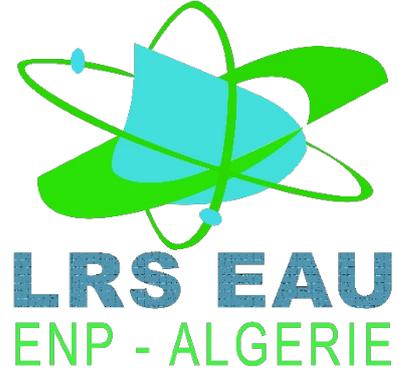


RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique



Département Hydraulique

Mémoire de projet de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Hydraulique

Diagnostic des performances de la station de dessalement de Fouka

BELHAMISSI Amina Zoubida & NOUI Amina

Présenté et soutenu publiquement le (30/06/2025)

Composition du jury :

Présidente :	Saâdia BENMAMAR	Professeur	ENP
Examinatrice :	Chahinez TCHEKIKEN	Docteur	ENP
Examineur :	Salim BENZIADA	Professeur	ENP
Promotrice :	Jazia ARRAR	Professeur	ENP
Co promoteur :	Belkacem OULDBOUAMAMA	Directeur	Station de Fouka

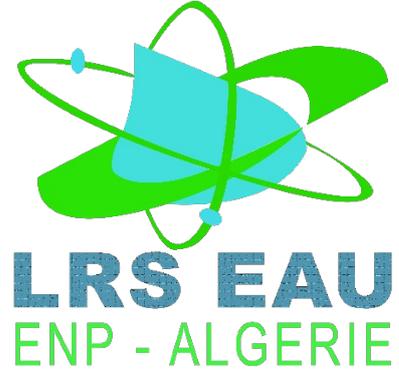
ENP 2025

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique



Département Hydraulique

Mémoire de projet de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Hydraulique

Diagnostic des performances de la station de dessalement de Fouka

BELHAMISSI Amina Zoubida & NOUI Amina

Présenté et soutenu publiquement le (30/06/2025)

Composition du jury :

Présidente :	Saâdia BENMAMAR	Professeur	ENP
Examinatrice :	Chahinez TCHEKIKEN	Docteur	ENP
Examineur :	Salim BENZIADA	Professeur	ENP
Promotrice :	Jazia ARRAR	Professeur	ENP
Co promoteur :	Belkacem OULDBOUAMAMA	Directeur	Station de Fouka

ENP 2025

ملخص

مع تزايد ندرة المياه، اعتمدت الجزائر على تحلية مياه البحر لتلبية احتياجاتها من مياه الشرب. يركّز هذا المشروع على محطة تحلية فوكة، من خلال تحليل كل مرحلة من مراحل المعالجة، انطلاقاً من سحب المياه إلى إنتاج المياه الصالحة للشرب، مع تقييم المعايير التقنية المرتبطة بها. يهدف هذا العمل إلى تقييم أداء المحطة وملاءمته لمتطلبات المعالجة الحديثة. وقد أظهرت النتائج أداءً عامًا مرضياً، مع إمكانية إدخال تحسينات، كخفض وتيرة استبدال الفلاتر في مرحلة المعالجة الأولية، وتحسين مراقبة تقلبات الجودة بعد المعالجة، واعتماد طرق أكثر استدامة للتخلص من المحلول الملحي.

الكلمات المفتاحية : تحلية المياه، التناضح العكسي، معالجة المياه، محطة فوكة، مياه الشرب.

Abstract

With increasing water scarcity, Algeria has adopted seawater desalination to meet drinking water needs. This project focuses on the Fouka desalination plant, analyzing each stage from intake to potable water output by assessing key technical parameters.

The aim is to evaluate the plant's performance and its alignment with modern water treatment standards. Results show generally good performance, though improvements are possible : reducing cartridge filter replacement frequency in pretreatment, better monitoring of post-treatment quality fluctuations, and more sustainable brine discharge methods.

Keywords : Desalination, reverse osmosis, water treatment, Fouka plant, drinking water.

Résumé

Face à la raréfaction de l'eau, l'Algérie a opté pour le dessalement d'eau de mer afin de répondre aux besoins en eau potable. Ce projet porte sur la station de dessalement de Fouka, en analysant chaque étape, de la prise d'eau à la production, à travers les paramètres techniques.

L'objectif est d'évaluer les performances de la station et leur adéquation avec les standards modernes. Les résultats révèlent des performances globalement satisfaisantes, avec des pistes d'amélioration : réduire la fréquence de remplacement des filtres au prétraitement, mieux suivre les fluctuations post-traitement et adopter une gestion plus durable des rejets.

Mots clés : Dessalement, osmose inverse, traitement de l'eau, station de Fouka, eau potable.

Remerciements

Avant toute chose, nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à Allah, source de force, de patience et de clarté, pour nous avoir permis de mener ce travail à son terme.

*Nous remercions notre encadrante universitaire, **Mme J.ARRAR**, pour le cadre mis en place et le suivi assuré tout au long de ce projet. Nos remerciements s'adressent également à M. **M.KHATEB** et M. **B.OULD-BOUAMAMA**, pour leur accueil au sein de l'entreprise ainsi que les moyens techniques mis à notre disposition, qui nous ont permis de développer ce travail dans des conditions favorables.*

*Nous exprimons également notre reconnaissance à **Mme S.BENMAMAR**, pour sa disponibilité et la justesse de ses conseils, qui ont apporté des repères utiles à différents moments de notre progression.*

À nos familles, nous adressons nos plus sincères remerciements pour leur présence constante, leur soutien moral, et l'investissement qu'elles ont consacré tout au long de ce parcours.

À Vniverse, pour incarner ce que les siens ont toujours eu besoin de trouver.

Enfin, à toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce projet, nous exprimons notre gratitude.

Dédicace

À ma mère, qui m'a élevée pour devenir la personne que je suis. Pour être restée forte tout au long de notre parcours de vie, et pour m'avoir donné tout ce qu'elle possédait, tout ce qu'elle avait, et tout ce qu'elle portait en elle. Pour être mon miroir. Je la remercie d'avoir porté le monde sur ses épaules, tout en étant à mes côtés et de mon côté. Ce travail est la matérialisation de deux décennies de son soutien et de sa confiance aveugle.

À mon père, pour avoir choisi de m'aimer aussi sincèrement et vulnérablement que possible, et pour m'avoir soutenue à travers tout.

À ma grand-mère, qui est une source de réconfort, de soutien et de dévouement.

À ma cousine Nesrine, pour être un pilier solide, une source d'inspiration, et pour avoir contribué avec passion à mon évolution personnelle et à mon parcours académique.

À mon oncle Kamel, pour son investissement, sa foi, et son aide tout au long de ce chemin.

Je dédie aussi ce travail à mes amis, que j'ai choisis avec soin pour faire partie de ce voyage limité qu'est la vie. Leur présence rend l'expérience meilleure et certains, simplement par le fait d'exister, donnent du sens et brisent définitivement le concept de solitude.

Et enfin, à Amina. Pour m'avoir rencontrée à mi-chemin et poursuivi le trajet à mes côtés. Pour avoir uni ses forces aux miennes, pour m'avoir fait confiance, et m'avoir permis de lui faire confiance en retour. L'achèvement de ce travail est aussi le reflet d'un chemin parcouru ensemble, un chemin abouti.

Maria

Dédicace

Je dédie ce travail, avant tout, à mes chers parents, ma source de courage, de force et d'inspiration.

Merci pour votre amour inconditionnel, pour ce soutien discret mais constant, pour toutes ces fois où vous m'avez portée quand j'étais à bout, et pour avoir cru en moi, même quand moi je doutais.

Merci de m'avoir donné tout ce que vous aviez, sans jamais rien attendre en retour. Dans les moments les plus difficiles, vous avez été mon refuge, ma lumière, et mon élan. Vous m'avez poussée à aller au-delà de mes limites, à ne jamais abandonner, à me relever chaque fois.

Rien de ce que j'ai accompli n'aurait été possible sans vous. Vous êtes la raison pour laquelle je vais au bout de mes rêves.

À mes sœurs, Rima et Nada, et à mon frère, Hammoud, merci d'avoir été là dans les moments où j'en avais le plus besoin. Votre présence m'a portée plus que vous ne l'imaginez.

À tous mes amis, d'hier et d'aujourd'hui, merci d'avoir toujours été une source de réconfort, de rires et de sincérité tout au long de mon parcours. Et plus particulièrement à ceux rencontrés à l'ENP, qui ont su rendre cette expérience plus douce, plus humaine, et remplie de souvenirs précieux.

Enfin, et non des moindres, à ma partenaire de toujours, Maria, pour toutes ces années partagées, pour ta présence, ton soutien, et ton engagement. Rien de tout cela n'aurait été possible sans toi.

Amina

Table des matières

Liste des tableaux	10
Table des figures	11
Liste des acronymes	13
Introduction générale	15
1 Chapitre 1 : Généralités sur l'eau et le dessalement	15
1.1 Introduction	17
1.2 Ressources en eau	18
1.2.1 L'eau douce	18
1.2.1.1 Eau douce de surface	18
1.2.1.2 Eau douce souterraine	18
1.2.2 Eau salée	18
1.2.3 Eau saumâtre	18
1.3 Composition physico-chimique de l'eau de mer et des eaux saumâtres	19
1.3.1 Salinité	19
1.3.2 Conductivité électrique	19
1.3.3 TDS	20
1.3.4 Potentiel Hydrogène (pH)	20
1.3.5 Température	20
1.3.6 MES	21
1.3.7 Turbidité	21
1.3.8 Dureté	22
1.4 Définition du dessalement	22

1.5	Histoire du dessalement	22
1.6	Techniques de dessalement	23
1.6.1	Procédés thermique	23
1.6.1.1	Distillation simple	23
1.6.1.2	Distillation multi-étagée (MSF)	23
1.6.1.3	Distillation à effets multiples (MED)	24
1.6.1.4	Compression de vapeur	24
1.6.2	Procédés chimiques	25
1.6.2.1	Échange d'ions	25
1.6.2.2	Précipitations sélectives	26
1.6.3	Procédés membranaires	27
1.6.3.1	Électrodialyse	27
1.6.3.2	Nanofiltration	28
1.6.3.3	Osmose inverse	29
1.7	Critères de choix d'un procédé de dessalement	32

2 Chapitre 2 : Présentation de la station de dessalement de Fouka 32

2.1	Introduction	34
2.2	Fonctionnement général d'une Unité de Dessalement	34
2.2.1	Prise d'eau	34
2.2.1.1	Types de prises d'eau pour le dessalement	34
2.2.2	Prétraitement	34
2.2.3	Osmose Inverse	35
2.2.4	Post-traitement	35
2.2.5	Stockage et distribution	35
2.2.6	Gestion des rejets	35
2.3	Station de dessalement de Fouka	35
2.3.1	Descriptif du Process de l'usine	36
2.3.2	Prise d'eau	39
2.3.3	Prétraitement	39
2.3.3.1	Filtration sur sable	39

2.3.3.2	Filtration sur cartouches	40
2.3.3.3	Coagulation et floculation	40
2.3.4	Système d'osmose inverse	41
2.3.4.1	Pompes d'eau filtré	41
2.3.4.2	Lavage chimique et rinçage	41
2.3.5	Système de reminéralisation	42
2.3.6	Traitement des effluents	42

3 Chapitre 3 : Analyse des performances du traitement **42**

3.1	Introduction	44
3.2	Prétraitement	44
3.2.1	Qualité de l'eau brute	44
3.2.2	Coagulation-floculation	45
3.2.3	Consommation des produits chimiques	46
3.2.4	Traitement physique	47
3.2.4.1	Filtration sur sable	47
3.2.4.2	Les filtres à cartouches	49
3.2.5	Qualité de l'eau après prétraitement	52
3.3	Osmose inverse	54
3.3.1	Évaluation des performances des membranes d'osmose inverse	54
3.3.1.1	Conductivité de l'eau traitée	55
3.3.2	Changement des membranes	56
3.3.3	L'âge des membranes	57
3.3.4	Le lavage des membranes	58
3.3.4.1	Le lavage chimique	58
3.3.4.2	La fréquence de lavage des membranes	59
3.3.5	Arrêt des racks de membranes	60
3.4	Affinage	62
3.4.1	Produits ajoutés	62
3.4.1.1	Hypochlorite de sodium	62
3.4.1.2	Monoéthanolamine (MEA)	63

3.4.1.3	Carbonate de sodium	63
3.4.2	Système de traitement et reminéralisation	64
3.4.3	Paramètres de potabilité	65
3.5	Analyse des résultats et suggestions	69
3.5.1	Étape du prétraitement	69
3.5.1.1	Estimation du prix des filtres à cartouches	69
3.5.1.2	Suggestions pour une potentielle amélioration	69
3.5.1.2.1	Bassin de décantation :	69
3.5.1.2.2	Ajout d'un tank de rétention :	70
3.5.1.2.3	Optimisation de la floculation :	70
3.5.2	Étape de l'affinage	70

4 Chapitre 4 : Rejets et aspects énergétiques 70

4.1	Introduction	72
4.2	Rejets	72
4.2.1	Types de rejet	72
4.2.1.1	Saumure	72
4.2.1.2	Eaux de lavage et de nettoyage	72
4.2.1.3	Effluents chimiques résiduels	72
4.2.1.4	Rejets de reminéralisation	73
4.2.1.5	Effluents thermiques et biofouling	73
4.2.2	Composition chimique de la saumure	73
4.2.2.1	Réutilisation de la saumure	74
4.2.3	Traitement des rejets	74
4.2.3.1	Émissaire marin	75
4.2.4	Paramètres physico-chimiques des effluents	75
4.3	Énergie	76
4.3.1	Système énergétique et équipements de pompage	76
4.3.1.1	Système d'alimentation électrique	76
4.3.1.2	Alimentation de secours	76
4.3.1.3	Typologie des pompes et caractéristiques	77

4.3.2	Système de récupération d'énergie (ERI)	77
4.3.2.1	Principe de fonctionnement	78
4.3.2.2	Intégration dans le procédé	78
4.3.2.3	Avantages du système ERI	78
4.3.3	Analyse de la consommation énergétique	79
4.3.3.1	Consommation spécifique garantie d'énergie électrique	79
4.3.3.2	Consommation électrique globale	80
4.4	Analyse des résultats et suggestions	81
4.4.1	Gestion de la saumure	81

Conclusion générale	83
----------------------------	-----------

Bibliographie	84
----------------------	-----------

Liste des tableaux

1.1	Classification de l'eau selon sa salinité.	19
1.2	Conductivité électrique des différents types d'eau.	20
1.3	Concentration des matières en suspension (MES) selon le type d'eau.	21
1.4	Turbidité des différents types d'eau.	21
1.5	La dureté des différents types d'eau.	22
3.1	Paramètres physico-chimiques de l'eau de mer de Fouka pour l'année 2024.	44
3.2	Caractéristiques générales des filtres ouverts.	48
3.3	Caractéristiques des couches filtrantes.	48
3.4	Caractéristiques des filtres à cartouches.	50
3.5	Caractéristiques des membranes d'OI utilisées par la station de Fouka.	54
3.6	Paramètres de conception des unités d'osmose inverse.	55
3.7	Évolution mensuelle de l'âge des membranes mesurées par rack pour l'année 2024.	58
3.8	Évolution mensuelle de l'âge des membranes mesurées par rack pour l'année 2025.	58
3.9	Types de problèmes et incidents d'arrêt de membranes rencontrés durant les périodes de décembre 2024 et avril 2025.	61
3.10	Normes CEE (NG et CMA) et recommandations OMS.	66
4.1	Caractéristiques physico-chimiques de la saumure et de l'eau de mer.	74
4.2	Paramètres physico-chimiques des effluents.	76
4.3	Caractéristiques techniques des pompes de la station de dessalement de Fouka.	77

Table des figures

1.1	Carte mondiale de la disponibilité en eau douce par habitant (2007).	17
1.2	Répartition de la salinité des eaux de surface des océans à l'échelle mondiale. . .	19
1.3	Montage de distillation simple.	23
1.4	Montage de distillation multi-étagée.	24
1.5	Montage de distillation à effets multiples.	24
1.6	Montage de compression de vapeur.	25
1.7	Le fonctionnement des échangeurs d'anions et de cations dans le procédé d'échange ionique.	26
1.8	Schéma du procédé d'électrodialyse pour le dessalement de l'eau de mer.	27
1.9	Schéma du procédé de la nanofiltration pour le dessalement de l'eau de mer. . .	28
1.10	Comparaison entre l'osmose naturelle et l'osmose inverse.	29
1.11	Schéma d'un module à membrane enroulée en spirale utilisé en osmose inverse. .	30
1.12	Schéma d'un module à fibres creuses.	31
1.13	Schéma d'un module tubulaire à membrane d'osmos inverse.	31
2.1	Schéma général d'une unité de dessalement.	35
2.2	Vue satellite de l'unité de dessalement de Fouka.	36
2.3	Schéma de procédé de l'unité de dessalement de Fouka.	37
2.4	Schéma simplifié de procédé de l'unité de dessalement de Fouka.	38
2.5	La prise d'eau de la station.	39
2.6	Les filtres à cartouche utilisés dans la station de Fouka.	40
2.7	Unité d'osmose inverse.	41
3.1	Paramètres de qualité de l'eau de mer selon les saisons.	45
3.2	Suivi mensuel des produits chimiques	46
3.3	Filtres gravitaires.	47
3.4	Changements mensuels des filtres à cartouches opérés durant les années 2023-2024.	52

3.5	Évolution des paramètres de qualité de l'eau après prétraitement en 2025.	53
3.6	Évolution de la conductivité après l'OI en 2024.	55
3.7	Fréquence de changement des membranes durant l'année 2024.	56
3.8	Fréquence de changement des membranes durant l'année 2025.	57
3.9	Consommation mensuelle de l'acide citrique en 2024.	59
3.10	Fréquence mensuelle de lavage des membranes (2017–2025).	60
3.11	Consommation mensuelle de l'hypochlorite de sodium en 2024.	62
3.12	Consommation mensuelle du MEA en 2024.	63
3.13	Consommation mensuelle du Carbonate de sodium en 2024.	64
3.14	Consommation mensuelle de la chaux et le CO ₂ en 2024.	65
3.15	Évolution des paramètres de potabilité en 2024 (1/2).	67
3.15	Évolution des paramètres de potabilité en 2024 (2/2).	68
4.1	Schéma du principe du système de récupération d'énergie isobarique (ERI).	78
4.2	Consommation spécifique d'énergie électrique (2024).	80
4.3	Consommation électrique globale en 2024.	81

Liste des acronymes

- **Ca(OH)₂** : Hydroxyde de calcium (eau de chaux)
- **CIP** : Cleaning In Place (Nettoyage en place)
- **CO₂** : Dioxyde de carbone
- **ERI** : Energy Recovery Isobaric (Récupération d'énergie isobarique)
- **H₂SO₄** : Acide sulfurique
- **HCO₃⁻** : Ion bicarbonate
- **HP** : Haute Pression
- **kW** : Kilowatt
- **kVarh** : Kilovoltampère réactif heure
- **kWh** : Kilowattheure
- **MES** : Matières en Suspension
- **NH₄⁺** : Ion ammonium
- **NO₂⁻** : Ion nitrite
- **NO₃⁻** : Ion nitrate
- **OI** : Osmose Inverse
- **SDI** : Silt Density Index (Indice de colmatage)
- **TA** : Titre Alcalimétrique (alcalinité totale)
- **TAC** : Titre Alcalimétrique Complet (alcalinité carbonate)
- **TDS** : Total Dissolved Solids (Solides dissous totaux)
- **UTN** : Unité de turbidité néphélométrique

Introduction générale

L'eau douce, essentielle à la vie, est très limitée sur Terre, ne représentant qu'une petite partie de l'eau totale, malgré son abondance apparente à la surface de la planète. En Algérie, cette ressource cruciale devient de plus en plus rare en raison des conditions climatiques arides, des périodes de sécheresse prolongées et des faibles précipitations annuelles. Ce manque de ressources en eau douce est d'autant plus préoccupant que la population du pays ne cesse de croître, entraînant une augmentation constante de la demande en eau, tant pour les usages domestiques qu'agricoles et industriels.

Face à cette situation, la gestion durable de l'eau est devenue une priorité nationale. Les solutions traditionnelles, comme les nappes phréatiques et les barrages, montrent aujourd'hui leurs limites. C'est pourquoi l'Algérie s'est tournée vers des technologies alternatives, notamment le dessalement de l'eau de mer, qui représente une solution stratégique pour garantir un approvisionnement stable en eau potable.

Dans ce contexte, le premier chapitre de ce travail a permis de poser les généralités nécessaires à la compréhension des enjeux liés à l'eau et à la technologie du dessalement, en mettant en lumière les principes de base, les avantages et les limites de certains procédés.

Le deuxième chapitre s'est ensuite focalisé sur la description technique de la station de dessalement de Fouka, l'une des plus importantes du pays. Il a détaillé les différentes composantes de l'installation, et son mode de fonctionnement..

Dans le troisième chapitre, une analyse approfondie des performances a été réalisée pour chaque étape du procédé, du prétraitement jusqu'au traitement des rejets. Cette étude a mis en évidence des performances globalement satisfaisantes, tout en identifiant des marges d'amélioration.

Le quatrième chapitre s'est intéressé à l'aspect énergétique du processus, en soulignant la partie importante de la consommation électrique de la station de dessalement. Enfin, le cinquième et dernier chapitre a proposé des recommandations concrètes pour améliorer le fonctionnement de la station.

Au-delà de l'évaluation technique de la station de dessalement de Fouka, ce travail s'inscrit dans une réflexion plus large sur la place de cette technologie dans la stratégie hydrique de l'Algérie. Il met en évidence la nécessité d'exploiter les installations existantes de manière plus efficiente tout en tenant compte des contraintes environnementales, techniques et économiques.

Chapitre 1

Généralités sur l'eau et le dessalement

1.1 Introduction

Bien que l'eau soit abondante sur la surface de la terre, sa répartition est loin d'être égale surtout en termes de qualité. Bien que le nombre de litres d'eau soit comparable au nombre d'étoiles dans le ciel, environ 97,5% de cette ressource est salée, principalement contenue dans les océans. Seule une faible proportion, soit 2,5%, correspond à de l'eau douce. Au sein même de cette quantité limitée, environ 68,7% est emprisonnée dans les glaciers et les calottes glaciaires, tandis que 30,1% se trouve sous forme d'eau souterraine. Enfin, à peine 1,2% de cette eau douce est accessible à travers les eaux de surface et l'atmosphère [1].

En Algérie, les ressources en eau sont à la fois limitées et réparties de manière inégale à travers le territoire. Le volume des ressources renouvelables, comprenant les eaux de surface et les eaux souterraines, est estimé à environ 11,67 milliards de mètres cubes par an, ce qui équivaut à 0,1% des ressources mondiales en eau douce. Le pays fait face à un stress hydrique, avec une disponibilité inférieure à 300 mètres cubes d'eau par habitant et par an, un chiffre largement en dessous du seuil de rareté, fixé à 1000 mètres cubes [2].

Pour répondre à ce problème majeur, l'Algérie a intensifié son attention sur le développement de projets de dessalement de l'eau de mer. En 2025, 25 usines de dessalement sont exploitées le long des 14 wilayas côtières, produisant entre 2,2 et 3,7 millions de mètres cubes d'eau dessalée par jour. Ce chiffre devrait atteindre environ 5,8 millions de mètres cubes par jour avec la mise en service de six nouvelles usines d'ici 2030, couvrant ainsi près de 60% des besoins en eau potable du pays [3].

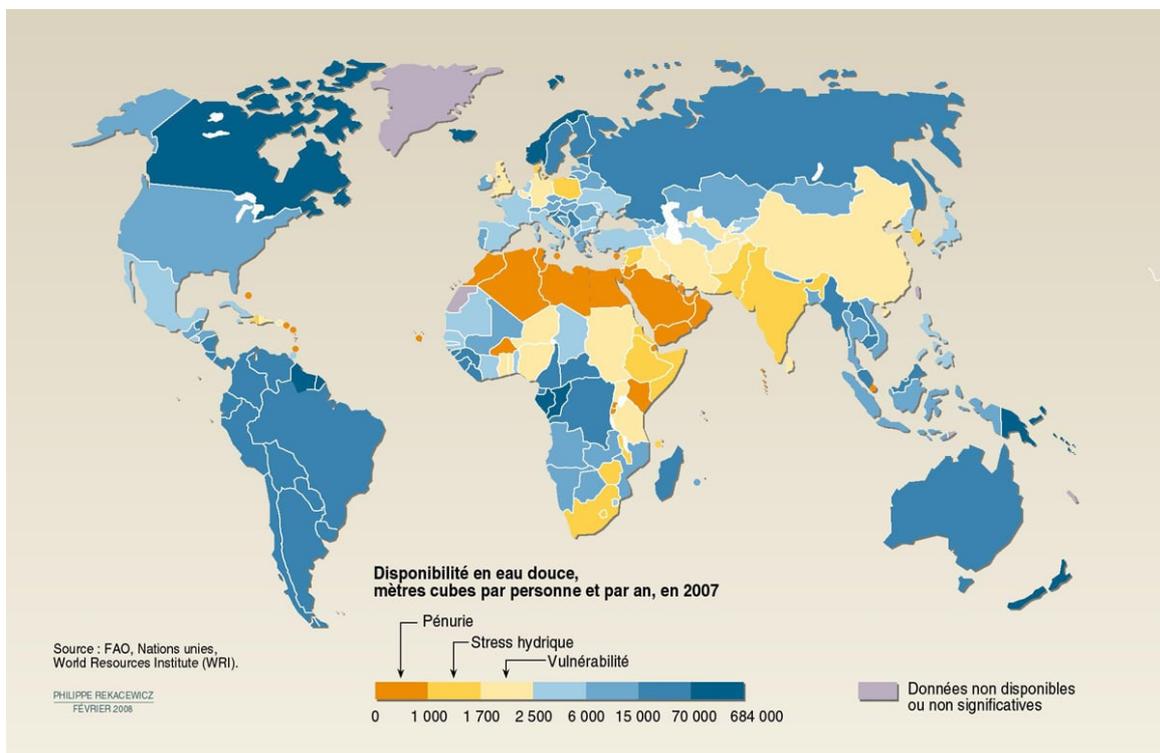


FIGURE 1.1 – Carte mondiale de la disponibilité en eau douce par habitant (2007).

