



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

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

Option : Réutilisation Des Eaux Non Conventionnelles

THEME :

**Conception du système RO avec récupération d'énergie de la
SDEM Fouka 2. Tipaza**

Présenté par :

BENGUERGOURA Sara

Devant les membres du jury

Nom et Prénoms	Grade	Qualité
Mr DJELLAB Mohamed	Professeur	Président
Mme BETATACHE Hayet	M.C.B	Examineur
Mme MEDJOUB LEULMI Sonia	M.A.B	Examineur
Mr KOLIAI Djaffar	Associé	Examineur
Mr HACHEMI Abdelkader	M.C.A	Promoteur

Session Septembre 2025

Dédicace

À mes chers parents,

Je vous dédie ce travail avec tout mon amour et ma profonde reconnaissance. Vous êtes mes piliers, mes repères et mes modèles. Votre amour inconditionnel, vos sacrifices et vos prières ont illuminé mon chemin. Que Dieu vous accorde santé, sérénité et longue vie.

À mon frère et à mes adorables sœurs, Hanane, Imène et Nabila,

Vous êtes ma fierté et ma force. Votre soutien constant, votre affection et vos encouragements m'ont donné le courage d'avancer. Vous êtes mes complices et mes repères les plus précieux.

À mes amies précieuses, Dyna et Riyane,

Votre amitié fidèle, votre écoute et votre présence réconfortante ont marqué ce parcours d'une empreinte particulière. Merci pour vos encouragements, vos sourires et votre bienveillance, qui ont embelli cette aventure et allégé mes doutes.

À tous mes amis et à toutes les personnes que j'aime,

Je vous adresse ma gratitude la plus sincère pour vos encouragements, votre présence et votre affection. Vous avez rendu ce chemin plus doux et plus fort, et je garde dans mon cœur la chaleur de vos gestes et de vos paroles.

Sara

Remerciements

Tout d'abord, je rends grâce à Allah, le Tout-Puissant, pour m'avoir accordé la santé, la patience et la force nécessaires afin de mener à bien ce travail. Sans Sa volonté et Sa miséricorde, rien n'aurait été possible.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à mon directeur de mémoire, ***Mr HACHEMI Abdelkader***, pour la confiance qu'il m'a accordée, ses orientations éclairées et son accompagnement bienveillant. Son soutien constant et ses précieux conseils ont été essentiels à l'aboutissement de ce travail.

J'adresse également mes sincères remerciements aux membres du jury, qui ont accepté d'évaluer ce mémoire et de consacrer de leur temps pour examiner mon travail avec attention. Leur présence et leurs remarques enrichissantes sont pour moi un honneur.

Je souhaite adresser un remerciement particulier et chaleureux à mon encadrant, ***Mr GHEZALI Abd El Hamid***, pour son aide précieuse, sa disponibilité et son implication sans faille tout au long de cette recherche. Sa patience, son sérieux et ses encouragements m'ont profondément marqué et m'ont permis d'avancer avec confiance.

Mes remerciements vont également aux ingénieurs de l'entreprise ***Cosider Canalisation***, au sein de laquelle j'ai effectué mon stage. Leur accueil, leur disponibilité et leur collaboration m'ont permis d'apprendre, de progresser et d'enrichir mes connaissances pratiques.

Enfin, je tiens à exprimer ma reconnaissance à toutes celles et ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réussite de ce travail. Que ce soit par leurs conseils, leur soutien ou leurs encouragements, chacun d'entre vous a laissé une empreinte précieuse dans ce parcours.

تُعد عملية التحلية بتقنية التناضح العكسي من العمليات ذات الاستهلاك العالي للطاقة، حيث تمثل تكلفة الطاقة ما يصل إلى 50% من تكلفة إنتاج المتر المكعب الواحد من المياه. وبالتالي، فإن تقليل الاستهلاك النوعي للطاقة (SEC) يُعد هدفًا أساسيًا لتلبية الطلب المتزايد على المياه العذبة بجودة عالية وتكلفة منخفضة.

يركّز هذا البحث على تصميم نظام تناضح عكسي مزود بنظام استرداد للطاقة، وذلك في إطار دراسة ميدانية مطبقة على محطة تحلية مياه البحر "فوكة 2". تم استخدام برامج محاكاة متقدمة لدراسة عدة سيناريوهات تصميمية، بهدف تحسين الكفاءة الطاقية للنظام. وقد اقترح المشروع استبدال جهاز استرداد الطاقة PX Q300 المستخدم حاليًا بـ الجهاز الأحدث PX Q400، الذي يتميز بأداء أعلى وكفاءة تشغيلية أفضل.

أظهرت النتائج المحصل عليها انخفاضًا ملحوظًا في الاستهلاك النوعي للطاقة، بالإضافة إلى تقليص تكاليف التشغيل، خاصة على المدى الطويل. وقد تبين أن اعتماد جهاز PX Q400 يُعد الحل الأكثر فعالية من الناحية التقنية والاقتصادية.

Résumé

Le dessalement par osmose inverse est un procédé à forte consommation énergétique, représentant jusqu'à 50 % du coût de production d'un mètre cube d'eau. Réduire la consommation spécifique d'énergie (SEC) est donc essentiel pour fournir une eau de qualité à moindre coût.

Ce mémoire porte sur la conception d'un système d'osmose inverse (RO) avec récupération d'énergie, appliqué à la station de dessalement de Fouka 2. L'objectif est d'atteindre une optimisation énergétique en intégrant un échangeur de pression (PX). À l'aide de logiciels de simulation, plusieurs configurations ont été étudiées. Une amélioration a été proposée par le remplacement du PX Q300 existant par le PX Q400, une technologie de dernière génération, plus performante et plus efficace.

Les résultats obtenus ont montré une baisse significative de la consommation spécifique d'énergie, accompagnée d'une réduction du coût d'exploitation, notamment à long terme. L'intégration du PX Q400 s'est révélée être la solution la plus avantageuse techniquement et économiquement.

Mots clé : Réutilisation : Dessalement : Osmose Inverse : Fouka : Tipaza

Abstract

Reverse osmosis desalination is an energy-intensive process, accounting for up to 50% of the cost of producing one cubic meter of water. Reducing the specific energy consumption (SEC) is therefore essential to provide high-quality water at lower cost.

This thesis focuses on the design of a reverse osmosis (RO) system with energy recovery, applied to the Fouka 2 desalination plant. The objective is to achieve energy optimization through the integration of a pressure exchanger (PX). Using simulation software, several configurations were studied. An improvement was proposed by replacing the existing PX Q300 with the PX Q400, a more advanced and efficient technology.

The results showed a significant reduction in specific energy consumption, along with a decrease in operating costs, especially in the long term. The integration of the PX Q400 proved to be the most technically and economically advantageous solution.

Table des matières

Introduction.....	14
Chapitre I.....	16
Introduction.....	17
I.1 Etat des ressources en eau mondiales.....	17
I.2 Situation hydrique en Algérie.....	18
I.3 Les ressources en eau disponibles.....	19
I.3.1 Ressources superficielles.....	19
I.3.2 Ressources souterraines :.....	19
I.4 Le dessalement dans le monde.....	20
I.5 Le dessalement en Algérie.....	21
I.6 Les stations de dessalement de l'eau de mer en service en Algérie.....	22
I.7 Problématique énergétique du dessalement en Algérie.....	23
Conclusion.....	24
II Chapitre II.....	25
Introduction.....	26
II.1 Principe.....	26
II.2 Pression osmotique :.....	27
II.3 Schéma général d'une installation d'osmose inverse.....	27
II.4 Polarisation de concentration.....	28
II.5 Les caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse.....	29
II.5.1 Taux de conversion.....	29
II.5.2 Sélectivité.....	29
II.5.3 Débit spécifique ou densité du flux volumique.....	29
II.6 Modules d'osmose inverse.....	29
II.6.1 Modules tubulaires.....	30
II.6.2 Modules à fibres creuses :.....	30
II.6.3 Modules plans :.....	30
II.6.4 Modules spirales :.....	30
II.7 Différentes configurations de systèmes d'osmose inverse.....	31
II.7.1 Système mono-étage.....	31
II.7.2 Systèmes multi-étages en série.....	31
II.8 Limites techniques de l'osmose inverse.....	32
II.8.1 Problèmes d'entartrage.....	32
II.8.2 Problèmes de colmatage.....	32

II.8.3	Le bio-colmatage	33
II.8.4	Compactage	33
II.8.5	Dégradation	33
II.9	Techniques de nettoyage des membranes RO.....	33
II.10	La récupération d'énergie dans le procédé d'osmose inverse	34
II.11	Les différents systèmes de récupération	34
II.11.1	Les turbines Pelton	34
II.11.2	Les turbopompes intégrées.....	35
II.11.3	Les échangeurs de pression	36
Chapitre III.....		40
III	Présentation de la zone d'étude	40
Introduction.....		41
III.1	Localisation géographique et capacité de la SDEM Fouka 2 Tipaza.....	41
III.2	Schéma du procédé global	42
III.3	Partie Off-shore	42
III.3.1	Conduites de prise d'eau	42
III.3.2	Tour de prise	43
III.3.3	Bassin de captage :.....	44
III.3.4	Le système de raclage (PIG system).....	44
III.4	Réservoir d'eau de mer et pompes d'alimentation d'eau de mer	45
III.5	Phase de prétraitement	45
III.5.1	Clarificateur :.....	45
III.6	Système des filtres à sable :.....	47
III.7	Réservoir d'eau filtrée et Station de pompage intermédiaire :	47
III.8	Filtres à cartouches.....	48
III.9	Dosage des produits chimiques du prétraitement.....	49
III.9.1	SMBS (déchloration)	49
III.9.2	Anti-scalant (prévention de l'entartrage)	49
III.10	Système d'osmose inverse.....	49
III.10.1	Pompes haute pression	49
III.10.2	Pompes booster	50
III.10.3	Modules de rack RO	51
III.11	Système de récupération d'énergie (PX).....	52
III.12	Système de maintenance des membranes d'osmose inverse.....	52
III.12.1	Un système de rinçage	52

III.12.2	Système de nettoyage (CIP – Cleaning In Place)	53
III.13	Système de post-traitement	53
III.13.1	Système de reminéralisation	53
III.14	Système de lavage des cellules de calcite	55
III.15	Station de pompage d'eau produite :	56
III.15.1	Réservoir d'eau produite	56
III.15.2	Pompes d'eau produite	56
III.16	Système de rejet	56
III.16.1	Réservoir de neutralisation	56
III.16.2	Réservoir de rejet	56
III.16.3	Systèmes de dosage d'acide et de soude caustique	57
III.17	Chaîne de traitement des boues	57
III.18	La production de l'usine pendant un arrêt partiel planifié et non planifié	58
III.19	Salle de supervision et de control (SCADA)	59
	Conclusion	60
IV	Chapitre IV	61
	Introduction	62
IV.1	Présentation du logiciel Q+ LG Chem water solutions	62
IV.2	Description des principaux onglets de l'interface Q+ LG Chem Water Solutions	63
IV.3	Présentation du logiciel Power Model Pro d'Energy Recovery Inc :	65
IV.4	Dimensionnement d'une unité d'osmose inverse intégrant un système de récupération d'énergie	66
IV.5	Hypothèses de conception et conditions de fonctionnement du système	67
IV.6	Les caractéristiques d'une installation d'osmose inverse	68
IV.6.1	Cas d'un système sans récupération d'énergie	70
IV.6.2	Cas d'un système avec récupération d'énergie	71
IV.7	Méthodologie utilisée pour dimensionner une pompe	73
IV.8	Choix du flux transmembranaire adapté	76
IV.9	Caractéristiques des membranes choisies	76
IV.10	Choix du taux de conversion	77
IV.11	Calcul du nombre d'éléments membranaire et tubes de pression	79
IV.12	Effet de la température	81
IV.13	Comparaison des systèmes de récupération d'énergie	82
IV.14	Principe du fonctionnement des PX	84
IV.15	Etude technico-énergétique des modèles PXQ-300 et PXQ-400	85
IV.15.1	Evaluation de performances	86

IV.16	Dimensionnement de la station de pompage.....	88
IV.16.1	Pompes haute pression (HPP).....	88
IV.16.2	Pompes booster	88
IV.17	Dimensionnement du système de nettoyage des membranes OI (CIP)	89
IV.17.1	Réservoir CIP.....	89
IV.17.2	Pompes CIP	91
IV.18	Rapport de la conception final du système	92
	Conclusion	96
V	Chapitre V	97
	Introduction.....	98
V.1	Éléments constitutifs du coût d'exploitation d'une station SWRO.....	98
V.1.1	Les coûts variables	98
V.1.2	Les coûts fixes	98
V.2	Coût d'investissement initial des dispositifs PX.....	99
V.3	Coût énergétique.....	99
V.4	Coûts des produits chimiques.....	100
V.5	Coûts du Personnel.....	101
V.6	Cout de Maintenance général.....	102
V.7	Le coût total d'exploitation	102
VI	Conclusion générale	104

Liste des figures

Figure I. 1 : répartition des eaux sur le globe	17
Figure I. 2 : statistiques des précipitations en Algérie (2012 -2023).....	18
Figure I. 3 : Capacité de dessalement de l'eau de mer dans le monde (2013)	21
Figure I. 4 : répartition des coûts d'exploitation moyens sur une usine de dessalement d'osmose inverse	23
Figure II. 1 : principe de l'osmose inverse	25
Figure II. 2 : schéma de principe d'une unité de dessalement basée sur le principe d'osmose inverse.....	26
Figure II. 3 : schéma de configuration d'une unité RO en montage série de rejet	31
Figure II. 4 : schéma de configuration d'une unité RO en montage série de production	32
Figure II. 5 : schéma de fonctionnement d'une turbine Pelton.....	36
Figure II. 6 : schéma de fonctionnement d'un turbochargeur.....	37
Figure II. 7 : vue éclatée du dispositif PX série 65	37
Figure II. 8 : schéma de transfert direct de pression via un échangeur PX dans un système SWRO ..	38
Figure II. 9 : chemin d'écoulement d'un système RO avec technologie PX	39
Figure III. 1 : localisation géographique de la station de dessalement.....	43
Figure III. 2 : illustration des étapes successives du procédé de traitement de l'eau de mer dans la station de dessalement.....	44
Figure III. 3 : conduite de prise d'eau	45
Figure III. 4 : tour de prise	46
Figure III. 5 : réservoirs de coagulation et floculation	48
Figure III. 6 : décanteur lamellaire	48
Figure III. 7 : disposition des couches filtrantes dans un filtre à sable.....	49
Figure III. 8 : filtres à cartouches	51
Figure III. 9 : pompe haute pression.....	53
Figure III. 10 : pompe booster.....	53
Figure III. 11 : racks RO	54
Figure III. 12 : échangeurs de pression PX	55
Figure III. 13 : système de lavage CIP	56
Figure III. 14 : réservoir CIP	56
Figure III. 15 : chambre de calcite.....	57
Figure III. 16 : citernes CO2	58
Figure III. 17 : épaisseur de boue.....	61
Figure III. 18 : salle de contrôle	62
Figure IV. 1 : interface du logiciel Q+ projection software LG chem	66
Figure IV. 2 : interface du logiciel PMP.....	68
Figure IV. 3 : schéma d'installation RO sans récupération d'énergie	73
Figure IV. 4 : schéma d'installation RO avec échangeur de pression	74
Figure IV. 5 : schéma d'installation RO avec turbine.....	75
Figure IV. 6 : évolution du débit d'alimentation en fonction du taux de conversion	81
Figure IV. 7 : évolution d'énergie consommée de la pompe HP en fonction du taux de conversion..	82
Figure IV. 8 : évolution de l'énergie consommée en fonction du nombre d'éléments par PV.....	83

Figure IV. 9 : variation des concentrations en CL^- et TDS dans le perméat en fonction de la température	85
Figure IV. 9 : influence de la température de l'eau d'alimentation sur la consommation énergétique spécifique (kWh/m^3)	85
Figure IV. 10 : la consommation spécifique d'énergie pour chaque configuration (SEC kWh/m^3)....	86
Figure IV. 11 : diagramme de flux de processus SWRO avec PX ERD	87
Figure IV. 12 : comparaison des projections PX avec PX Q300 et PX Q400	89
Figure IV. 13 : rapport des résultats de simulation de la configuration final à 14°C (logiciel Q+ LG Chem).....	95
Figure IV. 14 : rapport des résultats de la qualité d'eau du perméat à 14°C (Logiciel Q+ de LG Chem).....	96
Figure IV. 15 : rapport des résultats de simulation de la configuration final à 30°C (logiciel Q+ LG Chem).....	97
Figure IV. 16 : rapport des résultats de la qualité d'eau du perméat à 30 °C (Logiciel Q+ de LG Chem).....	98

Liste des tableaux

Tableau I. 1 : Liste des stations de dessalement en Algérie	22
Tableau I. 2 : consommation énergétique avec et sans recuperation d'energie (kWh/m ³)	23
Tableau III. 1 : les étapes de lavage des filtres à sable.....	Error! Bookmark not defined.
Tableau IV. 1 : Analyse de l'eau brute	67
Tableau IV. 2 : Limites de conception de l'eau d'alimentation	68
Tableau IV. 3 : Caractéristiques de l'eau traitée attendue	68
Tableau IV. 4 : Caractéristiques principales de la membrane LG SW 400 GR considérée.....	77
Tableau IV. 5 : Résultats des projections PMP	86
Tableau IV. 6 : Résultats du dimensionnement des pompes HP	92
Tableau IV. 7 : Résultats du dimensionnement des pompes booster.....	93
Tableau IV. 8 : données CIP	94
Tableau IV. 9 : Résultats du dimensionnement des pompes CIP	86
Tableau V. 1 : le cout initial d'investissement pour chaque configuration.....	99
Tableau V. 2 : la consommation d'énergie des principales pompes de la station	100
Tableau V. 3 : comparaison du cout énergétique de la station avec différents dispositifs ERD.....	100
Tableau V. 4 : le cout des produits chimique.....	101
Tableau V. 5 : cout du personnel	102
Tableau V. 6 : cout de la maintenance général	102

LISTES DES PLANCHES

Planches 01 : le profil hydraulique

Planches 02 : P&ID d'osmose inverse

Planches 03 : le plan de masse de la SDEM Fouka 2

Planches 04 : schéma général de CIP

Planches 05 : schéma général du fonctionnement d'osmose inverse

Planches 06 : vue 3D d'osmose inverse

Symbole et abréviation

OI/RO : Osmose inverse

AEP : Alimentation en Eau Potable

PH : Potentiel hydrogène

Ppm : partie par million

SDI : Silt Density Index

PX : Echangeur de pression

TDS : Total Dissolved Solid

SWRO: Sea water reverse osmoses

HP : haute pression

SEC : consommation spécifique d'énergie

ERD : Energy recovery device

HMT : hauteur manométrique total

ΔH : perte de charge

PEHD : Polyéthylène haute densité ;

SDEM : Station De Dessalement D'eau De Mer

NPSH : Net Positive Section Head

AEC : Algerian Energy Company

OMS : Organisation Mondial de santé

Introduction

L'eau, or bleu du XXI^e siècle, est devenue un enjeu majeur à l'échelle mondiale. Dans la région méditerranéenne comme ailleurs, la croissance démographique et le développement des activités socio-économiques exercent une pression croissante sur les ressources en eau douce. Bien que la Terre soit recouverte à 72 % d'eau, seulement 3 % de cette ressource est douce, et à peine 0,07 % est directement accessible à l'usage humain [1] . Cette faible disponibilité, couplée à une répartition inégale et à une dégradation constante de la qualité, rend l'accès à l'eau de plus en plus difficile.

Selon l'Organisation mondiale de la santé (OMS), une personne sur trois dans le monde ne dispose pas d'eau suffisante pour ses besoins quotidiens. À l'horizon 2030, la planète pourrait connaître un déséquilibre de 40 % entre l'offre et la demande en eau, si les tendances actuelles se poursuivent.

Face à cette situation critique, le dessalement de l'eau de mer s'impose comme une solution stratégique. Bien que salée – jusqu'à 1000 fois plus que la limite fixée par l'OMS pour une eau potable (500 mg/L) – l'eau de mer représente une ressource abondante, mais qui nécessite un traitement coûteux et technologique pour devenir consommable.

L'Algérie, confrontée à un stress hydrique chronique, a fait du dessalement un pilier central de sa politique de gestion de l'eau. Le pays compte actuellement 25 stations de dessalement, en service ou en cours de réalisation, utilisant principalement la technologie de l'osmose inverse. Ce programme ambitieux vise à porter la part de l'eau dessalée à 60 % des besoins nationaux en eau potable d'ici 2030, selon les déclarations du ministère de l'Hydraulique.

La technologie membranaire, en particulier l'osmose inverse (RO), détient environ 55% de la part de marché mondiale du dessalement, favorisée pour sa grande efficacité et sa polyvalence dans le traitement de divers types d'eau d'alimentation.[2]

Dans le cadre de ce travail, nous nous sommes intéressés au dimensionnement de la station de dessalement de Fouka II par osmose inverse, en nous appuyant sur le logiciel Q+ Projection

développé par LG Chem. L'étude intègre également une réflexion sur l'optimisation énergétique du procédé, notamment à travers l'intégration d'un système de récupération d'énergie de type ERI, déjà en place dans cette station. Ce type de dispositif permet de tirer parti de l'énergie contenue dans la saumure rejetée, ce qui permet d'améliorer le rendement global du système. Tous en réduisant les couts

Chapitre I

Etat de situation du dessalement des eaux de mer en Algérie

Introduction

La nécessité de dessaler l'eau de mer devient de plus en plus urgente face à la pression croissante exercée sur les ressources en eau douce à l'échelle mondiale. Entre 1950 et 2025, la population mondiale est passée d'environ 2,5 milliards à plus de 8 milliards d'habitants, accentuant considérablement la demande en eau. Dans de nombreuses régions, notamment celles à climat aride ou semi-aride, les ressources naturelles disponibles ne suffisent plus à satisfaire les besoins agricoles, industriels et domestiques.

Dans ce chapitre, nous allons voir la répartition de l'eau douce et pourquoi cette ressource est rare. On va voir aussi l'historique du dessalement et les stations de dessalement de l'eau de mer en Algérie.

I.1 Etat des ressources en eau mondiales

Une quantité équivalant à 97% du stock d'eau de la planète est salée et seule une fraction correspondant à 3% se compose d'eau douce. Environ 68,7% de cette eau douce de la planète est fixée dans les calottes glaciaires des pôles et une partie importante des 30,1% restants est constituée par des nappes aquifères souterraines de régions reculées. En effet, seule une fraction minuscule de l'eau douce (moins de 1% de l'eau douce totale, soit 0,4% du stock d'eau mondial) est disponible dans les cours d'eau, les lacs et les réservoirs et est facilement accessible à l'homme pour son utilisation directe [3] (Comme illustré dans la Fig 1). En outre, la répartition spatiale et temporelle du stock et du débit d'eau douce est très inégale

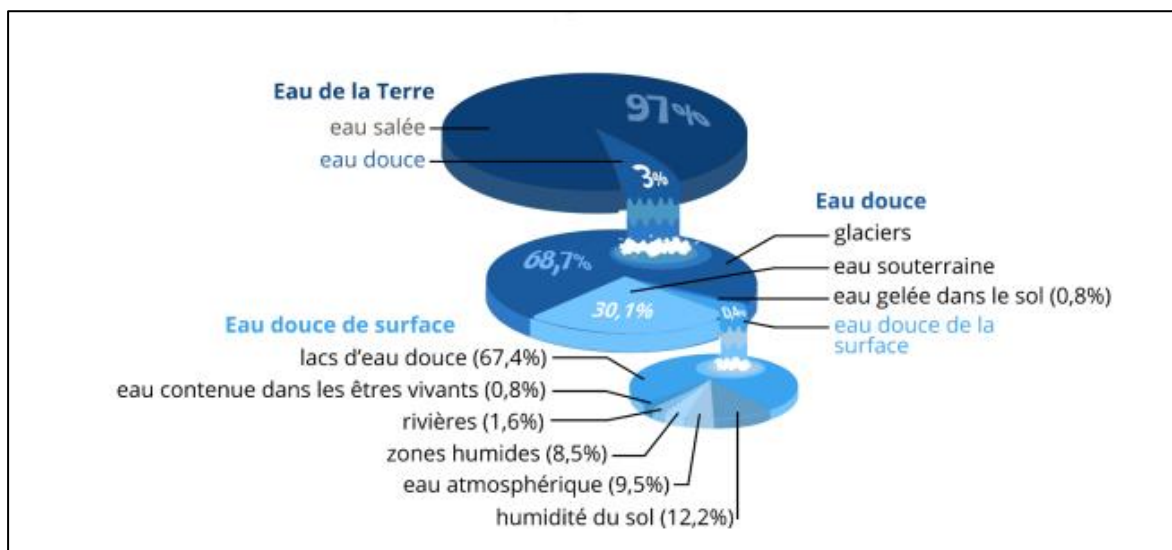


Figure I. 1 : répartition des eaux sur le globe [4]

Seulement 9 pays (dont le Brésil, la Russie, la Chine et le Canada) se partagent 60 % des ressources mondiales en eau douce, tandis que plus de 80 pays, représentant environ 40 % de la population mondiale, vivent dans des conditions de stress hydrique permanent[5].

