



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

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

Option : RÉUTILISATION DES EAUX NON CONVENTIONNELLES
(RENC)

THEME :

Dimensionnement de la station dessalement hybride (NF-RO - MED) du la station de dessalement des eaux de mer d'El Marsa de la commune de Bordj El Bahri - (Wilaya d'Alger)

Présenté par :
YASSA MOHAMED RIADH

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
HACHEMI Abdelkader	Professeur	President
KHALED HOULI Samia	M.A. A	Examineur
TAFAT Leila	M.A. A	Examineur
TOUIL Youcef	M.C. B	Examineur
BETATACHE Hayat	M.C. A	Promoterice

Session..... 2025

Remerciements

Tout d'abord, je rends grâce à Dieu, qui m'a donné la force et la persévérance nécessaires pour mener à bien ce travail. Je souhaite exprimer ma profonde reconnaissance à mes parents, dont le soutien indéfectible a été une source constante de motivation. Mon père, par ses efforts inlassables, et ma mère, par son encouragement continu, ont joué un rôle essentiel dans l'aboutissement de ce projet.

Je remercie également l'École Nationale Supérieure d'Hydraulique, qui m'a offert une éducation de qualité, ainsi que des ressources précieuses qui m'ont permis de grandir tant sur le plan académique que professionnel. Les compétences acquises au sein de cette institution m'ont été d'une grande aide dans la réalisation de ce mémoire.

Je tiens à exprimer ma gratitude particulière à mon encadrant, Madame **Betatache Hayat**, pour son accompagnement et ses conseils avisés. Sa rigueur et sa disponibilité ont été des atouts majeurs dans la rédaction de ce mémoire.

Je souhaite remercier chaleureusement mon frère, **Yassa Hichem**, ingénieur en contrôle de qualité, pour les informations et les conseils qu'il m'a prodigués depuis mon enfance. Son appui, dès mes premières années scolaires, a grandement contribué à ma réussite.

Finalement, je tiens à exprimer ma profonde gratitude à toutes les personnes qui ont contribué à la réussite de ce mémoire de fin d'études. Mes chers amis, votre soutien indéfectible tout au long de ces cinq années universitaires a été essentiel à mon épanouissement personnel et académique. Vos encouragements, votre aide précieuse et les moments partagés ont été inestimables. Je remercie

ملخص

تحلية مياه البحر بواسطة التناضح العكسي تُعدّ حلاً أساسياً للتخفيف من حدة ندرة المياه في الجزائر، غير أنّها تبقى طريقة كثيفة الاستهلاك للطاقة بمعدل تحويل لا يتجاوز عادة 40٪. يهدف هذا العمل إلى تحسين أداء محطة التحلية بالمرسى، التي تبلغ طاقتها الحالية 60.000 م³/يوم، وذلك برفع معدل التحويل إلى 45٪ بفضل العملية الجديدة. وقد تم أولاً القيام بعملية التصميم للوحدة الحالية، تلتها عملية التصميم للتشكيلة الجديدة. كما تم اعتماد تقنية مبتكرة، وهي النظام الهجين متعدد المراحل، من أجل تحسين استهلاك الكهرباء في المحطة من خلال تعزيز استرجاع الطاقة. وأخيراً، تم إجراء تحليل مقارنة بين التشكيلتين مع التركيز على تقليص التكاليف الطاقوية،

الكلمات المفتاحية: التناضح العكسي، الهجين متعدد المراحل، التكاليف الكهربائية

Résumé :

Le dessalement par osmose inverse est une solution clé pour atténuer la pénurie d'eau en Algérie, mais il reste une méthode énergivore avec un taux de conversion généralement inférieur à 40 %. Ce travail vise à améliorer la performance de la station de dessalement d'El Marsa, dont la capacité actuelle est de 60 000 m³/jour, en augmentant le taux de conversion à 45 % grâce au nouveau procédé. Le dimensionnement de l'unité existante a été effectué, suivi par celui de la nouvelle configuration. Une technique innovante, le système hybride multi-étage, a été mise en œuvre pour optimiser la consommation électrique de la station, en favorisant la récupération d'énergie. Enfin, une analyse comparative des deux configurations a été réalisée, avec un accent sur la réduction des coûts énergétiques.

Mots clés : osmose inverse, hybride multi-étage couts électriques

Abstract:

Seawater desalination by reverse osmosis is a key solution to mitigate water scarcity in Algeria; however, it remains an energy-intensive method with a conversion rate generally below 40%. This work aims to improve the performance of the El Marsa desalination plant, whose current capacity is 60,000 m³/day, by increasing the conversion rate to 45% through the new process. The dimensioning of the existing unit was carried out, followed by that of the new configuration. An innovative technique, the multi-stage hybrid system, was implemented to optimize the plant's power consumption by promoting energy recovery. Finally, a comparative analysis of the two configurations was conducted, with a focus on reducing energy costs.

Keywords: reverse osmosis, hybride multi-setage, electrical energy

Sommaire

Liste des tableaux

Liste des figure

Liste des planches :

Liste d'abréviation

Introduction générale

Chapitre I : Généralités sur le dessalement 1

Introduction 1

I.1 Histoire de dessalement 1

I.2. Le dessalement en Algérie 1

I.3. Les Ressource en eaux 2

I.3.1. Les eaux de pluie 2

I.3.2. Les eaux de surface 2

I.3.3. Les eaux souterraines 2

I.4. L'eau potable 3

I.1. La qualité d'eau de mer et eau potable 4

I.5.1. La qualité d'eau de mer 4

I.5.2. Qualité de l'eau potable 4

Conclusion 5

Chapitre II : les différentes techniques de dessalement 6

Introduction 6

II.1. Les principaux procédés de dessalement des eaux : 6

II.1.1 Distillation thermique 6

II.1.1.1 Évaporation à un seul étage 6

II.1.1.2 Distillation à effets multiples (MED) 7

II.1.1.3 Distillation par multi flash étage (MSF) 8

II.1.2. Les procédés membranaires 8

II.1.2.1 Osmose inverse (OI) 8

II.1.2.2 L'électrodialyse 9

II.1.2.3 Ultrafiltration L'ultrafiltration (UF) 9

II.1.2.4 Nanofiltration 9

II.1.3. Les procédés hybrides 9

II.1.4. Les futures technologies du dessalement 10

II.1.4.1 Dessalement par congélation directe 10

II.1.4.2 L'osmose directe 10

II.1.4.3	La désalinisation capacitive	11
II.2	Comparaison entre les différents types de dessalement	12
II.1	Choix de procédé de dessalement.....	13
CONCLUSION.....		13
Chapitre III Présentation de SDEM D'EL MARSA.....		14
Introduction		14
III.1	Situation géographique de la station d'El Marsa	14
III.2.	Processus du dessalement dans la station d'El Marsa	14
III.2.1.	Le captage de l'eau de mer	15
III.2.1.1	La tour de captage	15
III.2.1.2	La conduite de captage	15
III.2.1.3	Description du système d'acidification et de préchloration au niveau de la tour de captage	16
III.2.1.3.1	L'acidification.....	16
III.2.1.3.2	La préchloration	16
III.2.2	Le prétraitement	16
III.2.2.1	L'objectif du prétraitement	16
III.2.2.2	Le bâtiment de captage	16
III.2.2.3	Le dégrilleur grossier.....	17
III.2.2.4	Le dégrillage fin	17
III.2.2.5	Réservoir de pompage	17
III.2.2.6	Coagulation floculation.....	18
III.2.2.7	Le mélangeur statique STATIFLO	18
III.2.2.8	La décantation	19
III.2.2.9	La filtration gravitaire.....	14
III.2.2.9.1	Lavage des filtres à sable (rétro lavage).....	14
III.2.2.9.2	Locale des pompes de l'eau filtrée.....	14
III.2.2.10	La déchloration.....	14
III.2.2.11	La microfiltration (filtration sur cartouche).....	15
III.2.2.12	Le Contrôle du chlore résiduel	15
III.2.2.13	Le contrôle du SDI.....	15
III.2.2.14	L'injection de l'anti scalant	15
III.3	L'osmose inverse.....	16
III.4	Le post traitement.....	16
III.5	Bassin de stockage et station de pompage	17
III.1	Système de rejet de la saumure	18
Conclusion.....		19

CHAPITRE IV : VERIFICATION DU DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION D'OSMOSE INVERSE.....	20
INTRODUCTION	20
IV.1 Bilans approximatifs divers de la station de dessalement	20
IV.1.1 Bilan hydraulique de la station de dessalement	20
IV.1.2 Bilan qualitatif de la station.....	20
IV.2 Dimensionnement de l'installation d'osmose inverse	20
IV.2.1 Critique du quantile des eaux.....	21
IV.3 Dimensionnement d'osmose inverse	22
IV.3.1 Equipement d'une installation d'osmose inverse	22
IV.3.2 Caractéristiques standard des perméateurs.....	23
IV.3.3 Méthode de calcul	23
IV.1 Simulation par logiciel des membranes LG.....	36
Conclusion.....	39
Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages.....	41
Introduction	41
V.1 Principe de fonctionnement	41
V.2 La nano filtration NF	41
V.3 Dimensionnement de l'installation du nano filtration	41
V.3.1 Equipement d'une installation du nano filtration	43
V.3.1 Méthode de calcul	43
V.4 Simulation par logiciel IMSDesing:	44
V.4.2 Choisir les types d'éléments membranaires	45
V.5 Résultats finaux de la conception :.....	46
V.5 Dimensionnement d'osmose inverse	60
V.5.2 Déterminer les spécifications de l'eau d'alimentation	60
V.5.3 Caractéristiques standard des perméateurs.....	61
A. Méthode de calcul :	61
V.6 Simulation par logiciel des membranes LG:	44
V.6.1 Distillation thermique multi-effet (MED).....	45
V.6.2 Installation de dessalement par distillation thermique	45
V.6.2 Principe de fonctionnement	46
V.7 Dimensionnement de distillation thermique multi-effet	46
V.1 Schéma de fonctionnement.....	49
V.9 Comparaison entre le système hybride et l'osmose inverse.....	50
Conclusion.....	50
Chapitre VI Etude technico-économiques et gestion de la station.....	52

Introduction	52
VI.1 Devis quantitatif et estimatif	52
VI.2 Calcul économique.....	52
VI.3.1 Estimation des coûts d'investissement.....	52
VI.3.2 Coût d'investissement du prétraitement	53
VI.3.3 Coût d'investissement des réservoirs	53
VI.3.4 Coût d'investissement de systèmes pompage	54
VI.3.4 Coût d'investissement du système d'osmose et tris hybride	54
VI.4 Coût imprévu	55
VI.4.1 Coût d'Exploitation.....	56
VI.4.2 Coût de Consommation d'Energie	56
VI.4.3 Charge du personnel	57
VI.4.6 Coût d'entretien	57
VI.4.5 Coût de Consommation des produits chimique	57
VI.5 Coût de Changement des Membranes	57
VI.7 Coût Global de la station	58
VI.6 Montant total avec la TVA	58
VI.7 Prix unitaire du mètre cube d'eau traité.....	58
Conclusion.....	59
Conclusion générale	60
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	61
Les annexes	62

Liste des tableaux

Tableau I-1 : les grandes stations de dessalement on Algeria.....	2
Tableau I-2 : les normes de potabilité algériennes et OMS	3
Tableau II-1 : Caractéristiques des techniques de dessalement	12
Tableau II-2 : Avantages et inconvénients des techniques de distillation	12
Tableau III-1 : caractéristiques opérationnelles de dégrilleur grossier [14].....	17
Tableau III-2 : caractéristiques opérationnelles de Le dégrillage fin	17
Tableau III-3 : caracteristiques des pompes de reservoir de pompage.....	18
Tableau III-4 : Mélangeurs statiques installés dans la SDEM EL MARSA	19
Tableau III-5 : les caractéristiques du décanteur	14
Tableau III-6 : Caractéristique de filtre à sable bicouches	14
Tableau III-7 : Les caractéristiques de station de pompage de l'eau traitée	18
Tableau III-8 : système de rejet de la saumure.....	19
Tableau IV-1 : Les analyses expérimentales de l'eau de mer avant le prétraitement	20
Tableau IV-2 : Les analyses expérimentales après le prétraitement.....	21
Tableau IV-3 : les resultats de calcul la balance ionique.....	22
Tableau IV-4 : Caractéristiques initial de membrane	23
Tableau IV-5 : les étapes de calcul	24
Tableau IV-6 : les débits des principaux flux.....	24
Tableau IV-7 : Résultat de dimensionnement d'osmose inverse par méthode (1).....	29
Tableau IV-8 : Résultat de dimensionnement d'osmose inverse par méthode (2).....	35
Tableau IV-9 : Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous	36
Tableau V-1 : Les analyses expérimentales de l'eau de mer avant le prétraitement.....	42
Tableau V-2 : les resultats de calcul la balance ionique.	42
Tableau V-3 : les caractéristiques de la membrane.	43
Tableau V-4 : Recapitulation des résultats de la simulation avec logiciel.....	59
Tableau V-5 : les resultats de calcul la balance ionique.	60
Tableau V-6 : Caractéristiques initial de membrane.....	61
Tableau V-7 : les resultats de calcul la molalité (mi).	41
Tableau V-8 : Résultats de dimensionnement d'osmose inverse	43
Tableau V-9 : résulta des débits et pressions de vapeur par effet	48
Tableau V-10 : : Résultats de dimensionnement multi-effet	49
Tableau VI-1 : Coût d'investissement du prétraitement	53
Tableau VI-2 : Coût d'investissement du réservoir	53
Tableau VI-3 : Coût d'investissement de systèmes pompage.	54
Tableau VI-4 : Coût d'investissement des systèmes d'osmoseur	54
Tableau VI-5 : Coût d'investissement des systèmes tris hybrides	55
Tableau VI-6: Montant de l'ensemble des salaires annuels.	57
Tableau VI-7 : Coût de la consommation des produits chimiques.....	57

Liste des figures

Figure II-1 : Les différents procédés de dessalement	6
Figure II -1 : Schéma de principe procédé Évaporation à un seul étage.....	7
Figure II -2 : Schéma de principe procédé Distillation à effets multiples (MED).....	7
Figure II -3 : schéma de principe procédé distillation par multi flash étage (MSF).....	8
Figure II -4 : Schéma de principe procédé Osmose inverse (OI)	8
Figure II -5 : Schéma de principe procédé L'électrodialyse	9
Figure II -6 : Schéma de principe Les procédés hybrides	10
Figure II -7 : Schéma de principe procédé L'osmose directe	11
Figure II -8 : Schéma de principe La désalinisation capacitive.....	11
Figure III-1 : Situation géographique de la station de dessalement El Marsa (Google Earth)	14
Figure III-1 : La tour de captage (élaboré par l'étudiante).....	15
Figure III-2 : le bâtiment de captage (élaboré par l'étudiante).....	16
Figure III-3 : Réservoir de pompage (élaboré par l'étudiante).....	18
Figure III-4 : Le mélangeur statique STATIFLO (B2B PLAST,2021).....	19
Figure III-5 : Les capteurs pH, Température, conductivité, l'ORP et la turbidité de l'eau microfiltrée	15
Figure IV-1 : Organigramme du processus d'optimisation de l'osmose inverse par logiciel LG chemistry	37
Figure IV-2 : Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse par logiciel LG chemistry	38
Figure IV-3 : Résultat des analyses par logiciel LG chem simulation	38
Figure V-1 : Composition chimique de l'eau d'alimentation (imsdesing,2025).....	45
Figure V-2 : Composition de débit d'alimentation et le nombre de membrane.....	46
Figure V-3 : Rapport des résultats de diagramme des débits	59
Figure V-4 : Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse par logiciel LG chemistry.....	44
Figure V-5 : Résultat de calcul par logiciel LG chem de simulation.....	45
Figure V-6 : installation de distillation détente par multi effet.	46
Figure V-7 : Schéma de fonctionnement de le system hybride multi-étage	49

Liste des planches :

PLANCHE 01 : Plan de masse de la station de dessalement

PLANCHE 02 : Schéma synoptique du premier étage de l'unité d'osmose inverse de la station de dessalement

PLANCHE 03 : Diagramme de tuyauterie et instrumentations (P&ID) d'une unité d'osmose inverse de dessalement

PLANCHE 04 : Profile on long de la station de dessalement

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

CP : Concentration de la même espèce dans le perméat

Introduction générale

En 2025, près de 4 milliards d'individus devraient faire face à une situation de stress hydrique, c'est-à-dire une disponibilité en eau potable inférieure à 1700 m³ par personne et par an. L'accès à une eau de qualité représente ainsi l'un des enjeux majeurs du XXI^e siècle. Aujourd'hui, parmi de nombreuses régions du monde, les ressources en eau douce disponibles chez la conception d'eau potable sont inexistantes ou insuffisantes local à l'allongement démographique et aux besoins croissants de l'industrie. Pendant lequel ce bruit, des solutions alternatives pareilles que la réutilisation des eaux usées et le dessalement de l'eau salée qui constitue la majeure partie de l'eau réelle sur Terre s'imposent entre des réponses clés, en disposition envers les principes du développement éternelle.

La prédestination de l'eau est surtout destinée à l lavage ou aux industriels, et n'est envisagée que de tube indirect pour la préparation d'eau potable. En réforme, le dessalement s'accord de surtout en principalement à cause une solution inévitable parmi l'approvisionnement en eau potable dans les zones confrontées à une besoin de ressources en eau douce. Malgré les répercussions de la crise économique, le marché du dessalement pousse une augmentation continue. Les technologies de dessalement reposent essentiellement sur deux grandes méthodes : les procédés thermiques et les procédés membranaires. La première usine de dessalement d'eau saumâtre par osmose inverse a vu le jour à la fin des années 1960 (Amjad, 1993). Depuis, les décennies suivantes ont été assurées par des avancées significatives dans le développement de matériaux membranaires, permettant l'extension de l'osmose inverse au dessalement de l'eau de mer. À l'heure présente, plus de 22 000 usines de dessalement sont en action à travers le monde, laquelle environ 50 % utilisent la technologie de l'osmose inverse. Là encore grande installation en service à ce jour est située à Ras Al Khair, en Arabie Saoudite. Mise en service en 2017, elle produit souvent 1 036 000 m³/jour d'eau potable.

Dans le cadre de notre étude, nous nous sommes intéressés à l'évaluation de l'efficacité des procédés membranaires appliqués à la station de dessalement d'eau de mer d'EL MARSA, située à Bordj El Bahri, à l'est d'Alger. Nous avons mis en œuvre deux méthodes distinctes de dessalement : l'osmose inverse traditionnelle et une technique hybride combinant plusieurs approches. Ces deux solutions ont été comparées sur la base de résultats expérimentaux, d'une modélisation à l'aide du logiciel de simulation « LG Chem Water Solution », ainsi que de l'analyse des solides totaux dissous (TDS) dans l'eau produite et dans la saumure, sans oublier l'évaluation des coûts de fonctionnement. Notre objectif est de déterminer la méthode la plus performante en termes de qualité de l'eau obtenue, de rendement de dessalement et d'efficacité économique. Pour cela, Pour cela, notre travail s'organise en plusieurs chapitre, on commence par une généralité sur le dessalement après on parle sur les déferents techniques de dessalement et on troisième chapitre on doit présenter notre zone d'étude et on quatrième est le cinquième chapitre on fait le dimensionnement d'unité d'osmose inverse et unité de la station hybride multi- étages. Et enfin, une conclusion générale pour résumer notre travail.

CHAPITRE I : GENERALITES SUR LE DESSALEMENT

Chapitre I : Généralités sur le dessalement

Introduction

L'eau est une ressource indispensable à la vie et au développement socio-économique. Cependant, la croissance démographique, l'urbanisation rapide et le changement climatique accentuent la pression sur les ressources hydriques disponibles. À l'échelle mondiale, près d'un quart de la population vit aujourd'hui dans des régions confrontées à un stress hydrique sévère. Face à cette situation, le dessalement de l'eau de mer s'impose comme une solution stratégique pour répondre à la demande en eau potable, notamment dans les régions arides et semi-arides comme l'Algérie.

I.1 Histoire de dessalement

Le dessalement est une technique ancienne : Aristote mentionnait déjà au IV^e siècle avant J.-C. la distillation de l'eau de mer pour obtenir de l'eau douce. Au XVI^e siècle, les marins utilisaient des systèmes rudimentaires de distillation pour produire de l'eau potable à bord. Ce n'est qu'au XX^e siècle que la technologie s'est industrialisée, notamment avec l'apparition des procédés thermiques à effets multiples (MED) et à détente flash (MSF). À partir des années 1960, les avancées dans le domaine des membranes semi-perméables ont permis l'émergence de l'osmose inverse (OI), aujourd'hui la technologie dominante au niveau mondial.

I.2. Le dessalement en Algérie

L'Algérie, confrontée à une pénurie d'eau due à son climat aride, mise sur le dessalement de l'eau de mer pour renforcer ses ressources en eau potable. Le pays a investi 2,4 milliards de dollars dans la construction de cinq nouvelles stations (Tipasa, El Tarf, Béjaïa, Boumerdès et Oran) d'une capacité totale de 1,5 million m³/jour, portant la couverture des besoins de 18 % à 42 % d'ici 2025. À l'horizon 2030, le dessalement devrait représenter 60 % de l'eau potable nationale. L'Algérie compte déjà 25 usines opérationnelles totalisant 5,8 millions m³/jour, dont la plus grande, Mactaa (Oran), produit 500 000 m³/jour. Cependant, le pays fait face à des défis économiques et énergétiques, liés aux coûts élevés et à la forte consommation énergétique du processus. Les stations de dessalement sont répertoriées dans le tableau ci-dessous : [4]

Tableau I-I : les grandes stations de dessalement on Algeria

Station	Wilaya	Capacité(m³/jour)	Statute
El Mactaa	Oran	500 000	2015
Ténès	Chlef	200 000	2010
Honaïne	Tlemcen	200 000	2010
Béni Saf	AïnTémoucht	200 000	2009
Souke Tlata	Tlemcen	200 000	2010
Cap Djinet	Boumerdès	300 000	2025
Cap Blanc	Oran	300 000	2025
Koudiet draouch	El Tarf	300 000	2025
Djinet	Boumerdès	100 000	2010
Fouka 2	Tipaza	300 000	2025
Hamma	Alger	200 000	2008
Mostaganem	Mostaganem	100 000	2010
Tighremt	Béjaïa	300 000	2025
Fouka 1	Tipaza	120 000	2012
	TOTALE	3480000	

I.3. Les Ressource en eaux

I.3.1. Les eaux de pluie

L'eau de pluie peut être utilisée comme source d'eau potable, mais elle nécessite un traitement en raison de sa faible minéralisation et de la présence possible de polluants atmosphériques.