1.2 Ressources en eau

1.2.1 L'eau douce

L'eau douce est l'eau qui contient une faible concentration de sels dissous, inférieure à 0,5g/L. Elle provient principalement des lacs, des rivières, des nappes phréatiques, des glaciers et des précipitations. Bien que nécessaire à la vie et aux activités humaines, elle ne représente que 2,5% du volume total d'eau présent sur Terre [4].

L'eau douce existe sous deux formes :

1.2.1.1 Eau douce de surface

Elle désigne l'ensemble des eaux liquides présentes à la surface de la Terre, telles que les rivières, les lacs, les ruisseaux ou encore les zones humides. Elle est directement accessible, mais elle ne constitue qu'une faible partie de l'eau douce disponible. Seulement 0,3% de l'eau douce mondiale se trouve sous forme d'eau de surface accessible. En parallèle, 68,9% de l'eau douce est stockée sous forme de glace, dans les calottes polaires et les glaciers [5].

1.2.1.2 Eau douce souterraine

L'eau souterraine est celle qui circule ou est stockée dans les pores et les fissures des roches du sous-sol. Dans les milieux karstiques, elle emprunte principalement un réseau de conduits creusés dans les roches calcaires sous l'effet de la dissolution chimique. L'eau souterraine représente 30,8% des ressources en eau douce, ce qui en fait la principale réserve d'eau douce à l'état liquide accessible pour les besoins humains [6].

1.2.2 Eau salée

L'eau salée, également appelée eau de mer, se caractérise par une forte concentration de sels dissous, en moyenne 35g/L. Elle provient des océans et des mers, qui constituent presque la totalité des réserves d'eau de la planète. En chiffres, elle représente 97,5% du volume présent sur terre [7].

1.2.3 Eau saumâtre

L'eau saumâtre est une eau dont la salinité est supérieure à celle de l'eau douce et inférieure à celle de l'eau salée, avec une concentration en sels dissous comprise entre 0,5 et 30g/L. On la retrouve principalement dans les estuaires, les deltas, les zones côtières ainsi que dans certains aquifères proches du littoral. En raison de sa salinité intermédiaire, elle nécessite généralement un traitement spécifique avant de pouvoir être utilisée [8].

1.3 Composition physico-chimique de l'eau de mer et des eaux saumâtres

1.3.1 Salinité

La salinité est l'une des caractéristiques physico-chimiques de l'eau. Elle mesure la concentration d'une eau en sels dissous (chlorure de sodium, chlorure de magnésium, sulfate de magnésium, etc.) à travers la conductivité électrique de cette eau. Elle est sans unité, mais elle est souvent exprimée en gramme de sel par kilogramme d'eau (g/kg), en gramme de sel par litre d'eau (g/L), en pour mille ou encore en practical salinity unit (psu) [9].

TABLEAU 1.1 – Classification de l'eau selon sa salinité.

Eau fraîche	Eau saumâtre	Eau salée	Eau hypersalée
<0,05%	0,05-3%	3-5%	>5%
<0,5g/l	0,5-30g/L	30-50g/L	>50g/L

Le tableau 1.1 représente une classification de l'eau selon sa salinité où on distingue trois grandes catégories d'eaux selon leur teneur en sels dissous : les eaux douces (moins de 0,5g/L), les eaux saumâtres (entre 0,5 et 30g/L) et les eaux marines ou euhalines (entre 30 et 40g/L).

La salinité de l'eau de mer est généralement comprise entre 35 et 40g/L, cette valeur peut varier légèrement entre 33 et 40g/L selon les régions du globe à cause de la température, l'évaporation, les apports fluviaux et d'autres facteurs influents. Ces valeurs correspondent à la catégorie euhaline dans la classification des eaux selon leur salinité.

La salinité des eaux saumâtres se situe entre 0,5 et 30 grammes de sels dissous par litre (g/L).

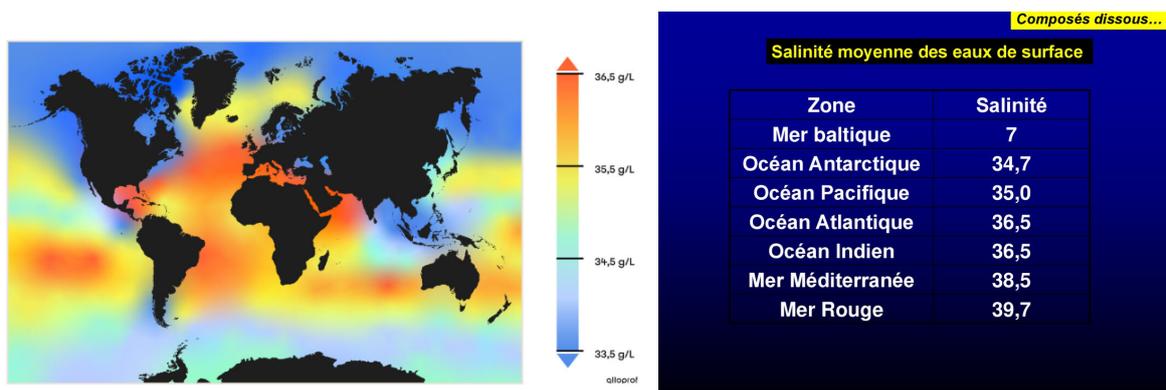


FIGURE 1.2 – Répartition de la salinité des eaux de surface des océans à l'échelle mondiale.

1.3.2 Conductivité électrique

La conductivité électrique de l'eau de mer est une mesure de sa capacité à conduire le courant électrique due à la présence d'ions dissous tels que le sodium (Na^+), le chlorure (Cl^-), ou le magnésium (Mg^{2+}).

L'unité de conductivité est le Siemens par mètre (S/m). La conductivité donne une idée de la minéralisation d'une eau ce qui la rend un bon marqueur de l'origine d'une eau.

L'eau de mer a une conductivité élevée. Elle varie en moyenne entre 45 et 70mS/cm (millisiemens par centimètre) à 25°C. Plus la salinité et la température sont élevées, plus la conductivité augmente [10].

TABLEAU 1.2 – Conductivité électrique des différents types d'eau.

Type d'eau	conductivité $\mu S/cm$
Eau distillée	0,05
Eau douce	50 - 1500
Eau saumâtre	1500 - 25000
Eau de mer	50000

Le tableau 1.2 présente la conductivité électrique typique (en $\mu S/cm$) pour divers types d'eau, allant de l'eau distillée très pure à l'eau de mer riche en sels dissous. Les valeurs varient selon la minéralisation et la salinité.

1.3.3 TDS

Les TDS (Total Dissolved Solids) ou solides dissous totaux, représentent la quantité totale de substances minérales, organiques ou inorganiques dissoutes dans l'eau. Ils incluent notamment les ions tels que le calcium (Ca^{2+}), le sodium (Na^+), les bicarbonates (HCO_3^-), les chlorures (Cl^-), ou les sulfates (SO_4^{2-}).

Les TDS sont exprimés en mg/L ou en ppm (parties par million). Leur mesure fournit une indication globale de la charge minérale de l'eau.

Dans l'eau de mer, la concentration en TDS est généralement très élevée, variant entre 35000 et 45000mg/L, selon la salinité et les conditions locales. Comme pour la conductivité, les TDS augmentent avec la salinité et peuvent constituer un indicateur indirect de celle-ci [11].

1.3.4 Potentiel Hydrogène (pH)

Le pH de l'eau de mer est en général légèrement basique, avec une valeur moyenne entre 7,5 et 8,4. Pour les eaux saumâtres, elle est entre 7,1 et 8,3. Cette valeur peut varier en fonction de plusieurs facteurs, comme la température, la salinité, la concentration en dioxyde de carbone (CO_2), la profondeur, ou encore l'activité biologique (photosynthèse, respiration).

Le pH de l'eau de mer est important afin de maintenir l'équilibre chimique des océans, notamment dans le système carbonate qui aide à réguler CO_2 atmosphérique [12].

1.3.5 Température

La température de l'eau de mer varie selon plusieurs éléments, comme la localisation géographique, la profondeur, la saison, l'heure de la journée, ou les courants océaniques.

En surface, elle fluctue entre $-2^\circ C$ dans les régions polaires et $30^\circ C$ dans les zones tropicales. En profondeur, la température diminue. En dessous de 1000m, elle se stabilise souvent entre

0°C et 3°C, indépendamment de la latitude [13].

L'eau saumâtre est généralement moins profonde que l'eau de mer. On la trouve sous forme d'estuaires, de deltas ou de lagunes, ce qui la rend plus sensible au réchauffement que l'eau de mer profonde.

La température influence certaines propriétés de l'eau de mer, comme la densité, la solubilité des gaz, le pH, et même la vitesse de propagation des ondes sonores.

1.3.6 MES

Les matières en suspension sont des particules solides, d'origine organique ou minérale, qui ne sont pas dissoutes dans l'eau et peuvent y rester suspendues pendant un certain temps. Leur concentration s'exprime en milligrammes par litre (mg/L) et se mesure par filtration de l'échantillon, son séchage puis la pesée du résidu retenu [14].

TABLEAU 1.3 – Concentration des matières en suspension (MES) selon le type d'eau.

Type d'eau	MES (mg/L)	Remarques
Eau distillée	0	Aucun solide en suspension
Eau potable	< 1 – 10	Selon les normes de traitement
Eau douce naturelle	5 – 100	Varie avec ruissellement, crues, saisons
Eau saumâtre	10 – 200	Estuaires : forte concentration de particules
Eau de mer côtière	10 – 100	Souvent riche en plancton et sédiments
Eau de mer au large	< 5	Très faible concentration (eaux claires et profondes)

Les matières en suspension augmentent la turbidité de l'eau et peuvent transporter des polluants associés tels que des métaux lourds ou des pesticides. En réduisant la pénétration de la lumière, elles limitent la photosynthèse et perturbent l'équilibre des écosystèmes aquatiques. Elles peuvent de plus provoquer le colmatage des filtres, des canalisations et des équipements de traitement [14].

1.3.7 Turbidité

La turbidité mesure la présence de particules en suspension dans l'eau qui diffusent la lumière. Moins l'eau est claire, plus sa turbidité est élevée. L'unité de turbidité la plus utilisée est le UTN, unité de turbidité néphélométrique.

TABLEAU 1.4 – Turbidité des différents types d'eau.

Type d'eau	Turbidité (UTN)
Eau distillée	≈ 0
Eau potable	<1 - 5
Eau douce naturelle	1 - 50
Eau saumâtre	1 - 100
Eau de mer	0,5 - 25

1.3.8 Dureté

Elle représente la concentration en ions calcium (Ca^{2+}) et magnésium (Mg^{2+}) dissous dans l'eau. Elle influence la qualité de l'eau pour la consommation, les usages domestiques et industriels. L'unité de la dureté est le degré français ($^{\circ}\text{f}$). Un degré français ($^{\circ}\text{f}$) correspond à 10mg/L de CaCO_3 (carbonate de calcium) [15].

TABLEAU 1.5 – La dureté des différents types d'eau.

Type d'eau	Dureté ($^{\circ}\text{f}$)	Dureté (mg/L CaCO_3)
Très douce	0 – 7	0 – 70
Douce	7 – 15	70 – 150
Moyennement dure	15 – 25	150 – 250
Dure	25 – 35	250 – 350
Très dure	> 35	> 350

Une eau à forte dureté entraîne la formation de dépôts de calcaire dans les installations et réduit l'efficacité des savons et détergents. Inversement, une eau faiblement dure est plus agressive et peut provoquer la corrosion des canalisations et des équipements [16].

1.4 Définition du dessalement

Le dessalement est un procédé technologique qui vise à éliminer le sel et d'autres minéraux dissous présents dans l'eau de mer ou l'eau saumâtre, afin de la rendre propre à la consommation humaine, à l'irrigation agricole ou à des usages industriels. Cette technique est une solution qui fait face à la raréfaction des ressources en eau douce, particulièrement dans les régions arides et semi-arides. Elle se base sur des technologies qui nécessitent une quantité d'énergie considérable, telles que l'osmose inverse et la distillation. Elle suscite également des préoccupations sur le plan environnemental [17].

1.5 Histoire du dessalement

L'idée de dessaler l'eau de mer ne date pas d'aujourd'hui. Dès l'Antiquité, les civilisations grecques et romaines utilisaient des méthodes simples comme la distillation solaire pour obtenir de l'eau douce à partir de l'eau salée. Ce n'est cependant qu'au XXe siècle, avec l'apparition des technologies modernes, que le dessalement est devenu une proposition tenable à grande échelle pour répondre aux besoins en eau potable. À partir des années 1950, les premières usines industrielles de dessalement ont vu le jour [17].

En Algérie, le recours au dessalement a commencé au début des années 2000, en réponse à la pénurie d'eau liée à la croissance démographique, l'urbanisation et le changement climatique. Le gouvernement a lancé un programme de construction de stations de dessalement le long de la côte méditerranéenne. Aujourd'hui, l'Algérie est l'un des pays africains les plus avancés dans ce domaine, avec des installations majeures comme celles de Fouka, Skikda, Tlemcen ou Cap Djinet qui utilisent majoritairement la technologie de l'osmose inverse. L'objectif est de garantir une sécurité hydrique durable, surtout pour les grandes agglomérations côtières [18].

1.6 Techniques de dessalement

1.6.1 Procédés thermique

Les procédés thermiques de dessalement reposent sur l'évaporation de l'eau de mer suivie de la condensation de la vapeur obtenue, reproduisant ainsi le cycle naturel de l'eau. Bien que ces méthodes consomment des quantités considérables d'énergie, elles sont largement utilisées, notamment dans les régions où l'énergie est abondante et peu coûteuse [19].

1.6.1.1 Distillation simple

La distillation simple consiste à chauffer l'eau de mer jusqu'à son évaporation. La vapeur est ensuite condensée pour obtenir de l'eau douce. Ce procédé est l'un des plus anciens, utilisé depuis l'Antiquité, mais il est très énergivore en raison de la chaleur requise pour faire évaporer les volumes d'eau nécessaires, qui est d'environ 2250kJ/kg [20].

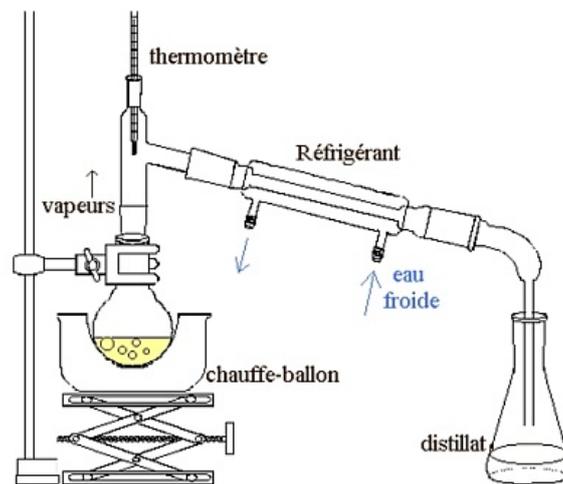


FIGURE 1.3 – Montage de distillation simple.

1.6.1.2 Distillation multi-étagée (MSF)

La distillation multi-étagée, ou MSF, est une méthode largement utilisée dans les grandes installations de dessalement. Elle implique le chauffage de l'eau de mer à haute température, suivie de son passage à travers une série de chambres à pressions décroissantes, où elle s'évapore brusquement, dont le mot "flash" dans son nom, indiquant la rapidité. La vapeur est ensuite condensée pour produire de l'eau douce. Ce procédé limite les risques d'entartrage et est adapté aux très grandes capacités de production[21].

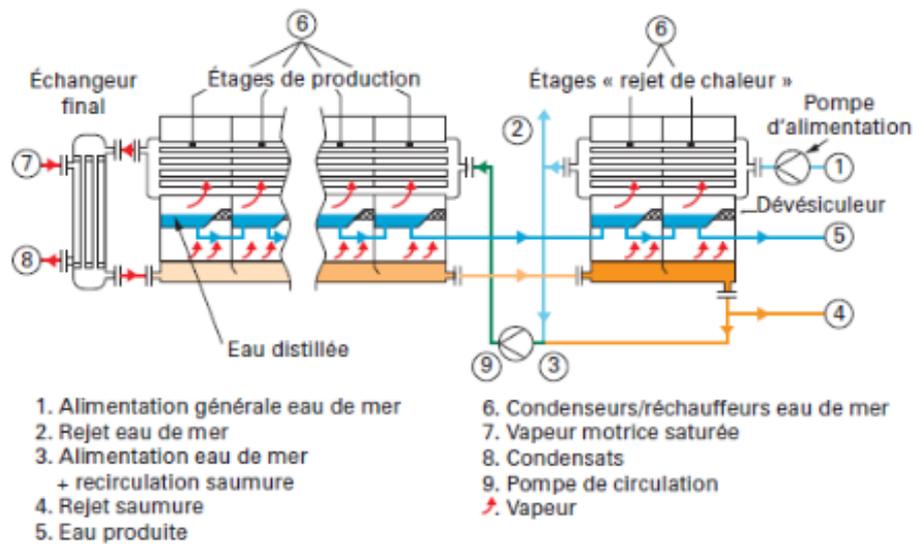


FIGURE 1.4 – Montage de distillation multi-étagée.

1.6.1.3 Distillation à effets multiples (MED)

La distillation à effets multiples, ou MED, améliore l'efficacité énergétique en utilisant la chaleur de la vapeur condensée d'un effet pour chauffer l'eau dans l'effet suivant. Ce processus en cascade permet de réduire la consommation d'énergie par rapport à la distillation simple. Il est cependant plus complexe à opérer et à maintenir en raison de la complexité due aux multiples étapes impliquées [22].

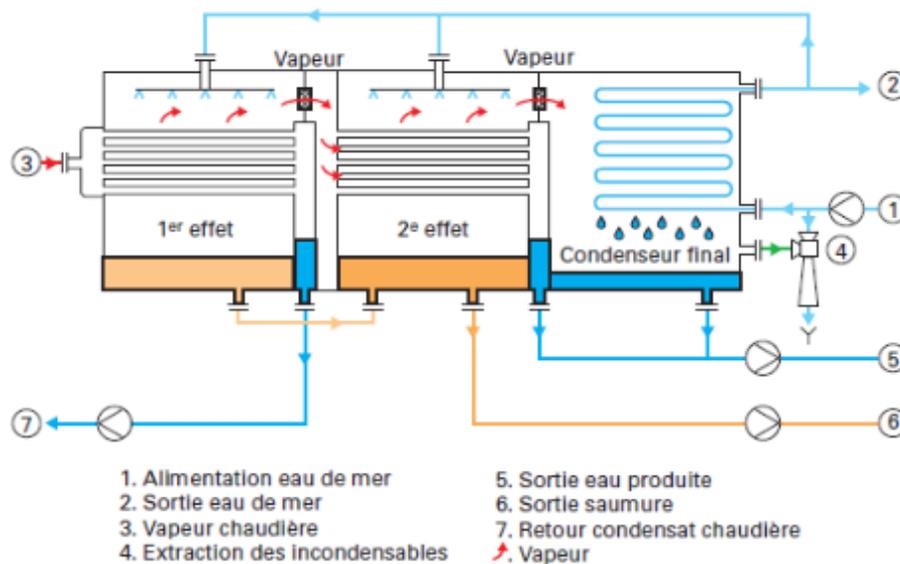


FIGURE 1.5 – Montage de distillation à effets multiples.

1.6.1.4 Compression de vapeur

Dans ce procédé relativement similaire à la distillation à effets multiples, la vapeur produite par l'évaporation de l'eau de mer est comprimée mécaniquement ou thermiquement pour en augmenter la température et la pression. Cette vapeur comprimée est ensuite utilisée comme source de chaleur pour évaporer davantage d'eau de mer, ce qui permet de réutiliser l'énergie de la vapeur et de réduire la consommation énergétique globale du système. Si la méthode

de compression est mécanique, la vapeur est comprimée à l'aide d'un compresseur mécanique. Dans le cas où elle est thermique, la vapeur est comprimée en utilisant un éjecteur alimenté par de la vapeur motrice externe.

Ce procédé est particulièrement adapté aux usines de dessalement de petite et moyenne capacité, notamment dans les zones isolées, car il est plus économe en énergie que la distillation simple et nécessite moins d'entretien [23].

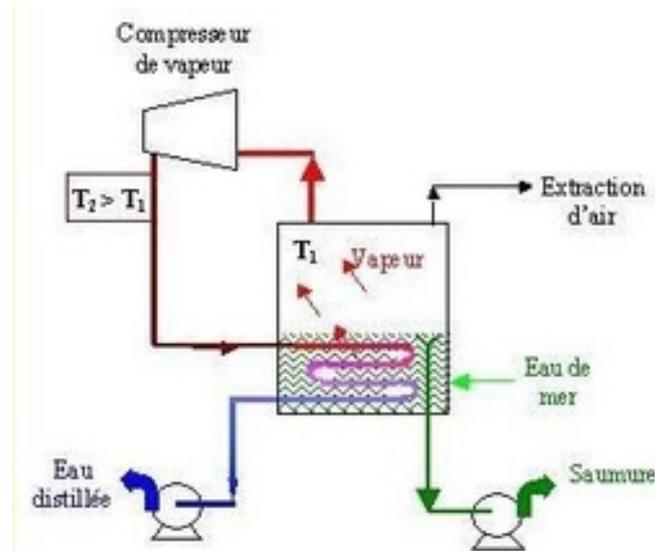


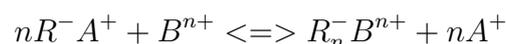
FIGURE 1.6 – Montage de compression de vapeur.

1.6.2 Procédés chimiques

1.6.2.1 Échange d'ions

L'échange d'ions est un procédé physico-chimique couramment employé pour l'adoucissement de l'eau, l'élimination des métaux lourds ou la déminéralisation partielle d'effluents industriels. Il repose sur l'utilisation de résines polymères insolubles, comportant des groupements fonctionnels fixés sur une matrice organique (souvent de type polystyrène sulfoné), capables de permuter certains ions dissous dans l'eau avec des ions présents sur les sites actifs de la résine.

Ces résines peuvent être de type cationique ou anionique, en fonction de la nature des ions ciblés. Le mécanisme repose sur une réaction d'équilibre entre les ions échangeables de la solution et ceux fixés sur la résine. L'équation générale du processus s'écrit :



où R^- représente le site actif négatif de la résine (cas des échangeurs cationiques), A^+ l'ion initialement fixé sur la résine, B^{n+} l'ion cible de la solution à éliminer, et n le nombre de charges nécessaires pour équilibrer l'échange.

Ce procédé est particulièrement efficace pour extraire les cations divalents tels que Ca^{2+} et Mg^{2+} , responsables de la dureté de l'eau, en les substituant par des cations monovalents tels que Na^+ ou H^+ . Il est également utilisé pour capter certains anions tels que Cl^- , NO_3^- ou SO_4^{2-} via des résines anioniques.

Cependant, l'échange d'ions présente une limitation importante dans le contexte du dessalement : il n'est pas sélectif vis-à-vis des ions monovalents comme le sodium. Les résines cationiques ont une affinité préférentielle pour les ions divalents, ce qui signifie que dans un mélange contenant à la fois Ca^{2+} et Na^+ , ce sont d'abord les ions divalents qui seront retenus. Ainsi, dans certaines situations, le sodium peut même être relargué dans l'eau traitée lorsque les sites de la résine sont saturés.

Cette absence de sélectivité vis-à-vis du sodium rend le procédé inadapté au dessalement d'eaux à forte salinité, comme l'eau de mer, où le sodium constitue la majorité des cations dissous.

Les résines sont régénérables par contre-échange avec des solutions concentrées (par exemple $NaCl$ ou HCl pour les résines cationiques), ce qui permet leur réutilisation [24].

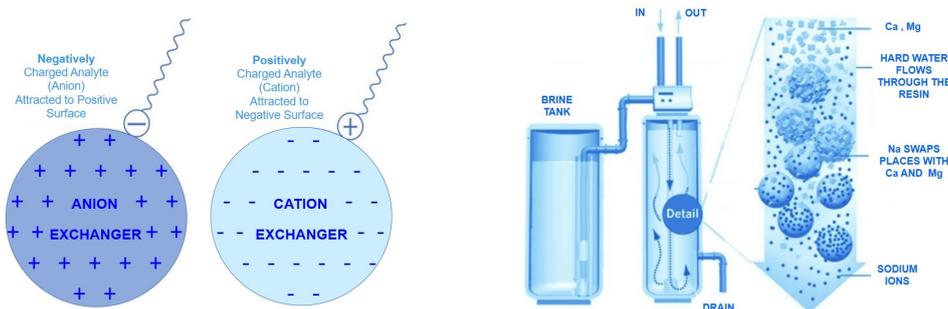
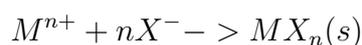


FIGURE 1.7 – Le fonctionnement des échangeurs d'anions et de cations dans le procédé d'échange ionique.

1.6.2.2 Précipitations sélectives

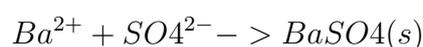
La précipitation sélective est une technique chimique utilisée pour extraire certains ions dissous dans l'eau en provoquant leur transformation en un composé insoluble, ou précipité. Bien qu'elle soit couramment utilisée dans le traitement des eaux industrielles, elle peut également jouer un rôle ponctuel dans le dessalement, en particulier lors du prétraitement ou pour la gestion des rejets concentrés (brines) afin de prévenir la formation de dépôts minéraux (scalings).

