

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique
Département d'Hydraulique

Mémoire de projet de fin d'études

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

L'étude des performances des membranes dans la station de dessalement de Fouka 1

Réalisé par :

BOURA Dalia

Dirigé par :

Pr.ARRAR Jazia

M.OULD-BOUAMAMA Belkacem

Soutenu le 14 octobre 2025, Devant le jury composé de :

Président	Pr. BENMAMAR Saâdia	Professeur	ENP
Examineur	M. BENZIADA Salim	MAA	ENP

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique
Département d'Hydraulique

Mémoire de projet de fin d'études

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

L'étude des performances des membranes dans la station de dessalement de Fouka 1

Réalisé par :

BOURA Dalia

Dirigé par :

Pr.ARRAR Jazia

M.OULD-BOUAMAMA Belkacem

Soutenu le 14 octobre 2025, Devant le jury composé de :

Président	Pr. BENMAMAR Saâdia	Professeur	ENP
Examineur	M. BENZIADA Salim	MAA	ENP

Dédicace

Je dédie ce modeste travail,

À mes très chers parents, les prunelles de mes yeux, pour leur dévouement, leur soutien sans faille, et leur amour inconditionnel. Je ne vous remercierai jamais assez d'avoir fait de moi la personne que je suis aujourd'hui. Sans vous, je n'en serais jamais arrivée là. Que Dieu vous garde toujours à mes côtés. J'espère continuer à vous rendre fiers.

À toute ma famille, dont le soutien, les encouragements et l'amour m'ont accompagné tout au long de mes études. Je vous en suis profondément reconnaissante.

À mon frère Abd Ennour et mes deux sœurs Dounia et Nihad, que j'adore énormément.

À tous mes oncles et mes tantes de la famille Zineddine, pour leur soutien moral et leur présence précieuse.

À tous mes amis et la promotion Hydraulique 2024, pour tous les bons moments que nous avons partagés ensemble.

Dalia

Remerciement

Avant toute chose, je souhaite exprimer ma profonde gratitude à Allah, source de force, de patience et de clarté, pour m'avoir guidée et soutenue jusqu'à l'achèvement de ce travail.

Je tiens à adresser mes remerciements les plus sincères à mon encadrante universitaire, Mme J. ARRAR, pour son accompagnement bienveillant, la qualité de son encadrement et les précieux conseils qu'elle m'a prodigués tout au long de ce projet.

J'exprime aussi ma profonde reconnaissance à Mme S. BENMAMAR pour sa disponibilité, son écoute et la pertinence de ses conseils, qui m'ont apporté des repères essentiels à différents moments de mon avancement.

Ma gratitude s'étend également à M. M. KHATEB, Mme S. BELARBI et M. B. OULD-BOUAMAMA pour leur accueil au sein de l'entreprise, ainsi que pour les moyens techniques mis à ma disposition, qui ont largement contribué à la réalisation de ce travail dans des conditions optimales.

Je remercie chaleureusement ma famille pour sa présence constante, son soutien indéfectible et l'amour qu'elle m'a témoigné tout au long de mon parcours.

Je tiens à remercier les membres du jury d'avoir accepté d'évaluer notre modeste travail.

Enfin, j'adresse toute ma gratitude à celles et ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la concrétisation de ce projet.

ملخص

تُعد عملية التناضح العكسي من أكثر التقنيات كفاءة في تحلية مياه البحر، إذ تتيح إنتاج مياه عالية النقاء. غير أن العيب الرئيسي لهذا النوع من الترشيح يتمثل في التراكم التدريجي للترسبات على الأغشية. يهدف هذا العمل إلى تقييم أداء الأغشية المستخدمة في محطة تحلية مياه البحر بفوكة، من خلال تحليل البيانات المجمعة قبل وبعد مرحلة التناضح العكسي. تركزت الدراسة بشكل خاص على المعلمات المؤثرة في سلوك الأغشية، مثل فرق الضغط، التدفق، الموصلية، إضافةً إلى تطور معدل الرفض والنفذية مع مرور الزمن. كما تم استخدام برنامج **Design IMS** لمحاكاة أداء الأغشية ودعم تفسير النتائج التجريبية.

الكلمات المفتاحية : تحلية مياه البحر، التناضح العكسي، أداء الأغشية، جودة المياه، Design. IMS

Abstract

Reverse osmosis is one of the most efficient processes for seawater desalination, allowing the production of very high-purity water. However, its main drawback lies in the gradual fouling of the membranes. The present work aims to evaluate the performance of the membranes used in the Fouka seawater desalination plant through the analysis of data collected before and after the RO process. The study focuses particularly on parameters influencing membrane behavior, such as differential pressure, flux, conductivity, as well as the evolution of the rejection rate and permeability over time. The **IMS Design** software was used to simulate membrane performance and to support the interpretation of the experimental results.

Keywords : seawater desalination, reverse osmosis, membrane performance, water quality, IMS Design.

Résumé

L'osmose inverse constitue l'un des procédés les plus performants pour le dessalement de l'eau de mer, permettant d'obtenir une eau de très haute pureté. Toutefois, son principal inconvénient réside dans l'encrassement progressif des membranes. Le présent travail a pour objectif d'évaluer les performances des membranes utilisées dans la station de dessalement de Fouka, à travers l'analyse des données recueillies avant et après l'OI. L'étude s'est particulièrement concentrée sur les paramètres influençant le comportement des membranes, tels que la pression différentielle, le flux, la conductivité, ainsi que l'évolution du taux de rejet et de la perméabilité au cours du temps. Le logiciel **IMS Design** a été utilisé afin de simuler les performances des membranes et de soutenir l'interprétation des résultats expérimentaux.

Mots-clés : dessalement d'eau de mer, osmose inverse, performance des membranes, qualité de l'eau, IMS Design.

Table des matières

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des abréviations

Liste des notations

Introduction générale	16
1 Dessalement de l'eau de mer	19
1.1 Introduction	19
1.2 Définition du dessalement	19
1.3 Schéma général d'une installation de dessalement	19
1.3.1 Prise d'eau de mer :	20
1.3.2 Prétraitement	21
1.3.2.1 Prétraitements conventionnels	21
1.3.2.2 Prétraitement par les procédés membranaires	22
1.3.3 Technique de dessalement	23
1.3.4 Procédés de distillation	23
1.3.5 Procédés membranaires	23
1.3.5.1 Électrodialyse	24
1.3.5.2 Nanofiltration	24
1.3.5.3 Osmose inverse	25
1.3.6 Post-traitement	25
1.4 Conclusion	26
2 Osmose inverse	28
2.1 Introduction	28
2.2 Système d'Osmose inverse	28
2.3 Définition d'un module d'osmose inverse	29
2.4 Mécanisme de fonctionnement de l'OI	29
2.5 Définition d'une membrane	30

2.5.1	Mode de fonctionnement des systèmes membranaires	31
2.5.1.1	Filtration frontale	31
2.5.1.2	Filtration tangentielle	32
2.5.2	Structure des membranes	32
2.5.3	Types des membranes	34
2.5.4	Caractéristiques et spécifications des membranes	38
2.5.5	Durée de vie d'une membrane	38
2.6	Principaux paramètres régissant le processus d'OI	39
2.6.1	Mécanisme de transfert	39
2.6.2	Le taux de conversion R_w	39
2.6.3	Le taux de rejet en sels R_s (sélectivité) :	40
2.6.4	Perméabilité et Flux du perméat	40
2.6.5	Résistance	41
2.6.6	Pression transmembranaire	41
2.7	Différents systèmes d'osmose inverse Mono-étagé ou Multi-étagés	41
2.7.1	Mono-étagé	41
2.7.2	Multi-étagés	42
2.8	Colmatage des membranes	43
2.8.1	Nature du colmatage	44
2.8.1.1	Bio-colmatage :	44
2.8.1.2	Colmatage par entartrage :	44
2.8.1.3	Colmatage par dépôt :	44
2.8.2	Résistance de colmatage	45
2.8.3	Polarisation de concentration	45
2.8.4	Estimation du potentiel de colmatage	46
2.8.4.1	SDI (Silt Density Index)	46
2.8.4.2	MFI (Modified Fouling Index)	47
2.9	Nettoyage et décolmatage des membranes	49
2.9.1	Méthodes physiques de décolmatage	49
2.9.1.1	Backflush (Rétrolavage)	49
2.9.1.2	Backpulse	50
2.9.1.3	Ultrasons	50
2.9.2	Nettoyage chimique	50
2.9.3	Fréquence de nettoyage	51
2.10	Les facteurs qui influence les performances des membranes :	51
2.11	Conclusion	52
3	Présentation de la centrale de désalinisation de Fouka	54
3.1	Introduction	54
3.1.1	Localisation de la station	54
3.2	Installation et processus	55

3.3	Description détaillée de l'usine	56
3.3.1	Prise d'eau de mer	56
3.3.2	Station de pompage d'eau brute	56
3.3.2.1	Trop plein :	58
3.3.3	Prétraitement	58
3.3.3.1	Le prétraitement chimique	58
3.3.3.2	Le prétraitement physique :	59
3.3.4	Traitement par membrane	61
3.3.4.1	Filière d'osmose inverse	61
3.3.4.2	Système de récupération d'énergie	64
3.3.4.3	Lavage des membranes	64
3.4	Post-traitement	65
3.4.1	L'ajout de la chaux	65
3.4.2	Ajout du CO ₂	65
3.5	Désinfection et station de pompage d'eau traitée :	66
3.6	Conclusion	67
4	Analyse de la qualité d'eau avant et après l'OI	68
4.1	Introduction	69
4.2	Analyse de la qualité d'eau	69
4.2.1	Paramètres de la qualité d'eau	69
4.2.1.1	Conductivité	69
4.2.1.2	Solides Dissous Totaux (TDS)	69
4.2.1.3	Turbidité	70
4.2.1.4	Dureté totale	70
4.2.1.5	Alcalinité	70
4.2.1.6	Analyse de la qualité d'eau filtrée	70
4.2.2	Analyse de la qualité d'eau avant et après l'OI	71
4.2.2.1	Conductivité	71
4.2.2.2	TDS	72
4.2.2.3	Turbidité	73
4.2.2.4	Chlorure	73
4.2.2.5	Dureté calcique (TH)	74
4.2.2.6	Dureté totale	75
4.2.2.7	Alcalinité	76
4.3	Conclusion	76
5	Analyse membranaire	77
5.1	Introduction	78
5.2	Évolution du taux de rejet	78
5.3	Étude des racks	79

5.3.1	Évolution du taux de conversion par racks	79
5.3.2	Évolution du débit moyen dans chaque rack	80
5.3.3	Évolution de la pression différentielle dans chaque rack	81
5.3.4	Évolution du flux par rack	82
5.3.5	Évolution de la perméabilité en fonction des racks	82
5.3.6	Résultat	83
5.3.7	Corrélations possibles entre deux paramètres	83
5.3.7	Débit moyen et la pression différentielle	84
5.3.7	Flux et le Débit moyen	85
5.3.7	Etat générale de chaque rack	86
5.3.8	Identification du type de colmatage	86
5.4	Influence du nettoyage sur la durée de vie d'une membrane	87
5.4	Pression différentielle	87
5.4	Débit du perméat	88
5.4	Fréquence de nettoyage	88
5.5	Âge des membranes	90
5.6	Résultat de l'étude des racks	91
5.7	Écart de performance entre membranes neuves et anciennes	91
5.8	Comparaison des taux de conversion entre anciennes et nouvelles membranes	92
5.9	Conclusion	93
6	Simulation des racks via IMS Design et interprétation des résultats	95
6.1	Introduction	96
6.2	Présentation du logiciel	96
6.3	Base théorique et équations utilisées par le logiciel IMSDesign :	97
6.4	Application du logiciel sur les racks	98
6.4.1	Paramètres de Fonctionnement de logiciel IMS-Design	98
6.4.2	Simulation du Rack A	99
6.4.2.1	Etape 01 : Analyse	99
6.4.2.2	Etape 02 : Dimensionnement	100
6.4.2.3	Résultats de simulation des autres Racks	103
6.4.3	Conclusion comparative sur l'état des racks	107
6.5	Comparaison entre les résultats de la simulation IMSDesign et ceux de l'étude expérimentale	108
6.5.1	Comparaison de la pression d'alimentation	108
6.5.2	Comparaison du flux de perméat	109
6.6	Solution proposée	110
6.7	Conclusion	110
	Conclusion générale	111

Table des figures

1.1	Schéma général de l'installation du dessalement (Maurel, 2001)	20
1.2	Prétraitement conventionnel typique	21
1.3	Différents procédés de dessalement (Maurel, 2001)	23
1.4	Schéma du procédé d'électrodialyse (Maurel, 2001)	24
1.5	Synthèse du processus de post-traitement de l'eau dessalée (JESA, 2023) .	25
2.1	Schéma d'une installation de dessalement avec OI	28
2.2	Schéma d'un module d'osmose inverse : disposition des membranes et des composants internes (Lefèvre & Andréassian, 2016)	29
2.3	Schéma explique le principe des phénomènes d'osmose directe et d'OI	30
2.4	Schéma de la membrane (Boussemghoune, 2020)	31
2.5	Présentation du fonctionnement de la filtration frontale (Diop ,2010) . . .	31
2.6	Principe de fonctionnement de la filtration tangentielle (Diop, 2010) . . .	32
2.7	Structure d'une membrane asymétrique (Maurel, 2001)	33
2.8	Structure d'une membrane composite (Arzate, 2010)	33
2.9	Schéma d'un module tubulaire	34
2.10	Schéma d'un module à fibre creuse	34
2.11	Schéma d'un module plan	35
2.12	Schéma d'un module spiralé (Dach, 2008)	35
2.13	Principe de fonctionnement d'une membrane spirale – vue en coupe (Ndeye, 2013)	36
2.14	Comparaison des différentes configurations modulaires (Cardot, 2001) . . .	38
2.15	Unité élémentaire d'osmose inverse (Rovel, 2017)	40
2.16	Schéma d'un système Mono-étage (Dow Water & Process Solutions, 2010)	42
2.17	Schéma d'un système Multi-étagés(Dow Water & Process Solutions, 2010)	43
2.18	Différents types de colmatage(Cardot, 2001)	43
2.19	Shéma montre le phénomène de polarisation (Maurel, 2001)	46
2.20	Représentation schématique du flux de filtration au cours du temps lors d'un essai SDI (Lefèvre & Andréassian, 2016)	47

2.21	Représentation schématique du flux de filtration au cours du temps lors d'un essai MFI (Lefèvre & Andréassian, 2016)	48
2.22	Représentation schématique de la procédure de rétrolavage (Bessiere, 2007)	50
2.23	Efficacité comparée des rétrolavages et nettoyages chimiques (Bessiere, 2007)	51
3.1	Photo de la station de Fouka 1 (Rapport Final de Fouka 1)	55
3.2	Description générale de la station de Fouka 1	55
3.3	Tour de captage (Rapport Final de Fouka 1)	56
3.4	dégrilleur(Rapport Final de Fouka 1)	57
3.5	Station de pompage d'eau brute(Rapport Final de Fouka 1)	57
3.6	Réservoirs des produits chimiques(Rapport Final de Fouka 1)	59
3.7	Filtre à sable(Rapport Final de Fouka 1)	60
3.8	Filtre à cartouche (Rapport Final de Fouka 1)	60
3.9	Filière d'osmose inverse(Rapport Final de Fouka 1)	62
3.10	Pompe à haute pression(Rapport Final de Fouka 1)	62
3.11	Pompe Booster(Rapport Final de Fouka 1)	62
3.12	Système de récupération d'énergie (Rapport Final de Fouka 1)	64
3.13	Silos de la chaux (Rapport Final de Fouka 1)	65
3.14	Station de production de CO ₂ (Rapport Final de Fouka 1)	66
3.15	Station de pompage d'eau traité (Rapport Final de Fouka 1)	67
4.1	L'évolution de la conductivité avant et après l'OI	72
4.2	L'évolution du TDS avant et après l'OI	72
4.3	L'évolution de la turbidité avant et après l'OI	73
4.4	Concentration de chlorure dans l'eau filtrée et le perméat	74
4.5	Dureté calcique (TH) exprimée en mg/L CaCO dans l'eau filtrée et le perméat	75
4.6	Dureté totale (TH) exprimée en mg/L CaCO dans l'eau filtrée et le perméat	75
4.7	Évolution de l'alcalinité dans l'eau filtrée et le perméat	76
5.1	Évolution du taux de rejet en fonction du mois	78
5.2	Taux de conversion par rack	79
5.3	Évolution du débit moyen dans chaque rack	80
5.4	Évolution de la pression différentielle dans chaque rack	81
5.5	Variation du flux du perméat par rack	82
5.6	Variation de la perméabilité des membranes en fonction des racks	83
5.7	Relation entre le débit moyen et la pression différentielle	85
5.8	Relation entre le flux et le débit moyen	85
5.9	Évolution de la pression différentielle avant et après lavage chimique	87
5.10	Évolution du débit de perméat avant et après lavage chimique	88
5.11	Fréquence mensuelle de lavage chimique des membranes	89
5.12	Fréquence annuelle de lavage chimique des membranes	89
5.13	Évolution de l'âge moyen des membranes	90
5.14	Écart de performance des membranes	92

5.15	Comparaison des taux de conversion entre anciennes et nouvelles membranes	93
6.1	Interface du logiciel IMS-Design	97
6.2	Image Capture d'écran de la première étape d'analyse IMS-Design	100
6.3	Introduction des informations liées à l'étape de dimensionnement	101
6.4	Résultat de l'étape de dimensionnement après calcul	102
6.5	Résultat de simulation du rack A	102
6.6	Comparaison entre la pression d'alimentation simulée par le logiciel IMSDe- sign et la pression mesurée expérimentalement	109
6.7	Comparaison entre le flux du perméat simulé par le logiciel IMSDesign et le flux mesuré expérimentalement	109

Liste des tableaux

2.1	Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse	37
2.2	Comparaison entre SDI ₅ , SDI ₁₀ et SDI ₁₅	47
2.3	Comparaison entre le SDI et le MFI	49
3.1	Capacité unitaire de l'usine (Rapport Final de Fouka 1)	55
3.2	Caractéristiques du filtre et paramètres de fonctionnement	59
3.3	Caractéristiques des filtres à cartouches et paramètres de fonctionnement de la station de Fouka 1	61
3.4	Caractéristiques de la membrane SWC5-Max(Rapport Final de Fouka 1)	63
3.5	Paramètres de fonctionnement et limites de performance de la membrane d'osmose inverse Hydranautics SWC5 Max	63
4.1	Paramètres de l'eau avant osmose inverse et spécifications de la membrane SWC5 Max	71
5.1	Corrélations possibles entre débit, ΔP , flux et perméabilité	84
5.2	État d'encrassement et interprétation du fonctionnement de chaque rack . .	86
5.3	Interprétation du type de colmatage selon l'évolution de ΔP , du flux et de la perméabilité	86
5.4	Analyse du comportement hydraulique des racks et identification du colmatage	87
6.1	Débit de production par rack	98
6.2	Taux de conversion par rack	98
6.3	Composition ionique de l'eau après prétraitement	99
6.4	Âge moyen des membranes dans les racks	99
6.5	Résultats du rack B — simulation IMS Design	103
6.6	Résultats du rack C — simulation IMS Design	104
6.7	Résultats du rack D — simulation IMS Design	105
6.8	Résultats du rack E — simulation IMS Design	106
6.9	Résultats du rack F — simulation IMS Design	107

Liste des abréviations

Abréviation	Signification
ADE	Algérienne Des Eaux
AEC	Algerian Energy Company
Ca(OH) ₃	Hydroxyde de calcium
Ca ²⁺	Ion calcium
CaSiO ₃	Silicate de calcium
CIP	Cleaning In Place (Nettoyage en place)
Cl ⁻	Ion chlorure
Cl ₂	Chlore gazeux
CO ₂	Dioxyde de carbone
COT	Carbone Organique Total
Fe(SO ₄) ₃	Sulfate ferrique
Fe ²⁺	Ion ferreux
HP	Haute Pression
HOCl	Acide hypochloreux
kW	Kilowatt
Mg(OH) ₂	Hydroxyde de magnésium
Mg ²⁺	Ion magnésium
MgSiO ₃	Silicate de magnésium
MFI	Modified Fouling Index (Indice de colmatage modifié)
Mn ²⁺	Ion manganèse
Na ⁺	Ion sodium
NaOCl	Hypochlorite de sodium
OI	Osmose Inverse
pH	Potentiel hydrogène (acidité ou alcalinité)
PX	Pressure Exchange (Échangeur de pression)
SDI	Silt Density Index (Indice de colmatage)
SiO ₂	Dioxyde de silicium (silice)

Liste des notations

Symbole	Signification	Unité
A	Perméabilité hydraulique de la membrane	$\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$
B	Coefficient de perméabilité aux sels	$\text{kg}^2 \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{mol}^{-1}$
C	Concentration molaire en sel	$\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$
C_p	Concentration dans le perméat	$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$
C_R	Concentration dans le rétentat	$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$
i	Nombre d'ions dissociés dans le cas d'un électrolyte	—
J	Flux d'eau à travers la membrane	$\text{L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$
J_p	Flux ou vitesse du perméat	$\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$
L_p	Coefficient de perméabilité à l'eau de la membrane	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{Pa}^{-1}$
P	Pression de travail	Pa
P_A	Pression à l'entrée du module (alimentation)	bar
P_p	Pression du perméat	bar
P_R	Pression à la sortie du module (rétentat)	bar
PTM	Pression transmembranaire	bar
Q_A	Débit d'alimentation	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ ou $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$
Q_p	Débit massique de perméat traversant la membrane	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$
Q_s	Débit massique de sels traversant la membrane	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$
R	Constante des gaz parfaits	$\text{L} \cdot \text{bar} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
R_m	Résistance de la membrane	m^{-1}
R_s	Taux de rétention en sels	%
R_w	Taux de conversion	%
S	Surface de la membrane	m^2
T	Température absolue	K
ΔP	Différence de pression à travers la membrane	Pa
$\Delta \Pi$	Différence de pression osmotique à travers la membrane	Pa
μ	Viscosité dynamique de l'eau	$\text{Pa} \cdot \text{s}$
π	Pression osmotique	bar

Introduction générale

En Algérie, la disponibilité de l'eau douce est devenue problématique ces dernières années en raison de la rareté des pluies, de leur répartition disparate et irrégulière, ainsi que des effets du réchauffement climatique. La mobilisation des ressources naturelles par voie de captage (barrages, retenues, nappes, etc.) ne parvient plus à satisfaire les besoins des populations et des différents secteurs utilisateurs, d'où la nécessité de recourir au dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres .

Parmi les différentes méthodes employées pour la production d'eau potable, les techniques membranaires sont largement utilisées, notamment la nanofiltration et l'osmose inverse, en raison de leur efficacité à produire une eau de haute qualité (**Shannon et al., 2008 ; De Vries et al., 2019**). En particulier, l'osmose inverse constitue l'un des procédés les plus performants pour le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres , permettant la production d'une eau ultrapure et l'élimination d'une grande quantité de micro-organismes, de matières organiques et de micropolluants (**Vetter et al., 2007 ; Darwish et al., 2009 ; Monnot et al., 2017**). C'est également la technologie de dessalement la plus économe en énergie, avec un coût énergétique d'environ 1,8 kWh/m³ (**Xu et al., 2013**).

L'inconvénient majeur de la filtration membranaire par osmose inverse (OI) est l'empoisonnement (encrassement) des membranes d'OI (**Chen et al., 2006 ; Van den Broek et al., 2010 ; Guo et al., 2012**), et il demeure le principal problème à résoudre dans les installations de dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres . Cet encrassement résultant de l'accumulation de diverses substances à la surface ou dans les pores des membranes, notamment leur efficacité. La perte de performance est principalement due à plusieurs phénomènes : l'entartrage minéral (précipitation de sels tels que le carbonate de calcium, le sulfate de calcium, le sulfate de baryum et les silicates), le dépôt de particules colloïdales et particulaires, l'encrassement biologique lié à la formation de biofilms (croissance et activité bactérienne), ainsi que l'encrassement organique provoqué par le dépôt de molécules organiques.

L'empoisonnement des membranes d'OI génère :

- Diminution de la qualité et du flux de l'eau traitée ;
- Augmentation de la consommation d'énergie pour maintenir le flux de perméat du fait de l'augmentation de la perte de charge à travers la membrane ;
- Possibilité de dommages irréversibles de la membrane et réduction de leur durée de vie du fait de l'accumulation de contaminants ;
- Augmentation des coûts de maintenance due aux nettoyages fréquents et aux remplacements prématurés des membranes.

Dans ce travail, l'objectif principal est d'étudier les performances des membranes utilisées dans le dessalement de l'eau de mer et de détecter la présence éventuelle d'un colmatage à partir de l'analyse de la qualité de l'eau et des paramètres de fonctionnement. Pour cela, le logiciel IMS Design a été utilisé afin de simuler le comportement des membranes d'osmose

inverse , d'évaluer leurs performances en termes de débit de perméat et de taux de rejet, et de comparer les résultats obtenus aux données réelles de la station étudiée.

Ce travail est divisé en cinq chapitres comme suit :

Chapitre 1 : présente une vue d'ensemble sur le dessalement de l'eau de mer ainsi que sur les principaux procédés utilisés dans ce domaine.

Chapitre 2 : est consacré au procédé d'osmose inverse (OI) appliqué au dessalement. Il aborde en particulier le fonctionnement des membranes, les phénomènes de colmatage et les différentes méthodes de nettoyage.

Chapitre 3 : décrit la station de dessalement de Fouka 1, en détaillant son organisation générale et le processus de traitement adopté.

Chapitre 4 : porte sur l'étude de la qualité de l'eau, à travers l'analyse de plusieurs paramètres physico-chimiques.

Chapitre 5 : présente l'analyse membranaire, basée sur l'étude des paramètres de pression, de débit et de flux. Dans ce chapitre, chaque rack est analysé individuellement afin d'évaluer son état de colmatage et d'identifier les éventuelles anomalies de fonctionnement.

Chapitre 6 : est consacré à la simulation du procédé à l'aide du logiciel IMSDesign, permettant de confirmer les résultats expérimentaux et d'évaluer les performances hydrauliques et membranaires du système.

Chapitre 1 : Dessalement de l'eau de mer

Chapitre 1: Dessalement de l'eau de mer

1.1 Introduction

Face à l'augmentation des besoins en eau dans les secteurs agricole, industriel et domestique, de nombreuses régions du monde connaissent un renforcement du stress hydrique. Ce phénomène est particulièrement marqué dans les zones arides et semi-arides, où les ressources en eau douce sont limitées et fortement affectées par les effets du changement climatique. Le dessalement de l'eau de mer s'impose comme une alternative prometteuse pour pallier la pénurie d'eau. Cette technologie consiste à éliminer les sels dissous et les impuretés présentes dans l'eau salée afin de produire une eau douce conforme aux normes de potabilité ou adaptée à divers usages industriels et agricoles. Dans ce chapitre, nous aborderons en détail le principe du dessalement, ses différentes procédés et technologies.

1.2 Définition du dessalement

Le dessalement consiste à éliminer les sels dissous et les substances organiques présentes dans les eaux, ainsi qu'une partie des bactéries et des virus. Il a connu ces dernières années une avancée remarquable grâce au développement de différents procédés, à savoir : les procédés qui font intervenir le changement de phase (distillation et congélation) ; ceux qui utilisent les membranes (électrodialyse et osmose inverse) ; et enfin ceux qui agissent sur les réactions chimiques par échange d'ions (**Maurel, 2001**).

La méthode la plus répandue mondialement est celle de l'osmose inverse, car elle présente un fort intérêt en termes de coût d'investissement, de consommation d'énergie et de qualité de l'eau produite.

La conversion de l'eau de mer en eau potable requiert une série de procédés de traitement qui doivent être mis en œuvre dans un ordre précis, pour garantir une eau de qualité conforme aux normes de potabilité.

1.3 Schéma général d'une installation de dessalement

Il existe de nombreuses technologies de dessalement permettant de séparer les sels dissous de l'eau. L'eau dessalée est récupérée pour la consommation. Les sels sont concentrés dans un flux d'eau appelé rejet de saumure, rejeté soit en mer, soit dans un aquifère salin, soit dans des bassins d'évaporation (**Dach, 2008**). Une installation de dessalement peut être

schématiquement subdivisée en 4 postes :

- Prise d'eau de mer.
- Poste de prétraitement.
- Installation de dessalement proprement dite.
- Post-traitement.

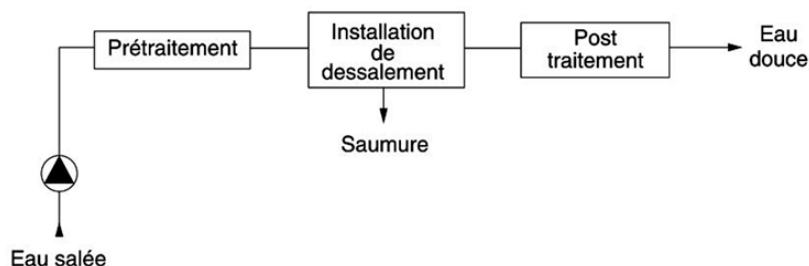


FIG. 1.1: Schéma général de l'installation du dessalement (Maurel, 2001)

Les procédés de désalinisation de l'eau nécessitent d'importantes quantités d'énergie pour réaliser la séparation du sel et obtenir de l'eau douce. La quantité et le type d'énergie nécessaire varient en fonction de la technique utilisée.

1.3.1 Prise d'eau de mer :

L'aspiration d'eau de mer doit garantir qu'à l'entrée de l'installation de dessalement, on obtient une eau de la meilleure qualité possible, notamment en ce qui concerne les matières en suspension. L'importance de la qualité de l'eau est accrue étant donné que la méthode de dessalement sélectionnée sera l'osmose inverse. Deux technologies peuvent être utilisées :

- **Les forages côtiers**

Soit verticaux, soit sous forme de galeries horizontales, permettent d'obtenir une eau de très bonne qualité et relativement stable (turbidité, température...). Cette technique, limitée en débit suivant la nature du terrain, est utilisée pour les usines de capacité inférieure à 40000 m³/jour (Maurel, 2001).

Ce type de prise d'eau peut être soumis à des problèmes hydrauliques de réduction de flux dus au développement d'espèces marines ou à l'entraînement de méduses (Henthorne & Boysen, 2015).

- **La prise d'eau peut être faite en pleine mer**

Dans le cas idéal, le captage doit être effectué en zone profonde, éloignée de la côte, protégé des pollutions et des forts courants et ne pas être sous l'influence de rejets. La prise d'eau peut aussi être réalisée au moyen d'un chenal d'alimentation. De tels systèmes permettent d'alimenter des installations de grande capacité (> 100000 m³/jour). Les variations de qualité peuvent être élevées suite, par exemple, à des pollutions ponctuelles (hydrocarbures, algues...) (Maurel, 2001).

1.3.2 Prétraitement

Il est crucial de prétraiter l'eau de mer, car les membranes sont particulièrement susceptibles au colmatage par la présence des particules colloïdes, des matières organiques, des micro-organismes, des carbonates de calcium, etc.

Donc l'objectif du prétraitement, c'est d'éviter le colmatage des modules et de donner à l'eau traitée des caractéristiques qui soient compatibles avec la nature des membranes : teneur en chlore, pH, température (Maurel, 2001).

Le procédé du prétraitement dépend des caractéristiques physicochimiques de l'eau traitée, c'est-à-dire de la qualité d'eau, des conditions de fonctionnement (taux de conversion) et des types de membranes (membranes en acétate de cellulose ou en polyamide, modules spirales...).

Afin de prévenir le colmatage des membranes, plusieurs techniques de traitement existent : les prétraitements conventionnels et les prétraitements membranaires.

