



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

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

Option : REUTILISATION DES EAUX NON CONVENTIONNELLES

THEME :

DIMENSIONNEMENT DU DEUXIEME ETAGE DE LA STATION
DE DESSALEMENT PAR OSMOSE INVERSE SONACHTER
MOSTAGANEM.

Présenté par :

MESSAOUD Abir

Devant les membres du jury

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

Session Septembre 2024

Dédicace

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à mes parents, dont le soutien indéfectible, l'amour et les encouragements constants ont été la source de ma force tout au long de ce parcours. Leur confiance en moi a été une motivation précieuse pour mener à bien ce mémoire.

Je souhaite également remercier mes amis, qui ont partagé avec moi des moments de joie et de stress, et dont la présence réconfortante a été une véritable bouffée d'air frais durant cette aventure académique spécialement ma copine MOULEY LAKHDER Nour El Houda.

À vous tous, merci pour votre soutien et vos encouragements qui ont grandement contribué à la réalisation de ce travail.

Remerciements

الحمد لله رب العالمين الذي وفقني بفضلته وكرمه لإتمام هذا العمل المتواضع

Je tiens avant tout à exprimer ma profonde gratitude envers les personnes clés qui ont grandement contribué à la réussite de ce travail de thèse. J'aimerais particulièrement rendre hommage au soutien inconditionnel et aux encouragements constants de mes parents, véritables piliers de cette réussite.

Je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance et mon respect à mon encadreur, MR. HACHEMI Abdelkader, dont l'accompagnement a été crucial dans la réalisation de ce travail.

J'exprime ma vive reconnaissance à **les membres du jury** pour avoir accepté de consulter mon travail et pour avoir dédié leur temps à l'examen de ce mémoire.

Je tiens également à exprimer ma gratitude envers l'équipe d'ingénieurs de la station de Mostaganem , dont le soutien et la disponibilité ont été d'une aide précieuse tout au long de ce projet.

ملخص:

تعد تحلية مياه البحر حلاً واعدًا لنقص المياه المتزايد مع تزايد عدد السكان. على الرغم من أن الأرض بها احتياطات هائلة من المياه، إلا أنه لا يمكن الوصول إلا إلى جزء صغير منها كمياه عذبة. والحالة حرجة بصفة خاصة في بعض المناطق، مثل البحر الأبيض المتوسط، حيث تزداد الحاجة إلى المياه المحلاة زيادة كبيرة. في الجزائر، أصبحت تحلية المياه أولوية، مع برنامج طموح لبناء محطات تحلية المياه، ومعظمها يستخدم تكنولوجيا التناضح العكسي.

ويتمثل الهدف الرئيسي في رصد تشغيل محطة الشليف وتعزيزه على النحو الأمثل، وتحديد الحالات الشاذة المحتملة واقتراح تحسينات لزيادة كفاءة مياه الشرب إلى أقصى حد. ويهدف هذا التحليل إلى الإسهام في الإدارة الفعالة للموارد المائية وتحسين الهياكل الأساسية لتحلية المياه في الجزائر.

Résumé :

Le dessalement de l'eau de mer est une solution prometteuse à la pénurie d'eau qui se fait sentir avec l'accroissement de la population. Bien que le territoire possède d'énormes réserves d'eau, seule une petite partie peut être atteinte en tant qu'eau douce. La situation est particulièrement critique dans certaines régions, comme la Méditerranée, où le besoin d'eau désalinisée augmente de manière significative. En Algérie, le dessalement est devenu une priorité, avec un programme ambitieux de construction d'usines de dessalement, dont la plupart utilisent la technologie de l'osmose inverse.

L'objectif principal est de surveiller et d'optimiser le fonctionnement de la centrale de CHELLIF, d'identifier les anomalies potentielles et de proposer des améliorations pour maximiser l'efficacité de l'eau potable. Cette analyse vise à contribuer à la gestion efficace des ressources en eau et à l'amélioration de l'infrastructure de dessalement en Algérie.

Abstract:

Desalination of seawater is a promising solution to the water shortage that has been occurring as populations grow. Although the territory has huge water reserves, only a small portion can be reached as fresh water. The situation is particularly critical in some regions, such as the Mediterranean, where the need for desalinated water is increasing significantly. In Algeria, desalination has become a priority, with an ambitious program to build desalination plants, most of which use reverse osmosis technology.

The main objective is to monitor and optimize the operation of the CHELLIF plant, identify potential anomalies and propose improvements to maximize drinking water efficiency. This analysis aims to contribute to the efficient management of water resources and improvement of desalination infrastructure in Algeria.

Table des matières :

Chapitre I : Les techniques de dessalement des eaux.

I.1.Introduction :	1
I.2. Les principaux problèmes d'hydraulique en Algérie :	1
I.3. Le dessalement de l'eau de mer :	1
I.3 .1. Le dessalement de l'eau de mer en Méditerranée :	2
I.4.composition de l'eau de la mer de méditerranée :	3
I.5. Caractéristiques des eaux de mer et des eaux saumâtres :	4
I.5.1. Les eaux de mer :	4
I.5.2. Les eaux saumâtres :	5
I.6.Les techniques de dessalement d'eau de mer :	5
I.6.1. Les technologies thermiques :	5
I.6.1.1. Distillation éclair à étapes multiples (MSF) :	6
I.6.1.2. Distillation à effets multiples (MED) :	6
I.6.1.3. Compression de vapeur (VC) :	7
I.6.2. Les technologies membranaires :	8
I.6.2.1. Electrodialyse :	8
I.6.2.2. Osmose inverse :	9
I.6. 3. Procédés hybrides :	10
I.6.4. Autres procédés :	10
I.6.4.1. Congélation :	10
I.6.4.2. Le dessalement par énergie solaire et éolienne :	10
I.7. Conclusion :	11

Chapitre II : Dessalement par osmose inverse.

II.1. Introduction :	12
II.2. Principe d'osmose inverse :	12
II. 3. Pression osmotique :	13
II.4. Caractéristique principale d'une unité d'osmose inverse :	14
II.4.1. Taux de conversion :	14
II.4.2. Définition de la sélectivité :	14
II.4 .3. Débit spécifique ou densité de flux volumique :	15
II.5. Les modules d'osmose inverse :	15
II.5.1. Le module tubulaire :	15
II.5.2. Le module à fibre creuse :	16

II.5 .3. Les modules spiralés :	17
II.5.4. Les modules à membranes planes :	18
II.6. Structure des membranes :	19
II.6.1. Membranes organiques :	19
II.6.2. Membranes minérales ou inorganiques :	20
II.6.3. Membranes composites :	20
II.6.4. Membranes échangeuses d'ions :	21
II.6.4.1. Electrodialyse conventionnelle – principe :	21
II.6.4.2. Electrodialyse à membranes bipolaires – principe :	21
II.7. Matériaux des membranes :	21
II.7.1. Les dérivés de cellulose :	22
II.7.2. Le polypropylène :	22
II.7.3. Les polysulfones :	22
II.8. Influences des paramètres opératoires :	22
II.8.1. La pression :	23
II.8.2. La température :	23
II.8.3. Débit d'alimentation :	23
II.8.4. Concentration en soluté :	23
II.8.5. Taux de conversion :	24
II.9. PROCESSUS DE L'UNITÉ OPÉRATIONNELLE :	24
II .9.1. Prétraitement :	24
II.9.2. Lavage à contre-courant :	25
II.9.3. Nettoyage chimique :	25
II.9.4. Test d'intégrité :	26
II.9.5. Après le traitement :	26
II.10. Système d'osmose inverse :	26
II.10.1. Installation d'osmose inverse mono-étagé :	26
Figure II.6 : Installation d'osmose inverse monoétagé.	27
II.11. Les divers problèmes affectant les membranes :	28
II.11.1. Le colmatage :	28
II.11.2. Attaque par le chlore :	29
II.11.3. Efficacité de nettoyage :	29
II.12. Conclusion :	29

Chapitre III : Présentation de la zone d'étude.

III.1. Introduction :	30
III.2. Présentation géographique de la zone :	30
III.3. Présentation de la station de dessalement de Mostaganem :	31
III.4. Processus du dessalement dans la station de Mostaganem :	32
III.5. Description du processus utilisés dans la station de dessalement :	32
III.5.1. Paramètres de l'eau de mer brute :	32
III.5.2. Qualité d'eau de mer :	33
III.5.3. Captage et pompage de l'eau de mer :	33
III.5.3.1. Tours de captage et tuyauterie de captage :	33
III.5.3.2. Système anti-méduses :	34
III.5.3.3. Système d'amorçage des pompes de l'eau de mer :	34
III.5.3.4. Système de pompage de l'eau de mer :	34
III.5.4. Le prétraitement :	35
III.5.4.1. L'objectif du prétraitement :	35
III.5.4.2. Le système de prétraitement comprend les sous-systèmes suivants :	35
III.5.5. Système d'osmose inverse :	39
III.5.5.1. Le dispositif de pompage à haute pression et de récupération d'énergie :	40
III.5.5.2. Châssis inverse d'osmose :	40
III.5.5.3. Le dispositif de purification des membranes :	41
III.5.6. Système de reminéralisation et conditionnement de l'eau osmosée :	41
III.5.7. Dosage de chlore résiduel :	42
III.5.8. Les analyses de l'eau produit :	42
III.5.9. Stockage et impulsion de l'eau produit :	43
III.5.10. Système de vidange de la saumure et des déchets :	44
III.6. Les problèmes qui prévalent dans la station :	44
III.7. Conclusion :	45

Chapitre IV : Dimensionnement du deuxième étage de l'unité d'osmose inverse.

IV.1. Introduction :	46
IV.2. Considération de conception :	46
IV.2.1. Considérations de conception pour le système d'osmose inverse (RO) :	46
IV.3. Logiciel de projection WAVE :	46
IV.3.1. Processus de conception :	46
IV.3.2. Résultats et analyse de la simulation :	49

IV.3.2.1. Rapport du sommaire :	49
IV.3.2.2. Rapport détaillé du sommaire :	50
IV.3.2.3. Simulation de lots :	50
IV.4. La Conception d'unité d'osmose inverse :	51
IV.4.1. Paramètres de conception :	51
IV.4.2. Choix et spécifications de la membrane :	51
IV.4.3. Configuration du système :	52
IV.4.3.1. Le flux moyen d'eau :	53
IV.4.3.2. Calculer le nombre d'éléments nécessaires :	53
IV.4.3.3. Calculer le nombre de tubes de pression nécessaires :	53
IV.4.3.4. Choisir le rapport d'étagement :	54
IV.4.4. Résultats finaux de la conception :	55
IV.4.4.1. Les Résultats à 28 °C :	56
IV.4.4.2. Les résultats dans les points défavorables :	59
IV.4.5. Procédé avec installation d'un échangeur de pression :	63
IV.4.6. La ressource d'énergie :	64
IV.5. Conclusion :	64

Chapitre V : le cout d'investissement.

V.1. Introduction :	65
V.2. Devis quantitatif et estimatif :	65
V.3. Calcul économique :	65
V.3.1. Estimation des coûts d'investissement :	65
V.3.1.1. Coût d'investissement du prétraitement :	65
V.3.1.2. Coût d'investissement du réservoir :	66
V.3.1.3. Cout de l'équipement principal et auxiliaire :	66
V.3.1.4. Coût imprévu :	67
V.3.2. Coût d'Exploitation :	67
V.3.2.1. Coût de Consommation d'Energie :	67
V.3.2.2. Charge du personnel :	68
V.3.2.3. Coût d'Entretien :	68
V.3.3. Montant total avec la TVA :	68
V.4. Prix unitaire du mètre Cube d'eau traité :	69
V.5. Conclusion :	69

Liste des tableaux

Tableau II. 1: les avantages et les inconvénients des membranes organiques.....	19
Tableau III. 1: Les de l'eau de mer brute	32
Tableau III. 2: la qualité d'eau de mer	33
Tableau III. 3:Les caractéristiques de la couche de filtration de la première étape.	37
Tableau III. 4:Les caractéristiques de la couche de filtration de la deuxième étape.	37
Tableau III. 5: Les caractéristiques des membranes utilisées.....	41
Tableau III. 6:Les analyses d'eau produit.	42
Tableau IV. 1: Les propriétés des éléments membranaires SW30HR LE-400i (Dupont, 2023).	51
Tableau IV. 2:Limites de fonctionnement et de nettoyage des éléments membranaires SW30HR LE-400i (Dupont, 2023).	52
Tableau IV. 3: Les propriétés des éléments membranaires SW30HR LE-440i (Dupont, 2023).	52
Tableau IV. 4: Limites de fonctionnement et de nettoyage des éléments membranaires SW30HR LE-440i (Dupont, 2023).	52
Tableau IV. 5: Vue d'ensemble du système d'osmose inverse à 28 °C.....	56
Tableau IV. 6: Résultats des solutés du système d'osmose inverse à 28 °C.....	57
Tableau IV. 7: Résultats de l'ajustement chimique par osmose inverse à 28 °C.....	57
Tableau IV. 8: Rapport détaillé sur les principaux paramètres du fonctionnement dans chaque membrane à 28 °C.	58
Tableau IV. 9: Vue d'ensemble du système d'osmose inverse à 15 °C.....	59
Tableau IV. 10: Résultats des solutés du système d'osmose inverse à 15 °C.....	60
Tableau IV. 11: Résultats de l'ajustement chimique par osmose inverse à 15 °C.....	60
Tableau IV. 12: Vue d'ensemble du système d'osmose inverse à 30 °C.....	61
Tableau IV. 13: Résultats des solutés du système d'osmose inverse à 30 °C.....	62
Tableau IV. 14: Résultats de l'ajustement chimique par osmose inverse à 30 °C.....	62
Tableau V. 1: Coût d'investissement du prétraitement.....	65
Tableau V. 2: Investissement lié au coût des réservoirs.	66
Tableau V. 3: Coût d'investissement des systèmes d'osmoseur.	66
Tableau V. 4: Coût d'investissement de systèmes pompes.	67
Tableau V. 5: Montant total des salaires annuels.....	68

Listes de figures

Figure I. 1: Répartition mondiale de la production d'eau de dessalement.....	2
Figure I. 2: Présentation des principaux composants de l'eau de mer.	4
Figure I. 3: Schéma d'un système de distillation MSF	6
Figure I. 4: Schéma d'un système MED	7
Figure I. 5:schéma d'un système de compression de vapeur	8
Figure I. 6:schéma du système d'électrodialyse.....	9
Figure I. 7:Schéma du processus d'osmose inverse.....	9
Figure II. 1:osmose et osmose inverse	13
Figure II. 2: schéma d'un module tubulaire	16
Figure II. 3:schéma d'un module à fibre creuse.....	17
Figure II. 4:schéma d'un module spiralé.....	18
Figure II. 5:schéma d'un module à membrane plane	18
Figure II. 6:Installation d'osmose inverse monoétage.	27
Figure II. 7:Installation d'osmose inverse à deux étages.	28
Figure III. 1:Situation géographique de la zone d'étude	30
Figure III. 2:présentation de la station de dessalement du Mostaganem	31
Figure III. 3:schéma explicatif d'un système de microfiltration	39
Figure III. 4:le système d'osmose inverse.....	40
Figure III. 5:schéma synoptique du réseau de transport d'eau potable pompée par le système de pompage d'eau produite de l'usine de dessalement de Mostaganem.....	43
Figure VI. 1: Écran d'introduction du logiciel WAVE.....	47
Figure VI. 2:Écran d'entrée de l'analyse de l'eau d'alimentation.	48
Figure VI. 3:Écran de conception du système d'osmose inverse WAVE.....	49
Figure VI. 4: Écran d'entrée de la simulation par lots WAVE.	50
Figure VI. 5: Schéma du système d'osmose inverse.....	55

LISTES DU PLANCHES

Planches 01 : plan de masse de la station du dessalement MOSTAGANEM.

Planches 02 : Schéma synoptique de la station du dessalement.

Planches 03 : Schéma explicatif de la membrane choisies.

Introduction :

« Que d'eau, que d'eau à perte de vue et pas une goutte à boire ».

L'eau est essentielle à la vie, mais elle n'est pas disponible partout de manière égale. De nombreux pays font face, et continueront de faire face, à des problèmes de pénurie d'eau. Pourtant, les réserves d'eau sur Terre sont vastes. Cependant, 97,5 % de ces réserves sont constituées d'eau salée ou saumâtre, et sur les 2,5 % d'eau douce disponibles, 70 % sont piégés sous forme de glace. Ainsi, seulement 0,03 % de l'eau totale mondiale est accessible en tant qu'eau douce. Le reste est souvent hors de portée, comme l'humidité du sol ou les nappes souterraines profondes. Selon les Nations Unies, un milliard de personnes vivent actuellement dans des régions où l'eau est rare.

L'accès aux ressources en eau est très inégal à travers le monde. La pénurie d'eau est appelée à s'aggraver dans les années à venir, et cette situation ne fera qu'empirer si aucune mesure n'est prise. Actuellement, une personne sur six n'a pas accès à l'eau potable, et d'ici 2025, deux tiers de la population mondiale pourraient être en situation de stress hydrique. On estime que, d'ici 2050, 2,5 milliards de personnes pourraient souffrir de pénurie d'eau en raison de la croissance démographique et de l'augmentation de la consommation d'eau. Cela souligne l'importance de l'accès à l'eau, qui est non seulement un bien commun, mais aussi une question humanitaire et internationale. Pour la région méditerranéenne, les besoins en eau dessalée devraient atteindre environ 15 millions de m³ par jour d'ici 2025, selon Global Water Intelligence. Pour répondre à la pénurie d'eau imminente, il sera nécessaire de développer de nouvelles méthodes de production d'eau potable afin de satisfaire les besoins d'une population en constante augmentation. L'une des solutions prometteuses pour certains pays est le dessalement de l'eau de mer ou des eaux saumâtres.

Pour répondre à ces enjeux cruciaux, l'Algérie s'est récemment engagée de manière intensive dans le dessalement de l'eau de mer. Cette approche est devenue essentielle pour répondre aux besoins croissants et pour réduire la pression sur les ressources en eau locales. Ainsi, l'Algérie s'est fixée pour objectif de construire 13 stations de dessalement d'eau de mer. Douze des treize stations utilisent la technologie de l'osmose inverse, tandis que la seule station fonctionnant par distillation (MSF) est celle de Kahrama à Oran.

Les stations en cours de réalisation et à l'étude sont toutes prévues pour fonctionner par osmose inverse. Cette technique repose sur la séparation membranaire, qui exige une énergie pour maintenir une haute pression et produire une eau de qualité.

Dans une installation d'osmose inverse, la pression est générée par des pompes haute pression (HP), et l'installation est équipée d'un système de récupération d'énergie appelé échangeur de pression (PX). Ce dispositif a révolutionné l'efficacité énergétique des systèmes d'osmose inverse au début des années 2000. La qualité de l'eau alimentant les membranes d'osmose inverse est une exigence stricte pour garantir un rendement optimal et prolonger la durée de vie des membranes, qui sont les éléments essentiels du système.

L'objectif de ce mémoire est de suivre le fonctionnement de la station de dessalement d'eau de mer (SDEM) d'El Cheliff, afin de réaliser un dimensionnement précis de cette station,

d'identifier d'éventuelles anomalies de fonctionnement, et de proposer des solutions pour augmenter le rendement en eau potable grâce à cette technique.

Ce présent mémoire est composé par cinq chapitres successivement : les techniques de dessalement, osmose inverse , le fonctionnement de la station de dessalement de l'eau de mer de Mostaganem , dimensionnement d'un deuxième étage par RO, le cout d'investissement et on a finalisé par une conclusion.

Chapitre I

Les techniques de dessalement des eaux

I.1.Introduction :

Le dessalement est un processus qui consiste à éliminer le sel et les minéraux dissous dans l'eau de mer ou saumâtre pour la rendre potable ou utilisable dans diverses applications industrielles et agricoles. Ce processus est essentiel pour de nombreuses régions côtières et îles qui ont un accès limité à l'eau douce. Les deux principales méthodes de dessalement sont la distillation et l'osmose inverse. La distillation implique la vaporisation de l'eau et la condensation de la vapeur, laissant les sels et les minéraux derrière, tandis que l'osmose inverse utilise une membrane semi-perméable pour séparer l'eau du sel et des minéraux.

I.2. Les principaux problèmes d'hydraulique en Algérie :

La diminution des ressources en eau disponibles par habitant, la détérioration de la qualité de l'eau et les objectifs de développement économique et social nécessitent l'élaboration et la mise en place d'une stratégie de gestion de l'eau à moyen et à long terme. Les récentes années de sécheresse qui ont affecté l'ensemble du territoire ont souligné l'importance cruciale de l'eau, une ressource vitale menacée à la fois en termes de qualité et de quantité.

Les principaux défis techniques qui affectent à la fois la quantité et la qualité des ressources en eau sont les suivants :

- L'envasement des barrages ;
- L'évaporation des lacs de barrage ;
- Les fuites dans les barrages ;
- L'eutrophisation des retenues d'eau de barrage ;
- L'intrusion d'eau de mer dans les aquifères côtiers.

Afin de résoudre les problèmes liés à la sécurité de l'approvisionnement en eau potable, l'État a pris des mesures pour trouver une solution durable à la pénurie de ressources en eau. Les autorités compétentes ont ainsi accéléré la mise en place de "solutions d'urgence" pour renforcer et sécuriser l'alimentation en eau potable, en particulier dans les villes côtières.

I.3. Le dessalement de l'eau de mer :

Plus de 97% de l'eau sur Terre est salée. Avec l'augmentation de la population mondiale, la pénurie d'eau douce est devenue un problème majeur, en particulier dans les régions arides du monde. Le dessalement de l'eau de mer pour la production d'eau potable est donc une solution alternative intéressante pour augmenter les ressources en eau disponibles, faire face aux périodes de sécheresse et lutter contre les pénuries d'eau.

Il existe d'autres avantages à utiliser l'eau de mer pour la production d'eau potable par rapport aux eaux de rivières, tels qu'une consommation réduite de produits chimiques et une production de boues plus faible.

Bien que le dessalement de l'eau de mer soit une solution alternative intéressante pour augmenter les ressources en eau disponibles, il présente également des inconvénients. Tout d'abord, il nécessite une consommation d'énergie élevée, ce qui entraîne des coûts d'exploitation élevés. De plus, le volume d'eau produite est souvent insuffisant par rapport au volume d'eau de mer prélevé.

En outre, le dessalement de l'eau de mer peut avoir des effets néfastes sur l'environnement marin. L'extraction et le rejet d'eau avec une teneur en sel très élevée (rejet de concentrats) peuvent entraîner une dégradation du fond marin, une réduction de la biomasse planctonique et de la biodiversité marine, ainsi qu'une augmentation de la salinité et des taux de métaux lourds.

I.3 .1. Le dessalement de l'eau de mer en Méditerranée :

Au cours des dernières décennies, des pénuries d'eau ont été observées et les effets du changement climatique mondial sur le cycle de l'eau, bien qu'ils soient encore difficiles à quantifier précisément, risquent d'aggraver la situation en réduisant les ressources en eau de la région en raison de l'augmentation des températures et de la diminution des précipitations. Afin de faire face à la pénurie d'eau dans la région méditerranéenne, les pays ont commencé à exploiter des sources d'approvisionnement alternatives, telles que le dessalement de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre (figure I.1).

La capacité de dessalement d'eau dans le monde augmente en moyenne de plus de 10 % chaque année, en raison d'une baisse significative des coûts qui rend cette technologie de plus en plus compétitive par rapport à d'autres sources d'approvisionnement en eau. Selon les données du Plan Bleu, la Méditerranée représente actuellement environ un quart de la capacité de dessalement mondiale, mais cette proportion pourrait augmenter pour atteindre environ 30 à 40 millions de m³/j d'ici 2030, soit le niveau actuel de la capacité mondiale.

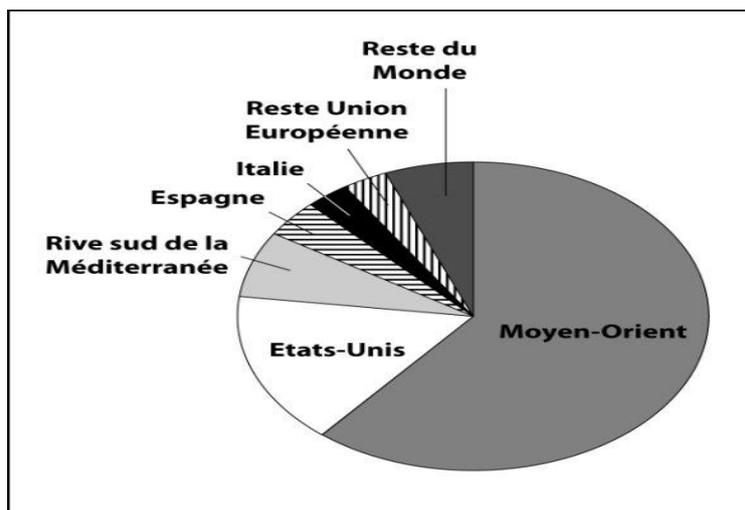


Figure I.1 : Répartition mondiale de la production d'eau de dessalement.