I.3.2. Les eaux de surface

Les eaux de surface ou eaux superficielles regroupent toutes les eaux présentes à la surface des terres, qu'elles soient en mouvement (rivières, fleuves) ou stagnantes (lacs, étangs, barrages).

I.3.3. Les eaux souterraines

Les eaux souterraines sont généralement de bonne qualité et leur composition chimique dépend des sols traversés. Elles présentent une faible teneur en oxygène, une turbidité réduite et une forte minéralisation, avec une composition stable dans le temps.

Chapitre I : Généralités sur le dessalement

- **Les eaux de mer** : L'eau de mer est une solution saline provenant des milieux marins et océaniques, contenant en moyenne 35 g/L de sels minéraux, principalement du chlorure de sodium, ainsi que 79 autres éléments.
- **Les eaux saumâtres** : L'eau saumâtre est une eau dont la salinité se situe entre celle de l'eau douce et de l'eau de mer, généralement comprise entre 1 000 et 10 000 ppm (soit 0,5 à 30 g/L de sel).

I.4. L'eau potable

L'eau potable est une eau propre à la consommation humaine, répondant à des critères physico-chimiques et microbiologiques stricts. Selon les normes de l'OMS et de la réglementation algérienne, les principaux paramètres de potabilité sont les suivant :

Tableau I-I : les normes de potabilité algériennes et OMS

Paramètre	UNITE	Normes algériennes	Norme OMS
ph	-	6,5 – 8,5	6,5 – 8,5
Turbidité	NTU	≤ 5	≤ 5
Chlorure (Cl ⁻)	mg/l	≤ 250	≤ 250
Sodium (Na ⁺)	mg/l	≤ 200	≤ 200
Nitrates (NO ₃ ⁻)	mg/l	≤ 50	≤ 50
Nitrites (NO ₂ ⁻)	mg/l	$\leq 0,1$	$\leq 0,2$
Sulfates (SO ₄ ²⁻)	mg/l	≤ 250	≤ 250
Fer (Fe)	mg/l	$\leq 0,3$	$\leq 0,3$
Manganèse (Mg)	mg/l	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Fluorures (F ⁻)	mg/l	$\leq 1,5$	$\leq 1,5$
Conductivité électrique	μs/cm	≤ 2800	pas de Valeur guidée
Résidu sec à 180°C	mg/l	≤ 1500	Pas de valeur
Chlore libre	mg/l	0,2 – 0,5	Jusqu'à 5
Température	c°	<25	6,5 – 8,5
Dureté	mg/l de CaCO ₃	≤ 200	≤ 200

I.1. La qualité d'eau de mer et eau potable

I.5.1. La qualité d'eau de mer

L'eau de mer est caractérisée par une salinité moyenne de 35 g/L, composée principalement de chlorure de sodium (NaCl) et d'autres sels minéraux tels que le magnésium, le calcium et le potassium. Cette salinité varie selon la température, l'évaporation et la proximité des côtes. En Méditerranée, elle atteint généralement 38 g/L, soit une des plus élevées au monde. Les paramètres essentiels influençant le dessalement sont :

- **La température** (qui affecte le rendement thermique et la perméabilité membranaire) ;
- **La turbidité et les matières en suspension** (qui conditionnent la performance du prétraitement) ;
- **La teneur en sels dissous (TDS)**, déterminante pour la pression d'osmose inverse.

I.5.2. Qualité de l'eau potable

- Critères de potabilité : Pour pouvoir être consommée en toute sécurité, l'eau doit répondre à des critères de potabilité très stricts édictés par le Ministère de la Santé et le Haut Conseil de la santé publique. Ces normes varient en fonction de la législation en vigueur et selon qu'il s'agit d'une eau destinée à la consommation humaine ou d'une eau industrielle. À ce jour, il existe 63 critères de potabilité de l'eau, que l'on peut regrouper en cinq familles de paramètres :
- Les paramètres physico-chimiques : ils correspondent aux caractéristiques de l'eau tels que le pH, la température, la conductivité ou la dureté de l'eau et délimitent les quantités maximales à ne pas dépasser pour certains composants comme les ions, les chlorures, le potassium et les sulfates.

Exemples :

- La teneur en sulfate doit être inférieure à 250 mg/l
- La teneur en chlorures doit être inférieure à 200 mg/l o La teneur en potassium doit être inférieure à 12 mg/l
- Le pH de l'eau doit être compris entre 6,5 et 9

Conclusion

Face au changement climatique et à la pénurie mondiale d'eau, l'Algérie, pays à climat aride, subit de plein fouet les effets de cette crise. Pour y faire face, le gouvernement a mis l'accent sur le développement du dessalement de l'eau de mer. À ce jour, le pays compte 11 grandes stations de dessalement en service, une en cours de construction.

Le dessalement est un procédé de traitement de l'eau de mer qui repose sur deux grandes familles de techniques : la distillation thermique et les technologies membranaires.

La distillation thermique regroupe principalement trois méthodes : la distillation flash à plusieurs étages (MSF), la distillation à effets multiples (MED) et la distillation par compression de vapeur.

Quant aux technologies membranaires, elles comprennent l'osmose inverse, la nanofiltration et l'électrodialyse.

CHAPITRE II : LES DIFFERENTES TECHNIQUES DE DESSALEMENT

Chapitre II : les différentes techniques de dessalement

Introduction

Dans le chapitre précédent, nous avons conclu que l'osmose inverse est le procédé principal utilisé en Algérie pour le dessalement de l'eau de mer, après une analyse approfondie de chaque méthode de dessalement. L'objectif de ce chapitre est de présenter en détail le principe et le fonctionnement des procédés d'osmose inverse et de distillation thermique flash multi-étages, afin d'expliquer comment ils permettent d'éliminer les sels, les matières organiques et autres contaminants dissous dans l'eau.

II.1. Les principaux 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 :

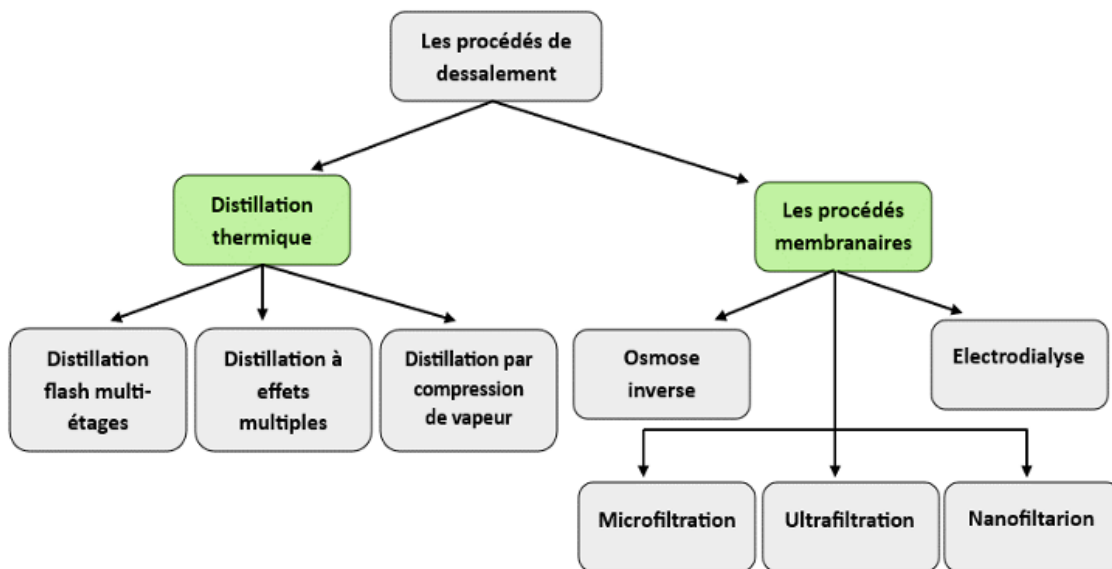


Figure II-1 : Les différents procédés de dessalement

II.1.1 Distillation thermique

Les procédés thermiques ont été les premiers utilisés à grande échelle. Ils sont encore largement exploités dans les pays du Golfe où l'énergie fossile est abondante. Ces procédés consistent à évaporer l'eau salée puis à condensation de la vapeur pour obtenir de l'eau douce

II.1.1.1 Évaporation à un seul étage

La compression de vapeur consiste à comprimer la vapeur d'eau issue de l'évaporation afin d'en élever la température et la pression, permettant ainsi sa réutilisation comme fluide chauffant.

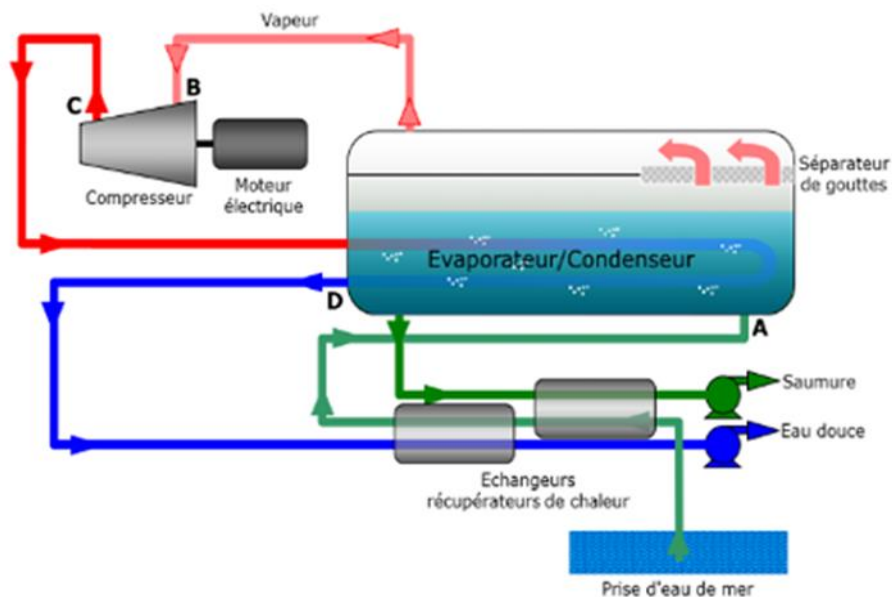


Figure 0-1 : Schéma de principe procédé Évaporation à un seul étage

II.1.1.2 Distillation à effets multiples (MED)

L'eau de mer est pulvérisée sur des tubes chauffés par de la vapeur primaire. La vapeur produite dans chaque effet sert à chauffer l'effet suivant, ce qui permet de réutiliser la chaleur latente de condensation et de réduire la consommation énergétique.

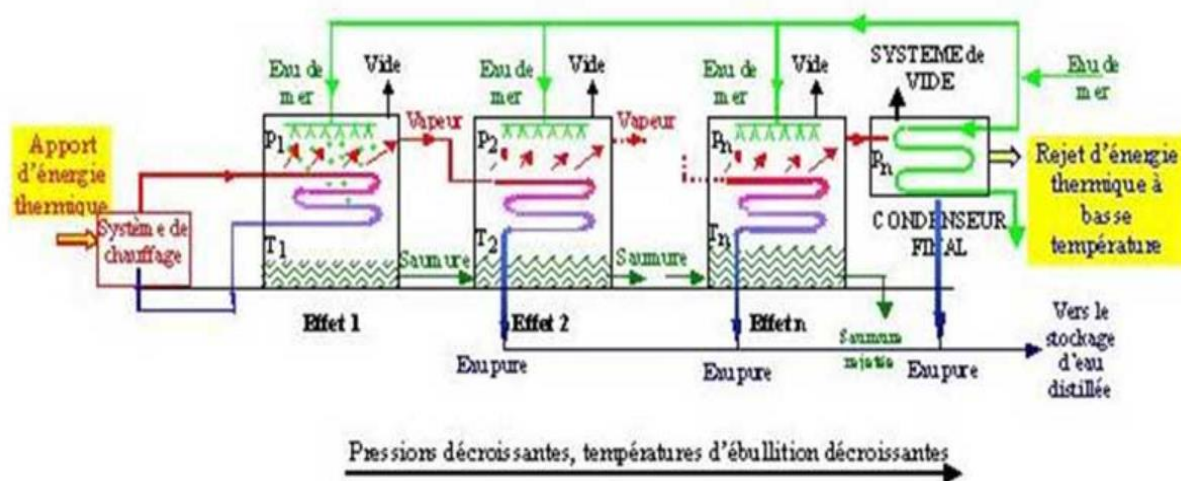


Figure 0-2 : Schéma de principe procédé Distillation à effets multiples (MED)

II.1.1.3 Distillation par multi flash étage (MSF)

Le procédé MSF repose sur le principe de la détente flash : l'eau de mer est chauffée sous pression, puis introduite dans une série de chambres successives à pression décroissante. Dans chaque chambre, une fraction de l'eau s'évapore instantanément ("flash") en raison de la baisse de pression.

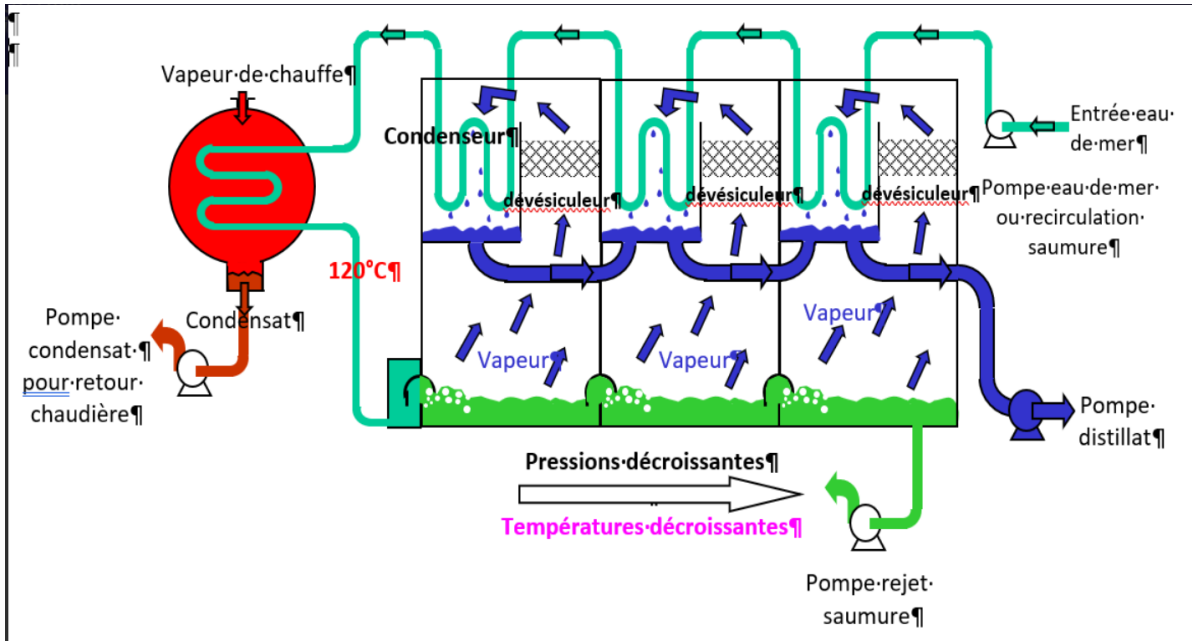


Figure 0-3 : schéma de principe procédé distillation par multi flash étage (MSF)

II.1.2. Les procédés membranaires

II.1.2.1 Osmose inverse (OI)

L'osmose inverse est un procédé de séparation de l'eau basé sur le transfert à travers une membrane semi-perméable, sous l'effet d'une pression mécanique.

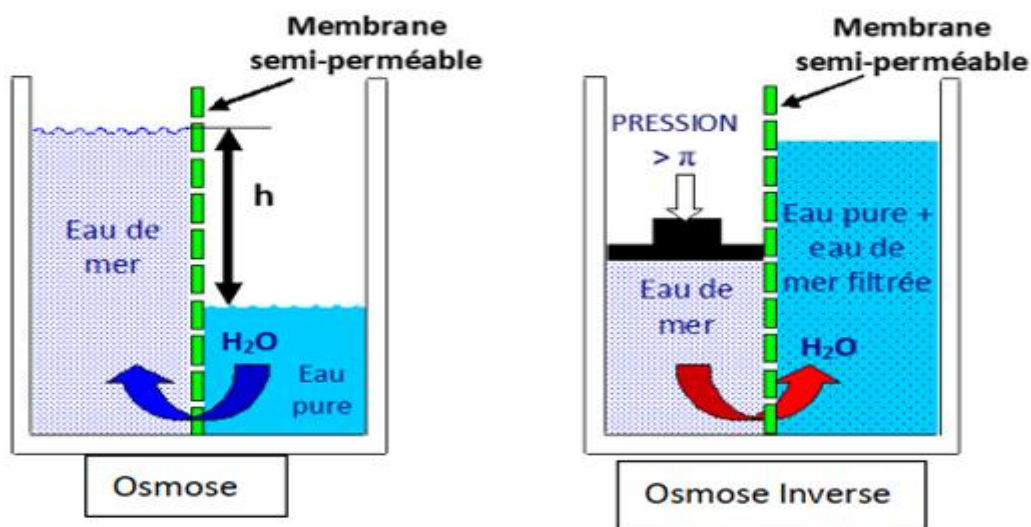


Figure 0-4 : Schéma de principe procédé Osmose inverse (OI)

II.1.2.2 L'électrodialyse

L'électrodialyse est un procédé de séparation électrochimique utilisant un courant continu et des membranes échangeuses d'ions sélectives pour déplacer les cations et anions. Ce mécanisme permet de produire deux flux distincts : un flux dessalé et un flux concentré en sels. Cette technologie de membrane avancée est largement appliquée dans l'industrie, notamment pour la déminéralisation du lactosérum, du sucre, de la glycérine, des acides aminés ainsi que pour la désacidification des jus. [7]

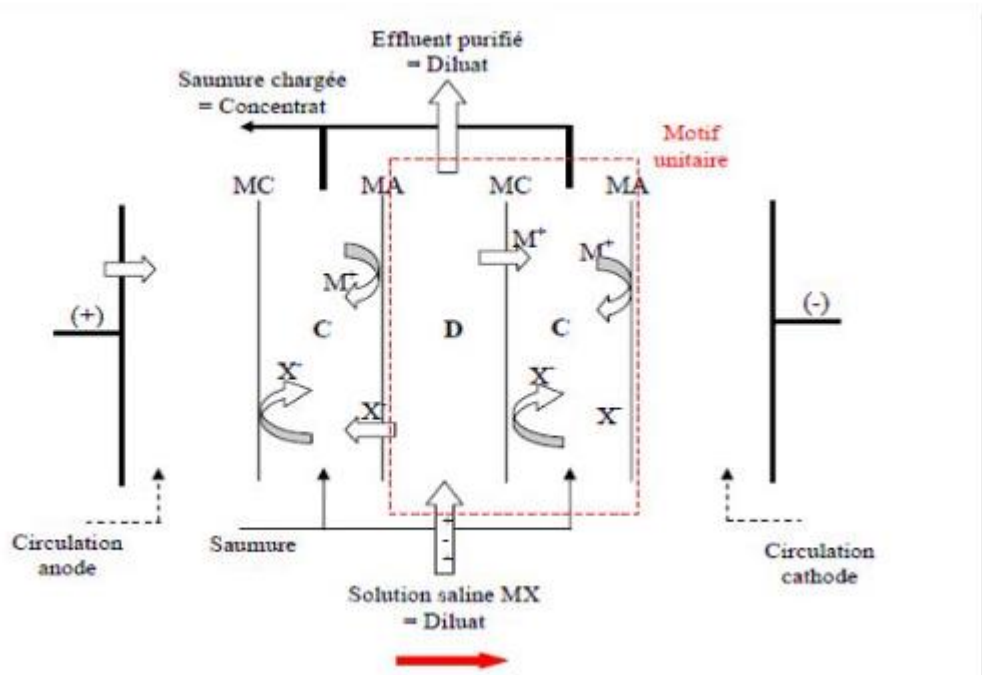


Figure 0-5 : Schéma de principe procédé L'électrodialyse

II.1.2.3 Ultrafiltration L'ultrafiltration (UF)

Est une technique membranaire de séparation douce permettant de retenir les macromolécules et particules en suspension dans un liquide. Elle utilise des membranes poreuses fonctionnant à basse pression (0,2 à 2 bar) avec un seuil de coupure des pores compris entre 0,001 et 0,02 μm .

II.1.2.4 Nanofiltration

La nanofiltration (NF) est une technique membranaire intermédiaire entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse, fonctionnant sous gradient de pression. Elle permet de séparer des composants de taille nanométrique ($\sim 1 \text{ nm}$). [9]

II.1.3. Les procédés hybrides

Nous avons vu dans la section précédente que les usines de dessalement thermique à double usage permettent une réduction essentielle du coût énergétique de la production d'eau. Il existe une autre option, de plus en plus populaire de nos jours, pour réduire ce coût énergétique : Il s'agit des usines hybrides [10]. Le terme « hybride » signifie que deux types différents de procédés de dessalement sont couplés dans une même installation. Le plus souvent, il s'agit d'une combinaison entre un procédé thermique de dessalement et un procédé membranaire.

II.1.4. Les futures technologies du dessalement

Les chercheurs envisagent l'avenir du dessalement à travers des usines hybrides combinant des procédés thermiques (MSF, MED) et membranaires (RO, UF, NF), car cette approche s'avère plus économique que l'utilisation séparée de ces technologies.

