

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

NATIONAL HIGHER SCHOOL FOR
HYDRAULICS
"The MujahidAbdellah ARBAOUI"



المدرسة الوطنية العليا للري
"المجاهد عبد الله عرباوي"

ⵎⵓⵔⵓⵏⵉⵙⵓ ⵙⵓⵔⵉⵎⵉⵏⵉ ⵙⵓⵔⵉⵎⵉⵏⵉ ⵙⵓⵔⵉⵎⵉⵏⵉ

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

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

Option : Réutilisation des eaux non conventionnelles

THEME :

**ETUDE DE LA POSSIBILITÉ D'AMÉLIORATION
DES PERFORMANCES DE LA STATION DE
DESSALEMENT DE ZERALDA**

Présenté par :

LOUKAM Chaima

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
DJELLAB Mohamed	Professeur	Président
BETATACHE Hayet	M.C.B	Examineur
MEDJDOUB LEULMI Sonia	M.A.B	Examineur
KOLIAI Djaffar	Associé	Examineur
BELMILOUD M'Hamed	Docteur ANDE	Invité
TOUIL Youcef	M.C.B	Promoteur

Session septembre 2025

REMERCIEMENT

Je remercie tout d'abord ALLAH le tout puissant qui m'a éclairé mon chemin et qui m'a donné la force pour accomplir ce travail.

Je souhaite exprimer ma profonde gratitude à mon directeur de mémoire, M. TOUIL Youcef, pour sa guidance experte et ses précieux conseils, essentiels à l'aboutissement de ce travail.

Je remercie également les membres du jury pour le temps et l'attention qu'ils ont consacrés à l'évaluation de ce mémoire ; leurs remarques et suggestions sont une source précieuse d'enrichissement et d'inspiration.

Je tiens à remercier M. le directeur de l'ANDE, le directeur de COSIDER et le chef de service de la station, M. Smilan, pour leur accueil et leur aide, sans lesquels ce projet n'aurait pu se réaliser. Mes remerciements vont également à mon encadrant chez la station, M. BELMILOUD pour son accompagnement, sa patience et ses conseils avisés tout au long de ce travail.

Au personnel de station de dessalement de zeralda

A tous les enseignants de l'école nationale supérieure d'hydraulique -Blida-durant mon cycle d'étude.

Enfin, je remercie chaleureusement tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réussite de ce mémoire.

DEDICACE

C'est avec des mots simples, mais empreints d'une profonde émotion, que je dédie ce travail :

*À l'esprit de mon père, qui m'a appris la rigueur et le sens du devoir, même s'il n'a pas eu la chance
de voir les fruits de son enseignement.*

*À ma chère mère, qui a toujours cru en moi et qui a combattu silencieusement pour offrir des jours
meilleurs.*

*À l'ornement de ma vie, mes frères Houcem et Lin-Eddine, ainsi que ma sœur Cherine, je
souhaite exprimer ma profonde gratitude pour nos liens indéfectibles. Votre présence dans ma vie a
toujours été une source de joie et de soutien. Les moments de bonheur, tout comme les épreuves que
nous avons traversées ensemble, ont enrichi mon existence d'une manière inestimable.*

*À mes camarades, Hafsa, Amira et Soumia, pour leur amitié sincère et leur accompagnement
tout au long de ce parcours.*

Et à ma cousine Shahinez, pour sa gentillesse et son appui précieux.

*À toutes celles et ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à rendre ce travail possible, je vous
exprime ma profonde gratitude*

Phaima.

ملخص

تواجه الجزائر ضغطاً متزايداً على مواردها المائية نتيجة تزايد الطلب وتراجع الموارد التقليدية. وفي هذا الإطار، تُعدّ تحلية مياه البحر حلاً استراتيجياً لتعزيز الأمن المائي وضمان توفير مياه صالحة للشرب. تُعتبر محطة التحلية في زرالدة، بطاقة إنتاجية تبلغ 10000 م³ في اليوم وتعمل بتقنية التناضح العكسي، نموذجاً مميزاً لهذا التوجه

يهدف هذا العمل إلى تقييم أداء المحطة واقتراح حلول تقنية لتحسين مردودها ورفع كفاءتها التشغيلية. أظهرت نتائج التحليل أن الإنتاج، رغم كفايته، يبقى حساساً لتقلبات جودة المياه الخام، والانقطاعات الكهربائية، وتراكم الترسبات على الأغشية

تحديد نظام تشغيل موسمي مثالي، بنسبة استرجاع تبلغ 54% في فصل IMSDesign أتاحت المحاكاة باستخدام برنامج الشتاء، و56% في الفصول الانتقالية، و58% في فصل الصيف. تسمح هذه التعديلات بتحسين الإنتاج مع الحفاظ على جودة (TDS < 500 mg/l) المياه وفق معايير منظمة الصحة العالمية

أظهرت الدراسة أن تحسين معدل الاسترجاع يضمن تلبية احتياجات منطقة زيرالدة من المياه الصالحة للشرب إلى غاية سنة 2037. وعلى المدى البعيد، يُوصى بتوسعة المحطة وإجراء تحليل لاستهلاك الطاقة من أجل تحقيق استغلال أمثل ومستدام

الكلمات المفتاحية: تحلية المياه – التناضح العكسي – محطة زرالدة – التحسين – الأداء الطاقوي – المياه الصالحة للشرب – برنامج IMSDesign

Résumé

L'Algérie fait face à une pression croissante sur ses ressources en eau, due à l'augmentation de la demande et à la diminution des ressources conventionnelles. Dans ce contexte, le dessalement de l'eau de mer constitue une solution stratégique pour renforcer la sécurité hydrique. L'usine de dessalement de Zéralda, d'une capacité de 10 000 m³/j et fonctionnant par osmose inverse, illustre cette démarche.

Ce travail vise à évaluer le fonctionnement de la station et à proposer des améliorations pour optimiser sa performance. L'analyse a montré que, malgré une production satisfaisante, l'exploitation reste sensible aux variations de la qualité de l'eau brute, aux coupures électriques et à l'encrassement des membranes.

Les simulations réalisées avec le logiciel IMSDesign ont permis de définir un mode de fonctionnement saisonnier optimal : 54 % en hiver, 56 % en saisons intermédiaires et 58 % en été. Ces ajustements assurent une production stable et une qualité d'eau conforme aux normes de l'OMS (TDS < 500 mg/l).

L'optimisation du taux de conversion permet de couvrir les besoins en eau jusqu'en 2037. À long terme, une extension et une analyse énergétique approfondie sont recommandées pour garantir une exploitation durable.

Mots-clés : Dessalement – Osmose inverse – Station de Zéralda – Optimisation – Performance énergétique – Eau potable – IMSDesign

Abstract

Algeria faces increasing pressure on its water resources due to rising demand and the decline of conventional sources. In this context, seawater desalination represents a strategic solution to strengthen water security and ensure high-quality drinking water. The Zéralda desalination plant, with a capacity of 10,000 m³/day and operating by reverse osmosis, is a representative example of this approach.

This study aims to evaluate the plant's performance and propose improvements to optimize efficiency. The analysis showed that, although production is satisfactory, the operation remains sensitive to raw water quality fluctuations, power interruptions, and membrane fouling.

Simulations using IMSDesign defined an optimal seasonal operation mode with recovery rates of 54% in winter, 56% in transitional seasons, and 58% in summer, ensuring stable production and water quality within WHO standards (TDS < 500 mg/l).

The results indicate that improving the recovery rate can meet Zéralda's water demand until 2037. In the long term, plant expansion and energy consumption analysis are recommended to ensure sustainable operation.

Keywords : Desalination – Reverse osmosis – Zéralda plant – Optimization – Energy performance – Drinking water – IMSDesign

SOMMAIRE

Chapitre I : Les techniques de dessalement

I.1	Introduction	<u>1</u>
I.2	Procédés de dessalement.....	<u>1</u>
I.2.1	Procédés thermique.....	<u>2</u>
I.2.1.1	Distillation	<u>2</u>
I.2.1.1.1	Distillation à simple effet.....	<u>2</u>
I.2.1.1.2	Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation MED)	<u>2</u>
I.2.1.1.3	Compression de vapeur	<u>3</u>
I.2.1.1.3.1	Compression mécanique de vapeur	<u>3</u>
I.2.1.1.3.2	Thermocompression	<u>3</u>
I.2.1.1.4	Distillation multi flash (détentes successives) « MSF »	<u>4</u>
I.2.1.2	Congélation.....	<u>4</u>
I.2.2	Les procédés membranaires.....	<u>5</u>
I.2.2.1	Electrodialyse	<u>5</u>
I.2.2.2	osmose inverse.....	<u>5</u>
I.2.3	Les procédés chimiques.....	<u>6</u>
I.2.3.1	Echange d'ions	<u>6</u>
I.2.3.2	Extraction par solvant sélectif	<u>6</u>
I.2.4	Techniques combinées.....	<u>7</u>
I.2.4.1	Association des énergies renouvelables avec les procédés de dessalement conventionnels	<u>7</u>
I.2.4.1.1	Distillation et énergie solaire	<u>7</u>
I.2.4.1.2	Osmose inverse et énergie solaire.....	<u>8</u>
I.2.4.1.3	Osmose inverse et photopile.....	<u>8</u>
I.2.4.1.4	Osmose inverse et énergie éolienne.....	<u>8</u>
I.3	Conclusion	<u>9</u>

Chapitre II : L'osmose inverse

II.1	Introduction	10
II.2	Principe de l'osmose inverse.....	10
II.3	Pression osmotique et pression de fonctionnement.....	11
II.4	Les équations de dimensionnement.....	12
II.4.1	Pression motrice ΔP	12
II.4.2	Taux de conversion Y	12
II.4.3	Passage des sels PS	12
II.4.4	les lois gouvernant.....	13
II.4.4.1	Transfert de l'eau.....	13
II.4.4.2	Transfert des sels	13
II.5	Type des membranes	14
II.5.1	De part leur nature.....	14
II.5.1.1	Membranes organiques.....	14
II.5.1.2	Membranes minérales (inorganiques)	14
II.5.1.3	Membranes composites	14
II.5.1.4	Membranes échangeuses d'ions (MEI)	14
II.5.2	De part leur porosité.....	14
II.5.2.1	Membranes poreuses	14
II.5.2.2	Membranes denses	14
II.5.3	De part leur fabrication.....	15
II.5.3.1	Membranes anisotropes (asymétriques)	15
II.5.3.2	Membrane composites.....	15
II.5.3.3	Membranes à charge électrique.....	15
II.5.4	Principales membranes d'osmose inverse commercialisée.....	16
II.6	Les modules des membranes.....	16
II.6.1	Modules tubulaires	17

II.6.2 Modules à fibres creuses	<u>17</u>
II.6.3 Modules plans	<u>18</u>
II.6.4 Modules spirales.....	<u>18</u>
II.6.5 Modules en céramiques	<u>19</u>
II.6.6 Comparaison des différents modules d'osmose inverse.....	<u>19</u>
II.7 Exploitation des membranes	<u>19</u>
II.7.1 Stockage (conditionnement) des membranes	<u>19</u>
II.7.1.1 Stockage à court terme	<u>19</u>
II.7.1.2 Stockage à long terme	<u>19</u>
II.7.2 Avant installation	<u>19</u>
II.7.3 Chargement des membranes.....	<u>20</u>
II.7.4 Guide de démarrage, d'arrêt et de rinçage des systèmes RO Hydranautics.....	<u>20</u>
II.7.4.1 Rinçage à grande eau lors du démarrage.....	<u>21</u>
II.7.4.2 Démarrage du système d'osmose inverse	<u>21</u>
II.7.4.3 Arrêt du système d'osmose inverse.....	<u>21</u>
II.7.4.3.1 Quantité d'eau recommandée	<u>21</u>
II.7.5 Précautions d'usage des éléments membranaires d'osmose inverse.....	<u>21</u>
II.7.5.1 Operations sur la vanne du permeat	<u>21</u>
II.7.5.2 Operations sur la vanne du concentrat pour fixer le taux de conversion	<u>22</u>
II.7.5.3 Présence de chlore libre dans l'eau d'alimentation des éléments membranaires à films fins (polyamide)	<u>22</u>
II.7.5.4 Exploitation sans risque à hautes températures et pressions	<u>22</u>
II.8 Limitations de l'osmose inverse.....	<u>23</u>
II.8.1 Colmatage par entartrage.....	<u>23</u>
II.8.2 Colmatage par dépôt.....	<u>23</u>
II.8.3 Le bio-colmatage.....	<u>23</u>
II.8.4 Colmatage par organique.....	<u>23</u>

II.9	Estimation du potentiel de colmatage	24
II.9.1	SDI (Silt Density Index).....	24
II.9.2	MFI (Modified fouling Index).....	24
II.10	Conclusion.....	26
Chapitre III : Présentation de la zone d'étude		
III.1	Introduction.....	27
III.2	Emplacement du site	27
III.2.1	Localisation géographique	27
III.2.2	Contexte climatique	28
III.2.3	Environnement naturel et marin.....	28
III.2.4	Environnement socio-économique.....	28
III.3	Installation et processus	28
III.3.1	Caractéristiques de l'eau de mer	29
III.3.2	Description de l'usine	29
III.3.2.1	Le captage	30
III.3.2.1.1	Tour de captage.....	30
III.3.2.1.2	Conduite d'admission	30
III.3.2.1.3	Réservoir d'admission	30
III.3.2.1.4	Système de dégrillage et de dessablage	30
III.3.2.2	Le système de prétraitement chimique.....	30
III.3.2.2.1	Chambre des vannes	30
III.3.2.2.2	Décanteur lamellaire	31
III.3.2.2.3	Réservoir d'eau clarifiée	32
III.3.2.2.4	Système de filtration sur sable	32
III.3.2.2.5	Système de dosage antitartre.....	33
III.3.2.2.6	Filtres à cartouches.....	33
III.3.2.3	Système d'osmose inverse	33

III.3.2.3.1 Modules de rack	33
III.3.2.3.2 Dispositif de récupération d'énergie	34
III.3.2.3.3 Système de nettoyage CIP.....	34
III.3.2.4 Système de post-traitement	35
III.3.2.4.1 Système de chloration	35
III.3.2.4.2 Réservoir d'eau traité	35
III.3.2.5 Laboratoire de contrôle	35
III.3.2.6 Salle de contrôle.....	35
III.4 Conclusion	35
Chapitre IV : Evaluation des besoins en eau de l'agglomération	
IV.1 Introduction.....	36
IV.1 Evaluation de la population	36
IV.3 Détermination de la consommation moyenne journalière	37
IV.4 Evaluation des besoins en eau	37
IV.4.1 Besoins en eau domestique	37
IV.4.2 Besoins en eau des équipements.....	37
IV.5 Récapitulation des besoins en eau des deux villes.....	38
IV.6 Combinaison de la production	39
IV.7 Résultat d'évaluation	40
IV.8 Conclusion	40
Chapitre V : Etat de fonctionnement de la station de ZERALDA	
V.1 Introduction.....	41
V.2 Évaluation des données collectées	41
V.2.1 Débits de production (m ³ /jour).....	41
V.2.1.1 Production journalière nulle	42
V.2.1.2 Production partielle (fonctionnement avec un seul rack).....	44
V.2.1.3 Production nominale (fonctionnement avec les deux racks).....	44

V.2.2 Les pertes charges	<u>49</u>
V.3 Conclusion	<u>50</u>
Chapitre VI : Etude de possibilité d'amélioration le fonctionnement de la station	
VI.1 Introduction.....	<u>52</u>
VI.2 Optimisation de l'unité de l'osmose	<u>52</u>
VI.2.1 Présentation du logiciel IMSDesign	<u>52</u>
VI.2.2 Paramètres de fonctionnement de logiciel (IMSDesign)	<u>52</u>
VI.2.2.1 Saisie des données d'alimentation	<u>52</u>
VI.2.3 Simulation et calculs.....	<u>56</u>
VI.2.3.1 Les résultats de simulation IMSDesign	<u>57</u>
VI.2.3.2 Interprétation des résultats de simulation (logiciel IMS Design)	<u>58</u>
VI.2.3.3 Étude comparative entre les besoins en eau et la production après amélioration du taux de conversion	<u>59</u>
VI.2.3.4 Caractéristiques de l'eau produit	<u>60</u>
VI.2.3.5 La consommation énergétique spécifique (kWh/m ³).....	<u>61</u>
VI.3 Conclusion	<u>62</u>

TABLEAU DES FIGURES

Figure01 : Les différents procédés de dessalement

Figure02 : Le principe de la distillation à simple effet

Figure03 : Le principe de la distillation à effet multiple (ici trois effets)

Figure04 : Compression mécanique de vapeur à un seul effet

Figure05 : Le principe de thermocompression à 4 effets

Figure06 : Le principe de distillation à multi flash

Figure07 : Le principe d'électrodialyse

Figure08 : Mécanisme de résine d'échangeuse d'ions

Figure09 : schéma de principe d'une installation hybride

Figure10 : Classification des procédés barométriques membranaires selon la taille de séparation

Figure11 : Mise en évidence de l'osmose inverse

Figure12 : Description des différents types de membranes

Figure13 : Schéma de principe d'un module tubulaire

Figure14 : Schéma de principe d'un module à fibres creuses

Figure15 : Module plan

Figure16 : Module à enroulement spiral

Figure17 : Le rapport du temps de filtration au volume de filtrat (t/V) en fonction du volume de filtrat (V)

Figure18 : Vue Google MAP sur l'emplacement de la station de dessalement de Zéralda

Figure19 : schéma de procès de la station

Figure20 : décanteur lamellaire

Figure21 : coupe sur un filtre à sable

Figure22 : Arrangement des modules de membranes dans un train d'osmose inverse

Figure23 : Équipement de récupération d'énergie

Figure24 : Extraction d'un PIG chargé de dépôts après le nettoyage d'une conduite

Figure25 : Les analyses d'eau de mer

Figure26 : les caractéristiques physico-chimiques de l'eau brute

Figure27 : les paramètres de l'eau brute proposés par le logiciel

Figure28 : les conditions opératoires du système.

Figure29 : Sélection d'élément

Figure30 : Caractéristiques de base du système d'osmose inverse

Figure31 : les résultats de calcul

Figure32 : les résultats détaillés de la simulation

Figure33 : La qualité d'eau brute, l'eau d'alimentation nette, le perméat et la saumure

Figure34 : Evolution du taux de conversion : Y actuel (45 %), Y optimisé (54–56–58 %)

LISTE DES TABLEAUX

Tableau01 : La comparaison des différents procédés d'eau de mer

Tableau02 : la composition chimique d'eau brute

Tableau03 : évaluation de la population pour différents horizons.

Tableau04 : besoins en eau domestiques

Tableau05 : les besoins en eau des équipements

Tableau06 : Les besoins totaux en eau

Tableau07 : Evaluation du débit de production journalier de la station

Tableau08 : Evaluation du débit de production journalier pour chaque rack

Tableau09 : Le nombre de microcoupures, la durée, la perte totale et pour chaque rack

Tableau10 : Pertes ajustées (par rapport à la production réelle)

Tableau11 : Variation de la pression de fonctionnement selon la température et taux de conversion

Tableau12 : comparaison entre la demande projetée et la production potentielle de la station après amélioration du taux de conversion

Tableau13 : caractéristique de l'eau produit

Tableau14 : la consommation énergétique spécifique (ESC) de la station pour l'état actuel et l'état proposé

LISTE DES PLANCHES

Plan01 : Plan de masse

Plan02 : Plan de situation

Plan03 : Plan de détails filtre à sable

Plan04 : Plan de l'environnement immédiat

SYMBOLE ET ABREVIATION

ANDE : Algérienne des eaux

MSF : La distillation Multiflash

MED : La distillation à multiples effets.

OMS : Organisation mondiale de la santé

pH : Potentiel hydrogène

OI : Osmose Inverse

PVC : Polychlorure de vinyle

Ppm : partie par million

MES : Matières en suspension

ED : Electrodialyse

NTU : Néphélométrie Turbidité Unit

TDS : Total Dissolved Solid

PEHD : Polyéthylène haute densité

HP : haute pression

DE : diamètre extérieur

Δh : perte de charge

SDEM : Station De Dessalement D'eau De Mer

Introduction générale

La question de l'eau est devenue l'un des enjeux majeurs du XXI^e siècle. Avec la croissance démographique, l'urbanisation rapide et l'augmentation des besoins agricoles et industriels, la demande en eau douce ne cesse de croître. Parallèlement, les ressources naturelles en eau douce sont soumises à de fortes pressions : raréfaction, pollution et inégalités de répartition. Ces contraintes se font particulièrement ressentir dans les zones arides et semi-arides, où les conditions climatiques limitent fortement la disponibilité en ressources hydriques.

Dans ce contexte, le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres apparaît comme une solution stratégique pour diversifier les ressources en eau et garantir une alimentation en eau potable durable. Depuis plusieurs décennies, cette technologie s'est progressivement imposée dans de nombreux pays, notamment au Moyen-Orient, en Afrique du Nord et dans les régions côtières fortement urbanisées.

Parmi les différentes techniques de dessalement, l'osmose inverse occupe aujourd'hui une place prépondérante grâce à ses performances en termes de rendement, sa relative flexibilité et ses coûts d'exploitation de plus en plus compétitifs. Les progrès technologiques réalisés sur les membranes, les systèmes de récupération d'énergie et l'optimisation des procédés ont permis à l'osmose inverse de devenir la technique la plus répandue à l'échelle mondiale.

En Algérie, la politique nationale de l'eau a intégré très tôt le dessalement comme axe stratégique, afin de faire face à la variabilité climatique et à la pression croissante exercée sur les ressources conventionnelles. Plusieurs stations de dessalement ont ainsi été construites le long du littoral, dont celle de Zéralda, qui constitue un exemple représentatif de cette démarche.

Le présent mémoire s'inscrit dans ce cadre. Il est structuré en cinq chapitres :

- le premier présente les principales techniques de dessalement, leurs principes et leurs spécificités ;
- le deuxième est consacré à l'osmose inverse, procédé central de ce travail ;
- le troisième décrit la zone d'étude et la station de dessalement de Zéralda ;
- le quatrième analyse le suivi du fonctionnement de la station ;

- enfin, le cinquième étude de possibilité d'amélioration le fonctionnement de la station, à partir des données collectées et étudiées.

À travers cette étude, l'objectif est d'analyser en profondeur le rôle du dessalement et en particulier de l'osmose inverse, d'évaluer le fonctionnement d'une station réelle et d'en tirer des éléments utiles pour la gestion et l'optimisation de ce type d'infrastructure stratégique.

CHAPITRE I

LES TECHNIQUES DE DESSALEMET

I.1 Introduction

Face à la raréfaction des ressources en eau douce et à l'augmentation constante de la demande mondiale, le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres s'impose comme une solution incontournable pour répondre aux besoins en eau potable. Le principe du dessalement consiste à extraire les sels dissous de l'eau afin de la rendre apte à la consommation humaine, à l'irrigation agricole ou à des usages industriels.

Au fil des décennies, plusieurs procédés de dessalement ont été développés et perfectionnés. Ces techniques se classent généralement selon la nature du procédé mis en œuvre, qu'il soit thermique, membranaire ou hybride. Chacune présente des avantages et des limites, en termes de coût, de rendement, de consommation énergétique et d'impact environnemental.

Le choix d'une méthode de dessalement dépend ainsi de nombreux paramètres : la qualité et la salinité de l'eau brute, les besoins en eau traitée, la disponibilité des ressources énergétiques, ainsi que les contraintes économiques et environnementales du site d'implantation. L'étude de ces différentes techniques constitue donc une étape fondamentale pour comprendre l'évolution des technologies et situer la place de l'osmose inverse, qui fait l'objet du chapitre suivant.