La production artificielle d'eau douce par le dessalement d'eau de mer ou d'eau saumâtre souterraine a débuté dans des zones isolées de la Méditerranée, telles que Malte, les Baléares, la Dalmatie, Chypre, les Cyclades, la Libye et l'Algérie. Aujourd'hui, cette technologie se répand rapidement dans toute la région méditerranéenne. L'Algérie et l'Espagne ont clairement choisi cette option pour résoudre leur problème de pénurie d'eau,

L'Espagne étant classée quatrième au niveau mondial en termes de capacité de dessalement. Dans la plupart des pays méditerranéens, on prévoit une forte croissance de la quantité d'eau dessalée, car les ressources en eau renouvelable sont limitées, mais il y a abondance d'eau salée et d'énergie à court terme dans les pays riches en pétrole.

L'exemple de l'Algérie illustre l'intérêt et l'engagement croissants de la région méditerranéenne pour le dessalement de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre souterraine en tant que source alternative d'approvisionnement en eau. L'Algérie compte actuellement 11 grandes stations de dessalement d'eau de mer qui produisent plus de 561 millions m³ par an, ajoutant que son secteur s'attèle actuellement à la réalisation de nouvelles stations dans les régions qui enregistrent un déficit en ressources en eau, pour élever les capacités de production à 2 milliards m³ d'eau par an d'ici 2024..... [1].

I.4.composition de l'eau de la mer de méditerranée :

Le terme "eau de mer" désigne l'eau salée des mers et des océans qui recouvrent la surface de la Terre. Le volume total de cette eau est estimé à environ 1 340 millions de kilomètres cubes. L'eau de mer est composée à 96,5 % d'eau pure et à 3,5 % de sels et de gaz dissous. Cependant, cette dernière fraction contient un grand nombre d'éléments chimiques, soit 92 au total. Bien que leur concentration soit très variable et souvent faible, voire à l'état de traces, ils sont néanmoins présents dans l'eau de mer.

Dans l'eau de mer, certains composés chimiques sont considérés comme majeurs en raison de leur abondance, c'est-à-dire que leur concentration est supérieure à 1 mg/L. Ces éléments ont des proportions constantes et font donc partie de la composition standard de l'eau de mer. D'autres composés sont qualifiés de mineurs, car ils ne sont présents qu'en quantités infimes. L'élément majeur de l'eau de mer est l'eau **H₂O**, Les éléments majeurs sont au nombre de dix, cinq cations (Sodium, **Na⁺**, Magnésium, **Mg²⁺**, Calcium, **Ca²⁺**, Potassium, **K⁺**, Strontium, **Sr²⁺**) et cinq anions (Chlorure, **Cl⁻**, Sulfate, **SO₄²⁻**, Bicarbonate + carbonate, **HCO₃⁻ + CO₃²⁻**, Bromure, **Br⁻**, Fluorure, **F⁻**). Les pourcentages et les quantités de ces éléments présents dans un kilogramme d'eau de mer (soit environ un litre) sont indiqués dans la figure 2.

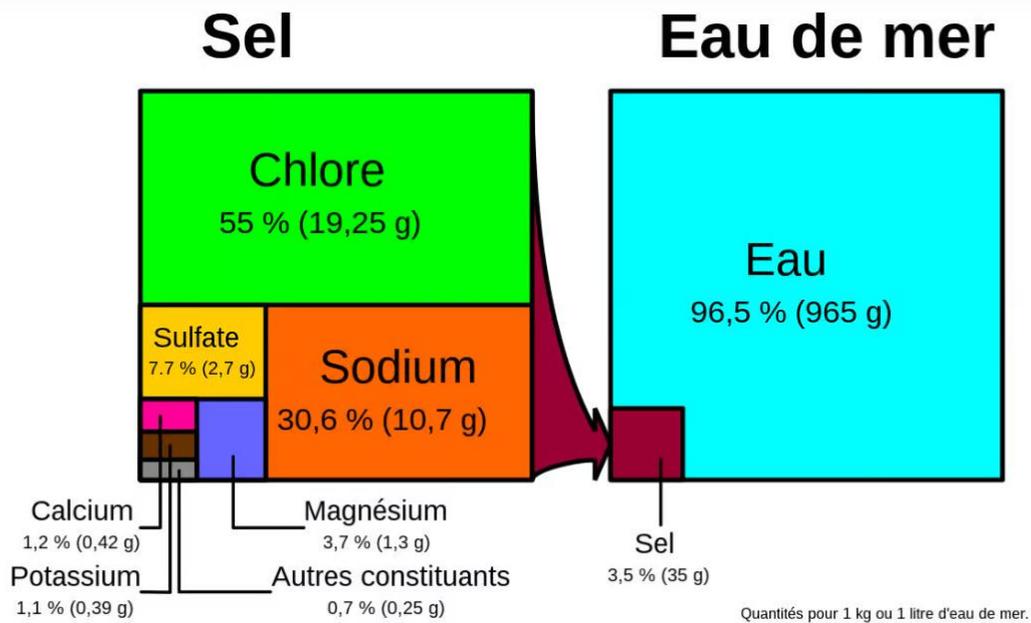


Figure I.2 : Présentation des principaux composants de l'eau de mer. HANNES GROBE, ALFRED WEGENER INSTITUTE FOR POLAR AND MARINE RESEARCH, WIKIMEDIA COMMONS, CC BY-SA 2.5.

I.5. Caractéristiques des eaux de mer et des eaux saumâtres :

I.5.1. Les eaux de mer :

La qualité de l'eau de mer fait référence à ses caractéristiques physiques, chimiques et biologiques qui déterminent son aptitude à répondre aux besoins de l'environnement et des utilisateurs humains. Les paramètres de qualité de l'eau de mer les plus couramment mesurés comprennent :

- La salinité : la teneur en sel de l'eau de mer, qui varie en fonction de l'emplacement géographique et de la saison. La salinité moyenne de l'eau de mer est d'environ 35 grammes par litre.
- La température : la température de l'eau de mer varie en fonction de la latitude, de la profondeur et de la saison. La température moyenne de l'eau de mer est d'environ 17 degrés Celsius.
- Le pH : le pH de l'eau de mer varie généralement entre 7,5 et 8,4, ce qui indique qu'elle est légèrement alcaline.
- La turbidité : la turbidité de l'eau de mer est une mesure de la quantité de matières en suspension dans l'eau, telles que les sédiments, les algues et les déchets.
- Les nutriments : les nutriments tels que l'azote et le phosphore sont essentiels à la croissance des plantes et des animaux marins, mais une trop grande quantité peut entraîner une prolifération excessive d'algues et une diminution de la qualité de l'eau.
- Les polluants : les polluants tels que les hydrocarbures, les métaux lourds, les pesticides et les déchets industriels peuvent avoir des effets néfastes sur la santé humaine et l'environnement marin.
- La qualité de l'eau de mer est importante pour la santé de l'écosystème marin et pour les activités humaines telles que la pêche, la navigation et le tourisme. Il est donc important de surveiller et de protéger la qualité de l'eau de mer contre les sources de pollution et de dégradation.

I.5.2. Les eaux saumâtres :

Les eaux saumâtres sont des eaux qui contiennent une concentration de sel comprise entre celle de l'eau douce et celle de l'eau de mer. Les caractéristiques des eaux saumâtres peuvent varier considérablement en fonction de leur origine et de leur emplacement géographique, mais voici quelques-unes de leurs principales caractéristiques :

- La salinité : la salinité des eaux saumâtres est généralement comprise entre 0,5 et 30 grammes par litre, bien qu'elle puisse varier considérablement en fonction de l'emplacement et de la source.
- La composition ionique : les eaux saumâtres contiennent une variété d'ions dissous, notamment du sodium, du chlorure, du sulfate, du magnésium et du calcium. La composition ionique des eaux saumâtres peut varier en fonction de leur origine et de leur emplacement géographique.
- Le pH : le pH des eaux saumâtres peut varier en fonction de leur origine et de leur emplacement géographique, mais il est généralement compris entre 6,5 et 8,5.

- La température : la température des eaux saumâtres peut varier en fonction de leur emplacement géographique et de la saison.
- La turbidité : la turbidité des eaux saumâtres peut varier en fonction de leur origine et de leur emplacement géographique, mais elle est généralement plus élevée que celle de l'eau douce en raison de la présence de matières en suspension.
- Les nutriments : les eaux saumâtres peuvent contenir des nutriments tels que l'azote et le phosphore, qui sont essentiels à la croissance des plantes et des animaux aquatiques, mais une trop grande quantité peut entraîner une prolifération excessive d'algues et une diminution de la qualité de l'eau.

I.6. Les techniques de dessalement d'eau de mer :

Il existe essentiellement deux familles de technologies de dessalement utilisées dans le monde aujourd'hui. Il s'agit notamment des technologies thermiques et des technologies membranaires. Les technologies thermiques sont celles qui chauffent l'eau et collectent la vapeur condensée (distillation) pour produire de l'eau pure. Les procédés de distillation sont rarement utilisés pour dessaler l'eau saumâtre (eau contenant moins de 10000 milligrammes par litre de solides dissous totaux), car il n'est pas rentable pour cette application [2].

I.6.1. Les technologies thermiques :

Le processus de distillation de l'eau à pression réduite, utilisé dans les méthodes de dessalement thermique, existe depuis plus d'un siècle. Les premières installations de dessalement thermique en plusieurs étapes ont été développées dans les années 1950. Le dessalement thermique est principalement utilisé dans les régions où les combustibles fossiles sont abondants et où la cogénération d'électricité et d'eau est possible, comme au Moyen-Orient. Les technologies thermiques sont :

- Distillation éclair à étapes multiples (MSF).
- Distillation à effets multiples (MED).
- Compression de vapeur (VC)—mécanique (MVC) et thermique (TVC).

I.6.1.1. Distillation éclair à étapes multiples (MSF) :

Dans les cuves d'évaporateur MSF, l'eau de source à haute salinité est chauffée à une température comprise entre 90 et 115 °C (194 à 239 °F) pour créer de la vapeur d'eau (la section de chauffage de la fig I.3), qui est ensuite condensée en eau pure (distillat) sur des tubes d'échangeur de chaleur. Chaque étape de flash possède un condenseur pour transformer la vapeur en distillat. La vapeur (chaleur résiduelle) pour la section de chauffage est fournie par la centrale électrique Co-implantée avec l'usine de dessalement. Les séparateurs d'entraînement éliminent le brouillard de salinité élevée de la vapeur montante à faible salinité. Le distillat s'écoule d'étape en étape et est collecté à la dernière étape. Le concentré (saumure) est généré à chaque étape et une partie est recyclée dans le flux d'eau de source pour réduire le volume total d'eau de source à collecter. La saumure recirculée élimine également la chaleur latente de la condensation.

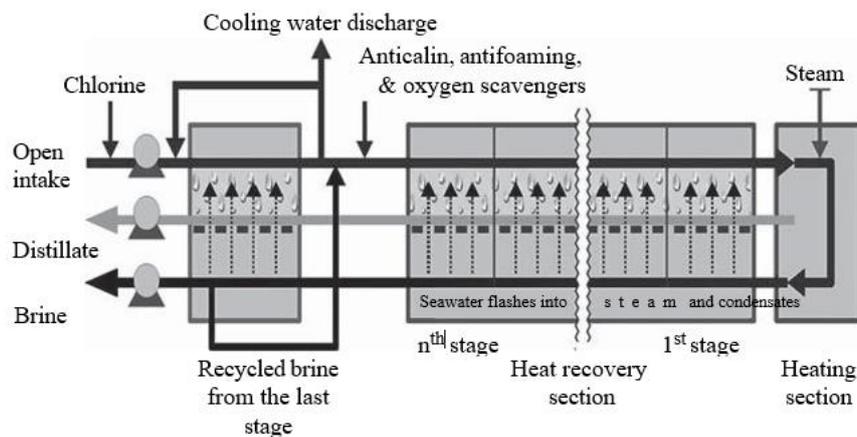


Figure I.3 : Schéma d'un système de distillation MSF (VOUTCHKOUV ,2013).

Le recyclage de la saumure permet de préchauffer l'eau de source, réduisant ainsi les besoins de chauffage et améliorant la compétitivité globale des coûts des installations MSF. Chaque étape de flash produit environ 1 % du volume total de condensat, donc le rendement total de l'usine MSF est généralement compris entre 19 et 28 %.

I.6.1.2. Distillation à effets multiples (MED) :

Dans les systèmes MED, l'eau de source froide est pulvérisée sur des faisceaux de tubes d'échangeur de chaleur, bout et génère de la vapeur qui est condensée en eau douce à chaque étape successive à une pression légèrement inférieure. La vapeur de chauffage est fournie par un éjecteur de vapeur et le système est équipé d'un système de recyclage de la saumure. La différence principale entre les processus MED et MSF est que l'évaporation de l'eau d'alimentation en MED est réalisée par transfert de chaleur de la vapeur dans les tubes du condenseur à l'eau pulvérisée sur ces tubes, entraînant en même temps la condensation de la vapeur en eau douce.

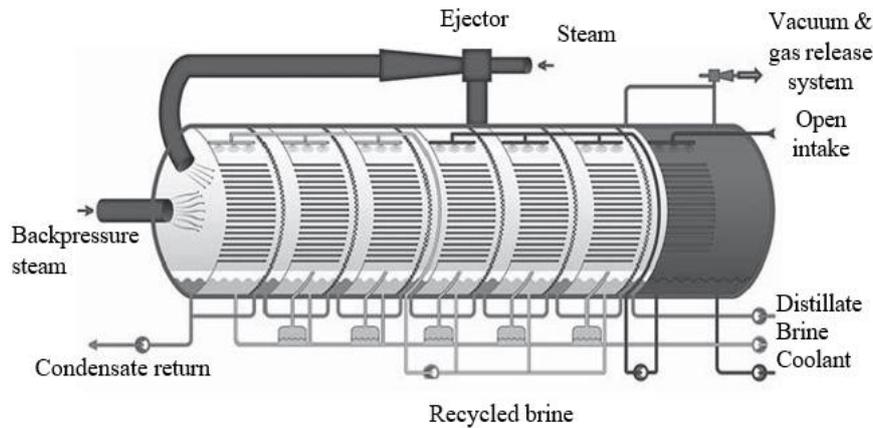


Figure I.4 : Schéma d'un système MED (VOUTCHKOUV ,2013).

Les systèmes de dessalement MED fonctionnent généralement à des températures inférieures à celles des usines MSF (température maximale du concentré de saumure de 62 à 75 °C par rapport à 115 °C) et produisent des GBR plus élevés. Les technologies MED les plus récentes, qui comprennent des effets positionnés verticalement (évaporateurs à tube vertical), peuvent produire jusqu'à 24 kg d'eau potable par kilogramme de vapeur. La puissance de pompage requise pour le fonctionnement des systèmes MED est également inférieure à celle généralement requise pour les installations MSF (0,8 à 1,4 kWh/m³/3,0 à 5,3 kWh/1000 gal d'eau de produit). Par conséquent, MED gagne de plus en plus de terrain sur le dessalement de MSF, en particulier au Moyen-Orient, où le dessalement thermique est encore la méthode prédominante pour produire de l'eau potable à partir de l'eau de mer... [2].

I.6.1.3. Compression de vapeur (VC) :

La chaleur nécessaire à l'évaporation dans les systèmes VC est fournie par l'une des deux approches : la compression mécanique de la vapeur (MVC) ou la compression de vapeur thermique (TVC). Les systèmes MVC utilisent l'électricité tandis que les systèmes TVC utilisent de la vapeur haute pression pour comprimer la vapeur d'eau créée lors de la distillation à une pression et une température plus élevée, de sorte qu'elle peut être renvoyée à l'évaporateur et utilisée comme source de chaleur. Le processus de compression de la vapeur est bien connu et est utilisé pour le dessalement de l'eau de mer ainsi que pour le traitement du concentré de RO pour la gestion des résidus. Les systèmes de compression de vapeur ont généralement un taux de récupération compris entre 40 et 50 % pour le dessalement de l'eau de mer.

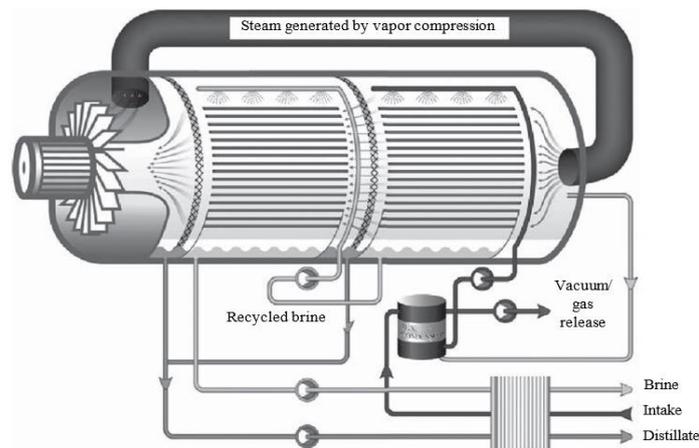


Figure I.5 : schéma d'un système de compression de vapeur (VOUTCHKOUV ,2013).

I.6.2. Les technologies membranaires :

Les technologies membranaires font usage de membranes fines et semi-perméables pour diviser le flux d'alimentation en deux flux de concentrations distinctes, à savoir un flux de produit et un flux de concentré. Dans le contexte du dessalement, le flux d'alimentation peut être de l'eau saumâtre ou de mer. Les technologies membranaires englobent les processus spécifiques suivants :

- Osmose inverse (OI)
- Électrodialyse (ED) et électrodialyse inversée (EDR).

I.6.2.1. Electro dialyse :

Dans les systèmes de dessalement par électrodialyse (ED), la séparation des minéraux et de l'eau du produit est réalisée en appliquant un courant électrique direct à la source d'eau. Ce courant fait migrer les ions minéraux et autres ions à forte charge électrique contenus dans l'eau de source à travers des membranes sélectives aux ions vers une paire d'électrodes de charges opposées (Fig. 1.4). Au fil du temps, l'accumulation d'ions à la surface des électrodes peut causer de l'encrassement et nécessite un nettoyage fréquent pour maintenir un processus ED stable. Les membranes utilisées pour l'ED diffèrent de celles utilisées pour le dessalement par osmose inverse : elles ont une structure poreuse similaire à celle des membranes de microfiltration et d'ultrafiltration, tandis que les membranes RO n'ont pas de pores physiques. Les membranes ED sont plus résistantes au chlore et à l'encrassement et sont généralement plus épaisses que les membranes RO.

ED est un processus de dessalement qui peut inclure un changement périodique de la polarité des électrodes du système, appelé processus d'inversion d'électrodialyse (EDR). Actuellement, la plupart des systèmes ED disponibles dans le commerce fonctionnent selon le processus EDR.

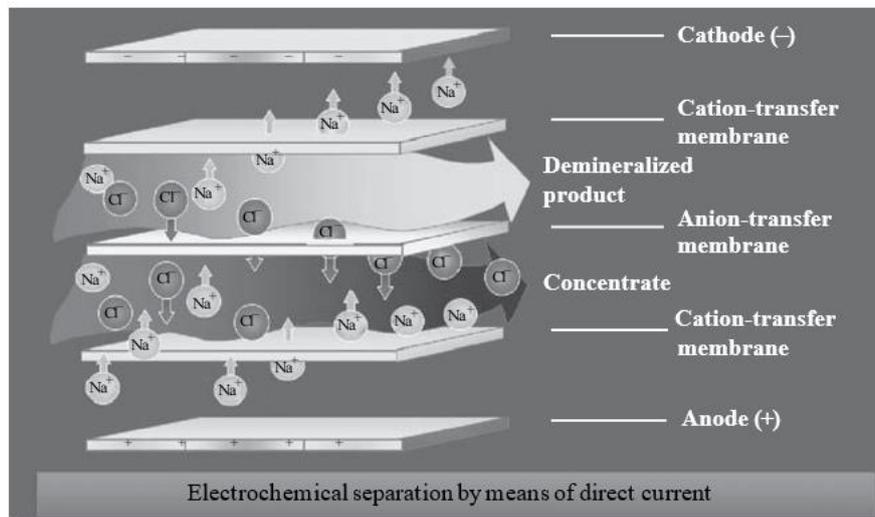


Figure I.6 : schéma du système d'électrodialyse.

I.6.2.2. Osmose inverse :

L'osmose inverse (OI) est un processus de filtration de l'eau qui utilise une membrane semi-perméable pour séparer les contaminants de l'eau de source. Les contaminants comprennent des sels inorganiques, des solides en suspension, des matières organiques solubles et insolubles, des microorganismes aquatiques et des gaz dissous. La membrane semi-perméable permet à l'eau de la traverser de manière sélective à un taux beaucoup plus élevé que celui des autres constituants présents dans l'eau. Le processus de RO est simple et se compose d'une alimentation en eau, d'un flux perméable et d'un flux de rejet. L'eau d'alimentation nécessite un prétraitement pour éliminer les solides inorganiques et les solides en suspension en utilisant une pompe à haute pression pour alimenter la membrane semi-perméable. Selon l'utilisation du perméat, un post-traitement peut être nécessaire. Un diagramme schématique du processus RO est présenté dans la figure I.7. ... [3].

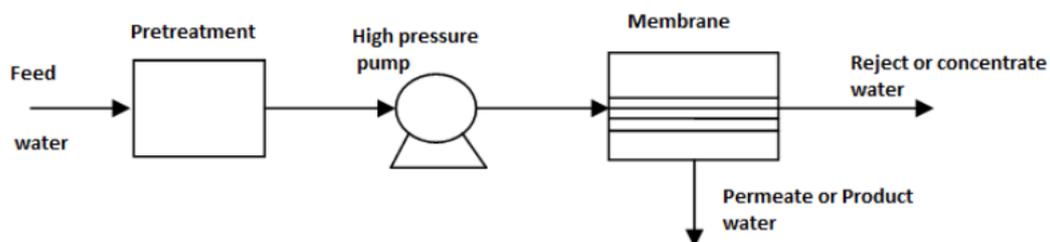


Figure I.7 : Schéma du processus d'osmose inverse.

I.6.3. Procédés hybrides :

Le dessalement par voie hybride consiste à combiner deux ou trois procédés pour obtenir une solution technico-économique plus avantageuse. Les éléments qui sont intégrés dans cette approche sont les suivants :

- Une unité de distillation, généralement de type "multi flash" (MSF) ;
- Une unité d'osmose inverse (OI) ;
- Une centrale thermique.

Le dessalement par voie hybride est conçu pour s'adapter à la demande en eau et en électricité tout en minimisant la consommation d'énergie. Lorsque la demande est faible, l'unité d'osmose inverse fonctionne à l'électricité. Les vapeurs d'échappement des turbines sont ensuite utilisées pour alimenter les unités de dessalement.

Un autre avantage important du dessalement par voie hybride est la régulation de la température de l'alimentation en eau des osmoseurs grâce à l'utilisation de l'eau de réfrigération de la distillation. Cette opération à haute température, pouvant atteindre 40°C, permet de réduire le nombre d'osmoseurs nécessaires.

I.6.4. Autres procédés :

Plusieurs autres procédés de dessalement d'eau saumâtre ou d'eau de mer ont été utilisés, mais ils n'ont pas atteint le rendement de la distillation ou de l'osmose inverse. Cependant, ils se sont avérés utiles dans certaines situations ou nécessitent encore des améliorations.

I.6.4.1. Congélation :

La congélation est un procédé naturel de dessalement de l'eau de mer. Lorsque la mer gèle, la glace qui se forme est beaucoup moins salée que l'eau de mer elle-même, car l'eau douce a tendance à geler en premier. Cependant, de petites poches d'eau de mer peuvent être piégées dans la glace, ce qui peut polluer l'eau douce obtenue en faisant fondre la glace.

Malgré cela, la congélation est un procédé séduisant pour le dessalement de l'eau de mer, car l'enthalpie de solidification de l'eau est beaucoup plus faible que celle de vaporisation, ce qui signifie qu'il faut moins d'énergie pour congeler l'eau que pour la faire bouillir. Cependant, il est important de noter que le froid nécessaire à la congélation doit être produit par une machine frigorifique, qui consomme de l'énergie électrique ou thermique. Dans l'ensemble, cependant, le bilan énergétique de la congélation reste très favorable, et le froid stocké sous forme de glace peut être utilisé pour des applications de climatisation de locaux.

