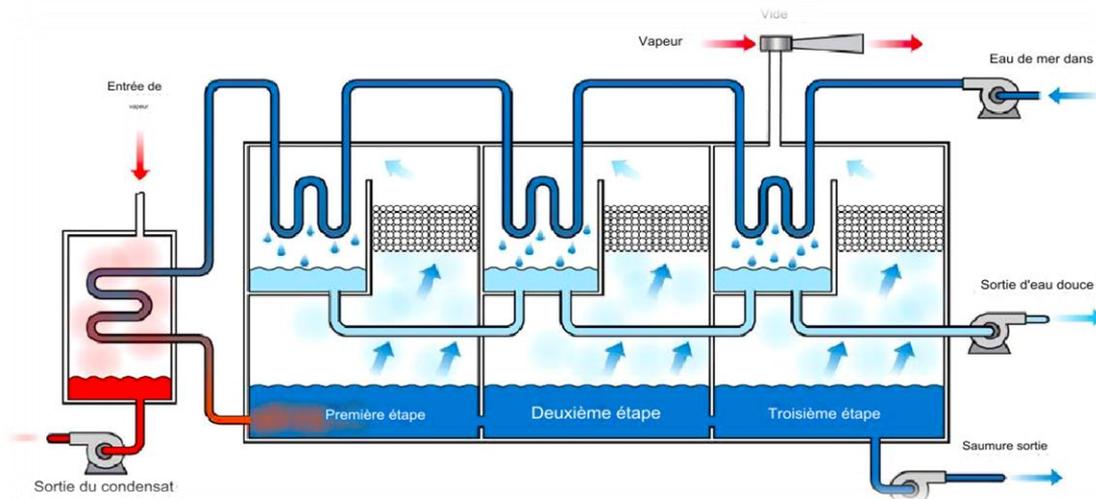


Figure II.2 : Distillation par détentés successives (MSF) . [4]

II.1.1.2- Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation MED)

La distillation à multiples effets repose sur l'idée de maximiser la récupération de chaleur issue de la condensation et de l'évaporation sous une pression réduite. Cette méthode consiste en l'assemblage de plusieurs cellules, chacune opérant selon le principe de l'effet simple (Figure I.4). Initialement, le fluide de réchauffage porte à ébullition l'eau de mer dans la première cellule, où la température est la plus élevée. La vapeur ainsi produite est transférée dans la cellule adjacente, où la pression est légèrement inférieure. Puisque la température d'ébullition diminue avec la pression, l'eau de mer dans la deuxième cellule est vaporisée, constituant ainsi le deuxième effet. Ce processus peut être répété plusieurs fois, avec pour limite

inférieure la température de l'eau de mer froide (Figure I.3). [23]

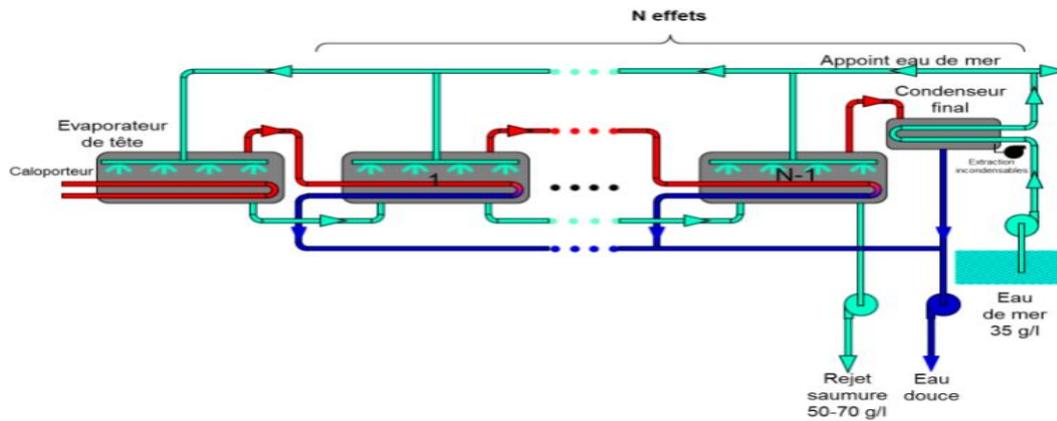


Figure II.3: Principe du procédé à multiple-effet (MED). [23]

II.1.1.3- Distillation par compression de vapeur (VCD)

Les systèmes de distillation par compression de vapeur (VCD) fonctionnent en comprimant la vapeur d'eau, ce qui provoque sa condensation sur une surface de transfert de chaleur (un tube). Cette condensation transfère la chaleur à la saumure de l'autre côté de la surface, entraînant sa vaporisation. Le compresseur, qui est la principale source d'énergie de ce processus, augmente la pression du côté de la vapeur et réduit la pression du côté de la saumure de l'eau d'alimentation, abaissant ainsi sa température d'ébullition. [27]

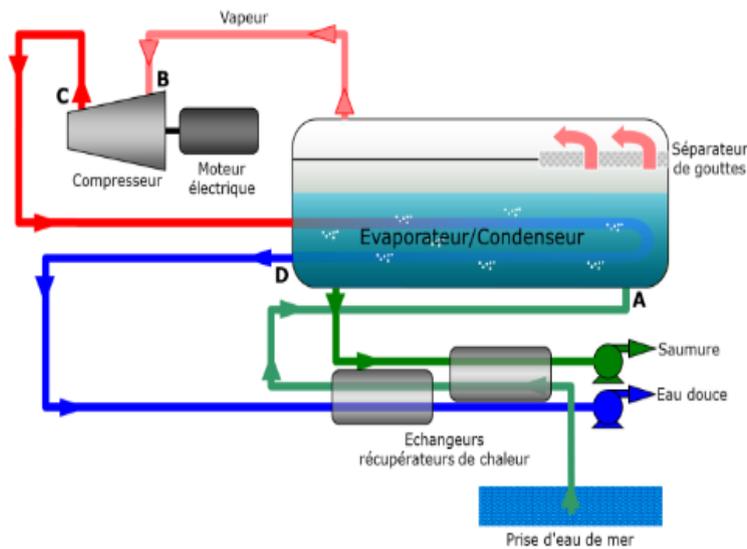


Figure II.4 : Principe du procédé à compression mécanique de vapeur (MVC) . [27]

II.1.2 - Les procédés membranaires

Le procédé membranaire est une technique de séparation utilisant des membranes semi-perméables pour filtrer les substances présentes dans les fluides, qu'ils soient liquides ou gazeux. Ces procédés permettent de séparer, purifier ou fractionner les mélanges en fonction de

la taille, de la forme ou des propriétés chimiques de leurs composants. Les membranes agissent comme des barrières sélectives, permettant le passage de certaines molécules ou particules tout en retenant les autres.

II.1.2.1 - Osmose inverse (OI)

Les systèmes à osmose inverse c'est un processus naturel de déplacement du solvant à travers une membrane semi-perméable. Normalement, le solvant passe d'une région à faible concentration de soluté vers une région à forte concentration de soluté pour équilibrer les énergies libres. Dans l'osmose inverse, une pression externe est appliquée à l'eau fortement concentrée en solutés, forçant le solvant (l'eau) à traverser la membrane, tandis que les solutés (sels et autres substances non perméables) sont retenus, créant ainsi une saumure plus concentrée. Certaines membranes peuvent rejeter jusqu'à 99 % des solides ioniques. L'augmentation de la pression accroît le taux de perméation, mais entraîne également plus d'encrassement. Les procédés d'osmose inverse peuvent produire de l'eau avec une teneur en solides dissous (TDS) comprise entre 10 et 500 mg/L. (MAUREL, 2006).

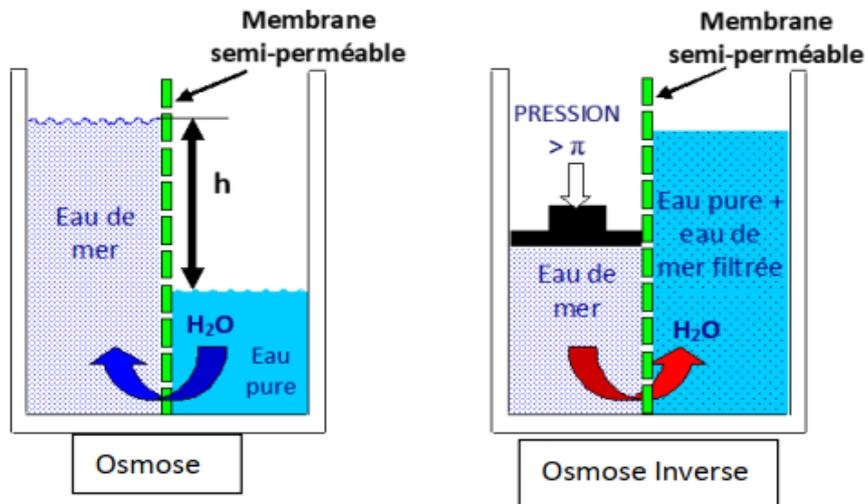


Figure II.5 : Principe de l'osmose inverse.[3]

II.1.2.2 - électrodialyse

- **Définitions :**

L'électrodialyse (ED) est un procédé membranaire développé il y a longtemps, avec la première installation remontant aux années 1960. Son principe consiste à éliminer les sels dissous dans l'eau saumâtre en les faisant migrer à travers des membranes sélectives grâce à un champ électrique. [24]

- **Mécanismes de transfert**

L'appareil est constitué d'une série de membranes anioniques et cationiques qui créent des compartiments de dilution (D) et de concentration (C). On alimente le compartiment central

II.1.2.3 - L'ultrafiltration

L'ultrafiltration (UF) est une méthode de transfert de fluide qui repose sur l'application de pression. Cette technique utilise des membranes microporeuses avec des diamètres de pores allant de 1 à 100 nm. Ces membranes permettent le passage des petites molécules (comme l'eau et les sels) tout en bloquant les molécules plus volumineuses (comme les polymères, protéines et colloïdes). La séparation se base principalement sur la taille des solutés, ainsi que sur leur forme. Les molécules plus grandes que les pores de la membrane sont retenues, tandis que les petites molécules (et le solvant) peuvent traverser librement la membrane. Le flux de solvant à travers la membrane est directement proportionnel à la pression appliquée, généralement comprise entre 1 et 10 bars. L'efficacité d'une membrane d'UF est généralement évaluée par son seuil de coupure, qui correspond à une rétention pratiquement totale (généralement 90%) d'une macromolécule spécifique, déterminée par le fabricant.

II.1.2.4 - Nanofiltration

Le terme "nanofiltration" (NF) est composé du préfixe "nano", qui fait référence à 1 nm (10^{-9} m), la taille des plus petites molécules retenues par les membranes de nanofiltration, et du terme "filtration". Il s'agit d'une technique membranaire relativement récente qui se situe entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse, et qui fonctionne grâce à un gradient de pression. La nanofiltration permet la séparation des composants ayant une taille en solution proche du nanomètre (soit 10 Å), d'où son nom. Ce type de membrane ne retient pas les sels ionisés monovalents et les composés organiques non ionisés dont la masse molaire est inférieure à environ 200 - 250 g/mol. En revanche, les sels ionisés multivalents (calcium, magnésium, aluminium, sulfates, etc.) et les composés organiques non ionisés dont la masse molaire est supérieure à environ 250 g/mol sont fortement retenus. [24]

Les principales caractéristiques de la nanofiltration sont les suivantes:

- Les solutés retenus ont des masses moléculaires comprises entre 200 et 1000 g/mol.
- Les pressions de travail (de 10 à 50 bars) sont inférieures à celles utilisées en osmose inverse (de 30 à 100 bars), et les débits de filtration sont supérieurs à ceux obtenus avec cette technique.

II.1.2.5 - La microfiltration (MF)

La microfiltration (MF) est un procédé de séparation solide-liquide qui utilise des membranes avec des pores de diamètres compris entre 0,1 et 10 μ m. Cela permet de retenir les particules en suspension, les bactéries, les colloïdes et certains ions après leur fixation sur des particules plus grosses obtenues par complexation, précipitation ou floculation.

Il y a une différence claire entre l'ultrafiltration et la microfiltration :

- L'ultrafiltration fonctionne dans une phase liquide homogène, tandis que la microfiltration vise à séparer les solides des liquides.
 - La pression de travail est généralement plus faible dans le cas de la microfiltration (pression transmembranaire < 3 bars).
 - Les débits de filtration sont souvent plus importants dans le cas de la microfiltration.
- La microfiltration est un procédé à basse pression qui est utilisé dans différentes applications, telles que la récupération de cellules provenant de bouillons de fermentation, le fractionnement des protéines du lait, la clarification du sirop de maïs et la récupération de produits chimiques utilisés lors des phases de Nettoyage en Place (NEP). (source : Générale des Eaux)

II.3 - Comparaison entre les différents techniques membranaires

II.3.1 - Comparaison des techniques

Comme mentionné précédemment, il existe différentes méthodes pour déminéraliser l'eau. Cependant, le choix d'une technique par rapport à une autre pour obtenir de l'eau potable dépend de nombreux facteurs et conditions techniques. Voici quelques exemples :

- Les caractéristiques physiques de l'eau à traiter, telles que la turbidité et les matières en suspension, qui déterminent le type de prétraitement nécessaire.
- La composition chimique de l'eau à traiter, en particulier dans le cas des eaux saumâtres, comme la dureté et la teneur en sulfates.
- La salinité de l'eau à traiter : généralement, les procédés de distillation conviennent aux eaux fortement concentrées, tandis que les procédés à membrane sont généralement utilisés pour les eaux de mer et les eaux saumâtres.
- La salinité de l'eau produite : selon l'utilisation prévue, elle peut varier de 300 à 500 ppm pour l'approvisionnement en eau potable, à 15-30 ppm pour l'alimentation en eau industrielle.
- Les sources d'énergie disponibles.
- La consommation énergétique de chaque technique.
- La durée de vie de l'unité.
- L'impact sur l'environnement.
- Le volume total d'eau à traiter.

II.3.1.1 - Comparaison entre les différents types de distillation

Les deux tableaux suivants résument les avantages et les inconvénients ainsi que toutes les caractéristiques des différentes techniques s'appuyant sur la distillation

Tableau II.1 : Caractéristiques des techniques de dessalement s'appuyant sur la distillation.[25]

	Distillation multi-flash (MSF)	Distillation à multiples effets (MED)	Compression mécanique de vapeur
Température de fonctionnement(°C)	< 120	< 70	< 70
Pression (bar)	2	0.25-0.4	0.7-1
Prétraitement de l'eau	Nécessaire	Nécessaire	Nécessaire
Capacité de traitement (m3/j)	5 000 – 60 000	500 – 12 000	10 – 2 500
Principale source d'énergie	Thermique	Thermique	Mécanique (via électricité)
Consommation thermique (KWh/m3)	3.5	1.5	8 - 14
Salinité de l'eau brute (g/l)	30 - 100	30 - 100	30 – 50
Salinité de l'eau traitée (mg/l)	Comprise entre 20 et 80	Comprise entre 20 et 80	Comprise entre 20 et 80
Impact sur l'environnement	- Saumure 10% plus salée et 2.8° que l'eau de mer- Fonds marins peu oxygénés- Destruction de certains organismes	- Saumure 50% plus salée- Eau très peu oxygénée- Floculants toxiques à fortes concentrations	Tambours de l'eau blessent les poissons
Risque de corrosion	Moyen	Faible	Faible

II.3.1.2 - Comparaison entre les différents techniques de dessalement

Les procédés membranaires, qui ne nécessitent pas de changement de phase, doivent consommer moins d'énergie que d'autres procédés de séparation tels que la distillation. Tout d'abord, nous allons comparer les paramètres caractérisant l'osmose inverse, la nanofiltration,

l'ultrafiltration et la microfiltration.

Tableau II.2:Avantages et inconvénients des techniques de dessalement s'appuyant sur la Distillation

Les procédés	Avantages	Inconvénients
Distillation multi-flash (MSF)	<ul style="list-style-type: none"> - Fiabilité, technique éprouvée - Flexibilité de la salinité de l'eau d'alimentation. - Production de haute pureté(<30ppm). - Haute capacité de production. - Faible nécessité des opérateurs qualifiés. - Utilisées à double fins: production d'eau et d'électricité. 	<ul style="list-style-type: none"> - Important prétraitement- Consommation élevée del'énergie.- Faible taux de conversion (10% à 25%). - Beaucoup d'exigences pendant la construction. - Potentiel limité d'améliorationaprès fin de construction.
Distillation à multiples effets (MED)	<ul style="list-style-type: none"> - Récupération d'énergie (chaleur latente de vaporisation) maximale- Bons rendements - Haute capacité de production. - Haute pureté du produit (<30ppm).- Apport énergétique indépendant de la salinité. - Opérateur qualification minimale des opérateurs 	<ul style="list-style-type: none"> - Capacité plus faible que MSF- Longue période de construction.- Faible conversion de l'eaud'alimentation (30% à 40%). - Nécessite un grand espace avec exigences des équipements
Compression mécanique de vapeur	<ul style="list-style-type: none"> - Faible consommation électrique- Simplicité - Haute qualité de l'eau produite (20ppm). - Courte période de construction 	<ul style="list-style-type: none"> -Rendement limité à cause de problèmes de corrosion et d'entartrage des composants .- Capacité limitée. - Haute consommation d'énergie

Tableau II.3 : Comparaison technique entre les différentes techniques membranaires. [25]

	OI	NF	UF	MF
Diamètre des pores (µm)	< 0.0005	0.001	0.002 – 0.5	0.1 – 10
Espèces retenues	Sels	Ions divalents	Macromolécules Colloïdes	Particules Colloïdes
Pression appliquée (bars)	30 – 80	10 - 40	0.5 - 10	0.5 - 3
Flux (L/m ³ /h)	10 – 60	50 - 100	50 - 500	200 – 450
Application	Affinage Dessalement	Affinage Micropolluants Couleur MO	Clarification	Clarification

II.4 Choix de procédé de dessalement

Il existe plusieurs procédés de dessalement différents et le choix de celui qui convient dépend de plusieurs facteurs, notamment :

- **La qualité de l'eau d'alimentation** : La qualité de l'eau d'alimentation, y compris sa concentration en sel, sa température et ses solides en suspension, peut affecter l'efficacité du processus de dessalement. Vous devez donc choisir un procédé de dessalement capable de gérer les caractéristiques de l'eau d'alimentation.
- **L'échelle d'exploitation** : La taille de l'usine de dessalement peut influencer sur le choix du procédé de dessalement. Certains procédés conviennent mieux aux opérations à petite échelle, tandis que d'autres sont plus adaptés aux opérations à grande échelle.
- **Consommation d'énergie** : L'énergie nécessaire au fonctionnement du procédé de dessalement est un facteur essentiel à prendre en compte. Certains procédés sont plus économes en énergie que d'autres, et vous devez choisir un procédé à la fois efficace et économe en énergie.
- **Le coût** : Le coût du processus de dessalement est un autre facteur crucial à prendre en considération. Certains procédés sont plus coûteux que d'autres, et vous devez choisir un procédé qui soit rentable et qui corresponde à votre budget.
- **L'impact sur l'environnement** : L'impact environnemental du processus de dessalement est un autre facteur essentiel à prendre en compte. Certains procédés peuvent avoir un impact environnemental plus important que d'autres, et vous devez choisir un procédé respectueux de l'environnement et durable.

• **Exigences en matière de maintenance** : Les besoins en maintenance de chaque technologie doivent être pris en compte, car certaines technologies nécessitent plus de maintenance que d'autres.

Il est important de noter que le choix du procédé de dessalement varie d'un pays à l'autre. Les deux principaux facteurs influençant ce choix sont l'énergie et les membranes. En ce qui concerne l'énergie, l'Algérie utilisait principalement la distillation dans les années 1990 et jusqu'au début des années 2000, bien que cette méthode consommait environ 7 à 10 kWh/m³, ce qui est beaucoup. En revanche, l'osmose inverse est estimée consommer entre 3,5 et 5 kWh/m³, mais cette estimation ne prend pas en compte la perte d'énergie au cours du processus. Pour être plus précis, l'osmose inverse nécessite une pression élevée pour assurer le dessalement à travers les membranes, et cette pression est fournie par des pompes à haute pression.

II.5- Mise en œuvre et performance

II.5.1- Techniques d'amélioration des performances de procédés

Diverses méthodes ont été élaborées pour résoudre les problèmes de polarisation de concentration et d'encrassement qui entraînent une diminution des performances dans les applications de filtration membranaire. Parmi celles-ci, on trouve :

- L'ajustement des conditions de fonctionnement (pression, température, etc.),
- Des approches physiques telles que le nettoyage de la surface de la membrane,
- Des méthodes hydrodynamiques, notamment l'utilisation d'espacements entre les membranes.

II.5.2- Choix des conditions de fonctionnement

La performance des procédés d'osmose inverse est liée à plusieurs variables qui sont :

II.5.2.1- Choix de taux de conversion

D'un point de vue économique, opter pour un taux de conversion élevée (notée Y) présente un intérêt certain, car cela permet de réduire à la fois la quantité d'eau brute à pomper (entraînant des coûts moins élevés pour les équipements tels que les pompes et les filtres, et une consommation d'énergie moindre) et les rejets à éliminer. La gestion de ces rejets est primordiale, car l'élimination directe dans l'environnement naturel d'une eau saumâtre concentrée n'est pas toujours réalisable, nécessitant ainsi son traitement par des méthodes comme le lagunage ou même la distillation.

Sur le plan technique, un taux de conversion élevé entraîne une augmentation de la concentration en sels, risquant de dépasser la limite de solubilité de certains composés et provoquant ainsi l'entartrage des modules. De plus, cela conduit à une élévation de la salinité

de l'eau produite. En pratique, avec un prétraitement adéquat, un taux de conversion de 60 % est atteignable pour l'eau de mer et de 90 % pour les eaux saumâtres.

II.5.2.2- Choix de la pression

Le choix repose sur des considérations techniques et économiques :

➤ **Considérations techniques**

La pression de fonctionnement doit être supérieure à la pression osmotique :

- La sélectivité d'une membrane augmente proportionnellement à la pression ; ainsi, il convient de sélectionner une pression adéquate afin d'atteindre le taux de conversion souhaité. [8]

➤ **Considérations économiques :**

Il est essentiel de sélectionner une pression de fonctionnement qui équilibre le coût de la consommation énergétique et le coût associé à la surface membranaire. À mesure que la pression augmente, la consommation d'énergie augmente également, mais la surface membranaire requise diminue pour une production donnée.

Conclusion

Les différentes techniques de dessalement jouent un rôle crucial dans la gestion des ressources en eau douce à l'échelle mondiale pour répondre à la demande croissante en eau potable, elles présentent des défis tels que la consommation d'énergie, l'impact environnemental et les coûts élevés. L'innovation continue dans ce domaine est essentielle pour rendre le dessalement plus durable et accessible à l'avenir.

Chapitre III

Présentation de zone d'étude

Introduction

Ce chapitre présente un aperçu de la zone d'étude, à savoir la station de dessalement de Bateau Cassé, située à Bordj El Kiffan dans la wilaya d'Alger. Cette station est d'une importance capitale car elle satisfait la demande urgente en eau douce de la région. Avec une capacité de production de 10 000 m³ par jour, l'usine de dessalement de Bateau Cassé est essentielle pour répondre aux besoins en eau des communautés locales et pour soutenir diverses industries. mer comme solution viable.

III.1 - Présentation de la zone d'étude

III.1.1 - Présentation de la commune de Bordj El Kiffan

Bordj El Kiffan est une commune côtière avec une linéarité de 6,7 km, se située à environ 15 km à l'Est d'Alger. Elle s'étend sur une superficie totale de 2173,74 ha, dont 76 % est une zone communale et 28 % est une zone de servitude. Le chef-lieu de la commune se trouve au Nord-Est de la wilaya et occupe une superficie de 130.60 km² avec une population de 151950 habitants en 2008.

III .1.2 - Situation géographique

L'altitude de la commune de Bordj El Kiffan varie d'environ 0 à 11 mètres au-dessus du niveau de la mer, ses coordonnées géographiques sont :

- Latitude : 36.7375° Nord
- Longitude : 3.2192° Est

Elle est limitée par :

- Au Nord par la commune de Bordj El Bahri .
- À l'Est par la commune de Rouïba .
- À l'Ouest par la Mer Méditerranée .
- Au Sud par la commune de Dar El Beida .

III .1.3 - Situation climatiques

Le Climat de Bordj el Kiffan est caractérisé par un été chaud, lourd, sec et ensoleillé en général, tandis que l'hiver est long, frais, partiellement nuageux.

L'état de l'atmosphère peut se caractériser par la mesure des différentes grandeurs physiques comme la température, les précipitations, l'humidité, le vent, etc. Qui sont nécessaires pour toute étude hydrologique et hydraulique permettant d'évaluer l'alimentation des nappes souterraines de cette région.

a) Température :

La température est un élément fondamental du climat. Sa variation influe sur le degré d'évapotranspiration et par conséquent elle conditionne l'évaporation, la végétation et le déficit d'écoulement.

Le tableau (III.1) ainsi que la figure (III.4) au-dessous représentent respectivement es températures annuelles moyennes allant de l'année 1980 jusqu'à l'année 2009.