I.2 Procèdes de dessalement

La classification des techniques de dessalement repose sur le type de procédé mis en œuvre, à savoir :

- Les procédés basés sur un changement d'état, tels que la distillation et la congélation
- Les procédés membranaires, comme l'osmose inverse et l'électrodialyse
- Les procédés chimiques, fondés sur la modification des liaisons chimiques, tels que l'échange d'ions ou l'extraction par solvant sélectif
- Techniques combinées

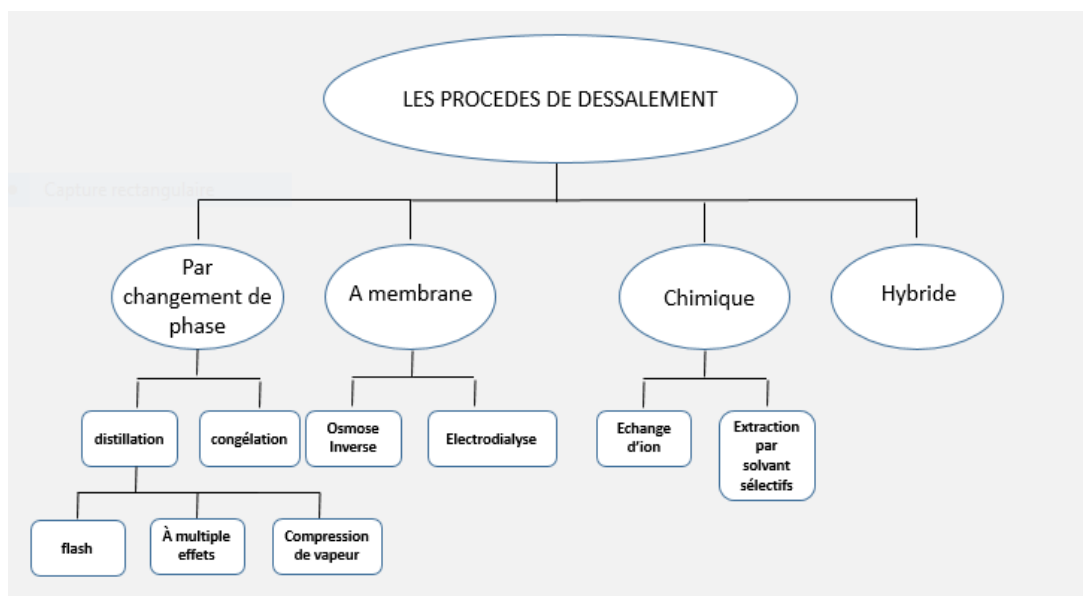


Figure01 : Les différents procédés de dessalement

I.2.1 Procédés thermique

I.2.1.1 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. Ce principe de dessalement très simple a été utilisé dès l'Antiquité pour produire de très faibles quantités d'eau douce sur les bateaux.

Trois procédés se partagent le marché du dessalement thermique : la distillation à détente étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF), la distillation à multiples effets (Multi-Effect distillation MED) et la compression mécanique de vapeur.

I.2.1.1.1 distillation à simple effet :

L'eau de mer est chauffée jusqu'à ébullition dans une enceinte fermée, produisant de la vapeur qui se condense en eau douce au contact d'un serpentin refroidi. Les gaz incondensables sont évacués, puis l'eau douce et la saumure sont extraites par pompes.

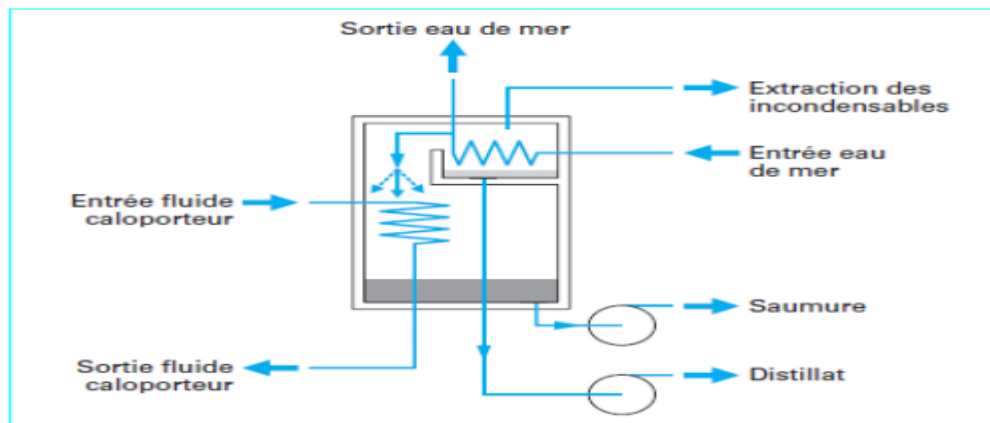


Figure02 : Le principe de la distillation à simple effet

I.2.1.1.2 Distillation à effets multiples (Multi Effet Distillation MED) :

Une installation de distillation à effets multiples est composée de plusieurs cellules placées les unes à la suite des autres. Elle fonctionne sur le même principe qu'une distillation à simple effet, mais répétée plusieurs fois.

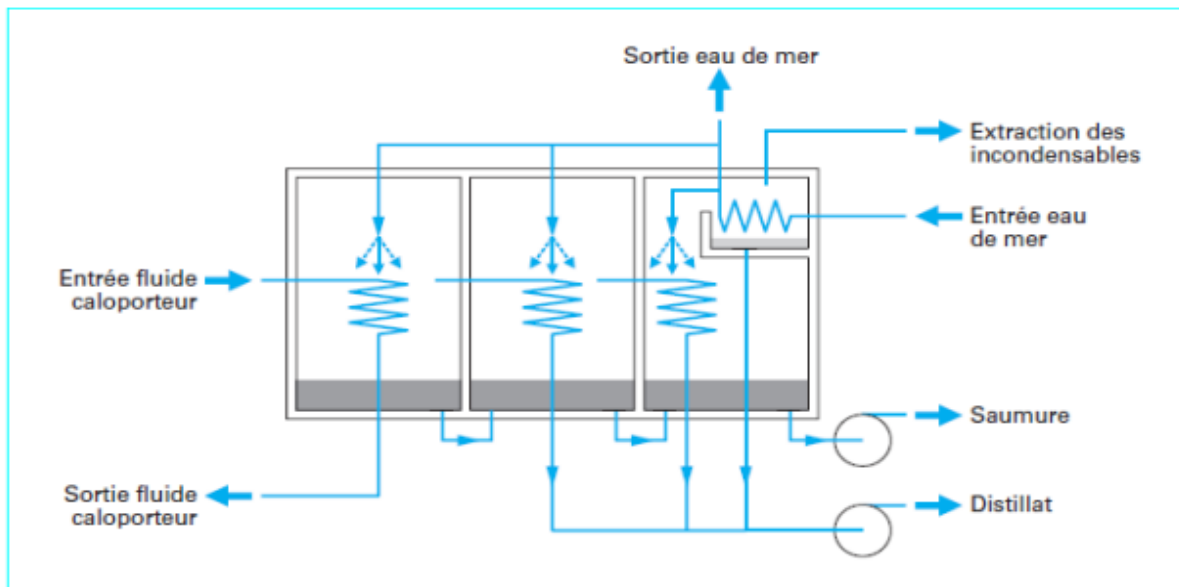


Figure03 : Le principe de la distillation a effet multiple (ici trois effets)[1]

I.2.1.1.3 Compression de vapeur :

I.2.1.1.3.1 Compression mécanique de vapeur

Dans une cellule de distillation, on constate que l'enthalpie de la vapeur émise est peu différente de celle utilisée pour le chauffage, d'où l'idée de comprimer la vapeur émise et de s'en servir comme fluide chauffant.

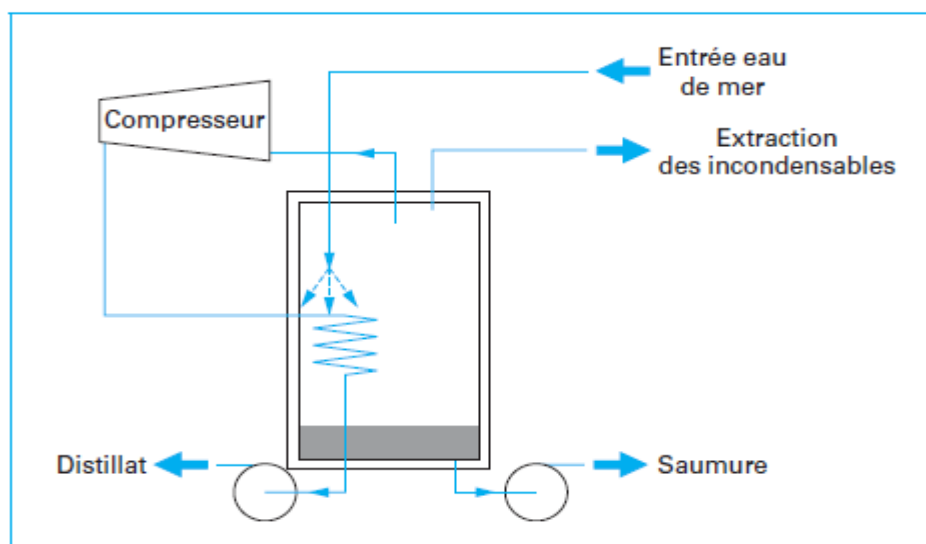


Figure04 : Compression mécanique de vapeur à un seul effet

I.2.1.1.3.2 Thermocompression

Dans ce procédé, la vapeur produite par la cellule la plus froide est comprimée par un éjecteur à vapeur, puis réintroduite dans la cellule la plus chaude. Ce cycle de condensation et d'évaporation se répète à travers quatre effets, permettant de récupérer la chaleur latente et de produire successivement de la vapeur et de l'eau douce. Une partie de la vapeur finale est

recomprimée pour être réutilisée, tandis que le reste est condensé, assurant ainsi un fonctionnement continu et économe en énergie.

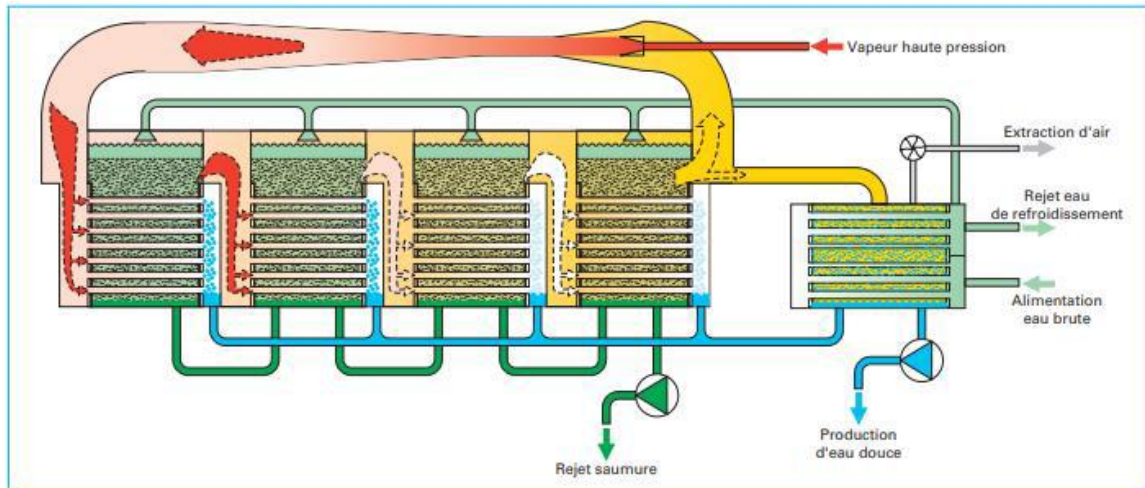


Figure05 : Le principe de thermocompression à 4 effets[1]

I.2.1.1.4 Distillation multi flash (détentes successives) « MSF » :

Ce procédé s'est tout particulièrement développé à partir de 1960 par suite des difficultés dues à l'entartrage des surfaces d'échange de la distillation à multiples effets en particulier dans les évaporateurs noyés. En effet, dès que, dans l'eau de mer chaude, une bulle de vapeur se forme le long d'un tube d'échange, il y a concentration locale des sels dissous avec risque de précipitation sur les parois des sels peu solubles. Il faut rappeler qu'à l'époque, la technologie des évaporateurs à tubes horizontaux arrosés n'était pas connue.

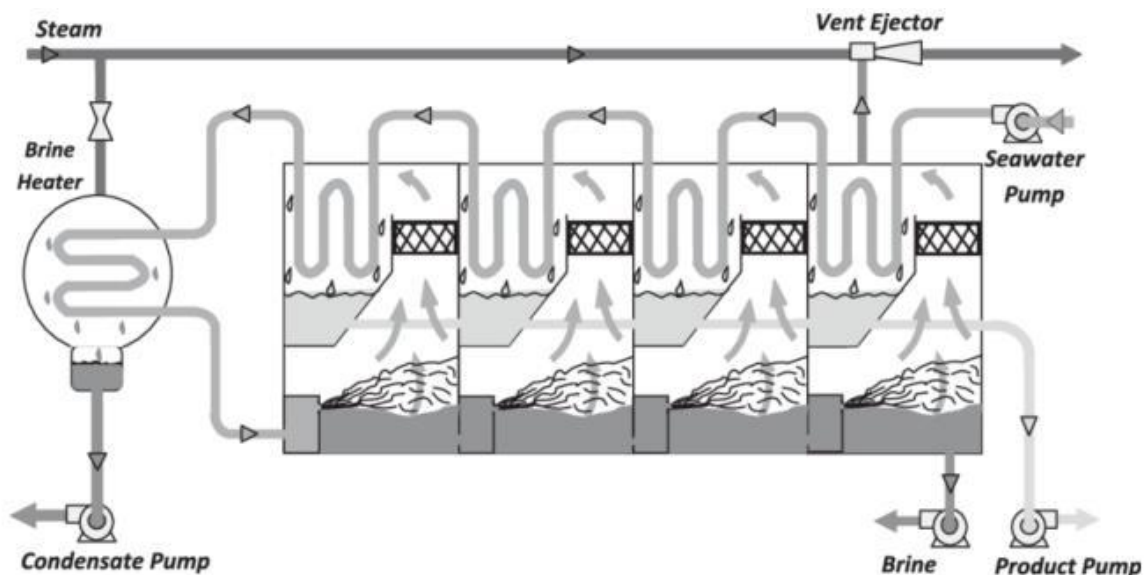


Figure06 : Le principe de distillation à multi flash[2]

I.2.1.2 La Congélation :

Lors de la congélation les cristaux de glace formés sont constitués d'eau pure, les polluants restent liquides. Ce principe ne nécessite aucun ajout de réactif chimique

I.2.2 Les procédés membranaires :

Au lieu d'extraire par évaporation l'eau douce de l'eau de mer, on peut envisager une séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes sélectives. De tels procédés sont a priori séduisants puisqu'ils doivent pouvoir fonctionner à la température ambiante et qu'ils n'impliquent pas un changement de phase. Deux procédés utilisant de telles membranes sont actuellement commercialisés : ce sont l'électrodialyse et l'osmose inverse.

I.2.2.1 Électrodialyse :

L'électrodialyse est un procédé électrochimique à membranes très ancien puisque la première installation date des années 1960. Ce procédé consiste à éliminer les sels dissous dans l'eau saumâtre par migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique.

Soit une cellule d'électrolyse dans laquelle on fait circuler une solution saline : les cations vont se diriger vers la cathode et les anions vers l'anode. Si l'on intercale entre les électrodes des membranes perméables respectivement aux anions et aux cations, il y aura concentration et recombinaison des ions dans certains compartiments où la solution s'enrichira en sels (compartiments de concentration), alors que dans les autres la salinité diminuera (compartiments de déminéralisation).

On peut ainsi obtenir, à partir d'une eau saline, une eau à la salinité désirée (500 ppm dans la plupart des cas).[2]

Le schéma ci-dessous présente le fonctionnement d'une unité en parallèle de dessalement.

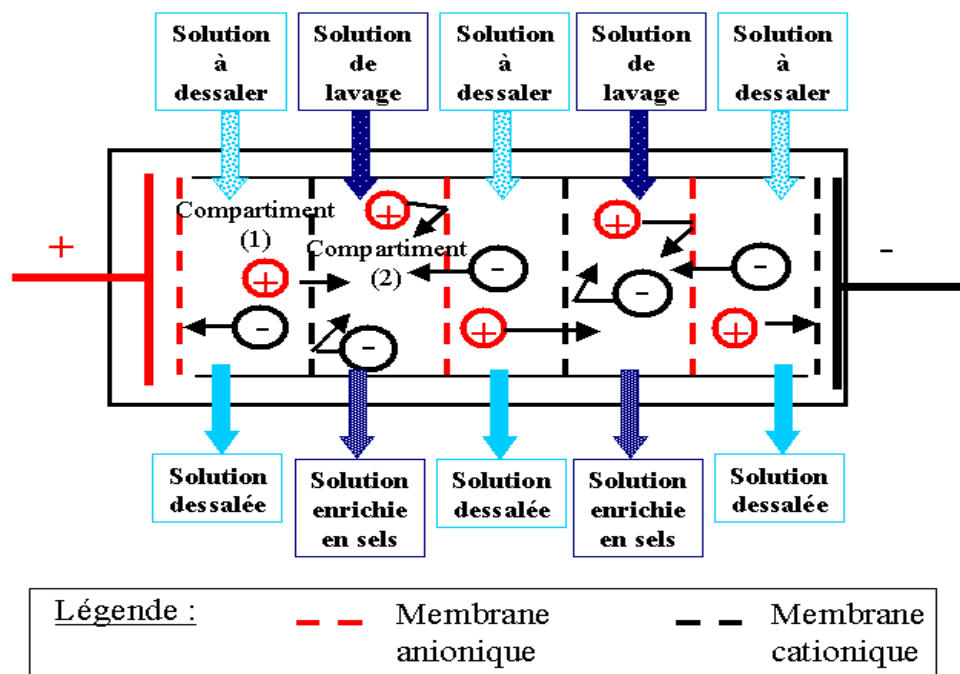


Figure07 : Le principe d'électrodialyse.[3]

I.2.2.2 Osmose inverse :

L'osmose inverse est un procédé de séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes semi-perméables sous l'action de la pression (54 à 80 bars pour le traitement de

l'eau de mer). Ce procédé fonctionne à température ambiante et n'implique pas de changement de phase. Les membranes polymères utilisées laissent passer les molécules d'eau et ne laissent pas passer les particules, les sels dissous, les molécules organiques de 10^{-7} mm de taille.

L'énergie requise par l'osmose inverse est uniquement celle électrique consommée principalement par les pompes haute pression.

La teneur en sels de l'eau osmosée est de l'ordre de $0,5 \text{ g.L}^{-1}$. [4]

I.2.3 Les procédés chimiques :

Les procédés chimiques sont ceux qui interviennent sur la composition chimique et sont :

I.2.3.1 L'échange d'ions :

Le procédé d'échange d'ions repose sur la substitution réversible entre des ions dissous dans l'eau et des ions fixés sur une résine échangeuse. Cette dernière est constituée d'une matrice polymérique de structure macro poreuse insoluble portant des groupes fonctionnels ionisables. Lors du passage de l'eau brute, les ions indésirables, tels que le calcium et le magnésium responsables de la dureté, ou encore les anions comme les chlorures et sulfates, sont retenus par la résine et remplacés par des ions plus acceptables (Na^+ , H^+ ou OH^-). L'opération permet ainsi de réduire ou d'éliminer la minéralisation de l'eau selon l'objectif visé (adoucissement, décarbonatation ou déminéralisation). Une fois saturée, la résine est régénérée à l'aide d'une solution appropriée (soude, acide ou sel), qui rétablit sa capacité d'échange et assure la continuité du traitement.

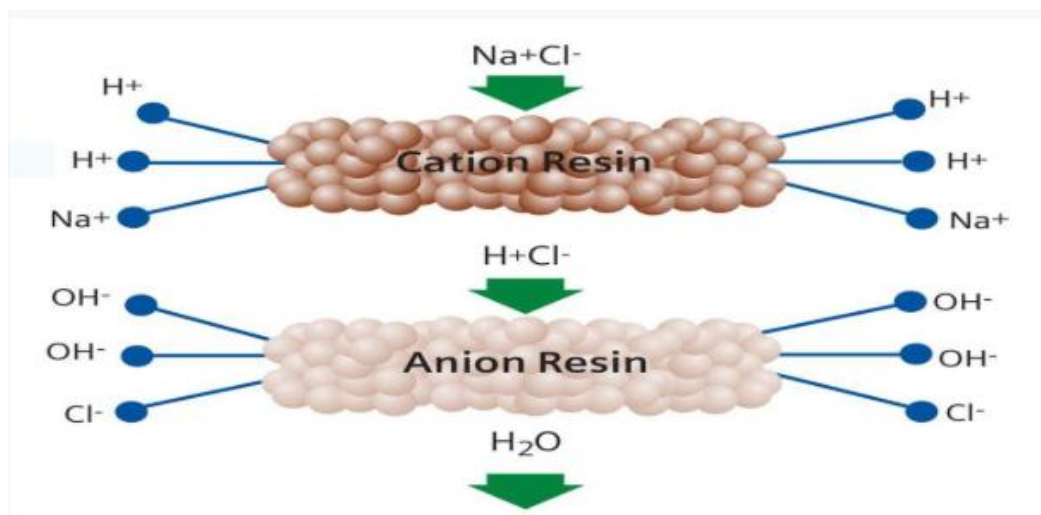


Figure08 : Mécanisme de résine d'échangeuse d'ions.[5]

I.2.3.2 Extraction par solvant sélectif :

L'extraction par solvant sélectif repose sur le transfert d'un soluté d'une phase aqueuse vers une phase organique non miscible. Le mécanisme débute par la mise en contact intime des deux phases, favorisant l'échange de matière à l'interface. Sous l'effet de la différence d'affinité chimique, le soluté migre de la phase aqueuse vers la phase organique, conformément à la loi de distribution de Nernst, jusqu'à l'établissement d'un équilibre

caractérisé par un coefficient de partage spécifique. Après agitation et décantation, les deux phases se séparent naturellement : la phase aqueuse s'appauvrit en soluté, tandis que la phase organique en est enrichie. Enfin, l'étape de stripping ou ré-extraction permet de récupérer le soluté de la phase organique par un solvant approprié ou par modification des conditions opératoires (pH, température ou ajout d'agents complexants). Ainsi, le mécanisme global de cette technique peut être synthétisé en cinq étapes successives : contact, transfert, équilibre, séparation et récupération.[6]

I.2.4 Techniques combinées de dessalement :

Les techniques combinées, également appelées procédés hybrides de dessalement, désignent l'association des plusieurs technologies distinctes de dessalement (souvent un procédé thermique et un procédé membranaire, ou bien deux procédés membranaires différents) au sein d'une même installation afin d'exploiter les avantages de chaque procédé tout en compensant leurs limites, pour d'atteindre une meilleure efficacité énergétique, une qualité d'eau optimale, une réduction des coûts et une gestion plus durable des rejets de saumure.

Ces systèmes s'imposent aujourd'hui comme une tendance majeure dans les régions à forte demande en eau (Golfe, Maghreb, Asie), et s'intègrent de plus en plus aux sources d'énergie renouvelable pour réduire leur empreinte carbone. (figure09)

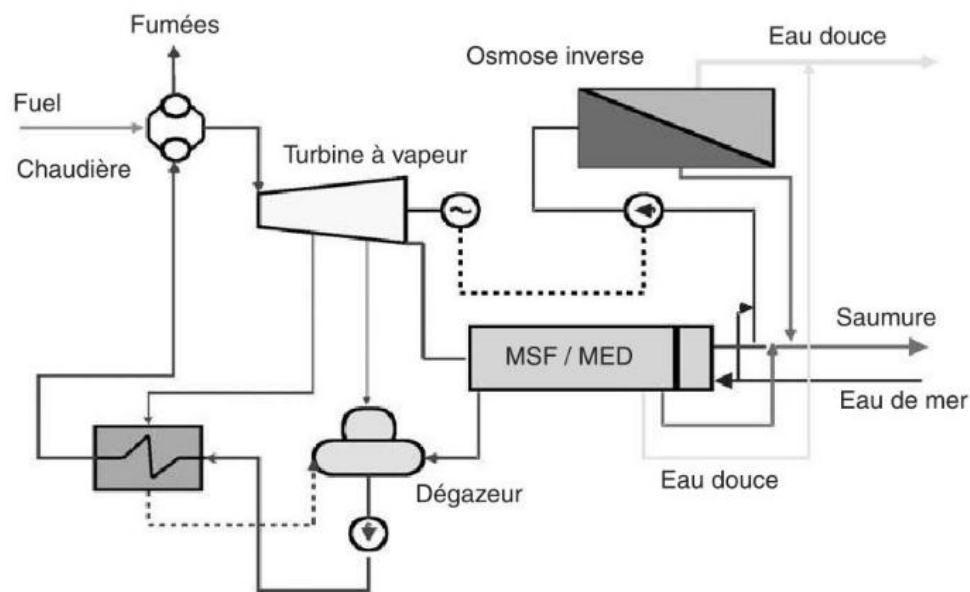


Figure09 : schéma de principe d'une installation hybride.