1.3.2.1 Prétraitements conventionnels

- **Préfiltration grossière :** La préfiltration a pour mission principale de supprimer les éléments de grande taille susceptibles d'abimer les équipements et de diminuer l'efficacité globale du processus de purification.

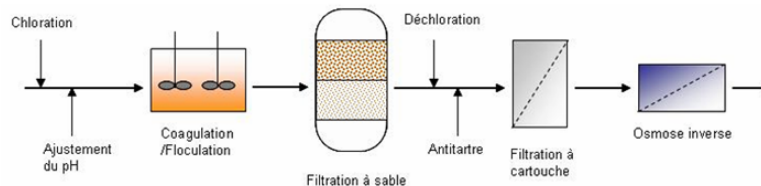


FIG. 1.2: Prétraitement conventionnel typique

- **La chloration :** La chloration est nécessaire pour désinfecter et éviter la reviviscence biologique tout au long de la filière de prétraitement. Le chlore est souvent ajouté sous forme d'hypochlorite de sodium (NaOCl) ou de gaz dichlore (Cl_2) qui est hydrolysé sous forme d'acide hypochloreux (HOCl) (Jamaly et al, 2014).

- **Ajustement du pH :** Il s'agit de l'ajout d'acide (habituellement de l'acide sulfurique ou de l'acide chlorhydrique lorsqu'une précipitation des sulfates est probable) pour réduire le pH à 5-7, ce qui augmente la solubilité des carbonates de calcium et empêche leur précipitation, entraînant ainsi l'entartrage.

- **Coagulation et floculation :** Cela permet de rassembler les particules colloïdes présents dans l'eau de mer (principalement chargés négativement) grâce à des coagulants qui neutralisent les charges de surfaces, suivi par des floculants qui favorisent l'agglomération des floes créés. Les coagulants généralement utilisés sont le chlorure ferrique (FeCl_3) ou le

sulfate ferrique ($Fe(SO_4)_3$). Les flocculants sont généralement des polymères anioniques de grande masse moléculaire.

- **Filtration à sable mono- ou bicouche :** La filtration à sable est nécessaire pour éliminer les agglomérats formés lors de la coagulation. La séparation des particules s'effectue à travers un milieu poreux et tortueux, au sein duquel les impuretés sont piégées. Ce milieu filtrant se colmate progressivement en profondeur à mesure que les particules en suspension s'y accumulent pendant le passage de l'eau.

- **La déchloration :** Si le chlore est utilisé comme désinfectant en amont du procédé, une étape de déchloration est indispensable avant l'étape d'osmose inverse. En effet, ces membranes, généralement constituées de polyamides aromatiques, sont extrêmement sensibles à l'oxydation provoquée par le chlore, ce qui peut entraîner une dégradation irréversible de leur structure et une perte de performance.

La déchloration peut être assurée soit par adsorption sur un filtre à charbon actif, soit par réduction chimique à l'aide de bisulfite de sodium ($NaHSO_3$), qui neutralise efficacement le chlore résiduel présent dans l'eau.

- **L'ajout d'antitartre :** Au cours du processus de dessalement, la concentration en sel augmente dans l'eau rejetée et les sels atteignent leur point de saturation, où le sel commence à changer de forme de dissous à en suspension, ce qui provoque un entartrage. L'entartrage est l'un des problèmes majeurs de tout processus de dessalement, y compris le processus osmose inverse. Pour éviter l'entartrage et conserver autant que possible les sels sous forme dissoute, un produit chimique spécial appelé inhibiteur de tartre ou plus connu sous le nom d'antitartre est utilisé, il sera dosé en continu à un taux de dosage de 3,0 ppm.

- **La filtration à cartouche :** La filtration à cartouche est utilisée comme dernière étape de la filière de prétraitement conventionnel. Les filtres ont un diamètre de pore compris entre 1 et 10 μm afin de protéger les membranes d'OI des particules plus grandes que 5-10 μm . Trois types de cartouches sont utilisés dans les stations de dessalement dont :

- La filtration en profondeur à cartouches bobinées qui sont constituées par un fil en polypropylène enroulé d'une manière croisée et continue autour d'un noyau. Pour que la filtration s'effectue en profondeur, la résistance du fil diminue des couches inférieures vers les cartouches supérieures lors de l'enroulement, la filtration s'effectue de l'extérieur vers l'intérieur ;

- La filtration en profondeur à cartouches agglomérées qui sont constituées de fibres longues thermosoudées entre elles et comprimées. La dimension des pores va en décroissance de l'extérieur vers l'intérieur.

1.3.2.2 Prétraitement par les procédés membranaires

Du fait des contraintes liées aux méthodes de prétraitement traditionnelles, on observe une attention grandissante portée sur l'emploi de techniques membranaires à basse pression, comme la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF) et la nanofiltration (NF).

L'ultrafiltration est la méthode la plus analysée, car elle offre une meilleure capacité de rétention des matières organiques comparativement à la microfiltration, tout en produisant des débits supérieurs à la nanofiltration.

Toutefois, les méthodes membranaires risquent simplement de transférer le problème du colmatage, qui n'est plus présent sur la membrane d'osmose, mais désormais sur celle de prétraitement.

1.3.3 Technique de dessalement

On compte plus de 27 techniques distinctes de dessalement qui peuvent être regroupées en deux principales catégories : les procédés thermiques, également appelés procédés avec changement de phase, qui présentent une forte consommation d'énergie, et les procédés membranaires, également appelés procédés sans changement de phase (Maurel, 2001). Ces diverses méthodes de dessalement sont illustrées dans la figure suivante :

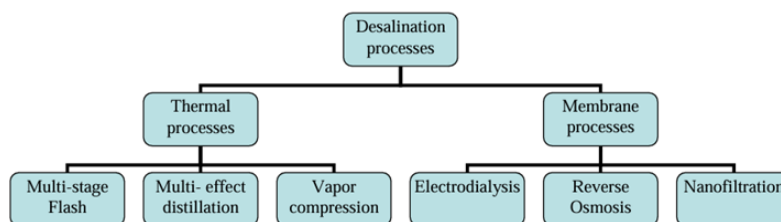


FIG. 1.3: Différents procédés de dessalement (Maurel, 2001)

1.3.4 Procédés de distillation

Près de 50 % de l'eau dessalée à l'échelle mondiale est générée par la distillation de l'eau de mer en utilisant la chaleur pour transformer celle-ci en eau douce. La distillation imite le cycle naturel de l'eau en chauffant de l'eau salée, avec la production de vapeur qui est ensuite condensée pour créer de l'eau douce. Dans l'usine, on porte l'eau à ébullition afin de générer le volume maximal de vapeur. Pour assurer la rentabilité économique du processus, on modifie la pression exercée sur l'eau en ébullition pour contrôler son point d'ébullition. Les procédés de distillation qui peuvent être utilisés sont les suivants :

- Distillation à simple ou multiple effets.
- Distillation à multi-flash ou flash.
- Distillation par compression de vapeur.

1.3.5 Procédés membranaires

Au lieu de baser sur l'évaporation pour obtenir de l'eau douce à partir de l'eau de mer, on pourrait envisager une séparation des sels dissous et de l'eau à partir de l'utilisation des membranes sélectives. Ces méthodes semblent en toute logique attrayantes, car elles devraient pouvoir opérer à la température ambiante sans nécessiter un changement de phase.

Actuellement, deux méthodes exploitant ces membranes sont sur le marché : l'électrodialyse, Nanofiltration et l'osmose inverse.

1.3.5.1 Électrodialyse

L'électrodialyse est une technique électro-membranaire qui permet le transfert des ions à travers des membranes à perméabilité sélective. Le but de l'opération est d'extraire les sels d'une solution, obtenant ainsi, d'un côté, une solution saumure très concentrée et, de l'autre une solution dessalée (Moudjeber, 2015).

Sous l'effet d'un courant appliqué entre les électrodes, les ions Na^+ sont attirés vers l'électrode négative et les ions Cl^- vers l'électrode positive. En raison de la sélectivité ionique des membranes, seuls les ions Na^+ peuvent uniquement traverser les membranes cationiques, tandis que seuls les ions Cl^- traversent les membranes anioniques. On obtient ainsi une eau douce dans deux des quatre compartiments du système d'électrodialyse.

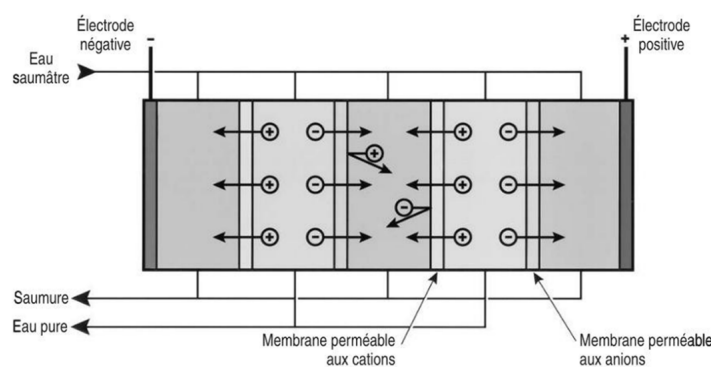


FIG. 1.4: Schéma du procédé d'électrodialyse (Maurel, 2001)

1.3.5.2 Nanofiltration

La nanofiltration est une nouvelle technique de séparation par membrane, se situant entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration. Elle s'est développée grâce à l'amélioration des matériaux membranaires. Ces membranes sont fabriquées habituellement à partir de polymères. Elle permet de travailler sous des pressions modérées de 5 à 15 bar et de séparer des solutés de masses molaires comprises entre 300 et 1000 Da, correspondant à des dimensions de l'ordre du nanomètre et des ions multivalents (Ca^{+2} , Mg^{+2} , Mn^{+2} , Fe^{+2}), ce qui fait de la nanofiltration est un excellent choix pour le traitement des eaux dures et hyper-sulfatées. Dans le domaine de la production d'eau potable, la nanofiltration est la seconde technique membranaire fonctionnant à des pressions faibles et propose des débits supérieurs à ceux de l'osmose inverse. Grâce à ces avantages, la nanofiltration est une concurrente de l'osmose inverse dans le domaine des eaux saumâtre, des eaux de surface et d'autre souterraines fortement minéralisées; mais elle est aussi utilisée dans les applications telles que : les traitements d'épuration, l'industrie laitière, la décoloration des solutions, etc.

1.3.5.3 Osmose inverse

La membrane dense sert à filtrer l'eau de mer sous une pression importante. La membrane ne laisse passer que les molécules d'eau, tandis qu'elle retient les sels et les microorganismes. Toutefois, ce procédé requiert un prétraitement préalable afin d'éviter le colmatage et de préserver la performance des membranes.

1.3.6 Post-traitement

L'eau produite par l'unité de dessalement n'est pas consommable, puisqu'elle est déminéralisée. La reminéralisation éventuelle de l'eau produite et le post-traitement permettent d'obtenir une eau douce conforme aux normes selon les usages. Après ces quatre phases, l'eau de mer devient potable ou utilisable pour l'industrie, et elle doit avoir une concentration en sels inférieure à 0,5 g/L.

Le système de post-traitement adopté par tous les exploitants (module) comprend le dosage du dioxyde de carbone (CO_2), de l'hydroxyde de calcium et de l'hypochlorite de sodium (JESA, 2023) :

- **Acidification par ajout de dioxyde de carbone (CO_2)** : Le CO_2 est ajouté au perméat afin d'atteindre le niveau d'acidité requis. Le CO_2 dissous est injecté par un système de diffuseurs ;
- **Alcalinisation par absorption de calcium (Ca)** : L'alcalinisation de l'eau dessalée se fait par absorption de calcium à partir de l'ajout de l'hydroxyde de calcium $Ca(OH)_2$;
- **Neutralisation du Ph** : L'ajustement du pH se complète par l'ajout de soude caustique (NaOH) ;
- **Désinfection par ajout de Chlore (Cl_2)** : La désinfection de l'eau dessalée et reminéralisée vise à assurer la qualité bactériologique de l'eau distribuée. Cette étape est réalisée par ajout de l'hypochlorite de sodium ;

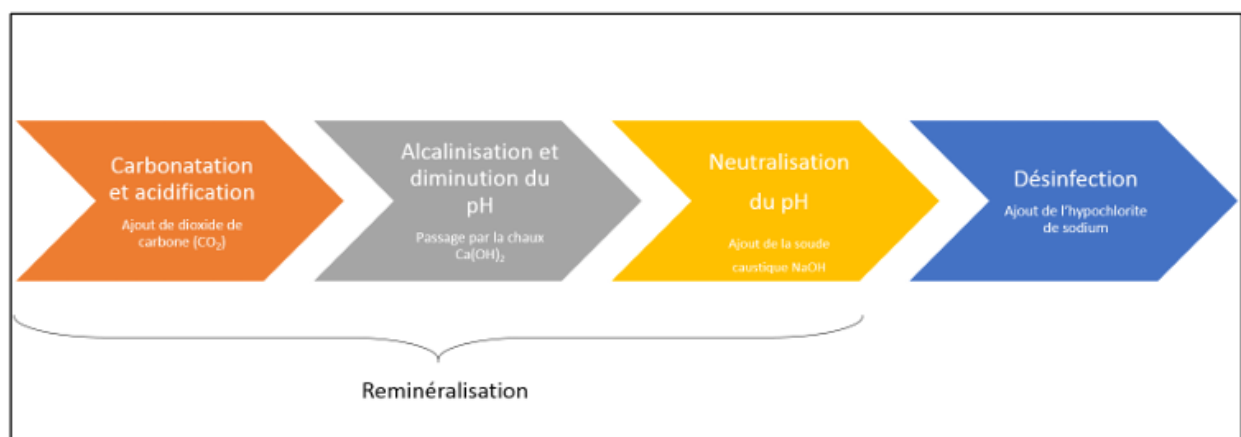


FIG. 1.5: Synthèse du processus de post-traitement de l'eau dessalée (JESA, 2023)

1.4 Conclusion

Le dessalement de l'eau de mer s'impose aujourd'hui comme une solution stratégique face à la raréfaction des ressources en eau douce, en particulier dans les régions arides et côtières. Grâce aux progrès technologiques, cette technique permet de produire une eau potable de qualité à partir d'une ressource abondante, mais difficilement exploitable sans traitement préalable.

Cependant, malgré ses nombreux avantages, le dessalement demeure un procédé complexe, énergivore et coûteux, qui requiert une attention particulière aux aspects environnementaux, économiques et opérationnels. La maîtrise de ses différentes étapes notamment le prétraitement, le choix approprié des membranes et l'optimisation énergétique constitue un enjeu majeur pour garantir la durabilité et l'efficacité des installations de dessalement.

Chapitre 2

Osmose inverse

Chapitre 2: Osmose inverse

2.1 Introduction

L'osmose inverse (OI) constitue aujourd'hui l'une des technologies les plus répandues et les plus performantes pour le dessalement de l'eau de mer et la production d'une eau de haute qualité. Son principe repose sur l'utilisation de membranes semi-perméables capables de retenir la majorité des sels dissous et des impuretés, tout en laissant passer les molécules d'eau.

Ce procédé s'est largement imposé grâce à son efficacité, sa fiabilité et sa capacité à produire une eau conforme aux normes de potabilité. Cependant, malgré ses nombreux avantages, l'osmose inverse présente certaines limites, dont la plus importante est **le colmatage des membranes**, un phénomène complexe qui altère progressivement leurs performances, réduit le flux de perméat et augmente la consommation énergétique.

Dans ce chapitre, nous présenterons dans un premier temps le principe de fonctionnement de l'osmose inverse ainsi que les caractéristiques principales des membranes utilisées. Nous aborderons ensuite les différents types de colmatage, leurs mécanismes de formation, ainsi que leurs effets sur les performances du procédé.

2.2 Système d'Osmose inverse

Le procédé d'osmose inverse (OI) permet de séparer les substances dissoutes d'une solution salée en utilisant la diffusion à travers une membrane semi-perméable sous haute pression. L'eau saline est d'abord prétraitée pour éliminer les particules et contaminants qui pourraient encrasser la membrane. Elle est ensuite pompée par une pompe haute pression (HP) vers les modules d'osmose inverse, où l'eau douce est séparée de la saumure concentrée. Le schéma ci-dessous (Fig. 2.1) illustre les principales composantes d'une installation type d'osmose inverse :

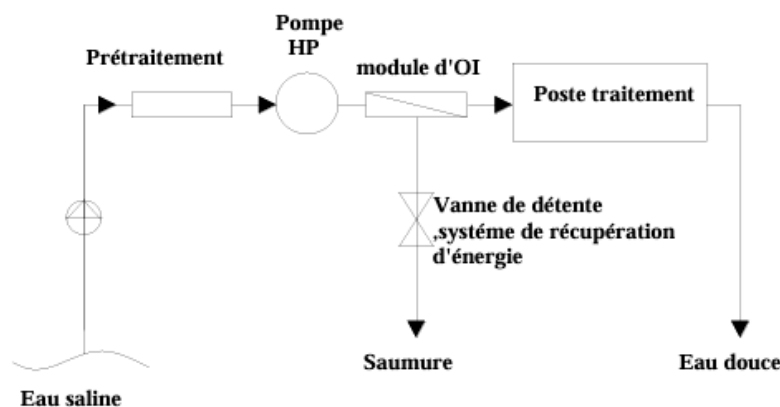


FIG. 2.1: Schéma d'une installation de dessalement avec OI

2.3 Définition d'un module d'osmose inverse

Un module d'osmose inverse est une unité fonctionnelle qui regroupe la membrane semi-perméable, les éléments de support structurel, les entrées (feed), les sorties (concentrat et perméat), ainsi que les connexions nécessaires dans un boîtier sous pression, afin de permettre le passage de l'eau purifiée sous une pression supérieure à la pression osmotique. Ce module permet d'exploiter efficacement la membrane tout en assurant la résistance mécanique, la maintenance et le remplacement facile de ses composants.

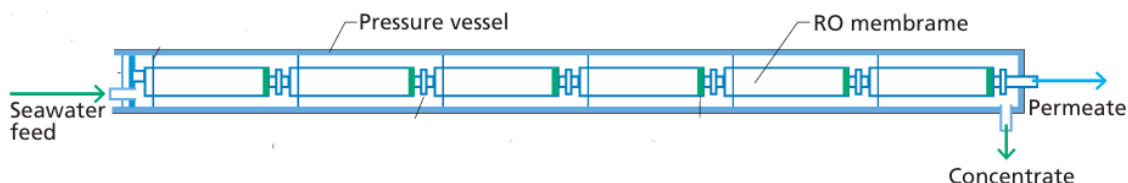


FIG. 2.2: Schéma d'un module d'osmose inverse : disposition des membranes et des composants internes (Lefèvre & Andréassian, 2016)

2.4 Mécanisme de fonctionnement de l'OI

Les unités d'OI constituent des barrières quasi infranchissables pour la majorité des substances dissoutes, qu'elles soient à l'état moléculaire ou colloïdal; c'est pourquoi ces membranes sont dites semi-perméables (Desjardins, 1990).

Lorsque deux solutions de concentrations différentes sont séparées par une membrane dense et semi-perméable, l'eau tend naturellement à se déplacer de la solution la moins concentrée vers la plus concentrée. Ce phénomène, basé sur le second principe de la thermodynamique, est appelé osmose (ou osmose directe).

Le potentiel d'une solution aqueuse pure dépasse celui d'une solution saline, et l'instinct naturel serait de réduire le potentiel supérieur. Cependant, lorsque l'on exerce une pression progressivement sur le compartiment contenant la solution la plus concentrée, le flux d'eau passant à travers la membrane vers la solution concentrée commence à diminuer tant que la pression appliquée est inférieure à celle de l'osmose, puis s'arrête lorsque la pression appliquée et celle osmotique se rencontrent.

Dans le cas où la pression exercée dépasse la pression osmotique, l'eau va traverser la membrane à l'encontre du courant osmotique, allant du compartiment concentré vers le compartiment dilué. Ce processus est connu sous le nom d'osmose inverse (OI). Ce concept est illustré dans la figure suivante (Lefèvre & Andréassian, 2016) :

Grace à la loi de Van't Hoff, on peut déterminer la pression osmotique : elle est équivalente à la pression qu'exercerait le soluté dans un état gazeux idéal au sein du même volume est à une température identique. Si le soluté se dissocie en i ions, la pression osmotique sera multipliée par i . La concentration en solutés d'une solution est directement proportionnelle à sa pression osmotique (Maurel, 2001) :

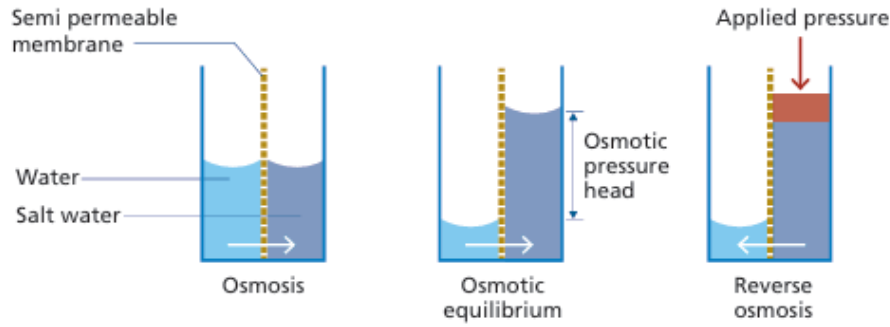


FIG. 2.3: Schéma explique le principe des phénomènes d'osmose directe et d'OI

$$\Delta\pi = i \cdot C \cdot R \cdot T$$

Avec :

- $\Delta\pi$: Pression osmotique (bar).
- i : Nombre d'ions dissociés dans le cas d'un électrolyte.
- C : Concentration molaire en sel ($\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$).
- R : La constante des gaz parfaits (égale à $0,082 \text{ (L} \cdot \text{bar}^{-1}) \cdot (\text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})$).
- T : Température en Kelvin (K).

La production d'eau à travers la membrane d'osmose est définie à partir de la relation :

$$Q_p = L_p \cdot S \cdot (P - \pi)$$

- Q_p : Débit massique de perméat traversant la membrane ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$).
- L_p : Coefficient de perméabilité à l'eau de la membrane ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{Pa}^{-1}$).
- S : Surface de la membrane (m^2).
- P : Pression de travail (Pa).

Le transfert des sels à travers la membrane est défini par la loi de Henry :

$$Q_s = B \cdot S \cdot C$$

- Q_s : Débit de sels traversant la membrane ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$).
- B : Coefficient de perméabilité aux sels de la membrane ($\text{kg}^2 \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{mol}^{-1}$).

2.5 Définition d'une membrane

Une membrane est une interface physique de faible épaisseur, qui contrôle le transfert d'espaces chimiques entre les deux milieux qu'elle sépare. Cette interface peut être homogène au niveau moléculaire, uniforme en composition et structure, ou elle peut être chimiquement et physiquement hétérogène, contenant des pores de dimensions définies ou contenant des

couches superposées. Les membranes d'osmose inverse sont composées d'une couche mince (couche active : peau) de faible épaisseur comprise entre $0,1\mu\text{m}$ et $1,5\mu\text{m}$ comportant des micropores (**Audinos, 2000**).

En général, une membrane peut être définie comme une barrière sélective, où la présence d'une force motrice indique que le transfert du composé est un processus non spontané qui nécessite une fourniture d'énergie.

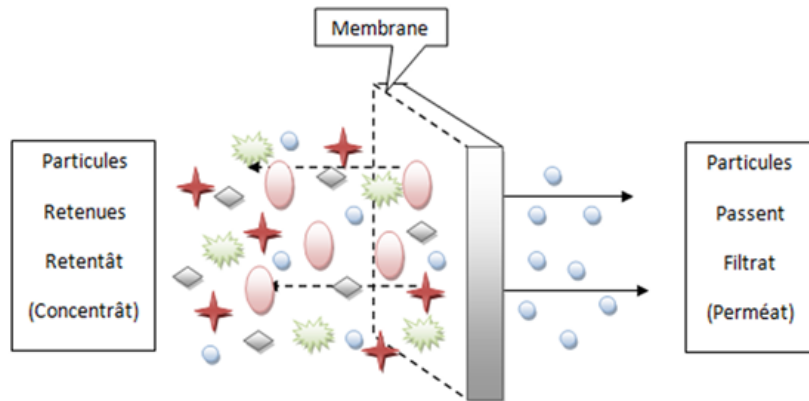


FIG. 2.4: Schéma de la membrane (**Boussemghoune, 2020**)

2.5.1 Mode de fonctionnement des systèmes membranaires

2.5.1.1 Filtration frontale

Dans cette filtration, le flux d'alimentation arrive dans la direction perpendiculaire au plan de la membrane. Les particules solides et les solutés sont retenus à la surface et leur dépôt entraîne une superposition de couches qui vont progressivement provoquer le colmatage par la formation d'un gâteau. Cela exige un nettoyage périodique.

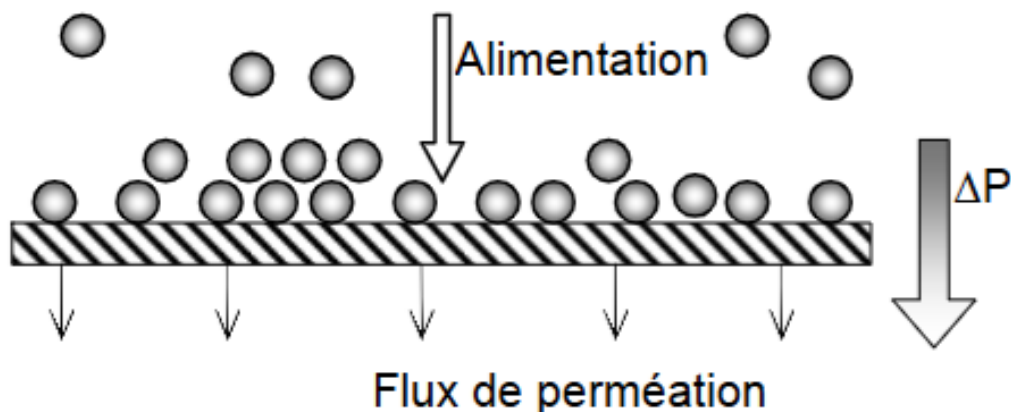


FIG. 2.5: Présentation du fonctionnement de la filtration frontale (**Diop, 2010**)

En filtration frontale, le courant à travers la membrane entraîne toutes les espèces dissoutes

ou en suspension vers la surface de cette membrane. Les espèces retenues par cette dernière s'y accumulent très rapidement. En absence de courant de balayage tangentiel de la surface de la membrane, l'efficacité des processus de transport qui limitent l'accumulation à cette surface est restreinte, ce qui favorise un colmatage rapide de la membrane.

2.5.1.2 Filtration tangentielle

En filtration tangentielle, le fluide à traiter entre dans le module pour venir au contact de la membrane suivant un flux tangentiel. Dans ce mode de mise en œuvre, il y a donc nécessairement une entrée correspondant à l'alimentation et deux sorties que sont le perméat qui correspond au passage d'une partie du flux initial à travers la membrane et le concentrat ou rétentat qui représente le flux qui n'est pas passé à travers la membrane.

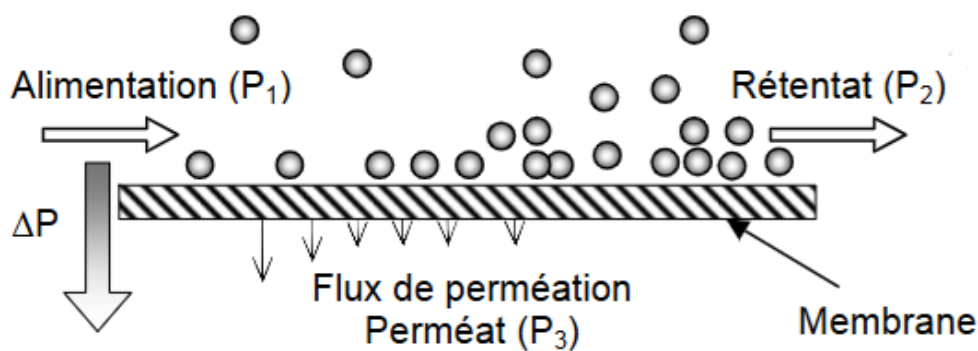


FIG. 2.6: Principe de fonctionnement de la filtration tangentielle (Diop, 2010)

2.5.2 Structure des membranes

Une membrane est une paroi mince, liquide ou solide, qui oppose une résistance sélective au transfert des différents constituants d'un fluide. Elle possède ainsi la propriété de séparer sélectivement les espèces chimiques, moléculaires ou ioniques. Il existe trois types de structures possibles :

- **Membranes asymétriques**

Les membranes asymétriques possèdent une structure anisotrope dont les caractéristiques varient en allant de la face amont à la face aval. Elles sont formées d'une couche filtrante souvent dénommée peau d'une épaisseur de 0,1 à 1,5 μm , disposée sur une sous couche poreuse servant de support (Cardot, 2001). L'avantage des membranes asymétriques est qu'elles permettent de réduire considérablement l'épaisseur de la couche active, ce qui augmente le flux sans pour autant affecter la sélectivité.

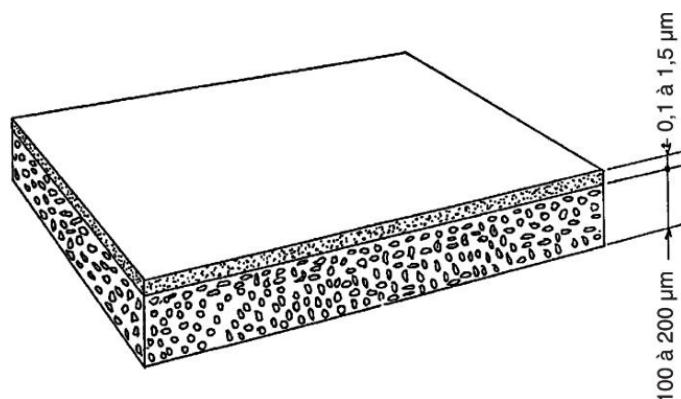


FIG. 2.7: Structure d'une membrane asymétrique (Maurel, 2001)

- **Membranes composites**

Elles sont constituées de deux couches de polymères qui sont presque toujours de composition chimique différente. Ceci les différencie des membranes asymétriques être utilisées jusqu'à 125 °C, ce qui serait un avantage considérable principalement en biotechnologie ou la stérilisation des systèmes s'effectue à 121 °C.

- **Bonne tenue en pH** : les membranes en polysulfone peuvent fonctionner de manière permanente avec des pH compris entre 1 et 13 ; ceci présente un grand intérêt lors des opérations de nettoyage.
- **Bonne résistance au chlore** : la plupart des membranes en polysulfone résistent à des teneurs en chlore de 200 mg/L pour de courtes périodes et 50 mg/L pour de longues durées, et de 5 mg/L en fonctionnement normal (Maurel, 2001).

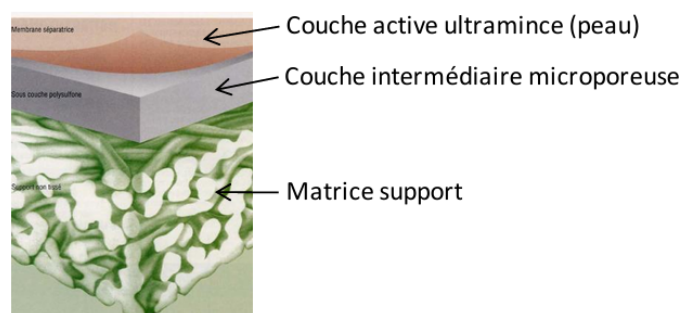


FIG. 2.8: Structure d'une membrane composite (Arzate, 2010)

- **Membranes en acétate de cellulose**

Les membranes en acétate de cellulose se distinguent par une perméabilité élevée et une sélectivité importante. Bien qu'elles constituent une technologie plus ancienne que les membranes composites, elles ont été largement utilisées, notamment pour équiper des unités industrielles de dessalement d'eau de mer d'une capacité de 50 m³/jour.