L'Algérie fait partie de ces pays, où les contraintes climatiques et la pression démographique rendent l'accès à l'eau de plus en plus problématique

I.2 Situation hydrique en Algérie

Le territoire algérien est divisé en cinq grands bassins hydrographiques, regroupant 17 bassins versants. Ces bassins déterminent les zones de collecte et d'écoulement des eaux de surface vers un exutoire commun, tel qu'un fleuve, un lac ou la mer. La répartition des précipitations est très inégale entre ces bassins, avec des zones septentrionales recevant des précipitations plus abondantes, tandis que les régions sahariennes connaissent des niveaux de pluviométrie très faibles.

La pluviométrie constitue un paramètre essentiel dans l'évaluation des ressources en eau en Algérie. Les précipitations annuelles varient considérablement à travers le pays, elle dépasse 2000 mm/an sur les hauts reliefs du nord, tandis que le Sahara reçoit moins de 100 mm/an. Les précipitations annuelles suivent une zonalité Nord-Sud, définissant les zones climatiques, des écarts significatifs existent également entre l'Est et l'Ouest du pays, en raison des influences orographiques et atmosphériques locales. La variabilité des précipitations en Algérie a été marquée ces dernières années par des déficits significatifs. Par exemple, la saison 2022-2023 a enregistré un déficit pluviométrique de près de 90 %, touchant la majorité des wilayas du nord du pays, notamment pendant les mois de mars et d'avril, cruciaux pour la germination des cultures dépendant de la pluviométrie.

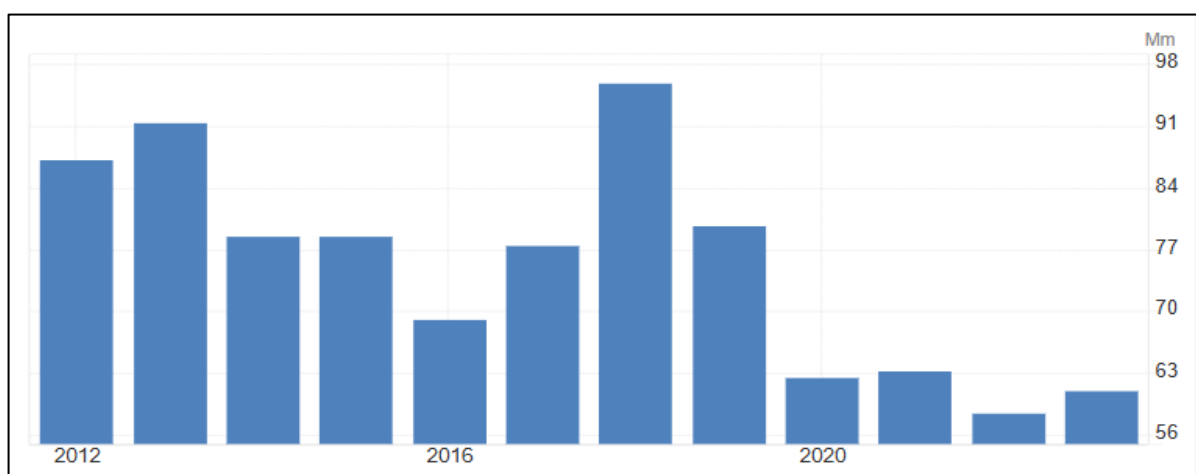


Figure I. 2 : statistiques des précipitations en Algérie (2012 -2023)

I.3 Les ressources en eau disponibles

La mobilisation des eaux en Algérie se fait actuellement par le recours à deux types des ressources

I.3.1 Ressources superficielles : Selon les dernières études menées par l'Agence Nationale des Ressources Hydriques (ANRH) et la Direction des Grands Aménagements Hydrauliques (DGAIH), les ressources en eau de surface sont évaluées à 12,4 milliards de m³, en tenant compte des années de sécheresse. Ainsi Le pays dispose de 81 barrages opérationnels, avec une capacité totale d'environ 9 milliards de mètres cubes. Cependant, en 2025, le taux de remplissage moyen des barrages était de 34,96 %, en raison de la sécheresse persistante. [6]

I.3.2 Ressources souterraines :

Nord : Selon les estimations réalisées dans le cadre du Plan National de l'Eau par l'ANRH et la DGAIH, le volume des eaux souterraines dans les régions nord de l'Algérie est évalué à environ 1,9 milliard de mètres cubes. Ces ressources, relativement accessibles, sont actuellement exploitées à plus de 90 %, ce qui entraîne une surexploitation critique de nombreuses nappes. On recense à ce jour plus de 12 000 forages, 9 000 sources et 100 000 puits [7] , utilisés principalement pour l'irrigation agricole, ainsi que pour l'approvisionnement en eau potable et les besoins industriels.

Sud : Le sud de l'Algérie, qui couvre environ 2 156 000 km², représente près de 85 % de la superficie totale du pays. Cette région aride abrite plus de trois millions d'habitants. Les précipitations y sont très faibles, mais lorsqu'elles surviennent, elles prennent souvent la forme de pluies intenses et soudaines, provoquant des crues violentes accompagnées d'un transport solide important dû à l'érosion des berges.

Dans cette vaste zone désertique, la majeure partie des ressources en eau provient de deux grands systèmes aquifères :

La nappe du Continental Intercalaire (ou nappe albiennne), qui constitue un immense réservoir d'eau fossile s'étendant sous une grande partie du Sahara septentrional,

La nappe du Complexe Terminal, un aquifère moins profond mais également essentiel à l'approvisionnement en eau de la région.

Ces ressources conventionnelles en eau étaient insuffisantes pour subvenir aux besoins de la population, ceux qui a incité les autorités Algériennes à chercher d'autres ressources pour garantir l'approvisionnement en eau potable. En raison de ces inquiétudes croissantes concernant la pénurie et la qualité de l'eau, et les conflits qui surgissent dans les régions où les ressources en eau potable sont très limitées, les gouvernements du monde entier ne cessent de déployer d'énormes efforts pour le développement de technologies pouvant dessaler les grandes quantités d'eau des océans. En effet, l'eau de mer est trop salée pour que les êtres humains puissent l'utiliser pour l'irrigation, comme eau potable ou à des fins commerciales ou industrielles. Le seul moyen pour rendre cette eau prête à la consommation, est de procéder à son dessalement.

I.4 Le dessalement dans le monde

Beaucoup de régions et pays qui disposent de faibles ressources en eau douce, notamment ceux situés dans les zones côtières, dépendent totalement ou partiellement des technologies de dessalement pour leur approvisionnement en eau potable.

En 2025, on dénombre environ 16 000 usines de dessalement opérationnelles à travers 177 pays, produisant près de 100 millions de mètres cubes d'eau douce par jour. Environ 62,3 % de cette eau est destinée à la consommation humaine, 30,2 % à l'industrie, et le reste à l'agriculture et au secteur énergétique.

Déjà en 2008, 13 869 unités de dessalement étaient en service dans le monde, principalement implantées sur le pourtour méditerranéen, dans la région du Golfe persique et sur la péninsule arabique, ainsi que sur les côtes de l'Inde, du sud des États-Unis, de la Chine, de l'Australie et du Japon. À cette époque, la production mondiale atteignait 52 millions de m³/jour, dont plus du tiers provenait de la péninsule arabique (essentiellement par distillation). Les États-Unis représentaient 13 % des capacités, et l'Espagne 8 %.

Aujourd'hui, les régions du Moyen-Orient et de l'Afrique du Nord dominent le secteur. Des pays comme l'Arabie Saoudite et les Émirats arabes unis y investissent massivement. À titre d'exemple, l'Arabie Saoudite prévoit d'augmenter sa capacité de dessalement de 5,6 millions de m³/jour en 2022 à 8,5 millions de m³/jour d'ici 2025.

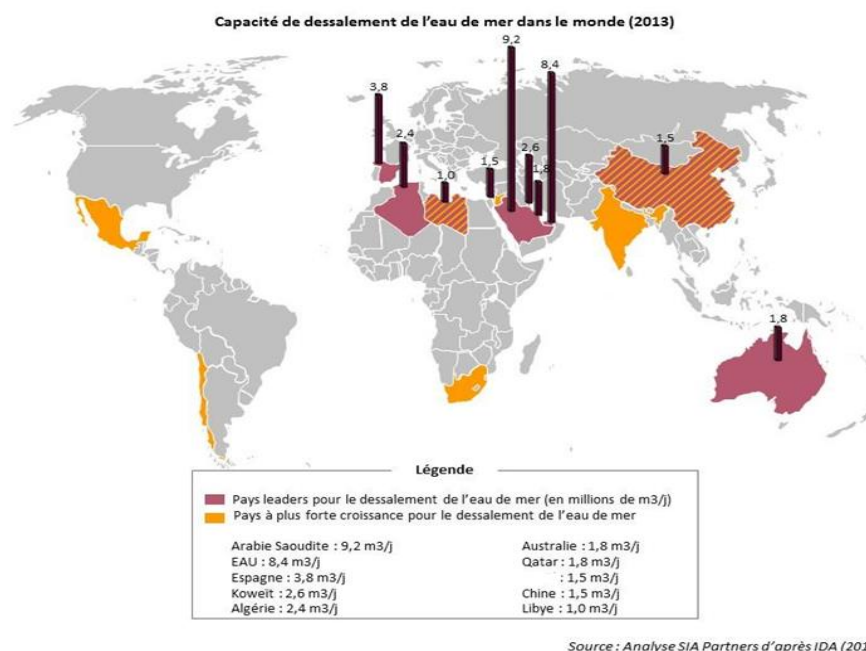


Figure I. 3 : Capacité de dessalement de l'eau de mer dans le monde (2013) [8]

I.5 Le dessalement en Algérie

Face à une sécheresse prolongée, notamment dans l'ouest du pays durant les deux dernières décennies du XXe siècle, l'Algérie a été confrontée à une baisse importante des niveaux des nappes phréatiques et à une diminution des réserves en eau des barrages. Pour faire face à cette crise hydrique et garantir un approvisionnement satisfaisant en eau potable, les autorités ont décidé de recourir à la désalinisation de l'eau de mer, profitant ainsi des 1200 km de côtes que possède le pays le long de la Méditerranée.

- La première station de dessalement d'eau de mer de capacité 573 m³/j a été construite en 1964 à Arzew par Veolia Sidem (France). La production a démarré en 1965, la technologie utilisée est MED.
- La deuxième station de capacité 3 000 m³/j (MSF) a été construite à Arzew en 1969 par Weir Techna.
- Depuis, plusieurs stations ont été construites : MSF, VC (eau de mer) et ED, RO (eau saumâtres).
- La première petite station en osmose inverse (eau de mer), de capacité 273 m³/j a été construite en 1980 à Alger.

A partir de 2002, plusieurs stations de dessalement d'eau de mer, de capacité 2 500 à 5 000 m³/j, ont démarré la production. Plus récemment, la station MSF d'Arzew a commencé la production de 88 000 m³/j dont la moitié est destinée pour la ville d'Oran.

I.6 Les stations de dessalement de l'eau de mer en service en Algérie

Actuellement, selon Algerian Energy Company (AEC), l'Algérie possède 25 usines de dessalement réparties le long des 14 wilayas côtières, fournissant 18 % de l'eau consommée dans le pays et alimentant 6 millions de personnes. Avec un volume de 3.6 millions de mètres cubes par jour. D'ici 2030, et avec la mise en service de six (06) autres stations de dessalement dont les travaux de réalisation seront lancés en 2025, le taux d'eau potable issu du dessalement atteindra 60% des besoins nationaux.

Tableau I. 1 : Liste des stations de dessalement en Algérie

Nom de la station	Wilaya	Capacité (m³/jour)
El Mactaa (Mers El Hadjadj)	Oran	420 000
Ténès	Chlef	200 000
El Hamma	Alger	200 000
Honaine	Tlemcen	200 000
Cap Blanc	Oran	300 000
Fouka 1	Tipaza	120 000
Fouka 2	Tipaza	300 000
Cap Djinet 1	Boumerdès	100 000
Cap Djinet 2	Boumerdès	300 000
Corso	Boumerdès	80 000
El Marsa	Alger	60 000
Bordj El Kiffan (Bateau Cassé)	Alger	10 000
Aïn Benian	Alger	10 000
Zéralda	Alger	10 000
Staoueli (Palm Beach)	Alger	7 500
Arzew	Oran	88 880
Aïn El Turk	Oran	5 000
Bousfer	Oran	5 500
Béni Saf	Aïn Témouchent	200 000
Souk Tleta	Tlemcen	200 000
Skikda	Skikda	100 000
Mostaganem	Mostaganem	100 000
Tigzirt	Tizi Ouzou	2 500
Koudiet Eddraouche	El Tarf	300 000
Tighremt (Toudja)	Béjaïa	300 000

I.7 Problématique énergétique du dessalement en Algérie

Actuellement, le coût énergétique du procédé de dessalement d'osmose inverse représente jusqu'à 50 % du coût du mètre cube d'eau produite. La réduction de la consommation spécifique d'énergie est un enjeu majeur afin de satisfaire la demande croissante avec meilleure qualité et à moindre coût. Le procédé d'osmose inverse nécessite de l'énergie sous forme électrique pour alimenter les pompes hautes pressions qui refoulent l'eau de mer et la faire passer à travers la membrane filtrante, qui représente plus que la moitié du coût d'exploitation global [9]

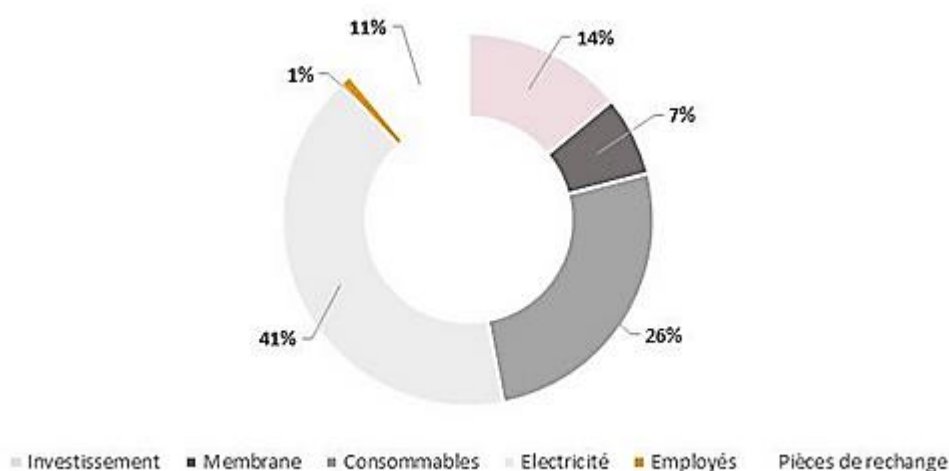


Figure I. 4 : répartition des couts d'exploitation moyens sur une usine de dessalement d'osmose inverse [8]

L'énergie de consommation dans les stations de dessalement par osmose inverse sans système de récupération varie de 5 à 8 kWh/m³, par contre les procédés avec installation de système de récupération, l'énergie (turbine ou échangeur de pression) variée entre 3 à 5 kWh/m³ [9]

Tableau I. 2 : consommation énergétique avec et sans recuperation d'energie (kWh/m³)

Station de dessalement	Sans récupération d'énergie (kWh/m ³)	Avec récupération d'énergie (kWh/m ³)
Fouka	4.7	2.23
Skikda	4.56	2.17
Beni saf	4.77	2.27

Ces données révèlent l'importance des systèmes de récupération d'énergie, dans la réduction de la consommation spécifique des stations de dessalement. Par exemple, la station de Fouka voit sa consommation baisser de près de 50 %, passant de 4,7 kWh/m³ à 2,23 kWh/m³. Ces technologies permettent ainsi d'optimiser le rendement énergétique, tout en réduisant les coûts d'exploitation à long terme.

Conclusion

Ce premier chapitre a permis de mettre en évidence la pression croissante exercée sur les ressources en eau douce à l'échelle mondiale, et plus particulièrement en Algérie. Le pays, confronté à des précipitations irrégulières, une disponibilité limitée en ressources hydriques et une demande en constante augmentation, fait face à une véritable crise hydrique. Dans ce contexte, le dessalement de l'eau de mer est devenu une solution stratégique pour garantir l'approvisionnement en eau potable. Toutefois, cette technologie, bien qu'efficace, présente un défi majeur en raison de sa forte consommation énergétique. C'est pourquoi les solutions d'optimisation, comme les systèmes de récupération d'énergie, sont devenues indispensables. Le chapitre suivant portera sur le procédé d'osmose inverse ainsi que sur les différentes technologies permettant d'en améliorer l'efficacité énergétique.

Chapitre II

Technique d'osmose inverse et récupération d'énergie

Introduction

L'osmose inverse est aujourd'hui l'une des technologies les plus utilisées pour le dessalement de l'eau de mer et le traitement des eaux saumâtres. Ce procédé repose sur l'utilisation de membranes semi-perméables qui permettent le passage du solvant (l'eau) tout en retenant les sels dissous. Pour inverser le phénomène naturel d'osmose, une pression supérieure à la pression osmotique est appliquée, ce qui permet d'obtenir un flux d'eau douce à travers la membrane.

Bien que performante en termes de qualité d'eau produite, l'osmose inverse reste une technologie énergivore, notamment en raison des pressions élevées requises. Pour y remédier, l'intégration de systèmes de récupération d'énergie, tels que les turbines ou les échangeurs de pression, est devenue essentielle. Ces dispositifs permettent de valoriser l'énergie résiduelle contenue dans la saumure rejetée, réduisant ainsi la consommation spécifique d'énergie et optimisant le rendement global des installations.

II.1 Principe

L'osmose inverse est une technologie membranaire de séparation. Toutefois, elle n'est pas un processus de filtration, comme en micro, nano ou ultrafiltration, mais un processus de sélectivité par diffusion.

Une membrane semi-perméable est placée entre deux compartiments contenant des solutions de salinité différente. L'osmose est un phénomène naturel qui consiste en la migration de l'eau de la solution la moins concentrée vers la solution la plus concentrée (flux osmotique). Cet écoulement à travers la membrane s'arrêtera naturellement lorsque le système aura atteint l'équilibre. Il est atteint quand la différence de hauteur est équivalente à la pression osmotique, qui correspond à l'égalité des concentrations de part et d'autre de la membrane. Lorsque l'on applique une pression supérieure à la pression osmotique sur la solution la plus concentrée, le flux d'eau est dirigé en sens inverse du flux osmotique, c'est à dire de la solution la plus concentrée vers la solution la moins concentrée : c'est le phénomène d'osmose inverse [10] qui a été découvert en 1950 par Reid à l'université de Floride (états unies) dans le cadre d'étude relatives au dessalement de l'eau de mer et qui s'est développé dans les années 1960

lorsque Loeb et Sourirajen ont réussi à obtenir des membranes asymétriques à perméabilité élevée à l'université de Californie

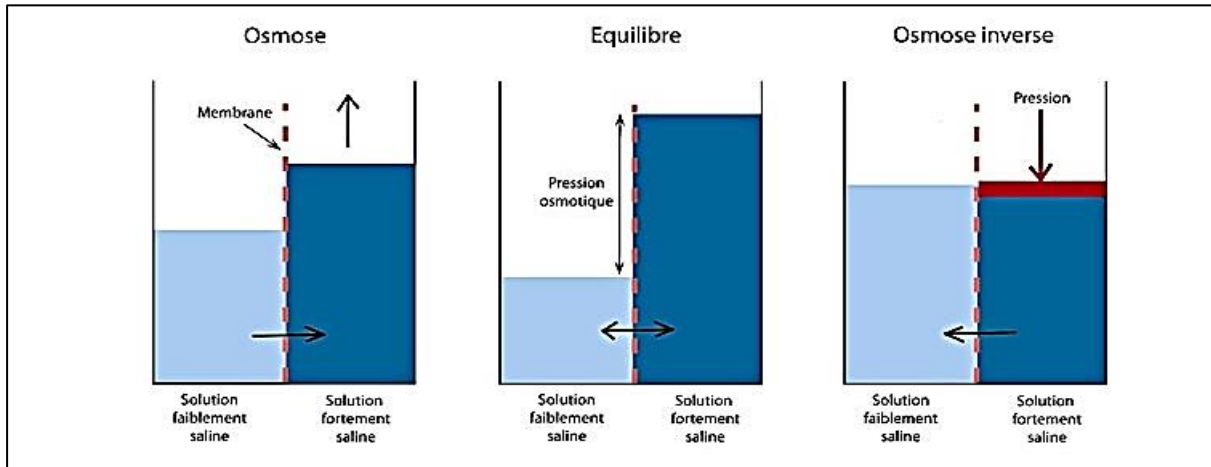


Figure II. 1 : principe de l'osmose inverse [10]

II.2 Pression osmotique :

La pression osmotique est un paramètre fondamental dans les phénomènes de transfert à travers les membranes semi-perméables. Elle correspond à la pression minimale qu'il faut exercer sur une solution concentrée pour empêcher l'eau pure de la traverser naturellement par osmose. Ce phénomène résulte de la tendance naturelle du solvant à migrer d'une solution diluée vers une solution plus concentrée, afin d'équilibrer les concentrations de part et d'autre de la membrane.

Sur le plan théorique, la pression osmotique d'une solution est directement proportionnelle à la concentration en soluté

$$\pi = i C R T \quad \dots (II.1)$$

i : est le nombre d'espèces d'ions constituant le soluté.

C : la concentration molaire du soluté (mol/l)

T : la température en kelvin (K)

R : la constante des gaz parfaits (0.082 l.bar.mol⁻¹.K⁻¹)

π : est exprimée en bar (pression osmotique)

II.3 Schéma général d'une installation d'osmose inverse

Le procédé d'osmose inverse constitue le cœur des systèmes de dessalement, permettant la production d'eau douce à partir d'eau salée. Avant d'atteindre les membranes d'osmose

inverse, l'eau brute subit un prétraitement essentiel visant à éliminer les particules en suspension, les matières organiques et les micro-organismes susceptibles d'encrasser ou d'endommager les membranes. Ce prétraitement comprend généralement des étapes de filtration, de coagulation-floculation et de désinfection.