I.2.4.1 Association des énergies renouvelables avec les procédés de dessalement conventionnels :

I.2.4.1.1 Distillation et énergie solaire :

Les procédés de dessalement par distillation sont particulièrement adaptés à un couplage avec l'énergie solaire. En effet, leur fonctionnement exige une quantité importante d'énergie thermique pour chauffer l'eau de mer, de l'ordre de 170 à 420 MJ par m³ d'eau produite. Cette énergie doit être fournie à une température relativement faible, inférieure à 100–110 °C, afin d'éviter les phénomènes d'entartrage. Dans ce cadre, elle peut être assurée soit par des

capteurs plans pour un fonctionnement à basse température (60–70 °C), soit par des capteurs solaires à concentration pour un fonctionnement à plus haute température (90–110 °C).

I.2.4.1.2 Osmose inverse et énergie solaire :

Le procédé d'osmose inverse utilise de l'énergie électrique ou mécanique qui peut être fournie par un moteur solaire de type thermodynamique.

I.2.4.1.3 Osmose inverse et photopile :

L'osmose inverse repose sur l'utilisation de pompes à haute pression dont la consommation énergétique est significative. Cette énergie peut être fournie par des systèmes photovoltaïques, permettant d'alimenter la station en électricité de manière autonome, notamment dans les zones isolées et à fort ensoleillement. L'intégration de l'énergie solaire à la technologie d'osmose inverse constitue ainsi une solution durable pour la production d'eau potable dans les régions confrontées à une rareté des ressources en eau douce.

I.2.4.1.4 Osmose inverse et énergie éolienne :

De nombreuses îles et régions isolées en bord de mer connaissent des difficultés de développement en raison d'un manque d'eau douce. Toutefois, ces zones sont généralement caractérisées par des vents abondants et réguliers, offrant ainsi la possibilité d'exploiter l'énergie éolienne, ressource renouvelable, pour le dessalement de l'eau de mer.

Ce système de couplage le plus simple consiste à utiliser directement l'énergie délivrée aux bornes de l'aérogénérateur, sous forme de courant alternatif, pour alimenter le récepteur, en l'occurrence une unité de dessalement.

Parmi les avantages de cette technique, on peut citer sa grande simplicité de mise en œuvre, son rendement optimal, l'utilisation de matériels standards ainsi qu'un investissement minimal.[2]

Tableau01 : La comparaison des différents procédés d'eau de mer[1]

Procédé	Distillation par compression mécanique de la vapeur	Distillation par thermocompression	Distillation par détente(s) successives	Osmose inverse
Débit d'eau de mer/Débit production	2 à 3 avec recyclage	3 à 4	3 à 4 si recyclage saumure, sinon 7 à 9	2 à 2,5 selon salinité
Prétraitement :				
- chloration	Requise sauf recours à des puits côtiers	Requise	Requise	Requise sauf recours à des puits côtiers (petites installations)
- filtration	Tamissage à 0,5 mm	Tamissage à 0,5 mm	Tamissage à 1,5 mm	Filtration(s) fine(s) voire microfiltration Objectif : $SDI_{moy} \leq 3$
- antitartre	Injection d'un inhibiteur	Injection d'un inhibiteur	Injection d'un inhibiteur et/ou acidification + dégazage du CO_2	Acidification et/ou injection d'un inhibiteur
- déchloration	Non requise	Non requise	Non requise	Requise Objectif : chlore $\ll 0,1 \text{ mg/L}$
Température maximale de fonctionnement	60 à 70 °C	60 à 70 °C	entre 80 et 120 °C	Température de l'eau de mer Optimum $\approx 25 \text{ °C}$
Salinité eau produite	1 à 30 mg/L	1 à 30 mg/L	50 à 100 mg/L	200 à 500 mg/L
Énergie électrique (unité de dessalement seulement)	12 à 17 kWh/m ³ si un effet 7 à 9 kWh/m ³ si deux effets...	1 à 2 kWh/m ³	2 à 3 kWh/m ³	2,8 à 3,5 kWh/m ³ avec récupération d'énergie
Énergie vapeur	Aucune	$8 < GOR^* < 16$ selon le nombre d'effets	$6 < GOR^* < 12$	Aucune
Échelle de capacité (unitaire par bloc)	$< 2\,000 \text{ m}^3/\text{j}$	500 à 12 500 m ³ /j	5 000 à 50 000 m ³ /j	Technologie modulaire qui s'adapte à toutes les capacités 10 à 20 000 m ³ /j par bloc
Avantages	Pas de vapeur Simplicité du fonctionnement	Coût $\approx 15 \%$ inférieur à distillation par détente(s) successives	Technique la plus éprouvée	Minimum d'énergie et de temps de construction
* GOR : (Gain Operating Ratio) masse d'eau produite par kilogramme de vapeur consommée.				

I.3 Conclusion

Le dessalement regroupe plusieurs procédés, thermiques, membranaires ou hybrides, chacun présentant des avantages et des limites en termes de rendement, de coût et d'impact environnemental. Parmi ces techniques, l'osmose inverse s'est imposée ces dernières décennies comme la solution la plus utilisée grâce à ses performances et à sa flexibilité. Le chapitre suivant sera ainsi consacré à l'étude de ce procédé.

CHAPITRE II

L'OSMOSE INVERSE

II.1 Introduction

La technologie des membranes d'osmose inverse s'est développée au cours des 40 dernières années pour atteindre une part de 44 % de la capacité mondiale de production de dessalement, et une part de 80 % du nombre total d'usines de dessalement installées dans le monde. L'utilisation du dessalement par membranes a augmenté grâce à l'amélioration des matériaux et à la réduction des coûts. Aujourd'hui, les membranes d'osmose inverse représentent la technologie dominante pour les nouvelles installations de dessalement. Elles sont appliquées à diverses ressources en eau salée grâce à un prétraitement adapté et à une conception spécifique du système de membranes.

Deux branches distinctes du dessalement par osmose inverse ont émergé : l'osmose inverse de l'eau de mer et l'osmose inverse de l'eau saumâtre. Les différences entre ces deux sources d'eau notamment les encrassements, la salinité, les options d'évacuation de la saumure (concentré) et l'emplacement des usines ont entraîné des divergences importantes en matière de développement des procédés, de mise en œuvre et de problématiques techniques clés.

Les options de prétraitement sont similaires pour les deux types d'osmose inverse et dépendent des composants spécifiques de la source d'eau. L'osmose inverse de l'eau saumâtre comme celle de l'eau de mer continueront à être utilisées dans le monde entier. Les nouvelles technologies de récupération d'énergie et d'énergies renouvelables, ainsi que les conceptions innovantes des installations, permettront une utilisation accrue du dessalement dans les régions rurales et à l'intérieur des terres, tout en offrant une eau plus abordable aux grandes villes côtières.

Une grande variété de recherches et d'informations générales sur le dessalement par osmose inverse est disponible ; cependant, une comparaison directe des systèmes d'osmose inverse pour eau de mer et pour eau saumâtre est nécessaire pour mettre en évidence les similitudes et les différences dans le développement des procédés. Ce chapitre met en lumière les paramètres clés d'un fonctionnement d'osmose inverse

II.2 Principe de l'osmose inverse

La filtration membranaire est un procédé de séparation basé sur l'utilisation de membranes semi-perméables jouant le rôle de barrières sélectives. Selon les caractéristiques des composants à séparer (taille, charge, nature chimique), certaines molécules sont retenues tandis que d'autres traversent la membrane, sous l'effet d'une force motrice, généralement une pression. Parmi les procédés membranaires fonctionnant avec un gradient de pression (procédés barométriques), on distingue quatre grandes catégories selon le seuil de coupure des membranes utilisées : la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF), la nanofiltration (NF) et l'osmose inverse (OI) comme présenté sur la figure. Cette dernière permet de séparer l'eau des sels dissous à l'échelle moléculaire.

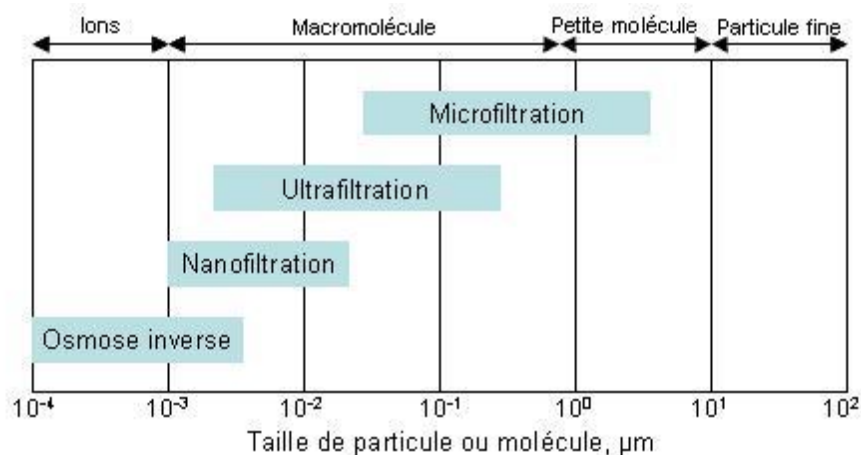


Figure10 :Classification des procédés barométriques membranaires selon la taille de séparation.[7]

II.3 Pression osmotique et pression de fonctionnement

Le procédé de l'osmose inverse est basé sur la propriété des membranes semi-perméables de laisser passer l'eau tout en arrêtant les sels dissous. La figure met en évidence ce phénomène : une membrane semi-perméable divise un récipient en deux compartiments. Dans le premier compartiment (1), on verse de l'eau pure, dans le deuxième (2) une solution de chlorure de sodium. Les niveaux sont identiques dans les deux compartiments au début de l'expérience. On observera alors que l'eau circule de 1 vers 2. À l'équilibre, il en résulte une différence de niveau entre 1 et 2, qui met en évidence la pression osmotique de la solution de NaCl du compartiment 2. S'il est possible d'appliquer une pression sur le compartiment 2 supérieure à la pression osmotique, on observe la circulation de l'eau en sens inverse, les sels restent bloqués dans le compartiment 2. On peut même concentrer la solution 2 au-delà de sa concentration initiale et obtenir une quantité d'eau douce dans le compartiment 1 supérieure à celle versée au début de l'expérience. C'est **l'osmose inverse**.

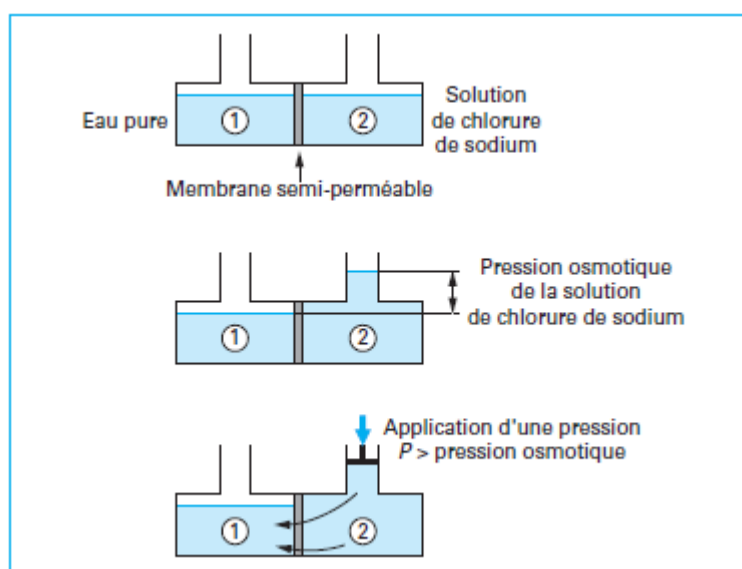


Figure11 : Mise en évidence de l'osmose inverse

La pression osmotique π est donnée par la loi de Van't Hoff qui exprime que la pression osmotique exercée par un soluté est égale à la pression que ce corps aurait exercé 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 proportionnelle à la concentration en solutés :

$$\Pi = i.C.R.T \quad (1)$$

Avec :

Π : Pression osmotique (bar)

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

C : Concentration molaire (mol.L^{-1})

R : Constante des gaz parfaits ($0,082 \text{ L.bar.mol}^{-1}\text{K}^{-1}$)

T : Température absolue (K).

En fait, pour que le phénomène d'osmose inverse se produise dans de bonnes conditions économiques (optimum débit spécifique/énergie consommée), il faut que la pression appliquée soit d'environ deux fois celle de la pression osmotique. On en déduit que la pression de fonctionnement d'une osmose d'eau de mer sera de l'ordre de 60 à 70 bar.[1]

II.4 Les équations de dimensionnement

II.4.1 Pression motrice ΔP

Est égale à la pression de refoulement de la pompe diminuée de la pression statique à la sortie du module d'osmose (côté production) et de la perte de charge due à l'écoulement de l'eau dans les tuyauteries amont des modules et le long de la membrane.

II.4.2 Taux de conversion Y

Rapport entre le débit produit et le débit d'alimentation se définit par :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_a} \times 100 \quad (2)$$

Ce paramètre s'exprime aussi sous la forme du **facteur de conversion** FC

$$FC = \frac{100}{100-Y} \quad (3)$$

II.4.3 Passage de sels PS : se caractérise par le rapport entre leur concentration côté production et leur concentration côté alimentation :

$$PS = 100 \times CP / CA \quad (4)$$

On le note aussi par son complément : le **rejet de sels**, qui est le rapport entre la concentration côté rejet et la concentration côté alimentation :

$$RS = 100 \times CR / CA = 100 - PS \quad (5)$$

L'intérêt de l'utilisateur est de produire le maximum d'eau en consommant le moins possible d'énergie et donc de fixer la conversion la plus haute possible. Mais l'examen des définitions précédentes montre que l'augmentation de la conversion implique celle du facteur de concentration et, donc, celle de la salinité de la saumure, celle de la concentration moyenne le long de la membrane, donc celle de la pression osmotique et, par suite, celle de la pression

d'alimentation. En outre, plus la saumure est concentrée, plus on risque d'entartrer la membrane. Il y a donc un optimum à trouver.

II.4.4 Les lois gouvernant

- **le transfert d'eau** : diffusion moléculaire de l'eau dans la membrane ;
- **le transfert des sels** : diffusion des ions des sels au travers la membrane permettant de mettre en évidence les principaux paramètres influant sur les performances d'une installation.

II.4.4.1 Transfert de l'eau

En première approximation cette équation précise les paramètres influençant la production d'une membrane d'osmose :

$$Q_p = K_p \frac{S}{e} (\Delta P - \Delta \pi) \frac{K_t}{K_c} \quad (6)$$

Avec :

Q_p : débit d'eau traversant la membrane,

K_p : coefficient de perméabilité à l'eau de la membrane,

S : surface de la membrane,

e : épaisseur de la membrane,

ΔP : pression motrice,

$\Delta \pi$: différence de pression osmotique,

K_t : coefficient lié à la viscosité de l'eau, donc à sa température,

K_c : coefficient de compaction.

$\Delta P - \Delta \pi$ est souvent appelée la « **pression efficace** » d'un système d'osmose inverse puisque c'est le « moteur » du procédé.

II.4.4.2 Transfert des sels

En première approximation, cette loi précise les paramètres influençant la rétention des sels par une membrane d'osmose :

$$Q_s = K_s \frac{S}{e} \Delta C \frac{k_t}{k_c} \quad (7)$$

Avec :

Q_s : flux de sels à travers la membrane,

K_s : coefficient de passage de sels,

ΔC : différence de concentration des sels entre les 2 faces de la membrane.

À l'aide de ces deux dernières équations, on déduit que la concentration en sels dans l'eau produite est :

$$C_p = \frac{Q_s}{Q_p} = \frac{K_s}{K_p} \frac{\Delta C}{\Delta P - \Delta \pi} K_c^2 \quad (8)$$

On notera que, le coefficient K_t s'éliminant, la concentration en sels CP est en théorie, indépendante de la température de l'eau.[1]

II.5 Type des membranes

II.5.1 De part leur nature

II.5.1.1 Membranes organiques

La plupart sont fabriquées à partir de polymères organiques, offrant une bonne adaptabilité et résistance. Environ 90 % des membranes d'ultrafiltration et de microfiltration sont de nature organique.

II.5.1.2 Membranes minérales (inorganiques)

Ces techniques se sont développées plus tardivement que les membranes organiques. Composées de matériaux entièrement minéraux (céramique, métal fritté, verre), elles permettent de fonctionner dans des conditions extrêmes de température et d'agression chimique. Les membranes dynamiques, fabriquées à partir de tubes poreux (0,5 à 5 μm) et d'une dispersion colloïdale de zirconium avec des copolymères, peuvent être utilisées pour le traitement des eaux usées.

II.5.1.3 Membranes composites

Elles sont caractérisées par une structure asymétrique dont la peau est beaucoup plus fine que celle des membranes classiques non composites et par une superposition de plusieurs couches différenciées soit par leur nature chimique, soit par leur état physique. Elles peuvent être organiques (superposition de polymères organiques différents), organo-minérales ou minérales (association de carbone ou d'alumine comme support et de métaux tels le zircon, l'alumine et le titane)

II.5.1.4 Membranes échangeuses d'ions (MEI)

Elles fonctionnent sur le principe du rejet d'ions grâce à leur charge. Les techniques d'électrodialyse, la dialyse et l'électro-désionisation font appel à cette technologie. Leur principal domaine d'application actuel est le dessalement de l'eau et le traitement des effluents des installations de protection et de décoration des métaux.[8]

II.5.2 De part leur porosité

II.5.2.1 Membranes poreuses

Les membranes poreuses assurent la séparation selon la taille des particules (0,01 à 1 μm). On distingue les micropores (<2 nm), mésopores (2–50 nm) et macropores (>50 nm). Le transfert de matière se fait sous pression et ne laisse passer que les espèces plus petites que les pores.

II.5.2.2 Membranes denses

Les membranes denses sont constituées d'un film compact où le transport du perméat se fait par diffusion, sous l'effet d'une pression, d'un gradient de concentration ou d'un potentiel électrique. La séparation dépend de la diffusivité et de la solubilité des composés dans la membrane. Elles permettent de distinguer des molécules de taille voisine si leur solubilité

diffère. Quand les pores deviennent très réduits, la diffusion passe par les petits espaces libres entre les chaînes polymères, adaptés aux petites molécules organiques ou aux ions hydratés.

II.5.3 De part leur fabrication

Pour obtenir une perméabilité sélective élevée, la membrane doit être la plus mince possible, ce qui la rend fragile. Cette fragilité est compensée par un support poreux ou tissé, de même nature ou différent.

II.5.3.1 Membranes anisotropes (asymétriques)

Les membranes anisotropes sont constituées d'une couche de surface très fine assurant la sélectivité et d'un support poreux plus épais garantissant la résistance mécanique ; leur faible épaisseur permet d'obtenir des flux élevés recherchés industriellement ($\approx 20 \mu\text{m}$ minimum). Les membranes organiques (microfiltration à nanofiltration) utilisent une matrice polymérique de $100\text{--}200 \mu\text{m}$ avec une fine couche filtrante de $0,1\text{--}1 \mu\text{m}$, tandis que les membranes minérales, à base d'alumine ou de carbone et recouvertes de couches d'oxydes minéraux frittés, offrent une porosité définie par la granulométrie et peuvent être renforcées par un support textile.

II.5.3.2 Membranes composites

Les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse sont organiques et anisotropes, constituées de couches de polymères différents. Elles comportent une matrice de $200 \mu\text{m}$, recouverte d'une couche intermédiaire de $40 \mu\text{m}$, elle-même supportant une fine couche active de $0,3$ à $3 \mu\text{m}$ qui assure les propriétés de rétention et de flux.

II.5.3.3 Membranes à charge électrique

Ces membranes peuvent être denses ou poreuses, possèdent des parois chargées (positives ou négatives) : celles à charge positive favorisent le passage des cations, et celles à charge négative favorisent le passage des anions. La séparation repose sur la charge de la membrane, la taille des pores et la concentration ionique ; elle est appliquée notamment en électrodialyse et en osmose inverse.

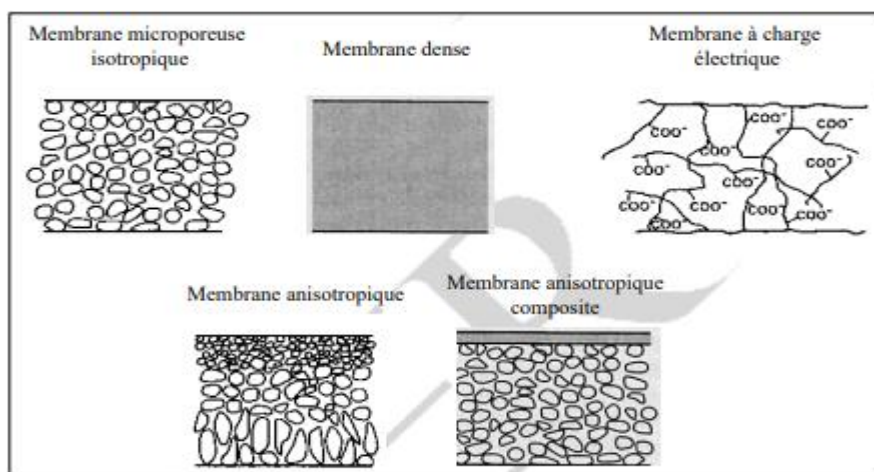


Figure15 : Description des différents types de membranes.[9]

II.5.4 Principales membranes d'osmose inverse commercialisée

Type	Matériau	Fabricant	Appellation commerciale	Module
Asymétrique polymère unique	Acétate de cellulose	UOP (US) Osmonics (US) Envirogenics (US) Nitto (JP) Kobe Steel (JP)	Roga Sepa – 1500 –	Spirale Spirale Spirale Tubulaire Fibres creuses
	Di/Triacétate de cellulose	Dow Chem (US) Hydranautics (US) Toyobo (JP) DDS (Danemark) Wafilin (P-Bas)	Dowex Hollosep C-A WFR	Fibres creuses Spirale Fibres creuses Plan Tubulaire
	Polyamide aromatique	Du Pont de Nemours (US) DDS (Danemark)	Permassep HMX	Fibres creuses Plan
	Polybenzimidazole	Celanese/ Osmonics (US)	–	–
	Polybenzimidazole	Teijin (JP)	–	Tubulaire
Composite support polysulfone dans la plupart des cas	Polyamide	Filmtec (US)	FT 30	Spirale
	Polyamide	UOP (US)	PA 300	–
	Polyfurane/cyanurate	Toray (JP)	PEC 1000	Spirale
	Polyurée Polyether	UOP (US)	RC 100	–
Composite	Autres	Desalination (US) Hydranautics (US) Nitto (JP)	–	–
Dynamique Support Inox	Polyacrylamide/ Zircone	Carre (US)	Zopa	Tubulaire

II.6 Les module des membranes

Pour être mises en œuvre, les membranes doivent être montées dans des supports appelés modules. Actuellement, quatre types de modules sont commercialisés :

- modules tubulaires ;
- modules fibres creuses ;
- modules plans ;
- modules spirales.

Plusieurs critères sont à prendre en compte pour le choix d'un type de module :

- régime d'écoulement permettant de minimiser les phénomènes de polarisation (écoulement laminaire ou turbulent) ;
- compacité qui est exprimée par le rapport de la surface filtrante ou volume de l'appareil ;
- facilité de démontage et de remplacement des membranes défectueuses ;
- volume mort de l'appareil (exprimé en l/m²) ;
- adaptation au produit à traiter (nécessité ou non de préfiltration).

II.6.1 Modules tubulaires

Ce type de module est constitué de tubes métalliques ou plastiques sur lesquels est fixée la membrane semi-perméable. Le diamètre du tube est compris entre 7 et 25 mm et le plus souvent de 12,5 mm (1/2 inch). En général, l'eau de mer sous pression circule à l'intérieur du tube et l'eau douce produite est récupérée à l'extérieur du tube. Le tube est soit poreux, soit perforé de trous pour permettre l'évacuation du perméat.