Ce procédé repose sur la différence de solubilité entre les sels formés par les ions présents et les anions précipitants. La réaction générale peut s'écrire :



où M^{n+} est un cation métallique (par exemple Ca^{2+} , Ba^{2+} , Fe^{3+}), X^{-} un anion précipitant (comme OH^{-} , CO_3^{2-} , SO_4^{2-}), et $MX_n(s)$ le précipité insoluble. La réaction se produit lorsque le produit ionique dépasse le produit de solubilité K_{ps} du sel concerné.

Par exemple, pour éliminer le baryum avant l'osmose inverse et éviter la formation de dépôts de sulfate de baryum, on utilise la réaction suivante :



Le $BaSO_4$ ainsi formé, très peu soluble, peut être séparé par décantation ou filtration.

Cependant, ce procédé présente plusieurs inconvénients :

- Il nécessite un dosage précis et un contrôle rigoureux du **pH**, car une modification trop faible ou trop forte peut empêcher la précipitation ou entraîner des co-précipitations non désirées.
- Il génère des **boues chimiques** (précipités solides) qui doivent ensuite être traitées ou éliminées, ce qui alourdit les coûts d'exploitation et la complexité du procédé.
- Il peut entraîner une **consommation excessive de réactifs** si la qualité de l'eau varie fortement ou si le procédé n'est pas bien optimisé.
- Il est **moins sélectif** dans des eaux à forte salinité, comme celles traitées en dessalement, où de nombreux ions interagissent simultanément.

Ainsi, bien que la précipitation sélective puisse être utile dans des cas ciblés pour protéger les membranes ou réduire les impacts environnementaux des concentrats, elle n'est pas toujours prioritaire dans les procédés de dessalement classiques. Elle est souvent complétée ou remplacée par d'autres techniques comme l'adoucissement à la chaux, l'utilisation d'antiscalants ou l'échange d'ions [25].

1.6.3 Procédés membranaires

Ces procédés reposent sur l'utilisation de membranes semi-perméables pour séparer des substances selon leur taille ou leurs propriétés chimiques.

1.6.3.1 Électrodialyse

L'électrodialyse est un procédé de séparation membranaire qui utilise un champ électrique pour déplacer les ions dissous à travers des membranes ioniquement sélectives : cationiques et anioniques. Ceci permet la déminéralisation de solutions aqueuses. Les cations migrent vers la cathode en traversant les membranes cationiques, tandis que les anions se dirigent vers l'anode via les membranes anioniques. Ce procédé est utilisé en particulier dans la désalinisation des eaux saumâtres, le traitement des eaux usées, la déminéralisation du lactosérum ou des jus, ainsi que dans l'industrie chimique pour la récupération de sels et d'acides [26].

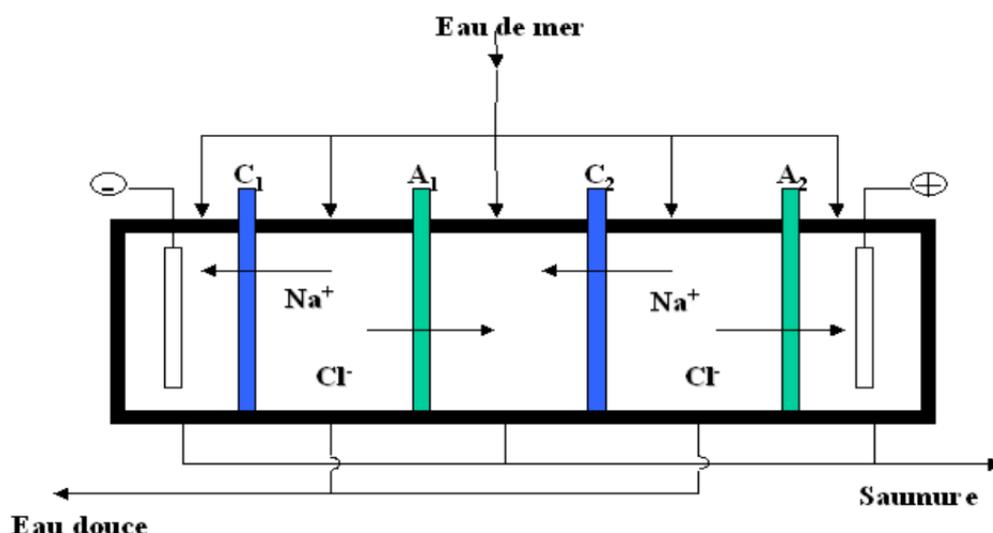


FIGURE 1.8 – Schéma du procédé d'électrodialyse pour le dessalement de l'eau de mer.

Les membranes utilisées en électrodialyse sont principalement de deux types : les membranes échangeuses d'ions MEI et les membranes bipolaires MB.

- **Membranes échangeuses d'ions** : Les membranes échangeuses d'ions sont conçues pour permettre le passage sélectif des ions en fonction de leur charge (Techniques de l'Ingénieur). Les membranes échangeuses de cations permettent le transfert des cations (ions positifs) tout en bloquant les anions ; elles sont généralement constituées de matériaux polymères porteurs de groupes fonctionnels négatifs, tels que les groupes sulfonates. À l'inverse, les membranes échangeuses d'anions permettent le transfert des anions (ions négatifs) tout en bloquant les cations, grâce à la présence de groupes fonctionnels positifs, comme les groupes ammonium quaternaires.
- **Membranes bipolaires** : Les membranes bipolaires sont constituées de deux couches adjacentes : une couche cationique et une couche anionique. Sous l'effet d'un champ électrique, elles permettent la dissociation de l'eau en ions H^+ et OH^- , ce qui est utile pour des applications nécessitant la génération d'acide et de base à partir de sels neutres [27].

1.6.3.2 Nanofiltration

La nanofiltration est un procédé membranaire de séparation qui se situe entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse. Elle utilise des membranes semi-perméables avec des pores de l'ordre de 1 à 10 nanomètres, permettant de retenir les composés de faible poids moléculaire, tels que les sels divalents comme le Ca^{2+} ou le Mg^{2+} , les matières organiques, les pesticides et certains virus, tout en laissant passer la majorité de l'eau et les sels monovalents comme le sodium Na^+ .

Fonctionnant sous une pression modérée, de 4 à 30 bars, la nanofiltration est souvent utilisée pour le traitement de l'eau potable, la réutilisation des eaux usées, l'adoucissement de l'eau, ou encore dans les industries agroalimentaire et pharmaceutique. Elle offre un bon équilibre entre efficacité de séparation et coût énergétique, qui est inférieur à celui de l'osmose inverse, mais elle est moins performante pour éliminer les petits ions et nécessite un prétraitement de l'eau pour éviter l'encrassement des membranes [28].

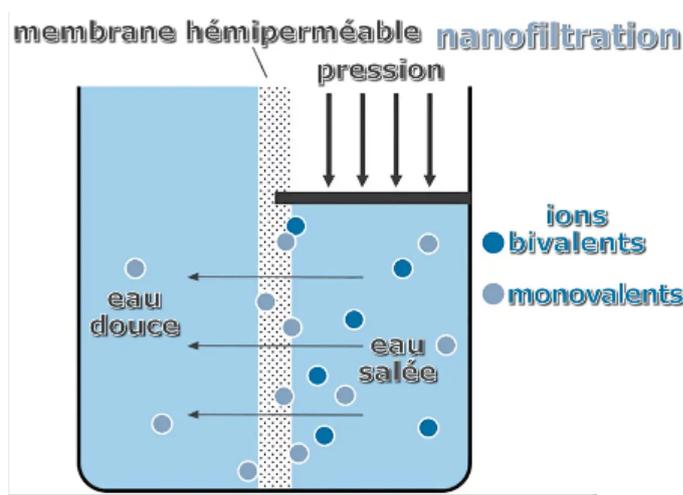


FIGURE 1.9 – Schéma du procédé de la nanofiltration pour le dessalement de l'eau de mer.

1.6.3.3 Osmose inverse

L'osmose est un phénomène naturel de diffusion de l'eau qui se produit lorsque deux solutions de concentrations différentes en solutés sont séparées par une membrane semi-perméable. L'eau migre de la zone où elle est moins concentrée, appelée solution hypotonique, vers celle où elle l'est davantage, la solution hypertonique, jusqu'à ce que l'équilibre des potentiels chimiques soit atteint.

L'osmose inverse est donc le processus où une pression supérieure à la pression osmotique est appliquée sur la solution la plus concentrée en solutés. Cela force l'eau à se déplacer dans le sens inverse de l'osmose naturelle, c'est-à-dire de la solution hypertonique vers la solution hypotonique, à travers une membrane semi-perméable [29].

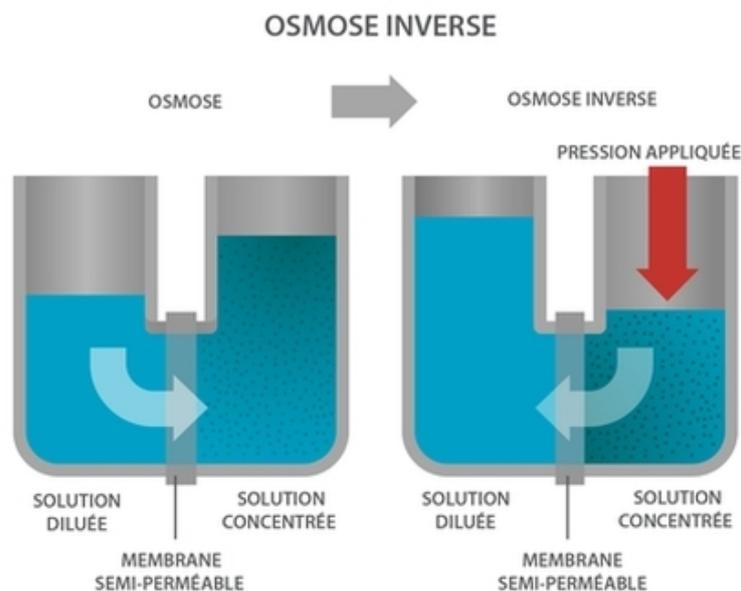


FIGURE 1.10 – Comparaison entre l'osmose naturelle et l'osmose inverse.

Les membranes d'osmose inverse sont dites asymétriques car elles sont composées de plusieurs couches. Une couche active dense, généralement en polyamide aromatique, retient les sels et les impuretés. Elle repose sur une couche microporeuse en polysulfone qui soutient la membrane sans bloquer l'eau. Enfin, un tissu en polyester renforce l'ensemble pour plus de solidité [30].

1. Types de membranes selon le matériau

- Membranes composites (TFC – Thin Film Composite)

Elles sont constituées de plusieurs couches superposées, dont une couche active en polyamide responsable de la séparation sélective des sels, une couche support microporeuse en polysulfone et une couche de base en polyester non tissé assurant la stabilité mécanique de l'ensemble. Cette architecture en film mince composite permet de concilier un haut taux de rejet avec un débit d'eau élevé.

Elles offrent une excellente performance en termes de rejet des sels, avec un taux pouvant atteindre 99,5%, tout en maintenant un bon débit d'eau. Elles sont couramment utilisées dans le dessalement d'eaux saumâtres ou d'eaux de mer. Elles résistent bien aux agents chimiques dans une plage de pH modérée, mais la couche

active en polyamide est sensible au chlore libre, qui peut provoquer une dégradation irréversible par oxydation. Un prétraitement de l'eau incluant une étape de déchloration est donc nécessaire pour préserver leur intégrité [30].

- Membranes en acétate de cellulose (CA)

Elles sont homogènes, formées d'un seul matériau polymère, généralement du triacétate ou du diacétate de cellulose. Elles représentent une technologie plus ancienne que les membranes composites. Leur structure dense permet une séparation par diffusion sélective, mais avec une perméabilité moindre.

Elles ont une bonne résistance au chlore, ce qui constitue un avantage en cas de traitement d'eaux contenant des résidus oxydants. Cependant, leur capacité de rejet des sels est inférieure à celle des membranes composites, avec un taux compris entre 95 et 98%. Elles tolèrent difficilement des variations importantes de température ou de pH, et présentent des performances limitées sous haute pression. Elles sont aujourd'hui peu utilisées, sauf dans des applications spécifiques où leur résistance au chlore est requise [31].

2. Types de membranes selon la configuration

- Modules spiralés (Spiral-Wound Modules)

Ces membranes sont enroulées autour d'un tube collecteur. Ce système est compact, économique, et facile à remplacer. Cette configuration est la plus répandue pour l'osmose inverse, notamment dans les grandes installations de dessalement. L'inconvénient de ces modules est leur sensibilité au colmatage biologique [30].

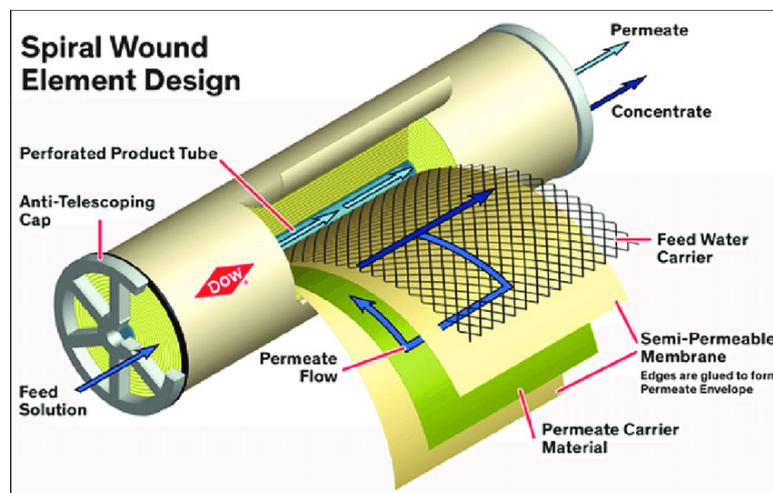


FIGURE 1.11 – Schéma d'un module à membrane enroulée en spirale utilisé en osmose inverse.

- Modules à fibres creuses (Hollow Fiber)

Dans ce type de module, un grand nombre de fibres très fines sont assemblées en faisceaux. Ils permettent de traiter de grands volumes d'eau à faible pression, mais sont plus fragiles que les modules spiralés, surtout en cas de colmatage [30].

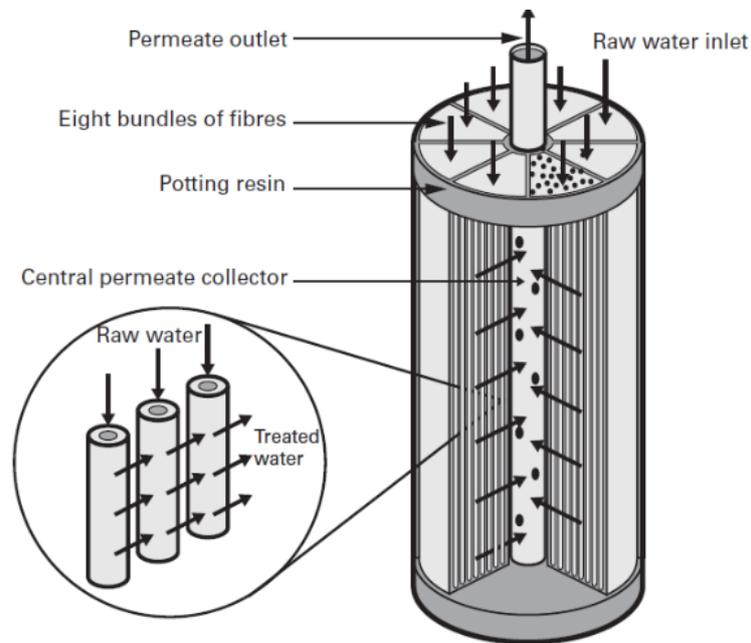


FIGURE 1.12 – Schéma d'un module à fibres creuses.

- Modules tubulaires

Les membranes sont déposées à l'intérieur de tubes de grand diamètre. Ils sont particulièrement adaptés au traitement d'effluents très chargés, grâce à leur bonne résistance au colmatage. Cependant, leur débit d'eau est inférieur par rapport aux modules spiralés ou fibres creuses [31].

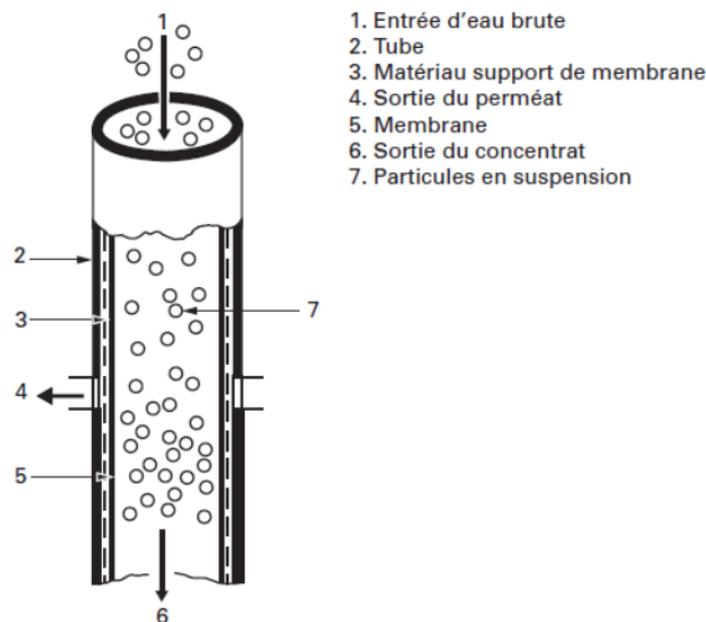


FIGURE 1.13 – Schéma d'un module tubulaire à membrane d'osmose inverse.

3. Performances typiques

Les membranes composites (**TFC**) offrent un taux de rejet de sels satisfaisant, supérieur à 99%. L'inconvénient majeur de ces membranes est leur faible résistance au chlore. Elles fonctionnent efficacement entre un pH de 3 à 10, voire 2 à 11 pour certaines formulations spécifiques. La température maximale de service est généralement de 45°C. Les membranes en acétate de cellulose (**CA**) permettent un rejet des sels de 95 à 98%, tout en

offrant une excellente résistance au chlore. En revanche, elles sont limitées à une plage de pH plus étroite, de 4 à 8 et à une température maximale de 35°C [30].

1.7 Critères de choix d'un procédé de dessalement

Le choix d'un procédé de dessalement dépend de critères techniques, économiques et environnementaux, qui doivent être analysés en fonction du contexte local et des objectifs désirés.

1. **Qualité de l'eau brute** La salinité, la présence de matières en suspension ou de micro-organismes influencent le choix. Par exemple, l'osmose inverse est privilégiée pour l'eau de mer à haute salinité, tandis que l'électrodialyse est plus adaptée aux eaux saumâtres.
2. **Débit d'eau à traiter** Les procédés thermiques sont souvent utilisés pour des installations de grande capacité, alors que les procédés membranaires conviennent aux plus petites installations modulaires.
3. **Consommation énergétique** Les procédés membranaires, tels que l'osmose inverse, présentent en général une consommation énergétique inférieure à celle des procédés thermiques. L'électrodialyse, en particulier, se montre plus économe en énergie que l'osmose inverse lorsqu'il s'agit de traiter des solutions faiblement salines. Elle engendre également moins de colmatage et fonctionne sans nécessiter de fortes pressions. En revanche, son efficacité diminue face à des eaux très salées, et elle exige un prétraitement rigoureux de l'eau.
4. **Coûts d'investissement et d'exploitation** Le coût total inclut les équipements, la maintenance, la consommation énergétique, le prix/post-traitement et la gestion des rejets.
5. **Impact environnemental** La gestion des rejets salins, l'empreinte carbone et l'utilisation des produits chimiques sont également des éléments à prendre en compte.
6. **Disponibilité des ressources locales** Par exemple, si une source d'énergie thermique est disponible comme une centrale électrique, les procédés thermiques peuvent être plus rentables [32].

Chapitre 2
Présentation de la station de
dessalement de Fouka

2.1 Introduction

Ce chapitre vise à présenter en détail le fonctionnement d'une station de dessalement, en appliquant de manière séquentielle la structure et les étapes du processus à la station de Fouka sur laquelle cette étude est effectuée. Il décrit son emplacement, sa capacité de production, les technologies mises en œuvre, ainsi que son rôle dans le contexte local d'alimentation en eau.

2.2 Fonctionnement général d'une Unité de Dessalement

Une unité de dessalement est une installation industrielle conçue pour extraire les sels et les impuretés de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre la transformant en eau douce potable pour la consommation humaine, à l'agriculture ou à des usages industriels. Le procédé le plus couramment utilisé est l'osmose inverse, malgré l'existence d'autres procédés.

Une unité de dessalement comporte généralement plusieurs procédés qui démarrent depuis le pompage de l'eau de mer jusqu'à la production d'eau traitée.

2.2.1 Prise d'eau

La prise d'eau constitue l'étape initiale du processus de dessalement. L'eau de mer est captée à travers des prises d'eau en mer ou des forages côtiers. Des grilles ou filtres grossiers sont placés en amont pour retenir les débris solides présents en mer (algues, sable, matières organiques, etc.).

2.2.1.1 Types de prises d'eau pour le dessalement

- **Prise d'eau en mer ouverte (offshore) :** Un captage d'eau situé à plusieurs centaines de mètres du rivage, qui capte une eau plus propre et moins turbide que celle située près des côtes. Elle comprend une crépine ou grille immergée, une conduite posée ou enterrée au fond, et des pompes d'aspiration. Ce système limite les impuretés et réduit relativement l'impact sur la faune marine.
- **Prise d'eau de plage (infiltration) :** La prise d'eau de plage repose sur le principe de filtration naturelle. L'eau de mer traverse le sable avant d'être captée par des drains ou galeries souterraines. En utilisant ce système, l'eau captée est de bonne qualité avec peu de prétraitement, mais le débit est limité, ce qui ne répond pas aux attentes des grandes stations de dessalement.

2.2.2 Prétraitement

Avant d'entrer dans le système de dessalement, l'eau doit être débarrassée des particules fines, des microorganismes et d'autres impuretés qui pourraient endommager les membranes ou réduire leur efficacité. Le prétraitement peut inclure :

- La coagulation/floculation ;
- La filtration sur sable ou à cartouches ;
- Le conditionnement chimique (antiscalants, biocides).

2.2.3 Osmose Inverse

L'osmose inverse est la pièce maîtresse du système. C'est l'étape où se produit le dessalement de l'eau qui, jusqu'à présent, est toujours salée. Sous haute pression, l'eau est poussée à travers des membranes semi-perméables qui retiennent les sels dissous, ne laissant passer que les molécules d'eau. Cette étape sépare l'eau douce qui est le perméat, du rejet, appelé saumure.

2.2.4 Post-traitement

L'eau produite est souvent trop pure et pauvre en minéraux, elle est inadéquate à la consommation et peut poser des problèmes de corrosion dans les réseaux. On y ajoute donc des sels minéraux afin de la reminéraliser, en plus d'un ajustement du pH. Une désinfection finale est également réalisée généralement au chlore ou aux rayons ultraviolets.

2.2.5 Stockage et distribution

L'eau traitée est stockée dans des réservoirs avant d'être injectée dans le réseau de distribution pour atteindre les consommateurs.

2.2.6 Gestion des rejets

Le rejet de saumure, riche en sel, est évacué en mer ou dans des bassins de gestion. Ce rejet doit être contrôlé pour limiter l'impact environnemental.

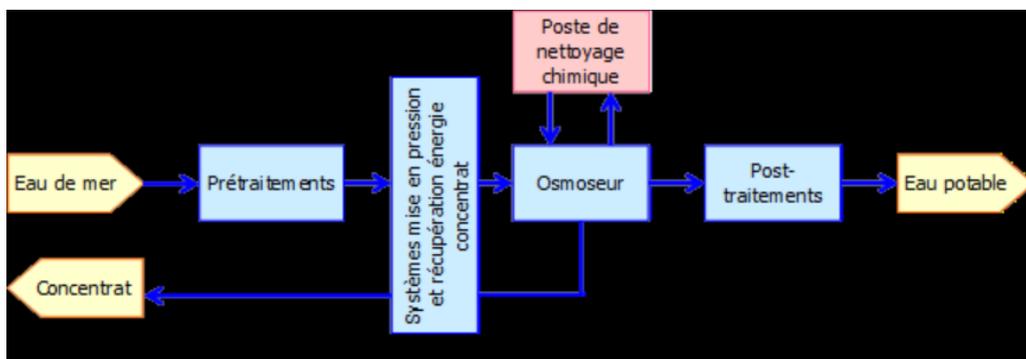


FIGURE 2.1 – Schéma général d'une unité de dessalement.

2.3 Station de dessalement de Fouka

La station de dessalement d'eau de mer de Fouka a été mise en service par Myah Tipaza, une société issue d'un partenariat entre AEC (Algerian Energy Company) et la firme AWI (Algerian Water Investment) un groupement entre l'entreprise canadienne dans SNC-Lavalin et l'entreprise espagnole ACCIONA AGUA

Ce projet vise à répondre aux besoins croissants en eau potable de l'est de la wilaya de Tipaza ainsi que d'une partie de la wilaya d'Alger. Pour cela, l'installation utilise l'osmose inverse, permettant de convertir l'eau de mer en eau douce.

La capacité de la station de traitement est de $120000\text{m}^3/\text{jour}$ basée sur un approvisionnement en eau brute d'environ $273697\text{m}^3/\text{jour}$. La production est étalée sur une période de 24h, donc $5000\text{m}^3/\text{heure}$. Le système d'osmose inverse est conçu de façon modulaire. Il est composé de six unités d'osmose inverse d'une capacité unitaire de $20000\text{m}^3/\text{jour}$ chacune.