Tableau III.1: Température moyenne maximale et minimale à Bordj El Kiffan (1980 à 2009)

Mois	Jan	Fév	Mars	Avr	Mai	Juin	Jui	Aout	Sept	Oct	Nov	Déc	Annuel
T_{max}	17,4	17,7	20,1	21,8	24,7	29,1	31,5	32,6	29,6	26,5	20,9	18,2	24,2
T_{moy}	11,7	11,5	13,5	15,2	18,7	22,8	25,2	26,5	23,7	20,4	15,4	12,7	18,1
T_{min}	6,1	6,7	7,0	8,6	12,6	16,4	18,9	20,4	17,6	14,2	9,9	7,2	12,1

Source : [ONM Alger (2018)]

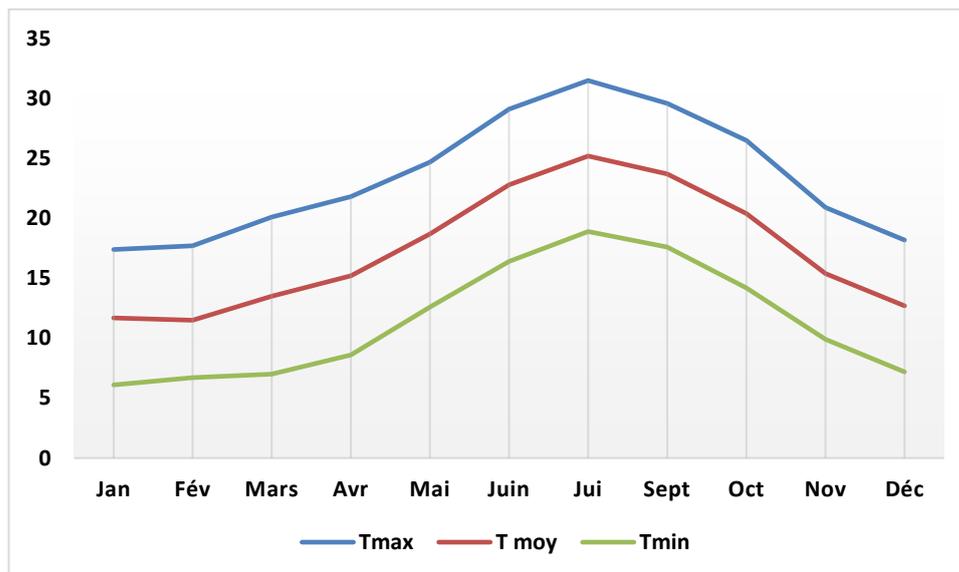


Figure III.1: Courbe de température moyenne, maximale et minimale à Bordj El Kiffan

***Interprétation :**

La période chaude dure 3 mois, du 21 juin au 22 septembre. Pendant cette période, la température quotidienne moyenne atteint 26 °C ou plus. Le mois le plus chaud de l'année est août, avec une température moyenne -maximale de 32 °C et minimale de 20 °C.

La période fraîche à Bordj el Kiffan dure 4 mois, du 23 novembre au 23 mars. Pendant cette période, la température quotidienne moyenne reste inférieure à 19 °C. Le mois le plus froid de l'année est janvier, avec une température moyenne minimale de 6 °C et maximale de 17 °C.

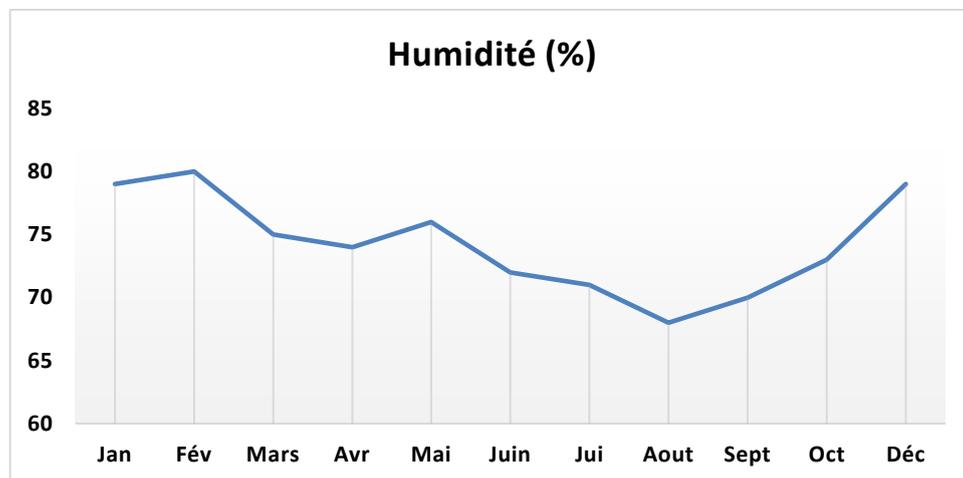
b) Humidité :

L'humidité de l'air est donnée par le tableau suivant :

Tableau III. 2 : Humidités moyennes mensuelles à Bordj el Kiffan (1980 à 2009)

Mois	Jan	Fév	Mars	Avr	Mai	Juin	Jui	Aout	Sept	Oct	Nov	Déc	Annuel
Hum(%)	79	80	75	74	76	72	71	68	70	73	77	79	75

Source:[ONM Alger (2018)]

**Figure III.2:** Courbe de l'humidité moyenne mensuelle à Bordj El Kiffan***Interprétation :**

Le graphique illustre les variations de l'humidité relative moyenne à Bordj El Kiffan, qui reste constamment autour de 75%. Ces variations saisonnières sont caractéristiques d'un climat méditerranéen.

La ligne de tendance de la moyenne annuelle (75%) montre que malgré les fluctuations mensuelles, l'humidité relative reste relativement stable tout au long de l'année.

c) Le Vent:

Le vent, c'est un éléments les plus caractéristiques du climat, est malheureusement l'un des plus difficiles à observer et à étudier. Dans la région étudiée, il n'y a pas de stations anémométriques. La station météorologique de Dar El Beida est la plus proche. Le tableau ci-dessous présente les vitesses moyennes du vent.

Tableau III.3 : Vitesses moyennes mensuelles des vents à Bordj el Kiffan (1980 à 2009)

Mois	Jan	Fév	Mars	Avr	Mai	Juin	Jui	Aout	Sept	Oct	Nov	Déc	Annuel
V (m/s)	2,5	2,1	2,2	2,7	2,7	2,8	2,7	2,4	2,5	2,0	2,5	2,5	2,5

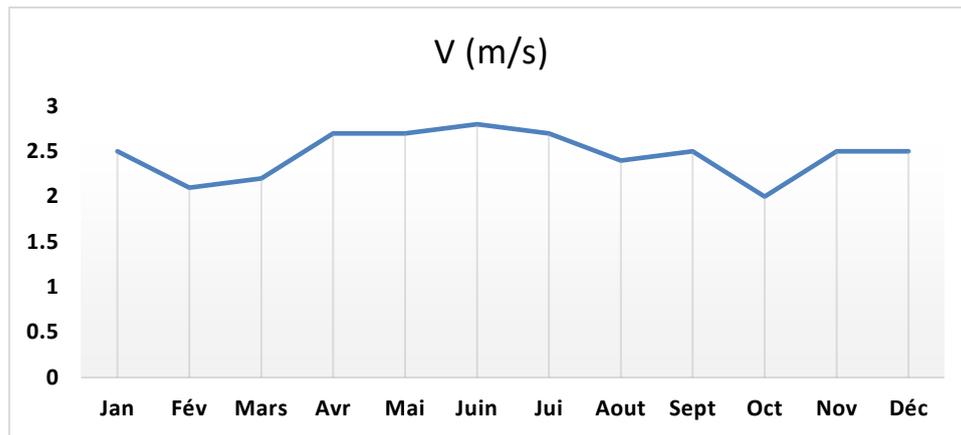


Figure III.3: Courbe de vitesses moyennes mensuelles des vents à Bordj el Kiffan

***Interprétation :**

Le graphique présente la vitesse moyenne du vent à Bordj El Kiffan pour chaque mois de l'année. Voici quelques observations importantes :

- **Variation mensuelle :**

Période de vent fort : Les vitesses de vent sont les plus élevées de mars à juillet, atteignant leur maximum en juin avec une vitesse de 2,8 m/s.

- **Période de vent faible :**

Les mois de février et octobre enregistrent les vitesses de vent les plus faibles, avec respectivement 2,1 m/s et 2,0 m/s.

d) Pluviométrie :

Les précipitations dans la zone d'étude sont caractérisées par des irrégularités dépassant rarement les 400 mm en moyenne par an.

Les enregistrements de précipitations mensuelles de la station pluviométrique d'El Hamiz (**Code 020602** X=558550 m , Y=367400 m , Z=130 m) , sont résumés dans le tableau et le graphe comme suivant:

Tableau III.4 : Répartition mensuelles de la pluviométrie moyenne de la série pluviométrique (1980 – 2009) du Barrage d'El Hamiz wilaya de Boumerdès.

Mois	Sept	Oct	Nov	Déc	Jan	Fév	Mar	Avr	Mai	Juin	Juil	Aout
P(mm)	36,97	53,42	93,5	120,23	94,8	80,31	62,41	66,6	48,45	9,4	2,85	5,21

Source : [ANRH , 2024]

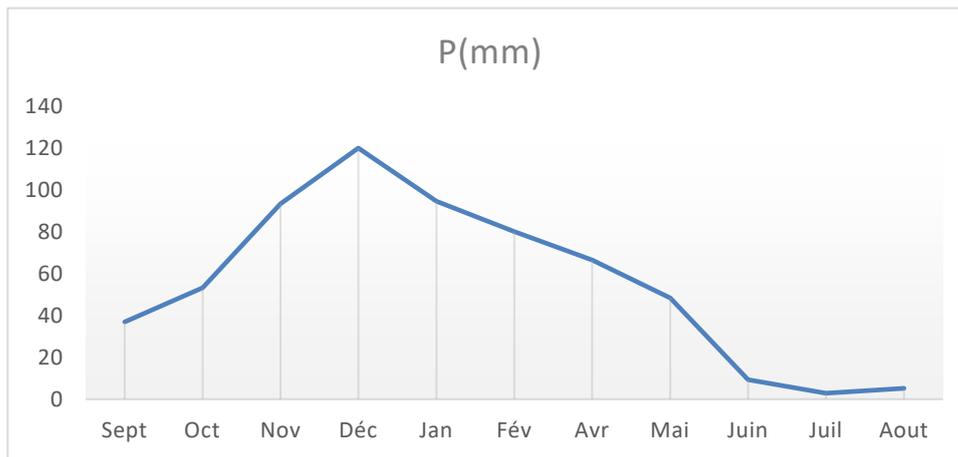


Figure III.4: Courbe de précipitations moyenne mensuelles à Bordj El Kiffan

Interprétation :

On observe que le mois le plus pluvieux est décembre, avec une moyenne de précipitations de 120,23 mm. En revanche, le moins pluvieux est juillet, avec seulement 2,85 mm de précipitations enregistrées.

III.1.4 - Situation démographique

III.1.4.1- Evaluation de la population

En 2008, la population de la ville de Bordj El Kiffan a été estimée à **151 950 habitants**. Des prévisions seront également établies pour l'horizon **2046 (Source: APC, 2008)**
 Nous pouvons estimer la population future de la ville de Bordj El Kiffan en utilisant la relation suivante :

$$P = P_0 * (1 + t)^n \dots\dots\dots(III.1)$$

Avec ;

- Pn : population future prise à l'horizon 2046.
- P0 : population de l'année de référence (2008).
- a : le taux d'accroissement annuel de la population à égale 1.7 %.
- N: nombres d'années séparant l'année de référence (2008) de l'horizon considéré(2046).

Le tableau ci-dessous présente le nombre d'habitants pour les différents horizons :

Tableau III.5 : Evolution de la population pour différents horizon

Année	Evaluation de la population [hab.]
2008	151950
2021	189179
2046	288335

III.1.4.2- Catégories des Equipements

Les équipements à Bordj El Kiffan peuvent être catégorisés comme suit :

- Equipements scolaires ;
- Equipements sanitaires ;
- Equipements socioculturels et sportifs ;
- Equipements administratifs ;
- Equipements commerciaux ;

a- Les Equipements scolaires :

Le tableau ci-dessous, résume les établissements scolaires ainsi que l'effectif dans chaque type d'établissement :

Tableau III.6 : Etablissements scolaires

Nature de l'établissement	Nombre	Type d'unité	Nombre d'unité
Crèche	8	Enfant	640
Ecoles primaires	38	élève	14485
CEM	12	élève	13235
Lycée	5	élève	3038
Centre de formation	1	étudiant	750

Source : [ONS et APC Alger (2021)]

a- Les Equipements sanitaires :

Le tableau ci-dessous résume les établissements sanitaires ainsi que leurs capacités d'accueil journalières :

Tableau III.7 : Etablissements sanitaires

Nature de l'établissement	Nombre	Type d'unité	Nombre d'unités
Salle de soin	2	Patient	20
Polyclinique	3	Lit	30

Source : [ONS et APC Alger (2021)]

b- Les Equipements Socioculturels et sportifs :

Le tableau ci-dessous résume les établissements Socioculturels et sportifs :

Tableau III.8: Etablissements Socioculturels et sportifs

Désignation	Nombre	Type d'unité	Nombre d'unités
Mosquées	23	Fidèle	34500
Ecoles coranique	13	élève	650
Musée	1	m ²	200
Bibliothèques	3	Adhérent	300
Salle de cinéma	2	Télespectateur	200
Centre culturel	1	Adhérent	150
Salle de sport	1	Sportif	150

Source : [ONS et APC Alger (2021)]

c- Les Equipements administratifs :

Le tableau ci-dessous récapitule les équipements administratifs disponibles à Bordj El Kiffan, ainsi que le nombre d'employés dans chaque type d'équipement.

Tableau III. 9 : Etablissements administratifs.

Nature de l'établissement	Nombre	Nombre d'employés
Antenne administratifs	5	250
Bureau de poste	3	90

Source : [ONS et APC Alger (2021)]

III.2- Description de la station de dessalement de Bateau Cassé

La station de dessalement de Bateau Cassé comprend une tour de captage et un prétraitement en plusieurs étapes : d'abord une structure pour les dégrilleurs, suivie d'une station de pompage pour l'acheminement vers le bâtiment de coagulation-floculation, ensuite un décanteur lamellaire, et enfin un bâtiment de filtration avec un système d'osmose inverse.

III.2.1- Situation géographique

La station de dessalement de Marsa a été mise en service en 25 avril 2022 avec une capacité de 10 000 m³/j. La station est située à l'Est d'Alger, dans la commune de Bordj el Kiffan. Cette station de dessalement assure l'approvisionnement de cette commune dont la population est 120 milles habitants.

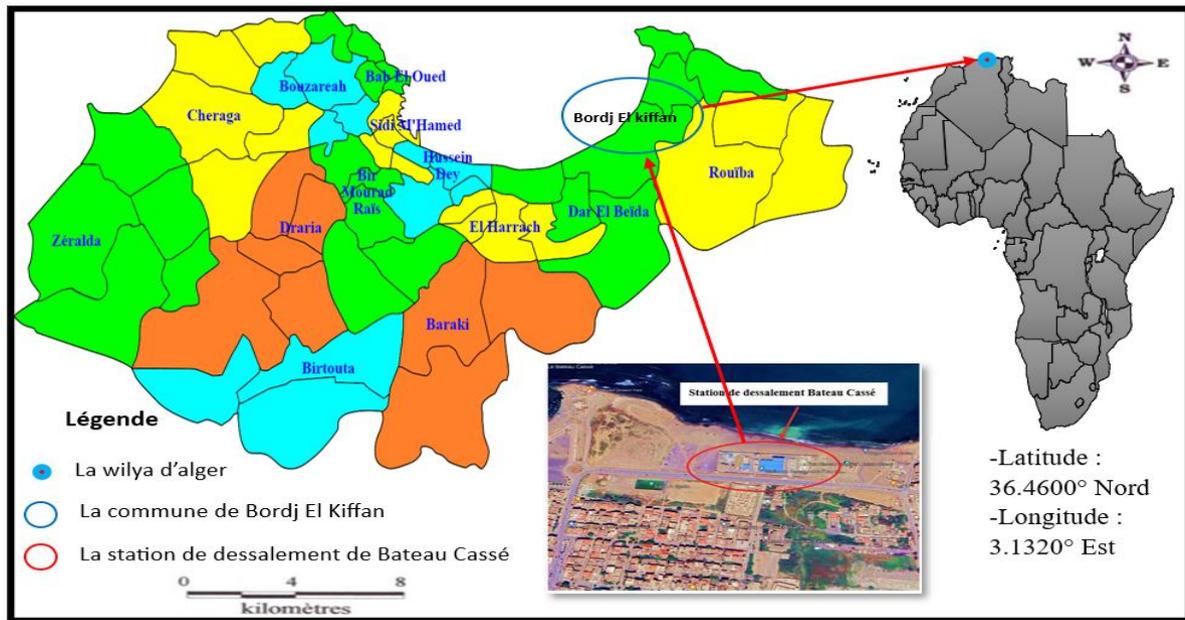


Figure III.5: Situation géographique de Bateau Cassé
 [Source : Google earth , cosider D’Alger.2024)]



Figure III.6: La station de dessalement de l’eau de mer Bateau Cassé.
 [Source: cosider D’Alger.2024)]

III.2.2 - Processus et fonctionnement de la station de Bateau Cassé

Une station de dessalement est une installation à grande échelle conçue pour transformer l'eau salée, comme l'eau de mer, en eau douce potable. Elle utilise divers procédés pour éliminer les sels et les impuretés de l'eau de source, la rendant ainsi sûre pour la consommation humaine, l'usage agricole et les applications industrielles. Toutes les stations de dessalement commencent par un prétraitement de l'eau de mer, dont les étapes varient en fonction de sa qualité. Les principales étapes de dessalement dans cette station sont :

- Captage de l'eau de mer
- Prétraitement
- Osmose inverse
- Post-traitement

III.2.2.1 - Captage de l'eau de mer

La station de dessalement de Bateau cassé prélève 22973 m³/j d'eau de mer par un système composé de trois éléments essentiels : une tour en béton d'une forme octogonale à 230 m du littoral à une profondeur de -12 m, conduite de captage et bassin de captage.

Tableau III.10: Caractéristiques de la conduite.

Nombre conduite	Longueur (m)	Diamètre normalisé (mm)	Matériau
1	1010	600	PRV

[Source: cosider D'Alger.(2024)]



Figure III. 7: La conduite de captage.

[Source: cosider D'Alger.2024)]

Il convient de noter que, pour maintenir un pH approprié et prévenir le colmatage des conduites par les divers organismes présents dans l'eau de mer, un traitement de choc est appliqué. Ce traitement implique une acidification avec de l'acide sulfurique (H₂SO₄), suivie d'une pré-chloration avec de l'hypochlorite de sodium (NaOCl), via des conduites de 10 mm reliées à la conduite de captage.

- L'acidification empêche la précipitation des carbonates de calcium sur les membranes et maintient un pH optimal de 6,9 à 7,2 pour la coagulation et la pré-chloration.
- La pré-chloration, quant à elle, prévient la prolifération des organismes vivants et le colmatage des conduites.

Tableau III.11 : Processus d'acidification et pré-chloration.

Période d'injection	Produit chimique	Dose d'injection (ppm)	Fréquence
Saison Hivernale	H ₂ SO ₄	140	02 fois/saison 4H/24H
	NaClO	4	04 fois/saison 4H/24H
Saison estivale	H ₂ SO ₄	140	04 fois/saison 6H/24H
	NaClO	6	08 fois/ saison 6H/24H

[Source (station de dessalement Bateau Cassé (2024))]

III.2.2.2 Etape de prétraitement

Le prétraitement, avec toutes ses méthodes et étapes, est crucial pour protéger la membrane d'osmose inverse. Il vise à éliminer certains contaminants, réduire les particules pour éviter l'encrassement de la membrane, prolonger sa durée de vie et optimiser son efficacité. Dans le cas spécifique de la station de Bateau Cassé, le processus de prétraitement commence par dégrilleurs grossier et fin. Ensuite, l'eau est pompée pour subir une coagulation-floculation, puis passe par un décanteur lamellaire. Enfin, elle est acheminée à travers des filtres sous pression à double couche et des filtres à cartouche avant d'être traitée par les membranes d'osmose inverse.

1) Les dégrilleurs

- **Dégrilleurs grossiers** : Le dégrilleur grossier est spécialement conçu pour les déchets et les solides dont la taille est supérieure ou égale à 40 mm. Dans la station, un seul dégrilleur est en service, capable de traiter un débit horaire de 957 m³/h. Les barreaux du dégrilleur ont une distance de séparation de 40 mm et une épaisseur de 10 mm.



Figure III.8: Dégrilleur grossiers Bateau Cassé

- **Dégrilleurs fins** : Les dégrilleurs fins sont des éléments essentiels du processus de prétraitement de l'eau, utilisés pour éliminer les petites particules solides des sources d'eau avant leur traitement ou leur distribution. Leur conception vise à capturer et retenir les débris tels que le sable, le limon, les algues, les feuilles et autres matières en suspension présentes dans l'eau. À la station Bateau Cassé, un dégrilleur fin est en service. Ses barres ont une hauteur de 500 mm et une largeur de 1000 mm.

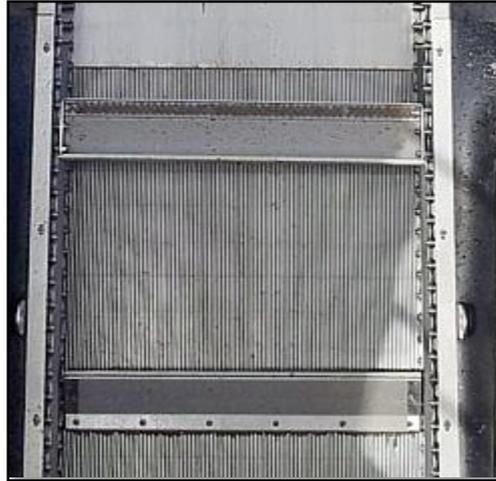


Figure III.9: Dégrilleurs fin.

2) La station de pompage

Une fois l'étape des dégrilleurs est passée, l'eau est stockée dans un réservoir qui sert à maintenir un débit régulier. La station de pompage qui mène vers la coagulation floculation est équipée de 2 pompes de type DESMI B114N, dont 1 en service et 1 en réserve avec une HMT de 28 m. Le débit de pompage est de 480 m³/h, avec une pression d'aspiration de -0,5 bar et une pression de refoulement de 2.8 bar.



Figure III. 10: Station de pompage

Au niveau de cette station, divers paramètres sont contrôlés en continu avec deux capteurs. Les paramètres sont :

- Hydrocarbures : un paramètre de pollution, si la concentration dépasse 0.1 mg/l la station
- de dessalement s'arrête complètement.
- Chlorophylle
- MES
- PH
- Température
- Conductivité



Figure III.11: Capteur chlorophylle, MES et PH

Figure III.12: Capteurs ,Conductivité

3) La coagulation floculation

Dans les systèmes de prétraitement , la coagulation est principalement utilisée pour garantir que la qualité de l'eau produite répond aux normes requises par les fabricants de membranes d'osmose inverse, en termes de turbidité et d'indice de colmatage de la membrane (SDI). Le chlorure ferrique est le coagulant le plus fréquemment utilisé dans le prétraitement des eaux de mer. La coagulation-floculation est réalisée à l'aide d'un mélangeur statique fourni par FLUYTEC.

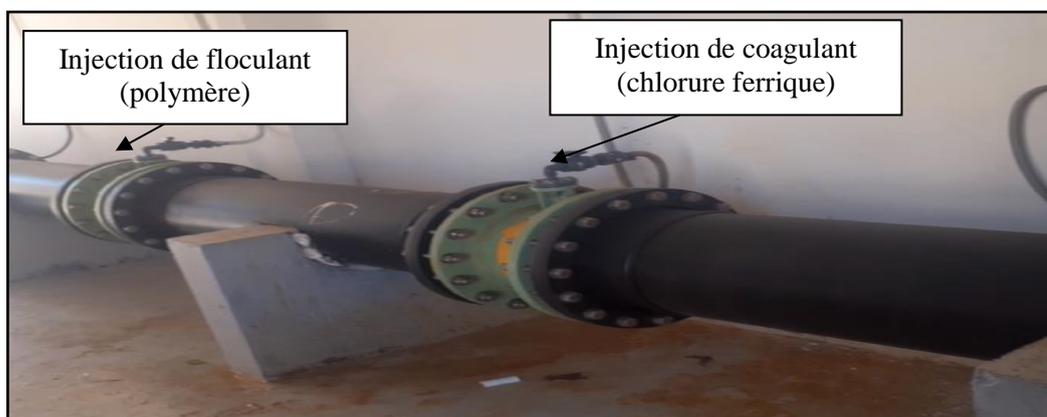


Figure III.13 : les points d'injection de coagulant et floculant

Le coagulant utilisé est l'hypochlorite de sodium et le chlorure ferrique FeCl_3 avec un intervalle de dosage qui varie en fonction de trois conditions :

- Si la turbidité est inférieure à 5 NTU, aucun coagulant n'est utilisé.
- Si la turbidité est comprise entre 0 et 50 NTU, le dosage est de 0-10 mg/l.
- Si la turbidité est comprise entre 50 et 100 NTU, le dosage est de 13-20 mg/l



Figure III. 15 - les réservoirs de coagulation et floculation

4) Décanteur lamellaire

L'eau coagulée et floculée est transportée verticalement à travers des canalisations en PEHD de diamètre 500 mm vers le décanteur. Le décanteur a pour objectif de séparer et éliminer les matières en suspension (MES) de cette eau. À pleine capacité, l'unité traite un débit de 957 m^3/h avec un temps de séjour de 2 heures. La différence de concentration en MES mesurée avant et après les étapes de prétraitement permet de fournir une évaluation précise de l'efficacité du prétraitement.



Figure III.16 - Décanteur Lamellaire

5) Etape de filtration

Une fois l'eau décantée, elle est acheminée vers les filtres sous pression par un pompage intermédiaire. Une pompe est nécessaire à la sortie du décanteur pour garantir l'acheminement vers les filtres à sable sous pression, via des conduites en PEHD de 500 mm de diamètre. Ces filtres sont composés de trois couches : anthracite, sable et gravier.