I.6.4.2. Le dessalement par énergie solaire et éolienne :

Selon les données du rapport du plan bleu, environ un siècle d'unités de dessalement utilisant des énergies renouvelables ont été érigées dans le monde au cours des deux dernières décennies. La majorité de ces installations sont de petite taille, à vocation expérimentale ou de démonstration, avec une capacité de production d'eau dessalée comprise entre 0,5 et 200 m³/jour. Plusieurs de ces unités sont situées dans des pays méditerranéens tels que l'Égypte, l'Algérie, la Tunisie et l'Espagne. Elles fonctionnent grâce à un stockage d'énergie par batteries, ce qui entraîne des coûts élevés et souffrent d'un manque de compétences locales, notamment en ce qui concerne la maintenance.

Toutefois, l'expérience démontre que les unités de dessalement solaire et éolien de petite capacité, bien conçues et bien gérées, peuvent fournir de l'eau de bonne qualité à des sites isolés, à des coûts compétitifs.

I.7. Conclusion :

Le dessalement est un processus qui nécessite une grande quantité d'énergie. Pour les procédés de distillation multi-étages (MED) et les usines de distillation à flux multiple (MSF), la principale source d'énergie est la chaleur, bien qu'une petite quantité d'énergie électrique soit également nécessaire pour les pompes et les équipements auxiliaires. L'osmose inverse, quant à elle, ne fonctionne qu'avec de l'énergie électrique. À l'heure actuelle, ces deux techniques se partagent à peu près équitablement le marché mondial du dessalement. Chaque technique de dessalement a ses propres caractéristiques qui la rendent plus adaptée à certaines situations que d'autres. Ainsi, les procédés thermiques, tels que la distillation multi-étages (MED) et la distillation à flux multiple (MSF), sont mieux adaptés aux eaux présentant une forte salinité et une température élevée. En revanche, les procédés à membrane, tels que l'osmose inverse, sont plus économiques dans des conditions de salinité moyenne et de température peu élevée (autour de 25°C). Par ailleurs, le coût de l'énergie varie considérablement d'un pays à l'autre. Dans les pays producteurs de pétrole, où le combustible est peu coûteux, les autorités privilégient généralement les techniques thermiques. À l'inverse, dans les pays où les ressources fossiles sont rares ou coûteuses, l'osmose inverse est souvent préférée.

Chapitre II
Dessalement par osmose
inverse

II.1. Introduction :

L'osmose inverse est une technologie révolutionnaire qui transforme l'eau ordinaire en une ressource précieuse. Plongeons dans les profondeurs de cette méthode novatrice, où la séparation des impuretés devient synonyme de pureté et de qualité. Découvrons ensemble comment cette technique ingénieuse réinvente notre relation avec l'eau, offrant des solutions durables pour notre avenir hydrique.

II.2. Principe d'osmose inverse :

Si l'eau de haute salinité est séparée de l'eau de faible salinité par une membrane semi-perméable, un processus naturel de transfert de l'eau se produira du côté de faible salinité au côté de haute salinité de la membrane jusqu'à ce que la salinité des deux côtés atteigne la même concentration. Ce processus naturel de transfert d'eau à travers une membrane entraînée par le gradient de salinité se produit dans chaque cellule vivante ; il est connu comme osmose... [4].

Lorsque l'eau traverse une membrane semi-perméable du côté à faible salinité vers le côté à haute salinité, une pression hydraulique est exercée sur la membrane, appelée pression osmotique. Cette force naturelle est similaire à la gravité et est proportionnelle à la différence de concentration de solides dissous totaux (TDS) des deux côtés de la membrane, à la température de l'eau de source et aux types d'ions qui forment la teneur en TDS de l'eau de source. La pression osmotique est indépendante du type de membrane utilisé.

Pour éliminer l'eau douce (à faible salinité) d'une source d'eau à haute salinité en utilisant la séparation membranaire, il est nécessaire d'inverser le mouvement naturel de l'eau par osmose. Cela signifie que l'eau douce doit être transférée du côté à haute salinité de la membrane au côté à faible salinité. Pour que cela se produise, l'eau de source à haute salinité doit être pressurisée à un niveau supérieur à la pression osmotique naturelle. Si l'eau de source à haute salinité est pressurisée en continu à un niveau supérieur à la pression osmotique et aux pertes de pression pour le transfert d'eau à travers la membrane, un écoulement à l'état stationnaire d'eau douce du côté à haute salinité de la membrane au côté à faible salinité se produira. Cela entraîne un processus de rejet et d'accumulation de sel d'un côté de la membrane et de production d'eau douce de l'autre. Ce processus de mouvement forcé de l'eau à travers une membrane dans la direction opposée à la force osmotique entraînée par le gradient de salinité est connu sous le nom d'osmose inverse (figure II.1).

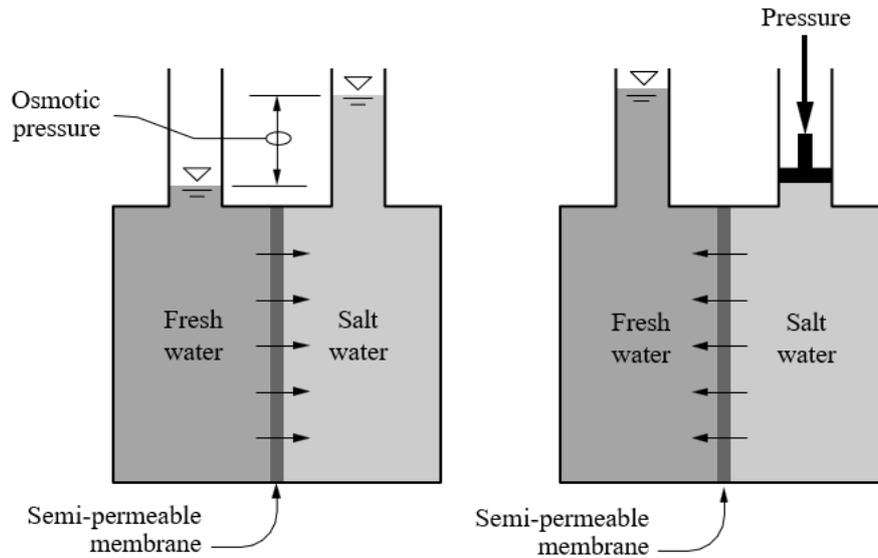


Figure II.1 : osmose et osmose inverse (VOUTCHKOUV ,2013).

II. 3. Pression osmotique :

Dans une première approximation, la pression osmotique peut être calculée en considérant que les molécules du soluté se comportent de la même manière que les molécules gazeuses. Dans le cas d'une solution diluée, on peut appliquer la loi des gaz parfaits :

$$\pi V = n \times R \times T \quad \dots \text{(II.1)}$$

π : pression osmotique ;

V : volume de la solution ;

n : nombre de mole de soluté ;

R : constante des gaz parfaits ;

T : température absolue.

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

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

$$\pi = i \times C \times R \times T \quad \dots \text{(II.2)}$$

π : pression osmotique en bar ;

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

C : concentration molaire en mol /l ;

R : constante des gaz parfait ($0.082 \text{ l.bar.mol}^{-1} . \text{K}^{-1}$) ;

T : température absolue en K.

Pour une solution saline, on peut estimer la pression osmotique à environ 0,7 bar pour chaque gramme de salinité par litre, en première approximation.

$$\Pi = 0,7 C \dots (\text{II.3})$$

Π : pression osmotique en bar.

C : concentration en sel en g/l.

II.4. Caractéristique principale d'une unité d'osmose inverse :

Les notions de taux de conversion, et de sélectivité sont des paramètres importants pour caractériser les membranes. Ces grandeurs permettent d'évaluer les performances et l'efficacité des membranes dans différentes applications.

II.4.1. Taux de conversion :

Le taux de conversion (Y) est par définition, la fraction du débit de liquide qui traverse la membrane :

$$Y = \frac{Q_p}{Q_0} \dots (\text{II.4})$$

Q_p : débit de perméat.

Q_0 : débit de l'eau à traiter.

II.4.2. Définition de la sélectivité :

La sélectivité d'une membrane est, en général, définie par le taux de rejet (appelé aussi taux de rétention) de l'espèce (sel, macromolécule, particule) que la membrane est censée retenir :

$$TR = \frac{C_0 - C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_0} \dots (\text{II.5})$$

Avec C_0 = concentration de l'espèce à retenir dans la solution

Et C_p = concentration de la même espèce dans le perméat.

Pour l'osmose inverse, le soluté de référence est généralement le chlorure de sodium (NaCl), car la déminéralisation des eaux est l'application la plus courante. Certaines membranes utilisées pour le dessalement de l'eau de mer ont un taux de rejet du chlorure de sodium d'environ 99 %, tandis que d'autres membranes, conçues pour le dessalement des eaux saumâtres, ont un taux de rejet du NaCl d'environ 96 %.

II.4 .3. Débit spécifique ou densité de flux volumique :

Pour un niveau de sélectivité spécifique, il est essentiel de maximiser le débit par unité de surface (appelé densité de flux volumique) afin de réduire au minimum la surface de la membrane nécessaire, ce qui contribue à diminuer les coûts d'investissement. Il est souvent exprimé en $\text{l.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$.

II.5. Les modules d'osmose inverse :

Un module est l'unité de base qui peut être remplacée dans un système industriel. Il s'agit d'un ensemble de membranes qui partagent une entrée d'alimentation commune et des sorties de perméat et de concentré distinctes. Le module comprend également des séparateurs ou des drains intercalaires pour assurer une circulation adéquate de l'eau. Les membranes sont généralement collées ensemble pour garantir l'étanchéité entre l'alimentation et le perméat. Cependant, un module ne comprend pas d'accessoires ou d'équipements supplémentaires tels que des dispositifs de mesure, de mise sous pression ou de contrôle.

Il existe quatre grands types de modules commerciaux qui sont utilisés pour soutenir les membranes dans les systèmes d'osmose inverse. Ces modules sont :

- Modules tubulaires
- Modules à fibres creuses
- Modules plats
- Modules spiralés.

II.5.1. Le module tubulaire :

Les membranes sont insérées ou formées à l'intérieur d'un tube de support poreux ou perforé de trous de drainage, dont le diamètre varie entre 4 et 25 mm. Ces tubes sont ensuite disposés en série ou en parallèle dans une enveloppe cylindrique pour former un module unitaire.

Ces modules sont conçus pour fonctionner sans préfiltration fine du liquide à traiter et sont aisément nettoyables grâce à l'utilisation régulière d'éponges en forme de boulettes. Cependant, ils présentent des inconvénients majeurs tels qu'une faible compacité et un coût élevé par mètre carré installé. Ils se révèlent particulièrement efficaces pour le traitement des fluides chargés ou visqueux.

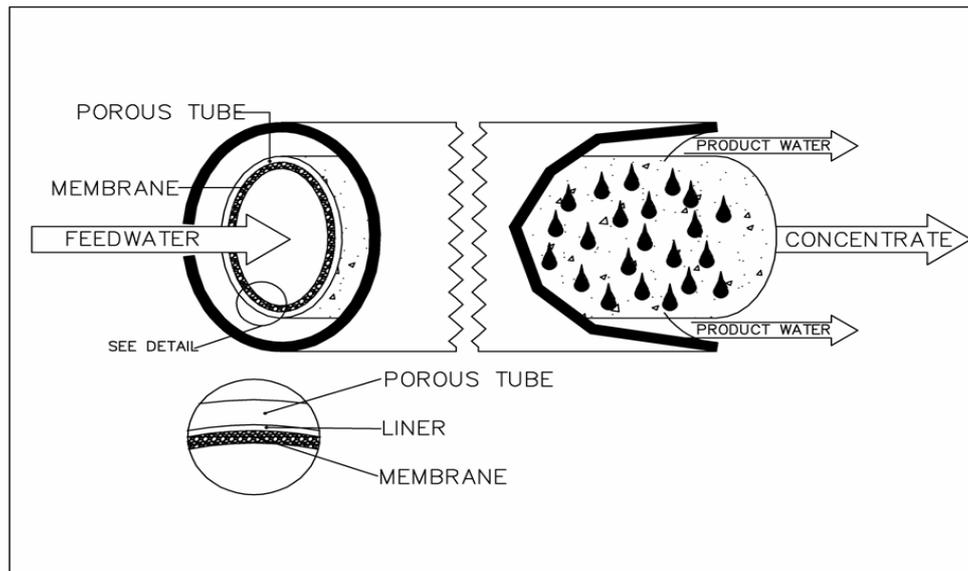


Figure II.2 : schéma d'un module tubulaire (MAUREL,2006).

II.5.2. Le module à fibre creuse :

La conception HFF place un grand nombre de membranes à fibres creuses dans un récipient sous pression. La fibre creuse peut être un polyamide ou un mélange d'acétates de cellulose. Les membranes ont un diamètre extérieur d'environ 100 à 300 microns et un diamètre intérieur entre 50 et 150 microns. Normalement, les fibres sont bouclées en forme de U, de sorte que les deux extrémités sont incrustées dans un tube en plastique. L'eau saline pressurisée est introduite dans le récipient le long de l'extérieur des fibres creuses. Sous pression, l'eau dessalée traverse les parois de fibres et coule à l'intérieur des fibres pour la collecte ... [2].

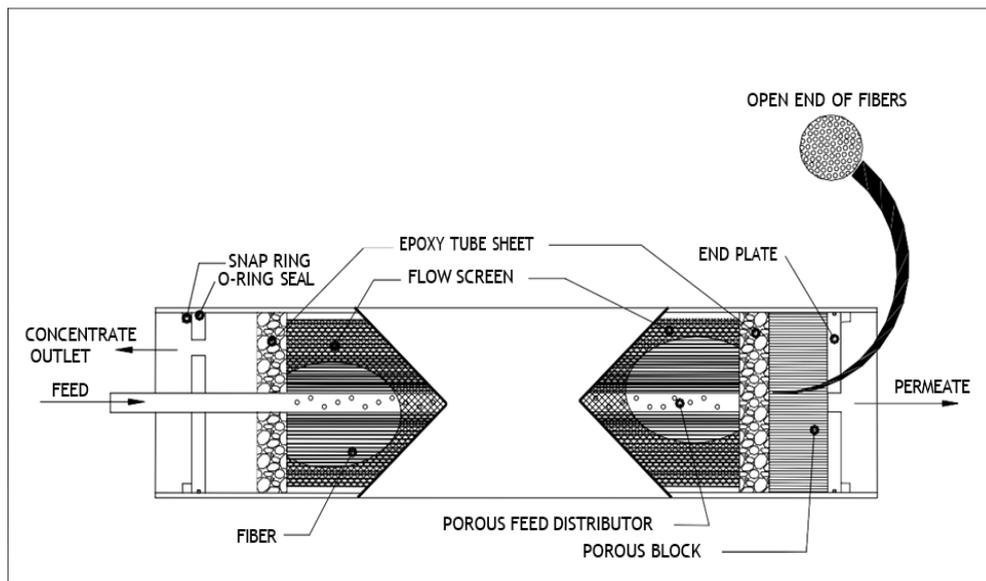


Figure II.3 : schéma d'un module à fibre creuse (Ian C. Watson, 2003).

II.5 .3. Les modules spiralés :

Les composants spiralés sont fabriqués à partir de membranes planes. Les membranes planes actuelles sont constituées d'un matériau de support pour assurer une résistance mécanique, d'une fine couche active dense et d'une couche spongieuse poreuse pour supporter la couche active. Cette membrane peut être cellulosique (membrane d'acétate de cellulose) ou non cellulosique (membrane composite). Dans le cas des membranes d'acétate de cellulose, les deux couches sont des formes distinctes du même polymère, désigné comme "asymétrique". Quant aux membranes composites, les deux couches sont constituées de polymères entièrement différents, le substrat poreux étant fréquemment du polysulphone.

Dans la configuration spiralée, la membrane est façonnée à l'intérieur d'une enveloppe scellée sur trois côtés. Cette enveloppe renferme une grille de soutien, nommée "porteur d'eau du produit". L'enveloppe est ensuite enroulée autour d'un tube collecteur central, en veillant à sceller le côté ouvert au tube. Plusieurs enveloppes, ou feuilles, sont ensuite reliées entre elles avec un matériau d'espacement de travail ouvert. Ces feuilles sont ensuite enroulées autour du tube d'eau du produit, formant ainsi des spirales lorsqu'elles sont observées en coupe transversale. Les extrémités de l'unité sont ensuite terminées avec une moulure en plastique, appelée "dispositif anti-poussière", et l'ensemble est enveloppé dans une fine coque en fibre de verre. L'eau d'alimentation circule ensuite à travers la spirale sur les surfaces de la membrane, approximativement parallèlement au tube d'eau du produit. L'eau du produit suit un chemin en spirale à l'intérieur de l'enveloppe en direction du tube d'eau du produit central.

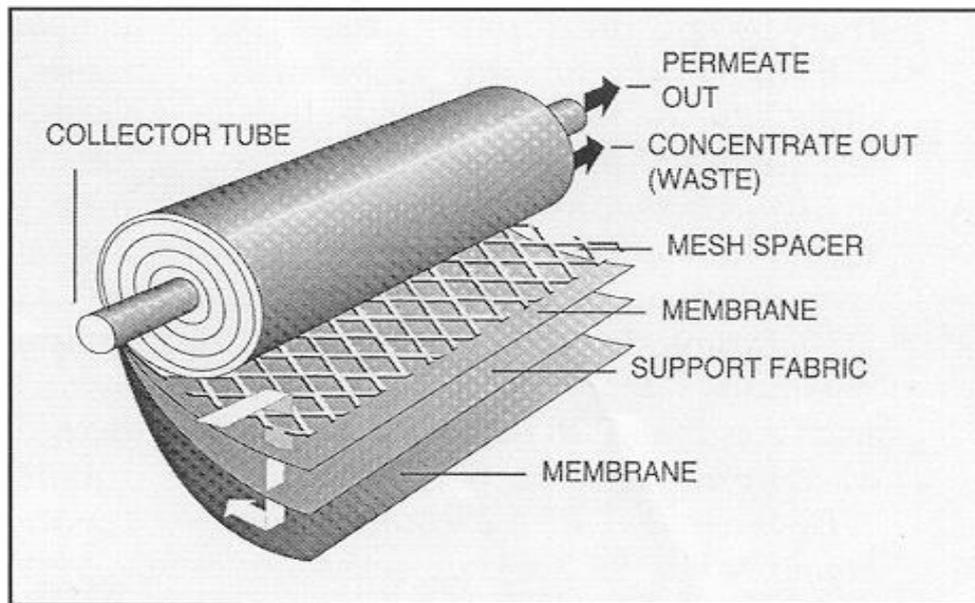


Figure II.4 : schéma d'un module spirale (Ian C. Watson, 2003).

II.5.4. Les modules à membranes planes :

Les membranes sont fixées de chaque côté de cadres rigides, ce qui offre une grande flexibilité et un accès facile aux membranes pour le nettoyage ou le remplacement. Toutefois, ces systèmes sont peu adaptés aux débits élevés, ont tendance à se colmater facilement et nécessitent généralement une préfiltration.

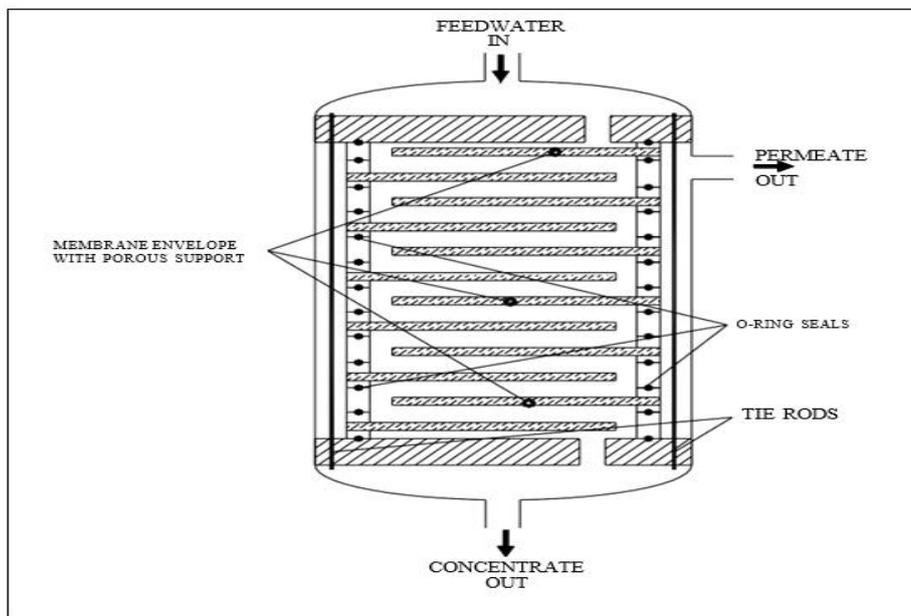


Figure II.5 : schéma d'un module à membrane plane.

II.6. Structure des membranes :

La structure des matériaux permet de distinguer trois types de membranes :

- Les membranes isotropes, elles ont des propriétés structurelles constantes sur toute leur épaisseur ;
- Les membranes anisotropes, leur structure composite varie de la surface de la membrane vers l'intérieur ;
- Les membranes liquides.

Selon la nature des matériaux constitutifs des membranes on parle également de :

- Membranes organiques ;
- Membranes minérales ou inorganiques ;
- Membranes composites ;
- Membranes échangeuses d'ions ... [5]

II.6.1. Membranes organiques :

La majorité des membranes sont composées de polymères organiques tels que l'acétate de cellulose, les polysulfones et les polyamides, entre autres. Les propriétés de ces matériaux leur permettent de s'adapter facilement à diverses utilisations. Environ 90 % des membranes d'ultrafiltration et de microfiltration sont constituées de membranes organiques.

Le tableau ci-dessous regroupe les avantages et inconvénients des membranes organiques suivants leur composition en se basant sur les critères suivants : Perméabilité ; Sélectivité ; Stabilité chimique ou thermique ; Sensibilité au chlore.

Tableau II.1: les avantages et les inconvénients des membranes organiques.

	Avantages	Inconvénients
Acétate de cellulose	Perméabilité élevée Sélectivité élevée Mise en œuvre assez aisée Adsorption des protéines faible => colmatage moindre.	Sensible à la température Sensible au pH Sensible au chlore Sensible au compactage Sensible aux microorganismes.
Type polyamide	Bonne stabilité chimique, thermique et mécanique.	Grande sensibilité au chlore Faible perméabilité Phénomènes d'adsorption.
Type polysulfone	Bonne stabilité thermique et au pH Résistance au chlore	Sensible au compactage Adsorptions.

	5 mg/l ; fonctionnement normal 50 mg/l ; stockage 200 mg/l traitement de choc.	
Matériaux acryliques	Bonne stabilité thermique et chimique Stockage à sec possible.	Faible résistance mécanique Pores de diamètres assez élevés.
Matériaux fluorés	Bonne stabilité thermique et chimique.	Faible perméabilité Microfiltration uniquement.
Membranes composites	Bonnes caractéristiques : perméabilité et sélectivité Stabilité de pH 2 à 11 Bonne tenue en température.	

II.6.2. Membranes minérales ou inorganiques :

Les techniques utilisant des membranes minérales ont été adoptées plus tardivement que celles utilisant des membranes organiques. Ces membranes minérales sont composées de matériaux entièrement inorganiques tels que des céramiques, des métaux frittés et du verre. Leur utilisation a permis de travailler dans des conditions extrêmes de température et d'agression chimique, ce qui a ouvert de nouvelles perspectives dans la séparation par membrane.

Les membranes dites dynamiques sont fabriquées par l'utilisateur à partir de tubes poreux dont le diamètre des pores varie entre 0,5 et 5 μm . Une dispersion colloïdale de zirconium associée à des copolymères est introduite à l'intérieur des tubes. Certaines de ces membranes peuvent être utilisées dans le traitement des eaux usées.

II.6.3. Membranes composites :

Les membranes composites, apparues au début des années 1990, se caractérisent par une structure asymétrique avec une couche supérieure beaucoup plus fine que celle des membranes classiques non composites. Elles sont constituées de plusieurs couches distinctes, soit par leur composition chimique, soit par leur état physique. Ces membranes peuvent être organiques (composées de plusieurs polymères organiques différents), organo-minérales ou minérales (avec un support en carbone ou en alumine et des métaux tels que la zircone, l'alumine et le titane).

II.6.4. Membranes échangeuses d'ions :

Introduites en 1950, 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 16 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. De nouvelles générations de membranes, notamment anioniques et bipolaires, présentant une résistance chimique améliorée sont apparues sur le marché.

Ces techniques électro membranaires sont aujourd'hui au nombre de trois :

- L'électrodialyse (ED) dite conventionnelle ;
- L'électrodialyse à membranes bipolaires (EDMB) ;
- L'électrodialyse à membranes (EM).

Le point commun de ces techniques est la mise en œuvre de membranes échangeuses d'ions permettant de transférer des ions de façon sélective sous l'effet d'un champ électrique ... [6].

