

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

NATIONAL HIGHER SCHOOL FOR
HYDRAULICS

"The Mujahid Abdellah ARBAOUI"



المدرسة الوطنية العليا للري

"المجاهد عبد الله عرباوي"

ⵎⵓⵔⵉⵏⵉ ⵙⵉⵎⵓⵔⵉ ⵙⵉⵎⵓⵔⵉ ⵙⵉⵎⵓⵔⵉ ⵙⵉⵎⵓⵔⵉ

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

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

Option : Réutilisation des eaux non conventionnelles

THEME :

**Etude et dimensionnement du deuxième étage de l'osmose
inverse de la station de dessalement d'El Marsa wilaya d'Alger**

Présenté par :

ALLALI SARA

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
DERNOUNI Youcef	M.A. A	Président
KHALED HOULI Samia	M.A. A	Examineur
KHEDIM ALLAH Abderrahmane	M.A. A	Examineur
TAFAT Leila	M.A. A	Examineur
HACHEMI Abdelkader	M.C. A	Promoteur

Session Septembre 2024

Remerciements

Avant tout, je tiens à exprimer ma gratitude envers Dieu pour m'avoir donné la vie, la santé et volonté nécessaire pour mener à bien ce travail.

Je souhaite exprimer mes sincères remerciements à monsieur Hachemi Abdelkader pour son aide précieuse, ces conseils avisés et le temps qu'il me consacrer tout au long de mon projet afin de m'aider à atteindre mes objectifs.

J'aimerais également exprimer ma profonde reconnaissance envers mes parents, qui ont ressenti de nombreux sacrifices pour me fournir une éducation et un avenir. Ce travail leur est tout particulièrement dédié.

Je tiens à exprimer ma gratitude à Monsieur Samy Ghezala, directeur central des travaux de dessalement de l'entreprise Cosider Canalisations, pour l'opportunité qu'il m'a offerte et pour la formation qu'il m'a prodiguée.

Je souhaite remercier chaleureusement Monsieur Madani Ali, mon encadrant à la station de dessalement d'El Marsa, ainsi que tout le personnel de l'entreprise pour leur soutien et leur collaboration.

Je souhaite exprimer ma profonde reconnaissance à Monsieur Mohamed Ali, spécialiste égyptien et expert en dimensionnement des unités d'osmose inverse, pour son aide, ses conseils, son orientation et les formations qu'il m'a dispensées.

Je suis profondément reconnaissant envers Monsieur Careem Habayeb et Monsieur Casey Bly, représentants de l'entreprise américaine FEDCO en Afrique du Nord et au Moyen-Orient, pour m'avoir fait découvrir leurs idées innovantes Bi-Turbo, ainsi que pour leurs propositions techniques et leurs explications détaillées, qui ont été essentielles à la réalisation de ce projet.

Enfin je tiens à remercier également les membres de jurys qui ont accepté d'évaluer mon travail et qui mon fait l'honneur de leur présence.

Je remercie toutes personne qui à contribuer de loin ou de près à la réalisation de ce mémoire.

Dédicaces

Rendons à César ce qui est à César"

Je dédie ce travail à toutes les personnes qui ont marqué ma vie.

À l'héroïne de ma vie, celle qui ma donner la vie et ma élevé, ma mère, pour son amour inconditionnel, son soutien constant et sa foi inébranlable en moi. Merci d'avoir été mon guide et mon inspiration tout au long de ce parcours.

À l'exemple de ma vie, mon inspiration et ma fierté, mon père, qui a tant souffert et sacrifier pour que je sois heureuse.

À ma sœur Sameh et mon frère Mohamed, vous êtes ma joie de vivre, je vous aime énormément.

À mes grands-parents, pour leur amour infini, leur soutien sans faille et les souvenirs précieux qu'ils m'ont offerts. Vous êtes les racines de ma force et les ailes de mon inspiration. Merci pour tout ce que vous avez fait pour moi.

À ma tante Fatma Zohra, dont l'amour et le soutien ont été des phares lumineux dans les moments les plus sombres. Merci d'avoir toujours cru en moi et de m'avoir accompagné avec tant de tendresse et de générosité.

À Céline, ma sœur de cœur, pour ton soutien ton amour inconditionnel. Merci d'avoir été à mes côtés dans les moments les plus difficiles et de m'avoir aidée à surmonter ma dépression malgré la distance qui nous sépare. Ta présence et ton soutien ont été des lumières dans les ténèbres. Je te serai éternellement reconnaissante.

À Amina et Wissal, mes amies d'enfance, pour les moments inoubliables que nous avons partagés et ceux que nous partagerons encore. Merci d'avoir été à mes côtés tout au long de notre adolescence et de continuer à enrichir ma vie de votre amitié précieuse. À nos futurs souvenirs ensemble.

À Fouad, je te remercie pour tous les bons et mauvais souvenirs, pour tous les moments qui ont fait de cette aventure une expérience mémorable. Je te souhaite tout le bonheur et le succès que tu mérites.

A Fifi et Nacera, mes chères cousines adorées, je vous aime mes belles.

À moi-même, car on ne l'entend pas souvent.

Sarah

ملخص:

تحلية مياه البحر باستخدام التناضح العكسي هي حل رئيسي للتخفيف من أزمة نقص المياه في الجزائر، لكنها تبقى تقنية تستهلك الكثير من الطاقة مع معدل تحويل لا يتجاوز عادة 40%. يهدف هذا العمل إلى تحسين أداء محطة التحلية في المرسى، التي تبلغ طاقتها الحالية 60,000 متر مكعب في اليوم، من خلال زيادة معدل التحويل إلى 55% باستخدام تقنية المراحل المزدوجة من التناضح العكسي. ثم تحديد أبعاد وحدة التناضح العكسي للوحدة الحالية، تلتها الوحدة الجديدة ذات المرحلتين. تم تطبيق تقنية مبتكرة، وهي طريقة "بي-توربو"، لتحسين استهلاك الكهرباء الكهربائية في المحطة من خلال تعزيز استرجاع الطاقة. أخيراً، تم إجراء تحليل مقارنة بين التكوينين، مع التركيز على تقليل تكاليف الطاقة

الكلمات المفتاحية: التناضح العكسي، المراحل المزدوجة، استهلاك الطاقة 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 55% grâce à un deuxième étage d'osmose inverse. Le dimensionnement de l'unité existante a été effectué, suivi par celui de la nouvelle configuration à double étage. Une technique innovante, la méthode Bi-turbo, 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, double étage, couts électriques

Abstract:

Reverse osmosis desalination is a key solution to mitigate the water shortage in Algeria, but it remains an energy-intensive method with a conversion rate generally below 40%. This work aims to enhance the performance of the El Marsa desalination plant, which currently has a capacity of 60,000 m³/day, by increasing the conversion rate to 55% through a second stage of reverse osmosis. The existing unit was dimensioned, followed by the new double-stage configuration. An innovative technique, the Bi-turbo method, was implemented to optimize the plant's electrical consumption by improving energy recovery. Finally, a comparative analysis of the two configurations was conducted, with a focus on reducing energy costs.

Keywords: reverse osmosis, second-stage, electrical energy

Sommaire

Remerciements	
<i>Dédicaces</i>	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des planches	
Symbole et abréviations	
Introduction générale.....	1
Chapitre I : Généralités sur le dessalement	3
I.1. Introduction	3
I.2. Les différentes eaux salines	3
I.2.1. Les eaux de mer	3
I.2.2. Les eaux saumâtres	4
I.3. Les procédés de dessalement.....	4
I.3.1. Procédés faisant intervenir à un changement de phase.....	5
I.3.1.1. Procédés de Distillation.....	5
I.3.1.2. Compression de vapeur	8
I.3.2. Les procédés de dessalement membranaires.....	8
I.3.2.1. La nanofiltration.....	9
I.3.2.2. L'électrodialyse	9
I.3.2.3. L'osmose inverse	10
I.4. Avantages et inconvénients du dessalement	11
I.4.1. Avantages	11
I.4.2. Inconvénients	11
I.5. Conclusion.....	12
Chapitre II : Procédés de dessalement par osmose inverse	14
II.1. Introduction	14
II.2. Principe de l'osmose directe et l'osmose inverse.....	14
II.3. Caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse	15
II.3.1. Pression osmotique [1]	15
II.3.2. Taux de conversion	16
II.3.3. Le taux de rétention	17
II.4. Les membranes d'osmose inverse.....	18

II.4.1. Module d'osmose inverse	18
II.4.2. Les performances des membranes	21
II.4.2.1. La sélectivité	21
II.4.2.2. Le flux transmembranaire	22
II.4.2.3. La pression transmembranaire	22
II.5. Les différents problèmes touchant les membranes	22
II.5.1. Le colmatage.....	22
II.5.2. Attaque par le chlore.....	23
II.5.3. Efficacité de nettoyage :	23
II.6. Système d'osmose inverse	23
II.6.1. Système mono-étagé.....	23
II.6.2. Système bi-étagé.....	24
II.6.3. Système à double passe	25
II.7. Les systèmes de récupération d'énergie dans une station de dessalement.....	25
II.7.1. Systèmes de récupération indirecte	26
II.7.1.1. Les turbopompes, placées en série avec la pompe haute pression :.....	26
II.7.1.2. La turbine Pelton, directement accouplée au moteur électrique entraînant la pompe HP	27
II.7.2. Systèmes de récupération d'énergie direct	27
II.7.2.1. Système ERI.....	28
II.7.2.2. Système DWEER.....	28
II.8. Conclusion.....	29
Chapitre III : Présentation de la zone d'étude	31
III.1. Introduction.....	31
III.2. Situation géographique de la station d'El Marsa :	31
III.3. Processus du dessalement dans la station d'El Marsa	32
III.3.1. Le captage de l'eau de mer.....	32
III.3.1.1. La tour de captage.....	32
III.3.1.2. La conduite de captage	33
III.3.1.3. Description du système d'acidification et de préchloration au niveau de la tour de captage.....	33
III.3.2. Le prétraitement	34
III.3.2.1. L'objectif du prétraitement	34
III.3.2.2. Le bâtiment de captage	34

III.3.2.3. Le degriilleur grossier.....	35
III.3.2.4. Le dégrillage fin.....	35
III.3.2.5. Reservoir de pompage	36
III.3.2.6. Coagulation floculation	37
III.3.2.7. Le mélangeur statique STATIFLO.....	38
III.3.2.8. La décantation.....	40
III.3.2.9. La filtration gravitaire.....	41
III.3.2.10. La déchloration	43
III.3.2.11. La microfiltration (filtration sur cartouche).....	43
III.3.2.12. Le Contrôle du chlore résiduel	44
III.3.2.13. Le contrôle du SDI	44
III.3.2.14. L'injection de l'anti scalant.....	45
III.4. L'osmose inverse.....	46
III.4.1. Principe de fonctionnement des pompes HP et les échangeurs de pression ERI	46
III.4.2. Caractéristique de la membrane	47
III.4.3. Le nettoyage chimique des membranes d'osmose inverse.....	48
III.4.5. Reservoir de neutralisation	48
III.5. Le post traitement	48
III.6. Bassin de stockage et station de pompage	50
III.7. Système de rejet de la saumure.....	51
III.8. Conclusion	52
Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station	54
IV.1. Introduction.....	54
IV.2. Utilité de Q+ LG CHEM Water Solution.....	54
IV.3. Interface et fonctionnement de Q+ (inputs/outputs)	55
IV.4. Les principaux onglets	55
IV.4.1. Les informations sur le projet (Project information)	56
IV.4.2. Barre d'outils complète (Comprehensive Toolbar) :.....	57
IV.4.3. Panneau d'entrée de conception (Design Input Panel)	57
IV.4.3.1. Donnés de l'eau d'alimentation	57
IV.4.4. Diagramme Interactif de Flux de Processus (Interactive Process Flow Diagram)	59
IV.4.5. Génération de Rapports dans Q+ (Report Generation)	59

IV.5. Dimensionnement de la station de dessalement d'El Marsa d'une capacité de 60000 m ³ /j.....	60
IV.5.1. Les étapes du dimensionnement.....	60
IV.5.1.1 Déterminer les spécifications de l'eau d'alimentation.....	60
IV.5.1.2. Déterminer le flux moyen à considérer.....	64
IV.5.1.3. Choisir les types d'éléments membranaires.....	65
IV.5.1.4. Choix du taux de conversion.....	65
IV.5.1.5. Calcul du nombre d'éléments nécessaires [15].....	66
IV.5.1.6. Calculer le nombre de tubes de pression nécessaires.....	67
IV.5.1.7. Choix des récupérateurs d'énergie.....	68
IV.5.1.8. Résultats finaux de la conception.....	70
IV.6. Application de la configuration en deux étages (augmentation de capacité de la station de dessalement).....	76
IV.6.1. Déterminer les spécifications de l'eau d'alimentation.....	76
IV.6.2. Choisir le nombre d'étages.....	76
IV.6.3. Résultats finaux à 14 °C (la température la plus basse).....	80
IV.6.4. Résultats finaux à 30 °C (la température la plus haute).....	82
IV.6.5. Choix des récupérateurs d'énergie (la technique de BITURBO).....	84
IV.6.5.1. Impact de la technique BiTurbo sur la performance des membranes.....	84
IV.6.5.2. Implémentation de la technique de Bi Turbo.....	85
IV.6.5.3. Caractéristiques et fonctionnalités des turbocompresseurs.....	87
IV.6.5.4. Proposition technique de l'entreprise FEDCO.....	88
IV.6.5.5. Explication Détaillée du Processus Multi Stage Multi Turbo (MSMT) de FEDCO pour le Dessalement d'Eau de Mer par Osmose Inverse.....	93
IV.6.5.6. La Consommation d'énergie spécifique du système.....	95
IV.6.5.7. Comparaison entre le prix des turbocompresseurs BITURBO de l'entreprise FEDCO et les échangeurs PX Q300 de l'entreprise ERD.....	98
IV.6.5.8. Avantages de la technique Multi Stage Multi Turbo (MSMT) de FEDCO.....	99
IV.7. Conclusion.....	100
Chapitre V : Devis estimatif pour la station de dessalement.....	102
V.1. Introduction.....	102
V.2. Devis quantitatif et estimatif.....	102
V.3. Calcul économique.....	102
V.3.1. Estimation des coûts d'investissement.....	102

V.3.1.1. Coût d'investissement du prétraitement.....	103
V.3.1.2. Coût d'investissement des réservoirs	103
V.3.1.3. Coût d'investissement du système d'osmose	104
V.3.1.4. Coût d'investissement de systèmes pompage	104
V.3.1.5. Coût imprévu.....	105
V.3.2. Coût d'Exploitation.....	105
V.3.2.1. Coût de Consommation d'Energie	105
V.3.2.2. Charge du personnel.....	107
V.3.2.3. Coût d'entretien.....	107
V.3.2.4. Coût de Consommation des produits chimique.....	108
V.3.2.5. Coût de Changement des Membranes	108
V.3.3. Coût Global de la station.....	108
V.3.4. Montant total avec la TVA	109
V.3.5. Prix unitaire du mètre cube d'eau traité	109
V.4. Conclusion	110
Chapitre VI : l'impact de dessalement des eaux de mers sur l'environnement.....	112
VI.1. Introduction.....	112
VI.2. Origine et type de rejets	112
VI.2.1. Rejets atmosphériques.....	112
VI.2.2. Rejets chimiques	112
VI.2.3. Rejets de saumure concentrée	113
VI.3. Impacts des rejets de dessalement	113
VI.3.1. Effets dus aux additifs antitartres	113
VI.3.2. Effets des additifs antisalissure	113
VI.3.3. Impact de bruit	113
VI.3.4. La consommation énergétique par rapport aux autres alternatives de ressources en eau potable.....	114
VI.3.5. Effets dus au prélèvement d'eau de mer	114
VI.3.6. Impacts des rejets de saumures sur l'écosystème marin	114
VI.4. Méthode pour l'élimination de la saumure	115
VI.4.1. Mélange.....	116
VI.4.2. Dilution	116
VI.5. Techniques pour minimiser les impacts de dessalement pour l'environnement... 116	
VI.5.1. Déversement dans les égouts sanitaires	116

VI.5.2. Injection en puits profond	117
VI.5.3. Bassin d'évaporation.....	117
VI.5.4. Irrigation par aspersion	118
VI.5.5. Rejet sans liquide (Zero Liquid Discharge ZLD)	118
VI.6. Autres Applications bénéfiques de la saumure	119
VI.7. Conclusion	120
Conclusion générale	122
Références bibliographiques.....	123
Les annexes.....	124

Liste des tableaux

Chapitre II : Procédés de dessalement par osmose inverse

Tableau II. 1: Les différents modules d'osmose inverse	19
Tableau II. 2: Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse.....	20

Chapitre III : Présentation de la zone d'étude

Tableau III. 1: caractéristiques opérationnelles de dégrilleur grossier [14].....	35
Tableau III. 2: caractéristiques du dégrilleur grossier	36
Tableau III. 3: caractéristiques des pompes de réservoir de pompage	37
Tableau III. 4: Le dosage des produits chimiques au niveau de la chambre de coagulation-floculation.....	38
Tableau III. 5: Mélangeurs statiques installés dans la SDEM EL MARSА	39
Tableau III. 6: les caractéristiques du décanteur.....	40
Tableau III. 7: caractéristique de filtre à sable bicouches.....	42
Tableau III. 8: spécification de produit.....	47
Tableau III. 9: spécifications de fonctionnement.....	47
Tableau III. 10: les caractéristiques de station de pompage de l'eau traitée.....	50
Tableau III. 11: système de rejet de la saumure.....	51

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

Tableau IV. 1: Conditions du Site de Référence (CSR) SDEM EL MARSА	61
Tableau IV. 2: Paramètres de l'eau de mer	62
Tableau IV. 3: Les débits de conceptions de la station d'El Marsa.....	66
Tableau IV. 4: récapitulation des résultats de la simulation avec logiciel Q+.....	75
Tableau IV. 5: Les nouveaux débits de conceptions sont les suivants :	77

Chapitre V : Devis estimatif pour la station de dessalement

Tableau V. 1: Coût d'investissement du prétraitement.....	103
Tableau V. 2: Coût d'investissement du réservoir.....	103
Tableau V. 3: Coût d'investissement des systèmes d'osmoseur.	104
Tableau V. 4: Coût d'investissement de systèmes pompage.	104
Tableau V. 5: Montant de l'ensemble des salaires annuels.....	107
Tableau V. 6: Coût de la consommation des produits chimiques.....	108

Liste des figures

Chapitre I : Généralités sur le dessalement

Figure I. 1: Classification des procédés de dessalement (DARDOUR, 2007).....	5
Figure I. 2: Schéma de principe d'une unité d'évaporation simple-effet avec compression de vapeur (Eduscol ,2003).....	6
Figure I. 3: Schéma de principe d'un système d'évaporateurs multiples effets (MED) (Eduscol,2003).....	7
Figure I. 4: Principe de fonctionnement d'un système par détentes successives (MSF) à 3 étage (Eduscol,2003)	8
Figure I. 5: Schéma de distillation par compression de vapeur (encyclopédie d'énergie, 2016).....	8
Figure I. 6: Principe de dessalement d'une eau saline par électrodialyse (DANIS, 2003)	10
Figure I. 7: Principe de l'osmose inverse (RENAUDIN, 2003)	11

Chapitre II : Procédés de dessalement par osmose inverse

Figure II. 1: Osmose directe et osmose inverse (Polymem, 2024)	14
Figure II. 2: Classification des membranes d'osmose inverse [11].....	18
Figure II. 3: Configuration d'osmose inverse mono-étagée (Lenntech).....	24
Figure II. 4: Configuration d'osmose inverse à deux étages (Lenntech).....	24
Figure II. 5: Configuration d'osmose inverse à double passe (Momento Degremont Suez)	25
Figure II. 6: Schéma de la récupération énergétique par turbopompe (encyclopédie de lenergie,2016).....	26
Figure II. 7: Système de récupération énergétique par la turbine Pelton (encyclopédie de lenergie,2016).....	27
Figure II. 8: Système de récupération énergétique par l'échangeur ERI [12]	28
Figure II. 9: Système de récupération énergétique par l'échangeur DWEER (encyclopédie de lenergie,2016)	28

Chapitre III : Présentation de la zone d'étude

Figure III. 1: Situation géographique de la station de dessalement El Marsa (Google Earth).....	31
Figure III. 2: La tour de captage (élaboré par l'etudiante)	33
Figure III. 3: Le bâtiment de captage (élaboré par l'etudiante).....	34

Figure III. 4: Reservoir de pompage (élaboré par l'étudiante).....	37
Figure III. 5: Le mélangeur statique STATIFLO (B2B PLAST,2021)	39
Figure III. 6: Filtres à cartouches et cartouches filtrantes (élaboré par l'étudiante).....	44
Figure III. 7: L'appareil de mesure de SDI (élaboré par l'étudiante)	44
Figure III. 8: Les capteurs pH, Température, conductivité, l'ORP et la turbidité de l'eau microfiltrée (élaboré par l'étudiante)	45

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

Figure IV. 1: Fenêtre initiale du logiciel Q+ (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	55
Figure IV. 2: Fenêtre initiale du logiciel Q+ (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	56
Figure IV. 3: Project Information (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	56
Figure IV. 4: Water Profil (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	58
Figure IV. 5: Les différents types d'eau d'alimentation proposé par Q+ (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	58
Figure IV. 6: Design report (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	60
Figure IV. 7: Fenêtre remplie de Projet Information (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	61
Figure IV. 8: Composition chimique de l'eau d'alimentation (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	63
Figure IV. 9: La source d'eau d'alimentation (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	64
Figure IV. 10: Conception d'un rack sans récupération d'énergie (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	69
Figure IV. 11: Conception d'un rack avec installation d'un récupérateur d'énergie Isobaric ERD (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	69
Figure IV. 12: Rapport des résultats de la simulation de 14 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	72
Figure IV. 13 : Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de 14 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea WaterSolution,2024.....	76
Figure IV. 14: Rapport des résultats de la simulation de 30 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	74

Figure IV. 15 : Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de 30 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024).....	79
Figure IV. 16: Nombre d'étages en traitement d'eau de mer (Manuel technique Film Tech,2014).....	76
Figure IV. 17: Conception d'un rack avec une configuration de deux étages à 14°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	79
Figure IV. 18: Conception d'un rack avec une configuration de deux étages à 30°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)	79
Figure IV. 19: Rapport des résultats de la simulation de la configuration de deux étages à 14°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)	81
Figure IV. 20 : Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de la configuration de deux étages à 14°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)	88
Figure IV. 21: Rapport des résultats de la simulation de la configuration de deux étages à 30°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)	83
Figure IV. 22 : Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de la configuration de deux étages à 30°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)	91
Figure IV. 23 : La performance des membranes dans le cas d'un seul étage et dans le cas des deux étages (FEDCO ,2022)	85
Figure IV. 24: Cas de maintien de la production de perméat constante réduire l'ampleur des travaux de génie civil (FEDCO ,2022).....	86
Figure IV. 25: Cas de l'augmentation de la production de perméat et l'ampleur des travaux de génie civil reste la même (FEDCO ,2022).....	86
Figure IV. 26: Vanne du turbocompresseur ouverte (FEDCO Proposal, 2024)	88
Figure IV. 27: Vanne du turbocompresseur fermé (FEDCO Proposal, 2024).....	88
Figure IV. 28: Matériaux de Fabrication de la pompe MSD-65005 (FEDCO Proposal, 2024).....	89
Figure IV. 29: Emplacement de la Pompe HP dans le Système BiTurbo (FEDCO Proposal, 2024).....	89
Figure IV. 30: Matériaux de Fabrication du turbocompresseur HPB-1000 (FEDCO Proposal, 2024).....	91
Figure IV. 31: Emplacement du turbocompresseur HPB-1000 dans le Système BiTurbo.	91
Figure IV. 32: Matériaux de Fabrication du turbocompresseur HPB-700 (FEDCO Proposal, 2024).....	92

Figure IV. 33: Emplacement du turbocompresseur HPB-700 dans le Système BiTurbo (FEDCO Proposal, 2024)	93
Figure IV. 34: Représentation des pressions du système BITURBO de la station d'El Marsa (FEDCO, 2022)	95
Figure IV. 35: Représentation graphique de l'énergie spécifique en fonction de la capacité de production d'un rack (FEDCO, 2022)	96

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 : Schéma de rénovation de l'unité d'osmose inverse de la station de dessalement

Symbole et abréviations

AEP : Alimentation en Eau Potable

CIP : Cleaning In Place

ERI : Energy Recovery Inc

DWEER : Dual Work Exchanger Energy Recovery

HMT : Hauteur Manométrique Totale

HP : Pompe haute pression

kWh: Kilowattheure

MED: Multi Effects Distillation

MENA: Middle East and North Africa

MES : Matières En Suspension

MLD : minimum liquids discharge

MSF: Multi Stage Flash

MSMT: Multi Stage Multi Turbo

NTU: Nephelometric Turbidity Unit **OD**: Osmose Direct

OI : Osmose Inverse

ORP : Potentiel d'oxydo-réduction

PH : Potentiel hydrogène

Ppm : partie par million

PX : Echangeur de pression

SDI : Silt Density Index

SMBS : Métabisulfite de sodium

TDS: Total Dissolved Solids

VCD: Vapor Compression Distillation

ZLD : Zero Liquid Discharge

Introduction

générale

Introduction générale

L'eau douce est une ressource vitale pour notre quotidien, mais sa disponibilité mondiale diminue en raison de la croissance démographique et du changement climatique. Pour répondre à la demande en eau douce dans les régions où les réserves sont insuffisantes, le dessalement de l'eau de mer est souvent présenté comme une solution alternative lorsque les ressources conventionnelles sont épuisées.

Au cours des dernières années, l'Algérie a mis en place un programme ambitieux d'installation de stations de dessalement par osmose inverse pour faire face aux problèmes d'approvisionnement en eau, exacerbés par une forte croissance démographique. Cependant, étant donné le coût élevé de ces installations, il est proposé d'étendre les stations existantes afin d'augmenter la production d'eau potable sans avoir à construire de nouvelles stations dans les mêmes régions.

Ce travail est structuré en cinq chapitres :

- Le premier chapitre explique les différents procédés de dessalement de l'eau de mer, y compris les procédés de distillation et les procédés membranaires.

- Le deuxième chapitre détaille le procédé d'osmose inverse.

- Le troisième chapitre est consacré à une présentation détaillée de la station de dessalement d'El Marsa, en commençant par le captage de l'eau de mers et en terminant par le rejet de la saumure.

- Le quatrième chapitre est dédié à la description et à la présentation du logiciel Q+ de LG Chem Water Solution, ainsi qu'au dimensionnement de la station d'El Marsa actuelle qui produit 60 000 m³/j avec la configuration à un seul étage. Il propose également d'augmenter son taux de conversion des unités d'osmose inverse de la station en utilisant la technique de double étage.

Le cinquième chapitre est dédié au calcul du devis estimatif de la station de dessalement, tandis que le dernier chapitre sera consacré à la présentation de diverses solutions et techniques visant à gérer et à réduire l'impact du rejet de saumure dans la mer.

Chapitre I : **Généralités** **sur le** **dessalement**

Chapitre I : Généralités sur le dessalement

I.1. Introduction

Le dessalement est un processus qui permet de séparer l'eau des sels contenus dans une eau brute, qui peut être d'origine marine ou continentale saumâtre. L'objectif principal de ce procédé est d'obtenir de l'eau douce potable, une ressource qui ne représente que 3 % de toute l'eau présente sur la planète Terre. Les eaux de mer constituent la plus grande réserve d'eau disponible, presque inépuisable, ce qui a encouragé le développement de diverses techniques de dessalement.

I.2. Les différentes eaux salines

Les problèmes de dessalement concernant principalement deux catégories d'eau salée :

1. L'eau de mer.
2. Les eaux saumâtres.

I.2.1. Les eaux de mer

La salinité des mers ouvertes sur les masses océaniques est de l'ordre de 35 g/l et c'est cette valeur qui est considérée comme salinité standard de l'eau de mer. Des variations plus ou moins importantes autour de cette valeur moyenne existent en fonction du bilan précipitations-évaporation. La salinité peut être très différente dans le cas des mers fermées ou peu ouvertes sur les masses océaniques.

1. -Mer Méditerranée : 36 à 39 g.L-1,
2. -Mer Rouge : environ 40 g.L-1,
3. -Mer Caspienne : 13 g.L-1,
4. -Mer Morte : 270 g.L-1,
5. -Golfe Arabo-Persique : 36 à 39 g.L-1.

Toutefois, dans le cas des mers ouvertes, la proportion des différents sels en présence est relativement constante. En particulier, la somme des ions chlorures et sodium représente environ 85 % du poids total des sels. En revanche, dans les mers fermées ou les lacs salés, la concentration par évaporation à partir d'apport d'eaux de surface faiblement salées mais relativement différentes de celle de l'eau de mer, conduit quelquefois à des compositions ioniques très particulières.[1]

I.2.2. Les eaux saumâtres

On désigne par eau saumâtre une eau salée non potable dont la teneur en sels se situe entre 1 et 10 grammes par litre. Ces eaux peuvent être de surface, mais elles sont plus souvent souterraines et se chargent en sels en dissolvant certains minéraux présents dans les sols qu'elles traversent. Leur composition varie en fonction de la nature des sols traversés et de la vitesse de circulation dans ces sols. Les principaux sels dissous incluent le CaCO_3 , le CaSO_4 , le MgCO_3 et le NaCl .

D'autres facteurs influencent également la composition de ces eaux, notamment :

1. La vitesse de circulation de l'eau et, par conséquent, le temps de contact : les solutés déjà présents (la solubilité variant avec la force ionique) peuvent ainsi permettre à des eaux chlorurées et gypseuses de contenir des quantités de sulfate de calcium bien supérieures à la solubilité du sulfate de calcium dans l'eau pure (comme c'est le cas pour certaines eaux souterraines au Qatar).
2. Le phénomène d'évaporation (directe ou par évapotranspiration), principalement lié aux conditions climatiques, mais aussi à la profondeur du niveau piézométrique des nappes phréatiques (influencé par les pratiques d'irrigation).

I.3. Les procédés de dessalement

Les technologies actuelles de dessalement sont classées en deux grandes catégories, selon le principe appliqué [2].

1. Les procédés membranaires comme l'osmose inverse et l'électrodialyse.
2. Les procédés thermiques faisant intervenir un changement de phase comme la congélation et la distillation.
3. Il existe des autres techniques de dessalement mais ils sont généralement très compliqués et non commercialisés comme les procédés chimiques.

En fait la totalité des installations actuellement en service fait appel à deux grandes familles de procédés : les procédés par évaporation et les procédés de séparation par membranes qui sont plus récents. [3]

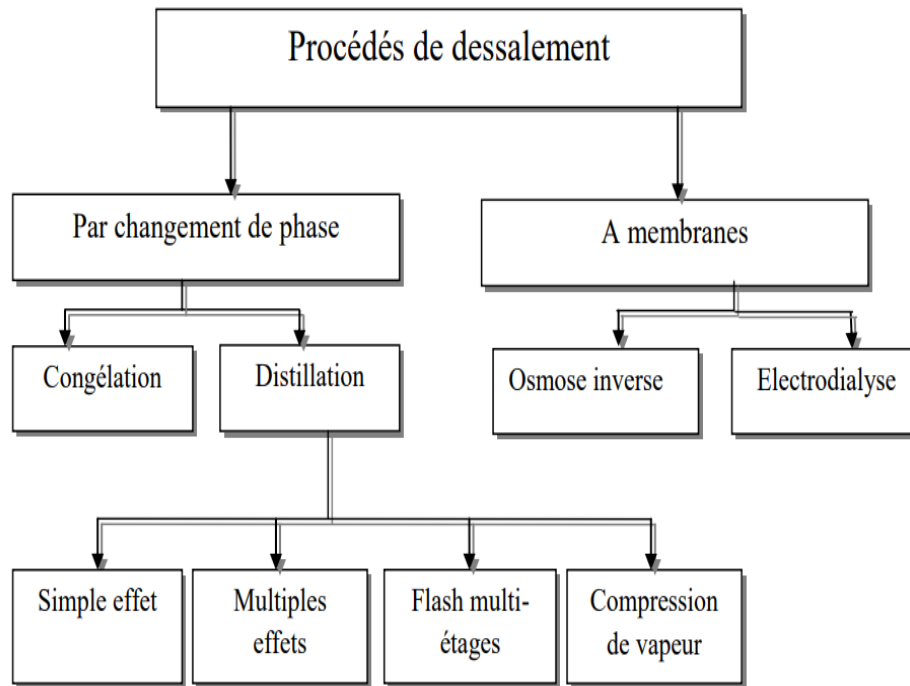


Figure I. 1: Classification des procédés de dessalement (DARDOUR, 2007)

I.3.1. Procédés faisant intervenir à un changement de phase

I.3.1.1. Procédés de Distillation

Dans les procédés de distillation, il s'agit de chauffer l'eau de mer pour en vaporiser une partie. La vapeur ainsi produite ne contient pas de sels, il suffit alors de condenser cette vapeur pour obtenir de l'eau douce liquide. Il s'agit en fait d'accélérer le cycle naturel de l'eau. En effet l'eau s'évapore naturellement des océans, la vapeur s'accumule dans les nuages puis l'eau douce retombe sur terre par les précipitations. Ce principe de dessalement très simple a été utilisé dès l'Antiquité pour produire de très faibles quantités d'eau douce sur les bateaux.