Leur principal avantage réside dans le fait que la cellulose, matériau de base, est abondant et peu coûteux. De plus, ces membranes présentent une faible adsorption des protéines, ce qui limite les phénomènes de colmatage par rapport à d'autres matériaux.

2.5.3 Types des membranes

Chaque technologie membranaire nécessite une membrane et un module servant de support. Alors, il existe quatre grandes catégories de modules qui sont disponibles sur le marché :

- **Modules tubulaires** : contiennent plusieurs tubes qui peuvent être disposés en série ou en parallèle, avec des diamètres internes variant de 6 à 25 mm. L'eau à traiter passe à travers les tubes tandis que le perméat est collecté en dehors de ceux-ci. Ces modules sont construits sur une technologie simple est facile à l'utilisation et au nettoyage, mais ils consomment beaucoup d'énergie pour une surface d'échange très limitée par rapport à leur volume.

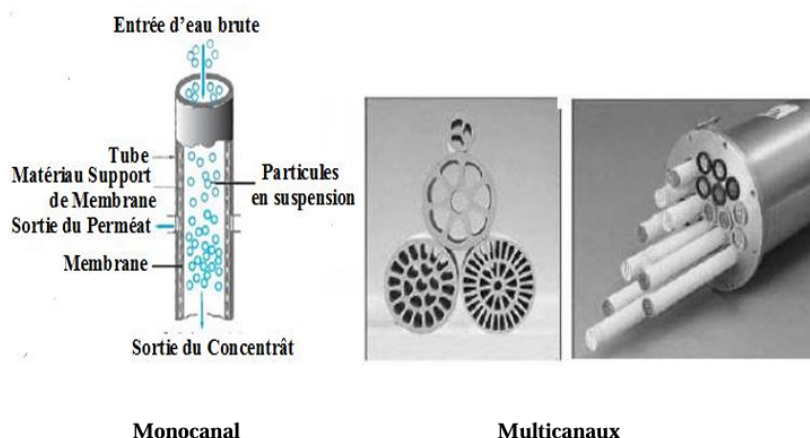


FIG. 2.9: Schéma d'un module tubulaire

- **Modules à fibres creuses** : ces dispositifs combinent un groupe de fibres creuses dont le diamètre est inférieur au micromètre, formant ainsi des faisceaux en polymère organique. On peut positionner la couche de filtration à l'intérieur de la fibre, tandis que le processus de filtration s'effectue de l'intérieur vers l'extérieur de la fibre. Les modules à fibres creuses sont économiques et extrêmement compacts, ce qui les rend très populaires en ultrafiltration frontale.

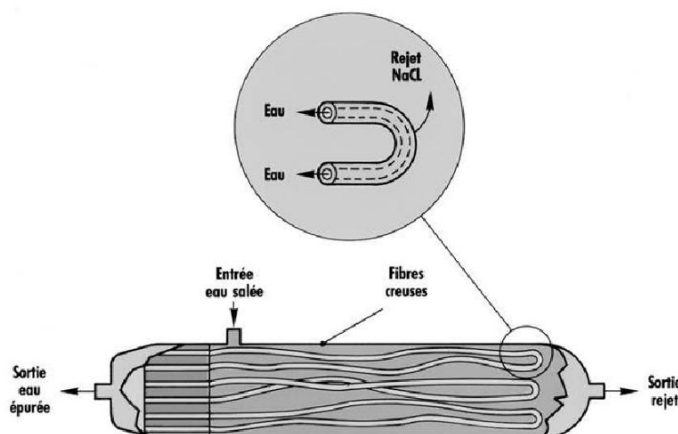


FIG. 2.10: Schéma d'un module à fibre creuse

• **Modules plans** : sont composés de membranes superposées en mille-feuilles, séparées par des structures intermédiaires qui assurent le passage des fluides. Ils peuvent être mis en place de manière sériée ou parallèle. Le canal d'alimentation est très sensible à l'encrassement. Par conséquent, il n'est pas envisageable de filtrer directement les solutions qui contiennent des suspensions de molécules de grande taille. Ces modules trouvent principalement leur application dans le secteur pharmaceutique.

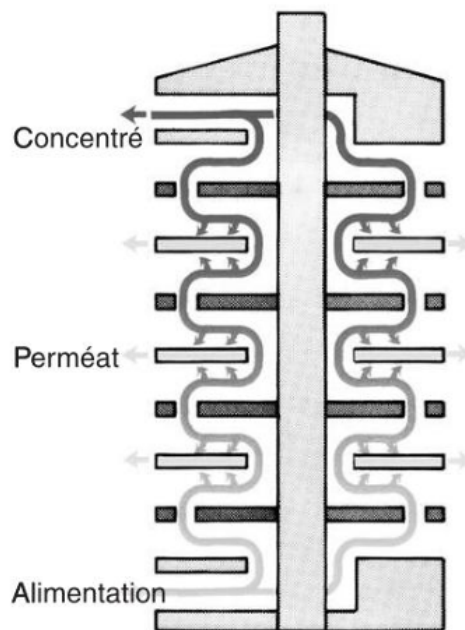


FIG. 2.11: Schéma d'un module plan

• **Modules spiraux** : une membrane plane est enroulée de façon extrêmement serrée autour d'un tube poreux qui collecte le perméat. Une grille en plastique sépare les membranes, facilitant ainsi l'écoulement de l'eau à traiter dans une direction tangentielle. Par ailleurs, une autre grille plus fine les sépare, facilitant la collecte et le transport du perméat vers le tube collecteur.

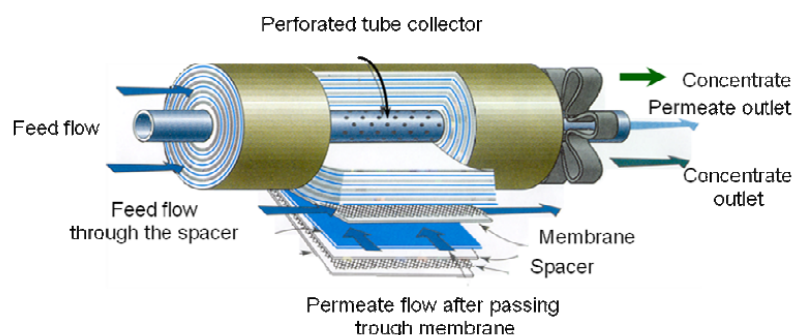


FIG. 2.12: Schéma d'un module spirale (Dach, 2008)

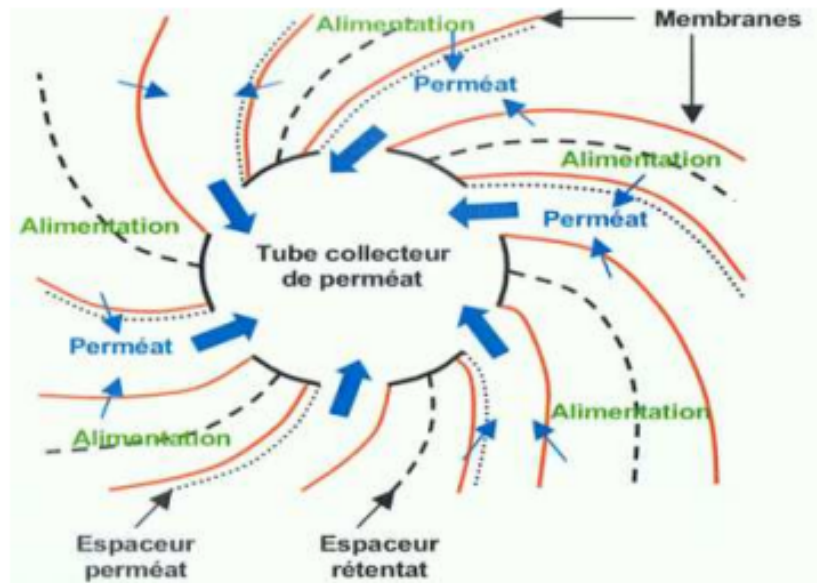


FIG. 2.13: Principe de fonctionnement d'une membrane spirale – vue en coupe (Ndeye, 2013)

Voici un tableau qui présente les avantages et les inconvénients de chaque type de membrane. Afin de comparer les principales configurations de modules membranaires utilisées dans les procédés de séparation par membranes, plusieurs critères techniques et économiques sont généralement pris en compte. Le tableau suivant propose ainsi une comparaison synthétique des différents types de modules :

TAB. 2.1: Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse

Type de module	Avantages	Inconvénients
Tubulaire	- Prétraitement facile : tolère des fluides chargés de MES ayant une dimension inférieure à 1/10 du diamètre du tube ; - Facilité de nettoyage : soit par circulation à débits élevés de solutions adéquates, soit par la mise en place de systèmes mécaniques ; - Technologie simple dans certains cas : l'utilisateur peut lui-même remplacer une membrane sans difficulté.	- Consommation énergétique élevée afin de limiter les dépôts dus à la polarisation de concentration ; - Faible compacité (surface d'échange entre 10 et 300 m²/m³) ; - Volume mort élevé.
Fibres creuses	- Compacité très élevée : la surface d'échange par unité de volume est la plus importante de tous les systèmes ; - Faible consommation énergétique grâce à un régime laminaire ; - Faible volume mort ; - Possibilité de nettoyage à contre-courant.	- Sensibilité élevée au colmatage à cause du faible diamètre des fibres ; - Pression de fonctionnement limitée (basse pression).
Plan	- Système modulaire : possibilité d'augmenter ou de diminuer facilement le nombre d'éléments ; - Contrôle du perméat de chaque élément, permettant de détecter la détérioration d'une membrane ; - Prétraitement simplifié.	- Faible ratio surface/volume (100–400 m²/m³) ; - Coût d'investissement élevé ; - Difficulté dans le remplacement des membranes.
Spirale	- Bon ratio surface/volume (300–1000 m²/m³) ; - Faible volume mort ; - Coût d'investissement relativement faible ; - Compacité élevée et large utilisation industrielle.	- Sensibilité accrue au colmatage en raison de la faible distance entre les canaux ; - Difficulté de nettoyage.

FIG. 2.14: Comparaison des différentes configurations modulaires (Cardot, 2001)

	Module plan	Fibres creuses	Module tubulaire	Module spiralé
Prétraitement	+	+	++	-
Pertes de charge	++	+	++	-
Compacité	+	++	-	++
Décolmatage contre-courant	non	++	++	non
Coût	-	++	-	++

- : moins bien + : bien ++ : très bien

Pour le choix d'un tel type de module, plusieurs critères sont à envisager :

- La compacité est définie par le rapport entre la surface de filtration et le volume de l'appareil ;
- Facilité de démontage et de remplacement des membranes défectueuses ;
- Régimes d'écoulement conçus pour réduire les effets de polarisation (écoulement laminaire ou turbulent) ;
- Volume mort de l'appareil (exprimé en l/m^{-2}) ;
- Adaptation au produit à traiter (nécessité ou non de préfiltration) ;

2.5.4 Caractéristiques et spécifications des membranes

Les membranes d'osmose inverse sont décrites selon une série de caractéristiques techniques fournies par les producteurs. Ces caractéristiques facilitent l'estimation des performances de séparation et le dimensionnement approprié des systèmes de dessalement. Les paramètres les plus importants sont :

- **Le débit nominal de perméat** : Volume d'eau produite par la membrane dans des conditions de test standard (température, salinité et pression définies par le fabricant).
- **Le taux de rejet en sels** : Pourcentage d'élimination des sels dissous, généralement supérieur à 98 % pour les membranes d'osmose inverse.
- **Les limites de fonctionnement** : Pression de service, pression maximale, plage de pH, température de fonctionnement, tolérance au chlore libre, etc.
- **Les caractéristiques physiques** : Surface active de la membrane, dimensions (longueur, diamètre), type d'élément (spirale enroulée, tubulaire, etc).

2.5.5 Durée de vie d'une membrane

Il est extrêmement difficile de préciser avec exactitude la durée de vie des membranes d'osmose inverse. En effet, la durée de vie ne dépend pas seulement de la nature de la membrane mais aussi des conditions d'utilisation : pression de fonctionnement, température de l'eau, pH et de la qualité du pretraitement.

Les performances d'une membrane d'osmose inverse se dégradent progressivement avec le temps, et généralement, on remplace les membranes lorsque la qualité du perméat tombe

en dessous d'un certain niveau. Toutefois, pour diverses raisons, l'opérateur peut tout à fait prolonger la durée de vie des membranes en faisant fonctionner l'installation au-delà de cette limite.

2.6 Principaux paramètres régissant le processus d'OI

2.6.1 Mécanisme de transfert

En ce qui concerne l'osmose inverse, les mouvements du solvant et du soluté à travers une membrane semi-perméable se réalisent par solubilisation-diffusion ; toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci sous l'action d'un gradient de concentration et de pression.

En absence de colmatage, le flux de solvant (ici l'eau) à travers la membrane est exprimé par l'équation suivante :

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \Pi}{\mu R_m}$$

Avec :

- J Flux d'eau à travers la membrane ($L \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$).
- $\Delta \pi$ Différence de pression de part et d'autre de la membrane (Pa).
- $\Delta \Pi$ Différence de pression osmotique de part et d'autre de la membrane (Pa).
- μ Viscosité dynamique de l'eau (Pa.s).
- R_m Résistance de la membrane (m^{-1}). (Tansakul, 2009)

2.6.2 Le taux de conversion R_w

Le taux de conversion est le rapport entre le débit de perméat et le débit d'alimentation (Monnot, 2015) .

$$R_w = 100. \frac{Q_p}{Q_A}$$

- Q_a Débit d'alimentation d'un module membranaire en eau de mer ($kg \cdot s^{-1}$).

Cela varie généralement de 35 à 45 % en fonction de la composition de l'eau de mer, de sa salinité, des prétraitements effectués, etc. L'eau est produite à un taux de 12 à 17 ($L \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$) sous des pressions variant de 60 bars à 80 bars (Monnot, 2015) .

La figure suivante décrit les éléments de base d'une unité d'osmose inverse :

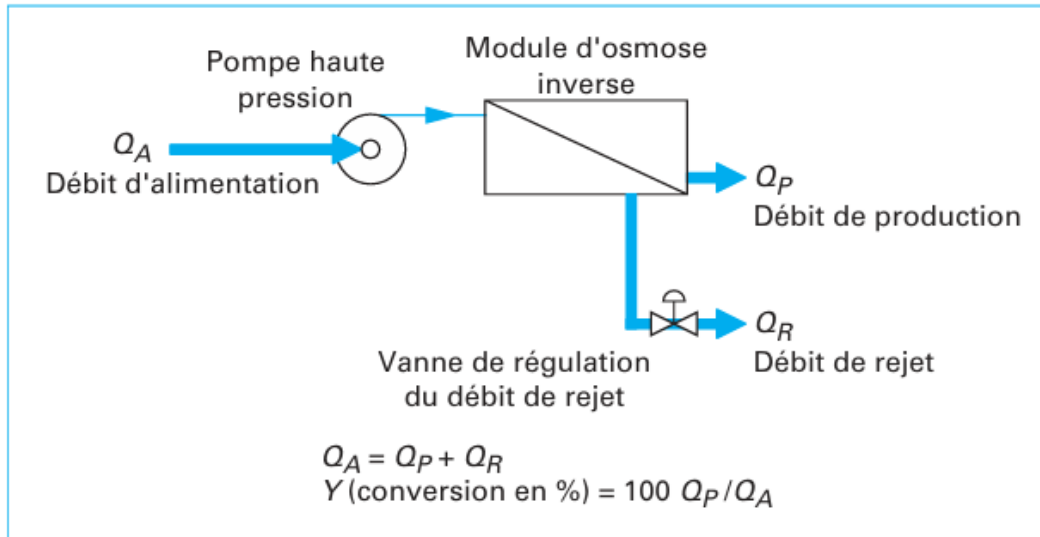


FIG. 2.15: Unité élémentaire d'osmose inverse (Rovel, 2017)

2.6.3 Le taux de rejet en sels R_s (sélectivité) :

Le taux de rejet est le rapport entre les sels présents dans le perméat et dans l'alimentation du module considéré (Rovel, 2017) :

$$R_s = 100 \left(1 - \frac{C_p}{C_A} \right)$$

- C_A : Concentration de l'espèce à retenir dans la solution.
- C_p : Concentration de l'espèce dans le perméat. En raison du passage d'une partie des sels à travers la membrane, la salinité du perméat d'osmose inverse n'est pas nulle. Les valeurs admises sont environ 500 mg.L^{-1} .

2.6.4 Perméabilité et Flux du perméat

Elle équivaut au flux volumique ou au flux massique traversant la membrane par unité de surface membranaire. La perméabilité est influencée par la température de l'eau et elle est définie comme suit (Mémento, 1995) :

$$A = \frac{J_p}{PTM}$$

Avec :

- J_p : Flux ou vitesse du perméat ; ($\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$)
- P_m : Pression transmembranaire ;

Le flux de perméat permet de quantifier le volume filtré, il est calculé à partir de l'équa-

tion de Darcy :

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

Avec :

- Q_p : Débit d'eau filtrée ;
- S : Surface de la membrane ;

2.6.5 Résistance

La résistance hydraulique R_m d'une membrane est définie comme étant sa résistance à l'écoulement du fluide à filtrer à travers cette membrane ; c'est l'inverse de sa perméabilité (Boussemghoune, 2020) :

$$R_m (m^{-1}) = \frac{1}{\mu \cdot A}$$

Avec :

- μ (bar · h) : Viscosité dynamique du fluide ;
- A (L/(m² · h · bar)) : Perméabilité hydraulique de la membrane ;

2.6.6 Pression transmembranaire

La pression transmembranaire (PTM) est la force motrice à l'origine du transfert, c'est la différence de pression entre le compartiment rétentat (alimentation) et le compartiment perméat (filtrat). Dans la pratique, la PTM n'est pas parfaitement homogène sur toute la longueur de la membrane en raison de l'existence de pertes de charge entre l'entrée et la sortie côté rétentat et côté perméat. Cette perte de charge côté rétentat est généralement considérée comme négligeable en première approche en OI. La PTM s'exprime sous la forme (Ndeye, 2013) :

$$PTM = \frac{(P_A + P_R)}{2} - P_p$$

avec :

- P_p : Pression coté perméat ;

2.7 Différents systèmes d'osmose inverse Mono-étagé ou Multi-étagés

2.7.1 Mono-étagé

Dans un système à un seul étage, deux modules ou plus sont disposés en parallèle. Des modules sont ajoutés à la conception du système selon les besoins afin d'atteindre le flux de fonctionnement souhaité.

Les lignes d'alimentation, de perméat (produit) et de concentrat sont reliées à des collecteurs (manifolds). Les autres aspects du système sont identiques à ceux d'un système à module unique.

Les systèmes à un seul étage sont généralement utilisés lorsque le taux de récupération est inférieur à 50 %, comme c'est le cas dans le dessalement de l'eau de mer (**Dow Water & Process Solutions, 2010**).

Un exemple de système à un seul étage est illustré à la figure suivante. Chacun des trois récipients sous pression contient six éléments.

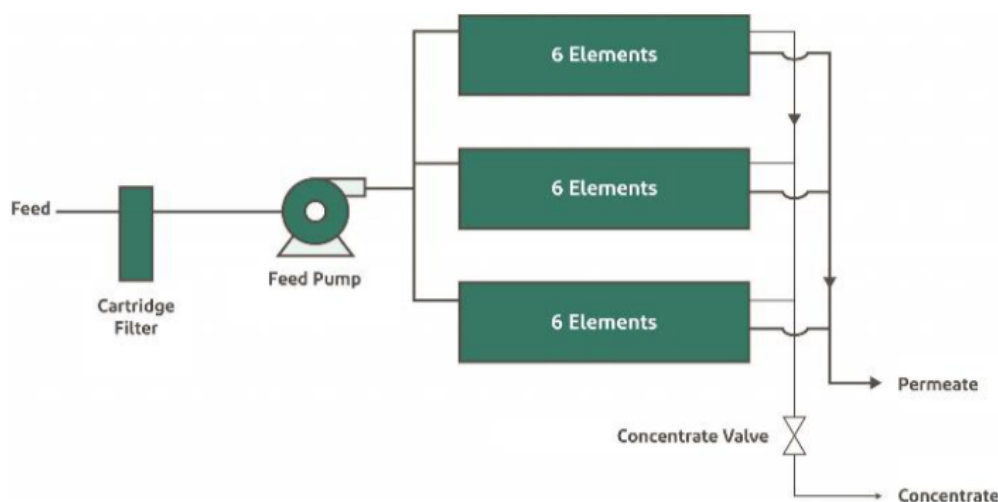


FIG. 2.16: Schéma d'un système Mono-étage (**Dow Water & Process Solutions, 2010**)

2.7.2 Multi-étagés

Les systèmes comportant plus d'un étage sont utilisés afin d'obtenir des taux de récupération plus élevés sans dépasser les limites de récupération d'un élément unique. En général, deux étages suffisent pour atteindre une récupération allant jusqu'à 75 % (ou légèrement au-dessus), tandis que trois étages sont nécessaires pour des récupérations supérieures.

Ces valeurs sont basées sur l'hypothèse que des récipients sous pression standards contenant six éléments sont utilisés. Pour des récipients plus courts, ne contenant que trois éléments par exemple, le nombre d'étages doit être doublé pour obtenir la même récupération du système.

De manière générale, plus le taux de récupération du système augmente, plus le nombre d'éléments membranaires connectés en série doit être élevé. Afin de compenser la quantité de perméat extraite et de maintenir un débit de concentrat suffisant dans chaque étage, le nombre de récipients sous pression par étage diminue dans la direction de l'écoulement d'alimentation (**Dow Water & Process Solutions, 2010**).

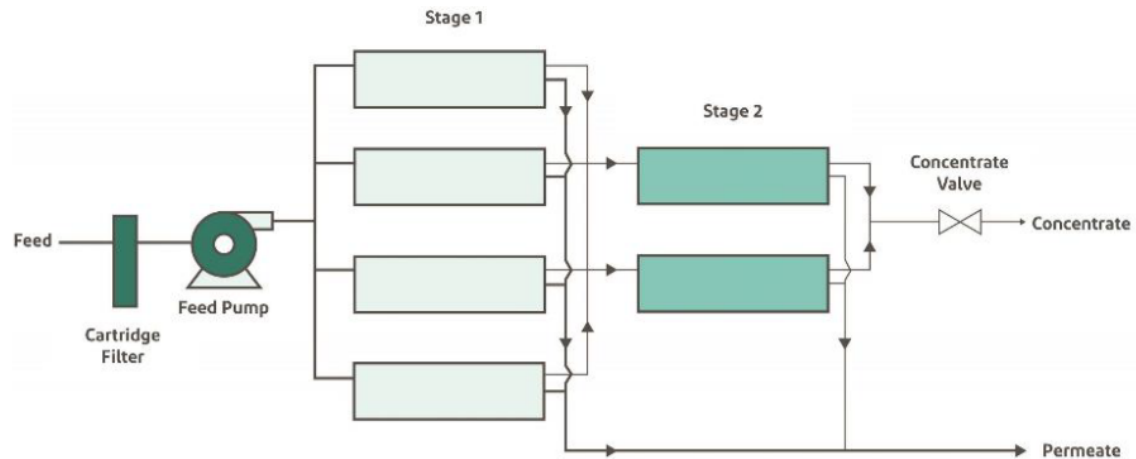


FIG. 2.17: Schéma d'un système Multi-étagés(Dow Water & Process Solutions, 2010)

2.8 Colmatage des membranes

Le colmatage est une augmentation de la résistance hydraulique à l'écoulement ce qui entraîne une limitation du flux de perméat qui peut devenir nul.

On peut distinguer trois type de colmatage en fonction de son impact sur le flux du perméat :

- **Le colmatage réversible** : est dû à l'accumulation des particules sur la face amont de la membrane (la formation d'une couche de polarisation, la formation d'un dépôt de surface (gâteau)). Il est possible d'éliminer par une action mécanique ou chimique.

- **Le colmatage irréversible** : est la conséquence du dépôt de matières minérales et organiques au niveau des pores (dû à des phénomènes physico chimiques (adsorption) ou mécaniques (blocage de pores par des molécules de tailles voisines))

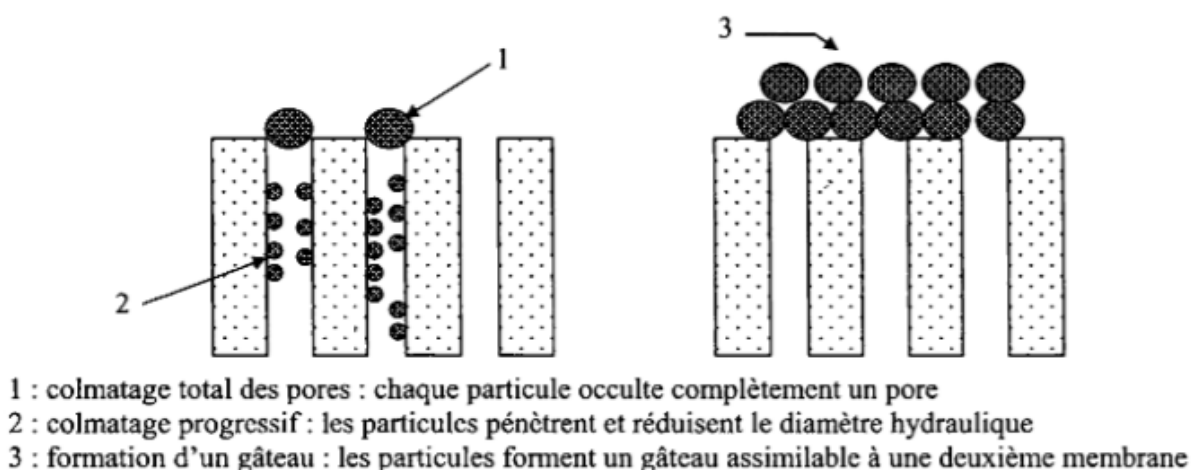


FIG. 2.18: Différents types de colmatage(Cardot, 2001)

2.8.1 Nature du colmatage

2.8.1.1 Bio-colmatage :

Toutes les eaux de mer contiennent des microorganismes tels que des bactéries, des algues, des virus, etc. Ces microorganismes excrètent des substances polymériques extracellulaires qui adhèrent à la surface de la membrane et provoquent la formation d'un biofilm. La première étape de la formation du biofilm est probablement l'adsorption des molécules organiques sur la surface de la membrane. Cette couche organique conditionne la surface de la membrane et améliore l'adhésion des microorganismes. L'étape suivante est donc l'adhésion des microorganismes sur la surface de la membrane conditionnée ; cette étape est suivie par l'adhésion microbienne, la croissance des cellules adhérees et, par la suite, la production de polymère extracellulaire. Nous avons vu qu'une eau de mer contient tous les éléments nécessaires pour le développement de micro-organismes. En osmose inverse, le colmatage par biofilm est un phénomène majeur (**Tansakul, 2009**).

2.8.1.2 Colmatage par entartrage :

L'entartrage sur une membrane est principalement dû au franchissement du seuil de solubilité des éléments inorganiques, c'est-à-dire à une sursaturation et à une accélération rapide du taux de dépôt. Des sels en saturation vont se déposer sur la surface de la membrane et établir une couche mince qui empêche le passage de la matière à travers la membrane. Le dépôt de tartre se produit constamment à la surface de la membrane, car la concentration en sels s'accroît près de celle-ci en raison de l'effet de polarisation de concentration. Le dessalement est souvent accompagné de dépôts de tartre, qui contiennent du carbonate de calcium (CaCO_3), du sulfate de calcium $(\text{CaSO}_4)_2$, de l'hydroxyde de magnésium $(\text{Mg}(\text{OH})_2)$ et des dépôts de silice (SiO_2 , CaSiO_3 , MgSiO_3 , etc.) (**Tansakul, 2009**).

2.8.1.3 Colmatage par dépôt :

Le colmatage par dépôt peut être de deux natures différentes qui peuvent coexister :

- **le colmatage particulaire ou colloïdal** : des colloïdes peuvent être agglomérés et adhérer à la membrane. Les colloïdes les plus courants sont des argiles de silicate d'aluminium (0,3-1 μm) et des colloïdes de fer. Les microorganismes déposés font aussi partie de ce colmatage (**Fritzmman et al, 2007**).

- **le colmatage par la matière organique** : la dégradation de la matière organique produit une matrice de macro-molécules appelée acide humique. Les matières organiques dans les eaux salées sont principalement des substances humiques à des concentrations entre 0,5 et 20 mg.L^{-1} et pour l'eau saumâtre, et jusqu'à 100 mg.L^{-1} de COT pour l'eau de mer en surface (**Mémento, 1995**).

2.8.2 Résistance de colmatage

Le colmatage dans ses différentes formes ajoute une résistance au transfert de matière à celle de la membrane et la performance globale diminue significativement (**Tansakul, 2009**).

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \Pi}{\mu (R_m + R_c)}$$

Avec :

J : Flux d'eau à travers la membrane ($\text{L h}^{-1} \text{m}^{-2}$)

ΔP : Différence de pression de part et d'autre de la membrane (Pa)

$\Delta \pi$: Différence de pression osmotique de part et d'autre de la membrane (Pa)

μ : Viscosité dynamique de l'eau (Pa s)

R_m : Résistance due à la membrane (m^{-1})

R_c : Résistance due au colmatage (m^{-1})

Pour maintenir les performances de la membrane, un nettoyage régulier est nécessaire. Le choix du produit de nettoyage est fortement lié au type de membrane et à la nature du colmatage.

2.8.3 Polarisation de concentration

Un phénomène limitant intervient lors de l'osmose inverse, il s'agit de la polarisation de concentration au voisinage de la membrane. Comme montré dans la figure suivante, la polarisation de concentration est caractérisée par une accumulation à la surface de la membrane des espèces retenues. La concentration d'une espèce au voisinage de la membrane (C_m) va augmenter jusqu'à ce qu'un équilibre s'établisse entre le flux transféré à travers la membrane sous l'action du gradient de pression ($J.C_0$) et le flux qui diffuse en sens inverse sous l'action du gradient de concentration, de la couche limite vers la solution. La polarisation de concentration est un phénomène réversible qui disparaît si la force motrice de transfert est annulée (**Tansakul, 2009**).

Les conséquences du phénomène de polarisation sont les suivantes :

- **Diminution du flux de perméat**

Une augmentation de la concentration près de la membrane va se traduire par une augmentation de la pression osmotique de la solution et une diminution de la pression efficace. Le flux de perméat, étant directement lié à la pression efficace, va donc diminuer. Il est également possible d'observer une diminution du flux à cause de la résistance supplémentaire à la filtration provenant des dépôts résultants d'une augmentation de la concentration.

- **Diminution de la sélectivité**

Une augmentation de la concentration près de la membrane se traduit par une augmentation de la concentration dans le perméat, le flux de sel étant proportionnel à la différence de concentration de part et d'autre de la membrane soit ($C_m - C_p$) et non ($C_0 - C_p$).