L'usine de Bateau Cassé possède de quatre filtres sous pression installés en parallèle, chacun traitant un débit de 480 m³/h. Ces filtres éliminent la plupart des particules en suspension ainsi que les traces d'huile et de graisse, produisant une eau à faible turbidité ($\leq 0,5$ NTU) prête pour la microfiltration. Les filtres sous pression sont nettoyés à l'eau de saumure et à l'air comprimé. L'eau filtrée est ensuite envoyée vers les filtres à cartouche sous une pression de 3 bars. La station est équipée de cinq filtres à cartouche, dont quatre en service et un en réserve. Un dispersant (anti-scalant) est injecté en continu dans la conduite en amont des filtres à cartouche à l'aide d'une pompe doseuse. La dose d'anti-scalant est déterminée par le logiciel "ROPUR" après simulation basée sur les résultats des analyses des paramètres physiques et chimiques de l'eau traitée.



Figure III. 17 - Les capteurs PH, T°C, Conductivité, turbidité et l'ORP

III.2.2.3 Etape de traitement

L'objectif est de produire de l'eau douce et potable en éliminant les sels dissous et les impuretés. Cette étape implique l'utilisation de l'osmose inverse et de la déminéralisation.

a. Osmose Inverse :

Avant de débiter le processus d'osmose inverse (OI) à Bateau Cassé, il est crucial de noter que ce procédé nécessite une pression élevée pour surmonter la pression osmotique et forcer l'eau salée à travers la membrane. C'est pourquoi nous parlerons d'abord des pompes hautes pression

(HPRO) avant de passer à l'osmose inverse.

- **Pompes Haute Pression (HPRO) et Pompes Boosters :**

Les pompes hautes pression (HPRO) pour osmose inverse sont conçues pour fournir la pression nécessaire afin de surmonter la pression osmotique et permettre à l'eau de traverser la membrane semi-perméable dans les systèmes de dessalement par osmose inverse. Pendant le traitement de dessalement, l'eau salée est pressurisée à l'aide des pompes HPRO avant de passer à travers les membranes d'osmose inverse. À l'usine de dessalement Bateau Cassé, deux pompes HPRO sont en service, fournissant une pression d'alimentation de 67 bars, nécessaire pour les membranes à 15 °C et une salinité de 35,742 g/l.



Figure III.18- Pompe haute pression HPRO

- **Pompes Boosters :** La station est équipée de deux pompes boosters, qui augmentent la pression de l'eau avant qu'elle n'atteigne le système d'osmose inverse (OI). Elles compensent les pertes de pression causées par les divers équipements de filtration en amont du processus d'OI. Ces pompes fournissent une pression modérée à élevée, bien qu'inférieure à celle des pompes HPRO.



Figure III.19 - Pompe Booster

- **Procédé d'Osmose Inverse** : L'usine de Bateau Cassé possède un bâtiment consacré au processus d'osmose inverse, comprenant deux lignes identiques (2 racks) avec un taux de conversion de 45 % à 55 %. Cela signifie que 45 % de l'eau traitée devient du perméat (eau dessalée) et 55 % est rejetée sous forme de saumure. Chaque rack est équipée d'une pompe haute pression et de 4 échangeurs de pression de type PX Q300. Ces échangeurs de pression jouent un rôle essentiel en améliorant l'efficacité énergétique du processus d'OI en récupérant l'énergie hydraulique du flux de concentré.



Figure III.20 - Unité d'osmose inverse



Figure III. 21 - Echangeur de pression

La zone destinée aux membranes actives s'étend sur une surface de 37 m². Ces membranes sont installées dans des tubes, chacun contenant 7 unités. Pour assurer un fonctionnement optimal, il est impératif de respecter les conditions suivantes :

- Le SDI (Indice de densité de sédiments) de l'eau filtrée doit demeurer en dessous de 5.
- La turbidité doit rester inférieure à 1 NTU.
- La concentration en chlore ne doit pas dépasser 0,1 ppm.
- La pression maximale tolérée est de 80 bars (le système sous une pression de 62.2 bars).
- La température de fonctionnement ne doit pas excéder 45°C.

Les membranes sont très susceptibles de se colmater, ce qui se manifeste par plusieurs indices :

- Une réduction du débit de perméat, généralement de l'ordre de 10 à 15 %.
- Une différence de pression entre les racks dépassant 1,2 bar.

Pour remédier à ce problème de colmatage, un nettoyage en place (CIP : Cleaning In Place) est entrepris. Ce nettoyage se déroule en deux phases successives :

1. **Le nettoyage en place (CIP) avec de la soude NaOH** : Commence par la préparation d'une solution ayant une concentration de 1 g/l et un pH de 12, élaborée à partir d'eau filtrée. Cette

solution est ensuite acheminée vers le réservoir de stockage de NaOH de 28 m³ situé à l'intérieur du bâtiment d'OI. Avant son injection dans les membranes de chaque rack en circuit fermé, cette solution doit passer obligatoirement par un filtre à cartouche CIP. Ce processus dure 2 à 5 heures et vise à éliminer les matières organiques, les matières en suspension (MES) et le CaSO₄.

2. **Le nettoyage en place (CIP) avec l'acide citrique C₆H₈O₇** :Débute par la préparation d'une solution ayant une concentration de 20 g/l et un pH compris entre 2 et 3, réalisée avec de l'eau filtrée ou potable. Cette solution est ensuite acheminée vers le réservoir de stockage de NaOH de 28 m³ à l'intérieur du bâtiment d'OI. Avant son injection dans les membranes de chaque rack en circuit fermé, cette solution doit également passer par un filtre à cartouche CIP. Ce processus dure 2 à 5 heures et vise à éliminer le Mg, le Fe et le CaCO₃.
3. **Procédé de rinçage** :Ensuite, un rinçage est effectué en utilisant de l'eau perméat, suivi par la réactivation des membranes et la répétition du test de différence de pression et de flux de perméat. Si le problème persiste, un nouveau cycle de nettoyage en place (CIP) avec d'autres produits chimiques tels que le SMBS, le genesol, etc., sera nécessaire.

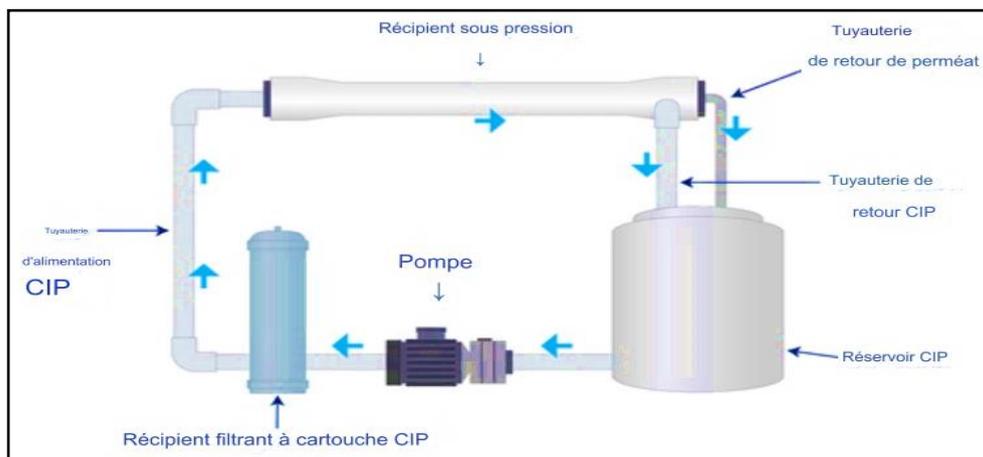


Figure III.22 - Le système de nettoyage des membranes unité CIP. [16]

Remarque :

Toute la saumure concentrée serait collectée dans un réservoir puis rejetée dans la mer.

b. Reminéralisation :

La déminéralisation désigne l'ajout de minéraux essentiels à l'eau dessalée dans le but d'améliorer son goût, sa qualité et ses bienfaits pour la santé. Ce processus intervient généralement après l'osmose inverse (OI), pendant lequel les sels dissous et les minéraux sont éliminés de l'eau d'alimentation.

À la station de Bateau Cassé, la reminéralisation se fait par injection de CO₂ dans des cuves de calcite.

- **Injection de CO₂ et acide sulfurique** : On introduit du dioxyde de carbone dans l'eau dessalée pour réduire son pH et instaurer un milieu légèrement acide. Cette procédure a deux objectifs :
 - 1- **Acidification** : Le CO₂ réagit avec l'eau pour former de l'acide carbonique (H₂CO₃), abaissant ainsi le pH de l'eau. Les conditions acides facilitent la dissolution de la calcite et favorisent le processus de déminéralisation.
 - 2- **Stabilisation** : Le CO₂ joue également un rôle stabilisateur en réduisant le risque de corrosion ou d'entartrage dans les tuyaux ou les systèmes de distribution en aval. Il aide à maintenir l'équilibre minéral souhaité et prévient la précipitation des minéraux susceptibles de causer des problèmes d'entartrage. L'injection d'acide sulfurique vise à atteindre un pH optimal et à créer des conditions idéales pour la réaction précédente.



Figure III.23 - Le système de stockage de CO₂

- **Bassin de Calcite** : Après le traitement par ces injections, l'eau remonte du fond du bassin de déminéralisation via en traversant successivement trois couches de gravier d'une hauteur uniforme de 5 cm et de diamètre croissant, de bas en haut : 3 à 6 mm, 6,3 à 12,5 mm et 12,5 à 19 mm. Ensuite, elle traverse un lit de calcite CaCO₃ de 3,3 m de hauteur, représentant un volume de 89,1 m³. Le passage à travers les trois couches de gravier vise à prolonger le temps de contact avec la calcite.



Figure III. 24 - Bassin de Calcite

La station de Bateau Cassé est pourvue de trois bassins de calcite. Lorsque l'eau dessalée traverse le réacteur à calcite, elle entre en contact avec le matériau calcaire. En raison de la présence d'acide carbonique, l'eau, légèrement acide, dissout la calcite, libérant des ions calcium et carbonate dans l'eau. Ce processus de dissolution enrichit l'eau en minéraux, notamment en calcium. L'ajout de calcite permet de rétablir l'équilibre minéral de l'eau dessalée. Le calcium, étant un minéral essentiel pour la santé humaine, sa présence dans l'eau offre des avantages pour la santé et améliore le goût.

Cette étape a deux principaux objectifs :

- Ajuster le pH avec du NaOH.
- Désinfecter avec du hypochlorite de sodium (NaClO).

3- Système de rejet de saumure : La saumure produite par le processus d'osmose inverse, équivalant à environ 55% du débit de captage, soit environ 12 973 m³ par jour, est évacuée par gravité à travers une conduite en PEHD de 800 mm de diamètre. Cette conduite, d'une longueur de 400 mètres en mer, assure l'évacuation de la saumure.

Conclusion

En résumé, nous avons décrit la situation géographique, topographique et géologique de la région, ainsi que son climat semi-aride avec une pluviométrie irrégulière. En 2019, Bordj El Kiffan a enregistré 400 mm de précipitations. Les vents forts d'avril à juin augmentent l'évaporation, accentuant la sécheresse.

La station de dessalement de Bateau Cassé répond efficacement à la demande en eau potable. Le processus comprend plusieurs étapes : un prétraitement par des dégrilleurs fin et grossier afin d'éliminer les particules et les débris volumineux. La coagulation et la floculation sont utilisées pour regrouper les particules fines et les matières en suspension, facilitant ainsi leur élimination ultérieure. Le décanteur lamellaire est ensuite utilisé pour séparer les particules coagulées et floculées de l'eau. Par la suite, l'eau est filtrée à travers des cartouches pour éliminer les particules restantes et obtenir une eau claire et de qualité. Le processus se poursuit avec l'osmose inverse, où l'eau est soumise à une pression élevée à travers une membrane semi-perméable pour éliminer efficacement les sels, les minéraux indésirables et d'autres impuretés dissoutes, garantissant ainsi une eau dessalée de haute qualité. Enfin, l'eau dessalée est reminéralisée pour obtenir une eau de haute qualité, prête à répondre aux exigences de qualité et de potabilité, avant d'être distribuée par une station de pompage.

Chapitre IV

Dimensionnement de l'installation d'osmose inverse

Introduction

Après la microfiltration, l'eau est pompée vers les membranes d'osmose inverse à l'aide d'une pompe de régulation à haute pression. La station de dessalement de Bateau Cassé est équipée de deux unités (racks) ayant une capacité totale de 10 000 m³ par jour. Le laboratoire d'analyse joue un rôle crucial dans le suivi de la station de dessalement en confirmant la qualité de l'eau après traitement et en prévoyant les étapes nécessaires avant le traitement grâce aux analyses réalisées. Dans ce chapitre, nous dimensionnerons l'installation d'osmose inverse en nous basant sur les analyses effectuées en laboratoire en laboratoire de la saturation de dessalement Bateau Cassé à Bordj El Kiffan après le prétraitement. Nous simulerons ensuite ces résultats à l'aide de logiciel LG de membrane.

IV.1 - Bilans approximatifs divers de la station de dessalement

IV.1.1 - Bilan hydraulique de la station de dessalement

Le débit prélevé à partir de la mer sera de l'ordre de 22 973 m³/j à une salinité de 40.34 g/l. Sur ce débit prélevé :

- 10 000 m³/j (45%)** est de l'eau dessalée produite à 500 ppm (selon les simulations préliminaires faites dans le cadre de l'étude de cadrage de faisabilité).
- 12 400 m³/j (55%)** de rejet sous forme de saumure à une salinité d'environ 75 g/l.

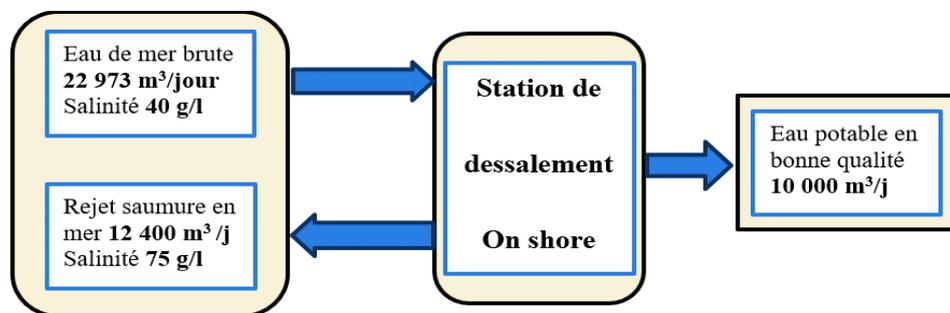


Figure IV.1- Bilan hydraulique de la station de dessalement

[Source : station de dessalement de Bateau Cassé à bordj El kiffan .(2024)]

IV.1.2 - Bilan qualitatif de la station de Bateau Cassé

Avec un taux de conversion de 45 %, l'opération de dessalement consiste à concentrer les sels contenus dans l'eau de mer brute dans 55% du volume pompé.

IV.2- Dimensionnement de l'installation d'osmose inverse:

Dans ce chapitre, nous dimensionnerons l'installation d'osmose inverse en nous basant sur les analyses expérimentales effectuées en laboratoire après le filtre à sable sous pression à double couche. Nous simulerons ensuite ces résultats à l'aide de logiciel LG de membrane.

On obtient les analyses expérimentales à partir du laboratoire de la station de dessalement de

Bateau Cassé de la commune de Bordj el Kiffan le 4 février 2024. Les analyses présentent ce tableau IV.1 ci-dessous :

Tableau IV.1: Les analyses de l'eau de mer avant le prétraitement

Paramètres	Valeurs
TDS0 (mg/l)	40 346
Conductivité (µs/cm)	54900
pH	8.2
Température (°C)	14
Turbidité (NTU)	0.43

[Source : station de dessalement de Bateau Cassé à bordj El kiffan .(2024)]

Tableau IV.2: Les analyses de l'eau de mer après le prétraitement.

Paramètres	Valeurs
TDS0 (mg/l)	40 346
Conductivité (µs/cm)	54900
pH	8.2
Température (°C)	14
Turbidité (NTU)	0.07
Ca ²⁺ (mg/l)	547.61
Mg ²⁺ (mg/l)	1542.91
Na ⁺ (mg/l)	12311.28
K ⁺ (mg/l)	440.69
Ba ²⁺ (mg/l)	0.1
NH ₄ ⁺ (mg/l)	0.2
Si ²⁺ (mg/l)	0.2
Somme des cations	14842.99
SO ₄ ²⁻ (mg/l)	2196.56
Cl ⁻ (mg/l)	23117.38
HCO ₃ ⁻ (mg/l)	180
F ⁻ (mg/l)	2.27
CO ₃ ²⁻ (mg/l)	3.74
Silice (mg/l)	1.10
NO ₃ ⁻ (mg/l)	0
CO ₂ (mg/l)	2.24
Somme des anions	25503.29

[Source : station de dessalement de Bateau Cassé à bordj El kiffan .(2024)]

IV.2.1- Critique du quantile des eaux

a. La balance ionique des eaux :

- Balance ionique = $\frac{\sum cations - \sum anions}{\sum cations + \sum anions}$ (meq/l) < 3 %(IV.1)

$$\bullet \text{ La masse equivalent (Me)} = \frac{\text{la masse molaire}}{\text{valence}} \dots\dots\dots(\text{IV.2})$$

$$\bullet \text{ [Mg/l] caco}_3 = \frac{\frac{\text{Mg}}{1} * 50}{\text{Me}} \Rightarrow \text{Mg/l} = \frac{\frac{\text{Mg}}{1} \text{ CaCo}_3}{50} \dots\dots\dots(\text{IV.3})$$

$$\bullet \text{ [Meq/l]} = \frac{\frac{\text{Mg}}{1} * V}{\text{Masse molaire}} \dots\dots\dots(\text{IV.4})$$

b. PH :

L'eau de mer utilisée dans cette étude a un pH = 8.2 → 6.5 < 8.2 < 8.5 → **vérifié**

Le pH de 8.2 indique que l'eau de mer est relativement basique, car il est supérieur à 6,5.

Les résultats de calcul de la balance ionique sont indiqués dans le tableau IV.3 ci dessous :

Tableau IV.3: les resultats de calcul la balance ionique.

Les éléments	Valence	Masse molaire	Masse équivalente	[Mg/l] caco3	[Mg/l]	[meq/l]
Ca ²⁺	2	40.078	20.039	1366.36	547.61	27.33
Mg ²⁺	2	24.3050	12.1525	6348.12	1542.91	126.96
Na ⁺	1	22.9898	22.9898	26775.53	12311.28	535.51
K ⁺	1	39.0983	39.0983	563.57	440.69	11.27
Ba ²⁺	2	137.327	68.6635	0.07	0.1	0.00
NH ₄ ⁺	1	18.04	18.04	0.55	0.2	0.01
SR ²⁺	2	87.62	43.81	0.23	0.2	0.00
						701.09
So ₄ ⁻²	2	96.0636	48.0318	2286,57	2196.56	45,73
Cl ⁻	1	35.4527	35.4527	32603,13	23117.38	652,06
HCO ³⁻	1	61.01714	61.01714	147,50	180	2,95
F ⁻	1	18.998	18.998	5,97	2.27	0,12
CO ₃ ²⁻	2	60.01	30.005	6,23	3.74	0,12
NO ³⁻	1	62	62	0.00	0.00	0.00
Σ Anions						700.99

$$\text{Balance ionique} = \frac{701.09 - 700.99}{701.09 + 700.99} * 100 = \mathbf{0.00713 \%}$$

Balance ionique = **0.00713 %** < 3 % : La balance ionique vérifier.

IV.3 - Dimensionnement d'osmose inverse

IV.3.1 - Equipement d'une installation d'osmose inverse

Une station d'osmose inverse comporte :

- Une pompe a haute pression .
- Un ensemble de modules d'osmose inverse.
- Un échangeur de chaleur qui permet de maintenir le liquide à la température désirée.
- Une ou plusieurs cuves de stockage.
- Une pompe booster.

IV.3.2 - Caractéristiques standard des perméateurs :

Dans notre cas, nous avons choisi le module LG SW400 ES qui est le mieux adapté aux eaux de mer nous proposons un montage en série rejet sur un seul étage à deux unités pour obtient le debit de production et réduire au maximum le débit de rejet .

Tableau IV.4: Caractéristiques initial de membrane.

Les caractéristiques	Unité	Les valeurs
Débit spécifique initial Qw	m ³ /j	34.1
Diamètre D	Inchs	8
Conversion y	%	45
Température T	°C	14
pression de fonctionnement Pf	Psi	800
Concentration de l'eau d'alimentation (en NaCl) CF0	mg /l	32 000
Taux de rejet SR0	%	99.5
Taux de passage de sel SP0	%	0.5
Flux de perméat (APF)	l/m ² .h	14.47
La perte de charge moyenne : $\Delta p_{FRO} / 2$	psi	3

[Source : station de dessalement de Bateau Cassé à bordj El kiffan .(2024)]

- GPD : gallon par jour et 1m³ /j = 264,2 GPD
- GPM : gallon par minute

- 1 inchs = 2.54 cm
- 1 psi = 0.068 atm et 1 atm = 105 Pa
- La perte de charge moyenne : $\Delta P_{fio}/2 = 3$ psi

IV.3.3 - Méthode de calcul :

Pour dimensionner le perméateur on suit les cinq étapes suivantes :

Tableau IV.5: les étapes de calcul

Les étapes à suivre	Les paramètres à calculer
1- Détermination des paramètres initial qui influençant le dimensionnement	<ul style="list-style-type: none"> • Perméabilité initial de membrane KW_i • Molalité totale des eaux de mer mT • Concentration de l'eau d'alimentation CF Pour étudier l'état d'une perméateur dans l'étage.
2- Détermination le nombre de perméateur global pour l'installation	<ul style="list-style-type: none"> • Débit de production • Débit d'alimentation • Débit de rejet • Les solides totaux de production • Les solides totaux de rejet • Perte de charge à trèverè le perméateur
3- Détermination la disposition de perméateur	Dans cette étape on calcul le taux de conversion global et le débit de production totale, et corrigé les calcule de l'étape précédant, et choisir le mieux adapté qui donne un débit de production élevé et nombre de perméateur déminé.
4- Détermination la qualité d'eau produite	Dans cette étape pour la valeur de taux de passage de sels (SP) pour cette étage et la concentration de sels de l'eau d'alimentation on détermine les valeurs de concentration des sels de l'eau de production.
5- Déminéralisations de l'eau produite pour adapter les normes de potabilité	C'est sous ces conditions que le constructeur a établi les caractéristiques du module, dans notre cas, les conditions de fonctionnement sont différentes des conditions standard, par conséquent quelques corrections s'imposent, notamment la salinité de l'eau. En effet le constructeur a utilisé une solution ne contenant que NaCl donc il faut qu'on ramène la salinité de notre eau à une salinité équivalente exprimée en ppm NaCl.

a) 1 ère méthode :

Tableau IV.6: les débits des principaux flux

Flux	m ³ /j	m ³ /h
Eau de mer	22973	957
Alimentation OI	22400	933

[Source : station de dessalement de Bateau Cassé à bordj El kiffan .(2024)]

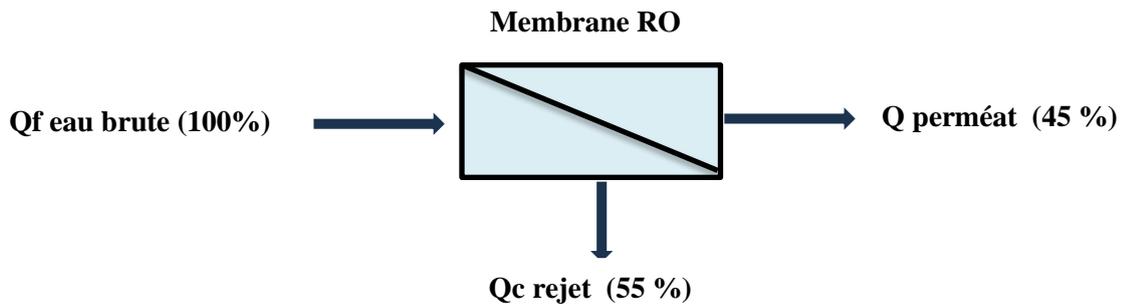


Figure IV.2- Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse

Débit d'eau brute : $Q_{\text{eau brute}} = 22400 \text{ m}^3/\text{j}$.

Débit de perméat : $Q_{\text{perméat}} = 45 \% * Q_{\text{eau brute}} \dots\dots\dots(\text{IV.5})$

$$Q_{\text{perméat}} = 0.45 * 22400 = 10080 \text{ m}^3/\text{j}$$

Débit de rejet : $Q_{\text{rejet}} = 55 \% * Q_{\text{eau brute}} \dots\dots\dots(\text{IV.6})$

$$Q_{\text{rejet}} = 0.55 * 22400 = 12320 \text{ m}^3/\text{j}$$

1. Calcul les concentrations de perméat (Cp) et rejet (Cc) :

On applique l'équation de continuité et l'équation de conservations de masse :

$$Q_f = Q_c + Q_p \dots\dots\dots(\text{IV.7})$$

$$Q_f * C_f = Q_c * C_c + Q_p * C_p \dots\dots\dots(\text{IV.8})$$

$$\text{TDS} = \sum C_i = C_f = 40346.280 \text{ mg/l}$$

à partir de taux de rejet (Sr) :

$$S_r = (1 - \frac{C_p}{C_f}) * 100 \dots\dots\dots(\text{IV.9})$$

$$S_r = 99.5 \% \text{ alors } C_p = C_f - \frac{C_f * S_r}{100} = (40346.280 - \frac{40346.280 * 99.5}{100}) = 201.731 \text{ mg/l}$$

$$C_p = 201.73 \text{ mg/l}$$

On va calculé concentrations de rejet Cc :

$$C_c = \frac{(Q_f * C_f) - (Q_p * C_p)}{Q_c} \dots\dots\dots(\text{V.10})$$

$$C_c = \frac{(22400 * 40346.28) - (10080 * 201.73)}{12320} = 73191.82 \text{ mg/l}$$

$$C_c = 73191.82 \text{ mg/l}$$

2. Calcul la pression d'entrainement nette (net driving pressure NDP) :

$$NDP = Fp - (Op + Pp + 0.5Pd) + P_{os\ perméate} \dots\dots\dots(IV.11)$$

Fp : la pression d'alimentation (bar) → Fp0 = 55 bars .