Une fois prétraitée, l'eau est acheminée vers les membranes d'osmose inverse à l'aide de pompes haute pression, générant une pression suffisante pour inverser le flux osmotique naturel et permettre la séparation de l'eau pure des sels dissous. Cette étape est énergétiquement intensive, la consommation d'énergie étant principalement attribuée aux pompes haute pression nécessaires pour surmonter la pression osmotique de la solution à traiter.

Au niveau des membranes, la solution d'alimentation, de débit Q_a , est séparée en deux flux distincts :

- Le perméat (Q_p) : fraction de l'eau ayant traversé la membrane, constituée principalement d'eau purifiée avec une faible concentration en sels.
- Le concentrat ou rétentat (Q_r) : fraction de l'eau n'ayant pas traversé la membrane, contenant une concentration accrue en sels et autres impuretés.

Cette séparation est illustrée par le schéma suivant :

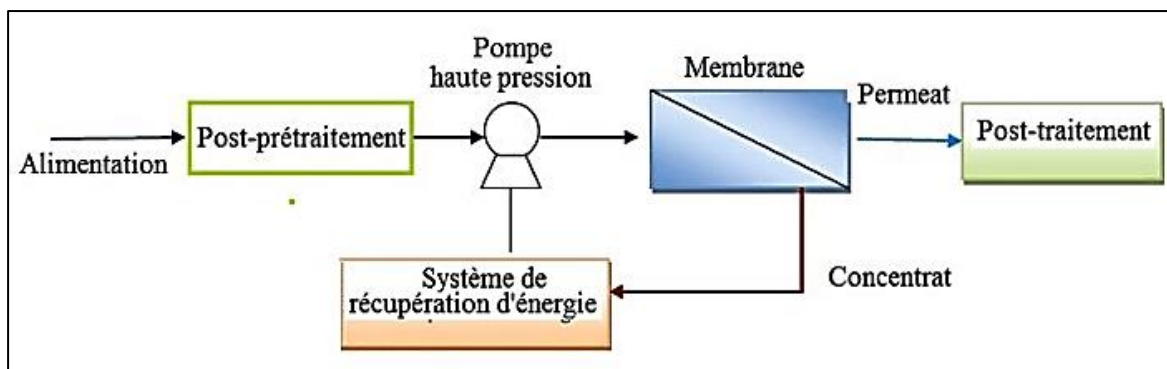


Figure II. 2 : Schéma de principe d'une unité de dessalement basée sur le principe d'osmose inverse [9]

II.4 Polarisation de concentration

Les membranes utilisées ayant la propriété d'effectuer des séparations à l'échelle moléculaire, il va y avoir accumulation progressive des espèces arrêtées à la surface de la membrane. C'est le phénomène de concentration

Si on appelle C_m la concentration du soluté arrêté près de la membrane et C_0 la concentration moyenne du soluté dans la solution le facteur de polarisation est défini par la relation

$$\gamma = C_m / C_0 \dots (II.7)$$

Pour les modules spirales couramment utilisés en dessalement le facteur γ est égal à 1.2 environ

II.5 Les caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse

II.5.1 Taux de conversion

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

$$Y = \frac{Q_p}{Q_0} \dots (II.8)$$

Avec :

Y : Le taux de conversion.

Q_p : Débit de perméat en m³ /j.

Q_0 : Débit d'alimentation en m³ /j.

II.5.2 Sélectivité

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

$$T_R = \frac{C_0 - C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_0} \dots (II.9)$$

Avec :

T_R : Taux de rétention.

C_0 : Concentration de l'espèce à retenir dans la solution.

C_p : Concentration de la même espèce dans le perméat.

II.5.3 Débit spécifique ou densité du flux volumique

Pour une sélectivité donnée, le débit par unité de surface (densité de flux volumique) doit être le plus élevé possible de manière à minimiser la surface de membrane à mettre en œuvre et par la même l'investissement. Le débit spécifique s'exprime le plus souvent en litres. h⁻¹ .m⁻²

II.6 Modules d'osmose inverse

Pour être mises en œuvre dans un système d'osmose inverse, les membranes doivent être

intégrées dans des supports appelés modules membranaires.

Actuellement, quatre types de modules sont commercialisés

- ✓ Les modules tubulaires,
- ✓ Les modules à fibres creuses,
- ✓ Les modules plans,
- ✓ Les modules spirales.

Chacun présente des caractéristiques spécifiques en termes de compacité, de surface membranaire, de facilité de nettoyage et de résistance au colmatage, ce qui conditionne son domaine d'application.

II.6.1 Modules tubulaires

Ce type de module est constitué de tubes métalliques ou plastiques sur lesquels est fixées la membrane semi-perméable. Le diamètre du tube compris entre 7 et 25 mm et le plus souvent de 12.5 mm (1/2 inch). En général l'eau de mer sous pression circule à l'intérieur du tube et l'eau douce produite est récupérée à l'extérieur du tube le tube est soit poreux, soit perforé de trous pour permettre l'évacuation du perméat.

II.6.2 Modules à fibres creuses :

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

II.6.3 Modules plans :

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

- Faible épaisseur : nécessité de préfiltration et difficulté de nettoyage,
- Forte épaisseur : volume mort important et énergie de pompage élevée.

II.6.4 Modules spirales :

Dans ce type de module, les membranes planes sont enroulées autour d'un tube perforé et creux destiné à collecter le perméat. Entre les membranes est placé un grillage plastique de 0,8 à 1,2 mm d'épaisseur, qui a pour but de créer une turbulence dans la circulation du fluide. L'eau à traiter renfermant les sels dissous entre à l'une des extrémités du rouleau et passe axialement à travers la membrane.

II.7 Différentes configurations de systèmes d'osmose inverse

II.7.1 Système mono-étage

Le système mono étage représente la configuration la plus simple utilisées dans les installations d'osmose inverse. Il consiste en une seule série de modules membranaires à travers laquelle l'eau circule, permettant une séparation directe entre le perméat et le concentrat

II.7.2 Systèmes multi-étages en série

On distingue deux types de montage : montage en série rejet et montage en série production

- Montage en série - rejet

Ce type de montage est utilisé lorsque l'on veut obtenir un taux de conversion élevé sur une unité d'osmose inverse fonctionnant suivant un procédé continu. Dans ce cas, le rejet du premier étage alimente les modules du second étage et ainsi de suite. Dans le premier étage, on met un certain nombre de modules en parallèle, tandis que, dans les autres étages, le nombre de modules diminue graduellement au fur et à mesure que la concentration de la solution à traiter augmente. Ceci permet d'augmenter progressivement les vitesses de passage et de minimiser ainsi les phénomènes de polarisation

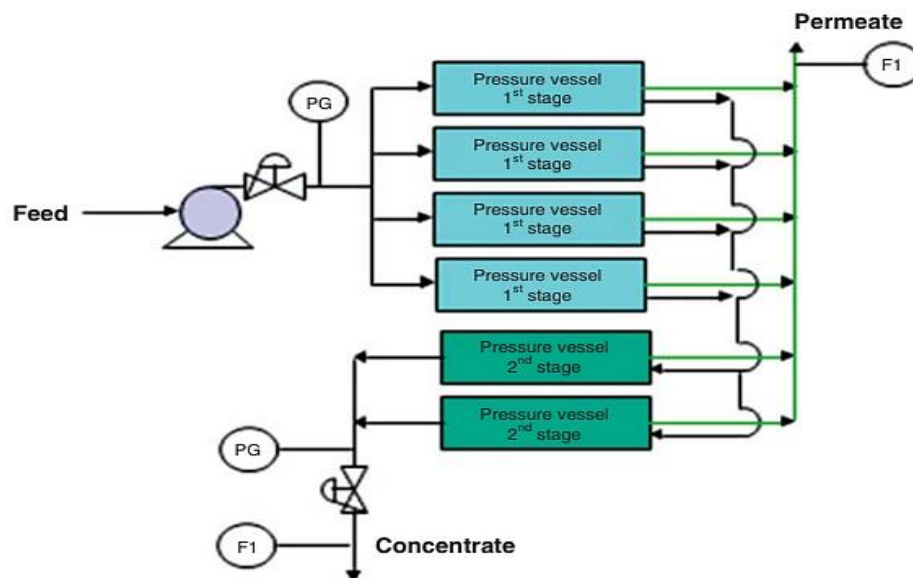


Figure II. 3 : schéma de configuration d'une unité RO en montage série de rejet

- Montage série - production :

Ce type de montage appelé couramment « double pass » est utilisé quand la sélectivité de la

membrane n'est pas suffisante pour effectuer une séparation donnée. On l'utilise par exemple très souvent pour le dessalement d'eau de mer lorsque la salinité est élevée comme dans le Golfe arabo-persique où elle peut atteindre 40 à 50 g/l. On l'utilise aussi pour respecter la teneur en bore dans l'eau produite (cas d'Ashkelon par exemple).

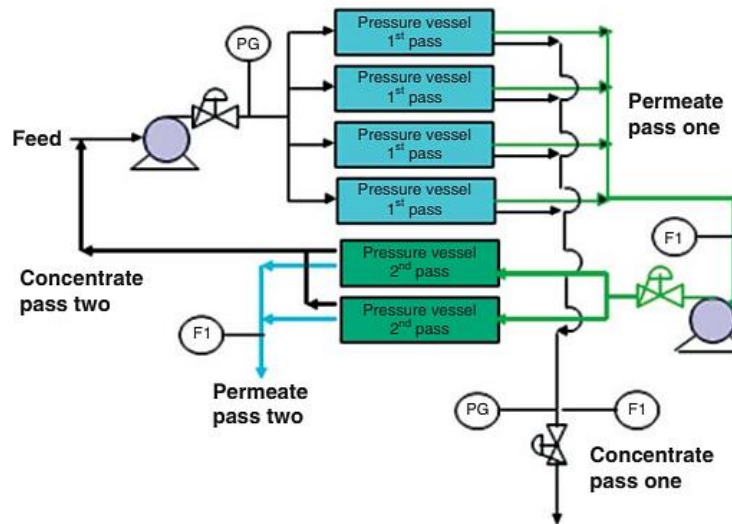


Figure II. 4 : schéma de configuration d'une unité RO en montage série de production

II.8 Limites techniques de l'osmose inverse

Les principaux problèmes que l'on rencontre dans le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres sont des problèmes d'entartrage, des problèmes de colmatage des surfaces d'échange (fouling) et des problèmes de corrosion.

II.8.1 Problèmes d'entartrage

L'entartrage est un dépôt de sels minéraux qui a tendance à se former sur les surfaces d'échanges. Compte tenu des ions présents dans les eaux salines (calcium, magnésium, bicarbonate, sulfate) ces dépôts sont constitués principalement par du carbonate de calcium (CaCO_2), de l'hydroxyde de magnésium ($\text{Mg}(\text{OH}_2)$) et du sulfate de calcium (CaSO_2).

II.8.2 Problèmes de colmatage

Les dépôts qui sont à l'origine de l'encrassement ou fouling des surfaces d'échange peuvent être classés en trois catégories :

- Les dépôts minéraux
- Les dépôts organiques
- Les dépôts colloïdaux

En fait, un dépôt est en général constitué par un mélange de ces différents types auxquels il faut rajouter les produits de corrosion, ainsi que les précipités résultants des réactifs ajoutés (antitartres, flocculants) ...

II.8.3 Le bio-colmatage

Le bio-colmatage peut être défini comme un colmatage dû à des micro-organismes (bactéries principalement), mais aussi micro-algues, champignons :

Soit directement par le développement d'une biomasse

Soit indirectement par les métabolites produits par les micro-organismes (poly-saccharides par exemple)

Le problème du biofouling est très fréquent en osmose inverse aux températures inférieures à 40 °C.

II.8.4 Compactage

Même en l'absence de dépôts le débit d'une unité d'osmose inverse diminue progressivement au cours du temps. Cette diminution de la perméabilité des membranes au cours du temps est due à action de la pression sur le polymère membranaire. Ce phénomène appelé compactage.

II.8.5 Dégradation

La dégradation de la structure membranaire peut être provoquée par la présence de résiduels d'oxydants ayant servi au prétraitement de l'eau d'alimentation

II.9 Techniques de nettoyage des membranes RO

Les membranes d'osmose inverse perdent leur efficacité au fil du temps. Ces altérations entraînent une diminution du flux de perméat, une élévation de la pression de service, ainsi qu'une baisse de la qualité de l'eau produite le nettoyage périodique est donc indispensable pour non seulement restaurer l'efficacité du système mais aussi pour prolonger la durée de vie des membranes. On distingue deux types de nettoyage :

- **Nettoyage physique** : vise à éliminer les dépôts réversibles accumulés à la surface des membranes, comme les particules en suspension, les colmatants légers ou les micro-organismes. Il comprend plusieurs méthodes, notamment le rinçage à l'eau douce (flush), le contre-lavage (backwashing, utilisé surtout avec les membranes à fibres creuses), les impulsions hydrauliques (forward flush) ou les chocs d'air/eau. Ce type de nettoyage est souvent réalisé à intervalle régulier, avant que la perte de performance ne soit trop importante, et sert de mesure préventive. Toutefois, seul, il ne permet pas de traiter les encrassements tenaces comme les biofilms ou les dépôts chimiques.[12]

- **Nettoyage chimique** : consiste à faire circuler dans les modules de membranes des solutions acides, alcalines ou spécifiquement formulées pour dissoudre les dépôts minéraux, les matières organiques ou les biofilms. Cette méthode est particulièrement efficace pour éliminer les encrassements qui ne peuvent pas être délogés par les techniques physiques. Elle est souvent réalisée selon la méthode **CIP (Clean-In-Place)**, qui permet de nettoyer les membranes sans les démonter, en utilisant un circuit fermé automatisé. Cette approche assure un nettoyage homogène, réduit les risques de contamination et prolonge la durée de vie des membranes. [12]

II.10 La récupération d'énergie dans le procédé d'osmose inverse

Les besoins en énergie électrique dans un procédé d'osmose inverse représentent souvent la composante la plus importante des coûts d'exploitation d'une station de dessalement. Face à cet enjeu, les recherches et les développements se sont depuis longtemps orientés vers la mise au point de dispositifs capables de récupérer l'énergie contenue dans le rejet à haute pression (brine), afin de la réinjecter dans le système. Ces dispositifs, appelés systèmes de récupération d'énergie (ERDs), permettent de réduire la charge sur les pompes haute pression et, par conséquent, de diminuer la consommation énergétique spécifique (SEC) du procédé.

II.11 Les différents systèmes de récupération

L'intérêt de cette partie est de présenter les principaux systèmes de récupérations d'énergie utilisés dans les stations de dessalement d'eau de mer

On distingue aujourd'hui trois grandes catégories de systèmes de récupération d'énergie selon leur principe de fonctionnement

- Les systèmes centrifuges, tels que les turbines Pelton, les *Hydraulic Turbochargers* (HTC), ainsi que les *Hydraulic pressure Boosters* (HPB)
- Les systèmes à rotor isobarique, comme les échangeurs de pression (PX)
- Les systèmes à piston, tels que les DWEER

Ces dispositifs ont évolué au fil des décennies, depuis les premières turbines utilisées dans les années 1980 jusqu'aux échangeurs de pression actuels, capables d'atteindre des rendements supérieurs à 95 %. Leur choix dépend du débit de la station, du rendement souhaité, de la compacité et de la robustesse du système.[13]

II.11.1 Les turbines Pelton

Les turbines Pelton représentent l'un des plus anciens systèmes de récupération d'énergie utilisés dans le dessalement de l'eau de mer par osmose inverse. Initialement développées pour la production d'électricité en zones montagneuses, où les faibles débits sont compensés par de

grands dénivelés, elles ont été adaptées aux besoins des procédés membranaires dès les années 1980. Des prototypes de petites turbines Pelton ont notamment été testés par le CEA (Commissariat à l'énergie atomique) dans des unités d'osmose inverse alimentées par des énergies renouvelables (aérogénérateurs ou panneaux photovoltaïques).

Sur le plan technique, la turbine Pelton est une turbine à action qui convertit l'énergie potentielle de la saumure en énergie cinétique, à l'aide d'un ou plusieurs jets d'eau haute pression dirigés sur des augets (ou godets) fixés à la roue. Ce système permet de transmettre une partie de l'énergie mécanique à une pompe centrifuge, réduisant ainsi la charge énergétique globale du système.

Aujourd'hui, plusieurs industriels comme Calder proposent des turbines Pelton adaptées à des débits allant de 10 à 1200 m³/h. Ces turbines peuvent atteindre des rendements de 80 à 90 %, mais elles présentent quelques limitations. En particulier :

- La corrosion des augets liée à la haute vitesse du jet (environ 100 m/s) ;
- La difficulté à maintenir un centrage précis du jet, ce qui peut affecter l'efficacité
- Sensibilité aux variations de débit.

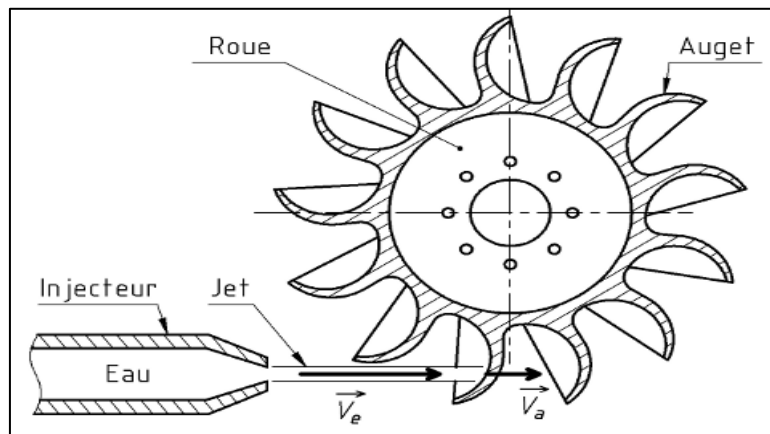


Figure II. 5 : schéma de fonctionnement d'une turbine Pelton

II.11.2 Les turbopompes intégrées

Les systèmes de turbocompresseurs sont constitués principalement de deux éléments : une turbine hydraulique et une pompe haute pression (HPP). La turbine absorbe l'énergie hydraulique contenue dans le concentrat et la convertit en énergie mécanique. Cette énergie est ensuite transférée à la roue de la pompe qui la reconvertit en énergie hydraulique générant un regain de pression supplémentaire au flux d'alimentation des systèmes d'osmose inverse [14] les résultats d'exploitation réels ont montré que ce dispositif permet d'atteindre une efficacité de récupération de l'énergie de pression allant jusqu'à 72%.

Une telle turbopompe intégrée a été réalisée par la société française Guinard d'Annecy et a été mise en service dès 1981 sur une unité de dessalement d'eau de mer de 20 000 m³/jour sur l'île de Malte. Les caractéristiques de cette machine, qui a été vendue à plus de 70 exemplaires

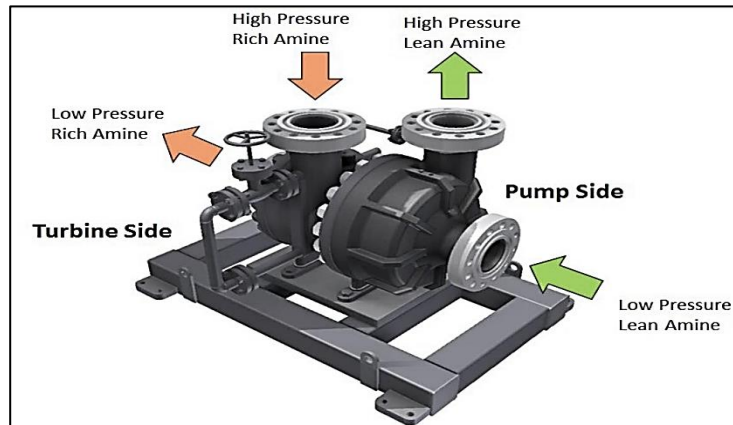


Figure II. 6 : schéma de fonctionnement d'un turbochargeur

Des systèmes analogues mais plus performants sont commercialisés :

- Système HPB (*hydraulic pressure booster*) de la société Fedco (*Fluid Equipements Development company*) ;
- Système HTC (*hydraulic turbo charger*) de la société PEI (*pump Engineering Inc*).

II.11.3 Les échangeurs de pression

Aujourd'hui, le système de récupération d'énergie le plus performant repose sur le transfert direct de pression à partir du concentrat. Contrairement aux deux premières technologies qui convertissent l'énergie hydraulique de la saumure en énergie mécanique, ce procédé utilise des échangeurs de pression permettant un transfert isobarique, sans conversion intermédiaire, et

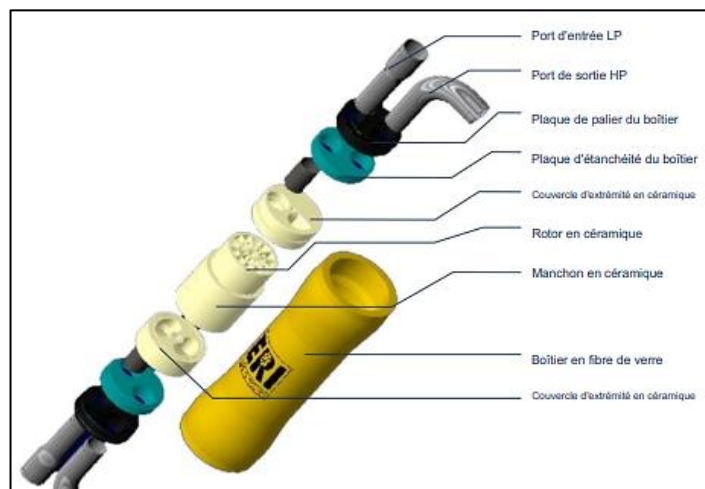


Figure II. 7 : vue éclatée du dispositif PX série 65 [15]

avec un rendement énergétique très élevé.

Les petits appareils PX sont utilisés pour l'osmose inverse de l'eau de mer depuis 1997. Les appareils PX de la série 65 ont été les premiers exploités dans un processus d'osmose inverse d'eau de mer en octobre 2002 et exploité pour la première fois dans un train d'une capacité de perméat de 10 000 m³ /jour en février 2003. En octobre 2009, Près de 6 000 appareils PX de la série 65 avaient été vendus à des usines d'osmose inverse du monde entier. Leur acceptation est quasi universelle pour leurs excellentes performances et fiabilité.

II.11.3.1 Principe de base de l'appareil

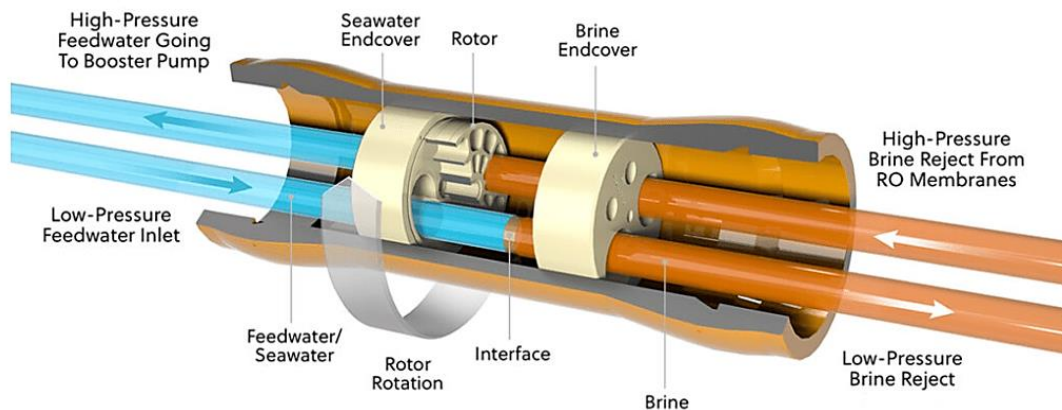


Figure II. 8 : schéma de transfert direct de pression via un échangeur PX dans un système SWRO [15]

Le dispositif de récupération d'énergie PX transfère l'énergie de pression du flux de rejet de concentré haute pression de l'osmose inverse à un flux d'eau d'alimentation basse pression. Pour ce faire, il met les flux en contact direct et momentané dans les conduits d'un rotor. Ce rotor est logé dans un manchon en céramique enfermé entre deux couvercles d'extrémité en céramique, avec des jeux précis qui, une fois remplis d'eau haute pression, créent un palier hydrodynamique quasiment sans frottement. Le rotor, qui tourne à l'intérieur du palier hydrodynamique, est la seule pièce mobile du dispositif

II.11.3.2 Dispositif PX dans les systèmes RO

La figure illustre un schéma de flux typique d'un système d'osmose inverse équipé d'un dispositif PX. Ce dispositif comporte deux voies d'écoulement indépendantes : côté basse pression (BP) [B à H] et côté haute pression (HP) [G à D]. Le concentré rejeté par les

membranes d'osmose inverse [G] traverse le dispositif PX ou un ensemble de dispositifs fonctionnant en parallèle.