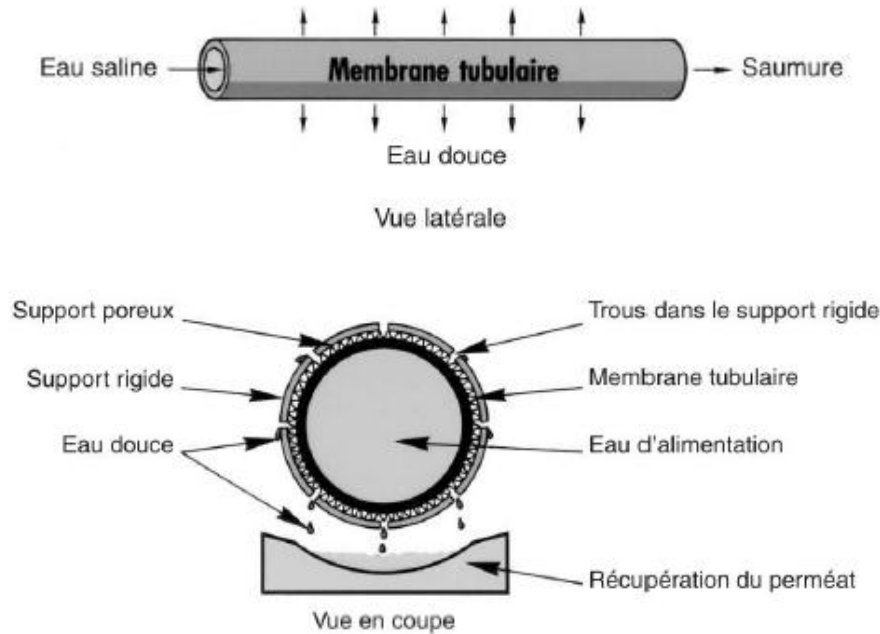


Figure13 : Schéma de principe d'un module tubulaire.

II.6.2 Module à fibres creuses

Les modules fibres creuses peuvent être considérés comme des modules tubulaires composés de tubes de petit diamètre compris entre quelques millimètres et quelques dizaines de microns. Mais à la différence des modules tubulaires qui sont constitués d'une membrane et d'un support inerte, les fibres creuses jouent à la fois le rôle de membrane et de support.

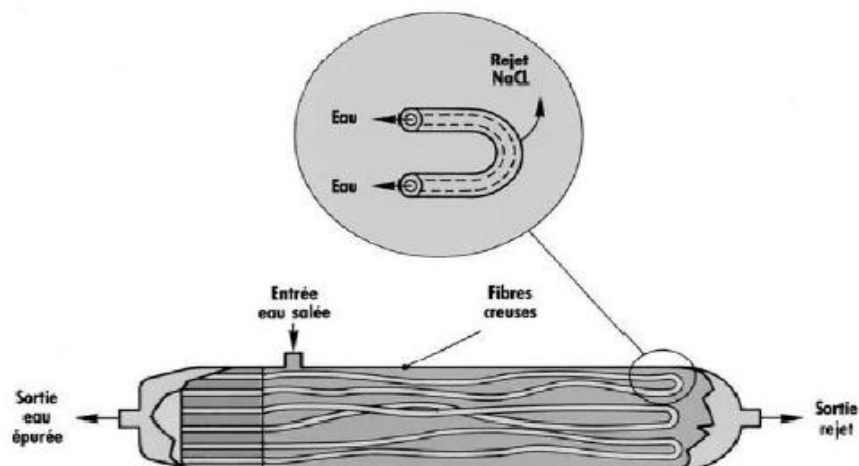


Figure14 : Schéma de principe d'un module à fibres creuses.

II.6.3 Modules plans

Ce type de module qui est le plus simple, est aussi le plus ancien car sa technologie a été calquée directement sur celle des filtres presses. Il peut se présenter soit sous forme de plaques unitaires, soit sous forme de cartouches. Un des paramètres importants est la distance entre membranes :

- faible épaisseur : nécessité de préfiltration et difficulté de nettoyage ;
- forte épaisseur : volume mort important et énergie de pompage élevée.[2]

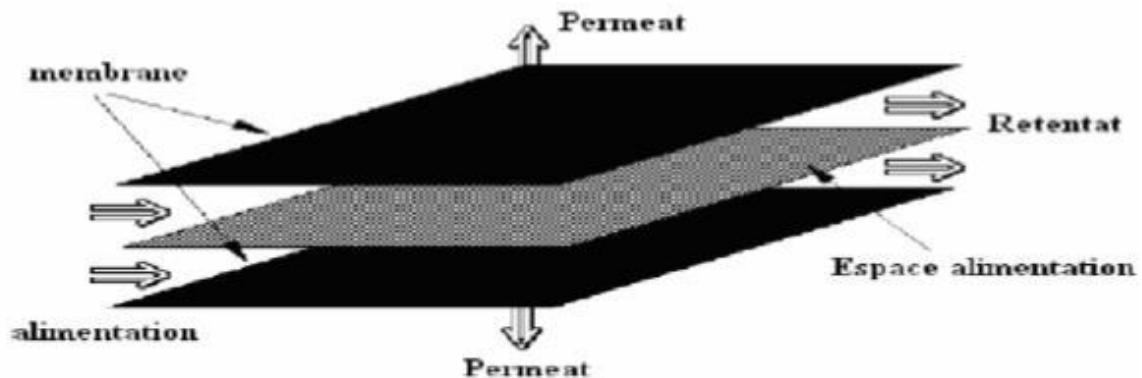


Figure15 : Module plan.[10]

II.6.4 Modules spirales

Sont parmi les types de modules les plus utilisées dans le monde des membranes. A l'origine, ont été exclusivement conçu pour le dessalement, mais la conception compacte et le bas prix pousse beaucoup d'industrie à les utiliser, même en conception immergée (laiterie, jus, pulpe...)[11], ils ont la forme plane qui est enroulée sur elle-même autour d'un tube perforé et creux , séparées par un grillage plastique pour créer de la turbulence et destiné à collecter le perméat au centre.[2]

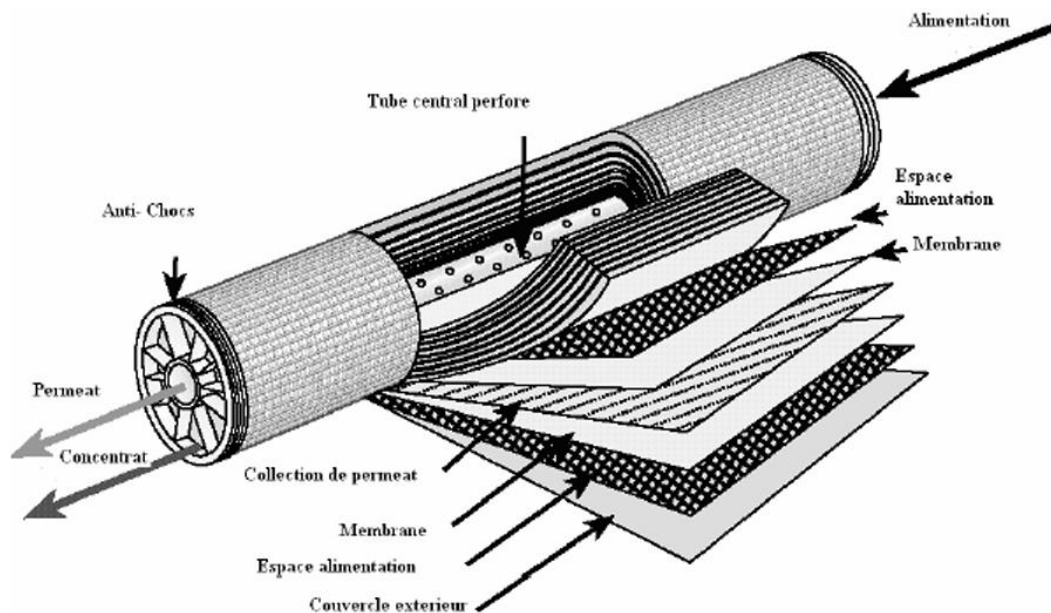


Figure16 : Module à enroulement spiral.[11]

II.6.5 Les modules en céramiques sont très chers. Théoriquement, sont très efficaces pour le MF. En réalité, actuellement sont très peu sur le marché.

II.6.6 Comparaison des différents modules d'osmose inverse [2]

Type de module		Tubulaire	Plan	Spirale	Fibres creuses
Surface de membrane par unité de volume	m^2/m^3 valeur relative	300 1	300 1	1000 3	15 000 50
Débit spécifique moyen	$\text{L}/\text{h}/\text{m}^2$ valeur relative	10-50 1	10-50 1	10-50 1	1-5 0,1
Capacité de production par unité de volume	$\text{m}^3/\text{h}/\text{m}^3$ valeur relative	3-15 1	3-15 1	10-50 3	15-75 5
Type de prétraitement nécessaire		Très simple	Très simple	Moyen	Très important
Tendance au colmatage		Faible	Faible	Moyenne	Importante
Constructeurs	Europe	Kalle, PCI, Wafilin	DDS, GKSS	–	–
	États-Unis	Carre	–	Filmtec Hydranautics, UOP Osmonics	
	Japon	Daicel, Nitto	Daicel, Nitto	Nitto, Toray	Toyobo

II.7 Exploitation des membranes

II.7.1 Stockage (conditionnement) des membranes

Les conditions de stockage incluses dans ce bulletin technique sont les suivantes :

- Conditions de stockage à court terme des membranes d'OI en place dans les tubes pressions.
- Conditions de stockage à long terme des membranes d'OI en place dans les tubes pressions.
- Conditions de stockage des membranes en tant que pièces de rechange ou avant la mise en fonctionnement d'un système.

II.7.1.1 Stockage à court terme

Le stockage à court terme (entre 5 et 30 jours d'arrêt) des membranes d'osmose inverse s'effectue avec les modules en place dans les tubes sous pression. Il est recommandé de rincer le système à l'eau d'alimentation (ou idéalement au perméat) pour éliminer les dépôts, de fermer les vannes pour éviter l'entrée d'air, et de renouveler ce rinçage tous les 5 jours.

L'utilisation du perméat peut améliorer la conservation des membranes.

II.7.1.2 Stockage à long terme

S'applique lorsque le système d'osmose inverse reste à l'arrêt pendant plus de 30 jours, avec les membranes laissées en place. Il convient de procéder à un nettoyage des membranes, puis de remplir le système avec une solution de biocide préparée à base d'eau osmosée. Les vannes doivent être fermées pour éviter toute fuite. Cette solution doit être renouvelée tous les 30 jours si la température est inférieure à 27 °C, ou tous les 15 jours si elle est supérieure. Avant

la remise en service, un rinçage à basse puis à haute pression est nécessaire, en s'assurant que le système ne contient plus de résidu de biocide dans le perméat.

II.7.2 Avant leur installation

Les membranes doivent être entreposées à l'abri de la lumière directe, dans un environnement sec et tempéré, entre 4,4 °C et 35 °C. Pendant le transport, elles ne doivent pas être exposées au gel (sous 0 °C) ni à des températures supérieures à 45 °C. Chaque membrane neuve est scellée dans un sachet polyéthylène contenant une solution de conservation, puis conditionnée en carton. Les expéditions groupées sont généralement livrées sur palettes (jusqu'à 25 éléments par caisse), empilables sur un maximum de deux niveaux.

II.7.3 Chargement des membranes

- **Rinçage :**

Avant de charger les membranes dans un système d'osmose inverse neuf, un rinçage à grande eau est vivement recommandé. Cette étape préventive permet d'éliminer toute impureté, trace de solvant ou résidu de chlore, évitant ainsi tout risque d'endommagement des membranes.

- **Préparation des tubes pression :**

Avant d'installer les membranes, il est crucial de nettoyer minutieusement les tubes pression pour éviter tout dommage lié à la poussière ou aux débris. Un rinçage à l'eau étant insuffisant, il est recommandé d'utiliser une éponge imbibée d'une solution eau-glycérine (50 %) et de la faire passer à travers le tube à l'aide d'une corde ou d'un tube PVC, s'assurer de ne pas accrocher la surface du tube.

- **Stockage :**

Les membranes doivent être stockées à l'abri du soleil, dans un endroit sec et à température contrôlée, sans risque de gel. Pour les membranes en polyamide, se référer au bulletin technique 108.

- **Lubrification :**

Lors de l'installation, n'utilisez pas de lubrifiants à base d'huile ou de pétrole. Utilisez uniquement du gel silicone ou une solution de glycérine à 50 % pour les joints.

- **Calage :**

En raison des variations de longueur des tubes pression, un calage précis est recommandé pour éviter le mouvement des membranes et limiter les fuites. Celui-ci se fait à l'aide de rondelles en PVC de différentes épaisseurs placées côté alimentation, jusqu'à ce que le bouchon s'ajuste correctement.

- **En fonctionnement :**

- Les membranes en polyamide ne doivent jamais être exposées au chlore (> 0,1 ppm), sous peine de dommages irréversibles.

- Les membranes en acétate de cellulose doivent fonctionner dans une plage de pH entre 4 et 6. Tout écart, même lors du rinçage, peut gravement les endommager.

II.7.4 Guide de démarrage, d'arrêt et de rinçage des systèmes RO Hydranautics

Les membranes Hydranautics (SWC) sont livrées dans une solution de conservation à base de bisulfite de sodium (0,99 %), parfois combinée à 10 % de propylène glycol, afin de prévenir le développement biologique. Avant leur mise en service, un rinçage est indispensable pour éliminer tout résidu dans le perméat. Si les membranes ne sont pas utilisées immédiatement après ce rinçage, un reconditionnement est nécessaire pour un stockage à long terme.

II.7.4.1 Rinçage à grande eau lors du démarrage

Après le chargement des membranes et la fermeture des tubes pression, il est recommandé de rincer le système à l'eau d'alimentation, à la pression normale de fonctionnement, pendant au moins 2 heures. Pour les applications nécessitant une eau ultra-pure, un rinçage prolongé de 24 heures est conseillé afin d'abaisser la teneur en TOC à moins de 50 ppb.

➤ Pour les applications eau potable :

- **Avec propylène glycol** : rejeter l'eau produite pendant 24 heures, en raison des risques d'irritation digestive liés à la solution de conservation.
- **Sans propylène glycol** (bisulfite seul) : rejeter l'eau pendant au moins 2 heures avant toute utilisation alimentaire.

II.7.4.2 Démarrage du système d'osmose inverse

Le démarrage du système d'osmose inverse doit se faire progressivement. Il faut s'assurer que les membranes sont bien ajustées, purger l'air à basse pression à l'aide d'un démarrage lent, puis ouvrir les vannes de perméat pendant le rinçage. La montée en pression doit être graduelle, sans dépasser 10 psi/s (0,7 bar/s), pour éviter tout risque de dommages aux membranes.

II.7.4.3 Arrêt du système d'osmose inverse

Le rinçage doit être effectué avec du perméat pour évacuer les sels résiduels. En cas d'indisponibilité temporaire de perméat, un rinçage initial à l'eau d'alimentation à faible conversion est acceptable, suivi d'un rinçage au perméat dès que possible. Un arrêt sans rinçage n'est pas tolérable, en raison du risque de dégradation lié à la salinité.

II.7.4.3.1 Quantité d'eau recommandée

- Membrane 4040 : 11,35 L
Le volume de rinçage doit être au moins égal au volume d'eau retenue dans le système.

II.7.5 Précautions d'usage des éléments membranaires d'osmose inverse

II.7.5.1 Operations sur la vanne du perméat

Les membranes ne doivent jamais être exposées à une contre-pression du perméat, c'est-à-dire lorsque la pression du perméat dépasse celle de l'alimentation. En particulier, les vannes de perméat doivent rester ouvertes à tout moment pendant l'exploitation du système, y compris lors des phases de rinçage, de nettoyage ou de démarrage/arrêt.

La fermeture de la vanne de perméat en cours d'exploitation peut entraîner une surpression en fin de ligne, causant des dommages irréversibles aux membranes (rupture des lignes de colle) et une augmentation immédiate du passage en sels.

Exception : la vanne de perméat peut être fermée uniquement après arrêt complet et rinçage du système, notamment pour éviter un environnement aérobique. Elle doit être rouverte avant toute reprise d'alimentation en eau.

II.7.5.2 Operations sur la vanne du concentrat pour fixer le taux de conversion

Au démarrage d'un système d'osmose inverse, la vanne de concentrat doit toujours être complètement ouverte. Une fois le système stabilisé, elle peut être ajustée progressivement pour atteindre le taux de conversion souhaité. Démarrer le système avec cette vanne fermée est strictement interdit, car cela peut entraîner des dommages sérieux aux membranes.

II.7.5.3 Présence de chlore libre dans l'eau d'alimentation des éléments membranaires a films fins (polyamide)

- Prévention de l'oxydation des membranes

Les membranes d'osmose inverse ne doivent jamais être exposées à du chlore libre, même à très faible concentration, sous peine de dommages irréversibles par oxydation. Il est donc essentiel d'empêcher l'introduction d'oxydants dans l'eau d'alimentation.

Hydranautics recommande l'installation d'un capteur de potentiel d'oxydation-réduction (ORP) pour surveiller en continu la qualité de l'eau.

- En dehors des cas particuliers (eaux usées avec chloramines), la valeur ORP doit rester < 300 mV.
- Si l'ORP dépasse 300 mV, une alerte doit être déclenchée pour action corrective (par exemple, augmenter la dose de bisulfite de sodium).
- Si l'ORP atteint 350 mV, le système doit être immédiatement arrêté jusqu'au retour à un niveau sûr (< 300 mV).

Remarque : En présence de métaux de transition comme le fer ou le manganèse, l'effet oxydant du chlore libre est amplifié. Dans ce cas, l'eau d'alimentation doit être entièrement exempte de chlore libre.

II.7.5.4 Exploitation sans risque à hautes températures et pressions

Les membranes d'osmose inverse, constituées de matériaux plastiques, peuvent se déformer sous l'effet de températures et pressions élevées. Le principal risque concerne la compression du support en polysulfone, qui réduit la porosité de la membrane et diminue sa perméabilité, entraînant une augmentation de la pression nécessaire pour maintenir les performances à 25 °C.

Hydranautics recommande d'exploiter les systèmes dans les limites de température et de pression spécifiées. Les membranes sont conçues pour fonctionner jusqu'à 45 °C, mais au-

delà de 40 °C, il est conseillé de consulter le service technique Hydranautics pour garantir une exploitation sûre. [12]

II.8 Limitations de l'osmose inverse

Nous définissons sous le terme de colmatage l'ensemble des mécanismes qui limitent le flux à travers une membrane. Dans le cas de l'osmose inverse, le phénomène de colmatage peut être classifié en 4 catégories suivantes : 1) la précipitation des composés inorganiques sur la membrane (l'entartrage), 2) la formation du dépôt par des particules ou des matières organiques sur la membrane, 3) la formation du biofilm et l'excrétion in situ d'exopolymères sur la membrane (le bio-colmatage) et 4) le colmatage organique.

II.8.1 Colmatage par entartrage

L'entartrage sur une membrane est principalement causé par :

- le dépassement de la limite de solubilité des composants inorganiques, c'est-à-dire qu'il y a une sursaturation
- l'augmentation rapide de la vitesse de déposition. Des sels sursaturés vont précipiter sur la surface de la membrane et construire une couche fine qui bloque le transfert de matière à travers la membrane.

L'entartrage a toujours lieu à la surface de la membrane car la concentration des sels est augmentée près de la membrane par la polarisation de concentration.

Les dépôts de tartre rencontrés le plus fréquemment dans le dessalement comportent du carbonate de calcium (CaCO_3), du sulfate de calcium ($\text{Ca}(\text{SO}_4)_2$), de l'hydroxyde de magnésium ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) et des dépôts de silice (SiO_2 , CaSiO_3 , MgSiO_3 , etc....).[2]

II.8.2 Colmatage par dépôt

Les colloïdes, de taille nanométrique à micrométrique, peuvent s'accumuler sur les membranes et provoquer un colmatage colloïdal. Ce phénomène, lié à des particules inorganiques ou à des macromolécules organiques, dépend des propriétés des colloïdes et de leurs interactions avec la membrane. Le dépôt formé augmente la résistance hydraulique, réduit le flux de perméat et élève la pression de fonctionnement. Il est influencé par la qualité de l'eau, les caractéristiques de la membrane et les conditions opératoires, et peut être associé à d'autres formes de colmatage.

II.8.3 Le bio-colmatage

Le bio-colmatage résulte de l'adhésion et de la prolifération de micro-organismes sur la membrane, formant un biofilm difficile à éliminer. Ce processus, impliquant les bactéries et les substances polymériques extracellulaires (EPS), se déroule en trois phases : attachement, croissance avec sécrétion d'EPS, puis détachement bactérien. La formation du biofilm nécessite la présence de bactéries et de nutriments, le carbone organique jouant un rôle clé. Ce type de colmatage est l'un des plus complexes et des plus coûteux à maîtriser.[13]

II.8.4 colmatage organique

Le colmatage organique est provoqué par l'accumulation et le dépôt de matières organiques denses telles que les polysaccharides, protéines, substances humiques, acides nucléiques,

lipides et acides aminés. La matière organique dissoute (DOM), abondante dans les eaux de surface comme dans les eaux usées, se divise en trois catégories : la matière organique naturelle (NOM), issue de la décomposition des restes animaux et végétaux ; les composés synthétiques, introduits ou générés artificiellement lors des procédés de désinfection ; et les produits microbiens solubles (SMPs), sous-produits des traitements biologiques. L'impact du colmatage organique des membranes d'osmose inverse dépend du type dominant de polluant organique, de la composition chimique de l'eau d'alimentation ainsi que des interactions entre polluants et avec la surface membranaire.[14]

II.9 Estimation du potentiel de colmatage

II.9.1 SDI (Silt Density Index)

Le Silt Density Index (SDI) est un indicateur utilisé pour évaluer le potentiel de colmatage colloïdal des eaux d'alimentation et l'efficacité du prétraitement dans les systèmes d'osmose inverse. Sa mesure, normalisée selon la méthode ASTM D4189, consiste à filtrer l'eau à travers une membrane de 0,45 µm sous une pression constante de 207 kPa, en enregistrant les temps de filtration nécessaires pour calculer l'indice.

Le SDI est alors déterminé à l'aide de l'expression suivante :

$$SDI = \left(1 - \frac{t_i}{t_f}\right) \frac{100}{t} \quad (9)$$

En pratique, un SDI inférieur à 3 est recommandé, bien que des valeurs jusqu'à 5 soient parfois acceptées. Cependant, cet indice présente des limites, car il repose sur une hypothèse de déclin linéaire du flux et demeure valable uniquement pour des eaux de bonne qualité. En présence d'une forte charge colloïdale, il devient empirique et peu fiable. Pour remédier à ces insuffisances, le Membrane Fouling Index (MFI) a été introduit, offrant une évaluation plus précise du potentiel de colmatage.

II.9.2 MFI (Modified Fouling Index)

Le MFI également appelé MFI0.45, est un paramètre basé sur le mécanisme de dépôt en couche ou de formation de gâteau, et il prend en compte le mécanisme de la réduction de flux qui se produit dans les systèmes membranaires.

Le MFI est déterminé en utilisant un équipement et une procédure similaires à ceux du SDI, à la différence que le volume d'eau perméat est mesuré par intervalles de 30 secondes pendant 15 minutes de filtration. Durant cette période, les données de volume et de temps sont collectées.

Une meilleure compréhension des données expérimentales obtenues est rendue possible grâce à l'équation suivant :

$$\frac{t}{v} = \frac{\mu \cdot R_m}{\Delta \mu \cdot A} + \frac{\mu \cdot \alpha \cdot C_b}{2 \cdot \Delta p \cdot A^2} \cdot V \quad (10)$$

Cette équation est basée sur le modèle des résistances en série et considère que la résistance au colmatage est due à la formation d'un dépôt (cake) sur la surface des membranes. L'équation montre une relation linéaire entre t/V_t (s/L) et $V(L)$.

La pente de cette équation correspond à la valeur du MFI.

$$\text{MFI} = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot C_b}{2 \cdot \Delta p \cdot A^2} \quad (11)$$

Où :

p (Pa) : est la pression transmembranaire,

η (Pa·s) : la viscosité de l'eau,

R_m (m^{-1}) : la résistance hydraulique des membranes,

α (m/kg) : la résistance spécifique du gâteau,

A (m^2) : la surface de la membrane,

V (L) : le volume,

C_b (kg/m^3) : la concentration de particules dans l'eau d'alimentation.

Le MFI est déterminé dans la deuxième région de la courbe t/V en fonction de V (Figure 1). Cette courbe peut être divisée en trois étapes :

1. la filtration avec blocage des pores,
2. la filtration par formation de gâteau (comportement linéaire),
3. la filtration par formation de gâteau avec colmatage et/ou compression du gâteau.

Dans le cas d'une forte concentration de colloïdes, la courbe t/V en fonction de V présente un comportement non linéaire pendant toute la durée de l'essai. Dans ce cas, le MFI est calculé à partir de la première région.