Op : la pression osmotique (bars).

Pp : la pression de perméat variée entre (1 à 2) bars .

Pd : la perte de charge variée entre (1 à 3.5) bars .

Pos perméate : la pression osmotique perméate (bars).

$$Op = i.R.C.T \dots\dots\dots(IV.12)$$

i : nombre des ions en dissociation

R: 0,082 l.bar./mol. K.

C : concentration (mole/l)

Il faut ramener la salinité de notre eau à une salinité équivalente exprimée en ppm NaCl donnée par la relation suivante:

$$CF_{NaCl} = \frac{1.12 * \sum mi * 10^6}{38.5 + 1.12 \sum mi} \dots\dots\dots(IV.13)$$

mi : la molalité (mol/kg)

Tableau IV.7: les resultats de calcul la molalité (mi).

les ions	M(g)	C(mg/l)	La valence Z	[meq/l]	Mi (mol/kg)
Ca ²⁺	40.078	547.61	2	27.327	0.014
Mg ²⁺	24.305	1542.91	2	126.962	0.066
Na ⁺	22.9898	12311.28	1	535.511	0,558
K ⁺	39.0983	440.69	1	11.271	0.012
Ba ²⁺	137.327	0.1	2	0.001	0.000
NH ₄ ⁺	18.04	0.2	1	0.011	0.000
Sr ²⁺	87.62	0.2	2	0.005	0.000
SO ₄ ²⁻	96.0636	2196.56	2	45.731	0.024
Cl ⁻	35.4527	23117.38	1	652.063	0.679
HCO ₃ ⁻	61.0171	180	1	2.950	0.003
F ⁻	18.998	2.27	1	0.119	0.000
CO ₃ ²⁻	60.01	3.74	2	0.125	0.000
NO ₃ ⁻	62	0	2	-	-
Silica	60.08	1.1	0	-	0.000
CO ₂	44	2.24	0	-	0.000

$$\Sigma m_i = 1.357 \text{ mol/kg}$$

$$CF_{NaCl} = \frac{1.12 * 1.357 * 10^6}{38.5 + (1.12 * 1.357)} = 37977.16 \text{ mg/l}$$

$$CF_{NaCl} = 37977.16 \text{ mg/l} = 37.97716 \text{ g/l}$$

la masse molaire de NaCl égale 58.5 g/mol

$$Op = 2 * 0.082 * \frac{37.97716}{58.5} * (273 + 14) = 30.56 \text{ bar}$$

$$Op = 30.56 \text{ bars}$$

la pression de perméat variée entre (1 à 2) bars, on prend $Pp = 1.5 \text{ bars}$

Pd : la perte de charge (bars) variée entre (1 à 3.5) bars , on prend $Pd = 2.25 \text{ bars}$

Pour calculé la pression osmotique perméate a partir de TDS de permèat dans les normes de potabilité $TDSp = 500 \text{ mg/l}$.

$$Posp = 0.77 * 0.5 = 0.77 * 0.5 = 0.385 \text{ bars}$$

$$NDP = 55 - 30.56 - 1.5 - (0.5 * 2.25) + 0.385 = 22.2 \text{ bars}$$

$$NDP = 22.2 \text{ bars}$$

3. Calcul volume de membrane :

a partir des conditions initial de membrane on a le diamètre 8 inch et la longueur 40" et la surface de membrane 37 m^2 .

$$1 \text{ inchs} = 2.54 \text{ cm}$$

$$D = 203.2 \text{ mm}$$

$$L = 1016 \text{ mm}$$

$$S = 37 \text{ m}^2$$

$$V = S * L \dots\dots\dots(IV.14)$$

$$S = \frac{\pi * D^2}{4} \dots\dots\dots(IV.15)$$

$$V = \frac{\pi * 0.2032^2}{4} * 1.016 = 0.033 \text{ m}^3$$

$$V = 0.033 \text{ m}^3$$

4. Calcul de la surface totale de l'unité d'osmose inverse :

$$S_{Tot} = \frac{Q_{permèat}}{APF} \dots\dots\dots(IV.16)$$

Qp : débit de permèat (m^3/j)

APF : Flux de perméat moyen (Average Permeate Flux (l.m.h))

APF de membrane LG SW400 ES égale $14.47 \text{ l/m}^2.\text{j}$ [22]

$$S_{Tot} = \frac{10080}{14.47 * 10^{-3} * 24} = 29025.57 \text{ m}^2$$

$$S_{Tot} = 29025.57 \text{ m}^2$$

5. Calcul nombre de perméateur :

$$S_{Tot} = N_p * S_{perméateur} \dots\dots\dots(IV.17)$$

N_p : nombre de perméateur

S : surface de chaque perméateur

$$N_p = \frac{S_{Tot}}{S} = \frac{29025.57}{37} = 784.4 \text{ on va s'arrondir dans le milieu pratique } \approx 784 \text{ perméateur}$$

N_p = 784 perméateur

6. Calcul nombre de chassis (vissels) :

Chaque chassis on a 7 membrane alors :

$$N_{chassis} = \frac{784}{7} = 112 \text{ chassis}$$

N_{chassis} = 112 chassis (ligne)

Il ya deux unité donc pour chaque unité :

N_{chassis} = 56 chassis .

Tableau IV.8: Résultat de dimensionnement d'osmose inverse par méthode (1).

Paramètres	Relations	Résultats	Unités
Concentration de perméat	$C_c = \frac{(Q_f * C_f) - (Q_p * C_p)}{Q_c}$	C_p = 201.73	mg/l
Concentration de rejet	$C_p = C_f - \frac{C_f * S_r}{100}$	C_c = 73191.82	mg/l
la pression d'entraînement nette (net driving pressure NDP)	$NDP = F_p - (O_p + P_p + 0.5 * P_d) + P_{os \text{ perméate}}$	NDP = 22.2	bars
volume de membrane	$V = S * L$	V = 0.033	m³
la surface totale de l'unité d'osmose inverse	$S_{Tot} = \frac{Q_{perméat}}{APF}$	S_{Tot} = 29025.57	m²
nombre de perméateur	$N_p = \frac{S_{Tot}}{S}$	N_p = 784	perméateur
nombre de chassis	$N_{chassis} = \frac{N_p}{n_{module}}$	N_{chassis} = 112	chassis

b) 2^{ème} méthode :

A partir de tableau (V.3) on a les caractéristique initial de membrane :

- Débit de production $Q_{w0} = 34.1 \text{ m}^3/\text{j}$
- Température $t_0 = 14 \text{ °C}$
- Concentration en sel de l'eau d'alimentation $CF_0 = 32\ 000 \text{ mg/l}$ en NaCl
- Conversion $Y = 45 \%$
- Pression de fonctionnement $PF = 5500 \text{ Kpa}$
- Taux de passage de sel $Sp = 0.5 \%$
- Concentration en sel dans l'eau d'alimentation de l'étage .

$$CF_{NaCl} = \frac{1.12 * \sum mi * 10^6}{38.5 + 1.12 \sum mi} \dots\dots\dots(IV.18)$$

mi : la molalité (mol/kg)

Dans le tableaux (V.5) les résultats de calcul la molalité :

$$\sum mi = 1.357 \text{ mol/kg}$$

$$CF_{NaCl} = \frac{1.12 * 1.357 * 10^6}{38.5 + (1.12 * 1.357)} \rightarrow CF_{NaCl} = 37977.16 \text{ mg/l}$$

1. Les facteurs influençant le dimensionnement :

Etant donné que les conditions de fonctionnement sont différentes des conditions standard du perméateur, quelques corrections s'imposent, notamment le débit de production le débit initial de production dans les conditions standards est donné par :

$$Q_{w0} = K_{wi} * (\Delta P_0 - \Delta \Pi_0) \dots\dots\dots(IV.19)$$

Si on connaît le débit initial aux conditions standard précitées, il est possible de calculer la perméabilité de la membrane qui est à son tour utilisée dans conditions autres que standard :

$$K_{wi} = \frac{Q_{w0}}{\Delta P_0 - \Delta \Pi_0} \dots\dots\dots(IV.20)$$

On pose :

$$K'_{w0} = \frac{1}{\Delta P_0 - \Delta \Pi_0} \dots\dots\dots(IV.21)$$

K_{wi} : perméabilité initiale de la membrane .

K'_{w0} : facteur de pression aux conditions standards .

$$\Delta P_0 = P_{F0} - (\Delta P_{FR} / 2) \dots\dots\dots(IV.22)$$

ΔP_0 : différence de pression à travers la membrane.

ΔP_{FR} : la perte de charge dans le perméateur .

P_{f0} : pression absolue de l'alimentation Dans les conditions standards nous avons :

$$\Delta P_{FR} = 41.4 \text{ KPa}$$

$P_{F0} = 5500 \text{ KPa}$

D'ou

$\Delta P_0 = 5479.3 \text{ Kpa}$

$\Delta \Pi_{FR0}$: différence de pression osmotique

- La différence de pression osmotique entre l'entrée et la sortie dans les conditions standards :

$$\Delta \Pi_{FR0} = \frac{0.0385 * C_{FR0} * (T+273)}{1000 - \frac{C_{FR0}}{1000}} \dots\dots\dots(\text{IV.23})$$

- La concentration en sel dans l'eau de rejet :

$$C_{r0} = \frac{C_{f0}}{1 - Y_0} \dots\dots\dots(\text{IV.24})$$

$Y_0 = 45 \%$

$$C_{r0} = \frac{32000}{1 - 0.45}$$

$C_{r0} = 58 \text{ 181.818 mg/l}$

- La concentration moyenne en sel entre l'alimentation et le rejet :

$$C_{FR0} = \frac{C_{f0} + C_{r0}}{2} \dots\dots\dots(\text{IV.25})$$

$$C_{FR0} = \frac{32000 + 58181.818}{2}$$

$C_{FR0} = 45090.909 \text{ ppm NaCl}$

$$\Delta \Pi_{FR0} = \frac{0.0385 * 45090.909 * (14+273)}{1000 - \frac{45090.909}{1000}} \rightarrow \Delta \Pi_{FR0} = 521.759 \text{ KPa}$$

$$K'w_{i0} = \frac{1}{\Delta P_0 - \Delta \Pi_{FR0}} = \frac{1}{5479.3 - 521.759} \rightarrow K'w_{i0} = 2.02 * 10^{-4} \text{ Kpa}^{-1}$$

- Le facteur de correction de la pression :

$$PCF = K'w_0 * (\Delta P_0 - \Delta \Pi_{FR0}) \dots\dots\dots(\text{IV.26})$$

- Le facteur de correction du flux de rétention de la membrane MFRC, sera déterminé en fonction de la pression de fonctionnement, la température et du temps:

Si température > 25 °C et la pression ≥ 800 psi

$$MFRC_{3-5 \text{ ans}} = (1.5 * 10^{-5} * p - 0.0428) * T - (0.00127 * p) + 2.595 \dots\dots\dots(\text{IV.27})$$

Si température ≤ 25 °C et la pression ≥ 800 psi

$$MFRC_{3-5 \text{ ans}} = 1.017 - (1.079)^T * (p)^{3209 * 10^{-9}} \dots\dots\dots(\text{IV.28})$$

T : température (°C)

P : la pression (psi)

Alors ;

$$T = 14 \text{ }^\circ\text{C} \leq 25 \text{ }^\circ\text{C}, p = 800 \text{ psi}$$

$$MFRC_{3-5 \text{ ans}} = 1.017^{-(1.079)^{14} * (800)^{3209 * 10^{-9}}}$$

$$MFRC_{3-5 \text{ ans}} = 0.952$$

- Le facteur de correction de la température :

$$TCF = \frac{Q_w(t)}{Q_w(25 \text{ }^\circ\text{C})} = 1.03^{T-25} \dots\dots\dots(IV.27)$$

Pour t = 14 °C

$$TCF = 0.72$$

- Le débit de production dans les conditions réelles pour un étage i :

$$Q_{pi} = PCF_i * TCF * MFRC_i * Q_{w0} \dots\dots\dots(IV.28)$$

Dans la station de dessalement Bateau Cassé à utilisé le module LG SW400 ES qui est le mieux adapté aux eaux de mer sur un seul étage à deux unités pour obtient le debit de production et réduire au maximum le débit de rejet .

taux de conversion totale : Y = 45 %

➤ Concentration de l'alimentation :

$$CF_{NaCl} = 37977.16 \text{ mg/l}$$

➤ Concentration en sels du rejet :

$$Cr1 = \frac{37977.16}{1 - 0.45} \rightarrow Cr1 = 69049.38 \text{ mg/l}$$

➤ Concentration moyenne en sels entre l'alimentation et le rejet :

$$C_{FR0} = \frac{Cf0 + Cr0}{2} \dots\dots\dots(IV.29)$$

$$C_{FR1} = \frac{37977.16 + 69049.38}{2} \rightarrow C_{FR1} = 53513.27 \text{ mg/l}$$

➤ Différence de pression osmotique entre l'entrée et la sortie du perméateur :

$$\Delta\Pi_{FR1} = \frac{0.0385 * C_{FR1} * (T+273)}{1000 - \frac{C_{FR1}}{1000}} \dots\dots\dots(IV.30)$$

$$\Delta\Pi_{FR1} = \frac{0.0385 * 53513.27 * (14+273)}{1000 - \frac{53513.27}{1000}} \rightarrow \Delta\Pi_{FR1} = 624.73 \text{ Kpa}$$

➤ Facteur de correction de la pression :

$$PCF1 = K'w_0 * (\Delta P_1 - \Pi_{FR1}) \dots\dots\dots(IV.31)$$

$$\Delta P_0 = \Delta P_1 = 5479.3 \text{ Kpa}$$

$$K'w_{i0} = 2.02 * 10^{-4} \text{ Kpa}^{-1}$$

$$PCF1 = 2.02 * 10^{-4} * (5479.3 - 624.73)$$

$$PCF1 = 0.981$$

➤ **Facteur de correction du flux de rétention de la membrane :**

D'après a l'équation (V.28) , MFRC =0.952 pour PF0 = 5500 KPa, T = 14 °C et 3 ans durée de vie de la membrane .

➤ **Facteur de correction de température :**

$$TCF1 = 1.03^{T-25} \dots\dots\dots(IV.32)$$

Pour t = 14 °C

$$TCF1 = 0.72$$

➤ **Le débit de production dans les conditions réelles pour l'étage :**

$$Q_{p1} = PCF1 * TCF1 * MFRC1 * Q_{w0} \dots\dots\dots(IV.33)$$

$$Q_{p1} = 0.981 * 0.72 * 0.952 * 34.1 \rightarrow Q_{p1} = 22.93 \text{ m}^3/\text{j}$$

Dans notre cas un seul étage série rejet :

Alors :

$$Q_{p1} = 22.93 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Débit d'alimentation du perméateur à l'étage :**

$$Q_{al1} = \frac{Q_{p1}}{Y_0} \dots\dots\dots(IV.34)$$

$$Q_{al1} = \frac{22.93}{0.45} \rightarrow Q_{al} = 50.96 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Débit de rejet du perméateur de l'étage :**

$$Q_{r1} = Q_{al1} - Q_{p1} \dots\dots\dots(IV.35)$$

$$Q_{r1} = 50.96 - 22.93 \rightarrow Q_{r1} = 28.03 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Calcul le débit spécifique de perméateur :**

$$Q_{sp} = APF * S_{perméateur} \dots\dots\dots(IV.36)$$

Q_{p1} : débit de production de l'étage (m³/j).

APF: flux de perméat (average perméate flux(l/m².h)) .

S : surface de perméateur (m²)

$$Q_{sp} = 14.47 * 10^{-3} * 24 * 37 \rightarrow Q_{sp} = 12.85 \text{ m}^3/\text{j. par perméateur}$$

➤ **Le débit de production total :**

$$Q_{pTot} = Q_{al} * Y \dots\dots\dots(IV.37)$$

$$Q_p = 22400 * 0.45 = 10080 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Le nombre de perméateurs :**

$$N_p = \frac{Q_{pTot}}{Q_{sp}} \dots\dots\dots(IV.38)$$

$$N_p = \frac{10080}{12.85} \rightarrow N_p = 784 \text{ perméateur}$$

➤ Le nombre de perméateurs à chaque unité, on prend deux unité :

unité 1 : $N_{p1} = 392$ perméateur

unité 2 : $N_{p2} = 392$ perméateur

➤ Le débit produit par unité :

$$Q_{p \text{ unité 1}} = \frac{QP1}{2} * N1 \dots \dots \dots (IV.39)$$

$$Q_{p \text{ unité 1}} = 12.85 * 392 \rightarrow Q_{p \text{ unité 1}} = 5037.2 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_{p \text{ unité 2}} = \frac{QP1}{2} * N2 \dots \dots \dots (IV.40)$$

$$Q_{p \text{ unité 2}} = 12.85 * 392 \rightarrow Q_{p \text{ unité 2}} = 5037.2 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ Le débit de produit total

$$Q_{p \text{ tot}} = Q_{p \text{ unité 1}} + Q_{p \text{ unité 2}} \dots \dots \dots (IV.41)$$

$$Q_{p \text{ tot}} = 5037.2 + 5037.2 \rightarrow Q_{p \text{ tot}} = 10074.4 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ Le débit de rejet total :

$$Q_{r \text{ tot}} = Q_f - Q_{p \text{ tot}} \dots \dots \dots (IV.42)$$

$$Q_{r \text{ tot}} = 22400 - 10074.4 \rightarrow Q_r = 12325.6 \text{ m}^3/\text{j}$$

on va calculé le taux de conversion pour verifier :

$$Y = \frac{Q_{p \text{ tot}}}{Q_f} * 100 \dots \dots \dots (IV.43)$$

$$Y = \frac{10082.24}{22400} * 100 \rightarrow Y = 44.98 \%$$

La conversion est de 44.98 % c'est verifier.

➤ Le facteur de correction du passage de sel :

$$SPCF1 = \frac{C_{F0} * [(P_{FR0} - P_{p0}) - (\pi_{FR0} - \pi_{p0})] * \pi_{FR1}}{C_{F1} * [(P_{FR1} - P_{p1}) - (\pi_{FR1} - \pi_{p1})] * \pi_{FR0}} \dots \dots \dots (IV.44)$$

C_{F0} : Concentration de l'eau d'alimentation (en NaCl) C_{F0}

- $C_{F0} = 32\ 000$ mg/l

C_{F1} : Concentration en sel dans l'eau d'alimentation de l'étage

- $C_{F1} = 37977.16$ mg/l

P_{FR0} : La pression moyenne dans le perméateur dans les conditions standards

- $P_{FR0} = \Delta P_0 = 5479.3$ Kpa
- $P_{FR1} = P_{FR0} = 5479.3$ Kpa

P_{p0} : surpression au niveau du bac de stockage dans les conditions standards .

P_{p1} : surpression au niveau du bac de stockage dans les conditions de travail .

- $P_{p0} = 0$
- $P_{p1} = 0$
- $\Pi_{FR0} = \Delta\Pi_{FR0} = 521.759 \text{ KPa}$
- $\Pi_{FR1} = \Delta\Pi_{FR1} = 624.73 \text{ Kpa}$

➤ **La pression osmotique dans les conditions de travail :**

$$\Pi_{pi} = 0,075 * \Pi_{Fri} \dots\dots\dots(\text{IV.45})$$

- $\Pi_{p0} = 39.13 \text{ KPa}$
- $\Pi_{p1} = 46.85 \text{ KPa}$

$$\text{SPCF1} = 1.029$$

➤ **Le taux de passage de sel :**

Pour calculé le passage de sels de chaque ions on va estimé les valeur a partir des donné calculé par le logiciel LG chemistry .

Les résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous dans l'étude dans le Tableau IV.9 dissous :

Etage 1 :

- **Concentration en Ca^{2+} de l'eau produite :**

$$[\text{Ca}^{2+}]_{P1} = \text{SP}_1 * [\text{Ca}^{2+}]_F \dots\dots\dots(\text{IV.47})$$

$$[\text{Ca}^{2+}]_F = 547.61 \text{ mg/l}$$

$$[\text{Ca}^{2+}]_{P1} = 0.210 * 10^{-2} * 547.61 \rightarrow [\text{Ca}^{2+}]_{P1} = 1.15 \text{ mg/l}$$

- **Concentration de Ca^{2+} dans le rejet :**

$$[\text{Ca}^{2+}]_{R1} = \frac{[\text{Ca}^{2+}]_F - (Y_0 * [\text{Ca}^{2+}]_{P1})}{1 - Y_0} \dots\dots\dots(\text{IV.48})$$

$$Y_0 = 0.45$$

$$[\text{Ca}^{2+}]_F = 547.61 \text{ mg/l}$$

$$[\text{Ca}^{2+}]_{R1} = \frac{547.61 - (0.45 * 1.15)}{1 - 0.45}$$

$$[\text{Ca}^{2+}]_{R1} = 994.714 \text{ mg/l}$$

$$\text{TDS} = \sum \text{Ci} \dots\dots\dots(\text{IV.49})$$

TDS : Total des solides dissous (mg/l)

De la même manière, nous avons fait le calcul pour des autres ions et nous avons obtenus les résultats présentés dans le tableau V.7

Tableau IV.9: Résultats de dimensionnement d'osmose inverse par méthode (2).

Désignation	Paramètres	Relations	Résultats	Unités
Débit de production du perméateur à l'étage (1)	Q_{p1}	$Q_{p1} = PCF1 * TCF1 * MFRC1 * Q_{w0}$	22.93	m ³ /j
Débit d'alimentation du perméateur à l'étage (1)	Q_{al1}	$Q_{al1} = \frac{QP1}{Y_0}$	50.96	m ³ /j
Débit de rejet du perméateur de l'étage (1)	Q_{r1}	$Q_{r1} = Q_{al1} - Q_{p1}$	28.03	m ³ /j
Débit d'alimentation	Q_{al}	$Q_{al} = Q_{osmose\ inverse}$	22400	m ³ /j
Débit de production total	Q_{pTot}	$Q_{pTot} = Q_{al} * Y$	10080	m ³ /j
le débit spécifique de perméateur	Q_{sp}	$Q_{sp} = APF * S_{perméateur}$	12.85	m ³ /j
Le nombre de perméateurs	N_p	$N_p = \frac{Q_{pTot}}{Q_{sp}}$	784	-
Le nombre de perméateurs à l'unité (1)	N_1	$N_1 = (N.n1) / \Sigma n$	392	-
Le nombre de perméateurs à l'unité (2)	N_2	$N_2 = (N.n2) / \Sigma n$	392	-
Le débit produit par unité (1)	Q_{p1}	$Q_{p1} = Q_{p1}.N_1$	5037.2	m ³ /j
Le débit produit par unité (2)	Q_{p2}	$Q_{p2} = Q_{p2}.N_2$	5037.2	m ³ /j
Le débit produit totale	Q_{pt}	$Q_{pt} = Q_{p1} + Q_{p2}$	10074.4	m ³ /j
Le débit rejet totale	Q_{rt}	$Q_{rtot} = Q_f - Q_{ptot}$	12325.6	m ³ /j
le taux de conversion de verification	Y	$Y = Q_{pt}/Q_{al}$	44.98	%
Le facteur de correction du passage de sel	SPCF1	$SPCF1 = \frac{CF_0.CFR_1}{PCF1.CF1.CFR_0}$	1.029	-

Tableau IV.10: Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous dans l'étude expérimentale.

Elements chimiques	Etage 1			
	Concentration d'alimentation en (ppm)	SP ₁ (%)	Concent du produit en (ppm)	Concent du rejet en (ppm)
Ca ²⁺	547.61	0.210	1.150	994.714
Mg ²⁺	1542.91	0.213	3.286	2802.602
Na ⁺	12311.28	0.811	99.844	22302.455
K ⁺	440.69	0.953	4.200	797.818
Ba ²⁺	0.1	0.5	0.0005	0.181
NH ₄ ⁺	0.2	0.5	0.0010	0.363
SO ₄ ⁻	2196,56	0.074	1.625	3992.416
Sr ²⁺	0,2	0,5	0.001	0.363
Cl ⁻	23117.38	0.723	167.139	41894.850
HCO ₃ ⁻	180	1.772	3.190	324.663
F ⁻	2.27	0.881	0.0200	4.111
CO ₃ ²⁻	3.74	0.5	0.019	6.785
NO ₃ ⁻	0	0.5	0.000	0.000
Silice	1.1	0.5	0.0055	1.996
CO ₂	2.24	100	2.2400	2.240
			salinité TDSP1	salinité TDSR1
			282.7210	72130.8419

L'eau de mer a une salinité de 282.7210 ppm alors que la salinité était de 40346.28 ppm avant le traitement membranaire (RO).

IV.3.4- Simulation par logiciel des membranes LG:

Le logiciel de simulation et d'analyse de LG Chem pour les membranes d'osmose inverse est un outil puissant pour concevoir, optimiser et évaluer les systèmes de dessalement. Il permet de modéliser avec précision les performances des membranes, d'anticiper les résultats et d'ajuster les paramètres pour obtenir une efficacité maximale et une qualité d'eau optimale. Ces outils sont essentiels pour les ingénieurs et les opérateurs de stations de dessalement, leur permettant de garantir la potabilité de l'eau produite tout en minimisant les coûts opérationnels.