2.3.1 Descriptif du Process de l'usine

L'usine de dessalement d'eau de mer de Fouka est située dans la wilaya de Tipaza, à environ 20km du chef-lieu de wilaya et à 35km à l'ouest d'Alger. La superficie du site est de quatre hectares, la carte ci-dessous montre une orientation centrale du processus au sein de la station. À l'est, soit à droite de la figure, se trouvent les installations situées au nord-est du site, notamment le bassin d'eau traitée et sa station de pompage, les saturateurs de chaux, le bâtiment de production de CO_2 , ainsi que la sous-station électrique. Le nouvel atelier de maintenance et le magasin de pièces de rechange, en cours de réception, est aussi situé côté nord-est du site. Du côté nord de la station se trouvent le bassin de traitement des effluents et la station de pompage d'eau brute. Quant au nord-ouest du site, il regroupe les installations de prétraitement chimique, la station de pompage d'eau filtrée, les filtres à sable et à anthracite, les filtres à cartouches, le bassin d'eau filtrée, ainsi que le réservoir de saumure. Pour finir, l'unité d'osmose inverse et le bâtiment administratif sont positionnés au centre du site.

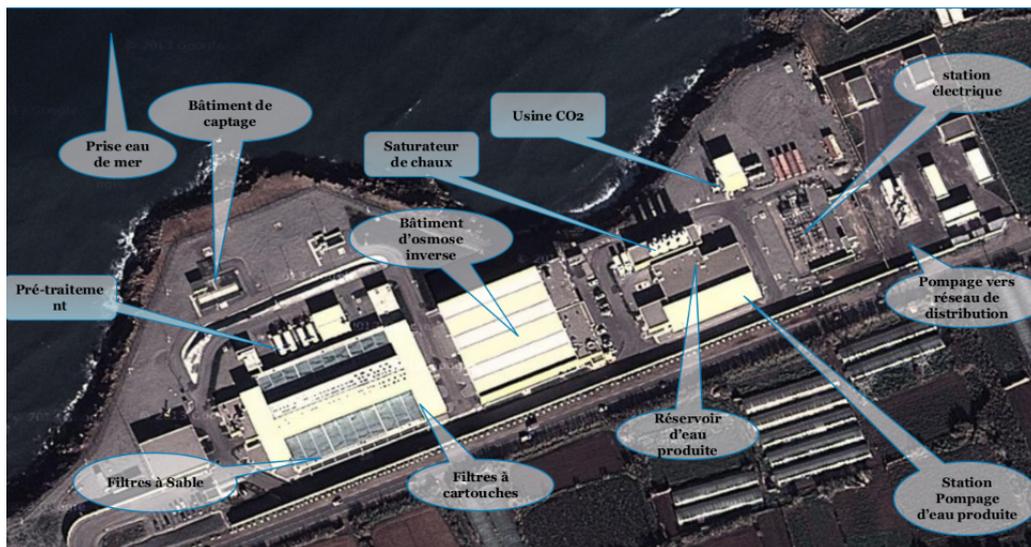


FIGURE 2.2 – Vue satellite de l'unité de dessalement de Fouka.

Le processus du dessalement d'eau de mer tel qu'illustré sur le schéma synoptique de la station de Fouka comporte les étapes suivantes :

- Prise d'eau de mer ;
- Station de pompage eau de mer ;
- Système de Prétraitement et Filtration ;
- Système d'Osмосe inverse et réservoir de lavage des filtres ;
- Système de reminéralisation et usine de production de CO_2 ;
- Station de pompage d'eau traitée ;
- Traitement des effluents.

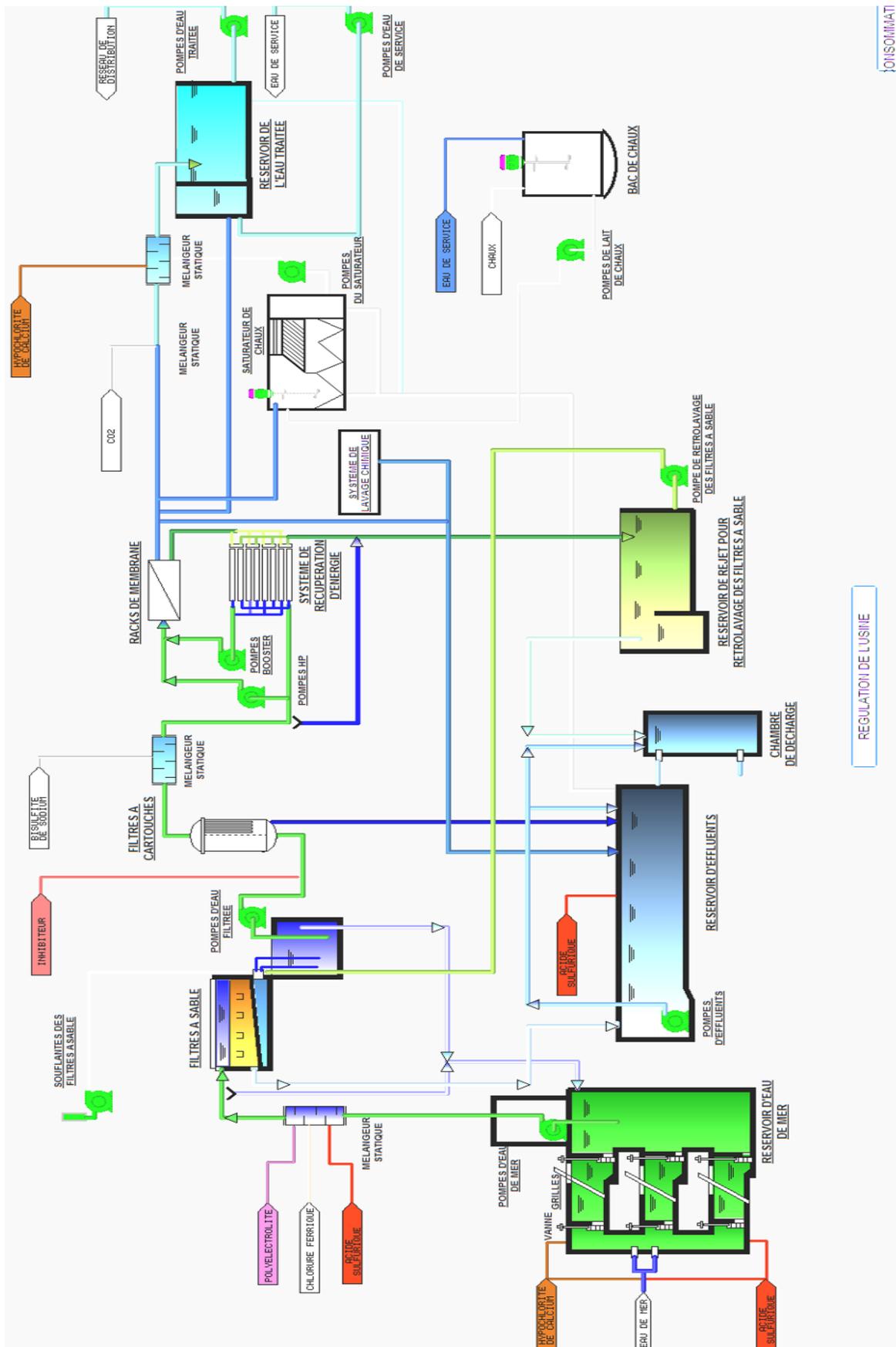


FIGURE 2.3 – Schéma de procédé de l'unité de dessalement de Fouka.

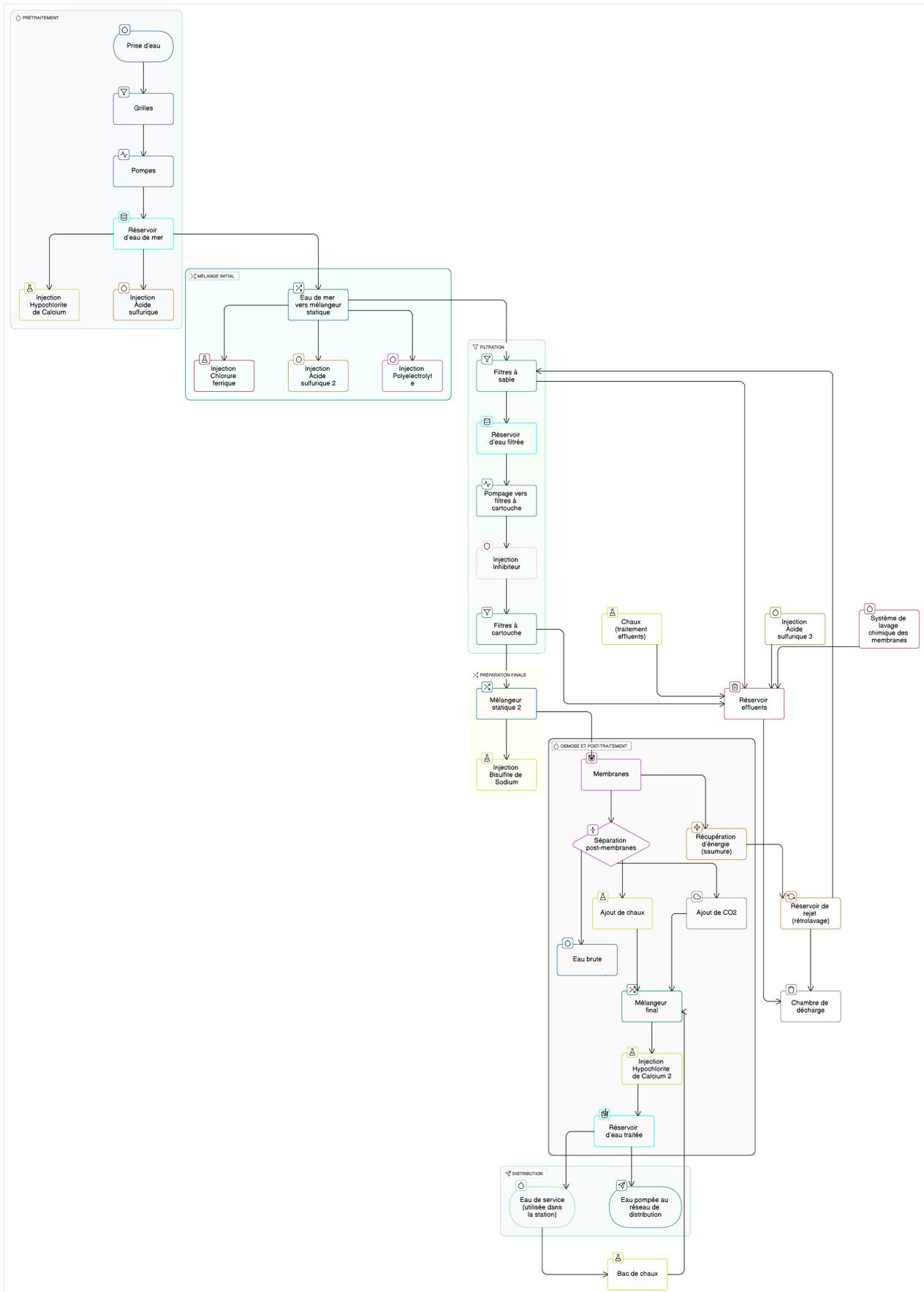


FIGURE 2.4 – Schéma simplifié de procédé de l'unité de dessalement de Fouka.

2.3.2 Prise d'eau

La prise d'eau de mer se situe à 900m de la côte et se fait par deux conduites en polyéthylène de 1600mm de diamètre. L'eau de mer prise par l'émissaire coule dans le réservoir d'eau de mer et passe par une grille manuelle dont le rôle est d'éviter que de grandes particules entrent dans le processus, protégeant ainsi les pompes. Cette grille, composée de barres métalliques espacées, retient les débris solides comme les algues, bois ou plastiques. Elle est dite manuelle car son nettoyage s'effectue sans mécanisme automatisé, nécessitant une intervention humaine régulière pour retirer les déchets accumulés. La taille des ouvertures de cette grille est de 50mm, et elle est située entre 9m et 13m de profondeur sous le niveau de la mer.



FIGURE 2.5 – La prise d'eau de la station.

2.3.3 Prétraitement

La phase de prétraitement comporte plusieurs opérations dont la floculation, suivie de la filtration sur sable sans décantation préalable, et la filtration sur cartouches.

Deux produits chimiques différents sont dosés dans le réservoir d'eau de mer : l'hypochlorite de calcium pour la désinfection. Et l'acide sulfurique afin de corriger le pH. L'eau est ensuite pompée de ce réservoir vers l'étape de prétraitement de l'usine.

2.3.3.1 Filtration sur sable

Il y a au total vingt filtres, répartis en deux groupes indépendants. Ce sont des filtres à sable bicouche de type gravitaire, utilisant une filtration au sable et à l'antracite.

Les filtres à sables sont lavés avec la saumure rejetée par le système d'osmose inverse, grâce aux pompes de rétro-lavage, et avec de l'air par les soufflantes de lavage.

Lorsque l'eau de mer est filtrée, elle est stockée dans le réservoir d'eau filtrée d'où elle sera pompée vers le système d'osmose inverse.

Trois pompes de rétrolavage sont prévues, dont deux en service et une en secours. Chaque pompe est conçue pour un débit de 1500m³/h et une pression de 1 bar.

2.3.3.2 Filtration sur cartouches

Les filtres à cartouche représentent la dernière étape de protection avant le système d'osmose inverse. L'installation compte 10 filtres, chacun équipé de 376 cartouches à une capacité de filtration à 3 microns.



FIGURE 2.6 – Les filtres à cartouche utilisés dans la station de Fouka.

2.3.3.3 Coagulation et floculation

Cette étape consiste à ajouter certains produits chimiques, chacun ayant une utilité spécifique.

- Acide sulfurique : Il a pour but de réduire la basicité pour éviter l'entartrage dans le rejet des membranes d'osmose inverse. Ceci améliore également la coagulation.
- Hypochlorite de calcium : Son rôle est la désinfection. Il évite l'encrassement dans le prétraitement et dans les membranes.
- Chlorure ferrique : Elle effectue une coagulation et aide à éliminer les particules solides en suspension dans les filtres à sable.
- Poly-électrolyte : Il améliore la coagulation en augmentant la taille des floccs pendant la coagulation.
- Bisulfite de sodium : Il élimine le chlore libre avant l'étape de l'osmose Inverse et évite l'endommagement des membranes.

- Anti-scalant : Il évite l'encrassement causé par les rejets des membranes.

2.3.4 Système d'osmose inverse

Le processus de dessalement par osmose inverse commence par l'aspiration de l'eau grâce à des pompes Haute Pression qui vont jusqu'à 70 bars, puis le refoulement à travers les membranes d'osmose. Environ la moitié du volume d'eau initial passe à travers les membranes, maintenant débarrassée d'une grande partie du sel. Cette eau déminéralisée est le perméat. Tandis que l'autre moitié, riche en sels, forme le concentrat.

Le système d'osmose est composé de 9072 membranes identiques, disposées en parallèle dans six racks de production, ce sont des filières ayant une capacité unitaire de 20000m³/jour, produisant au total 120000m³/jour. Chaque filière comprend une pompe haute pression (HP) de 2MW, une pompe booster de 230kW, ainsi qu'un dispositif de récupération d'énergie (ERI), qui récupère une partie de l'énergie utilisée dans le processus d'osmose inverse, ce qui permet de réduire la consommation énergétique globale. La filière comprend également 216 tubes de pression, contenant chacun 7 membranes, le tout en plus d'un dispositif mis en place pour leur lavage.

L'osmose inverse ne peut démarrer qu'après l'ajustement de certains paramètres de l'eau pré-traitée, notamment la pression, le chlore, le potentiel redox ou encore la turbidité.

2.3.4.1 Pompes d'eau filtré

Le système comprend 7 pompes d'eau filtrée dont 6 en service et une en réserve. Elles pompent l'eau vers les modules d'osmose inverse à travers les filtres à cartouche. Les pompes sont des pompes centrifuges verticales.

Les pompes sont conçues pour un débit de 1870m³/h sous une pression de 5 bar. Elles nécessitent également un système d'amorçage à vide avant le démarrage, car le niveau d'eau du réservoir est inférieur à celui des pompes.



FIGURE 2.7 – Unité d'osmose inverse.

2.3.4.2 Lavage chimique et rinçage

Chaque fois qu'un rack d'osmose inverse est arrêté, un rinçage à l'eau pure est effectué à l'aide des pompes de lavage et de déplacement. Cette opération est effectuée afin de chasser l'eau de

mer et la saumure résiduelle dans les membranes, en guise de mesure de précaution contre les risques d'entartrage.

Le lavage chimique a pour objectif de restaurer un rack encrassé ou colmaté en éliminant les dépôts qui nuisent à son fonctionnement. Le type de solution chimique utilisé dépend de la nature du souillage rencontré. Le bisulfite de sodium est utilisé pour certains types de dépôts. Le lavage acide permet de dissoudre les incrustations minérales, tandis qu'un lavage à pH élevé est adapté à l'élimination des matières organiques. En cas de contamination microbologique, l'usage d'un biocide est recommandé. Chaque méthode est sélectionnée en fonction du type de salissure afin d'assurer un nettoyage efficace et de préserver l'intégrité du matériel.

2.3.5 Système de reminéralisation

Le perméat sortant de la membrane est une eau déminéralisée et agressive qui doit être reminéralisée pour satisfaire aux critères de potabilité. L'usine est équipée d'un système de reminéralisation qui comprend une injection de CO_2 afin de régler le pH et l'indice de saturation de Langelier, et une injection de chaux pour augmenter l'alcalinité, la dureté et le pH de l'eau traitée.

Après reminéralisation, l'eau est stockée dans un réservoir d'eau traitée de 3600m^3 , où elle subit une désinfection finale au chlore. L'eau est ensuite refoulée vers le réseau externe par 7 pompes de 800kW à un débit de $833\text{m}^3/\text{h}$ et conçues pour une hauteur manométrique de 240m .

2.3.6 Traitement des effluents

Les rejets de procédé qui constituent les effluents comprennent le concentrat, les eaux de décharge des saturateurs de chaux, les eaux de lavage des filtres, et les eaux de lavage des racks.

Ces eaux sont acheminées vers le réservoir de traitement aussi appelé réservoir de neutralisation des effluents et, de là, vers l'émissaire constitué d'une conduite en polyéthylène de 1400mm de diamètre. L'acide sulfurique ou l'eau de chaux seront utilisés durant la neutralisation. Le point de rejet est équipé d'un diffuseur qui permet une dilution très rapide des eaux de rejet dans l'eau de mer, afin de ne pas perturber les écosystèmes.

Chapitre 3

Analyse des performances du traitement

3.1 Introduction

Le traitement de l'eau de mer en station de dessalement s'appuie sur trois étapes complémentaires : le prétraitement, l'osmose inverse et l'affinage. L'ensemble vise à produire une eau conforme aux normes de potabilité.

Le prétraitement permet d'éliminer les particules, matières organiques et agents biologiques susceptibles de nuire aux membranes. À la station de Fouka, il inclut un dégrillage, un traitement chimique par coagulation, puis une filtration sur sable et cartouches.

Les membranes d'osmose inverse sont ensuite sollicitées pour assurer la séparation des sels. Leurs performances sont suivies à travers des paramètres techniques, les conditions de fonctionnement et les pratiques de maintenance.

Enfin, l'affinage assure la désinfection, l'ajustement du pH et la reminéralisation, afin de stabiliser l'eau produite et la rendre potable.

Ce chapitre présente ces trois étapes, leur fonctionnement et leur impact sur la qualité finale de l'eau.

3.2 Prétraitement

3.2.1 Qualité de l'eau brute

Le tableau 3.1 représente les résultats de mesure de certains paramètres de qualité de l'eau de mer prélevée par la station de Fouka durant l'année 2024.

TABLEAU 3.1 – Paramètres physico-chimiques de l'eau de mer de Fouka pour l'année 2024.

Paramètres physico-chimique	Unité	La moyenne annuelle
Température	°C	19,9
TDS	g/L	38,6
pH	—	8,1
MES	mg/L	8,0
SDI5	min ⁻¹	11,9

La figure 3.1 présente les variations saisonnières des paramètres physico-chimiques de l'eau de mer : les solides dissous totaux (TDS), les matières en suspension (MES), l'indice de colmatage (SDI5) et la température. Ces paramètres sont représentés en fonction des saisons : automne, hiver, printemps et été.

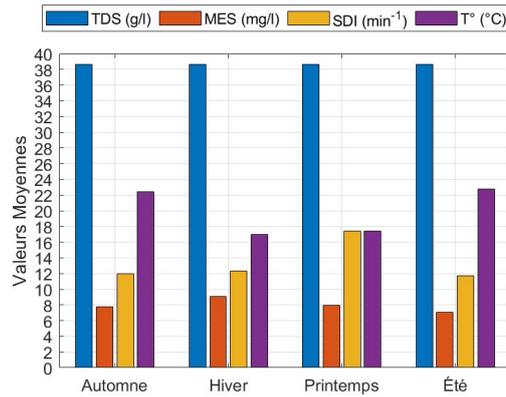


FIGURE 3.1 – Paramètres de qualité de l'eau de mer selon les saisons.

- On observe tout d'abord que les valeurs de TDS restent pratiquement constantes tout au long de l'année, autour de 38,6g/L. Cela indique une salinité stable typique de l'eau de mer méditerranéenne.
- Les matières en suspension (MES) montrent de légères variations selon les saisons. Elles atteignent leur maximum en hiver à environ 9mg/L, et leur minimum en été à environ 7mg/L.
- La température de l'eau suit une évolution saisonnière classique. Elle est plus basse en hiver, autour de 17°C et atteint son maximum en été, à environ 23°C. Le printemps et l'automne présentent des valeurs intermédiaires.
- L'indice de colmatage, appelé SDI (Silt Density Index), se définit comme une mesure de la tendance de l'eau à obstruer les membranes, notamment celles utilisées dans les procédés d'osmose inverse. Il permet d'évaluer la présence de particules colloïdales et en suspension encore présentes après le prétraitement, et donc le risque d'encrassement des membranes.

Le test consiste à faire passer de l'eau à travers un filtre standard de 0,45 μm sous une pression constante (généralement 2,1 bar), puis à mesurer la diminution du débit de filtration au fil du temps. L'indice est calculé à $t = 5, 10$ ou 15 minutes (noté SDI5, SDI10, SDI15), selon la durée du test choisie, la valeur à 15 minutes étant la plus utilisée.

Une valeur de $SDI_{15} < 3$ indique une bonne qualité de l'eau en entrée de membranes. Au-delà, le risque de colmatage est élevé, ce qui signale un prétraitement insuffisant. Cet indice constitue donc un outil essentiel pour surveiller et optimiser la qualité de l'eau dans les systèmes de dessalement.

Les variations de SDI5 illustrées 3.1 présente une fluctuation marquée. Elle atteint un pic au printemps à près de 18 min⁻¹, ce qui indique un fort potentiel de colmatage des membranes de filtration durant cette période. Le SDI5 diminue ensuite légèrement en été et reste modéré en automne et en hiver à une valeur autour de min⁻¹.

3.2.2 Coagulation-floculation

Différents produits sont utilisés au cours de ce processus.

- **Sulfate d'aluminium** ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) : coagulant minéral courant, il neutralise les charges

négatives des colloïdes en formant des hydroxydes d'aluminium qui piègent les impuretés.

- **Sulfate ferrique** ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) : coagulant puissant à base de fer, il forme des floccs denses et efficaces, même à basse température ou en eau très salée.
- **Chlorure ferrique** (FeCl_3) : autre coagulant ferrique très réactif, utilisé pour sa grande efficacité à former des précipités rapides et volumineux.
- **Polymères organiques floculants** ($[\text{C}_3\text{H}_5\text{NO}]_n$ ou dérivés) : longues chaînes moléculaires (souvent à base de polyacrylamide) qui facilitent l'agrégation des micro floccs en floccs plus gros, facilitant la décantation.

D'autres produits sont également utilisés tel que l'acide sulfurique et les inhibiteurs.

- **Acide sulfurique** (H_2SO_4) : c'est un acide fort couramment utilisé comme agent de pH pour acidifier le milieu et favoriser certaines réactions de précipitation ou de coagulation.
- **Inhibiteur** : produit utilisé pour limiter la corrosion des canalisations ou prévenir les dépôts de tartre, généralement à base de phosphates ou de silicates, il agit en formant une fine couche protectrice à l'intérieur des différents réseaux y compris ceux de distribution.

3.2.3 Consommation des produits chimiques

Le graphe 3.2 représente l'évolution mensuelle des quantités de trois produits chimiques : chlorure ferrique, inhibiteur, et l'acide sulfurique; utilisés tout au long de l'année 2024.

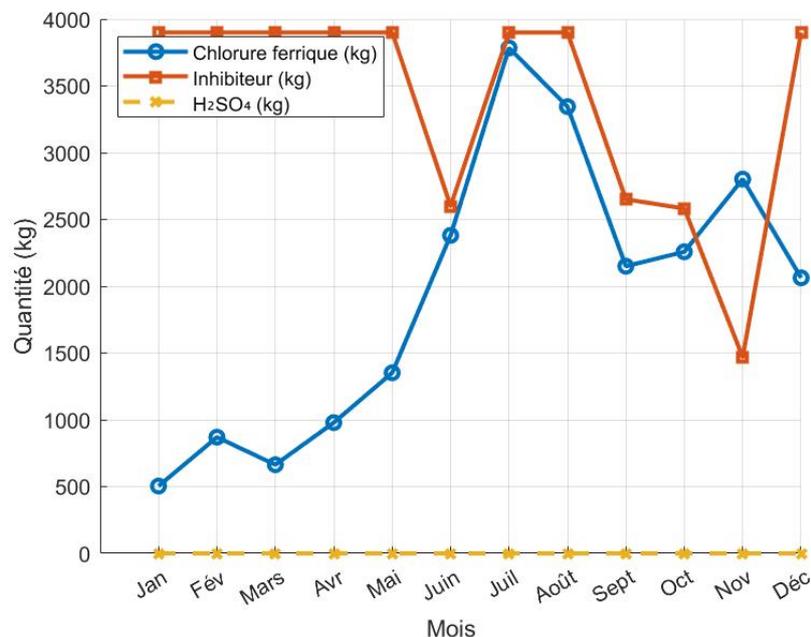


FIGURE 3.2 – Suivi mensuel des produits chimiques

- La quantité de chlorure ferrique augmente progressivement de janvier à juillet, atteignant un pic en été à environ 3800kg, puis diminue entre août et septembre avant de fluctuer légèrement jusqu'à décembre. Cette variation saisonnière s'explique par la variation proportionnelle des MES en fonction du changement de saison (figure 3.1).