L'inconvénient majeur des procédés de distillation est leur consommation énergétique importante liée à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. En effet pour transformer un kg d'eau liquide en 1 kg d'eau vapeur à la même température il faut environ 2250 kilojoules (si le changement d'état se fait à 100°C). Afin de réduire la consommation d'énergie des procédés industriels, des procédés multiples effets qui permettent de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation ont été mis au point.

Deux procédés se partagent le marché du dessalement thermique : le procédé de distillation à détente étagée (Multi-Stage Flash distillation MSF) et le procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effet distillation MED).[4]

Son principe est simple : il reproduit le cycle naturel de l'eau.

1. Dans une enceinte fermée, un serpentin de réchauffage porte à ébullition l'eau de mer.
2. La vapeur produite se condense au contact d'un deuxième serpentin alimenté par l'eau de mer froide.
3. Un groupe électropompe soutire l'eau condensée ; un deuxième l'eau de mer concentrée ou saumure [5].

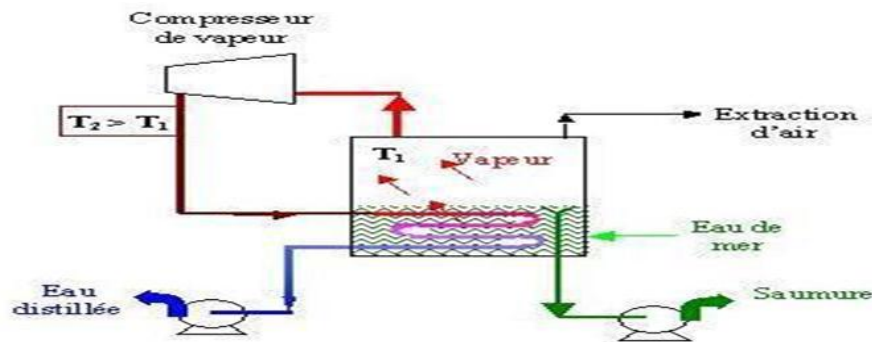


Figure I. 2: Schéma de principe d'une unité d'évaporation simple-effet avec compression de vapeur (Eduscol ,2003)

I.3.1.1.1. Le procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effet distillation MED)

Le procédé de dessalement thermique MED (Distillation à Effets Multiples) repose sur l'utilisation de plusieurs récipients, appelés effets, disposés en série, chacun diminuant progressivement la pression ambiante. Généralement, les systèmes MED sont composés de 8 à 16 effets, ce qui permet de réduire la consommation d'énergie. L'eau d'alimentation est répartie à l'extérieur des tubes d'évaporation sous forme d'un film mince pour favoriser une ébullition et une évaporation rapides. La vapeur générée par l'évaporation se condense sur les surfaces internes plus froides, et cette chaleur latente est utilisée pour réchauffer la saumure restante à des températures et pressions décroissantes dans chaque effet ultérieur, sans nécessiter d'apport de chaleur supplémentaire après le premier effet. Ainsi, l'eau peut bouillir à plusieurs reprises, et la vapeur produite à chaque effet est employée pour chauffer

l'eau d'alimentation de l'effet suivant, ce qui diminue la consommation globale d'énergie et les coûts énergétiques par rapport aux procédés MSF.

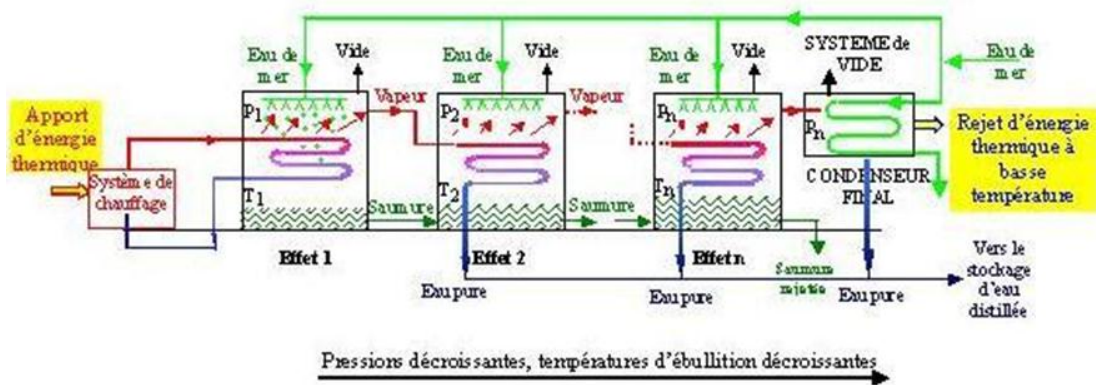


Figure I. 3: Schéma de principe d'un système d'évaporateurs multiples effets (MED) (Eduscol,2003)

I.3.1.1.2. Le procédé de distillation à détente étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF) :

Dans le processus MSF, l'eau d'alimentation saline est chauffée dans un soi-disant chauffeur de saumure. L'eau n'est pas autorisée à bouillir, ce qui réduit le risque de formation de tartre. Ce chauffage est généralement effectué en condensant de la vapeur sur une batterie de tubes qui traverse le récipient, ce qui chauffe à son tour l'eau saline. L'eau chauffée (à la température d'ébullition, sous pression) passe ensuite dans un autre récipient (une étape) où la pression ambiante est suffisamment faible pour provoquer un changement de phase immédiat d'une partie de l'eau, presque en explosant ou en éclatant en vapeur. En général, seule une petite partie de l'eau est convertie en vapeur, en fonction de la pression maintenue dans cette étape, car l'éclatement se poursuivra jusqu'à ce que l'eau restante refroidisse (en fournissant la chaleur de vaporisation) à la température d'ébullition à la pression ambiante. [6]

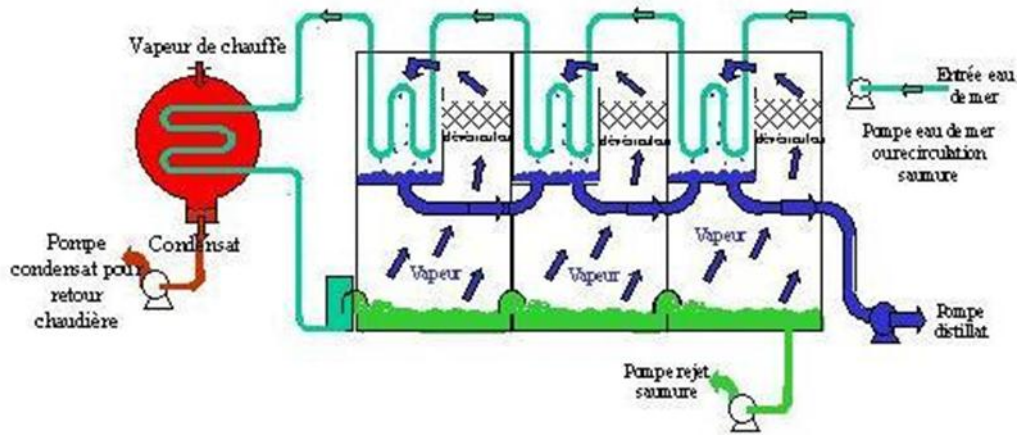


Figure I. 4: Principe de fonctionnement d'un système par détonations successives (MSF) à 3 étages (Eduscol,2003)

I.3.1.2. Compression de vapeur

Les systèmes de compression de vapeur (VCD) fonctionnent en compressant la vapeur d'eau, ce qui provoque sa condensation sur une surface de transfert de chaleur telle qu'un tube. Cette condensation permet le transfert de chaleur vers la saumure présente de l'autre côté de la surface, ce qui entraîne la vaporisation de celle-ci. Le compresseur est la principale source d'énergie nécessaire au fonctionnement du système. Il augmente la pression du côté de la vapeur et abaisse la pression du côté de la saumure de l'eau d'alimentation, ce qui a pour effet d'abaisser la température d'ébullition de cette dernière.

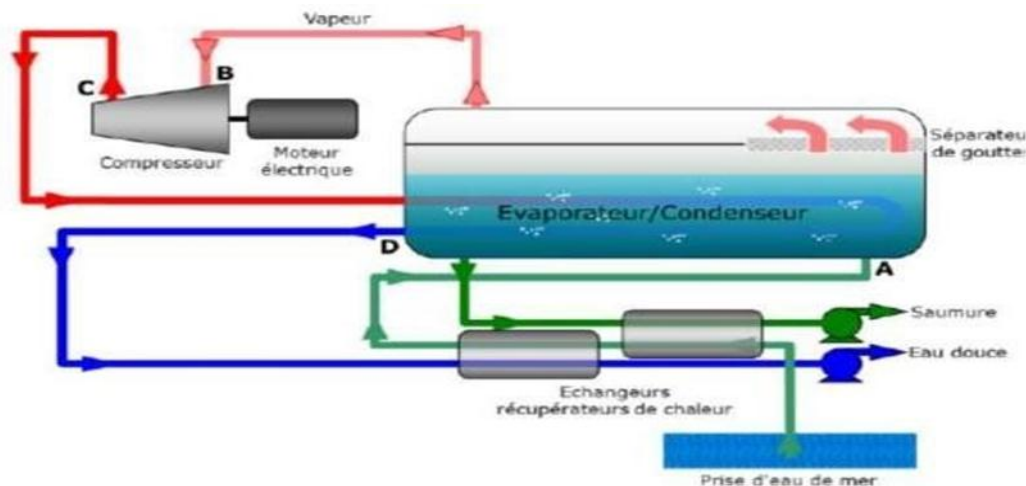


Figure I. 5: Schéma de distillation par compression de vapeur (encyclopédie d'énergie, 2016)

I.3.2. Les procédés de dessalement membranaires

Les membranes ont la propriété de distinguer et de séparer de manière sélective les sels dissous dans l'eau. En exploitant cette propriété de manière différente dans chaque cas,

deux procédés de dessalement de l'eau par membrane ont été développés : l'électrodialyse (ED), l'osmose inverse (OI).

I.3.2.1. La nanofiltration

Les membranes de nanofiltration permettent de supprimer les ions bivalents (calcium, magnésium, sulfate) et les matières organiques, les bactéries et les virus, tout en permettant le passage des ions monovalents (sodium, chlorure). La nanofiltration est donc particulièrement bénéfique pour éliminer des substances contaminantes particulières qui ne peuvent pas être efficacement éliminées par d'autres types de membranes de filtration, tels que l'osmose inverse.

I.3.2.2. L'électrodialyse

L'électrodialyse est une technique de dessalement électro-membranaire qui permet de séparer les sels dissous dans l'eau saline en les faisant migrer à travers des membranes sélectives sous l'effet d'un champ électrique. Les ions d'un sel dissous dans l'eau, tels que le chlorure de sodium, se déplacent sous l'effet d'un champ électrique créé par deux électrodes immergées dans le liquide. Les ions positifs ou cations (Na^+) sont attirés par l'électrode négative (ou cathode) tandis que les ions négatifs (Cl^-) sont attirés par l'électrode positive.

Dans le procédé d'électrodialyse, des membranes filtrantes sont intercalées alternativement, soit imperméables aux anions et perméables aux cations, soit imperméables aux cations et perméables aux anions. Cela permet d'obtenir une série de compartiments à forte concentration de sels et d'autres à faible concentration.

L'électrodialyse est particulièrement adaptée aux eaux saumâtres dont la salinité est relativement faible, inférieure à celle de l'eau de mer.

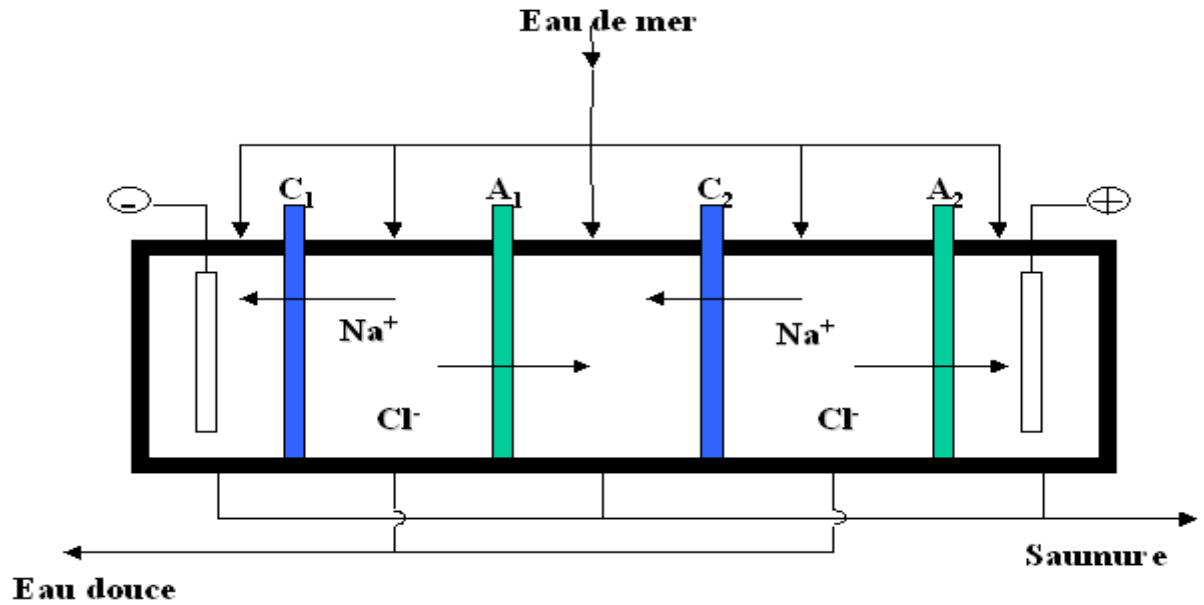


Figure I. 6: Principe de dessalement d'une eau saline par électrodialyse (DANIS, 2003)

I.3.2.3. L'osmose inverse

L'osmose inverse (OI) est une technique de déminéralisation basée sur l'utilisation de membranes, utilisée pour séparer les solides dissous, tels que les ions, d'une solution (la plupart des applications concernent des solutions à base d'eau. Les membranes agissent généralement comme des barrières perm-sélectives, c'est-à-dire qu'elles permettent à certaines espèces (comme l'eau) de traverser sélectivement tout en retenant sélectivement d'autres espèces dissoutes (comme les ions).

Une pression appliquée, supérieure à la pression osmotique, est exercée sur le compartiment qui contenait initialement la solution à forte concentration. Cette pression force l'eau à traverser la membrane dans le sens inverse de celui de l'osmose. L'eau passe maintenant du compartiment contenant la solution à forte concentration vers celui contenant la solution à faible concentration. De cette manière, l'eau relativement pure traverse la membrane dans un compartiment tandis que les solides dissous sont retenus dans l'autre compartiment. Ainsi, l'eau dans l'un des compartiments est purifiée ou déminéralisée, et les solides dans l'autre compartiment sont concentrés ou déshydratés.[7]

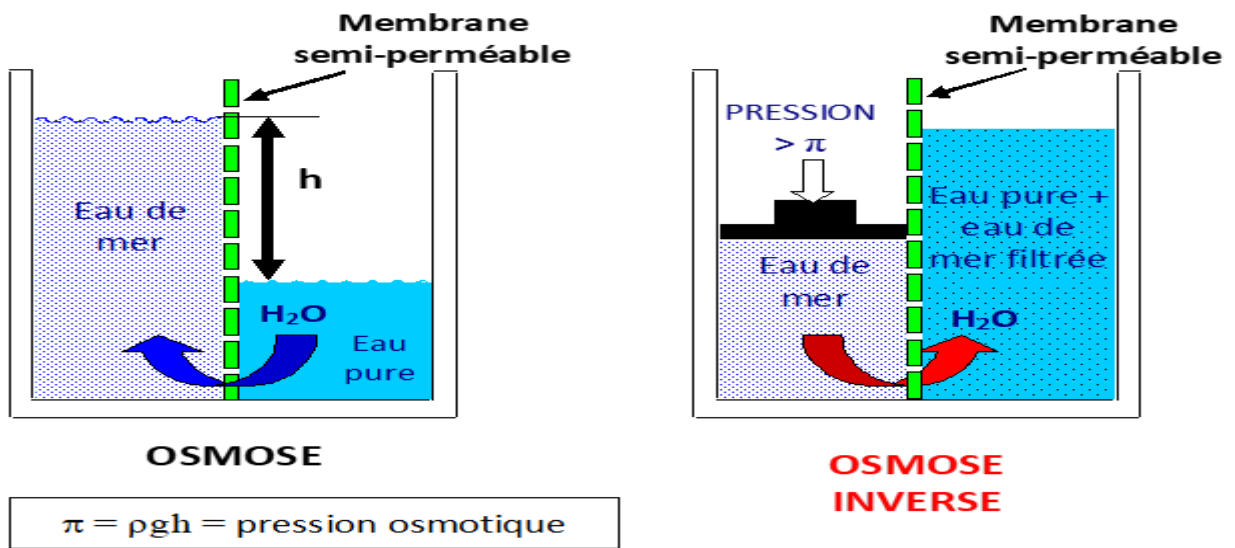


Figure I. 7: principe de l'osmose inverse (RENAUDIN, 2003)

I.4. Avantages et inconvénients du dessalement

I.4.1. Avantages

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

1. D'une part, il peut s'avérer très utile dans les situations d'urgence, lorsque les réserves d'eau ont subi des infiltrations d'eau salée, à la suite, par exemple, de marées salines, comme cela s'est produit récemment avec les tsunamis en Asie.
2. D'autre part, l'irrigation à base d'eau dessalée est bénéfique pour l'environnement car elle permet une salinisation réduite du sol [8]

I.4.2. Inconvénients

Bien que le dessalement de l'eau de mer offre une solution pour satisfaire les besoins en eau douce, chaque méthode employée présente certains inconvénients :

1. Besoins énergétiques importants.
2. Utilisation de produits chimiques pour nettoyer les membranes.
3. Des quantités résiduelles de métaux lourds s'échappent des installations.
4. Un volume d'eau produit insuffisant comparé au volume d'eau de mer prélevé.
5. La détérioration de l'environnement marin causée par l'extraction et le rejet d'eau contenant une concentration très élevée de sels (rejet de concentrats)

I.5. Conclusion

Toutes les méthodes de dessalement se sont révélées particulièrement intéressantes en termes de performance et de rentabilité, notamment grâce aux avancées techniques des dix dernières années qui ont entraîné une baisse significative des coûts de dessalement et une augmentation globale de la capacité des usines de dessalement. La transformation de millions de km³ d'eau de mer en eau potable a toujours été une perspective attrayante pour l'humanité, et grâce à toutes ces nouvelles techniques, les procédés sont désormais possibles et rentables.

Cependant, il est maintenant redouté que ces usines de dessalement portent gravement atteinte à l'environnement. Il nous appartient donc d'utiliser le dessalement avec prudence et discernement, uniquement dans les situations où le dessalement peut répondre à un besoin réel en eau tout en restant rentable et en minimisant les risques pour l'environnement.

Chapitre II :
Procédés de
dessalement
par osmose
inverse

Chapitre II : Procédés de dessalement par osmose inverse

II.1. Introduction

L'osmose inverse est un procédé de déminéralisation qui utilise une membrane semi-perméable pour séparer les solides dissous d'un liquide. Cette membrane permet le passage du liquide et de certains ions, mais retient la majorité des solides dissous. Bien que de nombreux solvants puissent être utilisés, l'application principale de l'osmose inverse concerne les systèmes à base d'eau. Pour saisir le fonctionnement de l'osmose inverse, il est important de comprendre le processus naturel de l'osmose. Ce chapitre aborde les principes fondamentaux de l'osmose et de l'osmose inverse.

II.2. Principe de l'osmose directe et l'osmose inverse

Pour comprendre le phénomène d'osmose inverse, il est important de commencer par expliquer le phénomène inverse, à savoir l'osmose.

L'osmose est un processus naturel qui consiste à laisser passer un solvant à travers une membrane du milieu le moins concentré vers le plus concentré. Si l'on considère un système à deux compartiments séparés par une membrane semi-perméable et contenant deux solutions de concentrations différentes, l'osmose se manifeste par un flux d'eau dirigé de la solution la moins concentrée vers la solution la plus concentrée. Le flux s'arrête une fois que la concentration est uniforme de part et d'autre de la membrane.

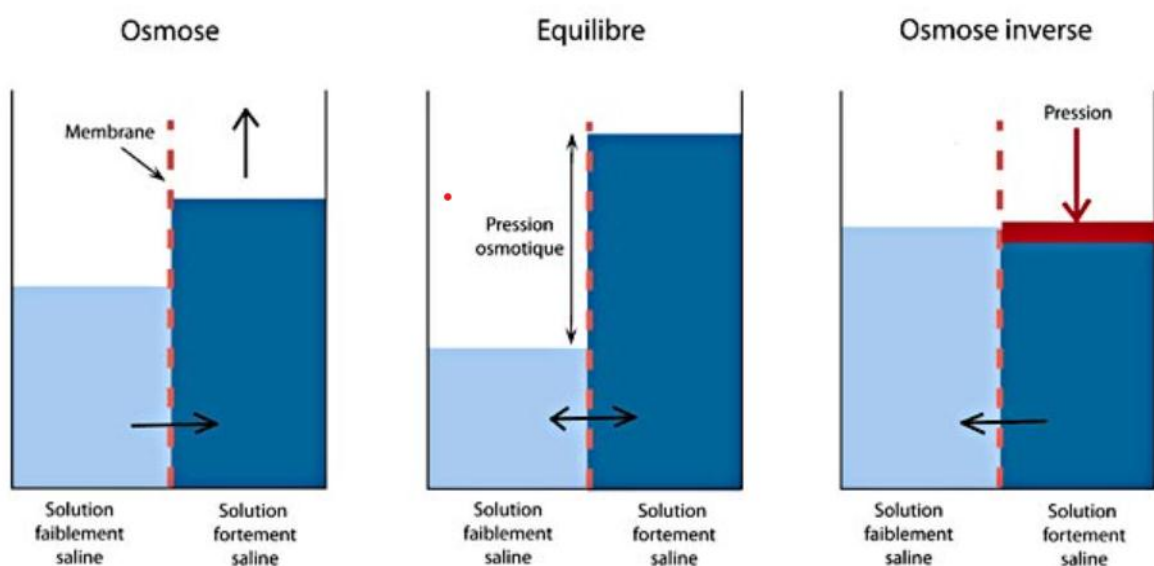


Figure II. 1: Osmose directe et osmose inverse (Polymem, 2024)

Si l'on applique une pression P sur la solution la plus concentrée, la quantité d'eau transférée par osmose va diminuer. En augmentant la pression, il est possible d'atteindre un point où le flux d'eau s'annule complètement et où il n'y a plus de transfert de part et d'autre de la membrane semi-perméable. Cette pression est appelée pression osmotique π .

Le phénomène d'osmose inverse se produit en appliquant une pression supérieure à la pression osmotique π sur la solution la plus concentrée. Cela permet d'inverser le flux d'eau et de le diriger dans le sens inverse du flux osmotique naturel.

II.3. Caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse

Pour étudier le phénomène d'osmose inverse, la connaissance de certains paramètres clés est nécessaire :

II.3.1. Pression osmotique [1]

En première approximation, la pression osmotique peut être calculée en assimilant le comportement des molécules du soluté à celle de molécules gazeuses.

Dans le cas d'une solution diluée, on peut appliquer la loi des gaz parfaits :

$$\pi V = nRT$$

π : pression osmotique

V : volume de la solution

n : nombre de moles de soluté

R : constante des gaz parfaits

T : température absolue

La loi de Van't Hoff exprime que la pression osmotique exercée par soluté est égale à la pression que ce corps aurait exercée dans l'état gazeux parfait dans le même volume V et à la même température T . Si le soluté est dissocié en i ions la pression osmotique sera i fois supérieure.

La pression osmotique d'une solution est directement proportionnelle à la concentration en soluté :

$$\Pi = i C R T$$

Π : pression osmotique en bar

i : nombre d'ions dissociés dans le cas d'un électrolyte

C : concentration molaire en mol/l

R : constante des gaz parfaits ($0,082 \text{ l}\cdot\text{bar}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)

T : température absolue en K

Dans le cas d'une solution saline, la pression osmotique peut être, en première approximation estimée à 0,7 bar par g/l de salinité :

$$\Pi = 0,7 C$$

Π : pression osmotique en bar

C : concentration en sel en g/l

II.3.2. Taux de conversion

Le taux de conversion est un paramètre essentiel dans la conception et le dimensionnement d'une unité d'osmose inverse. En effet, un taux de conversion élevé permet de réduire le débit d'alimentation et donc de diminuer la consommation énergétique. Cependant, cela peut entraîner une augmentation de la charge globale de réactifs chimiques pour éviter la précipitation des sels et prévenir la formation de tartre. Ainsi, le choix d'un taux de conversion optimal doit prendre en compte à la fois les considérations techniques et économiques pour trouver le meilleur compromis.

$$T = 100 \% \frac{Q_p}{Q_a}$$

1. Q_p : Débit du perméat (m^3/h) ;
2. Q_a : Débit d'eau d'alimentation des membranes (m^3/h).

En général, le taux de conversion dans le cas du dessalement de l'eau de mer est compris entre 30% et 60 % :

1. La valeur de 10% est adoptée pour les petites unités ayant un prétraitement sommaire et pour lesquelles la consommation énergétique n'est pas importante.

2. La valeur de 30 à 40% est adoptée pour des installations de capacité importante ayant un prétraitement complet et où la minimisation des investissements et des consommations d'énergie est une nécessité.
3. La valeur de 50 à 60% est de plus en plus utilisée pour diminuer les coûts en particulier lorsque la salinité d'eau de mer n'est pas trop élevée (35 à 36 g/l). [10]

II.3.3. Le taux de rétention

C'est un paramètre qui dépend du type de la membrane choisie et exprime sa sélectivité.

Son calcul est possible à l'aide de la formule :

$$R = 100 \% \left(1 - \frac{C_p}{C_e} \right)$$

Où :

C_p : concentration de solides dissous dans le perméat en g/l

C_e : concentration de solides dissous dans l'alimentation en g/l

Mais il peut être également exprimé en utilisant la conductivité au lieu de la concentration comme suit :

$$R = 100 \% \left(1 - \frac{\sigma_p}{\sigma_e} \right)$$

σ_p : La conductivité d'eau du perméat en $\mu\text{s/cm}$

σ_e : La conductivité d'eau d'alimentation en $\mu\text{s/cm}$.

II.4. Les membranes d'osmose inverse

Les membranes d'osmose inverse peuvent être catégorisées en fonction de divers aspects, tels que leur forme ou structure, les matériaux utilisés pour leur fabrication, ainsi que leur configuration géométrique.

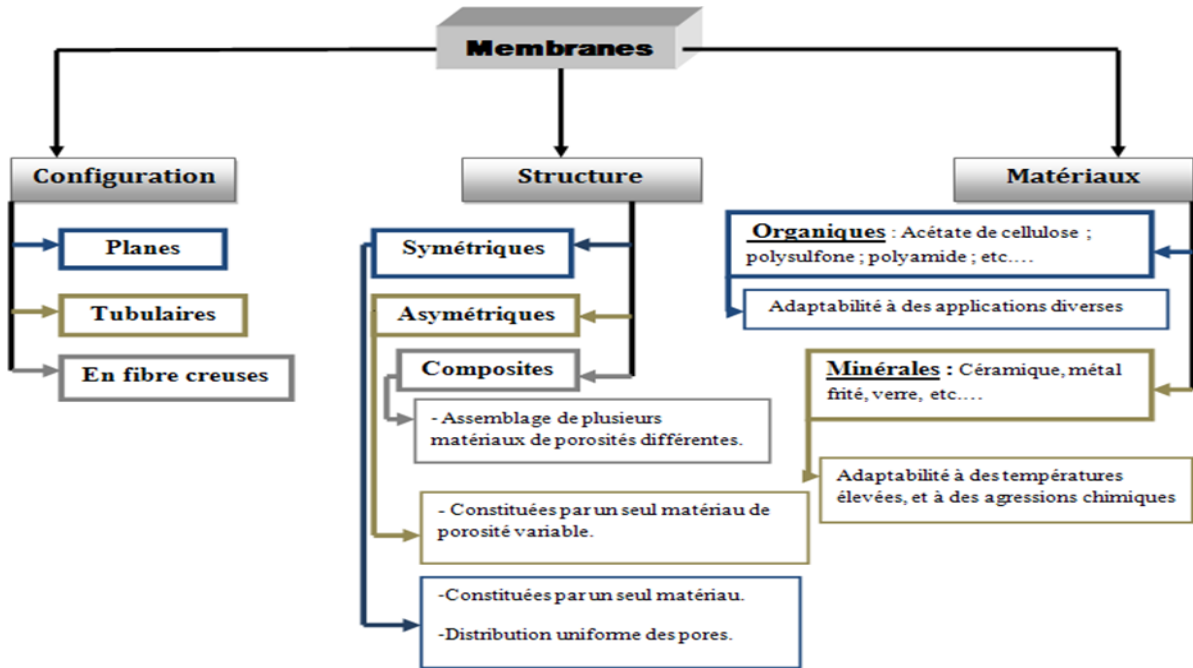


Figure II. 2: Classification des membranes d'osmose inverse [11]

Les membranes les plus couramment utilisées en osmose inverse sont souvent fabriquées en acétate de cellulose ou en composite polyamide. Ces dernières sont généralement considérées comme les plus efficaces pour le dessalement de l'eau de mer, avec un taux de rejet de sels élevé (supérieur à 99,8%).

II.4.1. Module d'osmose inverse

Pour être utilisées, les membranes doivent être intégrées dans des supports appelés modules. Actuellement, quatre types de modules sont disponibles sur le marché :

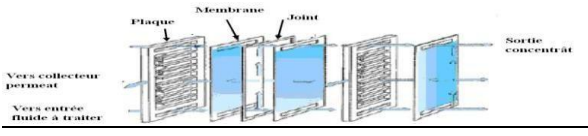
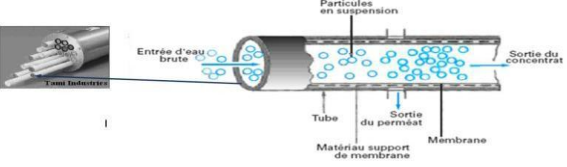
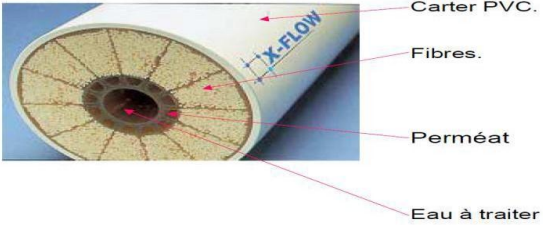
1. Les modules plans
2. Les modules tubulaires
3. Les modules à fibres creuses
4. Les modules spiralés

Plusieurs critères doivent être pris en compte pour choisir un type de module :

1. Le régime d'écoulement, qui permet de minimiser les phénomènes de polarisation (écoulement laminaire ou turbulent).
2. La compacité, exprimée par le rapport entre la surface filtrante et le volume de l'appareil.
3. La facilité de démontage et de remplacement des membranes défectueuses.