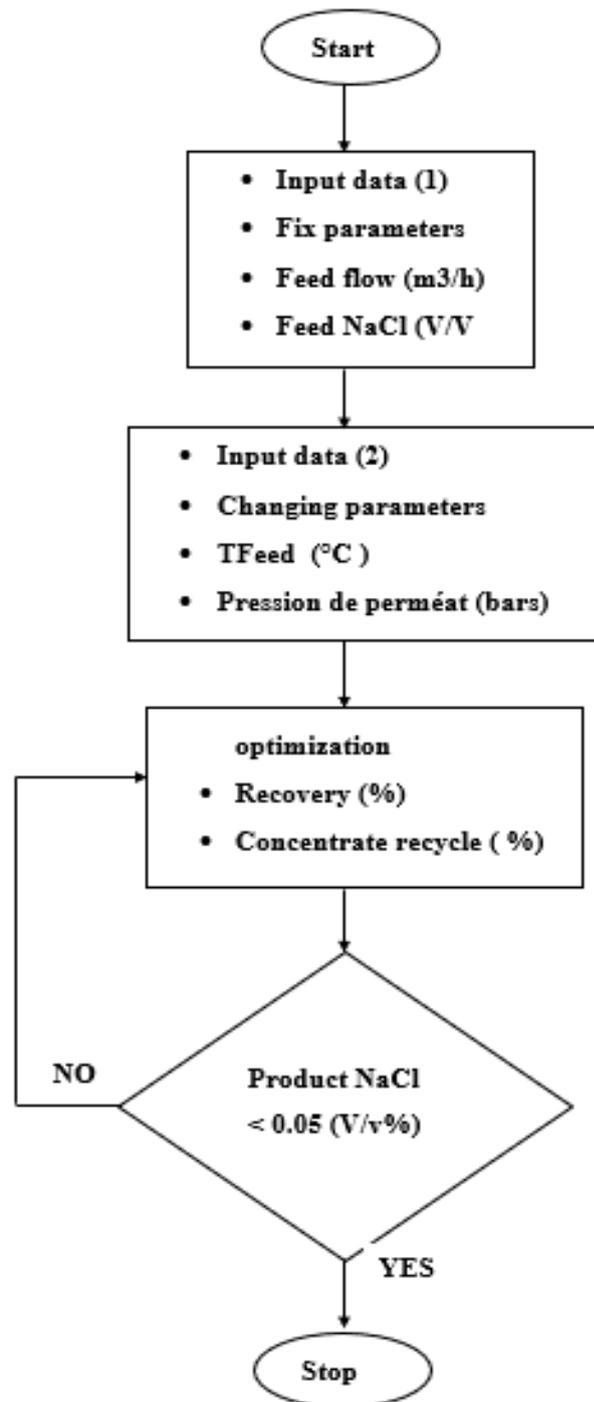


Figure IV.3 : Organigramme du processus d'optimisation de l'osmose inverse par logiciel LG chemistry.

Tableau IV.11 : Résultat de calcul par logiciel LG chem de simulation.

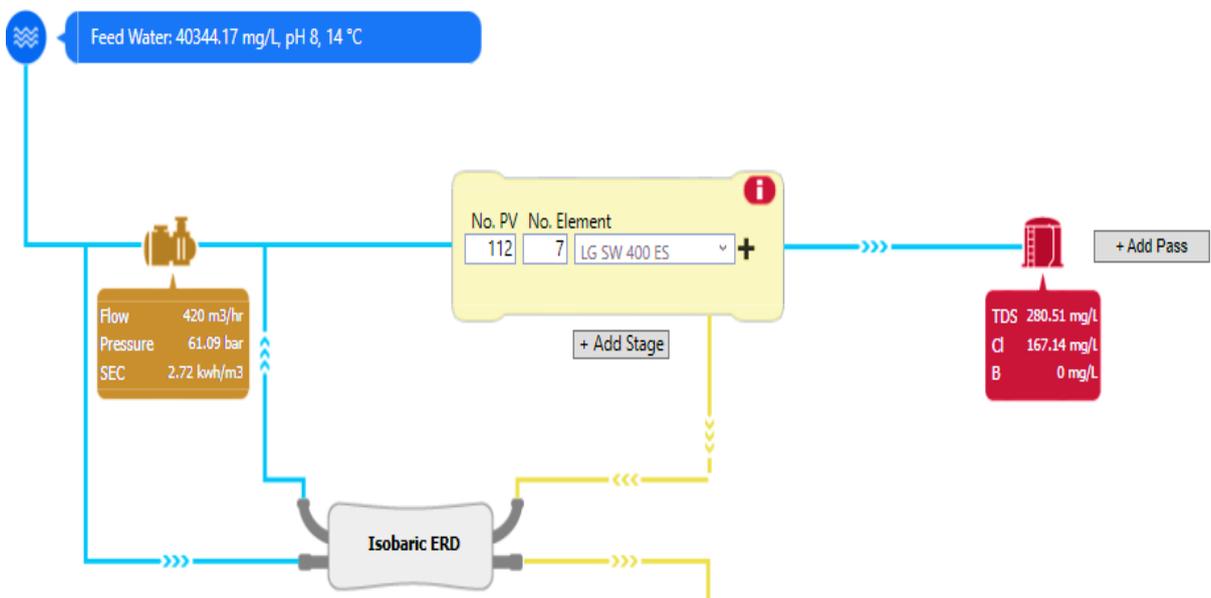
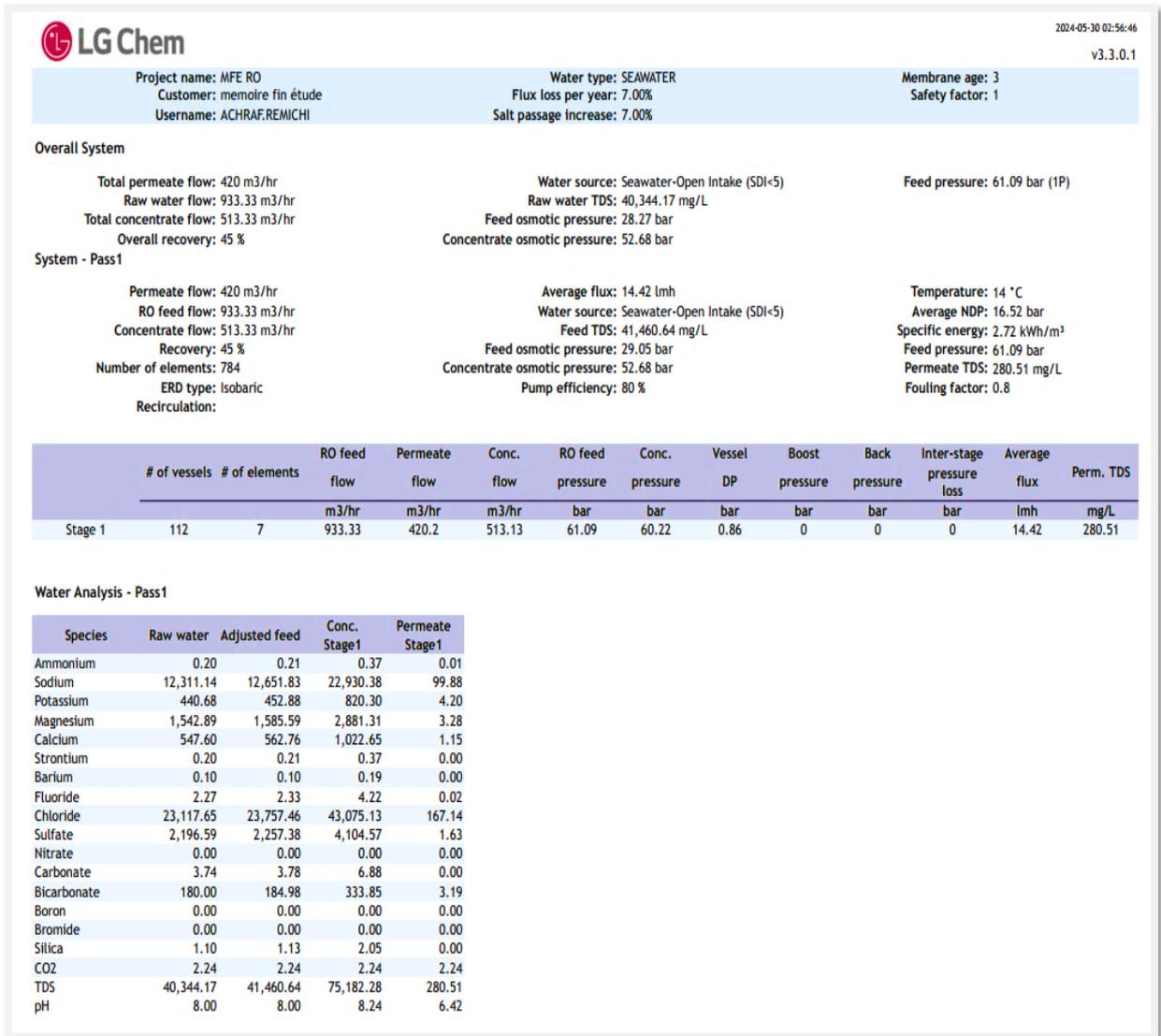


Figure IV.4 - Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse par logiciel LG chemistry

Interprétation :

À partir de ces résultats, il est clair que :

- la valeur totale des solides dissous (TDS) calculée correspond aux données fournies par le logiciel LG Chemistry. Cette étude confirme l'efficacité de l'installation du système d'osmose inverse.
- Il est important de souligner que la qualité de l'eau produite est nettement inférieure aux normes algériennes d'eau potable.
- Par conséquent, il est nécessaire d'effectuer une étape de Reminéralisation afin d'augmenter la salinité de l'eau et de la rendre conforme aux normes de qualité de l'eau potable.
- La Reminéralisation désigne l'ajout de minéraux essentiels à l'eau dessalée dans le but d'améliorer son goût, sa qualité et ses bienfaits pour la santé. Ce processus intervient généralement après l'osmose inverse (OI), pendant lequel les sels dissous et les minéraux sont éliminés de l'eau d'alimentation.
- Le processus de déminéralisation se réalise en injectant du CO₂ dans des cuves de calcite pour obtenir un équilibre calco-carbonique.
- La saumure est très chargée en chlorures, sodium, calcium, strontium, magnésium, potassium et bicarbonate, presque le double de la concentration de l'eau de mer. Cela est dû au taux de conversion de la station (45 %), ce qui montre la bonne sélectivité des membranes et l'efficacité de l'osmose inverse.

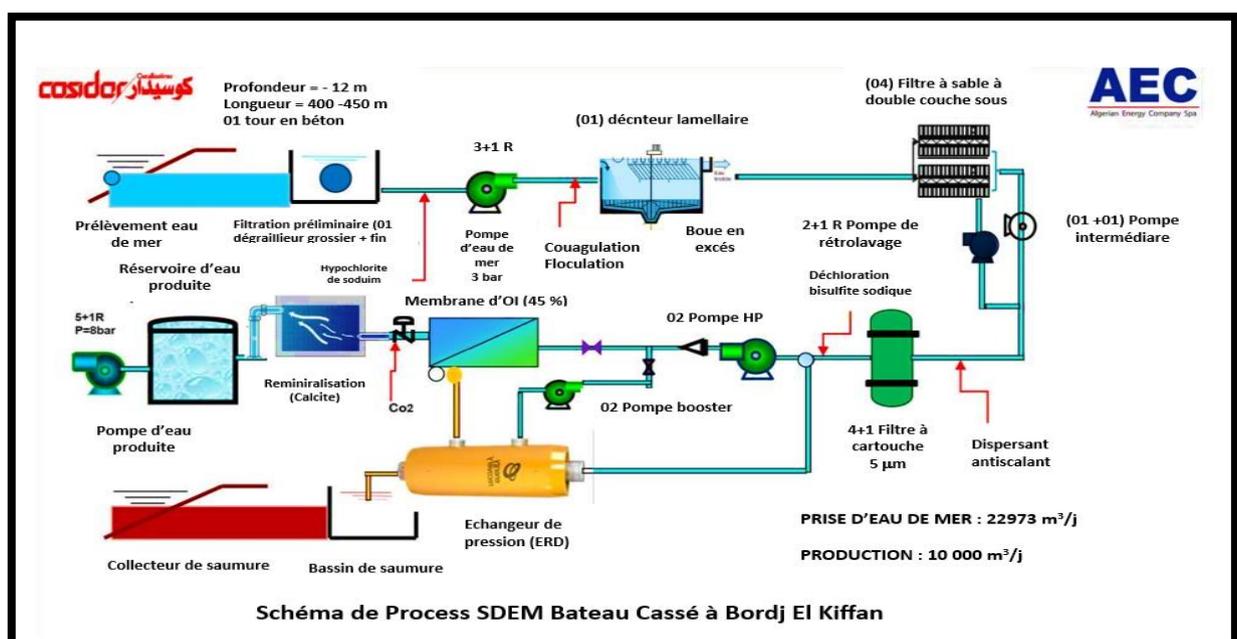


Figure IV- 5: Le schéma de fonctionnement de la station de dessalement de Bateau Cassé. [Source : station de dessalement de Bateau Cassé à bordj El kiffan .(2024)]

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons élaboré le dimensionnement de la station de dessalement d'eau de mer de Bateau Cassé en suivant des étapes de calcul précises. Avec une capacité de production de 10 000 m³ par jour, cette station alimentera les réservoirs voisins en eau destinée exclusivement à un usage domestique. Elle sera principalement équipée d'une chaîne de traitement comprenant :

- Une prise d'eau.
- Des postes de prétraitement chimique.
- Un bassin de captage.
- Des postes de prétraitement physique comprenant :
 - ❖ Un décanteur lamellaire.
 - ❖ Quatre filtres à sable à double couche sous pression.
 - ❖ Cinq filtres à cartouche.
- Une unité d'osmose inverse avec 01 étage et 112 lignes (Rack) comprenant au total 784 membranes (perméateurs).
- Un post-traitement (reminéralisation) permettant d'injecter des produits chimiques pour obtenir un équilibre calco-carbonique et une bonne qualité d'eau.
- Un rejet de 12 325.6 m³/j.
- Une production d'eau OI de 10 074.4 m³/j.

De plus, la simulation réalisée avec le logiciel de simulation LG chemistry a donné des résultats efficaces qui montrent que :

- Le total des solides dissous (TDS) de l'eau traitée est de 280.52 ppm (mg/l).
- Le total des solides dissous (TDS) de la saumure est de 75 182.28 ppm (mg/l).
- La pression motrice nette est de 16.52 bars.
- L'énergie spécifique est de 2.72 KWh/m³.

Chapitre V

Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

Introduction

Les procédés de distillation nécessitent de l'énergie thermique pour chauffer l'eau salée afin de fonctionner. Cette énergie doit être fournie à une température relativement basse, généralement entre 60 et 120°C, selon la technologie utilisée. Dans le cas d'un couplage solaire, la source de chaleur peut provenir de capteurs plats ou de capteurs à concentration.

Les procédés les plus couramment utilisés et compatibles avec une source d'énergie solaire sont les suivants :

- Les procédés de distillation classique, tels que le procédé à multi-étages flash et le procédé à compression de vapeur.
- La distillation solaire directe à effet de serre, qui est entièrement alimentée par l'énergie solaire.

V.1. Description du procédé flash multi – étagée (MSF)

V.1.1- Généralités

Le procédé utilisé pour la distillation est appelé distillation flash multi étage. Il implique la vaporisation de l'eau de mer en utilisant des détentes successives. Dans une enceinte thermiquement isolée contenant uniquement de l'eau chargée de sels dissous, qui est en équilibre avec sa vapeur à une température (t) et une pression (P), on introduit un débit d'eau de mer à une température ($t+dt$). Si la pression de l'enceinte est maintenue constante, l'eau admise subit une détente qui libère de l'énergie, permettant ainsi la vaporisation d'une partie de l'eau et ramenant sa température à (t).[26]

V.1.2 - Installation de dessalement par distillation thermique

On trouve dans l'installation deux unités de dessalement d'eau de mer. Chaque unité a une capacité de production de 2500 m³/jour d'eau distillée de haute pureté. Chaque unité est composée des éléments suivants :

- Un évaporateur.
- Un circuit de recyclage.
- Un circuit de rejet de saumure.
- Un circuit d'eau de mer.
- Un circuit d'appoint d'eau de mer.
- Un circuit d'eau distillée.
- Un circuit de vapeur basse pression.
- Un circuit de vapeur haute pression.
- Un circuit de condensat.

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

- Un circuit d'extraction des gaz incondensables ou de ventilation.
- Le circuit d'injection de vapeur.

V.1.3 Principe de fonctionnement

Le prétraitement de l'eau de mer est réalisé en introduisant l'eau à une température T_0 dans une série de condenseurs placés dans des chambres successives. L'eau se réchauffe dans ces condenseurs jusqu'à atteindre une température T_1 , puis elle est dirigée vers un réchauffeur qui la porte à une température maximale, T_{max} . Le réchauffeur est alimenté par de la vapeur provenant d'une chaudière ou d'un échappement. L'eau de mer chaude est introduite dans la première chambre, où la pression est inférieure à la pression de saturation de la vapeur. Cela entraîne une vaporisation instantanée, appelée "flash", où la vapeur produite se condense ensuite sur la surface du condenseur. Le condensat de cette vapeur se condense sous le condenseur et produit de l'eau douce dans la première chambre. Ce phénomène se répète dans toutes les chambres jusqu'à la chambre finale. Les températures des chambres diminuent progressivement, de même que les pressions. Ce sont les différences de pression qui permettent ce processus. L'installation fonctionne sous vide, du moins pour les chambres dont la température est inférieure à $100\text{ }^\circ\text{C}$. Il y a toujours des entrées d'air inévitables ainsi que du CO_2 résultant de la décomposition des ions bicarbonates qui se dégagent dans les chambres. Un système est en place pour extraire en permanence les gaz non condensables. .[26]

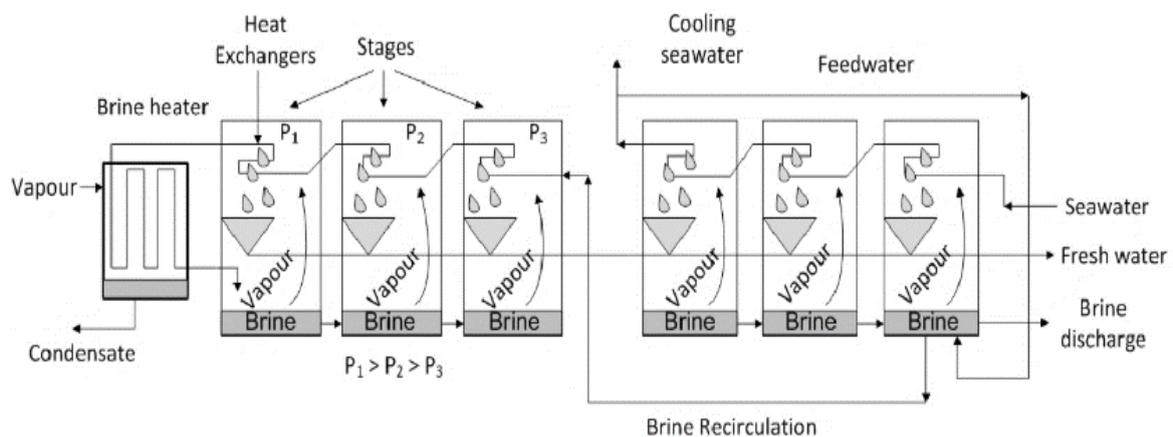


Figure V.1 : installation de distillation détente par multi flash. [11]

V.2 - Réchauffeur de la section de dessalement

Le principe général d'un échangeur consiste à mettre en contact thermique deux fluides en les faisant circuler à travers des conduits. Généralement, ces fluides sont en contact thermique à travers une paroi métallique qui facilite les échanges de chaleur. En général, un fluide chaud transfère de la chaleur à un fluide froid.

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi, d'où le nom de l'appareil. Le principal défi lors de la conception d'un échangeur est de déterminer une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur requise. La quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange entre les deux fluides, ainsi que de nombreux autres paramètres qui rendent l'étude des échangeurs assez complexe. [10]

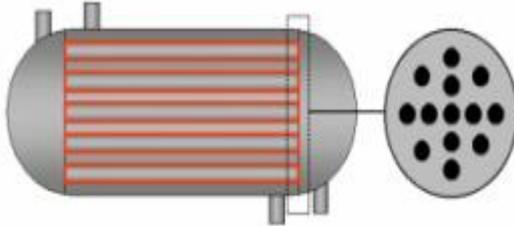


Figure V.2 : Faisceau tubulaire

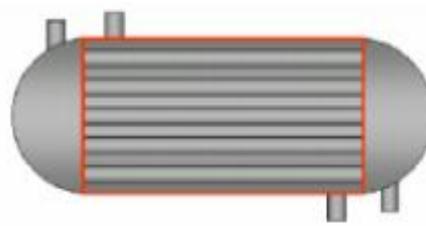


Figure V.3 : Calandre

La calandre est un tube cylindrique de gros diamètre dans laquelle est placé le faisceau tubulaire (Figure V.2b).

V.4 - Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

Les données de départ :

- Concentration initiale de TDS dans l'eau de mer : 40 346 ppm
- Débit d'eau de mer (Q): 22 973 m³/j
- Taux de rétention (R): entre 10% et 25% on prend 25 % (0.25)
- Passage de sel (Sp) dans une distillation : 0.1%

➤ Les étapes de Calcul :

- Nombre d'étage :

Th : Température de l'eau de mer chauffée (Th) : 110°C

Tf : Température initiale de l'eau de mer (Tf) : 14°C

Différence de température par étage (ΔT_{moyen}): 2°C

Pour déterminer le nombre d'étages N_{Tot} , nous utilisons la formule simplifiée basée sur la différence de température :

$$N_{tot} = \frac{T_h - T_f}{\Delta T_{moyen}} \dots \dots \dots (V.1)$$

En substituant les valeurs :

$$N_{tot} = \frac{110 - 14}{2} \rightarrow N_{tot} = 48 \text{ pour chaque unité il ya 24 étage .}$$

- Consommation thermique :

L'énergie thermique Q élevant la température de l'eau de mer de $(T_h + n \cdot \Delta T)$ à $(T_f + n \cdot \Delta T)$

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

est égale à :

$$Q = Q_e * C_p * (T_h - T_f) \dots\dots\dots(V.2)$$

Q_e : débit d'eau de mer à l'entrée,

C_p : capacité thermique massique supposée égale à 4.18 kJ/(kg. K).

$$Q = 22\,973 * 4.18 * ((110 - 14) + 273.15) \rightarrow Q = 35.45 * 10^6 \text{ kJ/j} = 1.48 * 10^6 \text{ KJ/h}$$

On en déduit la consommation thermique spécifique Y (exprimée en kJ/kg de distillat):

$$Y = \frac{Q}{P} \dots\dots\dots(V.3)$$

$$P = Q_e * \rho \dots\dots\dots(V.4)$$

Q : L'énergie thermique (kJ/j)

P : la masse d'eau distillée produite par jour dans votre processus de distillation (kg/j).

ρ : la masse volumique de l'eau de mer est 1035 Kg/m³

$$P = 22973 * 1035 \rightarrow P = 23.78 * 10^6 \text{ kg/j}$$

$$Y = \frac{35.45 * 10^6}{23.78 * 10^6} \rightarrow Y = 1.49 \text{ kJ/kg}$$

- Calcul de la quantité d'eau vaporisée par étage

La quantité d'eau vaporisée à chaque étage peut être approximée en considérant la différence de température à chaque étage et la chaleur latente de vaporisation.