Avec

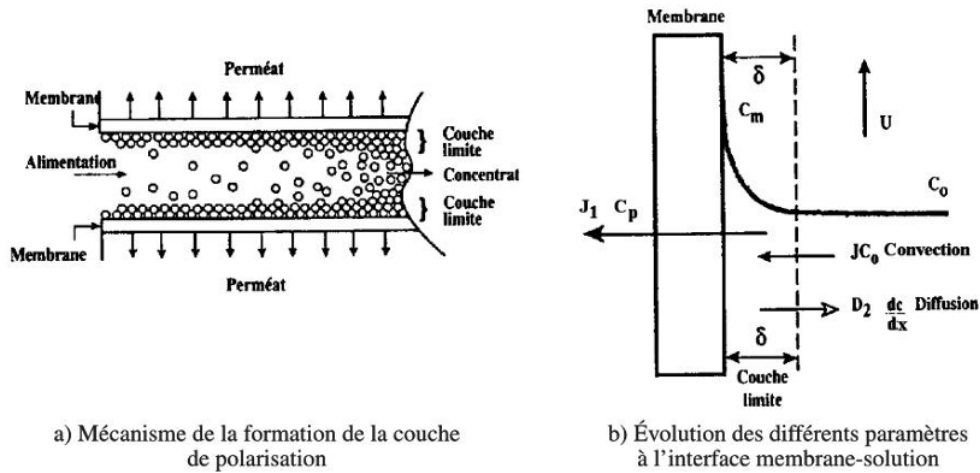


FIG. 2.19: Schéma montre le phénomène de polarisation (Maurel, 2001)

C_m : la concentration du soluté arrêté près de la membrane ;

- **Colmatage dû à des précipitations**

Lorsque la concentration C atteint la limite de solubilité des sels, des phénomènes secondaires peuvent se produire. On peut alors avoir formation de tartre (CaSO_4 et CaCO_3).

2.8.4 Estimation du potentiel de colmatage

2.8.4.1 SDI (Silt Density Index)

Le SDI est un paramètre clé permettant d'évaluer le potentiel de colmatage particulaire et colloïdal d'une eau d'alimentation destinée à l'osmose inverse. Il exprime la tendance d'une eau à obstruer une membrane au cours d'une filtration normalisée. Ce paramètre dépend non seulement de la concentration en particules en suspension, mais également de la présence de matières colloïdales, d'oxydes métalliques, de silices ou de matières organiques naturelles pouvant se déposer à la surface ou dans les pores des membranes.

Un essai de SDI consiste à la filtration d'un échantillon d'eau à travers une membrane de $0,45 \mu\text{m}$ (microfiltration) de surface filtrante $1,73 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ à une pression transmembranaire constante de 2,07 bar. Le SDI est déterminé par une comparaison des temps de filtration, t_1 et t_2 , nécessaires pour obtenir un volume de filtration fixe respectivement au temps 0 et après un temps t . (Tansakul, 2009).

$$SDI_t = \frac{\left(1 - \frac{t_1}{t_2}\right) \times 100}{t} \quad (2.1)$$

Avec :

SDI : Silt Density Index($\% \text{ min}^{-1}$)

t_1 : Temps initial pour filtrer un échantillon de 500 mL (sec).

t : Temps après le départ de la mesure (min).

t_2 : Temps pour filtrer un échantillon de 500 mL (sec) après le temps t (sec).

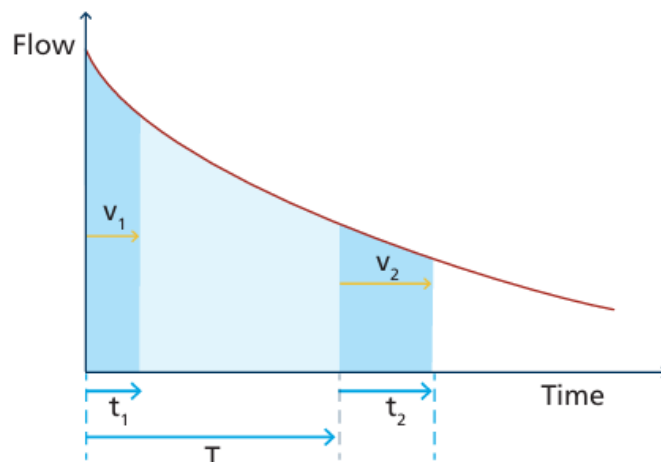


FIG. 2.20: Représentation schématisée du flux de filtration au cours du temps lors d'un essai SDI (Lefèvre & Andréassian, 2016)

Le SDI_{15} ($t = 15$ minutes) est défini par l'ASTM comme le temps nécessaire pour des essais précis et normalisés. Néanmoins, des temps (t) plus faibles (5 et 10 minutes) sont utilisés dans la pratique afin d'éviter un colmatage important et un flux trop faible.

Voici un tableau comparatif sur les trois temps de SDI :

TAB. 2.2: Comparaison entre SDI_5 , SDI_{10} et SDI_{15}

Critère	SDI_5	SDI_{10}	SDI_{15}
Durée du test	5 minutes	10 minutes	15 minutes
Sensibilité au colmatage	Très sensible	Moyenne	Moins sensible
Valeur mesurée	Plus élevée	Moyenne	Plus basse
Filtre bouché	Peu bouché	Partiellement bouché	Fortement bouché
Utilisation fréquente	Oui (standard)	Moins fréquent	Rare (spécifique)

Le SDI est donc utilisé pour estimer le potentiel de colmatage causé par des matières organiques ou inorganiques en suspension et colloïdales. Les biopolymères (de faible poids moléculaire) qui amènent au biocolmatage ne sont pas retenus par la membrane de micro-filtration, par conséquent le potentiel de biocolmatage ne peut pas être estimé par le test du SDI.

Toutefois, malgré toutes les limites posées par ce test, c'est celui qui est encore utilisé en routine par les traiteurs d'eau. On considère généralement que le SDI_{15} de l'eau d'alimentation doit être inférieur à 3 en osmose inverse. Les prétraitements sont mis en œuvre afin de ramener le SDI de l'eau à une valeur inférieure à la limite recommandée (Tansakul, 2009).

2.8.4.2 MFI (Modified Fouling Index)

Le MFI est un autre indice pour estimer le potentiel de colmatage d'une eau, cet indice est nommé « Modified Fouling Index » (MFI). Il est basé sur le fait que la formation de

dépôt est proportionnelle à la concentration de la matière colloïdale et particulaire. La mesure du MFI est effectuée avec les mêmes membranes (0,45 μm) que la mesure du SDI. Cet indice a donc aussi pour objectif de caractériser la fraction particulaire des eaux plus que directement le colmatage des membranes d'osmose inverse. Le volume filtré est mesuré à la pression transmembranaire 210 kPa (2,07 bar) toutes les 30 secondes pendant le temps maximum de 20 minutes. Le MFI peut être calculé par (**Tansakul, 2009**) :

$$MFI = \frac{\mu_{20}}{\mu_{\tau}} \frac{\Delta P}{\Delta P_0} \tan \alpha$$

Avec :

- μ_{20} : Viscosité de l'eau à la température 20°C (Pa · s)
- μ_{τ} : Viscosité de l'eau à la température de la solution (Pa · s)
- ΔP : Pression transmembranaire appliquée (kPa)
- ΔP_0 : Pression transmembranaire à 210 kPa (Référence)
- $\tan \alpha$: Pente de la partie linéaire de la courbe de t/V vs V

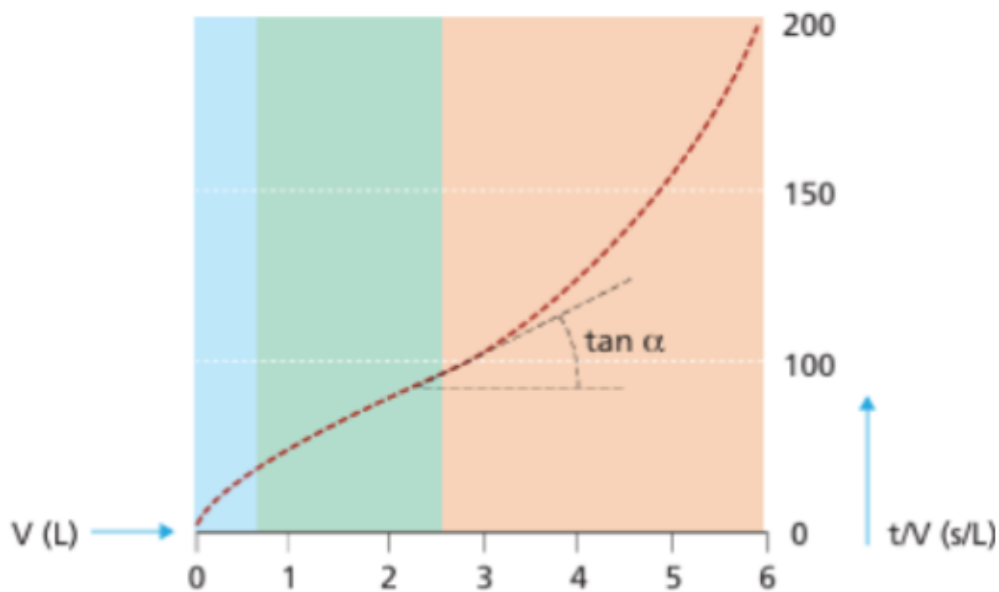


FIG. 2.21: Représentation schématisée du flux de filtration au cours du temps lors d'un essai MFI (**Lefèvre & Andréassian, 2016**)

En pratique, dans les usines d'osmose inverse, le MFI ne peut pas être corrélé avec le colmatage dû aux colloïdes. Ce dernier est certainement lié à la présence de particules colloïdales plus petites que 0,45 μm . Par conséquent, le MFI présente la même limitation dans l'estimation du pouvoir de colmatage que le SDI (**Tansakul, 2009**). Le tableau suivant illustre les principales différences et similitudes entre ces deux indices :

TAB. 2.3: Comparaison entre le SDI et le MFI

Critère	SDI (Silt Density Index)	MFI (Modified Fouling Index)
Principe de mesure	Mesure du temps nécessaire pour filtrer un volume donné d'eau à travers un filtre de 0,45 μm , sous une pression de 2,07 bar.	Mesure du temps de filtration en fonction du volume filtré; l'analyse du graphe t/V permet d'identifier le type de colmatage.
Type de résultat	Valeur unique (SDI5 ou SDI15 selon la durée du test).	Courbe expérimentale permettant de calculer une pente (MFI) liée à la résistance au colmatage.
Base scientifique	Méthode empirique (pas de modèle physique).	Méthode basée sur la théorie de la filtration (modèle mathématique).
Unité	Sans unité (valeur numérique).	s/L^2 (secondes par litre carré).
Sensibilité	Moins sensible aux faibles concentrations de particules fines.	Plus sensible, même à de faibles concentrations.
Utilisation courante	Contrôle rapide sur site dans les stations de dessalement.	Outil de recherche ou de diagnostic approfondi du colmatage.

2.9 Nettoyage et décolmatage des membranes

Le nettoyage consiste à éliminer toute impureté, visible ou non, présente sur une surface. Il repose sur la détergence, un processus par lequel les agents colmatants sont détachés de la surface, puis mis en solution ou en suspension. Ce mécanisme résulte de différents phénomènes physico-chimiques qui se produisent aux interfaces entre le support, l'impureté et le détergent.

2.9.1 Méthodes physiques de décolmatage

À ce point, nous pouvons définir, les processus de décolmatage hydraulique comme une potentielle fonctionnement de la méthode de filtration par membrane . On peut utiliser à diverses techniques physiques pour le décolmatage, telles que le backflush, le backpulse et la méthode par ultrasons :

2.9.1.1 Backflush (Rétrolavage)

Les rétrolavages consistent à inverser le sens d'écoulement à travers la membrane et le gradient de pression, de façon à envoyer le perméat au travers de la membrane et ainsi permettre l'évacuation des dépôts et des particules participant au blocage des pores. **(Bessiere, 2007)**.

Le succès d'une opération de filtration passe par une bonne efficacité des rétrolavages de façon à maintenir une productivité élevée; c'est pourquoi des recherches ont été menées pour améliorer cette phase du procédé. Ainsi, si les rétrolavages sont généralement réalisés à l'aide du perméat, il est aussi proposé d'utiliser de l'air et du perméat ou encore uniquement de l'air **(Bessiere, 2007)**.

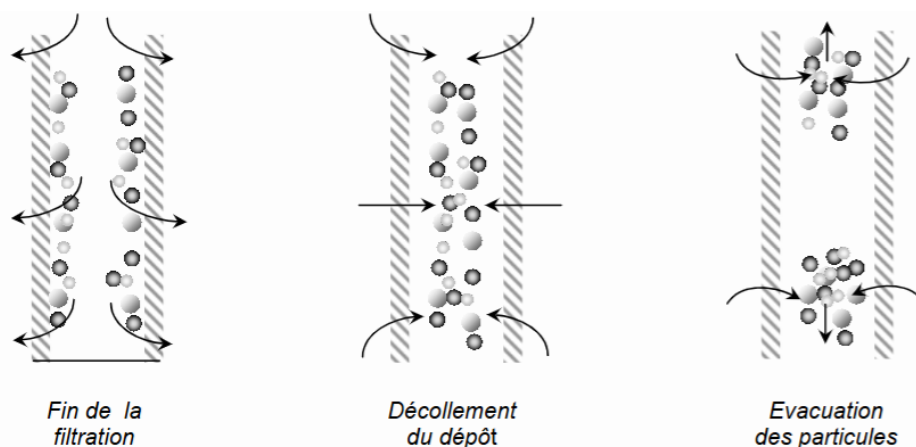


FIG. 2.22: Représentation schématique de la procédure de rétrolavage (Bessiere, 2007)

L'efficacité du décolmatage dépend de la solution à filtrer, du type de colmatage (réversible/irréversible, interne/externe), de la fréquence et de l'amplitude de rétrolavage.

2.9.1.2 Backpulse

Une technique très proche du rétrolavage, est le **Backpulse**. La pression transmembranaire est inversée une fois toutes les 5 secondes sur une durée inférieure à la seconde (0,1-1 seconde), avec le but d'éliminer le dépôt de la surface de la membrane. Cela permet d'augmenter le flux net (calculé sur la base de gain de perméat moins ce qui est perdu durant la rétrofiltration). Cette technique a l'avantage de permettre un décolmatage in-situ et est utilisée industriellement.

Les techniques backflush et backpulse ne peuvent être employées qu'avec des membranes de résistance mécanique suffisante pour éviter le décollement de la peau active.

2.9.1.3 Ultrasons

Une autre méthode de décolmatage utilise les ultrasons. Il est toutefois nécessaire de surveiller l'intensité des vibrations des ondes ultrasonores pour éviter d'endommager la membrane. L'impact des ultrasons sont associés au processus de cavitation, qui implique la déformation, l'expansion et l'implosion des bulles qui se forment lorsqu'une pression intense s'exerce sur un milieu liquide. L'énergie de la destruction de cavité est assez grande pour surmonter les interactions, permettant ainsi l'élimination des résidus qui obstruent la surface de la membrane.

2.9.2 Nettoyage chimique

La part de colmatage ne pouvant être récupérée par un rétrolavage est qualifiée de totalement irréversible. Elle est généralement attribuée à des phénomènes d'adsorption et/ou de précipitations. Lorsque la dérive des capacités de la membrane prend une proportion trop

importante, limite définie par le fabricant, des nettoyages plus poussés doivent être mis en œuvre de façon à restaurer la perméabilité de la membrane.

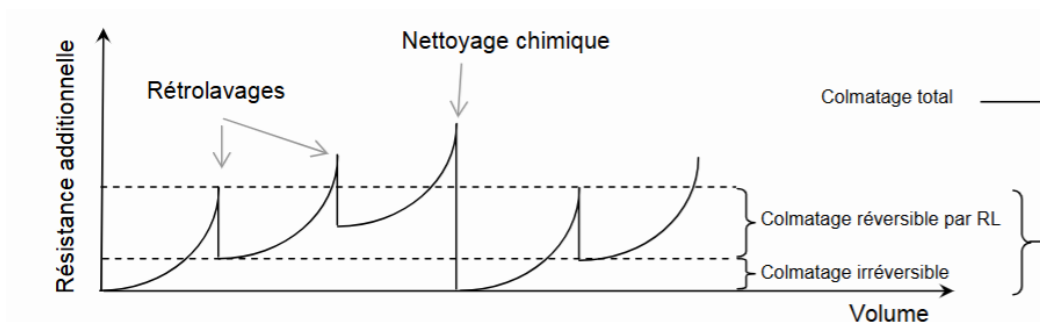


FIG. 2.23: Efficacité comparée des rétrolavages et nettoyages chimiques (**Bessiere, 2007**)

Le choix des solutions de nettoyage dépend de la nature des dépôts qui sont à l'origine du colmatage et, d'autre part, de la nature des membranes ; il faut en effet dissoudre les dépôts sans détériorer ces dernières. On comprend dans ces conditions que chaque fournisseur de membranes préconise pour chaque cas une solution de nettoyage en fonction de la nature de sa membrane et de la nature du dépôt (**Maurel, 2001**).

2.9.3 Fréquence de nettoyage

La fréquence de nettoyage dépend de la qualité des eaux prétraitées. Elle est en général comprise entre une fois par mois et une fois par an. Cette opération nécessite l'arrêt de l'installation pendant 1 à 2 jours selon le nombre de réactifs utilisés.

La décision d'effectuer un nettoyage chimique d'un module d'osmose inverse peut être liée :

- Soit à une valeur de la perte de charge que l'on s'impose comme maximum à ne pas dépasser.
- Soit à une valeur du débit de perméat lorsque la diminution atteint 20 à 25% par rapport au débit nominal.
- Soit à un programme de nettoyage systématique prédéterminé. Ceci est utilisé lorsque l'on a une installation importante qui comporte un nombre élevé de modules. On peut ainsi avoir une partie des modules en nettoyage tandis que le reste assure la production (**Maurel, 2001**).

2.10 Les facteurs qui influence les performances des membranes :

La performance des membranes peut évoluer au cours du temps, notamment en raison de leur colmatage. De plus, plusieurs facteurs peuvent influencer la quantité de perméat qu'une membrane peut produire par unité de temps (débit de filtration) :

1. La concentration du concentré

Plus le concentré contient d'éléments en solution, plus la pression qui s'oppose au passage de l'eau au travers la membrane sera forte et, pour une même pression d'opération, moins le taux de filtration sera élevé.

2. La pression d'opération

Cette pression s'oppose à la pression osmotique créée par les sels dissous dans le concentré. Pour une concentration donnée, plus la pression d'opération est élevée, plus le flux de perméat sera important. Toutefois, un fonctionnement prolongé à une pression proche de la limite maximale fixée par le fabricant, voire au-delà, peut provoquer un colmatage ou une compaction de la membrane.

3. La température d'opération

La température influence plusieurs propriétés physico-chimiques de la solution et de la membrane. Une augmentation de la température diminue la viscosité de l'eau et favorise un flux plus élevé. Cependant, une température supérieure à celle recommandée peut altérer les caractéristiques fonctionnelles et la résistance mécanique de la membrane.

4. La charge microbienne

La présence de micro-organismes dans l'eau d'alimentation favorise la formation de biofilms à la surface de la membrane. Ces dépôts biologiques obstruent progressivement les pores, réduisent le passage du perméat et entravent la circulation du concentré, entraînant une baisse notable des performances de la membrane.

2.11 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons abordé les principes fondamentaux de l'osmose inverse (OI), un procédé largement utilisé dans le dessalement de l'eau de mer pour la production d'une eau de haute qualité. Nous avons présenté le fonctionnement général du système d'OI, la structure des modules et le rôle essentiel des membranes, en détaillant leurs types, caractéristiques et mécanismes de séparation.

Une attention particulière a été accordée au phénomène de colmatage, principal inconvénient du procédé, qui affecte les performances des membranes et la qualité du perméat.

Ce chapitre constitue ainsi une base essentielle pour la compréhension de l'étude des performances réelles des membranes et de leur comportement en exploitation, qui seront développées dans les chapitres suivants.

Chapitre 3

Présentation de la centrale de désalinisation de Fouka

Chapitre 3: Présentation de la centrale de désalinisation de Fouka

3.1 Introduction

La centrale de désalinisation de Fouka 1, également connue sous le nom de station de dessalement de Fouka 1, se trouve dans la localité de Fouka, au sein de la wilaya de Tipaza. Lancée en 2002 et financée par un groupe public-privé dirigé par la société Algerian Water Investments SL — une collaboration entre SNC Lavalin International et Acciona Agua España — au nom d'AEC, une entreprise fondée par Sonatrach et Sonelgaz, aujourd'hui propriété exclusive de Sonatrach, ce projet vise à approvisionner en eau potable les résidents de Tipaza ainsi que certaines municipalités d'Alger.

Cette installation de dessalement d'eau de mer, l'une des plus importantes d'Algérie et du monde utilisant la technologie de l'osmose inverse, est en fonctionnement depuis le 1er juillet 2011.

3.1.1 Localisation de la station

L'emplacement de l'usine de dessalement d'eau de mer de Fouka 1 se situe dans la wilaya de Tipaza, à une distance de 20 Km du centre administratif de la wilaya et approximativement 35 Km à l'ouest d'Alger. L'établissement se trouve à l'entrée de Fouka et à la sortie de Douaouda Marine. Elle est traversée par la route nationale N°11 qui part d'Alger pour Chlef, et reliée à Koléa via le chemin de wilaya N°110 ainsi qu'à Bou-Ismaïl par le chemin de wilaya N°126 (**Rapport Final de Fouka 1**).

Fouka, qui couvre une superficie de 1273 hectares, se trouve au nord-est de la ville de Tipaza, et la station est implantée sur une assiette de terrain de 04 hectares. Elle est délimitée par (**Rapport Final de Fouka 1**) :

- Au Nord : la mer Méditerranée.
- Au Sud : la commune de la route nationale RN° 11 reliant la ville de Douaouda à Fouka.
- A l'Est : propriété Algérienne des eaux (ADE).
- A l'Ouest : des domaines maritimes de la wilaya de Tipaza.

FIG. 3.1: Photo de la station de Fouka 1 (**Rapport Final de Fouka 1**)

Cette station a une capacité de 120000 m^3 par jour, fondée sur un approvisionnement en eau traitée d'environ 273697 m^3 par jour, ce qui correspond à une production répartie sur une période de 24 heures par jour, soit 5000 m^3 à l'heure (**Rapport Final de Fouka 1**).

Le système d'osmose inverse est élaboré sur une base modulaire. Ce système est constitué de six (6) unités d'osmose inverse (OI), chacune ayant une capacité de $20000 \text{ m}^3/\text{jour}$. Il n'existe pas d'unités disponibles en stock. On peut faire fonctionner l'usine pour produire les différentes gammes de débits journaliers suivantes :

TAB. 3.1: Capacité unitaire de l'usine (**Rapport Final de Fouka 1**)

Nombre d'unité d'OI en service	Débit (m^3/jour)	% du débit nominal
1	20 000	17
2	40 000	33
3	60 000	50
4	80 000	67
5	100 000	83
6	120 000	100

3.2 Installation et processus



FIG. 3.2: Description générale de la station de Fouka 1

- | | |
|------------------------------|--|
| 1) Prise d'eau de mer. | 7) Usine de CO_2 . |
| 2) Bâtiment de captage. | 8) Saturateur de chaux. |
| 3) Poste de prétraitement. | 9) Réservoir d'eau produite. |
| 4) Filtre à sable. | 10) Station de pompage d'eau produite. |
| 5) Filtre à cartouche. | 11) Station électrique. |
| 6) L'unité d'osmose inverse. | 12) Pompage vers réseau de distribution. |

3.3 Description détaillée de l'usine

3.3.1 Prise d'eau de mer

Deux émissaires submersibles (de 900 m de longueur et 1,6m de diamètre) sont utilisés pour obtenir l'eau de mer. Ils prennent l'eau depuis le fond marin et la dirigent vers un réservoir destiné à l'eau de mer.

Les grilles d'entrée de la prise d'eau, d'une ouverture de 50 mm, sont situées à environ 6 m du fond afin d'éviter l'aspiration des particules marines remises en suspension par les courants, ainsi que l'exposition à l'air lors de houles extrêmes. La vitesse d'entrée de l'eau est limitée à 0,1 m/s pour prévenir l'aspiration des solides en suspension et des débris.

Le réservoir d'eau de mer fait la fonction de tampon pour les pompes d'eau de mer, offrant ainsi une conception hydraulique optimale des pompes (**Rapport Final de Fouka 1**).

Deux produits chimiques différents seront dosés dans le réservoir d'eau de mer :

- Hypochlorite de calcium : pour la désinfection.
- Acide sulfurique : pour la correction du pH.



FIG. 3.3: Tour de captage (**Rapport Final de Fouka 1**)

3.3.2 Station de pompage d'eau brute

La station de pompage d'eau brute sert à relever les eaux jusqu'aux filtres à sable. Il y a 6 pompes d'eau de mer en service et 1 en réserve. Elles pomperont l'eau vers les filtres à sable, l'eau traverse une structure de trop plein et après au réservoir d'eau filtrée. Les pompes sont du type centrifuge vertical, avec un débit de $1870 \text{ m}^3/\text{h}$ et une pression de 20 m (**Rapport Final de Fouka 1**).



FIG. 3.4: dégrilleur(Rapport Final de Fouka 1)

Trois dégrilleurs verticaux manuels sont installés à l'entrée de la station pour protéger les pompes d'eau de mer contre les gros débris susceptibles de passer par la prise, tels que des branches, des algues ou même des poissons...

Critères de conception des dégrilleurs

- Épaisseur des barreaux (mm) : 10
- Espacement entre les barreaux (mm) : 80
- Vitesse à travers les barreaux (m/s) $\approx 0,1$

Les pompes nécessitent un système d'amorçage sous vide. Étant donné que le niveau de la mer se situe en dessous des pompes, celles-ci doivent être amorcées avant leur démarrage afin d'assurer leur fonctionnement correct (Rapport Final de Fouka 1).



FIG. 3.5: Station de pompage d'eau brute(Rapport Final de Fouka 1)

3.3.2.1 Trop plein :

Le surplus se trouve en amont des filtres gravitaires. L'excès d'eau de mer est acheminé vers le trop plein via une conduite dont le diamètre s'élève à 1400 mm. Deux conduites de sortie transportent l'eau vers les filtres à sable.

3.3.3 Prétraitement

Les procédés de prétraitement sont divisés en deux catégories :

- Les prétraitements chimiques ;
- Les prétraitements physiques ;

3.3.3.1 Le prétraitement chimique

Une injection de divers réactifs, qui permettent en particulier d'agglomérer les matières en suspension de manière à ce qu'elles soient retenues sur les filtres à sable (floculation). Parmi ces matières :

- **Acide sulfurique** : L'acide sulfurique est ajouté pour abaisser le pH de l'eau. Cela permet de prévenir l'entartrage des membranes et des conduites dans le rejet de l'osmose inverse. De plus, un pH légèrement acide favorise la coagulation, en aidant les particules à se regrouper pour être filtrées. Ainsi, il protège les équipements tout en améliorant le traitement de l'eau.

- **Hypochlorite de calcium** : L'hypochlorite de calcium sert à désinfecter l'eau, en éliminant bactéries et micro-organismes. Il prévient l'encrassement dans le prétraitement en réduisant la croissance biologique. Il protège également les membranes d'osmose inverse, en limitant la formation de biofilm et de dépôts organiques.

- **Chlorure ferrique** : Coagulation, aide à éliminer les solides suspendus dans les filtres à sable.

- **Polyélectrolyte** : Le polyélectrolyte est utilisé pour améliorer la coagulation de l'eau. Il favorise l'agrégation des particules fines, ce qui augmente la taille des floccs formés. Des floccs plus volumineux se déposent plus facilement, facilitant ainsi la clarification et la filtration de l'eau.

- **Bisulfite de sodium** : est utilisé pour neutraliser le chlore libre présent dans l'eau avant l'osmose inverse. Cela permet de protéger les membranes, car le chlore peut les endommager et réduire leur efficacité. Ainsi, il assure un fonctionnement sûr et durable du système RO.

- **Anti-scalant** : est utilisé pour prévenir l'entartrage des membranes d'osmose inverse. Il empêche la formation de dépôts minéraux dans les membranes, que ce soit avant ou après le filtre à cartouche. Cela permet de maintenir le flux et l'efficacité des membranes sur le long terme.

FIG. 3.6: Réservoirs des produits chimiques(**Rapport Final de Fouka 1**)

3.3.3.2 Le prétraitement physique :

a. Filtre à sable : Il y a 20 filtres, divisés en deux groupes indépendants. Les filtres à sable sont bicouches, du type gravitaire, filtration à sable et à anthracite.

TAB. 3.2: Caractéristiques du filtre et paramètres de fonctionnement

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

Les filtres à sable sont lavés avec de l'eau rejetée par le système d'osmose inverse (saumure) par les 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(**Rapport Final de Fouka 1**).

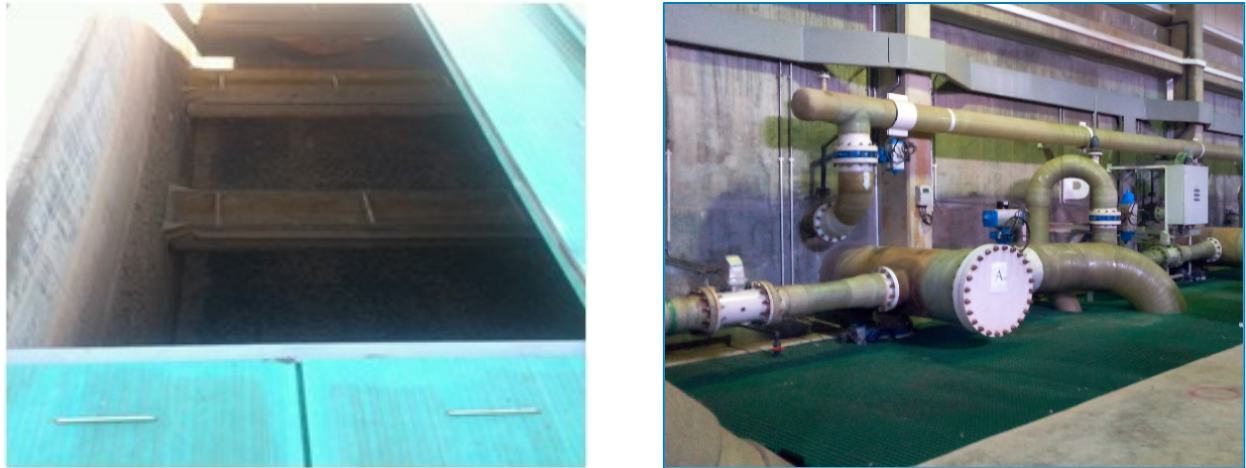


FIG. 3.7: Filtre à sable(Rapport Final de Fouka 1)

- **Lavage filtres à sable par rétro-lavage :** Pour le rétro-lavage, on utilise la saumure. Elle fonctionne comme un désinfectant pour le bio-encrassement des filtres à sable. Il y a (2+1) pompes de rétro-lavage avec un débit de $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ et une pression de 1 bar.

- **Réservoir d'eau filtrée :** Avec une capacité de 950 m^3 , il est conçu pour contenir les eaux filtrées avant leur déplacement vers les filtres à cartouches. Pour faciliter son entretien, le réservoir est divisé en deux sections.

- **Station de pompage d'eau filtrée :** La filtration de l'eau est effectuée par (7) pompes centrifugeuses verticales de 450 KW, dont (6+1), qui refoulent à un débit de $1900 \text{ m}^3/\text{h}$ sur une hauteur de 50 m vers des filtres à cartouche.

b. Filtre à cartouche : Afin de filtrer les petites particules pouvant s'échapper des filtres à sable et protéger ainsi les membranes contre un encrassement et le colmatage, des filtres à cartouches capables de filtrer des particules jusqu'à 5 microns sont installés en amont des unités d'osmose.