La pression du concentré rejeté est transférée directement à une partie de l'eau d'alimentation entrante avec un rendement pouvant atteindre 98 %. Ce flux d'eau d'alimentation sous pression [D], dont le volume et la pression sont quasiment équivalents à ceux du concentré, Le flux de rejet [G] traverse une pompe de circulation. Cette dernière propulse le flux dans la boucle haute pression [EFGD] à un débit contrôlé soit par un variateur de fréquence sur le moteur, soit par une vanne de régulation au refoulement de la pompe. L'eau d'alimentation sous pression de la pompe de circulation fusionne avec le débit du refoulement de la pompe haute pression [C] pour alimenter les membranes [F].

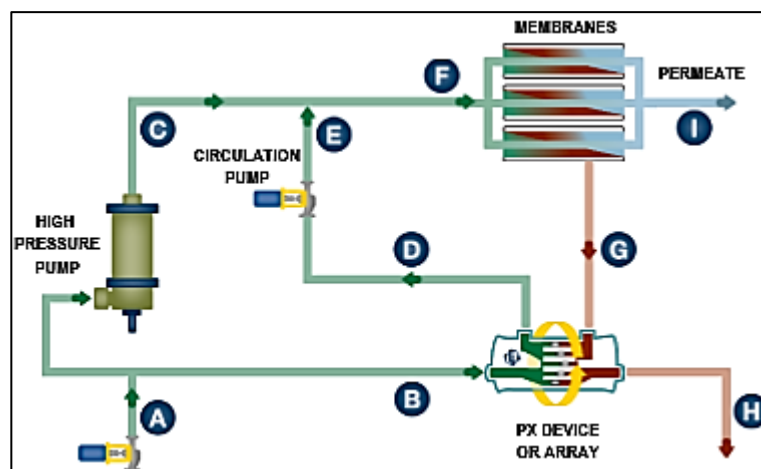


Figure II. 9 : chemin d'écoulement d'un système RO avec technologie PX [15]

II.11.3.3 Performances PX

- Efficacité

Le PX est réputé pour son rendement élevé, supérieur à 95 %. Les pertes de rendement relativement faibles du PX sont attribuées à :

1. La réduction du débit due à la compression de l'eau ;
2. La réduction de pression due au frottement visqueux sur l'écoulement ;
3. La perte de volume due à la lubrification du palier hydrodynamique.

Le rendement élevé du PX est dû au transfert d'énergie par contact direct entre les deux flux : l'eau d'alimentation basse pression et le concentré rejeté haute pression. Son rendement est quasiment constant quel que soit le débit et la pression.

- Mélange volumétrique

Lorsque les flux de saumure et d'eau de mer entrent en contact dans un dispositif ERD, un léger

mélange se produit. Dans un dispositif PX, le contact entre les fluides est direct, sans barrière ni piston intermédiaire. Par conséquent, le flux d'eau de mer à haute pression produit par le dispositif présente une salinité légèrement supérieure à celle de l'eau de mer.

Le volume de saumure mélangé à l'eau de mer, appelé mélange volumétrique, est une caractéristique de performance des ERD. Il est défini par l'équation suivante : TDS représente les matières dissoutes totales, une mesure de la salinité, et HP et BP désignent le flux haut et basse pression entrante et sortant du PX

$$\text{Melange volumetrique} = \frac{(HP_{inTDS} - HP_{outTDS})}{(HP_{inTDS} - BP_{outTDS})} \times 100 \quad \dots (II.10)$$

Conclusion

Ce chapitre a permis de comprendre le principe de fonctionnement de l'osmose inverse, une technologie aujourd'hui incontournable dans le dessalement de l'eau de mer. Malgré son efficacité, ce procédé reste énergivore, d'où l'importance d'intégrer des systèmes de récupération d'énergie. À travers une analyse des différentes technologies disponibles, telles que les turbines hydrauliques et les échangeurs de pression, il est apparu que ces dispositifs jouent un rôle essentiel dans la réduction de la consommation spécifique d'énergie. Le prochain chapitre présentera la zone d'étude choisie, en l'occurrence la station de dessalement de Fouka 2, et ses principales caractéristiques.

Chapitre III

Présentation de la zone d'étude

Introduction

La station de dessalement d'eau de mer de Fouka, située dans la wilaya de Tipaza, a été réalisée par l'entreprise publique **Algerian Energy Company (AEC)**, filiale du groupe **Sonatrach**, en collaboration avec l'entreprise **COSIDER**, spécialisée dans le génie civil, et la société **METITO**, reconnue mondialement pour son expertise dans la conception et la mise en œuvre de systèmes de traitement d'eau. Ce projet s'inscrit dans le cadre de la stratégie nationale de sécurisation de l'approvisionnement en eau potable

Ce projet d'envergure vise la construction et l'exploitation d'une usine de dessalement par osmose inverse d'une capacité nominale de 300 000 m³/jour, permettant de couvrir les besoins en eau potable de près de trois millions de personnes, notamment dans la partie ouest d'Alger et d'une partie de la wilaya de Blida.

III.1 Localisation géographique et capacité de la SDEM Fouka 2 Tipaza

La station est située dans la commune de Fouka, au nord-est de la wilaya de Tipaza, à 25 km du chef-lieu et à environ 35 km au sud-ouest de la capitale, Alger elle s'étend sur une superficie de 7.15 hectares, mise en service en février 2025, cette station est conçue pour une capacité de production de 300 000 m³/jour, répartie sur deux chaînes de production indépendantes de 150 000 m³/jour chacune. Chaque chaîne comporte six (6) unités de dessalement. Cette configuration modulaire assure une meilleure fiabilité et disponibilité de production.



Figure III. 1 : localisation géographique de la station de dessalement

III.2 Schéma du procédé global

Le procédé est structuré comme suit

- Captage d'eau de mer par conduites immergées et bassins de captage,
- Prétraitement par coagulation, floculation, décantation lamellaire et filtration sur sable et à cartouche,
- Dessalement par osmose inverse,
- Post-traitement par reminéralisation (calcite),
- Réservoir d'eau produite et station de pompage.

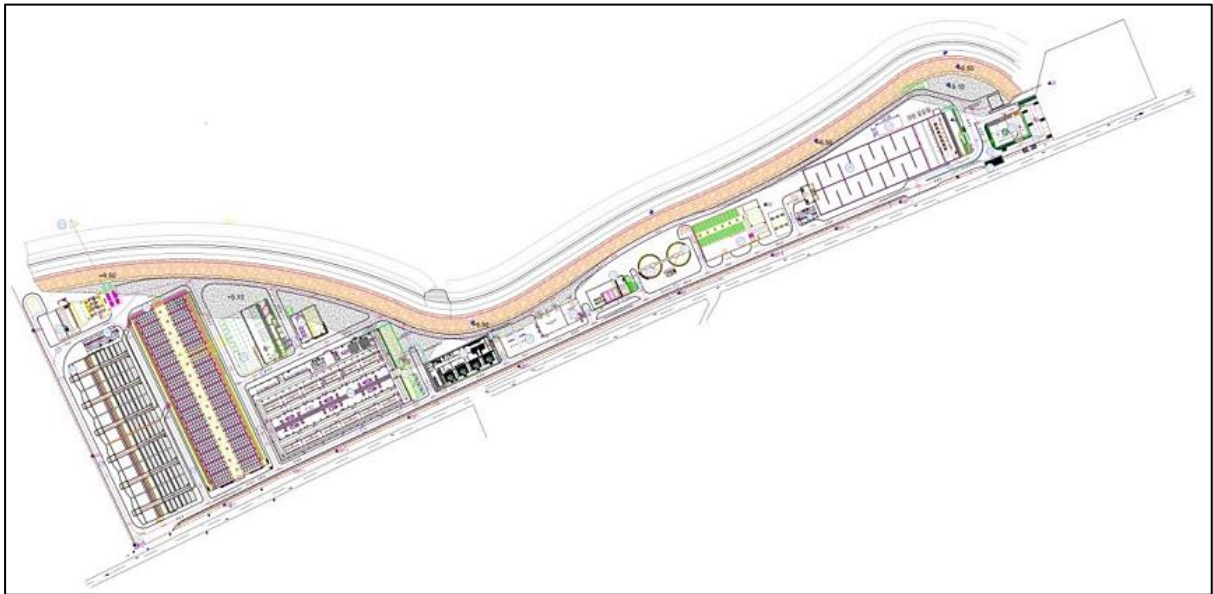


Figure III. 2 : illustration des étapes successives du procédé de traitement de l'eau de mer dans la station de dessalement

III.3 Partie Off-shore

III.3.1 Conduites de prise d'eau

Le système de captage comprend deux conduites principales d'environ 820 m de long chacune,

- Cas de Fonctionnement normal - 2 conduites opérationnelles simultanément : Débit = 350 000 m³/j par conduite, soit 4,05 m³/s
- Cas de Fonctionnement exceptionnel - 1 conduite opérationnelle et 1 conduite à l'arrêt : Débit = 770 000 m³/j dans la conduite, soit 8.91 m³/s (lorsque l'aspiration d'eau se fait sur une seule des deux conduites).

Ces conduites sont posées partiellement sur le fond marin et partiellement ensouillées. À leur extrémité, elles sont reliées à des tours de captage munies de grilles d'entrée d'eau, conçues pour limiter la vitesse d'aspiration (≤ 10 cm/s en fonctionnement normal) et empêcher l'entrée de gros débris ou organismes marins. De la javel (hypochlorite de sodium) est injectée dans les conduites de captage afin de prévenir la formation de biofilms et le développement d'organismes marins à l'intérieur des canalisations, assurant ainsi un transport de l'eau plus sûr et plus hygiénique. Ces tours jouent un rôle majeur dans la protection et l'efficacité du système d'adduction en eau de mer.



Figure III. 3 : conduite de prise d'eau

III.3.2 Tour de prise

Les critères dimensionnants des tours de prise sont les suivantes :

- ✓ La surface d'entrée d'eau de chaque tour de prise sera telle que la vitesse d'entrée soit ≤ 20 cm/s pour fonctionnement exceptionnel et ≤ 10 cm/s pour fonctionnement normal.

Les caractéristiques principales de chaque tête d'aspiration sont :

- ✓ Corps principal : 5 m
- ✓ Corps dans la section avec grille d'entrée d'eau : 7,2 m
- ✓ Grille : barreaux : $\Phi = 20$ mm, hauteur : 3 m, espacement : 8



Figure III. 4 : tour de prise

III.3.3 Bassin de captage :

Le bassin de captage en béton armé, situé en amont de la station, joue un rôle essentiel dans la première étape du traitement de l'eau de mer. Il est équipé d'un dispositif de dessablage, conçu pour piéger le sable et les particules solides plus lourdes. Cela aide à prévenir les obstructions et les dommages potentiels aux équipements de l'usine. Ce dispositif est complété par un système de dégrillage à deux niveaux :

- ✓ **Un dégrilleur à barreaux (grossier)**, qui retient les objets et débris de grande taille, supérieurs à 9 mm (ex. : algues, déchets plastiques, petits bois flottés, etc.). Ce système comprend quatre unités (3 en service + 1 en réserve) avec nettoyage mécanique par râteau.
- ✓ **Un tamiseur à bande mobile (dégrillage fin)**, qui capture les particules plus petites, supérieures à 3 mm, telles que les coquillages, fragments de filets, etc. Il fonctionne automatiquement avec un système de nettoyage intégré

Les deux dispositifs sont répartis dans quatre couloirs parallèles, garantissant un débit continu même en cas de maintenance.

III.3.4 Le système de raclage (PIG system)

Pour assurer le bon état des conduites d'adduction, un système de raclage interne PIG (Pipeline Inspection Gauge) est utilisé périodiquement. Ce système permet de nettoyer efficacement l'intérieur des conduites de prise en propulsant un dispositif cylindrique mécanique à l'aide de l'eau sous pression, éliminant ainsi biofilms, dépôts et encrassements.

III.4 Réservoir d'eau de mer et pompes d'alimentation d'eau de mer

Le système de pompage d'eau de mer se compose principalement d'un réservoir d'eau de mer en béton armé et d'une station de pompage souterraine avec toit couvert de sept pompes à eau de mer (6 en service et 1 de secours), sa capacité nominale totale est de 28 672 m³/h.

La hauteur de chaque pompe est conçue pour vaincre la perte de charge totale à travers le système de floculation décantation.

Les refoulements des pompes sont équipés par des vannes motorisées électriques. Ces vannes peuvent être actionnées manuellement en cas de coupure de courant.

III.5 Phase de prétraitement

On a prévu un système de prétraitement composé d'un premier étage avec décanteurs lamellaires et une deuxième étape avec filtres à sable gravitaire pour alimenter les membranes d'osmose inverse avec une qualité et une composition d'eau de mer conforme aux conditions requises par le fabricant de la membrane. Ce système prévoit également l'ajout de réactifs chimiques dans l'eau à traiter pour atteindre les rendements nécessaires.

III.5.1 Clarificateur :

a. Réservoir de coagulation :

Le réservoir de coagulation joue un rôle essentiel dans le processus de traitement de l'eau, en assurant la première étape de la clarification. La station comporte six réservoirs de coagulation de volume unitaire 83.08 m³ qui assurent un temps de séjour très court autour d'une minute et une agitation rapide. Chaque réservoir est équipé d'agitateur mécanique. Un coagulant Chlorure ferrique (FeCl₃) qui neutralise les charges des particules est injecté afin d'assurer la déstabilisation des particules en les regroupant en floccs plus gros. L'eau est ensuite véhiculée vers la zone de floculation.

b. Réservoir de floculation :

Après la coagulation, l'eau passe dans douze réservoirs de volume unitaire de 480 m³ qui sont équipés d'agitateurs lents, avec un temps de séjour de 10 minutes. Ces agitateurs assurent un brassage doux et homogène de l'eau, ce qui favorise la formation de floccs plus gros et plus denses, un processus essentiel pour une décantation efficace en aval. Des polymères, ajoutés à ce stade du traitement, qui jouent le rôle d'une colle entre les particules et augmente leur masse afin d'aider leur séparation dans les décanteurs lamellaires.



Figure III. 5 : réservoirs de coagulation et floculation

c. Décanteur lamellaire :

La station est équipée de douze unités de décantation lamellaire, permettant une clarification efficace des matières en suspension (MES) avant filtration. Ce procédé, basé sur la sédimentation gravitaire assistée par des lamelles inclinées, offre une grande performance tout en optimisant l'espace.

Lorsque la qualité de l'eau brute est acceptable ($MES < 30 \text{ ppm}$), l'eau peut être directement dirigée vers les filtres à sable gravitaires. En revanche, en présence d'une concentration plus élevée en MES (jusqu'à 200 ppm), les décanteurs assurent une clarification avec un rendement pouvant atteindre 90 %.

L'eau clarifiée est collectée en surface via des déversoirs, tandis que les boues sont extraites en fond de décanteur grâce à des pompes spécifiques. Les principales caractéristiques techniques d'un décanteur lamellaire sont résumées dans le tableau suivant :

Chaque décanteur lamellaire est équipé d'un racleur de boue à chaîne qui achemine les matières décantées vers une fosse d'extraction, d'où elles sont ensuite aspirées par une pompe à vis d'extraction de boue et envoyées vers la chaîne de traitement dédiée



Figure III. 6 : décanteur lamellaire

III.6 Système des filtres à sable :

Le système de filtration sur sable joue un rôle clé dans l'atteinte d'une qualité d'eau conforme aux standards requis, avec un indice de colmatage (SDI) inférieur à 3, assurant ainsi une eau claire et propre pour les étapes suivantes du traitement. Il comprend 32 filtres gravitaires en béton, répartis en deux chaînes de 16 filtres chacune, fonctionnant à une vitesse nominale de $6,47 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ (soit $885 \text{ m}^3/\text{h}$ par filtre), et jusqu'à $6,9 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ ($944 \text{ m}^3/\text{h}$) lors du lavage d'un filtre. Chaque filtre possède une surface de $136,90 \text{ m}^2$, avec des dimensions de 18,5 m de long et 7,4 m de large. Le lit filtrant est constitué de gravier, de sable et de Filltralite.



Figure III. 7 : disposition des couches filtrantes dans un filtre à sable

III.7 Réservoir d'eau filtrée et Station de pompage intermédiaire :

L'eau filtrée provenant des filtres à sable est stockée dans un réservoir en béton d'une capacité 2400 m^3 avec des systèmes de ventilation et de contrôle de température pour éviter toute contamination. Ce réservoir tampon alimente les lignes de production à travers 06 pompes intermédiaires en service et une pompe de secours. Ces pompes assurent l'alimentation des filtres à cartouches en amont du procédé d'osmose inverse. Deux collecteurs reçoivent chacun le refoulement de trois pompes, garantissant une distribution équilibrée avec un débit unitaire de $4722 \text{ m}^3/\text{h}$.

Le réservoir est équipé d'un transmetteur et d'un contrôleur de niveau : le transmetteur protège les pompes contre la marche à sec, tandis que le contrôleur bloque le fonctionnement des pompes d'alimentation en cas de trop-plein.

III.8 Filtres à cartouches



Figure III. 8 : filtres à cartouches

Afin d'éviter la pénétration de particules fines résiduelles, le système de filtres à cartouche est placé immédiatement en aval des filtres à sable, constituant ainsi la dernière étape du prétraitement avant l'osmose inverse. Ce dispositif joue un rôle de protection critique en capturant les particules de taille inférieure à 5 microns, préservant ainsi l'intégrité des membranes RO. Les cartouches filtrantes, en polypropylène (70 pouces), sont logées dans des récipients sous pression en PRV et installées sur deux lignes principales, avec une vitesse de passage de l'eau inférieure ou égale à 12 m/h.

Le système comprend 13 filtres à cartouche (12 en fonctionnement et 1 en secours), répartis équitablement sur les deux chaînes de production. Chaque unité a une capacité de 2 361 m³/h et fonctionne à une pression de 60 m. L'eau filtrée en sortie de ces unités est dirigée vers les pompes haute pression et le système de récupération d'énergie.

Des instruments de surveillance, tels que des transmetteurs de pression différentielle et des débitmètres, permettent de suivre l'état de colmatage des cartouches et d'alerter en cas de chute de débit ou de pression. Des points de mesure de la turbidité, du pH, du chlore résiduel, de la conductivité et de l'indice SDI sont également installés pour s'assurer que l'eau d'alimentation respecte les critères requis avant l'entrée en osmose inverse, notamment un SDI inférieur à 3.

III.9 Dosage des produits chimiques du prétraitement

Avant que l'eau ne soit acheminée vers les unités d'osmose inverse, deux produits chimiques sont injectés pour garantir leur protection et leur efficacité :

III.9.1 SMBS (déchloration)

Le métabisulfite de sodium (SMBS) est utilisé pour neutraliser les résidus de chlore libre présents dans l'eau après la phase de désinfection. Le chlore, bien qu'utile en amont, est nocif pour les membranes d'osmose inverse qu'il peut détériorer de manière irréversible. Le SMBS est préparé sous forme de solution à 10 % à partir de poudre ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) dissoute dans de l'eau dans un réservoir de dosage équipé d'un agitateur, la solution est ensuite injectée en aval des filtres à cartouches via une pompe doseuse. Cette opération permet de garantir la protection des membranes et la stabilité du processus de dessalement.

III.9.2 Anti-scalant (prévention de l'entartrage)

Un antitartre est ajouté à l'eau d'alimentation des racks d'osmose pour empêcher l'accumulation de tartre sur les membranes résultant de produits chimiques ayant un potentiel d'entartrage tels que le carbonate de calcium et le sulfate de calcium. Le dépôt de tartre sur les membranes réduira la perméabilité en obstruant les pores et provoquera ainsi un encrassement. L'utilisation d'antitartres de qualité garantit que le système reste propre plus longtemps (nécessitant moins d'entretien pour le nettoyage chimique). La récupération de l'eau produite peut être maximisée et les coûts d'exploitation sont minimisés.

III.10 Système d'osmose inverse

Après le prétraitement, l'eau d'alimentation filtrée et déchlorée est pompée vers le système d'osmose inverse d'eau de mer (SWRO) pour produire une eau de salinité entre 65 à 178 mg/l. La pression de l'eau d'alimentation du filtre à cartouche est ensuite augmentée à la pression requise par une pompe à haute pression. Le flux d'alimentation est divisé en deux flux, le flux de production appelé perméat et le flux de rejet appelé saumure suivant les taux respectivement 45 % et 55%. Ce système repose sur une configuration technique combinant des pompes, des dispositifs de récupération d'énergie et des modules membranaires interconnectés assurant à la fois performance et rendement énergétique.

III.10.1 Pompes haute pression

Les pompes à haute pression pressurisent l'eau d'alimentation à une pression d'environ 65 bar vers l'unité RO. Le système se compose de sept pompes haute pression de service (3

pompes par ligne de production) et d'une pompe de réserve non installée. La capacité de la pompe est de 2145 m³ /h. La puissance nominale du moteur de la pompe est de 5340 kW et l'alimentation électrique est de 11 KV, 3PH.50HZ.



Figure III. 9 : pompe haute pression

III.10.2 Pompes booster

Les pompes booster pressurisent l'eau qui sort de l'échangeur de pression pour atteindre la pression nécessaire pour alimenter les membranes. Le système se compose de douze pompes de surpression, avec (6 pompes par ligne de production) et d'une pompe de réserve non installée. La capacité des pompes est de 1288 m³ /h à 20 - 40 mCE la puissance du moteur est de 220 kW et l'alimentation électrique est de 400 V, 3PH, 50 HZ.



Figure III. 10 : pompe booster

III.10.3 Modules de rack RO

L'eau d'alimentation sous pression, issue de la pompe haute pression, des sorties des échangeurs de pression (PX) et des pompes booster, est introduite dans les tubes de pression des racks d'osmose inverse. Environ 45 ± 2 % de ce flux traverse les membranes pour être récupéré sous forme d'eau douce (perméat), tandis que le reste est évacué sous forme de concentrat (saumure). Le système comprend douze racks SWRO, fournis conformément aux spécifications contractuelles. Chaque rack est équipé de 340 tubes, chacun contenant 7 membranes, soit un total de 28 525 membranes.

Les modules utilisent des membranes LG SW 400 GR G2 (LG Chem) avec un flux transmembranaire moyen de 13 l/m²/h. L'agencement des membranes est conçu pour assurer une répartition homogène de l'eau d'alimentation dans les racks, optimisant ainsi le rendement hydraulique.

La perte de charge à travers les modules d'osmose inverse est estimée entre 1,5 et 2 bars.

Le système de récupération d'énergie permet de transférer l'énergie contenue dans le concentrat vers une partie de l'eau d'alimentation, améliorant considérablement l'efficacité énergétique du procédé.