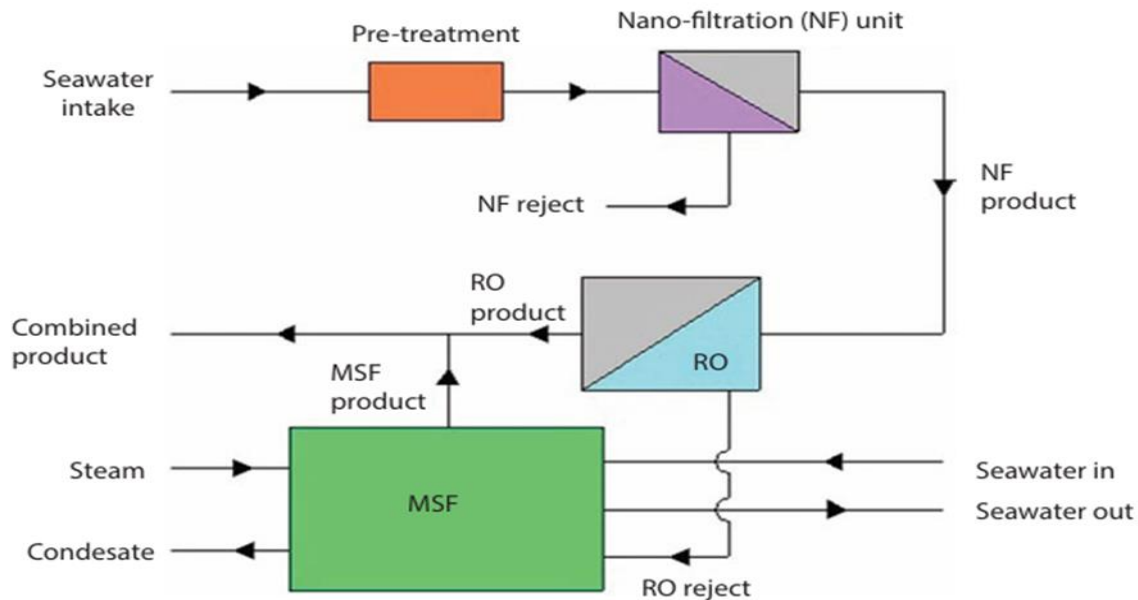


Figure 0-6 : Schéma de principe Les procédés hybrides

II.1.4.1 Dessalement par congélation directe

Le procédé de congélation directe consiste à produire de l'eau douce en formant des cristaux de glace à partir de l'eau de mer par contact avec un réfrigérant. Deux principales variantes existent : 1. VFVC (Vacuum Freezing Vapour Compression) : l'eau de mer elle-même sert de réfrigérant, avec extraction de chaleur par évaporation flash sous vide. 2. SRF (Secondary Refrigerant Freeze) : un réfrigérant secondaire (comme du butane liquide) est injecté sous pression pour provoquer le refroidissement et la formation de glace.

II.1.4.2 L'osmose directe

En OD, la présence d'un gradient de pression est en théorie inutile, mais habituellement une légère pression transmembranaire (autour de 0,2 à 2 bars) est imposée pour améliorer les débits de solvant pour qu'ils soient comparables à ceux rencontrés en OI. L'absence de pression simplifie les installations au niveau des pompes, des modules et de la plomberie, ainsi que leur opération.

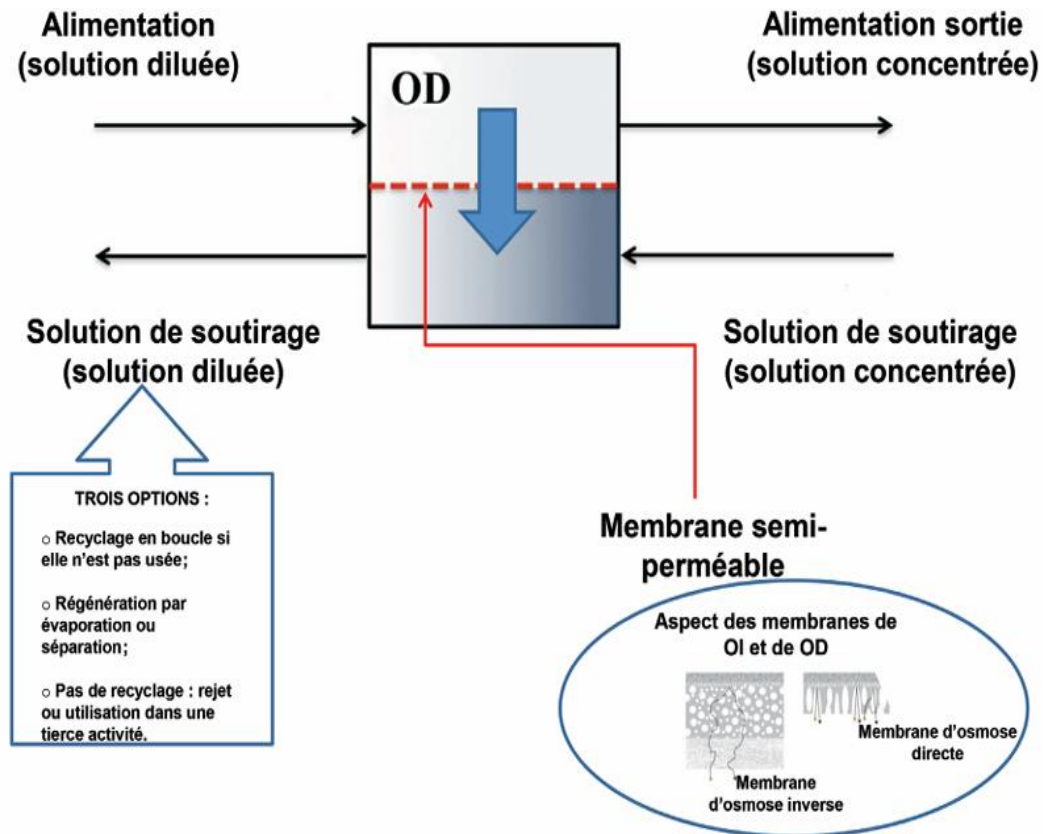


Figure 0-7 : Schéma de principe procédé L'osmose directe

II.1.4.3 La désalinisation capacitive

La désalinisation capacitive est une technique qui repose sur le phénomène d'électrosorption. Le terme « capacitive » fait référence au fait que le système utilise le même fonctionnement que les supercondensateurs, c'est-à-dire l'utilisation de deux électrodes poreuses pour adsorber les ions en solution dans la double couche électrochimique sous l'effet d'une polarisation électrique.

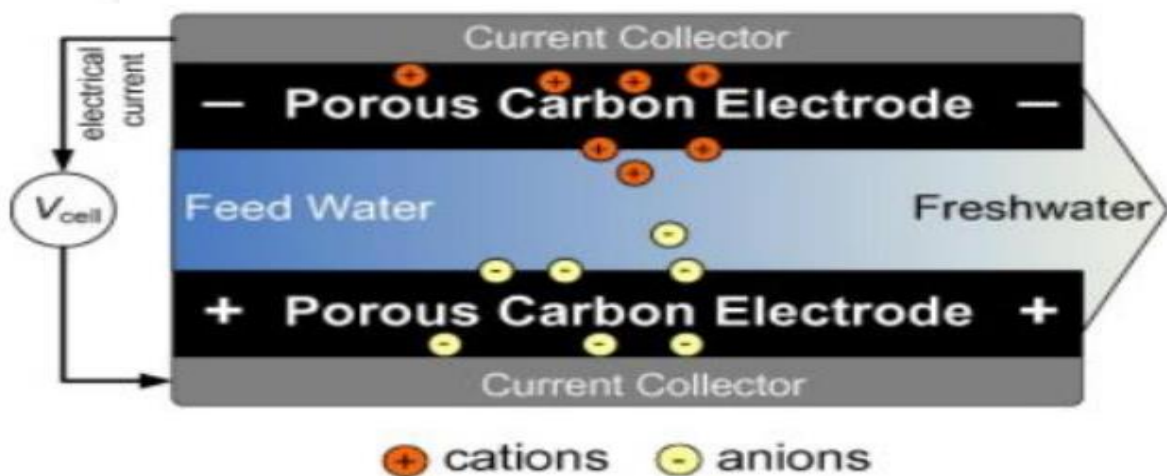


Figure 0-8 : Schéma de principe La désalinisation capacitive

Chapitre II : Les différentes techniques de dessalement

II.2 Comparaison entre les différents types de dessalement

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

Tableau II-I : Caractéristiques des techniques de dessalement

Critères	Ultrafiltration (UF)	Nanofiltration (NF)	Osmose Inverse (RO)
Taille des pores	0,01 – 0,1 μm	0,001 – 0,01 μm	< 0,001 μm
Pression de fonctionnement	1 – 5 bars	4 – 30 bars	10 – 80 bars
Rejet des sels	Très faible (~0 %)	Moyenne (~20–80 %)	Très élevée (> 95 %)
Consommation énergétique	Faible à moyenne	Moyenne	Élevée
Durée de vie	3 – 5 ans	2 – 4 ans	2 – 5 ans

Tableau II-II : Avantages et inconvénients des techniques de distillation

Caractéristique	MSF (multi-stage flash)	MED (multi-effect distillation)	VC (vapor compression)
Température de fonctionnement	Élevée (90–120 °c)	Moyenne (65–70 °c)	Moyenne (60–80 °c)
Pression de fonctionnement	Basse	Basse	Moyenne
Consommation énergétique thermique	Élevée (~200–300 kwh/m ³)	Moyenne (~100–150 kwh/m ³)	Faible (utilise énergie mécanique)
Consommation énergétique électrique	Moyenne	Moyenne à faible	Moyenne a elevee (selon type de compresseur)
Rendement (performance ratio)	8–10	10–16	2–6
Sensibilité à l'entartrage (scaling)	Élevée	Faible	Faible
Capacité de production	Très grande (>50 000 m ³ /j)	Moyenne a grande (10 000–30 000 m ³ /j)	Petite a moyenne (jusqu'a 20 000 m ³ /j)
Complexité technique	Moyenne	Élevée	Élevée

II.1 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.
- **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.
- **Exigences en matière de maintenance** : Le choix du procédé de dessalement dépend des besoins en maintenance, de la disponibilité énergétique et des technologies disponibles. En Algérie, les premières unités (années 1990-2000) utilisaient la distillation thermique, efficace mais très énergivore (7–10 kWh/m³). Par la suite, le pays s'est orienté vers l'osmose inverse, moins consommatrice (3,5 kWh/m³). Toutefois, ce procédé requiert des pressions élevées (60–70 bars) et des pompes à haute pression, ce qui constitue la principale source de consommation énergétique.

CONCLUSION

Les techniques de dessalement jouent un rôle essentiel dans la gestion des ressources en eau douce à l'échelle mondiale, notamment pour faire face à la demande croissante en eau potable. Cependant, ces procédés présentent encore plusieurs défis, parmi lesquels figurent une consommation énergétique élevée, un impact environnemental non négligeable, ainsi que des coûts d'exploitation importants. Pour rendre le dessalement plus durable et accessible à long terme, il est indispensable de poursuivre les efforts d'innovation technologique dans ce domaine.

CHAPITRE III

PRESENTATION DE

SDEM D'EL MARSA

Chapitre III Présentation de SDEM D'EL MARSA

Introduction

Ce chapitre donne un aperçu de la zone d'étude, la station de dessalement d'El Marsa située à Ain Taya, wilaya d'Alger. Cette station est très importante car elle répond au besoin urgent d'approvisionnement en eau douce de la région. Avec une capacité de production de 60 000 m³/jour, l'usine de dessalement d'El Marsa joue un rôle essentiel pour répondre aux besoins en eau des communautés locales et soutenir diverses industries. Dans le chapitre suivant, nous tenterons de résoudre ces problèmes en proposant des solutions adaptées.

III.1 Situation géographique de la station d'El Marsa

El Marsa (anciennement Jean Bart lors de la colonisation) est une commune de la wilaya d'Alger en Algérie, située dans la banlieue Est d'Alger. La commune d'El Marsa constitue la pointe de la baie d'Alger. Elle forme avec la ville de Tamentfoust une commune du même nom (El Marsa) et dont elle constitue le chef-lieu.



Figure III-1 : Situation géographique de la station de dessalement El Marsa (Google Earth)

III.2. Processus du dessalement dans la station d'El Marsa

Le processus du dessalement d'eau de mer de la station El Marsa se déroule en quatre étapes principales :

1. Le captage de l'eau de mer
2. Le prétraitement
3. L'osmose inverse

4. Le post-traitement

5. Système d'évacuation de saumure

III.2.1. Le captage de l'eau de mer

La partie offshore de la station, c'est-à-dire le captage de l'eau de mer, se fait par siphonage. Ce procédé est assuré par un système composé de trois éléments principaux : le tour de captage, la conduite de captage.

III.2.1.1 La tour de captage

Il s'agit d'un bâtiment en béton de forme octogonale afin de garantir sa stabilité, avec des grilles aux façades qui ont pour objectif de :

1. Prévenir le colmatage de tour de captage et aussi la conduite.
2. Maintenir une vitesse de l'eau de mer normalisée dans la conduite (1 à 2 m/s).
3. Pour préserver la vie aquatique, il est important de prévenir le phénomène de vortex en maintenant une vitesse d'accès dans la tour comprises entre 0,1 et 0,2 m/s.

La construction de la tour de captage est située à une profondeur inférieure à 12 mètres, dans le but d'éviter d'une part la remontée des sédiments du fond marin causée par les courants marins, et d'autre part d'éviter l'accès des corps flottants de surface.



Figure III-1 : La tour de captage (élaboré par l'étudiante)

III.2.1.2 La conduite de captage

Le tuyau de captage est conçu en PEHD et se distingue par ses caractéristiques :

1. Diamètre : 1200 mm
2. Profondeur : - 12 m
3. Longueur : 236 ML
4. Débit : 133333,33 m³/j

5. Vitesse d'écoulement : 1 à 2 m/s

III.2.1.3 Description du système d'acidification et de préchloration au niveau de la tour de captage

III.2.1.3.1 L'acidification

En utilisant une pompe doseuse, on effectue l'acidification en injectant une quantité importante d'acide sulfurique H_2SO_4 à travers une conduite de 10 mm de diamètre qui est reliée à la conduite de captage.

III.2.1.3.2 La préchloration

La préchloration consiste à injecter une quantité de choc d'hypochlorite de sodium $NaOCl$ à l'aide d'une pompe doseuse dans une conduite reliée à la conduite de captage, avec un diamètre de 10mm.

III.2.2 Le prétraitement

III.2.2.1 L'objectif du prétraitement

Grâce à un prétraitement efficace, les membranes d'osmose inverse peuvent rester performantes, ce qui permet de diminuer la fréquence de nettoyage et de prolonger leur durée de vie.

III.2.2.2 Le bâtiment de captage

Suite au processus de captage, l'eau de mer atteint le bâtiment de captage (le premier bâtiment de la section onshore) situé près de la côte. Ce bâtiment en béton permet à l'eau de mer de passer par le bassin de collecte, puis de passer par le dégrilleur grossier et le dégrilleur fin, avant d'être stockée dans le réservoir de pompage.



Figure III-2 : le bâtiment de captage (élaboré par l'étudiante)

III.2.2.3 Le dégrilleur grossier

Le dégrillage grossier vise à supprimer les déchets, débris et ordures plus volumineux qui sont entraînés par l'eau de mer qui pénètre dans la prise ouverte. Dans cette optique, deux dégrilleurs de taille et de conception similaires sont prévus, avec des barres inclinées à opération manuelle. Les caractéristiques opérationnelles et de contrôle de dégrillage grossier sont numérisées dans le tableau qui suit :

Tableau III-I : caractéristiques opérationnelles de dégrilleur grossier [14]

Nombre de dégrilleurs grossiers	02
Indication de l'action de nettoyage	Sur base de la différence de niveau amont/aval dans les dégrilleurs
Réglage recommandé de niveau différentiel	0,30 m, ce qui correspond à un taux de colmatage du dégrilleur d'à peu près 50%

III.2.2.4 Le dégrillage fin

Le dégrilleur à bande mobile HUBERT opère selon le principe d'une bande transporteuse. Cette bande est constituée de panneaux de mailles montés entre deux chaînes de transport sans fin à haute résistance. Les caractéristiques opérationnelles et de contrôle de dégrillage grossier sont numérisées dans le tableau qui suit :

Tableau III-II : caractéristiques opérationnelles de Le dégrillage fin

Nombre de dégrilleurs fin	02
Mode d'opération de nettoyage	Manuel et Automatique
Indication de l'action de nettoyage	sur base de la différence de niveau amont/aval dans les dégrilleurs

Le dégrillage fin ou tamisage est une étape cruciale dans le processus de dessalement de l'eau de mer. Elle permet de filtrer et d'éliminer les particules fines et les impuretés solides de taille supérieure à 3 mm, telles que les herbes de mer, les sachets, les méduses, les algues, etc. Cette étape est essentielle pour protéger les équipements et garantir le bon fonctionnement du système de dessalement.

III.2.2.5 Réservoir de pompage

Le réservoir de pompage de l'eau de mer est un composant crucial pour les installations nécessitant de l'eau de mer. Sa principale fonction est de stocker l'eau de mer et de fournir un débit constant, garantissant ainsi un approvisionnement régulier. Le réservoir de pompage de la station SDEM EL MARSA est équipé de quatre pompes centrifuges fonctionnant en parallèle. Les caractéristiques de ces pompes sont indiquées dans le tableau :

Tableau III-III : caracteristiques des pompes de reservoir de pompage

Nombre de pompe	04 dont 3 en marche et 1 en réserve
Type	DESMI B114N
Pression	04 bars
HMT	40 m



Figure III-3 : Réservoir de pompage (élaboré par l'étudiante)

III.2.2.6 Coagulation floculation

Dans la chambre de coagulation-floculation, l'eau brute est pompée depuis le réservoir de pompage via deux conduites en PEHD à une pression de 4 bars. Cette chambre est équipée de pompes doseuses pour les produits chimiques suivants : l'hypochlorite de sodium, le chlorure ferrique (coagulant) et le polymère cationique.

1. La chloration intermédiaire : la désinfection, vise à éliminer les microorganismes et à prévenir leur prolifération dans les conduites et les structures, afin d'éviter le colmatage des membranes d'osmose inverse, également appelées biofilms.

2. La coagulation-floculation : La coagulation consiste à neutraliser les charges électriques négatives des matières colloïdales en suspension grâce à l'action du coagulant, facilitant ainsi leur agglomération, floculation et précipitation. Le tableau ci-dessus décrit la manière dont ces produits sont dosés dans la chambre de coagulation floculation.

III.2.2.7 Le mélangeur statique STATIFLO

• Sélection des pompes

Les pompes centrifuges peuvent être utilisées sur les circuits à faible viscosité et à pression constante. Pour les pressions variables, il convient de prévoir un système de soupapes de contrôle de débit pour assurer un dosage d'alimentation correct.

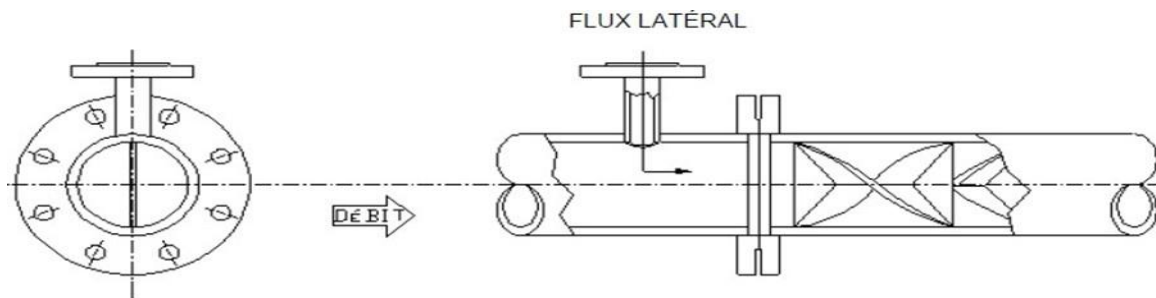


Figure III-4 : Le mélangeur statique STATIFLO (B2B PLAST,2021)

Tableau III-IV : Mélangeurs statiques installés dans la SDEM EL MARSA

Type de Mélangeur	Nombre
Mélangeur statique pour le chlorure ferrique	02
Mélangeur statique pour le polymère cationique	02
Mélangeur statique pour le l'hypochlorite de sodium	02
Mélangeur statique pour l'antiscalant et le biocide	01
Mélangeur statique pour le SMBS	01
Mélangeur statique pour la soude	01
Mélangeur statique pour le CO2 liquide	01
Mélangeur statique pour l'acide sulfurique	01

III.2.2.8 La décantation

La décantation c'est un procédé de séparation solide – liquide qui permet d'éliminer les matières en suspension de l'eau brute par leurs précipitations au fond du décanteur d'où diminution de la turbidité.

Après la coagulation floculation l'eau acheminée par une conduite en PEHD de Ø 1000 mm vers trois décanteurs en parallèles du bas vers le haut, dont les caractéristiques de chacun est indiquées dans le tableau :

Tableau III-V : les caractéristiques du décanteur

Type de décanteur	Débit d'entrée (m ³ /h)	Surface (m ²)	Temps de séjour (Heure)	Système d'évacuation de la boue
Décanteur lamellaire	1850	~295	02	Par moteur électrique (racleurs tournants) retour d'une quantité de la boue au décanteur

Les décanteurs lamellaires de la station sont couverts pour prévenir l'eutrophisation. Leur objectif est de séparer et d'éliminer les solides en suspension de l'eau de mer coagulée et floculée provenant des mélangeurs statiques de coagulation et de floculation situés en amont. Pour ce faire, trois décanteurs lamellaires de conception et de taille identiques, selon le principe N-1, sont utilisés. Chaque décanteur est dimensionné pour traiter 50 % du débit de conception maximal. Ils peuvent éliminer les solides en suspension de l'eau de mer à des concentrations allant jusqu'à 55-60 mg/l avec une efficacité d'au moins 95 %, ce qui correspond à la capacité des pompes de relevage de l'eau de mer. Chaque décanteur peut être isolé par des vannes murales à commande manuelle du canal d'entrée et de sortie pour des travaux d'entretien ou de réparation, laissant les deux autres entièrement opérationnels.

En conditions normales de fonctionnement, les trois décanteurs sont en service. À pleine capacité, chaque unité traite un débit de 1868 m³/h, ce qui donne une charge hydraulique superficielle excellente (très faible) de 0,43 m³/h. Avec deux décanteurs en service, chaque unité traite 2802 m³/h à pleine capacité, mais la charge superficielle reste

Modérée, à savoir 0,64 m³/h. Le débit à travers la surface de base réelle des blocs de décantation (~295 m² par unité) est de l'ordre de 6,64-9,96 m/h, respectivement pour trois et deux unités en fonctionnement.

Note : Lorsque la concentration de matières en suspension (MES) dans l'eau de mer est faible, il est possible d'optimiser l'élimination des solides en recyclant une partie des boues extraites des décanteurs lamellaires vers l'extrémité amont de l'étape de pré-clarification. Cette approche a pour objectif de maintenir une concentration minimale constante de solides, sous forme de boues de contact, dans le processus de prétraitement. Cela permet d'optimiser les dosages de coagulant et de floculant, garantissant ainsi un taux d'élimination des solides aussi élevé que possible.