Les caractéristiques des filtres à cartouches (Rapport Final de Fouka 1) :



FIG. 3.8: Filtre à cartouche (Rapport Final de Fouka 1)

TAB. 3.3: Caractéristiques des filtres à cartouches et paramètres de fonctionnement de la station de Fouka 1

Paramètre	Valeur
Nombre de vaisseaux	9 + 1R
Nombre de filtres par vaisseau	360
Nombre total de filtres	3600
Température de l'eau	15 – 27 °C
Solides totaux en suspension	< 4 mg/L
Pression à l'entrée	4 bars
Perte de charge minimale	0,5 bar
Perte de charge maximale	1,5 bars
Diamètre du filtre	1700 mm
Longueur cylindrique	2000 mm
Débit par vaisseau	1268 m ³ /h
Type de cartouches	Double open ended
Longueur unitaire des cartouches	1500 mm (6 cartouches)
Diamètre par cartouche	63 mm
Débit par cartouche	3,52 m ³ /h = 58,7 L/min
Débit max. autorisé par cartouche	100 L/min

3.3.4 Traitement par membrane

3.3.4.1 Filière d'osmose inverse

Suite au processus de traitement, l'eau est transférée vers les modules d'osmose inverse à l'aide d'une pompe à haute pression. Le principe repose sur l'application d'une pression supérieure à la pression osmotique naturelle de l'eau de mer. Ainsi, l'eau est forcée à traverser une membrane semi-perméable qui laisse passer uniquement les molécules d'eau, tout en retenant les sels, ions et micro-organismes.

Dans la station, la pompe booster élève d'abord la pression à environ 4 bars, avant que la pompe haute pression (66 bars) n'assure la pression nécessaire au passage de l'eau à travers les membranes. La pression totale atteint ainsi 70 bars, suffisante pour inverser le phénomène d'osmose naturelle.

Six (6) filières d'osmose à une (1) passe sont installées, chaque filière est constituée de tubes de membranes. Les filières d'osmose sont raccordées à un collecteur commun alimenté pour les six (6) pompes haute pression (**Rapport Final de Fouka 1**).

Paramètre de conception(Rapport Final de Fouka 1) :



FIG. 3.9: Filière d'osmose inverse(Rapport Final de Fouka 1)

- Une pompe Haute Pression (HP) avec :

Débit : $858 \text{ m}^3/\text{h}$

Pression : 66 bars

Puissance : 2 000 KW



FIG. 3.10: Pompe à haute pression(Rapport Final de Fouka 1)

- Pompe booster avec :

Un débit : $1015 \text{ m}^3/\text{h}$

Pression : 4 bars

Puissance : 200 KW



FIG. 3.11: Pompe Booster(Rapport Final de Fouka 1)

- 216 tubes de pression contenant chacun 7 membranes.
- Nombre total de membranes : 9072 membranes.

La membrane utilisée dans cette station est de type SWC5-MA. Les caractéristiques techniques de cette membrane sont présentées dans les tableaux suivants :

TAB. 3.4: Caractéristiques de la membrane SWC5-Max(**Rapport Final de Fouka 1**)

Membrane	Configuration	Matériel	Matériel de tube	Surface (m ²)	Diamètre (mm)
SWC5-Max	Spirale	Polyamide	Fibre de verre et époxy	37,2	8

Qp	Pression max	Rejet de sel	pH d'opération	Température max
24,6 m ³ /j	82,7 (bar)	99,80%	2-11	45°C

Le tableau ci-dessous présente les principaux paramètres de fonctionnement et limites de performance de la membrane d'osmose inverse Hydranautics SWC5 Max. Ces informations sont essentielles pour assurer un fonctionnement optimal et sécurisé du système de traitement d'eau.

TAB. 3.5: Paramètres de fonctionnement et limites de performance de la membrane d'osmose inverse Hydranautics SWC5 Max

Paramètre	Valeur / Condition
Débit de perméat nominal	6 500 gpd (~24,6 m ³ /j)
Flux	12–18 LMH
Rejet nominal	99,8 %
Rejet minimal garanti	99,7 %
Pression de test	800 psi (~5,5 MPa)
Température de test	25 °C (77 °F)
Concentration de NaCl	32000 ppm
Taux de récupération de test	10 %
pH de l'alimentation (test)	6,5 – 7,0
Pression maximale de service	1200 psi (~8,27 MPa)
Température maximale	45 °C (113 °F)
Plage de pH en fonctionnement continu	3,0 – 10,0
Concentration maximale de chlore libre	< 0,1 ppm
Turbidité maximale (NTU)	1,0
SDI (15 min) maximale	3,0
Débit maximal d'alimentation	75 gpm (~17,0 m ³ /h)
Chute de pression maximale par élément	10 psi

3.3.4.2 Système de récupération d'énergie

Au cours des dernières années, un concept innovant de récupération d'énergie a démontré son efficacité sur les systèmes de dessalement par osmose inverse. Ce système permet de récupérer 95% de l'énergie contenue dans le rejet de saumure, c'est-à-dire le système PX (pressure exchange) de la société américaine Energy Recovery.

L'eau de mer est soumise à une pression élevée à l'aide de pompes à haute pression et un dispositif de récupération d'énergie et est acheminée vers les trains d'OI pour le dessalement. Système de récupération d'énergie : La saumure qui sort des trains d'OI (avec 64 bars) perd peu d'énergie par rapport à la pression avec laquelle l'eau de mer rentre aux trains d'OI. Cette dernière est acheminée vers un système de récupération d'énergie qui permet de récupérer l'énergie excédentaire.

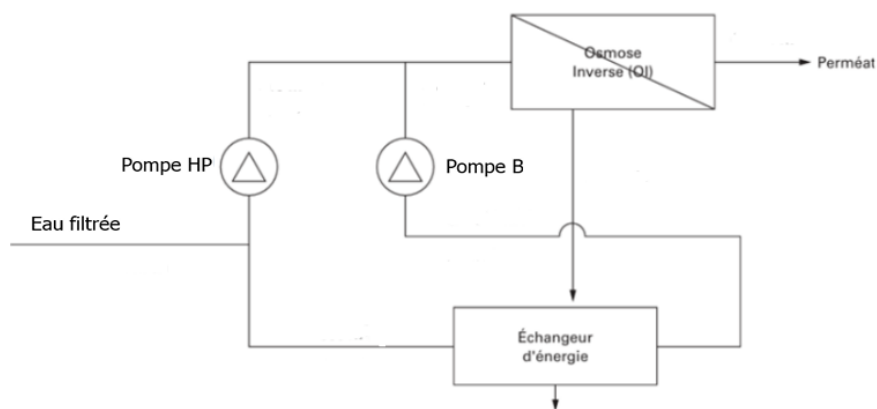


FIG. 3.12: Système de récupération d'énergie (**Rapport Final de Fouka 1**)

3.3.4.3 Lavage des membranes

L'usine dispose d'un système intégral pour le nettoyage des membranes d'osmose inverse, comprenant des réservoirs de préparation, des pompes de circulation, des filtres et un réseau de conduites qui facilitent l'injection et le déplacement des solutions chimiques. Ce procédé, connu sous le nom de CIP (Clean-In-Place), est mis en œuvre pour nettoyer les membranes sans avoir à les démonter, garantissant ainsi leur performance optimale et leur durabilité. De plus, pendant la phase d'exploitation, l'usine utilise des produits chimiques pour protéger les membranes, y compris un antitartre (anti-scalant) qui empêche la formation de dépôts.

minéraux, et du bisulfite de sodium, utilisé pour éliminer le chlore libre présent dans l'eau d'alimentation, dans le but de prévenir toute dégradation chimique des membranes sensibles à l'oxydation.

3.4 Post-traitement

Le post-traitement a pour objectif de réduire l'agressivité du perméat produit par les unités d'osmose inverse, qui est caractérisé par une faible salinité, une dureté et une alcalinité réduites. Ce type d'eau, trop douce, peut être corrosif pour les conduites et les équipements du réseau de distribution. Pour rendre l'eau adaptée à la distribution municipale, l'usine est équipée d'un système de reminéralisation, comprenant notamment :

3.4.1 L'ajout de la chaux

La chaux est une substance généralement fine et blanche, obtenue par décomposition thermique du calcaire, dont la formule chimique est $Ca(OH)_2$. L'ajout est effectué dans les silos, puis elle est transformée en lait de chaux dans des réservoirs, grâce à une agitation qui permet de bien disperser la chaux dans l'eau. Après une décantation des résidus solides au fond des entonnoirs, l'eau saturée en chaux déborde vers le dernier compartiment où elle est repompée pour le traitement de l'eau. La chaux décantée est dirigée vers le réservoir de traitement des effluents, assurant ainsi une gestion propre des résidus.

- Donc, l'ajout de la chaux sert à :

Augmentation de l'alcalinité

Augmente la dureté.

Augmente le pH.



FIG. 3.13: Silos de la chaux (**Rapport Final de Fouka 1**)

3.4.2 Ajout du CO_2

Une petite unité de production de CO_2 utilisant le gaz naturel comme source d'énergie principale. Le processus de production implique divers équipements tels que des pompes, des chaudières, des échangeurs, des vannes, etc., pour permettre aussi le nettoyage, la compression, le refroidissement, la liquéfaction et le stockage du CO_2 dans deux réservoirs extérieurs.

Pour diminuer le taux de chlorures dans l'eau utilisée pour la production de CO_2 , un petit système d'osmose inverse est installé dans le même bâtiment (pour déminéraliser l'eau de service). Cette eau déminéralisée est stockée dans un réservoir extérieur avant d'être pompée vers le système de production de CO_2 .

Les pompes à eau saturée en eau de chaux acheminent ce liquide jusqu'au mélangeur de reminéralisation. Là, le CO_2 provenant du bâtiment générateur est injecté avant que l'eau ne parvienne au réservoir d'eau traité. Le CO_2 contribue à l'augmentation de la dureté de l'eau.



FIG. 3.14: Station de production de CO_2 (Rapport Final de Fouka 1)

3.5 Désinfection et station de pompage d'eau traitée :

Après reminéralisation, l'eau est stockée dans un réservoir d'eau traitée de 3600 m^3 , où elle subit une désinfection finale au chlore.

La désinfection est réalisée par l'ajout de $0,5\text{ mg/l}$ chlore résiduel qui permet de protéger l'eau contre toute pollution ultérieure lors de son stockage et de sa distribution.

L'eau est ensuite refoulée vers le réseau externe par 7 pompes (6+1) de 800 kW débitant $833\text{ m}^3/\text{h}$ avec une pression de 24 bars. L'usine dispose par ailleurs d'un réseau d'eau de service, d'un réseau incendie et d'un réseau d'eau potable.



FIG. 3.15: Station de pompage d'eau traité (**Rapport Final de Fouka 1**)

3.6 Conclusion

La station de dessalement de Fouka 1 constitue un exemple emblématique de la mise en œuvre des technologies modernes pour répondre aux défis croissants de la gestion de l'eau en Algérie. Grâce à sa capacité importante de 120000 m³/jour et à l'usage du procédé d'osmose inverse, cette station joue un rôle stratégique dans l'approvisionnement en eau potable de la région de Tipaza et de certaines communes d'Alger. Son implantation en bordure de mer, la structuration modulaire de ses unités de traitement, ainsi que l'intégration d'un système de prétraitement et de post-traitement rigoureux, témoignent d'une conception adaptée aux contraintes environnementales et opérationnelles. Cette installation illustre ainsi l'engagement du pays en faveur d'une exploitation durable des ressources hydriques non conventionnelles, tout en mettant en lumière l'importance d'une maîtrise technique pour garantir un fonctionnement optimal et une qualité d'eau conforme aux normes internationales.

Dans les chapitres suivants, nous aborderons le colmatage des membranes dans cette station, en analysant ses causes, ses effets sur le fonctionnement et les méthodes de prévention et de contrôle.

Chapitre 4

Analyse de la qualité d'eau avant et après L'OI

Chapitre 4: Analyse de la qualité d'eau avant et après L'OI

4.1 Introduction

L'osmose inverse (OI) parmi les méthodes de séparation membranaire les plus courantes pour la fabrication d'eau purifiée, surtout dans les domaines industriels, sanitaires et de traitement des eaux.

Ce procédé repose sur le passage forcé de l'eau à travers une membrane semi-perméable sous une pression plus forte que celle de la pression osmotique, permettant ainsi la rétention efficace des sels, particules, micro-organismes et autres contaminants.

L'analyse de la qualité de l'eau avant et après osmose inverse revêt une importance particulière, car elle permet d'évaluer l'efficacité du prétraitement et des membranes, ainsi que de vérifier la conformité de l'eau produite aux normes de potabilité. Pour ce faire, plusieurs paramètres sont suivis, tels que la turbidité, l'indice de colmatage (SDI), la conductivité, les solides dissous totaux (TDS) et d'autre.

Ce chapitre est donc consacré à l'étude de ces paramètres afin de mettre en évidence les améliorations apportées par l'osmose inverse et de confirmer la performance globale du procédé dans la production d'une eau dessalée de qualité.

4.2 Analyse de la qualité d'eau

4.2.1 Paramètres de la qualité d'eau

4.2.1.1 Conductivité

C'est la conductance d'une épaisseur d'eau de 1 cm entre deux électrodes de 1 cm² de surface. C'est l'inverse de la résistivité électrique. Elle est mesurée à l'aide d'un conductimètre en même temps que la température de l'eau (**Rodier& al, 2015**).

Elle est proportionnelle à la minéralisation de l'eau; plus l'eau est riche en sels minéraux ionisés, plus la conductivité est élevée, elle est également en fonction de la température de l'eau, son unité est le Siemens par mètre (S/m). La conductivité pour l'eau potable est proche de 500 S/cm, et proche de 50000 S/cm pour de l'eau de mer (**Graie, 2019**).

4.2.1.2 Solides Dissous Totaux (TDS)

Les solides dans l'eau se trouvent soit en solution ou en suspension, et se distinguent par le passage de l'échantillon de l'eau à travers un filtre. Par définition, les matières en

suspension sont retenues sur le dessus du filtre, et les solides dissous passent à travers le filtre avec l'eau. Lorsque la partie filtrée de l'échantillon d'eau est placée dans une coupelle, puis évaporé, les solides dissous restent comme résidu dans la capsule d'évaporation. Cette matière est appelée matières totales dissoutes ou TDS (**Spellman, 2008**). Ils incluent notamment les ions tels que le calcium, le sodium, les bicarbonates, les chlorures, ou les sulfates.

L'unité du TDS est mg/L ou ppm (parties par million), Leur mesure indique globalement 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.

4.2.1.3 Turbidité

La turbidité d'une eau est due à la présence des particules en suspension, notamment colloïdales : argiles, limons, grains de silice, matières organiques, etc. L'unité de la turbidité est le UTN (Nephelometric Turbidity Unit).

4.2.1.4 Dureté totale

La présence de sels de calcium et de magnésium dans l'eau est le premier facteur qui contribue au caractère entartrant de l'eau. La dureté de l'eau, ou le titre hydrotimétrique (TH), est un indicateur de la minéralisation de l'eau. Une eau de minéralisation moyenne ou élevée sera très souvent riche en ions Ca^{2+} ou Mg^{2+} . Le TH est mesuré en degré français (°F), 1 degré français équivaut à 4 mg/L de Ca^{2+} ou 10 mg/L de $CaCO_3$. Il est donné par la relation suivante (**Gritli, 2021**) :

$$TH = 10 \left([Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] \right)$$

4.2.1.5 Alcalinité

L'alcalinité (TAC) de l'eau peut être définie comme la capacité de l'eau à neutraliser un acide. Elle est généralement mesurée en ajoutant une solution diluée d'acide en présence d'un indicateur coloré. Elle est exprimée en mg de $CaCO_3$ / litre.

4.2.1.6 Analyse de la qualité d'eau Filtrée

Avant l'étape d'osmose inverse, il est nécessaire de contrôler les caractéristiques physico-chimiques de l'eau filtrée afin d'assurer une performance optimale et une protection des membranes contre l'encrassement et le colmatage. Le tableau suivant confronte les valeurs mesurées après prétraitement aux spécifications de la membrane SWC5 Max (**Hydramatics**).

TAB. 4.1: Paramètres de l'eau avant osmose inverse et spécifications de la membrane SWC5 Max

Paramètres	Spécifications Membrane SWC5 Max	Données (Avant OI)
TDS (mg/L)	≤ 32000 (en alimentation)	40010
Conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Équivalent TDS max. ($\approx 55\,000 \mu\text{S}/\text{cm}$)	55 562
Turbidité (NTU)	≤ 1 (en alimentation)	0,13
SDI ₁₅	≤ 3	2,098
Chlore libre (mg/L)	0.1	-

• **TDS et Conductivité** : La valeur moyenne du TDS (40010 mg/L) dépasse la limite recommandée par le constructeur pour la membrane SWC5 Max (≤ 32000 mg/L), tandis que la conductivité moyenne (55562 $\mu\text{S}/\text{cm}$) atteint presque la valeur maximale tolérée ($\approx 55000 \mu\text{S}/\text{cm}$). Ces dépassements indiquent que même après prétraitement, la salinité reste trop élevée par rapport aux spécifications techniques de la membrane. Cela est attendu, car le prétraitement n'a pas pour rôle de réduire les sels dissous mais uniquement de protéger les membranes (élimination des matières en suspension, des matières organiques, etc.). Toutefois, une telle salinité en alimentation peut affecter leur performance et réduire leur durée de vie.

• **Turbidité** : La valeur moyenne de la turbidité (0,13 NTU) est largement inférieure à la limite de 1 NTU. Cela montre que le prétraitement est efficace pour éliminer la majorité des particules solides et matières en suspension. Une faible turbidité est essentielle pour éviter l'encrassement des membranes par des dépôts physiques.

• **Indice de colmatage (SDI_{15})** : La valeur moyenne calculée (2,098) reste bien inférieure à la limite critique (3). Cela indique que le risque de colmatage des membranes est faible et que le prétraitement assure l'élimination des particules fines et colloïdale.

En résumé, le prétraitement joue parfaitement son rôle de protection en abaissant la turbidité, le SDI_{15} et en éliminant le chlore. Cela garantit que l'eau filtrée est conforme aux conditions d'alimentation des membranes et que l'osmose inverse pourra ensuite assurer efficacement le dessalement.

4.2.2 Analyse de la qualité d'eau avant et après l'OI

L'évolution de certains paramètres avant et après l'osmose inverse permet d'évaluer l'efficacité du procédé sur la qualité physique et chimique de l'eau. Parmi ces paramètres, on trouve :

4.2.2.1 Conductivité

L'évolution de la conductivité, obtenue à partir du suivi expérimental, est représentée dans le graphique suivant :

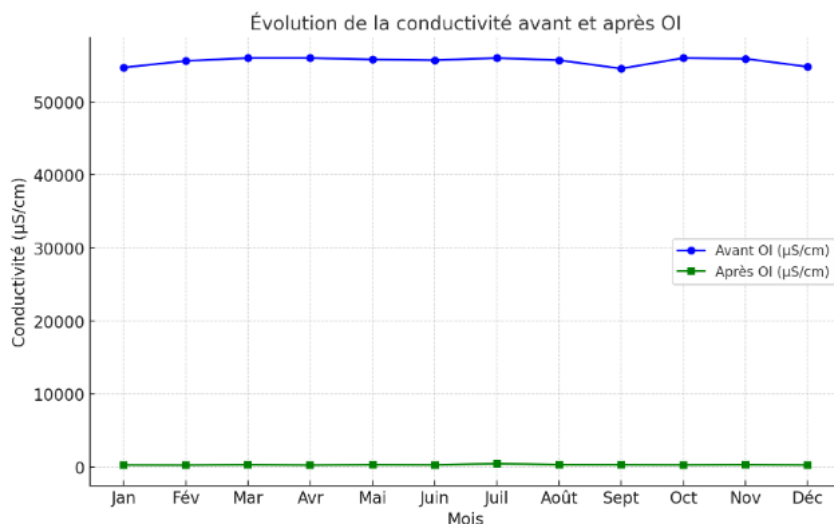


FIG. 4.1: Evolution de la conductivité avant et après l'OI

La conductivité électrique de l'eau brute varie entre 54550 et 56000 $\mu\text{S}/\text{cm}$, ce qui traduit une salinité extrêmement élevée. Après osmose inverse, la conductivité chute considérablement, atteignant des valeurs comprises entre 267 et 474 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (de moyenne 321 $\mu\text{S}/\text{cm}$ qui est inférieur à la norme de potabilité 2500 $\mu\text{S}/\text{cm}$). Cette diminution correspond à une réduction supérieure à 99 % de la salinité initiale, confirmant l'efficacité élevée du procédé de dessalement par OI. Il agit comme une barrière sélective retenant la quasi-totalité des sels, laissant passer uniquement l'eau et de très faibles quantités d'ions résiduels.

4.2.2.2 TDS

Le suivi du TDS au cours du 12 mois a permis d'obtenir le graphique suivant.

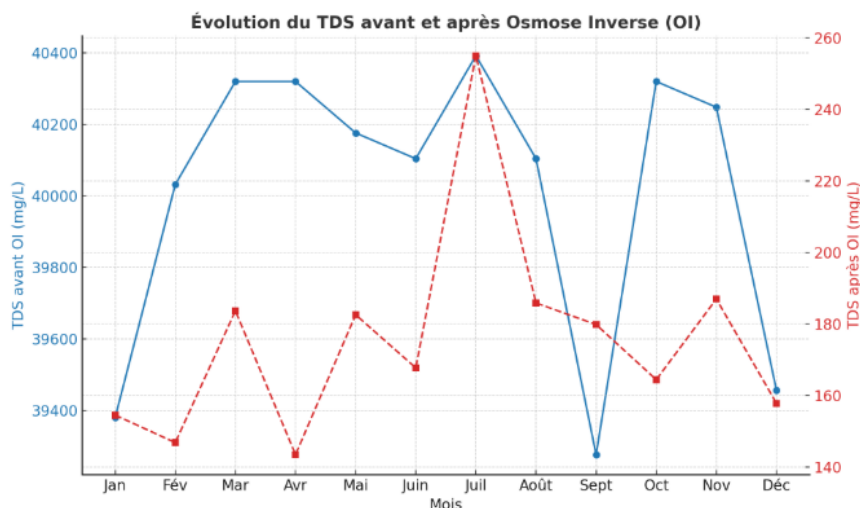


FIG. 4.2: L'évolution du TDS avant et après l'OI

Les valeurs de TDS se situent entre 39276 et 40392 mg/L. Cette concentration est typique de l'eau filtrée, et traduit une salinité extrêmement élevée. Après OI, les valeurs chutent de

manière spectaculaire pour atteindre 143 à 255 mg/L (avec une moyenne de 175,74 mg/L conforme au norme OMS) . Cela correspond à une réduction importante de la charge saline initiale. L'OI, grâce à sa membrane semi-perméable, bloque presque totalement les ions dissous et ne laisse passer que l'eau, avec une très faible quantité de sels résiduels.

4.2.2.3 Turbidité

L'évolution de la Turbidité au cours du fonctionnement de l'unité d'OI donne les résultats suivantes :

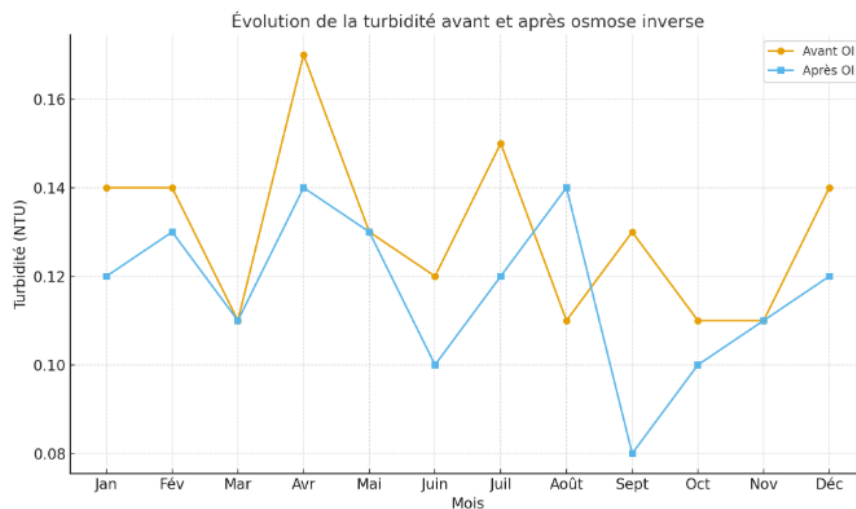


FIG. 4.3: Evolution de la turbidité avant et après l'OI

Avant l'osmose inverse, les valeurs observées varient entre 0,11 et 0,17 NTU, ce qui montre que l'étape de prétraitement (filtration sur sable, cartouches, etc.) a déjà permis une forte réduction des matières en suspension. L'eau est donc déjà claire et stable avant son entrée dans l'OI. Après OI, la turbidité diminue légèrement pour se situer entre 0,08 et 0,14 NTU, cela indique que les membranes d'OI retiennent encore les traces de particules et colloïdes qui auraient pu passer à travers la filtration. Les valeurs mesurées après OI (0,08–0,14 NTU), sont très largement en dessous de ces seuils (< 1 NTU).

4.2.2.4 Chlorure

Le graphe dans la figure 4.4 suivant présente l'évolution mensuelle de la concentration en chlorures, permettant de suivre la stabilité du processus de désalinisation au cours du temps.

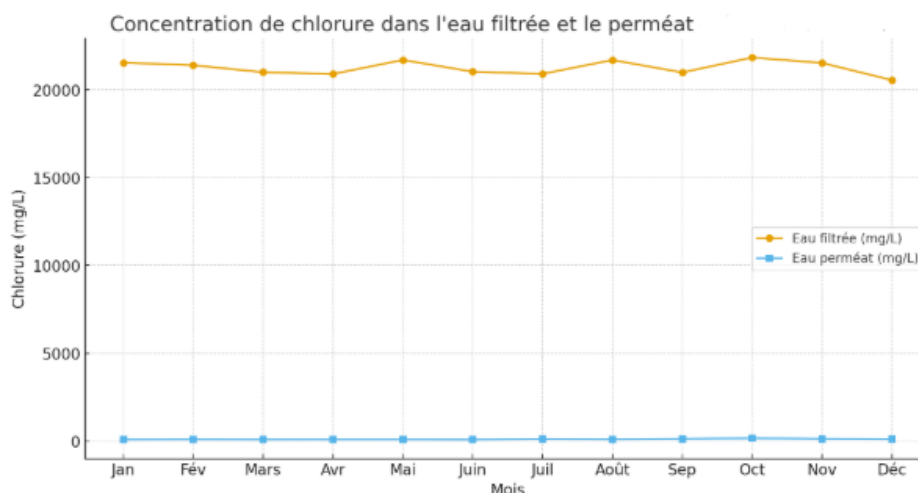


FIG. 4.4: Concentration de chlorure dans l'eau filtré et le perméat

- La concentration en chlorures dans l'eau filtrée reste relativement stable tout au long de l'année, autour de 21000 mg/L.
- Après le passage à travers l'unité d'osmose inverse, la concentration en chlorures dans le perméat devient très faible par rapport à celle de l'eau filtrée (≈ 93 mg/L), ce qui montre l'efficacité du procédé d'osmose inverse pour l'élimination de ce sel.
- En moyenne, le taux de rejet est de 99,45 %, confirmant que les membranes assurent une excellente rétention des chlorures et garantissent la production d'une eau conforme aux exigences de qualité.

4.2.2.5 Dureté calcique (TH)

Le graphe dans la figure ci-dessous montre l'évolution mensuelle de la dureté calcique (Ca^{2+}) dans l'eau filtrée et le perméat :

- La dureté calcique de l'eau filtrée varie entre 800 et 1200 mg/L $CaCO_3$, ce qui traduit une forte minéralisation caractéristique de l'eau de mer.
- Dans le perméat, la dureté calcique est très faible, comprise entre 0 et 7 mg/L $CaCO_3$.
- L'écart important entre les deux courbes montre une très bonne efficacité du procédé d'osmose inverse dans la rétention des ions calcium, avec un taux de rejet 99,65 %.

Dans le perméat, les faibles augmentations (en mai, octobre, novembre) peuvent refléter à une légère perte de performance temporaire des membranes (colmatage léger).

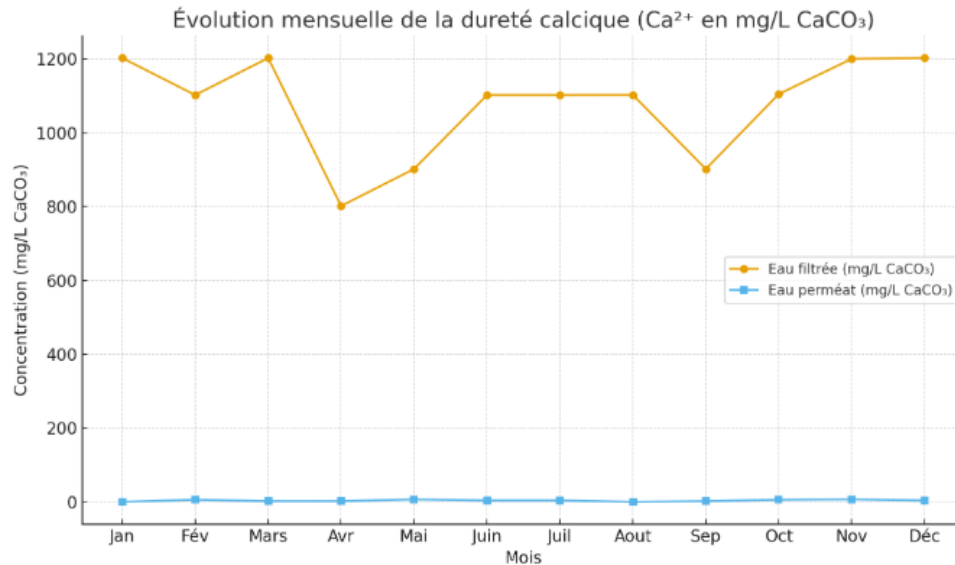


FIG. 4.5: Dureté calcique (TH) exprimée en mg/L CaCO_3 dans l'eau filtrée et le perméat

4.2.2.6 Dureté totale

Le graphe dans la figure 4.6 montre l'évolution mensuelle de la dureté Totale dans l'eau filtrée et le perméat :

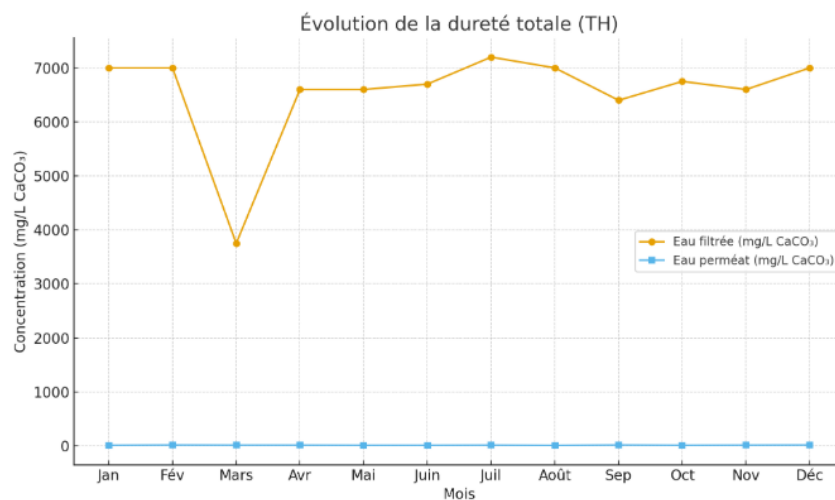


FIG. 4.6: Dureté totale (TH) exprimée en mg/L CaCO_3 dans l'eau filtrée et le perméat

- La dureté totale de l'eau brute/filtrée reste globalement très élevée, comprise entre 3750 et 7200 mg/L CaCO_3 , ce qui confirme la forte minéralisation de l'eau d'alimentation.
- Après passage à travers les membranes, la dureté chute de manière très significative, avec des valeurs comprises entre 8 et 14 mg/L CaCO_3 qui sont inférieure à la norme d'OMS (16 mg de CaCO_3 /L). Cela montre une très forte réjection des sels responsables de la dureté (Ca^{2+} et Mg^{2+}) par le procédé membranaire.