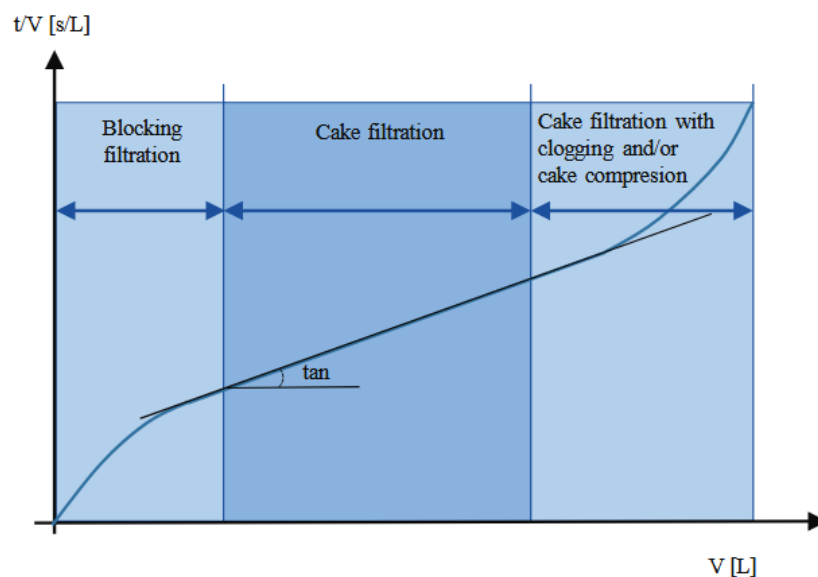


Figure17 : Le rapport du temps de filtration au volume de filtrat (t/V) en fonction du volume de filtrat (V) .[15]

II.10 Conclusion

Ce chapitre II a permis de présenter de manière détaillée le fonctionnement et les paramètres clés des systèmes d'osmose inverse appliqués au dessalement de l'eau de mer et de l'eau saumâtre. La technologie membranaire, en particulier l'osmose inverse, s'impose aujourd'hui comme la solution dominante grâce à ses performances élevées, sa flexibilité d'application et l'amélioration continue des matériaux et modules.

Le principe fondamental repose sur l'utilisation de membranes semi-perméables pour séparer l'eau des sels dissous, en appliquant une pression supérieure à la pression osmotique. Les équations de dimensionnement et de transfert (eau et sels) permettent d'optimiser le débit de production tout en minimisant la consommation énergétique, en tenant compte des limites opérationnelles telles que la pression, la température et la qualité de l'eau d'alimentation.

Le choix des membranes et des modules (tubulaires, fibres creuses, plans, spirales) influence directement l'efficacité et la durabilité du système. Les membranes peuvent être organiques, minérales, composites ou échangeuses d'ions, et leur exploitation nécessite un stockage, un conditionnement et un démarrage appropriés pour prévenir tout dommage.

Enfin, le colmatage des membranes, sous ses différentes formes (entartrage, dépôt, bio-colmatage et colmatage organique), reste le principal facteur limitant la performance. Les indices SDI et MFI constituent des outils essentiels pour évaluer le potentiel de colmatage et adapter les stratégies de prétraitement.

Ainsi, la maîtrise des paramètres de conception, d'exploitation et de maintenance est cruciale pour garantir une production d'eau optimale et durable. Cette compréhension constitue une base solide pour envisager ultérieurement l'amélioration du fonctionnement et l'augmentation de la productivité d'une station de dessalement par osmose inverse.

CHAPITRE III

Présentation de la zone d'étude

III.1 Introduction

La station de dessalement d'eau de mer de ZERALDA a été mise en service mercredi 27 octobre 2021 après une opération de réaménagement lui permettant d'atteindre une capacité de production de 10.000 m³/jour d'eau potable.

Cette station assurer les besoins des communes de Mahelma et de Zéralda.

Le projet de la station de Zéralda s'inscrit dans le cadre du programme d'urgence mis en place par le ministère des ressources en eau et de la sécurité hydrique pour remédier au déficit hydrique à Alger.

III.2 Situation de la station

III.2.1 Localisation géographique

La station de dessalement de Zéralda, située à environ 30 km à l'ouest d'Alger, bénéficie d'un emplacement stratégique en bord de mer, facilitant le captage de l'eau brute. Elle contribue à l'alimentation en eau potable d'une partie de la capitale et de ses zones périphériques.

Le site de l'usine est précisément délimité par :

- **Au nord** : la mer Méditerranée,
- **Au sud** : Des pépinières vertes et les routes nationales N11 et N63
- **À l'est** : l'hôtel Mazafran et son complexe touristique,
- **À l'ouest** : la centrale électrique de Zéralda.

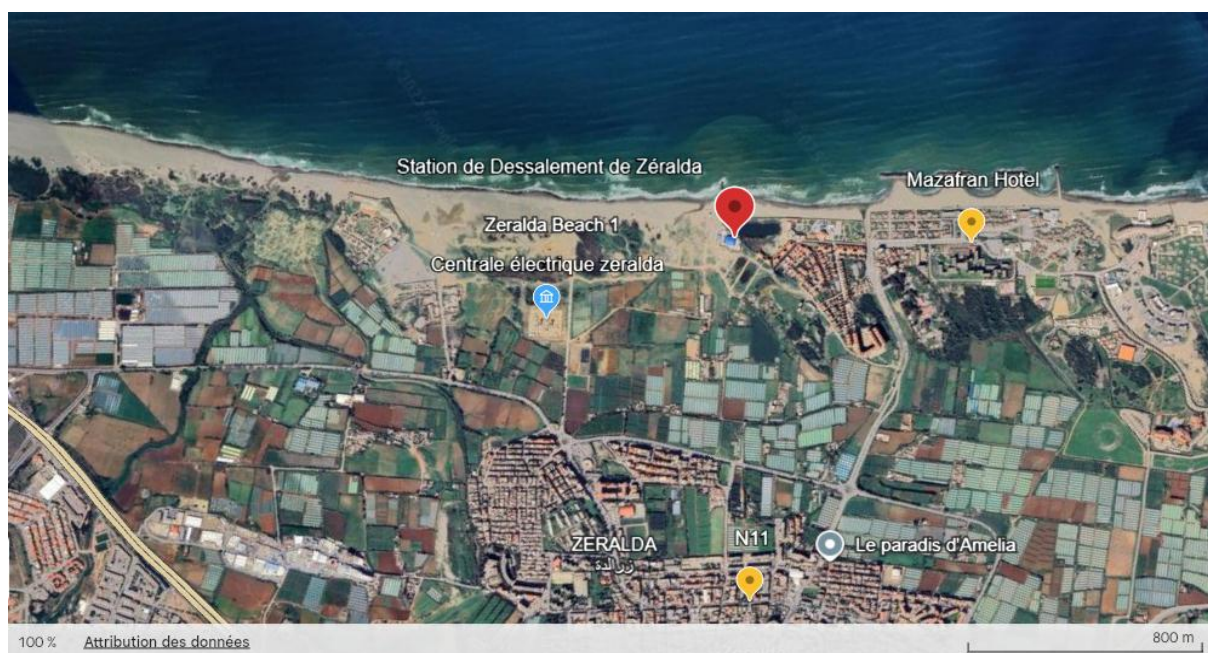


Figure18 : Vue Google MAP sur l'emplacement de la station de dessalement de Zéralda

III.2.2 Contexte climatique

La région de Zéralda est soumise à un climat méditerranéen marqué par :

- des étés chauds et secs avec des températures pouvant dépasser 30 °C,
- des hivers doux et humides avec une pluviométrie annuelle moyenne comprise entre 600 et 800 mm.

Ces conditions climatiques favorisent une demande saisonnière élevée en eau, notamment en période estivale, ce qui accentue l'importance de la station dans la couverture des besoins en eau potable.

III.2.3 Environnement naturel et marin

- Le site se situe au niveau d'une zone littorale sableuse, avec un fond marin relativement peu profond et une bathymétrie favorable au captage.
- la station est située dans une zone traversée par des petits oueds : À l'ouest, se trouve l'oued Mazafran, un cours d'eau plus important qui marque la limite de la commune et qui s'écoule vers la mer Méditerranée. Il est situé à environ 3 300 mètres de la station de dessalement de Zéralda et à l'est, un petit oued — historiquement nommé « ravin des voleurs » ou oued Mehelma— présente une longueur modeste (≈ 7 km), descendant des collines jusqu'à la mer. Ces oueds structurent le territoire communal, particulièrement la plaine littorale entre dunes et collines.
- Au sud de la station se trouve également la forêt de Zéralda, un espace vert naturel couvrant une superficie importante et situé à environ 2 185 m du site.
- Un barrage loin de la station de 4 400,42 m
- Des pépinières vertes se trouvent autour du site, renforçant la vocation agricole et environnementale de la région.

III.2.4 Environnement socio-économique

La commune de Zéralda est réputée pour son activité touristique et balnéaire, abritant plusieurs complexes hôteliers et zones de loisirs.

III.3 Installation et processus

Les différentes installations dans l'usine de dessalement de Zéralda sont :

- Une prise d'eau de mer.
- Un poste de prétraitement.
- L'unité d'osmose inverse.
- Un poste de nettoyage en place CIP (cleaning in place).
- Un poste de chloration
- Un laboratoire d'analyse.
- Une station de contrôle.

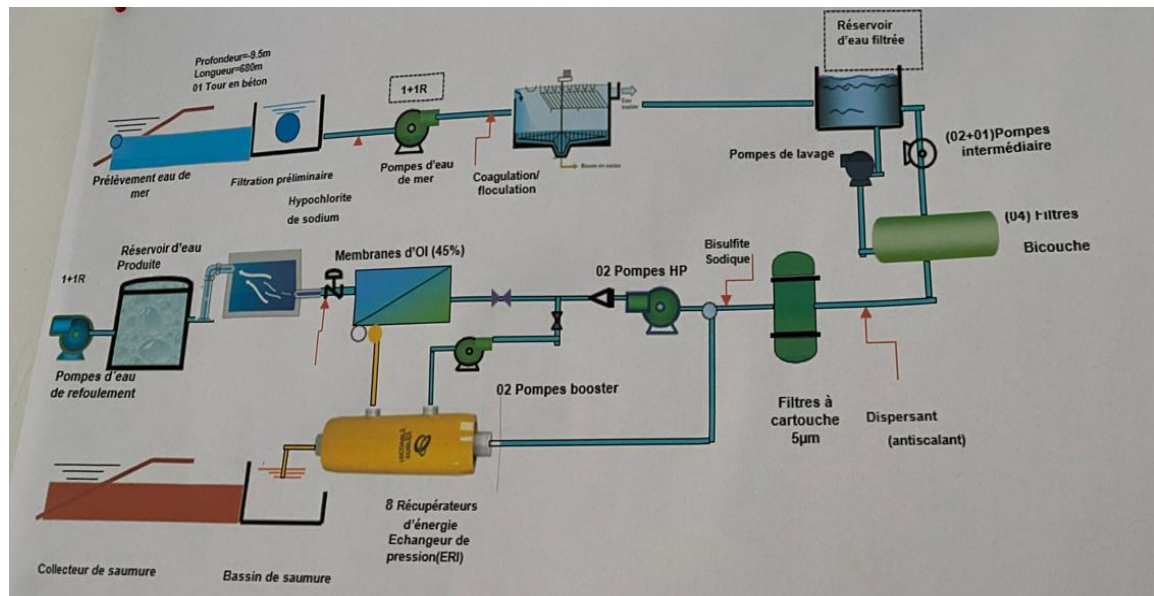


Figure19 : schéma de procès de la station

III.3.1 Caractéristiques de l'eau de mer ZERALDA

Sur la base des données disponibles, il est considéré que la valeur TDS est de 38 198 mg/l dans une température de 20°C.

La composition de l'eau de mer brute est la suivante :

Tableau02 : la composition chimique d'eau brute

Elément	Concentration (mg/l)
Calcium Ca^{2+}	456
Magnésium Mg^{2+}	1250
Sodium Na^+	11500
Potassium K^+	390
Chlorures Cl^-	20420
Sulfate SO_4^{2-}	4040
Bicarbonate HCO_3^-	130
Fluor F^-	2
Bor B^-	6
Carbonate CO_3^{2-}	16

III.3.2 Description de l'usine

L'usine comprend le processus suivant :

III.3.2.1 Le captage

Les eaux de mer sont collectées grâce au dispositif de captage qui conditionne un débit capté de 960 m³/h.

III.3.2.1.1 Tour de captage

Un tour circulaire en béton situé à environ 680 mètres au large en mer, permet l'entrée de l'eau de manière gravitaire pour assurer le bon captage.

III.3.2.1.2 Conduite d'admission

La conduite d'amenée d'eau de mer, réalisée en PEHD et de 600 mm de diamètre, assure l'acheminement de l'eau brute depuis la prise en mer implantée à 9,5 m de profondeur jusqu'au réservoir d'admission de l'usine de dessalement.

Afin de garantir son intégrité et sa performance hydraulique, elle fait régulièrement l'objet d'opérations de contrôle à l'aide d'un pipeline inspection gauge (PIG ou GADGE), dispositif permettant de détecter les défauts, fuites ou phénomènes de corrosion internes.

III.3.2.1.3 Réservoir d'admission

Le réservoir d'admission, d'une profondeur de 7 m, est conçu pour permettre l'écoulement de l'eau par gravité depuis la conduite d'amenée. Afin d'assurer une alimentation continue vers les étapes de prétraitement, ce réservoir est équipé d'une pompe de relevage ainsi que d'une pompe de réserve, garantissant la redondance et la fiabilité de l'exploitation.

III.3.2.1.4 Système de dégrillage et de dessablage

Le système de dégrillage constitue la première barrière mécanique de prétraitement au niveau de la bache d'admission. Il est composé d'un dégrilleur grossier à barres, destiné à intercepter les déchets volumineux tels que plastiques, branchages et autres corps flottants, suivi d'un dégrillage fin permettant de retenir les particules solides de plus petites dimensions. Cette étape vise à protéger les pompes et à éviter tout risque de colmatage des ouvrages en aval. À la suite du dégrillage, l'eau est dirigée vers le dessableur, dont le rôle est de séparer les particules minérales lourdes. Le sable et les graviers se déposent par décantation dans une fosse spécifique, d'où ils sont ensuite extraits. Ce dispositif réduit considérablement l'abrasion des conduites et prolonge la durée de vie des équipements de traitement, notamment les membranes.

III.3.2.2 Le système de prétraitement chimique

III.3.2.2.1 Chambre des vannes

Dès l'arrivée de la chambre des vannes, un contrôle en continu de la turbidité est réalisé. La norme d'exploitation fixe une valeur maximale de 5 NTU. Afin de compléter ce suivi, le laboratoire de la station a établi une corrélation empirique permettant d'estimer les matières en suspension totales (TSS : Total Suspended Solids) à partir de la turbidité selon la relation :

$$\text{TSS} = 1.4 \times \text{Turbidité}$$

Cette équation, issue d'un travail expérimental du laboratoire, ne relève pas d'une norme internationale mais d'une calibration locale entre mesures de turbidité et teneurs en MES. Lorsque la valeur calculée de TSS dépasse 50 mg/L, l'unité est mise à l'arrêt, car les procédés de prétraitement disponibles ne sont plus suffisants pour protéger efficacement les membranes d'osmose inverse.

Parallèlement au contrôle de la turbidité et des matières en suspension (TSS), une injection directe de chlorure ferrique (FeCl_3) est effectuée au moyen d'un mélangeur statique. Ce dispositif permet d'assurer une dispersion homogène du coagulant dans le flux d'eau brute et de déclencher efficacement la coagulation des particules colloïdales. Cette étape est complétée par l'ajout d'un polymère floculant, favorisant l'agrégation des microflocs en flocs de plus grande taille. L'association du coagulant et du floculant améliore significativement la séparation solide-liquide et facilite l'élimination ultérieure des particules par décantation et filtration. L'efficacité de ce traitement dépend directement des résultats des analyses physico-chimiques (turbidité, TSS), permettant un ajustement optimal et en temps réel des dosages des réactifs.

III.3.2.2 Décanteur lamellaire

Le décanteur lamellaire est un équipement de traitement physico-chimique des eaux, destiné à séparer les matières en suspension par décantation. Il repose sur le principe d'une décantation gravitaire accélérée grâce à l'insertion de plaques inclinées (lamelles) qui réduisent la hauteur de chute des particules et augmentent la surface de décantation.

Dans le cadre du projet de dessalement de Zeralda, le décanteur lamellaire présenté dans la figure ci-dessous possède les caractéristiques suivantes :

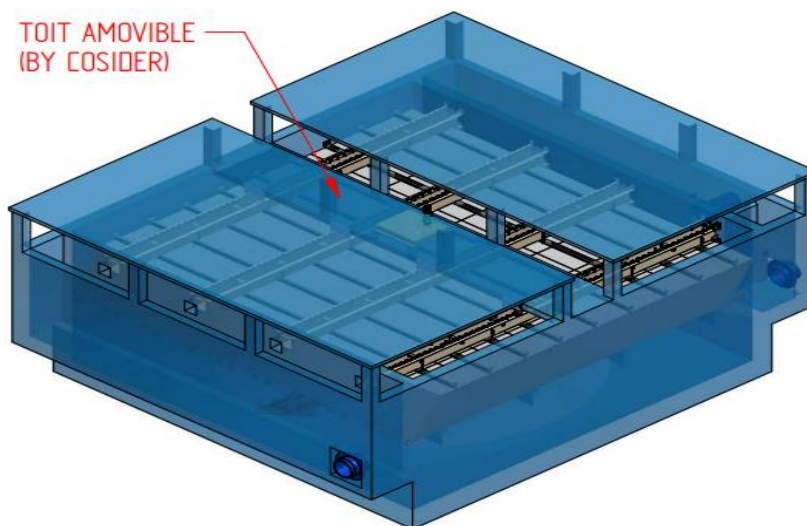


Figure20 : décanteur lamellaire

- **Fonction principale** : Clarification de l'eau en amont du traitement par osmose inverse, par séparation des particules solides et réduction de la turbidité.
- **Conception** :
 - Équipé de modules lamellaires inclinés à 7° favorisant la sédimentation des boues.
 - Présence de plusieurs zones de circulation : entrée des eaux brutes, zone de décantation, zone de récupération des eaux traitées et sortie.

- **Toit amovible** (réalisé par Cosider) pour faciliter l'accès à la maintenance.
- **Dimensions principales :**
 - Longueur totale : environ 45 m.
 - Largeur : 10 m à 12 m selon les sections.
 - Hauteur d'eau utile : environ 6 m.
- **Raccordements hydrauliques :**
 - Tuyauterie en polyéthylène (PEHD) de différents diamètres (DE450 et DE560 pour les entrées et sorties principales, DE125 pour les évacuations secondaires).
 - Trop-plein prévu pour la sécurité hydraulique.
- **Sortie d'eau clarifiée :** assurée par un système de collecte et de déversement.
- **Maintenance :** accès facilité grâce aux toits démontables et aux coupes techniques prévues dans le plan.

III.3.2.2.3 Réservoir d'eau clarifiée

Le réservoir d'eau clarifiée est situé en aval du décanteur et en amont du système de filtration sur sable. Il a pour fonction de recueillir l'eau décantée, de l'homogénéiser et de la stocker temporairement avant son passage à l'étape de filtration, garantissant ainsi une alimentation régulière et stable du filtre à sable.

III.3.2.2.4 Système de filtration sur sable

Le système de filtration est constitué de 4 filtres à sable multicouches, comprenant successivement : une couche de gravier, une couche de sable fin et une couche d'anthracite, permettant une rétention efficace des particules en suspension résiduelles.

Ce filtre présente une longueur de 9,26m et un diamètre de 2,5m. Il dispose d'une surface filtrante de 22,25 m² et d'une plage à buses de 18,9 m². Celle-ci est équipée de 1304 trous, chacun ayant un diamètre de 28 mm, assurant ainsi la répartition de l'eau au sein du lit filtrant.

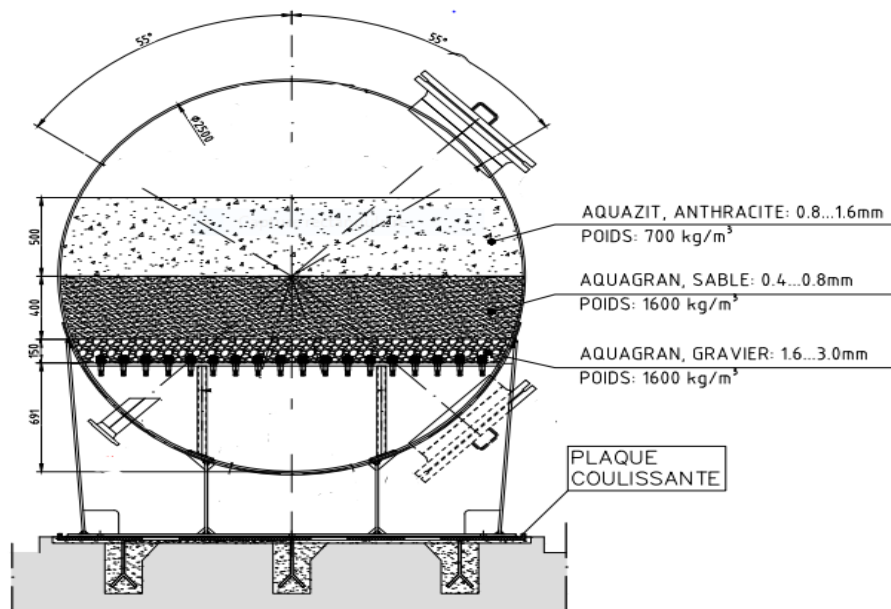


Figure 21 : coupe sur un filtre à sable

Pour maintenir une alimentation continue, l'unité est équipée de deux pompes intermédiaires+1 assurant le transfert de l'eau filtrée vers les étapes suivantes du procédé.

En cas de colmatage des filtres, un dispositif de lavage à contre-courant est prévu. Celui-ci fonctionne à l'aide d'une pompe dédiée, complétée par une pompe de secours, afin de garantir la régénération périodique du lit filtrant et le maintien de ses performances.

III.3.2.2.5 Système de dosage antitartre

Le rôle principal du système de dosage antitartre est d'injecter, de manière contrôlée, des produits chimiques. Ces produits antitartres sont généralement constitués de mélanges d'acides organiques et inorganiques (citrique, nitrique, chlorhydrique, sulfurique) afin d'empêcher la précipitation des sels.

III.3.2.2.6 Filtres à cartouches

Le système comporte cinq réservoirs de filtres à cartouches totalisant 70 cartouches, dont quatre sont en service continu et un est alternativement hors service pour nettoyage. Avec une finesse de coupure inférieure à 5 μm , ces filtres éliminent les particules fines et constituent une barrière essentielle pour protéger les membranes d'osmose inverse et assurer leur performance durable.

✓ Injection de Bisulfate de sodium (NaHSO_4)

Dans les unités d'osmose inverse, les membranes sont protégées par l'injection de Bisulfate de sodium (NaHSO_4) après les filtres à cartouches, neutralisant le chlore et les oxydants résiduels. Cela préserve les membranes en polyamide contre l'oxydation et assure un fonctionnement stable et efficace de l'unité.

III.3.2.3 Système d'osmose inverse

III.3.2.3.1 Modules de rack

C'est l'unité centrale du dessalement :

L'unité d'osmose inverse se compose d'un arrangement d'un seul étage, constitué de deux lignes de traitement fonctionnant en parallèle. Chaque rack est équipé d'une pompe à haute pression (PHP), soutenue par des pompes de surpression (booster) qui assurent une alimentation optimale en eau d'alimentation. La répartition de l'énergie est d'environ 45 % pour la pompe à haute pression et 55 % pour les pompes booster, garantissant un fonctionnement stable et équilibré du procédé. L'ensemble de l'unité comprend 112 tubes, chaque tube contenant 7 membranes disposées en série, ce qui permet d'optimiser l'efficacité de séparation et la récupération de l'eau traitée.

Le taux de récupération de l'installation est d'environ 45 %, correspondant à la fraction d'eau douce (perméat) produite par rapport au volume d'eau de mer introduit.

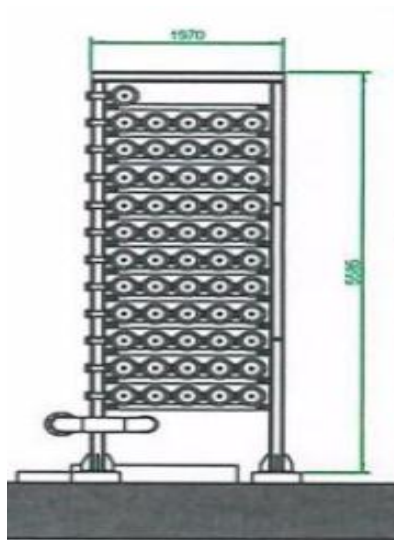


Figure22 : Arrangement des modules de membranes dans un train d'osmose inverse

III.3.2.3.2 Dispositif de récupération d'énergie

Le récupérateur d'énergie dans une unité d'osmose inverse permet de réduire la consommation énergétique. L'eau brute, après prétraitement, est pressurisée par une pompe pour traverser les membranes. L'énergie résiduelle du concentrat en sortie est récupérée par un dispositif ERD et transmise au flux entrant, diminuant la charge sur la pompe principale et optimisant l'efficacité énergétique du procédé.