II.6.4.1. Electrolyse conventionnelle – principe : Le terme dialyse désigne la diffusion d'un soluté à travers une membrane qui lui est perméable. L'électrodialyse désigne le transfert d'ions à travers une membrane qui leur est perméable sous l'effet d'un champ électrique.

II.6.4.2. Electrolyse à membranes bipolaires – principe : Les membranes bipolaires sont constituées d'une face perméable aux anions et d'une face perméable aux cations. Sous l'effet d'un champ électrique, l'eau présente au cœur de la membrane est dissociée en ions H^+ et OH^- générés respectivement par les faces cationiques et anioniques.

II.6.4.3. Electrolyse à membranes – principe : L'électrolyse à membranes est la technique électro membranaire dans laquelle on couple les effets d'une électrodialyse (migration d'ions au travers d'une membrane semi-perméable) à ceux d'une électrolyse (réactions aux électrodes).

II.7. Matériaux des membranes :

Les membranes conçues pour la production d'eau potable emploient une vaste gamme de polymères dans leur fabrication, mais Pour des raisons bien compréhensibles de protection de leur secret de fabrication, les fabricants hésitent à dévoiler avec précision la nature chimique des constituants de leurs membranes et préfèrent en indiquer les principales propriétés en termes :

- De résistance mécanique (déterminant la durée de vie et l'intégrité des membranes);

- D'hydrophilicité (déterminant la résistance au colmatage) ;
- De stabilité chimique (résistance aux agents lavants).

II.7.1. Les dérivés de cellulose :

Les membranes asymétriques d'ultrafiltration, de nanofiltration et d'osmose inverse sont fabriquées à partir de dérivés de cellulose. Cependant, sous l'effet de fortes pressions, ces matériaux ont tendance à se compacter, ce qui entraîne une diminution irréversible de leur perméabilité. Ce phénomène ne se produit pas en ultrafiltration, où les pressions sont plus faibles.

Les dérivés de cellulose sont très hydrophiles, ce qui garantit une faible tendance au colmatage. Cependant, leur stabilité chimique est limitée. Les pH opératoires doivent rester dans une gamme allant de 4 à 6,5 et la température doit rester inférieure à 40°C pour éviter l'hydrolyse du matériau.

Les dérivés de cellulose supportent une exposition continue à de faibles concentrations de chlore. Il ne faut donc pas hésiter à pratiquer une chloration avant membrane qui évitera leur dégradation complète par les micro-organismes ... [7].

II.7.2. Le polypropylène :

Les membranes de microfiltration sont fabriquées à partir de polypropylène, un matériau élastique qui résiste bien aux contraintes mécaniques des rétrolavages. Cependant, le caractère hydrophobe du polypropylène le rend sensible au colmatage. Le polypropylène présente une bonne stabilité chimique dans une large gamme de pH, mais il peut être détruit par le chlore. Par conséquent, l'utilisation de chlore est interdite.

II.7.3. Les polysulfones :

Les membranes d'ultrafiltration sont fabriquées à partir de polysulfones, qui peuvent également servir de support à une couche fine de séparation dans les membranes composites de nanofiltration ou d'osmose inverse. Les polysulfones ont d'excellentes propriétés mécaniques et une résistance chimique élevée, notamment une résistance à une large gamme de pH et à une exposition continue au chlore. Cependant, leur caractère hydrophobe les rend sensibles au colmatage par adsorption de molécules organiques.

II.8. Influences des paramètres opératoires :

Les performances du procédé d'osmose inverse dépendent de nombreux paramètres qui peuvent avoir des effets opposés. L'objectif est d'obtenir une densité de flux et un taux de rétention élevés, mais les conditions de fonctionnement peuvent parfois avoir des effets contradictoires sur ces paramètres :

II.8.1. La pression :

La pression de fonctionnement (P_{tm}) doit avant tout être supérieure à la pression osmotique. Ainsi, la pression efficace ($P_{tm}-\Delta\Pi$) correspond à la pression qui conduit réellement à la production de perméat. Lorsque la pression transmembranaire augmente, le flux de solvant augmente proportionnellement tandis que le flux de solutés augmente moins rapidement. La concentration en soluté dans le perméat s'en trouve diminuée et par conséquent le taux de rétention augmenté... [8].

II.8.2. La température :

L'augmentation de la température engendre une diminution de la viscosité des solutions, et par conséquent une augmentation de la densité de flux de perméat (Bilstad 1995), d'environ 3% par degré Celsius (Maurel 1998). Le taux de rétention diminue. En effet, la diffusivité de l'eau et des solutés augmente avec la température (Girard et Fukumoto 2000).

De plus, pour une pression donnée, le compactage de la membrane est plus important à mesure que la température augmente. Il est donc essentiel de s'assurer que la membrane et le module soient suffisamment résistants à la température de fonctionnement choisie. En général, la température maximale recommandée est d'environ 50°C.

II.8.3. Débit d'alimentation :

L'augmentation du débit d'alimentation entraîne une augmentation de la vitesse de circulation le long de la membrane. Plus cette vitesse est élevée, plus les phénomènes de turbulence sont favorisés, ce qui réduit la polarisation de concentration. Cela se traduit par une diminution de la concentration aux abords de la membrane et une réduction du colmatage, ce qui ralentit la diminution de la densité de flux de perméat au fil du temps.

II.8.4. Concentration en soluté :

Lorsque la concentration de l'alimentation augmente, la densité de flux diminue pour deux raisons. Tout d'abord, l'augmentation de la concentration entraîne une augmentation de la pression osmotique du côté du rétentat, ce qui réduit la pression efficace. Si la pression transmembranaire n'est pas augmentée pour compenser cette réduction, le flux diminue. Deuxièmement, l'augmentation de la concentration peut accentuer le colmatage par gélification ou précipitation des solutés.

II.8.5. Taux de conversion :

En mode continu, plus le taux de conversion est élevé, plus le flux diminue (Kim et al. 2005). En effet, la concentration côté rétentat augmente avec le taux de conversion, la pression osmotique côté rétentat et le colmatage augmentent aussi. Cependant, un taux de conversion élevé est bénéfique pour la consommation d'énergie, car celle-ci est inversement proportionnelle à ce facteur.

II.9. PROCESSUS DE L'UNITÉ OPÉRATIONNELLE :

Tous les systèmes de filtration membranaire ont des processus opérationnels associés qui sont essentiels au maintien et à l'optimisation des performances du système et donc essentiels à la mise en œuvre réussie de la technologie. Ces processus opérationnels comprennent ... [9]

1. Prétraitement
2. Lavage à contre-courant
3. Nettoyage chimique
4. Tests d'intégrité
5. Après le traitement

II .9.1. Prétraitement :

Le prétraitement est généralement appliqué à l'eau d'alimentation avant d'entrer dans le système membranaire afin de minimiser l'encrassement de la membrane, mais dans certains cas, il peut être utilisé pour répondre à d'autres préoccupations relatives à la qualité de l'eau ou aux objectifs de traitement. Le prétraitement est le plus souvent utilisé pour enlever les foudants, optimiser la récupération et la productivité du système, et prolonger la durée de vie de la membrane. Un prétraitement peut également être utilisé pour prévenir les dommages physiques aux membranes. Différents types de prétraitement peuvent être utilisés avec n'importe quel système de filtration membranaire, selon les conditions spécifiques au site et les objectifs de traitement. Les essais pilotes peuvent être utilisés pour comparer diverses options de prétraitement, optimiser le prétraitement et/ou démontrer la performance du prétraitement.

II.9.2. Lavage à contre-courant :

Le procédé de lavage à contre-courant pour les systèmes de filtration membranaire est en principe similaire à celui des filtres conventionnels et est conçu pour éliminer les contaminants accumulés sur la surface de la membrane. Chaque unité de membrane est rétro lavée séparément et selon un motif décalé afin de minimiser le nombre d'unités dans le rétro lavage simultané à un moment donné. Pendant un cycle de lavage à contre-courant, la direction de l'écoulement est inversée pendant une période allant d'environ 30 s à 3 min. La force et la direction de l'écoulement délogent les contaminants à la surface de la membrane et lavent les solides accumulés à travers la ligne de rejet. Les systèmes de filtration membranaire sont généralement soumis à un lavage à contre-courant plus fréquent que les filtres conventionnels, avec des intervalles d'environ 15 à 60 minutes entre les opérations de lavage à contre-courant. En règle générale, le procédé de lavage à contre-courant à membrane réduit la productivité du système de l'ordre de 5 à 10 % en raison du volume de filtrat utilisé pendant le lavage à contre-courant.

II.9.3. Nettoyage chimique :

Le nettoyage chimique est un autre moyen de contrôler l'encrassement des membranes, en particulier les foulants tels que le tartre inorganique et certaines formes de salissure organique et biologique qui ne sont pas éliminées par le processus de lavage à contre-courant. Comme pour le lavage à contre-courant, le nettoyage chimique est effectué pour chaque unité à membrane séparément et est généralement échelonné pour minimiser le nombre d'unités soumises au nettoyage à tout moment. Alors que le nettoyage chimique est effectué sur les systèmes MF/UF et NF/RO, parce que les membranes non poreuses semi-perméables ne peuvent pas être rétro lavées, le nettoyage chimique représente le principal moyen d'éliminer les foulants dans les systèmes NF/RO.

Bien que les intervalles de nettoyage puissent varier considérablement d'un système à l'autre, l'accumulation progressive de foulants rend pratiquement inévitable un nettoyage chimique éventuel. Les filtres à cartouche à membrane sont une exception ; cependant, les filtres à cartouche sont généralement conçus pour être jetables et ne sont donc généralement pas soumis à un nettoyage chimique.

Pour les systèmes MF/UF, il est courant de recycler jusqu'à 90 % des produits chimiques de nettoyage pour les réutiliser, réduisant ainsi le volume de déchets chimiques ainsi que les coûts associés au nettoyage. Le recyclage des solutions de nettoyage est moins fréquent avec les systèmes NF/RO, car les solutions de nettoyage utilisées accumulent des constituants dissous avec une utilisation répétée, ce qui diminue l'efficacité des agents de nettoyage.

II.9.4. Test d'intégrité :

Les essais d'intégrité permettent de déterminer si un système à membrane est « intégré » ou s'il est exempt de brèches, de fuites ou de défauts qui pourraient permettre à l'eau non filtrée de contourner la barrière à membrane et de laisser passer des contaminants normalement éliminés. Comme pour le lavage de dos et le nettoyage chimique, des tests d'intégrité sont effectués sur chaque unité de membrane (ou une division plus petite dans certains cas) séparément et sont généralement échelonnés pour minimiser le nombre d'unités soumises simultanément aux tests. L'utilisation de méthodes périodiques ou continues d'essai et de surveillance de l'intégrité permet une vérification continue du fonctionnement des membranes en fonction de leurs caractéristiques d'exclusion établies.

II.9.5. Après le traitement :

Le post-traitement des systèmes de filtration membranaire consiste généralement en un conditionnement et/ou une désinfection chimique et est généralement appliqué au filtrat combiné. La plupart des conditionnements chimiques sont associés aux systèmes NF et RO, car l'élimination des constituants dissous obtenue par ces processus a un impact plus important sur la chimie de l'eau que le filtrage des solides en suspension seuls. Par exemple, parce que le prétraitement NF et RO comprend souvent l'ajout d'acide pour abaisser le pH et, par conséquent, augmenter la solubilité des foudants inorganiques potentiels, une partie de l'alcalinité carbonatée et bicarbonate dans l'eau est convertie en dioxyde de carbone aqueux, qui n'est pas rejeté par les membranes. Le filtrat résultant peut donc être corrosif étant donné la combinaison d'un pH bas, de niveaux élevés de dioxyde de carbone et d'une capacité tampon minimale du filtrat. D'autres gaz dissous tels que le sulfure d'hydrogène, passeront également facilement à travers les membranes semi-perméables, augmentant davantage la corrosivité du filtrat et causant potentiellement des problèmes de turbidité et de goût et d'odeur. Par conséquent, l'objectif principal du conditionnement chimique est la stabilisation du filtrat NF/RO par rapport au pH, à la capacité tampon et aux gaz dissous.

II.10. Système d'osmose inverse :

II.10.1. Installation d'osmose inverse mono-étagé :

Dans un système à un étage, deux modules ou plus sont disposés en parallèle. Les conduites d'alimentation, du perméat et du concentrat sont raccordées à des collecteurs. Pour le reste, l'installation est identique à celle d'un système à module unique. Les systèmes à étage unique sont généralement destinés aux installations dont le taux de conversion est inférieur à 50%, par exemple en dessalement d'eau de mer. À la sortie du concentrat, l'eau est sous une pression importante, ce qui permet l'installation d'équipements énergétiques tels que des turbines ou des échangeurs de pression pour récupérer de l'énergie...[10].

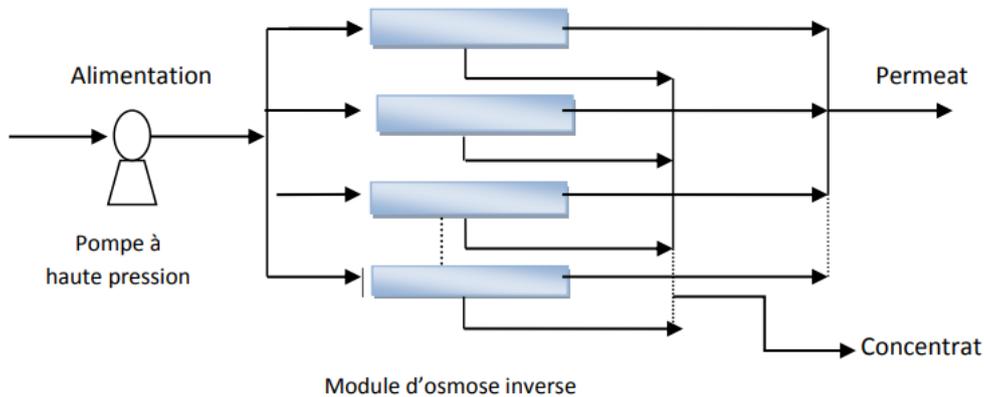


Figure II.6 : Installation d'osmose inverse mono-étage.

II.10.2. Installation d'osmose inverse à deux étages :

Lors du traitement de l'eau, le mode continu est couramment employé, sans que le rétentat ne soit recyclé. Les modules spiralés sont disposés en série à l'intérieur de carters de pression, capables d'accueillir jusqu'à 7 modules chacun. Ces carters sont ensuite positionnés en parallèle pour constituer un train. Plusieurs trains sont alors assemblés pour former un étage. En fonction des applications et des membranes utilisées, l'arrangement des modules peut être organisé en cascade, soit par rapport au rétentat, soit par rapport au perméat (Figure II.6). Dans les deux configurations, étant donné que la quantité de liquide à traiter décroît, la surface membranaire diminue d'un étage à l'autre. Cette réduction permet de maintenir un débit suffisamment élevé dans chaque module.

Le schéma présenté dans la Figure II.6 illustre un cas où l'étagement est réalisé en fonction du rétentat. Le premier étage est composé de quatre trains, tandis que le second étage n'en compte que deux. Les perméats issus de ces étages sont ensuite rassemblés en vue de leur utilisation future.

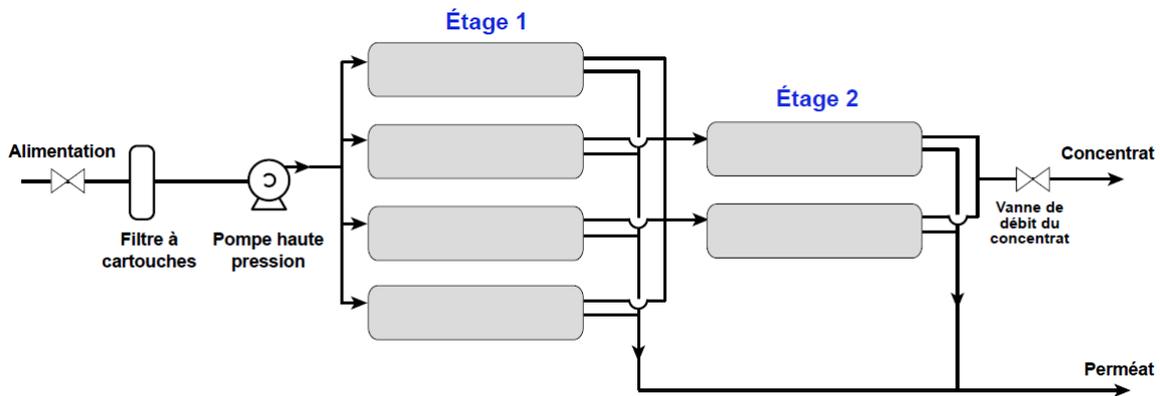


Figure II .7 : Installation d'osmose inverse à deux étages.

II.11. Les divers problèmes affectant les membranes :

Les membranes utilisées en osmose inverse peuvent rencontrer divers problèmes qui impactent leur performance et réduisent leur efficacité. Ces problèmes incluent le colmatage, les dommages causés par le chlore et l'inefficacité du nettoyage chimique.

II.11.1. Le colmatage :

Le phénomène de colmatage des membranes est causé par divers facteurs :

1. L'encrassement des membranes : Le colmatage des membranes résulte de l'accumulation de colloïdes et de matières en suspension à la surface de la membrane, ainsi que du blocage des pores. Ce phénomène entraîne une diminution progressive des performances des membranes en termes de productivité et de durabilité.
2. Entartage : L'entartrage des membranes est un problème critique, car il peut causer un colmatage irréversible de la surface membranaire en raison du dépôt de tartre. Les membranes d'osmose inverse sont particulièrement sensibles à ce phénomène en raison de la précipitation de certains sels, tels que le carbonate de calcium, le sulfate de calcium, le sulfate de baryum et le sulfate de strontium.
3. Polarisation : En raison de la sélectivité des membranes et du passage de l'eau à travers celles-ci, les composés retenus ont tendance à s'accumuler progressivement à la surface de la membrane, ce qui est connu sous le nom de polarisation de concentration. Cette accumulation entraîne une concentration de soluté plus élevée dans le liquide près de la membrane que dans le liquide d'alimentation, ce qui peut causer une contre-pression osmotique. Toutefois, si la concentration à la membrane dépasse une certaine valeur critique, la matière peut s'agréger (colloïdes), se gélifier (macromolécules) ou encore précipiter (sels).
4. Compactage : En raison des pressions élevées ou des fluctuations de température, la couche de colmatage peut se comprimer et former une barrière imperméable qui

empêche le passage du perméat. Ce phénomène de compactage peut entraîner une réduction de la perméabilité de la membrane au fil du temps.

II.11.2. Attaque par le chlore :

Les membranes en film mince de polyamide ne sont pas aussi résistantes au chlore que les membranes en fibres creuses ou en tri-acétate de cellulose. Par conséquent, il est essentiel de déchlorer l'eau d'alimentation qui a été préalablement chlorée pour réduire l'activité biologique avant qu'elle ne soit traitée par ces membranes.

II.11.3. Efficacité de nettoyage :

Le nettoyage périodique des membranes à l'aide de produits chimiques présente certains désavantages :

1. Il est nécessaire d'interrompre tout ou partie de l'étage membranaire pendant une durée relativement longue.
2. Les nettoyages fréquents peuvent réduire la durée de vie des membranes.

II.12. Conclusion :

Les performances d'un module d'osmose inverse dépendent non seulement de la structure de la membrane, mais aussi de la nature et de la concentration des solutés à séparer, qui influencent la pression osmotique et donc la pression à appliquer. La température et le pH doivent également être surveillés. Le rendement est calculé en fonction de la quantité de fluide traversant la membrane par rapport à la quantité pompée vers le système.

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

CHAPITRE III

Présentation de la zone d'étude

III.1. Introduction :

Dans ce chapitre, nous présentons une vue d'ensemble de la zone d'étude, à savoir la station de dessalement de Mostaganem, sise à Plage de Cheliff (Mostaganem). Cette station revêt une grande importance car elle permet de répondre à la demande pressante d'eau douce dans la région. L'usine de dessalement de Mostaganem, qui peut produire 200 000 m³/jour, joue un rôle crucial dans la satisfaction des besoins en eau des communautés locales et dans le soutien de différentes industries.

III.2. Présentation géographique de la zone :

Située dans le nord-ouest de l'Algérie, la wilaya de Mostaganem se trouve à 363 km à l'ouest d'Alger, à 79 km à l'est d'Oran, à 48 km d'Arzew et à 81 km au nord de Mascara, avec une façade maritime de 124 km.

De manière géographique, la wilaya de Mostaganem couvre une superficie de 2269 km². Cela comprend 32 communes.

Les limites de la wilaya de Mostaganem sont :

- Le Nord de la mer Méditerranée
- la région d'Oran à l'ouest -la région de Chlef à l'Est et la région de Relizane au sud-est.
- le sud-ouest de la wilaya de Mascara.

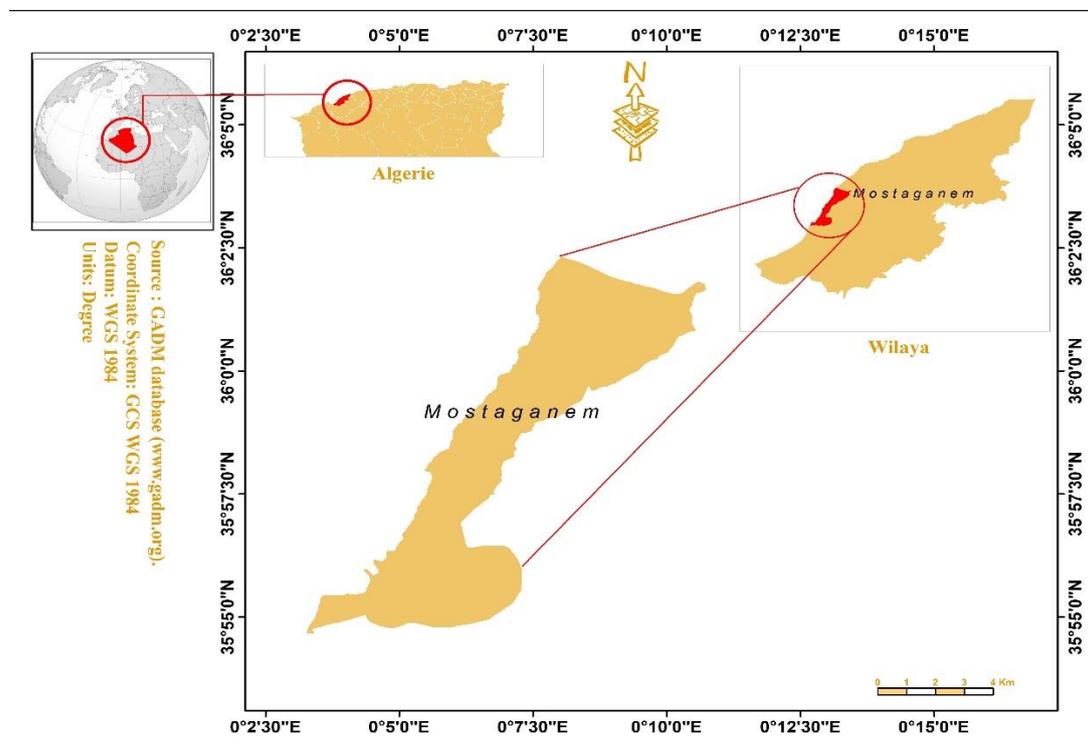


Figure III.1 : Situation géographique de la zone d'étude (ArcGIS).

III.3. Présentation de la station de dessalement de Mostaganem :

L'usine de dessalement de Mostaganem est située sur la plage de Cheliff et a une capacité de production d'eau potable de 200 000 m³/j. Son objectif est de fournir de l'eau potable qui répond aux exigences de qualité requises, tout en ayant une consommation spécifique d'énergie électrique inférieure à la consommation spécifique d'énergie électrique garantie (3,40 kWh/m³).

Les entreprises espagnoles GS INIMA et AQUALIA se spécialisent dans des activités liées au traitement de l'eau de pointe. En 2005, elles ont mis en place une station de dessalement des eaux en collaboration avec l'Union Temporaire des Entreprises Opération & Maintenance Mostaganem UTE O&M MTM, située à Sonachter dans la ville de Mostaganem. Elle fut mise en service en 2010.

Cette usine contribuera également à pallier le manque d'eau ressenti dans certaines régions. Il est important de souligner que le dessalement de l'eau de mer joue un rôle essentiel dans l'approvisionnement en eau potable dans cette wilaya de 1 400 000 habitants qui couvre une superficie de 5 500 km².



Figure III.2 : présentation de la station de dessalement du Mostaganem (google earth,2024).