L'ensemble de ces modules, ainsi que leurs avantages et inconvénients, sont présentés dans les deux tableaux suivants :

Tableau II. 1: Les différents modules d'osmose inverse

Module	Description
<p><u>Plan :</u></p> 	<p>Les membranes planes sont empilées en mille-feuilles séparées par des joints, assurant la circulation des fluides.</p>
<p><u>Tubulaire :</u></p> 	<p>Les membranes tubulaires (organiques ou minérales) sont disposées en parallèle et séparées à leurs extrémités par des joints d'étanchéité. L'eau à traiter s'écoule à l'intérieur des tubes, tandis que le perméat est récupéré à l'extérieur et que le concentrat est collecté à l'autre extrémité.</p>
<p><u>A fibres creuses :</u></p> 	<p>Les membranes sont regroupées en paquets et leurs bouts sont plongés dans des embouts de colle, qui séparent le perméat de l'eau à purifier. L'eau s'écoule à travers les fibres et le perméat est récupéré dans un réceptacle où les paquets sont assemblés.</p>

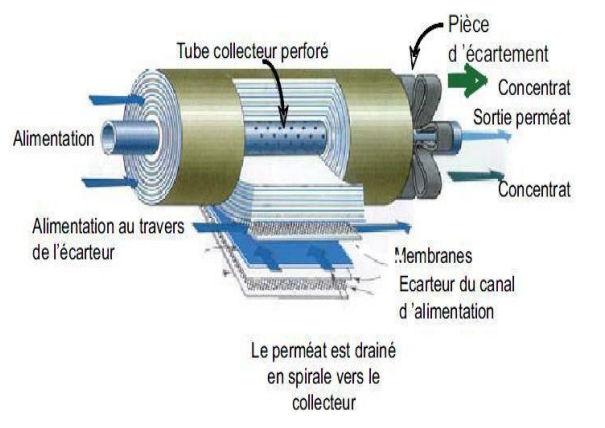
<p>Modules spirales :</p> 	<p>Les modules spirales sont des cylindres à plusieurs couches, composés d'une superposition de feuillets de membranes organiques (flexibles) enroulés autour d'un tube percé qui retient le perméat. Il s'écoule en spirale vers le tube central alors que le concentrât se déplace le long de l'axe, dans les canaux créés par les feuillets de membranes.</p>
--	--

Tableau II. 2: Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse

Module	Avantages	Inconvénients
Plan	<ul style="list-style-type: none"> -Prétraitement plus simplifié -Changement facile des membranes Faible emprise du sol 	<ul style="list-style-type: none"> -Faible compacité Volume mort important -Réservés aux très petites unités Investissement important -Dépense énergétique -Nettoyage difficile
Tubulaire	<ul style="list-style-type: none"> -Faible colmatage Facilité de nettoyage -Traitement de produits visqueux 	<ul style="list-style-type: none"> -Volume mort important -Consommation d'énergie plus importante. -Compacité très faible

A fibres creuses	<ul style="list-style-type: none"> -Traitement des fluides à forte charge organique -Compact -Faible volume mort -Faible consommation d'énergie 	<ul style="list-style-type: none"> -Sensible à la viscosité Sensible au colmatage -Nécessité d'un prétraitement important.
Spiralé	<ul style="list-style-type: none"> -Compacité élevée Faible volume mort -Investissement relativement faible -Faible consommation énergétique 	<ul style="list-style-type: none"> -Nécessité d'un prétraitement important -Sensible au colmatage Sensible à la viscosité

Remarque : Les modules membranaires spiralés sont les plus utilisés.

II.4.2. Les performances des membranes

La performance d'une membrane peut être évaluée par le biais de plusieurs paramètres :

II.4.2.1. La sélectivité

La sélectivité désigne la capacité de la membrane à capter les substances solubles. Elle se manifeste par une rétention Tr :

$$Tr = \frac{TDS_{alimentation} - TDS_{permeat}}{TDS_{alimentation}} \times 100$$

Où : $TDS_{alimentation}$: total de matières dissoutes dans l'alimentation (g/l) ;

$TDS_{permeat}$: Total des solides dissous dans le perméat (g/l).

II.4.2.2. Le flux transmembranaire

Le flux transmembranaire représente la productivité du procédé définie par le rapport entre le débit de perméat et la surface membranaire. Il représente également la vitesse du fluide à la surface de la membrane.

$$J_p = \frac{Q_p}{S_m}$$

Où **Q_p** : débit du perméat qui traverse la membrane (m³/s)

S_m : surface active de la membrane (m²).

II.4.2.3. La pression transmembranaire

C'est la force agissante de l'opération, définie par la moyenne des pressions d'alimentation P_a, de concentrât P_c à laquelle on soustrait celle du perméat P_p.

$$P_{tm} = \frac{P_a + P_c}{2} - P_p$$

II.5. Les différents problèmes touchant les membranes

Les membranes d'osmose inverse sont confrontées à une variété de problèmes qui peuvent affecter leur performance et réduire leur efficacité. Ces problèmes comprennent le colmatage, l'attaque du chlore et l'inefficacité du nettoyage chimique.

II.5.1. Le colmatage

Le colmatage des membranes est provoqué par plusieurs facteurs :

1. L'encrassement des membranes : Il est provoqué par l'accumulation de colloïdes et de matières en suspension à la surface de la membrane, ainsi que par le blocage des pores, ce qui entraîne une baisse continue des performances des membranes en termes de productivité et de durabilité.
2. Entartrage : L'entartrage des membranes est un problème majeur, car il peut entraîner un colmatage irréversible de la surface membranaire par le dépôt de tartre. Les membranes d'osmose inverse sont sujettes à l'entartrage en raison de la précipitation de certains sels, tels que le carbonate de calcium, le sulfate de calcium, le sulfate de baryum et le sulfate de strontium.
3. Polarisation : En raison de la sélectivité des membranes et du passage de l'eau à travers celles-ci, les composés retenus ont tendance à s'accumuler progressivement à la surface de la membrane. Ce phénomène est connu sous le nom de polarisation

de concentration. Par conséquent, la concentration de soluté dans le liquide près de la membrane est supérieure à celle de l'alimentation, ce qui peut entraîner une contre-pression osmotique. Cependant, si la concentration à la membrane dépasse une valeur critique, la matière peut s'agréger (colloïdes), gélifier (macromolécules), ou encore précipiter (sels).

4. Compactage : En raison des pressions élevées ou des variations de température, la couche de colmatage peut se compacter et former une barrière étanche qui empêche le passage du perméat. Le compactage peut entraîner une diminution de la perméabilité de la membrane au fil du temps.

II.5.2. Attaque par le chlore

Contrairement aux membranes en fibres creuses ou en tri-acétate de cellulose, les membranes en film mince de polyamide ne sont pas résistantes au chlore. Par conséquent, il est nécessaire de déchlorer l'eau d'alimentation qui a subi une préchloration afin de réduire l'activité biologique avant qu'elle ne soit traitée par ces membranes.

II.5.3. Efficacité de nettoyage :

L'utilisation de produits chimiques pour le nettoyage périodique des membranes présente certains inconvénients :

1. Nécessité d'arrêter tout ou partie de l'étage membranaire pendant une période relativement longue.
2. Réduction de la durée de vie des membranes en cas de nettoyages fréquents.

II.6. Système d'osmose inverse

II.6.1. Système mono-étagé

Dans cette configuration, les modules sont tous montés en parallèle. Chaque module comporte deux sorties : une sortie de perméat sous une pression très faible et une sortie de solution concentrée (concentrât) sous une pression élevée. À la sortie du concentrât, l'eau est sous une pression importante, ce qui rend utile l'installation d'équipements énergétiques tels que des turbines ou des échangeurs de pression pour récupérer de l'énergie.

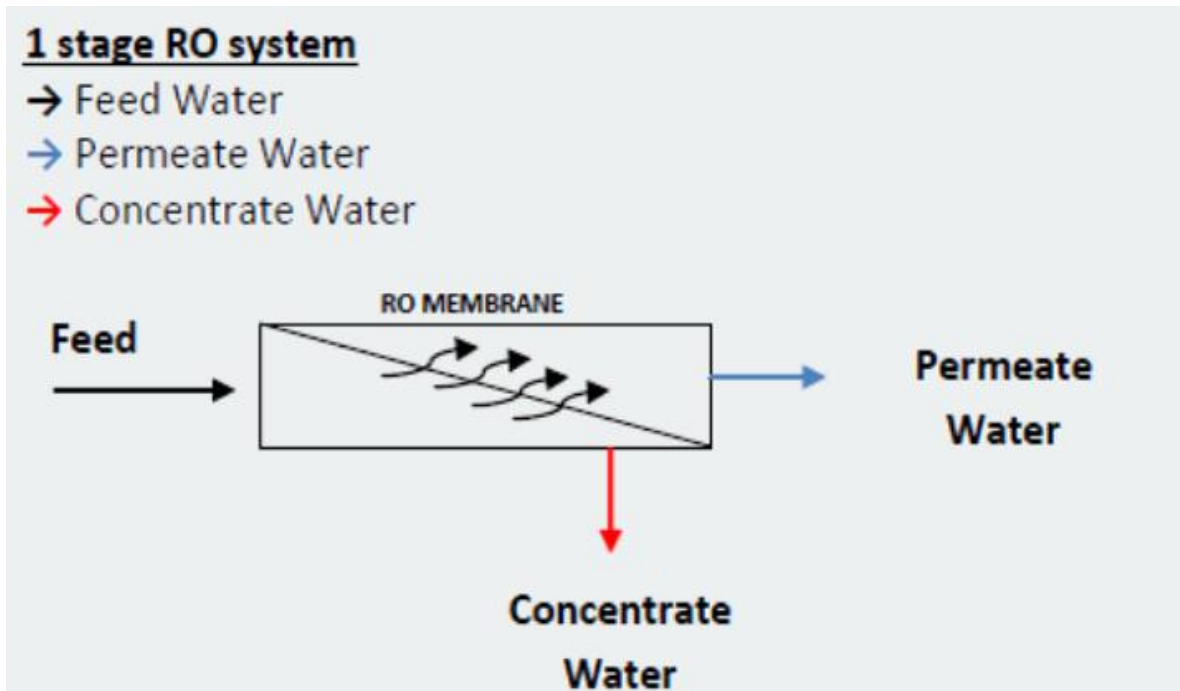


Figure II. 3: Configuration d'osmose inverse mono-étagée (Lenntech)

II.6.2. Système bi-étagé

Un système à deux étages en série de rejet est principalement composé d'un ensemble de trains dont le concentrât de chaque train alimente le train suivant, et ainsi de suite (chaque train étant dans ce cas appelé un étage). Les perméats de tous les étages sont collectés pour donner finalement le perméat total du système. Le concentrât du système est celui du dernier étage.

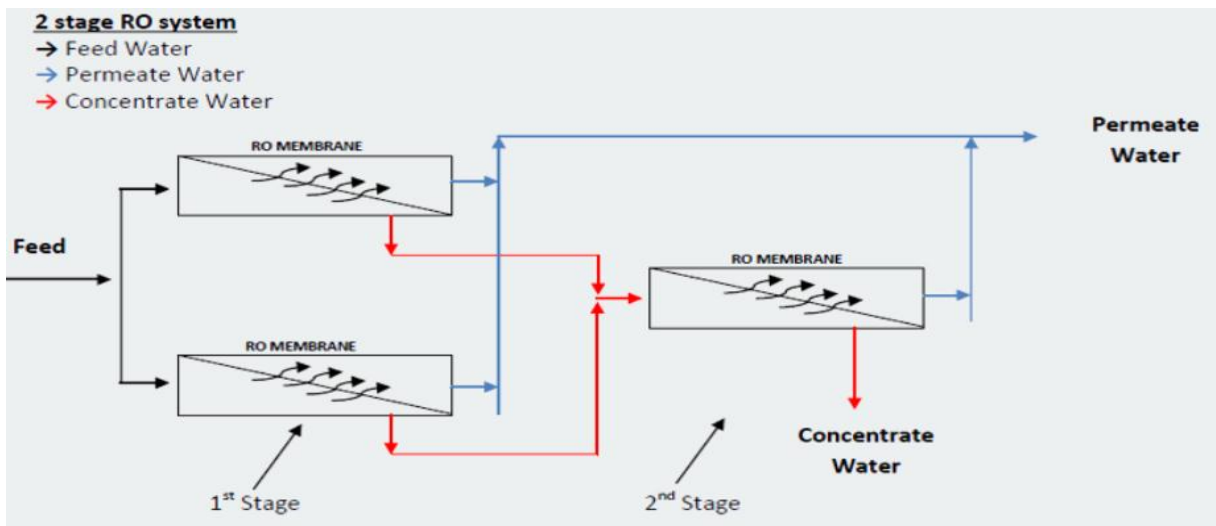


Figure II. 4: Configuration d'osmose inverse à deux étages (Lenntech)

II.6.3. Système à double passe

Un système membranaire à deux passes en série de production est formé d'un ensemble de trains dont la production de chaque étape alimente le train suivant, et ainsi de suite. Le perméat du système est celui du dernier train. Chaque étape est composée d'un ensemble de modules et est caractérisée par un perméat, un concentrât, une qualité de perméat, une qualité de concentrât, une pression de concentrât, une perte de charge, une conversion, un taux de rejet, un nombre de modules, etc.

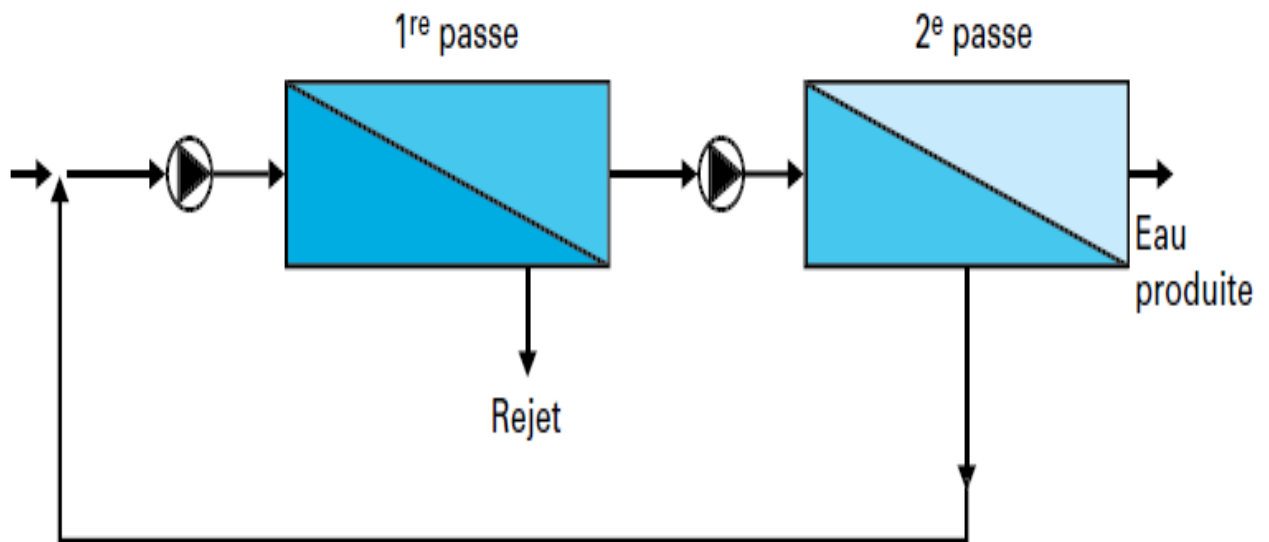


Figure II. 5: Configuration d'osmose inverse à double passe (Momento Degremont Suez)

II.7. Les systèmes de récupération d'énergie dans une station de dessalement

Les dépenses d'exploitation des usines de dessalement d'eau de mer sont largement influencées par les coûts de l'électricité. Cependant, le concentrât résultant du système membranaire contient une quantité significative d'énergie hydraulique. Afin de réduire les coûts énergétiques, il est judicieux de mettre en place un système de récupération d'énergie pour tirer parti de l'énergie du concentrât.

La récupération énergétique se fait actuellement par deux types de systèmes : direct et indirect.

II.7.1. Systèmes de récupération indirecte

Dans ce contexte, l'énergie hydraulique contenue dans le concentrât est convertie en énergie mécanique. Il existe deux systèmes qui permettent cette transformation, à savoir :

II.7.1.1. Les turbopompes, placées en série avec la pompe haute pression :

Ce système est principalement utilisé dans les unités de dessalement de petite et moyenne capacité. Il se compose d'une turbine de récupération qui entraîne une pompe centrifuge placée en série avec une pompe haute pression. Dans ce cas, la pression d'alimentation fournie aux modules d'osmose inverse est obtenue en additionnant les pressions délivrées par les deux pompes.

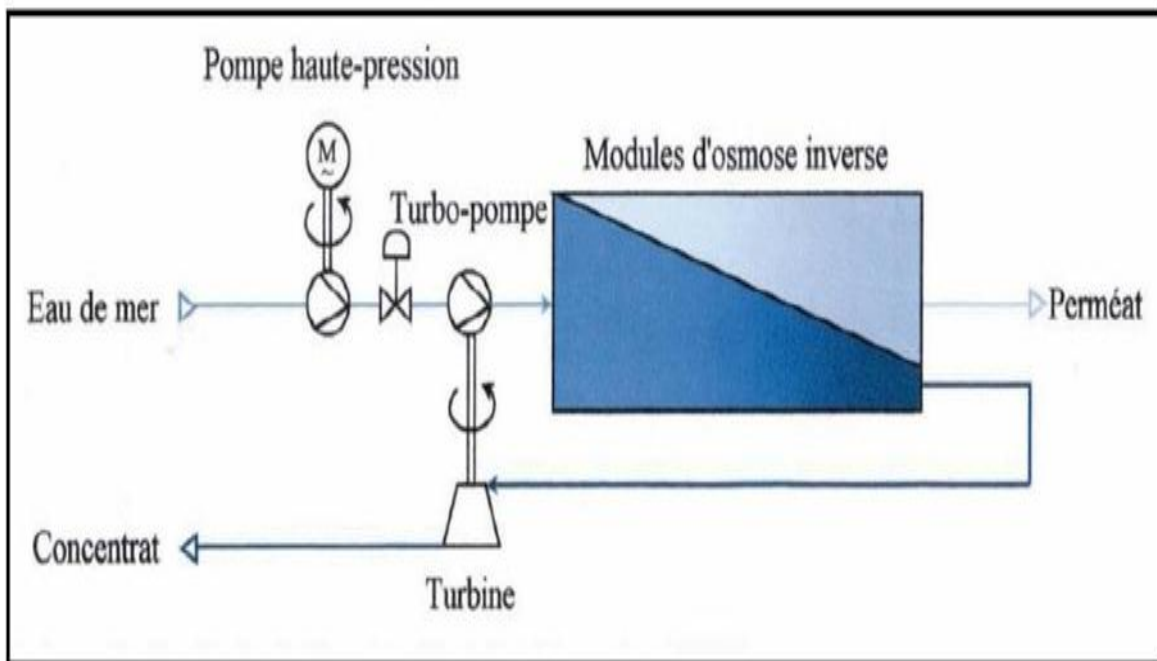


Figure II. 6: Schéma de la récupération énergétique par turbopompe (encyclopédie de l'énergie, 2016)

II.7.1.2. La turbine Pelton, directement accouplée au moteur électrique entraînant la pompe HP

Ce système comprend un moteur à deux sorties d'arbre, l'une étant utilisée pour entraîner la pompe haute pression et l'autre étant couplée à la turbine de récupération. La puissance nécessaire pour entraîner la pompe haute pression est donc fournie à la fois par le moteur électrique et la turbine de récupération.

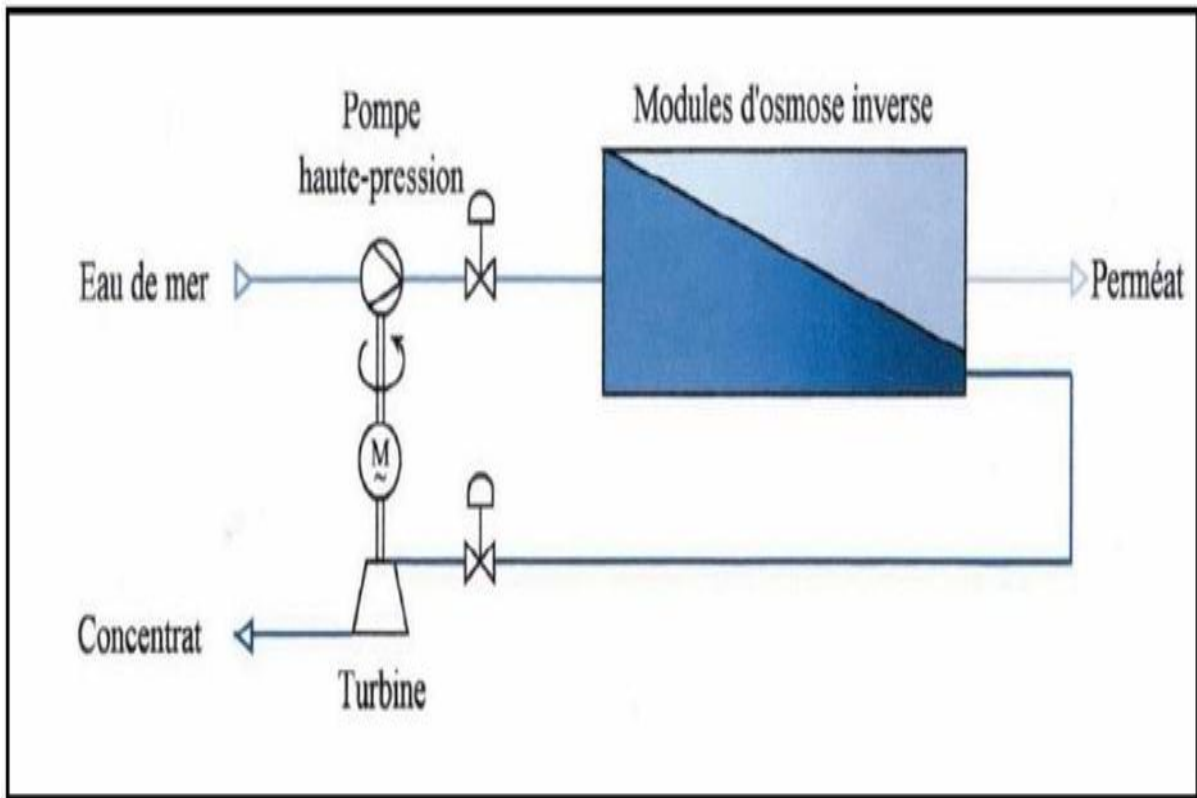


Figure II. 7: Système de récupération énergétique par la turbine Pelton (encyclopédie de l'énergie, 2016)

II.7.2. Systèmes de récupération d'énergie direct

L'énergie hydraulique est transférée directement dans le circuit d'alimentation grâce à des échangeurs de pression et un groupe d'électropompes de surpression, afin de compenser les pertes de charge dans les systèmes de récupération et les tuyauteries de liaison. Il existe deux types de systèmes : système ERI et système DWEER.

II.7.2.1. Système ERI

C'est un échangeur rotatif, constitué d'un rotor percé de trous, qui se remplissent alternativement de concentrât, pour transférer sa pression à l'eau d'alimentation, puis d'eau d'alimentation pour éjecter le concentrât.

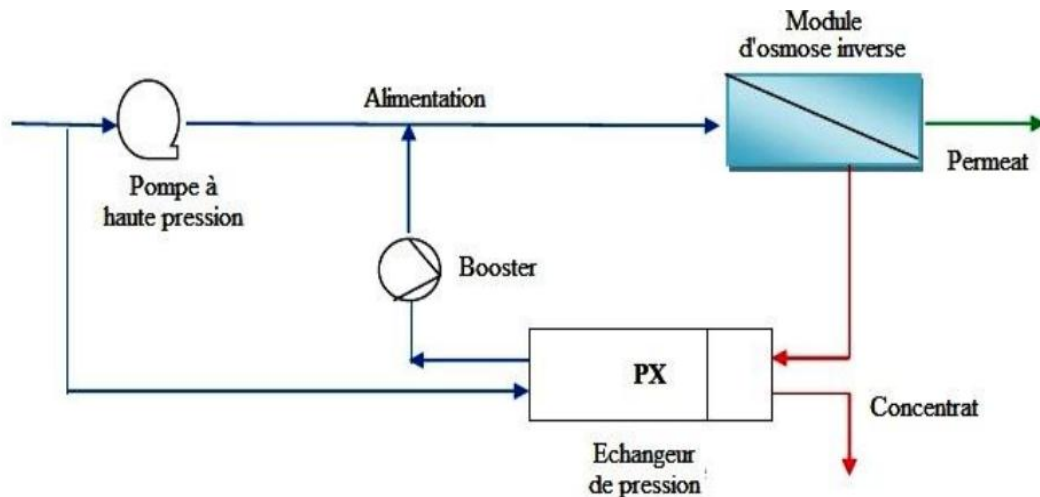


Figure II. 8: Système de récupération énergétique par l'échangeur ERI [12]

II.7.2.2. Système DWEER

Il constitué de deux chambres de répartition, avec chacune un piston libre, chaque chambre se remplit alternativement de concentrât puis d'eau d'alimentation, à l'aide d'un jeu de vannes et de clapets.

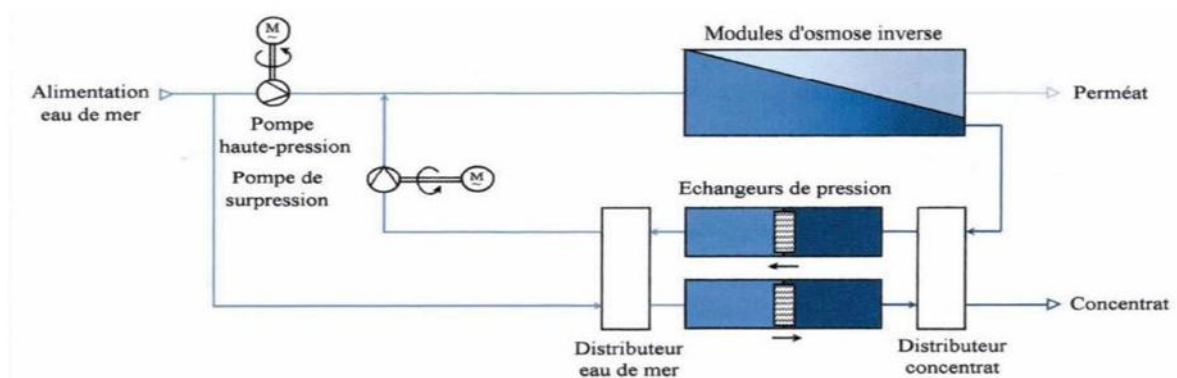


Figure II. 9: Système de récupération énergétique par l'échangeur DWEER (encyclopédie de lenergie,2016)

Dans les deux systèmes, il est important de noter que le débit de la pompe haute pression est égal au débit de perméat et dépend donc du taux de conversion choisi. De plus, la pression de refoulement est égale à la pression d'alimentation, à quelques pertes de charge près.

II.8. Conclusion

Les performances d'un module d'osmose inverse sont influencées non seulement par la structure de la membrane, mais aussi par la nature et la concentration des solutés à séparer, qui affectent la pression osmotique et, par conséquent, la pression nécessaire. La température et le pH doivent également être contrôlés. Le rendement est déterminé par la quantité de fluide traversant la membrane par rapport à la quantité pompée dans le système.

L'application la plus courante de l'osmose inverse est le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. L'objectif est d'éliminer les sels dissous et les matières organiques présents dans l'eau. En raison de la forte pression osmotique de ces solutions, les unités d'osmose inverse doivent souvent fonctionner à des pressions élevées, pouvant atteindre jusqu'à 70 bars.

Chapitre III :

Présentation

de la zone

d'étude

Chapitre III : Présentation de la zone d'étude

III.1. 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.

III.2. 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.3. 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.3.1. 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.3.1.1. 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. 2: La tour de captage (élaboré par l'étudiante)

III.3.1.2. 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/h
5. Vitesse d'écoulement: 1 à 2 m/s

III.3.1.3. Description du système d'acidification et de préchloration au niveau de la tour de captage

III.3.1.3.1. L'acidification

En utilisant une pompe doseuse, on effectue l'acidification en injectant une quantité importante d'acide sulfurique H₂SO₄ à travers une conduite de 10 mm de diamètre qui est reliée à la conduite de captage. Grâce à cette méthode, les carbonates de calcium sont évités de se précipiter sur les membranes et le pH est maintenu entre 6,9 et 7,2, ce qui favorise la coagulation et la préchloration.

III.3.1.3.2. 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. L'objectif est de prévenir la prolifération des organismes vivants et d'éviter son obstruction.

III.3.2. Le prétraitement

III.3.2.1. 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. Le nettoyage des membranes peut être dispensé pendant un an ou plus dans les installations bien élaborées et avec une qualité d'eau source élevée, et leur durée de vie utile peut dépasser 10 ans.

III.3.2.2. 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. 3: le bâtiment de captage (élaboré par l'étudiante)

III.3.2.3. 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. On surveille en permanence la différence de niveau amont-aval à l'aide de deux transmetteurs de niveau à radar. La perte de charge varie entre 10 mm et 400 mm en fonction du niveau d'eau de mer dans la prise ouverte, du nombre de dégrilleurs en service et de leur taux de colmatage.

Les caractéristiques opérationnelles et de contrôle de dégrillage grossier sont numérisées dans le tableau qui suit :

Tableau III. 1: 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.3.2.4. 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 chaînes sont actionnées par une roue dentée. L'unité d'entraînement, le mécanisme de rinçage et la trémie à débris sont situés au niveau du pont. La partie supérieure, au-dessus du niveau du pont, est équipée d'une couverture en métal ou en composite polyester renforcé.

Les caractéristiques opérationnelles et de contrôle de dégrillage grossier sont numérisées dans le tableau qui suit :

Tableau III. 2: caractéristiques du dégrilleur grossier

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. Les débris piégés sur les dégrilleurs fins sont éliminés à l'aide de jets d'eau et évacués par une goulotte d'évacuation. Les débris sont ainsi éliminés tandis que les eaux de lavage sont renvoyées vers le bassin de captage.

III.3.2.5. Reservoir 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. Il sert de stabilisateur en atténuant les variations de pression ou de débit, et peut également contribuer à améliorer la qualité de l'eau en éliminant les impuretés. En outre, il peut être utilisé pour surveiller et contrôler la qualité de l'eau.

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. 3:Caractéristiques des pompes de réservoir 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. 4: Réservoir de pompage (élaboré par l'étudiante)

III.3.2.6. 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. L'opération de floculation, qui suit la coagulation, consiste à rassembler et à précipiter les matières colloïdales préalablement coagulées grâce à l'ajout du floculant. Le tableau ci-dessus décrit la manière dont ces produits sont dosés dans la chambre de coagulation-floculation.

Tableau III. 4: Le dosage des produits chimiques au niveau de la chambre de coagulation-floculation

Produit chimique	Indicateur	Dose injectée (Optimale)	Point d'injection	Concentration Solution mère	Débit horaire De la pompe Doseuse
Chlorure ferrique FeCl ₃	Jar-Test coagulation	6 ppm	Mélangeur statique FeCl ₃	564 g/l	59,57 l/h
Polymère cationique	Jar-Test floculation	0,2 ppm	Mélangeurs statique polymère	3 g/l	373,33 l/h
L'hypochlorite de sodium NaOCl	Bactériologique (streptocoques fécaux et coliformes totaux)	Selon La demande en chlore	Mélangeur statique De NaOCl	152 g Cl ₂ /l	Voir tableau 1

III.3.2.7. 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.

Pour les circuits à haute viscosité et/ou à haute pression, des pompes volumétriques rotatives telles que les pompes à engrenages ou à vis, sont recommandées. Si des pompes alternatives à piston (qui ont une action à pulsations inhérente), un accumulateur devra être monté avant la décharge de débit au mélangeur afin d'égaliser les pulsations. Des pompes à taux de pulsation élevé ou à têtes multiples peuvent aussi être utilisées pour produire un débit constant.

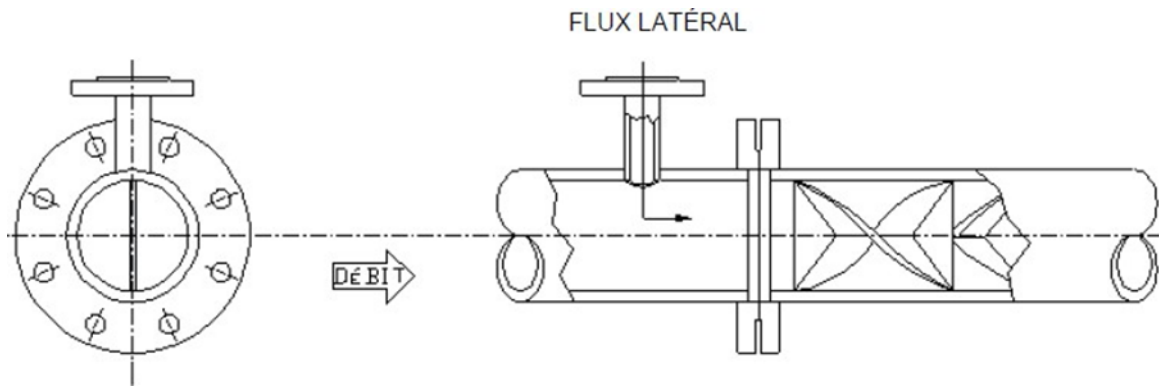


Figure III. 5: Le mélangeur statique STATIFLO (B2B PLAST,2021)

Tableau III. 5: 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.3.2.8. 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. 6: 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.