III.2.2.9 La filtration gravitaire

L'eau de mer, qui a été traitée avec du chlore, coagulée et décantée, est ensuite soumise à une filtration bicouche gravitaire sur sable. Cette étape permet d'éliminer toutes les particules en suspension dans l'eau. Le système de filtration est composé de cinq filtres bicouches de diamètre 2500 mm et de longueur 5000 mm, fonctionnant en parallèle avec un débit de 480 m³/h. La vitesse de filtration est de 12,5 m/h. Chacun des filtres est constitué de matériaux inertes, comprenant une couche d'anthracite, une couche de sable et une couche de gravier. La station comporte 05 filtres bicouches en parallèle, dont les caractéristiques suivantes :

Tableau III-VI : Caractéristique de filtre à sable bicouches

Caractéristiques du filtre bicouche		
Indice de colmatage	Elévation inhabituel du niveau de l’eau à filtrée	
Lavage	A contre courant	
Eau de lavage	L’eau de Saumure + l’air comprimé	
Couverture	en cours de realization	
Caractéristiques du matériau filtrant		
Matériau filtrant de haut vers le bas	Hauteu de la couche	Volume de la couche
L’anthracite	60 cm	92,5 m³
Sable	80 cm	617 m³
Gravier	15 cm	23 m³

III.2.2.9.1 Lavage des filtres à sable (rétro lavage)

Après le processus de filtration, l'eau filtrée est dirigée vers un réservoir de stockage, d'où elle est ensuite pompée vers les filtres à cartouche. L'eau filtrée est soumise à une vérification de deux paramètres : l'ORP (potentiel d'oxydoréduction) et la turbidité.

III.2.2.9.2 Locale des pompes de l'eau filtrée

Après le processus de filtration, l'eau filtrée est dirigée vers un réservoir de stockage, d'où elle est ensuite pompée vers les filtres à cartouche. L'eau filtrée est soumise à une vérification de deux paramètres : l'ORP (potentiel d'oxydoréduction) et la turbidité.

III.2.2.10 La déchloration

Les membranes en polyamide à couche mince sont vulnérables aux agents oxydants tels que le chlore. Dans la station, la déchloration est effectuée en injectant du SMBS (métabisulfite de sodium)

$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ dans un mélangeur statique à l'aide d'une pompe doseuse en mode continu jusqu'à ce qu'une valeur prédéfinie d'ORP acceptable pour les membranes d'osmose inverse soit atteinte. La dose injectée de SMBS est généralement égale à trois fois la concentration de chlore libre.

III.2.2.11 La microfiltration (filtration sur cartouche)

Dans le cadre du procédé de dessalement par osmose inverse, des microfiltres à cartouche bobinée sont installés en amont des tubes de pression afin d'assurer une protection optimale des membranes.

III.2.2.12 Le Contrôle du chlore résiduel

La surveillance régulière du chlore résiduel après la microfiltration assure une protection efficace des membranes d'osmose inverse en maintenant des niveaux de désinfection appropriés, tout en évitant les dommages potentiels.

III.2.2.13 Le contrôle du SDI

Le SDI (l'indice de colmatage des membranes) au niveau de la station est mesuré par un appareil « SDI AUTOMATIC ANALYZER »

Si la valeur de SDI est égale ou supérieure à 5, cela indique que le prétraitement précédent n'est pas efficace et que l'eau prétraitée risque de provoquer le colmatage des membranes d'osmose inverse.

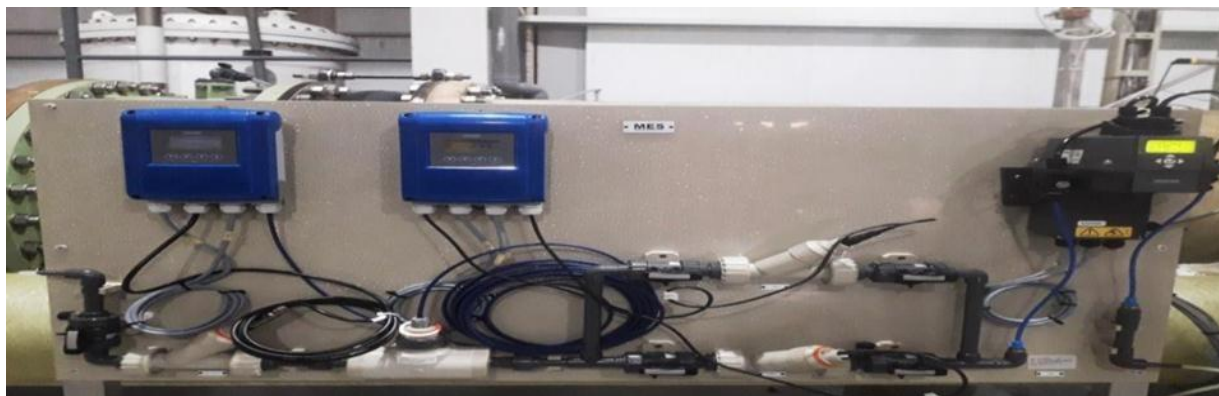


Figure III-5 : Les capteurs pH, Température, conductivité, l'ORP et la turbidité de l'eau microfiltrée

III.2.2.14 L'injection de l'anti scalant

Il est nécessaire d'injecter un anti scalant avant de transférer l'eau vers l'osmose inverse. L'anti scalant est un inhibiteur des tartres, principalement CaCO_3 et CaSO_4 .

L'anti scalant augmente le seuil de saturation en eau en sels et permet de protéger les membranes contre la précipitation de sels de calcium.

Il est important de noter que :

1. Au moment de l'injection de l'anti-scalant, les deux pompes HP et booster doivent être en fonctionnement.

2. Après un arrêt de la station pendant plusieurs jours, il est impératif de procéder à l'injection de biocide pour éliminer les bio croissances des micro-organismes et protéger les membranes d'osmose inverse contre le biofilm.

3. L'injection de biocide est réalisée par une pompe doseuse dans le même mélangeur statique que l'anti-scalant.

4. Au moment de l'injection de biocide, la pompe HP est en fonctionnement tandis que la pompe booster est à l'arrêt.

III.3 L'osmose inverse

La station de dessalement est organisée autour d'un système d'osmose inverse, constitué de cinq lignes identiques (5 racks), chacune comportant 770 tubes de pression montés en parallèle sur des châssis. Chaque tube de pression abrite sept modules de membranes spiralées en polyamide disposés en série. Le système fonctionne avec un taux de conversion de 45 %, ce qui signifie que 45 % de l'eau est transformée en eau dessalée (perméat), tandis que 55 % est évacuée sous forme de saumure, avec un débit de production de 500 m³/h à une pression de 62 bars. Chaque ligne est dotée d'une pompe haute pression (HP), de 12 unités d'échangeurs de pression de type PX Q 300, appelées ERI, ainsi que d'une pompe Booster.

III.4 Le post traitement

En raison de la concentration très faible de minéraux essentiels, le perméat obtenu par le dessalement de l'eau de mer à l'aide de la technologie des membranes d'osmose inverse n'est pas directement potable. De plus, le perméat d'osmose inverse présente un potentiel corrosif élevé en raison de son pH bas et de sa très faible alcalinité, ce qui complique considérablement sa manipulation et son transport.

Cette étape comprend :

1. Une reminéralisation de l'eau dessalée.
2. Un stockage de l'eau traitée.

Le procédé de reminéralisation : La reminéralisation constitue donc un élément clé et l'objectif principal du post-traitement de l'eau de mer dessalée. Cette méthode s'appuie sur un système dénommé LEOPOLD, d'origine américaine. Ce système est spécifiquement conçu pour reminéraliser 60 % du flux d'eau dessalée, soit environ 1500 m³/h. Ce processus implique le passage de l'eau à travers un lit de calcite (CaCO₃), dans le but d'accroître sa teneur en ions Ca²⁺ et HCO³⁻.

Cette réaction suit l'équation chimique suivante :



Le procédé en question se décompose en plusieurs étapes, à savoir :

1. Injection de CO₂ liquide dans un mélangeur statique de CO₂, situé dans une conduite en forme de U inversé. Cette configuration particulière vise à limiter le reflux du gaz. Le CO₂ utilisé provient d'un réservoir vertical installé à l'extérieur, équipé d'un système de condensation.

2. L'injection d'acide sulfurique dans le mélangeur statique a pour objectif d'atteindre un pH optimal, afin de garantir les conditions adéquates pour la réaction mentionnée précédemment.

3. Après l'injection de CO_2 et d'acide sulfurique, l'eau traverse le fond du réservoir de reminéralisation à l'aide du système "LEOPOLD", en montant à travers trois couches de gravier de hauteur identique (5 cm chacune) et de diamètres croissants, répartis comme suit : (3 à 6 mm) pour la couche inférieure, (6,3 à 12,5 mm) pour la couche intermédiaire, et (12,5 à 19 mm) pour la couche supérieure.

Ensuite, l'eau traverse un lit de calcite CaCO_3 d'une hauteur de 3 m, soit un volume de 102 m³. L'objectif de faire passer l'eau à reminéraliser par les trois couches de gravier est d'augmenter le temps de contact entre l'eau et la calcite. Il est à noter que lorsque la quantité de calcite diminue, un ajout sera effectué par les entonnoirs installés en haut du réservoir.

Après cette étape, l'eau reminéralisée est combinée avec 40 % du débit de l'eau dessalée, soit 1000 m³/h, qui a été by-passée auparavant.

Il est important de noter qu'après le post-traitement, qui inclut la reminéralisation avec ajustement du pH et une désinfection finale (post-chloration), l'eau traitée présentera les caractéristiques suivantes :

1. Valeur pH : 8,1...8,4
2. Indice de langelier (LSI) : 0...0,4
3. Alcalinité : 56 ±3 mg/l sous forme de CaCO_3 (~1,12 meq/l) Calcium (Ca) : 21 ±2 mg/l
4. Bicarbonate (HCO_3): 68 ±3 mg/l Chlore total : ≤0,3 mg/l

Important : à la fin du processus, l'eau produite doit répondre aux critères toxicologiques en toutes circonstances, ce qui signifie qu'elle doit être saine à boire. Ses paramètres organoleptiques, tels que la clarté et le goût, doivent être corrects. Enfin, l'eau traitée doit être stabilisée, avec le système chaux-acide carbonique maintenu en équilibre pour assurer sa non corrosivité au contact des équipements et canalisations métalliques.

III.5 Bassin de stockage et station de pompage

La station comprend un réservoir de stockage de l'eau traitée d'une capacité de 2000 m³, ainsi qu'une station de pompage équipée de deux lignes d'expédition. Les caractéristiques de ces lignes sont présentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau III-I : Les caractéristiques de station de pompage de l'eau traitée

Ligne d'expédition	Diamètre des conduites	Catégorie des pompes	Nombre des pompes	Pression des pompes bars	Débit des pompes m ³ /h
Ligne n° 01	300 mm	Centrifugeuse	1+1	2 à 4	292 - 300
Ligne n° 02	800 mm		1+1		2200 – 2500

L'objectif principal du procédé de dessalement d'eau de mer de notre station est de produire 60 000 m³/j d'eau potable, dont la qualité est conforme à la quatrième édition des Directives de l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS) et aux Normes Algériennes en vigueur pour l'eau potable.

Les valeurs des paramètres de qualité de l'eau suivants sont spécifiquement requises :

- 1.Valeur pH 7,0...8,5
- 2.Alcalinité MAX : 65 ppm sous forme de CaCO₃
- 3.Indice de saturation de Langelier (LSI) : 0...0,4
- 4.Dureté totale : 80...150 mg/l en CaCO₃
- 5.Concentration totale en solides dissous (TDS) : 150...500 mg/l
- 6.Concentration MAX de bore (B) : 1,0 mg/l

III.1 Système de rejet de la saumure

Après l'étape de l'osmose inverse, une production importante de la saumure soit 55 % de débit de captation environ 70000 m³/j qui sont évacué par gravité dans la mer par deux émissaires sous-marins.

Tableau III-I : système de rejet de la saumure

Mode	Conduites	Diamètre	Longueur Dans la mer	Débit	Récupération	Concentration En sels
Emissaire en mer Par gravité	2 en PEHD Fixées par Les colliers stabilisation	2 x 800 mm	371,2 mL	55% du débits de captage soit 73333,3 3 m ³ /j	Une partie vers le réservoir de lavage des filtres à sable bicouches Chaque lavage nécessite 800 m ³ /filtre / 24-36h	Environ 60g/l

Conclusion

En conclusion, la description de la station de dessalement d'El Marsa offre une compréhension globale de son infrastructure, de ses processus opérationnels et de ses principaux composants. La station de dessalement d'El Marsa 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 INVE

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

CHAPITRE IV : VERIFICATION DU 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 d'ELMARSA est équipée de cinq unités (racks) ayant une capacité totale de 60 000 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 station de dessalement ELMARSA 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 40.346 g/l.

Sur ce débit prélevé :

a) 60 000 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.

b) 73333 m³ /j (55%) de rejet sous forme de saumure à une salinité d'environ 75 g/l.

IV.1.2 Bilan qualitatif de la station

Avec un taux de conversion de 45% l'opération de dessalement consiste à concentrer Les sels 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 d'EL Marsa. Les analyses présentent ce tableau IV.1 ci-dessous :

Tableau IV-I : Les analyses expérimentales 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

Tableau IV-II : Les analyses expérimentales après le prétraitement

Paramètres	Valeurs
TDS0 (mg/l)	43 346
Conductivité (µs/cm)	54900
pH	8.2
Température (°C)	14
Turbidité (NTU)	0.07
Ca ²⁺ (mg/l)	548
Mg ²⁺ (mg/l)	1542
Na ⁺ (mg/l)	12320
K ⁺ (mg/l)	441
Ba ²⁺ (mg/l)	0,1
NH ₄ ⁺ (mg/l)	0,2
Sr ²⁺ (mg/l)	7,37
Somme des cations	14858,67
SO ₄ ²⁻ (mg/l)	2197
Cl ⁻ (mg/l)	23117
HCO ₃ ⁻ (mg/l)	180
F ⁻ (mg/l)	2,27
CO ₃ ²⁻ (mg/l)	5,07
NO ₃ ⁻ (mg/l)	1,86
CO ₂ (mg/l)	1,1
Somme des anions	25504,3

IV.2.1 Critique du quantile des eaux

a. La balance ionique des eaux

- **Balance ionique** = $\frac{\sum \text{cations}}{\sum \text{anions}} \left(\frac{\text{meq}}{\text{l}} \right) < 3 \%$ IV. 1
- **la masse equivalent** = $\frac{\text{masse molair}}{\text{valence}}$... IV. 2
- $\left[\frac{\text{Mg}}{\text{l}} \right] \text{caco3} = \frac{\frac{\text{Mg}}{\text{l}} \times 50}{\text{Me}}$... IV. I
- $(\text{meq/l}) = \frac{\frac{\text{Mg}}{\text{l}} \times V}{\text{Masse molair}}$ IV. 5

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

b. Ph

L'eau de mer utilisée dans cette étude a un $\text{pH} = 8.2 \rightarrow 6.5 < 8.2 < 8.5 \rightarrow$ 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 ci dessous :

Tableau IV-III : 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	1367,333699	548	13,67333699
Mg^{2+}	2	24,305	12,1525	6344,373586	1542	63,44373586
Na^+	1	22,9898	22,9898	26794,49147	12320	535,8898294
K^+	1	39,0983	39,0983	563,9631391	441	11,27926278
Ba^{2+}	2	137,327	68,6635	0,072818892	0,1	0,000728189
NH_4^+	1	18,04	18,04	0,554323725	0,2	0,011086475
SR^{2+}	2	87,62	43,81	8,411321616	7,37	0,084113216
Σ Cation						701,584
So_4^{-2}	2	96,0636	48,0318	2287,026512	2197	22,87026512
Cl^-	1	35,4527	35,4527	32602,59444	23117	652,0518889
HCO_3^-	1	61,01714	61,01714	147,4995387	180	2,949990773
F^-	1	18,998	18,998	5,974313086	2,27	0,119486262
CO_3^{2-}	2	60,01	30,005	8,448591901	5,07	0,084485919
Σ Anions						701,273

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 R qui est le mieux adapté aux eaux de mer nous proposons un montage en série rejet sur un seul étage à deux unités pour obtenir le débit de production et réduire au maximum le débit de rejet.

Tableau IV-I : Caractéristiques initial de membrane

Les caractéristiques	Unité	Les valeurs
Débit spécifique initial Q_w	m^3/j	28,4
Diamètre D	Inchs	8
Conversion y	%	45
Température T	°C	25
pression de fonctionnement Pf	Psi	800
Concentration de l'eau	mg/l	32000
Taux de rejet SR0	%	99,85
Taux de passage de sel SP0	%	0,15
Flux de perméat (APF)	$l/m^2.h$	28,4
La perte de charge moyenne : $\Delta p_{FRO} / 2$	Psi	5

- GPD : gallon par jour et $1m^3 / j = 264,2$ 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 : $\Delta p_{fr0} / 2 = 5$ psis

IV.3.3 Méthode de calcul

Pour dimensionner le perméateur on suit les cinq étapes suivantes :

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

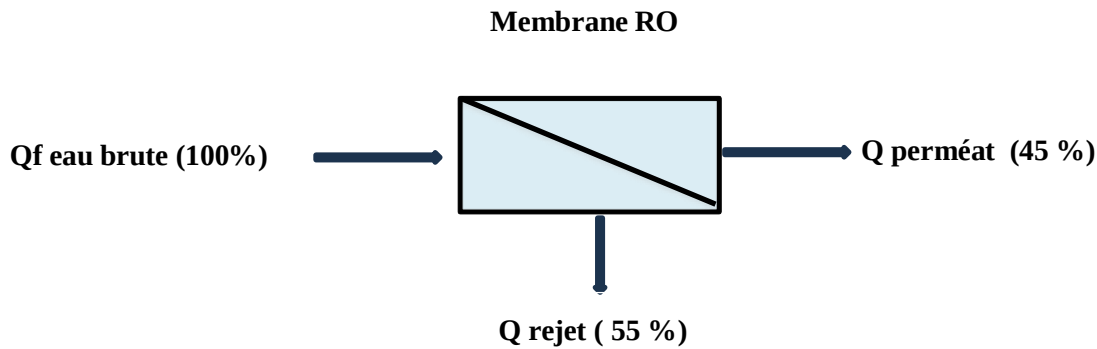
Tableau IV-II : les étapes de calcul

Les étapes à suivre	Les paramètres à calculer
1- Détermination des paramètres initial qui influençant le dimensionnement	• 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	• Débit de production • Débit d'alimentation • Débit de rejet • Les solides totaux de production • Les solides totaux de rejet • Perte de charge à trèver 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

a) 1 ère méthode :

Tableau IV-III : les débits des principaux flux

Flux	m³/j	m³/h
Eau de mer	135734,4	5655,6
Alimentation OI	135732	5665,5



Débit d'eau brute : $Q_{\text{eau brute}} = 135734,4 \text{ m}^3/\text{j}$.

Débit de perméat :

$$Q_{\text{perméat}} = 45\% \times Q_{\text{eau brute}} \dots \dots \dots (IV.5)$$

$$Q_{\text{perméat}} = 0,45 \times 135732 = 60000 \text{ m}^3/\text{j}$$

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

$$Q_{\text{rejet}} = 0,55 \times 135732 = 74652,6 \text{ m}^3/\text{j}$$

1. CALCUL LES CONCENTRATIONS DE PERMEAT (CP) ET REJET (CC) :

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

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

$$Q_f \times C_f = Q_c \times C_c + Q_p \times C_p \dots \dots \dots (IV.8)$$

$$\text{TDS} = \sum C_i = C_f = 40362,97 \text{ mg/l}$$

à partir de taux de rejet (S_r) :

$$S_r = \left(\frac{C_p}{C_f} \right) \times 100 \dots \dots \dots (IV.9)$$

$$S_r = 99,85\% \text{ alors } C_p = C_f - \frac{C_f \times S_r}{100} = 40362,97 - \frac{40362,97 \times 99,5}{100} = 60,54 \text{ mg/l}$$

$$C_p = 60,54 \text{ mg/l}$$

On va calculer concentrations de rejet C_c :

$$C_c = \frac{(C_f \times Q_f) - (C_p \times Q_p)}{Q_c} = \frac{(40362,97 \times 135732) - (60000 \times 60,54)}{74652,6} = 73337,68 \text{ mg/l} \quad (IV.10)$$

$$C_c = 73337,68 \text{ mg/l}$$

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

$$\text{NDP} = \text{Fp} - (\text{Op} + \text{Pp} + 0,5\text{Fp}) + \text{Fos} \dots \dots \dots (\text{IV. 11})$$

Fp : la pression d'alimentation (bar) Fp0 = 62 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).

$$\text{Op} = i \times R \times C \times T \quad (\text{IV. 12})$$

i : nombre des ions en dissociation

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

C : concentration (mol/l)

Il faut ramener la salinité de notre eau à une salinité équivalente exprimée en ppm NaCl

donnée par la relation suivante :

$$\text{Cf} = \frac{1,12 \times \sum \text{mi} \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times \sum \text{mi}} \dots \dots \dots (\text{IV. 13})$$

mi : la molalité (mol/kg)

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

les ions	M(g)	C(mg/l)	La valence Z	[meq/l]	Mi (mol/kg)
Ca ²⁺	40,078	548	2	27,347	0,0137
Mg ²⁺	24,305	1542	2	126,887	0,0634
Na ⁺	22,9898	12320	1	535,890	0,5359
K ⁺	39,0983	441	1	11,279	0,0113
Ba ²⁺	137,327	0,1	2	0,001	0,0000
NH ₄ ⁺	18,04	0,2	1	0,011	0,0000
Sr ²⁺	87,62	7,37	2	0,168	0,0001
SO ₄ ²⁻	96,0636	2197	2	45,741	0,0229
Cl ⁻	35,4527	23117	1	652,052	0,6521
HCO ⁻	61,01714	180	1	2,950	0,0029
F ⁻	18,998	2,27	1	0,119	0,0001
CO ₃ ²⁻	60,01	5,07	2	0,169	0,0001
NO ₃ ⁻	62	0	2	0,000	0,0000
Silica	44,09	1,86	0	0,169	0,0000
CO ₂	60,08	1,1	0	0,073	0,0000

$$\sum m_i = 1,3025 \text{ mol/kg}$$

$$C_{f_{NaCl}} = \frac{1,12 \times 1,3025 \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times 1,3025} = 36508,108 \text{ mg/l}$$

$$C_{f_{NaCl}} = 36508,108 \text{ mg/l} = 36,508 \text{ g/l}$$

la masse molaire de NaCl égale 58.5 g/mol

$$Op = 2 \times 0,082 \times \frac{36,508}{58,5} \times (273 + 25) = 30,49 \text{ bars}$$

$$Op = 30.49 \text{ bars}$$

la pression de perméat variée entre (1 à 2) bars, on prend Pp = 1.5 bars

Pd : la perte de charge (bars) variée entre (1 à 3.5) bars, on prend Pd = 2.25 bars

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

$$\text{Posp} = 0,77 * 0.5 = 0,385 \text{ bars}$$

$$\text{NDP} = 55 - 30,49 - 1,5 - (0,5 * 225) + 0,385 = 22,38 \text{ bars}$$

$$\text{NDP} = 22,38 \text{ bars}$$

3. Calcul volume de membrane :

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

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

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

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

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

$$V = S \times L \dots \dots \dots (\text{IV. 14})$$

$$S = \frac{\pi \times D^2}{4} \text{ IV. 15)}$$

$$V = \frac{\pi \times 0,2032^2}{4} \times 1,1016 = 0,033 \text{ m}^3$$

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

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

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

Q_p : débit de perméat (m^3/j)

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

APF de membrane LG SW400 ES égale $12,76 \text{ l/m}^2. \text{j}$

$$S_{\text{Tot}} = \frac{61079,4}{12,76} \\ = 199430,69 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{Tot}} = 199430,69 \text{ m}^2$$

5. Calcul nombre de perméateur :

$$S_{\text{Tot}} = N_p \times S_{\text{permeateur}} \dots \dots \dots (\text{IV. 17})$$

NP : NOMBRE DE PERMEATEUR

S : SURFACE DE CHAQUE PERMEATEUR

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

$$N_p = \frac{S_{Tot}}{S_{perméateur}} = \frac{199430,69}{37} = 5390,01 \text{ On va s'arrondi dans la milieu pratique à } 5390 \text{ perméateur}$$

$N_p = 5390$ perméateur.