Enfin, le perméat produit est dirigé vers le système de post-traitement, une fraction étant dérivée pour alimenter le réservoir de rinçage.



Figure III. 11 : racks RO

III.11 Système de récupération d'énergie (PX)

Le système de récupération d'énergie repose sur l'utilisation d'échangeurs de pression isobariques de type PX, reconnus pour leur efficacité énergétique élevée (95 à 97 %). Ces dispositifs transfèrent directement l'énergie de la saumure rejetée sous haute pression vers l'eau de mer brute, via un mécanisme de déplacement hydraulique dans un cylindre rotatif. Chaque rack d'osmose inverse est équipé de 21 unités PX, d'une capacité individuelle de 61,84 m³/h, permettant de réduire la consommation énergétique globale du procédé tout en optimisant la taille et la puissance des pompes haute pression. Le système est instrumenté par des capteurs de débit, de pression et de conductivité assurant un contrôle opérationnel précis et une fiabilité de fonctionnement du dispositif.



Figure III. 12 : échangeurs de pression PX

III.12 Système de maintenance des membranes d'osmose inverse

Afin de garantir la performance des membranes d'osmose inverse, deux systèmes complémentaires sont mis en place :

III.12.1 Un système de rinçage

Lors de l'arrêt de l'unité RO, un rinçage est effectué avec de l'eau à faible teneur en TDS provenant du réservoir de perméat. Ce rinçage vise à éviter la corrosion des composants en acier inoxydable et la précipitation de sels sur les membranes, phénomènes qui peuvent survenir en quelques heures en cas de stagnation. Le processus est automatisé et utilise les pompes de nettoyage, permettant également de rincer les pompes HP, les PX, les pompes booster et les membranes RO.

III.12.2 Système de nettoyage (CIP – Cleaning In Place)

Le système de nettoyage en place (CIP) est indispensable pour maintenir les performances hydrauliques et prolonger la durée de vie des membranes d'osmose inverse. Il est utilisé lorsque l'encrassement ou les pertes de charge deviennent significatifs (chute de débit, augmentation de la salinité du perméat, hausse des pertes de pression).

Chaque train d'osmose inverse est équipé d'un système de nettoyage en place (CIP) composé d'un réservoir de préparation, d'une pompe de recirculation, de vannes, de tuyauteries, des filtres de cartouche et d'instruments de contrôle. Le volume du réservoir est dimensionné pour garantir un nettoyage efficace de l'ensemble des membranes concernées. Le processus est entièrement automatisé et déclenché par l'opérateur selon l'état des membranes. Les effluents issus du nettoyage sont dirigés vers un réservoir de neutralisation avant leur rejet.



Figure III. 13 : système de lavage CIP



Figure III. 14 : réservoir CIP

III.13 Système de post-traitement

III.13.1 Système de reminéralisation

Le système de reminéralisation a pour objectif de stabiliser chimiquement le perméat produit par l'osmose inverse, qui est naturellement corrosif et appauvri en minéraux. Pour cela, le

CHAPITRE III : Présentation de la zone d'étude

perméat est divisé en deux parties. 50% de celui-ci est envoyé aux cellules de calcite tandis que les 50% restants sont envoyés dans le réservoir de mélange au niveau duquel il sera mélangé à l'eau reminéralisée.

Le procédé repose sur deux étapes principales :

- Contact avec un lit de calcite :

Enrichie en dioxyde de carbone (CO_2), l'eau traverse un lit de calcaire broyé contenu dans des cellules de contact. La réaction du CO_2 avec la calcite forme du bicarbonate de calcium, augmentant ainsi la dureté et l'alcalinité, tout en corrigeant le pH.



- Mélange et ajustement final :

L'eau reminéralisée est ensuite mélangée avec le reste du perméat dans un réservoir de mélange, de capacité 700 m³ construits en béton. Une dose de soude caustique (NaOH) est ajoutée pour éliminer le CO_2 résiduel et ajuster le LSI (indice de stabilité de Langelier) afin d'éviter toute corrosion ou formation de tartre.

Le système utilise :

- 24 cellules de calcite connectées en parallèle.
- Un système de dosage de CO_2 proportionnel au débit et à la dureté visée.
- Des diffuseurs, vannes de régulation et débitmètres pour assurer un contrôle précis.
- Un dispositif de dosage automatique de calcite pour maintenir la hauteur constante du lit filtrant.



Figure III. 15 : chambre de calcite



Figure III. 16 : citernes CO2

III.14 Système de lavage des cellules de calcite

Système de lavage des Cellules de calcite Un système de lavage des cellules de calcite est prévu pour nettoyer et entretenir les lits de calcite dans le système de reminéralisation. La surface des cellules de calcite peut être obstruée par des dépôts et des particules qui s'accumulent avec le temps, ce qui réduit leur efficacité et leur capacité à fournir une reminéralisation adéquate de l'eau. Les séquence de nettoyage et rinçage des cellules de calcite :

- Arrêt du débit d'eau : Avant de procéder au soufflage d'air, le débit d'eau à travers les cellules de calcite est arrêté. Cela permet de concentrer l'air sur les granulés de calcite sans interférence de l'eau en circulation.
- Injection d'air : Un soufflant d'air est utilisé pour générer de l'air, qui est ensuite injecté dans les cellules de calcite à travers des buses ou d'injection d'air. L'air crée un mouvement vigoureux qui détache et disperse les dépôts et les particules des granulés de calcite.
- Évacuation des débris : Pendant le soufflage d'air, les dépôts et les particules détachés sont entraînés par le flux d'air hors des cellules de calcite. Les débris peuvent être collectés et évacués du système à travers des conduites ou des vannes spécifiques.
- Rinçage à l'eau : Après le soufflage d'air, les cellules de calcite peuvent être rincées à l'eau pour éliminer les derniers résidus et assurer un nettoyage complet. L'eau de rinçage peut être introduite dans les cellules de calcite et évacuée par la suite.

Il est important de noter que la fréquence du soufflage d'air dépendra des conditions spécifiques du système de reminéralisation, notamment de la qualité de l'eau d'entrée et des niveaux d'encrassement des cellules de calcite. Une surveillance régulière de l'efficacité de la reminéralisation et de l'état des cellules de calcite permettra de déterminer la fréquence optimale du nettoyage.

III.15 Station de pompage d'eau produite :

La station de pompage d'eau produite est principalement composée d'un réservoir d'eau produite et d'une station de pompage en béton armé. Le réservoir d'eau produit est alimenté par une conduite depuis le réservoir de mélange.

III.15.1 Réservoir d'eau produite

Deux réservoirs sont conçus pour le stockage de l'eau traitée finale qui sera pompée vers le réseau de distribution l'eau traitée produite sera stockée dans deux réservoirs en béton armé de forme rectangulaire identique couverts ayant une capacité totale de 20 000 m³. Les réservoirs sont revêtus d'un revêtement approprié à base de peinture époxy alimentaire ou similaire pour protéger les parois en béton de l'agressivité de l'eau produite. Le système est équipé d'un transmetteur d'indicateur de niveau (un pour chaque réservoir). Et un flotteur sera utilisé pour verrouiller le fonctionnement des pompes.

III.15.2 Pompes d'eau produite

Des pompes (sept en total, six en fonctionnement et une de réserve) sont utilisées pour acheminer l'eau vers le réseau. Chaque pompe a une capacité de 2 083 m³/h et est équipée d'un variateur de fréquence (VFD) pour ajuster le débit selon les besoins. Des vannes de régulation assurent l'équilibre du débit dans les conduites.

Un système de protection contre les coups de bélier est également présent pour éviter les variations de pression rapides, en utilisant des dispositifs comme des amortisseurs et des clapets anti-bélier.

III.16 Système de rejet

Le système de rejet comprend les éléments suivants :

III.16.1 Réservoir de neutralisation

D'une capacité de 832 m³, est réalisé en béton armé et couvert d'une dalle. Il reçoit principalement les effluents issus du traitement de la chaîne de boue ainsi que les eaux usées générées par le nettoyage chimique des membranes

III.16.2 Réservoir de rejet

En béton armé, a une capacité de 1 500 m³. Il reçoit principalement l'eau de saumure issue du trop-plein du réservoir de saumure. Il assure la collecte finale et l'évacuation des rejets liquides de la station de dessalement via une conduite dédiée.

III.16.3 Systèmes de dosage d'acide et de soude caustique

Les doses d'acide ou de soude caustique garantissent que l'eau de rejet se situe dans les limites de sécurité et de conformité aux réglementations environnementales. Le système se compose d'une pompe de déchargement d'acide, d'un réservoir de stockage, de deux pompes de dosage d'acide et deux autres pompes de dosage de soude caustique (les pompes de déchargement de soude caustique et le réservoir de stockage sont communs à la fois pour la neutralisation et le post-traitement

III.17 Chaîne de traitement des boues

La chaîne de traitement des boues traite principalement les eaux de lavage des filtres à sable et les eaux boueuses extraites du décanteur lamellaire. Voici un résumé du processus :

- **Réservoir de récupération d'eau de lavage des filtres :** Ce réservoir de 800 m³ collecte les eaux de lavage lorsque leur turbidité est élevée. Si l'eau est propre, elle est directement rejetée.
- **Pompes de transfert des eaux sales :** Quatre pompes (trois en service, une en réserve) sont utilisées pour aspirer l'eau sale du réservoir et la transférer vers les décanteurs lamellaires.
- **Décanteurs lamellaires :** Trois décanteurs lamellaires sont utilisés pour séparer les boues des eaux claires. Après décantation, les eaux claires vont vers le réservoir de neutralisation, tandis que les boues sont envoyées vers les épaisseurs.
- **Pompes d'extraction des boues décantées :** Ces pompes (quatre en total, trois en service) aspirent la boue décantée et la dirigent vers les épaisseurs.
- **Épaisseurs de boue :** Trois épaisseurs, d'un diamètre de 20 m chacun, sont utilisés pour épaisir les boues extraites des décanteurs. L'eau clarifiée s'écoule vers le réservoir de neutralisation et la boue est extraite et envoyée vers les centrifugeuses.
- **Racleur de boue :** Les épaisseurs sont équipés de racleurs qui tournent à une vitesse constante pour extraire la boue épaisie, à l'aide d'un moteur de 1,1 kW.

- **Pompes d'extraction des boues épaissies :** Ces pompes (quatre en total, trois en service) transfèrent la boue épaissie vers les centrifugeuses. Elles ont une capacité de 60 m³/h et sont assistées par l'injection de polymère pour améliorer l'épaississement.
8. Centrifugeuses : Trois centrifugeuses, dont deux en service, traitent la boue pour augmenter sa siccité à 18%. Chaque centrifugeuse a une capacité de 56 m³/h et est entraînée par un moteur de 75 kW. L'eau de drainage est renvoyée vers le réservoir de neutralisation, tandis que la boue est stockée dans des bennes via un convoyeur. Cette chaîne assure un traitement efficace des boues, permettant d'épaissir et de déshydrater les boues tout en contrôlant leur rejet conformément aux normes environnementales



Figure III. 17 : épaississeur de boue

III.18 La production de l'usine pendant un arrêt partiel planifié et non planifié

Dans certaines conditions d'exploitation, notamment lors des opérations de nettoyage chimique des membranes, il peut être nécessaire de mettre hors service un groupe de pompage haute pression (HPP), ce qui équivaut à l'arrêt de deux racks d'osmose inverse. Deux situations peuvent se présenter :

➤ Arrêt partiel programmé

Lorsque l'arrêt d'un HPP est planifié pour une durée allant jusqu'à 12 heures par jour, la production de l'usine est ajustée comme suit :

- Avant l'arrêt, l'usine fonctionne à pleine capacité avec 12 racks, produisant 165 082 m³ en 12 heures (soit 1 146,4 m³/h).
- Pendant l'arrêt partiel (avec seulement 10 racks en service), la production est de 137 568 m³ sur les 12 heures restantes.

- La production journalière totale atteint alors 302 650 m³, dépassant légèrement le débit contractuel de 300 000 m³/j.

➤ Arrêt partiel imprévu

En cas d'arrêt accidentel non planifié d'un HPP, le même schéma de production est suivi, avec inversion des périodes :

- 137 568 m³ produits durant les 12 premières heures (2 racks hors service).
- 165 082 m³ produits durant les 12 heures suivantes (usine à pleine capacité).
- La production journalière reste de 302 650 m³, garantissant le respect du débit contractuel.

III.19 Salle de supervision et de control (SCADA)

La station de dessalement dispose d'un système SCADA (Supervisory Control and Data Acquisition) installé dans une salle de contrôle dédiée. Ce système assure la supervision centralisée de l'ensemble du processus de production d'eau, depuis la prise d'eau de mer jusqu'au stockage de l'eau traitée.

Le système SCADA permet :

- Le suivi en continu des paramètres critiques (pression, débit, conductivité, pH, etc.).
- L'affichage en temps réel des alarmes et des événements.
- Le déclenchement automatisé de séquences d'arrêt, de démarrage ou de régulation.
- L'enregistrement et l'archivage des données pour l'analyse et la traçabilité.



Figure III. 18 : salle de contrôle

Conclusion

À travers ce chapitre, nous avons présenté de manière structurée les différentes composantes de la station de dessalement. Cette présentation détaillée a permis de mieux comprendre l'organisation générale de ses installations, les procédés mis en œuvre ainsi que les équipements clés intervenant dans la chaîne de traitement de l'eau. De la prise d'eau de mer à la reminéralisation, en passant par l'osmose inverse, la récupération d'énergie, les systèmes de nettoyage et de rejet, chaque étape a été analysée dans le but de garantir une production continue, conforme aux exigences de qualité et de performance.

Chapitre IV

Etude et dimensionnement du système
d'osmose inverse avec récupération
d'énergie

Introduction

Dans ce chapitre, nous allons concevoir un système de récupération d'énergie intégré au procédé d'osmose inverse, dans le but de réduire la consommation énergétique spécifique du dessalement tout en maintenant un rendement optimal du système. Cette démarche s'inscrit dans une logique d'amélioration des performances énergétiques de la station de dessalement.

Nous utiliserons le logiciel de simulation Q+ LG Chem Water Solutions, un outil spécialisé permettant le dimensionnement précis des éléments clés du procédé, notamment les membranes. Après la présentation de ce logiciel et des hypothèses de travail adoptées, nous procéderons successivement aux étapes suivantes :

- Le choix de la membrane d'osmose inverse la plus adaptée aux caractéristiques de l'eau et aux besoins de production
- L'intégration d'un système de récupération d'énergie de type Pressure Exchanger (PX), visant à valoriser la pression de la saumure rejetée
- Le dimensionnement de la pompe haute pression, essentielle pour surmonter la pression osmotique
- La conception d'un système de nettoyage en place (CIP), indispensable pour maintenir la performance des membranes sur le long terme.

Enfin, une comparaison sera établie entre une configuration classique sans récupération d'énergie et la configuration optimisée que nous aurons conçue, afin d'évaluer les bénéfices énergétiques et économiques apportés par l'intégration du système de récupération d'énergie

IV.1 Présentation du logiciel Q+ LG Chem water solutions

Le logiciel Q+ de LG Chem Water Solutions est un outil d'aide à la conception spécialement développé pour simuler et optimiser les systèmes d'osmose inverse (RO). Il permet de prédire les performances des membranes dans différents scénarios, en tenant compte des caractéristiques de l'eau à traiter, des conditions de fonctionnement, et des paramètres de configuration.

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

Le logiciel est principalement utilisé par des ingénieurs, techniciens et chercheurs dans le domaine du dessalement, leur offrant un outil fiable pour garantir un bon dimensionnement des installations tout en réduisant les coûts d'exploitation.

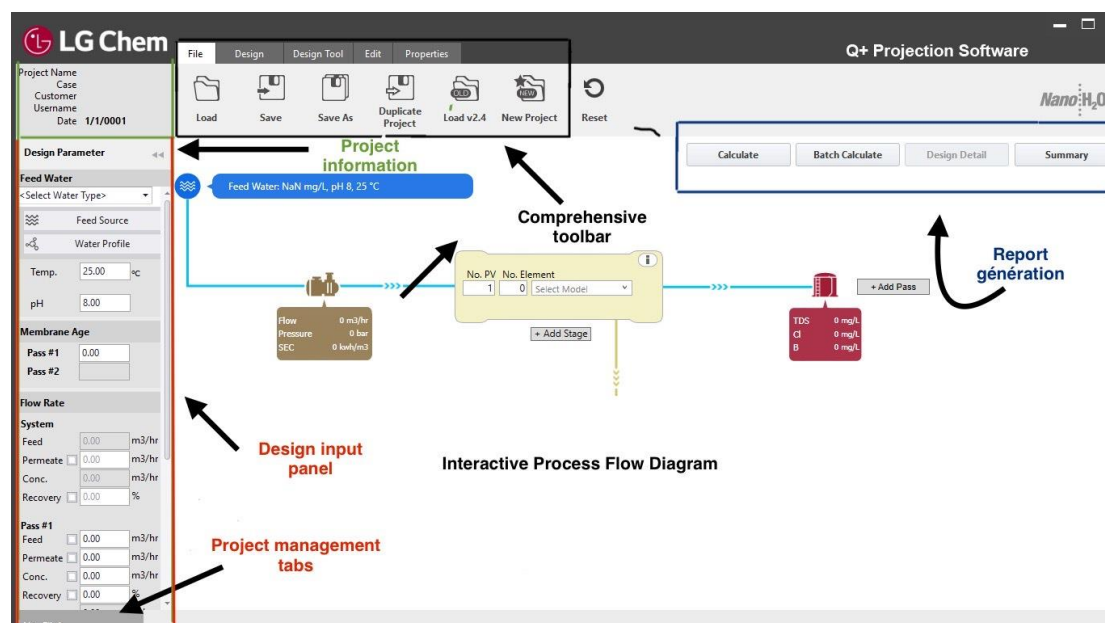


Figure IV. 1 : interface principale du logiciel Q+ Projection Software de LG Chem

IV.2 Description des principaux onglets de l'interface Q+ LG Chem Water Solutions

✓ Project Information (Informations sur le projet)

Cet onglet s'ouvre dès le démarrage du logiciel. Il permet à l'utilisateur de :

Nommer le projet (ce nom sera utilisé pour l'enregistrement du fichier).

Renseigner des informations utiles comme le nom de l'entreprise, le nom de l'ingénieur ou étudiant utilisateur.

La date du projet est générée automatiquement.

C'est une étape de paramétrage initial utile pour l'organisation des projets et leur suivi.

✓ Design Input (Paramètres de conception)

Cette section est essentielle pour configurer le système d'osmose inverse :

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

Définition des caractéristiques de l'eau d'alimentation : température, pH, TDS, composition chimique, etc.

Sélection de la membrane (type, modèle, surface, etc.)

Choix des étapes du procédé : nombre de passes, nombre d'éléments, pression, récupération d'énergie.

Elle permet d'adapter le système RO selon les conditions spécifiques de la source d'eau étudiée.

✓ Comprehensive Toolbars (Barre d'outils complète)

Cette barre contient toutes les fonctionnalités de base pour manipuler les fichiers :

Créer un nouveau projet.

Ouvrir ou enregistrer un projet existant.

Imprimer, copier ou exporter les résultats.

Elle facilite la navigation rapide dans le logiciel et la gestion des projets.

✓ Project Management Tabs (Onglets de gestion de projet)

Ce sont des sous-onglets qui apparaissent selon l'avancement du projet :

Exemples : « Feed Water », « Product Water », « System Configuration », etc.

Ils permettent de passer d'une étape de conception à une autre sans tout refaire.

Ces onglets organisent la progression logique du dimensionnement.

✓ Interactive Process Flow Diagram (Diagramme interactif de flux)

Un schéma dynamique représente le système conçu :

Il montre les composants : pompes, membranes, ERD (PX), vannes, etc.

Il est possible de cliquer sur chaque élément pour modifier ses paramètres.

Ce diagramme est un outil pédagogique et visuel puissant pour comprendre l'ensemble du procédé RO.

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

✓ Report Generation (Génération de rapports)

Une fois le projet terminé, cet onglet permet de :

Générer un rapport complet au format PDF.

Inclure les performances, les flux, la consommation d'énergie, la composition chimique, etc.

Comparer différentes configurations si plusieurs scénarios ont été testés.

C'est un outil essentiel pour documenter les résultats et les présenter dans un mémoire ou à des clients.

IV.3 Présentation du logiciel Power Model Pro d'Energy Recovery

Inc :

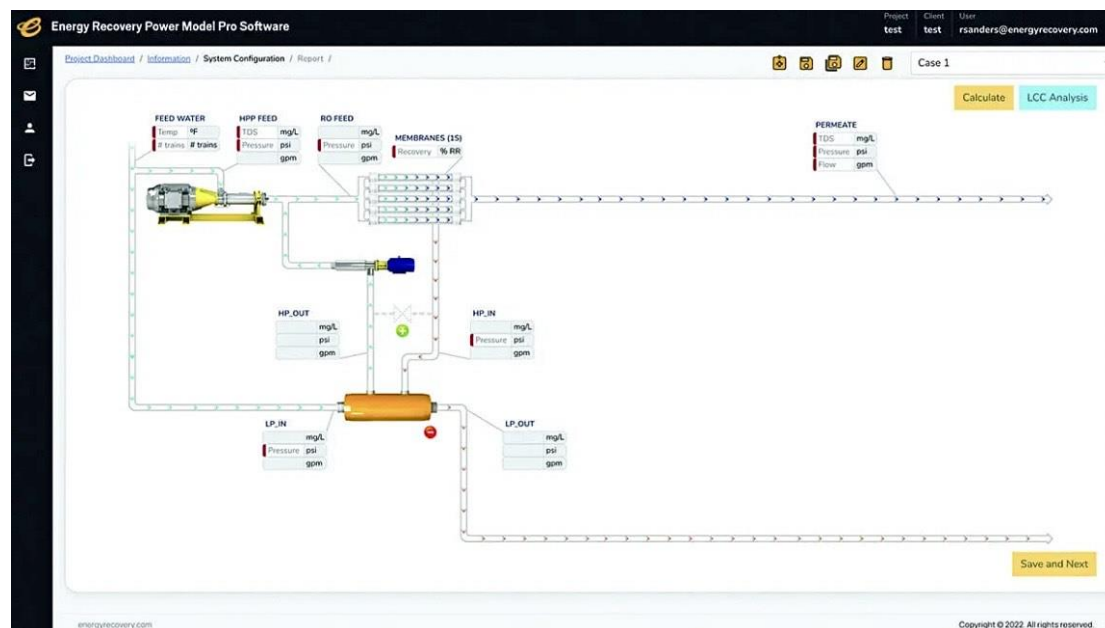


Figure IV .2 : interface du logiciel PMP

Le logiciel fourni par Energy Recovery Inc. est un outil spécialisé dans l'analyse, la sélection et l'optimisation des dispositifs de récupération d'énergie utilisés dans les systèmes d'osmose inverse (RO), principalement les Pressure Exchanger PX, qui sont parmi les technologies les plus efficaces pour réduire la consommation énergétique dans les stations de dessalement.

Grace a ses fonctionnalités avancées, le logiciel a permis :

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

- Simuler le fonctionnement des dispositifs PX, en fonction des débits, des pressions d'alimentation, du taux de récupération, et des conditions de fonctionnement du système de dessalement.
- Comparer les performances énergétiques de chaque modèle, notamment en termes de rendement hydraulique, de perte de pression, et de récupération d'énergie effective.
- Optimiser la configuration hydraulique, en identifiant le modèle le plus adapté à ton installation, selon la taille de la station, les exigences de débit, et les contraintes de maintenance.