III.4. Processus du dessalement dans la station de Mostaganem :

- Un système de captage et pompage d'eau de mer,
- Un système de prétraitement de l'eau de mer par filtration et microfiltration,
- Un système de déminéralisation de l'eau micro-filtré par osmose inverse
- Un système de reminéralisation et conditionnement de l'eau déminéralisé
- Un système de pompage de l'eau reminéralisé (Eau Commercialisable) vers le réseau de distribution (Réseau de Transport d'Eau Externe)
- Un système d'évacuation de saumure et sous-produits.

III.5. Description du processus utilisés dans la station de dessalement :

III.5.1. Paramètres de l'eau de mer brute :

Tableau III.1 : Les paramètres d'eau brute.

Paramètre	Unité	Minimum	Maximum	Conditions du site de référence (CSR)
Température	°c	14	30	24
Total des matières solides dissolues	mg /l	35 000	39 040	37
Total des matières solides en suspension	mg/l	1	10	5
Pétrole et Hydrocarbures	mg/l	0,000	0,100	0,001
Chlorure	mg/l	19 198	22 500	21 001
Calcium	mg/l	340	450	345
Sodium	mg/l	10 739	12 800	11 332
Sulfate	mg/l	2 200	3 130	2 255
Strontium	mg/l	0,000	5	1
Baryum	mg/l	0,000	0,300	0,1
Magnésium	mg/l	1 333	1 470	1 466
Fe (+3)	mg/l	0,000	0,020	0,010
Manganèse	mg/l	0,000	0,020	0,010
Aluminium	mg/l	0,000	0,010	0,005
SiO ₂	mg/l	0,000	2,500	0,240
Potassium	mg/l	418	500	437,200
Bicarbonates	mg/l	100	180	159,900
Fluor	mg/l	0,000	1,600	1
Bore	mg/l	0,000	4,5	4

III.5.2. Qualité d'eau de mer :

Tableau III.2 : La qualité d'eau de mer.

Paramètres	Unité	Nord	Sud
Turbidité	NTU	6.06	4.68
Conductivité	US/CM	55.8	56.70
Température	°c	17.14	17.05
MTD	g/l	39.09	39.71
MES	mg/l	7.2	5.2
Ph		8	8

III.5.3. Captage et pompage de l'eau de mer :

Le système de captage a pour objectif d'acheminer l'eau de mer vers le prétraitement en quantité suffisante et à la pression nécessaire pour produire la quantité d'eau potable souhaitée. Il permet ainsi d'assurer une alimentation régulière en eau brute pour le traitement ultérieur et garantit une production d'eau potable constante et fiable.

Le système de captage comprend les sous-systèmes suivants :

- Tours et tuyauteries de prise
- Sous-système anti-méduses
- Sous-système d'amorçage des pompes d'eau de mer
- Sous-système de pompage d'eau de mer

III.5.3.1. Tours de captage et tuyauterie de captage :

L'eau de mer est captée à l'aide de deux tours de prise connectées au réservoir de pompage d'eau de mer par le biais de deux tuyauteries en polyéthylène haute densité d'un diamètre de 1. 800 mm. La vitesse d'écoulement de l'eau dans ces tuyauteries doit être d'environ 1 m/s pour assurer une circulation efficace et éviter les pertes de charge excessives. Les tours de prise sont immergées à environ 2 500 mètres de la côte et à une profondeur de 16,5 mètres. Cette distance et cette profondeur ont été choisies pour garantir une qualité d'eau de mer optimale et éviter les perturbations causées par les courants côtiers et les marées avec l'empêchement des objets flottants à la surface de l'eau d'entrer dans la tour.

- L'eau de mer pénètre dans chaque tour de prise à travers quatre grilles en PRFV de forme rectangulaire, mesurant 3,89 mètres de longueur sur 1,42 mètre de largeur. Chaque grille est percée de trous de 3,54 cm de longueur sur 1,30 cm de largeur, permettant ainsi à l'eau de mer de traverser la grille et d'entrer dans la tour. Ces grilles ont pour objectif de :

- prévenir l'obstruction de la tour et de la conduite en empêchant les débris et les particules indésirables de pénétrer dans le système.

- Maintenir une vitesse de l'eau de mer normalisée dans la conduite (1 à 2 m/s)
- éviter la formation de tourbillons d'eau, ce qui permet de maintenir une vitesse d'accès dans la tour comprise entre 0,1 et 0,2 m/s. Cette plage de vitesse est importante pour protéger la vie aquatique environnante.

III.5.3.2. Système anti-méduses :

L'une des raisons pour lesquelles le niveau d'eau dans le réservoir de captage d'eau de mer peut être éventuellement trop bas est l'obstruction des grilles des tours de captage causée par des méduses, des algues et/ou des poissons. Pour éviter ce problème, un système anti-méduses a été conçu pour générer un rideau d'air autour des grilles, ce qui permet de faire flotter ces animaux et/ou éléments vers la surface et d'éviter leur accumulation sur les grilles.

Le système anti-méduses est composé de deux compresseurs à vis qui soufflent un débit d'air de 4 900 l/min (à 1 bar et 20°C) à travers deux filtres en série séparés par un séchoir. Ce courant d'air est ensuite stocké dans un réservoir de 900 l avant d'être acheminé vers les tours de prise. Ce système permet de générer un rideau d'air autour des grilles des tours de prise pour empêcher les méduses et autres éléments flottants de les obstruer.

III.5.3.3. Système d'amorçage des pompes de l'eau de mer :

Le système d'amorçage des pompes d'eau de mer a pour objectif d'extraire l'air présent dans les conduites d'aspiration des pompes d'eau de mer. En règle générale, le niveau d'aspiration des pompes d'eau de mer sera plus élevé que le niveau d'eau du réservoir de captage.

Le système d'amorçage des pompes d'eau de mer se compose de deux groupes à vide, chacun équipé de deux pompes de 4 kW. Le démarrage et l'arrêt des pompes sont contrôlés par un détecteur de vide installé dans le réservoir du groupe. Un détecteur de vide placé dans la ligne de raccordement aux pompes de captage envoie un signal d'amorçage des pompes nécessaire pour leur démarrage. Ce système permet de garantir un approvisionnement régulier en eau de mer pour le processus de dessalement.

III.5.3.4. Système de pompage de l'eau de mer :

Le système de pompage d'eau de mer a pour but d'alimenter le prétraitement de l'eau de mer en quantité suffisante et à la pression requise pour produire la quantité d'eau potable souhaitée.

Les pompes de prélèvement d'eau de mer ont été conçues pour pomper un volume de 2380 m³/h à une pression de 67 m.c.e. Avant d'être pompées, les eaux brutes passent par trois dégrilleurs pour éliminer les gros déchets et protéger les pompes. Cependant, ces pompes sont dotées de variateurs de fréquence, ce qui permet d'ajuster le point de fonctionnement afin de garantir une pression adéquate au niveau de l'aspiration des pompes haute pression. Pour maintenir cette pression à 2,5 bars, des échangeurs de fréquence sont utilisés avant le processus d'osmose.

Au cours du processus d'impulsion, des vannes de retenue et des vannes papillon motorisées sont installées sur les pompes. Parmi ces vannes, deux unités sont destinées à la pompe de secours et sont reliées chacune à une ligne de prétraitement distincte.

III.5.4. Le prétraitement :

III.5.4.1. L'objectif du prétraitement :

Un prétraitement efficace de l'eau est crucial pour maintenir les performances optimales des membranes d'osmose inverse, réduisant ainsi la fréquence de nettoyage nécessaire et prolongeant leur durée de vie. Dans les installations bien conçues et avec une qualité d'eau source élevée, il est possible de ne pas avoir à nettoyer les membranes pendant une période pouvant aller jusqu'à un an ou plus. De plus, leur durée de vie utile peut dépasser 10 ans, ce qui permet de réaliser des économies importantes sur les coûts d'exploitation et de maintenance.

III.5.4.2. Le système de prétraitement comprend les sous-systèmes suivants :

- Sous-système de conditionnement chimique.
- Sous-système de filtration.
- Sous-système de microfiltration.

III.5.4.2.1. Conditionnement chimique :

Le conditionnement de l'eau est réussi par l'ajout des suivants réactifs :

1. Dosage d'Hypochlorite de sodium : Il s'agit d'un système de dosage pour la désinfection de l'eau de mer qui se compose de 3 réservoirs de 60.000 l. ce système de dosage ce fait dans les tours de captage et dans le réservoir de captage.
2. Dosage de permanganate de potassium : Il s'agit d'un système de dosage destiné à l'oxydation et à la désinfection de l'eau de mer qui se compose de 2 cuvettes de traitement de 1.000 l. En général, l'utilisation d'hypochlorite est plus efficace, mais elle peut entraîner l'apparition de macro-incrustations dans les tours de captage et/ou les tuyauteries de prise.
3. Dosage d'acide sulfurique : L'efficacité du processus de coagulation-floculation est généralement plus élevée pour des valeurs de pH faibles. Le système est composé de 2 réservoirs de 60.000 l. Le rôle du système de dosage d'acide sulfurique est de réduire le pH de l'eau de mer afin d'optimiser le rendement de ces processus.
4. Dosage de coagulant (chlorure ferrique) : Il s'agit d'un système de dosage destiné à la coagulation de l'eau brute avant l'étape de filtration. Il est composé de deux réservoirs (R-8204-1/2) d'une capacité de 40 000 litres chacun. Ce système de dosage ce fait à l'entrée de chaque une des étapes de filtration et pour chaque ligne.
5. Dosage de poly électrolyte : Il s'agit d'un système de dosage de floculant dans l'eau brute. Il est composé de deux réservoirs de traitement d'une capacité de 2 500 litres chacun. Le dosage de floculant est effectué en injectant le produit dans le mélangeur

statique situé à l'entrée de chaque étape de filtration.

6. Dosage de soude caustique : L'élimination de certains ions, tels que le bore, par le système d'osmose inverse est plus efficace pour des valeurs de pH élevées. Le rôle du système de dosage de soude caustique est d'augmenter le pH de l'eau micro-filtrée. Le système est composé de 1 réservoir de 40.000 l. Le dosage de la soude caustique est effectué en injectant le produit dans les mélangeurs statiques situés à la sortie des filtres à cartouches.
7. Dosage de métabisulfite de sodium : Il s'agit d'un système de dosage destiné à la réduction et à l'élimination des résidus de chlore dans l'eau d'entrée aux membranes. Il est composé de deux réservoirs de traitement d'une capacité de 10 000 litres chacun. Le dosage de métabisulfite de sodium est effectué en injectant le produit dans le mélangeur statique situé à la sortie des filtres à cartouche.
8. Dosage de dispersant : Il s'agit d'un système de dosage destiné à inhiber la formation de tartre dans le processus d'osmose inverse, qui est appliqué à l'eau d'entrée aux membranes. Il est composé de deux réservoirs de traitement d'une capacité de 2 500 litres chacun. Le dosage d'un agent dispersant est effectué en injectant le produit dans le mélangeur statique situé à la sortie des filtres à cartouches.

III.5.4.2.2. Système de Filtration :

Le rôle du système de filtration est d'éliminer les flocons formés par les systèmes de coagulation-floculation et les particules en suspension de l'eau de mer, afin de protéger et d'améliorer la performance du système d'osmose inverse. Comme indiqué sur la figure suivante :

L'usine est équipée avec deux étapes de filtration qui sont :

- Filtration de première étape :

L'usine est équipée de deux lignes de filtration de première étape, chacune étant composée de douze filtres horizontaux à pression. Ces filtres fonctionnent à une vitesse de $8,45 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ et à une vitesse maximale de $9,46 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ lorsqu'un des filtres est en cours de lavage. Chaque filtre a une surface moyenne de filtration de $91,39 \text{ m}^2$, un diamètre de 4,00 m et une longueur totale de 24,04 m. Les filtres sont horizontaux et fermés, avec un fond semi-elliptique. Ils sont fabriqués en acier au carbone recouvert à l'intérieur d'une couche de caoutchouc naturel d'une épaisseur de 3mm. La distribution de l'eau à filtrer sera réalisée à l'aide d'un collecteur perforé construit en PEHD afin d'atteindre la distribution homogène du débit tout au long de la surface de filtration. Afin d'améliorer une distribution homogène de l'eau et de l'air de nettoyage s'installent crépines en polypropylène par m^2 sur les faux fonds des filtres. Le nettoyage de ces filtres se fait avec de l'air et de la saumure provenant du processus d'osmose.

Avant la première étape de filtration, un certain débit est dirigé vers le réservoir de saumure isolé. Ce débit est utilisé pour effectuer un premier remplissage du réservoir de saumure, afin de réaliser des flushing (nettoyage à l'eau) lorsque l'osmose n'est pas encore en service et que l'on ne dispose pas de saumure.

La couche de filtration a les caractéristiques décrites ci-dessous :

Tableau III.3: Les caractéristiques de la couche de filtration de la première étape.

COUCHE SUPÉRIEURE	
Nature	Anthracite
Granulométrie	0,8 - 1,60
Coefficient d' Uniformité	< 1,40
Densité apparente	0,71 t/ m ³
Densité réelle	1,40 t/ m ³
Haut de couche	0,80 m
Volume par filtre	73,70 m ³
COUCHE INFÉRIEURE	
Nature	Sable siliceux
Granulométrie	0,4 – 0,80 mm
Coefficient d' Uniformité	< 1,40
Densité apparente	1,50 t/ m ³
Densité réelle	2,60 t/ m ³
Haut de couche	0,40 m
Volume par filtre	36,67 m ³

- Filtration de deuxième étape :

Ils existent deux batteries munies de huit (8) filtres de pression horizontale chacune, travaillant à une vitesse de 12.87 m³/h/m² avec un maximum de 15.09 m³/h/m², lorsque l'un d'eux sera dans le nettoyage. Chaque filtre a une surface filtrante moyenne de 90,04 m² et leurs dimensions et caractéristiques sont les mêmes que celles des filtres à sable de la première étape ... [11].

Voici les caractéristiques de la couche de filtration :

Tableau III.4 : Les caractéristiques de la couche de filtration de la deuxième étape.

Nature	Sable siliceux
Caractéristique	1-2
Granulométrie	1-2
Coefficient d' Uniformité	1,40
Contenu de SiO₂	96 %
Densité apparente	1,50 t/ m ³
Densité réelle	2,60 t/ m ³
Haut de couche	1,00 m
Volume par filtre	94m ³

III.5.4.2.3. Système de nettoyage des filtres :

Au fur et à mesure que les flocules et la matière en suspension se déposent sur la couche filtrante des filtres, sa porosité est progressivement réduite, ce qui entraîne une augmentation des pertes de charge du système, une augmentation de la consommation électrique de l'usine et une réduction de l'efficacité du processus de filtration en raison de l'augmentation de la vitesse de l'eau de mer traversant le reste des filtres. C'est pourquoi il est nécessaire de procéder au lavage des filtres. Le lavage des filtres sera effectué en améliorant la spongiosité avec de l'air, à l'aide de 2 + 1 soufflantes à pistons tournants, chacune ayant un débit unitaire de 5 500 Nm³/h à 6 m.c.a. La vitesse de lavage sera de 60,18 Nm³/m²/h. Le contre-lavage de la couche filtrante sera réalisé avec la saumure de rejet du processus d'osmose inverse, à l'aide de 4 + 1 pompes centrifuges horizontales à aspiration axiale, chacune ayant un débit unitaire de 1 375 m³/h. Ces pompes aspirent la saumure du réservoir de saumure installé en amont de l'émissaire sous-marin de rejet. La vitesse de nettoyage maximale sera de 30 m³/m²/h.

III.5.4.2.4. Système de microfiltration :

Le système de microfiltration joue un rôle essentiel dans la protection du système d'osmose inverse en empêchant les particules suspendues dans l'eau filtrée qui ne sont pas retenues par les filtres de passer au système de pompage à haute pression. La microfiltration ne laisse passer que des particules de moins de 5 microns. Les deux lignes du système de microfiltration sont équipées de neuf (9) filtres chacune, Chaque filtre est équipé de 360 cartouches longues de 1250mm. Lorsque les neuf cartouches seront en activité, le débit unitaire par cartouche sera de 2,85 m³/h. Lorsqu'un d'entre eux est isolé pour le changement de ses cartouches, il atteindra une pression de 3,20 m³/h.

Une carcasse en PRFV abrite les cartouches. Les cartouches sont construites à partir de polypropylène d'une longueur de 1250mm.

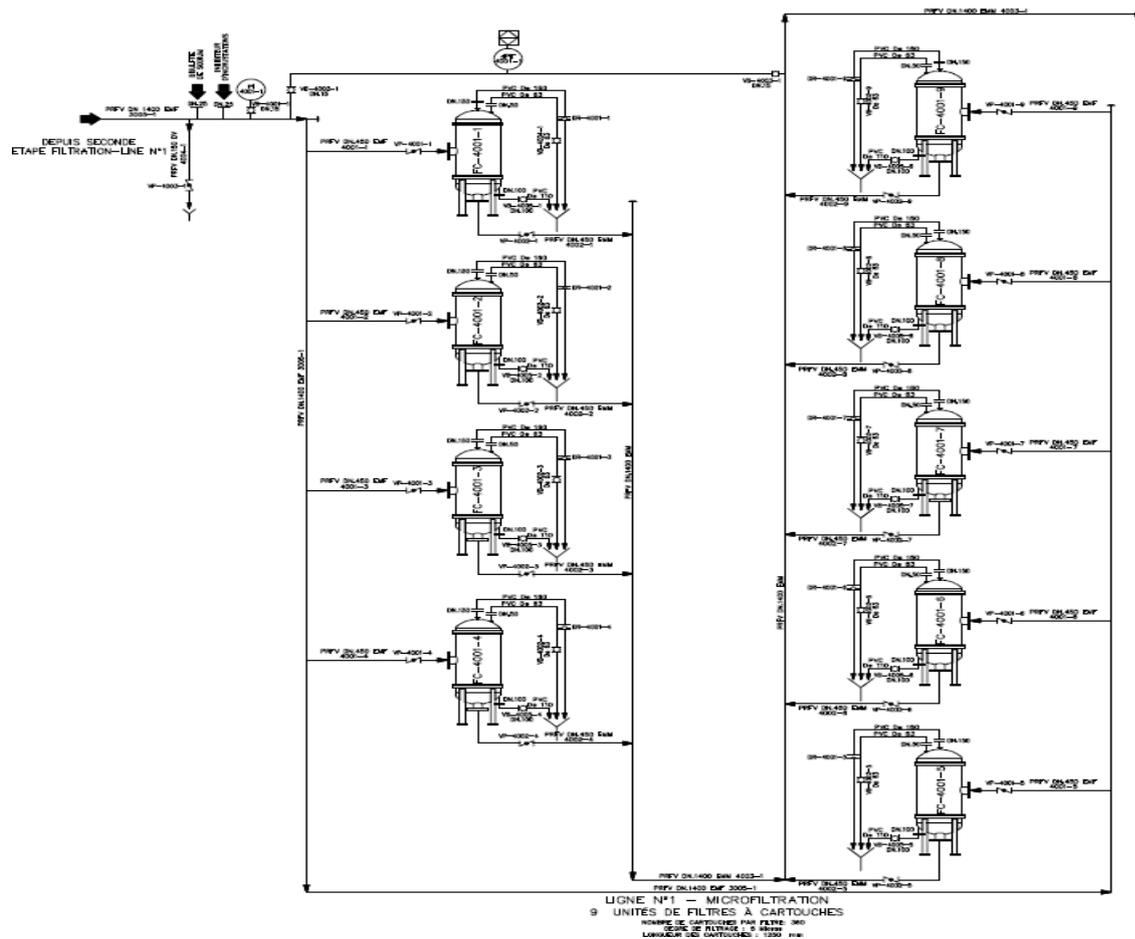


Figure III.3 : schéma explicatif d'un système de microfiltration (MANUEL D'exploitation et d'entretien ,2011).

III.5.5. Système d'osmose inverse :

Le système d'osmose inverse est utilisé dans l'usine pour diminuer la quantité de sels dans l'eau micro-filtrée comme indiqué dans la figure suivante :



Figure III.4 : le système d'osmose inverse.

Les sous-systèmes suivants constituent le système d'osmose inverse :

- Le dispositif de pompage à haute pression et de récupération d'énergie.
- Châssis inverse d'osmose.
- Le dispositif de purification des membranes.

III.5.5.1. Le dispositif de pompage à haute pression et de récupération d'énergie :

Le système de pompage à haute pression a pour objectif d'orienter l'eau micro filtrée vers les châssis d'osmose inverse avec la pression requise pour surmonter la pression osmotique, garantissant ainsi la production du débit d'eau déminéralisée souhaité.

Environ 65 % du débit d'eau micro-filtrée nécessaire sera dirigé vers les châssis grâce aux pompes d'haute pression, Le débit d'eau micro-filtrée restant nécessaire sera soumis à une pression jusqu'à ce que la pression d'attaque aux membranes soit atteinte grâce aux échangeurs de pression (les chambres isobariques) et aux pompes booster.

L'énergie hydraulique résiduelle de la saumure est transférée à l'eau micro-filtrée dans les chambres isobariques. Ensuite, les pompes Booster accroissent la pression de l'eau de mer que les ERI pompent, jusqu'à ce que la pression d'alimentation des châssis soit atteinte. Les pompes d'haute pression et les pompes booster propulsent l'eau micro-filtrée vers un collecteur commun qui alimente tous les châssis de membranes d'osmose inverse.

III.5.5.2. Châssis inverse d'osmose :

Les membranes sont regroupées en ensembles de sept unités (en série) dans un même tube de pression. De cette manière, l'eau brute pénètre axialement par l'une des extrémités de la carcasse et traverse la première membrane rencontrée. L'eau passe ensuite au collecteur central qui occupe l'axe géométrique de la carcasse, où elle est recueillie. L'eau de rejet arrive à la membrane suivante, où le même phénomène se produit, et ainsi de suite jusqu'au septième élément. L'eau de rejet de ce septième élément est collectée dans l'autre extrémité de la carcasse, puis évacuée à l'extérieur. Le taux de conversion global de l'ensemble avec les membranes neuves et fonctionnant aux CSR est de 45 %.

Pour assurer le bon fonctionnement des châssis, l'instrumentation suivante est installée : 1 transmetteur électronique de pression pour mesurer la pression de travail des membranes, 1 transmetteur électronique de pression pour mesurer la pression de sortie des membranes, 1 transmetteur électronique de conductivité, 1 transmetteur électronique de pression différentielle, 1 ensemble de pressostats, 1 ensemble de manomètres indicateurs, 1 mesureur de débit électromagnétique.

Tableau III.5 : Les caractéristiques des membranes utilisées.

Fabricant de la membrane	FILMTEC
Modèle	SW 30 HR LE-400i
Configuration	Spiral
Capacité initiale	28 m ³ /d
Rejets des sels (%)	99,6 ⁵
Pression Maximale	83 bars
Température maximale d'opération	45 °C
pH de l'opération	2-11
Max. Perte de pression par membrane	0,90 bar
Diamètre	201 mm
Longueur	1.016 mm

III.5.5.3. Le dispositif de purification des membranes :

Au fil du temps, les membranes d'osmose inverse peuvent s'obstruer progressivement, ce qui réduit le débit qu'elles produisent. L'encrassement peut être causé par des matériaux colloïdaux, de petites précipitations, etc. Afin de contrôler ces encrassements et de restaurer partiellement les propriétés perdues des membranes, il est nécessaire de les laver périodiquement. La fréquence des nettoyages dépend de la nature de l'eau. Il est recommandable de laver les membranes une fois tous les six mois, en moyenne.

Ce système comprend : un réservoir d'une capacité de 80 m³ où la solution de nettoyage est préparée ; des résistances pour chauffer la solution si nécessaire ; des interrupteurs de niveau ; un thermomètre et un transmetteur de température, un système d'agitation composé d'éjecteurs et de pompes de refoulement, chacun ayant un débit unitaire de 31 m³/h à 18 m.c.e.

Le circuit de nettoyage chimique fonctionne à basse pression et est isolé de tous les châssis par des robinets à boisseau à commande manuelle équipés de fins de course. Il y a 8 unités d'alimentation de la solution de nettoyage chimique pour le châssis de la ligne n°1 et 8 autres unités pour le refoulement. Pour la ligne n°2, il y a également 8 vannes d'alimentation et 8 autres pour le refoulement.

III.5.6. Système de reminéralisation et conditionnement de l'eau osmosée :

À la fin du processus d'osmose inverse, l'eau osmotique est reminéralisée afin de réduire son agressivité et d'atteindre les valeurs garanties d'alcalinité, de dureté, de pH, d'indice de Langelier et de MTD (Maximum Tolérable Dose).

L'eau osmotique de chaque ligne d'osmose inverse est acheminée vers la reminéralisation par des collecteurs indépendants. Chaque collecteur transporte le débit de chaque ligne de production, soit 100 000 m³/jour. L'eau est stockée dans un réservoir de 6 m de hauteur, ce qui permet le passage de l'eau osmotique à travers les lits à calcite par effet de gravité et d'atteindre ainsi le réservoir de stockage de l'eau produite. Le réservoir est séparé en deux parties distinctes, permettant ainsi aux lignes de production de demeurer autonomes jusqu'au point d'entrée dans le réservoir d'eau potable.