Figure23 : Équipement de récupération d'énergie

III.3.2.3.3 Système de nettoyage CIP

Le CIP (Cleaning In Place) consiste à nettoyer les membranes sans les démonter. Le processus utilise successivement un détergent basique puis un détergent acide, chacun dilué dans de l'eau douce, pour éliminer les dépôts organiques et minéraux. Cette opération permet de maintenir l'efficacité et la durée de vie des membranes d'osmose inverse.

III.3.2.4 Système de post-traitement

III.3.2.4.1 Système de chloration

Le post-traitement de la station inclut une chloration avant le stockage, assurant la désinfection de l'eau. À Zéralda, l'eau désalinisée est mélangée à l'eau de forage de débit globale de 4 000 m³/j, équilibrant sa minéralisation et évitant un traitement de reminéralisation. Ce procédé simplifie le post-traitement, réduit les coûts et garantit une eau conforme aux normes.

III.3.2.4.2 Réservoir d'eau traité

L'eau traitée est stockée dans un réservoir de 148 m³, équipé de deux pompes de refoulement pour la distribution, ainsi qu'une pompe de secours afin d'assurer la continuité du service en cas de défaillance des pompes principales.

III.3.2.5 Laboratoire de contrôle

Le contrôle de la qualité de l'eau assure la surveillance continue de l'eau brute, de l'eau en cours de traitement et de l'eau produite. Il comprend l'analyse des principaux paramètres physico-chimiques, tels que :

- Turbidité.
- pH.
- Chlore résiduel.
- Sels dissous (TDS).

- Alcalinité.
- Dureté.
- Solides totaux dissous.
- Conductivité.

Cette surveillance permet de vérifier que l'eau produite respecte strictement les normes nationales et internationales en vigueur, garantissant ainsi la sécurité et la potabilité de l'eau distribuée.

III.3.2.6 Salle de contrôle

Le centre de pilotage, équipé d'un système SCADA, permet de surveiller en temps réel les paramètres de l'usine (pompes, débits, pressions, niveaux, qualité de l'eau), de gérer les alarmes, d'assurer la sécurité et de réguler automatiquement les opérations.

III.4 Conclusion

La SDEM de Zéralda, avec sa capacité de production de 10 000 m³/jour, repose sur un ensemble complexe d'équipements et de systèmes. La sensibilité des pompes haute pression et des membranes à la qualité de l'eau de mer, ainsi que le respect strict des réglementations environnementales, nécessitent une gestion rigoureuse et une exploitation maîtrisée. Cette complexité souligne l'importance d'une maintenance adaptée et d'un suivi permanent pour garantir la performance et la fiabilité de l'unité.

CHAPITRE IV

Evaluation des besoins en eau de l'agglomération

IV.1 Introduction

L'approvisionnement en eau potable constitue un enjeu majeur pour le développement durable des agglomérations, particulièrement dans les zones confrontées à des ressources limitées. Dans ce contexte, l'évaluation précise des besoins en eau représente une étape essentielle afin de vérifier la capacité des infrastructures existantes à répondre à la demande croissante.

Ce chapitre est consacré à l'analyse des besoins en eau de l'agglomération étudiée. L'objectif principal est de déterminer si la combinaison de la production de la station de dessalement qui travaille avec un taux de conversion de 45% et des apports issus des forages permet d'assurer une couverture suffisante des besoins actuels et futurs de la population. Pour ce faire, il sera d'abord nécessaire d'estimer la consommation en fonction des caractéristiques socio-économiques et démographiques de la région. Ensuite, la capacité de production des différentes ressources disponibles sera évaluée afin d'établir un bilan comparatif entre l'offre et la demande en eau.

IV.2 Evaluation de la population

En 2025 lors du dernier recensement la ville de Zeralda comptait 61 500 habitants avec un taux d'accroissement moyen annuel de 0.85% et la ville de Mehalma 26 700 habitants avec un taux d'accroissement moyen annuel de 1.5%.

L'évaluation du nombre d'habitant futur s'effectue à l'aide de la formule suivante :

$$P_n = P_0 \times (1 + \tau)^n \quad (1)$$

Avec :

P_n : nombre d'habitant à l'horizon d'étude.

P_0 : nombre d'habitant à l'horizon de référence.

n : nombre d'année séparant l'année de référence et celle de l'horizon d'étude.

τ : Taux d'accroissement de la population.

L'accroissement de la population pour différents horizons est représenté dans le tableau03 :

Tableau03 : évaluation de la population pour différents horizons.

Année	2 025	2 030	2 035	2 040	2 045	2 050	2 055
Population existante (Zeralda)	61 500	64 158.6	66 900	69 825.4	72 800	75 992.8	79 320
Population existante(Mehalma)	26 700	28 763.5	31 000	33 381.2	36 000	38 740.2	41 800

IV.3 Détermination de la consommation moyenne journalière

Le débit moyen journalier au cours d'une année est calculé par la formule suivante :

$$Q_{\text{moy.j}} = q_i \times N_i / 1000 \text{ (m}^3 \text{ /j)} \quad (2)$$

Avec :

$Q_{\text{moy.j}}$: Consommation moyenne journalière (m³ /j).

N_i : nombre de consommateurs.

q_i : norme moyenne journalière de la consommation pour chaque catégorie (l/j/unité).

IV.4 Evaluation des besoins en eau

IV.4.1 Besoins en eau domestiques

Les besoins en eau domestique dépendent essentiellement du développement des installations sanitaires et les habitudes de la population. Pour la satisfaction des besoins en eau on admettre une dotation de 150 l/j/hab. Les besoins en eau domestique sont résumés dans le tableau04 suivant :

Tableau04 : besoins en eau domestiques

Année	Dotation moyenne (L/j/hab)	Nombre d'habitants Zeralda	Qmoy j Zeralda (m3/j)	Nombre d'habitants Mehalma	Qmoy j Mehalma (m3/j)	Qmoy j Total (m3 /j)
2 025	150	61 500	9 225	26 700	4 005	13 230
2 030		64 158.6	9 623.8	28 763.5	4 314.5	13 938.3
2 035		66 900	10 035	31 000	4 650	14 685
2 040		69 825.4	10 473.8	33 381.2	5 007.2	15 481
2 045		72 800	10 920	36 000	5 400	16 320
2 050		75 992.8	11 398.9	38 740.2	5811.03	17 209.9
2 055		79 320	11 898	41 800	6 270	18 168

IV.4.2 Besoins en eau des équipements

La consommation d'eau diffère selon le type de consommateur. Toutefois, avant d'entreprendre tout projet d'alimentation en eau potable, il est indispensable d'analyser l'ensemble des catégories de consommateurs présents au sein d'une agglomération. Les principales catégories de besoins en eau sont :

- Besoins domestiques.

- Besoins commerciaux.
- Besoins industriels.
- Besoins collectifs (sanitaires, administratifs, éducations, publics socioculturels et sportifs...).
- Besoins d'arrosages.

Dans le cadre de l'étude portant sur les villes de Zeralda et Mehalma, et en absence des données des équipements d'accompagnement les besoins en équipements collectifs, commerciaux et industriels seront globalement estimés à 15 % de la consommation domestique de la population, donc les besoins en eau des équipements sont :

Tableau05 : les besoins en eau des équipements

Année	Qmoy j domestique Total (m3 /j)	Pourcentage d'estimation	Qmoy j équipements (m3/j)
2 025	13 230	15%	1 984.5
2 030	13 938.3		2090.7
2 035	14 685		2 202.8
2 040	15 481		2322.2
2 045	16 320		2 448
2 050	17 209.9		2581.5
2 055	18 168		2 725.2

IV.5 Récapitulation des besoins en eau des deux villes

Après l'étude des besoins en eau des deux villes, on peut calculer le débit moyen journalier qui alimentera ces deux. Les besoins totaux en eau sont présentés par le tableau06 :

Tableau06 : Les besoins totaux en eau

Année	Qmoy j domestique Total (m3 /j)	Qmoy j équipements (m3/j)	TOTAL (m3/j)
2 025	13 230	1 984.5	15 214.5
2 030	13 938.3	2090.7	16 029
2 035	14 685	2 202.8	16 887.8
2 040	15 481	2322.2	17 803.2
2 045	16 320	2 448	18 768
2 050	17 209.9	2581.5	19791.4
2 055	18 168	2 725.2	20 893.2

D'après les calculs nous constatons que les besoins en eau dépassent la production de la station malgré sont mélange avec les eaux de forage.

En plus de l'alimentation assurée par la station de dessalement, la zone d'étude est également approvisionnée par deux forages, dont le débit de chacun est estimé à 2 000 m³/j, soit un total de 4 000 m³/j.

IV.7 Combinaison de la production

La capacité totale d'alimentation de l'agglomération résulte de la combinaison de la production de la station de dessalement, estimée à 10 000 m³/j pour un taux de récupération de Y = 45 %, et du débit fourni par les deux forages (soit 4 000 m³/j). La capacité globale atteint ainsi 14000m³/j.

Selon la loi de la continuité :

$$C_1 \times Q_1 + C_2 \times Q_2 = C \times Q \quad (3)$$
$$\rightarrow C = 432.14 \text{ mg/l}$$

Avec :

C₁ : concentration de l'eau de forage (800 mg/l)

Q₁ : débit de l'eau de forage (4000m³/j)

C₂ : concentration de l'eau dessalée (285 mg/l)

Q₂ : débit de l'eau dessalée (10000m³/j)

C : concentration de l'eau d'alimentation de l'agglomération (mg/l)

Q : débit de l'eau d'alimentation de l'agglomération (14000m³/j)

Selon la loi de continuité, La concentration totale en sels dissous de l'eau obtenue, égale à 432,14 mg/l, se situe bien en dessous de la limite de 500 mg/l fixée par les normes algérienne et l'OMS pour une eau de très bonne qualité. Cette valeur indique donc que l'eau produite est potable et présente une excellente qualité physico-chimique selon les normes internationales.

IV.8 Résultat d'évaluation

L'analyse des besoins futurs de l'agglomération met en évidence une croissance régulière de la demande en eau potable. En 2025, les besoins totaux sont estimés à 15 214,5 m³/j, soit déjà supérieurs à la capacité actuelle disponible (14 000 m³/j). L'écart atteint environ 1214.5 m³/j.

À l'horizon 2035, la demande passera à 16 887,8 m³/j, puis à 18 768 m³/j en 2045 et 20893,2m³/j en 2055, accentuant le déficit d'approvisionnement. Ce déséquilibre entre la production et les besoins traduit la nécessité d'anticiper des solutions d'augmentation de capacité, telles que l'optimisation du fonctionnement de la station de dessalement

IV.9 Conclusion

Le déficit constaté entre la demande en eau et la capacité de production souligne l'importance d'optimiser le fonctionnement des installations existantes. Dans cette optique, il sera envisagé une amélioration du rendement de la station de dessalement, afin de mieux répondre aux besoins croissants de l'agglomération.

CHAPITRE V

Etat de fonctionnement de la station de zeralda

V.1 Introduction

Le suivi du fonctionnement des stations de dessalement constitue une étape essentielle pour apprécier leur performance, assurer la continuité de la production et garantir la qualité de l'eau distribuée. Dans ce cadre, la station de dessalement de Zéralda a fait l'objet d'un suivi régulier à travers plusieurs visites de terrain, permettant d'observer directement les opérations, d'identifier les contraintes rencontrées lors de l'exploitation et d'évaluer l'efficacité réelle de l'installation par rapport à sa capacité théorique.

Afin d'appuyer cette démarche, une base de données a été constituée à partir des relevés collectés. L'analyse de ces informations permet de mettre en évidence les variations de la production, de suivre les indicateurs de performance et de détecter les dysfonctionnements techniques ou opérationnels susceptibles d'influencer le rendement de l'installation.

Ce chapitre s'inscrit dans une logique d'optimisation de l'exploitation de la station de Zéralda, en apportant une meilleure compréhension de son fonctionnement et en contribuant à la recherche de solutions visant à améliorer sa durabilité et son efficacité.

V.2 Évaluation des données collectées

V.2.1 Débits de production (m³/jour)

Le suivi du débit de production, basé sur des relevés quotidiens effectués dans la période du 01 janvier jusqu'au 30 juin 2025 sur une période de 181 jours, constitue un indicateur essentiel pour l'évaluation de l'efficacité de la station. Il permet non seulement de mesurer la performance globale, mais également de mettre en évidence les variations de rendement, qu'elles soient liées aux conditions d'exploitation normales ou à des perturbations techniques.

L'évolution du débit de production journalier de la station et la production pour chaque Rack illustrée dans le tableau08, reflète les fluctuations de rendement observées au cours de la période considérée :

Tableau07 : Evaluation du débit de production journalier de la station

	Production station (m³/j)	Pourcentage de production (%)
Débit minimum	393	3.93
Débit maximum	9979	99.79
Débit moyenne	8113	81.13

Tableau08 : Evaluation du débit de production journalier pour chaque rack

	Rack 1(m³/j)	Pourcentage(%)	Rack 2 (m³/j)	Pourcentage(%)
Débit minimum	6	0.12	120	2.4
Débit maximum	4958	99.16	5400	108
Débit moyenne	4210	84.2	4343	86.86

Les données issues des journaux d'exploitation, sont classées en trois catégories principales, correspondant aux différents modes de fonctionnement de l'usine. Cette classification permet de distinguer, d'une part, les périodes de fonctionnement nominal, où la production est proche

de la capacité installée, et d'autre part, les périodes de fonctionnement réduit liées à des contraintes techniques ou opérationnelles, ainsi que les périodes perturbées ou d'arrêt total :

V.2.1.1 Production journalière nulle

Au cours de la période de suivi, la station de Zéralda a enregistré neuf jours sans production. Ces arrêts correspondent à environ 5 % de la durée totale de suivi.

Les résultats du suivi ont montré que les périodes d'arrêt total de la production se répartissent en trois catégories principales de causes.

➤ Arrêts liés à la turbidité

En effet, six jours d'interruption ont été enregistrés suite à une augmentation significative de la turbidité de l'eau de mer brute à l'entrée de la station atteignant une valeur de 20 NTU. Il est à noter que la station mesure habituellement la turbidité toutes les 30 minutes afin de suivre son évolution et de prévenir les risques pour les membranes. Cette situation a rendu l'exploitation impossible, l'arrêt étant nécessaire pour préserver les membranes d'osmose inverse contre tout risque d'encrassement ou de détérioration. Les causes de cette variation, observée durant le mois de janvier, sont liées aux conditions naturelles de la saison hivernale, notamment les fortes houles, les tempêtes marines, le ruissellement pluvial et les apports terrigènes lors des crues, entraînant un brassage et une remise en suspension des sédiments marins.

➤ Arrêt pour opération de PIGing

Par ailleurs, un jour d'arrêt a été lié à la réalisation de PIGing des conduites d'amenée, une intervention technique de programmée visant à éliminer les dépôts accumulés sur les parois internes par l'introduction d'un racleur cylindrique (pig) dans la conduite.

a) Principe de l'opération PIG

Cette opération a été déclenchée principalement en raison de l'élévation de la turbidité de l'eau de mer brute, combinée à une diminution notable du débit d'alimentation et à l'augmentation du différentiel de pression le long de la conduite, a mis en évidence un encrassement progressif du système d'amenée. Ces facteurs ont rendu nécessaire le recours à l'opération de pigging afin de rétablir les conditions normales d'exploitation. Cet épisode s'est d'ailleurs trouvé en concordance avec la période de maintenance préventive avec une fréquence de trois à six mois. La durée de cette opération dépend de : dimensionnement de la conduite et la nature et quantité des dépôts.

b) Étapes du processus PIG

Le processus comporte plusieurs étapes essentielles :

Il débute par la phase de préparation, consistant en une vidange partielle ou un isolement de la conduite, suivie de l'installation de la station de lancement du racleur.

Ensuite vient l'étape de lancement, durant laquelle le racleur est introduit dans la conduite et propulsé grâce à une mise en pression réalisée avec de l'eau, ou dans certains cas avec de l'air

ou de l'azote. Le parcours du pig à l'intérieur de la conduite permet alors de racler les parois internes et d'entraîner les dépôts accumulés. À son arrivée, le racleur est récupéré dans une station de réception où sont collectés les dépôts extraits en vue de leur traitement ou évacuation.

Enfin, la remise en service est effectuée par un rinçage final de la conduite, suivi d'une vérification de l'étanchéité avant la reprise normale de l'exploitation.



Figure24 : Extraction d'un PIG chargé de dépôts après le nettoyage d'une conduite.[16]

c) Nature des dépôts observés

Ces dépôts se composent principalement de matières en suspension (sables, limons, argiles), des dépôts organiques liés à la biomasse (algues, microorganismes, biofilm), ainsi que de dépôts inorganiques tels que les précipitations calcaires ou ferriques. Dans certains cas, on peut également retrouver des rejets d'origine anthropique, incluant des déchets solides ou organiques issus des activités humaines qui s'ajoutent aux dépôts naturels (Ce phénomène est souvent lié au manque de sensibilisation de certaines franges de la société, qui jettent leurs déchets sur le littoral ; ces derniers sont ensuite entraînés par les vagues vers le fond marin, où ils s'accumulent dans la conduite d'amenée). La présence d'organismes marins nuisibles ou toxiques, comme certaines espèces d'algues productrices de toxines ou des fragments d'animaux marins, peut également être observée, accentuant les risques pour la qualité de l'eau et la sécurité de l'exploitation. L'accumulation progressive de l'ensemble de ces dépôts dans la conduite d'amenée provoque une perte de charge et une diminution du rendement hydraulique, rendant indispensable la mise en œuvre de nettoyages périodiques et adaptés.

➤ Arrêts pour maintenance préventive

Enfin, deux jours ont été consacrés à des travaux de maintenance préventive programmée, réalisés périodiquement pour anticiper les défaillances et assurer la fiabilité des unités de production.

V.2.1.2 Production partielle (fonctionnement avec un seul rack)

Les résultats du suivi ont montré que la station a fonctionné, durant une période de 18 jours (soit une fréquence de 9,94 %), en mode réduit avec un seul rack d'osmose inverse en service.

➤ Défaillance électrique du transformateur (Rack 1)

Dans cette configuration, Le rack 1 est resté à l'arrêt en raison d'une panne du transformateur. Cette défaillance électrique a entraîné l'interruption complète de l'alimentation du rack, le rendant indisponible pour la production. L'arrêt prolongé a eu un impact direct sur la capacité globale de la station, réduisant le débit de production et limitant la redondance opérationnelle normalement assurée par le fonctionnement simultané des deux racks.

Il est à noter que la remise en service du rack dépend de la réparation ou du remplacement du transformateur défectueux, ce qui nécessite l'intervention de l'équipe de maintenance électrique. Durant cette période, la production a reposé uniquement sur le rack 2.

➤ Performance du Rack 2 en fonctionnement isolé :

Sur cette période, 17 jours ont présenté un taux de production relativement stable, compris entre 92,60 % et 93,94 % de la capacité d'un rack, traduisant un fonctionnement proche du régime optimal.

En revanche, un jour a enregistré une baisse plus marquée, avec un taux limité à 86,96 %, traduisant une performance partielle probablement liée à des contraintes opérationnelles ponctuelles (encrassement membranaire, variations de la qualité de l'eau brute).

Ces résultats mettent en évidence que, bien que la production ait été assurée uniquement par le Rack 2, la station a globalement maintenu un rendement satisfaisant, proche de la capacité maximale théorique d'un module.

V.2.1.3 Production nominale (fonctionnement avec les deux racks) :

L'analyse des 154 jours de fonctionnement simultané des deux unités de production (Rack 1 et Rack 2) a été effectuée en répartissant les données selon six plages de production journalière avec une amplitude de 1 000 m³/j selon les besoins, afin de mieux caractériser les modes de fonctionnement et d'identifier les performances réelles par rapport à la capacité nominale de 5 000 m³/j par rack.

➤ Répartition des plages de production du Rack 1 :

Pour le Rack 1, les résultats montrent que l'intervalle de 4 500 à 5 000 m³/j concentre la majorité des journées de fonctionnement, avec un total de 115 jours recensés correspondant à des taux de production compris entre 90,02% et 99,16 %. Cet intervalle représente donc la plage la plus significative de la production.

- 24 jours ont enregistré une production comprise entre 4 500 et 4 600 m³/j ;
- 63 jours entre 4 600 et 4 700 m³/j ;
- 3 jours entre 4 700 et 4 800 m³/j ;
- 8 jours entre 4 800 et 4 900 m³/j ;
- 17 jours entre 4 900 et 5 000 m³/j.

Ainsi, 13 jours sont enregistrés pour l'intervalle 4000-4500 avec un taux de production compris entre 81,86 % et 89,98%.

Les autres plages sont nettement moins représentées : 7 jours entre 3 000 et 4 000 m³/j (60,42 %–79,88 %), 7 jours entre 2 000 et 3 000 m³/j (45,08 %–56,38 %), 5 jours entre 1 000 et 2000 m³/j (20,94 %–39,28 %) et une production inférieure à 1 000 m³/j n'ont été enregistrée que durant 7 journées (0,12%–10,82 %). Aucun jour de fonctionnement au-delà de la capacité nominale n'a été observé pour ce rack

Ces résultats traduisent une exploitation globalement stable et proche de la capacité maximale, malgré quelques journées à faible rendement.

➤ Répartition des plages de production du Rack 2 :

En ce qui concerne le Rack 2, la distribution suit une tendance similaire, avec une prédominance marquée de la plage de 4 000 à 5 000 m³/j (113 jours, taux entre 81,24 % et 98,98 %).

En complément, 19 jours de production supérieure à 5 000 m³/j ont été enregistrés, traduisant une exploitation en surcharge ponctuelle, pour compenser des déficits et maintenir le niveau global de production requis.

Les autres plages sont beaucoup moins représentées : 6 jours entre 3 000 et 4 000 m³/j (60,26 %–78,70 %), 9 jours entre 2 000 et 3 000 m³/j (46,82 %–59,72 %), 2 jours entre 1 000 et

2 000 m³/j (21,94 %–33,64 %) et 5 jours de production inférieure à 1 000 m³/j (2,40 %–12,86 %).

L'analyse montre que, dans chaque intervalle de production, la station a connu un arrêt d'environ quatre heures au cours de la journée. Ces interruptions peuvent s'expliquer par plusieurs facteurs : une production déjà suffisante pour couvrir la demande, le remplissage des réservoirs, ou encore une exploitation en deçà de son régime optimal dans son état actuel. Ainsi, le fonctionnement à 100 % de la durée théorique demeure difficile à atteindre et n'est envisageable que dans des conditions opérationnelles particulières

➤ Fonctionnement totale de la station :

L'analyse qui suit porte sur la production globale de la station résultant du fonctionnement conjoint des deux racks. L'objectif de cette analyse intégrée est d'évaluer la performance générale de la station et de l'examiner de manière approfondie, en identifiant les causes des variations de production au cours des différentes phases de fonctionnement, ainsi que les facteurs et les périodes où le niveau de production augmente. Cette approche permet d'obtenir

une vision précise sur la stabilité de l'exploitation et sur la capacité de l'unité à atteindre son rendement de conception.

a) Production minimale observée :

Un débit de production minimal enregistré par la station, en exploitant les deux racks, a été de 393 m³/j (3.93%). Cette valeur a été observée le 26/05/2025, date à laquelle un nettoyage des décanteurs a été réalisé afin d'éliminer les dépôts accumulés. En effet, la présence d'algues dans ces unités favorise, sous l'effet de la photosynthèse, une prolifération indésirable qui peut perturber le bon fonctionnement du système de décantation et accroître la charge de matières organiques en amont du traitement.

b) Production maximale observée :

À l'inverse, un débit de production maximal de 9 979 m³/j (99.79%) a été enregistré le 16 juin 2025, au cours d'une période marquée par une demande exceptionnelle en eau. Cette sollicitation accrue du réseau est liée à des facteurs saisonniers et sociétaux, notamment la période de l'Aïd al-Adha, durant laquelle les besoins des ménages connaissent une forte augmentation en raison des pratiques domestiques et des activités spécifiques associées à cet événement.

c) Cas particuliers observés :

Entre ces deux valeurs extrêmes, la production de la station présente une variation significative, traduisant l'influence combinée des facteurs techniques, opérationnels et contextuels sur le niveau de rendement journalier.

i. Application d'un choc de chlore :

En premier lieu, un choc de chlore a été appliqué le 23 janvier 2025 afin d'assurer la désinfection et le maintien de la qualité de l'eau. Opération qui s'est traduite par un débit de production de 5 064 m³/j (50.64%).

ii. Augmentation notable de la turbidité :

En douzième lieu, une élévation de la turbidité a été constatée le 27 janvier 2025, entraînant une baisse de la production de la station, avec un débit enregistré de 4 582 m³/j (45.82%).

iii. Basculement entre les racks :

Par la suite, deux journées de basculement entre les deux racks ont été enregistrées, les 1^{er} et 2 février 2025. Ce processus a abouti à un débit moyen de production de 4 758 m³/j, correspondant à 47.58 % de la capacité nominale.

iv. Opération de pigging :

Ensuite, une opération de pig a été effectuée le 25 mai 2025 afin de donner un débit de 799m³/j.

v. Nettoyage chimique des membranes (CIP) :

Puis, une opération de nettoyage chimique des membranes (CIP) a été réalisée les 27 et 28 mai 2025 pour le Rack 2, et les 29 et 30 mai 2025 pour le Rack 1 ce qui a conduit à un débit moyen de production enregistré de 5 153 (51.53%).