6. Calcul nombre de chassis (vissels) :

Chaque chassis on a 7 membrane alors :

$$N_{chaisse} = \frac{5390}{7} = 770 \text{ Chassis}$$

$N_{chaisse} = 770$ chassis (ligne)

il ay cinq unité donc pour chaque unité :

$N_{chaisse} = 154$ chassis.

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

Paramètres	Relations	Résultats	Unités
Concentration de perméat	$C_c = \frac{(Q_f * C_f) - (Q_p * C_p)}{Q_c}$	$C_p = 60,54$	mg/l
Concentration de rejet	$C_p = C_f - \frac{C_f * S_r}{100}$	$C_c = 73337,68$	mg/l
La pression d'entraînement nette (net driving pressure NDP)	$NDP = F_p - (O_p + P_p + 0.5 * P_d) + P_{os \text{ perméate}}$	$NDP = 22,38$	bars
volume de membrane	$V = S * L$	$V = 0.033$	m ³
La surface totale de l'unité d'osmose inverse	$S_{Tot} = \frac{Q_{perméat}}{APF}$	$S_{Tot} = 199430,69$	m ²
nombre de perméateur	$N_p = \frac{S_{Tot}}{S}$	$N_p = 5390$	perméateur
nombre de chassis	$N_{chassis} = \frac{N_p}{n_{module}}$	$N_{chassis} = 770$	chassis

b.2 ème method :

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 $t_0 = 14 \text{ }^\circ\text{C}$
- 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.

$$CF_{NaCl} = \frac{1,12 \times \sum m_i \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times \sum m_i} \dots \dots \dots (IV.18)$$

m_i : la molalité (mol/kg)

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

$$\sum m_i = 1,3025 \text{ mol/kg}$$

$$CF_{NaCl} = \frac{1,12 \times 1,3025 \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times 1,3025} = 36508,108 \text{ mg/l}$$

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 :

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

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 :

$$K'_{wi} = \frac{1}{\Delta P_0 - \Delta \Pi_0} \text{ IV.21)$$

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 .

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

Pfr0 : pression absolue de l'alimentation Dans les conditions standards nous avons :

$$\Delta P_{FR} = 68,94 \text{ KPa}$$

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

D'où

$$\Delta P_0 = 5431,05 \text{ Kpa}$$

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

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

$$\Delta \Pi_{FR0} = \frac{0,0385 \times C_{fr0} \times (T + 273)}{1000 - \frac{C_{fr0}}{1000}} \dots \dots \dots (IV. 23)$$

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

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

$$Y_0 = 45 \%$$

$$C_{r0} = \frac{32000}{1 - 0,45}$$

$$C_{r0} = 58181,81 \text{ mg /l}$$

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

$$C_{fr0} = \frac{C_{f0} + C_{r0}}{2} \dots \dots \dots (IV. 25)$$

$$C_{fr0} = \frac{32000 + 58181,81}{2}$$

$$C_{fr0} = 45090,90 \text{ ppm NaCl}$$

$$\Delta \Pi_{FR0} = \frac{0,0385 \times 45090,90 \times (30 + 273)}{1000 - \frac{45090,90}{1000}} \rightarrow \Delta \Pi_{FR0} = 550,84 \text{ Kpa}$$

$$K'_{wi} = \frac{1}{\Delta P_0 - \Delta \Pi_0} = \frac{1}{5431,05 - 550,84} \rightarrow K'_{wi} = 2,05 \times 10^{-4} \text{ Kpa}^{-1}$$

- Le facteur de correction de la pression :

$$PCF = K'_{w0} \times (\Delta P_0 - \Delta \Pi_{FR0}) \dots \dots \dots (IV. 26)$$

- 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

$$MCFR_{3_ans} = (1.5 \times 10 - 5 \times p - 0.0428) \times T - (0.00127 \times p) + 2.595 \dots \dots (IV. 27)$$

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

$$\mathbf{MCFR_{3_5ans} = 1,017^{-(1,079)^T \times (P)^{3209 \times 10^{-9}}} \quad \text{IV. 28)}$$

T : température (°C)

P : la pression (psi)

Alors :

$$T = 14 \text{ °C} \geq 25 \text{ °C}, p = 800 \text{ psi}$$

$$\mathbf{MCFR_{3_5ans} = (1.5 * 10 - 5 \times 800 - 0.0428) \times T - (0.00127 \times 800) + 2.595}$$

$$\mathbf{MCFR_{3_5ans} = 0,655}$$

- Le facteur de correction de la température :

$$\mathbf{TCF = \frac{Qw(t)}{Qw(25^{\circ}c)} = 1,03^{T-25} \quad \text{IV. 29)}}$$

Pour t = 30°C

$$\mathbf{TCF = 1,15}$$

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

$$\mathbf{Qpi = PCFi \times TCF \times MFRCi \times Qw0 \dots \dots \dots \quad \text{(IV. 30)}}$$

Dans la station de dessalement Bateau Cassé à utiliser le module LG SW400 R qui est le mieux adapté aux eaux de mer sur un seul étage à cinq unités pour obtenir le débit de production et réduire au maximum le débit de rejet.

Taux de conversion totale : Y = 45 %

➤ **Concentration de l'alimentation :**

$$CF_{NaCl} = 36508,108 \text{ mg/l}$$

➤ **Concentration en sels du rejet :**

$$Cr = \frac{36508,108}{1-0,45} \longrightarrow \mathbf{Cr1 = 66378,37 \text{ mg/l}}$$

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

$$\mathbf{C_{FR0} = \frac{Cf0 + Cr0}{2} \dots \dots \dots \quad \text{(IV. 31)}}$$

$$\mathbf{C_{FR1} = \frac{66508,108 + 36508,1}{2} \longrightarrow C_{FR1} = 51441,24 \text{ mg/l}}$$

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

$$\mathbf{\Delta \Pi_{FR1} = \frac{0,0385 \times C_{fro} \times (T + 273)}{1000 - \frac{C_{fr1}}{1000}} \dots \dots \dots \quad \text{(IV. 32)}}$$

$$\Delta P_{FR1} = \frac{0,0385 \times 51441,24 \times (30+273)}{1000 - \frac{51441,24}{1000}} \longrightarrow \Delta P_{FR1} = 632,65 \text{ Kpa}$$

➤ **Facteur de correction de la pression :**

$$\Delta P_0 = \Delta P_1 = 5431,05 \text{ Kpa}$$

$$K'_{wi0} = 2.05 \times 10^{-4} \text{ Kpa}^{-1}$$

$$PCF1 = 2.02 \times 10^{-4} \times (5431,05 - 632,56)$$

$$PCF1 = 0,98$$

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

D'après l'équation (V.28), MFRC = 0.655 pour $P_{F0} = 5500 \text{ KPa}$, $T = 30^\circ \text{C}$ et 3 ans durée de vie de la membrane.

➤ **Facteur de correction de température :**

$$TCF1 = 1,03^{T-25} \dots \dots \dots (IV.33)$$

Pour $t = 30^\circ \text{C}$

$$TCF1 = 1,15$$

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

$$Q_{p1} = PCF1 \times TCF1 \times MFRC1 \times Q_{w0} \dots \dots \dots (IV.34)$$

$$Q_{p1} = 0,98 \times 1,15 \times 0,655 \times 34.1 \longrightarrow Q_{p1} = 25,45 \text{ m}^3/\text{j}$$

Dans notre cas un seul étage série rejet :

Alors :

$$Q_{p1} = 25,45 \text{ m}^3/\text{j}$$

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

$$Q_{al} = \frac{Q_{p1}}{Y} \text{ IV.35)}$$

$$Q_{al} = \frac{25,45}{0,45} = 56,57 \text{ m}^3/\text{j} \longrightarrow Q_{al} = 56,57 \text{ m}^3/\text{j}$$

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

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

Q_{p1} : débit de production de l'étage (m^3/j).

APF : flux de perméat (average perméate flux ($\text{l}/\text{m}^2.\text{h}$)).

S : surface de perméateur (m^2).

$$Q_{sp} = 12,76 \times 10^{-3} \times 24 \times 37 \longrightarrow Q_{sp} = 11,33 \text{ m}^3/\text{j. par perméateur}$$

➤ **Le débit de production total :**

$$Q_{p\text{Tot}} = Q_{al} \times Y \text{ IV.37)}$$

$$Q_p = 135732 \times 0,45 = 61079,4 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Le nombre de perméateurs :**

$$N_p = \frac{Q_{p_{\text{Tot}}}}{Q_{sp}} \text{ IV. 38)}$$

$$N_p = \frac{61079,4}{11,33} \longrightarrow N_p = 5390 \text{ perméateur}$$

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

On a cinq unité dance chaque unité comprend 1078 perméateur.

➤ **Le débit produit par unité :**

$$Q_{p_{\text{unité}}} = \frac{Q_p}{5} \text{ IV. 39)}$$

$$Q_{p_{\text{unité}}} = \frac{61079,4}{5} \times 1078 \longrightarrow Q_{p_{\text{unité}}} = 12214,68 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Le débit de rejet total :**

$$Q_{r_{\text{Tot}}} = Q_f - Q_p \text{ IV. 40)}$$

$$Q_{r_{\text{Tot}}} = 135732 - 61079,4 \longrightarrow Q_{r_{\text{Tot}}} = 74658,55 \text{ m}^3/\text{j}$$

➤ **Le facteur de correction du passage de sel :**

$$SPCF = \frac{CF_0 \times [(P_{FR0} - P_{p0}) - (\Pi_{FR0} - \Pi_{p0})] \times \Pi_{FR1}}{CF_0 \times [(P_{FR1} - P_{p1}) - (\Pi_{FR1} - \Pi_{p1})] \times \Pi_{FR0}} \dots \dots \dots \text{ (IV. 42)}$$

CF0 : Concentration de l'eau d'alimentation (en NaCl) CF0

- $CF_0 = 32\,000 \text{ mg/l}$

CF1 : Concentration en sel dans l'eau d'alimentation de l'étage

- $CF_1 = 51443,44 \text{ mg/l}$

PFR0 : La pression moyenne dans le permeateur dans les conditions standards

- $P_{FR0} = \Delta P_0 = 5431,05 \text{ Kpa}$

- $P_{FR1} = P_{FR0} = 5431,05 \text{ Kpa}$

Pp0 : surpression au niveau du bac de stockage dans les conditions standards.

Pp1 : surpression au niveau du bac de stockage dans les conditions de travail.

- $P_{p0} = 0$

- $P_{p1} = 0$

- $\Pi_{FR0} = \Delta \Pi_{FR0} = 550,84 \text{ KPa}$

- $\Pi_{FR1} = \Delta \Pi_{FR1} = 632,65 \text{ Kpa}$

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

➤ La pression osmotique dans les conditions de travail :

$$\Pi_{pi} = 0,075 \times \Pi_{Fri} \dots \dots \dots (IV.43)$$

• $\Pi_{p0} = 39.13 \text{ KPa}$

• $\Pi_{p1} = 46.85 \text{ KPa}$

$SPCF1 = 1.029$

➤ Le taux de passage de sel :

Pour calculer le passage de sels de chaque ions on va estimer 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

Tableau IV-V : Résultat de dimensionnement d'osmose inverse par méthode (2)

Désignation	Paramètres	Relations	Résultats	Unités
Débit de production du perméateur à l'étage (1)	Qp1	$Q_{p1} = PCF1 * TCF1 * MFRC1 * Q_{w0}$	25,45	m ³ /j
Débit d'alimentation du perméateur à l'étage (1)	Qal 1	$Q_{al\ 1} = \frac{Q_{p1}}{Y_0}$	56,57	m ³ /j
Débit de rejet du perméateur de l'étage (1)	Qr1	$Q_{r1} = Q_{al\ 1} - Q_{p1}$	31,11	m ³ /j
Débit d'alimentation	Qal	$Q_{al} = Q_{osmose\ inverse}$	135732	m ³ /j
Débit de production total	QpTot	$Q_{pTot} = Q_{al} * Y$	61073	m ³ /j
le débit spécifique de perméateur	Qsp	$Q_{sp} = APF * S_{perméateur}$	11,33	m ³ /j
Le nombre de perméateurs	Np	$N_p = \frac{Q_{pTot}}{Q_{sp}}$	5390	-
Le nombre de perméateurs à l'unité	N1	$N1 = (N.n1) / \Sigma n$	1078	-
Le débit produit par unité (1)	Qp1	$Q_{p1} = Q_{p1}.N1$	12214,68	m ³ /j
Le débit rejet totale	Qrt	$Q_{rtot} = Q_f - Q_{ptot}$	74658,55	m ³ /j

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

le taux de conversion de verification	Y	Y=Qpt/Qal	44.98	%
---------------------------------------	---	-----------	-------	---

Tableau IV-VI : Résultats de calcul des taux de passage des différents ions dissous

Elements chimiques	Etage 1			
	Concentration d'alimentation en (ppm)	SP1(%)	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
Si 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.1 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

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

ingénieurs et les opérateurs de stations de dessalement, leur permettant de garantir la potabilité de l'eau produite tout en minimisant les coûts opérationnels.

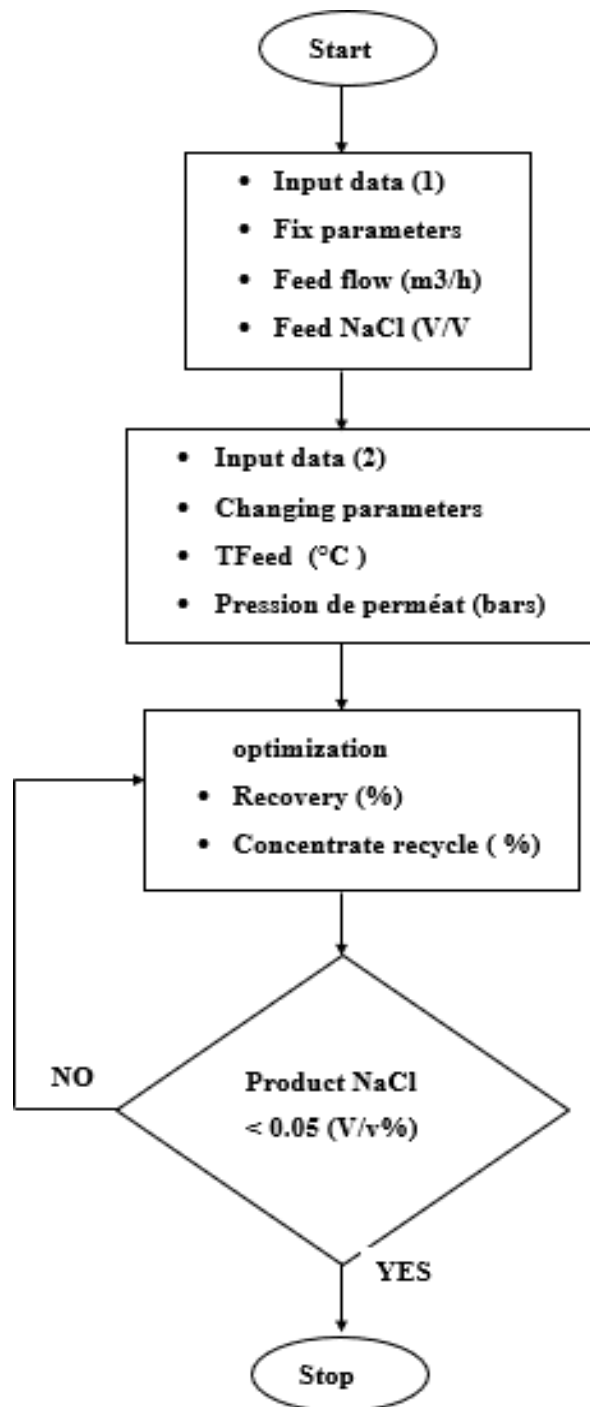


Figure IV-1 : Organigramme du processus d'optimisation de l'osmose inverse par logiciel LG chemistry

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION



2025-08-05 00:43:45

v3.3.0.4

Project name: el marsa station
Customer: AEC
Username: Yassa Med Riadh

Water type: Station EL MARSA
Flux loss per year: 7.00%
Salt passage increase: 7.00%

Membrane age: 3
Safety factor: 1

Overall System

Total permeate flow: 509.09 m³/hr
Raw water flow: 1,131.31 m³/hr
Total concentrate flow: 622.22 m³/hr
Overall recovery: 45 %

Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)
Raw water TDS: 40,367.18 mg/L
Feed osmotic pressure: 28.28 bar
Concentrate osmotic pressure: 52.54 bar

Feed pressure: 62.46 bar (1P)

System - Pass1

Permeate flow: 509.09 m³/hr
RO feed flow: 1,131.31 m³/hr
Concentrate flow: 622.22 m³/hr
Recovery: 45 %
Number of elements: 1078
ERD type: Isobaric
Recirculation:

Average flux: 11.55 lmh
Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)
Feed TDS: 41,298.1 mg/L
Feed osmotic pressure: 28.93 bar
Concentrate osmotic pressure: 52.54 bar
Pump efficiency: 80 %

Temperature: 14 °C
Average NDP: 19.24 bar
Specific energy: 4.89 kWh/m³
Feed pressure: 62.46 bar
Permeate TDS: 127.47 mg/L
Fouling factor: 0.8

	# of vessels	# of elements	RO feed flow m ³ /hr	Permeate flow m ³ /hr	Conc. flow m ³ /hr	RO feed pressure bar	Conc. pressure bar	Vessel DP bar	Boost pressure bar	Back pressure bar	Inter-stage pressure loss bar	Average flux lmh	Perm. TDS mg/L
Stage 1	154	7	1,131.31	509.26	622.05	62.46	61.55	0.91	0	0	0	11.56	127.47

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc. Stage1	Permeate Stage1
Ammonium	0.20	0.20	0.37	0.00
Sodium	12,316.05	12,600.08	22,878.39	45.38
Potassium	440.86	451.03	818.71	1.90
Magnesium	1,541.51	1,577.06	2,866.94	1.49
Calcium	547.82	560.46	1,018.87	0.52
Strontium	7.37	7.54	13.70	0.01
Barium	0.10	0.10	0.19	0.00
Fluoride	2.27	2.32	4.22	0.01
Chloride	23,124.45	23,657.78	42,963.91	75.80
Sulfate	2,197.71	2,248.39	4,088.51	0.74
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	3.74	3.78	6.87	0.00
Bicarbonate	180.00	184.15	334.04	1.06
Boron	4.00	4.09	6.99	0.55
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	1.10	1.13	2.04	0.00
CO2	2.24	2.24	2.24	2.24
TDS	40,367.18	41,298.10	75,003.76	127.47
pH	8.00	8.00	8.24	5.95

Figure IV-3 : Résultat des analyses par logiciel LG chem simulation

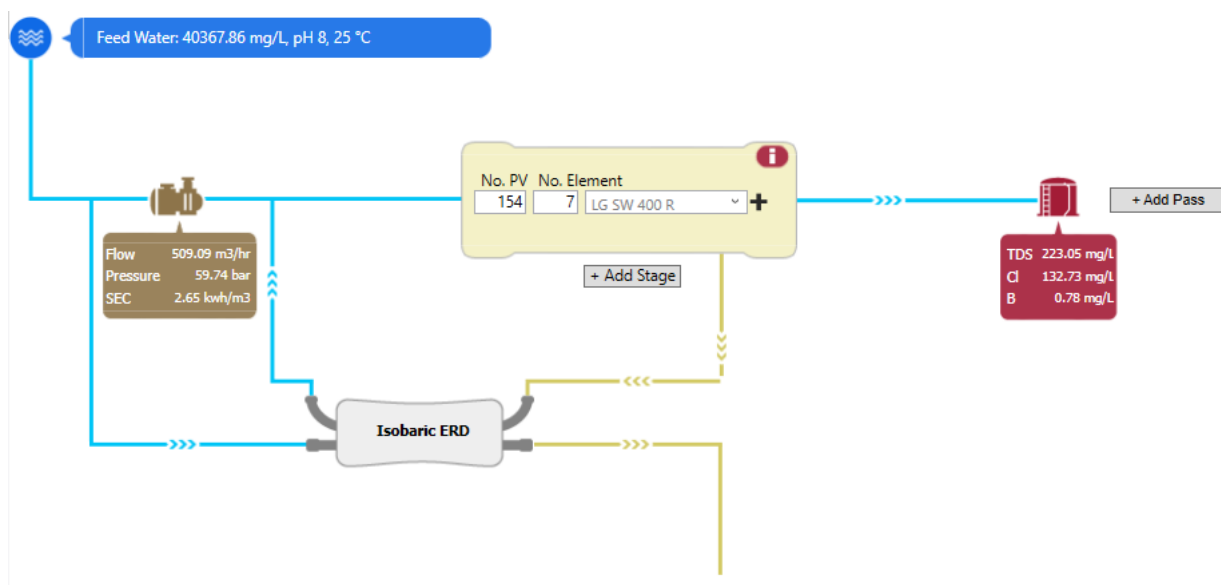


Figure IV-2 : Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse par logiciel LG chemistry

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 CO_2 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.

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons élaboré le dimensionnement de la station de dessalement d'eau de mer d'El Marsa en suivant des étapes de calcul précises. Avec une capacité de production de 60000 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 154 lignes (Rack) comprenant au total 5390 membranes (perméateurs).
- Un post-traitement (reminéralisation) permettant d'injecter des produits chimiques pour obtenir un équilibre calco-carbonique et une bonne qualité d'eau.