4.2.2.7 Alcalinité

Le graphe dans la figure 4.7 montre l'évolution mensuelle de l'Alcalinité dans l'eau filtrée et le perméat :

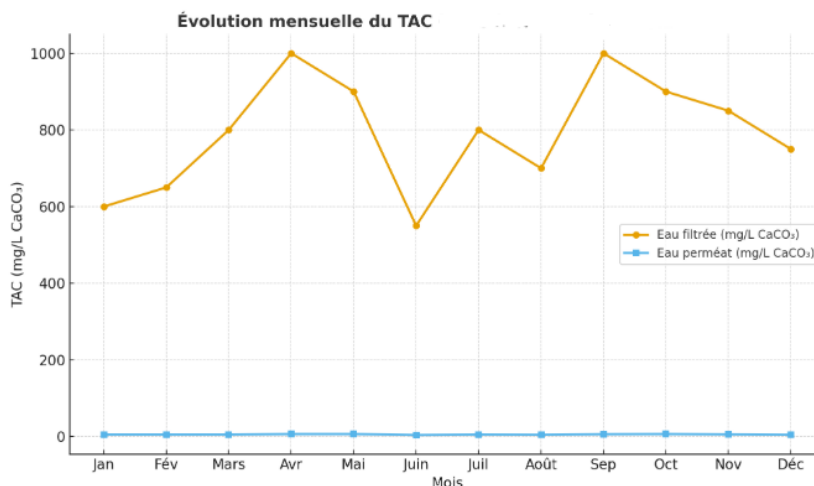


FIG. 4.7: Evolution de l'Alcalinité dans l'eau filtrée et le perméat

- Le TAC de l'eau filtrée varie entre 550 et 1000 mg/L CaCO_3 selon les mois, ce qui indique une eau fortement alcaline avant osmose inverse (cela montrent que l'eau brute contient une quantité importante de bicarbonates, carbonates et hydroxydes, responsables de l'alcalinité), et pour le perméat extrêmement faible (compris entre 4 et 6,5 mg/L CaCO_3) durant toute l'année qui indique une efficacité de déminéralisation supérieure à 99 %.
- La faible alcalinité du perméat est essentielle pour éviter la formation de dépôts calcaires sur la surface de la membrane.

Performance globale : Ces résultats montrent que l'association prétraitement et osmose inverse fonctionne de manière optimale :

- Le prétraitement fournit une eau adaptée, protégée contre le colmatage ;
- Les membranes assurent une séparation saline et organique très efficace ;

4.3 Conclusion

L'évaluation des paramètres de qualité de l'eau avant et après osmose inverse met clairement en évidence l'efficacité du schéma de traitement adopté. Le prétraitement assure une eau d'alimentation de grande qualité, caractérisée par une faible turbidité et un indice SDI_{15} largement inférieur au seuil critique, limitant ainsi le risque de colmatage membranaire et garantissant une meilleure durabilité du système. Après osmose inverse, les résultats confirment une amélioration remarquable de la qualité de l'eau : chute de la conductivité, TDS, dureté, Alcalinité et une turbidité extrêmement faible. Ces performances traduisent une excellente rétention des sels et particules, permettant d'obtenir une eau dessalée conforme aux normes de potabilité de l'OMS.

Chapitre 5

Analyse membranaire

Chapitre 5: Analyse membranaire

5.1 Introduction

L'osmose inverse (OI) est un procédé de séparation hors équilibre à membranes perm-sélectives à très haute capacité de rétention de sels (**Arzate, 2010**). Pour l'eau de mer typique, la pression osmotique se situe entre 25 et 27 bar. Ainsi, la pression appliquée dans les systèmes d'osmose inverse dépasse généralement 55 à 70 bar afin d'obtenir un flux de perméat suffisant. En effet, afin d'évaluer les performances du traitement par osmose inverse, nous avons dans ce chapitre effectué une analyse de la qualité de l'eau osmosée en termes de présence quantitative et qualitative des espèces ioniques. L'évolution des paramètres de fonctionnement, à savoir la perte de charge, le taux de conversion et le flux du perméat, a été considérée afin de prévoir le phénomène de colmatage sur la surface membranaire.

5.2 Evolution du taux de rejet

Le graphique montre l'évolution du taux de rejet des membranes d'osmose inverse au cours de l'année. Globalement, les performances de séparation restent très stables et élevées, avec des valeurs comprises entre 99,15 % et 99,52 %, ce qui est conforme aux performances attendues pour des membranes SWC5 max (**Pure Aqua, 2024**).

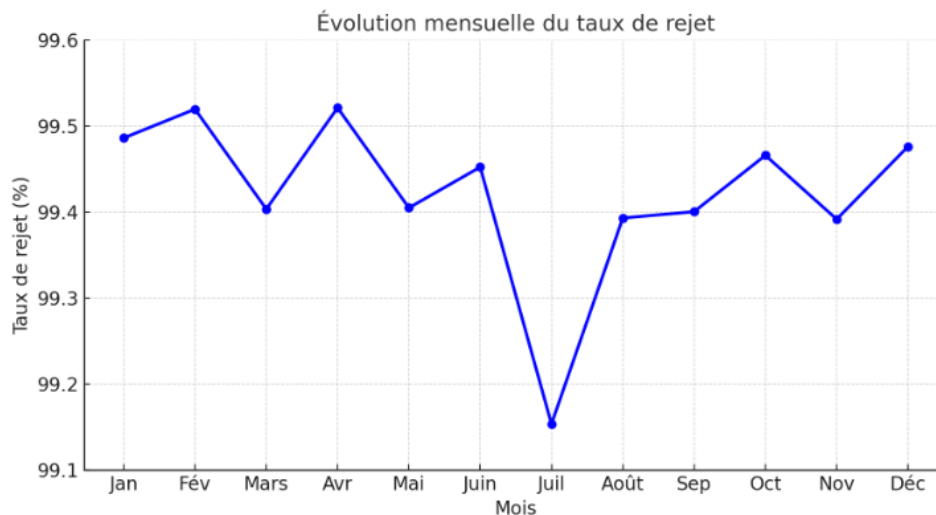


FIG. 5.1: Evolution du taux de rejet en fonction du mois

- De janvier à juin, le taux de rejet reste très stable (entre 99,40 % et 99,52 %), traduisant une bonne régularité du procédé.
- Une baisse notable en juillet (99,15 %) peut être observée, Cela peut correspondre à un

encrassement temporaire, ou une variation dans la qualité de l'eau brute (hausse de salinité ou pollution organique).

- Après juillet, le taux de rejet remonte progressivement pour retrouver sa valeur initiale en fin d'année ($\approx 99,48\%$ en décembre), suggérant un retour à des conditions normales après un nettoyage ou une stabilisation du système. **En résumé**, Un taux de rejet supérieur à 99% montre que :

- Les membranes sont en bon état.
- Les procédures de nettoyage chimique (CIP) sont efficaces.
- Il n'y a pas de dégradation chimique ou mécanique significative.

Les petites fluctuations observées sont normales et peuvent être attribuées à des variations de température, pression, ou composition de l'eau d'alimentation (**Pure Aqua, 2024**).

5.3 Etude des Racks

L'évolution de certains paramètres a été suivie pendant une période de trois mois dans chaque rack.

5.3.1 Evolution du taux de conversion par racks

L'évolution du taux de conversion par rack sur une période de trois mois permet d'évaluer l'état de chaque rack. Une augmentation du R% indique une meilleure efficacité de rejet des sels par la membrane, tandis qu'une diminution suggère une baisse de performance. L'analyse du taux de conversion (R%) pour chaque rack est représentée dans le graphique ci-dessous :

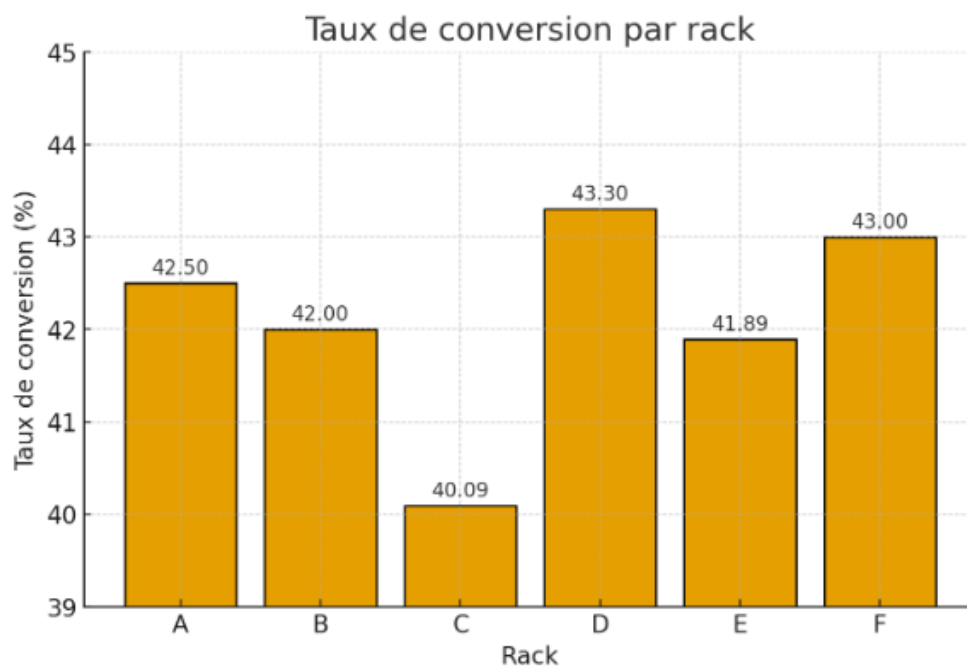


FIG. 5.2: Taux de conversion par rack

- Les racks A, B, D, E et F affichent un taux de conversion homogène, situé entre 41 et 43 %, ce qui traduit une bonne efficacité de production d'eau douce.
- Le rack C se distingue par un taux de conversion plus faible (40,09 %) par rapport au autre rack, indiquant une performance inférieure que les autres racks.

La baisse du taux de conversion dans le rack C peut être due à :

- Colmatage ou encrassement plus marqué.
- Vieillissement des membranes.

5.3.2 Evolution du débit moyen dans chaque racks

Une augmentation du débit peut indiquer une membrane moins colmatée ou une fuite réduisant l'efficacité de rejet des sels. À l'inverse, une diminution du débit traduit souvent un colmatage, un encrassement biologique ou minéral, ou une usure de la membrane. L'analyse comparée des débits entre racks permet ainsi d'identifier les membranes nécessitant une maintenance ou un nettoyage.

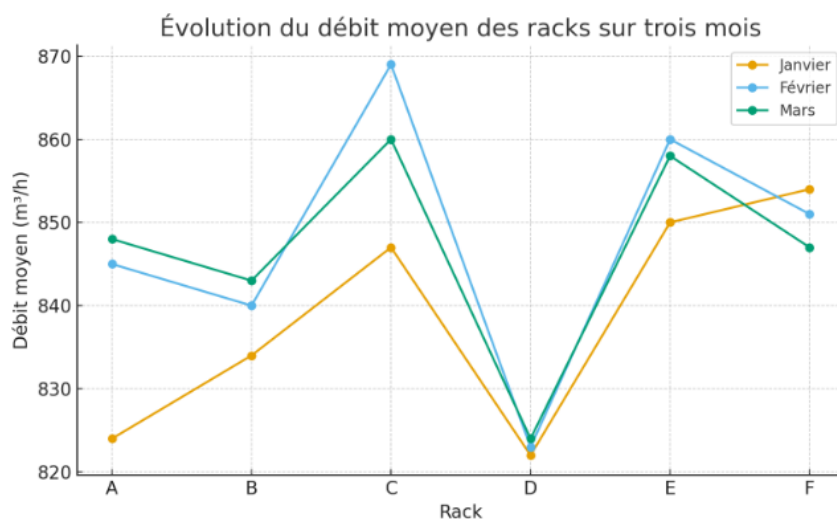


FIG. 5.3: L'évolution du débit moyen dans chaque rack

D'après le graphique, on trouve :

- Les débits restent globalement élevés et stables pour tous les racks, entre 820 et 860 m^3/h . Les variations entre les mois sont faibles (± 10 à $30 m^3/h$), ce qui montre que le système fonctionne de manière régulière.
- Rack A : Débit le plus bas en janvier ($820 m^3/h$), puis on a une augmentation progressive dans février ($840 m^3/h$) et dans mars ($850 m^3/h$). Cela montre une amélioration de la performance au fil du temps.
- Rack B : Léger progrès de janvier ($830 m^3/h$) à mars ($840 m^3/h$), avec une stabilité globale.
- Rack C et Rack F : C'est les racks avec les débits les plus élevés ($850 m^3/h$ en janvier, $860 m^3/h$ février et en mars). Il présente donc la meilleure performance en termes de débit.
- Rack D : Plutôt stable, autour de $820-830 m^3/h$, légèrement inférieur aux autres racks.

- Rack E : Léger progrès de janvier ($840 \text{ m}^3/\text{h}$) à mars ($855 \text{ m}^3/\text{h}$), signe d'une amélioration constante.

En résumé, Le débit moyen élevé indique une bonne productivité des membranes et une alimentation en eau constante. Les petites différences entre racks peuvent être dues :

- Á une pertes de charge différentes ;
 - Á un encrassement des membranes ;
 - Ou à des conditions locales de pression/température ;
- Le Rack D, légèrement en dessous des autres, à cause d'un éventuel début de colmatage ou un réglage hydraulique moins optimal.

5.3.3 Evolution de la pression différentielle dans chaque racks

La pression différentielle (ΔP) est un indicateur clé de l'encrassement des membranes (colmatage particulaire, biofouling ou scaling), c'est-à-dire plus la (ΔP) augmente, plus les pertes de charge à travers le rack sont importantes et c'est un signe que l'eau circule moins facilement.

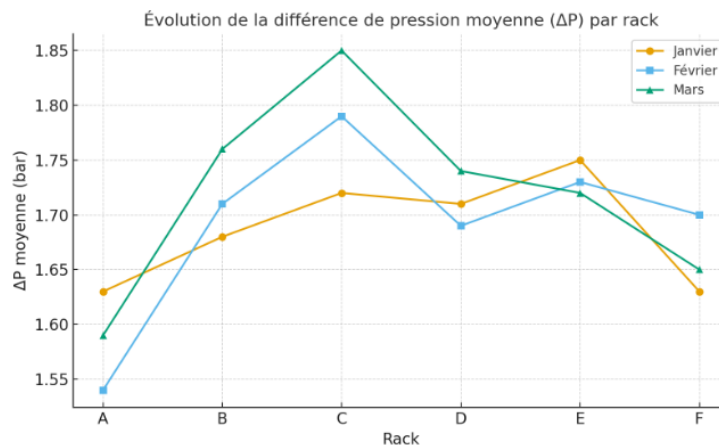


FIG. 5.4: L'évolution de la pression différentielle dans chaque rack

- Dans les Racks B et C, on observe une augmentation constante de (ΔP), qui indique un encrassement progressif.
- Dans le Rack E, on a une (ΔP) déjà élevée, mais on observe une légère amélioration qui peut-être un effet de rinçage/nettoyage ou une baisse de débit en entrée.
- Pour les Racks A, D, F, ils possèdent une fluctuations normales.

Résumé

Globalement, la pression différentielle reste dans des valeurs acceptables pour l'ensemble des racks, ce qui indique que le système fonctionne encore correctement. Cependant, certains racks nécessitent une attention particulière :

- Rack C montre une hausse continue de (ΔP), traduisant un encrassement.
- Rack B présente également une tendance à l'augmentation, ce qui suggère un début de colmatage.

5.3.4 Evolution du flux par Rack

Une baisse de flux indique généralement un colmatage ou un encrassement, tandis qu'une hausse de flux peut refléter une membrane moins obstruée ou une fuite. Suivre ces variations permet de savoir l'état de chaque rack.

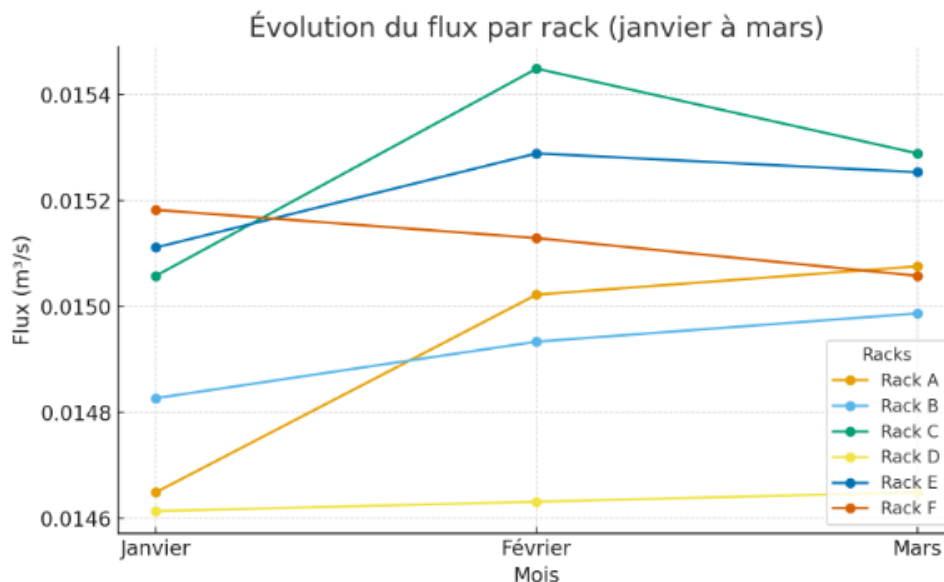


FIG. 5.5: Variation du flux du perméat par rack

Le flux augmente légèrement pour la plupart des racks (A, B, C, E, F). Cette hausse traduit une meilleure perméabilité membranaire ou une amélioration des conditions d'exploitation (pression, température, nettoyage, etc.).

Le rack D a les flux les plus faibles et avec des flux quasi stable, donc il pourrait indiquer un encrassement plus marqué ou une perte de performance.

Le rack C présente les flux les plus élevés tout au long de la période, donc, il est le plus performant (bonne perméabilité).

Ces valeurs se situent dans la plage de fonctionnement recommandée par les normes constructeur (12 à 18 LMH), ce qui indique que les performances hydrauliques des membranes sont conformes .

5.3.5 Evolution de la perméabilité en fonction des rack

La perméabilité d'une membrane d'osmose inverse correspond à sa capacité à laisser passer l'eau sous une pression donnée tout en retenant les sels et impuretés. Une perméabilité élevée indique que la membrane permet un flux important pour une pression donnée, tandis qu'une perméabilité faible peut résulter d'un colmatage, d'un encrassement ou d'une détérioration de la membrane. L'analyse de la perméabilité se traduit par un graphique illustrant l'évolution de la capacité de passage de l'eau à dans chaque rack :

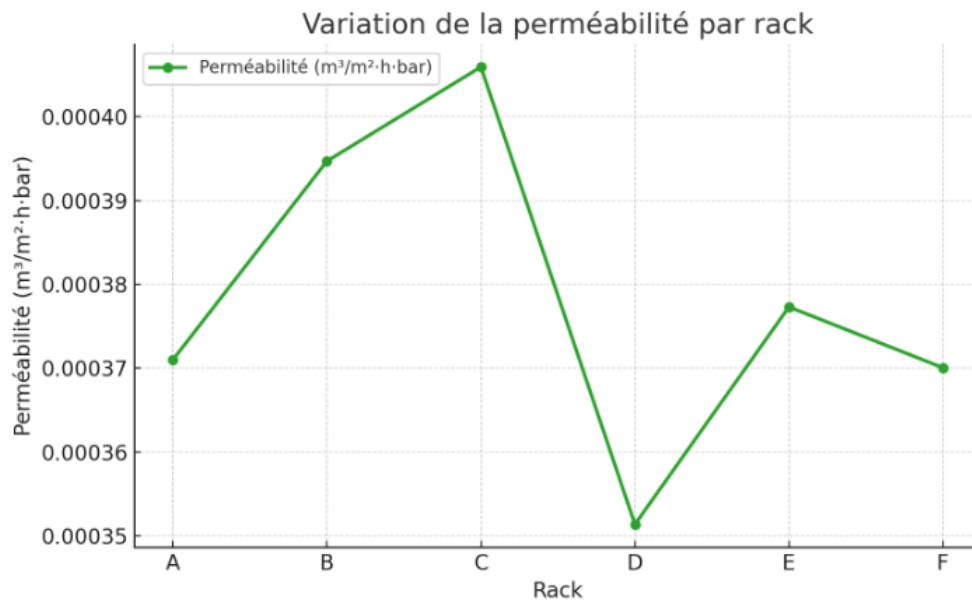


FIG. 5.6: Variation de la perméabilité des membranes en fonction des racks

Le rack C affiche la meilleure perméabilité : la membrane y est probablement plus propre ou moins encrassée, assurant un flux élevé pour une pression donnée.

Le rack D présente la plus faible perméabilité : cela suggère une augmentation de la résistance au passage de l'eau, souvent causée par un colmatage, une pollution de surface ou une variation locale de la pression.

Les racks A, E, F, B restent dans une plage moyenne, traduisant un équilibre hydraulique satisfaisant.

5.3.6 Résultat

La comparaison des racks montre des comportements différents des membranes. Le rack D présente une baisse de débit, de flux et de perméabilité, signe de colmatage et d'efficacité réduite. À l'inverse, le rack C affiche une augmentation de ΔP , de flux et de perméabilité, indiquant une membrane plus performante ou récemment nettoyée.

5.3.7 Corrélations possibles entre deux paramètres :

Afin de mieux comprendre l'évolution des performances des membranes, d'interpréter les résultats mesurés et calculés (débit, ΔP , flux, etc.) et de comprendre l'encrassement des membranes, le tableau suivant présente les principales corrélations possibles entre deux paramètres clés, ainsi que leur signification opérationnelle.

TAB. 5.1: Corrélations possibles entre débit, ΔP , flux et perméabilité

Paramètre 1	Paramètre 2	Interprétation
ΔP	Q_p (débit du perméat)	Une augmentation de ΔP accompagnée d'une baisse de Q_p indique un encrassement hydraulique .
Q_p (débit)	Flux	Une baisse simultanée de Q_p et du flux normalisé reflète une perte de performance membranaire.
Flux	Perméabilité	Une diminution du flux alors que la perméabilité chute traduit un colmatage progressif de la surface active des membranes.
ΔP	Perméabilité	Une hausse de ΔP associée à une baisse de la perméabilité est un signe typique de bio-fouling ou d'accumulation de particules.
Q_p (débit)	Perméabilité	Une baisse de débit avec une perméabilité stable peut indiquer un problème d'exploitation (pression insuffisante, vanne, instrumentation) plutôt qu'un encrassement.
Perméabilité	Fréquence de nettoyage	Une baisse rapide de la perméabilité entre deux nettoyages successifs montre un encrassement accéléré et la nécessité de CIP plus fréquents.

D'après ce tableau de corrélation, nous allons étudier la variation de la différence de pression (ΔP) en fonction du débit moyen et du flux . Cette analyse permettra d'évaluer la relation entre les performances hydrauliques (débit et flux) et les pertes de charge au niveau des membranes.

5.3.7.1 Débit moyen et la pression différentielle

De manière générale, une pression différentielle élevée combinée à baisse de débit suggère un encrassement progressif des membranes, dû à l'accumulation des particules de biofilm ou de dépôts minéraux. Le graph suivant présente la relation entre le débit moyen et la pression différentielle qui permet d'évaluer la performance des racks.

Rack C : présente la plus forte différence de pression (1,79 bar) tout en maintenant l'un des plus grands débits (859 m³/h), ce qui indique que la membrane fonctionne efficacement mais est soumise à une pression relativement élevée.

Rack D : bien que son débit soit relativement faible (823 m³/h), sa différence de pression reste élevée (1,71 bar), ce qui suggère également un risque d'encrassement .

Rack A : montre la plus faible différence de pression (1,59 bar) pour un débit moyen (839 m³/h) → cela traduit un bon état hydraulique et une membrane propre.

Racks E et B : ont des valeurs intermédiaires, cohérentes avec un fonctionnement normal.

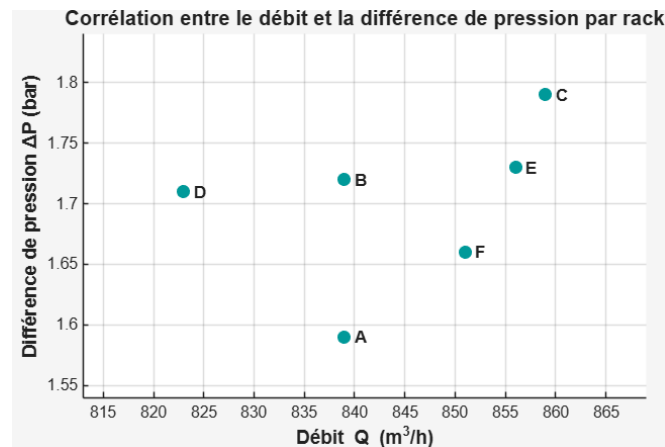


FIG. 5.7: Relation entre le débit moyen et la pression différentielle

Rack F : possède un débit modéré (851 m³/h) et une pression relativement basse (1,66 bar), ce qui reflète un bon rendement sans obstruction .

5.3.7.2 Flux et le Débit moyen

Le flux permet d'évaluer l'efficacité spécifique de la membrane indépendamment de sa taille. Une membrane plus perméable aura un flux plus élevé pour un même débit.

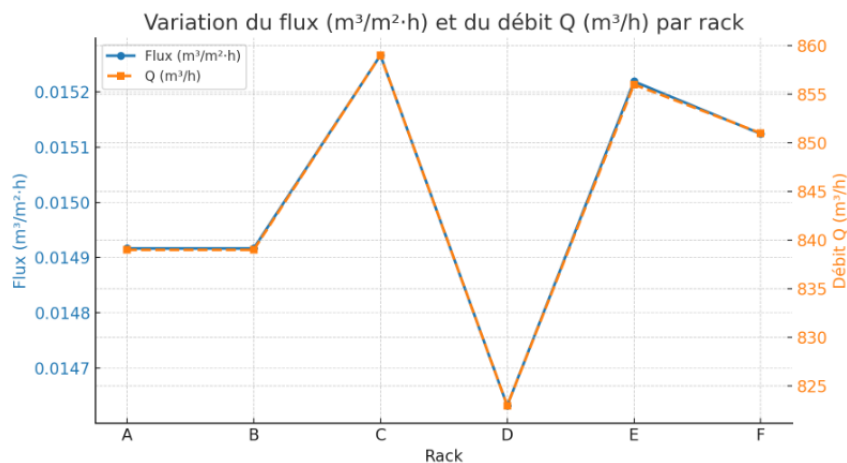


FIG. 5.8: Relation entre le débit moyen et la pression différentielle

L'augmentation du flux et de Q dans la plupart des Rack indique une meilleure efficacité de transfert à travers la membrane. Les pores restent propres, la pression appliquée est efficacement utilisée, et le transport d'eau est maximal.

La diminution du flux et du Q dans le Rack D suggère une accumulation de matières colloïdales ou organiques à la surface de la membrane. Cela crée une résistance additionnelle au transfert de matière, entraînant une baisse de la productivité.

Les différences faibles entre racks ($\pm 2\%$) indiquent une uniformité de fonctionnement du système d'osmose inverse — les modules travaillent dans des conditions similaires, signe d'un bon équilibrage hydraulique.

5.3.7.3 Etat générale de chaque rack

TAB. 5.2: État d'encrassement et interprétation du fonctionnement de chaque rack

Rack	Interprétation du fonctionnement	État de la membrane
A	Bon équilibre hydraulique, pression stable et bon passage d'eau. Aucun signe de perte de performance notable.	Non encrassé
B	Légère augmentation de la pression différentielle suggérant une résistance interne croissante. Les performances restent acceptables.	Légèrement encrassé
C	Très bonne production de perméat mais augmentation de la pression différentielle indiquant une accumulation progressive de dépôts sur la surface membranaire.	Encrassement léger à modéré
D	Baisse de performance observée avec un flux plus faible. La membrane présente une résistance élevée au passage de l'eau, typique d'un colmatage.	Encrassé
E	Fonctionnement globalement correct	Non encrassé
F	Fonctionnement stable et équilibré. Bonne perméabilité et faible perte de charge. Aucun signe d'encrassement.	Non encrassé

5.3.8 Identification du type de colmatage

Sur la base du tableau suivant, reliant les variations de la pression différentielle ΔP , du flux, et de la perméabilité aux principaux types de colmatage ou de dégradation membranaire, il est possible de classer les différents racks étudiés selon leur comportement observé.

TAB. 5.3: Interprétation du type de colmatage selon l'évolution de la ΔP , du flux et de la perméabilité

Observation (ΔP / Flux / Perméabilité)	Type probable de colmatage ou d'altération
Augmentation de la ΔP et diminution de la perméabilité	Encrassement progressif dû à l'accumulation de matières colloïdales ou biofilm (bio-colmatage ou colmatage organique) (Mahmoud, 2023).
ΔP modérée avec légère baisse de la perméabilité	Début d'encrassement biologique ou particulière, affectant légèrement la résistance hydraulique (Eric et al., 2022).
ΔP élevée et flux plus faible	Entartrage avancé ou colmatage sévère (dépôts minéraux comme CaCO_3 , CaSO_4 ou silice).
Flux stable mais perméabilité en légère baisse	Début d'usure de la membrane ou vieillissement (perte progressive de perméabilité sans signe de colmatage marqué).

D'après ce tableau (5.3), on trouve :

TAB. 5.4: Analyse du comportement hydraulique des racks et identification du type de colmatage probable

Rack	Observation (ΔP / Débit / Flux / Perméabilité)	Type de colmatage probable
D	ΔP élevée malgré un débit et une perméabilité faibles, indiquant une résistance importante au passage de l'eau.	Colmatage avancé, probablement dû à un encrassement interne ou à des dépôts minéraux.

5.4 L'influence du nettoyage sur la durée de vie d'une membrane :

5.4.1 Pression différentielle :

Le lavage chimique (CIP) vise à éliminer les dépôts accumulés sur les membranes afin de restaurer leurs performances hydrauliques. Le graphique ci-dessous, où chaque point représente un rack, montre une baisse significative de la pression différentielle immédiatement après le nettoyage, indiquant la restauration partielle de la perméabilité des membranes grâce à l'élimination des dépôts.

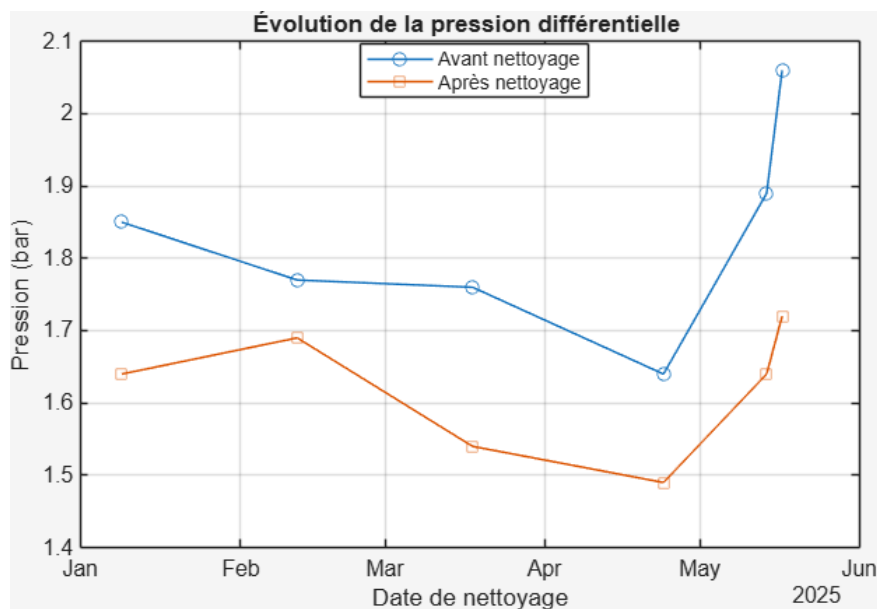


FIG. 5.9: L'évolution de pression différentielle avant et après lavage chimique

Cette diminution de ΔP traduit une réduction du colmatage et une meilleure circulation de l'eau à travers les membranes. Le rack D illustre bien ce phénomène, son faible rendement avant nettoyage étant associé à une ΔP élevée et à un encrassement marqué.