La quantité d'eau vaporisée par étage (L_{vi}) peut être calculée comme suit :

$$L_{vi} = \frac{\Delta T_{moyen} * C * C_p}{\Delta H_v} \dots\dots\dots(V.5)$$

ΔH_v : Chaleur latente de vaporisation de l'eau a égale 2260 kJ/kg (approximatif à 100°C)

C : Charge de TDS dans l'eau de mer

$$L_{vi} = \frac{(2+273.15) * 22973 * 40346 * 10^{-3} * 4.18}{2260} \rightarrow L_{vi} = 471.689 * 10^3 \text{ Kg/j} = 19.65 * 10^3 \text{ Kg/h}$$

- Débit d'eau produite de chaque unité (Q_p) :

$$Q_p = Q_{\text{eau brute}} * R \dots\dots\dots (V.6)$$

$$Q_{p1} = Q_{p2} = \frac{22973}{2} * 0.25 \rightarrow Q_{p1} = Q_{p2} = 2871.625 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_{p\text{tot}} = Q_{p1} + Q_{p2} = 2871.625 + 2871.625 = 5743.25 \text{ m}^3/\text{j}$$

- Débit de saumure rejetée (Q_c) :

$$Q_c = Q_{\text{eau brute}} * (1 - R) \dots\dots\dots (V.7)$$

$$Q_c = 22\,973 * (1 - 0.25) \rightarrow Q_c = 17\,229.75 \text{ m}^3/\text{j}$$

- Concentration finale de TDS dans l'eau distillée:

Qualité de l'eau distillée :

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

La production est en théorie de l'eau pure (eau distillée). En fait, il y a toujours des entraînements de sels dans la vapeur, si bien que l'eau condensée présente une salinité comprise normalement entre 20 et 80 mg/L. Ces valeurs sont très inférieures aux recommandations de l'OMS. Le distributeur d'eau a donc toute latitude pour reminéraliser l'eau en fonction des conditions locales : ajout de réactifs et/ou dilution avec de l'eau saumâtre.[4]

- Calcul taux de rejet :

$$S_R = \left(1 - \frac{S_p}{100}\right) \dots\dots\dots (V.8)$$

$$S_R = \left(1 - \frac{0.1}{100}\right) \rightarrow S_R = 0.999 = 99.9 \%$$

$$TDS_{\text{perméat distillé}} = TDS_{\text{eau de mer}} * \left(1 - \frac{S_R}{100}\right) \dots\dots\dots (V.9)$$

$$TDS_{\text{perméat distillé}} = 40\,346 * \left(1 - \frac{99.9}{100}\right) \rightarrow TDS_{\text{perméat distillé}} = 40.35 \text{ ppm}$$

- Charge de TDS dans l'eau de mer :

$$C_{\text{eau de mer}} = Q_{\text{eau de mer}} * TDS_0 \dots\dots\dots (V.10)$$

$$C_{\text{eau de mer}} = 22973 * 40346 * 10^{-3}$$

$$C_{\text{eau de mer}} = 926.87 * 10^3 \text{ Kg/j} = 38.620 * 10^3 \text{ Kg/h}$$

- Charge de TDS dans l'eau distillée :

$$C_{\text{eau distillé}} = Q_p * TDS_{\text{perméat distillé}} \dots\dots\dots (V.11)$$

$$C_{\text{eau distillé}} = 10\,337.85 * 40.35 * 10^{-3}$$

$$C_{\text{eau distillé}} = 417 \text{ Kg/j} = 17.38 \text{ Kg/h}$$

- Charge de TDS dans la saumure :

$$C_{\text{saumure}} = TDS_{\text{eau de mer}} - TDS_{\text{eau distillé}} \dots\dots\dots (V.12)$$

$$C_{\text{saumure}} = (926.87 - 0.417) * 10^3 =$$

$$C_{\text{saumure}} = 926.453 * 10^3 \text{ Kg/j} = 38.602 * 10^3 \text{ Kg/h}$$

- Concentration finale de TDS dans la saumure :

$$TDS_{\text{saumure}} = \frac{TDS_{\text{eau de mer}} - (0.25 * TDS_{\text{perméat distillé}})}{1 - 0.25} \dots\dots\dots (V.13)$$

$$TDS_{\text{saumure}} = \frac{40346 - (0.25 * 40.35)}{1 - 0.25} \rightarrow TDS_{\text{saumure}} = 53781.21 \text{ ppm}$$

Résultats :

Concentration finale de TDS dans l'eau distillée : **40.35 ppm**

Débit d'eau douce produite : **5743.25 m³/j**

Débit de saumure rejetée : **17229.75 m³/j**

Concentration finale de TDS dans la saumure : **53781.21 ppm**

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

la quantité d'eau vaporisée par étage : $L_{vi} = 19.65 * 10^3 \text{ Kg/h}$

V.5 - Etude théorique pour dimensionner le réchauffeur

Les propriétés thermodynamiques et dimensionnelles du réchauffeur sont rassemblées dans le Tableau V.1 :

Tableau V.1- Les propriétés thermodynamique et dimensionnelles du réchauffeur côté tube (fluide froid) et côté calandre (fluide chaud)

Paramètre	Symbole	Tube (fluide froid)	Vapeur (fluide chaud)
flux de chaleur transféré par le Tube	J_{tube}	$2693 * 10^6 \text{ kJ/h}$	/
flux de chaleur transféré par la vapeur	J_{vapeur}	/	$632 * 10^5 \text{ kJ/h}$
Température d'entrée	t1	80 °C	/
Température de sortie	t2	87 °C	/
Nombre de passe	nt	1	/
Diamètre extérieur des tubes	d0	$20 * 10^{-3} \text{ m}$	/
Diamètre intérieur des tubes	di	$15 * 10^{-3} \text{ m}$	/
Pas des tubes	P	30.10^{-3} m	/
Longueur des tubes	L	9 m	/
Température d'entrée	T1	/	120 °C
Température de sortie	T2	/	94 °C
Diamètre extérieur	Dc	/	1,0 m
Nombre de chicane	Nc	/	6
Espaces entre chicanes	B	/	1,3 m
Température de saturation de la vapeur après la détente	Tv	/	98 °C
Enthalpie de vapeur	Hv	/	2773 kJ/kg

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

[Source : dessalement centrale utilité II fertial .(2021)]

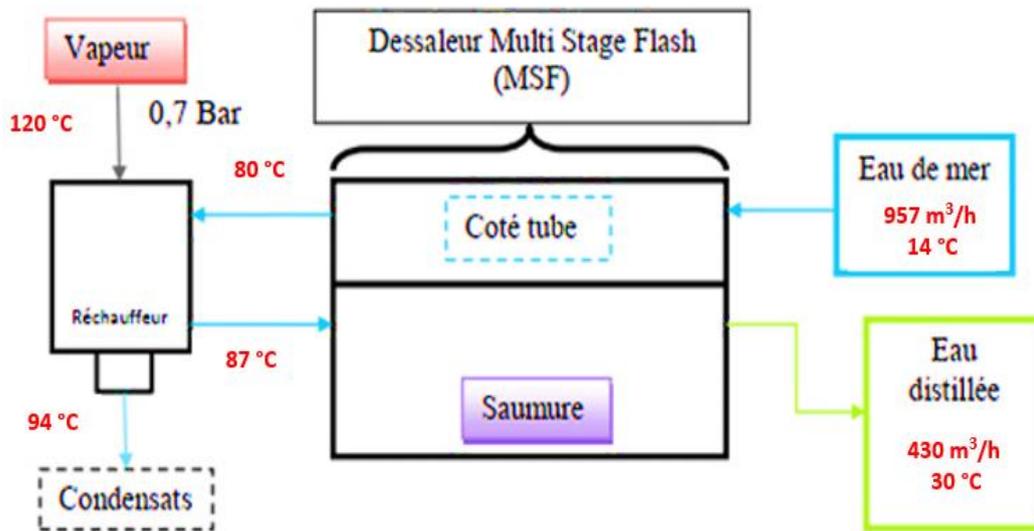


Figure V.4 : Schéma simplifié de dessalement de l'eau de mer par distillation MSF

[Source : dessalement centrale utilité II fertial .(2021)]

a) Equation fondamentale d'échange thermique :

Le bilan global de l'appareil est le suivant :

- Le flux de chaleur transféré à l'entrée (cédée par la vapeur) est :

$$Q1 = m * \Delta H \dots \dots \dots (V.14)$$

- Le flux de chaleur transféré par le Tube (fluide froid) :

$$Q2 = M * Cpf * (t2 - t1) \dots \dots \dots (V.15)$$

Q : Flux de chaleur (kJ/h).

T1 : la température d'entrée vers réchauffeur est 80 °C

T2 : la température de sortie de la saumure 87°C

M ou m : débits massiques horaires des fluides (Kg/h).

ΔH : enthalpies des fluides en fonction de leurs températures supposée égale 2257 KJ/Kg.

Cpf : la capacité thermique massique supposée égale à 4.18 kJ/(kg. K).

- Le flux de chaleur absorbée par la saumure Q3 :

On a ;

$$Q1 = Q2 + Q3 \Rightarrow Q3 = Q1 - Q2 \dots \dots \dots (V.16)$$

- Calcul de débits massiques horaires des fluides :

fluide froid :

$$M = \frac{Q2}{Cpf * (t2 - t1)} \dots \dots \dots (V.17)$$

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

$$M = \frac{2693 * 10^6}{4.18 * ((87 - 80) + 273.15)} \rightarrow M = 2300 * 10^3 \text{ Kg/h}$$

fluide chaud :

$$m = \frac{Q1}{\Delta H} \dots\dots\dots (V.18)$$

$$m = \frac{632 * 10^5}{2257} \rightarrow M = 28 * 10^3 \text{ Kg/h}$$

b) Calcul de l'efficacité thermique E:

$$E(\%) = \frac{t2 - t1}{T2 - t1} \dots\dots\dots (V.19)$$

$$E(\%) = \frac{87 - 80}{94 - 80} \rightarrow E(\%) = 50 \%$$

c) Calcul de coefficient de transfert de chaleur propre:

Le coefficient de transfert sale U_s est relatif au tube, lorsque cet élément est neuf, on parlera plutôt de coefficient de transfert propre U_p . Ce coefficient est donné par la relation suivante :

$$U_p = \frac{h_{io} * h_c}{h_{io} + h_c} \text{ (kcal/h. m}^2 \cdot \text{°C)} \dots\dots\dots (V.20)$$

d) Diamètre équivalent (D_e)

Le diamètre équivalent dans le pas triangulaire est donné par la relation suivante :

$$D_e = \frac{3.646 * P^2}{\pi + d_0} \dots\dots\dots (V.21)$$

Avec

p : le pas des tubes (m)

d_0 : le diamètre extérieur des tubes (m)

e) La vitesse massique moyenne cotée calandre

$$G_c = \sqrt{G_{ct} * G_{cl}} \dots\dots\dots (V.22)$$

Calcul de la vitesse massique transversale G_{ct}

La vitesse massique transversale est calculée pour l'aire de passage maximale, soit :

$$G_{ct} = \frac{M}{a_{ct}} \text{ (kg/h. m}^2 \text{)} \dots\dots\dots (V.23)$$

vitesse massique longitudinale G_{cl}

$$G_{cl} = \frac{4 * M}{D_c * d_0 * N t^3} \dots\dots\dots (V.24)$$

M : Débit massique du fluide (kg/h)

a_{ct} : Aire de passage entre deux chicanes

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

Tableau V.2 : Expressions nécessaires aux différents calculs

Côté tube (Eau de mer)	Côté calandre (Vapeur)
Section par passe : $a_t = \frac{N_t}{n_t} * \frac{d_i^2 * \pi}{4}$	Section par passe : $a_t = \frac{2}{\sqrt{3}} * \frac{d_c}{p} * (p - d_o) * B$ (pas triangulaire inversé)
Vitesse massique : $G_t = \frac{m}{a_t}$	Vitesse massique : $G_t = \frac{M}{a_t}$
Vitesse linéaire : $V_t = \frac{G_t}{\rho}$	Débit de condensat : $G_H = \frac{M}{L * N^{2/3}}$
Coefficient de transfert de chaleur de film interne : $h_i = \frac{900 * (1.352 + 0.02 * t_r) * V_t^{0.2}}{d_i^{0.2}}$ (hi obtenue de l'abaque annexe A4)	Température de film de condensat : $T_f = \frac{T_v - t_v}{2}$
Coefficient de transfert de chaleur externe $h_{i0} = \frac{h_i * d_i}{d_o}$	Reynolds dans le film de condensat : $R_{ef} = \frac{4 * G_H}{\mu}$
Coefficient de transfert de chaleur propre $U_p = \frac{h_{i0} * h_c}{h_{i0} + h_c}$	Résistance d'encrassement : $R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s}$
Coefficient globale de transfert de chaleur sale $U_s = \frac{1}{\frac{1}{U_p} + R_s}$ Avec $R_s = \frac{1}{h_{i0}} + \left(\frac{1 * d_o}{h_i + d_i} \right)$	Diamètre équivalent : $D_e = \frac{3.464 * P^2}{\pi * d_o} - d_o$
Reynolds : $R_{et} = \frac{d_i * G_t}{\mu}$	Reynolds : $R_o = \frac{G_c * D_e}{\mu}$
Coefficient de friction (abaque : annexe A2)	Coefficient de friction (abaque : annexe A3)
Perte de charge : $\Delta P_t = \frac{n_t * c_t^2}{1.127 * 10^{15} * d} * \left[\frac{f_t * L}{d_i} + 2 \right]$	Perte de charge : $\Delta P_t = \frac{f_c * G_c^2 * (N_c + 1) D_c}{2.542 * 10^{15} * D_e * d * \phi_c}$

[Source : dessalement centrale utilité II fertial .(2021)]

Les calculs :

- Le nombre de tube :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} * \frac{\pi * d_i^2}{4} \dots \dots \dots (V.25)$$

$$N_t = \frac{4 * a_t}{\pi * d_i^2} * n_t \rightarrow N_t = \frac{4 * 0.247}{\pi * (15 * 10^{-3})^2} \rightarrow N_t = 1397.7 \approx 1398 \text{ tube}$$

- La vitesse massique :

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

$$Gt = \frac{m}{at} \dots \dots \dots (V.26)$$

$$Gt = \frac{2000 * 10^3}{0.247} \rightarrow Gt = 8.0971 * 10^6 \text{ kg/h.m}^2$$

La vitesse linéaire :

$$Vt = \frac{Gt}{\rho} \dots \dots \dots (V.27)$$

$$Vt = \frac{80971 * \frac{1}{3600}}{1035} \rightarrow Vt = 2.2 \text{ m/s}$$

- Coefficient de transfert de chaleur de film interne :

hi obtenue de l'abaque annexe A4 $\rightarrow hi = 11\ 000 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

- Coefficient de transfert de chaleur de film externe

$$hi0 = \frac{hi * di}{d0} \dots \dots \dots (V.28)$$

$$hi0 = \frac{11000 * 0.015}{0.020} \rightarrow hi0 = 8250 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

- Coefficient de transfert de chaleur propre

$$Up = \frac{hi0 * hc}{hi0 + hc} \dots \dots \dots (V.29)$$

$$hc = 0.725 * \left(\frac{\lambda^8 * \rho^2 * g * \Omega}{Nt * d0 * \mu * \Delta T} \right)^{\frac{1}{4}} \dots \dots \dots (V.30)$$

hc : est la variable souhaitée.

λ : est un paramètre à la puissance huit.

ρ : est la density.

g : est l'accélération gravitationnelle.

Ω : Volume ou une propriété géométrique spécifique du système
Nt est le nombre total d'éléments.

d0 : est une longueur caractéristique.

μ : est la viscosité dynamique.

ΔT : est la différence de température

les donnée de départ :

- $\lambda = 4$
- $\rho = 1035 \text{ kg/m}^3$
- $g = 9.81 \text{ m/s}^2$
- $\Omega = 3.2 \text{ m}^3$
- $Nt = 1398$
- $d0 = 0.02 \text{ m}$

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

- $\mu = 0.001026 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

- $\Delta T = 26 \text{ }^\circ\text{C}$

$$h_c = 950 \text{ kcal/ h.m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

$$U_p = \frac{8250 * 950}{8250 + 950} \rightarrow U_p = 851.9 \text{ kcal/ h.m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

- Coefficient de transfert de chaleur sale

$$U_s = \frac{1}{\frac{1}{U_p} + R_s} \dots\dots\dots (V.31)$$

$$R_s = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{d_0}{h_i * d_i} \dots\dots\dots (V.32)$$

$$R_s = \frac{1}{8250} + \frac{0.02}{11000 * 0.015} \rightarrow R_s = 2.42 * 10^{-4} \text{ kcal/ h.m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

$$U_s = \frac{1}{\frac{1}{851.9} + 0.000242} \rightarrow U_s = 706.29 \text{ kcal/ h.m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

- Reynolds

$$Re = \frac{V * d_0 * \rho}{\mu} \dots\dots\dots (V.33)$$

$$Re = 0.4438 * 10^5$$

- Perte de charge

$$\Delta P = \frac{N_t * G_t^2}{1.127 * 10^{15} * d} * \left(\frac{f_t * L}{d_i} + 2 \right) \dots\dots\dots (V.34)$$

Avec ;

Ft : Le coefficient de friction (fonction du nombre de Reynolds).

Gt : La vitesse massique telle que $G_t = \rho * V$ (kWh/m²).

Nt : Le nombre de tube .

di : Le diamètre de tube (m)

d : La densité (m)

L : la longueur de tube

Le coefficient de friction (fonction du nombre de Reynolds) a partir annex A2 par rapport aux tube IPS .

$$F_t = 0. , G_t = 8.0971 * 10^6 \text{ kg/h.m}^2 , N_t = 1398 \text{ tube} , d_i = 0.015 \text{ m} , d = 1.035 \text{ } \varnothing c = 1$$

$$L_{tot} = N_t * L_i = 1398 * 0.5 = 671 \text{ m}$$

$$\Delta P = \frac{1398 * \left(\frac{8.0971 * 10^6}{3600} \right)^2}{1.127 * 10^{15} * 1.035} * \left(\frac{0.016 * 671}{0.015} + 2 \right) \rightarrow \Delta P = 4.35 * 10^{-3} \text{ kg/m}^2$$

$$1 \text{ Kg/m}^2 \rightarrow 9.8 * 10^{-5} \text{ bars} .$$

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

Alors ; $\Delta P = 4.263 * 10^{-7}$ bars $\rightarrow \Delta P = 4.263 * 10^{-6}$ m

De la même manière, nous avons fait le calcul pour de coté calandre et nous avons obtenus les résultats présentés dans le tableau V. 3

Tableau V.3 : Résultats des calculs de distillaion flash multi étages

Paramètres	symbole	Coté tube	Coté calandre(vapeur)
débit massique horaire de fluide froid	M	2300 *10 ³ Kg/h	/
débit massique horaire de fluide chaud		/	28 *10 ³ Kg/h
Nombre de tubes	Nt	1398	/
Section de passé	at	/	0.500 m ²
Vitesse massique	Gt	8.0971 * 10 ⁶ kg/h.m ²	56 *10 ³ kg/h.m ²
vitesse massique transversal	Gcl	/	44790.23 kg/h.m ²
vitesse massique moyenne	Gc	/	50082.46 kg/h.m ²
Vitesse linéaire	Vt	2.2 m/s	/
Coefficient de transfert de chaleur de film interne	ht	11 000 kcal/h.m ² .°C	/
Coefficient de transfert de chaleur de film externe	hi0	8250 kcal/ h.m ² . °C	/
Coefficient de transfert de chaleur propre	Up	851.9 kcal/ h.m ² . °C	/
Coefficient de transfert de chaleur sale	Us	706.29 kcal/ h.m ² . °C	/
débit de condensat longueur de vapeur L= 9 m	GH	/	24.88 kg/h.m
Reynolds dans le film de condensat	Ref	/	26.97
Résistance d'encrassement	Rs	/	2.42 *10 ⁻⁴ kcal/ h.m ² . °C
Diamètre équivalent	De	/	29.62 *10 ⁻³ m
Reynolds	Re	0.4438 *10 ⁵	/
Reynolds	Ret	/	402.016
Perte de charge	ΔP	4.35 *10 ⁻³ kg/m ²	2.25*10 ⁻³ kg/m ²

***Interprétation des résultats :**

A partir des résultats das ce tableau V.3 ce dessus on observe que la perte de charge dans un réchauffeur MSF elle est inferieur de l'ordre de 0.1 à 0.3 bar (10 à 30 kPa) si une perte de charge plus élevée nécessite plus d'énergie pour pomper l'eau à travers le système et

Chapitre V Dimensionnement de distillation thermique flash multi-étages

encrassement plus rapide des composants du système. Cela peut entraîner des coûts énergétiques plus élevés et une efficacité globale réduite .

Remarque :

Remarquons que le flux du film liquide présente une variation allant d'un régime laminaire ($Re_{moy} < 2000$) jusqu'au début de la zone de transition laminaire/turbulent ($100 < Re_{moy} < 2000$). Cette transition entre les deux régimes est suffisamment graduelle pour être considérée comme un seul régime. Il est important de noter que, dans la quasi-totalité des essais effectués, la vapeur entre dans le tube en régime turbulent ($Re_{moy} > 2000$).

Conclusion

L'osmose inverse est généralement plus énergétiquement efficace et souvent moins coûteuse à exploiter que la distillation thermique flash multi-étage. Cependant, le choix entre l'osmose inverse et la distillation flash multi-étage (MSF) dépend largement des conditions spécifiques de chaque projet, telles que la taille de l'installation, la qualité de l'eau d'entrée, la disponibilité et le coût des ressources énergétiques, ainsi que les considérations économiques et environnementales locales. Les deux technologies ont leurs avantages et inconvénients, et leur utilisation appropriée dépend du contexte spécifique et des objectifs de dessalement à atteindre.

Dans ce chapitre, nous avons élaboré le dimensionnement de la station de dessalement d'eau de mer de Bateau Cassé en suivant des étapes de calcul précises. Avec une capacité de production de 10 000 m³ par jour, cette station alimentera les réservoirs voisins en eau destinée exclusivement à un usage domestique. Elle sera des résultat de calcul de distillation flash multi étage (MSF) :

- Concentration finale de TDS dans l'eau distillée : **40.35 ppm**
- Débit d'eau douce produite : **5743.25 m³/j**
- Débit de saumure rejetée : **17229.75 m³/j**
- Concentration finale de TDS dans la saumure : **53781.21 ppm**
- la quantité d'eau vaporisée par étage : **$L_{vi} = 19.65 * 10^3 \text{ Kg/h}$**

Chapitre VI

Imapct de dessalement sur l'environnement

Introduction

Le dessalement de l'eau de mer est souvent considéré comme une solution miracle pour résoudre le problème de manque d'eau potable. Cependant, cette technologie reste inaccessible financièrement pour les pays à faible revenu ou sans ressources pétrolières. De plus, elle consomme énormément d'énergie et a un impact environnemental problématique. Il est courant que les installations de dessalement soient utilisées comme une solution de contournement pour éviter de résoudre les problèmes de gaspillage et de mauvaise gestion de l'eau. Actuellement, les ressources en eau connaissent des fluctuations extrêmes. D'un côté, les cyclones, les inondations et autres événements climatiques entraînent des excès d'eau. De l'autre côté, les sécheresses et la désertification provoquent des pénuries sévères et des conditions de vie précaires pour les populations. Cette alternance entre pénurie et excès d'eau affecte la planète entière, des pays développés aux pays en développement .

VI.1- Origine et type des rejets

VI.1.1- Rejets atmosphériques

Les procédés de dessalement de l'eau nécessitent une grande quantité d'énergie, bien que cette exigence soit en baisse grâce à l'émergence de technologies innovantes. Cependant, cette énergie est généralement produite à partir de combustibles fossiles, ce qui entraîne l'émission de polluants atmosphériques tels que le dioxyde de carbone (CO₂), les oxydes de soufre et d'azote, ainsi que des particules solides. En Espagne, il a été évalué que le système de production rejette 680 grammes de CO₂ par mètre cube d'eau dessalée. Par conséquent, pour une production journalière de plusieurs millions de mètres cubes, cela correspondrait à l'émission de plusieurs milliers de tonnes de CO₂ dans l'atmosphère chaque jour. Cette contribution à l'effet de serre reste significative dans le contexte actuel de lutte contre le réchauffement climatique.

VI.1.2- Les rejets chimiques

Toutes les usines de dessalement utilisent des produits chimiques pour le prétraitement de l'eau d'alimentation ainsi que le post-traitement de l'eau produite. La plupart des produits sont utilisés avant tout comme flocculant, coagulant, antitartre et anticorrosion, et ils finissent par modifier la composition de la saumure concentrée. La présence de certains métaux, qui sont des produits de la corrosion du circuit, influent aussi sur la composition de la saumure concentrée .[17]

Tableau VI.1 : Résumé des phases de la production d'eau potable par OI et devenir des Produits utilisés [8]

Phases	Objet	Produits chimiques Ajoutés	Devenir des Produits
Ajustement du pH	-Il Diminue la concentration de carbonate. -Il protège la membrane contre l'hydrolyse.	Acide (H ₂ SO ₄)	-Modifie le pH de l'eau brute et de la saumure. -Le sulfate est retenu dans la saumure concentrée.
Antitartre	-Il Prévient la formation de tartre sur les membranes.	Agents chélateurs et dispersants	-Les complexes formés sont retenus dans la saumure concentrée
Coagulation - Flocculation	-Il Prévient les salissures et l'encrassement des membranes	Coagulant -Flocculant	-Les agents flocculant formés se séparent par décantation et sont éliminés par filtration.
Désinfection	-prévient l'encrassement biologique. - Elimine les microorganismes qui se nourrissent des matières des membranes.	Chlore (ou biocide, UV)	-Chlore également répartie dans le perméat et la saumure concentrée.
Déchloration	-Protéger les membranes sensibles au chlore	Bisulfite de sodium ou charbon actif granulaire (CAG)	-Réagit avec le chlore pour former du sulfate et du chlorure qui sont retenus dans la saumure.
Oxygénation	-Accroît l'oxygène dissout à un niveau concourant au développement de la flore et de la faune aquatique.	Aération	-Accroît l'oxygénation dans la saumure concentrée.
Élimination d'autres formes chimiques.	-Diminue tous les Polluants susceptibles d'être présents dans l'eau brute	Est fonction des formes chimiques	-Les complexes formés sont retenus dans la saumure concentrée

VI.1.3- La saumure concentrée

Une forte concentration en sels dans les eaux rejetées, combinée à des fluctuations de salinité près de l'émissaire, peut entraîner la mortalité d'organismes sensibles. Par ailleurs, les rejets des installations de dessalement, plus denses que l'eau de mer, ont tendance à se déposer au fond marin, pouvant ainsi avoir des effets néfastes sur les communautés benthiques.

VI.2- Impacts sur l'environnement

Une grille illustrant les impacts négatifs sur l'environnement liés aux procédés de dessalement montre que les impacts les plus marqués proviennent des produits chimiques qui provoquent des phénomènes d'eutrophisation dans les eaux réceptrices ainsi que des désinfectants. La réduction de l'oxygène dissous dans les eaux réceptrices due au rejet de saumure chaude et les effets nuisibles pour les espèces résistantes aux sels sont considérés comme des impacts de degré moyen. L'augmentation de la turbidité et la limitation de la photosynthèse, résultant de la perturbation des sédiments causée par les activités d'excavation et de dragage, sont également classées comme des impacts de degré moyen.