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DE L'INSTALLATION

- Un rejet de 74652,6 m³/j.
- Une production d'eau OI de 61079,4 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 127,47ppm (mg/l).
- Le total des solides dissous (TDS) de la saumure est de 75003,76 ppm (mg/l).
- La pression motrice nette est de 62,46 bars.
- L'énergie spécifique est de 4,89 KWh/m³.

CHAPITRE V : DIMENSIONNEMENT DE LA STATION HYBRIDE MULTI- ETAGES

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

Introduction

Dans le chapitre précédent nous avons dimensionné la station D'EL MARSA par le procédé d'osmose inverse et mis en évidence ses atouts ainsi que ses limites. Il est nécessaire d'explorer des solutions plus intégrées et performantes, parmi ces avancées, le concept de système hybride multi-étages occupe une place importante, car il associe trois procédés complémentaires afin d'optimiser le fonctionnement global de la station de dessalement.

Et dans ce chapitre on doit leur dimensionner notre station par ce système tri hybride qui comprend de deux procédés membranaires la nano filtration et l'osmose inverse et un procédé thermique multiple-effet distillation. L'étude d'un système hybride multi- étages s'avère donc essentielle pour comprendre son principe de fonctionnement, ses avantages techniques et économiques, ainsi que son apport dans la perspective d'un développement durable des infrastructures hydriques.

V.1 Principe de fonctionnement

Le principe de fonctionnement de dessalement hybride multi- étages, qui combine la technologie membranaire (nano-filtration et osmose inverse) avec une technologie thermique (distillation multi-effets, MED). L'objectif principal est d'optimiser la production d'eau douce tout en réduisant les coûts énergétiques et la quantité de rejets salins dans l'environnement.

On 1er étape l'eau prétraitée est dirigée vers une unité de nano-filtration (NF). La nano filtration retient une grande partie des sels divalents (Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-}) responsables de l'entartrage, tout en laissant passer une partie des sels monovalents (Na^+ , Cl^-). Après on prend le produit de la NF alimente les membranes d'osmose inverse. Et dans la dernière étape on prend les deux rejets de NF et OI dans la distillation multi-effets, ces rejets sont chauffés à l'aide de vapeur basse pression. L'eau s'évapore progressivement dans une série d'effets (ou étages), où la vapeur produite dans un effet sert à chauffer l'effet suivant. À chaque étape, l'évaporation produit de la vapeur qui, une fois condensée, donne de l'eau distillée de très haute pureté. Le résidu final est une saumure très concentrée, rejetée à la mer avec un volume réduit par rapport à une filière classique.

V.2 La nano filtration NF

La nano filtration est une technologie membranaire intermédiaire entre l'ultra filtration et l'osmose inverse. Elle se distingue par sa capacité à retenir efficacement les sels, les matières organiques naturelles, les pesticides et certains métaux lourds, tout en laissant passer une partie des sels monovalents.

V.3 Dimensionnement de l'installation du nano filtration

Dans ce chapitre on doit dimensionner l'installation d'osmose inverse en nous basant sur les analyses expérimentales effectuées en laboratoire après la micro filtration. Nous simulerons ensuite ces résultats à l'aide de logiciel **IMSDesign**.

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

Tableau V-I : Les analyses expérimentales 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

Tableau V-II : les resultats de calcul la balance ionique.

Les éléments	Valence	Masse mol	Masse équi	[Mg/l] caco3	[Mg/l]	[meq/l]
Ca ²⁺	2	40,078	20,039	1367,333699	548	13,67333699
Mg ²⁺	2	24,305	12,1525	6344,373586	1542	63,44373586
Na ⁺	1	22,9898	22,9898	26794,49147	12320	535,8898294
K ⁺	1	39,0983	39,0983	563,9631391	441	11,27926278
Ba ²⁺	2	137,327	68,6635	0,072818892	0,1	0,000728189
NH ₄ ⁺	1	18,04	18,04	0,554323725	0,2	0,011086475
SR ²⁺	2	87,62	43,81	8,411321616	7,37	0,084113216
Σ Cation						701,584
So ₄ ²⁻	2	96,0636	48,0318	2287,026512	2197	22,87026512
Cl ⁻	1	35,4527	35,4527	32602,59444	23117	652,0518889
HCO ₃ ³⁻	1	61,01714	61,01714	147,4995387	180	2,949990773
F ⁻	1	18,998	18,998	5,974313086	2,27	0,119486262
CO ₃ ²⁻	2	60,01	30,005	8,448591901	5,07	0,084485919
NO ₃ ³⁻	1	62	62	0	0	0
Σ Anions						701,273

$$\text{Balance ionique} = \frac{\sum \text{cation} - \sum \text{anions}}{\sum \text{cation} + \sum \text{anions}} \times 100 = \frac{701,584 - 701,273}{701,584 + 701,273} \times 100 = 0,022\%$$

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

V.3.1 Equipement d'une installation du nano filtration

- Une station de nano
- Une pompe à haute
 - Un ensemble de
 - Un échangeur de
- maintenir le liquide à la
- Une pompe booster.

V.3.2 Caractéristiques

filtration comporte :
pression.
modules du nano filtration.
chaleur qui permet de
température désirée.

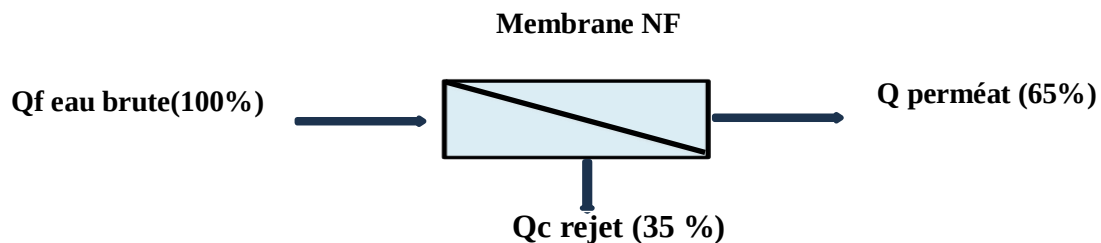
Qc rejet (35 %)

standard des perméateurs

Tableau V-III : les caractéristiques de la membrane.

Les caractéristiques	Unite	Les Valeurs
Débit spécifique initial Qw	m ³ /j	39,7
Diamètre D	Inchs	8
Conversion y	%	65
Température T	°C	25
pression de fonctionnement Pf	Psi	600
Concentration de l'eau	mg/l	32000
Taux de rejet SRO	%	91
Taux de passage de sel SPO	%	9
Flux de perméat (APF)	l/m ² .h	27
Facteur d'encrassement (FF)	%	8,5

V.3.1 Méthode de calcul



Flux	m ³ /j	m ³ /h
Eau de mer	135734,4	5655,6
Alimentation NF	110000	4583,3

Débit d'eau brute : $Q_{\text{eau brute}} = 11000 \text{ m}^3/\text{j}$.

Débit de perméat :

$$Q_{\text{perméat}} = Q_{\text{eau brut}} \times 65\% \text{ (V. 1)}$$

$$Q_{\text{perméat}} = 110000 \times 0,65 = 71500 \text{ m}^3/\text{j}$$

Débit de rejet :

$$Q_{\text{rejet}} = 35\% \times Q_{\text{eau brut}} \dots \dots \dots \text{ (V. 2)}$$

$$Q_{\text{rejet}} = 110000 \times 0,35 = 38500 \text{ m}^3/\text{j}$$

1. Calcul des concentrations de perméat (cp) et rejet (cc) :

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

$$Q_f = Q_c + Q_p \dots \dots \dots \text{ (V. 2)}$$

$$Q_f \times C_f = Q_c \times C_c + Q_p \times C_p \dots \dots \dots \text{ (V. 3)}$$

$$TDS = \sum C_i = C_f = 40362,97 \text{ mg/l}$$

$$S_r = \left(1 - \frac{C_p}{C_f}\right) \times 100 \dots \dots \dots \text{ (V. 4)}$$

$$S_r = 91\% \text{ alors } C_p = C_f - \frac{C_f \times S_r}{100} = 40362,97 - \frac{40362,97 \times 91}{100} = 3632,66 \text{ mg/l}$$

$$C_p = 3632,66 \text{ mg/l}$$

On va calculer concentrations de rejet C_c :

$$C_c = \frac{(Q_f \times C_f) - (Q_p \times C_p)}{Q_c} \dots \dots \dots \text{ (V. 5)}$$

$$C_c = \frac{(110000 \times 40362,97) - (71500 \times 3632,66)}{38500} = 127929,182 \text{ mg/l}$$

$$C_p = 127929,182 \text{ mg/l}$$

V.4 Simulation par logiciel IMSDesing:

Le logiciel de simulation et d'analyse de IMSDesing pour les membranes d'osmose inverse et nano filtration 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.

D'après notre résultat qui ont été pris en laboratoire après le pré-traitement on doit leur simuler avec ce logiciel.

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

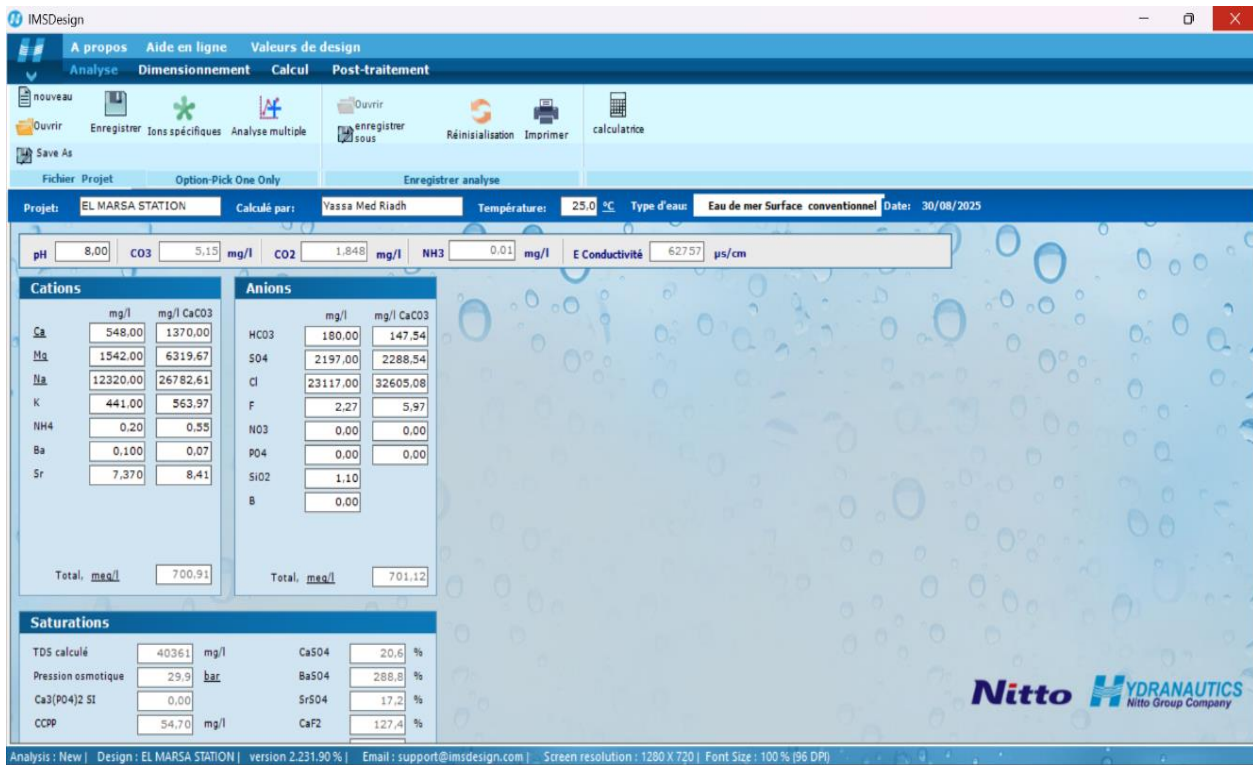


Figure V-1 : Composition chimique de l'eau d'alimentation (imsdesing,2025)

V.4.2 Choisir les types d'éléments membranaires

On choisira le type d'éléments à utiliser en fonction de la salinité de l'eau d'alimentation, de son potentiel colmatant, du taux de rejet de sel à atteindre et de la consommation d'énergie. Pour tous les systèmes d'un débit supérieur à 2,27 m³/h (10 gpd) on choisira généralement des éléments d'un diamètre de 8 pouces (201 mm) et d'une longueur de 40 pouces (1016 mm).

Pour les applications dont la qualité d'eau produite doit avoir une très faible conductivité, on pourra utiliser l'échange d'ions comme étape de finition après l'osmose inverse. Dans notre dimensionnement nous avons choisi les membranes de ESNA-LF2-LD.

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

The screenshot displays the IMSDesign software interface for configuring a multi-stage hybrid station. The main window is titled 'IMSDesign' and features a menu bar with options like 'A propos', 'Aide en ligne', and 'Valeurs de design'. Below the menu bar is a toolbar with icons for various functions such as 'nouveau', 'Ouvrir', 'Enregistrer', and 'Calcul'. The main workspace is divided into several panels:

- Trains:** This panel contains input fields for 'Pass1' and 'Pass2'. Key parameters include 'pH alimentation' (8,00), 'Taux de conversion perméat' (65,00%), 'flux / train perméat' (71500,0 m3/d), 'Flux moyen' (23,2 l/mh), 'Débit alimentation' (110000,0 m3/d), and 'Débit rejet' (38500,0 m3/d). It also includes fields for 'Produit chimique', 'Concentration de la solution', 'taux de dosage de produits chimiques', 'Âge membranes', 'Perte de flux', and 'Coefficient de colmatage'.
- Système:** This panel shows 'Débit de production total de l'usine' (71500,00 m3/d) and 'Nombre de trains' (1).
- Spécifications du système:** This panel is divided into 'l'étage 1' and 'l'étage 2'. It includes fields for 'Type d'élément' (ESNA1-LF2-LD), 'Éléments / Tube' (7), and 'Nombre de tubes' (326 for l'étage 1 and 168 for l'étage 2).
- Calculs ERD:** This panel shows 'Echangeur de pression' (Turbo), 'Pression échappement turbine' (5,00 bar), and 'Boost fourni par turbo' (29,92 bar).

The bottom status bar indicates 'Analysis: New | Design: EL MARSA STATION | version 2.231.90 | Email: support@imsdesign.com | Screen resolution: 1280 X 720 | Font Size: 100 % (96 DPI)'.

Figure V-2 : Composition de débit d'alimentation et le nombre de membrane

V.5 Résultats finaux de la conception :

Le dimensionnement d'une unité de nanofiltration doit tenir compte des variations saisonnières de la température de l'eau d'alimentation, car ce paramètre influence directement le flux de perméat et la performance globale du système.

La température de l'eau d'alimentation influence fortement le dimensionnement et les performances d'une unité de nanofiltration. Les températures élevées (jusqu'à 30 °C) augmentent le flux de perméat mais peuvent accélérer le vieillissement des membranes au-delà de cette limite. À l'inverse, les températures basses réduisent le flux, augmentent la pression nécessaire et peuvent entraîner une sous-production. L'unité NF doit donc être conçue pour fonctionner efficacement sur la plage de **14 à 30 °C**, afin d'assurer une production stable et durable tout au long de l'année.

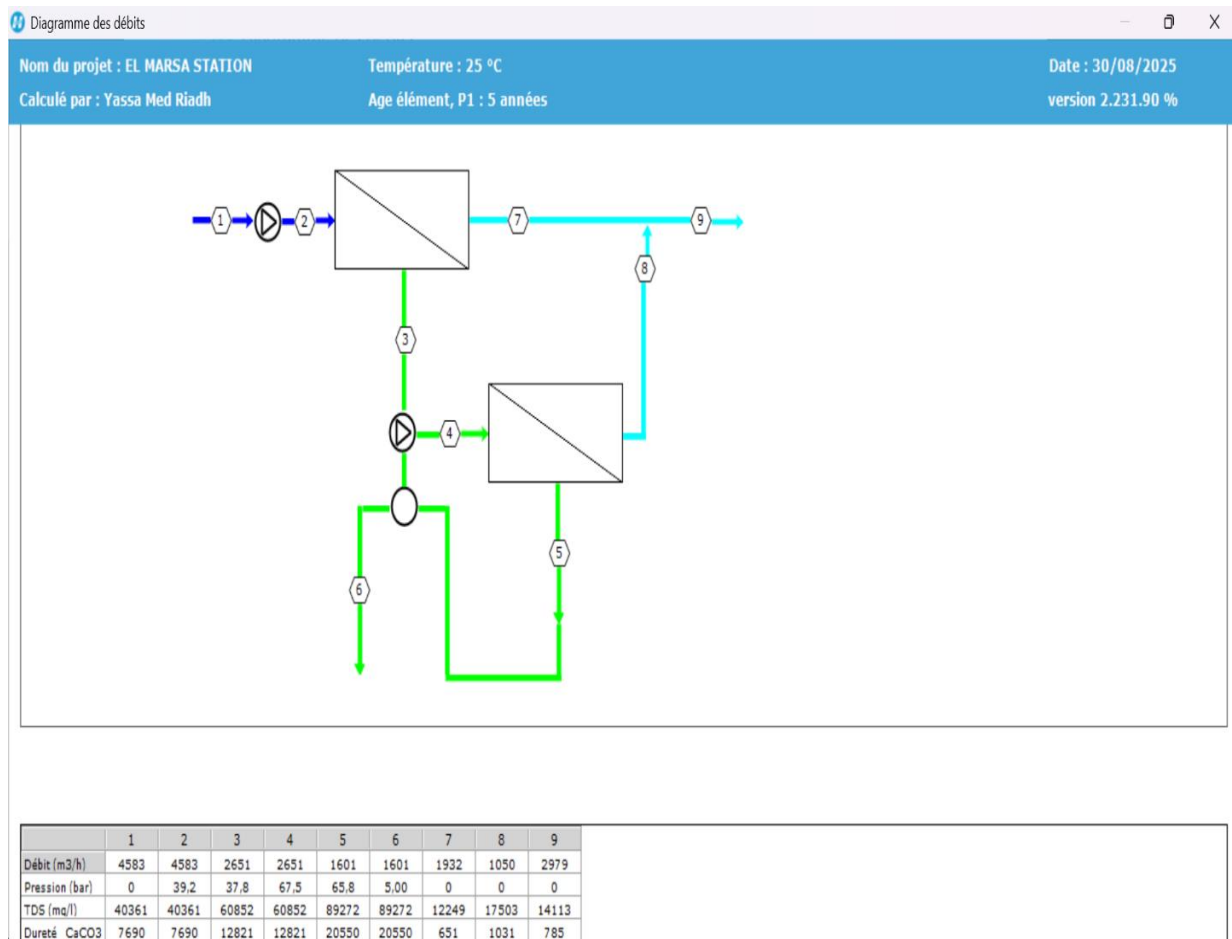


Figure V-3 : Rapport des résultats de diagramme des débits

Tableau V-I : Recapitulation des résultats de la simulation avec logiciel

Paramètres	Valeur de la simulation de la station d'El Marsa avec un seul étage
Débit d'alimentation (m³/h)	4583,33
Débit du perméat (m³/h)	2979,16
Débit du rejet (m³/h)	1604,1
Salinité-TDS de l'alimentation (mg/l) (25°C)	40362,97
Salinité- TDS du perméat (mg/l) (25°C)	14112,75
Salinité- TDS du rejet (mg/l) (25°C)	89272
Pression d'alimentation (bars) (25°C)	67,4
Pression du rejet (bars) (25°C)	5
Energie spécifique (kWh/m³) (25°C)	2,27
pH du perméat (25°C)	7,35
Nombre de membrane utilisé	3458

V.5 Dimensionnement d'osmose inverse

Après le traitement d'eau par nano filtration on prend le perméat pour le traiter par l'osmose inverse.

V.5.2 Déterminer les spécifications de l'eau d'alimentation

On obtient les analyses expérimentales à partir du logiciel IMSDesing. Les analyses présentent ce tableau ci-dessous :

Tableau V-I : les résultats de calcul la balance ionique.

Les éléments	Valence	Masse molaire	Masse équivalente	[Mg/l] caco3	[Mg/l]	[meq/l]
Ca ²⁺	4,246	40,078	20,039	212,286	85,08	3,794
Mg ²⁺	11,497	24,305	12,1525	574,861	139,72	10,254
Na ⁺	218,785	22,9898	22,9898	10939,243	5029,82	197,362
K ⁺	6,721	39,0983	39,0983	336,063	262,79	6,115
Ba ²⁺	0,001	137,327	68,6635	0,066	0,09	0,000
NH ₄ ⁺	0,001	18,04	18,04	0,036	0,013	0,004
SR ²⁺	0,021	87,62	43,81	1,052	0,922	0,019
Σ Cation						241,27
So ₄ ²⁻	2	96,0636	48,0318	142,718	137,1	2,854
Cl ⁻	1	35,4527	35,4527	11874,286	8419,51	237,486
HCO ³⁻	1	61,01714	61,01714	29,008	35,4	0,580
F ⁻	1	18,998	18,998	4,737	1,8	0,095
CO ₃ ²⁻	2	60,01	30,005	0,167	0,1	0,003
NO ³⁻	1	62	62	0,000	0	0,000
Σ Anions						241,21

$$\text{Balance ionique} = \frac{\sum \text{cation} - \sum \text{anions}}{\sum \text{cation} + \sum \text{anions}} \times 100 = \frac{241,27 - 241,21}{241,27 + 241,21} \times 100 = 0,012$$

Balance ionique = 0.012 % < 3 % : La balance ionique vérifie.

V.5.3 Caractéristiques standard des perméateurs

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

Tableau V-II : Caractéristiques initial de membrane.