5.4.2 Débit du perméat :

Avant le nettoyage, le débit de perméat diminue progressivement en raison de l'encrassement des membranes. Ce phénomène est principalement dû à l'obstruction partielle des pores de la membrane, causée par l'accumulation de matières organiques, minérales ou colloïdales. Cette obstruction réduit la surface active disponible pour le passage de l'eau, ce qui augmente la résistance hydraulique et diminue le débit (Q). Le graphique ci-dessous illustre l'évolution du débit avant et après chaque nettoyage chimique pour les différents racks.

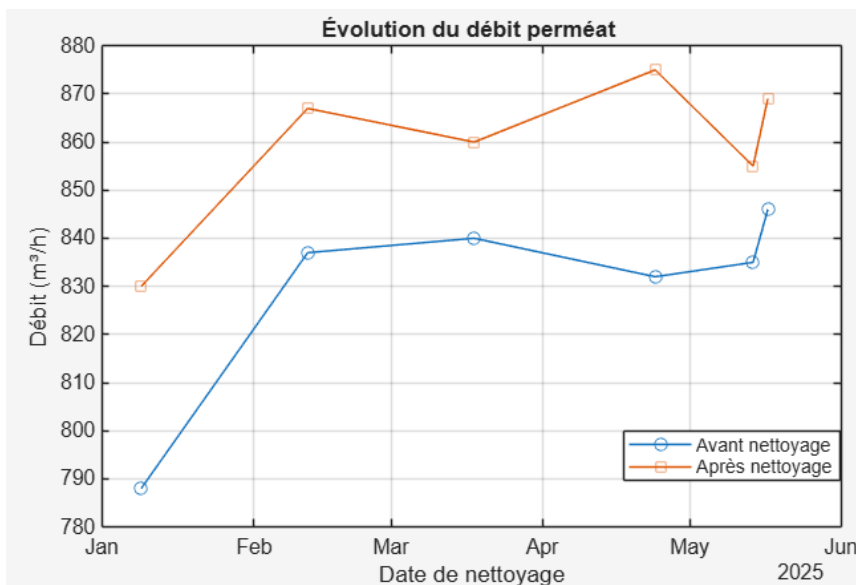


FIG. 5.10: L'évolution du débit de perméat avant et après lavage chimique

On observe dans tous les cas une augmentation du débit après le CIP, indiquant que le nettoyage a permis de désobstruer les pores et de restaurer la perméabilité des membranes. Par exemple, pour le rack A (24/04/2025), le débit est passé de 832 à 875 m³/h (+43 m³/h), et pour le rack F (18/03/2025), de 840 à 860 m³/h (+20 m³/h).

En résumé, l'analyse de l'évolution de pression différentielle, du débit de perméat après chaque lavage chimique (CIP) montre que les nettoyages permettent de restaurer partiellement les performances hydrauliques des membranes, en réduisant ΔP et en augmentant le débit de perméat. Cela confirme l'efficacité du CIP dans l'élimination des dépôts colmatants (biofilm, particules, sels précipités). Cependant, si les nettoyages chimiques améliorent la productivité à court terme, ils peuvent, à long terme, contribuer à l'altération de la performance globale des membranes.

5.4.3 Fréquence de nettoyage

L'analyse des deux figure suivant, représentant l'évolution mensuelle et annuelle de la fréquence de lavage chimique (CIP) des membranes sur la période 2017–2025 et pour les

racks pendant 2011-2019, met en évidence une variation notable selon les mois et les années.

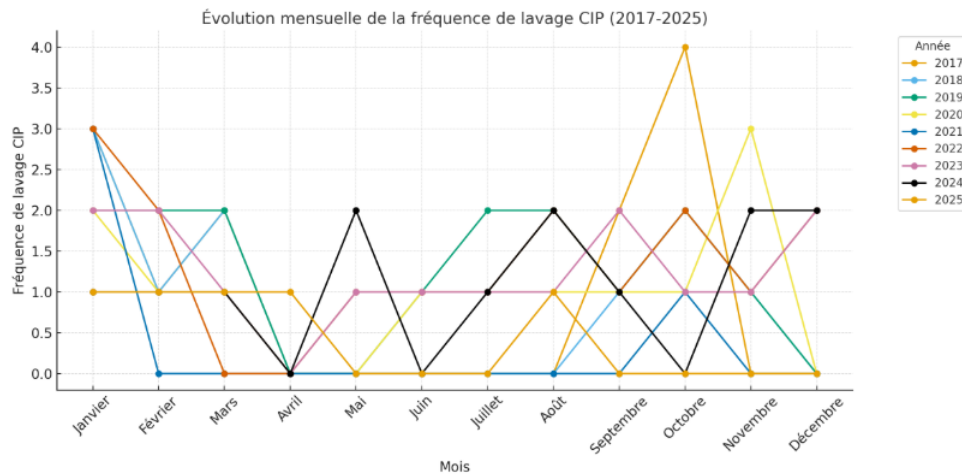


FIG. 5.11: Fréquence mensuelle lavage chimique des membranes

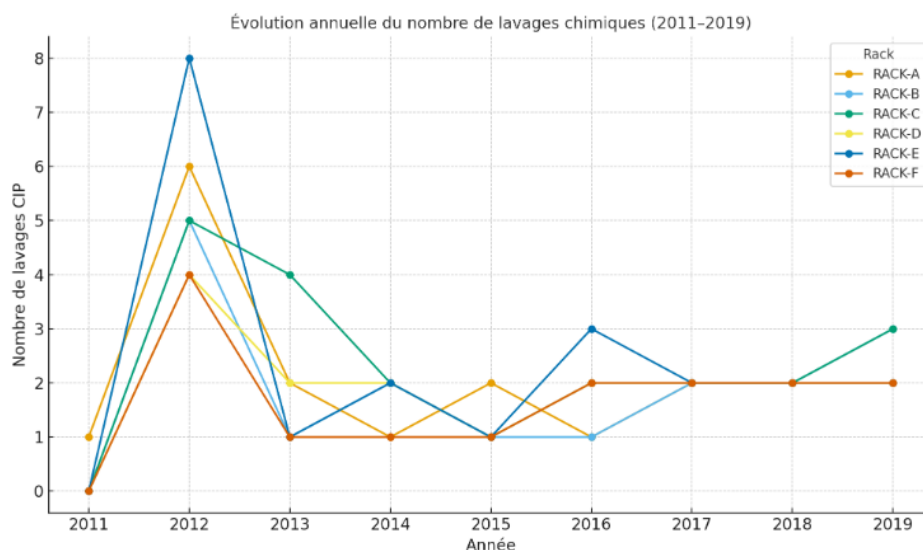


FIG. 5.12: Fréquence annuelle lavage chimique des membranes

- **D'après le premier graphe 5.11**, En 2017, on remarque un pic marqué au mois d'octobre avec quatre lavages, traduisant une intensification du nettoyage due probablement à une accumulation importante des dépôts sur les membranes. Au cours des années suivantes, la fréquence des lavages tend globalement à diminuer et à se stabiliser autour d'une à deux interventions par mois, ce qui indique une meilleure maîtrise des conditions d'exploitation et un suivi plus régulier de la qualité de l'eau d'alimentation. Certaines fluctuations ponctuelles observées en 2023 et 2024 peuvent être attribuées à des variations saisonnières de la turbidité ou à des événements d'encrassement plus localisés. Dans l'ensemble, la tendance générale révèle une amélioration progressive des performances du système de traitement et une réduction de la fréquence des nettoyages nécessaires au fil du temps.

• **D'après le deuxième graph 5.12**, En 2012, tous les racks présentent une fréquence anormalement élevée de lavages chimiques (jusqu'à 8 lavages pour le Rack E). Cette situation traduit probablement une dégradation de la qualité de l'eau brute ou un dysfonctionnement du prétraitement, ayant entraîné un encrassement généralisé des membranes. Le Rack D montre également une fréquence élevée (4 lavages), ce qui confirme un encrassement plus marqué de cette ligne, possiblement dû à une sensibilité accrue aux variations de la qualité d'eau ou à un déséquilibre hydraulique localisé.

Pour les années suivantes, les fréquences de lavage diminuent progressivement et se stabilisent autour de 1 à 2 lavages par an et par rack, ce qui traduit une meilleure maîtrise du procédé, une amélioration du prétraitement et une optimisation du programme de maintenance.

5.5 Age des membranes

Le graph montre l'évolution de l'âge moyen des membranes par rack :

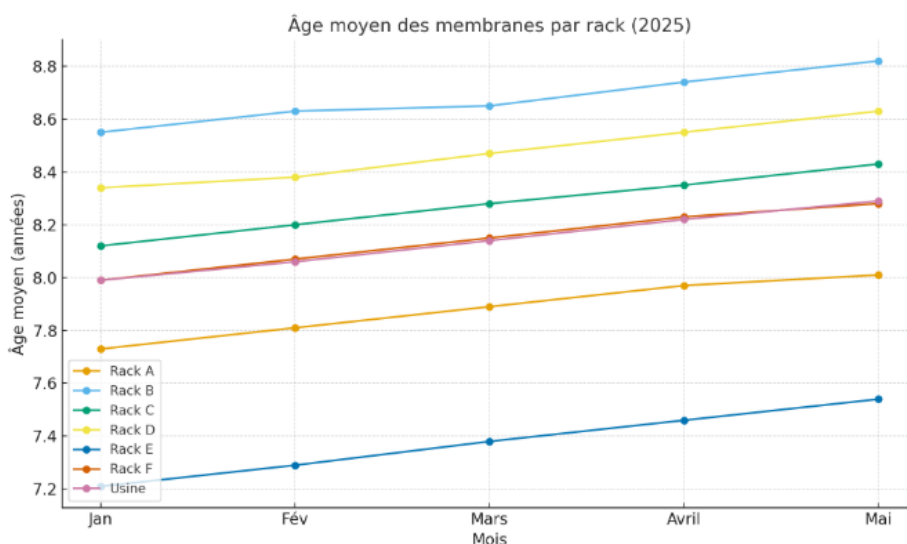


FIG. 5.13: Evolution de l'âge moyen des membranes

• On observe une augmentation régulière de l'âge moyen des membranes dans tous les racks entre janvier et mai 2025.

• Les racks B (8,55 → 8,82 ans) et D (8,34 → 8,63 ans) présentent les âges moyens les plus élevés, ce qui indique qu'ils utilisent des membranes parmi les plus anciennes.

• Le rack E (7,21 → 7,54 ans) reste le plus jeune, ce qui suggère un remplacement plus récent de ses membranes.

• L'âge moyen global de la station passe de 7,99 à 8,29 ans, ce qui traduit une tendance au vieillissement progressif des membranes au sein de l'installation.

On peut dire que :

• Plus l'âge moyen est élevé, plus les membranes risquent de présenter des signes de colmatage irréversible.

- Le rack D, bien que présentant une valeur de ΔP normale, montre une diminution du débit (Q) et de la perméabilité, ce qui traduit un colmatage progressif et diffus des membranes.

Ce type de colmatage ne se manifeste pas toujours par une hausse de la pression différentielle, mais entraîne une perte graduelle de performance liée au vieillissement des membranes ou à une accumulation interne de dépôts fins.

5.6 Résultat de l'étude des racks

L'analyse comparative des différents racks a permis d'évaluer l'état de fonctionnement des membranes d'osmose inverse de la station. L'ensemble des résultats montre un comportement globalement stable du système, avec des performances hydrauliques satisfaisantes pour la majorité des racks.

Le rack D se distingue par une diminution du débit, du flux et de la perméabilité, traduisant un colmatage diffus (accumulation de particules fines dans un milieu poreux) probablement lié à une accumulation interne de particules colloïdales, de matières organiques ou à un vieillissement progressif des membranes. Ce type d'encrassement se manifeste par une résistance accrue au passage de l'eau, sans nécessairement provoquer une hausse importante de la pression différentielle (**Ammar et al, 2023**).

La distinction entre ces formes d'encrassement est essentielle pour adapter les stratégies de maintenance (**Ammar et al, 2023**), c'est-à-dire il faut identifier le type de colmatage pour pouvoir choisir des protocoles de nettoyage chimique (CIP), car un mauvais diagnostic peut accélérer le vieillissement des membranes.

Par ailleurs, l'étude de la fréquence des lavages chimiques (CIP) met en évidence une amélioration significative de la maintenance au fil des années : les lavages sont devenus moins fréquents, ce qui indique une optimisation du prétraitement et un meilleur suivi des conditions d'exploitation. Toutefois, une fréquence trop élevée (comme observée dans les années 2012 ou 2017), peut accélérer le vieillissement des membranes par altération chimique de leur surface active.

L'âge des membranes influence directement la nature du colmatage : avec le temps, la surface des membranes devient plus rugueuse et moins favorable au passage de l'eau, facilitant la formation des biofilms et la formation de dépôts minéraux. Cela correspond aux observations du rack D, où le colmatage diffus est attribué au vieillissement et à l'accumulation interne de dépôts.

5.7 Ecart de performance entre membranes neuves et anciennes :

Le graph suivant montre l'écart de performance entre membranes neuves et anciennes :

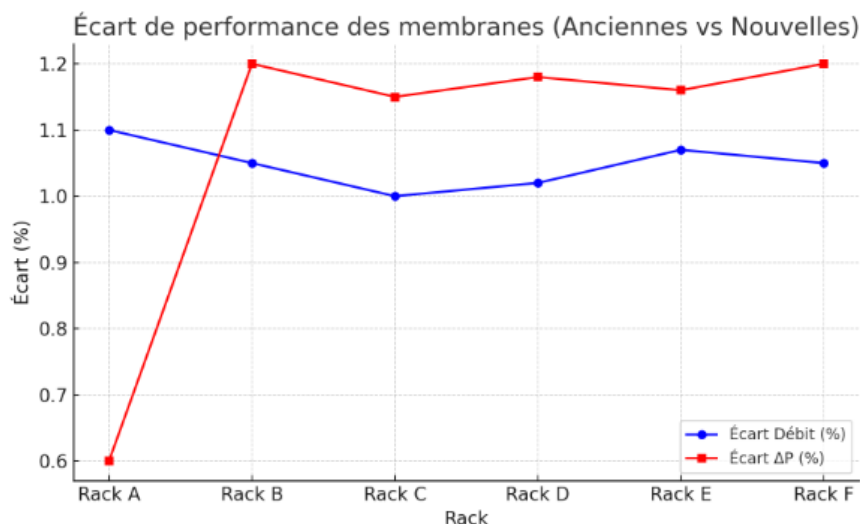


FIG. 5.14: Ecart de performance des membranes

Écart de débit (%)

- Les écarts de débit sont globalement autour de 1 % pour tous les racks.
- Cela indique que le vieillissement des membranes n'a pas encore entraîné une forte perte de productivité.
- Cependant, les racks A et E présentent un débit légèrement plus élevé que les autres, traduisant une meilleure stabilité hydraulique et une performance plus durable des membranes.

Écart de ΔP (%)

- C'est la courbe la plus élevée, autour de 1,1–1,2 % pour plusieurs racks. Cela signifie que la perte de charge est plus sensible au vieillissement que le débit.
- Une augmentation du ΔP est souvent liée au colmatage (biofouling, scaling, encrassement particulaire).

Résumé

Le paramètre le plus critique est ΔP , car il augmente plus rapidement avec l'âge des membranes qui indique un colmatage progressif. Donc, le colmatage est surtout visible par ΔP .

5.8 Comparaison des taux de conversion entre anciennes et nouvelles membranes

L'analyse comparative des taux de conversion entre les anciennes et les nouvelles membranes montre une amélioration notable des performances après remplacement.

Globalement, le taux de conversion augmente d'environ 2 à 4 % pour l'ensemble des racks, traduisant une meilleure capacité de rejet des sels et une restauration de la perméabilité membranaire.

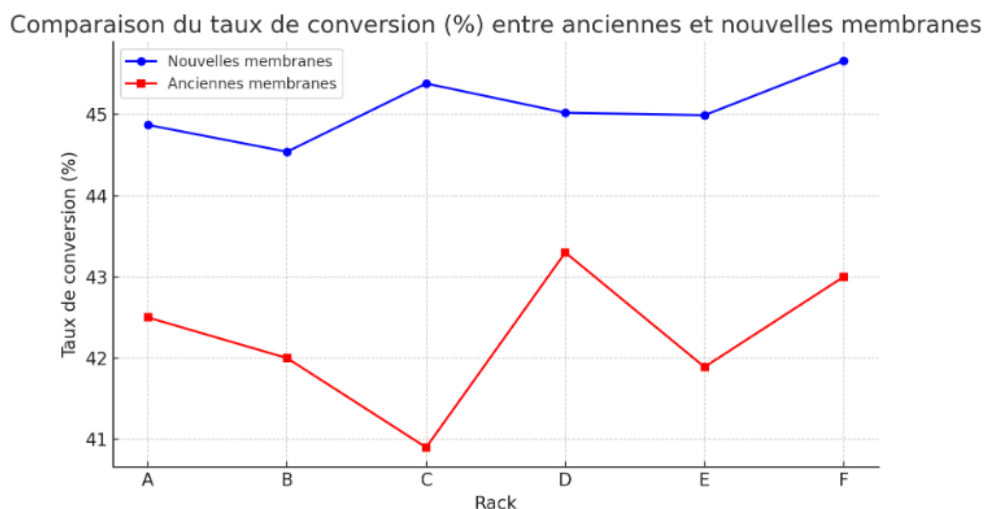


FIG. 5.15: Comparaison des taux de conversion entre anciennes et nouvelles membranes

Le rack C présente la plus forte amélioration (+4,48 %), ce qui suggère que les anciennes membranes étaient fortement dégradées avant remplacement. Les racks A, B, D, E et F affichent également une progression significative (de 1,7 % à 3 %), cela met en évidence l'effet favorable du remplacement des membranes sur les performances globales du système. Le rack F atteint le taux de conversion le plus élevé (45,66 %) avec les nouvelles membranes, confirmant un état hydraulique optimal et une faible résistance au passage de l'eau. En résumé, le remplacement des membranes a permis de restaurer la performance initiale du système, avec un taux de conversion conforme aux valeurs de conception d'une unité d'osmose inverse d'eau de mer (entre 40 et 50 %) (**Sergio et al, 2021**).

5.9 Conclusion

L'étude détaillée du comportement des racks d'osmose inverse de la station de Fouka 1 met en évidence une performance globale stable et conforme aux conditions opérationnelles recommandées pour les membranes SWC5 Max. Les paramètres de suivi (débit, flux, pression différentielle et perméabilité) montrent une cohérence hydraulique satisfaisante entre les différents racks, traduisant une exploitation bien maîtrisée du procédé.

Le rack D se distingue par une baisse simultanée du débit, du flux et de la perméabilité, signe d'un colmatage diffus ou d'un vieillissement membranaire avancé. À l'inverse, le rack C présente des performances élevées malgré l'augmentation de la pression différentielle, suggérant une membrane plus perméable mais soumise à une contrainte hydraulique plus forte.

L'analyse de la pression différentielle ΔP et du débit du perméat avant et après les lavages chimiques (CIP) démontre l'efficacité du lavage, qui permettent de restaurer partiellement la perméabilité et de réduire les pertes de charge. Cependant, une fréquence excessive de nettoyage peut accélérer le vieillissement des membranes.

L'évolution de l'âge moyen des membranes confirme le lien entre le vieillissement et la diminution progressive de la performance.

En conclusion, le suivi continu des indicateurs clés (ΔP , Q_p , flux, perméabilité, fréquence de CIP) constitue un outil essentiel pour anticiper le colmatage, optimiser les cycles de nettoyage et prolonger la durée de vie des membranes d'osmose inverse.

Chapitre 6

Simulation des racks via IMS

Design et interprétation des résultats

Chapitre 6: Simulation des racks via IMS Design et interprétation des résultats

6.1 Introduction

Le logiciel IMSDesign, développé par Hydranautics / Nitto Group, a été utilisé pour la simulation du système d'osmose inverse destiné au dessalement de l'eau de mer. Après saisie de la composition de l'eau d'alimentation, du débit cible de perméat et de la membrane sélectionnée, le programme a procédé aux calculs de flux, pression nécessaire, TDS de perméat, passage de sel, consommation de pompe et chimie. Le modèle se base sur les équations de flux hydraulique et de rejet d'ions, ajustées selon les performances nominales de la membrane et les conditions du site (température, salinité, récupération). Les résultats obtenus seront ensuite comparés aux données réelles de la station de dessalement afin d'évaluer l'écart entre simulation et exploitation.

6.2 Présentation du logiciel

Integrated Membrane System Design (IMS-Design) est un logiciel développé par Hydranautics permettant la modélisation et la conception de système d'osmose inverse (**Dow Water & Process Solutions, 2010**).

Grace à une interface structurée en étapes successives, depuis la saisie des caractéristiques de l'eau d'alimentation et des membranes jusqu'à la simulation complète de la production. Chaque étape alimente la suivante, garantissant la cohérence des données et la précision des calculs.

Ce logiciel permet de :

- Déterminer le débit de production d'une installation d'osmose inverse.
- Evoluer la qualité du perméat.
- Analyser les pertes de charge et les profils de pression.
- Détecter les risques potentiels de colmatage ou de précipitation.
- Proposer une configuration optimale des racks et des membranes.

Le mode de fonctionnement du logiciel est décrit dans l'organigramme suivant :

- Début (choisir la langue).
- Lectures des données : composition de l'eau, pH, température ...
- Calcul des indices de saturation en sel, TDS, Force ionique, pression osmotique, ...
- Lecture de type de membrane, débit de production, et taux de conversion.

- Dimensionnement : nombre de tubes, nombre de membranes, composition perméat et rejet, débit d'alimentation.
- Résultats.

La figure suivantes présente l'interface du logiciel "IMSDesign" :



FIG. 6.1: Interface de IMSDesign

6.3 Base théorique et équations utilisées par le logiciel IMSDesign :

Il s'appuie sur les principes physiques fondamentaux de la séparation membranaire et sur des modèles empiriques calibrés à partir des données expérimentales des membranes Hydranautics :

Les équations utilisées par le logiciel IMSDesign sont essentiellement les mêmes que celles présentées dans le chapitre 2, auxquelles s'ajoutent les relations suivantes propres au modèle de calcul intégré dans le programme :

- **Pression nette de conduite (NDP)**

$$NDP = \Delta P - \Delta \pi$$

- Flux d'eau (ou débit spécifique)

$$J_p = A \times (\Delta P - \Delta \pi)$$

- Équilibre de masse

$$Q_f C_f = Q_p C_p + Q_R C_R$$

où :

- Q_R : Débit de concentrât,
- C_R : Concentration dans le rejet.

6.4 Application du logiciel sur les Racks

Remarque

Les valeurs de flux et de rejet présentées dans cette section ont été normalisées à 25 °C conformément à la norme ASTM D4516, afin d'éliminer l'influence de la température sur les performances hydrauliques. Le pH a été maintenu constant à 8,06 afin de comparer les performances membranaires dans des conditions chimiques similaires.

6.4.1 Paramètres de Fonctionnement de logiciel IMS-Design

- **Débit de production** : c'est la quantité d'eau produite par jour.

TAB. 6.1: Débit de production par rack

Rack	A	B	C	D	E	F
Débit de production (m ³ /h)	839	839	858,66	823	856	850,66

- **Taux de conversion** : est très variable en fonction de la qualité d'eau, et en particulier du risque lié à la précipitation des sels minéraux en surface de membrane.

TAB. 6.2: Taux de conversion par rack

Rack	A	B	C	D	E	F
Taux de conversion (%)	42,5	42	40,9	43,30	41,89	43

- **Qualité d'eau produite** : c'est La composition ionique de l'eau après prétraitement.

TAB. 6.3: Composition ionique de l'eau après prétraitement Dow (Water,2010)

Anion	Concentration [mg/L]	cation	concentration [mg/L]
Sodium (Na^+)	10780	Bicarbonate (HCO_3^-)	140
Magnésium (Mg^{2+})	1290	Sulfate (SO_4^{2-})	2712
Calcium (Ca^{2+})	412	Chlorure (Cl^-)	19350
Potassium (K^+)	387	Fluorure (F^-)	1,3
Strontium (Sr^{+2})	8	Silice (SiO_2)	2,5
Ammonium (NH_4^+)	0,01	Bore (B)	4,5
baryum (Ba^{2+})	0,01	/	/
Turbidité [NTU]	0,18	/	/
SDI ₁₅	2,1	/	/

- Age moyen des membranes dans les racks

TAB. 6.4: Age moyen des membranes dans les racks

AGE MOYEN DES MEMBRANES / ANNÉES	
Rack A	8,01
Rack B	8,82
Rack C	8,43
Rack D	8,63
Rack E	7,54
Rack F	8,28
MOYENNE USINE	8,29

6.4.2 Simulation du Rack A

On va expliquer les étapes de la simulation par logiciel IMS Design étape par étape pour le premier rack (Rack A) et ça sera la même chose pour les autres racks.

Valeurs utilisées :

- Nombre des membranes dans le tube : 7 membranes.
- Nombre de tube dans le rack : 216 tubes.

6.4.2.1 Etape 01 : Analyse

C'est la première étape où on compte comment traiter l'échantillon d'eau , on va mettre les valeurs du rapport d'analyse de l'eau (pour la composition ionique de l'eau ça sera la même pour toute les racks.

La condition demandée dans cette étape est la balance ionique entres les anions et les cations, c'est-à-dire la différence entre les anions et les cations ne dépasse pas 10%.

The screenshot shows the IMSDesign software interface. The main window is titled 'IMSDesign' and has a menu bar with options: 'A propos', 'Aide en ligne', 'Valeurs de design', 'Analyse', 'Dimensionnement', 'Calcul', and 'Post-traitement'. Below the menu bar is a toolbar with icons for 'nouveau', 'Ouvrir', 'Enregistrer', 'Ions spécifiques', 'Analyse multiple', 'Ouvrir sous', 'enregistrer sous', 'Réinitialisation', 'Imprimer', and 'calculatrice'. The main area is divided into several sections:

- Project Information:** 'Projet: Rack A', 'Calculé par: ', 'Température: 25.0 °C', 'Type d'eau: Eau de mer Surface'.
- Chemical Analysis:**
 - pH: 8.01
 - CO3: 3.87 mg/l
 - CO2: 1.425 mg/l
 - NH3: 0.00 mg/l
 - E Conductivité: 54638 µs/cm
- Cations:**

	mg/l	mg/l CaCO3
Ca	412.00	1030.00
Mg	1290.00	5286.89
Na	10780.00	23434.78
K	387.00	494.91
NH4	0.01	0.03
Ba	0.010	0.01
Sr	8.000	9.13
Total, meq/l		605.11
- Anions:**

	mg/l	mg/l CaCO3
HC03	140.00	114.75
SO4	2712.00	2825.00
Cl	19350.00	27291.96
F	1.30	3.42
NO3	0.00	0.00
PO4	0.00	0.00
SiO2	2.50	
B	4.50	
Total, meq/l		604.83
- Saturations:**

TDS calculé	35091 mg/l	CaSO4	21.2 %
Pression osmotique	25.6 bar	BaSO4	40.2 %
Ca3(PO4)2 SI	0.00	SrSO4	25.6 %
CCPP	32.16 mg/l	CaF2	30.0 %
		silice	1.8 %
- sélectionnez l'analyse:**

Pass1

☐ brute

☒ Alimentation

☐ Perméat

☐ Concentrat-1
- avertissement:**

• Ensemble de données incomplet.

The bottom of the interface features the logos for 'Nitto' and 'HYDRANAUTICS Nitto Group Company'.

FIG. 6.2: Image capture écran de la première étape d'analyse par IMS-Design

6.4.2.2 Etape 02 : Dimensionnement

Pour effectuer cette étape, il faut spécifier des paramètres tels que le flux de perméat, le taux de conversion, l'âge de la membrane, perte de flux, concentration de la solution, le type de membrane (SWC5 Max) et le nombre d'étages (un seul étage). D'après cette étape, on a dans le rack A :

- Débit d'alimentation est 1974,12 m³/h.
- Débit de rejet est 1135,12 m³/h.

Lorsque on clique sur lancer le calcul, on trouve (Figure 6.4 et Figure 6.5) :

Les résultats de simulation du Rack A avec IMS Design montrent un fonctionnement hydraulique stable et des performances membranaires satisfaisantes. Le taux de conversion atteint 42,5 %, avec un débit de perméat de 839 m³/h et un débit d'alimentation de 1974 m³/h, soit un rendement conforme aux conditions de fonctionnement des systèmes d'osmose inverse appliqués à l'eau de mer de salinité moyenne.

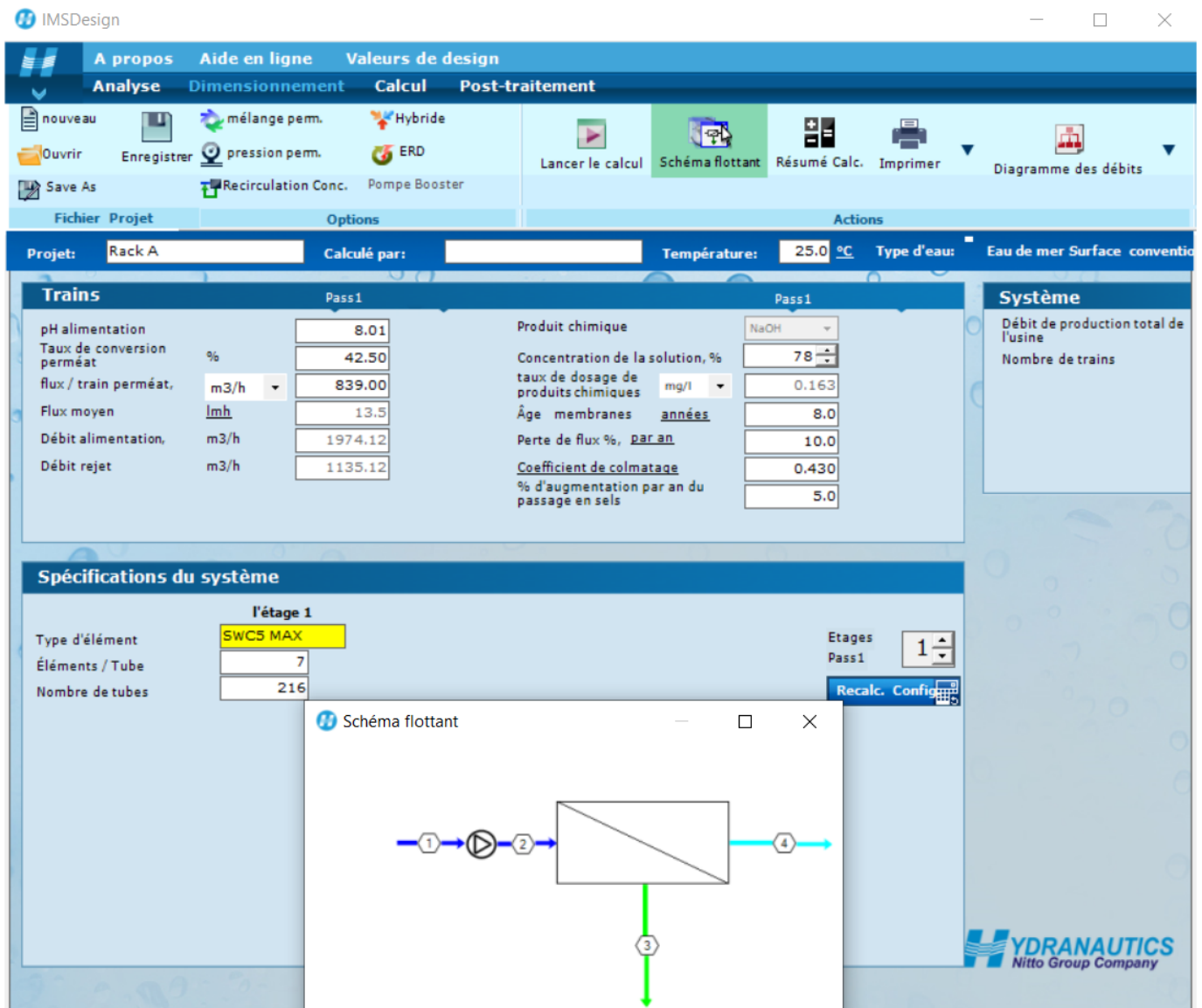


FIG. 6.3: Introduction des informations liées à l'étape de dimensionnement avant le calcul

La pression d'alimentation de 61,6 bar et la faible différence de pression entre l'eau filtrée et le concentrat (1,5 bar) traduisent une bonne hydraulique interne.