IV.4 Dimensionnement d'une unité d'osmose inverse intégrant un système de récupération d'énergie

Dans le cadre de cette étude, l'objectif principal est de dimensionner et d'optimiser une unité d'osmose inverse afin de répondre à un besoin en eau potable de 300 000 m³/jour, tout en minimisant le coût de l'eau produite. Pour ce faire, un dimensionnement a été réalisé afin de satisfaire les exigences de production et de qualité de l'eau traitée, en s'appuyant sur le logiciel de conception Q+ développé par LG Chem Water Solutions. Le système considéré a été dimensionné à partir des données réelles de l'eau brute de la station de Fouka II. Les simulations effectuées ont permis de déterminer le type de module membranaire le plus adapté ainsi que la configuration optimale pour garantir le débit de perméat souhaité ou imposé.

Les caractéristiques physico-chimiques de l'eau brute utilisées dans cette étude sont présentées dans le tableau suivant. Ces données constituent la base de la conception du système de dessalement, en influençant directement le choix des membranes, les paramètres de fonctionnement et les contraintes de prétraitement.

Tableau IV. 1 : Analyse de l'eau brute

Constituants	Unité	Concentration
Ca	Mg/l	436
Mg	Mg/l	1385
Na	Mg/l	11484
K	Mg/l	413
HCO₃	Mg/l	129
SO₄	Mg/l	2882
Cl	Mg/l	20645
Sr	Mg/l	1.24
B (Bore)	Mg/l	5.8
F	Mg/l	1.79
SiO₂	Mg/l	0.24
pH	-	8.8
TOTAL	Mg/l	37421

IV.5 Hypothèses de conception et conditions de fonctionnement du système

Dans le cadre du dimensionnement du système modulaire d'osmose inverse, alimenté par énergie photovoltaïque, plusieurs hypothèses et contraintes techniques ont été définies afin de garantir la conformité aux normes internationales de qualité de l'eau potable, ainsi qu'une efficacité énergétique optimale.

Les principales conditions de conception à respecter sont les suivantes :

- Le débit de production d'eau dessalée est fixé à 300 000 m³/jour.
- La concentration maximale en NaCl dans le perméat est limitée à 0,5 g/L, en accord avec la norme de potabilité de l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS), qui recommande une teneur en sels totaux dissous (TDS) inférieure à 250 mg/L.

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

La station de dessalement doit fonctionner de manière stable et efficace, tout en respectant les limites de qualité de l'eau brute à traiter et celles de l'eau produite. Les paramètres suivants ont donc été imposés comme limites de conception :

Tableau IV. 2 : Limites de conception de l'eau d'alimentation

Paramètre	Valeur limite
Fer, aluminium et manganèse	$\leq 0,05$ mg/L chacun
Huiles et hydrocarbures	$< 0,1$ mg/L
Graisses	$< 0,1$ mg/L
H ₂ S	Aucune trace tolérée
Matières solides en suspension (avant MMF)	< 30 ppm
Matières solides en suspension (avant clarificateur tubulaire)	< 200 ppm

Tableau IV. 3 : Caractéristiques de l'eau traitée attendue

Paramètre	Unité	Valeur cible
pH	—	7,5 – 8,5
Alcalinité totale	mg/L (en CaCO ₃)	> 65
Dureté totale	mg/L (en CaCO ₃)	80 – 150
Chlore résiduel (libre)	mg/L	0,1 – 0,3
Bore	mg/L	$\leq 1,3$
Turbidité	NTU	≤ 1
Indice de saturation de Langelier (LSI)	—	0 à 0,4
Total des solides dissous (TDS)	mg/L	150– 500

IV.6 Les caractéristiques d'une installation d'osmose inverse

On rappelle ci-dessous les principales caractéristiques d'une station d'osmose inverse :

- ❖ **Le taux de conversion Y** : c'est le rapport entre le débit du perméat Q_p et le débit d'alimentation Q_A

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

$$Y = \frac{Q_p}{Q_A} [\%] \quad \dots (IV.1)$$

L'ordre de grandeur de ce facteur est de 35 à 45% pour une eau de mer caractérisée par une salinité de 30 à 50 g/L.

- ❖ **La sélectivité de la membrane R** : Elle est définie comme étant le taux de rétention que cette membrane est censée retenir,

$$R = \frac{C_0 - C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_0} [\%] \quad \dots (IV.2)$$

Avec :

C_0 : concentration en NaCl d'alimentation (g/l).

C_p : concentration en NaCl de perméat (g/l).

- ❖ **Pression transmembranaire PTM** : est la force motrice qui permet le transfert à travers une membrane.

$$PTM = \frac{P_A + P_R}{2} [\text{Bar}] \quad \dots (IV.3)$$

Avec

P_R : Pression de rétentat (bar).

P_R : Pression de rétentat (bar).

- ❖ **Le flux du perméat J_v** : C'est le débit à travers la membrane Q_p par unité de surface géométrique S (m^2) et il s'exprime comme suit :

$$J_v = \frac{Q_p}{S} [l/h/m^2] \quad \dots (IV.4)$$

- ❖ **La perméabilité hydraulique de la membrane L_p** : le flux de perméat J_v qui traverse la membrane est proportionnel à la pression transmembranaire, il est tel que :

$$J_v = L_p \times PTM \quad \dots (IV.5)$$

1. Equations caractéristiques de la consommation d'énergie

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

IV.6.1 Cas d'un système sans récupération d'énergie

Ce procédé est le plus simple, la pompe à haute pression joue le rôle d'un récupérateur d'énergie doit permettre d'assurer un débit d'eau à une pression donnée, tout en absorbant le minimum d'énergie.

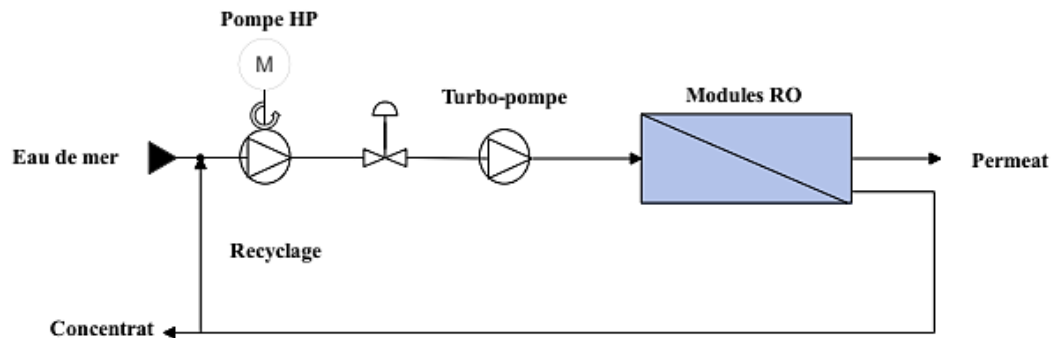


Figure IV. 3 : schéma d'installation RO sans récupération d'énergie

On définit la consommation spécifique d'énergie par l'énergie nécessaire à la Production d'un mètre cube de Perméat avec une salinité souhaitable.

Dans un procédé d'osmose inverse sans installation du système de récupération d'énergie, la sélection de la pompe à haute pression est importante.

La consommation spécifique d'énergie est définie sous la forme suivante :

$$cse = \frac{W_{pompe}}{36.6 \times \eta_p \times Q_p} \dots (IV.6)$$

η_p : L'efficacité de la pompe à haute pression.

W_{pompe} : Le travail de la pompe à haute pression.

Q_p : Le débit de perméat.

Le travail de la pompe de la pression W_{pompe} est donné par la relation suivante :

$$W_{pompe} = P_A \times Q_A \dots (IV.7)$$

Le taux de conversion est le rapport entre le débit de perméat et le débit d'alimentation est donné sous la formule suivante :

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

$$Y = \frac{Q_P}{Q_A} \dots (IV.8)$$

Donc on obtient la formule finale de la consommation énergétique

$$cse = \frac{p_a}{36.6 \times \eta_p \times Y} \dots (IV.9)$$

Avec

P_A : la pression d'alimentation.

Q_A : Le débit d'alimentation de l'eau de mer.

Y : le taux de conversion.

IV.6.2 Cas d'un système avec récupération d'énergie

- Installation de l'échangeur de pression :

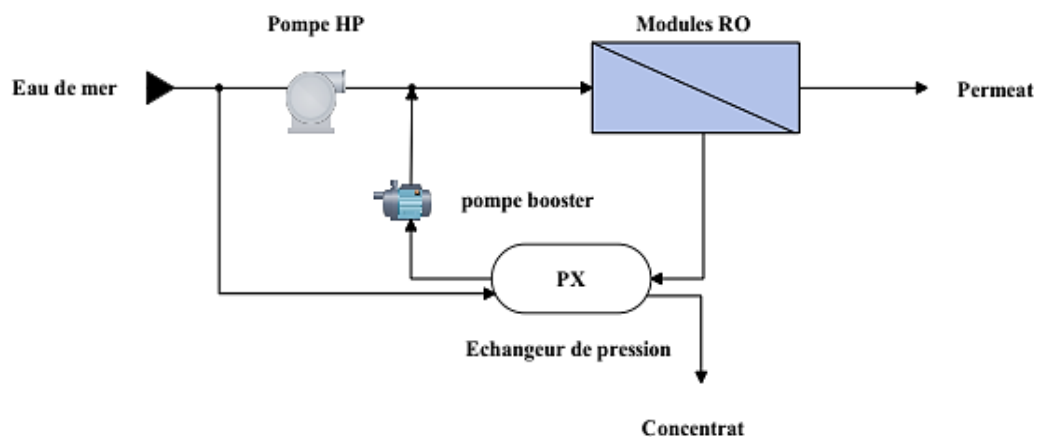


Figure IV. 4 : schéma d'installation RO avec échangeur de pression

Actuellement, les fabricants installent les échangeurs de pression, d'une efficacité pouvant atteindre 98%, qui permettra de récupérer l'énergie du rejet de la saumure d'environ 60 à 70%.

La consommation spécifique est donnée par la forme suivante :

$$cse = \frac{P_A \times Q_{A,t}}{36.6 \times Q_P \times \eta_p} \dots (IV.10)$$

Le débit d'alimentation est défini sous la forme suivante :

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

$$Q_A = Q_r + Q_p \dots (IV.11)$$

$$Q_r = Q_A \times (1 - Y) \dots (IV.12)$$

$$Q_{A,t} = Q_A - \eta_e \times Q_r \dots (IV.13)$$

Le débit d'alimentations total du procédé sera décrit par l'équation suivante :

$$Q_{A,t} = Q_A - \eta_e \times Q_A \times (1 - Y) \dots (IV.14)$$

Donc on obtient l'énergie de consommation spécifique :

$$cse(y, p, \eta_e, \eta_p) = \frac{1 - \eta_e \times (1 - Y)}{36.6 \times Y \times \eta_p} \dots (IV.15)$$

Avec

P_a : La pression d'alimentation.

$cse(y, p, \eta_e, \eta_p)$: Le débit d'alimentation de l'eau de mer.

Q_p : Le débit de Perméat.

η_e : L'efficacité de la pompe de l'échangeur.

η_{pomp} : L'efficacité de la pompe haute à pression.

Y : Le taux de conversion de la membrane.

- Installation de la turbine :

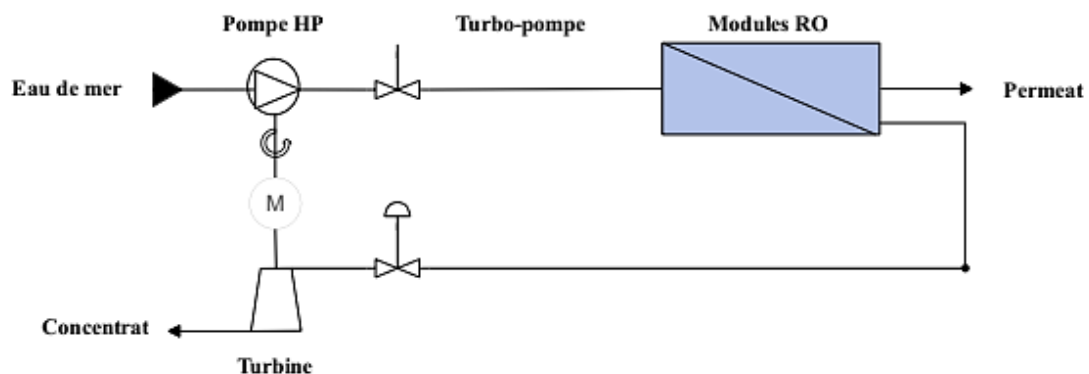


Figure IV. 5 : schéma d'installation RO avec turbine

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

La turbine hydraulique est montée sur le même arbre que la pompe haute pression. Ainsi, l'énergie contenue dans la saumure rejetée est partiellement récupérée par la turbine et transmise mécaniquement à la pompe, réduisant ainsi la consommation énergétique globale du système.

L'énergie récupérée par la turbine est définie par :

$$ces_{turb} = \frac{1}{36.6} \times (P_A - \Delta P) \times \eta_{turb} \times \left(\frac{1}{Y} - 1\right) \quad \dots (IV.16)$$

La consommation spécifique d'énergie du procédé est donc égale à la différence entre l'énergie de pompage et l'énergie récupérée par la turbine :

$$ces_{turb} = \frac{P_A}{36.6 \times \eta_p \times Y} - \frac{1}{36.6} \times (P_A - \Delta P) \times \eta_{turb} \times \left(\frac{1}{Y} - 1\right) \quad \dots (IV.17)$$

Avec :

P : La pression d'alimentation.

ΔP : La perte de charge dans les modules

IV.7 Méthodologie utilisée pour dimensionner une pompe

La détermination du diamètre des conduites d'alimentation d en fonction du débit Q et de la vitesse de l'eau souhaitée u à partir de la relation suivante :

$$Q = S \times \mu = \pi \times \frac{d^2}{4} \times u \Rightarrow d = \sqrt{\frac{Q \times 4}{\pi \times u}} [m] \quad \dots (IV.18)$$

La détermination du régime d'écoulement dans les conduites par le calcul du nombre de

Reynolds :

$$Re = \frac{\rho \times u \times d}{\mu} \quad \dots (IV.19)$$

ρ : masse volumique du fluide (Kg/m³)

μ : viscosité du fluide (Pa.s)

Calcul des pertes de charge ΔH linéaire et singulières entre A et B :

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

- **Perte de charge linéaires :**

$$\Delta H_{\text{linéaires}} = \frac{\lambda \times L \times V^2}{2 \times g \times d} [\text{m}] \quad \dots (IV.20)$$

λ : coefficient de perte de charge linéaire

L : longueur de la conduite (m)

g : accélération de la pesanteur (m/s²)

Le coefficient de perte de charge λ est déterminé par la formule de Colebrook en régime d'écoulement turbulent lisse et rugueux :

$$\frac{1}{\lambda} = -2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.71 \times d} + \frac{2.51}{\text{Re} \times \sqrt{\lambda}} \right) \quad \dots (IV.21)$$

ϵ : est la rugosité de la conduite (m)

- **Pertes de charge singulières:**

$$\Delta H_{\text{singuliere}} = K_s \times \frac{V^2}{2 \times g} [\text{m}] \quad \dots (IV.22)$$

K_s : est le coefficient de perte de charge singulière

La valeur de K_s dépend des singularités à prendre en compte. Par exemple, pour un coude d'angle α , la valeur de K_s est déterminée comme suit :

$$K_s = \sin^2 \alpha + 2 \sin^4 \frac{\alpha}{2} \quad \dots (IV.23)$$

Détermination de la pression à appliquer par la pompe en appliquant l'équation de Bernoulli entre les points A et B :

$$Z_A + \frac{P_A}{\rho \times g} + \frac{u_A^2}{2 \times g} = Z_B + \frac{P_B}{\rho \times g} + \frac{u_B^2}{2 \times g} + \Delta H_{\text{lineaire}} + \Delta H_{\text{singuliere}} \quad \dots (IV.24)$$

Choix de la pompe et calcul de la puissance à fournir par la pompe :

Déterminer la hauteur manométrique totale (HMT) :

$$HMT = H_{gp} - H_{ga} + \Delta H_{\text{total}} \quad \dots (IV.25)$$

H_{ga} : hauteur géométrique à l'aspiration de la pompe.

CHAPITRE IV : Etude et dimensionnement du système d'osmose inverse avec récupération d'énergie

H_{gp} : hauteur géométrique au refoulement de la pompe.

Déterminer le NPSH (Net positive section head) disponible pour une pompe en charge

$$NPSH_{dispo} = \frac{P_{atm} + P_v + J_{asp} + H_h}{\rho \times g} \dots (IV.26)$$

H_h : charge hydraulique du fluide

J_{asp} : perte de charge de la conduite d'aspiration

P_v : pression absolue de vaporisation du fluide

La puissance absorbée P_a qui correspond à la puissance à fournir P_u sur l'axe de la pompe pour assurer son fonctionnement est calculée par l'équation

$$P_a = \frac{P_u}{\eta} = \frac{\rho \times g \times Q \times HMT}{\eta} \dots (IV.27)$$

η : est rendement de la pompe

ρ : masse volumique du fluide

HMT : hauteur manométrique total

Q : débit volumique

La valeur du NPSH disponible doit être strictement supérieure à celle du NPSH requis de la pompe choisie pour éviter les phénomènes de cavitation qui endommageraient celle-ci.

IV.8 Choix du flux transmembranaire adapté

La sélection du flux transmembranaire (LMH) constitue une étape essentielle dans le dimensionnement d'un système d'osmose inverse. Celui-ci est déterminé à partir des recommandations du fabricant, notamment à travers l'outil de conception fourni par LG Chem (LG SWRO Design Software), qui modélise les performances des membranes en fonction de la température, de la pression et de la qualité de l'eau d'alimentation.

Dans notre cas, l'eau de mer est captée par prise d'eau ouverte, ce qui implique une forte salinité et une charge organique relativement élevée. En se basant sur les plages recommandées pour les membranes LG SW 400 GR, et afin d'assurer une bonne performance à long terme, un flux transmembranaire de 12,97 L/m²/h a été retenu. Ce flux a été calculé pour un débit majoré à 330 000 m³/jour (soit 110 % du débit nominal de 300 000 m³/jour). Ainsi, le flux réel appliqué à l'exploitation quotidienne est inférieur à 12,97 LMH, ce qui contribue à améliorer la marge de sécurité, la fiabilité opérationnelle et la durée de vie des membranes.

Cette approche prudente permet également de réduire les phénomènes de colmatage, d'atténuer la concentration de polarisation et de maintenir la performance des membranes dans le temps, même dans des conditions d'alimentation complexes.

IV.9 Caractéristiques des membranes choisies

La membrane d'osmose inverse de référence LG SW 400 GR, fabriquée par LG Water Solutions, a été sélectionnée pour notre étude. Conçue spécifiquement pour le dessalement de l'eau de mer à haute salinité, elle est largement utilisée dans les stations de dessalement à grande échelle. Elle présente une grande surface active (400 ft²), peut fonctionner à des pressions allant jusqu'à 82 bars, et offre un excellent taux de rejet de sel, tout en assurant un bon compromis entre débit produit et consommation énergétique. Les performances de cette membrane et les conditions d'utilisation recommandées par le fabricant sont regroupées dans le tableau

Tableau IV. 4 : Caractéristiques principales de la membrane LG SW 400 GR considérée.

Paramètre	Valeur
Débit du perméat	28.4 m ³ /j
Taux de rejet en sel	99.85 %
Surface membranaires	400 ft ² (37m ²)
Pression maximale applique	1200 psi (82,7 bars)
Concentration maximale de chlore	<0,1 ppm
Température maximal	45 °C
Resistance au pH	2 < pH < 11
Turbidité maximale	1 NTU
SDI ₁₅ maximal	5
Matériau	Polyamide

Remarque : Ces valeurs sont basées sur les conditions de test standard suivantes : 32 000 ppm de NaCl, 5 ppm de bore, pression de 800 psi (55,1 bar), température de 25 °C, pH 8, et un taux de récupération de 8 %.

IV.10 Choix du taux de conversion

Toutes les simulations ont été menées avec des modules spiralés de type SW400 GR, en considérant un âge de membrane fixé à **5 ans**, ce qui représente un cas de fonctionnement dans des conditions les plus défavorables. Une large plage de taux de conversion **Y**, allant de **5 % à 50 %**, a été explorée. Ces simulations ont été réalisées sous des conditions d'exploitation constantes, dans le but de déterminer le taux de conversion optimal et la configuration membranaire la plus adaptée pour un débit de perméat fixé à **330 000 m³/j**, intégrant une marge de sécurité de **10%** par rapport à la demande initiale de **300 000 m³/j**.

Dans les sections suivantes, nous présentons les résultats obtenus sous forme de graphiques. Ceux-ci permettent d'observer les variations des paramètres clés, tels que, le débit d'alimentation et la consommation énergétique, en fonction du taux de conversion **Y**

La figure présente l'évolution du débit d'alimentation en fonction du taux de conversion Y . Pour un débit de perméat constant, on observe que les courbes de débit d'alimentation diminuent rapidement pour des faibles taux de conversion (5-25%), puis la décroissance devient plus modérée pour des taux de conversion élevés (30-50%). On remarque que le volume maximum atteint est de $660000 \text{ m}^3/\text{J}$

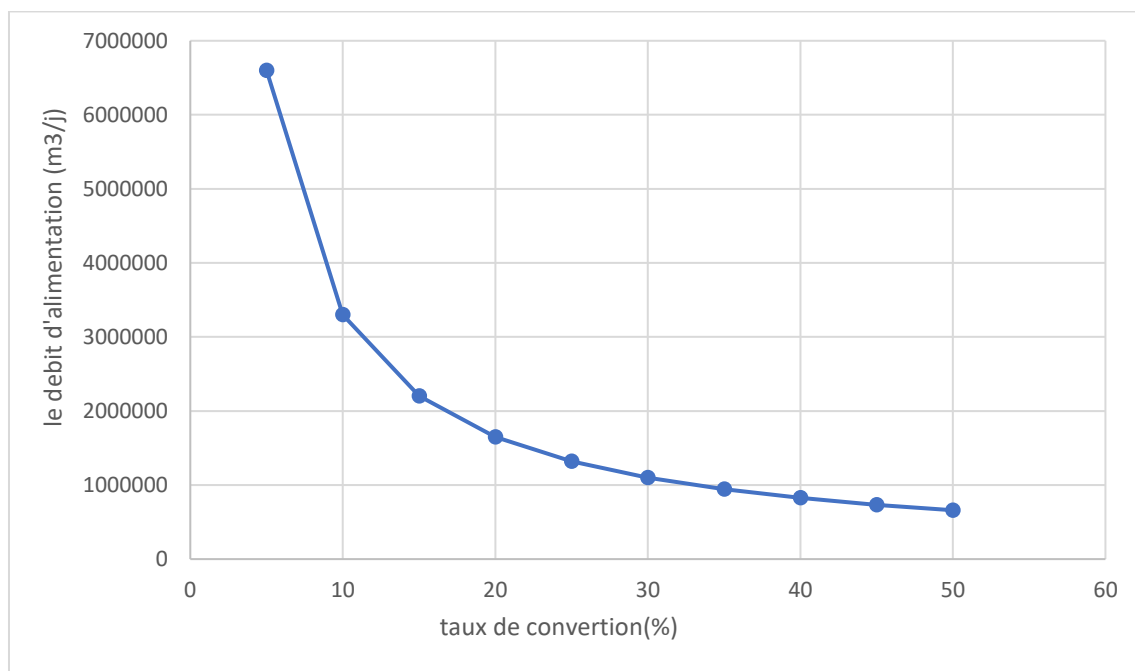


Figure IV. 6 : évolution du débit d'alimentation en fonction du taux de conversion

Le graphe présente l'évolution de l'énergie spécifique consommée (SEC), exprimée en kWh/m^3 , en fonction du taux de conversion Y . On observe une diminution marquée et régulière de la consommation énergétique à mesure que le taux de conversion augmente

Cette tendance s'explique par le fait que l'augmentation du taux de conversion permet de réduire le débit d'alimentation nécessaire pour produire un volume constant de perméat. Cela entraîne donc une réduction significative de l'énergie requise par mètre cube d'eau produite, surtout dans les faibles taux de conversion (de 5 à 25 %), où la chute est très rapide (de 31,78 à 7,13 kWh/m^3).