VI.2.1- Effets dus aux produits de la corrosion

Comme on l'a déjà relevé, les usines de dessalement par distillation rejettent des métaux tels que le cuivre, le nickel, le fer, le chrome et le zinc dans le milieu marin. Ces métaux ne se trouvent pas à l'état d'ions libres mais forment des complexes inorganiques et organiques qui sont adsorbés sur les matières en suspension et déposent en s'accumulant dans les sédiments. Comme, dans ce cas, le problème ne réside pas dans la concentration effective du métal mais dans sa charge totale atteignant l'environnement, on ne peut atténuer les effets en diluant le rejet. [8]

VI.2.2- Effets dus aux additifs antitartres

Une action précoce contre l'entartrage est obtenue avec l'adjonction de phosphates polymères. L'ortho phosphate, produit de l'hydrolyse des poly phosphates, est un macroélément nutritif qui stimule la productivité primaire. Dans une zone marine oligotrophe comme la mer Méditerranée, le rejet d'un macroélément nutritif peut avoir des effets drastiques tels que des efflorescences algales, des proliférations d'algues macroscopiques.[18]

VI.2.3- Effets des additifs antisalissure

La chloration est une solution auxiliaire efficace et économique, mais elle devient problématique lorsqu'elle n'est pas correctement maîtrisée. Elle peut alors produire des dérivés comme les méthylthiols, réglementés en raison de leurs effets cancérigènes. Bien que le chlore soit un agent antisalissure à large spectre, son rejet avec la saumure a des impacts négatifs sur le milieu marin, provoquant des effets biologiques par son action stérilisante et des effets chimiques en perturbant les constituants organiques de l'eau de mer.

VI.2.4- Effets des additifs anti mousses

Les agents antimousse, étant des détergents, ont des effets néfastes sur les organismes en perturbant leur système membranaire intracellulaire. Bien que les impacts sur l'écosystème

marin n'aient pas été étudiés, ils pourraient s'avérer minimes.

VI.2.5- Effets du concentré (saumure)

L'eau saumure après dessalement est une eau du point de vue caractéristiques physico chimiques (salinité, TDS, dureté et alcalinité, bilan ionique, température, pH, conductivité turbidité, concentration en gaz dissous) comme le montre (le tableau V.2), est une eau impropre à tout usage agricole ou industriel et loin d'être utilisable.

Il est indubitable que c'est la saumure qui exerce le plus fort impact sur le milieu marin. Le volume total de saumure libéré dans ce milieu est déterminant pour les dommages qu'il peut induire.

À part le volume proprement dit, les modalités et l'emplacement du rejet sont essentiels pour les impacts qui peuvent en résulter. La longueur de l'émissaire, sa distance au rivage, son niveau au-dessus du fond de la mer, l'existence ou non d'un diffuseur, ainsi que la profondeur de l'eau et les caractéristiques hydrologiques (courants, vagues) peuvent conditionner la dispersion de la saumure et l'efficacité de la dilution au point de rejet et, par voie de conséquence, l'impact potentiel sur l'environnement. [18]

Lorsque la saumure est rejetée sans dilution ni traitement, elle induit une augmentation de la concentration en sel autour de la zone de rejet. Des travaux de recherche ont ainsi montré que les rejets de saumure issus des usines de dessalement du golfe persique augmentaient localement la concentration en sel de 5 à 10 mg/l, la concentration moyenne de l'eau de mer dans cette région avoisinant les 45 mg/l. La forte salinité des eaux de rejets est à l'origine des principaux impacts des usines de dessalement sur les écosystèmes marins, le rejet de saumure dans la mer aboutit en effet à la formation d'un système stratifié de couches de plus en plus salées en allant vers le fond, ce qui diminue les brassages entre eau de fond et eau de surface. Dans certains cas et en fonction des courants marins locaux, 40% de la zone environnante est recouverte de sel. [19]

Ce phénomène peut conduire à des modifications du milieu local (voir schémas ci-dessous):

-Anoxie (absence d'oxygène) au niveau des fonds marins : la diminution des brassages associée à la présence d'espèces consommatrices d'oxygène peut conduire à des périodes d'anoxie du fond marin.

-Diminution de la lumière : la présence d'eau hyper salée provoque la formation d'un brouillard qui rend difficile le passage de la lumière, affectant ainsi la photosynthèse des espèces marines végétales.

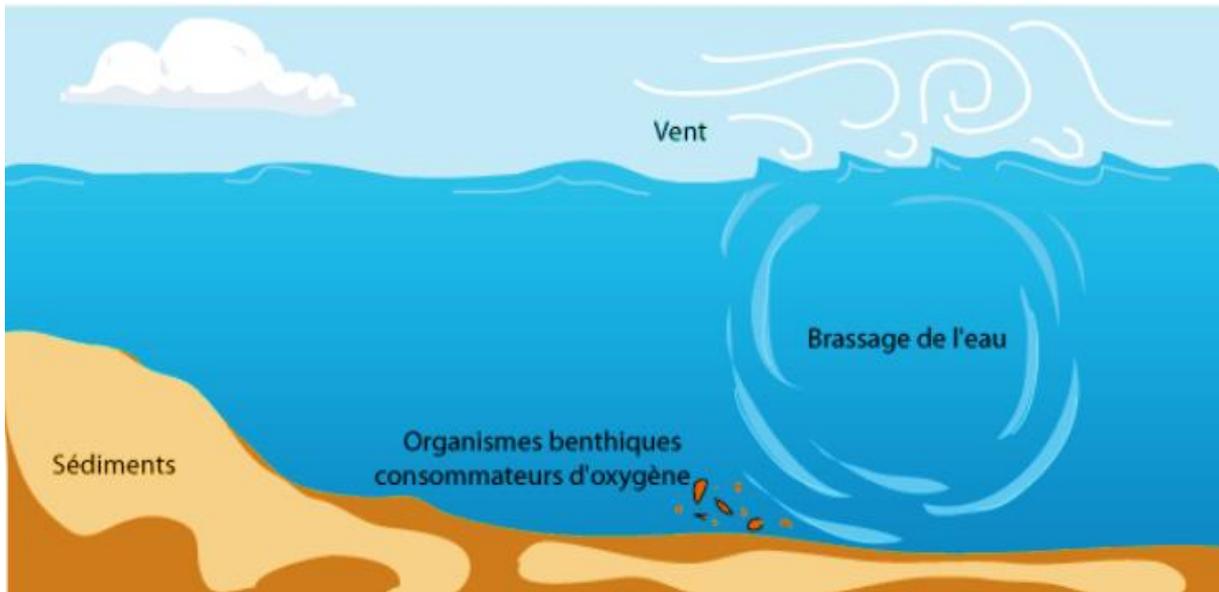


Figure VI.1 : Etat initial du milieu (pas de rejet de saumure) [20]

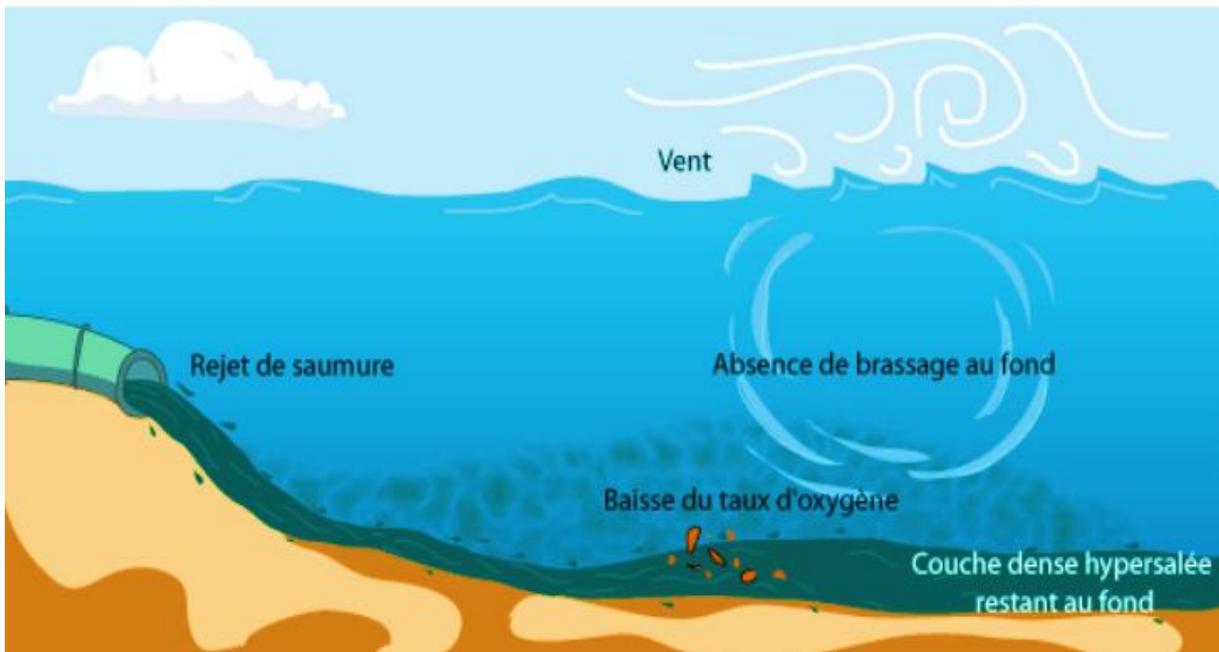
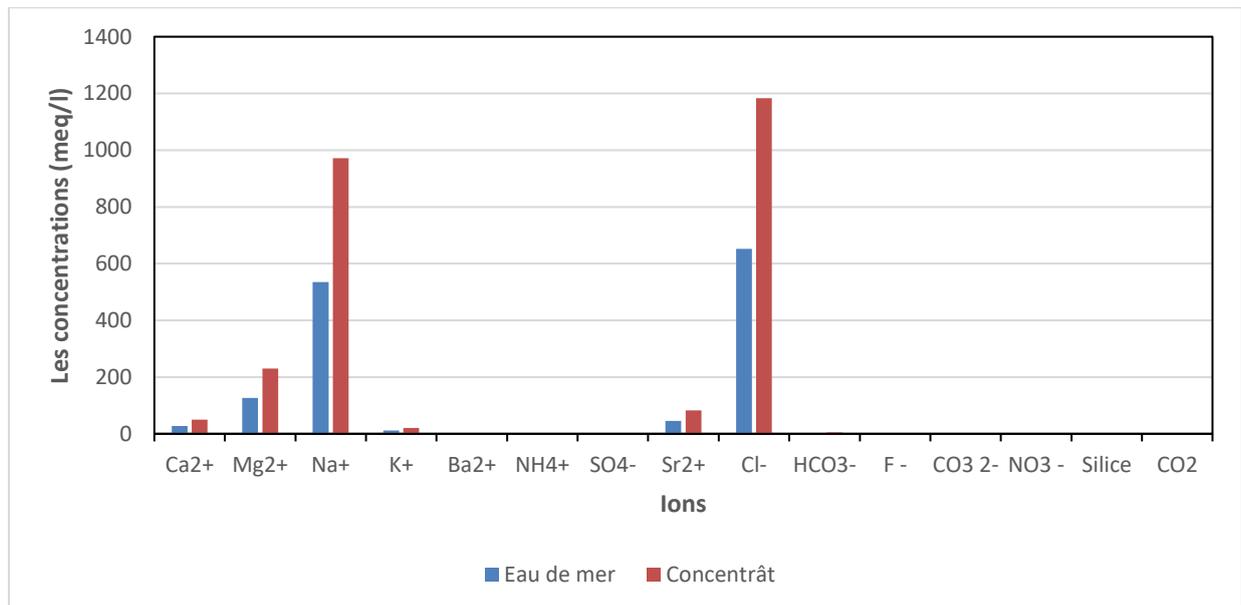


Figure VI.2: Etat du milieu après implantation de l'usine de dessalement (rejet de saumure)[20]

La plupart des organismes peuvent s'adapter à de petites variations de température et de salinité, et tolérer temporairement des conditions extrêmes, mais ils ne peuvent pas survivre à des conditions défavorables prolongées. Le rejet continu d'eaux à forte salinité et à haute température, entraînant une diminution de la teneur en oxygène, peut être fatal pour certains organismes et provoquer un changement durable dans la diversité et l'abondance des espèces dans la zone affectée. Ce tableau compare les composants de l'eau de mer avec ceux de la saumure rejetée.

Tableau VI.2 : Les composantes d'eau de mer et le concentrât (la station de Bteau Cassé).

Ions	Eau de mer		Concentrât		Concentrât/Eau de mer
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	
Ca ²⁺	547.61	27.327	993.352	49.571	1.81
Mg ²⁺	1542.91	126.962	2798.802	230.307	1.81
Na ⁺	12311.28	535.511	22332.371	971.403	1.81
K ⁺	440.69	11.271	799.401	20.446	1.81
Ba ²⁺	0.1	0.001	0.181	0.003	3
NH ₄ ⁺	0.2	0.011	0.363	0.020	1.81
SO ₄ ⁴⁻	0.2	0.005	0.363	0.008	1.6
Sr ²⁺	2196.56	45.731	3984.508	82.956	1.81
Cl ⁻	23117.38	652.063	41934.381	1 182.826	1.81
HCO ₃ ⁻	180	2.950	326.516	5.351	1.81
F ⁻	2.27	0.119	4.118	0.217	1.82
CO ₃ ²⁻	3.74	0.125	6.784	0.226	1.81
NO ₃ ⁻	0	-	0.000	-	-
Silice	1.1	-	1.995	-	-
CO ₂	2.24	-	4.063	-	-
TDS	40346.28		72193.8467		1.79

**Figure VI.3 :** L'histogramme représente la comparaison entre l'eau de mer et le concentrât.

VI.2.6- Effets sur la faune et la flore marine

Certains des composés chimiques rejetés par les usines de dessalement peuvent avoir des conséquences sur les écosystèmes marins. Par exemple, il a été montré que les produits antitartre rejetés par les usines de dessalement étaient des éléments nutritifs qui stimulaient la

productivité primaire. Ces produits peuvent donc induire une prolifération d'algues dans des milieux qui habituellement en comptent peu, comme en mer méditerranée. De même, les produits antisalissure rejetés par ces mêmes usines auraient des effets stérilisants sur certains organismes. [18]

La saumure contient également des traces de produits chimiques utilisés lors des prétraitements, certains pouvant provoquer une acidification de l'eau et affecter des organismes, en particulier les coraux. Le métabisulfite de sodium, employé pour déchlorer l'eau d'alimentation ou comme biocide, présente également une toxicité, en particulier pour le phytoplancton. De plus, certaines de ces substances ont la capacité de s'accumuler dans les organismes, ce qui peut entraîner une concentration élevée dans la chaîne alimentaire, notamment chez les poissons.

VI.2.7- Effets du bruit

Les usines d'osmose inverse utilisent des pompes à haute pression, des turbines et de récupérateurs d'énergie qui sont bruyantes et qui contribuent à la pollution sonore. Ces installations devraient donc être situées loin des régions peuplées à moins que des moyens de mitigation ne soient utilisés pour réduire leur niveau sonore. [21]

VI.2.8- Evolution des différents impacts de dessalement

Lorsqu'on évalue les effets des stations de dessalement, on a tendance à se concentrer principalement sur leur impact environnemental, mais il est important de noter qu'il y a plusieurs aspects à considérer. Le tableau suivant présentera l'évolution des impacts sur divers aspects de la technique d'osmose inverse.

Tableau V.3 : L'évaluation des impacts associés à l'osmose inverse [21]

Aspect	Critère	Description	Évaluation de l'impact
Economique	Coûts initiaux.	Moindre, en comparaison à d'autre procédés comme la distillation.	+
	Coûts de maintenance et d'opération.	Nécessite un prétraitement.	-
Technique	Consommation énergétique.	Moindre que pour la distillation.	+
	Capacité de traitement.	Le procédé consomme moins d'eau de mer que la distillation pour produire la même quantité d'eau potable.	+

Suite du Tableau VI.3 : L'évaluation des impacts associés à l'osmose inverse [21]

Technique	Consommation énergétique.	Moindre que pour la distillation.	+
	Membrane	Susceptible au colmatage et à la dégradation.	-
Environnement	Écosystème marin	Les produits chimiques utilisés lors du prétraitement peuvent contaminer le rejet.	-
	Bruit	Utilisation de turbines et de pompes à haute pression bruyantes.	-
	Source d'énergie	Consommation moindre.	+
	Gestion des résidus	Les membranes ont une courte durée de vie et constituent des déchets.	-
Sociaux	Réponse au besoin	Possibilité d'usine à grande capacité.	+
	Main d'œuvre	Procédé répandu et bien connu.	+
	Acceptation	Procédé le plus populaire	+
	Santé humaine	Eau produite convient bien aux usages domestiques.	+

Légende : + Impact positif, - Impact négatif.

VI.3- Les étapes pour réduire les impacts sur les ressources marines

Les étapes d'atténuation proposées pour réduire les impacts sur les ressources marines sont les suivantes :

1. Réaliser une cartographie sous-marine des habitats écologiques à protéger dans toute la région.
2. Choisir l'emplacement des prélèvements d'eau de mer et des émissaires de manière à éviter les zones sensibles et à respecter la flore et la faune marines.
3. Assurer que l'emplacement et la conception de l'émissaire garantissent un taux de brassage et un volume de dilution suffisants pour minimiser les effets négatifs.
4. Placer l'émissaire au large, en évitant les estuaires et autres zones à faible circulation d'eau.
5. Utiliser des techniques de prétraitement qui réduisent au minimum l'utilisation de produits chimiques dangereux, ainsi que des méthodes de post-traitement et de désinfection efficaces

pour espacer les nettoyages réguliers des membranes encrassées.

6. Éliminer autant que possible les constituants dangereux de la saumure avant son rejet, en prévoyant un bassin de neutralisation.
7. Diluer la saumure avec de l'eau de mer (2 à 4 volumes d'eau de mer pour un volume de saumure) pour offrir une protection supplémentaire aux zones sensibles.

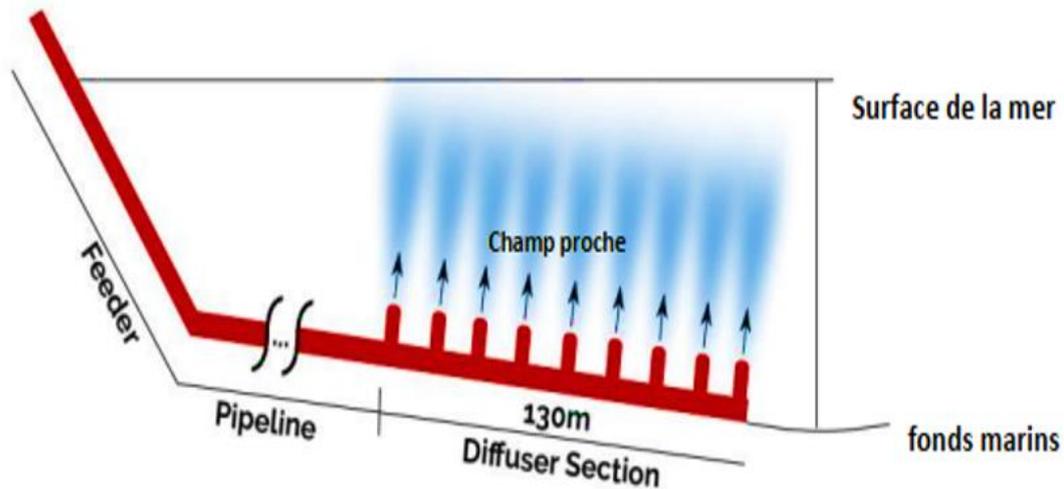


Figure V.4: Schéma d'un émissaire de rejet par diffusion. [22]

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons discuté des différents types de rejets et de leur impact sur l'environnement. Lors de la comparaison de la qualité physico-chimique de la saumure et de l'eau de mer, nous avons constaté une augmentation de la salinité provoquée par le déversement de la saumure. Des mesures ont été prises à la station de Bateau Cassé pour protéger l'environnement. Avant le rejet, la saumure est neutralisée et son pH est ajusté pour correspondre à celui de l'eau de mer. De plus, l'installation d'un émissaire par diffusion assure une meilleure dilution de la saumure et limite les impacts de la station sur l'environnement.

Chapitre VII

Etude technico-économiques et gestion de la station

Introduction

Pour évaluer les coûts de production des unités de dessalement d'eau de mer, il est important de prendre en compte les facteurs suivants :

- Le taux de salinité de l'eau à dessaler.
- La taille de l'installation.
- La qualité requise pour l'eau produite et les conditions spécifiques du site.
- Le choix du procédé de dessalement.
- La durée de construction de l'unité.
- La durée de vie de l'unité.
- Le coût de l'énergie nécessaire.
- La destination de l'eau dessalée.

Ces facteurs ont une incidence sur la gamme de prix de revient par mètre cube d'eau dessalée. La conversion de l'eau de mer en eau douce nécessite une consommation d'énergie, qui peut être thermique pour la distillation, électrique dans le cas de l'électrodialyse, ou purement mécanique pour l'osmose inverse.

Dans cette étude, nous allons nous concentrer sur la technique de l'osmose inverse et comparer son coût avec celui de la distillation.

VII.1 - Le Coût de la station de dessalement

VII.1.1 - Coût du système de distillation flash multi étage (MSF)

Dans ce système, une consommation de 10,5 Mj de carburant est équivalente à 1 kilowatt. En ce qui concerne l'énergie thermique, elle est de 70 Mj/m³ et pour l'énergie électrique, elle est de 3 kWh/m³.

VII.1.1.1- Consommation d'énergie

$$W = ENT + ENE \dots \dots \dots (VII.1)$$

$$W_{en} = \frac{70}{10.5} + 3 = 6,67 + 3 = 9,67 \text{ kwh/m}^3$$

Avec :

W_{en} : La consommation d'énergie en (KWh/m³)

ENT : La consommation d'énergie thermique en (KWh/m³)

ENE : La consommation d'énergie électrique en (KWh/m³)

VII.1.1.2 - Le Coût d'énergie

Le cout d'énergie estimé par la relation :

$$C_{en} = W_{en} * P_{en} * Q * t \dots \dots \dots (VII.2)$$

Avec :

C_{en} : Coût d'énergie en (DA).

W_{en} : Energie thermique en (KWh/m³) à égale 9.67 KWh/m³.

P_{en} : Prix unitaire d'énergie en (DA/KWh) à égale 4.472 DA/kWh.

t : la durée de vie de la station de dessalement entre 25 ans et 30 ans, on prend $t = 25$ ans

Q : Débit de production à partir du système en (m³/j) , pour cette étude $Q = 10\,000$ m³/j

La durée de construction de chaque type de dessalement est indiquée dans le tableau VII.1:

Tableau VII.1 : Durée de construction de la station de dessalement par distillation thermique

	OI	MSF	MED
Durée de construction (mois)	18	24	24

$$C_{en} = 9.67 * 4.472 * 10\,000 * 25 * 365 \rightarrow C_{en} = 3\,946\,036\,900.00 \text{ DA}$$

D'après le tableau suivant on peut estimer le coût d'investissement, mine en service et énergie

Tableau VII.2 : Taux des coûts globaux du système Distillation MSF

	Coût investissement (%)	Mise de mise en service (%)	Coût d'énergie (%)
Distillation	43	7	50

$$C_{en} = \frac{50}{100} \times C_{revient} \rightarrow C_{revient} = \frac{100}{50} * C_{en} \dots \dots \dots \text{(VII.3)}$$

$$C_{revient} = \frac{100}{50} * 3\,946\,036\,900 \rightarrow C_{revient} = 78\,922\,073\,800.00 \text{ DA}$$

VII.1.1.3 - Coût d'investissement

$$C_{inv} = \frac{43}{100} * C_{revient} \dots \dots \dots \text{(VII.4)}$$

$$C_{inv} = \frac{43}{100} * 78\,922\,073\,800 \rightarrow C_{inv} = 3\,393\,591\,734.00 \text{ DA}$$

VII.1.1.4 - Coût d'exploitation

$$C_{exp} = \frac{7}{100} * C_{revient} \dots \dots \dots \text{(VII.5)}$$

$$C_{exp} = \frac{7}{100} * 78\,922\,073\,800 = 552\,445\,166.00 \text{ DA}$$

$$C_{exp} = 552\,445\,166.00 \text{ DA}$$

VII.1.1.5 - Coût global du système de distillation

$$CT = C_{inv} + C_{exp} + C_{energie} \dots \dots \dots \text{(VII.6)}$$

$$CT = 3\,393\,591\,734.00 + 552\,445\,166.00 + 3\,946\,036\,900.00 = 7\,892\,073\,800.00 \text{ DA}$$

$$CT = 7\,892\,073\,800.00 \text{ DA}$$

• **Montant total avec la TVA :**

Taux de la TVA = 19%

Montant de la TVA = $0.19 \times C_T = 1\,499\,494\,022.00$ DA

TTC = $1\,499\,494\,022 + 7\,892\,073\,800$

TTC = 9 391 567 822.00 DA

VII.1.2 - Coût du système d'osmose inverse

VII.1.2.1 - Coût d'investissement

Le cout d'investissement donné par la relation suivante :

$$C_{inv} = C_1 + C_2 + C_3 \dots\dots\dots(\text{VII.7})$$

Avec :

C_{inv} : Coût d'investissement en (DA)

C_1 : Coût des membranes en (DA)

C_2 : Coût de système d'énergie en (DA)

C_3 : Coût de génie civil en (DA)

VII.1.2.1.1 - Coût des membranes

Le cout des membranes estimé par la relation suivante :

$$C_2 = P_u * N_t \dots\dots\dots(\text{VII.9})$$

Avec :

P_u : Prix unitaire de la membrane en (1200 US\$/module).

N_t : Nombre total des unités membranaires (784 modules).

$$C_2 = 784 * 1200$$

$$\mathbf{C_2 = 940\,800 \$ = 126\,358\,848.00 DA}$$

VII.1.2.1.2 - Coût de système d'énergie

Le coût du système d'énergie sera calculé par la relation suivante :

$$C_3 = 0.141 * \frac{Q_p * P_{fon}}{Y} \dots\dots\dots(\text{VII.10})$$

Avec :

Q_p : Débit moyen de la production en (m³/j).

Y : Coefficient d'écoulement en (%) → $Y = 45 \%$.

P_{fon} : Pression de fonctionnement en Kpas → $P_{fon} = 5500$ Kpa.

$$C_3 = 0.141 * \frac{10000 * 55}{0.45}$$

$$\mathbf{C_3 = 172\,333 \$ = 23\,146\,045.00 DA}$$

VII.1.2.1.3 - Coût des travaux de génie civil

Ce coût comprend la construction de toutes les infrastructures de la station.