Le système de reminéralisation comprend deux groupes de lits de calcite, chacun comprenant 30 cellules d'une surface de 14 mètres carrés. L'eau pénètre dans les cellules par le bas et est répartie uniformément à travers les faux fonds des lits de calcite. Dans la tuyauterie de raccordement entre le réservoir d'eau osmotique et le réservoir de lits de calcite, un dosage de CO₂ est effectué à l'aide d'un sparger installé dans cette même tuyauterie. Ce CO₂ est stocké dans deux réservoirs d'une capacité de 50 000 kg chacun, sous forme liquide à une température de -20°C et une pression de 20,5 kg/cm². Lorsque le dioxyde de carbone se dissout dans l'eau, il réagit avec le carbonate de calcium présent dans le lit pour former du bicarbonate de calcium soluble, ce qui entraîne une augmentation du pH, de l'alcalinité et de la dureté de l'eau. Lorsque le CO₂ est en équilibre avec le HCO₃, on peut déterminer le pH de l'eau traitée.

La sortie des couches de calcite est régulée par une vanne murale qui permet l'entrée ou la sortie de l'eau reminéralisée vers la canalisation de distribution de chaque ligne. Cette canalisation est ensuite connectée à la canalisation d'entrée d'eau produite dans le réservoir d'eau produite à l'aide de vannes.

III.5.7. Dosage de chlore résiduel :

Un système de chloration est prévu pour administrer une dose résiduelle d'hypochlorite afin d'éviter la décontamination de l'eau potable dans le réseau de transport d'eau externe. La dose maximale prévue par la conception est de 1,5 ppm.

Ce réactif sera stocké dans un réservoir cylindrique vertical unique, construit en polyester renforcé avec de la fibre de verre, d'une capacité de 20 000 litres.

Le dosage sera effectué à l'aide de trois pompes de dosage (une en réserve) d'un débit unitaire de 60 l/h et équipées d'un démarreur pour assurer un dosage proportionnel au débit de l'eau. Le point de dosage sera situé à l'entrée du réservoir d'eau produite.

III.5.8. Les analyses de l'eau produit :

Tableau III.6 : Les analyses d'eau produit.

Paramètres	Unité	Eau traité
MTD	ppm	235
Dureté totale	ppm Caco3	65
Ph		8.3
Température	°c	18.2
Conductivité	US/CM	485
TAC	ppm Caco3	60
Calcium	mg/l	21.1
LSI		0.02
Bore	ppm	0
Turbidité	NTU	1.35
Chlore libre	ppm	0.24
Sodium	mg /l	0
Bicarbonates	mg /l	0
Chlorures	mg /l	73.15

III.5.9. Stockage et impulsion de l'eau produit :

Le système de stockage et de distribution de l'eau potable est conçu pour pomper l'eau produite vers le réseau de distribution via le Réseau de Transport d'Eau Externe géré par l'Algérienne Des Eaux.

Le réservoir d'eau reminéralisée a une capacité de 4000 m³ et est construit en béton armé. Il est équipé de capteurs de niveau, d'interrupteurs de niveau et de transmetteurs de pH. L'eau potable est pompée vers le réseau de distribution à l'aide de 8+1 pompes, chacune fournissant un débit de 1150 m³/h à une hauteur manométrique totale de 51 mètres.

Le Réseau de Transport d'Eau Externe transporte l'eau potable pompée par le système de pompage d'eau produite de l'Usine de Dessalement de Mostaganem, ce réseau consiste à :

Une conduite de refoulement en fonte de DN 1400, 693 m de longueur, Un réservoir intermédiaire de 2000 m³ de capacité ou la cote de décharge fixe de la conduite de refoulement est +50,50 m.s.n.m, Conduite par gravité le long d'environ 2.830 m en fonte DN 1.400, Regard de dérivation pour transférer l'eau vers les deux points d'alimentation, Conduite de dérivation en fonte DN 1.000 vers le réservoir de 15.000m³ de la S.T. Cheliff, Conduite de dérivation en fonte DN 400 vers le réservoir de la nouvelle SP 1. Et d'une longueur de 219m, Le réservoir de Cheliff, de 15 000 m³ de capacité et équipé avec un système de pompage capable d'impulser 148 000 m³/jour et Les stations de pompage de Sidi Ali avec une capacité d'impulsion de 52 000 m³/jour.

III.6. Les problèmes qui prévalent dans la station :

Coûts d'exploitation élevés : Le dessalement est coûteux, et les fluctuations des prix de l'énergie ou des matières premières peuvent rendre difficile l'exploitation à long terme.

Gestion et supervision : Une mauvaise gestion ou un manque de coordination entre les autorités locales et les gestionnaires de la station peut ralentir la résolution des problèmes ou la mise en œuvre de nouvelles solutions.

Fuites dans les systèmes de distribution : Même après le traitement, des pertes d'eau peuvent survenir si les infrastructures de distribution ne sont pas correctement entretenues.

Rejet de la saumure : L'un des principaux sous-produits du dessalement est la saumure (eau très salée), qui peut avoir un impact environnemental sur les écosystèmes marins si elle est rejetée directement dans l'océan sans traitement adéquat.

En réponse à ces problèmes rencontrés au sein de la station, une solution proposée a été d'exploiter la saumure pour mettre en place un deuxième étage de traitement par l'unité d'osmose inverse.

III.7. Conclusion :

Une station de dessalement est une installation complexe et essentielle pour fournir de l'eau douce à partir de sources d'eau salée, telles que l'eau de mer ou l'eau saumâtre. Ces stations jouent un rôle crucial dans les régions où les ressources en eau douce sont limitées, contribuant ainsi à la sécurité hydrique et au développement durable. Les principales composantes d'une station de dessalement incluent les systèmes de prétraitement (pour éliminer les solides et autres contaminants), les unités de RO (pour le processus de dessalement), les pompes à haute pression, et les systèmes de post-traitement (pour reminéraliser l'eau et ajuster sa qualité), avec la consommation d'énergie est un facteur critique. Les stations modernes intègrent des technologies pour améliorer l'efficacité énergétique, y compris l'utilisation de récupérateurs d'énergie.

CHAPITRE IV :

Dimensionnement du
deuxième étage de l'unité
d'osmose inverse.

IV.1. Introduction :

Dans cette section, nous allons concevoir l'unité d'osmose inverse de la station de MOSTAGANEM en adoptant une configuration à deux étages. Nous analyserons en détail les diverses options de configuration disponibles, en tenant compte des exigences spécifiques du projet. Enfin, nous évaluerons les nouvelles considérations de conception et la philosophie, car cela constituera un changement fondamental par rapport au système actuel.

IV.2. Considération de conception :

La conception de la nouvelle unité de dessalement des eaux de mer sera réalisée en suivant des philosophies de conception spécifiques. Ces philosophies visent à s'adapter aux conditions difficiles rencontrées et à respecter les spécifications strictes de l'eau produite, afin de garantir que les installations de la station ne subissent aucun dommage.

IV.2.1. Considérations de conception pour le système d'osmose inverse (RO) :

La conception de la nouvelle unité d'osmose inverse ne s'éloignera pas significativement de l'unité existante, à l'exception de deux considérations majeures :

- L'utilisation du logiciel de conception d'osmose inverse WAVE au lieu d'IMS Design, ce qui entraînera un changement de fabricant de membranes.
- L'objectif de l'unité sera de produire une eau de la plus haute qualité possible.

IV.3. Logiciel de projection WAVE :

Le logiciel WAVE (Water Application Value Engine) est une solution de modélisation développée par DuPont Water Solutions. Il intègre trois technologies de pointe – l'ultrafiltration, l'osmose inverse et l'échange d'ions – en une plateforme complète. WAVE est utilisé pour concevoir et simuler le fonctionnement des systèmes de traitement de l'eau en utilisant les technologies UF, RO et IER.

IV.3.1. Processus de conception :

Lors de l'ouverture du programme, l'utilisateur est d'abord accueilli avec l'écran illustré dans la figure VI.1 Les utilisateurs peuvent choisir les technologies qu'ils souhaitent que leur système soit composé de ainsi que les flux d'alimentation et de produits en plus du type d'eau d'alimentation. Les informations spécifiques au projet (devise, coûts énergétiques, pompes) peuvent toutes être modifiées dans l'Onglet "paramètres utilisateur".

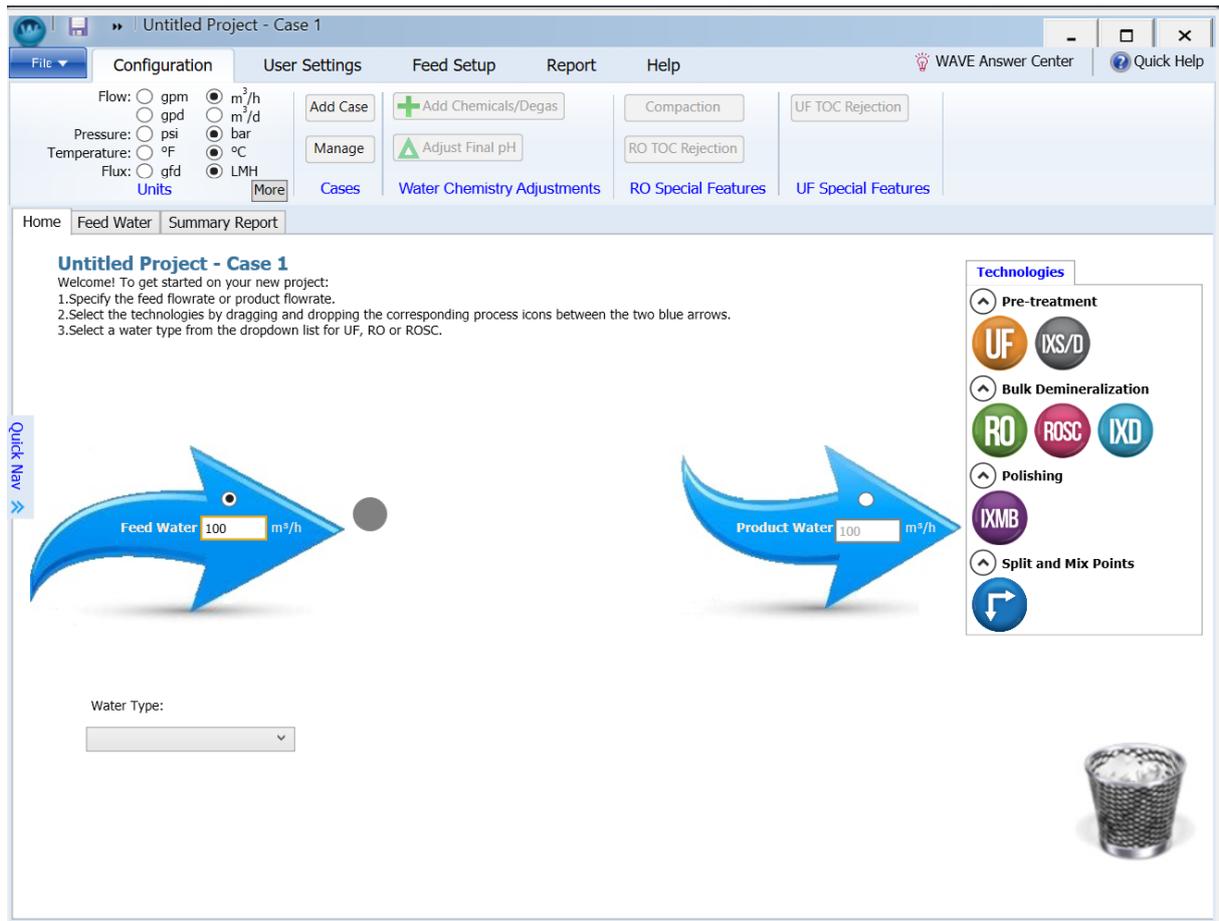


Figure IV.1 : Écran d'introduction du logiciel WAVE.

La deuxième étape du processus de conception consiste à saisir les caractéristiques chimiques des principaux éléments, tels que les anions, les cations, le pH et les paramètres de température, car ce sont les exigences minimales. Cependant, il est recommandé de fournir toutes les informations disponibles, y compris la turbidité et l'indice de colmatage (SDI), afin d'obtenir une conception plus précise.

Le programme propose également une option pour équilibrer la charge chimique des produits chimiques, avec plusieurs méthodes disponibles pour y parvenir. Il offre également la possibilité de gérer plusieurs flux, ce qui est particulièrement utile lorsque l'eau d'alimentation provient d'un mélange de différentes sources.

La figure suivante illustre l'écran d'entrée de l'analyse de l'eau d'alimentation :

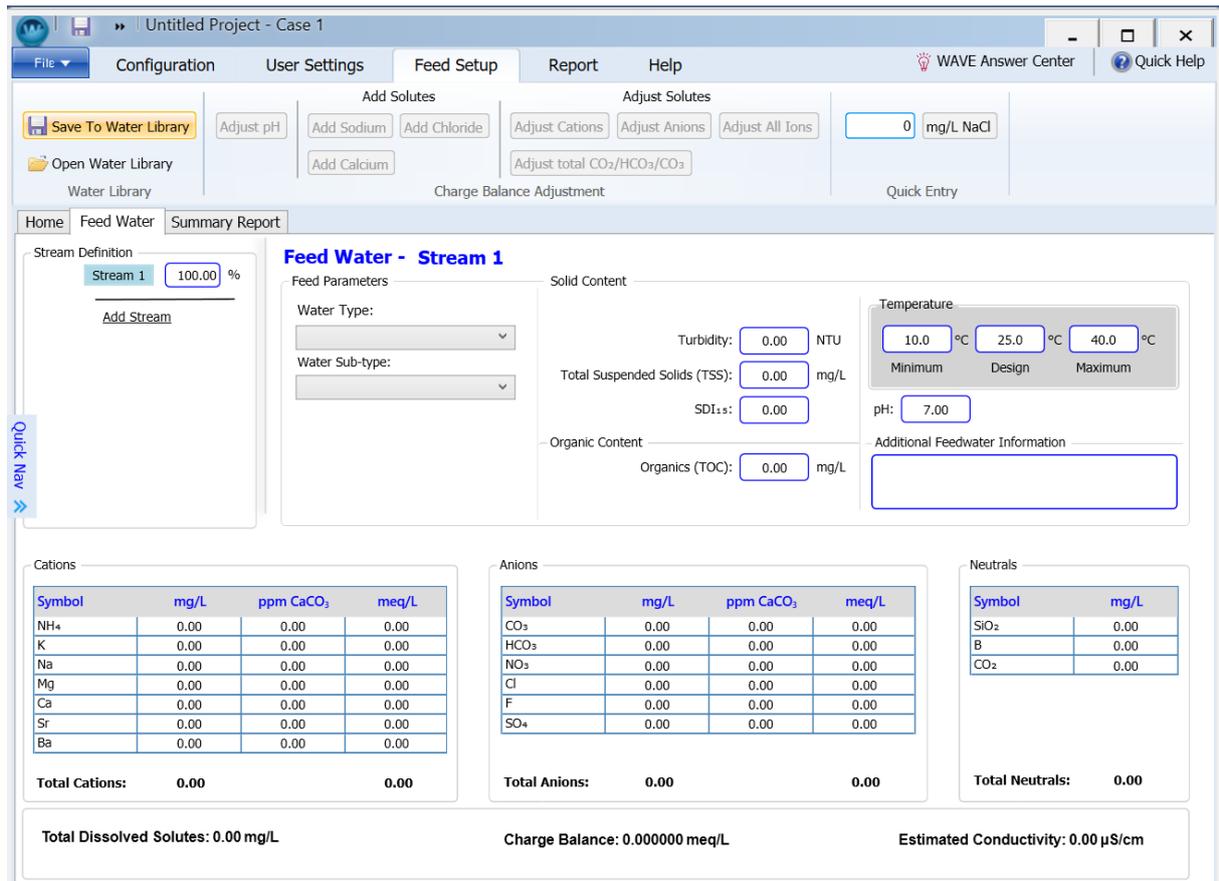


Figure IV.2 : Écran d'entrée de l'analyse de l'eau d'alimentation.

Les étapes suivantes dépendent des procédés de traitement de l'eau sélectionnés, chacun disposant de son propre écran de conception spécifique qui fournit tous les outils spécialisés nécessaires.

La figure IV.3 présente un exemple d'écran de conception pour les systèmes d'osmose inverse.

The screenshot displays the 'Reverse Osmosis Pass Configuration' window in the WAVE software. The window is titled 'Wave-RO-7/13/2024 ABIR DESSALEMENT - Case 1'. It features a top navigation bar with tabs for 'Configuration', 'User Settings', 'Feed Setup', 'Report', and 'Help'. Below the navigation bar, there are several control panels and a table.

Configuration for Pass 1:

- Number of Stages: 1, 2, 3, 4, 5 (2 is selected)
- Flow Factor: 0.85
- Temperature: Design, 28.0 °C
- Pass Permeate Back Pressure: 0.00 bar

Flows:

- Feed Flow: 1157.4 m³/h
- Recovery: 54.7 %
- Permeate Flow: 633.1 m³/h
- Flux: 17.7 LMH
- Conc. Recycle Flow: 0 m³/h
- Bypass Flow: 0 m³/h

Stages Table:

	Stage 1	Stage 2
# PV per stage	92	62
# Els per PV	6	6
Element Type	SW30HRLE-400i	SW30HRLE-440i
Specs		
Total Els per Stage	552	372
Pre-stage ΔP (bar)	0.31	0.20
Stage Back Press (bar)	0.60	0.60
Boost Pressure (bar)	N/A	15
Feed Press (bar)	0	N/A
% Conc to Feed	0.00	0.00

System Configuration Diagram:

The diagram shows a feed stream entering from the left, labeled 'Feed'. A stream of 'Na6P6O18 (Antiscalant)' is added to the feed. The feed then passes through a series of RO stages. The output of the stages is split into 'Permeate' (blue arrow) and 'Concentrate' (red arrow). A 'H₂SO₄' stream is also shown entering the system.

Figure IV.3 : Écran de conception du système d'osmose inverse WAVE.

Dans cette section, l'utilisateur peut sélectionner des détails spécifiques au RO, tels que le nombre de passages, les étapes, le taux de récupération du système, le nombre d'éléments par récipient sous pression, ainsi que le type de membrane RO à utiliser. Il est également possible d'ajouter des informations sur le dosage chimique si cela est nécessaire pour le bon fonctionnement du système.

IV.3.2. Résultats et analyse de la simulation :

WAVE propose trois types de rapports et d'options d'analyse pour les utilisateurs, chacun offrant diverses fonctionnalités :

IV.3.2.1. Rapport du sommaire :

Le rapport du sommaire est généré dès que toutes les informations sont saisies pour chaque processus de traitement. Chaque processus dispose de son propre rapport qui présente des informations spécifiques. En général, ces rapports incluent les données suivantes :

- Schéma du système.
- Résultats de traitement prévus.
- Concentrations ioniques projetées.

- Données de fonctionnement à différents points du système (alimentation, perméat/filtrat, rejet).
- Concevoir des avertissements lorsque certains paramètres dépassent les limites maximales.
- Commentaires et recommandations spéciaux.

IV.3.2.2. Rapport détaillé du sommaire :

Les rapports de synthèse détaillés se distinguent du rapport standard sur plusieurs aspects, mais principalement par le fait qu'ils incluent les coûts d'exploitation de chaque unité ainsi que le coût potentiel par mètre cube d'eau produite.

IV.3.2.3. Simulation de lots :

L'aspect le plus intéressant de WAVE est qu'il offre des fonctionnalités uniques qui ne sont pas disponibles ailleurs. C'est pourquoi WAVE a été choisi pour concevoir la nouvelle unité de traitement de l'eau.

Cette option, illustrée à la figure IV.4, permet à l'utilisateur de simuler le fonctionnement de l'unité en modifiant certaines variables telles que la température d'alimentation, le facteur de concentration et le compactage.

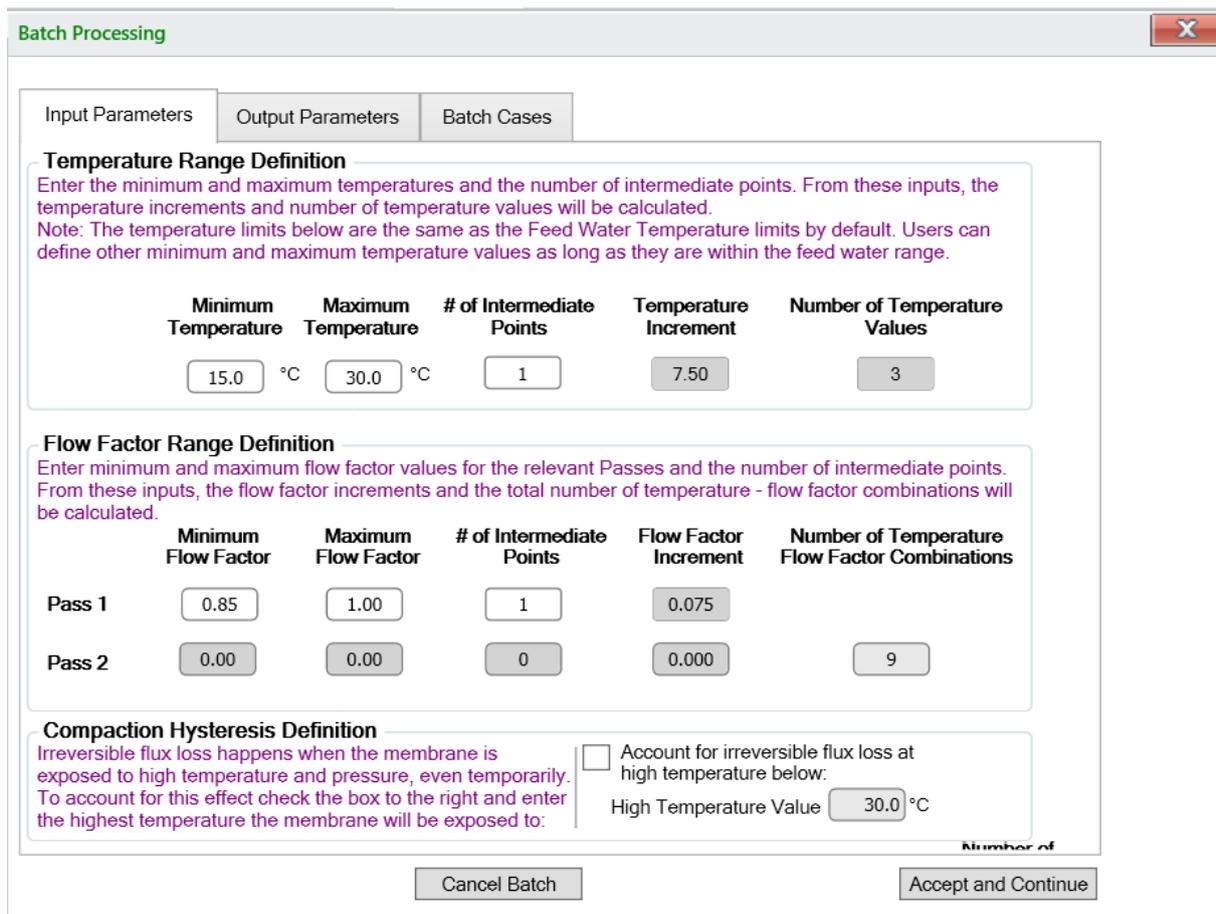


Figure IV.4 : Écran d'entrée de la simulation par lots WAVE.

IV.4. La Conception d'unité d'osmose inverse :

IV.4.1. Paramètres de conception :

Voici les renseignements supplémentaires qui doivent être fournis pour la conception de l'unité :

- Type d'eau d'alimentation : eau de mer avec un prétraitement conventionnelle, SDI < 5.
- Débit de perméat : 636.57 m³/h.
- Taux de récupération : 55 %
- Pression de retour du perméat : 0.6 bar.
- Pression de la pompe booster : 15 bars pour augmenter la pression du rejet du premier étage pour le faire recycler au deuxième étage.
- Facteur de débit : 0.85.
- Plage de température : min : 15°C, conception : 28°C, max : 30°C.

IV.4.2. Choix et spécifications de la membrane :

Le choix a été effectué sur les bases suivantes :

- Surface active de la membrane par élément.
- Rejet de sel en fonction de la consommation d'énergie.
- Résistance à l'encrassement et tolérance chimique.
- Caractéristiques spécifiques de l'eau saumâtre.

Pour le premier étage :

La membrane choisie pour la conception de l'unité pour le premier étage est la SW30HR LE-400i. Le type de membrane sélectionné est un élément à spirale avec une membrane composite en polyamide à couche mince.