La conductivité du perméat ($\approx 573S/cm$) reste très faible par rapport à celle de l'alimentation ($\approx 54638 \mu S/cm$), correspondant à une réduction de plus de 99 %. Cette valeur confirme une excellente efficacité de rétention saline et une bonne intégrité des membranes. Par ailleurs, le débit de perméat stable et la constance des paramètres de pression indiquent que le système ne présente aucune perte de performance due au colmatage ou à l'encrassement.

IMSDesign

A propos Aide en ligne Valeurs de design

Analyse Dimensionnement Calcul Post-traitement

nouveau Ouvrir Enregistrer mélangé perm. pression perm. Recirculation Conc. Hybride ERD Pompe Booster retour Schéma flottant Résumé Calc. Imprimer Diagramme des débits de base partiel Split partiel

Fichier Projet Options Actions Deux Pass

Projet: Rack A Calculé par: Température: 25.0 °C Type d'eau: Eau de mer Surface conventionnel Date: 07/10/2025

Trains

Pass1

pH alimentation 8.01

Taux de conversion perméat % 42.50

flux / train perméat. m3/h 839.00

Flux moyen lmh 13.5

Débit alimentation, m3/h 1974.12

Débit rejet m3/h 1135.12

Produit chimique NaOH

Concentration de la solution, % 78

taux de dosage de produits chimiques mg/l 0.000

Âge membranes années 8.0

Perte de flux %, par an 10.0

Coefficient de colmatage 0.430

% d'augmentation par an du passage en sels 5.0

Système

Débit de production total de l'usine m3/h 839.00

Nombre de trains 1

Résultats de calcul (Flows are per vessel)

Arrangement	Tubes	Alimentation (bar)	Conc (bar)	Alimentation (m3/h)	Conc (m3/h)	Flux (lmh)	flux le plus élevé (lmh)	bêta le plus élevée
1-1	216	61.6	60.1	9.14	5.26	13.6	20.5	1.03

Concentration perméat

Ca	0.040	K	4.525	Sr	0.008	Cl	154.832	PO4	0.000	CO2	1.425
Mg	0.126	NH4	0.000	HCO3	2.013	NO3	0.000	SiO2	0.016	CO3	0.000
Na	100.895	Ba	0.000	SO4	5.433	F	0.021	B	1.421	pH	6.3
NH3	0.001									TDS	269.33 mg/l

avertissement:

• Séquestrant nécessaire.

FIG. 6.4: Résultat de l'étape de dimensionnement après le calcul

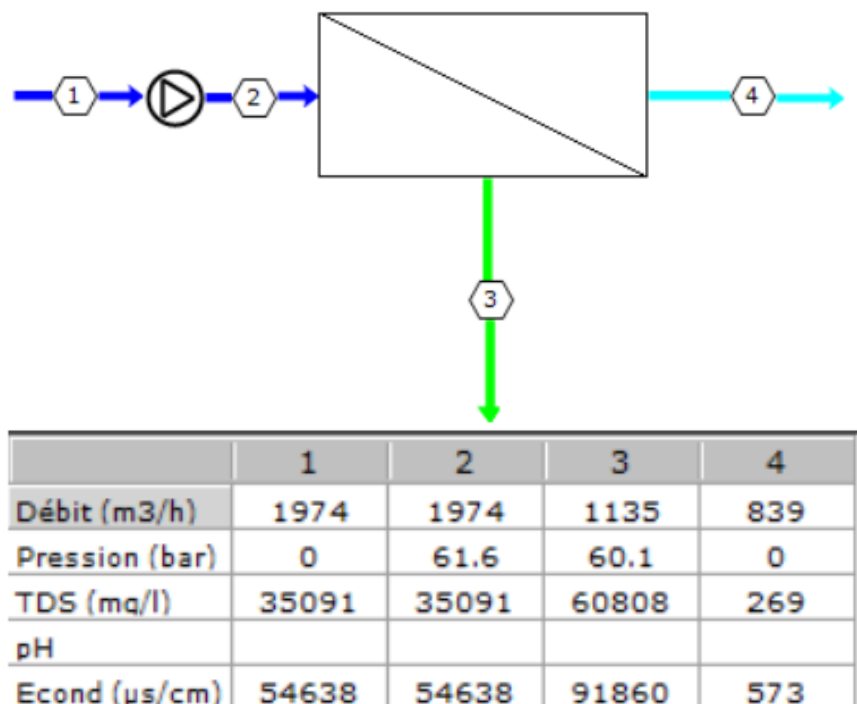


FIG. 6.5: Résultat de simulation du rack A

6.4.2.3 Résultats de simulation des autres Racks

- Pour le rack B

TAB. 6.5: Interprétation des résultats du Rack B d'après la simulation IMS Design.

Paramètre	Valeur	Interprétation / État des membranes
Pression d'alimentation	63,4 bar	Pression élevée typique d'une eau de mer. Indique un bon fonctionnement du système haute pression, sans obstruction majeure.
Pression concentrat (sortie)	61,9 bar	Faible perte de charge ($\approx 1,5$ bar) : bonne circulation hydraulique, absence d'encrassement sévère à ce stade.
Débit perméat	839 m ³ /h	Débit correct pour un taux de récupération de 42 %. Aucune perte brutale de perméabilité, mais légère diminution attendue à cause de l'âge des membranes.
TDS perméat	275 mg/L	Très bonne qualité du perméat, avec un taux de rejet d'environ 99,2 %. Les membranes restent sélectives.
Conductivité perméat	584 μ S/cm	Confirme la bonne rétention des sels ; aucune fuite ionique importante observée.
TDS concentrat	60 283 mg/L	Concentration élevée dans le rejet, normal avec une récupération de 42 %, mais favorise le risque de scaling.
Perte de pression dans le rack	1,5 bar	Très faible : circulation fluide dans les modules, absence de colmatage hydraulique global.
Taux de rejet global	99,2 %	Très bonnes performances : les membranes restent efficaces en termes de séparation ionique.

Résultat

Membranes **en bon état fonctionnel**, présentant un **colmatage modéré** lié à l'âge et à la concentration en sels. Aucune fuite ou dégradation majeure détectée. Aucune fuite ionique ni dégradation majeure n'a été détectée. Le fonctionnement hydraulique reste stable et efficace.

- Pour le rack C

TAB. 6.6: Interprétation des résultats du Rack C d'après la simulation IMS Design.

Paramètre	Valeur	Interprétation / État des membranes
Pression d'alimentation	62 bar	Pression typique d'un système d'osmose inverse pour l'eau de mer. Le système fonctionne correctement sans perte excessive de charge.
Pression concentrat (sortie)	60,2 bar	La différence de pression ($\approx 1,8$ bar) reste dans l'intervalle normal de fonctionnement, mais sa valeur relativement élevée peut indiquer un début de colmatage des membranes.
Débit perméat	839 m ³ /h	Débit stable correspondant à un taux de récupération de 40,9 %. Pas de perte majeure de perméabilité observée.
TDS perméat	268 mg/L	Excellente qualité de perméat avec un taux de rejet global de 99,2 %, confirmant la bonne sélectivité des membranes.
Conductivité perméat	569 μ S/cm	Valeur faible comparée à celle de l'alimentation (≈ 54638 μ S/cm), montrant une bonne rétention ionique.
TDS concentrat	59151 mg/L	Valeur normale pour un taux de récupération d'environ 41 %. Montre une bonne concentration dans le rejet sans excès de précipitation.

Résultat

Les membranes du rack C présentent un bon état fonctionnel, avec une excellente qualité de perméat. La légère hausse de la différence de pression (1,8 bar) suggère un début de colmatage probablement lié à l'âge des membranes ou à une légère accumulation de dépôts.

- Pour le rack D

TAB. 6.7: Interprétation des résultats du Rack D d'après la simulation IMS Design.

Paramètre	Valeur	Interprétation / État des membranes
Pression d'alimentation	63,0 bar	Pression d'entrée typique pour l'eau de mer — fonctionnement dans la plage normale de pression.
Pression concentrat (sortie)	61,6 bar	ΔP faible à modérée ($\approx 1,4\text{bar}$) — absence de perte de charge excessive, mais la seule valeur de ΔP ne permet pas d'exclure un colmatage diffus.
Débit de perméat	823 m ³ /h	Débit inférieur à la moyenne des racks → diminution de productivité, indiquant une résistance hydraulique accrue (colmatage ou vieillissement).
TDS du perméat	283 mg/L (rejet 99,2 %)	Sélectivité encore satisfaisante : bonne rétention ionique, absence de défaillance majeure de la membrane.
Conductivité du perméat	601 $\mu\text{S}/\text{cm}$	Valeur faible confirmant une bonne capacité de rétention ; absence de fuite ou de dégradation ionique notable.
TDS du concentrat	61 645 mg/L	Concentration élevée dans le rejet (récupération $\approx 43\%$) — risque de précipitation minérale accru si les conditions de pH, température et alcalinité sont favorables.

Résultat

Le Rack D présente une productivité réduite (débit plus faible) et une perméabilité diminuée malgré une ΔP qui reste modérée.

Ce profil est typique d'un colmatage diffus / interne (accumulation de dépôts fins, colloïdes ou encrassement lié au vieillissement) : il augmente la résistance hydraulique sans provoquer immédiatement une forte hausse de ΔP ni une perte immédiate de rejet.

• Pour le rack E

TAB. 6.8: Interprétation des résultats du Rack E d'après la simulation IMS Design.

Paramètre	Valeur	Interprétation / État des membranes
Pression d'alimentation	60,6 bar	Pression légèrement inférieure à la moyenne du système ($\approx 63\text{bar}$), indiquant une alimentation correcte et sans obstruction majeure en amont.
Pression concentrat (sortie)	59,0 bar	Différence de pression modérée ($\Delta P \approx 1,6 \text{ bar}$), traduisant une circulation fluide et un colmatage hydraulique limité.
Débit perméat	856 m ³ /h	Débit supérieur à la moyenne ($\approx 840 \text{ m}^3/\text{h}$), indiquant une bonne perméabilité membranaire et un fonctionnement efficace du rack.
TDS perméat	258 mg/L	Excellente qualité du perméat, taux de rejet $\approx 99,3\%$. Sélectivité intacte et membranes encore performantes.
Conductivité perméat	548 $\mu\text{S}/\text{cm}$	Très faible par rapport à la conductivité d'alimentation ($\approx 54638\text{S}/\text{cm}$), confirmant une bonne rétention ionique.
TDS concentrat	60 187 mg/L	Concentration élevée, mais cohérente avec le taux de récupération ($\approx 41,9\%$) ; pas de risque majeur de scaling détecté.

Résultat

Les membranes du Rack E sont en très bon état opérationnel, présentant une excellente qualité de perméat et une perméabilité stable. La différence de pression reste modérée, indiquant l'absence de colmatage significatif.

• Pour le rack F

TAB. 6.9: Interprétation des résultats du Rack E d'après la simulation IMS Design.

Paramètre	Valeur	Interprétation / État des membranes
Pression d'alimentation	63,0 bar	La valeur montre un bon équilibre hydraulique sans perte de charge excessive.
Pression concentrat (sortie)	61,4 bar	Différence de pression $\approx 1,6$ bar, indiquant une bonne circulation et un colmatage hydraulique limité.
Débit perméat	850,7 m ³ /h	Débit conforme à l'installation (avec un taux de récupération ≈ 43 %). Les membranes maintiennent une perméabilité correcte malgré leur âge (8,3 ans).
TDS perméat	270 mg/L	Très faible salinité $\rightarrow$ taux de rejet global $\approx 99,2$ %, confirmant une excellente sélectivité des membranes.
Conductivité perméat	574 μ S/cm	Faible comparée à l'alimentation ($\approx 54\,638$ μ S/cm), ce qui traduit une faible fuite saline et une bonne intégrité des membranes.
TDS concentrat	61 335 mg/L	Valeur cohérente avec une récupération de 43 %. Aucune indication de précipitation ni de surconcentration problématique.

Résultat

Les membranes du Rack F sont en bon état général, avec une excellente qualité de perméat (rejet $\approx 99,2\%$). La faible différence de pression ($\approx 1,6$ bar) confirme une bonne circulation hydraulique. Aucun signe de vieillissement critique ou de surconcentration n'a été observé.

6.4.3 Conclusion comparative sur l'état des racks

L'analyse comparative des six racks d'osmose inverse (A à F) met en évidence un fonctionnement globalement stable et performant de l'ensemble de l'installation. Les pressions d'alimentation, comprises entre 60,6 et 63,4 bar, confirment que l'installation d'OI est dans un bon état. Les faibles différences de pression entre l'alimentation et le concentrat ($\Delta P \leq 1,6$ bar) traduisent une bonne circulation dans les modules et un colmatage hydraulique

limité.

Sur le plan de la qualité du perméat, tous les racks présentent des TDS inférieurs à 300 mg/L et des conductivités autour de 550–600 $\mu\text{S}/\text{cm}$, soit un taux de rejet supérieur à 99 %. Ces valeurs confirment l'excellente efficacité de séparation ionique du système.

Les légères variations de performance entre les racks s'expliquent principalement par l'âge des membranes et les conditions locales de concentration.

Les racks A, E et F présentent un équilibre optimal entre production et qualité, traduisant un excellent état membranaire.

Le rack D montre un colmatage diffus, lié au vieillissement des membranes et à une accumulation interne de dépôts fins, tandis que le rack B présente un encrassement modéré, sans impact significatif sur la qualité du perméat.

Enfin, le rack C révèle les premiers signes d'encrassement, suggérant la nécessité d'un nettoyage chimique (CIP) pour préserver ses performances à long terme.

6.5 Comparaison entre les résultats de la simulation IMSDesign et ceux de l'étude expérimentale :

Les résultats de la simulation obtenus à l'aide du logiciel IMSDesign présentent une bonne concordance générale avec les mesures réelles réalisées sur les six racks de la station de dessalement. Parmi les paramètres pouvant être comparés entre la simulation et les mesures expérimentales, nous avons choisi d'analyser la pression d'alimentation et le flux de perméat.

6.5.1 Comparaison de la pression d'alimentation

Le graphique ci-dessus illustre la comparaison entre la pression d'alimentation simulée par le logiciel IMSDesign et celle mesurée expérimentalement sur les six racks (A à F) de la station de dessalement. Le graphique montre que les pressions d'alimentation simulées par le logiciel IMSDesign sont inférieures à celles mesurées sur le terrain pour l'ensemble des racks. Cet écart s'explique par le fait que la simulation repose sur des conditions idéales de fonctionnement (membranes neuves, pertes de charge négligées et absence de colmatage), contrairement à la réalité où les membranes présentent un encrassement partiel et où des pertes de charge hydrauliques se produisent dans les conduites. Le rack D illustre clairement ce phénomène, avec une pression réelle nettement plus élevée que celle calculée, ce qui traduit une résistance accrue au passage de l'eau liée au colmatage. Ainsi, la simulation reproduit la tendance générale des pressions mais sous-estime les valeurs réelles observées en exploitation.

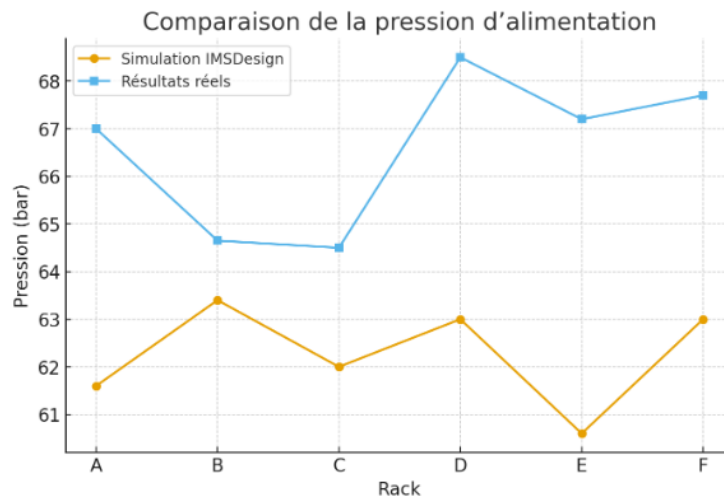


FIG. 6.6: Comparaison entre la pression d'alimentation simulée par le logiciel IMSDesign et la pression mesurée expérimentalement

6.5.2 Comparaison du flux de perméat

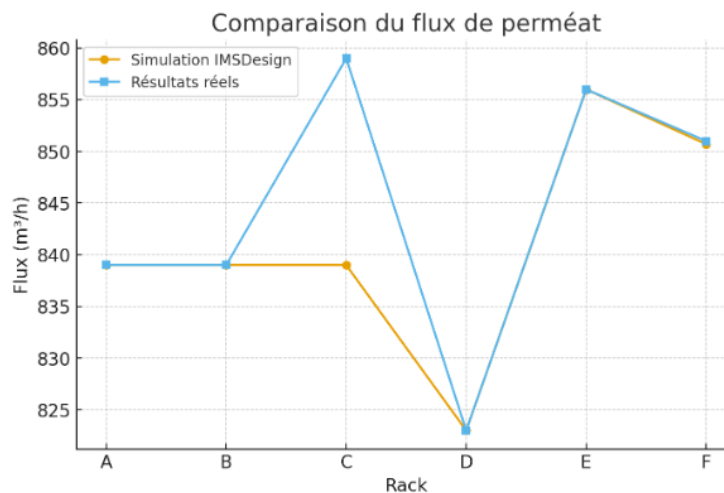


FIG. 6.7: Comparaison entre le flux du perméat simulé par le logiciel IMSDesign et le flux mesuré expérimentalement

Le graphique du flux de perméat montre une bonne concordance entre les valeurs simulées par IMSDesign et celles mesurées expérimentalement pour la majorité des racks. Les légères différences observées, notamment au niveau des racks C et D, s'expliquent par une diminution de la perméabilité réelle des membranes due à un début de colmatage ou à un vieillissement des éléments membranaires. En effet, la simulation considère des membranes propres et des conditions optimales, ce qui conduit à des flux légèrement supérieurs à ceux mesurés. Ainsi, la comparaison confirme la validité du modèle de simulation, tout en montrant que les performances réelles sont légèrement inférieures à cause des conditions d'exploitation du système.

6.6 Solution proposée

L'analyse des résultats précédents a permis d'identifier des différences de performance entre les racks, principalement dues à des phénomènes de colmatage localisé et au vieillissement des membranes. Afin d'optimiser le fonctionnement global de l'unité d'osmose inverse et de prolonger la durée de vie des membranes, plusieurs actions correctives et préventives sont proposées. Ces mesures visent à cibler les racks affectés, améliorer la répartition hydraulique et renforcer le suivi opérationnel du système.

- **Nettoyage chimique**

- Utiliser des agents alcalins (NaOH ou solutions à pH élevé) pour éliminer matière organique, biofilm, dépôts de colloïdes (**DaneshLine, 2025**).
- Puis enchaîner avec un nettoyage acide (ex : HCl, acide citrique) pour dissoudre les dépôts minéraux, métaux ou carbonates (**DaneshLine, 2025**).

- **Optimiser le prétraitement**

- Filtration (multimedia filtration, microfiltration, cartouches) pour enlever particules, colloïdes et réduire la turbidité en amont de l'osmose.
- Injection d'antiscalants pour limiter la précipitation des sels peu solubles dans le concentrat (carbonate, sulfate, silice...).

- **Entretien et suivi régulier**

- Mettre en place un suivi post-CIP des indicateurs : débit, différence de pression, perméabilité, taux de rejet pour vérifier l'amélioration.
- Fréquence de nettoyage adaptée : ne pas attendre une perte de performance trop importante pour réaliser le CIP, mais intervenir dès que les indicateurs montrent des dérives.

6.7 Conclusion

La simulation effectuée avec le logiciel IMSDesign a permis de valider globalement les résultats expérimentaux obtenus lors de l'étude du fonctionnement de l'unité d'osmose inverse. Les pressions simulées se sont révélées légèrement inférieures aux valeurs réelles, tandis que les flux de perméat présentent une bonne concordance, confirmant ainsi la fiabilité du modèle pour la prévision des performances en conditions nominales. Les écarts observés, notamment au niveau du rack D, traduisent l'influence du colmatage et du vieillissement des membranes, que la simulation ne prend pas entièrement en compte. Ces résultats montrent qu'IMSDesign constitue un outil pertinent pour l'analyse et l'interprétation des performances réelles du système de dessalement.

Conclusion générale

Ce travail a permis d'évaluer de manière complète la performance du système de dessalement par osmose inverse à travers deux volets complémentaires : l'analyse de la qualité de l'eau avant et après traitement, et l'étude du comportement des membranes à l'aide de la simulation et du suivi des paramètres de fonctionnement des racks.

L'analyse de la qualité de l'eau a montré une amélioration remarquable après osmose inverse, confirmant l'efficacité du procédé. Les TDS, la conductivité, la dureté et l'alcalinité ont chuté de plus de 99 %, produisant une eau conforme aux normes de potabilité de l'OMS. Le prétraitement s'est révélé performant, avec une turbidité et un indice de colmatage (SDI_{15}) très faibles, garantissant une bonne protection des membranes et une réduction du risque d'encrassement.

L'étude membranaire et la simulation des racks via IMS Design ont mis en évidence un fonctionnement globalement stable et équilibré de l'unité d'osmose inverse. La majorité des racks (A, E et F) présentent des performances hydrauliques optimales, tandis que les racks B, C et D révèlent des signes d'encrassement ou de colmatage diffus, nécessitant une maintenance ciblée. Les paramètres de pression, de débit et de perméabilité ont permis d'identifier les zones à risque et de proposer des actions correctives adaptées, notamment des nettoyages chimiques localisés (CIP) et un suivi post-maintenance.

Globalement, les résultats obtenus confirment que le système d'osmose inverse étudié assure un rendement élevé, un taux de conversion conforme aux valeurs de conception (40–50 %) et une excellente qualité d'eau produite. L'exploitation maîtrisée, associée à un suivi rigoureux des indicateurs de performance, permet d'optimiser la durée de vie des membranes et de maintenir la stabilité du procédé à long terme.

Enfin, la mise en place d'un programme de surveillance continue et de protocoles de nettoyage adaptés constitue une solution durable pour préserver la performance des membranes et garantir la fiabilité du système de dessalement.

Bibliographie

- [1] Arzate.A, Ph.D, chercheur en procédé ali-mentaire,(2010) « *La séparation membranaire : comment maintenir la performance des membranes ?* ».
- [2] Ammar, F., Alanezi, A. A., Al-Mubaddel, F. S. (2023). *A Comprehensive Review of Reverse Osmosis Desalination Technology, Water Sources, Membrane Processes, Fouling, and Cleaning. Journal of Water Process Engineering*, Elsevier.
- [3] Audinos R, (2000). « *Membranes semi-perméables* » Constantes physico-chimiques, Technique de l'ingénieur.
- [4] Bessiere Yolaine , (2007). « *Filtration frontale sur membrane : mise en évidence du volume filtré critique pour l'anticipation et le contrôle du colmatage* » (thèse).
- [5] Boussemghoune.M, 2020. « *Procédés Membranaires et Traitement des Eaux* », (Thèse).
- [6] Chen, J. P., Mou, H., Wang, L. K., Matsuura, T. (2006).« *Membrane filtration and separation processes* »,In Wang, L. K., Hung, Y. T., Shammam, N. K. (Eds.), Physico-chemical Treatment Processes
- [7] Cardot.C, (2001) « *Techniques appliquées au traitement de l'eau - Génie de l'environnement* »,.
- [8] Dach.H, (2008). « *Comparaison des opérations de nanofiltration et d'osmose inverse pour le dessalement sélectif des eaux saumâtres : de l'échelle du laboratoire au pilote industriel* » , (thèse).
- [9] DaneshLine Water Academy. (2025). *Membrane Cleaning Procedures (CIP) for Reverse Osmosis Systems*. Disponible sur : <https://en.daneshline.com/> (consulté le 13 octobre 2025).
- [10] Darwish, M., Al-Najem, N. M., Al-Awadhi, F. M. (2009). « *Energy and water production from an integrated solar and conventional desalination plant* » , Desalination.
- [11] Desjardins.R, (1990), « *le traitement des eaux* », 2ème édition de l'école polytechnique de Montréal.
- [12] De Vries, H. J., Post, J. W., Buisman, C. J. N. (2019).« *Energy consumption for seawater desalination — A comparison of leading technologies* », Desalination.
- [13] Diop.S.N, (2010). « *Elimination partielle du fluor et de la salinité des eaux souterraines du bassin arachidier par nano filtration et par adsorption sur argile* », Thèse de DOCTORAT, université CHEIKH ANTA DIOP, DAKAR.

- [14] Dow Water Process Solutions, 2010. Manuel *Manuel technique des membranes d'osmose inverse FilmTec™*
- [15] Eric M. V. Hoek, Timothy M. Weigand, Arian Edalat (2022). L'article « *Reverse osmosis membrane biofouling : causes, consequences and countermeasures* ».
- [16] Fritzmann C, Löwenberg J., Wintgens T. et Melin T, (2007) « *State-of-art of reverse osmosis desalination* » Desalination 216.
- [17] GRAIE, (2019). « *Mesurage de la conductivité électrique* », Fiche technique. Disponible sur : <http://www.graie.org>
- [18] Gritli Manel, (2021). L'article « *Protection de l'acier au carbone contre l'entartrage par un traitement à base de polymère non toxique et dopage aux cations cuivre et zinc* », (Thèse).
- [19] Guo, W., Ngo, H. H., Li, J. (2012). « *A mini-review on membrane fouling* ». Bioresource Technology.
- [20] Henthorne, L., Boysen, B., (2015). « *State-of-the-art of reverse osmosis desalination pretreatment* », Desalination.
- [21] Jamaly, S., Darwish, N.N., Ahmed, I., Hasan, S.W., (2014). « *A short review on reverse osmosis pretreatment technologies* », Desalination.
- [22] JESA. (2023). « *Étude d'impact sur l'environnement – Projet de la station modulaire de dessalement des eaux de mer à Jorf Lasfar et conduites d'adduction des communes de Moulay Abdellah, El Jadida, El Haouzia et Azemmour en eau potable par l'Office Chérifien des Phosphates (OCP)* », Version définitive, juillet 2023.
- [23] Lefèvre.D, Andréassian.V, (2016), « *L'eau en péril* », Quae.
- [24] Moudjeber, Djamel (2015). *Utilisation des énergies renouvelables dans le dessalement : Cas de l'Algérie*. Thèse de doctorat.
- [25] Mahmoud A. Ahmed, Sherif Amin et Ashraf A. Mohamed (2023). L'article « *Fouling in reverse osmosis membranes : monitoring, characterization, mitigation strategies and future directions* ».
- [26] Marc Philibert, Loreen O. Villacorte, Yuli Ekowati, Almotasembellah Abushaban et Sergio G. Salinas-Rodriguez (2024). L'article « *Fouling and scaling in reverse osmosis desalination plants : A critical review of membrane autopsies, feedwater quality guidelines and assessment methods* ».
- [27] Maurel.A, (2001) « *Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres* », Documentation.

- [28] Mémento technique de l'eau, (1995), « *L'eau : ses propriétés, processus élémentaires du génie physico-chimique en traitement de l'eau* », Tome 1, Edition de cinquantenaire, Paris.
- [29] Monnot.M, Pellegrino, M., Barbe, A.-M., Moulin, P. (2017). « *Membrane autopsy as a tool for understanding fouling mechanisms in seawater reverse osmosis membrane* », Desalination.
- [30] MONNOT.M,2015, « *Conception d'une filière intensifiée par membrane pour le dessalement autonome d'eau de mer : étude du prétraitement et de son effet sur le bio-colmatage* », (thèse).
- [31] Ndeye Wemtsy. D, (2013). « *Le nettoyage : Une étape clef pour une production durable par procédé à membrane. Réflexion sur le lien entre conditions de production et nettoyabilité de membranes PES de l'industrie laitière* », Thèse de DOCTORAT, Université de RENNES 1, BRETAGNE.
- [32] Présentation du logiciel IMS Design téléchargeable sur : « *Hydranautics – A Nitto Group Company. Software | Hydranautics* ». Disponible sur : « [https ://membranes.com/solutions/software/?utm_source=comz](https://membranes.com/solutions/software/?utm_source=comz) »
- [32] Pure Aqua Inc. (2024). *Hydranautics SWC4+ Seawater Reverse Osmosis Membrane*. Disponible sur : https://pureaqua.com/hydranautics-swc4-plus-membrane/?utm_source.
- [33] *Rapport Final d'Usine de Dessalement d'Eau de Mer –Fouka / MYAH TIPAZA-APRUE, 2007.*
- [34] Rodier, J., Legube, B., Merlet, N., al. (2015). « *Production d'eau potable : Filières et procédés de traitement* », (2 éd.). Paris : Dunod.
- [35] Rovel Jean-Marie, (2017), « *Dessalement de l'eau de mer, Technique de l'Ingénieur* ».
- [36] Sergio G. Salinas-Rodríguez, Maria D. Kennedy, Jan C. Schippers (2021). « *Process design of reverse osmosis systems* ».
- [37] Shannon, M. A., Bohn, P. W., Elimelech, M., Georgiadis, J. G., Marinas, B. J., Mayes, A. M. (2008).« *Science and technology for water purification in the coming decades* », *Nature*.
- [38] Spellman, F.R. (2008). « *The Science of Water : Concepts and Applications* », 2nd ed.
- [39] Tansakul Chatkaew, (2009). « *Procédés hybrides à membranes pour le prétraitement d'eau de mer avant dessalement par osmose inverse* » (thèse).
- [40] Van den Broek, W. B. P., Nijmeijer, K., Wessling, M. (2010). « *Multi-objective optimization of an industrial seawater reverse osmosis plant* », *Desalination*.

- [41] Vetter, A., Rautenbach, R., Linn, T. (2007). « The influence of operation parameters on the performance of reverse osmosis desalination plants for seawater and brackish water », *Desalination*.
- [42] Xu, P., Drewes, J. E., Kim, T.-U., Bellona, C., Amy, G. (2013). « Effect of membrane fouling on transport of organic contaminants in NF/RO membrane applications », *Journal of Membrane Science*.