À partir de 30 %, la diminution devient plus modérée, illustrant un palier énergétique. Au-delà de 40 %, les gains deviennent marginaux, avec une stabilisation autour de 5 à 4,5 kWh/m^3 . Cette évolution traduit l'approche d'un point optimal, au-delà duquel les contraintes osmotiques et de pression limitent davantage l'efficacité énergétique.

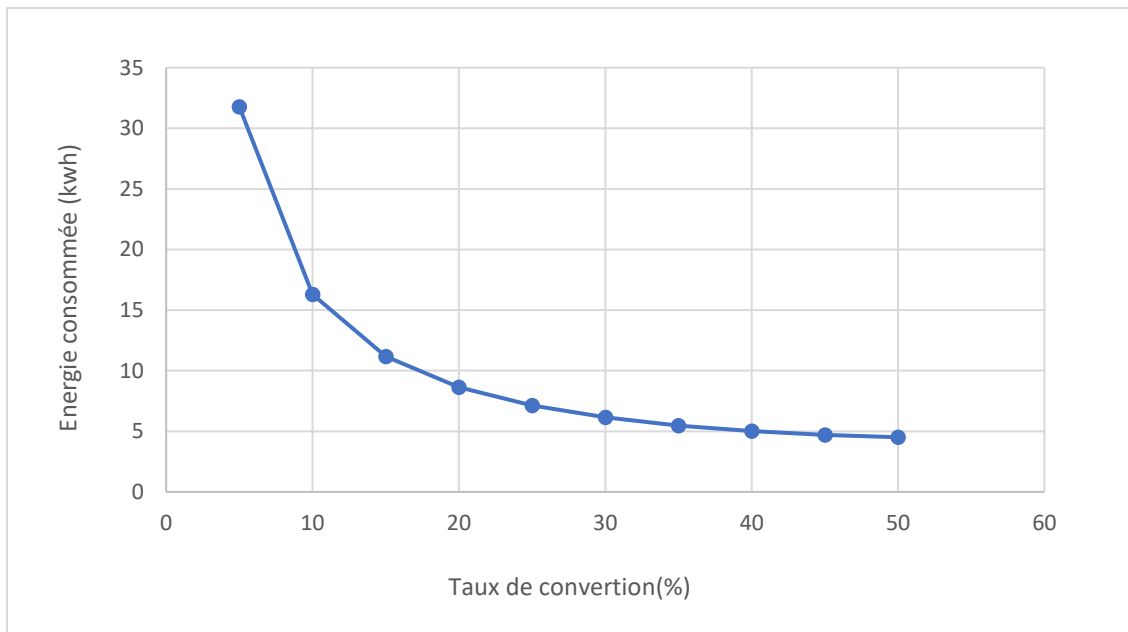


Figure IV. 7 : évolution d'énergie consommée de la pompe HP en fonction du taux de conversion

À l'issue des simulations menées sur une large plage de taux de conversion, allant **de 5 % à 50 %**, il a été observé que l'augmentation du taux de conversion permet de réduire significativement le débit d'alimentation et la consommation énergétique, ce qui est favorable du point de vue économique. En effet, un taux plus élevé diminue le volume d'eau brute à traiter, réduisant ainsi les besoins en équipements (pompes, filtres) et les coûts d'exploitation.

Cependant, au-delà **de 45 %**, des limites techniques apparaissent. Le taux de **50 %**, bien qu'énergiquement avantageux, engendre une polarisation excessive, dépassant la valeur maximale recommandée ($\gamma > 1,2$) pour l'eau de mer. Cette polarisation accrue entraîne une augmentation de la salinité à la surface de la membrane, ce qui élève la pression osmotique locale et provoque une diminution de la pression nette efficace ($\Delta P - \Delta \pi$). Cela nuit à la performance du système, en réduisant le débit de perméat et en augmentant les risques de colmatage et de précipitation de sels peu solubles.

En croisant ces considérations techniques et économiques, le taux de conversion de **45 %** apparaît comme le compromis optimal, assurant une efficacité énergétique satisfaisante tout en garantissant la stabilité et la durabilité du procédé d'osmose inverse.

IV.11 Calcul du nombre d'éléments membranaire et tubes de pression

Le dimensionnement d'un système d'osmose inverse nécessite une estimation précise du nombre d'éléments membranaires à installer pour atteindre le débit de perméat souhaité

Le calcul se fait en trois étapes

- **Calcul de nombre total d'éléments**

$$N_e = \frac{Q_p}{f \times S_e} = \frac{13750}{12.97 \times 37 \times 10^{-3}} \dots (IV.28)$$

$$N_e = 28\,525$$

N_e : nombre d'élément

Q_p : débit de perméat de conception du système (m³/h)

f : le flux transmembranaire

S_e : surface de membrane active de l'élément sélectionné

- **Calcul du nombre de tubes de pression nécessaires**

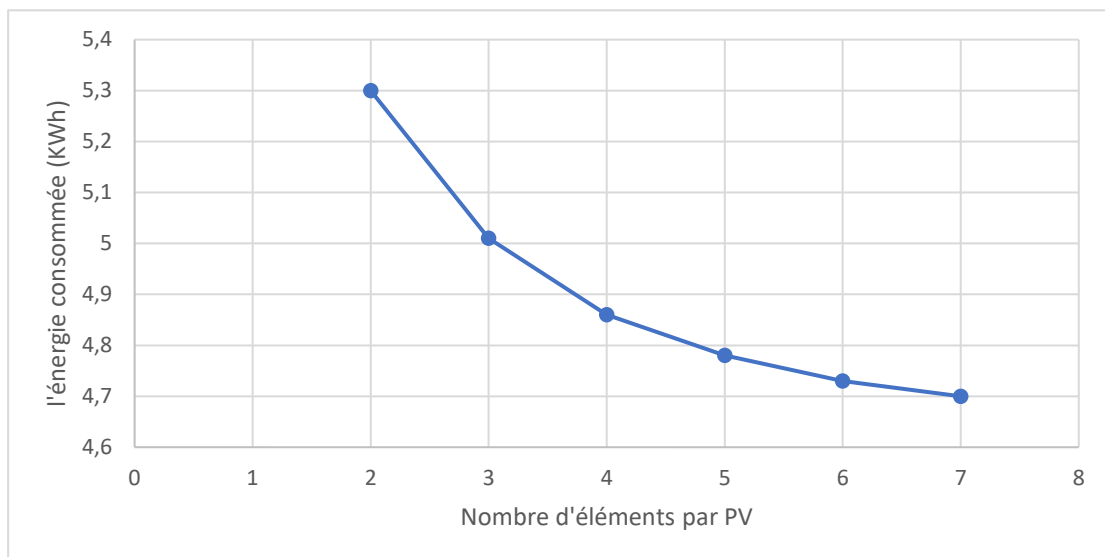


Figure IV. 8 : évolution de l'énergie consommée en fonction du nombre d'éléments par PV

Une fois le nombre total d'éléments déterminé, leur répartition dans les tubes de pression devient une étape essentielle du dimensionnement. Dans cette étude, le choix s'est porté sur l'intégration de 7 éléments par tube, une configuration conforme aux standards industriels pour les tubes de 8 pouces, représentant leur capacité maximale courante. Les résultats de simulation révèlent que l'augmentation du nombre d'éléments par tube entraîne une baisse progressive de la consommation énergétique spécifique, passant de 5,3 kWh/m³ avec 2 éléments à 4,7 kWh/m³ avec 7. Cette configuration offre ainsi un double avantage : une amélioration notable de l'efficacité énergétique et un fonctionnement hydraulique plus stable, avec une meilleure exploitation de la pression disponible, une réduction des pertes de charge, de la polarisation et des risques d'entartrage en fin de chaîne.

$$N_{pv} = \frac{N_E}{N_{EPV}} = \frac{28\,525}{7} = 4075 \text{ tube de pression} \dots (IV.29)$$

- **Choix du nombre de racks**

Dans le cadre de la conception prévisionnelle de la station, le nombre de racks a été fixé à 12 afin d'assurer une bonne répartition des tubes de pression, tout en facilitant l'exploitation et la maintenance. Ce choix offre une configuration équilibrée, évite les surcharges hydrauliques et permet une modularité en cas de défaillance partielle.

$$N_{pv/rack} = \frac{4075}{12} = 340 \dots (IV.30)$$

IV.12 Effet de la température

- Sur la concentration des sels (Cl^- et TDS)

Dans cette étude, l'influence de la température a été évaluée à travers deux aspects essentiels : la qualité de l'eau produite (représentée par les concentrations en chlorures et TDS) et la consommation énergétique spécifique du système. Les analyses ont été réalisées à un taux de conversion constant de 45 %, en faisant varier la température de l'eau d'alimentation de 14 °C à 30 °C.

Le premier graphique met en évidence l'augmentation progressive des concentrations en Cl^- et TDS avec la température. Cette évolution est liée à une augmentation de la perméabilité membranaire induit par la réponse thermique du matériau polymère qui réduit la sélectivité de la membrane qui favorise le passage de certains ions dissous à travers la membrane. Toutefois, malgré cette élévation, les concentrations obtenues restent inférieures à la limite de potabilité de 500 mg/L en TDS, assurant ainsi la conformité de l'eau produite.

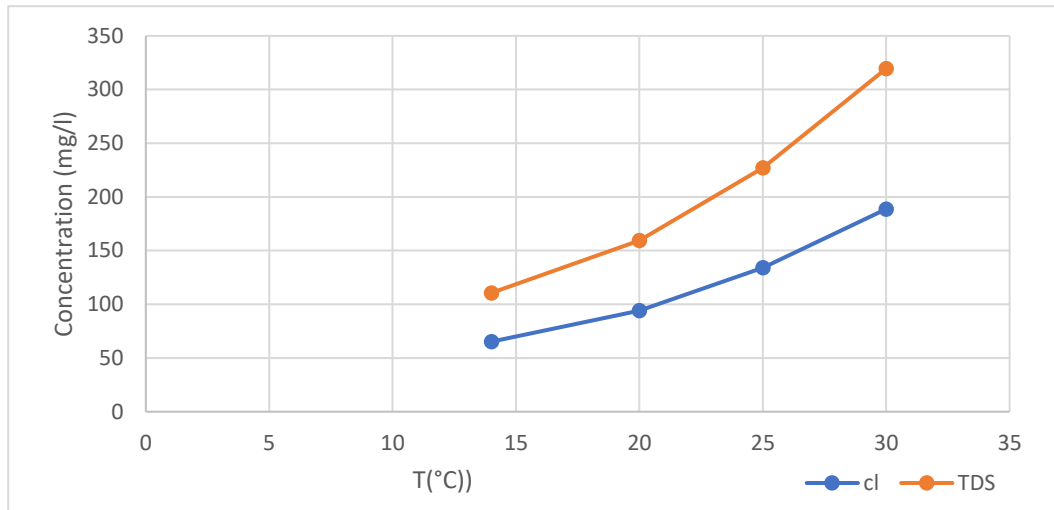


Figure IV. 9 : variation des concentrations en CL^- et TDS dans le perméat en fonction de la température

- Sur la consommation énergie

Le second graphique montre une diminution de l'énergie spécifique consommée lorsque la température augmente. Cette tendance est principalement liée à la réduction de la viscosité de l'eau, ce qui permet une circulation plus facile dans le module membranaire, diminuant ainsi la pression de fonctionnement requise pour l'osmose inverse. L'énergie consommée passe ainsi de 4,96 kWh/m³ à 14 °C à 4,42 kWh/m³ à 30 °C, traduisant un gain énergétique significatif.

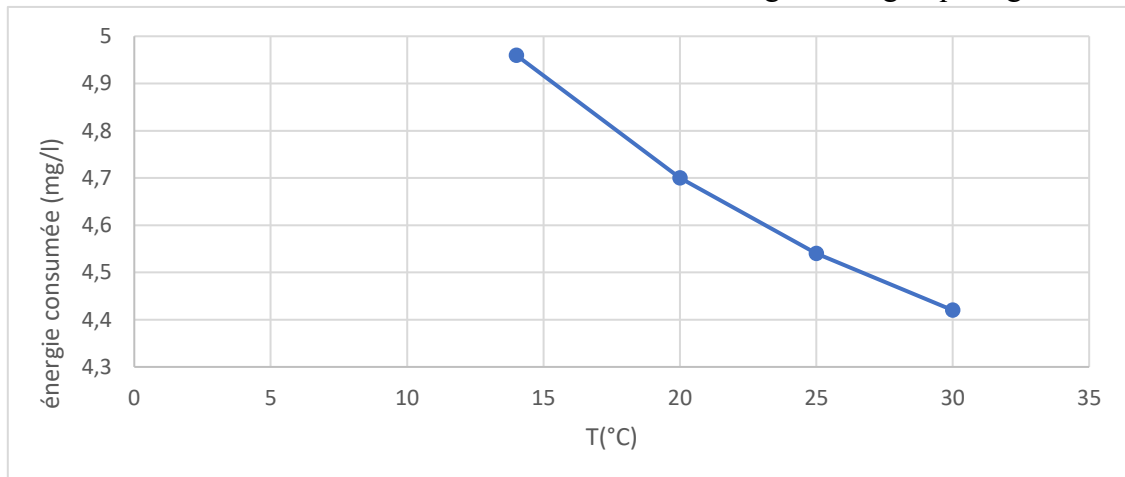


Figure IV. 10 : influence de la température de l'eau d'alimentation sur la consommation énergétique spécifique (kWh/m³)

IV.13 Comparaison des systèmes de récupération d'énergie

Après avoir défini un taux de conversion optimal à 45% dans la configuration membranaire, une analyse comparative des systèmes de récupérations d'énergie a été réalisée à l'aide des simulations correspondant à trois scénarios

- Un système sans récupération d'énergie
- Un système avec turbine ($\eta_t = \eta_p = 85 \%$)
- Un système avec échangeur de pression ($\eta_e = 98 \%$)

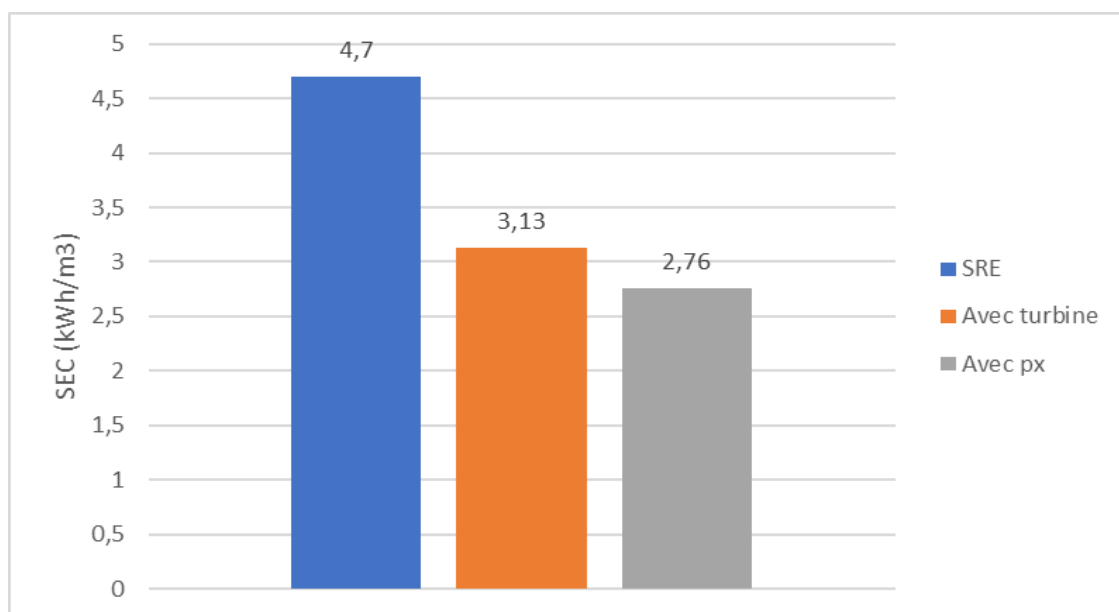


Figure IV. 11 : la consommation spécifique d'énergie pour chaque configuration (SEC kWh/m³)

Les résultats des simulations réalisées pour les trois configurations montrent des écarts significatifs en matière de consommation énergétique spécifique. Dans le cas d'un système ne disposant d'aucun dispositif de récupération d'énergie, la consommation atteint **4,70 kWh/m³**, ce qui constitue la valeur la plus élevée enregistrée.

L'introduction d'une turbine couplée à la pompe haute pression permet de réduire cette consommation à **3,13 kWh/m³**, soit une diminution de l'ordre de **33,4 %** par rapport au scénario initial. Ce gain notable s'explique par la capacité de la turbine à récupérer partiellement l'énergie contenue dans le flux de rejet (saumure) et à la réinjecter dans le système. Cependant, la meilleure performance est obtenue avec l'intégration d'un échangeur de pression de type PX, qui permet d'abaisser la consommation énergétique spécifique à **2,76 kWh/m³**. Cette configuration représente une amélioration d'environ **41,3 %** par rapport à l'absence de récupération d'énergie. Ce gain est directement lié à l'efficacité très élevée du PX, qui atteint jusqu'à **98 %**, rendant ce dispositif largement dominant dans les installations modernes de dessalement par osmose inverse.

IV.14 Principe du fonctionnement des PX

Au sein de notre station, seulement 45 % de l'eau de mer pressurisée devient du perméat (eau douce), tandis que 55 % est rejetée sous forme de saumure à haute pression. Afin de valoriser cette énergie résiduelle, la station utilise des échangeurs de pression isobariques de type PX, installés en parallèle.

Chaque module PX permet un transfert direct d'énergie de la ligne de saumure à la ligne d'alimentation RO. Ce transfert s'effectue au cœur du dispositif, dans un rotor en céramique, unique pièce mobile, qui tourne librement sous l'effet de l'énergie hydraulique. Logé dans un compartiment étanche et fonctionnant sans moteur ni élément actif. La haute pression de la saumure augmente la basse pression de l'eau brute à une pression juste en dessous de la pression de la saumure en application normal cette pression est alors augmentée pour compenser les pertes.

Du fait qu'il n'y a pas une étanchéité parfaite entre les flux de saumure et d'eau brute, cela induit une petite fuite d'eau salée dans le flux d'eau brute, et une fuite d'eau brute vers la sortie. Il en résulte une augmentation, de l'ordre de 2,5 % à 3 %, de la salinité de l'eau brute de RO.

Malgré cette légère altération de la qualité de l'eau brute, le système PX demeure extrêmement performant. Il permet de réduire jusqu'à 60 % la charge hydraulique supportée par la pompe haute pression, ce qui diminue significativement la consommation énergétique globale du procédé. Chaque module est conçu pour traiter une fraction du débit total, assurant ainsi une efficacité atteignant 98 % à pleine capacité, tout en garantissant une haute fiabilité et de faibles exigences en maintenance.

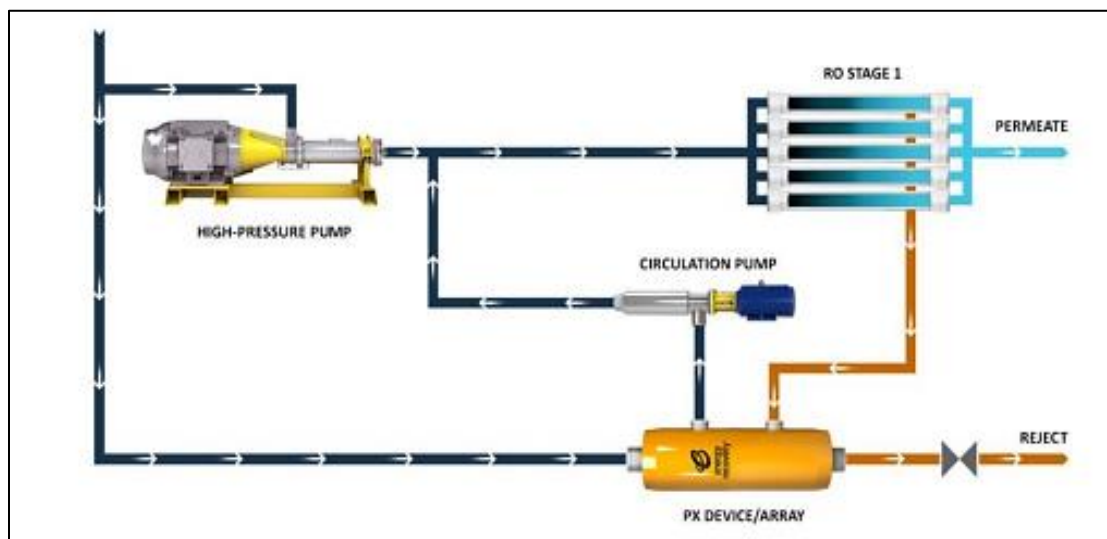


Figure IV. 12 : diagramme de flux de processus SWRO avec PX ERD

IV.15 Etude technico-énergétique des modèles PXQ-300 et PXQ-400

La technologie des échangeurs de pression PX conçus par Energy Recovery Inc. se démarquent comme référence mondiale dans les systèmes de récupération d'énergie isobarique.

Le PXQ-300, longtemps considéré comme la norme industrielle, a été installé dans de nombreuses stations à travers le monde pour sa fiabilité, sa faible maintenance et sa durée de vie pouvant dépasser 25 ans. Toutefois, le lancement récent du PXQ-400, offrant une capacité unitaire supérieure de 33 % et une efficacité améliorée, ouvre de nouvelles perspectives pour les projets de grande envergure.

L'objectif de cette étude est d'évaluer les deux modèles (PXQ-300 et PXQ-400) dans le cadre de leur intégration potentielle à la station de Fouka II, à partir de modèles de projection membranaire via le logiciel Q+ de LG Chem en combinaison avec le modèle PMP développé par Energy Recovery, en comparant leurs performances énergétiques leur adaptabilité technique, ainsi que leur intérêt économique à long terme. Cette analyse permettra de justifier le choix du modèle le plus approprié à la configuration de la station et aux exigences de production.