Le CIP est une procédure de maintenance indispensable pour les membranes d'osmose inverse. Elle consiste à faire circuler dans les modules des solutions chimiques adaptées, visant à dissoudre les dépôts minéraux, éliminer les matières organiques et désorganiser les biofilms microbiens. Cette procédure méthodique permet de restaurer le débit et la pression des membranes, de maintenir la qualité du perméat et de prolonger la durée de vie des modules.

La fréquence d'exécution du CIP est généralement d'une fois par an dans le cadre d'une maintenance préventive. Cependant, un nettoyage devient nécessaire dès que le colmatage atteint 20 à 30 % ou que certains indicateurs de performance sont affectés, tels que l'augmentation de la pression transmembranaire (TMP), la baisse du débit de perméat ou la détérioration de sa qualité.

○ Étapes du processus CIP :

La mise en œuvre d'un CIP se déroule généralement selon plusieurs étapes successives :

La première étape consiste en un rinçage à l'aide d'un détergent basique, tel que l'Aquaklean H510 qu'est une formulation concentrée haute pH spécialement étudiée pour éliminer les bactéries, matières organiques et colloïdes argileux des membranes polysulfones, fluorocarbones et polyamides à film fin. Ce produit hautement efficace permet d'obtenir des nettoyages complets, ce qui se traduit par des temps d'utilisation supérieurs.

La deuxième étape est un rinçage avec de l'eau douce ou du perméat pour évacuer les résidus du détergent alcalin ;

La troisième étape consiste en l'utilisation d'un détergent acide destiné à dissoudre les dépôts minéraux, principalement les tartres. Ces derniers proviennent de la précipitation de sels dissous tels que le carbonate de calcium (CaCO₃), le sulfate de calcium (CaSO₄), le carbonate de magnésium (MgCO₃), le sulfate de baryum (BaSO₄), le sulfate de strontium (SrSO₄) ainsi que la silice. Cette précipitation est généralement favorisée par des changements des conditions physico-chimiques de l'eau, notamment une variation de température qui réduit la solubilité de certains composés (en particulier le carbonate de calcium), entraînant leur cristallisation.

De plus, l'augmentation du pH due au dégazage du dioxyde de carbone accentue la précipitation des carbonates, tandis que la concentration progressive des sels, induite par le taux de récupération élevé de l'osmose inverse, conduit à un état de sursaturation propice au scaling, responsables d'un encrassement sévère des membranes ;

Enfin, la quatrième étape consiste en un rinçage final avec de l'eau douce afin de retirer complètement les produits chimiques et préparer la remise en service des modules.

○ **Détergent basique utilisée :**

L'Aquaklean H510 c'est un agent de nettoyage utilisé présente plusieurs propriétés qui renforcent son efficacité et sa compatibilité avec les membranes d'osmose inverse. Il se distingue notamment par une efficacité optimale même à des températures élevées, ce qui favorise la dissolution des dépôts et améliore les performances de nettoyage. Sa formulation liquide facilite la préparation et le dosage, tout en garantissant une manipulation pratique en exploitation. De plus, cet agent n'entraîne aucun effet néfaste sur les membranes en cas d'utilisations répétées, ce qui constitue un atout majeur pour la durabilité des équipements. Il est également parfaitement compatible avec les membranes en polyamide à film mince, largement utilisées dans les stations de dessalement. Enfin, avant application, il doit être dilué selon les recommandations du fabricant, généralement dans une proportion comprise entre 1 à 3 %, afin d'assurer un équilibre entre efficacité de nettoyage et préservation de l'intégrité des membranes.

vi. Des microcoupures électriques :

En complément, il est important de signaler que la station est également soumise à des microcoupures électriques au cours de la journée. Bien que de courte durée, ces interruptions entraînent systématiquement l'arrêt complet de la station concernée. Elles peuvent en outre provoquer des dysfonctionnements au niveau des pompes, tels que l'endommagement des arbres, ce qui impose des vérifications techniques préalables avant toute reprise. Pour cette raison, le redémarrage n'est pas automatique et nécessite en moyenne deux heures afin d'assurer une remise en régime sûre et fiable. Il convient également de noter que le nombre de microcoupures peut parfois atteindre jusqu'à sept occurrences au cours d'une même journée, accentuant ainsi l'impact sur la continuité de la production.

Durant la période de suivi, plusieurs journées ont été particulièrement affectées :

$$\text{Perte théorique par rack (m}^3\text{)} = (\text{Durée d'arrêt (h)} / 24 \text{ h}) \times 5000 \text{ m}^3$$

$$\text{Perte totale (m}^3\text{)} = \text{Perte rack} \times 2$$

Tableau09 : Le nombre de microcoupures, la durée, la perte totale et pour chaque rack

Jour	Rack1	Rack2	Nombre de coupure	Durée totale d'arrêt(h)	Perte théorique / rack (m³)	Perte théorique totale (m³)
13/01/2025	3323	3013	4	8	1 666,67	3 333,33
04/02/2025	2254	2350	6	12	2 500,00	5 000,00
11/02/2025	2819	1682	6	12	2 500,00	5 000,00
17/02/2025	2275	2343	6	12	2 500,00	5 000,00
16/02/2025	2292	2341	6	12	2 500,00	5 000,00
04/03/2025	1649	2466	6	12	2 500,00	5 000,00
18/03/2025	4668	4621	1	2	416.67	833.33
28/03/2025	4650	4603	1	2	416.67	833.33

09/04/2025	3976	3847	2	4	833,33	1 666,67
24/05/2025	3994	4092	5	10	2 083,33	4 166,67
08/05/2025	2575	2553	2	4	833,33	1 666,67
16/05/2025	4672	4643	1	2	416.67	833.33

Formule :

Perte ajustée / rack=min (Perte théorique ; 5000–Production réelle)

Tableau10 : Pertes ajustées (par rapport à la production réelle)

Date	Rack1 prod (m³/j)	Gap1 = 5000– R1	Perte théoriqu e (m³/j)	Perte ajustée R1	Rack2 prod (m³/j)	Gap2 = 5000– R2	Perte ajustée R2	Perte totale ajustée (m³/j)
13/01/2025	3323	1677	1666,67	1666,67	3013	1987	1666,67	3333,33
04/02/2025	2254	2746	2500,00	2500,00	2350	2650	2500,00	5000,00
11/02/2025	2819	2181	2500,00	2181,00	1682	3318	2500,00	4681,00
17/02/2025	2275	2725	2500,00	2500,00	2343	2657	2500,00	5000,00
16/02/2025	2292	2708	2500,00	2500,00	2341	2659	2500,00	5000,00
04/03/2025	1649	3351	2500,00	2500,00	2466	2534	2500,00	5000,00
18/03/2025	4668	332	416.67	332	4621	379	379	711
28/03/2025	4650	350	416.67	350	4603	397	397	747
09/04/2025	3976	1024	833,33	833,33	3847	1153	833,33	1666,67
24/05/2025	3994	1006	2083,33	1006,00	4092	908	908,00	1914,00
08/05/2025	2575	2425	833,33	833,33	2553	2447	833,33	1666,67
16/05/2025	4672	328	416.67	328	4643	357	357	685

Donc les microcoupures ont un impact disproportionné sur la disponibilité opérationnelle de la station, réduisant la production journalière et augmentant la sollicitation des équipements.

V.2.2 les pertes de charge :

Le suivi des pertes de charge (ΔP) à travers les racks d'osmose inverse constitue un indicateur essentiel pour évaluer l'état d'encrassement des membranes et planifier les opérations de nettoyage (CIP ou PIG). Dans ce cadre, une valeur optimale de fonctionnement est fixée à 2,3 bar, tandis que le seuil critique déclenchant un nettoyage est fixé à 3 bar.

a. Données et observations

• Janvier 2025 :

Les deux racks présentent des périodes de $\Delta P = 0$, en raison de l'arrêt global de la station. En fonctionnement, les pertes de charge sont stables :

- Rack 2 : 2,5 – 2,7 bar
- Rack 1 : 2,0 – 2,3 bar (proche de la valeur optimale).

- **Février – mars 2025 :**

- Rack 2 : augmentation progressive de ΔP atteignant 2,8 – 2,9 bar, signe de colmatage débutant.
- Rack 1 : maintien stable entre 2,2 – 2,3 bar.

- **Avril – mai 2025 :**

- Rack 2 : dépasse régulièrement le seuil critique avec des valeurs de 3,0 – 3,1 bar, confirmant un encrassement important nécessitant des nettoyages (CIP ou PIG).
- Rack 1 : légère augmentation (ΔP 2,4 – 2,5 bar) mais restant sous le seuil critique.

- **Juin 2025 :**

Après intervention de nettoyage, ΔP chute et se stabilise :

- Rack 2 : 2,2 – 2,4 bar
- Rack 1 : 2,0 – 2,2 bar
→ retour global à l'état optimal.

b. Analyse

L'analyse met en évidence une différence notable entre les deux racks :

- Le rack 2 est plus sensible à l'encrassement, atteignant rapidement des ΔP proches ou supérieurs à 3 bar.
- Le rack 1 reste globalement stable et proche de la valeur optimale, traduisant une meilleure performance.
- Les arrêts constatés en janvier sont liés à un facteur externe (turbidité élevée de l'eau brute).

c. Recommandations

- Maintenir un suivi quotidien des ΔP avec mise en alerte lorsque la valeur dépasse 2,8 bar.
- Programmer les nettoyages (CIP ou PIG) dès que $\Delta P \geq 3$ bar.
- Surveiller plus attentivement le rack 2, qui présente une tendance au colmatage plus rapide.
- Poursuivre la corrélation entre variations de turbidité de l'eau d'alimentation et augmentation des pertes de charge.

V.3 Conclusion

L'analyse des données de suivi montre que la station de dessalement de Zéralda, bien qu'elle enregistre une production moyenne relativement élevée (8 113 m³/j, soit 81,13 % de sa capacité théorique), demeure exposée à de nombreuses fluctuations qui limitent son efficacité réelle. Les arrêts complets, représentant environ 5 % de la période étudiée, traduisent une vulnérabilité notable face aux variations de la turbidité de l'eau brute ainsi qu'aux exigences

de maintenance. De plus, près de 10 % du temps, l'installation a fonctionné avec un seul rack en raison de pannes électriques, réduisant ainsi sa redondance et entraînant une baisse de rendement.

Le fonctionnement nominal à deux racks, bien que prédominant, a également révélé plusieurs dysfonctionnements, tels que la surcharge ponctuelle du rack 2, les arrêts journaliers liés aux microcoupures électriques, ainsi que le dépassement du seuil critique des pertes de charge, témoignant d'un encrassement récurrent des membranes. Ces difficultés, associées aux contraintes environnementales (houles, apports terrigènes, dépôts) et opérationnelles (pigging, CIP), confirment l'incapacité de la station à maintenir une stabilité de production durable.

En somme, si la station affiche théoriquement une capacité élevée, son exploitation réelle demeure fragile face aux conditions extérieures et aux limites techniques répétitives. Pour pallier ces insuffisances, il est nécessaire de renforcer les programmes de maintenance préventive, d'améliorer la fiabilité des membranes et du réseau de captage, tout en mettant en œuvre :

- une alimentation électrique indépendante et dédiée exclusivement à la station, afin de réduire l'impact des coupures sur la continuité de la production ;
- un renforcement du prétraitement pour limiter la fréquence des lavages chimiques (CIP) et préserver la durée de vie des membranes.

CHAPITRE VI

Etude de possibilité d'amélioration le
fonctionnement de la station

VI.1 Introduction

L'optimisation du fonctionnement d'une station de dessalement par osmose inverse constitue un enjeu majeur pour améliorer son rendement, réduire sa consommation énergétique et prolonger la durée de vie de ses équipements. Dans ce contexte, il est essentiel d'identifier les paramètres opérationnels influençant directement les performances du système.

L'étude de simulation réalisée à l'aide du logiciel IMSDesign s'inscrit dans cette démarche. Elle a permis d'analyser l'impact de certains paramètres clés, notamment la température de l'eau d'alimentation et le taux de récupération (Y), sur la pression d'alimentation requise. La compréhension de ces relations est déterminante pour envisager des pistes d'amélioration du procédé, que ce soit par l'optimisation des conditions de fonctionnement, la réduction des coûts énergétiques ou encore l'adaptation du système aux variations de la qualité de l'eau brute.

Ainsi, ce chapitre présente et interprète les résultats obtenus à travers la simulation, en mettant en évidence les corrélations observées et leur importance pour le pilotage et l'amélioration de la performance globale de la station.

VI.2 optimisation de l'unité de l'osmose

Nous avons utilisé le logiciel de simulation IMSDesign pour dimensionner l'unité de traitement par osmose inverse.

VI.2.1 Présentation du logiciel IMSDesign

Le logiciel IMSDesign a été utilisé comme outil d'aide à la conception et à l'analyse des performances des unités d'osmose inverse. Développé par Hydranautics, ce programme permet de simuler avec précision le comportement des membranes de dessalement en fonction des paramètres réels de fonctionnement relevés sur site.

Grâce à sa base de données intégrée, le logiciel offre la possibilité de sélectionner les membranes les plus adaptées aux caractéristiques de l'eau de mer prélevée à Zéralda, de définir la configuration des étages et des tubes sous pression, et de calculer les indicateurs clés tels que le débit de production, le taux de récupération, la qualité de l'eau produite ainsi que la pression de service nécessaire.

L'intégration de cet outil dans l'étude a permis de comparer les résultats théoriques aux mesures réelles, d'identifier les écarts éventuels et d'en analyser les causes. Cette approche a contribué à optimiser les paramètres de fonctionnement, garantissant ainsi une meilleure efficacité et une durabilité accrue des membranes en place.

VI.2.2 Paramètres de fonctionnement de logiciel (IMSDesign) :

VI.2.2.1 Saisie des données d'alimentation

La première étape de la simulation réalisée à l'aide du logiciel IMSDesign consiste à caractériser l'eau brute :

- **Les caractéristiques de l'eau brute :**

Les résultats de l'analyse de l'eau de mer constituent une étape fondamentale pour la détermination des caractéristiques initiales de l'eau brute. Ces données servent de référence pour l'introduction des paramètres dans le logiciel IMSDesign et garantissent la fiabilité de la simulation. La figure25 présente les résultats obtenus :

Cations			Anions		
	mg/l	mg/l CaCO3		mg/l	mg/l CaCO3
Ca	456,00	1140,00	HC03	130,00	106,56
Mg	1250,00	5122,95	S04	4040,00	4208,33
Na	11500,00	25000,00	Cl	20420,00	28801,13
K	390,00	498,75	F	2,00	5,26
NH4	0,00	0,00	N03	0,00	0,00
Ba	0,000	0,00	P04	0,00	0,00
Sr	0,000	0,00	Si02	0,00	
			B	6,00	
Total, meq/l		635,23	Total, meq/l		662,55

sélectionnez l'analyse

Pass1

☒ brute

☐ Alimentation

☐ Perméat

☐ Concentrat-1

Figure25 : Les analyses d'eau de mer

En complément des paramètres ioniques, il est également nécessaire de préciser certaines caractéristiques physico-chimiques de l'eau brute, telles que le pH, la température et le type d'eau (eau de mer, eau saumâtre ou eau douce). Ces données jouent un rôle déterminant car elles influencent directement la solubilité des sels, la pression osmotique et, par conséquent, le dimensionnement ainsi que le fonctionnement global de la station.

Projet: mfe++
Calculé par: loukam
Température: 20,0 °C
Type d'eau: Eau de mer Surface conventionnel
Date: 24/09/2025

pH 8,10
CO3 4,57 mg/l
CO2 1,146 mg/l
NH3 0,00 mg/l
E Conductivité 58645 µs/cm

Figure26 : les caractéristiques physico-chimiques de l'eau brute

➤ Balance ionique :

La vérification de la balance ionique confirme la cohérence et la fiabilité des résultats analytiques. Il permet de s'assurer que la somme des cations est équilibrée avec celle des anions :

$$BI = \left| \frac{\sum cations - \sum anions}{\sum cations + \sum anions} \right| \times 100 \quad (1)$$

$$BI = \frac{662.55 - 635.23}{662.55 + 635.23} \times 100 = 2.11\%$$

À la suite du traitement des données analytiques, certains paramètres essentiels de l'eau brute sont calculé, tels que le TDS, la pression osmotique et d'autres grandeurs caractéristiques :

Saturations					
TDS calculé	38198	mg/l	CaSO4	34,1	%
Pression osmotique	26,8	bar	BaSO4	0,0	%
Ca3(PO4)2 SI	0,00		SrSO4	0,0	%
CCPP	31,04	mg/l	CaF2	80,4	%
			silice	0,0	%

Figure27 : les paramètres de l'eau brute proposés par le logiciel

• Définir les conditions opératoires :

Cette étape consiste à cliquer sur l'icône « Dimensionnement », afin de définir les conditions opératoires du système. Cette phase permet de fixer les paramètres de fonctionnement essentiels pour la simulation, tels que le taux de récupération, le débit de production par train, l'âge des membranes, le nombre de train, ainsi que d'autres paramètres spécifiques. L'ensemble de ces éléments est présenté dans la figure28 :

Trains		Pass1	Pass1	
pH alimentation		8,10	Produit chimique	H2SO4
Taux de conversion perméat	%	45,00	Concentration de la solution, %	100
flux / train perméat,	m3/d	5148,0	taux de dosage de produits chimiques	mg/l
Flux moyen	lmh	14,7	Âge membranes	années
Débit alimentation,	m3/d	11440,0	Perte de flux %, par an	5,00
Débit rejet	m3/d	6292,0	Coefficient de colmatage	0,857
			% d'augmentation par an du passage en sels	7,0

Système	
Débit de production total de l'usine	m3/d 10296,00
Nombre de trains	2

Figure28 : les conditions opératoires du système.

- **Configuration de l'unité d'osmose inverse :**

Dans la section « Spécification du système », la première étape consiste à injecter le type de membrane utilisée au niveau de la station :

Sélection Élément

Toutes les membranes

Element fiche technique

		modèle	Production nominale (GPD)	Rejection des sel,%	Type d'élément	taille (in x in)	Surface (pieds carrés)	Spacer (mil)	Pression de test (psi)	Pression imentatio (bar)	Permeate TDS (mg/l)
C	☐	ESPA4 MAX	13200	99,20	BWRO Lowest Pressure	8 X 40	440	28	100		
C	☐	ESPA4-LD	12000	99,20	BWRO Lowest Pressure Lo...	8 X 40	400	34	100		
C	☐	ESPA4-LD HP	11000	99,20	BWRO Lowest Pressure Lo...	8 X 40	400	34	100		
C	☐	ESPAB MAX	9000	99,30	BWRO Low Pressure Boron...	8 X 40	440	28	150		
C	☐	LFC3-LD	11000	99,70	BWRO Low Fouling High Re...	8 X 40	400	34	225		
C	☐	SWC4 MAX	7200	99,80	SWRO Highest Rejection	8 X 40	440	28	800		
C	☐	SWC4-LD	6500	99,80	SWRO High Rejection Low ...	8 X 40	400	34	800		
C	☐	SWC5 MAX	9900	99,80	SWRO High Rejection	8 X 40	440	28	800		
C	☒	SWC5-LD	9000	99,80	SWRO High Rejection Low ...	8 X 40	400	34	800		
C	☐	SWC6 MAX	6600	99,60	SWRO Highest Flow	8 X 40	440	28	600		
C	☐	SWC6-LD	6000	99,60	SWRO High Flow Low Dp	8 X 40	400	34	600		
C	☐	SanRO-HS2-4...	3000	99,60	Sanitary Highest Flow	4 X 40	90	32	225		
C	☐	SanRO-HS-4	2200	99,70	Sanitary High Rejection	4 X 40	90	32	225		
C	☐	SanRO-HS2-8	14000	99,60	Sanitary Highest Flow	8 X 40	380	32	225		
C	☐	SanRO-HS-8	10000	99,70	Sanitary High Rejection	8 X 40	380	32	225		

Réinitialiser

Tout afficher

OK

annuler

Figure29 : Sélection d'élément

Ensuite, il convient de préciser les paramètres relatifs à la configuration des modules :

1. Le nombre d'éléments par tube.
2. Le nombre total de tubes composant chaque train.
3. La configuration des étages.

Spécifications du système		
l'étage 1		
Type d'élément	SWC5-LD	
Éléments / Tube	7	
Nombre de tubes	56	
		Etages Pass1 1
		Recalc. Config

Figure30 : Caractéristiques de base du système d'osmose inverse

VI.2.3 Simulation et calculs

Une fois toutes les données d'entrée et les paramètres du système définis, l'étape suivante consiste à lancer la simulation.