Chaque décanteur est doté d'un racleur de boue vertical. Les lames de raclage, positionnées juste au-dessus du fond, collectent et remuent en permanence les boues décantées, qui s'écoulent le long de la pente vers la trémie centrale. Lorsque la concentration de matières en suspension (MES) dans l'eau de mer atteint jusqu'à 50 mg/l, la concentration de matières sèches (MS) dans les boues décantées ne doit pas excéder 8 g/l (0,8 %). En prenant en compte une concentration de 50 mg/l de MES dans l'eau de mer et une efficacité d'élimination de 95 %, la masse totale de boues éliminées quotidiennement est d'environ 7359 kg. À une concentration de 8 g/l (environ 0,8 %), le volume correspondant de boues éliminées est d'environ 920 m³ par jour. Les boues évacuées représentent en réalité une perte d'eau qui doit être compensée par de l'eau de mer. Il est également nécessaire d'évacuer régulièrement les boues accumulées de chaque décanteur.

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.3.2.9. 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.

Après la décantation, l'eau décantée va acheminer par gravité avec des conduites en PEHD de Ø 500 mm, vers les filtres bicouches (l'anthracite et sable), l'eau passe par des lames déversantes afin de la répartir sur toute la surface du filtre, l'eau à filtrer percole à

travers un lit filtrant constitué de deux matériaux granulaire, L'eau s'infiltrer d'abord à travers une couche de charbon actif en grains CAG pour l'élimination par la phénomène d'adsorption des micros polluants mauvais goût, hydrocarbure, virus, COD, chlore,... puis s'infiltrer à travers une couche de sable afin de retenir les matières en suspension non décanté ensuite elle termine leur parcours à travers une couche de gravier.

La station comporte 05 filtres bi- couches en parallèle, dont les caractéristiques suivantes:

Tableau III. 7: 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	Hauteur de la Couche	Volume de la couche
L'anthracite	60 cm	92,5 m ³
Sable	80 cm	617 m ³
Gravier	15 cm	23 m ³

III.3.2.8.1. Lavage des filtres à sable (rétro lavage)

L'opération de nettoyage du filtre colmaté s'effectue en sens inverse par de l'eau de saumure avec de l'air comprimé et suit les étapes suivantes :

1. Injection d'air comprimé avec un débit spécifique de lavage à l'air de 60 m³/(m²h) pendant 3 minutes pour décoller les impuretés des grains de sable et créer des vides pour faciliter l'étape suivante. Le débit d'air de lavage est de 9254 m³/h.
2. Arrêt de l'injection d'air et poursuite du nettoyage avec de l'eau de saumure à un débit spécifique de rétro-lavage de 35 m³/(m²h) pendant 6 minutes. Le débit d'eau de rétro-lavage est de 5400 m³/h.

L'opération de nettoyage est automatique et les eaux de lavage des filtres bicouche colmatés, ainsi que les impuretés, sont dirigées vers le bassin de rejet de la saumure.

III.3.2.8.2. 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.

L'étape de mesure de l'ORP est assurée par un capteur ORP. Cette mesure nous permet de déterminer la concentration du chlore libre par la comparaison entre la valeur d'ORP et celle du pH.

III.3.2.10. 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.3.2.11. 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. L'eau subit une filtration finale de prétraitement en traversant un ensemble de microfiltres à cartouche de 5 μm sous forme de tubes en polypropylène. Cette étape cruciale permet de protéger les membranes contre toute forme de contamination particulaire d'une taille supérieure ou égale à 5 μm . Les cartouches filtrantes doivent être remplacées lorsqu'elles atteignent leur capacité maximale de filtration, indiquée par un colmatage.



Figure III. 6: Filtrés à cartouches et cartouches filtrantes (élaboré par l'étudiante)

Après l'étape de microfiltration, des paramètres de l'eau microfiltrée sont obligatoirement être contrôlés avant leur acheminement vers l'osmose inverse.

III.3.2.12. 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. Cela permet de prolonger la durée de vie des membranes et de garantir une production continue d'eau douce de haute qualité. De plus, ce contrôle fournit des informations sur l'efficacité de l'étape précédente (la déchloration), ce qui permet de vérifier le bon fonctionnement de la pompe doseuse de SMBS.

III.3.2.13. 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 »

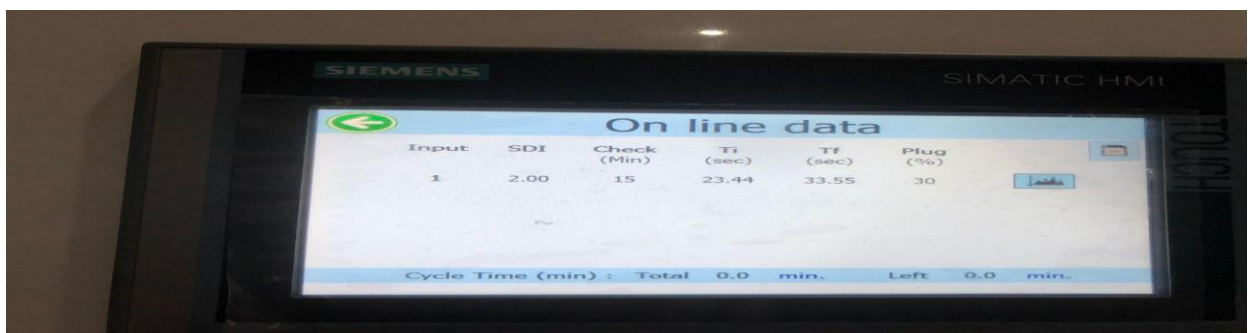


Figure III. 7: L'appareil de mesure de SDI (élaboré par l'étudiante)

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.

Dans ce cas, le système de fonctionnement procède au by-pass de cette eau prétraitée vers la mer.

Si la valeur de SDI est inférieure à 5, l'eau est dirigée vers l'osmose inverse.

Le contrôle du pH, température, conductivité, la turbidité, l'ORP, de l'eau microfiltrée est effectué par des capteurs avant son arrivée à l'OI.

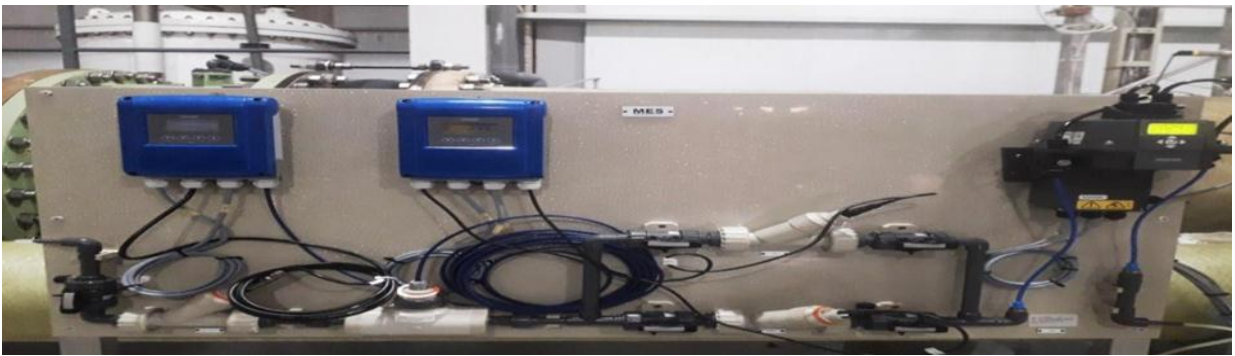


Figure III. 8: Les capteurs pH, Température, conductivité, l'ORP et la turbidité de l'eau microfiltrée (élaboré par l'étudiante)

III.3.2.14. 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.

L'injection de l'anti scalant se fait par une pompe doseuse en mode continue dans un mélangeur statique, et leur dose se détermine par un logiciel « ROPUR » après une simulation basée sur les résultats d'analyses des paramètres physico-chimique de l'eau à traiter.

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.4. 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.4.1. Principe de fonctionnement des pompes HP et les échangeurs de pression ERI

Le fonctionnement des pompes HP et les échangeurs de pressions ERI se déroule selon les étapes suivantes :

1. Une partie du débit de l'eau microfiltrée, soit 45 %, passe par une pompe HP de 60 bars dirigée vers l'osmose inverse à haute pression.
2. Le reste du débit de l'eau microfiltrée, soit 55 %, est acheminé vers l'ERI à basse pression, soit 1 bar.
3. 45 % du débit sortant de l'osmose inverse (perméat) à basse pression, soit 1 bar, est dirigé vers l'étape de post-traitement.
4. 55 % du débit sortant de l'osmose inverse (saumure) à haute pression, soit 59 bars, est acheminé vers l'ERI.
5. Selon le mécanisme indiqué dans la figure 79, l'échangeur de pression utilise la pression de la saumure ($\approx 59-58$ bars) pour pomper 55 % du débit de l'eau microfiltrée vers la pompe de recirculation (pompe booster) afin de les ajouter ≈ 4 bars pour atteindre 62 bars et synchroniser les pressions.

6. La saumure sortant de l'ERI à basse pression, environ 1 bar, est dirigée vers le bassin de collecte, puis évacuée par un émissaire de rejet dans la mer.

III.4.2. Caractéristique de la membrane

Les tableaux suivant récapitulent les caractéristiques concernant la membrane **LG SW 400 R**:

Tableau III. 8: spécification de produit

Superficie active de membrane Ft ²	Débit de perméat (m ³ /j)	Rejet de sel stabilisé %	Rejet minimum de sel	Rejet de bore	Séparation d'alimentation mil
400	7,500	99,85	99,7	93	28 ou 34

Tableau III. 9: spécifications de fonctionnement

Pression Max appliquée.	1,200 psi (82,7 bar)
Teneur Max en chlore	< 0,1 ppm
Température Max de fonctionnement	45 °C (113 °F)
Plage de pH, (nettoyage) continue	2-11 (2-13)
Turbidité Max de l'eau d'alimentation	1,0 NTU
SDI Max d'eau d'alimentation	5,0

III.4.3. Le nettoyage chimique des membranes d'osmose inverse

Le nettoyage en place (CIP ,Clean-In-Place) est une méthode efficace pour restaurer les performances des membranes en traitant le type de colmatage difficile à éliminer à l'aide de laveurs à contre-courant conventionnels. Le colmatage est progressif et, s'il n'est pas contrôlé tôt, affectera négativement les performances de l'élément de membrane d'osmose inverse en peu de temps. Le nettoyage doit avoir lieu lorsque l'osmose inverse montre des signes de colmatage, juste avant un arrêt à long terme ou dans le cadre d'un entretien régulier programmé.

La fréquence de nettoyage des membranes en raison du colmatage dépendra du site. Une règle générale pour une fréquence de nettoyage acceptable est de 3 à 12 mois. [15]

III.4.5. Reservoir de neutralisation

Peu importe la nature des eaux de nettoyage en place (CIP), qu'il s'agisse d'acide citrique ou de soude, elles doivent être neutralisées dans le réservoir de neutralisation avant d'être évacuées vers la mer. Cette opération peut être réalisée de deux manières :

1. Pour les eaux de nettoyage contenant de l'acide citrique : on commence par neutraliser 1 litre de solution avec de la soude (NaOH) en laboratoire, en utilisant une méthode de titrage accompagnée d'un indicateur coloré, jusqu'à obtenir un pH compris entre 6,5 et 8,5. Ensuite, calculez le volume requis pour neutraliser 28 m³ de cette solution.
2. Pour les eaux de nettoyage contenant de la soude, neutralisez 1 litre de solution avec de l'acide sulfurique (H₂SO₄) en laboratoire jusqu'à atteindre un pH compris entre 6,5 et 8,5. Ensuite, déterminez le volume nécessaire pour neutraliser 28 m³ de cette solution.

III.5. 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 CO₂ 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 CaCO₃ 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 CaCO₃ (~1,12 meq/l) Calcium (Ca) : 21 ±2 mg/l
4. Bicarbonate (HCO₃) : 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.6. 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. 10: 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	Débit des pompes	Mise en service
Ligne n° 01	300 mm	Centrifugeuse	1+1	2 à 4 bars	292 - 300 m ³ /h	Faible débit de production
Ligne n° 02	800 mm		1+1		2200 – 2500 m ³ /h	Fort débit de Production
Autre		Utilisation				
Un Groupe hydrophore		Pour les eaux de service : nettoyage, jardinage				

Un Groupe incendie	Intervention en cas d'incendie
--------------------	--------------------------------

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.7. 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 évacués par gravité dans la mer par deux émissaires sous-marins.

Tableau III. 11: système de rejet de la saumure

Mode	Conduites	Diamètre	Longueur Dans la mer	Débit	Récupération	Concentration En sels
Emissaire en mer Par gravité	Deux En PEHD fixées par Les colliers de 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

III.8. 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. Au cours de ce chapitre, nous avons examiné le rôle crucial que joue la station dans sa tentative de répondre aux besoins en eau potable de la population de la wilaya d'Alger, depuis la consommation initiale de l'eau brute jusqu'à la distribution finale de l'eau traitée. Chaque étape du processus de traitement a été soigneusement analysée. Il est également clair que la capacité de production de la station d'El Marsa est nettement insuffisante pour satisfaire les besoins de la population. En effet, les lignes de traitement actuelles ne sont pas suffisantes en nombre, et il est impératif d'agrandir la station pour qu'elle puisse répondre à la demande croissante en eau potable dans la région.

Chapitre IV :
Dimensionnement
du deuxième étage
de la station

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

IV.1. Introduction

Dans ce chapitre, nous allons dimensionner l'unité d'osmose inverse de la station de dessalement d'El Marsa en utilisant le logiciel de simulation de LG Chem Water Solution, qui est un outil dédié à la modélisation et à l'analyse des systèmes de traitement de l'eau, notamment ceux utilisant l'osmose inverse. En utilisant une configuration à deux étages. Nous examinerons en profondeur les différentes options de configuration possibles en fonction des besoins spécifiques du projet. Enfin, nous comparerons l'unité d'osmose inverse existante avec celle que nous avons conçue, après avoir mis en place un système de récupération d'énergie, afin de déterminer la configuration la plus optimale.

IV.2. Utilité de Q+ LG CHEM Water Solution

1. Q+ est principalement utilisé pour prédire les performances des membranes dans les systèmes d'osmose inverse (RO). Il permet aux utilisateurs de concevoir des systèmes de traitement de l'eau plus efficaces et adaptés à leurs besoins spécifiques.
2. Ce logiciel permet aux utilisateurs de simuler divers scénarios de traitement de l'eau en ajustant les paramètres pour observer les impacts sur les performances du système. Cela inclut la simulation de différents types d'eau (eau de mer, eau saumâtre, etc.) et l'évaluation de la performance des membranes sous diverses conditions opérationnelles.
3. Les utilisateurs de Q+ comprennent des ingénieurs et des techniciens dans le domaine du traitement de l'eau, qui peuvent utiliser le logiciel pour optimiser les processus existants et concevoir de nouveaux systèmes de traitement.

IV.3. Interface et fonctionnement de Q+ (inputs/outputs)

Lorsqu'on exécute le programme de Q+, une fenêtre s'ouvrira automatiquement avec l'apparence illustrée à la figure :

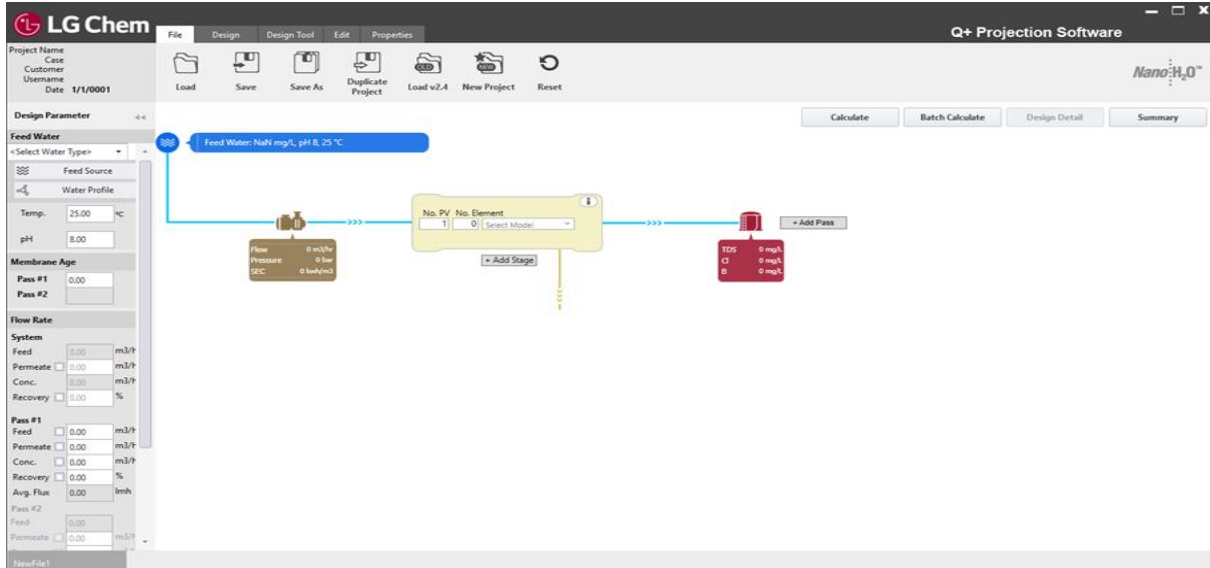


Figure IV. 1: Fenêtre initiale du logiciel Q+ (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.4. Les principaux onglets

1. Les informations du projet (Project information)
2. Barre d'outils complète (Comprehensive Toolbar)
3. Panneaux d'entrée de conception (Design Input Panel)
4. Diagramme de flux de processus interactif (Interactive Process Flow Diagram)
5. Génération de rapports (Report Generation)

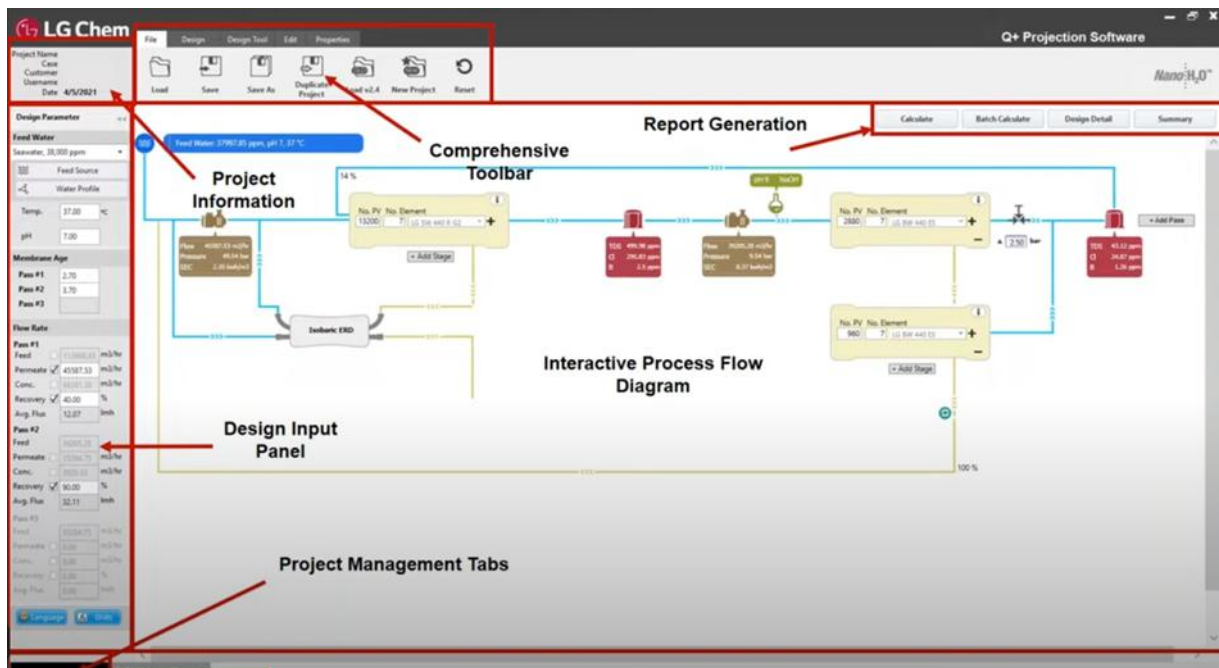


Figure IV. 2: Fenêtre initiale du logiciel Q+ (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.4.1. Les informations sur le projet (Project information)

Dès le lancement du programme, que ce soit pour un nouveau projet ou un projet existant, Q+ affiche la fenêtre « Project Information », comme illustré dans la figure.

Dans cette section, l'utilisateur doit entrer le nom du projet, qui sera utilisé par défaut comme nom du fichier lors de son enregistrement. Cette partie permet également de définir les préférences qui seront utilisées tout au long du projet, telles que le nom de l'utilisateur et le nom de l'entreprise. La date du projet sera enregistrée automatiquement.

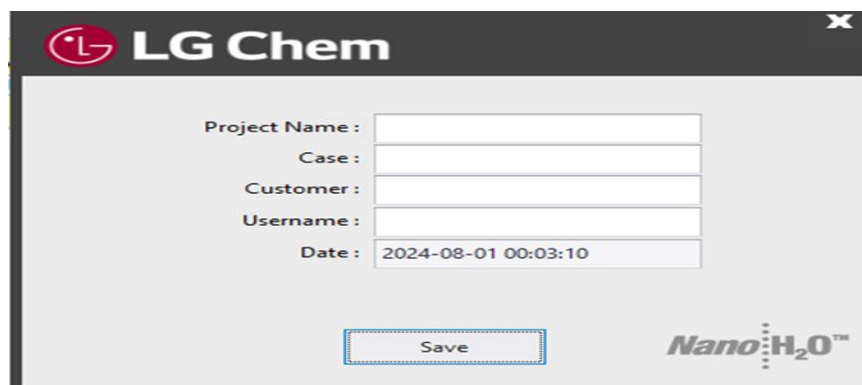


Figure IV. 3: Project Information (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.4.2. Barre d'outils complète (Comprehensive Toolbar) :

Le logiciel Q+ de LG CHEM, offre plusieurs fonctionnalités pratiques pour la gestion des fichiers. Le logiciel Q+ comprend un bouton permettant de créer un nouveau fichier, d'enregistrer un fichier existant et d'ouvrir plusieurs fichiers simultanément.

IV.4.3. Panneau d'entrée de conception (Design Input Panel)

Les utilisateurs peuvent entrer les paramètres nécessaires pour la conception du système RO, tels que les caractéristiques de l'eau brute (température, pH, salinité, etc.), les exigences de qualité de l'eau produite, les contraintes de pression et de débit, et les coûts énergétiques. Ce panneau offre également des options pour sélectionner le type de membrane RO, le nombre d'étages et de passes, ainsi que les configurations de récupération d'énergie.

IV.4.3.1. Données de l'eau d'alimentation

Les utilisateurs peuvent spécifier les caractéristiques de l'eau brute, qui sont cruciales pour le dimensionnement et l'optimisation du système. Ces caractéristiques incluent :

1. La salinité : elle est mesurée en TDS (Total Dissolved Solids), est un paramètre clé pour déterminer le type de membrane à utiliser et les conditions de fonctionnement du système. Cette section présente le tableau de la composition chimique de l'eau brute. Le logiciel permet de sélectionner une composition chimique par défaut ou de cliquer sur le bouton "ADD NEW" pour entrer manuellement la composition de l'eau de mer.
2. PH : Le pH de l'eau brute est un facteur important qui influence la solubilité des sels et la performance des membranes. Un pH inapproprié peut entraîner une dégradation des membranes ou une réduction de leur efficacité.
3. Température : La température de l'eau brute affecte la viscosité de l'eau et, par conséquent, le flux à travers les membranes. Des températures plus élevées peuvent augmenter le flux, mais peuvent également augmenter le risque de dommages aux membranes.

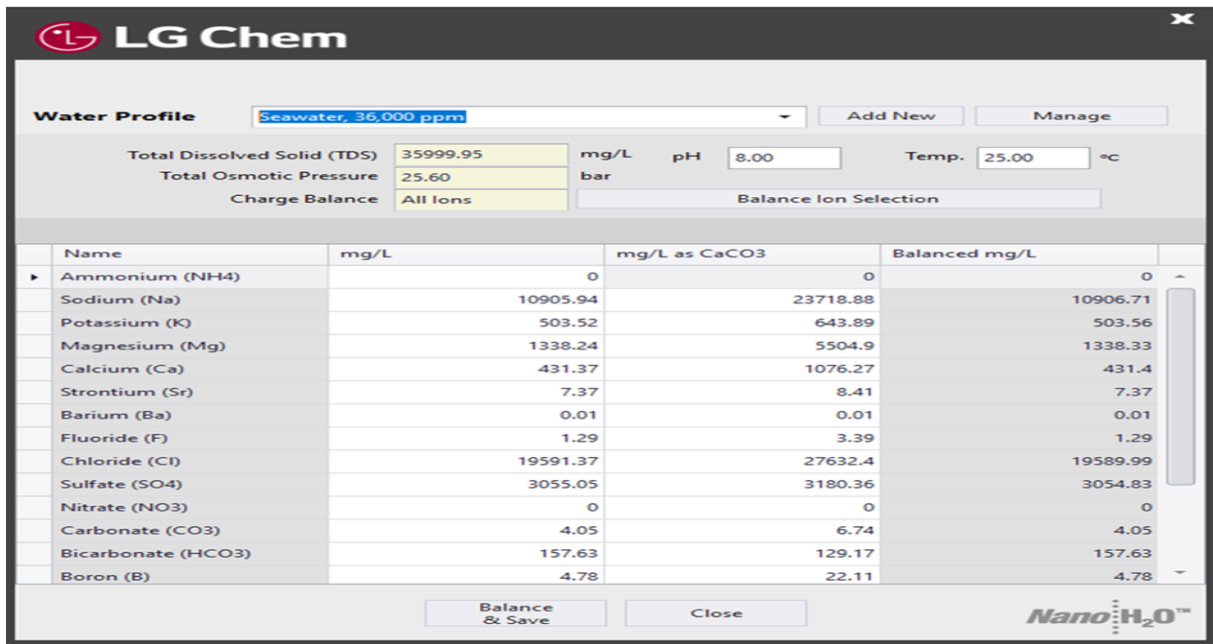


Figure IV. 4: Water Profil (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Pour la partie montrée en carré orange est pour définir le type d'eau utilisé pour l'alimentation (les différents types existent en Q+ sont montré dans la figure.

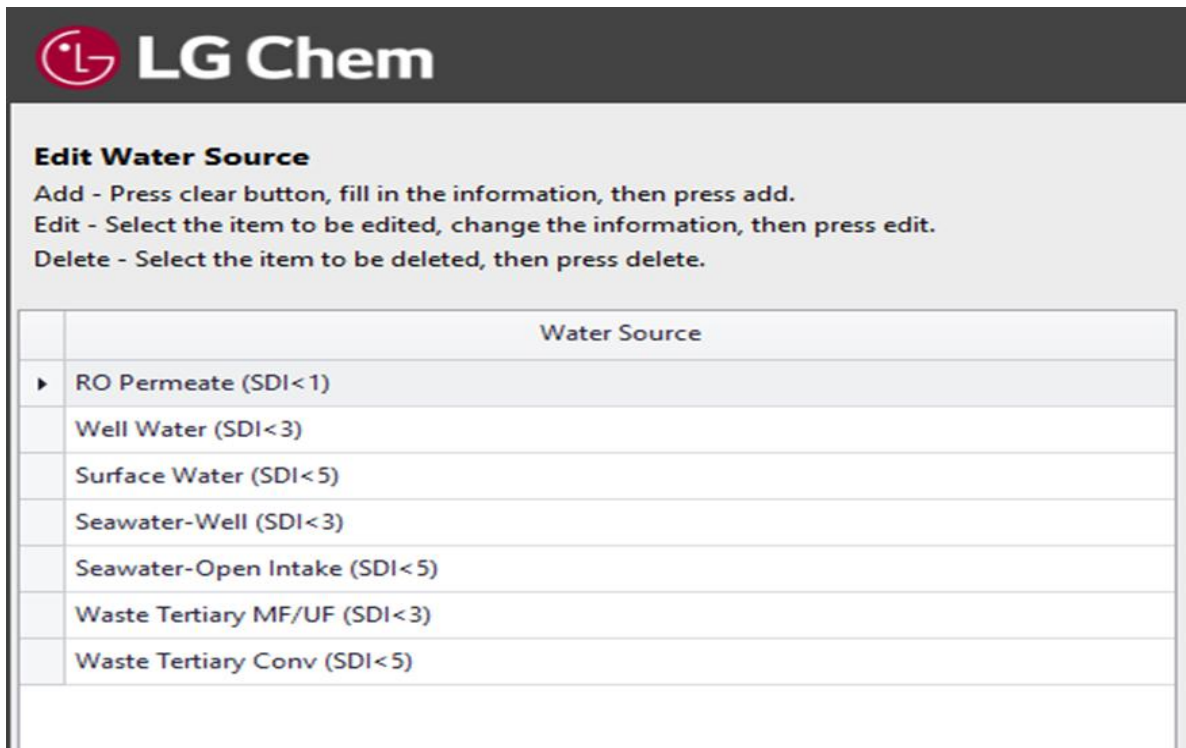


Figure IV. 5: les différents types d'eau d'alimentation proposé par Q+ (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.4.4. Diagramme Interactif de Flux de Processus (Interactive Process Flow Diagram)

Les utilisateurs peuvent interagir avec le diagramme pour explorer différentes branches du processus. Cela permet de simuler des scénarios et de voir comment les modifications apportées à un élément peuvent influencer l'ensemble du flux. Q+ offre des options de personnalisation pour adapter les diagrammes aux besoins spécifiques d'un projet. Les utilisateurs peuvent ajouter des annotations, des couleurs et des symboles pour rendre le diagramme plus informatif et visuellement attrayant. Les diagrammes créés dans Q+ peuvent être exportés dans divers formats (PDF, PNG, etc.) ou intégrés dans d'autres outils de gestion de projet, facilitant ainsi le partage et la collaboration. Les diagrammes de flux offrent plusieurs avantages. Ils fournissent une vue d'ensemble claire des processus complexes, rendant les informations plus accessibles. En analysant les flux, les équipes peuvent identifier des opportunités d'amélioration et ajuster les processus pour mieux répondre aux besoins des utilisateurs. De plus, les diagrammes facilitent l'engagement des parties prenantes en leur permettant de visualiser et de comprendre facilement les processus en jeu.

IV.4.5. Génération de Rapports dans Q+ (Report Generation)

Une fois la conception d'un système RO finalisée dans Q+, les utilisateurs peuvent accéder à un onglet dédié à la génération de rapports. Cette fonctionnalité est cruciale pour documenter les résultats de la conception et partager les informations pertinentes avec les parties prenantes, telles que les clients, les investisseurs ou les équipes de projet.

Les rapports générés par Q+ contiennent plusieurs sections clés qui fournissent une vue d'ensemble complète des performances du système RO :

1. Performances des éléments RO : Cette section présente des données détaillées sur les membranes utilisées, y compris leur type, leur surface, leur efficacité et leur durée de vie estimée. Les utilisateurs peuvent également voir des graphiques et des tableaux illustrant le flux d'eau, la réduction de la salinité et d'autres performances clés.
2. Compositions des flux : Les rapports incluent des informations sur la composition chimique de l'eau brute, de l'eau produite et de l'eau rejetée. Cela permet d'évaluer

l'efficacité du système en termes de réduction des contaminants et de conformité aux exigences de qualité de l'eau.

3. Coûts d'exploitation : Les utilisateurs peuvent obtenir une estimation des coûts d'exploitation du système, y compris les coûts énergétiques, les coûts de maintenance et les coûts liés au remplacement des membranes. Cette section est essentielle pour les analyses de rentabilité et pour la prise de décisions financières.
4. Analyse de sensibilité : Si cette fonctionnalité a été utilisée, le rapport peut également inclure une analyse de sensibilité, montrant comment les variations des paramètres d'entrée affectent les performances du système. Cela aide à identifier les facteurs critiques à surveiller.