- La quantité d'inhibiteur reste stable à environ 3900kg pendant la majeure partie de l'année, à l'exception de trois baisses nettes en juin et en septembre à environ 2600kg, ainsi qu'une baisse plus importante en octobre descendant aux alentours de 1500kg.
- Dans le cas de la station de Fouka, la quantité d'acide sulfurique est nulle tout au long de l'année. L'acide a été éliminé depuis longtemps par l'entreprise, suite à des recherches et des simulations menées aussi bien dans les laboratoires de la station qu'à l'étranger, qui ont démontré que son injection n'était pas nécessaire.

3.2.4 Traitement physique

3.2.4.1 Filtration sur sable

A. Les caractéristiques des filtres

Les filtres à sable de la station de Fouka sont composés de 2 couches : de l'antracite et du sable de silex disposées sur un plancher au faux fond. Leur conception ouverte, avec une hauteur de couche de 1000mm et une surface de filtration optimisée, permet de retenir efficacement les matières en suspension tout en limitant la perte de charge.



FIGURE 3.3 – Filtres gravitaires.

TABLEAU 3.2 – Caractéristiques générales des filtres ouverts.

Paramètre	Valeur
Nombre d'unités en service	18
Nombre d'unités en maturation ou lavage	2
Type de filtre	Filtre ouvert
Largeur	5m
Longueur	15,5m
Hauteur de couche	1000mm
Surface de filtration	77,5m ²
Surface totale	1395 m ²
Temps de rétention sur couche (coagulation)	15min
Volume requis	159m ³
Hauteur d'eau	2,1m
Perte de charge minimale	0,32m
Perte de charge maximale admise	2m

TABLEAU 3.3 – Caractéristiques des couches filtrantes.

Paramètre	Anthracite	Sable de silice
Hauteur de couche (mm)	400	600
Taille effective (mm)	1,50	0,66
Coefficient d'uniformité	1,30	1,57
Volume par filtre (m ³)	31	47
Volume total (m ³)	620	930
Densité apparente	0,74	1,50
Poids par filtre (t)	23	70
Poids total (t)	459	1 395

B. Lavage des filtres

Le lavage des filtres s'effectue automatiquement et à contre sens à l'aide d'un mélange d'air, d'eau et de saumure qui est stockée dans un réservoir de 750m³. Sa capacité permet de réaliser un cycle complet de lavage sans interruption.

La saumure utilisée provient directement des rejets des unités d'osmose inverse. Elle est acheminée jusqu'au réservoir à travers une conduite en GRP (plastique renforcé de fibre de verre) d'un diamètre de 1000mm (figure 2.1). Ce système de récupération permet de valoriser un des produits rejetés de l'opération de dessalement, optimisant l'exploitation des ressources disponibles sur site. Cela réduit la quantité d'eau filtrée utilisée et permet également d'économiser de l'énergie. Le choc osmotique provoqué par la saumure limite également le développement bactérien dans les filtres ce qui améliore leur hygiène et leur durée de vie.

À l'origine, des crépines classiques étaient utilisées dans le système de drainage des filtres.

Elles ont ensuite été remplacées par des faux fonds en plastique renforcé. Cette configuration offre une meilleure résistance mécanique et permet une répartition plus uniforme de l'air et de l'eau durant les phases de lavage rendant le nettoyage du lit filtrant plus efficace et améliore les performances du système.

La fréquence du lavage dépend de la concentration en matières en suspension (MES) dans l'eau brute. Les filtres sont dimensionnés pour une charge massique maximale de 2kg/m^2 . Pour une turbidité de $1,5\text{UTN}$, équivalente à $7,5\text{mg/L}$ de MES, le lavage est effectué toutes les 24 heures. Lorsque la concentration atteint 10mg/L , la fréquence passe à 18 heures, et à 20mg/L , elle est réduite à 10 heures.

L'eau filtrée est ensuite stockée dans un réservoir de 950m^3 , situé en aval du système de filtration. Il est divisé en deux compartiments pour faciliter les opérations d'entretien tout en maintenant un service continu.

3.2.4.2 Les filtres à cartouches

Le tableau 3.4 regroupe les principales informations techniques liées aux filtres à cartouches utilisés dans le procédé. Il met en évidence les matériaux de fabrication, les conditions de fonctionnement ainsi que les paramètres de filtration associés.

TABLEAU 3.4 – Caractéristiques des filtres à cartouches.

Caractéristique	Valeur
Nombre de vaisseaux	9 + 1R
Nombre de filtres par vaisseau	376
Nombre total de filtres	3760
Débit total maximum	11412m ³ /h
Débit par vaisseau	1268m ³ /h
Salinité	38000mg/L
Densité de l'eau	1030kg/m ³
Température de l'eau	15 – 27°C
Solides totaux en suspension	< 4mg/L
Niveau de filtration	5µm – 1µm (nominal)
Pression à l'entrée	4 bars
Perte de charge minimale	0,5 bar
Perte de charge moyenne	1,0 bar
Perte de charge maximale	1,5 bar
Filtre	
Diamètre du filtre	1700mm
Longueur cylindrique	2000mm
Pression de design	7 bar
Composition des filtres	Acier carbone ébonité
Débit par vaisseau	1268m ³ /h
Cartouches	
Type de cartouches	Double open ended
Longueur unitaire des cartouches	1500mm (6 cartouches)
Diamètre par cartouche	63mm
Débit par cartouche	3,52m ³ /h (58,7L/min)
Débit max. autorisé par cartouche	100L/min
Débit par 10" de cartouche	587L/h
Débit recommandé par 10" de cartouche	600L/h
Composition des cartouches	Polypropylène

A. Caractéristiques des filtres

Les filtres à cartouches de la station sont répartis sur 9 vaisseaux, chacun contenant 376 cartouches qui s'additionnent à un total de 2700 unités. Les cartouches sont en polypropylène, et permettent une filtration fine avec un débit unitaire de 3,52m³/h. Ces filtres fonctionnent à une pression maximale de 7 bar et éliminent les particules résiduelles en aval du traitement. Ils sont configurés en modules, ce qui facilite les opérations d'entretien et l'adaptabilité aux variations de la charge hydraulique.

B. Changement des filtres

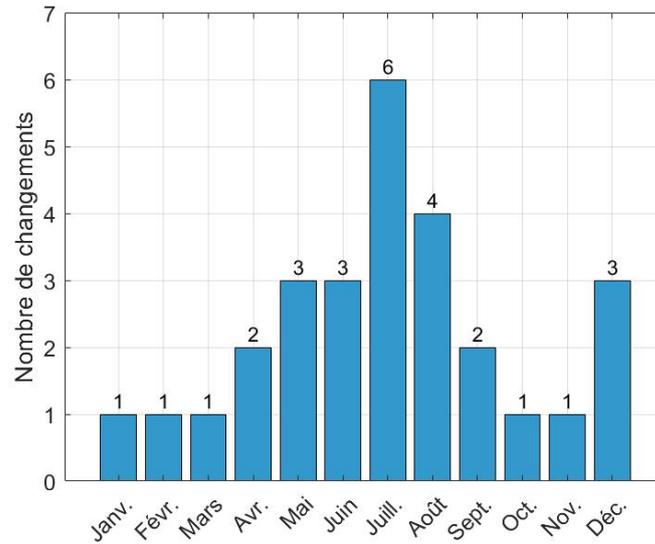
Les données relatives aux changements de cartouches opérés durant les années 2023 et 2024 ont été analysées.

Le graphe 3.4a représente le nombre de changements de vaisseaux de filtres à cartouches effectués chaque mois durant l'année 2023. On constate que ce nombre varie généralement entre 1 et 3 remplacements mensuels, à l'exception des mois de juillet et août où une augmentation notable est observée — en particulier en juillet, avec 6 racks de filtres à cartouches remplacés.

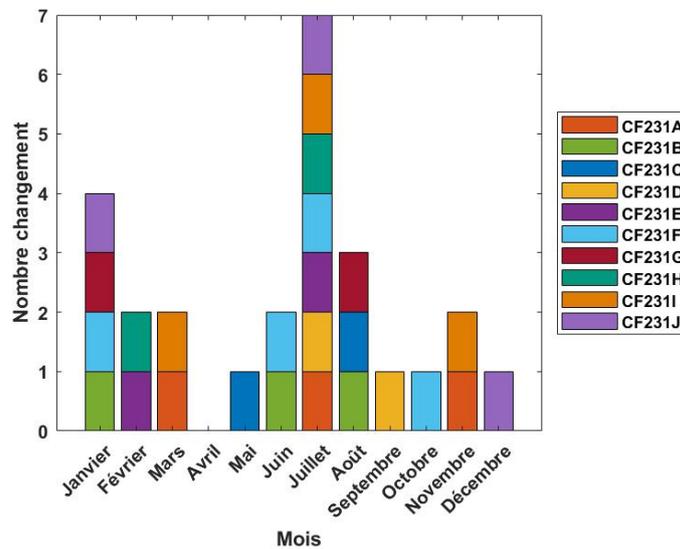
Le graphe 3.4b illustre cette même évolution pour l'année 2024 par vaisseau. La variation est marquée selon les mois, avec un maximum de 7 remplacements enregistrés en juillet, suivi de 4 en janvier et 3 en août. Durant les autres mois, la fréquence oscille entre zéro et deux remplacements.

D'après les deux graphes, la tendance générale est similaire entre les deux années : un pic en juillet, une légère hausse en début d'hiver, et des fréquences relativement basses au printemps et en automne.

Cette évolution saisonnière peut s'expliquer par les conditions environnementales. En été, les températures élevées favorisent la prolifération biologique, augmentant ainsi la charge organique dans l'eau brute. Cela engendre un encrassement plus rapide des filtres et justifie une fréquence de remplacement plus élevée, comme le suggère la figure 3.1.



(a) (2023)



(b) (2024)

FIGURE 3.4 – Changements mensuels des filtres à cartouches opérés durant les années 2023-2024.

3.2.5 Qualité de l'eau après prétraitement

Après les différentes étapes du prétraitement, l'eau présente désormais de nouvelles caractéristiques physico-chimiques, illustrées dans les graphes de la figure 3.5. On peut observer que durant les premiers mois de 2025 :

- L'indice SDI₁₅ varie entre 2 et $2,4\text{min}^{-1}$, ce qui reflète une eau peu colmatante.
- La température est modérée, elle se situe entre 17 et 20°C , favorable à la stabilité des paramètres physico-chimiques et à la protection des membranes contre les chocs thermiques.
- La conductivité électrique reste stable autour de 55mS/cm .
- La turbidité oscille entre 0,15 et $0,2\text{UTN}$, une valeur bien au-dessous du seuil critique qui est de 1UTN . Sa valeur a considérablement diminué par rapport aux valeurs initiales notées de l'eau brute qui sont autour de $0,7\text{UTN}$. L'eau est donc plus claire[33].

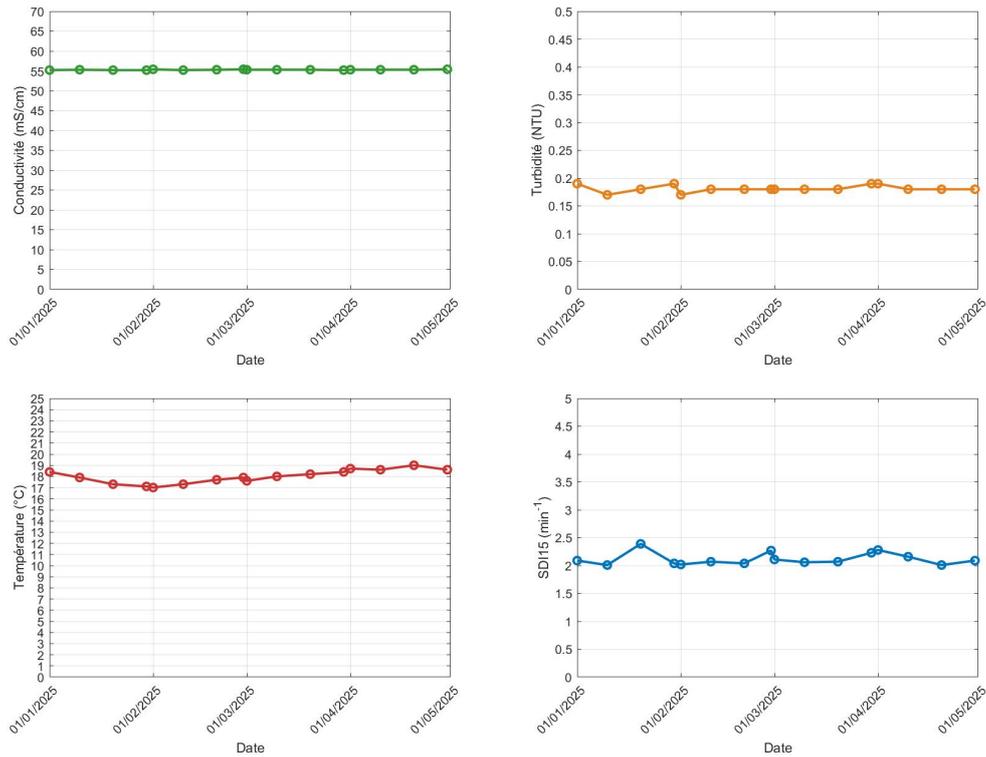


FIGURE 3.5 – Évolution des paramètres de qualité de l'eau après prétraitement en 2025.

Le TDS, autrement dit résidu sec, n'est pas directement fourni dans les données. Pour l'estimer, on utilise une relation empirique fondée sur la conductivité électrique de l'eau. Le TDS représente la concentration totale en matières dissoutes, incluant les sels minéraux, et constitue un indicateur essentiel de la salinité de l'eau. La formule utilisée est :

$$\text{TDS (mg/L)} = k \times \sigma$$

où k est un coefficient de conversion dépendant de la température et de la composition ionique de l'eau, et σ la conductivité électrique exprimée en $\mu\text{S/cm}$.

Dans notre cas, l'eau est prétraitée, avec une conductivité moyenne mesurée de 55 mS/cm , soit $55000 \mu\text{S/cm}$, et la température maximale enregistrée est de 20°C . Le coefficient correspondant est $k = 0,66$. Ainsi, le calcul du TDS donne :

$$\text{TDS} = 0,66 \times 55000 = 36300 \text{ mg/L} = 36,3 \text{ g/L}$$

Le TDS moyen de l'eau de mer est de $38,6 \text{ g/L}$. Le pourcentage du résidu sec de l'eau prétraitée par rapport à celui de l'eau de mer est donc :

$$\frac{36,3}{38,6} \times 100 \approx 94,03\%$$

Cela montre que l'eau, bien qu'ayant subi un prétraitement, conserve une salinité encore très proche de celle de l'eau de mer brute.

3.3 Osmose inverse

3.3.1 Évaluation des performances des membranes d'osmose inverse

Le modèle de membrane utilisé au sein de la station est le **SWC4 MAX**, elle est de type spiralé et est conçue spécifiquement pour le dessalement de l'eau de mer.

Plusieurs facteurs doivent être pris en considération afin d'éviter leur détérioration précoce.

- L'encrassement par des matières organiques, colloïdes ou huiles réduit le débit et augmente la pression en obstruant les pores des membranes, limitant la circulation de l'eau.
- La précipitation de sels comme le CaCO_3 ou le CaSO_4 forme des dépôts solides qui bouchent la membrane, c'est évitable en utilisant des antiscalants ou grâce à un bon prétraitement.
- L'exposition au chlore, même à faible dose, détruit la couche active des membranes en polyamide en oxydant leurs composants chimiques, ce qui dégrade leur structure et diminue leur capacité de filtration.
- Une pression supérieure à 70 bar, une température au-delà de 45°C , ou des nettoyants avec un pH inadapté en dehors de 2–11, peuvent altérer la structure chimique et physique des membranes, provoquant des déformations ou une perte de performance.

La configuration des unités d'osmose inverse repose sur des membranes spiralées ce qui permet d'optimiser la surface de filtration tout en occupant un espace réduit. Elle affiche un taux de conversion de 45% adapté à une eau de mer présentant une salinité élevée, comme celle de la mer Méditerranée avec un TDS de 38000mg/L. La station fonctionne avec 6 racks en service, sans rack de secours, et traite quotidiennement un volume de 269280 m³ d'eau de mer. Cela permet de produire 121284m³/jour d'eau douce, tandis que 148133m³/jour sont rejetés sous forme de concentrat. Les membranes utilisées sont conçues pour résister à des pressions allant jusqu'à 70 bar, à des températures pouvant atteindre 45°C , et fonctionnent dans une plage de pH comprise entre 2 et 11. Elles assurent un taux de rejet de sel de 99,6% et un débit nominal de 27,7m³/jour par membrane.

TABLEAU 3.5 – Caractéristiques des membranes d'OI utilisées par la station de Fouka.

Caractéristiques des membranes	
Configuration	Spiralée
Matériau du tube	Fibre de verre et époxy
Dimensions	Diamètre = 20cm, Longueur = 100cm
Pression maximale	70 bar
Plage de pH d'opération	2 – 11
Température maximale d'opération	45°C
Débit nominal	27,7m ³ /jour
Réjection de sel	99,6%
Variation de débit admissible	$\pm 10\%$

TABLEAU 3.6 – Paramètres de conception des unités d’osmose inverse.

Paramètre	Valeur
Nombre de racks en opération	6
Nombre de racks en stand-by	0
Taux de conversion	45%
Production totale par racks	842m ³ /h, 121284m ³ /jour
Débit d’alimentation par racks	1870m ³ /h, 269280m ³ /jour
Débit de rejet	1029m ³ /h, 148133m ³ /jour
Fluide traité	Eau de mer
TDS	38000mg/L
Nombre total de membranes	9072
Espace libre	10 %

3.3.1.1 Conductivité de l’eau traitée

Après l’osmose inverse, les caractéristiques de l’eau demeurent globalement similaires à celles observées après le prétraitement, à l’exception notable de la teneur en sels minéraux, et donc en ions, qui diminue considérablement. Le graphe 3.6 présente les valeurs de conductivité électrique mesurées dans chaque rack durant les trois premiers mois de l’année 2025.

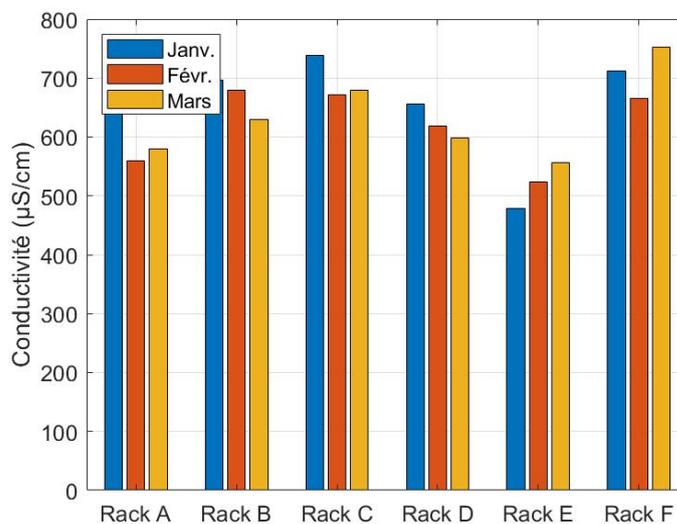


FIGURE 3.6 – Évolution de la conductivité après l’OI en 2024.

- La conductivité de l’eau traitée après osmose inverse varie entre environ 480 et 770µS/cm selon les racks et les mois. Ces valeurs sont nettement inférieures à celle mesurée après le prétraitement, qui était stable autour de 55mS/cm (soit 55000µS/cm), ce qui témoigne de l’efficacité du procédé d’osmose inverse dans la rétention des sels dissous.
- Le RACK-C enregistre les conductivités les plus élevées, avoisinant les 770µS/cm, tandis que le rack E affiche les valeurs les plus faibles, descendant jusqu’à environ 480µS/cm en janvier.
- Cette variation entre racks peut s’expliquer par des différences d’usure des membranes, de débit ou de colmatage. La légère évolution mensuelle dans certains racks, telle que la

hausse progressive entre janvier et mars dans le rack F, peut signaler un affaiblissement du pouvoir de séparation des membranes.

- Ces variations restent tout de même bien au-dessous des valeurs initiales, et le dessalement reste bien efficace, une évolution saisonnière de la charge en ions dans l'eau brute pourrait donc les expliquer.
- La réduction de la conductivité est de plus de 98%, ce qui illustre la conformité de l'eau aux critères attendus pour une eau osmosée destinée à la reminéralisation.

3.3.2 Changement des membranes

La fréquence de changement des membranes dépend de leur état et de leur âge. Les deux graphiques suivants représentent le nombre de changements de membranes, le premier en fonction des racks pour l'année 2024, et le second en fonction des mois.

Dans le graphe 3.7 on remarque que les changements sont très inégalement répartis entre les racks. En 2024, ce sont principalement RACK-E et RACK-F qui ont concentré l'activité, avec respectivement 271 et 230 changements. Les autres racks A, B, C et D affichent des chiffres très bas en comparaison, qui varient entre 2 et 12.

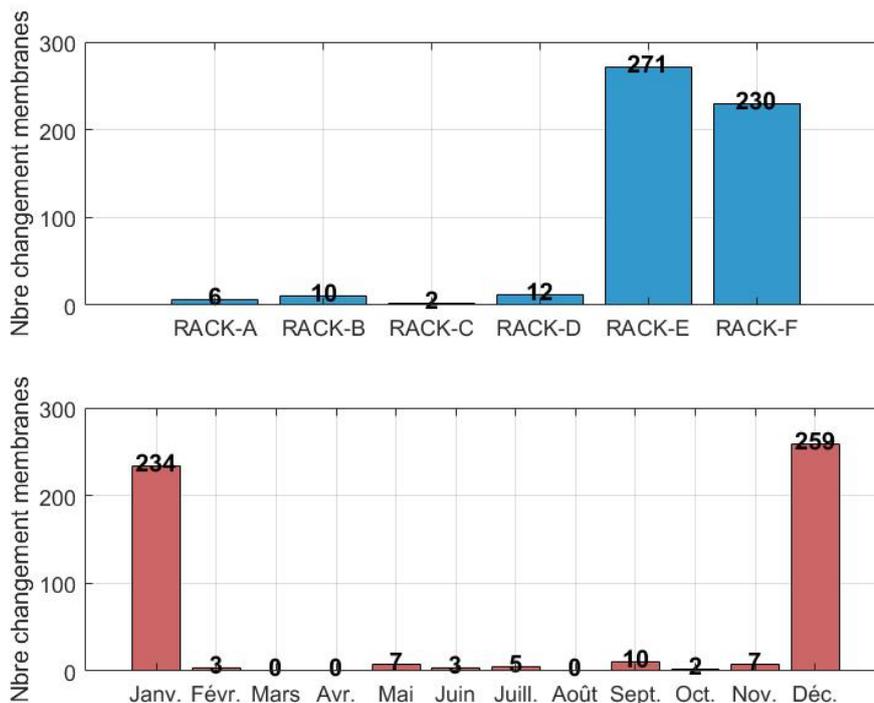


FIGURE 3.7 – Fréquence de changement des membranes durant l'année 2024.

Le graphe 3.8 montre à son tour le nombre de changements de membranes, d'abord par rack, puis par mois pour l'année 2025. Contrairement à 2024, l'activité de 2025 est concentrée presque exclusivement sur RACK-A avec 260 changements. Les autres racks présentent des valeurs relativement faibles allant de 1 à 8 changements.

Les changements ont été effectués en tout début d'année, avec un pic en janvier où les 260 membranes situées au RACK-A ont été remplacées, suivi de quelques interventions en février, mars et avril. Aucun changement n'a été effectué de mai à décembre.

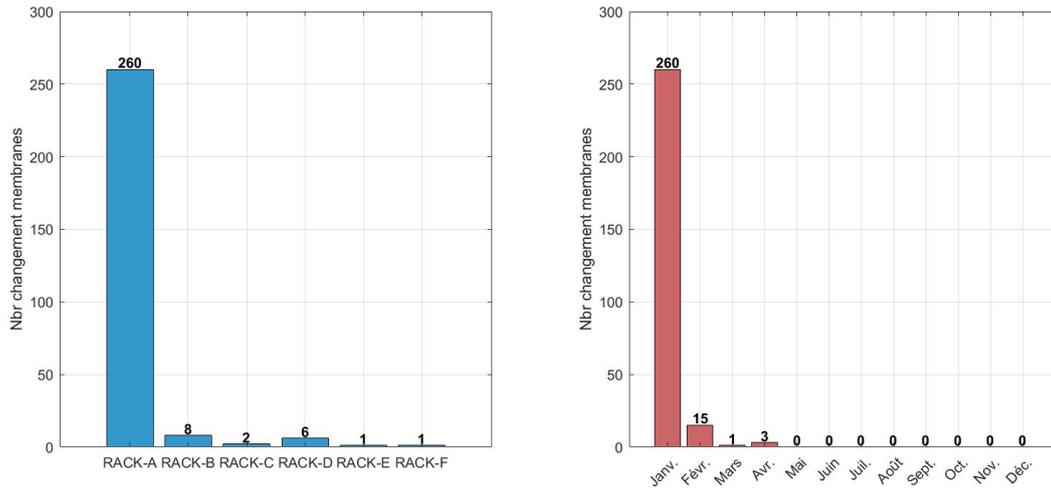


FIGURE 3.8 – Fréquence de changement des membranes durant l'année 2025.