Les caractéristiques	Unité	Les valeurs
Débit spécifique initial Qw	m ³ /j	28,4
Diamètre D	Inchs	8
Conversion y	%	45
Température T	°C	25
pression de fonctionnement Pf	Psi	800
Concentration de l'eau	mg/l	32000
Taux de rejet SR0	%	99,85
Taux de passage de sel SP0	%	0,15
Flux de perméat (APF)	l/m ² .h	28,4
La perte de charge moyenne : $\Delta p_{FRO} / 2$	psi	5

A. Méthode de calcul :

1. Calcule les débits et les concentrations de perméat et de rejet

$$\text{TDS} = \sum \text{cation} + \sum \text{anions} = C_f \left(\frac{\text{mg}}{\text{l}} \right) \dots \dots \dots (V.6)$$

$$\text{TDS} = 5518,43 + 8596,138 = 14114,537 \text{ mg/l}$$

$$\text{TDS} = C_f = 14114,537 \text{ mg/l}$$

$$\text{Débit d'eau brut : } Q_{\text{eau brut}} = 715000 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\text{Débit d'eau de perméat : } Q_{\text{perméat}} = 71500 \times 0,45 = 32175 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_p = 32175 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\text{Débit de rejet} = Q_{\text{rejet}} = 0,55 \times 71500 = 39325 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$Q_r = 39325 \text{ m}^3/\text{j}$$

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

$$Q_f = Q_c + Q_p$$

$$Q_f \times C_f = Q_c \times C_c + Q_p \times C_p$$

à partir de taux de rejet (Sr) :

$$Sr = \left(\frac{C_p}{C_f} \right) \times 100$$

$$Sr = 99.85 \% \text{ alors } C_p = C_f - \frac{C_f \times Sr}{100} = 14114,57 - \frac{14114,57 \times 99,85}{100} = 21,15 \text{ mg/l}$$

$$C_p = 21,15 \text{ mg/l}$$

On va calculer concentrations de rejet Cc :

$$C_c = \frac{(C_f \times Q_f) - (C_p \times Q_p)}{Q_c} = \frac{(14114,57 \times 75100) - (32175 \times 21,15)}{39325} = 25645,53 \text{ mg/l}$$

$$C_c = 25645,53 \text{ mg/l}$$

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

$$NDP = F_p - (O_p + P_p + 0,5F_p) + F_{os} \dots \dots \dots (V. 7)$$

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).

$$O_p = i * R * C * TV. 8)$$

i : nombre des ions en dissociation

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

C : concentration (mol/l)

Il faut ramener la salinité de notre eau à une salinité équivalente exprimée en ppm NaCl

Donnée par la relation suivante :

$$C_f = \frac{1,12 \times \sum m_i \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times \sum m_i} \dots \dots \dots (V. 9)$$

mi : la molalité (mol/kg)

Tableau V-III : 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	548	2	4,246	0,00212286
Mg ²⁺	24,305	1542	2	11,497	0,005748611
Na ⁺	22,9898	12320	1	218,785	0,218
K ⁺	39,0983	441	1	6,721	0,0067
Ba ²⁺	137,327	0,1	2	0,001	6,55*10 ⁻⁰⁷
NH ₄ ⁺	18,04	0,2	1	0,001	7,20*10 ⁻⁰⁷
Sr ²⁺	87,62	7,37	2	0,021	1,052*10 ⁻⁵
SO ₄ ²⁻	96,0636	2197	2	2,854	0,0014
Cl ⁻	35,4527	23117	1	237,486	0,237
HCO ⁻	61,01714	180	1	0,580	0,0005
F ⁻	18,998	2,27	1	0,095	9,47*10 ⁻⁰⁵
CO ₃ ²⁻	60,01	5,07	2	0,003	1,66*10 ⁻⁶
NO ₃ ⁻	62	0	2	0,000	0
Silica	44,09	1,86	0	0,168	4,19*10 ⁻⁵
CO ₂	60,08	1,1	0	0,025	6,32*10 ⁻⁶

$$\sum \mathbf{mi} = 0,47 \text{ mol/kg}$$

$$\mathbf{Cf} = \frac{1,12 \times \sum \mathbf{mi} \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times \sum \mathbf{mi}} = \frac{1,12 \times 0,47 \times 10^6}{38,5 - 1,12 \times 0,47} = 13574 \text{ mg/l}$$

$$\mathbf{Cf_{NaCl}} = 13574 \text{ mg/l} = 13,574 \text{ g/l}$$

la masse molaire de NaCl égale 58.5 g/mol

$$\begin{aligned} \mathbf{Op} &= 2 \times 0,082 \times \frac{13,574}{58,5} \times (273 + 25) \\ &= 11,33 \text{ bars} \end{aligned}$$

Op =11,33 bars

La pression de perméat variée entre (1 à 2) bars, on prend Pp = 1.5 bars

Pd : la perte de charge (bars) variée entre (1 à 3.5) bars , on prend Pd = 2.25 bars

Pour calculer la pression osmotique perméat a partir de TDS de perméat dans les normes de

Potabilité TDS_p = 500 mg/l.

Posp=0,77× 0.5 = 0,385 bars

NDP = 55 – (11,33 + 1,5 + 0,5 × 2) + 0,385 = 41,54 bars

NDP = 41,54 bars

3. Calcul volume de membrane :

À partir des conditions initiales de membrane on a le diamètre 8 inch et la longueur 40" et la surface de membrane 37 m².

1 inchs = 2.54 cm.

D = 203.2 mm.

L= 1016 mm.

S = 37 m².

V = S × L (V. 10)

$$S = \frac{\pi \times D^2}{4} \text{ V. 11)}$$

$$V = \frac{\pi \times 0,2032^2}{4} \times 1,1016 = 0,033 \text{ m}^3$$

V= 0.033 m³

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

$$S_{\text{Tot}} = \frac{Q_{\text{Permeat}}}{\text{APF}} \text{ (V. 12)}$$

Qp : débit de perméat (m³/j)

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

APF de membrane LG SW400 ES égale 12,76 l/m². j

$$\begin{aligned} S_{\text{Tot}} &= \frac{32175}{12,76} \\ &= 105064,65 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

STot = 105064,65 m²

5. Calcul nombre de perméateur :

$$S_{\text{Tot}} = N_p \times S_{\text{perméateur}} \text{ (V. 13)}$$

Np : nombre de perméateur

S : surface de chaque perméateur

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

$$N_p = \frac{S_{Tot}}{S_{perméateur}} = \frac{105064,65}{37} = 2839,9 \text{ On va s'arrondi dans la milieu pratique à } 2840 \text{ perméateur}$$

$N_p = 2840$ perméateur.

6. Calcul nombre de chassis (vissels) :

Chaque chassis on a 5 membrane alors :

$$N_{chaisse} = \frac{2840}{5} = 568 \text{ Chassis}$$

$N_{chaisse} = 568$ chassis (ligne)

il ay deux unité donc pour chaque unité :

$N_{chaisse} = 284$ chassis.

Tableau V-IV : Résultats de dimensionnement d'osmose inverse

Paramètres	Relations	Résultats	Unités
Concentration de perméat	$C_c = \frac{(Q_f * C_f) - (Q_p * C_p)}{Q_c}$	$C_p = 21,17$	mg/l
Concentration de rejet	$C_p = C_f - C_f * S_r \frac{\quad}{100}$	$C_c = 25645,53$	mg/l
La pression d'entraînement nette (net driving pressure NDP)	$NDP = F_p - (O_p + P_p + 0.5 * P_d) + P_{os \text{ perméate}}$	$NDP = 41,54$	bars
volume de membrane	$V = S * L$	$V = 0.033$	m3
La surface totale de l'unité d'osmose inverse	$S_{Tot} = \frac{Q_{perméat}}{APF}$	$S_{Tot} = 105064,65$	m²
nombre de perméateur	$N_p = \frac{S_{Tot}}{S}$	$N_p = 2840$	perméateur
nombre de chassis	$N_{chassis} = \frac{N_p}{n_{module}}$	$N_{chassis} = 568$	chassis

V.6 Simulation par logiciel des membranes LG:

Le dimensionnement des unités d'osmose inverse doit prendre en compte les températures les plus hautes et les plus basses de l'eau d'alimentation.

1. Température élevée : une température d'eau élevée augmente le flux de perméat à travers les membranes d'osmose inverse. Cela signifie qu'à une pression donnée, une eau plus chaude produira un débit de perméat plus important qu'une eau froide. Cependant, une température trop élevée (supérieure à 30°C) peut endommager les membranes et réduire leur durée de vie. Il faut donc trouver un équilibre.

2. Température basse : une température d'eau basse diminue le flux de perméat à travers les membranes. Cela peut réduire la production d'eau traitée en dessous des spécifications requises. De plus, une eau trop froide (en dessous de 10°C) peut geler et endommager les membranes et les composants de l'unité. Il faut donc s'assurer que la température ne descende pas trop bas.

Le système d'OI est configuré sur toute la gamme de températures de l'eau de mer (14...30°C).

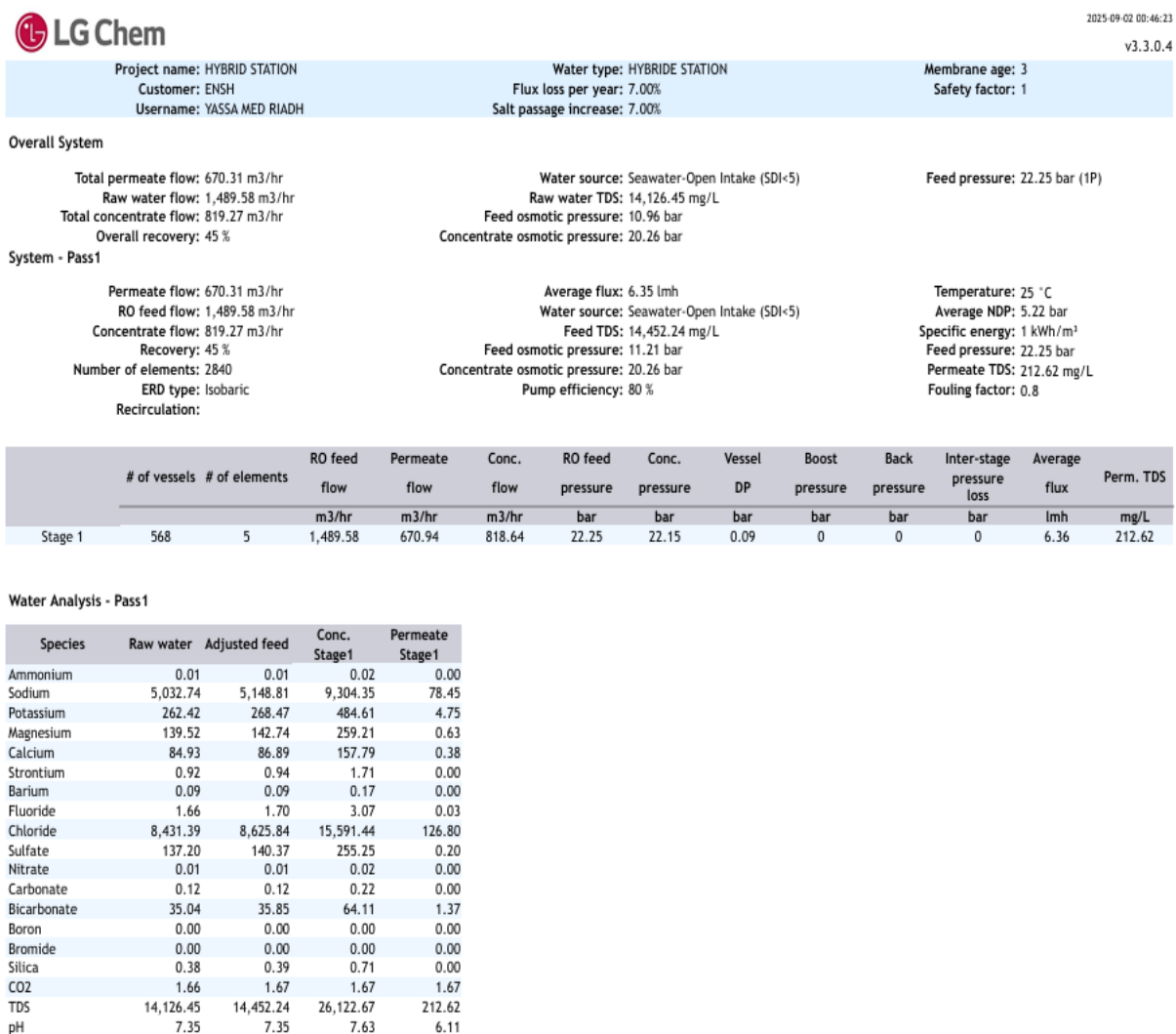


Figure V-1 : Le schéma de fonctionnement d'osmose inverse par logiciel LG chemistry.

Commentaires :

Plusieurs points peuvent être extraits du tableau :

1. La pression d'alimentation maximale requise pour le système est 22,25 bars.
2. La qualité du perméat est d'une extrême haute qualité (212,62 ppm de TDS), ce qui est conforme aux spécifications requises.
3. Le flux moyen du système se situe dans la plage recommandée et il est égale à 12,7.

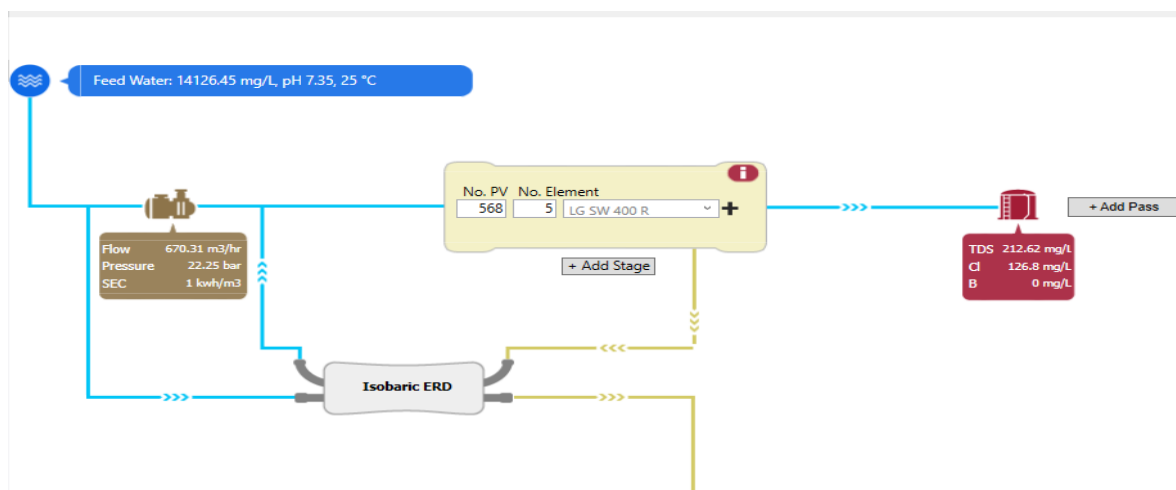


Figure V-2 : Résultat de calcul par logiciel LG chem de simulation.

V.6.1 Distillation thermique multi-effet (MED)

Avant d'aborder la conception d'une usine de distillation multi-effets (MED), il convient de rappeler une fois encore que la nature « multi-effets » d'une installation de dessalement d'eau de mer ne doit pas être confondue avec la nature « multi-étages » d'une colonne de distillation.

Dans ce dernier cas, la structure à plusieurs étages est nécessaire afin de pouvoir obtenir un produit pur, car les pressions de vapeur des éléments à séparer sont proches les uns des autres (par exemple : eau – alcool).

Dans le cas du dessalement de l'eau de mer, un produit pur, c'est-à-dire une eau sans sel, peut être obtenu en une seule étape – la nature multi-effets est uniquement nécessaire afin de minimiser la consommation d'énergie.

V.6.2 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 16087,5 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.
- Un circuit d'extraction des gaz incondensables ou de ventilation.
- Le circuit d'injection de vapeur.

V.6.2 Principe de fonctionnement

Ce procédé est basé sur la technique de la distillation, le principe est simple : il suffit de faire bouillir l'eau salée et de condenser la vapeur ainsi produite. On utilise un évaporateur à plusieurs effets (plusieurs cellules en série fonctionnent à des pressions différents).

L'eau salée est introduite dans le condenseur distillateur CD chargé principalement de l'évacuation des calories apportées par la chaudière. Puis, à la sortie du condenseur, une certaine quantité de cette eau est rejetée. L'autre partie dénommée "eau d'appoint" est alors pulvérisée dans les cellules N° 1,2,3 et 4 au-dessus des faisceaux de chauffe F1, F2, F3 et F4. Dans la cellule N° 1, une partie de cette eau est alors vaporisée.

Le reste passe à la partie Inférieure de la cellule N° 2. Cette quantité de vapeur produite dans la cellule N° 1 passe alors dans les tubes du faisceau de chauffe F2 où elle est condensée. En se condensant dans le faisceau de chauffe F2, elle échange suffisamment de chaleur pour vaporiser une quantité équivalente de l'eau salée pulvérisée. Cette vapeur produite en cellule 2 passe dans le faisceau de chauffe de la cellule 3, selon le même principe, où il vaporise une nouvelle quantité de l'eau salée (et ainsi de suite jusqu' la cellule 4). Une partie de cette vapeur produite en cellule 4 se condense sur le condenseur distillateur CD en échangeant une certaine quantité de chaleur réchauffant ainsi l'eau salée passant dans ce condenseur.

La vapeur restante est extraite et comprimée par un thermo-compresseur utilisant comme vapeur motrice celle provenant de la chaudière. A la sortie du thermo-compresseur, la vapeur est envoyée dans le faisceau de chauffe où elle se condense, en échangeant suffisamment de chaleur pour vaporiser l'eau salée comme nous l'avons indiqué précédemment.

Afin d'éviter une trop forte concentration en sel dans les chambres d'évaporation, la quantité d'eau salée d'appoint est supérieure à la production d'eau distillée. La quantité de saumure excédentaire est extraite à la base de la cellule N° 4. [15]

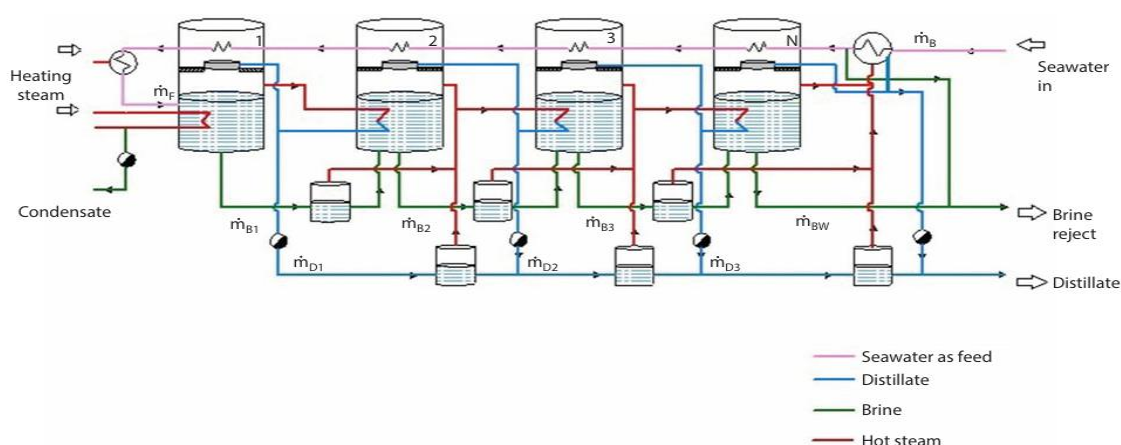


Figure V-1 : installation de distillation détente par multi effet.

V.7 Dimensionnement de distillation thermique multi-effet

Les données de départ :

- Concentration initiale de TDS dans l'eau de mer : 30923,45 mg/l

- Débit d'eau de mer (Q) : 70000 m³/j
- Taux de rétention (R) : entre 10% et 50% on prend 40 % (0,4)
- Passage de sel (Sp) dans une distillation : 0.1%

➤ Les étapes de calcul :

- **Objectif et bilans massiques élémentaire :**

Débit d'eau alimentation : $Q_f = 70000 \text{ m}^3/\text{j}$

Débit d'eau perméat : $Q_p = Q_f \times 40 \% = 70000 \times 0,4 = 28000 \text{ m}^3/\text{j}$

Debit d'eau rejet : $Q_r = Q_f \times 60\% = 70000 \times 0,6 = 42000 \text{ m}^3/\text{j}$

$Q_p (\text{m}^3/\text{j})$ Convertis en kg/s

$$Q_p \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = \frac{Q_p \left(\frac{\text{m}^3}{\text{j}} \right) \times \rho}{86400} \dots \dots \dots (V. 14) \quad \text{Avec } \rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_p = \frac{28000 \times 1000}{86400} = 324,07 \text{ kg/s}$$

$$Q_p = 324,07 \text{ kg/s}$$

- **Choix des températures et nombre d'effets :**

1. Définir la température d'alimentation de vapeur T_b (température de la source de vapeur ou du brine heater) — par ex. 90–110 °C si on a une chaudière ; si on utilise vapeur à basse pression, adapter.
2. Fixer la température de condensation finale (effet N sortie) — la température de la dernière surface qui condense la vapeur (souvent 30–40 °C) ou la température requise pour la condensation.
3. Calculer la différence totale disponible :

$$\Delta T_{\text{tot}} = T_b - T_{\text{cond final}} \dots \dots \dots (V. 15)$$

4. Estimer le nombre d'effets N approximatif :

$$N = \frac{\Delta T_{\text{tot}}}{\Delta T_{\text{ef}}} \text{ V. 16)$$

Avec T_b : température de la chaudière/brine heater (°C) — température vapeur. $T_b = 70^\circ\text{C}$

$T_{\text{cond final}} = 30^\circ\text{C}$

ΔT_{ef} : écart de température entre effets (°C) souvent 3–7 °C par effet en MED. $\Delta T_{\text{ef}} = 4^\circ\text{C}$

$$\Delta T_{\text{tot}} = 70 - 30 = 40^\circ\text{C}$$

$$N = \frac{40}{4} = 10 \text{ effet}$$

- **Bilans énergétiques par effet (énergie et vaporisation) :**

Pour l'effet i ($i=1$ est l'effet alimenté par vapeur « chaude ») : Énergie fournie Q_i = énergie reçue par la surface d'échange (condensation vapeur de l'effet précédent).

$$Q_i = m_{v,i} \times \lambda(T_i) \dots \dots \dots (V. 17)$$

Chapitre V : Dimensionnement de la station hybride multi- étages

Avec :

$m_{v,i}$: débit d'eau distillée produit dans l'effet i. $m_{v,i} = 34,331$ kg/s par effet

λ : chaleur latente vapeur (~ 2257 kJ/kg à 100°C ; dépend de la température. $\lambda = 2257$ kJ/kg

$$Q_i = 34,331 \times 2257 = 77486,41 \text{ Kw}$$

$$Q_i = 77486,41 \text{ Kw}$$

- Calcul de la surface d'échange par effet :**

Pour chaque effet, la surface nécessaire :

$$A_i = \frac{m_{v,i}}{U_i \times \Delta T_{lm,i}} \dots \dots \dots (V. 18)$$

Où $\Delta T_{lm,i}$: différence de température moyenne logarithmique entre la vapeur qui condense en haut et la saumure qui s'évapore côté tubes/plaques. Si on a vapeur à T_{i-1} qui condense et saumure à T_i qui bout, alors $\Delta T_i = T_{i-1} - T_i$ et si variations minimales la LMTD $\approx \Delta T_i$.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{hot,in} - T_{coul,out}) - (T_{hot,out} - T_{coul,in})}{\ln\left(\frac{T_{hot,in} - T_{coul,out}}{T_{hot,out} - T_{coul,in}}\right)} \quad (V. 19)$$