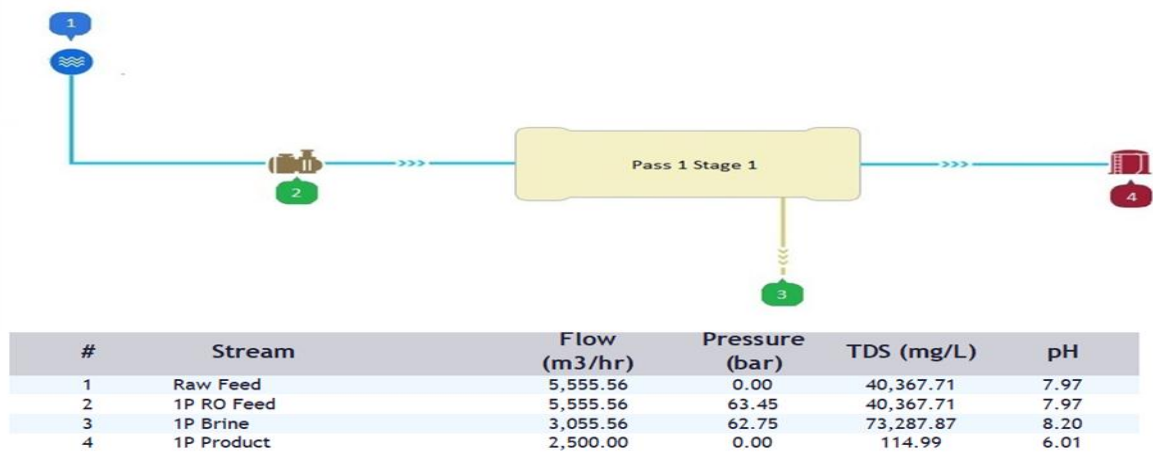


Figure IV. 6: Design report (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.5. Dimensionnement de la station de dessalement d'El Marsa d'une capacité de 60000 m³ /j

IV.5.1. Les étapes du dimensionnement

Pour dimensionner une station de dessalement il faut suivre les étapes suivantes :

IV.5.1.1 Déterminer les spécifications de l'eau d'alimentation

Le dimensionnement du système dépend de la qualité de l'eau d'alimentation et de l'application envisagée. Il est important d'étudier attentivement la source d'eau disponible, de procéder à une analyse détaillée de cette dernière, de déterminer le débit d'eau traitée à obtenir ainsi que sa qualité.

Cette première partie consiste à utiliser le logiciel Q+ de LG Chem Water Solution pour dimensionner et comparer les résultats obtenus par simulation d'une unité d'osmose

inverse (OI) d'une capacité de 60 000 m³/jour, en utilisant les mêmes principaux paramètres de fonctionnement que ceux de la station de dessalement d'El Marsa. Pour achever cette étape, il est nécessaire de passer par plusieurs fenêtres avant d'obtenir le rapport final de la simulation.

Une fois le logiciel Q+ est exécuté, on trouve l'onglet « Project informations », il est nécessaire de saisir les informations de base du projet ainsi que les préférences personnelles de l'utilisateur.



Figure IV. 7: Fenêtre remplie de Projet Information (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

La station de dessalement d'eau de mer doit fonctionner de manière efficace et fiable, en atteignant sa pleine capacité dans les limites des conditions de référence du site. Lors de la conception, l'entrepreneur doit prendre en compte les conditions minimales et maximales spécifiées dans le tableau suivant :

Tableau IV. 1: Conditions du Site de Référence (CSR) SDEM EL MARSA

Paramètres	Unité	Minimum	Maximum	Conditions du Site de Référence (CSR)
Température	°C	14	30	/
Total des Matières Solides dissoutes (TDS)	mg/l	35 000	40 000	/
Total des Matières Solides en suspension (TSS)	mg/l	-	50	/

Hydrocarbures	mg/l	0	0,1	/
Bore	mg/l	3,76	4,00	/

Aussi, d'autres paramètres de l'analyse de l'eau de mer de conception définies dans le tableau ci-dessous, telle qu'elle a été utilisée dans le logiciel de projection d'OI :

Tableau IV. 2: Paramètres de l'eau de mer

Paramètre	Unité	Valeur
Ph	-	7,97
Calcium, Ca	mg/l	5,48
Magnésium, Mg	mg/l	1,542
Sodium, Na	mg/l	12,320
Potassium, K	mg/l	4,41
Baryum, Ba	mg/l	0,1
Ammonium, NH4	mg/l	0,2
Bicarbonate, HCO3	mg/l	1,80
Chlorure, Cl	mg/l	23,117
Sulfate, SO4	mg/l	2,197
Fluor, F	mg/l	2,27
Silice, en tant que SiO2	mg/l	1,1
Carbonate, CO3	mg/l	3,5

Remarque :

Le système d'osmose inverse est conçu pour traiter l'eau de mer ayant une concentration totale de solides dissous (TDS) d'environ 40,300 mg/l. Il convient de souligner que cette

valeur est supérieure à la concentration réelle en TDS, qui varie entre **37,500** et **38,000 mg/l**, ce qui contribue à la fiabilité et à la stabilité à long terme de la conception.

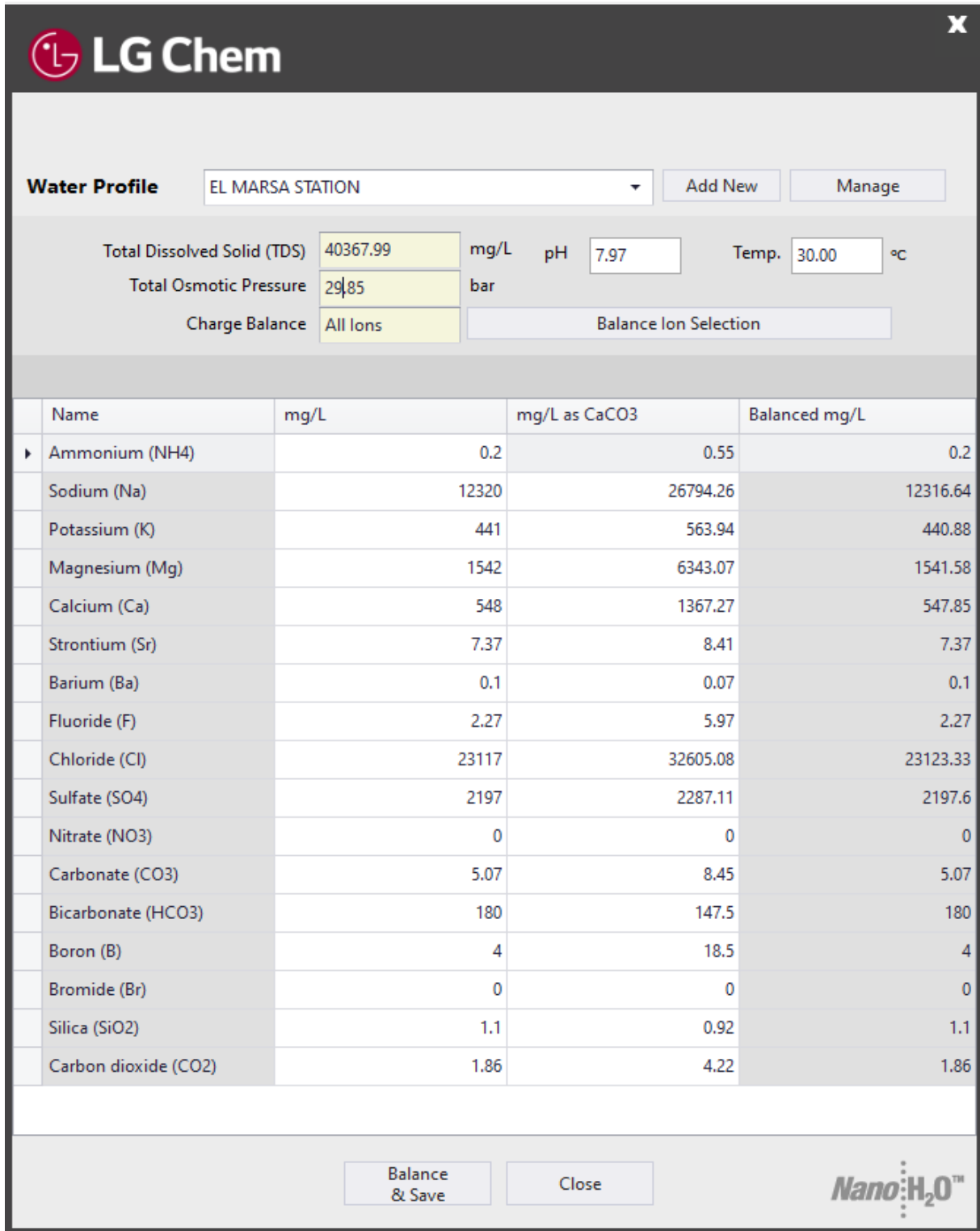


Figure IV. 8: Composition chimique de l'eau d'alimentation (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Avant de recopier les valeurs de la composition de l'eau de mer, il faut d'abord préciser le type d'eau, qui, dans ce cas, est de l'eau de mer collectée directement avec un SDI inférieur à 5. Par conséquent, la case correspondant à "Seawater-Open Intake (SDI<5)" doit être sélectionnée.

	Pass #1	Pass #2	Pass #3
Flow Loss	7.00 %	5.00 %	5.00 %
Salt Passage Increase	7.00 %	5.00 %	5.00 %
Membrane Age	3.00 Yr	0.00 Yr	0.00 Yr
Flow Factor	0.8	1.00	1.00
Safety Factor	1.00	1.00	1.00

Figure IV. 9: La source d'eau d'alimentation (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.5.1.2. Déterminer le flux moyen à considérer

La valeur du flux transmembranaire est déterminée à partir du design guidé par le logiciel LG, qui permet de modéliser et d'optimiser les performances des membranes en fonction des paramètres de pression, de température et de composition de l'eau, afin de maximiser l'efficacité du processus de dessalement par osmose inverse.

Dans notre cas, l'eau d'alimentation est l'eau de mers à prise d'eau ouverte dans le flux transmembranaire varie entre 12 et 13.

Il est préférable de travailler avec une valeur de flux transmembranaire plus faible, même si cela nécessite un plus grand nombre de membranes. Cette approche permet d'assurer une durée de vie plus longue des membranes d'osmose inverse.

En effet, en choisissant un flux transmembranaire plus modéré, on la dégradation des membranes. Bien que cela implique d'installer un plus grand nombre d'éléments membranaires, cette stratégie garantit une meilleure résistance et une durabilité accrue des membranes sur le long terme.

Cela se traduit par des coûts d'exploitation et de remplacement des membranes plus faibles, tout en maintenant une production d'eau déstalinisée satisfaisante.

IV.5.1.3. 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 2,3 m³/h (10 gpm) on choisira généralement des éléments d'un diamètre de 8 pouces (201 mm) et d'une longueur de 40 pouces (1016 mm).

Pour les systèmes plus petits, d'autres dimensions sont disponibles. Les caractéristiques des éléments de LG CHEM Water Solution sont décrites sur le site www.lgwatersolutions.com.

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 LG SW 400 R.

IV.5.1.4. Choix du taux de conversion

Rappelons que le taux de conversion est le rapport entre la quantité d'eau douce produite et la quantité d'eau de mer entrante dans l'installation.

$$Y = 100 \% \frac{Q_p}{Q_a}$$

En général, le taux de conversion dans le cas du dessalement de l'eau de mer est compris entre 30% et 60 % :

1. La valeur de 10% est adoptée pour les petites unités ayant un prétraitement sommaire et pour lesquelles la consommation énergétique n'est pas importante.
2. La valeur de 30 à 40% est adoptée pour des installations de capacité importante ayant un prétraitement complet et où la minimisation des investissements et des consommations d'énergie est une nécessité.
3. La valeur de 45 à 60% est de plus en plus utilisée pour diminuer les coûts en particulier lorsque la salinité d'eau de mer n'est pas trop élevée (35 à 36 g/l). [1]

Le système d'OI de la station d'EL MARSA est configuré en un seul passage et une seule étape avec un taux de récupération du perméat constant (efficacité) de **45%** sur toute la gamme de températures de l'eau de mer (14...30°C).

Tableau IV. 3: Les débits de conceptions de la station d'El Marsa

Débit de conception	Valeur en m ³ /h	Valeur en m ³ /j
Débit d'alimentation total	5655,6	135734,4
Débit alimentation par ligne	1131,1	27146,4
Débit de perméat total	2544,4	61065,6
Débit de perméat par ligne	509,09	12218,16
Débit de saumure d'OI total	3111,1	74666,4
Débit de saumure par ligne	622,22	14 933,28

IV.5.1.5. Calcul du nombre d'éléments nécessaires [15]

Diviser le débit de perméat spécifié Q_p par le flux f et par la surface de membrane S_E pour l'élément choisi :

$$N_e = \frac{Q_p}{f \cdot S_e}$$

N_e : nombre d'élément

Q_p : débit de perméat de conception du système

F : le flux transmembranaire

S_e : surface de membrane active de l'élément sélectionné

Donc :

$$N_e = \frac{622,22}{12,7 \times 0.001 \times 37}$$

$$N_e = 1078$$

$N_e = 1078$ éléments par rack

Nous avons cinq racks au sein de la station donc le nombre d'éléments total est : 5390 membranes.

IV.5.1.6. Calculer le nombre de tubes de pression nécessaires

Les tubes de pression standard contiennent 6 éléments, mais il existe des tubes plus longs qui peuvent en contenir jusqu'à 8. Pour de petits systèmes, il existe aussi des tubes plus courts.

Dans notre cas, le tube à pression contient 7 membranes. On divise le nombre d'éléments N_E par la capacité N_{EPV} des tubes (nombre d'élément par tube)

$$N_V = \frac{N_E}{N_{EPV}}$$

Avec :

N_V : nombre de tube de pression

N_{EPV} : nombre d'éléments par tube à pression

N_E : nombre d'éléments

AN :

$$N_V = \frac{1078}{7}$$

$N_V = 154$ tubes à pressions par rack

Nous avons cinq racks au sein de la station, donc le nombre de tubes à pression total est : 770 tubes.

IV.5.1.7. Choix des récupérateurs d'énergie

Les récupérateurs d'énergie (ERD) jouent un rôle crucial dans les systèmes d'osmose inverse en améliorant l'efficacité énergétique et en réduisant l'énergie spécifique requise pour le processus de dessalement. L'énergie spécifique, qui représente la quantité d'énergie nécessaire pour produire un mètre cube d'eau dessalée, est considérablement diminuée grâce à l'utilisation d'ERD. Ces dispositifs récupèrent l'énergie hydraulique du flux de rejet haute pression (concentrat) et la réinjectent dans le système, permettant ainsi de réduire la consommation d'énergie de 30 à 60 % par rapport à un système sans ERD. En l'absence de récupérateurs d'énergie, les systèmes doivent fonctionner avec des pompes plus puissantes, entraînant une augmentation de l'énergie spécifique et, par conséquent, des coûts d'exploitation plus élevés. Ainsi, l'intégration d'ERD dans les installations d'osmose inverse non seulement optimise l'efficacité énergétique, mais contribue également à rendre le processus de dessalement plus durable et économiquement viable.

D'après des documents réalisés par Energy Recovery Inc, la capacité des échangeurs de pression individuels (PX-Q300) utilisés ici est comprise entre 45 et 68 m³/h. Ceci se réfère à la fois au côté basse pression et au côté haute pression. La pression maximale admissible est de 82,7 bars. Chacune des 5 lignes d'OI comprend un groupe de 12 échangeurs de pression, regroupés en deux lignes de 6 unités et montés sur un rack commun.

La figure ci-dessous montre que l'énergie spécifique sans récupérateurs d'énergie est égale à 4,92 KWh/m³ et la pression de la pompe à haute pression est égale à 63,76 bars.

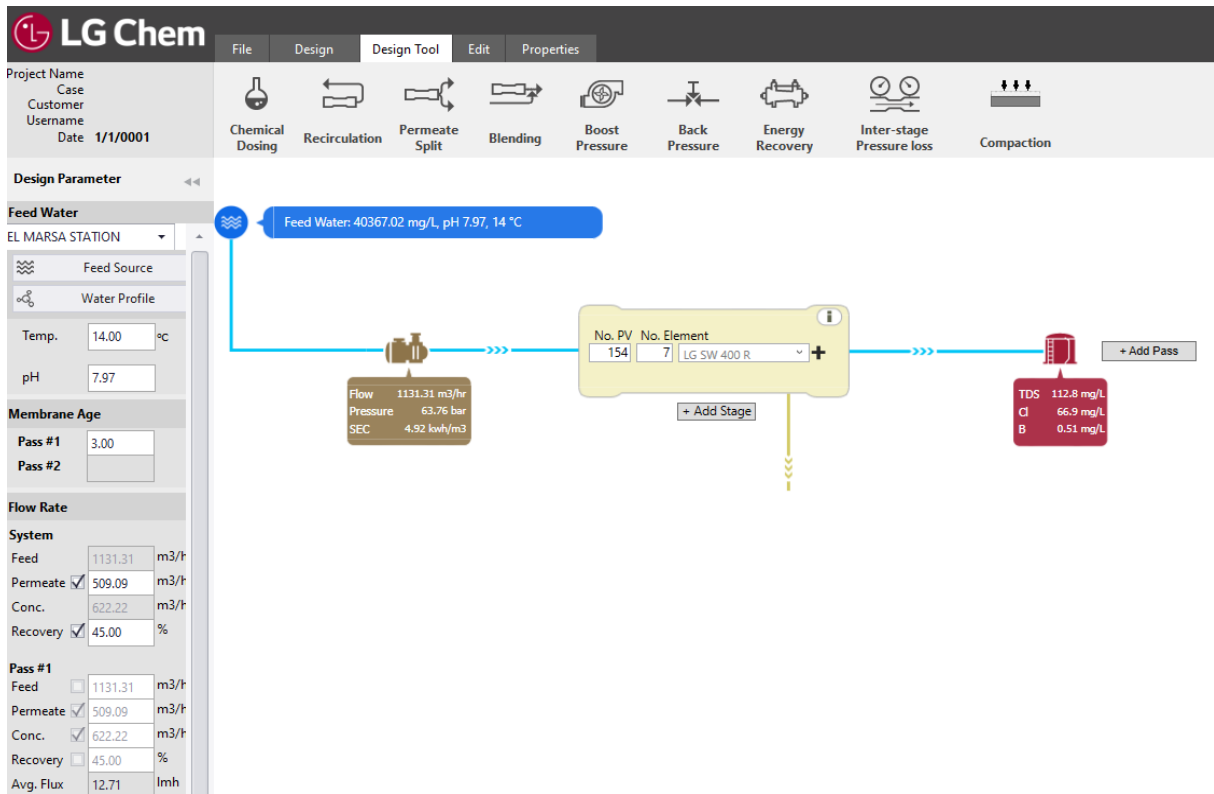


Figure IV. 10: Conception d'un rack sans récupération d'énergie (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Dans la figure suivante nous allons ajouter à la conception un récupérateur d'énergie et on compare les résultats :

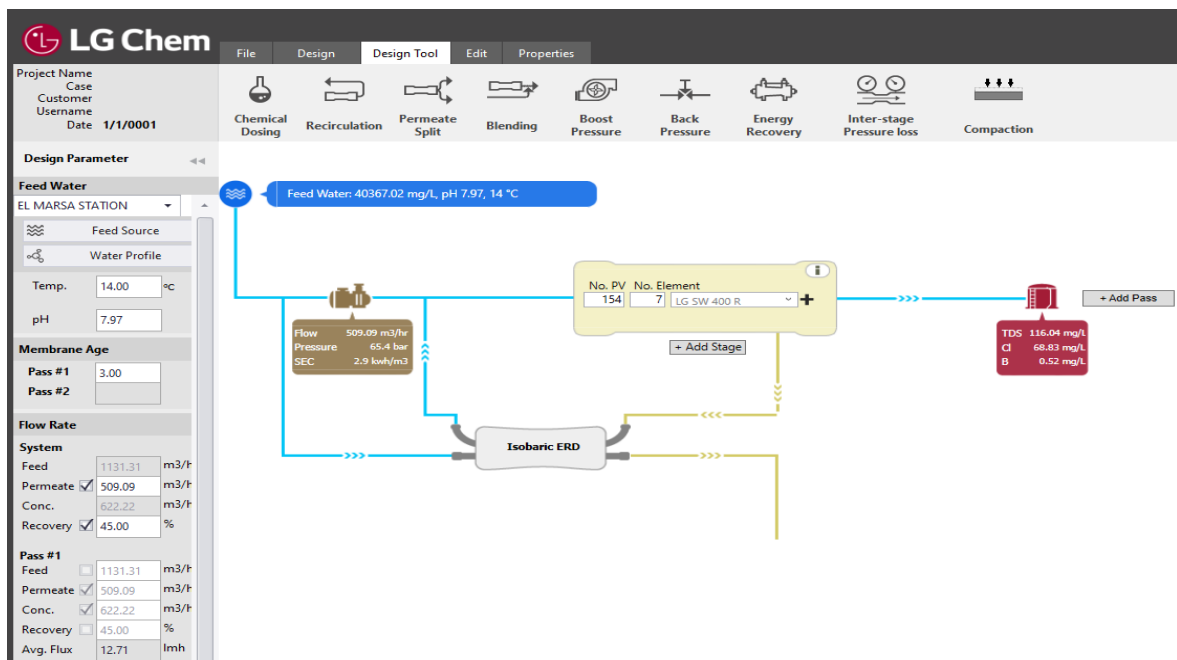


Figure IV. 11: Conception d'un rack avec installation d'un récupérateur d'énergie Isobaric ERD (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Dans la conception avec l'utilisation du récupérateur d'énergie ERD, l'énergie spécifique est égale à 2,9 KWh /m³, cette valeur est presque égale à la moitié de la valeur d'énergie spécifique sans récupérateur d'énergie. Cependant, on observe une légère augmentation de la pression de la pompe HP, due au mélange de l'eau de saumure avec l'eau d'alimentation, ce qui a entraîné une augmentation de la salinité de l'eau entrant dans la pompe HP, et donc une augmentation de la pression à l'entrée des membranes.


IV.5.1.8. Résultats finaux de la conception

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).

IV.5.1.8.1. Résultats finaux à 14 °C (la température la plus basse)



2024-08-07 14:57:14
v3.3.0.1

Project name:	Water type: EL MARSIA STATION	Membrane age: 3
Customer:	Flux loss per year: 7.00%	Safety factor: 1
Username:	Salt passage increase: 7.00%	

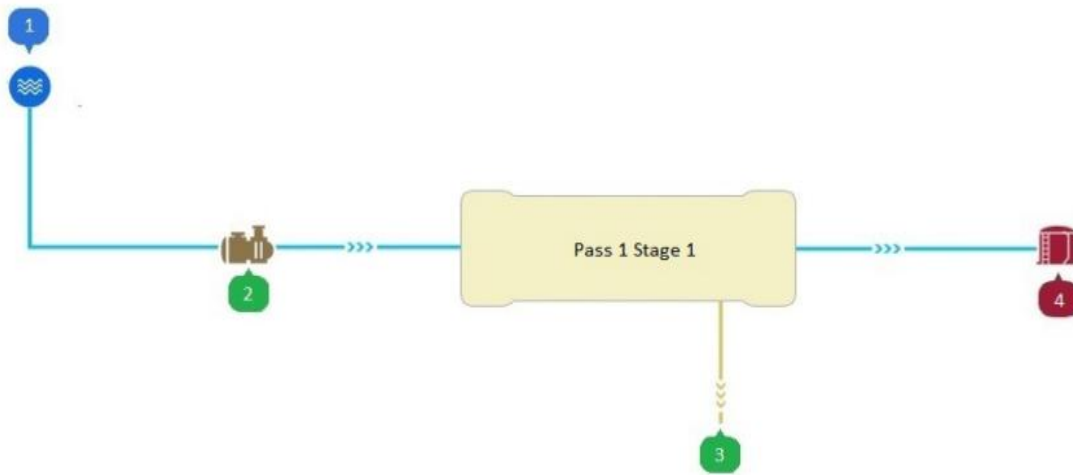
Overall System

Total permeate flow: 509.09 m3/hr	Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)	Feed pressure: 65.4 bar (1P)
Raw water flow: 1,131.31 m3/hr	Raw water TDS: 40,367.02 mg/L	
Total concentrate flow: 622.22 m3/hr	Feed osmotic pressure: 28.28 bar	
Overall recovery: 45 %	Concentrate osmotic pressure: 52.76 bar	

System - Pass1

Permeate flow: 509.09 m3/hr	Average flux: 12.71 lmh	Temperature: 14 °C
RO feed flow: 1,131.31 m3/hr	Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)	Average NDP: 21.16 bar
Concentrate flow: 622.22 m3/hr	Feed TDS: 41,484.13 mg/L	Specific energy: 2.9 kWh/m³
Recovery: 45 %	Feed osmotic pressure: 29.06 bar	Feed pressure: 65.4 bar
Number of elements: 1078	Concentrate osmotic pressure: 52.76 bar	Permeate TDS: 116.04 mg/L
ERD type: Isobaric	Pump efficiency: 80 %	Fouling factor: 0.8
Recirculation:		

	# of vessels	# of elements	RO feed flow	Permeate flow	Conc. flow	RO feed pressure	Conc. pressure	Vessel DP	Boost pressure	Back pressure	Inter-stage pressure loss	Average flux	Perm. TDS
			m3/hr	m3/hr	m3/hr	bar	bar	bar	bar	bar	bar	lmh	mg/L
Stage 1	154	7	1,131.31	508.92	622.39	65.4	64.68	0.72	0	0	0	12.7	116.04



#	Stream	Flow (m3/hr)	Pressure (bar)	TDS (mg/L)	pH
1	Raw Feed	1,131.31	0.00	40,367.02	7.97
2	1P RO Feed	1,131.31	65.40	41,484.13	7.97
3	1P Brine	622.22	64.68	75,310.53	8.21
4	1P Product	509.09	0.00	116.04	6.01

Figure IV. 12 : Rapport des résultats de la simulation de 14 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc. Stage1	Permeate Stage1
Ammonium	0.20	0.21	0.37	0.00
Sodium	12,315.95	12,656.78	22,972.51	41.13
Potassium	440.85	453.06	822.10	1.73
Magnesium	1,541.49	1,584.15	2,878.40	1.35
Calcium	547.82	562.98	1,022.94	0.47
Strontium	7.37	7.57	13.76	0.01
Barium	0.10	0.10	0.19	0.00
Fluoride	2.27	2.33	4.23	0.01
Chloride	23,124.64	23,764.64	43,140.55	68.83
Sulfate	2,197.73	2,258.55	4,104.80	0.67
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	3.49	3.53	6.42	0.00
Bicarbonate	180.00	184.98	335.17	1.31
Boron	4.00	4.11	7.05	0.52
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	1.10	1.13	2.05	0.00
CO2	2.40	2.40	2.40	2.40
TDS	40,367.02	41,484.13	75,310.53	116.04
pH	7.97	7.97	8.21	6.01

Within Vessels - Pass1

	Position	RO feed flow m3/hr	Permeate flow m3/hr	Flux lmh	Element recovery %	Element DP bar	Net driving pressure bar	Polarization	Feed TDS mg/L	Perm. TDS mg/L
Stage 1										
LG SW 400 R	1	7.35	0.84	22.58	11.42	0.16	28.62	1.19	41,480.69	51.40
LG SW 400 R	2	6.51	0.69	18.45	10.53	0.13	24.63	1.17	46,823.34	69.52
LG SW 400 R	3	5.82	0.55	14.76	9.42	0.11	20.88	1.15	52,328.86	94.64
LG SW 400 R	4	5.27	0.43	11.63	8.19	0.09	17.49	1.13	57,763.98	129.10
LG SW 400 R	5	4.84	0.34	9.06	6.95	0.08	14.53	1.10	62,908.76	175.73
LG SW 400 R	6	4.50	0.26	7.02	5.79	0.07	12.01	1.09	67,597.50	237.82
LG SW 400 R	7	4.24	0.20	5.43	4.76	0.07	9.91	1.07	71,737.62	319.07

Solubility - Pass1

	Solubility calculation	
	Feed	Conc.
LSI	0.99	2.08
CaSO4	21.83 %	47.42 %
SrSO4	10.06 %	27.21 %
BaSO4	286.47 %	383.27 %
CaF2	84.96 %	560.67 %
SiO2	0 %	0 %
Stiff Davis Index	-0.59	0.56

Figure IV. 13 : Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de 14 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Commentaires :

Plusieurs points peuvent être extraits du tableau :

1. La pression d'alimentation maximale requise pour le système est 65,4 bars.
2. La qualité du perméat est d'une extrême haute qualité (116,4 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.

IV.5.1.8.2. Résultats finaux à 30 °C (la température la plus haute)



2024-08-07 15:08:37

v3.3.0.1

Project name:	Water type: EL MARSА STATION	Membrane age: 3
Customer:	Flux loss per year: 7.00%	Safety factor: 1
Username:	Salt passage increase: 7.00%	

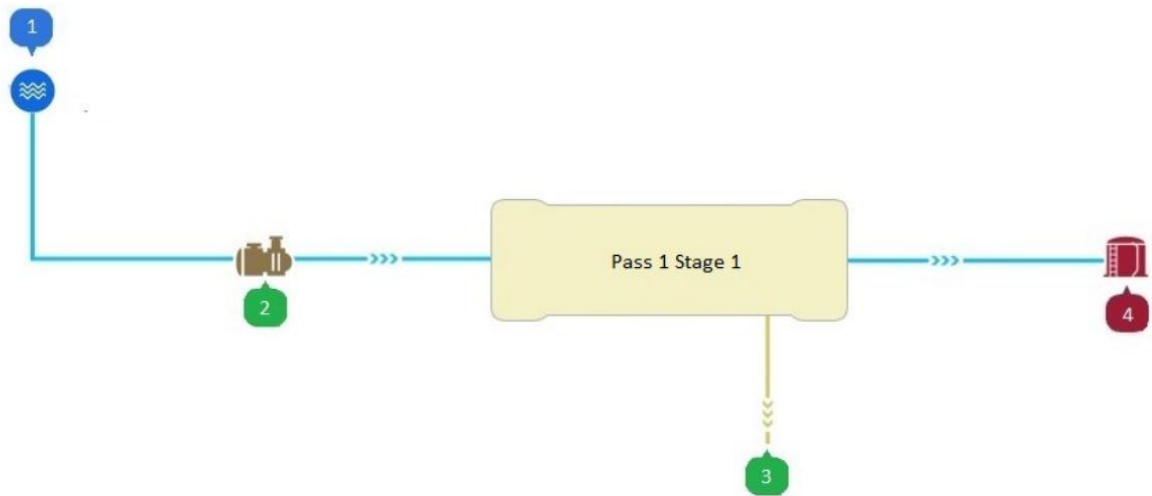
Overall System

Total permeate flow: 509.09 m3/hr	Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)	Feed pressure: 60.53 bar (1P)
Raw water flow: 1,131.31 m3/hr	Raw water TDS: 40,367.99 mg/L	
Total concentrate flow: 622.22 m3/hr	Feed osmotic pressure: 29.85 bar	
Overall recovery: 45 %	Concentrate osmotic pressure: 55.59 bar	

System - Pass1

Permeate flow: 509.09 m3/hr	Average flux: 12.71 lmh	Temperature: 30 °C
RO feed flow: 1,131.31 m3/hr	Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)	Average NDP: 14.52 bar
Concentrate flow: 622.22 m3/hr	Feed TDS: 41,485.11 mg/L	Specific energy: 2.69 kWh/m ³
Recovery: 45 %	Feed osmotic pressure: 30.68 bar	Feed pressure: 60.53 bar
Number of elements: 1078	Concentrate osmotic pressure: 55.59 bar	Permeate TDS: 389.16 mg/L
ERD type: Isobaric	Pump efficiency: 80 %	Fouling factor: 0.8
Recirculation:		

	# of vessels	# of elements	RO feed flow	Permeate flow	Conc. flow	RO feed pressure	Conc. pressure	Vessel DP	Boost pressure	Back pressure	Inter-stage pressure loss	Average flux	Perm. TDS
			m3/hr	m3/hr	m3/hr	bar	bar	bar	bar	bar	bar	lmh	mg/L
Stage 1	154	7	1,131.31	509.57	621.74	60.53	59.85	0.68	0	0	0	12.72	389.16



#	Stream	Flow (m3/hr)	Pressure (bar)	TDS (mg/L)	pH
1	Raw Feed	1,131.31	0.00	40,367.99	7.97
2	1P RO Feed	1,131.31	60.53	41,485.11	7.97
3	1P Brine	622.22	59.85	75,166.39	8.21
4	1P Product	509.09	0.00	389.16	6.52

Figure IV. 14 : Rapport des résultats de la simulation de 30 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc. Stage1	Permeate Stage1
Ammonium	0.20	0.21	0.35	0.04
Sodium	12,316.64	12,657.49	22,918.04	138.16
Potassium	440.88	453.08	819.65	5.81
Magnesium	1,541.58	1,584.24	2,878.93	4.53
Calcium	547.85	563.01	1,023.14	1.59
Strontium	7.37	7.57	13.76	0.02
Barium	0.10	0.10	0.19	0.00
Fluoride	2.27	2.33	4.22	0.03
Chloride	23,123.33	23,763.30	43,049.68	231.18
Sulfate	2,197.60	2,258.42	4,107.52	2.26
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	5.07	5.13	9.32	0.01
Bicarbonate	180.00	184.98	332.97	4.41
Boron	4.00	4.11	6.56	1.12
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	1.10	1.13	2.05	0.00
CO2	1.85	1.86	1.86	1.86
TDS	40,367.99	41,485.11	75,166.39	389.16
pH	7.97	7.97	8.21	6.52

Within Vessels - Pass1

	Position	RO feed flow m3/hr	Permeate flow m3/hr	Flux lmh	Element recovery %	Element DP bar	Net driving pressure bar	Polarization	Feed TDS mg/L	Perm. TDS mg/L
Stage 1										
LG SW 400 R	1	7.35	1.05	28.29	14.31	0.15	20.92	1.20	41,481.92	140.21
LG SW 400 R	2	6.30	0.76	20.41	12.05	0.12	16.29	1.16	48,385.47	216.41
LG SW 400 R	3	5.54	0.53	14.40	9.66	0.10	12.46	1.12	54,984.19	332.72
LG SW 400 R	4	5.00	0.37	10.08	7.49	0.09	9.46	1.09	60,829.75	504.39
LG SW 400 R	5	4.63	0.26	7.09	5.69	0.08	7.17	1.07	65,711.10	747.99
LG SW 400 R	6	4.36	0.19	5.07	4.32	0.07	5.48	1.05	69,633.13	1,078.03
LG SW 400 R	7	4.18	0.14	3.72	3.31	0.07	4.25	1.04	72,726.46	1,501.99

Solubility - Pass1

	Solubility calculation	
	Feed	Conc.
LSI	1.24	2.32
CaSO4	21.83 %	47.51 %
SrSO4	10.06 %	27.24 %
BaSO4	286.45 %	385.33 %
CaF2	83.72 %	548.41 %
SiO2	0 %	0 %
Stiff Davis Index	-0.38	0.76

Figure IV. 15 : Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de 30 °C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

Commentaires :

1. Les informations fournies avec le tableau indiquent que le résultat maximal de TDS obtenu dans le pire des cas est de 389,16 ppm.
2. Une autre observation à ajouter est que le système fonctionne à une pression d'alimentation plus faible à des températures plus élevées, cette pression est égale à 59,85 bars.
3. Pour la concentration de bore, même à la température la plus élevée, la valeur n'a pas dépassé 1,3 mg/l, ce qui est conforme à la norme algérienne.