3.3.3 L'âge des membranes

Dans les tableaux 3.7 et 3.8, on observe une augmentation régulière mensuelle de l'âge des membranes ce qui est cohérent avec un vieillissement normal en l'absence d'intervention. Certaines baisses soudaines de l'âge moyen indiquent des remplacements. Par exemple, en novembre et décembre 2024, l'âge des membranes situées dans les racks E et F diminue, ce qui suggère un remplacement partiel ou total à cette période. En janvier 2025, les racks A, B et E présentent eux aussi une baisse de l'âge, ce qui indique une nouvelle vague de remplacement. Cette évolution suggère que les remplacements sont organisés de manière alternée : une partie des racks est renouvelée vers la fin de l'année 2024, l'autre au début de 2025.

L'analyse du rythme d'augmentation de l'âge des membranes environ 0,08 an par mois correspond à un vieillissement normal, soit environ 1 an par an. Certaines membranes atteignent un âge supérieur à 9 ans, ce qui dépasse largement les performances généralement attendues pour ce type d'équipement. Cela témoigne non seulement d'une bonne tenue dans le temps des membranes, mais aussi de la maîtrise du plan de maintenance et de remplacement mis en place dans la station.

TABLEAU 3.7 – Évolution mensuelle de l'âge des membranes mesurées par rack pour l'année 2024.

Âge (année)	Moy. racks	RACK-A	RACK-B	RACK-C	RACK-D	RACK-E	RACK-F
Jan-24	7,68	8,59	7,58	7,13	7,40	8,37	7,00
Feb-24	7,76	8,654	7,660	7,208	7,484	8,445	7,084
Mar-24	7,84	8,74	7,74	7,29	7,57	8,53	7,17
Apr-24	7,92	8,82	7,83	7,37	7,65	8,61	7,25
May-24	8,00	8,91	7,91	7,45	7,71	8,69	7,34
Jun-24	8,08	8,98	7,99	7,54	7,92	8,71	7,49
Jul-24	8,16	9,06	8,06	7,62	7,87	8,85	7,68
Aug-24	8,25	9,15	8,14	7,71	7,96	8,94	7,58
Sept-24	8,32	9,23	8,23	7,84	8,03	9,00	7,64
Oct-24	8,40	9,31	8,31	7,87	8,09	9,08	7,74
Nov-24	8,47	9,39	8,35	7,95	8,16	9,16	7,84
Dec-24	8,21	9,48	8,46	8,03	8,26	8,76	7,43

TABLEAU 3.8 – Évolution mensuelle de l'âge des membranes mesurées par rack pour l'année 2025.

Âge (années)	Moy. racks	RACK-A	RACK-B	RACK-C	RACK-D	RACK-E	RACK-F
Jan-25	7,99	7,73	8,55	8,12	8,34	7,21	7,99
Feb-25	8,05	7,81	8,57	8,20	8,38	7,29	8,07
Mar-25	8,14	7,89	8,65	8,28	8,47	7,38	8,15
Apr-25	8,22	7,97	8,74	8,35	8,55	7,46	8,23

3.3.4 Le lavage des membranes

Au fil du temps, les membranes accumulent des dépôts organiques, minéraux et biologiques. Ce phénomène est le colmatage. Ces dépôts réduisent leur efficacité et augmentent la pression nécessaire à la filtration. Par conséquent, pour maintenir les performances du système, des lavages réguliers sont effectués. Dans le cas de cette station, deux types de lavages sont effectués, le lavage chimique et le lavage à l'eau claire. Les lavages à l'eau claire utilisent de l'eau de service qui est une portion de l'eau traitée par la station et conservée pour ses propres besoins techniques. Le lavage chimique des membranes est une opération ponctuelle, réalisée lorsqu'un rack d'osmose inverse (OI) montre une perte de performance. Tandis que le lavage à l'eau pure a un rôle curatif. Il s'effectue à chaque arrêt d'un rack pour évacuer l'eau de mer et la saumure et ainsi prévenir l'entartrage.

3.3.4.1 Le lavage chimique

Le lavage chimique des membranes à l'usine est réalisé pour récupérer un rack d'OI souillé et colmaté. Il s'effectue à l'aide de plusieurs solutions chimiques selon la nature de l'encrassement : de l'acide citrique pour dissoudre les dépôts inorganiques, solutions à pH élevé pour éliminer les matières organiques, bisulfite de sodium pour les oxydants, et biocides pour les contaminations biologiques. L'usine est équipée de bacs de préparation, de pompes, de filtres et de tuyauteries

dédiés à cette opération. Le lavage chimique n'est déclenché que lorsque les performances d'un rack OI chutent.

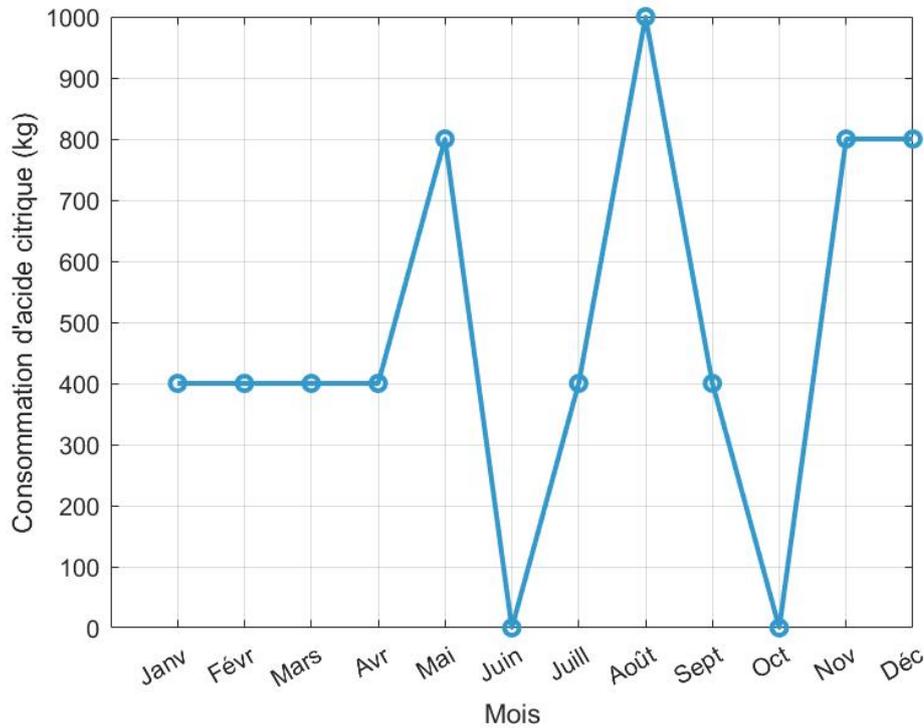


FIGURE 3.9 – Consommation mensuelle de l'acide citrique en 2024.

Le graphe 3.9 représente la consommation mensuelle d'acide citrique dans la station de dessalement de Fouka. Une variation significative de l'activité de lavage chimique des membranes est à noter au cours de l'année. De janvier à avril, la consommation reste stable à 400kg/mois, indiquant des lavages chimiques réguliers mais modérés. En mai, une hausse brutale à 800kg suggère une augmentation de l'encrassement, due à une dégradation temporaire de la qualité de l'eau d'alimentation causée par la turbidité qui augmente durant le printemps.

En juin, la consommation chute à zéro, ce qui indique une absence de colmatage nécessitant un lavage chimique. Une reprise progressive est observée en juillet (400kg), suivie d'un pic en août atteignant 1000kg, signifiant soit un colmatage sévère ou un enchaînement de lavages successifs pour restaurer la performance des membranes.

En septembre, la consommation descend de nouveau à 400kg avant de retomber à zéro en octobre, reproduisant la même tendance qu'en juin. Enfin, une remontée est enregistrée en novembre et décembre (800kg), et donc le retour à une activité de nettoyage chimique plus intensive.

3.3.4.2 La fréquence de lavage des membranes

Le graphe 3.10 se divise en deux parties. La première, en haut, illustre la fréquence mensuelle de lavage chimique des membranes entre 2017 et 2025. On y observe une variabilité importante d'une année à l'autre. Certaines années, comme 2023 et 2024, montrent des lavages répartis tout au long de l'année, avec des pics durant quelques mois. D'autres années, comme 2020 ou 2025, affichent des fréquences très faibles, voire nulles certains mois, suggérant une baisse de l'encrassement.

La seconde partie du graphe, en bas, présente la fréquence annuelle de lavage par rack, de 2011 à 2020. On note une forte activité de lavage en 2012. Après ce pic, la tendance est globalement à la baisse et à la stabilisation, autour de 2 à 3 lavages par an, en particulier à partir de 2017. Cela reflète une amélioration des protocoles de prétraitement et un encrassement limité des membranes.

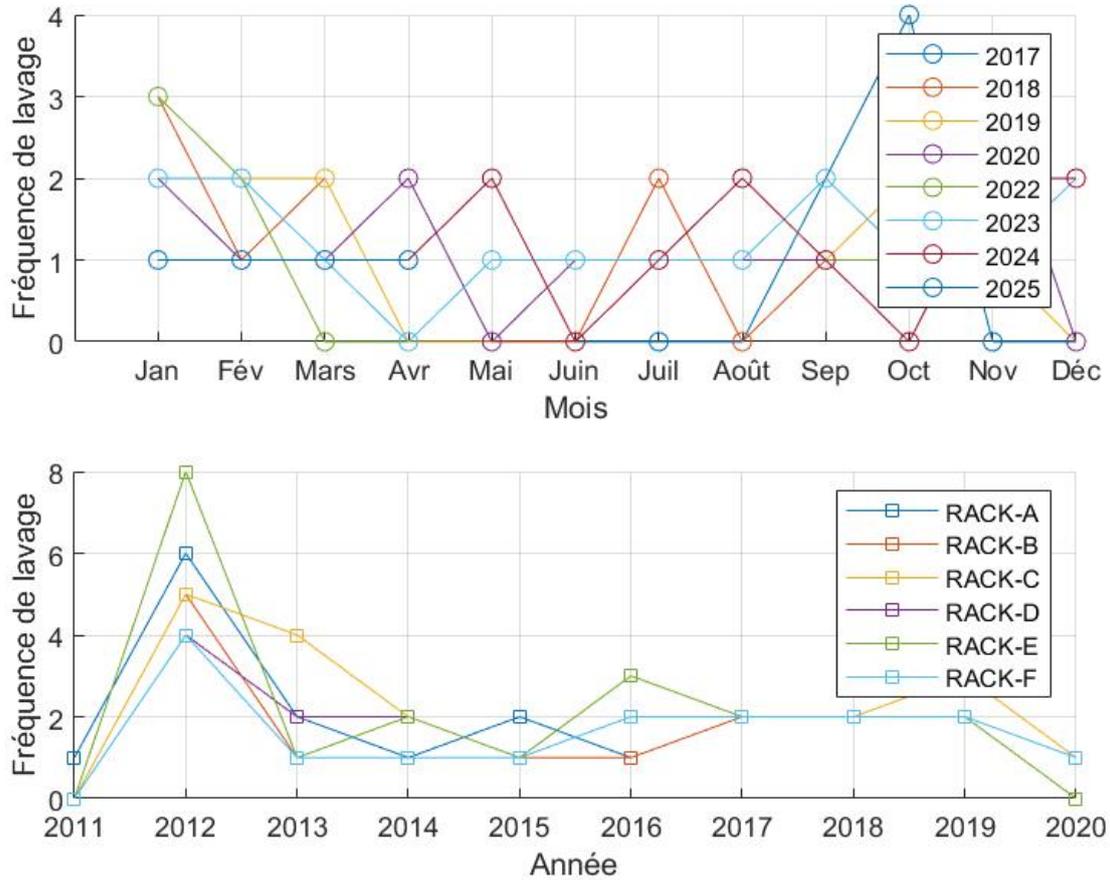


FIGURE 3.10 – Fréquence mensuelle de lavage des membranes (2017–2025).

3.3.5 Arrêt des racks de membranes

Occasionnellement, il est nécessaire d'arrêter un rack de membranes. Ces arrêts sont dus à diverses raisons, dont la maintenance, le lavage chimique, ou encore des problèmes rencontrés par la station.

La table 3.9 présente les types de problèmes et incidents rencontrés durant les périodes de décembre 2024 et avril 2025, leurs fréquences d'occurrence, et les racks qui ont subi un arrêt. Il distingue également les problèmes, qui représentent des défaillances techniques internes qui nécessitent une maintenance, et les incidents, qui désignent des événements ponctuels qui proviennent souvent de sources extérieures, susceptibles de provoquer ou d'aggraver les problèmes.

TABLEAU 3.9 – Types de problèmes et incidents d’arrêt de membranes rencontrés durant les périodes de décembre 2024 et avril 2025.

Type de problème	Fréquence Déc-2024	Fréquence Avr-2025	Remarques / Racks concernés
Fuites (internes/externes)	Très fréquent	Très fréquent	Tubes/vannes, souvent côté perméat ou concentrat (B, C, E, F)
Changement d’huile	Fréquent	Fréquent	Entretien pompes HP, PU-311, PU-312 (B, C, D, F)
Composants défectueux (capteurs/vanne)	Modéré	Régulier	Problèmes PX-315, PX-320, CV-314, FT-311 (A, C, D)
Lavage chimique (CIP)	Rare (1x)	Rare (1x)	Nettoyage complet Rack A (2025), Rack C (2024)
Alarmes pression / capteurs	Rare	Rare	FT-311 A, détection pression haute
Changement pompe / moto-pompe	Occasionnel	Occasionnel	Groupe moto-pompe PU-312 (Rack A), HP Booster
Type d’incidents	Fréquence Déc-2024	Fréquence Avr-2025	Remarques / Racks concernés
Haute turbidité eau de mer	Très élevé	–	A, B, C, D, E, F (2024 uniquement)
Changement ou réparation membranes	Très élevé	Très élevé	Racks B, E
Fuites (tubes, connecteurs)	Très fréquent	Très fréquent	B, C, E, F
Chute de tension réseau électrique	Fréquent	–	A, C, D, E, F (2024 uniquement)
Entretien (huile, inspection, CIP)	Fréquent	Fréquent	B, C, D, F
Problèmes capteurs/vanne (FT, PX, CV)	Modéré	Régulier	A, C, D

On constate que les problèmes les plus récurrents sont les fuites (internes, externes, tubes, connecteurs) et les changements de membranes, avec une fréquence très élevée durant les deux périodes analysées décembre 2024 qu’en avril 2025. Ces problèmes affectent principalement les racks B, C, E et F. Les problèmes de pompes (entretien, changement d’huile, moto-pompe) sont également fréquents, surtout sur les racks B, C, D et F. Les problèmes de capteurs et de vannes ont une occurrence modérée à régulière, surtout sur les racks A, C et D.

En ce qui concerne les incidents, une très forte turbidité de l’eau de mer en 2024 a affecté tous les racks de A à F, ce qui a certainement contribué à l’usure accélérée des membranes et à l’augmentation des fuites.

La fréquence d’arrêts dus aux changements ou réparations de membranes sur les racks B et E en 2025 coïncide avec l’occurrence de fuites et les problèmes de pompe l’année précédente.

Les chutes de tension électrique en 2024 ont touché tous les racks sauf B. Ces incidents ont perturbé le fonctionnement normal des équipements, et ont provoqué des anomalies détectées plus tard, notamment au niveau des capteurs (détection de pression haute sur le FT-311 A, par exemple).

On remarque que les racks les plus fréquemment arrêtés ou nécessitant des interventions sont les racks B et E, affectés par des problèmes récurrents tels que les fuites, les changements de membranes, et l'entretien des pompes. Ils sont suivis par les racks C et F, également sujets à plusieurs types de défaillances liées à la turbidité de l'eau de mer et aux capteurs. Les racks D et A apparaissent moins affectés, ils sont surtout touchés par des opérations spécifiques comme un lavage chimique ou des problèmes de capteurs.

3.4 Affinage

3.4.1 Produits ajoutés

3.4.1.1 Hypochlorite de sodium

Les membranes d'osmose inverse sont des éléments fragiles et particulièrement sensibles au chlore libre. C'est pourquoi l'hypochlorite de sodium n'est injecté qu'après le traitement membranaire. L'hypochlorite de sodium est injectée pour désinfecter l'eau et contrôler la croissance biologique tout en maintenant l'équilibre des membranes.

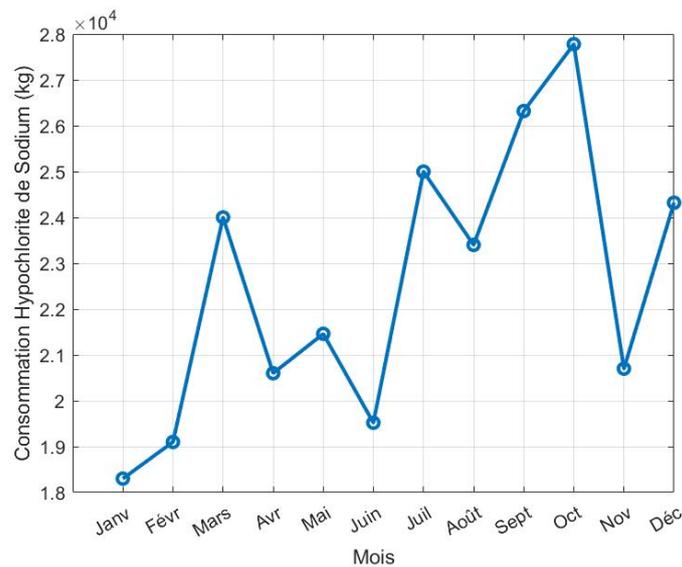


FIGURE 3.11 – Consommation mensuelle de l'hypochlorite de sodium en 2024.

Le graphe 3.11 la consommation mensuelle d'hypochlorite de sodium. On remarque une variation importante de la consommation tout au cours de l'année. Elle est relativement faible en hiver mais augmente fortement en été et en automne, avec un pic en octobre. Cela peut s'expliquer par une qualité d'eau brute plus dégradée durant ces périodes nécessitant plus d'agent désinfectant. La chute brutale en novembre pourrait correspondre à une baisse soudaine de la charge organique.

3.4.1.2 Monoéthanolamine (MEA)

La monoéthanolamine (MEA) est une base faible qui est utilisée pour ajuster le pH de manière plus douce que d'autres alternatives telles que la soude caustique. Elle contribue également à réduire l'acidité liée au CO_2 dissous, stabilisant ainsi l'eau avant sa distribution. La MEA peut également servir d'inhibiteur de corrosion dans des installations industrielles dans les réseaux métalliques ou les tours de refroidissement.

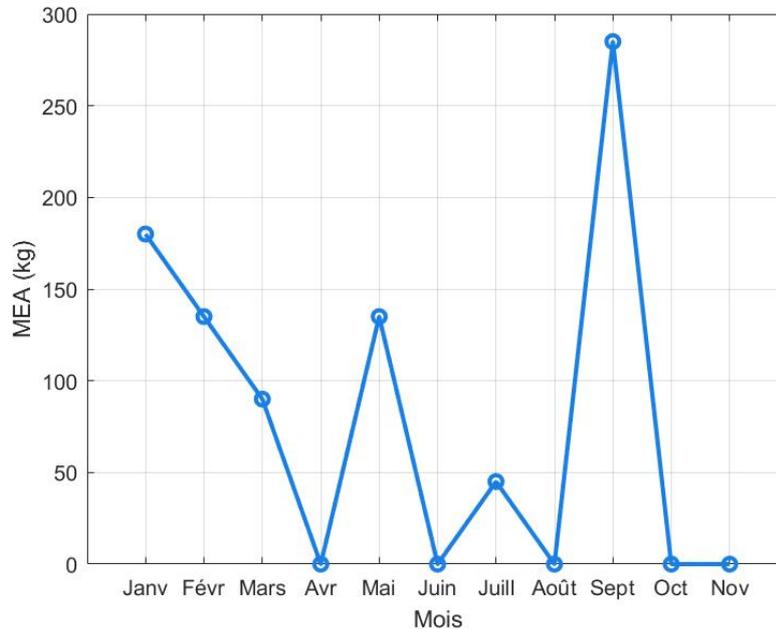


FIGURE 3.12 – Consommation mensuelle du MEA en 2024.

D'après le graphe 3.12, la consommation de monoéthanolamine (MEA) entre janvier et novembre est irrégulière et ponctuelle, avec des pics en janvier, mai et surtout en septembre, où la quantité atteint environ 285kg. Ces hausses sont dues à des variations du pH de l'eau. En revanche, plusieurs mois présentent une consommation nulle, ce qui indique une stabilité de la qualité de l'eau, qui ne nécessite pas d'ajustement.

3.4.1.3 Carbonate de sodium

Le carbonate de sodium est un agent alcalinisant utilisé pour corriger l'acidité de l'eau en augmentant efficacement son pH. Il intervient principalement pour neutraliser le CO_2 dissous et stabiliser l'eau avant sa distribution.

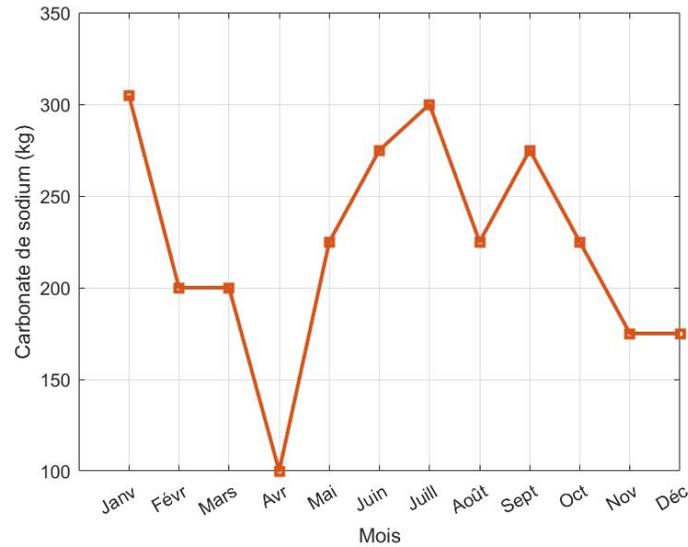


FIGURE 3.13 – Consommation mensuelle du Carbonate de sodium en 2024.

Le graphe 3.13 montre une utilisation régulière du carbonate de sodium tout au long de l'année, en quantités considérables, de 200 à 300kg, sauf en avril où la consommation est nulle.

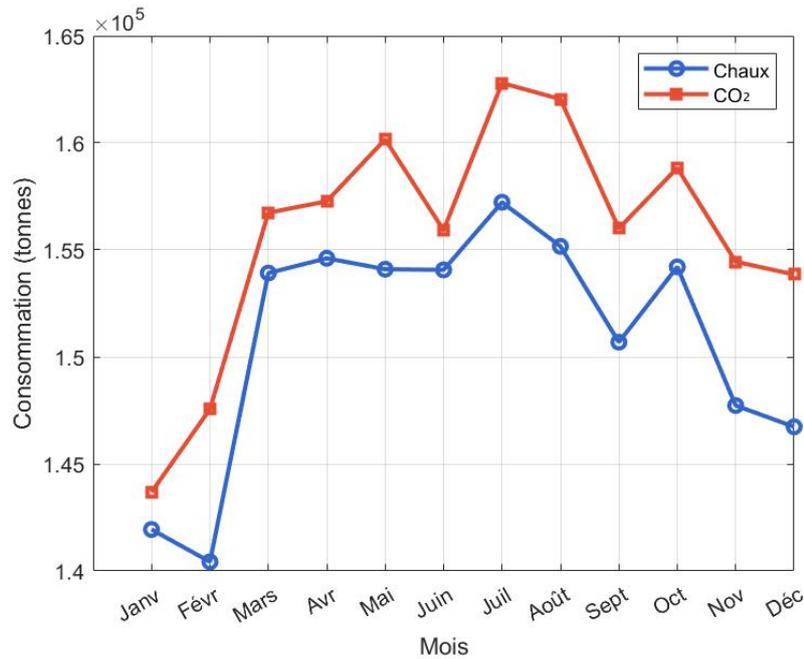
Comparé à la monoéthanolamine (MEA), dont l'usage est plus ponctuel et ciblé dans des situations spécifiques, le carbonate de sodium est utilisé de façon stable et régulière. Leur utilisation simultanée forme une relation complémentaire : le carbonate assure la stabilité du traitement, tandis que la MEA intervient en renfort lorsque des ajustements fins sont nécessaires.

3.4.2 Système de traitement et reminéralisation

Le perméat produit par les membranes est une eau déminéralisée et agressive, elle doit être reminéralisée afin de répondre aux critères de potabilité. Dans la station de Fouka, la méthode de reminéralisation utilisée est l'ajout du gaz carbonique CO_2 , produit in-situ à partir de gaz naturel. L'usine de Fouka est équipée de dispositifs de correction dont une usine de production de CO_2 établie afin de répondre à ce besoin.

Après injection du CO_2 , il est nécessaire de régler le pH et l'indice de saturation de Langelier. Une injection de lait de chaux est donc effectuée pour augmenter l'alcalinité, la dureté et le pH de l'eau traitée. Il ajuste également le goût de l'eau, le rendant plus satisfaisant.