Dans notre cas on a les bâtiments suivants :

- Bâtiment d’osmose inverse
- Local électrique
- Atelier
- Local de stockage des réactifs
- Salle de contrôle
- Bâtiment d’exploitation
- Logement de service
- Loge du gardien
- Bâtiment électrique
- Administration et base de vie On a aussi les bâches d’eaux :
- Bâche d’eau filtrée
- Bâche de rejet
- Les réservoirs d’eaux traitées
- Bâche de rinçage et de nettoyage

Le coût des travaux de génie civil calculé par l’équation suivante :

$$C_4 = 2390 * Q_{pd}^{0.8} \dots\dots\dots (VII.11)$$

$$C_4 = 2390 * (10000)^{0.8} = 3\,787\,894 \$$$

$$C_4 = 3\,787\,894 \$ = \mathbf{508\,752\,043.00\ DA}$$

Donc le coût total d’investissement donner comme suit :

$$C_T = C_1 + C_2 + C_3 \dots\dots\dots (VII.12)$$

$$C_T = 940\,800 + 172\,333 + 3\,787\,894$$

$$C_{inv} = \mathbf{4\,901\,027 \$ = 659\,286\,152.00\ DA}$$

VII.1.2.2 -Coût d’exploitation

VII.1.2.2.1- Coût de consommation d’énergie

Le cout de consommation d’énergie calculé par la relation suivante :

$$C_3 = Q_{pd} * 365 * d * F_u * \left[\frac{P_{fon}}{P_e * M_e * Y_t} * T_e * \left(\frac{1}{Y_t} - 1 \right) \right] * \frac{P_{en}}{3600} \dots\dots\dots (VII.13)$$

C_{en}: Coût de consommation d’énergie en \$.

Q_{pt}: Débit de production en m³/j.

F_u: Coefficient d’utilisation du centre de dessalement en %.

P_{fon}: Pression de fonctionnement en Kpas.

P_e: Rendement de fonctionnement des pompes en %.

M_e : Rendement de fonctionnement des moteurs %.

Y_t : Coefficient d'écoulement en %.

d : Densité d'alimentation du système.

T_e : Rendement de générateur en %.

P_{en} : Coût unitaire d'énergie en\$/Kwh.

Les donnée de départ :

$$Q_{pt} = 10\ 000\ m^3/j$$

$$P_{en} = 0.06\ \$/Kwh$$

$$P_{fon} = 5500\ Kpas$$

$$P_e = 0.8$$

$$M_e = 0.8$$

$$T_e = 0,8$$

$$d = 0.8$$

$$F_u = 0.8$$

$$Y_t = 0.45$$

$$C_{en} = 10000 * 365 * 0.8 * 0.8 * \left[\frac{5500}{0.8 * 0.8 * 0.45} * 0.8 * \left(\frac{1}{0.45} - 1 \right) \right] * \frac{0.06}{3600}$$

$$C_{en} = 726\ 996\ \$ = 97\ 642\ 833.00\ DA$$

VII.1.2.2.2 - Coût d'entretien

$$C_{ent} = 0.05 * C_{inv} \dots \dots \dots (VII.14)$$

$$C_{ent} = 0,05 * 7\ 326\ 751$$

$$C_{ent} = 366\ 338\ \$ = 49\ 202\ 857.00\ DA$$

VII.1.2.2.3- Coût de consommation chimique

Le prix unitaire de consommation chimique est de : 0,04 \$/m3

$$C_c = Q_{pd} * P_u \dots \dots \dots (VI.15)$$

$$C_c = Q_{pd} * P_u = 10\ 000 * 0,04 = 400\ \$ \rightarrow C_c = 53\ 724.00\ DA$$

VII.1.2.2.4 - Coût de changement des membranes

La durée de vie de la membrane est de 03 ans environ, et le prix unitaire est de 1200 \$/unité.

$$C_{cm} = P_u * t * N_{membrane} \dots \dots \dots (VII.16)$$

$$C_{cm} = 1200 * 3 * 784 = 2\ 822\ 400\ \$ \rightarrow C_{cm} = 379\ 076\ 544.00\ DA$$

Le coût total d'exploitation donne comme suit :

$$C_{exp} = C_{en} + C_{ent} + C_c + C_{cm} \dots \dots \dots (VII.17)$$

$$C_{exp} = 726\ 996 + 366\ 338 + 400 + 2\ 822\ 400 = 3\ 916\ 134\ \$$$

$$C_{exp} = 3\,916\,134 \$ = 525\,975\,958.00 \text{ DA}$$

VII.1.2.2.5- Coût global du système d'osmose Inverse

$$C_T = C_{inv} + C_{exp} \dots \dots \dots (VII.18)$$

$$C_T = 4\,901\,027 + 3\,916\,134 = 8\,817\,161 \$ \rightarrow C_T = 1\,186\,084\,498.00 \text{ DA}$$

- **Montant total avec la TVA :**

Taux de la TVA = 19%

$$\text{Montant de la TVA} = 0.19 \times C_T = 225\,356\,054.00 \text{ DA}$$

$$\text{TTC} = 1\,186\,084\,498 + 225\,356\,054 \rightarrow \text{TTC} = 1\,411\,440\,552.00 \text{ DA}$$

Tableau VII.3 : Résultats récapitulatifs des différents systèmes

	Distillation	Osmose Inverse
Coût investissement (DA)	3 393 591 734.00	659 286 152.00
Coût exploitation (DA)	552 445 166.00	525 975 958.00
Coût global (DA)	9 391 567 822.00	1 411 440 552.00

Ces montants sont exprimés en lettres conformément à la norme d'écriture des nombres en français :

- **Distillation**

Coût d'investissement (DA) : Trois milliards trois cent quatre-vingt-treize millions cinq cent quatre-vingt-onze mille sept cent trente-quatre dinars algériens.

Coût d'exploitation (DA) : Cinq cent cinquante-deux millions quatre cent quarantecinq mille cent soixante-six dinars algériens.

Coût global (DA) : Neuf milliards trois cent quatre-vingt-onze millions cinq cent soixante-sept mille huit cent vingt-deux dinars algériens.

- **Osmose Inverse :**

Coût investissement(DA) : six cent cinquante-neuf millions deux cent quatre-vingt-six mille cent cinquante-deux dinars algériens.

Coût exploitation (DA) : cinq cent vingt-cinq millions neuf cent soixante-quinze mille neuf cent cinquante-huit dinars algériens.

Coût global (DA) : un milliard quatre cent onze millions quatre cent quarante mille cinq cent cinquante-deux dinars algériens.

VII.2- Comparaison des résultats entre la distillation flash multi étages (MSF) et osmose inverse

La comparaison des résultats des calculs entre distillation thermique flash multi étages et

osmose inverse est indiquée dans le tableau VII.4:

Tableau VII.4 : Résultats des calculs entre distillation thermique flash multi étages et osmose inverse

	Distillation flash multi-étages (MSF)	Osmose inverse (OI)
Nombre d'étage	48 étages	1 étage
Débit de production	5743.25 m³/j	10074.4 m³/j
Débit de saumure	17229.75 m³/j	12325.6 m³/j
La salinité de production	40.35 mg/l	282.72 mg/l
La salinité de saumure	53781.21 mg/l	72130.84
Cout de consommation d'énergie	3 946 036 900 DA	97 642 833 DA
Cout total de l'unité	9 391 567 822 DA	1 411 440 552 DA

*** Interprétation des résultats entre la distillation flash multi étages (MSF) et osmose inverse**

L'interprétation des résultats de la distillation multi-étage flash (MSF) et de l'osmose inverse (OI) dépend de plusieurs facteurs, notamment les coûts, l'efficacité énergétique, la qualité de l'eau produite et la disponibilité des ressources locales. Lors de la comparaison de ces deux technologies, voici quelques points clés à prendre en compte :

- **Qualité de l'eau produite**

La distillation flash multi-étagée (MSF) produit généralement de l'eau de haute qualité avec une faible teneur en sel, seulement 40,35 mg/l. Ce processus de distillation élimine efficacement les contaminants. En revanche, la qualité de l'eau produite par osmose inverse peut varier en fonction de l'efficacité de sa membrane. Selon cette étude, le perméat contient un total de solides dissous de 282,72 mg/l, ce qui nécessite parfois un post-traitement pour éliminer certains contaminants et augmenter la salinité aux normes algériennes de potabilité de 500 mg/l.

- **Efficacité énergétique**

La distillation flash multi-étagée (MSF) implique généralement une consommation élevée d'énergie thermique pour faire bouillir l'eau de mer et la condenser, tandis que l'osmose inverse (OI) utilise principalement de l'énergie électrique pour faire passer l'eau à travers une

membrane semi-perméable. En général, l'osmose inverse est considérée comme une méthode plus économe en énergie que la distillation flash multi-étagée (MSF).

- **Coûts opérationnels et d'entretien**

Les coûts opérationnels de la MSF sont généralement plus élevés en raison de la consommation d'énergie thermique et de l'entretien des équipements de chauffage et de refroidissement. Cependant, les systèmes d'osmose inverse présentent une faible consommation d'énergie et un faible coût d'investissement initial, mais nécessitent un entretien régulier et coûteux pour remplacer les membranes.

VII.3 - Gestion de la station

Pour assurer le bon fonctionnement d'une station de dessalement et de ses ouvrages annexes, d'importants investissements sont nécessaires. Il est donc primordial de veiller à l'entretien et à la gestion efficace de cette station pour garantir son bon fonctionnement.

VII.3.1 - Surveillance des stations

VII.3.1.1 - Prévention du colmatage

La stratégie générale de prévention du colmatage peut être mise en œuvre de différentes manières :

- Pré-filtration .
- Utilisation d'un autre processus membranaire ou d'un traitement conventionnel pour éliminer plus efficacement les particules et les colloïdes .
- Ajustement du pH (acidification) pour déplacer les équilibres de solutés des sels susceptibles de précipiter (sel de fer, de manganèse, de calcium, de baryum...) .
- Utilisation d'un agent anti-tartre pour empêcher le dépôt de sels à la surface des membranes.
- Coagulation de la matière organique naturelle. En effet, les floccs ont un effet colmatant potentiellement moins fort que les colloïdes .
- Élimination du fer (Fe^{2+}) qui pourrait précipiter.

Une autre méthode pour éviter le colmatage consiste à réduire l'accumulation des substances obstruantes à la surface de la membrane. En ralentissant la vitesse de filtration (ou perméation), on diminue les risques de colmatage et on peut faire fonctionner les systèmes membranaires à une pression transmembranaire plus basse.

VII.3.1.2 - Maintenance des osmoseurs

La maintenance des osmoseurs est souvent négligée, ce qui entraîne une production d'eau de qualité inférieure et une durée de vie réduite des membranes. Pour améliorer ces problèmes, il est essentiel d'accorder une attention régulière à l'entretien des osmoseurs.

VII.3.1.3 - Suivi des performances

La plupart des tâches de maintenance peuvent être effectuées par le personnel compétent, sans avoir besoin de faire appel à des fournisseurs extérieurs, à l'exception de certaines opérations spécialisées mais peu fréquentes, telles que le remplacement des membranes par exemple.[Henri Roque, Lavoisier, Paris(1990)]

VII.3.1.4 - Paramètres à enregistrer

Les paramètres à enregistrer sur un osmoseur, manuellement ou automatiquement quotidiennement, sont les suivants :

Pressions :

- Pression avant le pré-filtre .
- Pression après le pré-filtre et avant la pompe haute pression .
- Pression après la pompe .
- Pression en sortie des membranes, côté concentrat .

Débits :

- Débit de perméat .
- Débit de concentrât.

Conductivité :

- Conductivité de l'alimentation.
- Conductivité du perméat (si différente de la pression atmosphérique).
- Conductivité du concentrât .

Température de l'eau d'alimentation :

Ces paramètres ne mesurent pas directement les performances de l'osmoseur. Comme nous l'avons mentionné précédemment, le débit varie en fonction de la température et la qualité de l'eau produite dépend de la qualité de l'eau d'alimentation. De plus, ces paramètres peuvent varier au fil du temps dans la plupart des installations. Il est donc essentiel d'effectuer quelques calculs à partir des valeurs enregistrées.

VII.3.1.5 - Nettoyage des membranes

Le nettoyage des membranes a pour objectif de prévenir le colmatage irréversible et de prolonger leur durée de vie. Voici les différentes techniques de nettoyage :

- Rinçage.
- Rétro-lavage avec de l'eau ou de l'air. La fréquence du rétro-lavage varie de 15 à 60 minutes, tandis que sa durée varie de 30 secondes à 3 minutes .
- Nettoyage mécanique avec une balle de mousse (uniquement pour les modules tubulaires

et en cas de colmatage dû à la matière organique naturelle des eaux de surface).

- Nettoyage chimique de la membrane (par trempage et/ou circulation de produit nettoyant).
- Il est également important d'effectuer régulièrement des désinfections des systèmes membranaires (circuit, compartiments d'alimentation et de perméat). Les consignes d'utilisation fournissent des recommandations précises sur les produits à utiliser pour désinfecter les membranes sans les endommager.

VII.3.1.6 - Les Méthodes de surveillance de l'efficacité du nettoyage des membranes

- 1) Analyse de la performance de membrane .
- 2) Analyse de la perte de charge .
- 3) Analyse de la perméabilité .
- 4) Échantillonnage de l'eau .

VII.3.1.7 - Suivi à long terme

Le suivi à long terme permet de créer une base de données précieuse sur l'historique des membranes depuis leur début d'utilisation. Cet historique peut être utilisé pour ajuster les conditions de fonctionnement et prédire la durée de vie des membranes.

VII.3.1.8 - Hygiène et sécurité

En plus des risques inhérents à toute usine de production d'eau potable, tels que l'utilisation de produits chimiques actifs et la présence d'équipement électrique, les usines utilisant des membranes ultrafiltration, nanofiltration et osmose inverse fonctionnent à des pressions plus élevées que celles observées normalement dans les usines conventionnelles. Il est donc important de sensibiliser le personnel à ce risque. [BERLAND.j ; JUERY.c ;2002]

Conclusion

Selon cette étude, le coût de l'osmose inverse est de 1 411 440 552.00 DA. Nous constatons que ce coût est relativement bas par rapport au coût de la distillation thermique flash multi-étage (MSF), qui est de 9 391 567 822.00 DA. Cette baisse de prix s'explique par la faible consommation d'énergie du système d'osmose inverse. Cela confirme que notre choix de cette méthode de dessalement était le bon.

Dans ce contexte, nous pouvons également fournir une estimation approximative du coût total pour la construction et l'exploitation de notre station, qui s'élève à environ 1 411 440 552.00 DA, taxes comprises.

CONCLUSION GENERALE

L'eau est un éléments les plus abondants sur Terre, cependant les ressources en eau potable sont considérablement réduites en raison de la consommation humaine mondiale. Différentes solutions existent pour faire face aux pénuries d'eau, notamment le dessalement. Le dessalement joue un rôle vital dans la production d'eau douce dans de nombreuses régions du monde, en particulier dans les pays arabes.

Le but de ce mémoire était d'étudier et d'analyser l'efficacité des technologies membranaires pour la station de dessalement d'eau de mer du bateau Cassé (osmose inverse et distillation par expansions successives (flash multi-étages)). Nous les avons comparées pour déterminer laquelle est la plus efficace, en termes de solides dissous totaux (TDS) entre perméat et saumure, ainsi qu'en termes de coût pour chaque technologie membranaire, tout en assurant la meilleure qualité d'eau.

Le dessalement de l'eau de mer par osmose inverse est une technique intéressante pour répondre aux besoins en eau potable des pays souffrant d'une grave pénurie d'eau douce.

Dans notre étude, nous avons constaté que le coût total par distillation est très élevé à égale de 9 391 567 822.00 DA. Cependant, le coût par osmose inverse est de 1 411 440 552.00 DA. Ainsi, le système de dessalement par osmose inverse reste le meilleur choix, à la fois efficace et économique.

Le procédé de dessalement par osmose inverse est une technique de filtration membranaire utilisée pour le dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres. Ce procédé permet l'élimination des sels, des substances organiques, ainsi qu'une partie des virus et des bactéries présents dans l'eau.

À partir des résultats obtenus dans notre travail et après plusieurs manipulations, nous avons conclu que :

- Le débit de perméat est de 10 074.4 m³/jour.
- La salinité totale en sortie du perméat final est de 282.72 mg/L, ce qui est conforme aux normes Algériennes et de l'OMS.
- Seul le sel CaSO₄ précipitera. Nous recommandons donc l'injection d'un antiscalant comme prétraitement afin de préserver les membranes.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [4] : Al-Karaghoul, A. and Kazmerski, L.L. (2013) Energy Consumption and Water Production Cost of Conventional and Renewable-Energy-Powered Desalination Processes. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 24, 343-356.
- [5] : Zouini .D. (2009).Le dessalement de l'eau de mer par osmose inverse : une solution pour l'alimentation en eau des villes côtières d'Algérie. *Revue HTE N°142*, P78-86.
- [6] : Alain. Maurel (2001). «Dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtre technique et des autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce 1ère édition» Lavoisier TEC et DOC paris, 226P.
- [7] : Alain. Maurel, 2006. «Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres». 2ère éditions, 286 P.
- [8] : Etori. A.(2011).Vieillissement chimique de membranes d'osmose inverse ,Thèse de Doctorat ,l'université de Toulouse, Toulouse,240P.
- [9] : Marchand. D ,Lament. A, Mouchet. P,Lesoil. M,Baig. S, Rovel. J. M, Mazounie. P,Bourdelet.J .C, Bonneley. V, Hesse. C, Hanbry.J .C, Moles.J, Nicol. R et Angel. M. (2005). «Mémento technique de l'eau 10^{ème} édition», Tome III, édition DEGREMONT, paris. 932P.
- [10] : Mehdi .M. (Juin 2006) . optimisation des systèmes de dessalement par osmose inverse : conception, paramètres de fonctionnement et simulation numérique. Thèse de Doctorat, Ecole Nationale Polytechnique d'Alger, Alger, 187P.
- [11] : PHILIPPE APTEL, «Techniques de l'ingénieur », (OI, NF, UF) application en traitement des eaux, W4120- (2-3).
- [12] : Nikolay, V. (2019). *Proceedings of the Saudi Water Forum Workshop*. Riyadh, Saudi Arabia.
- [13] : Mickley, M. 'US Municipal Desalination Plants: Number, Types, Locations, Sizes, and Concentrate Management Practices'. *IDA Journal of Desalination and Water Reuse*, vol. 4, no. 1, 2012, pp. 44–51.
- [14] : National Eau et Environnement (NEE), étude d'impact sur l'environnement de la réalisation et l'exploitation de l'usine de dessalement d'eau de mer.
- [15] : Raymond Desjardins (1990). « le traitement des eaux » 2ème édition de l'école polytechnique de Montréal.
- [16] : dessalement-de-l-eau.
- [18] : Dupont, J. (2022). *Impact environnemental de la dessalination*. Éditions Scientifiques.

- [20] : Contrat EPC.(2022).Construction d'une usine de dessalement d'eau de mer de Fouka.
- [21] : Plan bleu. (2008). Eau, énergie, dessalement et changement climatique en Méditerranée, Centre d'Activités Régionales du PNUE/PAM.
- [22] : S. Nisan, (2008). A Comprehensive economic evaluation of desalination systems,using renewable, fossil fuelled based and nuclear energies, including external environmental costs, Desalination, 229.
- [23] : PHILIPPE, B. (Novembre 2016). Le dessalement d'eau de mer et des eaux saumâtres. usages de l'énergie.
- [25] : Maurel, A. (1993). Techniques séparativesa membranes Considérations théoriques. Techniques de l'ingénieur.
- [2] :Liste des stations de dessalement en Algérie. (2024). Wikipédia, l'encyclopédie libre. Page consultée le 15 mars, 2024 à partir de http://fr.wikipedia.org/w/index.php?title=Liste_des_stations_de_dessalement_en_Alg%C3%A9rie&oldid=216469534.
- [26] :Kherrat, R. (2020). Dessalement des eaux saumâtre et de l'eau de mer. Université Badji Mokhtar Annaba.

Les Liens :

- [1]: <https://www.algerie-eco.com/2024/02/29/dessalement-7-nouvelles-stations-seront-realisees-entre-2025-et-2030/>
- [3] : <http://culturesciences.chimie.ens.fr/content/le-dessalement-de-leau-de-mer-et-des-eaux>
- [17] :<https://thietbinganhnuoc.com/en/utility-calculator/utility-calculator-for-cip-of-ro-membrane/>.
- [19] : www.A.D.E.dz.
- [22] : www.ecotoxicologie.fr
- [24] : <https://www.lenntech.fr/electrodialyse.htm>

ANNEXES

Tableau A.1 : les normes de potabilité algériennes et OMS.

Substances	Unité	Normes OMS	Normes algériennes
Turbidité	NTU	<2,5	<2
TDS	mg/l	optimum en dessous de 1000	500
Température	C°	<25	<5
TA	mg/l	<15	<5
TAC	mg/l	<15	<5
Concentration en ions hydrogène	PH	≥ 6,5 et ≤ 9,5	≥ 6,5 et ≤ 9
Dureté	mg/l de CaCO ₃	<500	<500
Conductivité à 20°C	µS/cm	<2100	<2800
Calcium	mg/l	<270	<200
Magnésium	mg/l	<50	<150
Chlorure	mg/l	<250	<500
Ammonium	mg/l	<0,5	<0,5
Potassium	mg/l	<20	<12
Carbonate	mg/l	-	-
Bicarbonate	mg/l	-	-
Sodium	mg/l	< 270	< 200
Silice	mg/l	-	-
Dioxyde carbone CO ₂	mg/l	-	-
Fluorure	mg/l	< 1,5 mg/l (jusqu'à 10)	<1,5
Strontium	mg/l	< 4	< 4
Manganèse	mg/l	<0,4	<0,05
Nitrate	mg/l	<50	<50
Nitrite	mg/l	<0,1	<0,1
Sulfate	mg/l	<500	<400

Annexe A.3- Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds à l'extérieur des tubes.

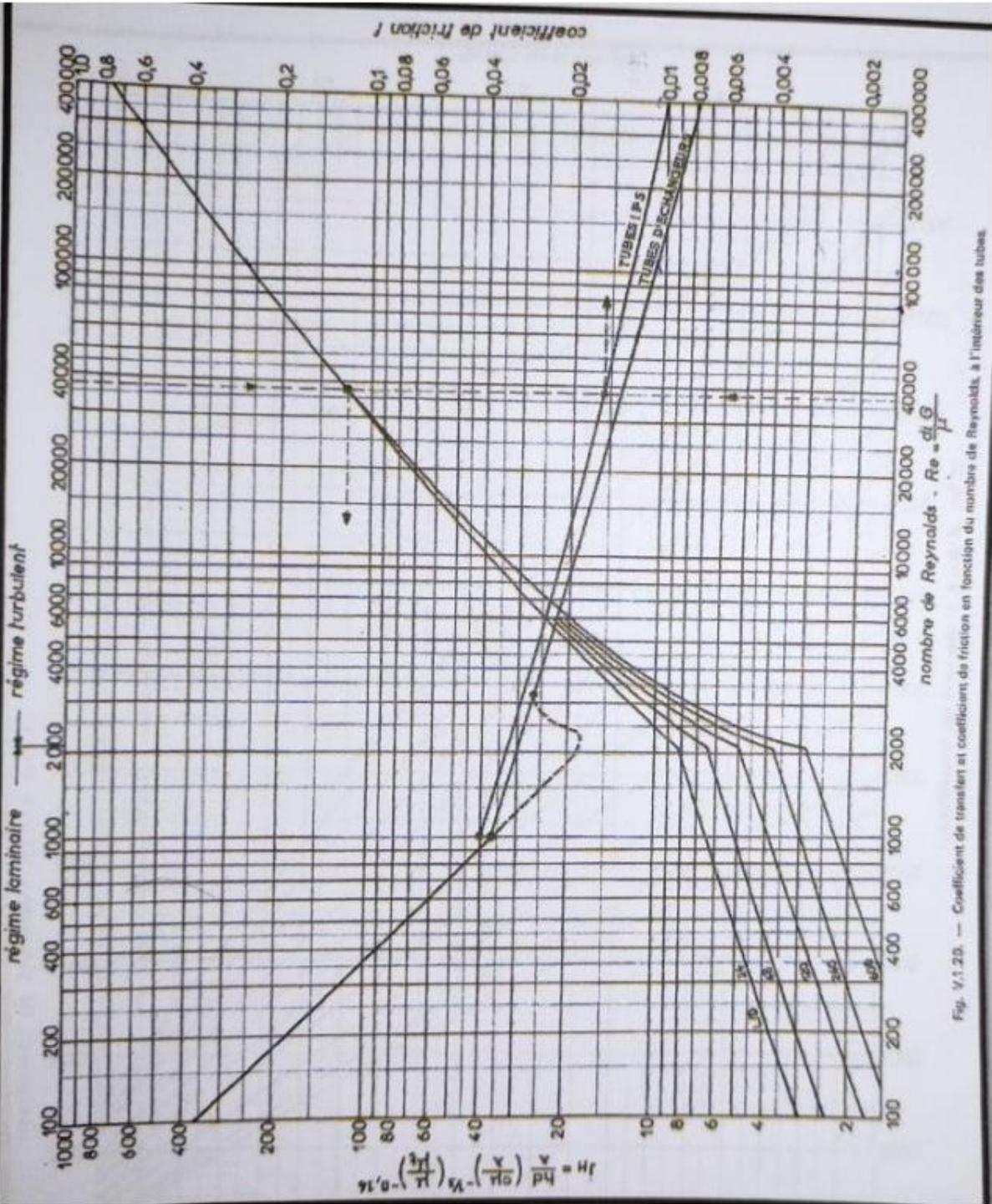


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.