Tableau IV. 4: récapitulation des résultats de la simulation avec logiciel Q+

Paramètres	Valeur de la simulation de la station d'El Marsa avec un seul étage
Débit d'alimentation par ligne (m ³ /h)	1131,1
Débit du perméat par ligne (m ³ /h)	509,09
Débit du rejet par ligne (m ³ /h)	622,22
Salinité-TDS de l'alimentation (ppm) (14°C)	41484,13
Salinité-TDS de l'alimentation (ppm) (30°C)	41485,11
Salinité- TDS du perméat (ppm) (14°C)	116,04
Salinité- TDS du perméat (ppm) (30°C)	389,16
Salinité- TDS du rejet (ppm) (14°C)	75310,53
Salinité- TDS du rejet (ppm) (30°C)	75166,39
Pression d'alimentation (bars) (14°C)	60,53
Pression d'alimentation (bars) (30°C)	65,40
Pression du rejet (bars) (14°C)	64,68
Pression du rejet (bars) (30°C)	59,85
Energie spécifique (kWh/m ³) (14°C)	2,9
Energie spécifique (kWh/m ³) (30°C)	2,69
pH du perméat (14°C)	6,01
pH du perméat (30°C)	6,52
Nombre de membrane utilisée par ligne de production	1078

IV.6. Application de la configuration en deux étages (augmentation de capacité de la station de dessalement)

Parmi les méthodes d'augmentation des capacités des stations sans nécessiter de modifications majeures, il y a l'implantation d'un deuxième étage, qui sert à dessaler le rejet du premier étage.

IV.6.1. Déterminer les spécifications de l'eau d'alimentation

Pour la deuxième fenêtre « Water Profil », on n'a fait aucun changement car c'est la même eau d'alimentation et donc c'est les mêmes données.

IV.6.2. Choisir le nombre d'étages

Le nombre d'étages détermine le nombre de tubes de pression en série à travers lesquels l'eau d'alimentation doit passer avant de ressortir du système sous forme de concentrat. Chaque étage est composé d'un certain nombre de tubes de pression en parallèle. Le nombre d'étages est défini en fonction du taux de conversion souhaité, du nombre d'éléments par tube de pression et de la qualité de l'eau d'alimentation. Plus le taux de conversion est élevé et la qualité de l'eau d'alimentation est faible, plus il faudra d'éléments en série pour atteindre le résultat désiré.

En général, le nombre d'éléments en série est lié au taux de conversion global du système. L'arrangement des éléments est décrit dans la table ci-dessous :

Taux de conversion du système (%)	Nombre d'éléments en série	Nombre d'étages (tubes de 6 éléments)	Nombre d'étages (tubes de 7 éléments)	Nombre d'étages (tubes de 8 éléments)
35 - 40	6	1	1	—
45	7 - 12	2	1	1
50	8 - 12	2	2	1
55 - 60	12 - 14	2	2	—

Figure IV.16: nombre d'étages en traitement d'eau de mer (Manuel technique Film Tech,2014)

Remarque :

Dans cette conception nous allons augmenter le taux de conversion sans changer la valeur du débit d'alimentation.

Pour dimensionner la station d'El Marsa, nous avons choisi un taux de conversion de 55%, avec des tubes de pressions avec 6 éléments par tubes.

Tableau IV. 5: Les nouveaux débits de conceptions sont les suivants :

Débit de conception	Valeur en m ³ /h	Valeur en m ³ /j
Débit d'alimentation total	5655,6	135732
Débit alimentation par ligne	1131,1	27146,4
Débit de perméat total	3111,1	74666,4
Débit de perméat par ligne	622,22	14933,28
Débit de saumure d'OI total	2544,4	61065,6
Débit de saumure par ligne	509,09	12218,16

On calcule le nombre d'éléments nécessaires :

$$N_e = \frac{622,22}{12,5 \times 0,001 \times 37}$$

$$N_e = 1345,34 \text{ éléments}$$

$$N_e = 1346 \text{ éléments}$$

Dans notre cas, le tube à pression contient 6 membranes. On divise le nombre d'éléments N_E par la capacité N_{EPV} des tubes (nombre d'élément par tube)

$$N_v = \frac{N_E}{N_{EPV}}$$

$$N_v = \frac{1346}{6}$$

$$N_v = 224,33$$

$$N_v = 225 \text{ tubes à pression}$$

Pour calculer le nombre de tube à pression dans le deuxième étage on va utiliser le rapport ou le ratio d'étagement :

$$R = \frac{N_v(i)}{N_v(i-1)}$$

L'étagement optimal d'un système est atteint lorsque chaque étage fonctionne avec la même fraction du taux de conversion global du système, à condition que tous les tubes de pression contiennent le même nombre d'éléments. Ainsi, on peut calculer le rapport d'étagement R pour un système à n étages et un taux de conversion global Y :

$$R = \frac{1}{1-Y}^{\frac{1}{n}}$$

Le nombre de tubes de pression du premier étage $N_V(1)$ peut être calculé à partir du nombre total de tubes N_V et du rapport d'étagement R, pour un système à deux étages, le nombre de tubes de pression du premier étage sera :

$$n=2 : \quad N_V(1) = \frac{N_V}{1+R^{-1}}$$

Généralement le nombre des éléments dans le premier étage est le double des éléments du deuxième étage donc si nombre total des tubes à pression est 225 tubes alors on aura 150 tubes dans le premier étage et 75 tubes à pressions dans le deuxième.

Ainsi, le nombre total de membranes par rack est de 1350, et étant donné que nous avons 5 racks au sein de la station, cela donne un total de 6750 membranes.

Pour le choix des membranes, on a gardé le même type des membranes LG SW 400 R dans le premier étage et les membranes LG SW 440 R dans le deuxième.

Dans ce cas, nous étions capables d'utiliser moins de membranes, mais nous avons préféré travailler avec le flux transmembranaire le plus faible, qui est égal à 12. En effet, au deuxième étage, nous avons utilisé les membranes LG SW 440 R, qui ont une surface plus grande. Par conséquent, l'espace entre les feuilles de membrane est plus réduit, ce qui fait que le sel a tendance à se déposer sur la membrane, augmentant ainsi le risque de colmatage. C'est pourquoi nous préférons travailler avec un flux plus faible, même si cela implique d'utiliser plus de membranes. L'essentiel est qu'elles durent plus longtemps, ce qui permet d'éviter leur remplacement et le nettoyage chimique.

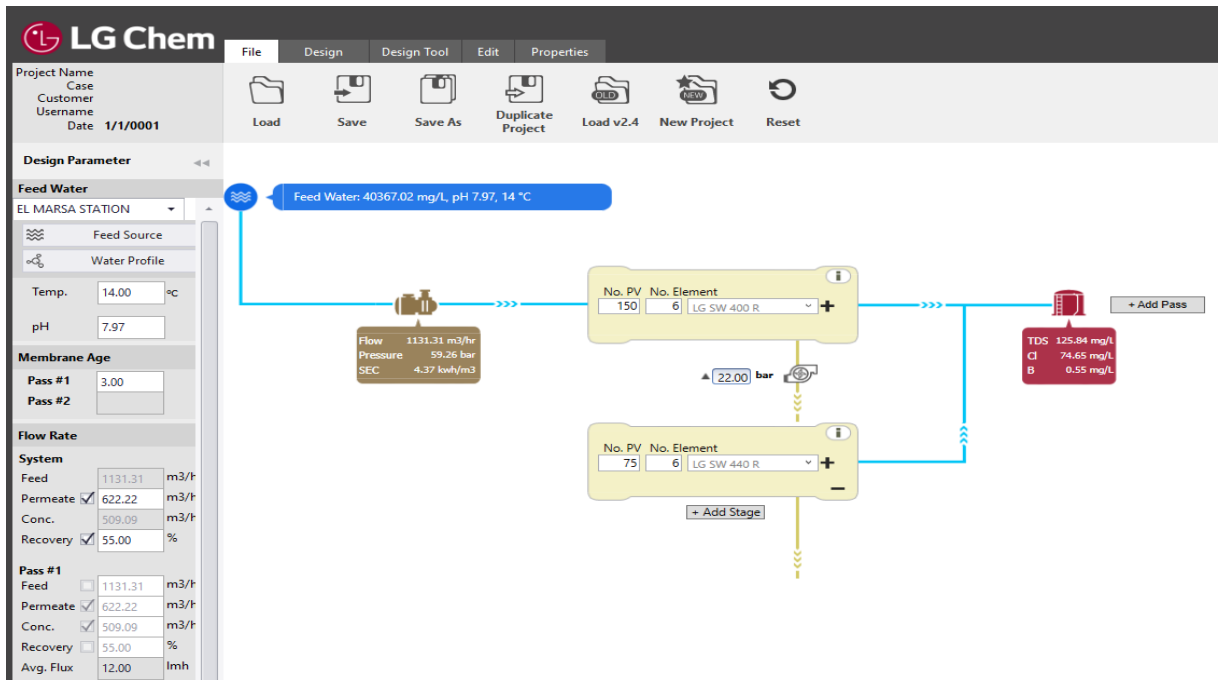


Figure IV. 17 : Conception d'un rack avec une configuration de deux étages à 14°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

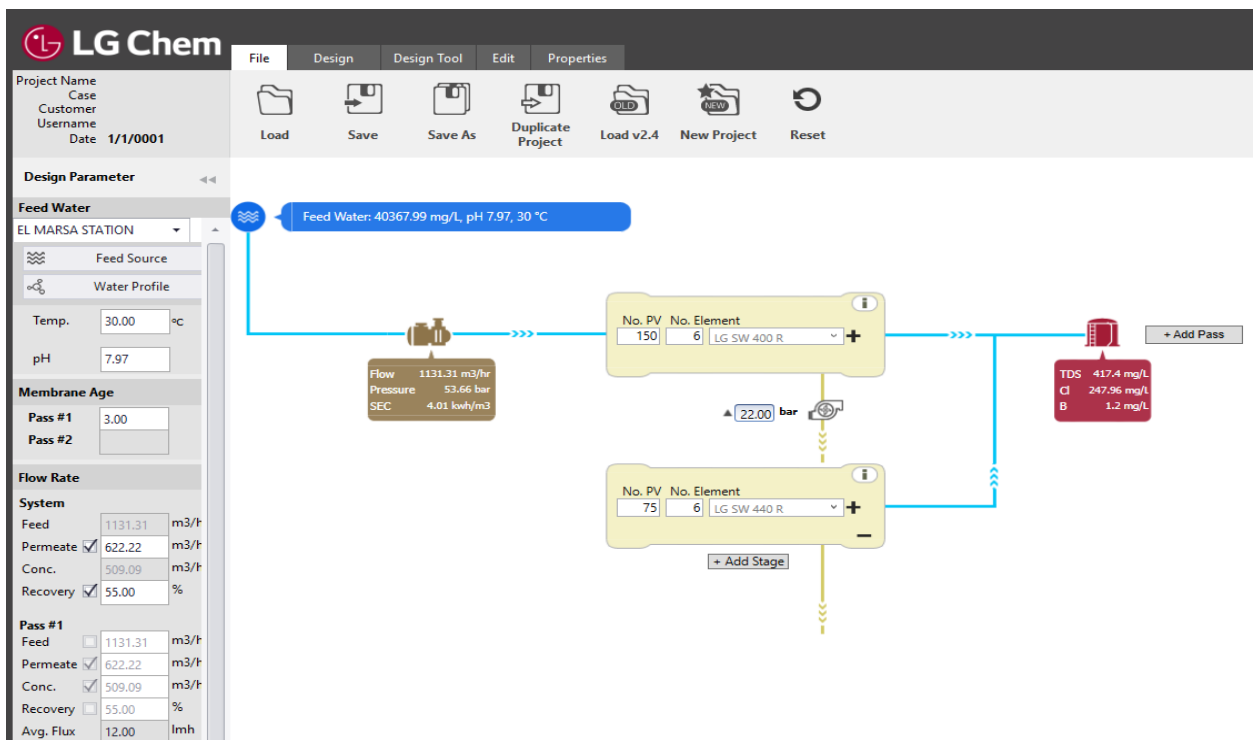


Figure IV. 18 : Conception d'un rack avec une configuration de deux étages à 30°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution,2024)

IV.6.3. Résultats finaux à 14 °C (la température la plus basse)

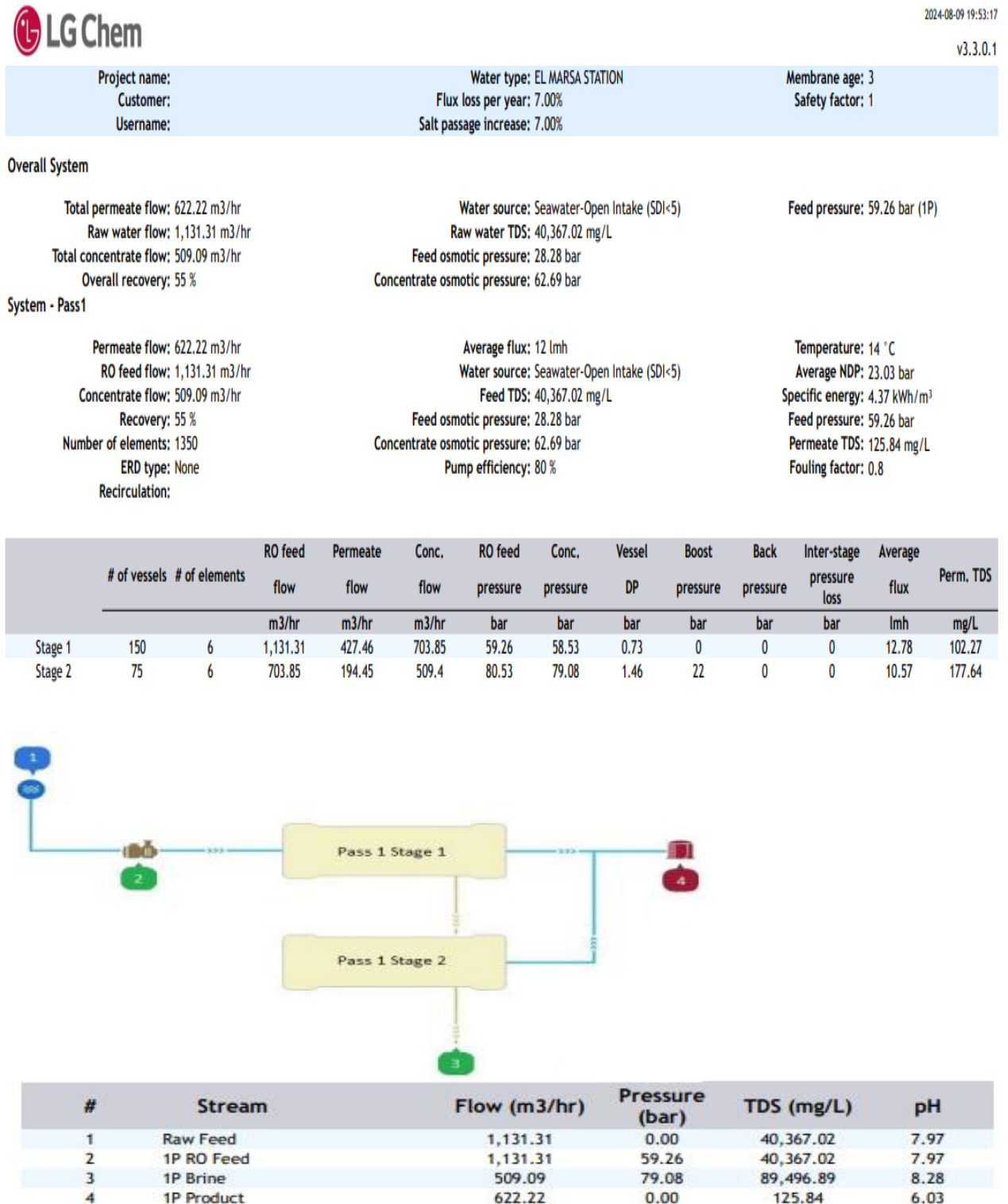


Figure IV. 19 : Rapport des résultats de la simulation de la configuration de deux étages à 14°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc.			Permeate		
			Stage1	Stage2	Composite	Stage1	Stage2	Composite
Ammonium	0.20	0.20	0.32	0.44	0.44	0.00	0.01	0.00
Sodium	12,315.95	12,315.95	19,773.69	27,297.92	27,297.92	36.25	62.99	44.61
Potassium	440.85	440.85	707.67	976.80	976.80	1.52	2.65	1.88
Magnesium	1,541.49	1,541.49	2,476.96	3,421.70	3,421.70	1.19	2.07	1.46
Calcium	547.82	547.82	880.27	1,216.02	1,216.02	0.42	0.73	0.51
Strontium	7.37	7.37	11.84	16.36	16.36	0.01	0.01	0.01
Barium	0.10	0.10	0.16	0.22	0.22	0.00	0.00	0.00
Fluoride	2.27	2.27	3.64	5.03	5.03	0.01	0.01	0.01
Chloride	23,124.64	23,124.64	37,131.95	51,265.97	51,265.97	60.65	105.40	74.65
Sulfate	2,197.73	2,197.73	3,532.10	4,880.00	4,880.00	0.59	1.03	0.73
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	3.49	3.49	5.62	7.76	7.76	0.00	0.00	0.00
Bicarbonate	180.00	180.00	288.62	398.02	398.02	1.16	2.01	1.42
Boron	4.00	4.00	6.15	8.21	8.21	0.47	0.74	0.55
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	1.10	1.10	1.77	2.44	2.44	0.00	0.00	0.00
CO2	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40
TDS	40,367.02	40,367.02	64,820.74	89,496.89	89,496.89	102.27	177.64	125.84
pH	7.97	7.97	8.15	8.28	8.28	5.96	6.19	6.03

Within Vessels - Pass1

	Position	RO feed flow m3/hr	Permeate flow m3/hr	Flux lmh	Element recovery %	Element DP bar	Net driving pressure bar	Polarization	Feed TDS mg/L	Perm. TDS mg/L
Stage 1										
LG SW 400 R	1	7.54	0.73	19.75	9.73	0.17	24.73	1.16	40,363.66	55.05
LG SW 400 R	2	6.81	0.61	16.49	9.00	0.14	21.52	1.14	44,708.79	71.77
LG SW 400 R	3	6.20	0.50	13.56	8.13	0.12	18.49	1.13	49,124.31	94.07
LG SW 400 R	4	5.69	0.41	11.00	7.18	0.11	15.71	1.11	53,463.79	123.58
LG SW 400 R	5	5.28	0.33	8.84	6.22	0.10	13.24	1.09	57,590.37	162.27
LG SW 400 R	6	4.95	0.26	7.06	5.29	0.09	11.08	1.08	61,396.79	212.45
Stage 2										
LG SW 440 R	1	9.38	0.68	16.58	7.22	0.30	28.78	1.10	64,815.94	100.32
LG SW 440 R	2	8.71	0.56	13.59	6.38	0.27	25.39	1.08	69,852.78	129.78
LG SW 440 R	3	8.15	0.45	11.06	5.55	0.25	22.33	1.07	74,603.20	167.51
LG SW 440 R	4	7.70	0.37	8.98	4.77	0.23	19.62	1.06	78,975.92	215.24
LG SW 440 R	5	7.33	0.30	7.29	4.06	0.21	17.24	1.05	82,919.69	274.80
LG SW 440 R	6	7.03	0.24	5.93	3.44	0.20	15.17	1.04	86,420.03	348.00

Solubility - Pass1

	Solubility calculation	
	Feed	Conc.
LSI	0.96	2.33
CaSO4	21.1 %	59.69 %
SrSO4	9.66 %	37.4 %
BaSO4	278.16 %	328.18 %
CaF2	78.47 %	1039.24 %
SiO2	0 %	0 %
Stiff Davis Index	-0.61	0.84

Figure IV.20: Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de la configuration de deux étages à 14°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)

Commentaires :

Plusieurs points peuvent être extraits du tableau :

1. La qualité du perméat est d'une extrême haute qualité (125,84 ppm de TDS), ce qui est conforme aux spécifications requises.
2. Le flux du système se situe dans la plage recommandée et il est égale à 12, c'est le flux le plus bas car nous avons au deuxième étage des membranes LG SW 440 R. En minimisant le lux dans ces membranes, elles peuvent vivre plus longtemps.
3. La pression à l'entrée des membranes du deuxième étage est égal à 80,53 bars, cette valeur est acceptée car elle est inférieure à la valeur de la pression maximale qu'une membrane peut supporter (82,7 bars).

IV.6.4. Résultats finaux à 30 °C (la température la plus haute)

Project name:	Water type: EL MARSIA STATION	Membrane age: 3
Customer:	Flux loss per year: 7.00%	Safety factor: 1
Username:	Salt passage increase: 7.00%	

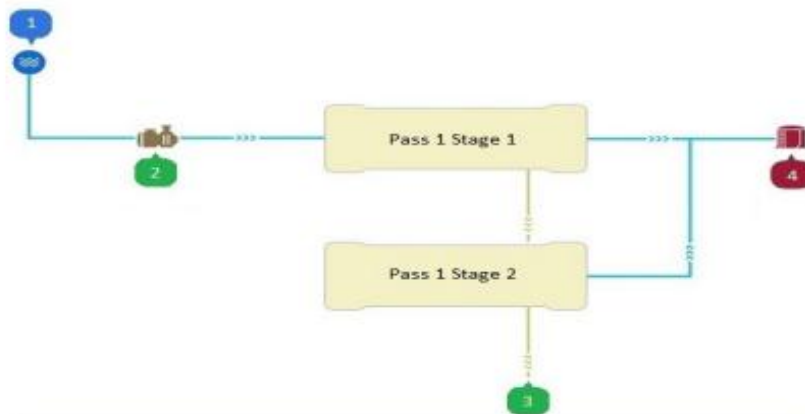
Overall System

Total permeate flow: 622.22 m3/hr	Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)	Feed pressure: 53.66 bar (1P)
Raw water flow: 1,131.31 m3/hr	Raw water TDS: 40,367.99 mg/L	
Total concentrate flow: 509.09 m3/hr	Feed osmotic pressure: 29.85 bar	
Overall recovery: 55 %	Concentrate osmotic pressure: 65.89 bar	

System - Pass1

Permeate flow: 622.22 m3/hr	Average flux: 12 lmh	Temperature: 30 °C
RO feed flow: 1,131.31 m3/hr	Water source: Seawater-Open Intake (SDI<5)	Average NDP: 15.45 bar
Concentrate flow: 509.09 m3/hr	Feed TDS: 40,367.99 mg/L	Specific energy: 4.01 kWh/m ³
Recovery: 55 %	Feed osmotic pressure: 29.85 bar	Feed pressure: 53.66 bar
Number of elements: 1350	Concentrate osmotic pressure: 65.89 bar	Permeate TDS: 417.4 mg/L
ERD type: None	Pump efficiency: 80 %	Fouling factor: 0.8
Recirculation:		

	# of vessels	# of elements	RO feed flow m3/hr	Permeate flow m3/hr	Conc. flow m3/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	150	6	1,131.31	422.91	708.4	53.66	52.95	0.71	0	0	0	12.65	342.62
Stage 2	75	6	708.4	198.84	509.56	74.95	73.51	1.44	22	0	0	10.81	576.43



#	Stream	Flow (m3/hr)	Pressure (bar)	TDS (mg/L)	pH
1	Raw Feed	1,131.31	0.00	40,367.99	7.97
2	1P RO Feed	1,131.31	53.66	40,367.99	7.97
3	1P Brine	509.09	73.51	89,114.93	8.28
4	1P Product	622.22	0.00	417.40	6.54

Figure IV. 21 : Rapport des résultats de la simulation de la configuration de deux étages à 30°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de la station

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc.			Permeate		
			Stage1	Stage2	Composite	Stage1	Stage2	Composite
Ammonium	0.20	0.20	0.30	0.40	0.40	0.03	0.05	0.04
Sodium	12,316.64	12,316.64	19,596.94	27,164.21	27,164.21	121.62	204.69	148.18
Potassium	440.88	440.88	701.03	971.23	971.23	5.11	8.60	6.23
Magnesium	1,541.58	1,541.58	2,459.50	3,416.63	3,416.63	3.99	6.73	4.87
Calcium	547.85	547.85	874.08	1,214.24	1,214.24	1.40	2.36	1.71
Strontium	7.37	7.37	11.76	16.33	16.33	0.02	0.03	0.02
Barium	0.10	0.10	0.16	0.22	0.22	0.00	0.00	0.00
Fluoride	2.27	2.27	3.61	5.00	5.00	0.03	0.05	0.04
Chloride	23,123.33	23,123.33	36,806.21	51,035.57	51,035.57	203.49	342.55	247.96
Sulfate	2,197.60	2,197.60	3,508.36	4,876.13	4,876.13	1.99	3.36	2.43
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	5.07	5.07	8.09	11.25	11.25	0.01	0.01	0.01
Bicarbonate	180.00	180.00	285.14	393.87	393.87	3.88	6.50	4.72
Boron	4.00	4.00	5.76	7.42	7.42	1.06	1.49	1.20
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	1.10	1.10	1.76	2.44	2.44	0.00	0.00	0.00
CO2	1.86	1.86	1.86	1.86	1.86	1.86	1.86	1.86
TDS	40,367.99	40,367.99	64,262.69	89,114.93	89,114.93	342.62	576.43	417.40
pH	7.97	7.97	8.15	8.28	8.28	6.47	6.68	6.54

Within Vessels - Pass1

	Position	RO feed flow	Permeate flow	Flux	Element recovery	Element DP	Net driving pressure	Polarization	Feed TDS	Perm. TDS
		m3/hr	m3/hr	lmh	%	bar	bar		mg/L	mg/L
Stage 1										
LG SW 400 R	1	7.54	0.87	23.41	11.53	0.17	17.08	1.15	40,364.88	156.92
LG SW 400 R	2	6.67	0.65	17.62	9.81	0.14	13.59	1.13	45,606.37	227.56
LG SW 400 R	3	6.02	0.48	13.04	8.05	0.12	10.65	1.10	50,543.21	329.28
LG SW 400 R	4	5.53	0.36	9.57	6.43	0.10	8.26	1.08	54,939.71	472.46
LG SW 400 R	5	5.18	0.26	7.03	5.05	0.09	6.38	1.06	58,681.49	668.51
LG SW 400 R	6	4.92	0.19	5.21	3.94	0.09	4.95	1.05	61,765.12	928.28
Stage 2										
LG SW 440 R	1	9.45	0.82	19.97	8.64	0.30	20.62	1.09	64,259.38	277.78
LG SW 440 R	2	8.63	0.60	14.78	7.00	0.27	16.90	1.07	70,310.94	399.01
LG SW 440 R	3	8.02	0.45	10.95	5.58	0.24	13.84	1.06	75,575.49	564.84
LG SW 440 R	4	7.58	0.33	8.18	4.41	0.22	11.38	1.04	80,006.83	784.14
LG SW 440 R	5	7.24	0.25	6.20	3.50	0.21	9.42	1.04	83,664.02	1,063.80
LG SW 440 R	6	6.99	0.20	4.78	2.80	0.20	7.86	1.03	86,658.02	1,407.23

Solubility - Pass1

	Solubility calculation	
	Feed	Conc.
LSI	1.21	2.57
CaSO4	21.1 %	59.71 %
SrSO4	9.66 %	37.35 %
BaSO4	278.15 %	331.79 %
CaF2	77.32 %	1007.11 %
SiO2	0 %	0 %
Stiff Davis Index	-0.4	1.03

Figure IV.22: Rapport des résultats de la simulation de la qualité d'eau du perméat de la configuration de deux étages à 30°C (Logiciel de simulation Q+ LG Sea Water Solution)

Commentaires :

1. Les informations fournies avec le tableau indiquent que le résultat maximal de TDS obtenu dans le pire des cas est de 417,40 ppm.
2. Pour la concentration de bore, même à la température la plus élevée, la valeur n'a pas dépassé 1,3 mg/l, ce qui est conforme à la norme algérienne.

IV.6.5. Choix des récupérateurs d'énergie (la technique de BITURBO)

La technique BiTurbo, développée par l'entreprise FEDCO qui est une entreprise spécialisée dans le secteur du dessalement et des technologies de l'eau, reconnue pour ses innovations visant à améliorer l'efficacité des systèmes de traitement de l'eau. L'entreprise se concentre sur le développement de solutions durables pour répondre aux défis croissants liés à l'approvisionnement en eau potable, notamment dans les régions arides.

La technique BiTurbo constitue une innovation majeure dans le domaine du dessalement. Conçue spécifiquement pour augmenter le taux de conversion de l'eau de mer en eau potable dans les stations de dessalement, cette méthode repose sur un système à deux étages utilisant des turbocompresseurs pour optimiser la pression et le flux d'eau à travers les membranes d'osmose inverse. Grâce à l'intégration de turbocompresseurs à haute efficacité, la technique BiTurbo permet d'augmenter la récupération d'eau, atteignant des taux de conversion de 50 à 60 %, ce qui est nettement supérieur aux systèmes traditionnels. Non seulement ce processus est plus efficace, mais il réduit également la consommation d'énergie, un facteur crucial dans les opérations de dessalement, souvent coûteuses en termes d'énergie. De plus, la technologie BiTurbo minimise l'encrassement des membranes, prolongeant ainsi leur durée de vie et réduisant les coûts de maintenance. Dans des régions arides comme le Moyen-Orient, où la demande en eau potable est en constante augmentation, l'application de cette technique permet de produire de l'eau à un coût compétitif tout en diminuant l'impact environnemental associé à la production d'eau dessalée.

IV.6.5.1. Impact de la technique BiTurbo sur la performance des membranes

L'osmose inverse (RO) à plusieurs étages permet un équilibrage du flux entre un réseau de membranes. Cela améliore la performance des membranes, augmente la récupération d'eau et assure un fonctionnement plus stable par rapport aux systèmes à un seul étage.