Le tableau suivant présente les caractéristiques du membrane choisis :

Tableau IV.1 : Les propriétés des éléments membranaires SW30HR LE-400i (Dupont, 2023).

DOW FILMTEC™ Element	Active Area		Feed Spacer Thickness (mil)	Permeate Flow Rate		Stabilized Boron Rejection (%)	Stabilized Salt Rejection (%)
	(ft ²)	(m ²)		(GPD)	(m ³ /d)		
SW30HRLE-400i	400	37	28	7,500	28	92	99.80

Le tableau présente les limites de fonctionnement des éléments susmentionnés :

Tableau IV.2 : Limites de fonctionnement et de nettoyage des éléments membranaires SW30HR LE-400i (Dupont, 2023).

Operating and Cleaning Limits	Maximum Operating Temperature ^a	113°F (45°C)
	Maximum Operating Pressure	1,200 psig (83 bar)
	Maximum Element Pressure Drop	15 psig (1.0 bar)
	pH Range, Continuous Operation ^a	2 – 11
	pH Range, Short-Term Cleaning (30 min.) ^b	1 – 13
	Maximum Feed Silt Density Index (SDI)	SDI 5
	Free Chlorine Tolerance ^c	< 0.1 ppm

Pour le deuxième étage :

La membrane choisie pour la conception de l'unité pour le deuxième étage est la SW30HR LE-440i. Le type de membrane sélectionné est un élément à spirale avec une membrane composite en polyamide à couche mince.

Le tableau suivant présente les caractéristiques du membrane choisis :

Tableau IV.3 : Les propriétés des éléments membranaires SW30HR LE-440i (Dupont, 2023).

Typical Properties

FilmTec™ Element	Active Area		Feed Spacer	Permeate Flowrate		Stabilized Boron	Stabilized Salt	Minimum Salt
	(ft ²)	(m ²)	Thickness (mil)	(gpd)	(m ³ /d)	Rejection (%)	Rejection (%)	Rejection (%)
SW30HRLE-440i	440	41	28	8,000	30.2	92	99.80	99.65

Le tableau présente les limites de fonctionnement des éléments susmentionnés :

Tableau IV.4: Limites de fonctionnement et de nettoyage des éléments membranaires SW30HR LE-440i (Dupont, 2023).

Suggested Operating Conditions ¹

Membrane Type	Polyamide Thin-Film Composite
Maximum Operating Temperature ^{2,3}	113°F (45°C)
Maximum Operating Pressure ³	1,200 psig (83 bar)
Maximum Element Pressure Drop	
Per element	15 psig (1.0 bar)
Per pressure vessel (minimum 4 elements)	50 psig (3.5 bar)
pH Range	
Continuous Operation ²	2 – 11
Short-term Cleaning (30 min) ⁴	1 – 13
Maximum Feed Silt Density Index (SDI)	SDI 5
Free Chlorine Tolerance ⁵	< 0.1 ppm

IV.4.3. Configuration du système :

La configuration du système pour les unités RO doit être calculée manuellement en suivant les étapes suivantes :

IV.4.3.1. Le flux moyen d'eau :

Le flux moyen f (en L/m²·h) de l'installation sera déterminé en fonction des essais-pilotes, de l'expérience du client ou des recommandations basées sur le type d'eau d'alimentation.

Il est crucial de sélectionner la gamme de flux d'eau appropriée pour le type d'eau spécifique présent sur le site, afin de concevoir un système conforme aux normes établies. La gamme de flux d'eau suggérée par DuPont dans leurs lignes directrices de conception des systèmes à membrane pour les éléments 8" Film Tec™ est de 12 à 19 LMH.

IV.4.3.2. Calculer le nombre d'éléments nécessaires :

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

$$\text{Le nombre d'éléments est} \quad N_E = \frac{QP}{f \cdot S_E} \quad \dots \quad (\text{VI.1})$$

Avec :

N_E : le nombre d'éléments nécessaires.

Q_P : le débit de perméat (m³/ h).

f : le flux d'eau (18.6 LMH pour nos besoins).

S_E : la Surface active de la membrane (m²).

Donc :

$$N_E = \frac{636.57}{0.018 \times 37}$$

$$N_E = 924 \text{ éléments.}$$

IV.4.3.3. Calculer le nombre de tubes de pression nécessaires :

Les tubes de pression standard contiennent 6 éléments, On divise le nombre d'éléments N_E par la capacité NEPV des tubes (nombre d'élément par tube) :

Le nombre de tubes de pression est :

$$N_V = \frac{N_E}{N_{epv}} \quad \dots \quad (\text{VI.2})$$

Avec :

N_E : le nombre d'éléments.

N_{EPV} : nombre d'éléments par tube.

Donc :

$$N_V = \frac{924}{6}$$

$$N_V = 154.$$

Les étapes suivantes peuvent être appliquées à tous les systèmes, mais elles sont particulièrement pertinentes pour les systèmes comportant des éléments de 8 pouces, où un grand nombre de tubes de pression peut être disposé de diverses manières. Pour les petits systèmes ne comportant qu'un seul ou un petit nombre d'éléments, le dimensionnement est généralement réalisé avec les éléments en série et un recyclage du concentrat, ce qui permet de maintenir les débits appropriés d'eau d'alimentation et de concentrat.

IV.4.3.4. Choisir le rapport d'étagement :

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

$$R = \left[\frac{1}{1-Y} \right]^{\frac{1}{n}} \quad \dots \quad (\text{VI.3})$$

Avec :

R : le rapport d'étagement.

n : nombre d'étages.

Y : le taux de conversion.

Donc :

$$R = \left[\frac{1}{1-0.55} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$R = 1.49$$

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

$$N_V(1) = \frac{N_V}{1+R^{-1}} \quad \dots \quad (\text{VI.4})$$

$$N_V(1) = \frac{154}{1+1.49^{-1}}$$

$$N_V(1) = 92$$

Le nombre de tubes de pression du deuxième étage se calcule comme :

$$N_V(2) = \frac{N_V(1)}{R}$$

$$N_v(2) = \frac{92}{1.49}$$

$$N_v(2) = 62.$$

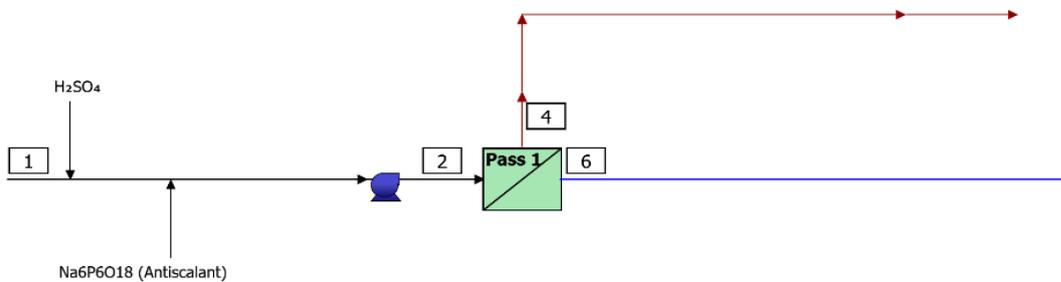
Une fois les choix nécessaires effectués selon les étapes précédentes, il sera possible d'analyser le système à l'aide du logiciel WAVE.

IV.4.4. Résultats finaux de la conception :

Les simulations pour les unités RO doivent être réalisées aux températures minimales et maximales de l'eau d'alimentation afin de prendre en compte les différences de viscosité de l'eau et, par conséquent, les configurations des pompes à haute pression.

RO Summary Report

RO System Flow Diagram



FigureIV.5 : Schéma du système d'osmose inverse.

IV.4.4.1. Les Résultats à 28 °C :

Tableau IV.5 : Vue d'ensemble du système d'osmose inverse à 28 °C.

Pass		Pass 1
Stream Name		Stream 1
Water Type		Sea Water (With conventional pretreatment, SDI < 5)
Number of Elements		924
Total Active Area	(m ²)	35719.36
Feed Flow per Pass	(m ³ /h)	1,154
Feed TDS ^a	(mg/L)	37,088
Feed Pressure	(bar)	61.90
Flow Factor		0.85
Permeate Flow per Pass	(m ³ /h)	633.62
Pass Average flux	(LMH)	17.7
Permeate TDS ^a	(mg/L)	189
Pass Recovery		54.9 %
Average NDP	(bar)	22.23
Specific Energy	(kWh/m ³)	4.52
Temperature	(°C)	28.0
pH		6.00 (After Adjustment)
Chemical Dose		3.00 mg/L Na ₆ P ₆ O ₁₈ (100%) 37.62 mg/L H ₂ SO ₄ (98%)
RO System Recovery		54.7 %
Net RO System Recovery		54.7%

Plusieurs notes peuvent être extraites du tableau IV.5 :

- La pression d'alimentation maximale est de 61.9 bars.
- Le flux moyen du système se situe dans la plage recommandée.
- Le système RO a un taux de conversion approximativement à 54.7%.
- La pression nette d'entraînement est environ 22.23 bars.

Tableau IV.6 : Résultats des solutés du système d'osmose inverse à 28 °C.

Concentrations (mg/L as ion)							
	Raw Feed	pH Adj. Feed	Concentrate		Permeate		
			Stage1	Stage2	Stage1	Stage2	Total
NH ₄ ⁺	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K ⁺	437.20	437.20	713.04	965.55	2.07	5.12	2.97
Na ⁺	11,332	11,332	18,486	25,038	47.37	115.40	67.38
Mg ⁺²	1,466	1,466	2,394	3,247	1.57	3.75	2.21
Ca ⁺²	345.00	345.00	563.47	764.15	0.36	0.87	0.51
Sr ⁺²	1.00	1.00	1.63	2.21	0.00	0.00	0.00
Ba ⁺²	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₃ ⁻²	0.91	0.17	0.56	1.15	0.00	0.00	0.00
HCO ₃ ⁻	157.01	111.69	181.46	244.86	1.81	2.38	1.97
NO ₃ ⁻	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl ⁻	21,001	21,001	34,264	46,417	79.15	192.72	112.56
F ⁻	1.00	1.00	1.63	2.21	0.01	0.01	0.01
SO ₄ ⁻²	2,255	2,292	3,744	5,079	0.88	2.09	1.24
SiO ₂	0.24	0.24	0.39	0.53	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	18.97	52.23	52.52	52.77	51.52	51.90	51.63
TDS ^a	36,996	36,987	60,350	81,762	133	322	189
pH	6.59	6.00	6.24	6.51	4.69	4.78	4.72

Plusieurs notes peuvent être extraites du tableau IV.6 :

- Il est crucial de ne pas indiquer que ces résultats démontrent que le pH du perméat diminue, ce qui implique qu'un ajustement du pH est nécessaire.
- On remarque l'élimination totale du bore.

Tableau IV.7 : Résultats de l'ajustement chimique par osmose inverse à 28 °C.

	Pass 1 Feed before pH Adjust	Pass 1 Feed After pH Decrease	RO 1 st Pass Conc
pH	6.59	6.00	6.51
Langelier Saturation Index	-0.32	-1.05	0.12
Stiff & Davis Stability Index	-1.33	-2.06	-0.94
TDS ^a (mg/l)	36,996	36,987	81,762
Ionic Strength (molal)	0.76	0.76	1.77
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	157.01	111.69	244.86
CO ₂ (mg/l)	18.97	52.22	52.77
CO ₃ ⁻² (mg/L)	0.91	0.17	1.15
CaSO ₄ (% saturation)	14.50	14.73	40.26
BaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% saturation)	1.51	1.54	5.07
CaF ₂ (% saturation)	7.85	7.85	67.67
SiO ₂ (% saturation)	0.17	0.16	0.38
Mg(OH) ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.00

- Ce tableau présente les concentrations de substances chimiques importantes dans le concentré du système. En raison des résultats LSI et SDSI dans le concentré. Puisque le Stiff & Davis Stability Index est positif, un antiscalant a été ajouté pour prévenir la formation de dépôts et d'entartrage sur les membranes d'osmose inverse.

Tableau IV.8 : Rapport détaillé sur les principaux paramètres du fonctionnement dans chaque membrane à 28 °C.

Stage	Element	Element Name	Recovery (%)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Feed TDS (mg/L)	Conc Flow (m ³ /h)	Perm Flow (m ³ /h)	Perm Flux (LMH)	Perm TDS (mg/L)
1	1	SW30HRLE-400i	9.27	12.55	61.59	37,084	11.39	1.16	31.3	77.86
1	2	SW30HRLE-400i	8.92	11.39	61.15	40,852	10.37	1.02	27.3	96.30
1	3	SW30HRLE-400i	8.38	10.37	60.76	44,833	9.51	0.87	23.4	121
1	4	SW30HRLE-400i	7.67	9.51	60.41	48,913	8.78	0.73	19.6	154
1	5	SW30HRLE-400i	6.83	8.78	60.11	52,953	8.18	0.60	16.1	197
1	6	SW30HRLE-400i	5.91	8.18	59.83	56,808	7.70	0.48	13.0	256
2	1	SW30HRLE-440i	7.07	11.42	74.38	60,389	10.61	0.81	19.7	182
2	2	SW30HRLE-440i	6.21	10.61	74.02	64,950	9.95	0.66	16.1	233
2	3	SW30HRLE-440i	5.32	9.95	73.69	69,222	9.43	0.53	13.0	302
2	4	SW30HRLE-440i	4.46	9.43	73.38	73,082	9.01	0.42	10.3	394
2	5	SW30HRLE-440i	3.67	9.01	73.10	76,461	8.68	0.33	8.1	514
2	6	SW30HRLE-440i	2.99	8.68	72.83	79,344	8.42	0.26	6.4	668

- Dans ce tableau On observe que toutes les pressions dans chaque membrane ne dépassent pas la norme maximale de 83 bars.

IV.4.4.2. Les résultats dans les points défavorables :

IV.4.4.2.1. Les résultats à 15 °c :

Tableau IV.9: Vue d'ensemble du système d'osmose inverse à 15 °C

Pass		Pass 1
Stream Name		Stream 1
Water Type		Sea Water (With conventional pretreatment, SDI < 5)
Number of Elements		924
Total Active Area	(m ²)	35719.36
Feed Flow per Pass	(m ³ /h)	1,155
Feed TDS ^a	(mg/L)	37,069
Feed Pressure	(bar)	61.90
Flow Factor		0.85
Permeate Flow per Pass	(m ³ /h)	586.08
Pass Average flux	(LMH)	16.4
Permeate TDS ^a	(mg/L)	92.45
Pass Recovery		50.7 %
Average NDP	(bar)	26.93
Specific Energy	(kWh/m ³)	4.95
Temperature	(°C)	15.0
pH		6.00 (After Adjustment)
Chemical Dose		3.00 mg/L Na ₆ P ₆ O ₁₈ (100%) 47.81 mg/L H ₂ SO ₄ (98%)
RO System Recovery		50.6 %
Net RO System Recovery		50.6%

On remarque que dans une température basse, la valeur de notre perméat diminue, donc tout ce qui concerne le flux moyen, le taux de conversion et les TDS du perméat diminue également.

Tableau IV.10 : Résultats des solutés du système d'osmose inverse à 15 °C

Concentrations (mg/L as ion)							
	Raw Feed	pH Adj. Feed	Concentrate		Permeate		
			Stage1	Stage2	Stage1	Stage2	Total
NH ₄ ⁺	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K ⁺	437.20	437.20	649.17	886.64	1.12	2.03	1.44
Na ⁺	11,332	11,332	16,828	22,986	25.40	45.93	32.73
Mg ⁺²	1,466	1,466	2,178	2,977	0.83	1.49	1.07
Ca ⁺²	345.00	345.00	512.60	700.58	0.19	0.35	0.25
Sr ⁺²	1.00	1.00	1.49	2.03	0.00	0.00	0.00
Ba ⁺²	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₃ ⁻²	0.91	0.09	0.23	0.50	0.00	0.00	0.00
HCO ₃ ⁻	157.01	99.15	146.95	200.29	1.59	1.74	1.64
NO ₃ ⁻	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl ⁻	21,001	21,001	31,189	42,605	42.45	76.73	54.69
F ⁻	1.00	1.00	1.48	2.03	0.00	0.01	0.00
SO ₄ ⁻²	2,255	2,302	3,420	4,675	0.47	0.84	0.60
SiO ₂	0.24	0.24	0.36	0.49	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	18.97	61.33	61.51	61.63	60.53	60.68	60.58
TDS ^a	36,996	36,985	54,928	75,036	72.08	129	92.45
pH	6.71	6.00	6.18	6.42	4.67	4.69	4.67

Une autre remarque à partir de ce tableau est que le pH du perméat diminue, ce qui est intéressant pour ajuster le pH.

Tableau IV.11 : Résultats de l'ajustement chimique par osmose inverse à 15 °C.

	Pass 1 Feed before pH Adjust	Pass 1 Feed After pH Decrease	RO 1 st Pass Conc
pH	6.71	6.00	6.42
Langelier Saturation Index	-0.48	-1.39	-0.38
Stiff & Davis Stability Index	-1.45	-2.36	-1.40
TDS ^a (mg/l)	36,996	36,985	75,036
Ionic Strength (molal)	0.76	0.76	1.61
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	157.01	99.15	200.29
CO ₂ (mg/l)	18.97	61.33	61.63
CO ₃ ⁻² (mg/L)	0.91	0.09	0.50
CaSO ₄ (% saturation)	14.52	14.82	35.93
BaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% saturation)	1.52	1.55	4.35
CaF ₂ (% saturation)	7.86	7.86	53.63
SiO ₂ (% saturation)	0.22	0.20	0.43
Mg(OH) ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.00

Étant donné les résultats négatifs des indices LSI et SDSI dans le concentrat, un antiscalant n'est pas nécessaire pour éviter tout problème, car l'eau dissoudra le CaCO_3 .

IV.4.4.2.2. Les résultats à 30°C :

Tableau IV.12: Vue d'ensemble du système d'osmose inverse à 30 °C.

Pass		Pass 1
Stream Name		Stream 1
Water Type		Sea Water (With conventional pretreatment, SDI < 5)
Number of Elements		924
Total Active Area	(m ²)	35719.36
Feed Flow per Pass	(m ³ /h)	1,154
Feed TDS ^a	(mg/L)	37,090
Feed Pressure	(bar)	61.90
Flow Factor		0.85
Permeate Flow per Pass	(m ³ /h)	636.09
Pass Average flux	(LMH)	17.8
Permeate TDS ^a	(mg/L)	210
Pass Recovery		55.1 %
Average NDP	(bar)	21.69
Specific Energy	(kWh/m ³)	4.50
Temperature	(°C)	30.0
pH		6.00 (After Adjustment)
Chemical Dose		3.00 mg/L Na ₆ P ₆ O ₁₈ (100%) 36.17 mg/L H ₂ SO ₄ (98%)
RO System Recovery		55.0 %
Net RO System Recovery		55.0%

Le résultat maximal de TDS atteint dans le pire des cas est de 210 mg/l, ce qui est nettement en dessous de 500 mg/l. Même en tenant compte de la perte de rejet de sel due au nettoyage et d'autres conditions du site, l'unité RO garantit en permanence une bonne production d'eau. De plus, nous remarquons que la pression d'alimentation reste à la même valeur 61.9 bars.

Tableau IV.13 : Résultats des solutés du système d'osmose inverse à 30 °C.

Concentrations (mg/L as ion)							
	Raw Feed	pH Adj. Feed	Concentrate		Permeate		
			Stage1	Stage2	Stage1	Stage2	Total
NH ₄ ⁺	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K ⁺	437.20	437.20	719.13	969.76	2.29	5.83	3.30
Na ⁺	11,332	11,332	18,644	25,149	52.27	131.36	74.99
Mg ⁺²	1,466	1,466	2,415	3,262	1.73	4.27	2.46
Ca ⁺²	345.00	345.00	568.38	767.74	0.40	1.00	0.57
Sr ⁺²	1.00	1.00	1.65	2.23	0.00	0.00	0.00
Ba ⁺²	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₃ ⁻²	0.91	0.18	0.62	1.27	0.00	0.00	0.00
HCO ₃ ⁻	157.01	113.46	185.84	249.67	1.86	2.54	2.04
NO ₃ ⁻	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl ⁻	21,001	21,001	34,558	46,624	87.34	219.38	125.27
F ⁻	1.00	1.00	1.64	2.22	0.01	0.01	0.01
SO ₄ ⁻²	2,255	2,290	3,775	5,100	0.97	2.38	1.38
SiO ₂	0.24	0.24	0.39	0.53	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	18.97	50.93	51.25	51.54	50.25	50.69	50.38
TDS ^a	36,996	36,988	60,870	82,128	147	367	210
pH	6.57	6.00	6.24	6.51	4.70	4.81	4.73

Le tableau ci-dessus indique que toutes les concentrations de solutés augmentent avec la température, tout en restant toujours en dessous des niveaux recommandés.

Tableau IV.14 : Résultats de l'ajustement chimique par osmose inverse à 30 °C.

	Pass 1 Feed before pH Adjust	Pass 1 Feed After pH Decrease	RO 1 st Pass Conc
pH	6.57	6.00	6.51
Langelier Saturation Index	-0.29	-1.00	0.18
Stiff & Davis Stability Index	-1.31	-2.02	-0.89
TDS ^a (mg/l)	36,996	36,988	82,128
Ionic Strength (molal)	0.76	0.76	1.78
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	157.01	113.46	249.67
CO ₂ (mg/l)	18.97	50.94	51.54
CO ₃ ⁻² (mg/L)	0.91	0.18	1.27
CaSO ₄ (% saturation)	14.49	14.72	40.49
BaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% saturation)	1.51	1.54	5.12
CaF ₂ (% saturation)	7.85	7.85	68.48
SiO ₂ (% saturation)	0.17	0.16	0.37
Mg(OH) ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.01

L'ISF et le SDSI augmentent légèrement, ce qui affecte la conclusion selon laquelle il est nécessaire d'utiliser un antiscalant pour prévenir toute éventuelle décroissance des enjeux.

IV.4.5. Procédé avec installation d'un échangeur de pression :

Energy Recovery a passé des décennies à perfectionner des dispositifs qui captent et recyclent l'énergie sous pression autrement gaspillée, rendant les systèmes industriels de dessalement plus économiques et plus fiables. Notre technologie phare d'échangeur de pression PX est la solution de récupération d'énergie la plus utilisée, la plus efficace et la plus fiable pour le dessalement. De plus, nos dispositifs de récupération d'énergie des turbocompresseurs hydrauliques offrent des économies substantielles et une qualité inégalée, réduisant ainsi les coûts d'investissement initiaux. Associés à notre gamme de pompes, ces appareils fournissent aux usines de toutes tailles et en tout lieu les solutions de récupération d'énergie les plus performantes du marché mondial de l'eau.

La consommation spécifique d'énergie du procédé, dans notre cas sans installation d'un échangeur de pression est exprimée dans le logiciel WAVE comme suit :

Specific Energy	(kWh/m ³)	4.52
-----------------	-----------------------	------

La consommation spécifique d'énergie du procédé, dans notre cas avec l'installation d'un échangeur de pression est exprimée par la loi suivante :

$$C_{se_{ep}}(y, p, \eta_P, \eta_E) = \frac{P_A \times (1 - \eta_E (1 - y))}{36.6 \times \eta_{PUMP} \times y} \quad \dots \quad (VI.5)$$

P_A : pression d'alimentation (bar).

Y : taux de conversion.

η_E : efficacité motrice.

η_{PUMP} : efficacité de la pompe.

Donc on obtient :

Pour le premier étage :

$$C_{se_{ep}}(y, p, \eta_P, \eta_E) = \frac{61.9(1 - 0.95(1 - 0.55))}{36.6 \times 0.84 \times 0.55}$$

$$C_{se_{ep}}(y, p, \eta_P, \eta_E) = 2.1 \text{ kWh/m}^3.$$

Pour le deuxième étage :

$$C_{se_{ep}}(y, p, \eta_P, \eta_E) = \frac{72.57(1 - 0.95(1 - 0.55))}{36.6 \times 0.84 \times 0.55}$$

$$C_{se_{ep}}(y, p, \eta_P, \eta_E) = 2.45 \text{ kWh/m}^3.$$

Les résultats obtenus montrent que le système de récupération par un échangeur de pression est de loin le meilleur dispositif pour atteindre une consommation spécifique d'énergie minimale.

IV.4.6. La ressource d'énergie :

Pour alimenter une station de dessalement nécessitant environ 17 883 MWh par mois, l'objectif est de dimensionner une centrale photovoltaïque capable de fournir cette énergie de manière continue, jour et nuit. Cela implique non seulement la production d'électricité pendant la journée, mais aussi le stockage de l'énergie pour une utilisation nocturne ou par temps nuageux. Ce dimensionnement se fait selon les étapes suivantes :

1- Besoins énergétiques :

Consommation quotidienne : $17883 \text{ MWh} / \text{mois} = 596.1 \text{ MWh/jour}$.