Le graphique 3.14 représente les quantités de chaux et de gaz carbonique utilisés le long de l'année 2024. On remarque une fluctuation relativement proportionnelle des deux produits, dont des hausses et baisses de consommation durant les mêmes mois. La présence des fluctuations en soi est due à l'instabilité de la performance des membranes, qui produit un perméat aux caractéristiques différentes, dépendant à son tour de la qualité de l'eau brute et de l'efficacité du prétraitement.

FIGURE 3.14 – Consommation mensuelle de la chaux et le CO₂ en 2024.

3.4.3 Paramètres de potabilité

Après avoir effectué le prétraitement, traitement membranaire, et reminéralisation, il est nécessaire de s'assurer que les paramètres de potabilité de l'eau produite sont dans les normes de l'OMS.

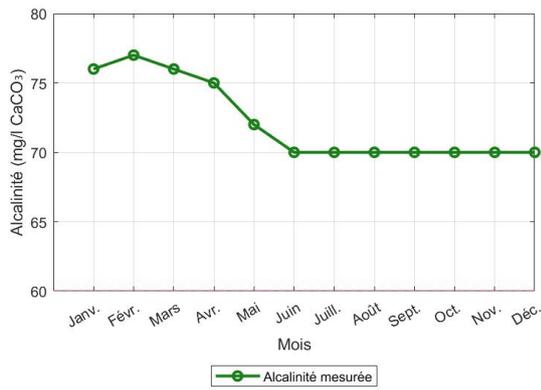
Le tableau 3.10 regroupe les principaux paramètres physico-chimiques, organoleptiques, et microbiologiques définis par l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS) pour l'eau potable. Ces normes fixent des valeurs limites à ne pas dépasser afin de garantir la sécurité sanitaire et la qualité organoleptique de l'eau distribuée. Les paramètres présentés couvrent un large spectre de contaminants et de caractéristiques de l'eau, incluant :

- Les paramètres organoleptiques (couleur, turbidité, goût, odeur, etc.) facteurs influençant l'acceptabilité de l'eau par le consommateur ;
- Les paramètres physico-chimiques (pH, minéralisation, sels dissous, métaux, nutriments, etc.) qui assurent l'équilibre et l'innocuité de l'eau ;
- Les éléments toxiques et traces (métaux lourds, hydrocarbures, pesticides, etc.) ;
- Les paramètres microbiologiques (coliformes, streptocoques, clostridies, etc.) pour garantir l'absence de contamination biologique.

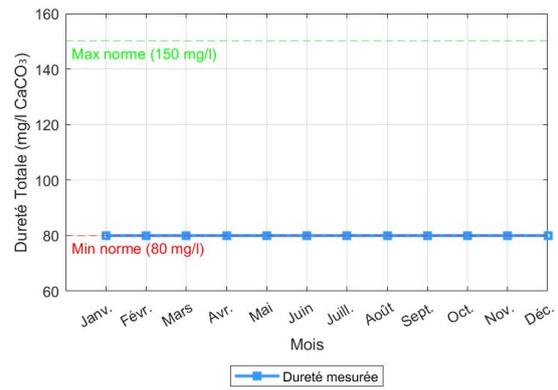
TABLEAU 3.10 – Normes CEE (NG et CMA) et recommandations OMS.

Paramètre	N°	CEE NG	CEE CMA	OMS
Organo-leptiques				
Couleur (mg/L Pt-Co)	1	1	20	15
Turbidité (mg/L SiO ₂)	2	1	10	5
Odeur dilution	3	0	2–3 (12–25°C)	non déplaisants
Saveur dilution	4	0	2–3 (12–25°C)	non déplaisants
Physico-chimiques				
Température (°C)	5	12	25	non fixée
pH	6	6,5–8,5	9,5	6,5–8,5
Conductivité (µS/cm à 20°C)	7	–	–	–
Chlorures (mg/L Cl ⁻)	8	25	–	250
Calcium (mg/L Ca ²⁺)	11	100	–	–
Magnésium (mg/L Mg ²⁺)	12	30	50	–
Alcalinité	–	–	–	–
Dureté totale	16	–	–	–
Résidu sec (mg/L 180°C)	17	–	1500	–
CO ₂ libre (mg/L CO ₂)	19	–	–	–
Nitrates (mg/L NO ₃ ⁻)	20	25	50	44
Nitrites (mg/L NO ₂ ⁻)	21	–	0,1	–
Ammonium (mg/L NH ₄ ⁺)	22	0,05	0,5	–
C.O.T (mg/L C)	25	–	–	–
H ₂ S (µg/L S)	26	indécelable	indécelable	indélectable
Bore (µg/L)	30	1000	–	–
Fer (µg/L Fe)	33	50	200	300
MES (mg/L)	40	absence	–	–

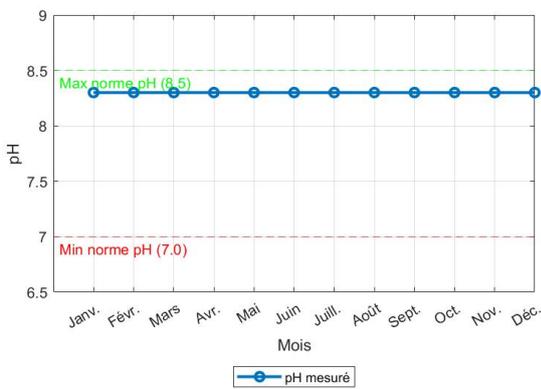
Les graphes montrés dans la figure 3.15 illustrent l'évolution et la conformité de plusieurs paramètres de qualité de l'eau par rapport aux normes de l'OMS. Ils présentent notamment la dureté totale, le pH, les solides dissous totaux (TDS), la conductivité, l'alcalinité, l'indice de Langelier, ainsi que divers paramètres chimiques et microbiologiques tels que le chlore libre, le chlore total, le bore, les chlorures, les coliformes totaux, les coliformes fécaux, les streptocoques, le calcium, le magnésium et la couleur.



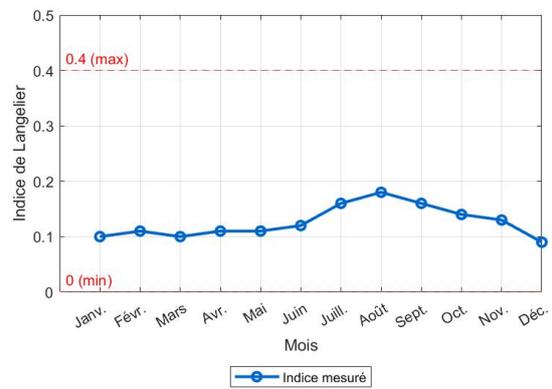
(a)



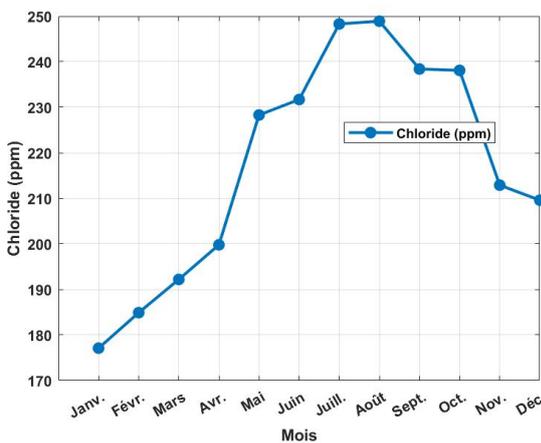
(b)



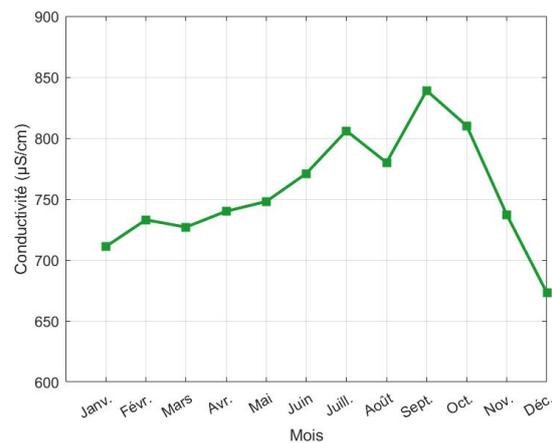
(c)



(d)



(e)



(f)

FIGURE 3.15 – Évolution des paramètres de potabilité en 2024 (1/2).

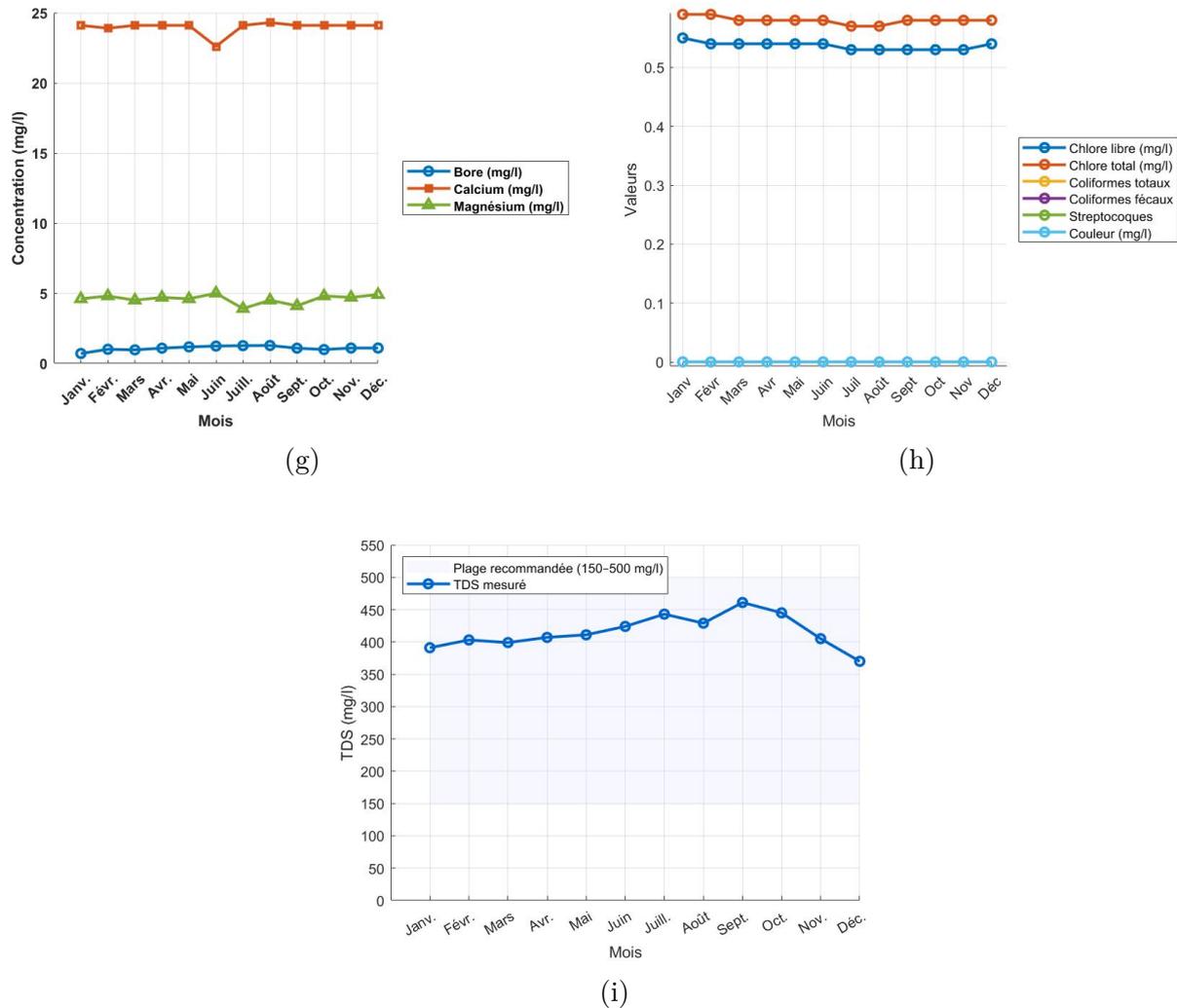


FIGURE 3.15 – Évolution des paramètres de potabilité en 2024 (2/2).

Après analyse des graphes, il est clair que les paramètres analysés sont globalement dans les normes de potabilité de l'OMS :

- La dureté totale est dans les normes, bien que relativement proche de la limite minimale.
- Le pH est conforme, avec une tendance vers la basicité.
- Le TDS est dans les normes, bien qu'assez proche de la limite maximale fixée à 500mg/L.
- L'Indice de Langelier est dans les normes, l'eau est donc ni corrosive ni entartrante.
- La conductivité est marquée par des pics et des chutes, mais reste aux alentours de $750\mu\text{S}/\text{cm}$.
- L'alcalinité est relativement stable, autour de 70mg/L.
- Le magnésium est autour de 5mg/L.
- Le calcium est autour de 25mg/L.

- Les chlorures sont présents en concentration variant entre 170 et 250ppm.
- Les paramètres chimiques et biologiques restants sont nuls.

3.5 Analyse des résultats et suggestions

3.5.1 Étape du prétraitement

L'analyse du prétraitement a permis de mettre en évidence un fonctionnement globalement satisfaisant, qui peut tout de même être optimisé, notamment d'un point de vue économique. La qualité de l'eau en sortie est conforme aux exigences de l'osmose inverse, grâce à l'efficacité du coagulant dans la rétention des floes et à la finesse de filtration des cartouches. L'eau obtenue présente des caractéristiques physico-chimiques adaptées à la suite du procédé.

Bien que l'eau soit conforme aux normes, le système repose essentiellement sur les filtres à sable et à cartouches, en l'absence d'un bassin de décantation. Ceci engendre une fréquence élevée de remplacement des filtres à cartouches, avec un impact non négligeable sur les coûts d'exploitation.

3.5.1.1 Estimation du prix des filtres à cartouches

D'après les prix du marché des filtres à cartouches, un remplacement complet de l'ensemble des filtres d'un vaisseau revient à un minimum de 6480 dollars.

Selon la figure 3.4b, qui illustre le nombre de remplacements effectués par vaisseau, 28 vaisseaux ont été remplacés au cours de l'année 2023, et 26 en 2024.

En considérant que chaque vaisseau contient 360 filtres à cartouches au prix unitaire minimal de 18 dollars, le coût annuel total pour environ 25 remplacements par an s'élèverait à environ 162000 dollars, ce qui représente une charge économique importante.

3.5.1.2 Suggestions pour une potentielle amélioration

3.5.1.2.1 Bassin de décantation : La mise en place d'un bassin de décantation permettra à plus de particules de se flocculer, ainsi les retenant dans les filtres à sable et de minimiser les particules traitées par les filtres à cartouches.

L'estimation du coût du bassin inclut plusieurs types de frais, dont les frais de terrassement et fondations entre 10 et 100€ par m³. Les frais de bétonnage et étanchéité varient entre 100 et 1000€ par m³. L'étude de sol, environ 900 à 1400€ ainsi que les frais d'équipements.

Le coût total s'additionne à une somme de 150000€ pour un bassin simple, et de quelques millions d'euros pour un bassin plus complexe.

Dans le cas de la station de Fouka, il se pourrait qu'un projet de construction de bassin soit trop complexe, et puisse altérer la structure globale de la station. Ceci ajoute des coûts additionnels pour adapter le projet et devrait forcer un arrêt temporaire de l'usine, ce qui n'est pas optimal.

3.5.1.2.2 Ajout d'un tank de rétention : L'ajout d'un tank de rétention ou pré-bassin suffit pour améliorer la formation des floccs sans faire recours à l'utilisation d'un grand bassin de décantation. Le tank de rétention est un petit bassin de séjour de 5 à 10 m³ entre l'injection du coagulant-floculant et le filtre en tant qu'étape transitoire. Cela permet la formation de floccs plus lourds, et donc une meilleure rétention ensuite par les filtres à sable.

3.5.1.2.3 Optimisation de la floculation : Il est envisageable d'opter pour des solutions plus faciles qui ne nécessitent pas d'installation, telles que l'optimisation du processus d'injection en effectuant un mélange plus lent, ce qui crée un temps de séjour. Il est également possible d'ajuster la dose ou changer le type de floculant pour améliorer la coagulation et la qualité de l'eau pré filtrée.

3.5.2 Étape de l'affinage

L'analyse de la qualité de l'eau produite après affinage montre que la teneur en solides dissous totaux (TDS) reste généralement conforme à la norme, mais proche de sa limite supérieure, fixée à 500 mg/L. Dans de rares cas, comme à certaines périodes du mois de septembre 2024, la concentration en TDS a légèrement dépassé cette limite. Ces valeurs restent acceptables, mais cette proximité régulière avec le seuil réglementaire suggère un potentiel d'optimisation.

Par ailleurs, il a été observé que l'injection d'hypochlorite de sodium était relativement élevée pendant ces mêmes périodes. Cette élévation peut favoriser une accumulation d'ions sodium et chlorure et ainsi contribuer à l'augmentation du TDS.

On peut envisager une amélioration grâce à un suivi en temps réel du TDS et des différents critères, couplé à un système de régulation automatisée des dosages en chaux, CO₂ et hypochlorite. L'automatisation du processus d'affinage pourrait garantir la conformité des paramètres, et adapter les injections selon les besoins.

Conclusion

En conclusion, les résultats présentés confirment l'efficacité globale du système de traitement mis en place à la station de dessalement de Fouka.

Le prétraitement repose essentiellement sur les filtres à sable et les filtres à cartouches, en l'absence de bassin de décantation. Bien que le remplacement fréquent des cartouches représente un coût significatif, leur performance, renforcée par l'action du coagulant, permet d'atteindre un niveau de filtration compatible avec les exigences de l'osmose inverse.

Les membranes d'osmose inverse assurent une séparation des sels comprise entre 98 % et 99 %, garantissant ainsi une production d'eau dessalée fiable et conforme. La régularité des débits observés ainsi que la longévité des membranes traduisent une gestion maîtrisée du procédé et une maintenance adaptée.

Enfin, l'étape d'affinage, fondée sur l'injection de gaz carbonique et de chaux, permet de stabiliser l'eau produite et de respecter les normes de potabilité. Toutefois, la valeur du TDS, bien que réglementaire, reste proche du seuil maximal, ce qui justifie une attention particulière à son évolution future.

Chapitre 4

Rejets et aspects énergétiques

4.1 Introduction

Ce chapitre traite de deux aspects essentiels du fonctionnement de la station de dessalement de Fouka : la gestion des rejets et la consommation énergétique.

Les rejets produits doivent être identifiés et contrôlés afin de réduire leur impact sur l'environnement. Certains peuvent être valorisés, d'autres nécessitent un traitement spécifique avant évacuation.

En parallèle, le procédé repose sur un système énergétique dimensionné pour alimenter l'ensemble des unités, notamment l'osmose inverse.

4.2 Rejets

4.2.1 Types de rejet

4.2.1.1 Saumure

Les membranes d'osmose inverse séparent l'eau en deux flux : l'eau purifiée et le concentrat, riche en sels minéraux. Ce concentrat est appelé saumure.

À Fouka, environ 55% de l'eau captée de la mer méditerranéenne devient un rejet de saumure, pour 45% d'eau potable. La concentration de sel dans ces rejets peut atteindre 40g/L de plus que l'eau de mer normale, soit environ 3,5–3,9%. Pour la méditerranéenne dont la salinité est d'environ 38g/L, la saumure peut dépasser les 75g/L de concentration.

Ce rejet s'effectue par un émissaire sous-marin de 380m avec diffuseur à environ 7m de profondeur, pour assurer une dilution rapide.

4.2.1.2 Eaux de lavage et de nettoyage

Avant et après le processus de dessalement, les membranes RO nécessitent des nettoyages fréquents, nécessaires pour limiter l'encrassement. Ces eaux parasites utilisées pour le lavage contiennent des particules, boues, matières organiques et chimiques de nettoyage.

Ces eaux sont collectées séparément dans des réservoirs de neutralisation, puis rejetées via le même émissaire de saumure.

4.2.1.3 Effluents chimiques résiduels

Les produits chimiques utilisés lors du prétraitement tels que les anti-incrustants, coagulants, floculants, acides et bases pour la correction du pH, biocides, inhibiteurs de corrosion, ou encore les agents neutralisants. Bien que leurs concentrations soient faibles à l'arrivée dans la saumure, ils contribuent à la charge chimique totale rejetée.

Ces produits peuvent affecter les organismes marins, surtout s'ils ne sont pas dilués de façon suffisamment rapide.

4.2.1.4 Rejets de reminéralisation

La reminéralisation effectuée par la station de Fouka via injection de CO₂ et passages dans des filtres à calcium produit des eaux excédentaires. Les produits de ce processus de réglage de la dureté sont considérés comme effluents, et sont dilués dans la saumure avant rejet.

4.2.1.5 Effluents thermiques et biofouling

Le biofouling, causé par l'accumulation de micro-organismes sur les membranes, nécessite des nettoyages réguliers. Le nettoyage chimique et physique des membranes génère des effluents contenant des micro-organismes morts, nutriments, micronutriments. L'eau rejetée peut présenter une légère variation de température, selon les cycles de nettoyage ou le transit en usine. Ceci contribue à la charge thermique des effluents rejetés en mer.

4.2.2 Composition chimique de la saumure

La table 4.1 présente la composition chimique de la saumure et une comparaison entre ses paramètres physico-chimiques et ceux de l'eau de mer brute. Le taux de variation est calculée selon la formule suivante :

$$\frac{\text{Saumure} - \text{Eau de mer}}{\text{Saumure}} \times 100$$

On observe que la concentration de la saumure en sels est extrêmement élevée. Elle est principalement composée de chlorures, de calcium et de magnésium, responsables de sa dureté importante. Cette composition reflète l'accumulation des éléments dissous présents dans l'eau de mer initiale, désormais concentrés dans l'eau rejetée. Les niveaux de nitrates restent faibles, et les composés indésirables tels que l'ammonium, les nitrites ou le fer sont absents. Cela facilite la gestion de la saumure en termes de traitement ou d'évacuation, bien que sa forte salinité impose des précautions environnementales strictes.

On remarque à travers les calculs du taux de variation que la conductivité et le TDS augmentent respectivement de 40,8% et de 44,9%, reflétant la haute salinité de la saumure. Tandis que la turbidité a diminué de 169,2%, en raison de l'étape de prétraitement que l'eau brute a subie avant d'être en partie rejetée sous forme de saumure. Une diminution du pH est notée, traduisant un léger déséquilibre acido-basique induit par la concentration des espèces ioniques. Les espèces restantes représentées dans le tableau présentent également une hausse, en lien avec la concentration globale élevée de la saumure issue du processus de rejet.

On constate que la composition physico-chimique rend la saumure incompatible avec les caractéristiques naturelles de l'eau de mer si elle devait y être rejetée directement, sans neutralisation préalable. La forte salinité et dureté élevée peuvent perturber les écosystèmes marins en modifiant les gradients de salinité, en affectant la biodiversité locale et en augmentant le risque de précipitation de certains sels. De tels rejets non contrôlés peuvent entraîner des impacts écologiques importants en particulier sur les organismes sensibles aux variations ioniques ou osmotiques [34].

TABLEAU 4.1 – Caractéristiques physico-chimiques de la saumure et de l'eau de mer.

Paramètre	Saumure	Eau de mer	Taux de variation (%)
pH	6,90	7,70	-11,6%
Conductivité (mS/cm)	94,90	56,20	40,80%
Turbidité (UTN)	0,39	1,05	-169,2%
TDS (g/L)	65,50	36,10	44,90%
Température (°C)	18	15,60	13,30%
NO ₃ ⁻ (mg/L)	10	5,80	42,0%
TAC (°F)	14,50	13,40	7,60%
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	145	134	7,60%
TH (°F)	1390	450,30	67,60%
Ca ²⁺ (mg/L)	310	220	29,0%
NH ₄ ⁺ (mg/L)	0	–	–
NO ₂ ⁻ (mg/L)	< 0,02	–	–
TA (°F)	0	–	–
Mg ²⁺ (mg/L)	930	–	–
Cl ⁻ (mg/L)	20750	–	–
Chlore libre (mg/L)	0,01	–	–
Chlore total (mg/L)	0,02	–	–
K ⁺ (mg/L)	890	–	–

4.2.2.1 Réutilisation de la saumure

La saumure produite par la station de Fouka n'est pas utilisée pour des fins industrielles ou agricoles, tout d'abord à cause de sa salinité très importante, de l'ordre de 65 à 69g/L.

Le coût des technologies de valorisation est également élevé, rendant l'extraction de minéraux ou utilisation industrielle difficiles.

Aucune filière locale n'est mise en place pour effectuer un traitement secondaire, et en considérant la proximité immédiate de la mer, le rejet marin est plus simple et économique, bien qu'une neutralisation soit nécessaire dans le cadre des normes environnementales.

La saumure est tout de même partiellement recyclée au sein de l'usine, notamment pour le lavage des filtres à sable en tête de filière. Cette opération consiste à injecter de la saumure pour effectuer un contre-lavage des médias filtrants, permettant d'économiser l'eau douce de service. Sa haute salinité aide à assurer un bon nettoyage dans ce cas, elle n'a besoin d'aucun traitement secondaire.

4.2.3 Traitement des rejets

La destination finale des rejets du procédé de dessalement est le réservoir de traitement des effluents. Il contient le concentrat, les eaux de décharge des saturateurs de chaux, les eaux de lavage des filtres à sable, les eaux de lavage ou flushing de l'osmose inverse. Ces eaux sont acheminées vers le réservoir stockées et neutralisées si nécessaire.

Lorsqu'une solution de lavage est transférée vers ce réservoir, une pompe d'effluents assure sa circulation en boucle fermée. Cette recirculation permet de contrôler et ajuster le pH de la solution, jusqu'à ce qu'il atteigne une valeur acceptable pour le rejet.