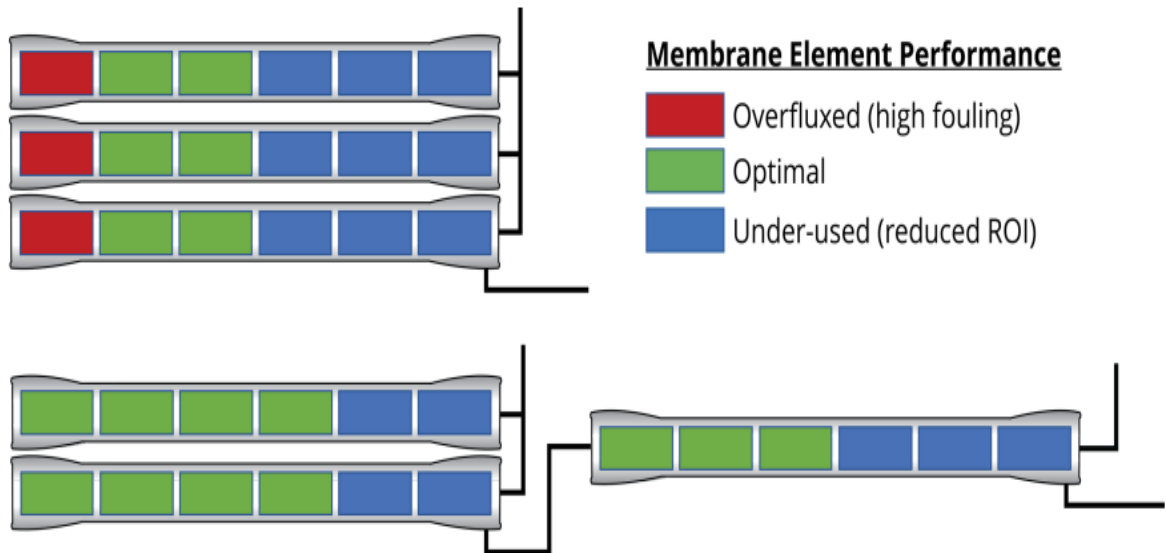


Figure IV.23: la performance des membranes dans le cas d'un seul étage et dans le cas des deux étages (FEDCO ,2022)

IV.6.5.2. Implémentation de la technique de Bi Turbo

Le RO multi-étagé (Multi stage Multi Turbo) offre aux concepteurs de systèmes une flexibilité maximale, leur permettant :

1. La technique BiTurbo développée par l'entreprise FEDCO permet d'augmenter significativement la production de perméat dans les systèmes de dessalement par osmose inverse, tout en évitant la nécessité d'extensions coûteuses des travaux civils. Cette approche innovante utilise un design à plusieurs étages avec des turbochargeurs pour optimiser la distribution de pression et améliorer le flux transversal à travers les membranes, ce qui permet d'atteindre des taux de récupération d'eau de mer plus élevés sans augmenter la taille des installations de prétraitement ou d'aspiration.

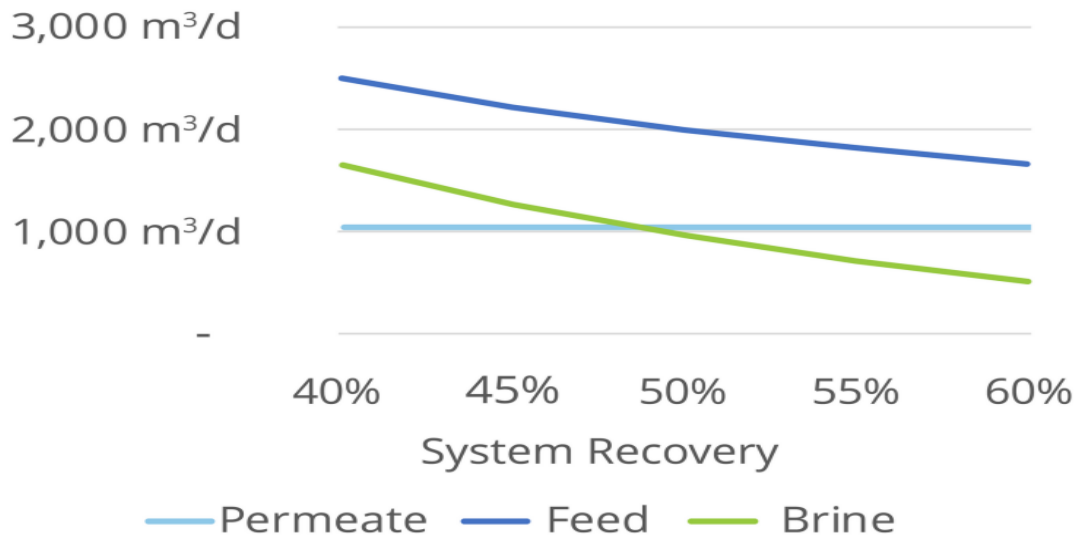


Figure IV. 24 : Cas de maintien de la production de perméat constante réduire l'ampleur des travaux de génie civil (FEDCO ,2022)

2. La technique BiTurbo de l'entreprise FEDCO permet de maintenir une production constante de perméat tout en réduisant l'ampleur des travaux de génie civil, grâce à son design innovant qui optimise la distribution de pression et améliore le flux transversal à travers les membranes. En intégrant des turbocompresseurs pour le renforcement de l'alimentation et entre les étages, cette technologie multi-étage maximise la production d'eau dessalée sans nécessiter d'extensions coûteuses des infrastructures existantes, ce qui se traduit par une réduction des coûts d'installation et une empreinte environnementale moindre.

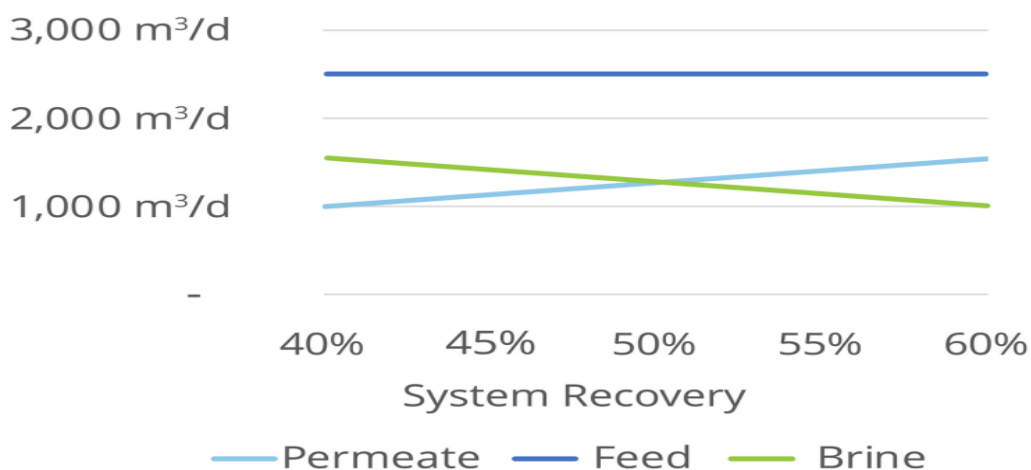


Figure IV.25: Cas de l'augmentation de la production de perméat et l'ampleur des travaux de génie civil reste la même (FEDCO ,2022)

L'objectif est de maximiser la récupération du perméat. La plage optimale de TDS pour utiliser cette technique se situe entre 36 000 ppm et 40 000 ppm. La raison en est la limitation de la membrane, qui est de 1200 Psi. Pour cette raison, il est nécessaire de rester dans cette plage afin d'utiliser les tubes à pression et les membranes standards. Si nous souhaitons dépasser cette pression, il faudra utiliser des tubes à pression ultra haute et des membranes ultra haute pression également qui sont conçus pour supporter des pressions jusqu'à 1800 Psi, mais ces membranes sont actuellement utilisées pour des techniques tellement coûteuses tel que la technique ZLD ou MLD.

Le défi que nous rencontrons dans les systèmes à deux étages est la possibilité de colmatage et d'entartrage sur les membranes du deuxième étage, principalement parce que, dans les cas normaux, on travaille avec des flux très bas dans ce deuxième étage. Cependant, avec la technique MSMT, il est possible d'établir des liens entre les deux étages et d'obtenir des flux plus efficaces en suivant les recommandations du fabricant entre le premier et le deuxième étage, afin d'avoir le même flux entre les deux étages.

IV.6.5.3. Caractéristiques et fonctionnalités des turbocompresseurs

Les turbocompresseurs de FEDCO sont conçus pour fonctionner à une très haute efficacité.

Toute la saumure passe par la volute et la roue de la turbine, ce qui évite tout gaspillage d'énergie. Des joints toriques doubles assurent une étanchéité fiable de la tige de la vanne, avec des tailles de joints toriques standard. Une plaque de retenue empêche le retrait accidentel de la tige de la vanne de l'unité. La tige de vanne est en acier inoxydable Super Duplex SS 2507, tandis que la poignée de vanne est en acier inoxydable 316L ou Super Duplex 2507. La conception à plusieurs tours permet un ajustement précis du débit de saumure.

L'ouverture de la vanne auxiliaire consiste à ouvrir une vanne supplémentaire dans le système. En ouvrant cette vanne, le flux de saumure (eau salée) à travers le système augmente. Cette augmentation du débit de saumure entraîne une diminution de la pression de la saumure dans le système.

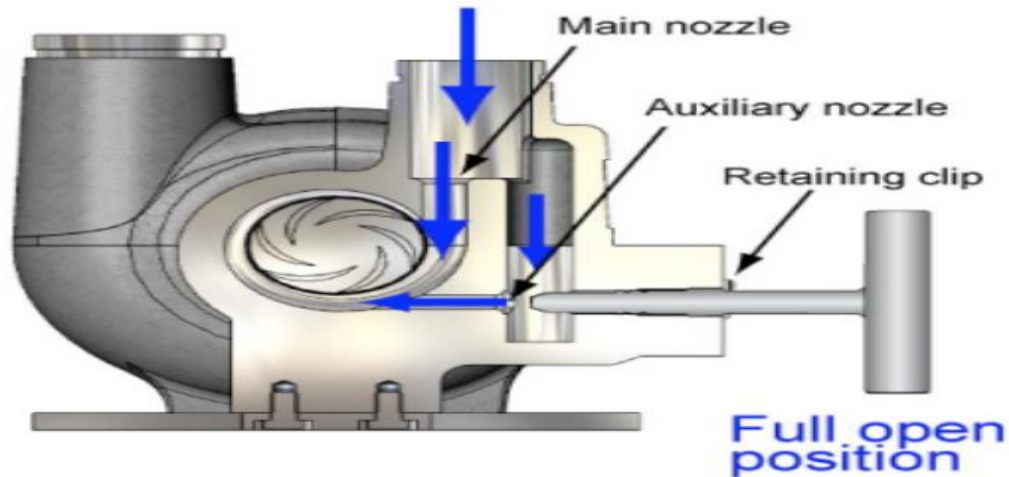


Figure IV. 26 : Vanne du turbocompresseur ouverte (FEDCO Proposal, 2024)

La fermeture de la vanne auxiliaire consiste à fermer la vanne supplémentaire dans le système. En fermant cette vanne, le flux de saumure à travers le système diminue. Cette diminution du débit de saumure entraîne une augmentation de la pression de la saumure dans le système.

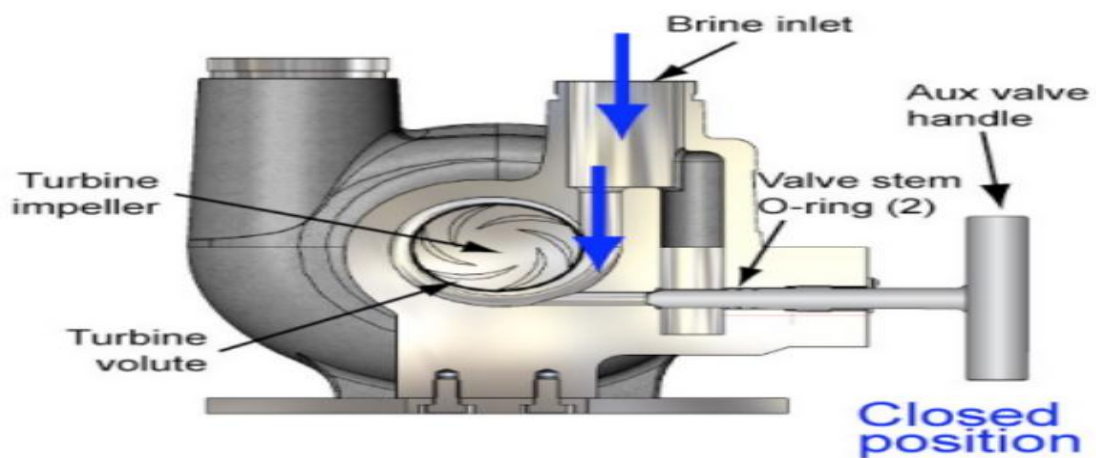


Figure IV. 27 : Vanne du turbocompresseur fermé (FEDCO Proposal, 2024)

IV.6.5.4. Proposition technique de l'entreprise FEDCO

Après avoir effectué le dimensionnement de la station de dessalement avec un taux de conversion de 55 %, en utilisant le logiciel de simulation LG Chem Water Solution, nous avons envoyé le dimensionnement à l'entreprise pour qu'elle nous propose et sélectionne les turbocompresseurs que nous allons utiliser pour récupérer de l'énergie, ainsi que pour choisir la pompe à haute pression.

IV.6.5.4.1. La pompe à haute pression

Voici les informations techniques de la pompe haute pression proposée par l'entreprise FEDCO :

La pompe, modèle MSD-65005, est une pompe à cinq étages avec un débit de 566,0 m³/h. Elle fonctionne avec une pression d'entrée de 2,0 bars et une pression de refoulement de 47,2 bars. La température d'alimentation est de 14,0 °C, avec une concentration en solides dissous totaux (TDS) de 40 000 et une densité calculée (SG) de 1,030. L'efficacité de la pompe est de 86,9 %, et elle tourne à une vitesse de 3 387 tours par minute. La hauteur de charge nette positive requise (NPSHR) est de 10,2 m, et la puissance absorbée est de 818,1 kW. Le poids de la pompe est de 1 275,0 kg.

	Material
Shaft	Super Duplex SS 2507 or Zeron 100
Inlet & Outlet	Super Duplex SS Zeron 100
Stage Bearings	Non-metallic
Motor Coupling	Flexible Disc-FNC Treated Carbon Steel
Coupling Guard	Carbon Steel - A36 Painted
Baseplate	Carbon Steel - A36 Painted
Mechanical Seal Faces	SiC/Graphite
Throttle Nipple & Drain Line	Super Duplex SS 2507
Impellers & Diffusers	Super Duplex SS Zeron 100

Figure IV.28: Matériaux de Fabrication de la pompe MSD-65005 (FEDCO Proposal, 2024)

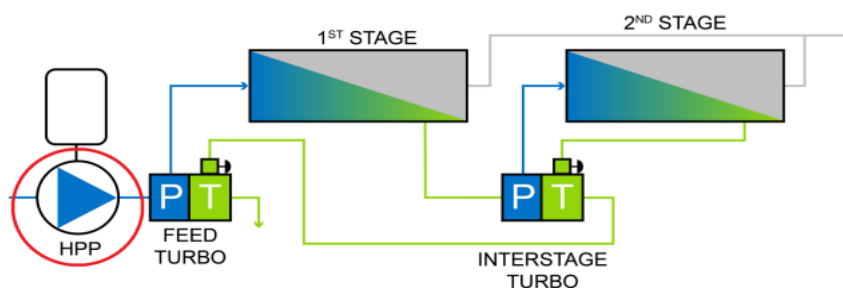


Figure IV.29: Emplacement de la Pompe HP dans le Système BiTurbo (FEDCO Proposal, 2024)

Remarque : on note qu'il est possible de conserver les mêmes pompes à haute pression existantes au sein de la station d'El Marsa. Chacune des cinq lignes d'osmose inverse dispose d'une pompe haute pression qui lui est dédiée.

Le modèle des pompes de la station d'El Marsa, HPH 150-500x3 SDSS, sont de

l'entreprise allemande DÜCHTING. Elles sont de type multicellulaire à plan de joint radial, spécialement conçues pour l'osmose inverse de l'eau de mer. Toutes les pièces en contact avec l'eau et les pièces importantes des pompes sont fabriquées en acier inoxydable super duplex. En fonction de la température de l'eau de mer et de la pression osmotique respective requise pour le processus d'OI, la gamme de débit de chaque pompe est de 504,8...632,6 m³/h. La hauteur manométrique totale varie entre 599 et 682 m. Il convient de noter que ces gammes couvrent également les scénarios de service N-1, c'est-à-dire lorsque la production nominale est atteinte avec une ligne d'OI en moins en service.

Afin de permettre une régulation fluide du débit, chaque pompe est équipée d'un variateur de fréquence (VFD) qui lui est dédié. Les pompes fonctionnent avec un rendement hydraulique élevé et constant, compris entre 82 et 85 %, et la puissance requise est comprise entre 1051 et 1419 kW. Chaque pompe est entraînée par un moteur de 6 kV.

IV.6.5.4.2. Turbocompresseur d'alimentation

Le turbocompresseur choisit par l'entreprise est le modèle HPB-1000 (high pressure booster-1000).

Le turbocompresseur d'alimentation compresse l'air utilisé dans le processus de dessalement, augmentant ainsi la pression de l'air pour optimiser le fonctionnement des membranes d'osmose inverse, qui nécessitent un certain niveau de pression pour fonctionner efficacement. Le turbocompresseur d'alimentation régule également la pression de suralimentation dans le système, assurant un équilibre optimal entre la pression et le débit d'eau, garantissant ainsi un fonctionnement stable et efficace des membranes d'osmose inverse. Il fonctionne en synergie avec le turbocompresseur intermédiaire, assurant une transition fluide entre les différentes étapes de pression et maximisant la performance globale du système de dessalement. En améliorant l'efficacité du processus de dessalement, le turbocompresseur d'alimentation contribue également à réduire les émissions polluantes associées à la production d'eau dessalée, rendant le processus plus durable.

Le HPB-1000 remplace la vanne de contrôle de saumure normalement utilisée pour réguler le débit de saumure. Le HPB-1000 comprend une vanne de contrôle de saumure intégrée qui peut ajuster le débit et la pression de la saumure dans la plage approximative indiquée ci-dessous. K_{vo} est la limite inférieure (ouverte) et K_{vc} est la limite supérieure (fermée). Si une pompe d'alimentation à haute pression centrifuge est utilisée, vous aurez également besoin de moyens pour ajuster le débit et la pression d'alimentation, tels qu'une

vanne d'étranglement d'alimentation ou un variateur de fréquence (VFD).

Voici les caractéristiques techniques du turbocompresseur d'alimentation :

Le turbocompresseur d'alimentation, modèle HPB-1000, présente un débit d'alimentation de 1 132,0 m³/h et un débit de saumure de 509,4 m³/h. Il fonctionne avec une pression de membrane de 60,0 bars, une pression de saumure de 40,0 bars et une pression de sortie de saumure de 2,0 bars. La température d'alimentation est de 14,0 °C, avec une concentration en solides dissous totaux (TDS) de 40 000 et une densité calculée (SG) de 1,030. Les coefficients de débit (Kv) sont approximativement de 93,204 pour Kvo et 85,375 pour Kvc. En termes de performance, le turbocompresseur d'alimentation fournit une pression de suralimentation de 12,8 bars et une pression de sortie de pompe de 47,2 bars.

Material	
Casing Bolts	316 SS
Bearings	Non-metallic
O-rings	Buna N
Feet	
Casing	Super Duplex 2507
End Cap	Super Duplex 2507
Rotor	Super Duplex 2507 or = (bar stock)
Valve Stem	Super Duplex 2507

Figure IV.30: Matériaux de Fabrication du turbocompresseur HPB-1000 (FEDCO Proposal, 2024)

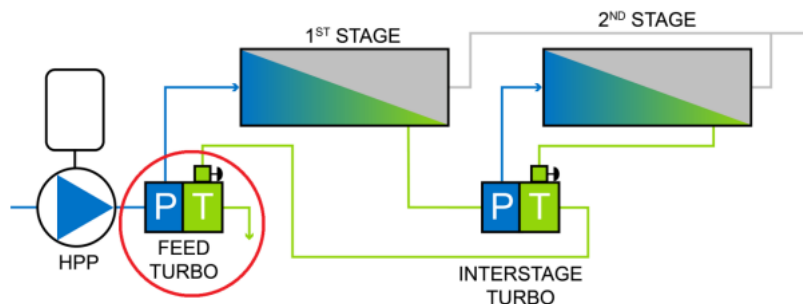


Figure IV.31: Emplacement du turbocompresseur HPB-1000 dans le Système BiTurbo

IV.6.5.4.3. Turbocompresseur intermédiaire

Le turbocompresseur choisit par l'entreprise est le modèle HPB-1000 (high pressure booster-700).

Le turbocompresseur intermédiaire placé entre les deux étages de membranes.

Le premier étage de membranes produit un perméat (eau dessalée) à basse pression et un concentrat (saumure) qui reste à haute pression. Ce concentrat à haute pression entre dans le turbocompresseur intermédiaire, qui récupère une partie de son énergie sous forme d'électricité, réduisant ainsi la consommation d'énergie de la pompe haute pression initiale. Le concentrat partiellement détendu passe ensuite dans la deuxième étape de pompage haute pression, qui augmente à nouveau sa pression avant d'entrer dans le deuxième étage de membranes. Un capteur de pression intermédiaire mesure la pression de sortie du turbocompresseur intermédiaire et transmet cette valeur à l'unité de contrôle électronique (ECU). L'ECU utilise cette information pour réguler précisément la pression de suralimentation en fonction des conditions de fonctionnement, optimisant ainsi les performances des membranes.

	Material
Casing Bolts	316 SS
Bearings	Non-metallic
O-rings	Buna N
Feet	
Casing	Super Duplex 2507
End Cap	Super Duplex 2507
Rotor	Super Duplex 2507 or = (bar stock)
Valve Stem	Super Duplex 2507

Figure IV.32: Matériaux de Fabrication du turbocompresseur HPB-700 (FEDCO Proposal, 2024)

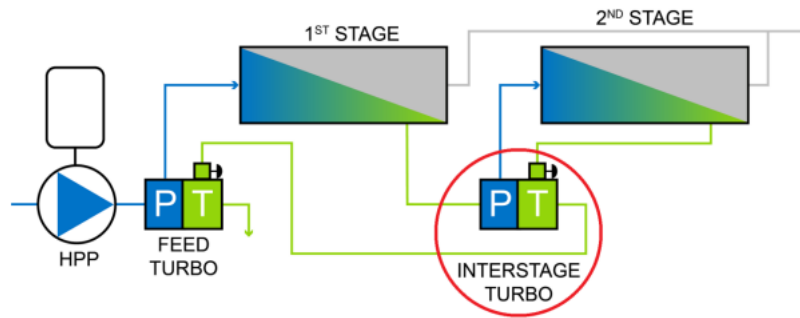


Figure IV.33: Emplacement du turbocompresseur HPB-700 dans le Système BiTurbo (FEDCO Proposal, 2024)

IV.6.5.5. Explication Détaillée du Processus Multi Stage Multi Turbo (MSMT) de FEDCO pour le Dessalement d'Eau de Mer par Osmose Inverse

La technique Multi Stage Multi Turbo (MSMT) de l'entreprise FEDCO pour le dessalement d'eau de mer par osmose inverse est un processus complexe et efficace. Voici une explication détaillée étape par étape, depuis l'entrée de l'eau de mer jusqu'à la sortie de l'eau dessalée.

❖ Étape 1 : Entrée de l'eau de mer

L'eau de mer brute est pompée dans le système via un prétraitement, qui peut inclure des filtres pour éliminer les particules solides et les contaminants. Ce prétraitement est essentiel pour protéger les membranes d'osmose inverse et garantir leur efficacité.

❖ Étape 2 : Pompe à haute pression

Après le prétraitement, l'eau de mer entre dans une pompe à haute pression, généralement une pompe centrifuge multi-étagée, comme le modèle MSD de FEDCO. Dans notre cas l'eau est rentrée avec une pression de 2 bars. Cette pompe augmente la pression de l'eau à des niveaux nécessaires pour le processus d'osmose inverse, elle a augmenté la pression jusqu'à 47,2 bars. La pompe est fabriquée en acier inoxydable duplex, elle est conçue pour résister à la corrosion due à l'eau de mer. Elle est conçue pour offrir une efficacité énergétique élevée, permettant de réduire les coûts d'exploitation.

❖ Étape 3 : Premier turbocompresseur

L'eau pressurisée est ensuite dirigée vers le premier turbocompresseur, qui utilise l'énergie du concentrât pour diminuer la charge sur la pompe à haute pression. Le turbocompresseur augmente la pression de l'eau avant son entrée dans les membranes d'osmose inverse jusqu'à 60 bars, soit une augmentation de 12,8 bars. Cela réduit les coûts d'exploitation, car moins d'énergie est nécessaire pour faire fonctionner le système.

Le turbocompresseur fonctionne en synergie avec la pompe à haute pression et les membranes d'osmose inverse. Il est contrôlé par l'unité de commande électronique (ECU), qui ajuste la pression en fonction des conditions de fonctionnement du système. Des capteurs de pression mesurent la pression de l'eau à l'entrée et à la sortie du turbocompresseur. Ces données sont utilisées par l'ECU pour optimiser le fonctionnement du système, garantissant ainsi une performance stable et efficace.

Le turbocompresseur offre également d'autres avantages supplémentaires. En améliorant l'efficacité énergétique du système, il contribue à réduire les émissions de gaz à effet de serre associées à la production d'eau dessalée. De plus, en réduisant la charge sur la pompe à haute pression, le turbocompresseur aide à prolonger la durée de vie des composants du système, ce qui réduit les coûts de maintenance à long terme.

❖ **Étape 4 : Premier étage de membranes d'osmose inverse**

L'eau pressurisée passe ensuite dans le premier étage de membranes d'osmose inverse. Ce processus sépare l'eau douce du concentrât salé.

L'eau dessalée est collectée à basse pression. Le concentrât restant est à haute pression qui est égale à 59,1 bars et est dirigé vers le turbocompresseur intermédiaire.

❖ **Étape 5 : Turbocompresseur intermédiaire**

Le concentrât restant est dirigé vers le turbocompresseur intermédiaire. Le turbocompresseur intermédiaire utilise l'énergie de la saumure à haute pression pour fonctionner, convertissant cette énergie en pression supplémentaire pour l'eau qui doit être traitée. Cela permet d'optimiser le rendement du système sans nécessiter de moteurs ou de sources d'énergie externes supplémentaires.

Le fonctionnement du turbocompresseur intermédiaire peut être décrit en plusieurs étapes :

1. Le concentrât à haute pression entre dans le turbocompresseur.
2. À l'intérieur du turbocompresseur, la saumure fait tourner une turbine. Ce mouvement entraîne un compresseur qui augmente la pression de l'eau avec 22 bars en la compressant.
3. L'eau qui sort du turbocompresseur est à une pression plus élevée qui est égale à 81bars, prête à être envoyée vers le deuxième étage de membranes d'osmose inverse pour un traitement supplémentaire.

Après la sortie du concentrât du deuxième étage, celui-ci passe par la turbine du

turbocompresseur intermédiaire pour récupérer la pression et faire sortir ce concentrât avec une basse pression de deux bars. Cependant, une idée innovante est mise en œuvre ici : les buses du turbocompresseur intermédiaire sont conçues pour produire une pression de 42 bars. Cette pression est utilisée pour faire tourner la turbine du turbocompresseur d'alimentation. Finalement, le rejet sort du turbocompresseur d'alimentation avec une pression de 2 bars et sera ensuite rejeté à la mer.

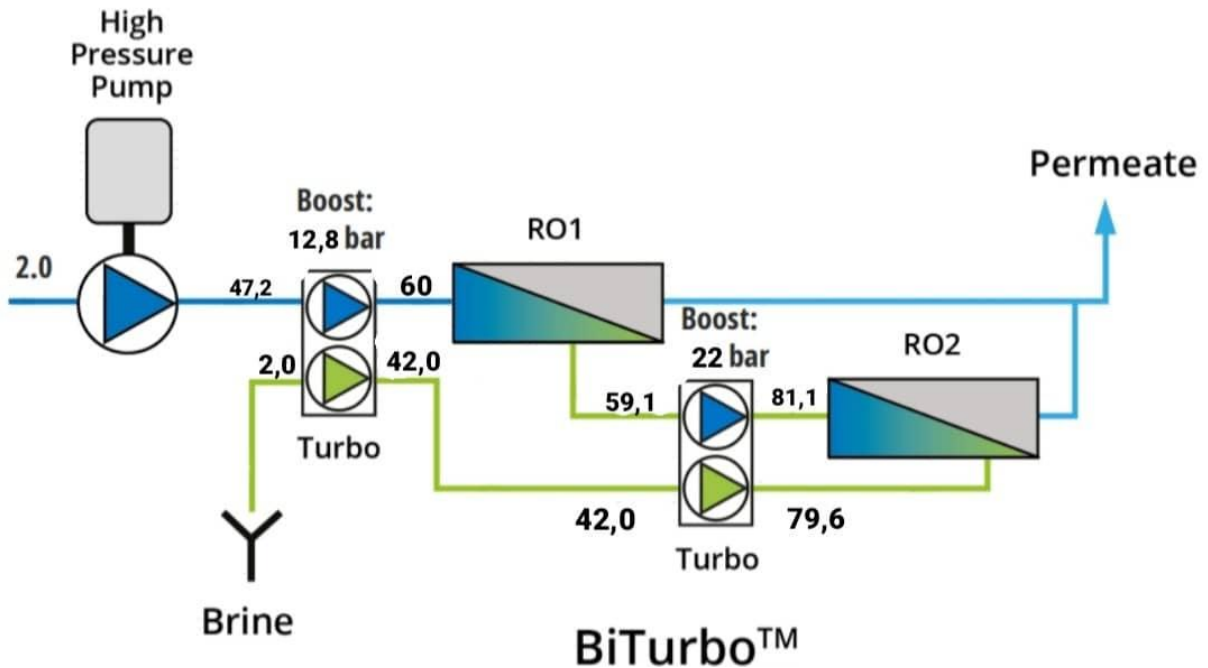


Figure IV.34: Représentation des pressions du système BITURBO de la station d'El Marsa (FEDCO, 2022)

IV.6.5.6. La Consommation d'énergie spécifique du système

L'énergie spécifique (SEC) constitue un paramètre essentiel dans le dessalement des eaux de mer, notamment avec la méthode de l'osmose inverse. Cette technique est reconnue pour son efficacité énergétique, nécessitant environ 2 à 4 kWh pour produire un mètre cube d'eau dessalée, ce qui représente une consommation bien inférieure à celle des procédés thermiques classiques. En incorporant des systèmes de récupération d'énergie, comme ceux employés dans la technologie BITURBO, il devient possible d'optimiser encore davantage la consommation d'énergie.

La consommation d'énergie spécifique (SEC) est comparable à celle des chambres isobariques, même lorsqu'elles fonctionnent à des pressions osmotiques plus élevées, avec un taux de récupération de 55 %. La SEC est de 2,1 kWh/m³ pour une salinité de 35 000

ppm, tandis qu'elle atteint 2,8 kWh/m³ pour une salinité de 42 000 ppm.

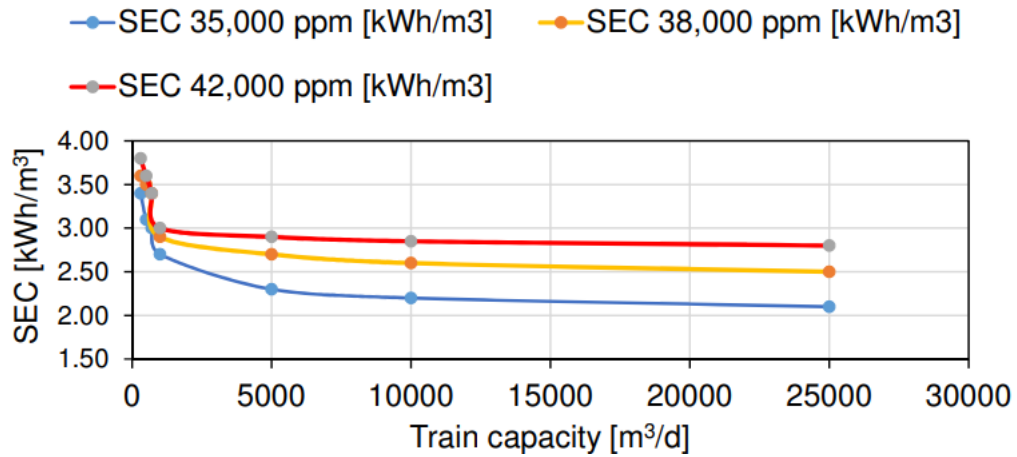


Figure IV.35: Représentation graphique de l'énergie spécifique en fonction de la capacité de production d'un rack (FEDCO, 2022)

Après avoir augmenté le taux de conversion à 55 %, la capacité de production d'un rack à la station d'El Marsa atteint 14 933,28 m³/j. En consultant le graphique ci-dessus, on constate que l'énergie spécifique de conception pour des TDS de 40 000 ppm est de 2,72 kWh/m³, ce qui est une valeur compétitive.