Consommation horaire : $596.1 \text{ MWh} / 24 \text{ heures} = 24,84 \text{ MWh /heure}$.

2- Dimensionnement de la photovoltaïque :

A) Production solaire nécessaire (jour) : supposons que la zone reçoit en moyenne 5 heures de plein ensoleillement par jour, ce qui est typique pour de nombreuses régions en Algérie. Donc on peut calculer la capacité de la centrale pour produire 596.1 MWh en 5 heures d'ensoleillement par la méthode suivante :

Capacité = l'énergie / les heures de fonctionnement = $596.1 \text{ MWh} / 5 \text{ heures} = 120 \text{ MWc}$.

B) Stockage d'énergie pour la nuit : pour alimenter la station pendant les 19 heures restantes (la nuit et les heures de faible ensoleillement), il faut stocker :

$24.84 \text{ MWh} \times 19 \text{ Heures} = 471.96 \text{ MWh}$.

C) Capacité des batteries : supposons une perte d'efficacité de 10% dans le stockage et la récupération de l'énergie. La capacité des batteries devrait donc être d'environ :

$471.96 \text{ MWh} / 0.9 = 524 \text{ MWh}$.

IV.5. Conclusion :

L'ajout d'un deuxième étage dans un système d'osmose inverse (RO) vise à augmenter le débit de perméat et à améliorer l'efficacité de notre station de dessalement. Ce dimensionnement doit prendre en compte plusieurs facteurs clés pour garantir une performance optimale tout en intégrant l'énergie solaire comme source d'alimentation.

Chapitre V :
Le cout d'investissement

V.1. Introduction :

L'étude économique est une étape essentielle dans la mise en œuvre d'un projet, car elle permet d'évaluer sa faisabilité financière. Cette analyse aide à prendre des décisions concernant le lancement du projet en se basant sur les gains attendus, les coûts d'investissement et le retour sur investissement. Nous procéderons à une analyse financière du projet étudié précédemment.

V.2. Devis quantitatif et estimatif :

Pour évaluer avec précision les coûts d'exploitation, il est indispensable de considérer divers facteurs opérationnels. Parmi les principaux aspects à examiner figurent la consommation d'énergie électrique, l'utilisation des consommables, et les coûts de maintenance. Une analyse approfondie et une gestion attentive de ces éléments sont cruciales pour obtenir une estimation fiable des dépenses d'exploitation. Cette méthode holistique assure une évaluation réaliste et représentative des coûts engagés.

V.3. Calcul économique :

L'évaluation économique se base sur une quantification exacte de chaque élément pris en compte. Cette méthode consiste à assigner des valeurs numériques à tous les aspects du projet, permettant ainsi de déterminer une estimation globale du coût final.

V.3.1. Estimation des coûts d'investissement :

L'investissement total englobe les dépenses liées à la construction de l'unité ainsi que le coût des équipements principaux et auxiliaires, et se calcule selon la relation suivante :

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

Avec :

C1 : Coût du prétraitement

C2 : Coût des réservoirs

C3 : Coût de la tuyauterie

C4 : Coût de l'équipement principal

C5 : Coût imprévu.

V.3.1.1. Coût d'investissement du prétraitement :

Le tableau V.1 présente les coûts d'investissement liés au prétraitement.

Tableau V .1 : Coût d'investissement du prétraitement.

Equipement	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA)
Filtre à sable	40	2680000	107200000
Filtre à cartouche	18	268000	4824000
Total			112024000

V.3.1.2. Coût d'investissement du réservoir :

La station comprend un ensemble de réservoirs dont les coûts sont détaillés dans le tableau V-2 :

Tableau V.2 : Investissement lié au coût des réservoirs.

Equipement	Quantité m ³	Prix total (DA)
Réservoir rejet	1000	100000000
Réservoir traité	3000	224000000
Réservoir anti-scalant	1 × 2	750000
Réservoir brut	18000	252000000
Réservoir métabisulfite de sodium	2 × 10	3000000
Réservoir poly électrolyte	2 × 2	120000
Réservoir chlorure ferrique	2 × 40	6000000
Réservoir d'acide sulfurique	2 × 60	9000000
Réservoir d'hypochlorite de sodium	3 × 60	13500000
Réservoir d'hydroxyde sodique	1 × 40	3000000
Réservoir du stockage de CO ₂	2 × 25	1500000
Total		612870000

V.3.1.3. Cout de l'équipement principal et auxiliaire :

Ce coût englobe le prix des membranes d'osmose inverse ainsi que celui du système de pompage.

Coût d'investissement du système d'osmose :

Tableau V.3 : Coût d'investissement des systèmes d'osmoseur.

Total	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA)
Tube de pression	154	225000	34650000
Membrane	924	4000000	3696000000
Total			3730650000

Le tableau V.4 présente un récapitulatif du nombre et du type de pompes, ainsi que de leur coût.

Tableau V.4 : Coût d'investissement de systèmes pompage.

Type de pompe	Quantité	Prix unitaire (DA)	Prix total (DA)
Pompe centrifuge	11	981663	10798293
Pompe à haute pression	9	6700000	60300000
Pompe booster	32	3000000	96000000
Récupérateur d'énergie	240	2680000	643200000
Total			810298293

Donc la valeur de l'équipement principal et auxiliaire est de :

$$C_{\text{équipement}} = C_{\text{membranes}} + C_{\text{sys pompage}}$$

$C_{\text{équipement d'osmoseur}} = 4540948293 \text{ DA}$.

En additionnant les quatre montants pour obtenir le coût total de l'investissement.

$C_{\text{inv}} = C_{\text{prétraitement}} + C_{\text{réservoir}} + C_{\text{équipement}}$.

$C_{\text{inv}} = 5265842293 \text{ DA}$.

V.3.1.4. Coût imprévu :

Le coût imprévu représente 10 % du montant total de l'investissement.

$$C_{\text{imp}} = 0.1 \times C_{\text{inv}}$$

$C_{\text{imp}} = 526584229.3$.

Ainsi, le coût global de l'investissement pour notre station s'élève à :

$C_{\text{inv}} = C_{\text{prétraitement}} + C_{\text{réservoir}} + C_{\text{équipement}} + C_{\text{imp}}$.

$C_{\text{inv}} = 5792426522$.

V.3.2. Coût d'Exploitation :

Le coût d'exploitation inclut les dépenses liées à la consommation d'énergie, les coûts de personnel et d'entretien, ainsi que le coût de remplacement des membranes.

V.3.2.1. Coût de Consommation d'Énergie :

Notre station nécessite environ 17 883 MWh d'énergie électrique pour produire 634,26 m³/h. En raison de cette consommation énergétique élevée, j'ai opté pour l'énergie solaire afin d'assurer un fonctionnement optimal. Le coût associé à l'installation des panneaux photovoltaïques peut être estimé comme suit :

Le cout de la centrale photovoltaïque pour une installation de 1 MWc est 94.5 millions DA.

Le cout du stockage d'énergie par des batteries est 14.16 milliards DA.

Le coût total est déterminé par :

$C_c = \text{cout centrale} + \text{cout de stockage}$

$C_c = 25500000000$.

V.3.2.2. Charge du personnel :

Cela représente la somme totale des salaires de l'ensemble du personnel sur une année complète :

Tableau V.5: Montant total des salaires annuels.

Fonction	Nombre	Duré (mois)	Salaire par personne par mois (DA)	Salaire total (DA)
Ingénieur	3	12	1000000	12000000
Opérateur	6	12	8000000	96000000
Laborantin	2	12	900000	108000000
Agent de sécurité	3	12	3500000	42000000
Ouvrier	3	12	3500000	42000000
Total				300000000

V.3.2.3. Coût d'Entretien :

Le coût annuel d'entretien de l'ensemble de la station équivaut à 5 % du montant de l'investissement.

$C_{ent} = 0.05 \times C_{inv}$

$C_{ent} = 289621326.1$.

Le coût total d'exploitation se présente comme suit :

$C_{exp} = C_{\text{énergie}} + C_{\text{charge}} + C_{\text{entretien}}$

$C_{exp} = 26089621330$.

Coût Global de la station :

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

$C_T = 31882047850$.

V.3.3. Montant total avec la TVA :

Taux de la TVA = 19%

Montant de la TVA = $0.19 \times CT = 6057589092$

Montant de la TTC = $CT + TVA = 37939636940$.

Donc le montant total de la station avec la TVA est : 37 939 636 940 soit trente-sept milliards neuf cent trente-neuf millions six cent trente-six mille neuf cent quarante dinar Algérien.

V.4. Prix unitaire du mètre Cube d'eau traité :

$$Pr = \frac{\text{cout total annuel}}{\text{production annuelle d'eau(m3)}}$$

$$Pr = 80.00 \text{ DA/m}^3.$$

V.5. Conclusion :

Notre étude montre que le coût de production d'un mètre cube d'eau déminéralisée dans notre installation est de 80.00 DA/m³, ce qui est compétitif par rapport au prix de l'eau potable traditionnelle. Cette compétitivité est principalement due à la faible consommation énergétique du procédé d'osmose inverse, confirmant ainsi notre choix technologique et l'efficacité de cette méthode de déminéralisation. De plus, nous avons estimé le coût global de réalisation et d'exploitation de l'installation, qui s'élève à environ 37 939 636 940 DA avec taxes comprises.

Conclusion :

Le dimensionnement d'un deuxième étage dans une station de dessalement est une étape cruciale pour améliorer l'efficacité et la capacité de production de l'installation. En général, le rôle du deuxième étage dans un système de dessalement, comme l'osmose inverse ou la distillation multiple, consiste à augmenter le taux de récupération de l'eau douce tout en réduisant la concentration en sel du rejet. Ce dimensionnement implique plusieurs considérations techniques et économiques :

- Optimisation énergétique : Le deuxième étage doit être conçu pour minimiser la consommation d'énergie, car les processus de dessalement, en particulier l'osmose inverse, sont énergivores. Cela passe par une sélection soignée des pompes, des membranes et des systèmes de récupération d'énergie.
- Choix des membranes : Dans le cas de l'osmose inverse, le deuxième étage utilise des membranes adaptées pour traiter des flux à plus faible pression et à plus haute salinité, typiques des effluents du premier étage. Leur sélection repose sur la capacité de réjection de sel, la durabilité et les performances à long terme.
- Gestion des rejets : Un dimensionnement efficace tient compte de la gestion des saumures, car le second étage génère un flux plus concentré en sel. L'impact environnemental des rejets doit être pris en compte, en évaluant des options de valorisation ou de dilution des rejets pour minimiser leur impact sur l'écosystème.
- Études de faisabilité économique : Il est essentiel de réaliser une étude de rentabilité pour s'assurer que le coût supplémentaire lié à l'installation d'un deuxième étage (en termes d'investissement et de fonctionnement) est justifié par l'amélioration du rendement et de la qualité de l'eau.
- Maintenance et durabilité : Le dimensionnement doit inclure des considérations sur la maintenance à long terme et les remplacements périodiques des composants. Un bon compromis entre coûts d'exploitation et durabilité des équipements est nécessaire pour assurer la viabilité à long terme de la station.

Dans ce travail est de démontrer aussi les procédés de fonctionnement de la station de dessalement de l'eau de mer par osmose inverse du Mostaganem, suivi d'une analyse de certains paramètres de prétraitement

La station de dessalement de l'eau de mer par osmose inverse du Mostaganem est un exemple de projet de dessalement en Algérie. Les paramètres de prétraitement sont constamment surveillés et contrôlés pour assurer le bon fonctionnement de la station et la production d'eau douce de haute qualité. Il est essentiel de noter que les procédés et les paramètres de prétraitement peuvent varier d'une station à l'autre en fonction des spécificités techniques et des conditions locales.

La station du Mostaganem opère en continu, 24 heures sur 24 et 7 jours sur 7, pour produire 250 000 m³ d'eau par jour. Elle dispose d'une chaîne de prétraitement qui commence par une acidification suivie d'une chloration à la prise d'eau, un dégrillage grossier et fin au bâtiment

de captage, une coagulation-floculation, une décantation, une filtration et se termine par une microfiltration sur cartouche.

L'efficacité des prétraitements est évaluée par la valeur de SDI à la sortie de la microfiltration, qui doit être inférieure ou égale à 5. Si cette valeur n'est pas atteinte, l'eau prétraitée est redirigée vers la mer pour protéger les membranes d'osmose inverse contre le colmatage.

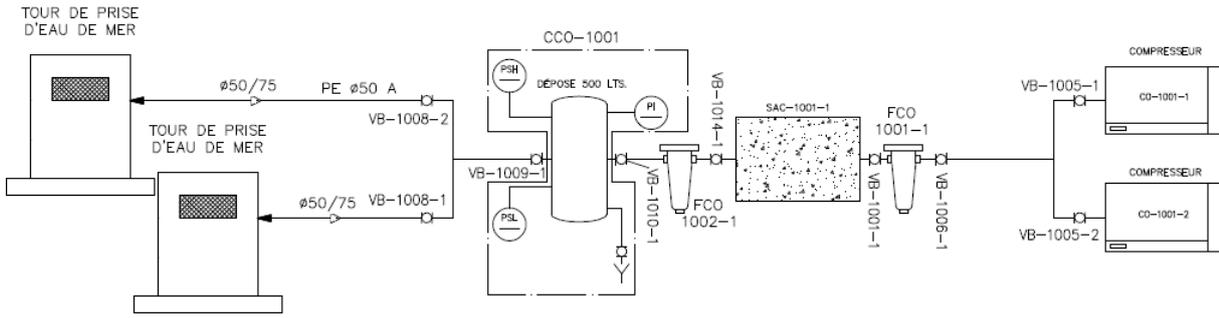
Le contrôle de la dose de chlore dans l'eau prétraitée est réalisé avant la microfiltration, afin de déterminer la dose de métabisulfite de sodium nécessaire pour réduire le chlore et atteindre une valeur acceptable pour la membrane.

En résumé, Ce projet de dimensionnement représente une étape significative vers l'optimisation des ressources hydriques de la région de Mostaganem, contribuant ainsi à une meilleure qualité de vie pour la population locale et au développement économique de la région. Les conclusions de cette étude peuvent servir de base pour de futures recherches et améliorations dans le domaine du dessalement, ouvrant la voie à des solutions encore plus performantes et durables.

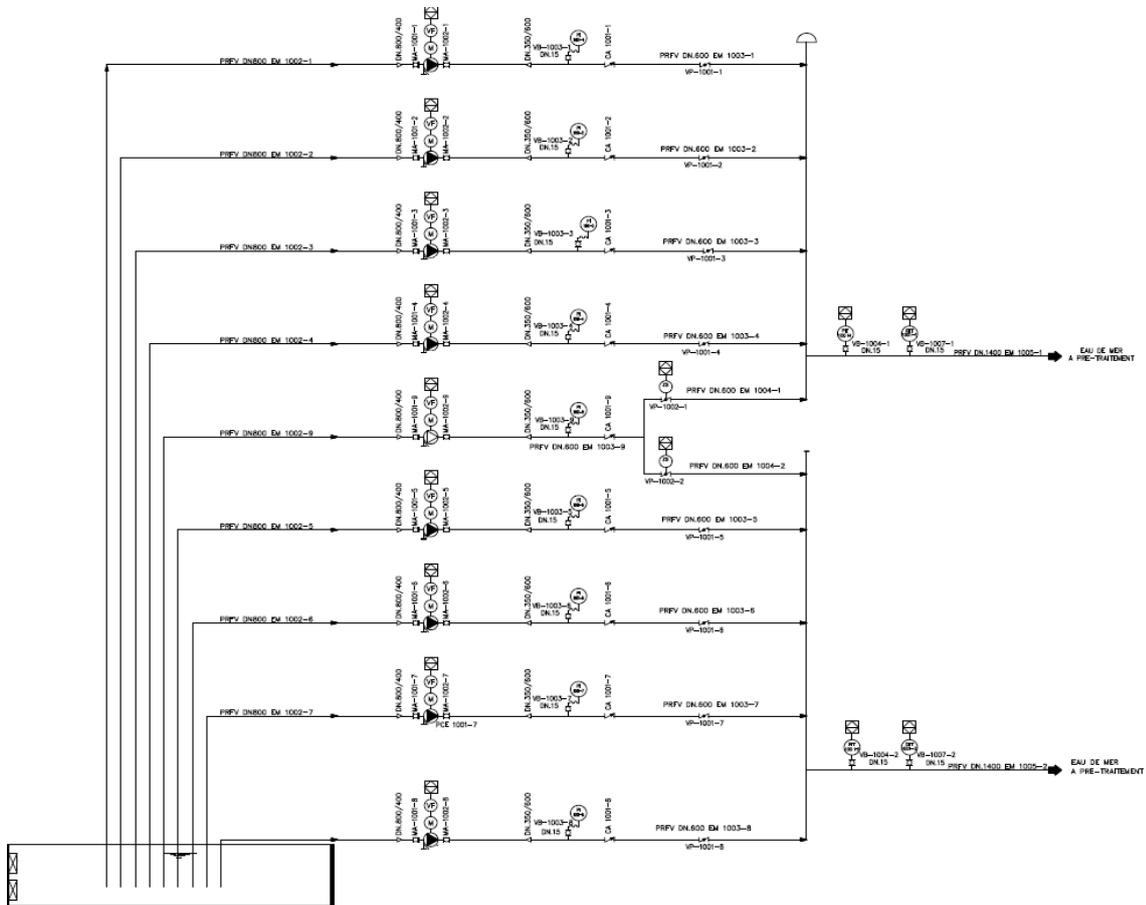
Références bibliographiques

- [1] : Site Internet Algérie presse service a déclaré par Mustafa mihoubi.23 Mars 2021. <https://www.aps.dz/> .
- [2]: IAN C, WATSON. (Juillet 2003). Desalting handbook for planners , Pp 5-7.
- [3]: S.C. BHATIA (2008). Engineering Chemistry. 1^{ère}ed. CBS publisher and distributors. New Delhi (India). Pp.49.
- [4]: VOUTCHKOV, N. (2013). Desalination Engineering Book: planning and design, P 5.
- [5] : Site Internet EVARISTE serveur du ministère chargé de l'industrie consacré à l'innovation industrielle et technologique, <https://www.evariste.org/> , consulté en Octobre 2002.
- [6] : Nouvelle version rédigée par BERLAND J et JUERY C. Décembre 2002. Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau.
- [7] : BUISSON H, LEBEAU T, LELIEVRE C, HERREMANS L. (1998). Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau.
- [8] : GALAMBOS et AL, LIN et YANG. (2004). Transfert de molécules organiques en osmose inverse.
- [9]: LAWRENCE K, JIAPING P, NAZIH K. (2011). Membrane and desalting technologies handbook of environmental engineering 13.
- [10]: ASTM D 4195 – 88 (Reapproved 2003): Standard Guide for Water Analysis for Reverse Osmosis Application.
- [11] : ALBERTO JUSTEL.19 Mai 2010. MANUEL D'exploitation et d'entretien,« Usine de dessalement de Mostaganem » .

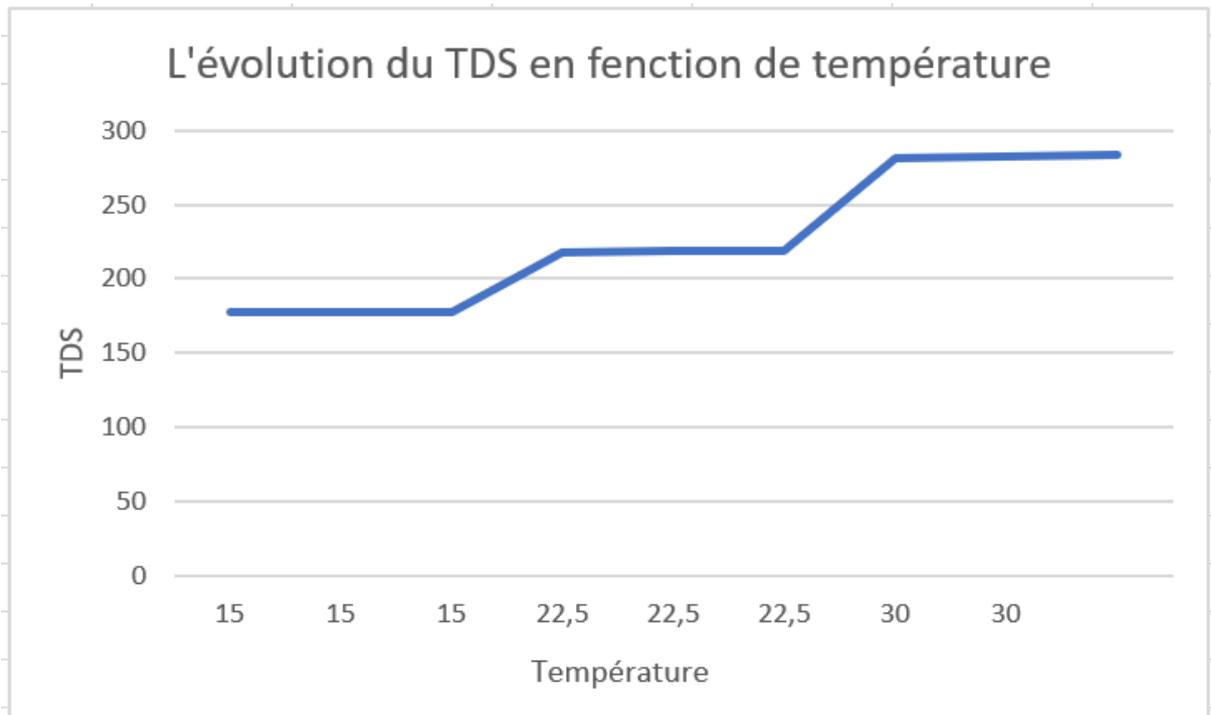
Annexes



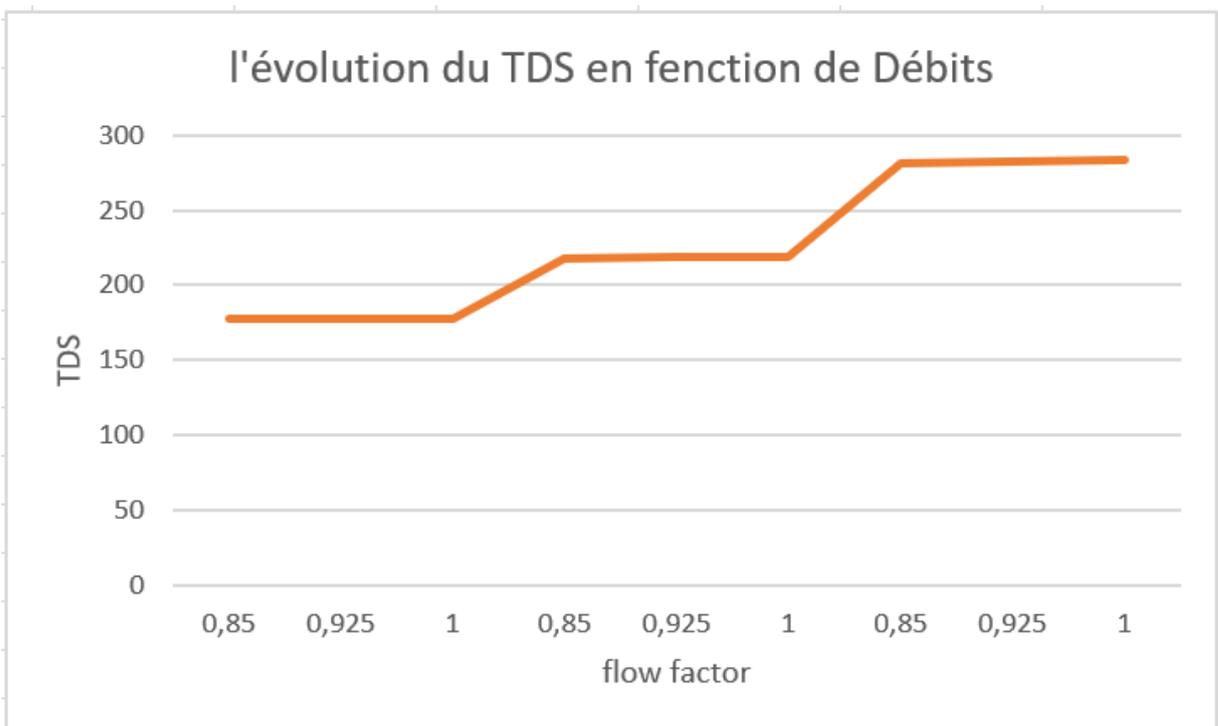
Annexe 01 : Schéma d'un Système anti-méduses.



Annexe 02 : Système de pompage de l'eau de mer.



Annexe 03 : l'évolution du TDS en fonction de température.



Annexe 04 : l'évolution du TDS en fonction de débits..