Selon le type de lavage effectué acide ou basique, un réactif de neutralisation sera ajouté :

- Acide sulfurique (H_2SO_4) : utilisé pour abaisser le pH si la solution est trop basique (lavage alcalin).
- Eau de chaux ($Ca(OH)_2$ diluée) : utilisée pour élever le pH si la solution est trop acide (lavage acide).

Pendant toute la phase de recirculation, le pH est surveillé en continu grâce à un capteur placé dans la boucle. Le rejet en mer ne pourra avoir lieu qu'une fois que le pH se situe dans la plage autorisée par la réglementation environnementale.

Une fois les conditions de conformité atteintes, la solution neutralisée est acheminée vers l'émissaire marin.

4.2.3.1 Émissaire marin

L'émissaire de la station de Fouka est constitué d'une conduite en polyéthylène haute densité (PEHD) d'un diamètre de 1400mm. Le point de rejet est situé à environ 450m de la côte et à une profondeur de 7m. Il est équipé d'un diffuseur d'une longueur de 2,8m comportant une seule buse. Cette configuration a été choisie afin d'assurer une dilution pratiquement immédiate des effluents dans la masse d'eau marine, afin de limiter l'impact sur les écosystèmes côtiers.

Ces faiblesses peuvent aussi entraîner une recirculation des effluents vers la prise d'eau de mer de la station, en particulier lorsque les courants sont faibles ou inversés.

4.2.4 Paramètres physico-chimiques des effluents

Les données de la table 4.2 présentent les paramètres physico-chimiques des effluents traités de la station de Fouka rejetés en mer.

L'analyse montre que tous les paramètres respectent les normes indiquées, notamment le pH, les ammoniums, nitrites, phosphates, fer, aluminium, et la turbidité, sont bien en dessous des seuils recommandés. Ce qui reflète un traitement efficace sur le plan chimique.

TABLEAU 4.2 – Paramètres physico-chimiques des effluents.

Paramètre	Unité	01/08/2024	28/11/2024	Norme
Température	°C	28	21,20	30
pH	-	7,88	7,97	6,5 – 8,5
Phosphore total	mg/L	0,006	0,109	10
MES	mg/L	15	9,11	40
Substances toxiques biocumulables	mg/L	0,003	0	0,005
Cyanure	mg/L	0	0,026	0,1
Florures	mg/L	1,78	0	15
Cadmium	mg/L	0	0	0,2
Cuivre total	mg/L	0,045	0,019	0,5
Mercure	mg/L	0	0,003	0,01
Plomb total	mg/L	0	0	0,5
Chrome total	mg/L	0,008		0,5
Manganèse	mg/L	0,003	0	1
Zinc	mg/L	0	0	3
Fer	mg/L	0,02	0	3

4.3 Énergie

4.3.1 Système énergétique et équipements de pompage

4.3.1.1 Système d'alimentation électrique

L'usine est alimentée en énergie électrique par deux lignes aériennes de 60kV en provenance de deux postes distincts : Mazafran 60/30kV et Ahmer El Aïn 220/60/30kV. Ces lignes sont raccordées à une sous-station électrique extérieure 60/6kV équipée de deux transformateurs de puissance de 30MVA chacun. La distribution interne se fait via quatre salles électriques de MCC1 à MCC4. Le bâtiment de filtration est alimenté par MCC1 et MCC2, le bâtiment d'osmose inverse par MCC3, et le pompage d'eau traitée par MCC4.

4.3.1.2 Alimentation de secours

L'usine dispose de deux générateurs diesel de secours. Un groupe GESAN 550kVA situé au niveau du bâtiment OI, qui assure l'alimentation de secours des automates, pompes de lavage, éclairage et compresseurs. Et un groupe AKSA 125kVA installé à l'atelier de maintenance. Des fûts de gasoil sont stockés sur site pour assurer l'autonomie des équipements.

4.3.1.3 Typologie des pompes et caractéristiques

Plusieurs stations de pompage sont mises en place pour assurer le transfert et le traitement de l'eau tout au long du procédé. La table 4.3 contient les différents types de pompes au sein de la station, et leurs caractéristiques respectives.

TABLEAU 4.3 – Caractéristiques techniques des pompes de la station de dessalement de Fouka.

Poste	Type de pompe	Qté	Puissance	Débit	HMT / Pression	Puissance totale
Eau de mer brute	Centrifuge vertical	6 + 1	230 kW	1 900 m ³ /h	22 m	1 610 kW
Eau filtrée	Centrifuge vertical	6 + 1	450 kW	1 900 m ³ /h	50 m	3 150 kW
Rétro-lavage filtres à sable	Centrifuge	2 + 1	–	1 500 m ³ /h	1 bar	–
Soufflantes de lavage	–	1	–	5 000 Nm ³ /h	0,5 bar	–
Haute pression (OI)	HP Multicellulaire	6	2 000 kW	–	jusqu'à 70 bar	12 000 kW
Booster (OI)	–	6	230 kW	–	–	1 380 kW
Eau traitée	Centrifuge	6 + 1	800 kW	833 m ³ /h	240 m	5 600 kW
Puissance totale installée :						23,74 MW

On observe une prédominance de pompes centrifuges de type vertical, utilisées pour le pompage de l'eau de mer brute, de l'eau filtrée et de l'eau traitée, avec des puissances variant de 230kW à 800kW selon les besoins en hauteur manométrique totale et en débit.

Les pompes d'eau de mer brute délivrent un débit de 1900m³/h à une hauteur manométrique de 22m.

Les pompes d'eau filtrée, bien que de même débit, nécessitent une hauteur manométrique plus élevée de 50m et donc une puissance plus importante. Les étapes plus spécifiques comme le rétro-lavage des filtres à sable ou les soufflantes de lavage utilisent des dispositifs adaptés à leurs besoins particuliers en pression.

Le poste de haute pression qui concerne l'osmose inverse fait appel à des pompes multicellulaires haute puissance capables d'atteindre des pressions jusqu'à 70 bar.

4.3.2 Système de récupération d'énergie (ERI)

Le procédé d'osmose inverse utilisé dans la station de dessalement de Fouka génère deux flux, le perméat et le concentrat.

La station est équipée d'un système de récupération d'énergie de type isobarique ERI qui permet de récupérer la majeure partie de l'énergie contenue dans le concentrat avant son rejet en mer.

4.3.2.1 Principe de fonctionnement

Le système ERI repose sur un échangeur de pression isobarique de type PX (Pressure Exchanger), qui fonctionne en transférant directement la pression hydraulique de la saumure vers l'eau de mer prétraitée. Contrairement à une turbine, l'ERI ne produit pas d'électricité mais permet une transmission directe de l'énergie de pression d'un fluide à un autre.

D'abord, l'eau de mer prétraitée à basse pression, de 2 à 3 bar, entre dans le système ERI. En parallèle, le concentrat est encore sous pression à environ 70 bar. Il est injecté dans l'échangeur. Par contact indirect à travers des chambres mobiles internes, la pression de la saumure est transmise à l'eau de mer, qui en ressort pressurisée.

Une pompe booster de 230kW ajuste la pression pour compenser les pertes et maintenir une pression constante à l'entrée des membranes OI.

Ce système réduit significativement la charge de travail de la pompe haute pression principale, qui n'a plus à fournir la totalité de l'énergie requise pour pressuriser l'eau d'alimentation.

4.3.2.2 Intégration dans le procédé

À la station de Fouka, le système est configuré pour desservir les six filières OI chacune avec une pompe haute pression de 2MW. Le concentrât est directement dirigé vers les unités ERI couplées aux pompes booster.

Ce système de récupération permet de ramener la consommation énergétique spécifique du procédé de 5kWh/m³ à moins de 3,6kWh/m³, un gain d'efficacité considérable sur le plan économique et environnemental.

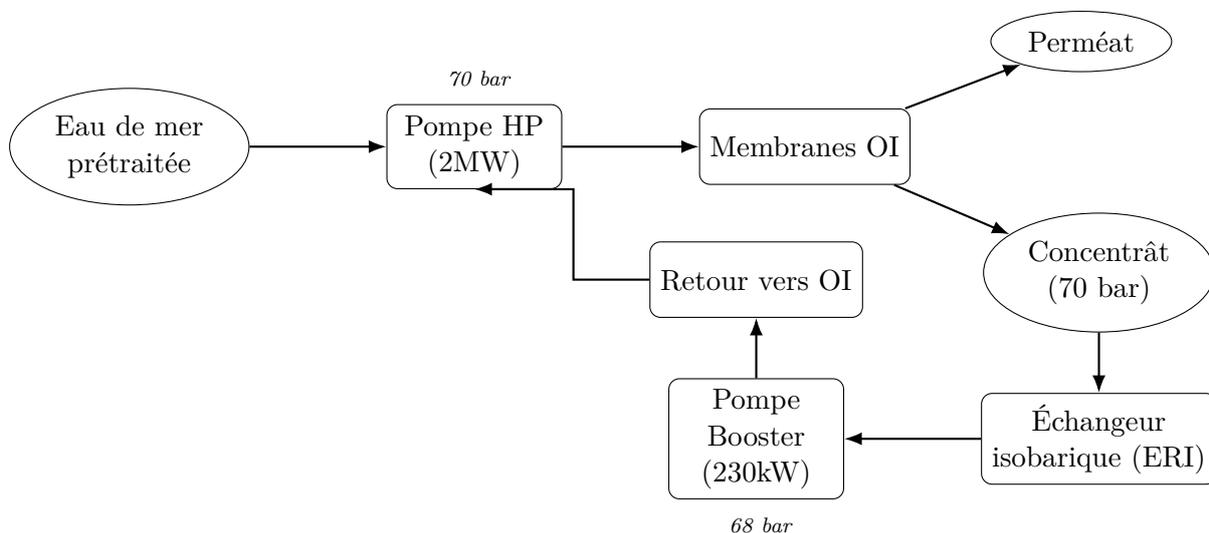


FIGURE 4.1 – Schéma du principe du système de récupération d'énergie isobarique (ERI).

4.3.2.3 Avantages du système ERI

- Réduction de la consommation électrique jusqu'à 40% : Le système ERI récupère l'énergie contenue dans le rejet à haute pression.
- Diminution de la taille et de l'usure des pompes haute pression : Les pompes haute pression peuvent être de plus petite taille, et subissent moins de contraintes mécaniques

- et nécessitent donc moins d'entretien.
- Réduction de l'échauffement de l'eau : En limitant la quantité d'énergie injectée directement, l'échauffement de l'eau est réduit, ce qui protège les membranes d'osmose inverse et prolonge leur durée de vie.
 - Amélioration du rendement énergétique global de l'usine : En optimisant l'utilisation de l'énergie, le système permet une meilleure efficacité énergétique du processus global de dessalement.
 - Amortissement rapide de l'investissement : Bien que l'installation du système ERI représente un coût initial, il est rapidement rentabilisé.

4.3.3 Analyse de la consommation énergétique

La performance énergétique constitue un indicateur important pour évaluer le rendement opérationnel d'une station de dessalement par osmose inverse. Deux types de suivis complémentaires sont réalisés à la station de Fouka : la consommation spécifique d'énergie par mètre cube d'eau produite (kWh/m^3) et la consommation électrique globale (kWh , kW , kVarh). Les données suivantes sont extraites des rapports mensuels de l'exploitant pour l'année 2024.

4.3.3.1 Consommation spécifique garantie d'énergie électrique

Le graphe 4.2 illustre l'évolution mensuelle de la consommation spécifique d'énergie électrique, exprimée en kWh/m^3 . Deux types de données y figurent, la consommation normalisée et la consommation non normalisée. La consommation non normalisée représente les valeurs réelles mesurées et varie selon la température de l'eau, la salinité et les conditions de fonctionnement. La consommation normalisée est corrigée selon les critères contractuels afin de fournir une base de comparaison plus stable.

Les consommations d'énergie sont évaluées par rapport à deux seuils : la CSGEE (Consommation Spécifique Garantie d'Énergie Électrique), fixée à $4,253\text{kWh}/\text{m}^3$, et la CSIE (Consommation Spécifique Indice Énergétique), définie à $3,677\text{kWh}/\text{m}^3$.

On remarque que les valeurs mesurées restent toujours inférieures à la CSGEE, ce qui confirme le respect des exigences contractuelles. Les consommations normalisées sont encore plus faibles, elles varient entre $3,245$ et $3,399\text{kWh}/\text{m}^3$, parfois en dessous de la CSIE.

Une hausse modérée apparaît en été durant les mois de juillet et août. Cette variation s'explique par une température plus élevée et une salinité accrue, qui augmentent la charge sur les pompes haute pression.

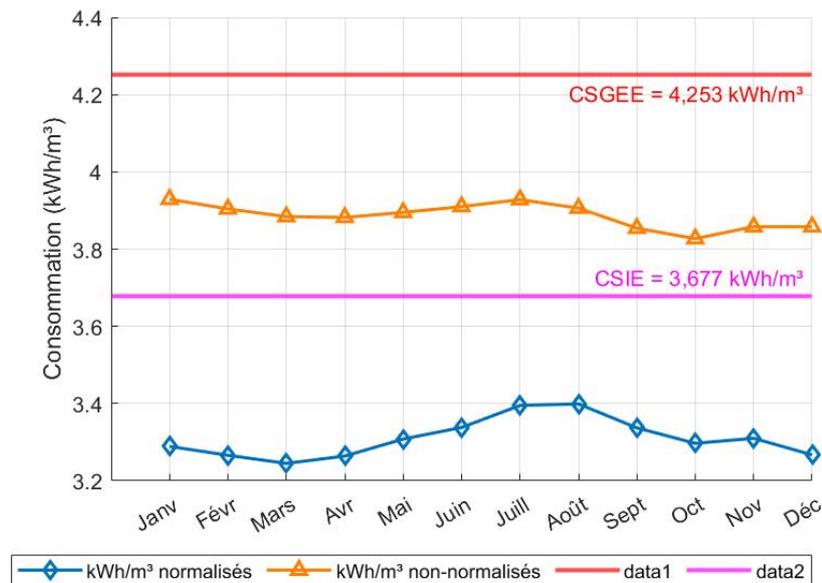


FIGURE 4.2 – Consommation spécifique d'énergie électrique (2024).

4.3.3.2 Consommation électrique globale

Le graphe 4.3 montre l'évolution mensuelle de trois grandeurs électriques. L'énergie active consommée (en kWh) représente l'énergie réellement utilisée pour faire fonctionner les procédés de dessalement. La puissance active (en kW) correspond à la puissance moyenne requise pour faire tourner l'usine. Et l'énergie réactive (en kVarh) est liée aux effets inductifs des moteurs, sans participer directement à la production utile.

L'énergie active varie entre 12 et 15 millions de kWh par mois, avec une légère hausse observée entre mai et août, qui reflète l'augmentation de la production d'eau en période estivale. La puissance active moyenne se maintient autour de 20000kW, ce qui est cohérent avec les besoins d'une station de grande capacité comme la station de Fouka.

L'énergie réactive reste relativement stable, autour de 4 millions de kVarh par mois. Ceci indique une bonne gestion du facteur de puissance.

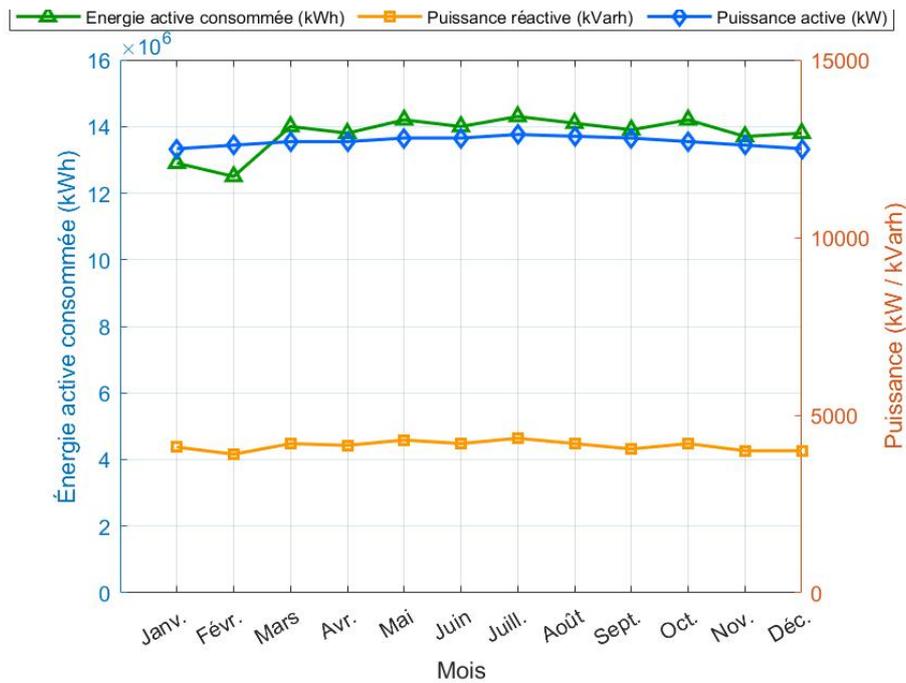


FIGURE 4.3 – Consommation électrique globale en 2024.

4.4 Analyse des résultats et suggestions

4.4.1 Gestion de la saumure

Selon une étude menée en 2017, la majorité des stations de dessalement en Algérie rejettent la saumure directement en mer à travers des émissaires sous-marins équipés de diffuseurs. Cette méthode est simple et largement utilisée, mais sa construction reste coûteuse et sa gestion difficile sur le long terme, en plus d'être fortement dépendante des conditions naturelles, comme les courants marins, la température ou encore le vent.

Ce mode de rejet peut entraîner, en l'absence d'une dilution suffisante, une accumulation locale de sels et de produits chimiques, impactant la biodiversité marine. Parmi les solutions optimales envisageables figure la création d'un ouvrage annexe au niveau de chaque station, permettant de diluer la saumure avec de l'eau de mer avant son rejet. Dans le cas de la station de Fouka l'émissaire de rejet est implanté à seulement 450m de la côte, ce qui expose les écosystèmes littoraux à un risque de perturbation au long terme.

Une solution alternative consisterait à implanter l'émissaire à une distance plus importante, idéalement au-delà du point de prise d'eau, afin d'éviter toute recirculation et de favoriser une meilleure dilution des rejets en mer.

Cette approche serait plus économique et offrirait un meilleur contrôle, en permettant de maîtriser plus efficacement la dilution sans recourir à un émissaire sous-marin [34].

Conclusion

Les résultats présentés dans ce chapitre permettent de conclure que la station de dessalement de Fouka assure une gestion efficace de ses rejets et de ses besoins énergétiques.

Le processus de neutralisation des effluents a été optimisé, et les problèmes antérieurs ont été résolus. La réutilisation partielle de la saumure pour le lavage des filtres à sable constitue une solution judicieuse, à la fois économique et respectueuse de l'environnement.

Sur le plan énergétique, les valeurs de consommation restent en dessous des seuils de référence, aussi bien en données normalisées que non normalisées. La stabilité des puissances observée tout au long de l'année témoigne du bon dimensionnement du système et de la régularité de son exploitation.

Enfin, l'intégration d'un système de récupération d'énergie contribue significativement à l'amélioration du rendement global de l'installation.

Conclusion générale

Ce projet de fin d'études, mené sur le fonctionnement global de la station de dessalement de Fouka a permis de constater que le système de fonctionnement est globalement performant, capable de répondre aux besoins quotidiens en eau potable, avec une production stable de 120000 m³/j.

L'analyse détaillée des différentes étapes du procédé a révélé plusieurs points perfectibles, tant sur le plan technique qu'opérationnel.

Le prétraitement assure une qualité d'eau en sortie conforme aux exigences de l'osmose inverse, malgré l'absence d'un bassin de décantation. Cette configuration engendre une sollicitation accrue des filtres à cartouches, dont la fréquence de remplacement est élevée. Une amélioration du système de floculation, ainsi qu'une optimisation du prétraitement, pourraient permettre de réduire cette contrainte.

Au niveau de l'étape membranaire, les performances sont satisfaisantes en termes de rendement et de réjection, avec une efficacité de dessalement de près de 99%. La durée de vie des membranes s'avère être supérieure aux prévisions, ce qui témoigne d'une performance remarquable du système.

L'étape d'affinage montre une qualité d'eau finale conforme dans l'ensemble, mais avec un niveau de TDS souvent proche de la limite réglementaire. Des dépassements ponctuels peuvent être corrigés par un ajustement du dosage en chaux et en dioxyde de carbone. L'injection d'hypochlorite de sodium, parfois élevée durant ces mêmes périodes, pourrait contribuer à ces variations. Une régulation automatisée des réactifs permettrait de stabiliser davantage cette phase du traitement.

Le mode de rejet de la saumure adopté par la station, bien que répandu, reste coûteux et dépend des conditions naturelles. La mise en place d'un système de dilution en surface, en amont du rejet, constituerait une alternative plus économique et plus maîtrisée, limitant les effets sur la biodiversité.

Ainsi, bien que la station remplisse efficacement sa mission de production d'eau potable, une série de mesures ciblées pourrait renforcer sa fiabilité, réduire ses coûts d'exploitation et prolonger la durée de vie de ses équipements.

Bibliographie

- [1] U.S. Geological Survey (USGS). (2025). How much water is there on earth ?
- [2] Food and Agriculture Organization (FAO). (2025). Water efficiency in algeria - nena project.
- [3] Reuters. (2024). Algeria to produce 3.7 million cubic meters of desalinated water per day by end-2024.
- [4] UNESCO (2023). United nations world water development report.
- [5] Hade, A. (2003). *Nos lacs : les connaître pour mieux les protéger*. Les Editions Fides.
- [6] Bakalowicz, M et al. (1999). *Connaissance et gestion des ressources en eaux souterraines dans les régions karstiques*. SDAGE Rhône Mediterranee Corse.
- [7] Scientific Research Publishing (SCIRP). (2025). Sea water search results.
- [8] Eau et Biodiversité. (2025). Définition de l'eau saumâtre. Glossaire.
- [9] Maafa, A. (2020). Dessalement de l'eau de mer. Mémoire de master, Université 8 Mai 1945 – Guelma.
- [10] SUEZ. (2025). Conductivité de l'eau.
- [11] Lebea, N.N and Sebatso, M and Bhekie, M.B and Arne, V.R and Sabelo, M.D. (2018). Spectroscopic determination of water salinity in brackish surface water in nandoni dam, at vhembe district, limpopo province, south africa. *Water*, 10(8) :990.
- [12] Boumati, R. (2017). *Prétraitement des eaux de mer par coagulation-floculation*. PhD thesis, UMMTO.
- [13] SUEZ. (2025). Cas de l'eau de mer.
- [14] Filizola, N and Seyler, F and Mourão, M.H and Arruda, W and Spínola, N and Guyot, J.L. (2009). Study of the variability in suspended sediment discharge at manacapuru, amazon river, brazil. *Latin American journal of sedimentology and basin analysis*, 16(2) :93–99.
- [15] Lenntech. Water hardness. Contenu explicatif en ligne.
- [16] EAU DOUCE. Valeur guide environnementale–eaux douces de surface.
- [17] Elimelech, M and Phillip, W.A. (2011). The future of seawater desalination : energy, technology, and the environment. *Science*, 333(6043) :712–717.
- [18] Ministère de l'Aménagement du Territoire et de l'Environnement – Algérie. (2020). Rapports nationaux sur la gestion des ressources en eau, 2010-2020. Alger, Algérie.
- [19] Clicours. Les procédés de dessalement de l'eau de mer. Page web.
- [20] Dessalement wordpress. La distillation. Page web.
- [21] Schmitt, J and Renaudin, V. Easymed : an innovative plate multi-effect evaporator for seawater desalination.
- [22] Nick, C. (2024). Efficacité des procédés de dessalement thermique.
- [23] Ghaffour, N and Missimer, T.M and Amy, G.L. (2013). Technical review and evaluation of the economics of water desalination : Current and future challenges for better water supply sustainability. *Desalination*, 309 :197–207.
- [24] SUEZ Water Handbook. (2023). Généralités sur l'échange d'ions.

-
- [25] Youcef, L and Achour, S. (2005). Elimination des phosphates par des procédés physico-chimiques. *Larhyss Journal*, 4 :129–140.
- [26] Tanaka, Y. (2015). Fundamental properties of ion exchange membranes. *Ion exchange membranes*, pages 29–65.
- [27] Roux de Balmann, H and Casademont, E. (2006). Membranes d'électrodialyse. *Techniques de l'Ingénieur*, (J2840 v1).
- [28] Ying, L and Ligu, S and Zhengyi, H and Jiahao, L and Yanchao, X and Renjie, L and Meijia, Z and Huachang, H and Hongjun, L. (2022). A novel in-situ micro-aeration functional membrane with excellent decoloration efficiency and antifouling performance. *Journal of Membrane Science*, 641 :119925.
- [29] Qasim, M and Badrelzaman, M and Darwish, N.N and Darwish, N.A and Hilal, N. (2019). Reverse osmosis desalination : A state-of-the-art review. *Desalination*, 459 :59–104.
- [30] Techniques de l'Ingénieur. (2025). Mode d'action des membranes d'osmose inverse.
- [31] SUEZ Water Handbook. (2023). Généralités sur la séparation par membranes.
- [32] Palenzuela, P and Diego-César, A.P and Guillermo, Z. (2015). State of the art of desalination processes. *Concentrating Solar Power and Desalination Plants : Engineering and Economics of Coupling Multi-Effect Distillation and Solar Plants*, pages 1–25.
- [33] Voutchkov, N et al. (2013). Desalination engineering : planning and design.
- [34] AMITOUCHE, M and LEFKIR, A and REMINI, B and MERADJI, H and MOKHTARI, O. (2017). Chemical discharge on the marine environment from desalination plants in algeria. *LARHYSS Journal P-ISSN 1112-3680/E-ISSN 2521-9782*, (32) :199–211.