IV.6.5.6.1. Calcul de l'énergie spécifique [16]

Les étapes pour calculer l'énergie spécifique de conception sont les suivants :

1. Energie hydraulique :

$$E_h = \frac{Q \cdot P}{36}$$

Avec :

E_h : énergie hydraulique

Q : débit du rejet en m³/h

P : la pression du rejet en bar

$$E_h = \frac{509,4 \times 79,6}{36}$$

$$E_h = 1126,34 \text{ KW}$$

2. Energie mécanique :

$$E_m = \frac{E_h}{\eta}$$

Avec :

E_m : énergie mécanique en KW

E_h : énergie hydraulique en KW

η : efficacité de la pompe à haute pression

$$E_m = \frac{1126,34}{0,84}$$

$$E_m = 1340,88 \text{ KW}$$

3. Energie électrique :

$$E = \frac{E_m}{\eta_{\text{moteur}}}$$

Avec :

E : énergie électrique en KW

E_m : énergie mécanique en KW

η_{moteur} : efficacité du moteur

$$E = \frac{1340,88}{0,87}$$

$$E = 1541,24 \text{ KW}$$

4. L'énergie spécifique de conception :

$$SEC = \frac{E}{Q_p}$$

Avec :

SEC : énergie spécifique de conception en KWh/m³

E : énergie électrique en KW

Q_p : débit de perméat (d'eau produite) en m³/h

$$SEC = \frac{1541,88}{0,87}$$

$$SEC = 2,46 \text{ KWh/m}^3$$

La valeur de l'énergie spécifique en utilisant la technique Biturbo, avec un taux de conversion de 55 %, se situe entre 2,4 et 2,8 kWh/m³. Cette valeur est presque équivalente à celle de la station d'El Marsa actuelle, qui fonctionne avec un taux de conversion de 45 %. Ainsi, la technique Biturbo permet d'atteindre un taux de conversion plus élevé tout en maintenant une énergie spécifique similaire, et ce, sans nécessiter de modifications des travaux de génie civil dans les conduites d'alimentation ou dans le prétraitement, ni l'ajout de produits chimiques.

IV.6.5.7. Comparaison entre le prix des turbocompresseurs BITURBO de l'entreprise FEDCO et les échangeurs PX Q300 de l'entreprise ERD

Les turbocompresseurs de l'entreprise FEDCO, notamment ceux de la technologie Biturbo, sont conçus pour optimiser la récupération d'énergie dans les systèmes d'osmose inverse. Ils permettent de récupérer l'énergie du flux de rejet à haute pression, contribuant ainsi à réduire la consommation énergétique globale du système. Cette technologie est appréciée pour sa capacité à améliorer l'efficacité des installations, notamment dans des applications à grande échelle.

D'autre part, les récupérateurs d'énergie PX de l'entreprise ERD sont également très efficaces. Ils fonctionnent sur le principe de l'échange de pression, permettant une récupération d'énergie significative à partir du flux de rejet. Ces systèmes sont réputés pour leur fiabilité et leur performance dans divers environnements de dessalement.

En conclusion, le choix entre les turbochargeurs de FEDCO Biturbo et les récupérateurs PX d'ERD dépendra des spécificités de l'application, des exigences en matière de capacité de production et de l'efficacité énergétique recherchée. Les deux systèmes offrent des solutions compétitives pour améliorer l'efficacité des installations d'osmose inverse, mais il est essentiel d'évaluer les besoins spécifiques de chaque projet pour déterminer lequel est le meilleur choix.

Dans notre cas d'étude, la station d'El Marsa est équipée de 60 échangeurs de pression PX, ce qui entraîne un coût total de :

Prix des échangeurs PX Q300 = $60 \times 12\,000\,000 = 720\,000\,000$ DA

Prix des turbocompresseurs HPB-1000 = $5 \times 51\,122\,100 = 255\,610\,500$ DA

Prix des turbocompresseurs HPB-700 = $5 \times 35\,251\,350 = 176\,256\,750$ DA

Prix total des turbocompresseurs = 431 867 250 DA

On trouve que les turbocompresseurs sont moins chers par rapport aux échangeurs de pression PX Q300.

IV.6.5.8. Avantages de la technique Multi Stage Multi Turbo (MSMT) de FEDCO

La technique Multi Stage Multi Turbo (MSMT) développée par l'entreprise FEDCO présente plusieurs avantages significatifs dans le domaine du dessalement par osmose inverse. Voici un aperçu détaillé de ces avantages :

1. Réduction des coûts d'investissement (CAPEX) : La conception MSMT permet de réduire la capacité de presque tous les composants du système d'osmose inverse de plus de 30 %. Cela inclut la réduction de la taille des pompes, des tuyaux et des installations civiles, ce qui diminue les coûts d'infrastructure. En réduisant la taille des équipements, les coûts liés à l'installation et à la construction des installations sont également diminués.
2. Optimisation de l'efficacité et de la récupération : Le système peut atteindre des taux de récupération d'eau allant jusqu'à 60 % dans les applications d'osmose inverse à partir d'eau de mer (SWRO), ce qui signifie que plus d'eau douce est produite à partir de la même quantité d'eau de mer. Les turbocompresseurs modernes et efficaces utilisés dans le système permettent de réduire la consommation d'énergie, ce qui contribue à une réduction des coûts d'exploitation (OPEX).
3. Amélioration des performances des membranes : Le design MSMT aide à réduire le colmatage des membranes, ce qui prolonge leur durée de vie et réduit les besoins en nettoyage chimique (CIP). Le système améliore l'équilibre des flux à travers l'ensemble des membranes, ce qui réduit la pression transmembranaire excessive et améliore l'efficacité globale des membranes. La conception permet d'augmenter le flux des éléments de membrane, en réduisant le flux des éléments de tête et en augmentant celui des éléments de queue, ce qui optimise la performance globale.
4. Réduction de la consommation chimique : Grâce à une meilleure gestion des flux et

à une réduction du colmatage, la consommation de produits chimiques pour le traitement et le nettoyage est diminuée, ce qui réduit les coûts et l'impact environnemental.

5. Applications flexibles : Le système MSMT est conçu pour être utilisé dans des projets de différentes tailles, allant des petites installations conteneurisées aux projets de grande envergure, ce qui le rend très polyvalent.
6. Durabilité et longévité : En maintenant des conditions de fonctionnement optimales, le système peut prolonger la durée de vie des membranes jusqu'à 30 %, ce qui réduit les coûts de remplacement et de maintenance.
7. Impact environnemental réduit : En augmentant l'efficacité de la récupération et en réduisant la consommation d'énergie et de produits chimiques, le système contribue à diminuer l'impact environnemental des installations de dessalement.

IV.7. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons dimensionné l'unité d'osmose inverse de la station d'El Marsa actuelle avec un taux de conversion de 45 % et estimé l'énergie spécifique du système en utilisant des échangeurs de pression PX. Ensuite, nous avons dimensionné l'unité d'osmose inverse en appliquant la technique à double étage avec un taux de conversion de 55 %, en utilisant les turbocompresseurs de l'entreprise FEDCO pour la récupération d'énergie. Les résultats des calculs d'énergie spécifique ont montré qu'ils sont presque équivalents pour les deux conceptions, que ce soit à 45 % ou à 55 %. Cela rend la technique Biturbo rentable, car l'énergie spécifique de l'osmose inverse et l'énergie électrique dans ce processus constituent les éléments les plus consommateurs d'énergie, représentant 70 % de la consommation électrique dans la station de dessalement.

Chapitre V :
Devis
estimatif pour
la station de
dessalement

Chapitre V : Devis estimatif pour la station de dessalement

V.1. Introduction

L'étude économique constitue une phase essentielle dans la mise en œuvre d'un projet, car elle permet d'évaluer sa viabilité financière. Cette analyse aide à prendre une décision sur le lancement du projet en se basant sur les bénéfices escomptés, les coûts d'investissement et le retour sur investissement. Nous procéderons à une analyse financière du projet précédemment étudié.

V.2. 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.

V.3. 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.

V.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 :

$$C_{inv} = C_1 + C_2 + C_3 + C_4 + C_5$$

Avec :

C1 : Coût du prétraitement

C2 : Coût des réservoirs

C3 : Coût de la tuyauterie

C4 : Coût de l'équipement principal

C5 : Coût imprévu

V.3.1.1. Coût d'investissement du prétraitement

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

Tableau V. 1: 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

V.3.1.2. Coût d'investissement des réservoirs

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

Tableau V. 2: 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

V.3.1.3. Coût d'investissement du système d'osmose

Tableau V. 3: 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	4500	64 500	290 250 000
Membranes LG SW 440 R	2250	69 015	155 283 750
Turbochargeur HPB-1000	5	51 122 100	255 610 500
Turbochargeur HPB-700	5	35 251 350	176 256 750
Total			1 327 401 000

V.3.1.4. Coût d'investissement de systèmes pompage

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

Tableau V. 4: 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

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 :

$$C_{tuyauterie} = 471\,669\,897 \text{ DA}$$

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

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

$$C_{inv} = 2\,830\,019\,382 \text{ DA}$$

V.3.1.5. Coût imprévu

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

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

$$C_{impr} = 283\,001\,938,2 \text{ DA}$$

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

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

$$C_{inv} = 3\,113\,021\,320,20 \text{ DA}$$

V.3.2. 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.

V.3.2.1. Coût de Consommation d'Énergie

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

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

Avec :

Cen: Coût de consommation d'énergie.

Qpt: Débit de production en m³/j.

d: Densité d'alimentation du système.

Fu: Coefficient d'utilisation du centre de dessalement en %.

Pfon: Pression de fonctionnement en Kpas.

Pe: Rendement de fonctionnement des pompes en %.

Me: Rendement de fonctionnement des moteurs %.

Yt: Coefficient d'écoulement en %.

Te : Rendement de générateur en %.

Pen: Coût unitaire d'énergie en DA/KWh.

On prend :

$$Pen = 7 \text{ DA/KWh}$$

$$Pfon = 9750 \text{ Kpas.}$$

$$Pe = 0,8$$

$$Me = 0,8$$

$$Te = 0,8$$

$$Yt = 60\%.$$

$$d = 0.8$$

$$fu = 0.8$$

$$\mathbf{Cen = 467\ 665\ 529,76 \text{ DA}}$$

V.3.2.2. Charge du personnel

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

Tableau V. 5: 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

V.3.2.3. Coût d'entretien

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

$$Cent = 0.05 \times Cinv$$

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

V.3.2.4. Coût de Consommation des produits chimique

Tableau V. 6: 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

V.3.2.5. Coût de Changement des Membranes

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

$$C_{cm} = \frac{Pu \times N}{N \text{ années}}$$

$$C_{cm} = 146\,250\,000 \text{ DA/ans}$$

Donc le coût total d'exploitation donne comme suit :

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

$$C_{exp} = 929\,628\,229,77 \text{ DA}$$

V.3.3. Coût Global de la station

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

$$CT = 4\,042\,649\,549,97 \text{ DA}$$

V.3.4. Montant total avec la TVA

Taux de la TVA = 19%

Montant de la TVA = $0.19 \times C = 768\,103\,414,4943$ DA

Montant de la TTC = CT + TVA = **4565462095 DA**

Donc le montant total de la station TTC est : **4 565 462 095** dinars Algériens.

V.3.5. Prix unitaire du mètre cube d'eau traité

$$Pr = \frac{TTC}{QPT \times N}$$

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 :

$$\mathbf{Pr = 167,52 DA}$$

Donc le prix unitaire du mètre Cube d'eau traité est 167.52 DA soit cent soixante-seize virgule cinquante-deux dinars Algérien.

V.4. Conclusion

Notre étude révèle que le coût de production d'un mètre cube d'eau dessalé par notre installation s'élève à 167.52 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 4 565 462 095DA avec taxes comprises.

Chapitre VI :
l'impact de
dessalement des
eaux de mers sur
l'environnement

Chapitre VI : l'impact de dessalement des eaux de mers sur l'environnement

VI.1. Introduction

Le dessalement de l'eau de mer est souvent présenté comme une solution miracle aux problèmes de pénurie d'eau potable. Cependant, cette technologie reste financièrement inaccessible pour les pays pauvres (en revenus ou en pétrole) et consomme beaucoup d'énergie. De plus, les questions environnementales liées à cette méthode sont loin d'être résolues. Trop souvent, l'installation de systèmes de dessalement est utilisée pour contourner des problèmes flagrants de gaspillage ou de mauvaise gestion de l'eau, et pour éviter les réformes nécessaires.

VI.2. Origine et type de rejets

VI.2.1. Rejets atmosphériques

Les méthodes de dessalement de l'eau consomment une grande quantité d'énergie, bien que cette consommation soit en diminution grâce aux progrès technologiques. Néanmoins, l'énergie utilisée provient souvent de combustibles fossiles, entraînant des émissions de polluants atmosphériques tels que le dioxyde de carbone (CO₂), les oxydes de soufre et d'azote, ainsi que des particules solides. Pour une production de plusieurs millions de mètres cubes par jour, cela pourrait entraîner l'émission de milliers de tonnes de CO₂ quotidiennement. Cette contribution à l'effet de serre est significative dans le cadre des efforts actuels pour lutter contre le réchauffement climatique.

VI.2.2. Rejets chimiques

Toutes les usines de dessalement recourent à des produits chimiques pour le prétraitement de l'eau d'alimentation et le post-traitement de l'eau produite. La majorité de ces produits sont principalement utilisés en tant que flocculants, coagulants, agents antitartres et anticorrosion, ce qui altère la composition de la saumure concentrée. Par ailleurs, la présence de certains métaux issus de la corrosion des installations affecte également la composition de cette saumure concentrée.

VI.2.3. Rejets de saumure concentrée

Une forte concentration de sels dans les eaux rejetées, ainsi que des variations de salinité, peuvent entraîner la mortalité des organismes sensibles situés à proximité de l'émissaire. De plus, les rejets des usines de dessalement, ayant une densité plus élevée que celle de l'eau de mer, peuvent se déposer au fond marin, ce qui pourrait avoir des conséquences néfastes pour les communautés benthiques.

VI.3. Impacts des rejets de dessalement

VI.3.1. Effets dus aux additifs antitartres

Les phosphates polymères sont utilisés pour lutter contre l'entartrage. Lorsque ces produits sont rejetés dans une zone marine pauvre en nutriments comme la mer Méditerranée, cela peut avoir des conséquences graves, telles que des efflorescences algales et des proliférations d'algues macroscopiques. Au cours des dernières années, les polymères de l'acide maléique sont devenus les agents antitartres les plus répandus pour éviter les effets d'eutrophisation.

VI.3.2. Effets des additifs antisalissure

Lorsqu'il est rejeté avec la saumure, le chlore agit également comme un agent antisalissure à large spectre, ayant des impacts significatifs sur le milieu marin. Son action stérilisante naturelle entraîne des effets biologiques et chimiques en halogénant les composés organiques présents dans l'eau de mer. De plus, les sels de cuivre et d'autres agents antisalissures peuvent entraîner des rejets de cuivre dans la saumure. Même à des concentrations très faibles (inférieures à 1 ppm), ce métal peut avoir des effets néfastes sur l'environnement en raison de son accumulation.

VI.3.3. Impact de bruit

La filtration membranaire est une méthode de dessalement qui génère davantage de bruit, principalement en raison des pompes haute pression et des turbines de récupération d'énergie. Ce niveau sonore constitue un risque pour la sécurité des employés de la station.

VI.3.4. La consommation énergétique par rapport aux autres alternatives de ressources en eau potable

La forte consommation énergétique des usines de dessalement est l'un de leurs principaux inconvénients en tant que source d'eau potable alternative. Le pompage à haute pression, représentant les deux tiers de la consommation totale, ainsi que d'autres opérations et impacts des usines (comme le pompage d'eau de mer, le nettoyage des filtres et membranes, les pompes à vide, les ponts roulants, l'éclairage, etc.) sont responsables de cette importante demande en énergie.

Cependant, la consommation spécifique a diminué ces dernières années grâce au remplacement progressif de la distillation par l'osmose inverse et à l'installation de systèmes de récupération d'énergie des saumures.

VI.3.5. Effets dus au prélèvement d'eau de mer

Les usines de dessalement d'eau de mer disposent de prises d'eau en mer qui leur permettent de capter de grandes quantités d'eau à proximité de certains habitats marins. Par exemple, il est courant d'installer des tambours filtrants entre le dispositif d'apport et les pompes d'alimentation pour empêcher l'entrée de débris flottants, de gros organismes marins et d'autres matières dans le circuit de prétraitement de l'usine de dessalement.

Deux sources d'impact potentielles sont présentes lors du prélèvement : le choc du poisson contre les tambours et l'introduction de biotes dans le circuit d'eau d'alimentation. Ces deux sources représentent une menace majeure pour le phytoplancton et le zooplancton, entraînant des dommages physiques tels que l'écaillage et des perturbations comme une désorientation.

VI.3.6. Impacts des rejets de saumures sur l'écosystème marin

En ce qui concerne l'impact des saumures, il est important de noter que leur salinité varie entre 68 et 90 g/l. Cette différence de salinité par rapport à l'eau de mer explique les rejets et les impacts des usines de dessalement. Les rejets hypersalins, très denses, forment une couche sur le fond marin et se déplacent suivant les lignes de pente maximale. La stratification est si élevée que la dilution de cette masse d'eau avec la couche supérieure de salinité ambiante est très difficile, même avec un certain degré d'exposition hydrodynamique.

Le concentrât contient également des résidus de produits chimiques utilisés pour les prétraitements. Ces résidus entraînent notamment une acidification de l'eau (pH compris entre 6 et 6,5), ce qui a un impact sur la matière biologique, en particulier sur les coraux. Si du métabisulfite de sodium est utilisé pour la déchloration de l'eau d'alimentation ou comme traitement biocide, ce produit a un impact sur le phytoplancton.

Les effets de ces rejets sur le milieu marin, comme l'ont démontré de nombreuses études, sont les suivants :

1. Anoxie au niveau des fonds marins : La colonne d'eau se divise en deux couches : l'eau de mer en surface et la saumure en profondeur. Dans des conditions de calme du milieu récepteur, avec un faible renouvellement des algues, la présence d'espèces benthiques consommatrices d'oxygène peut conduire à des périodes d'anoxie du fond marin.
2. Diminution de la lumière : La présence d'un fluide hypersalin modifie le coefficient de réflexion de la lumière filtrée, provoquant la formation d'un brouillard qui rend difficile le passage de la lumière, affectant ainsi la photosynthèse des espèces marines végétales.
3. Impact sur les espèces marines : On a détecté des réductions significatives dans les communautés d'échinodermes (utilisés comme bioindicateurs pour leur sensibilité) près de la zone de rejet.

VI.4. Méthode pour l'élimination de la saumure

Il est essentiel de prendre en compte et d'étudier attentivement l'élimination de la saumure lors de l'installation d'une unité de dessalement. Dans la majorité des cas, le débit important de saumure (70 à 55 % du débit d'alimentation) est le plus facile à éliminer par le biais d'une conduite. La saumure présente une concentration de 50 à 75 g/l et une densité bien supérieure à celle de l'eau de mer. Ainsi, la saumure se déverse sur le sol sous-marin près de la sortie de la conduite (effet panache) et crée une couche très salée qui peut avoir des conséquences néfastes sur la faune et la flore maritimes, ainsi que sur d'éventuelles activités humaines.

Les conditions de la mer : courant marin, vagues, eau calme ou agitée influe immédiatement sur la concentration des saumures au contact de la mer.

Il existe deux concepts identifiés réalistes pour l'élimination de la saumure :

VI.4.1. Mélange

Pour éviter l'effet panache, la sortie de la conduite doit être placée au niveau d'un courant fort, ce qui permet d'optimiser le mélange de la saumure et de l'eau de mer.

VI.4.2. Dilution

Ces saumures se diluent immédiatement en fonction de leur dispersion dans une mer agitée et de leur localisation dans une mer calme. Par exemple, la dilution des saumures prend beaucoup de temps lorsque la mer est calme. Cela a un impact direct sur l'environnement aquatique.

Quand il est nécessaire de respecter une limite maximale de décharge, il est possible de diluer la saumure avec une autre source d'eau en amont tel que :

1. L'eau fraîche naturelle (rivière) si l'installation se trouve près d'un delta.
2. L'écoulement des effluents d'eau usée vers la mer
3. L'eau de mer provenant de la pompe d'alimentation, ce qui demande une capacité de collecte d'eau de mer accrue.

VI.5. Techniques pour minimiser les impacts de dessalement pour l'environnement

Les saumures très salines qui entrent en contact avec la mer s'accumulent au fond et s'étendent sur plusieurs centaines de mètres, créant une source continue et cumulative de pollution. Cela a des conséquences néfastes persistantes sur la vie aquatique environnante, notamment dans les zones hypersalines. Pour atténuer ces impacts négatifs des usines de dessalement d'eau de mer, plusieurs solutions sont envisagées pour éliminer l'excès de saumures concentrées.

VI.5.1. Déversement dans les égouts sanitaires

Cette méthode de rejet de la saumure n'est appropriée que pour l'élimination des concentrés provenant de très petites stations de dessalement d'eau saumâtre et d'eau de mer, au sein d'installations de traitement des eaux usées de grande capacité. Cela est principalement dû aux effets négatifs potentiels que la forte concentration en TDS des concentrés peut avoir sur les opérations de l'usine de traitement. Le rejet de ces concentrés dans le réseau d'égouts sanitaires est soumis à des réglementations concernant les rejets

industriels et aux normes établies par le service public en charge de la gestion du système de collecte des eaux usées. La faisabilité de cette méthode d'élimination est également limitée par la capacité hydraulique du système de collecte des eaux usées et par la capacité de traitement de la station d'épuration qui reçoit le rejet.

VI.5.2. Injection en puits profond

Cette méthode d'élimination consiste à injecter la saumure dans un aquifère souterrain profond et confiné, situé sous un aquifère d'eau douce, à l'aide d'un système de puits d'élimination. Ce système d'injection de concentré en puits profonds comprend également un réseau de puits de surveillance pour s'assurer que le concentré ne migre pas vers les aquifères voisins. Une variante de cette méthode consiste à injecter la saumure dans des gisements de pétrole et de gaz existants pour en faciliter l'extraction.

Une autre approche d'élimination des saumures est l'injection par puits de plage. Contrairement à l'injection en puits profonds, cette méthode consiste à déverser le concentré dans un aquifère côtier relativement peu profond et non confiné, qui achemine finalement le déversement vers la haute mer à travers le fond océanique. Les puits de plage sont principalement utilisés pour les petites et moyennes installations de dessalement, mais cette pratique ne sera pas abordée plus en détail en raison de son application limitée et de son taux de réussite variable.

VI.5.3. Bassin d'évaporation

Cette méthode repose sur l'évaporation solaire naturelle de la saumure dans des étangs en terre ou d'autres bassins artificiels. Les bassins d'évaporation constituent une technologie à rejet nul. Des bassins de rétention sont nécessaires pour stocker le concentré, tandis que le bassin d'évaporation atteint la salinité élevée requise pour son fonctionnement optimal. Cependant, l'utilisation des bassins d'évaporation est limitée par plusieurs facteurs :

1. Ils ne sont adaptés qu'à l'élimination de la saumure provenant de petites stations situées dans des zones arides où le coût des terrains est faible.
2. Ils nécessitent une superficie importante.
3. Il est nécessaire de niveler le terrain.
4. Leur efficacité dépend des conditions climatiques.

5. Le taux d'évaporation diminue à mesure que les niveaux de solides et de salinité dans les bassins augmentent.
6. Si les bassins d'évaporation ne sont pas revêtus, une partie de la saumure peut s'infiltrer dans l'aquifère d'eau douce situé en dessous.
7. Les sels accumulés au fond des bassins doivent finalement être éliminés dans une décharge appropriée.

VI.5.4. Irrigation par aspersion

Cette technologie d'élimination utilise des concentrés pour irriguer des cultures tolérantes à la salinité ou des plantes ornementales, telles que les pelouses, les parcs et les terrains de golf. Cependant, plusieurs problèmes et contraintes sont associés à l'irrigation par aspersion:

1. La nature saisonnière de l'irrigation.
2. Elle est limitée aux petites stations de dessalement.
3. Une solution d'élimination alternative est nécessaire lorsque l'irrigation des cultures n'est pas requise.
4. La faisabilité de cette méthode dépend du climat, de la disponibilité des terres, de la demande en irrigation et de la tolérance à la salinité des plantes irriguées.

VI.5.5. Rejet sans liquide (Zero Liquid Discharge ZLD)

Le rejet nul de liquide (ZLD) est un processus de traitement de l'eau qui vise à éliminer tous les déchets liquides d'une station de dessalement. Dans le cadre de la saumure de dessalement, le ZLD désigne un procédé où toute la saumure générée par une station est traitée et réutilisée ou éliminée de manière à éviter tout rejet de liquide dans l'environnement. Un système ZLD idéal est conçu pour maximiser la récupération des ressources.

Traditionnellement, les technologies ZLD incluent des concentrateurs de saumure et des cristalliseurs qui utilisent l'évaporation thermique pour transformer la saumure en eau hautement purifiée et en produits solides pouvant être mis en décharge ou récupérés sous forme de sel. Bien que les systèmes d'évaporation et de cristallisation soient les plus couramment employés dans les processus ZLD, d'autres technologies prometteuses, telles que l'osmose directe, l'électrodialyse/inversion de l'électrodialyse et la distillation sur

membrane avec des taux de récupération élevés, ont émergé et sont utilisées en différentes combinaisons pour réduire les coûts et améliorer l'efficacité du système.

La mise en œuvre d'un système ZLD peut être complexe et coûteuse, car elle nécessite des équipements spécialisés et une gestion rigoureuse du processus de traitement. Cependant, elle présente des avantages significatifs, notamment la réduction de l'impact environnemental des usines de dessalement et la minimisation de l'utilisation des ressources en eau douce. De plus, dans certaines régions où la pénurie d'eau est un problème majeur, le ZLD peut constituer une solution efficace pour réutiliser l'eau et diminuer la dépendance vis-à-vis des sources d'eau douce.

VI.6. Autres Applications bénéfiques de la saumure

La saumure est un sous-produit du processus de dessalement, qui permet d'éliminer le sel et d'autres minéraux de l'eau de mer afin de la rendre potable et adaptée à l'irrigation. Bien que la saumure puisse être perçue comme un déchet, elle présente en réalité plusieurs avantages et possibilités d'utilisation si elle est correctement traitée. Parmi celles-ci, on peut citer :

1. Production d'énergie : la saumure peut servir de source d'énergie dans certaines technologies, comme le dessalement thermique, qui exploite la chaleur de la saumure pour produire de l'électricité ou pour chauffer des bâtiments.
2. Utilisations industrielles : la saumure trouve des applications dans divers processus industriels, notamment la production de chlorure de sodium, de soude caustique et de chlore. Elle est également utilisée dans la fabrication de savons, de détergents et de papier, ainsi que dans le traitement des métaux.
3. Production de sel : la saumure joue un rôle crucial dans la production de sel. En évaporant l'eau contenue dans la saumure, il est possible d'extraire des cristaux de sel, qui peuvent être utilisés pour la cuisson, la conservation des aliments ou dans l'industrie chimique.

VI.7. Conclusion

Les rejets de saumures à forte concentration (environ 70 g/l) et une dilution insuffisante peuvent appauvrir ou endommager les écosystèmes aquatiques, tout en dégradant la qualité de l'eau. Pour atténuer cet impact environnemental, la solution actuellement mise en œuvre consiste à installer des systèmes de diffuseurs, qui permettent de contrôler la dilution de la saumure avec l'eau de mer et de limiter l'étendue de la zone affectée.

De plus, il est essentiel de réaliser un bilan et un suivi des rejets de saumures et de produits chimiques, accompagnés d'une évaluation des effets sur la faune et la flore, tant terrestres que marines.

Conclusion générale

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 de 60 000 m³/j à 74 666,4 m³/j, grâce à l'application de la méthode à double étage et à l'intégration de la technologie de récupération d'énergie BITURBO proposée par l'entreprise américaine FEDCO.

Nous avons également calculé l'énergie spécifique de conception de la station après cette augmentation du taux de conversion, découvrant que cette valeur est presque équivalente à celle de la station fonctionnant à 45 %. De plus, nous avons évalué le coût opérationnel de la station, déterminant que le prix d'un mètre cube d'eau dessalée s'élève à 167,52 dinars algériens. Enfin, nous avons examiné les impacts environnementaux associés au dessalement, en particulier ceux liés à la méthode d'osmose inverse et à la station d'El Marsa, tout en proposant des solutions appropriées pour atténuer les problèmes identifiés.

En conclusion, cette étude démontre que l'optimisation du processus de dessalement par osmose inverse peut non seulement accroître la capacité de production, mais également maintenir une efficacité énergétique similaire, tout en prenant en compte les enjeux environnementaux. Les résultats obtenus ouvrent la voie à de futures améliorations et à des recherches supplémentaires dans le domaine du dessalement, contribuant ainsi à une gestion durable des ressources en eau dans un contexte de stress hydrique croissant.

Références bibliographiques

- [1] Alain Maurel, 2006, Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres.
- [2] Nouredin, N, 2008, Etude d'impacts des rejets des eaux de la stations de déminéralisation de Brédéah, mémoire de Magister, Univ Oran.
- [3] Dessalement de l'eau de mers et de l'eau saumâtres et autres procédés non conventionnelles d'approvisionnement en eau douce
- [4] (Zineb Louinate : Hind Khazzar), Mémoire fin d'étude ,2018 : Étude d'une unité de dessalement d'eau de mer par osmose inverse (ZINEB LAOUINATE : HIND KHAZZAR)
- [5] Farid Tata-Ducru, Dessalement de l'eau de mer : bilan des dernières avancées technologiques ; bilan économique ; analyse critique en fonction des contextes, Janvier 2009.
- [6] JA du Plessis (1), AJ Burger, (2) CD Swartz (3) and N Musee (2), Desalination guide for south african municipal enginners.
- [7] Jane Kucera, Reverse osmosis industrial application and processes, 2016.
- [8] Alfa Arzate, Ph.D ,Procédés de séparation de membranes et leur application dans l'industrie alimentaire, Rang Lainesse Saint-Norbert d'Arthabaska, Québec, 2008.
- [9] Alain Maurel, 2006, Dessalement des eaux de mers et des eaux saumâtres.
- [10] : ARZATE, A. (Mai 2008) Procédés de séparation membranaire et leur application dans l'industrie alimentaire, Saint-Norbert d'Arthabaska, Centre de recherche, de développement et de transfert technologique acéricole Inc, 56p.
- [11] : METAICHE, M. (Juin 2014) Les technologies membranaires, Algérie, Faculté des sciences et des sciences Appliqués, Université de Bouira, 83p.
- [12] M.M. Rahman, C. Lusk and M.J. Guirguis, 'Energy Recovery Devices in Seawater Reverse Osmosis Desalination Plants with Emphasis on Efficiency and Economical Analysis of Isobaric versus Centrifugal Devices', Master Degree of Science, University of South Florida, 2011.
- [13] Manuel d'exploitation et maintenance SDEM el Marsa.
- [14] Sara Charco Iniesta ,2016, Instrumentation project of third desalination plant at Tuas Singapore
- [15], [16] Manuel technique Filmtech.fr, 2018.

Les annexes



LG Water Solutions

Data Sheet



Seawater
Reverse Osmosis (RO) Membranes
LG SW 400 R

Overview

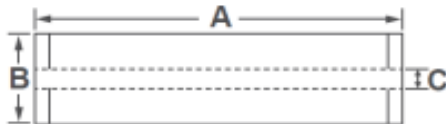
LG Chem's NanoH₂O™ seawater RO membranes, incorporated with innovative Thin Film Nanocomposite (TFN) technology, reduce the cost of desalination while delivering superior water quality. Our seawater RO membranes provide industry leading salt rejection and produce 20% more flow than membranes manufactured 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.