U_i : coefficient global de transfert thermique ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$) de l'échangeur de l'effet i.

$$U_i = 2500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\Delta T_{lm} = 40^\circ\text{C}$$

$$A_i = \frac{34,33}{2500 \times 40} = 3,43 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$A_i = 3,43 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

- Calcul de la surface totale :**

$$A_{Tot} = Q_i \times N \dots \dots \dots (V. 20)$$

$$A_{Tot} = 77486,41 \times 10 = 7748641 \text{ m}^2$$

$$A_{Tot} = 7748641 \text{ m}^2$$

- Calcul des débits et pressions de vapeur par effet :**

Tableau V-I : résultats des débits et pressions de vapeur par effet

Effet	$\Delta T_{\text{effet}} \text{ } ^\circ\text{C}$	Qi_kW	Distillat_i (m3/j)	Distillat_cumulé (m3/j)
1	40	3,240740741	2800	2800
2	40	3,240740741	2800	5600
3	40	3,240740741	2800	8400
4	40	3,240740741	2800	11200
5	40	3,240740741	2800	14000
6	40	3,240740741	2800	16800
7	40	3,240740741	2800	19600
8	40	3,240740741	2800	22400
9	40	3,240740741	2800	25200

Tableau V-II : : Résultats de dimensionnement multi-effet

Paramètres	Résultats	Unités
Masse distillat	28000000	(kg/j)
Masse distillat	324,07	(kg/s)
Vapeur nécessaire	2966250	(kg/j)
Vapeur nécessaire	32,40	(kg/s)
Puissance thermique totale	77486,41	(kW)
DeltaT total	40	°C
DeltaT par effet	7748,64	°C
Surface totale	77486414,93	m ²
Électricité auxiliaire jour	100	(kWh/j)

V.1 Schéma de fonctionnement

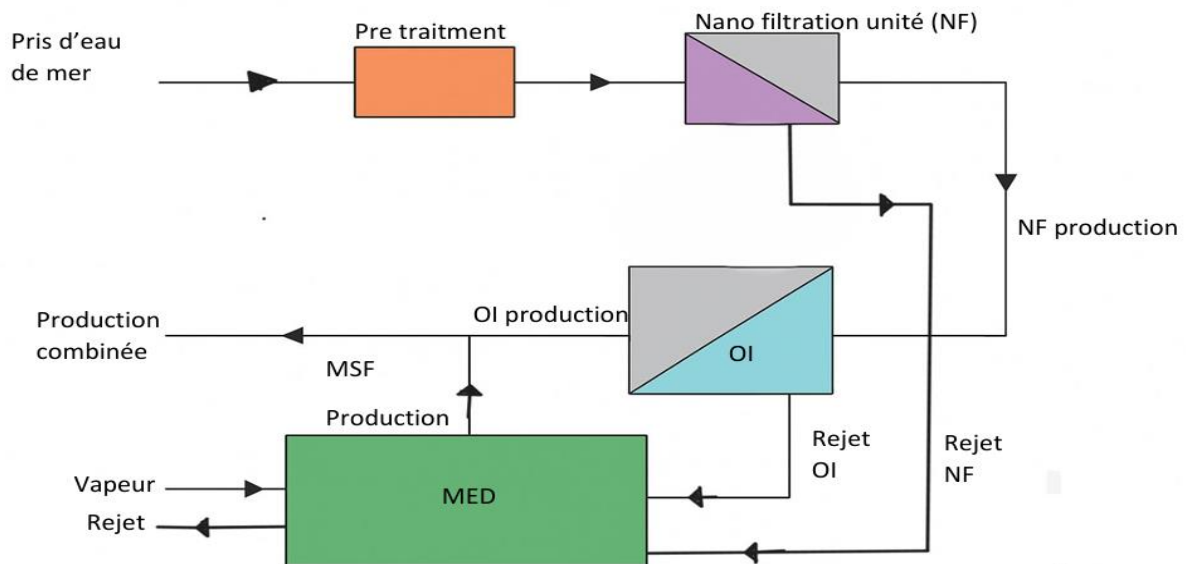


Figure V-1 : Schéma de fonctionnement de la station hybride multi-étage

V.9 Comparaison entre le système hybride et l'osmose inverse

Le tableau suivant représente la comparaison entre les deux différents procédés :

Le system	Hybride multi-étages	L'osmos invers
Le debit alimentation m ³ /j	110000	130000
Le debit product m ³ /j	60175	61079,4
Le debit reject m ³ /j	49825	74652,6
Taux de conversion %	55	45
Taux de rejet %	45	55
Concentration des rejet mg/l	212	75003
Concentration de Product mg/l	89272	127
Prison de fonctionnement bar	61,4	62,46
Consommation énergétique kwh/m ³	4,5	4,89

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons dimensionné l'unité a hybride multi- étages de la station d'El Marsa actuelle avec un débit de production de 60175 m³/j et estimé l'énergie spécifique du système en utilisant des échangeurs de pression PX. En commence par le procédé du nano filtration avec taux de conversion de 65%. Apres on fait le procédé d'osmose inverse avec un débit perméat de 32175m³/j et on finit par le procédé distillation thermique multi effet qui produit 28000 m³/j d'eau perméat. On fait ce dimensionnement de la station par ce système pour minimise la consommation d'énergie et protéger les membranes d'osmose inverse a le colmatage. Elle sera principalement équipée d'une chaîne de traitement comprenant :

- Une unité du nano filtration avec 2 étages dans et 247 lignes comprenant au total 3458 membranes.
- Une unité d'osmose inverse avec 01 étage 568 lignes (Rack) comprenant au total 2840 membranes (perméateurs).
- Une unité de distillation thermique multi effet avec 10 effets pour le dessalement.
- Un rejet de 49825 m³/j.
- Une production d'eau de 60175 m³/j.

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

- Le total des solides dissous (TDS) de l'eau traitée est de 212,62 ppm (mg/l).
- Le total des solides dissous (TDS) de la saumure est de 89272 ppm (mg/l).
- La pression motrice nette est de 61,4 bars.
- L'énergie spécifique est de 4,5 KWh/m³.

Chapitre VI

Etude technico- économiques et gestion de la station

Chapitre VI Etude technico-économiques et gestion de la station

Introduction

L'étude économique représente une étape fondamentale dans la réalisation d'un projet, puisqu'elle permet d'en apprécier la faisabilité financière. Elle constitue un outil d'aide à la décision en évaluant les avantages attendus, les coûts d'investissement ainsi que la rentabilité prévisible. Dans ce cadre, nous procéderons à l'analyse financière du projet étudié précédemment.

VI.1 Devis quantitatif et estimatif

L'estimation précise des coûts d'exploitation nécessite la prise en compte de nombreux facteurs opérationnels. Parmi ces éléments clés figurent la consommation d'énergie électrique, l'utilisation de consommables et les dépenses de maintenance, entre autres. Une compréhension approfondie et une gestion rigoureuse de ces différents postes sont essentielles pour établir un calcul fiable des dépenses d'exploitation. Cette approche globale permet d'obtenir une valeur de consommation représentative et réaliste.

VI.2 Calcul économique

Le calcul économique repose sur une quantification précise de tous les éléments pris en compte. Cette approche implique l'attribution de valeurs numériques à chaque aspect du projet, permettant ainsi d'obtenir une estimation chiffrée du coût total final.

VI.3.1 Estimation des coûts d'investissement

L'investissement total inclut le coût de la construction de l'unité ainsi que le coût de l'équipement principal et auxiliaire, et est donné par la relation suivante :

$$C_{inv} = C1 + C2 + C3 + C4 + C5$$

Avec :

C1 : Coût du prétraitement

C2 : Coût des réservoirs

C3 : Coût de la tuyauterie

C4 : Coût de l'équipement principal

C5 : Coût imprévu

VI.3.2 Coût d'investissement du prétraitement

Le coût d'investissement du prétraitement est représenté dans le tableau :

Tableau VI-I : Coût d'investissement du prétraitement

Equipement	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA))
Filtre à sable	5	2 352 655	11 763 275
Filtre à cartouches	6	1 251 980.55	751 188 330
Total			762 951 605

VI.3.3 Coût d'investissement des réservoirs

La station contient un groupe de réservoirs dont le coût est représenté dans le tableau :

Tableau VI-II : Coût d'investissement du réservoir

Equipement	Quantité m ³	Prix total (DA)
Réservoir d'eau traité	2000	40 000 000
Réservoir du rejet de saumure	737	14 740 000
Réservoir de neutralisation	89	1 780 000
Bac de stockage du CO ₂	30	195 000
Bacs de stockage de polymère	4 x 22	572 000
Réservoir Hypochlorite de sodium	25	162 500
Bacs de stockage de filtrat	1145	22 900 000
Cuve CIP	2x 28	364 000
Bac de produits chimiques	2x 10	130 000
Cellules de calcite	6x 75	9 000 000
Total		89 843 500

VI.3.4 Coût d'investissement de systèmes pompage

Le tableau résume le nombre et le type des pompes ainsi que leur coût :

Tableau VI-III : Coût d'investissement de systèmes pompage.

Type de pompe	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA))
Pompe centrifuge	20	981 669	19 633 380
Pompe d'évacuation	2	500 000	1 000 000
Pompe haute pression	5	31 000 000	155 000 000
Pompe doseuse	14	180 000	2 520 000
Total			178 153 380

VI.3.4 Coût d'investissement du système d'osmose et tris hybride

On fait deux tableaux le premier pour le système d'osmose inverse et le deuxième pour le tri hybride

Tableau VI-IV : Coût d'investissement des systèmes d'osmoseur

Total	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA))
Tubes des pression	1125	400 000	450 000 000
Membranes LG SW 400 R	5390	64 500	347655 000
Turbochargeur HPB-1000	5	51 122 100	255 610 500
Total			1 053 265 500

Tableau VI-V : Coût d'investissement des systèmes tris hybrides

Total	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA))
Tubes des pression	1125	400 000	450 000 000
Membranes ESNA1-LF2-LD	3458	46 600	161142800
Membranes LG SW 400 R	2840	64 500	183180000
Turbochargeur HPB-1000	5	51 122 100	255 610 500
EFFET DESTILATION EN MED	10	3 900 000	39 000 000
Total			1 088 933 300

Le montant de la tuyauterie et les accessoires est estimé à 20 % des coûts de pompage, de prétraitement et d'osmose inverse, ainsi que des coûts de pompage.

Donc :

$$C_{tuyauterie} = 388\,142\,237 \text{ DA}$$

En additionnant les quatre montants calculés, nous obtenons le coût total de l'investissement.

$$C_{inv} = C_{prétraitement} + C_{réservoirs} + C_{tuyauterie} + C_{équipement}$$

$$C_{inv} = 1\,999\,491\,722 \text{ DA}$$

VI.4 Coût imprévu

Le coût imprévu est de 10% du prix d'investissement :

$$C_{impr} = 0.1 \times C_{inv}$$

$$C_{impr} = 199\,491\,72,2 \text{ DA}$$

Donc le coût total de l'investissement de notre station est :

$$C_{inv} = C_{prétraitement} + C_{réservoirs} + C_{tuyauterie} + C_{membranes} + C_{sys\,pompage} + C_{imprévu}$$

$$C_{inv} = 2\,527\,973\,194,2 \text{ DA}$$

VI.4.1 Coût d'Exploitation

Le cout d'exploitation comprend le cout de consommation d'énergie, le cout du personnel et d'entretien, le cout de la consommation des produits chimiques, ainsi que le cout de changement des membranes.

VI.4.2 Coût de Consommation d'Energie

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

$$C_{en} = Q_{pt} \times 365 \times d \times f_u \times \frac{P_{fon}}{P_e \times M_e \times Y_t} \times T_e \left(\frac{1}{Y_t} - 1 \right) \times \frac{P_{en}}{3600}$$

Avec :

C_{en}: Coût de consommation d'énergie. Q_{pt}: Débit de production en m³/j.

d: Densité d'alimentation du système.

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 %.

T_e : Rendement de générateur en %.

P_{en}: Coût unitaire d'énergie en DA/KWh.

On prend :

P_{en} = 7 DA/KWh

P_{fon} = 6140 Kpas.

P_e = 0,8

M_e = 0,8

T_e = 0,8

Y_t = 60%.

d = 0.8

f_u = 0.8

C_{en} = 2 229 491,08 DA

VI.4.3 Charge du personnel

C'est le total des salaires de tout le personnel pendant une année entière.

Tableau VI-I : Montant de l'ensemble des salaires annuels.

Fonction	Nombre	Durée (mois)	Salaire par personne par mois (DA)	Salaire total (DA)
Ingénieur	8	12	80 000	640 000
Opérateur	5	12	90 000	450 000
Laborantins	4	12	65 000	260 000
Agent de sécurité	4	12	50 000	200 000
Ouvrier	10	12	45 000	450 000
Total				24 000 000

VI.4.6 Coût d'entretien

Le cout d'entretien annuel de l'ensemble de la station revient à 5% du prix d'investissement :

$$Cent = 0,05 \times C_{inv}$$

$$Cent = 155\,651\,066,01 \text{ DA}$$

VI.4.5 Coût de Consommation des produits chimique

Tableau VI-II : Coût de la consommation des produits chimiques.

Produit chimique	La consommation (Kg)	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA))
Anti-scalant	70080	1730	121238400
Hypochlorite de sodium	102229.2	145	14823234
Total			136 061 634

VI.5 Coût de Changement des Membranes

La durée de vie de la membrane est de cinq ans environ pour notre cas, et le prix unitaires de 65000 DA/module.

$$C_{cm} = \frac{Pu \times N}{N_{année}}$$

$$C_{cm} = 72839280 \text{ DA}$$

Donc le coût total d'exploitation donne comme suit :

$$C_{exp} = C_{\text{energie}} + C_{\text{charge}} + C_{\text{entretien}} + C_c + C_{cm}$$

$$C_{exp} = 230\,719\,837,2 \text{ DA}$$

VI.7 Coût Global de la station

$$CT = C_{\text{investissement}} + C_{\text{exploitation}}$$

$$CT = 2\,758\,693\,031 \text{ DA}$$

VI.6 Montant total avec la TVA

Taux de la TVA = 19%

$$\text{Montant de la TVA} = 0,19 \times C = 524\,151\,676 \text{ DA}$$

$$\text{Montant de la TTC} = CT + \text{TVA} = 3\,282\,844\,707 \text{ DA}$$

Donc le montant total de la station TTC est : **3 282 844 707 dinars Algériens.**

VI.7 Prix unitaire du mètre cube d'eau traité

$$Pr = \frac{TTC}{Q_{pt} \times N}$$

Avec :

Pr : Prix unitaire d'un mètre cube d'eau traité.

QPT : Débit journalier produit en m³/j.

TTC : Coût global de la station de dessalement toutes taxes comprises.

N : Nombre des jours d'année (365 jours).

Donc :

$$Pr = 140,46 \text{ DA}$$

Donc le prix unitaire du mètre Cube d'eau traité est 140,46 DA soit cent soixante

Seize virgule cinquante-deux dinars Algérien.

Conclusion

Notre étude révèle que le coût de production d'un mètre cube d'eau dessalé par notre installation s'élève à 140,46 DA/m³. Ce tarif s'avère compétitif comparé au prix de l'eau potable conventionnelle. Cette performance économique s'explique principalement par la faible consommation énergétique du procédé d'osmose inverse.

Ce résultat conforte notre choix technologique, validant l'efficacité de cette méthode. Par ailleurs, nous avons établi une estimation globale des coûts de réalisation et d'exploitation de l'installation. Le montant total s'élève approximativement **3 282 844 707DA** avec taxes comprises.

Conclusion générale

Cette étude, bien qu'elle ait été réalisée dans un délai limité, a permis d'atteindre plusieurs objectifs clés concernant le fonctionnement de la station de dessalement d'eau de mer d'El Marsa, située dans la wilaya d'Alger, en se concentrant particulièrement sur la performance du procédé d'osmose inverse. Nous avons d'abord présenté les diverses techniques de dessalement employées à l'échelle mondiale, en mettant l'accent sur la méthode de l'osmose inverse. Ensuite, nous avons réussi à augmenter le taux de conversion de la station de 45 % à 55 %, ce qui a permis d'accroître la production.

Expansions successives (hybride multi étage). 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 3 282 844 707DA.

Ce procédé permet l'élimination des sels, des substances organiques, ainsi qu'une partie des virus et des bactéries présents dans l'eau et de économiser l'énergie .

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

- Le débit de perméat est de 60175 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

1. Al-Mutaz, S. Ibrehim, Water Desalination, [http://faculty.ksu.edu.sa/ Almutaz/ Documents/ChE-413/Desalination_Introduction.pdf](http://faculty.ksu.edu.sa/Almutaz/Documents/ChE-413/Desalination_Introduction.pdf).
 2. Hamed, A. Osman, Evolutionary Developments of Thermal Desalination Plants in the Arab Gulf Region, pdf, Beirut Conference, (2004)
 3. Pankratz, Tom, IDA Desalination Yearbook, 2014–2015, for Global Water Intelligence, Media analytics, Ltd. Publishers, Oxford, United Kingdom, (2014).
 4. l'Algérie (Journal Officiel de la République Algérienne – Décret exécutif n° 11-219 du 20 juin 2011) et l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS) (Guidelines for Drinking-water Quality, 4e édition, actualisation 2022
 5. <http://culturesciences.chimie.ens.fr/content/le-dessalement-de-leau-de-mer-et-des-eaux>
 6. E25 - Les perspectives du dessalement d'eau de mer WIKI WATER.
 - 7.. watertechnologies. /products/electrodialysis-ed
 8. Baker, R. W. (2012). Membrane Technology and Applications. John Wiley & Sons
 9. Electrodialyse - Lenntech
 10. Osman A. Hamed, Overview of hybrid desalination systems - Current status and future prospects International Conference on Water Resources and Arid Environment, Riyadh, Saudi Arabia, 5–8 December 2004
 11. Osman A. Hamed, Takaji Akiya, Hiroshi Miyamura, Toru Kannari and Koji Harada, Development of 7 MIGD MED-TVC distiller within the context of tri-hybrid NF/RO/MED configuration World Congress/Perth Convention and Exhibition Centre (PCEC), Perth, Western Australia September 4–9, 2011; REF: IDAWC/PER11 – 184
 12. Qasim, M., Badmus, M., & Darwish, N. (2021). Desalination: Water from Water. Springer.
- World Health Organization (OMS) – Desalination for Safe Water Supply: Guidance for the Health and Environmental Aspects
13. Dessalement de l'eau de mer par congélation sur parois frios
 14. Aimar, P., P. Bacchin et A. Maurel. (2016). « Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) – Aspects théoriques : mécanismes de transfert ». Techniques de l'ingénieur, J2789, p. 1-14
 15. Jessop, P.G., D.J. Heldebrant, X. Li, C.A. Eckert et C.L. Liotta. (2005). « Green chemistry: Reversible nonpolar-to-polar solvent ». Nature, vol. 436, p. 1102
 16. Oasys Water Inc. (2018). En ligne : [http://www.oasyswater.com/solutions/ technology](http://www.oasyswater.com/solutions/technology).
 17. Mémoire IMPACTS DES REJETS DES STATIONS DE DESSALEMENT SUR LE MILIEU RECEPTEUR Mourad AMITOUCHE 2016
- Université Mohamed Khider – Biskra

Les annexes



LG Water Solutions

Data Sheet



Seawater
Reverse Osmosis (RO) Membranes
LG SW 400 R

Overview

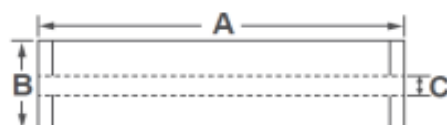
LG Chem's NanoH₂O™ seawater RO membranes, incorporated with innovative Thin Film Nanocomposite (TFN) technology, reduce the cost of desalination while delivering superior water quality. Our seawater RO membranes provide industry leading salt rejection and produce 20% more flow than membranes manufactured with conventional technologies. We continue to leverage the technological advantages of our seawater RO membranes to expand our market share, accruing more than 3,000 Million Liter per Day (MLD) projects for both new and replacement market since the establishment.

LG SW R (High Rejection) membranes offer a combination of high rejection and low energy requirements to reduce the total cost of desalination; suitable for medium to high salinity seawater applications.

Product Specifications

Active Membrane Area, ft ² (m ²)	Permeate Flow Rate, GPD (m ³ /d)	Stabilized Salt Rejection, %	Minimum Salt Rejection, %	Boron Rejection, %	Feed Spacer, mil
400 (37)	9,000 (34.1)	99.85	99.7	93	34

Test Conditions : 32,000 ppm NaCl, 5 ppm boron at 25°C (77°F), 800 psi (55 bar), pH 8, Recovery 8%.
Permeate flows for individual elements may vary +/-15%.



A, mm (in.)	B, mm (in.)	C, mm (in.)	Weight, kg (lbs.)
1,016 (40)	200 (7.9)	28.6 (1.125)	16 (35)

All dimensional information is indicative and for reference purpose only. Please contact LG Chem for detailed technical specification.

Operating Specifications

For more information and operating guidelines, visit www.lgwatersolutions.com

Max. Applied pressure	1,200 psi (82.7 bar)
Max. Chlorine concentration	< 0.1 ppm
Max. Operating temperature	45°C (113°F)
pH Range, Continuous (Cleaning)	2-11 (2-13)
Max. Feedwater turbidity	1.0 NTU
Max. Feedwater SDI (15 mins)	5.0
Max. Feed flow	75 gpm (17 m ³ /h)
Min. Ratio of concentrate to permeate flow for any element	5 : 1
Max. Pressure drop (ΔP) for each element	15 psi (1.0 bar)

The Membrane Elements performance is expressly conditioned on Buyer's storing, installing, operating, and maintaining Product in accordance with industry-accepted good practices and Seller's written instructions provided in the Seller's Technical Manual, which consists of LG Chem, Ltd [Technical Service Bulletins \("TSB"\)](#) and [Technical Applications Bulletins \("TAB"\)](#) and may be viewed and downloaded at www.lgwatersolutions.com.

The information and data contained herein are deemed to be accurate and reliable and are offered in good faith, but without guarantee of performance. LG Chem assumes no liability for results obtained or damages incurred through the application of the information contained herein. Customer is responsible for determining whether the products and information presented herein are appropriate for the customer's use and for ensuring that customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other governmental enactments. Specifications subject to change without notice. NanoH₂O is the Trademark of The LG Water Solutions or an affiliated company of LG Chem. All rights reserved. © LG Chem, Ltd.