Le logiciel IMSDesign fournit les résultats de calcul relatifs aux flux sortants, à savoir le perméat et le concentrât

Résultats de calcul

(Flows are per vessel)

Arrangement	Tubes	Alimentation (bar)	Conc (bar)	Alimentation (m3/h)	Conc (m3/h)	Flux (lmh)	flux le plus élevé (lmh)	bêta le plus élevée
1-1	56	56,6	55,8	8,51	4,68	14,8	27,2	1,04

Concentration perméat

Ca	0,032	K	3,262	Sr	0,000	Cl	116,829	P04	0,000	CO2	1,146
Mg	0,087	NH4	0,000	HCO3	1,337	NO3	0,000	SiO2	0,000	CO3	0,000
Na	76,984	Ba	0,000	SO4	5,785	F	0,023	B	1,169	pH	6,3
NH3	0,000									TDS	205,51 mg/l

Saturations et paramètres concentrat

CaSO4, %	72	SrSO4, %	0	Pression osmotique	48,6 bar	pH	8,3
BaSO4, %	0	SiO2, %	0	CCPP	92,47 mg/l	TDS	69285,4 mg/l
Ca3(P04)2 SI	0,00	CaF2, %	743				

Figure31 : les résultats de calcul

La figure suivante présente les résultats détaillés de la simulation :

Conception de base

Nom du projet	mfe++		page : 1/3
Calculé par	loukam	flux / train perméat	5148,0 m3/d
Débit Pompe HP	476,62 m3/h	le flux total du produit	10296,00 m3/d
Pression alimentation	56,6 bar	Number of trains	2
Température alimentation	20,0 °C(68,0°F)	écoulement de l'eau brute / train	11440,0 m3/d
pH eau alimentation	8,10	Taux de conversion perméat	45,00 %
Dosage produit chimique, mg/l, -	H2SO4	Age élément	3,0 années
Energie spécifique	4,35 kwh/m3	Déclin du flux %, par an	5,0
NDP pass	19,6 bar	Coefficient de colmatage	0,86
Flux moyen	14,7 l/mh	Perte de flux par an, %	7,0 %
		Type alimentation	Eau de mer Surface conventionnel

Pass -	Perm.	Débit / Tube	Flux	DP	Flux	Bêta	pression par étage	Perm.	Elément	Elément	PV# x
Etage	Débit	Aliment	Conc		max		Perm.	Boost	Conc	TDS	Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh	bar	bar	bar	mg/l	

Saturations	Eau brute	Eau alimentation	Concentrat	Limites
CaSO4 / ksp * 100, %	34	34	72	400
SrSO4 / ksp * 100, %	0	0	0	1200
BaSO4 / ksp * 100, %	0	0	0	10000
SiO2 saturation, %	0	0	0	140
CaF2 / ksp * 100, %	80	80	743	50000
Ca3 (PO4) 2 indice de saturation	0,0	0,0	0,0	2,4
CCPP, mg/l	31,04	31,04	92,47	850
Force ionique	0,75	0,75	1,37	
Pression osmotique, bar	26,8	26,8	48,6	

Figure32 : les résultats détaillés de la simulation

Ion (mg/l)	Eau brute	Eau alimentation	imprégner l'eau	Concentrat-1
Dureté, CaCO3	6262,95	6262,95	0,437	11387,2
Ca	456,00	456,00	0,032	829,1
Mg	1250,00	1250,00	0,087	2272,7
Na	11500,00	11500,00	76,984	20846,9
K	390,00	390,00	3,262	706,4
NH4	0,00	0,00	0,000	0,0
Ba	0,000	0,000	0,000	0,0
Sr	0,000	0,000	0,000	0,0
H	0,00	0,00	0,001	0,0
CO3	4,10	4,10	0,000	15,0
HCO3	130,00	130,00	1,337	227,6
SO4	4040,00	4040,00	5,785	7341,0
Cl	20420,00	20420,00	116,829	37033,1
F	2,00	2,00	0,023	3,6
NO3	0,00	0,00	0,000	0,0
PO4	0,00	0,00	0,000	0,0
OH	0,01	0,01	0,000	0,0
SiO2	0,00	0,00	0,000	0,0
B	6,00	6,00	1,169	10,0
CO2	1,15	1,15	1,15	1,15
NH3	0,00	0,00	0,00	0,00
TDS	38198,09	38198,09	205,51	69285,35
pH	8,10	8,10	6,28	8,32

Figure33 : La qualité d'eau brute, l'eau d'alimentation nette, le perméat et la saumure

VI.2.3.1 Les résultats de simulation IMSDesign

Afin d'analyser le comportement du système d'osmose inverse en fonction des conditions de fonctionnement, plusieurs simulations ont été réalisées à l'aide du logiciel IMS Design. Les paramètres étudiés concernent principalement la température de l'eau d'alimentation et le taux de récupération (Y), et leur impact sur la pression nécessaire au fonctionnement de l'unité. Les résultats obtenus sont présentés dans les tableaux suivants et mettent en évidence l'évolution de la pression d'alimentation en fonction de la variation de ces paramètres :

$$Q_{\text{production}} = Y \times Q_{\text{alimentation}} \quad (2)$$

Avec : $Q_{\text{alimentation}} = 23\,040 \text{ m}^3/\text{j}$

Tableau11 : Variation de la pression de fonctionnement en fonction de la température et taux de conversion

T Y	15°C	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
45	58.7	58.2	57.8	57.3	57	56.7	56.4	56.1	55.9	55.7	55.6	55.4	55.3	55.1	55
46	59.8	59.2	58.7	58.3	57.9	57.6	57.3	57.1	56.9	56.7	56.5	56.4	56.2	56.1	56
47	60.8	60.3	59.8	59.3	59	58.6	58.3	58.1	57.9	57.7	57.5	57.4	57.2	57.1	57
48	61.9	61.3	60.9	60.4	60	59.7	59.4	59.1	58.9	58.7	58.6	58.4	58.3	58.1	58
49	63	62.4	61.9	61.5	61.1	60.7	60.4	60.2	60	59.8	59.6	59.5	59.3	59.2	59.1
50	64.1	63.5	63	62.6	62.2	61.8	61.5	61.2	61	60.8	60.7	60.5	60.4	60.3	60.1
51	65.3	64.7	64.2	63.7	63.3	63	62.7	62.4	62.2	62	61.8	61.7	61.6	61.4	61.3
52	66.5	65.9	65.4	64.9	64.5	64.1	63.8	63.5	63.3	63.1	63	62.9	62.7	62.6	62.5
53	67.7	67.1	66.6	66.1	65.7	65.3	65	64.7	64.5	64.3	64.2	64	63.8	63.8	63.7
54	68.9	68.3	67.7	67.4	67	66.6	66.3	66	65.8	65.6	65.4	65.3	65.1	65	64.9
55	70.3	69.6	69.1	68.7	68.3	67.9	67.6	67.3	67.1	66.9	66.7	66.5	66.4	66.3	66.2
56	71.6	71	70.5	70	69.6	69.3	69	68.7	68.5	68.3	68.1	67.9	67.8	67.6	67.5
57	73.1	72.5	71.9	71.4	71.1	70.7	70.4	70.1	69.9	69.7	69.5	69.4	69.2	69	68.9
58	74.5	73.9	73.3	72.8	72.4	72.2	71.8	71.5	71.3	71.2	71	70.8	70.6	70.5	70.4

VI.2.3.2 Interprétation des résultats de simulation (logiciel IMS Design)

Les résultats de la simulation effectuée à l'aide du logiciel IMS Design montrent que la pression augmente avec le taux de conversion, en raison de l'élévation de la pression osmotique dans le concentrat et des pertes de charge associées. La température joue également un rôle déterminant : lorsque celle-ci augmente, la viscosité de l'eau diminue, ce qui améliore la perméabilité des membranes et permet d'obtenir un débit de perméat plus élevé à pression constante. Ainsi, pour une même limite de pression appliquée, il est possible d'atteindre un taux de conversion plus élevé à température plus élevée.

Dans cette étude, une contrainte de fonctionnement a été recommandée par le constructeur afin de protéger les équipements : maintenir la pression d'alimentation inférieure à 72 bar, bien que la valeur maximale admissible par les membranes soit de 82,7 bar. Ce choix vise à préserver la durée de vie des membranes et à limiter les risques de défaillance mécanique.

En fonction des températures rencontrées, différentes valeurs de taux de conversion optimales ont été identifiées.

Pour des températures inférieures à 17 °C, correspondant généralement à la période hivernale, le taux de conversion optimal se situe autour de 54 %.

Pour des températures moyennes comprises entre 18 °C et 25 °C, typiques des saisons intermédiaires, le système peut fonctionner efficacement avec un taux de conversion de 56 %. Enfin, lorsque la température de l'eau d'alimentation dépasse 25 °C, comme c'est le cas en période estivale, la meilleure configuration correspond à un taux de conversion de 58 %.

L'étude de l'évolution de la pression en fonction de la température et le taux de conversion nous a permis de tracer le graphe suivant :

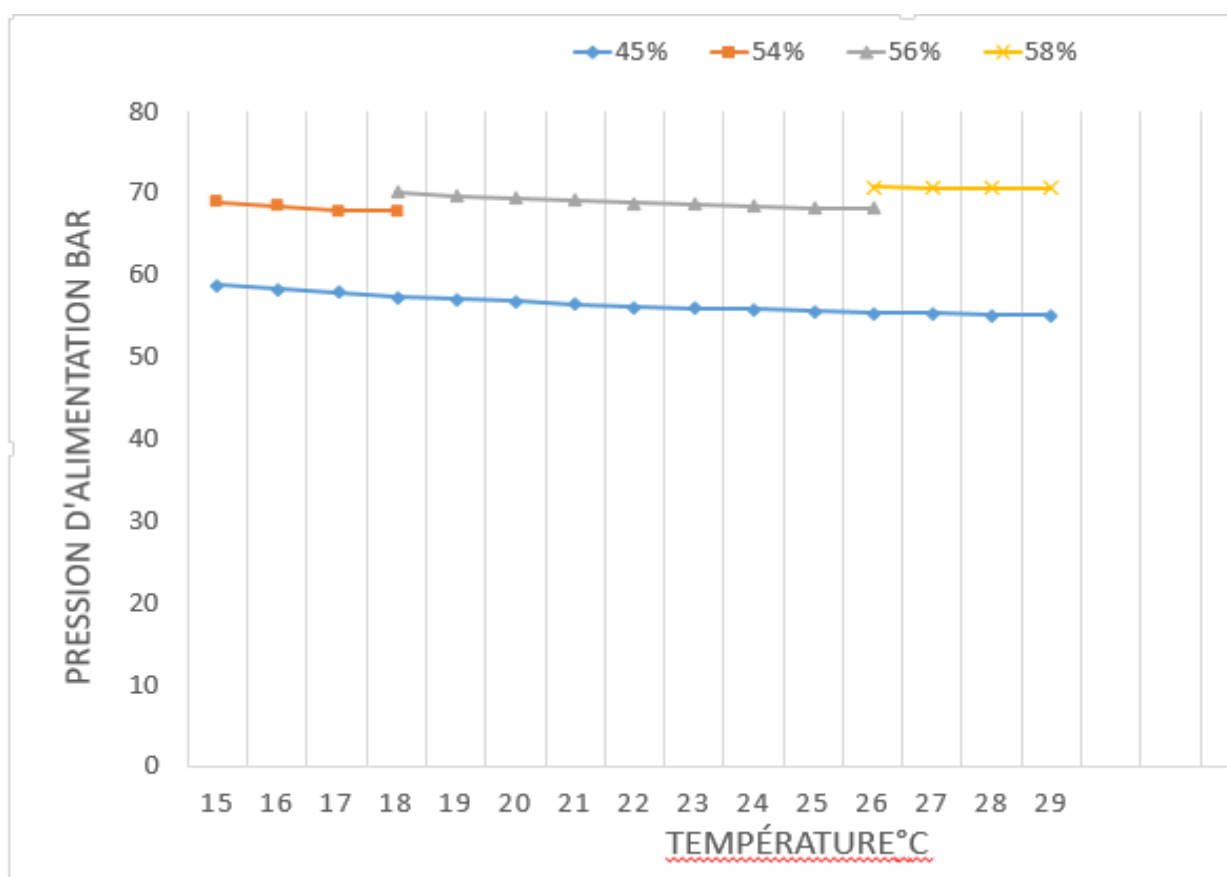


Figure34 : Evolution du taux de conversion : Y actuel (45 %), Y optimisé (54–56–58 %)

L'interprétation physique de ces résultats confirme que la baisse de température limite la performance des membranes en raison de l'augmentation de la viscosité de l'eau, rendant plus difficile le passage à travers la membrane et nécessitant une pression plus élevée pour maintenir le même flux. À l'inverse, l'élévation de la température facilite le passage de l'eau et permet d'accroître le taux de conversion sans dépasser la limite de pression fixée. Ces ajustements saisonniers assurent un fonctionnement plus stable et plus performant de l'installation tout en respectant les contraintes de sécurité liées aux membranes.

Il convient toutefois de souligner que l'augmentation du taux de conversion entraîne une élévation de la concentration en sels dans le concentrat, ce qui accroît les risques de

colmatage et d'entartrage. De ce fait, ces réglages doivent être accompagnés d'un suivi rigoureux des paramètres d'exploitation, tels que la conductivité du perméat, la perte de charge (ΔP) entre l'entrée et la sortie du rack, et le flux unitaire. Une adaptation de la fréquence des opérations de nettoyage chimique (CIP) peut également s'avérer nécessaire, notamment en période estivale où le taux de conversion est le plus élevé.

VI.2.3.3 Étude comparative entre les besoins en eau et la production après amélioration du taux de conversion

Afin d'évaluer la capacité de la station de dessalement à satisfaire les besoins futurs en eau potable de l'agglomération, une comparaison a été réalisée entre la demande projetée et la production potentielle de la station après amélioration du taux de conversion, les résultats sont présentés dans le tableau12 :

Tableau12 : comparaison entre la demande projetée et la production potentielle de la station après amélioration du taux de conversion

Année	Besoin TOTAL (m3/j)	Production total 54	Production total 56	Production total 58
2 025	15 214.5	16 441.6	16 902.4	17 363.2
2 030	16 029			
2 035	16 887.8			
2 037	17 249.6			
2 038	17 432.1			
2 040	17 803.2			
2 045	18 768			
2 050	19791.4			
2 055	20 893.2			

L'amélioration du taux de conversion permet d'augmenter la production et de répondre aux besoins en eau de la zone jusqu'en 2037. Pour cette année, malgré une consommation élevée durant la période estivale, la production demeure suffisante pour couvrir la demande.

Au-delà de cette année, la production deviendra insuffisante, rendant nécessaire l'extension de la station afin d'augmenter sa capacité et de répondre à la demande future.

IV.2.3.4 Caractéristiques de l'eau produit

Selon la loi de la continuité :

$$C_1 \times Q_1 + C_2 \times Q_2 = C \times Q \quad (3)$$

Tableau13 : Caractéristiques de l'eau produit

Y%	C ₁	Q ₁	C ₂	Q ₂	Q	C(mg/l)
54	800	4 000	274.25	12 441.6	16 441.6	402.16
56			274.30	12 902.4	16 902.4	398.71
58			275.85	13 363.2	17 363.2	396.60

Avec :

C₁ : concentration de l'eau de forage (mg/l)

Q₁ : débit de l'eau de forage (m³/j)

C₂ : concentration de l'eau dessalée (mg/l)

Q₂ : débit de l'eau dessalée (m³/j)

C : concentration de l'eau d'alimentation de l'agglomération (mg/l)

Q : débit de l'eau d'alimentation de l'agglomération (m³/j)

Pour les trois différents taux de conversion, la concentration totale en sels dissous de l'eau obtenue reste inférieure à la limite de 500 mg/L fixée par les normes algérienne et l'Organisation mondiale de la Santé pour une eau de bonne à très bonne qualité.

VI.2.3.5 La consommation énergétique spécifique (kWh/m³)

La consommation énergétique spécifique (E_{SC}) de la station présenter dans le tableau14 pour l'état actuel (Y = 45 %) et pour la proposition d'augmentation du taux de récupération (Y = 54–58 %), en fonction de la température de l'eau d'alimentation. Pour chaque condition, les rendements du moteur et de la pompe ainsi que l'efficacité totale du système sont indiqués. La colonne ΔE_{SC} montre la différence entre la consommation énergétique spécifique proposée et l'état actuel. Cette présentation permet de quantifier l'impact de l'augmentation du taux de conversion sur l'efficacité énergétique du système et d'identifier les conditions offrant le meilleur compromis entre production et consommation d'énergie :

Tableau14 : la consommation énergétique spécifique (E_{SC}) de la station pour l'état actuel et l'état proposé

Y %	T °C	η motor	η pompe	η _{tot}	E _{SC} 45% KWH/m ³	Y proposé %	E _{SC} proposé KWH/m ³	ΔE _{SC}
45	15	0.96	0.87	0.84	2.14	54	2.48	+0.34
45	16	0.96	0.87	0.84	2.12	54	2.47	+0.35
45	17	0.96	0.87	0.84	2.10	54	2.44	+0.34
45	18	0.96	0.87	0.84	2.09	56	2.52	+0.43
45	19	0.96	0.87	0.84	2.07	56	2.50	+0.43
45	20	0.96	0.87	0.84	2.06	56	2.49	+0.43

45	21	0.96	0.87	0.84	2.05	56	2.48	+0.43
45	22	0.96	0.87	0.84	2.05	56	2.47	+0.42
45	23	0.96	0.87	0.84	2.04	56	2.47	+0.43
45	24	0.96	0.87	0.84	2.03	56	2.46	+0.43
45	25	0.96	0.87	0.84	2.02	56	2.46	+0.44
45	26	0.96	0.87	0.84	2.02	58	2.55	+0.53
45	27	0.96	0.87	0.84	2.01	58	2.54	+0.53
45	28	0.96	0.87	0.84	2.01	58	2.54	+0.53
45	29	0.96	0.87	0.84	2.01	58	2.54	+0.53

L'analyse des résultats montre que la consommation énergétique spécifique (E_{SC}) pour l'état actuel ($Y = 45\%$) varie légèrement entre 2,01 et 2,14 kWh/m³ lorsque la température augmente de 15 à 29 °C, reflétant une amélioration de l'efficacité énergétique avec la hausse de température.

L'augmentation du taux de récupération dans la proposition ($Y = 54\text{--}58\%$) entraîne une E_{SC} plus élevée, comprise entre 2,44 et 2,55 kWh/m³, traduisant le besoin d'une pression d'alimentation plus importante pour extraire un volume d'eau supérieur. La différence ΔE_{SC} varie de +0,34 à +0,53 kWh/m³, correspondant à une augmentation relative de 15,9 % à 26,4 %. Ces résultats mettent en évidence le compromis entre l'augmentation de la production et le coût énergétique associé, soulignant la nécessité d'optimiser le taux de récupération pour concilier efficacité énergétique et performance du système.

-VI.3 Conclusion

En conclusion, ce chapitre démontre que l'optimisation saisonnière du taux de conversion constitue une stratégie robuste pour maximiser la production, surtout lorsqu'elle permet de couvrir les besoins en eau de la zone jusqu'en 2037, tout en maîtrisant la consommation énergétique et en préservant les membranes, offrant ainsi une base fiable pour une exploitation rationnelle et durable de la station.

Conclusion générale

Le déficit entre la demande en eau et la capacité de production souligne l'importance d'optimiser les installations existantes. L'amélioration du rendement de la station de dessalement de Zéralda apparaît comme une solution essentielle pour répondre aux besoins croissants de l'agglomération.

L'analyse de la station de 10 000 m³/j montre que, malgré une production moyenne satisfaisante, son exploitation reste vulnérable aux variations de l'eau brute et aux interruptions électriques. Les dysfonctionnements et l'encrassement des membranes soulignent la nécessité de renforcer la maintenance et le prétraitement.

La simulation réalisée à l'aide du logiciel IMSDesign a permis de définir un mode de fonctionnement saisonnier optimal, ajustant le taux de récupération afin de maximiser la production tout en respectant les contraintes de pression des membranes. Les résultats obtenus montrent qu'un taux de conversion de 54 % est optimal en période hivernale ($T < 17\text{ °C}$), 56% pour les saisons intermédiaires ($18\text{--}25\text{ °C}$) et 58 % en période estivale ($T > 25\text{ °C}$). Cette approche met en évidence l'importance d'adapter l'exploitation de la station aux conditions climatiques afin d'assurer un équilibre entre performance hydraulique, rendement énergétique et préservation des membranes.

L'étude comparative entre la production projetée et la demande en eau potable a démontré que l'amélioration du taux de conversion permet de couvrir les besoins de la zone jusqu'en 2037. Toutefois, au-delà de cette échéance, la production deviendra insuffisante, ce qui nécessitera l'extension de la station afin d'accroître sa capacité et de satisfaire la demande future.

Par ailleurs, l'évaluation de la qualité de l'eau produite a montré que, pour les différents taux de conversion simulés, la concentration totale en sels dissous reste inférieure à 500 mg/l, seuil fixé par l'Organisation mondiale de la Santé pour une eau de bonne à très bonne qualité. Ainsi, l'eau obtenue répond pleinement aux normes de potabilité sur le plan physico-chimique.

En conclusion, la performance durable de la station repose sur une exploitation optimisée et flexible, appuyée par des mesures techniques et organisationnelles adaptées, garantissant une gestion rationnelle et pérenne de l'unité. Enfin, il est recommandé de compléter cette étude par une évaluation du coût énergétique, notamment à travers l'analyse de la variation de la consommation spécifique d'énergie, exprimée en pourcentage sur la période de fonctionnement de la station, afin d'identifier des pistes supplémentaires d'optimisation.

Références bibliographiques

- [1] : Rovel, J.-M. (2010). Dessalement de l'eau de mer
- [2] : Maurel, A. (2006). Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres : Et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce (2e éd). Éd. Tec & doc
- [3] : Déssalement de l'eau de mer. (s. d.). <http://dessaler.free.fr/electrodialyse.htm>
- [4] : Viviane Renaudin. (2003). Le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. <https://culturesciences.chimie.ens.fr/thematiques/chimie-physique/thermodynamique-chimique/le-dessalement-de-l-eau-de-mer-et-des-eaux>
- [5] : Mécanisme De Résine Echangeuse D'ion. (2020, janvier 3)
- [6] : Rydberg, J. (Éd.). (2004). Solvent extraction principles and practice (2nd ed., rev.expanded). M. Dekker.
- [7] : Greenlee, L. F., Lawler, D. F., Freeman, B. D., Marrot, B., & Moulin, P. (2009). Reverse osmosis desalination : Water sources, technology, and today's challenges. Water Research, 43(9), 2317- 2348. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2009.03.010>
- [8] : (s. d.). Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau.
- [9] : Arzate, A. (s. d.). PROCÉDÉS DE SÉPARATION MEMBRANAIRE ET LEUR APPLICATION DANS L'INDUSTRIE ALIMENTAIRE.
- [10] : Wong, M. (2018). Membrane Separation Technical Analysis.
- [11] : METAICHE, M. (2006). OPTIMISATION DES SYSTEMES DE DESSALEMENT PAR OSMOSE INVERSE : CONCEPTION, PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT ET SIMULATION NUMERIQUE. Ecole Nationale Polytechnique d'Alger.
- [12] : Exploitation de la partie OI SDEM Zeralda. (s. d.).
- [13] : Jiang, S., Li, Y., & Ladewig, B. P. (2017). A review of reverse osmosis membrane fouling and control strategies. Science of The Total Environment, 595, 567- 583. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.03.235>
- [14] : AlSawaftah, N., Abuwatfa, W., Darwish, N., & Hussein, G. (2021). A Comprehensive Review on Membrane Fouling : Mathematical Modelling, Prediction, Diagnosis, and Mitigation. Water, 13(9), 1327. <https://doi.org/10.3390/w13091327>.
- [15] : Ruiz-García, A., Melián-Martel, N., & Nuez, I. (2017). Short Review on Predicting Fouling in RO Desalination. Membranes, 7(4), 62. <https://doi.org/10.3390/membranes7040062>
- [16] : Magnets in Magnetic Pipeline Inspection Gadgets (PIGs). (s. d.). <https://tymagnets.com/magnets-in-magnetic-pipeline-inspection-gadgets-pigs/>.

Annexe



SWC5-LD

Specified Performance*

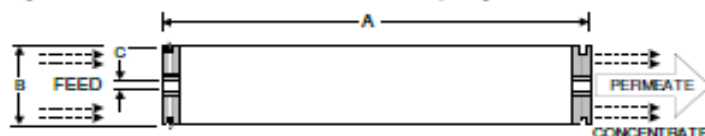
Permeate Flow:	9,000 gpd (34.1 m ³ /d)
Salt Rejection:	99.8% (99.7% minimum)
Test Conditions:	32000 ppm NaCl solution 800 psig (5.5 MPa) Applied Pressure 77 °F (25 °C) Operating Temperature 10% Permeate Recovery 6.5 - 7.0 pH Range

*The Specified Performance is based on data taken after a minimum of 10 minutes of operation. Actual testing of elements may be done at conditions which vary from these exact values; in which case, the performance is normalized back to these standard conditions. Permeate flow for individual elements may vary ± 15 percent from the value specified.

General Product Description**

Configuration:	Low Fouling Spiral Wound
Membrane Polymer:	Composite Polyamide
Membrane Active Area**:	400 ft ² (37.2 m ²)
Feed Spacer:	34 mil (0.86 mm)

Packaging: All membrane elements are supplied with a brine seal, interconnector, and O-rings. Elements are enclosed in a sealed polyethylene bag containing less than 1.0% sodium meta-bisulfite solution, and then packaged in a cardboard box.



Element Details**

A, inches (mm)	B, inches (mm)	C, inches (mm)
40.0 (1016)	7.89 (200)	1.125 (28.6)

**Values listed are indicative, not specified. For more detailed specifications, see our Technical Service Bulletin documents or contact Hydranautics Technical Department.

Product Use and Restrictions^

Maximum Applied Pressure:	1200 psig (8.27 MPa)
Maximum Chlorine Concentration:	< 0.1 ppm
Maximum Operating Temperature:	113 °F (45 °C)
pH Range, Continuous (Cleaning):	2-11 (1-13)
Maximum Feedwater Turbidity:	1.0 NTU
Maximum Feedwater SDI (15 mins):	5.0
Maximum Feed Flow:	85 gpm (19.3 m ³ /h)
Minimum Brine Flow:	12 gpm (2.7 m ³ /h)
Maximum Pressure Drop for Each Element:	15 psi (0.10 MPa)

^ The limitations shown here are for general use. For specified projects, operation at more conservative values may ensure the best performance and longest life of the membrane. See Hydranautics Technical Bulletins for more details.

Disclaimer: The information and data are presented in good faith and in lieu of all warranties. All express or implied warranties, including the warranties of merchantability and fitness for a particular purpose, are hereby disclaimed and excluded. Conditions and methods of use of our products are beyond our control. Hydranautics assumes no liability for results obtained or damages incurred through the application of the presented information and data. It is the user's responsibility to determine the appropriateness of Hydranautics products for the user's specific end uses. 9/14/2022