La figure présente les entrées du modèle PMP pour les PX Q300 et PX Q400 sous les hypothèses suivantes :

- Capacité de 300 000 mètres cubes par jour par train, 12 trains
- 45 % de récupération
- 38 000 milligrammes par litre (mg/l) d'eau d'alimentation TDS à 14 °C
- 21 PX Q300 par rack ou 16 PX Q400 par rack

Le tableau ci-dessous résume les résultats des projections du PMP

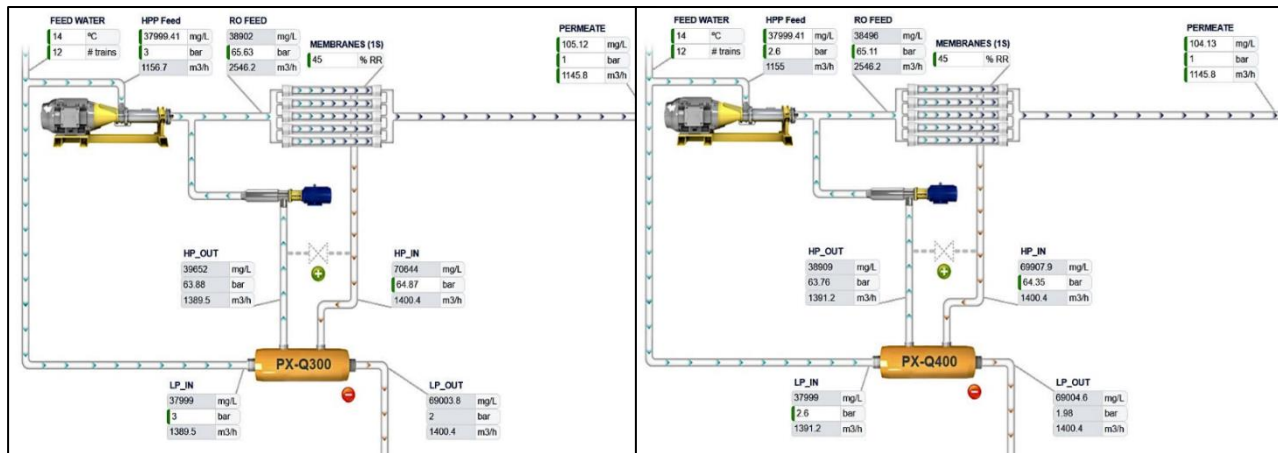


Figure IV. 14 : comparaison des projections PX avec PX Q300 et PX Q400

Tableau IV. 5 : Résultats des projections PMP

	PX Q300	PX Q400
Flux unitaire PX	66.69 m ³ /h	87.53 m ³ /h
Augmentation de la salinité au niveau de la membrane	2.37%	1.31%
Mélange volumétrique VM	5.06%	2.85%
Débit de lubrification LF	10.92 m ³ /h	9.22 m ³ /h
LF en % du débit de concentré	0.78%	0.66%
HP DP	0.99 bar	0.59 bar
LP DP	1bar	0.62 bar
Consommation d'énergie spécifique	2.29 kWh/m ³	2.25 kWh/m ³
Efficacité de récupération de la saumure	97.71 %	98.43 %
Efficacité globale du PX	96.36 %	97.61 %

IV.15.1 Evaluation de performances

- Mélange volumétrique

Le mélange volumétrique plus faible des PX Q400 entraîne une salinité d'alimentation membranaire inférieure, de 38 496 mg/l, contre 38 902 mg/l pour le système équipé de PX Q300. Avec une salinité d'alimentation inférieure, la conception du PX Q400 nécessite une pression d'alimentation membranaire inférieure, de 65.11 bar, contre 65.63 bar pour le PX Q300. Cela aura un impact positif sur la consommation énergétique du système.

- Efficacité de récupération

Dans ces configurations de trains, les PX Q300 et PX Q400 fonctionnent tous deux à plus de 96 % de leur capacité. Le PX Q400 affiche un rendement de 97,61 %, tandis que le PX Q300 atteint 96,36 %, soit une amélioration de 1 %.

- Comparaison SEC

Les consommations spécifiques d'énergie prévues pour les modèles PX Q300 et Q400 sont respectivement de 2,29 kWh/m³ et 2,25 kWh/ m³. La configuration PX Q400 offre donc une réduction de 1.75 % de la SEC par rapport au système équipé de PX Q300. À noter que le même système SWRO équipé d'un turbocharger aurait une SEC d'environ 3.11 kWh/m³. 27 % de plus que le système équipé de l'un ou l'autre des modèles PX.

- Avantages supplémentaires

Les valeurs de consommation énergétique spécifique (SEC) présentées dans les rapports du logiciel Power Model Pro ne concernent que la partie haute pression du système SWRO. Elles n'incluent pas la consommation de la pompe basse pression qui transfère l'eau d'alimentation vers la pompe haute pression et vers les dispositifs PX. Le modèle PXQ-400, grâce à une perte de charge plus faible dans ses canaux basse pression (0,62 bar contre 1 bar pour le PXQ-300), permet d'alimenter le système à une pression plus basse (2,6 bar au lieu de 3 bar).

Cette réduction de 0,4 bar représente une économie d'environ 21 kW par train et une réduction additionnelle de 0,03 kWh/m³ de SEC. En incluant cette pompe d'alimentation, la SEC totale devient 2,8 kWh/m³ pour le PXQ-300 et 2,72 kWh/m³ pour le PXQ-400, soit une réduction globale de 2,86 % avec le PXQ-400.

En prenant un facteur d'émission moyen du réseau électrique estimé à 0,70 kg CO₂/kWh, les émissions annuelles de dioxyde de carbone s'élèvent à, soit environ 214 620 tonnes/an pour le PX Q300, contre, soit 208 488 tonnes/an pour le PX Q400. Le remplacement du PX Q300 par le PX Q400 permet donc une réduction annuelle d'environ 6 132 tonnes de CO₂, ce qui représente un impact environnemental significatif en plus des gains énergétiques et économiques déjà constatés.

- Synthèse des résultats

L'ensemble des résultats obtenues lors de l'évaluation technique et énergétique explique et quantifie comment le PX Q400 permet d'économiser de l'énergie et des coûts d'exploitation

dans un système de dessalement classique, par rapport au PX Q300, standard de l'industrie et très performant. Grâce à une efficacité et un mélange amélioré, le PX Q400 réduit la SEC d'un système SWRO classique de plus de 0,08 kW/m³, soit 2.86%, par rapport au même système équipé de PX Q300, et de 0,60 kWh/m³, soit plus de 12.54 %, par rapport à un système turbocompressé. De plus, Le PX Q400, grâce à sa capacité de traitement plus élevée, permet de réduire le nombre d'équipements installés : 252 unités sont nécessaires avec le PX Q300, contre 192 unités seulement avec le PX Q400. Cette réduction diminue les besoins en espace, en raccordement et en maintenance, ce qui simplifie l'architecture du système et réduit les pertes de charge internes.

IV.16 Dimensionnement de la station de pompage

Le dimensionnement des stations de pompage constitue une étape déterminante dans la conception hydraulique d'une unité de dessalement par osmose inverse. Il englobe à la fois les pompes haute pression, indispensables pour assurer la mise en pression de l'eau d'alimentation à des niveaux adaptés au fonctionnement des membranes RO, et les pompes booster, qui compensent les pertes de pression en aval des échangeurs de pression et garantissent la continuité du débit requis.

IV.16.1 Pompes haute pression (HPP)

Les principaux résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV. 6 : résultats du dimensionnement des pompes HPP

Débit total refoulé par les pompes HP	Q_t	m³/j	330000
Pertes de charge totales (voir l'annexe)	ΔH_t	m	10.26
Hauteur manométrique total de la pompe HP	HMT	m	578,36
Hauteur d'aspiration positive nette Disponible en mètres	NPSH_A	m	26,172
Hauteur d'aspiration positive nette requise en mètres selon la fiche technique de la pompe (données)	NPSH_R	m	17,2
NPSH_A > NPSH_R donc la pompe peut fonctionner			

IV.16.2 Pompes booster

Les principaux résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV. 7 : résultats du dimensionnement des pompes booster

Débit total refoulé par les pompes HP	Q_t	m³/j	330000
Pertes de charge dans les membranes OI	ΔH_t	m	13.80
Pertes de charge dans les PX	P_s	m	5.37
Hauteur manométrique total de la pompe booster	HMT	m	44.16
Hauteur d'aspiration positive nette Disponible en mètres	NPSH_A	m	560.26
Hauteur d'aspiration positive nette requise en mètres selon la fiche technique de la pompe (données)	NPSH_R	m	12.6
NPSH_A > NPSH_R donc la pompe peut fonctionner			

Pour les pompes haute pression (HPP), le choix s'est porté sur 6 pompes (une pompe alimentant deux racks d'osmose inverse). Chaque pompe est dimensionnée pour un débit de 0,64 m³/s, ce qui permet d'assurer la mise en pression adéquate de l'eau d'alimentation.

Concernant les pompes booster, 12 unités ont été retenues afin de compenser les pertes de charge en aval des échangeurs de pression et de maintenir un débit stable vers les membranes. Chaque pompe est dimensionnée pour un débit de 0,39 m³/s, garantissant la continuité de l'alimentation en eau sous les conditions de fonctionnement spécifiées.

IV.17 Dimensionnement du système de nettoyage des membranes OI (CIP)

Le système Clean-In-Place (CIP) assure le nettoyage périodique des membranes d'osmose inverse afin de maintenir leurs performances et prolonger leur durée de vie. Son dimensionnement consiste à définir les volumes des réservoirs, les débits de circulation et le calcul des pompes, afin de garantir une efficacité optimale du procédé de lavage. Les principales données et calculs relatifs au système CIP de la station étudiée sont présentés ci-après.

IV.17.1 Réservoir CIP

Les principales données de conception du réservoir CIP, nécessaires au calcul du volume utile et à la définition de la capacité finale retenue, sont regroupées dans le tableau suivant

Tableau IV. 8 : donnés CIP

Nombre de skids d'OI parallèles	nt			12
Taille de toutes les tubes pression		En pouce		8
Nombre de tubes de pression nettoyées simult.	nv,c	Pcs		340
Quantité requise de solution CIP par d'élément d'OI	Vc/e	L	Recommandé. fabricant	60
Débit spécifique faible par tube de pression de 8"	ql	L/min	Recommandé. fabricant	80
En m³/h	ql	m³/h		4,8
Débit spécifique haut par tube de pression de 8"	qh	l/min	Recommandé. fabricant	135
En m³/h	qh	m³/h		8,1
Pression CIP	pCIP	bar	Recommandé. fabricant	1...2

La méthodologie et les résultats sont présentés ci-dessous

Tableau IV. 9 : calculs du réservoir CIP

Volume d'un tube de pression 8"	Vv	m³	$\sim 7,66 * 0,22^2 \pi / 4$	0,29
Volume total de tubes sous pression nettoyées simultanément	Vv,c	m³	nv,c Vv	98,952
Longueur MAX de conduites CIP (au rack le plus éloigné)	Lp	m	estim. approx. ~	350
Volume des conduites dans le système de nettoyage	Vp	m³	Lp D2 $\pi / 4$	107,1
Volume du bac CIP, requis	Vt	m³	Vv,c + Vp	206,05
Volume du bac CIP	Vt	m³	Choisi	300

À l'issue du calcul, le volume requis du réservoir CIP a été estimé à 206,05 m³. Afin d'introduire une marge de sécurité et d'assurer une flexibilité opérationnelle, ce volume a été majoré à 300

m³. Ce choix permet de couvrir les besoins du système de nettoyage tout en garantissant une capacité suffisante pour les opérations de maintenance.

IV.17.2 Pompes CIP

Les principaux résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV. 10 : résultats du dimensionnement des pompes CIP

Débit total refoulé par les pompes HP	Q_t	m³/j	330000
Pertes de charge totales (voir l'annexe)	ΔH_t	m	13.76
Pertes de charge dans le rack d'osmose inverse (données)	ΔH	m	18
Pertes de charge dans les filtres à cartouches (données)	ΔH	m	10
Hauteur manométrique total de la pompe HP (donnée)	HMT	m	45
Hauteur d'aspiration positive nette Disponible en mètres	NPSH_A	m	9.022
Hauteur d'aspiration positive nette requise en mètres selon la fiche technique de la pompe (données)	NPSH_R	m	5.6
NPSH_A > NPSH_R donc la pompe peut fonctionner			

Le dimensionnement des pompes CIP a conduit au choix de trois unités, dont deux en service et une en réserve, chacune assurant un débit de 0,19694 m³/s. Cette configuration garantit à la fois la redondance, la continuité de service et la fiabilité des opérations de nettoyage des membranes.

IV.18 Rapport de la conception final du système

- A 14°C (la température la plus basse) :

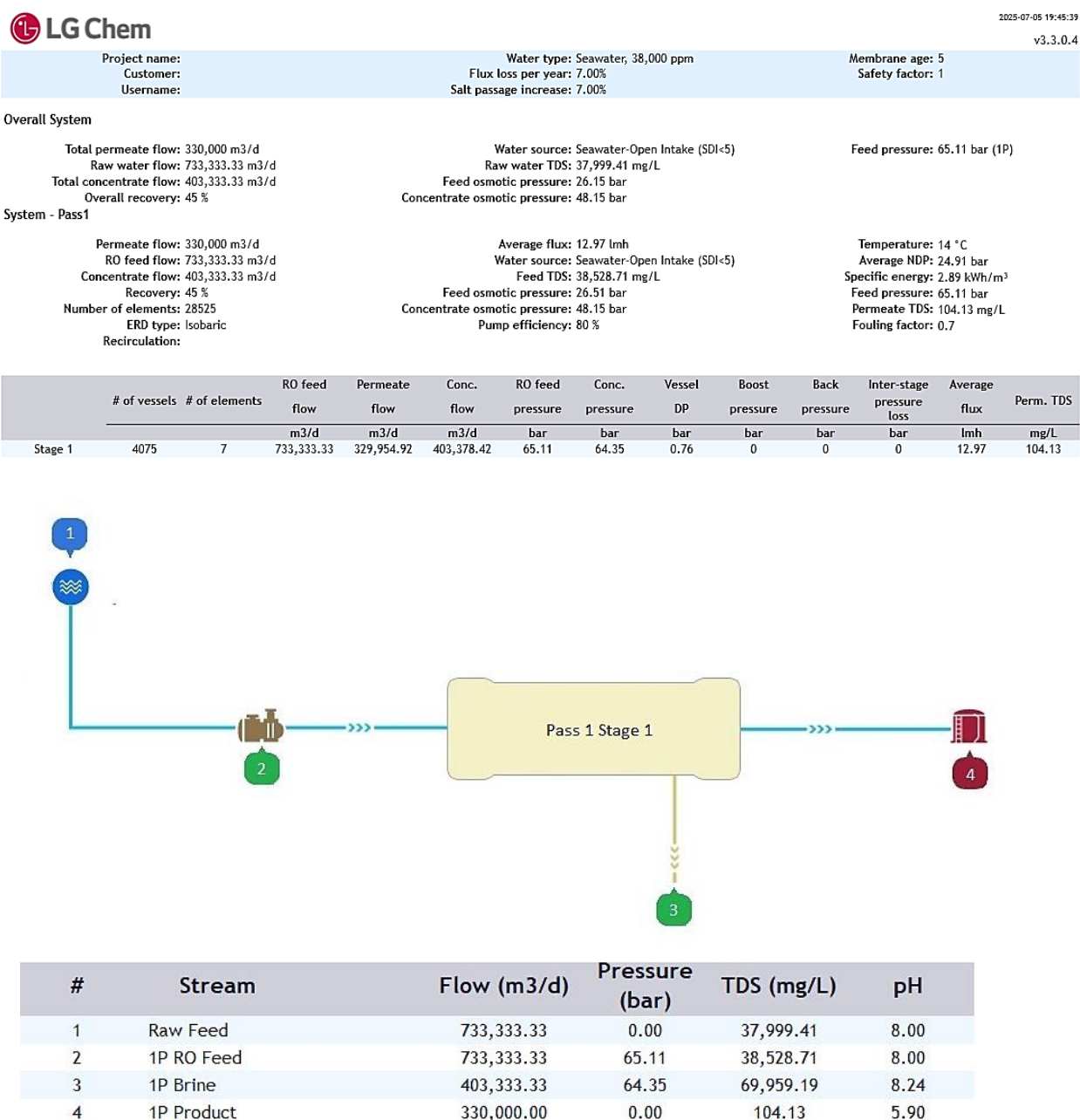


Figure 5 : rapport des résultats de simulation de la configuration final à 14°C (logiciel Q+ LG Chem)

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc. Stage1	Permeate Stage1
Ammonium	0.00	0.00	0.00	0.00
Sodium	11,577.48	11,738.75	21,310.37	37.20
Potassium	504.00	511.02	927.48	1.89
Magnesium	1,413.00	1,432.68	2,603.76	1.01
Calcium	431.77	437.79	795.64	0.30
Strontium	7.38	7.48	13.60	0.00
Barium	0.01	0.01	0.02	0.00
Fluoride	1.29	1.31	2.37	0.01
Chloride	20,846.93	21,137.33	38,376.99	61.39
Sulfate	3,052.13	3,094.65	5,625.27	0.90
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	3.20	3.21	5.84	0.00
Bicarbonate	157.43	159.62	289.51	0.83
Boron	4.78	4.85	8.32	0.60
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	1.97	1.97	1.97	1.97
TDS	37,999.41	38,528.71	69,959.19	104.13
pH	8.00	8.00	8.24	5.90

Within Vessels - Pass1

	Position	RO feed flow m3/d	Permeate flow m3/d	Flux lmh	Element recovery %	Element DP bar	Net driving pressure bar	Polarization	Feed TDS mg/L	Perm. TDS mg/L
Stage 1										
LG SW 400 GR	1	179.96	18.37	20.60	10.21	0.17	32.40	1.17	38,524.68	50.90
LG SW 400 GR	2	161.59	15.79	17.71	9.77	0.14	28.95	1.16	42,899.54	65.21
LG SW 400 GR	3	145.79	13.34	14.96	9.15	0.12	25.52	1.14	47,539.78	84.30
LG SW 400 GR	4	132.45	11.08	12.43	8.37	0.10	22.23	1.13	52,318.92	109.67
LG SW 400 GR	5	121.37	9.08	10.19	7.49	0.09	19.16	1.11	57,087.25	143.20
LG SW 400 GR	6	112.28	7.37	8.26	6.56	0.08	16.38	1.10	61,694.53	187.11
LG SW 400 GR	7	104.92	5.93	6.65	5.65	0.07	13.92	1.08	66,012.91	243.97

Solubility - Pass1

	Solubility calculation	
	Feed	Conc.
LSI	0.83	1.87
CaSO4	24.57 %	53.07 %
SrSO4	14.17 %	37.35 %
BaSO4	41.39 %	61.54 %
CaF2	20.91 %	132.5 %
SiO2	0 %	0 %
Stiff Davis Index	-0.73	0.33

Figure 6 : rapport des résultats de la qualité d'eau du perméat à 14°C (Logiciel Q+ de LG Chem)

Commentaires

- ✓ Le perméat obtenu présente une TDS moyenne de 104.13 mg/l, ce qui est conforme aux normes de potabilités d'eau (≤ 500 mg/l)
- ✓ Le flux du système est de 12.97, une valeur appropriée pour ce type de membrane permettant de limiter les phénomènes d'encrassement et les pertes d'efficacité
- ✓ La pression d'alimentation est de 65.11 bar est conforme aux spécifications du fabricant et reste largement inférieure à la pression maximale de 82 bar supportée par la membrane

- A 30°C (la température la plus haute)

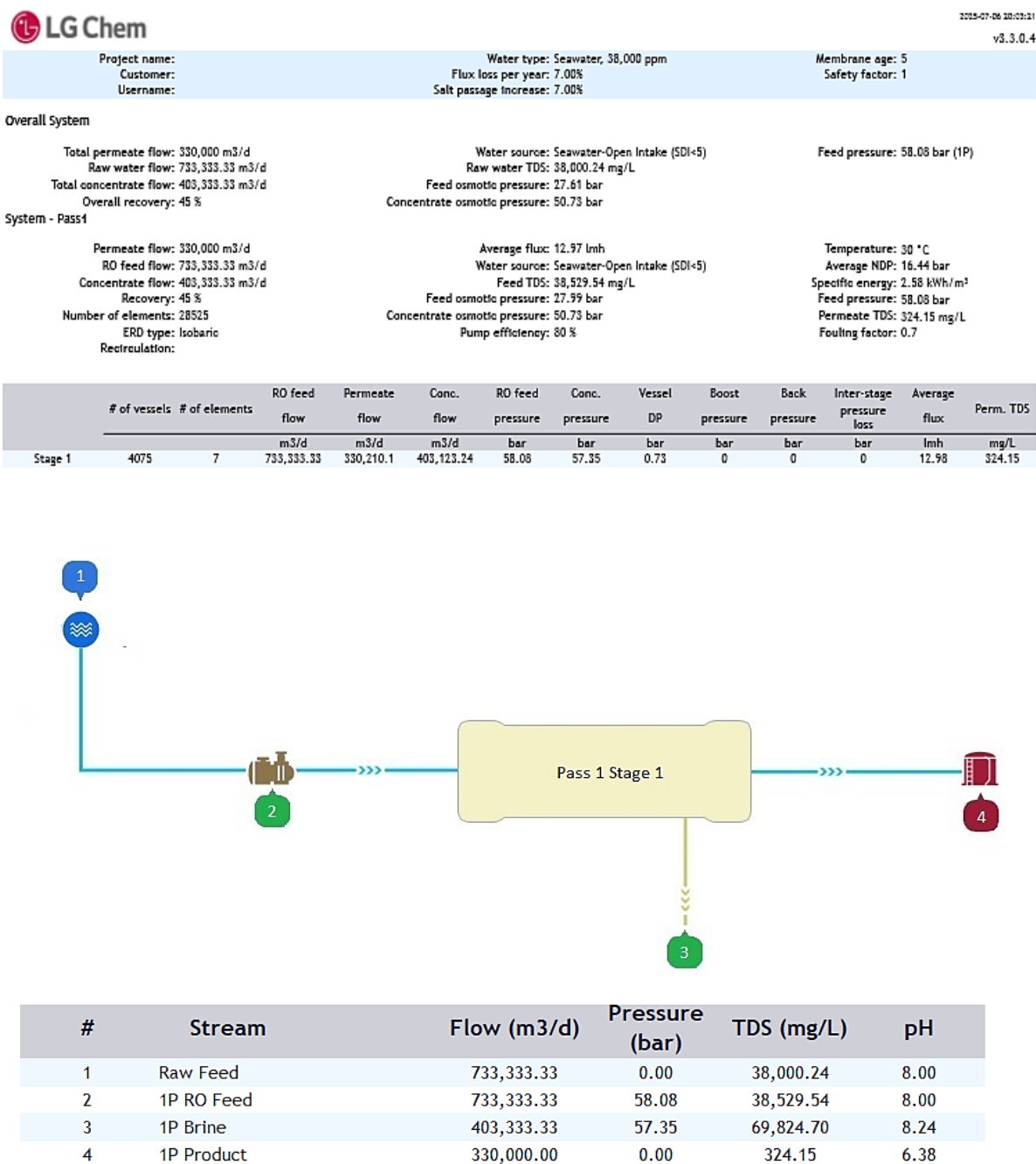


Figure 7 : rapport des résultats de simulation de la configuration final à 30°C (logiciel Q+ LG Chem)

Water Analysis - Pass1

Species	Raw water	Adjusted feed	Conc. Stage1	Permeate Stage1
Ammonium	0.00	0.00	0.00	0.00
Sodium	11,578.18	11,739.46	21,260.58	116.00
Potassium	504.03	511.06	924.84	5.90
Magnesium	1,413.09	1,432.77	2,603.82	3.15
Calcium	431.80	437.81	795.66	0.95
Strontium	7.38	7.48	13.61	0.01
Barium	0.01	0.01	0.02	0.00
Fluoride	1.29	1.31	2.36	0.02
Chloride	20,845.66	21,136.05	38,292.38	191.46
Sulfate	3,051.95	3,094.46	5,626.93	2.80
Nitrate	0.00	0.00	0.00	0.00
Carbonate	4.64	4.66	8.48	0.00
Bicarbonate	157.43	159.62	288.25	2.60
Boron	4.78	4.85	7.78	1.26
Bromide	0.00	0.00	0.00	0.00
Silica	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	1.52	1.53	1.53	1.53
TDS	38,000.24	38,529.54	69,824.70	324.15
pH	8.00	8.00	8.24	6.38

Within Vessels - Pass1

	Position	RO feed flow m3/d	Permeate flow m3/d	Flux lmh	Element recovery %	Element DP bar	Net driving pressure bar	Polarization	Feed TDS mg/L	Perm. TDS mg/L
Stage 1										
LG SW 400 GR	1	179.96	22.54	25.28	12.53	0.16	23.12	1.17	38,525.85	131.04
LG SW 400 GR	2	157.42	17.62	19.76	11.20	0.13	19.09	1.15	44,024.54	186.30
LG SW 400 GR	3	139.79	13.45	15.08	9.62	0.11	15.45	1.12	49,551.81	266.33
LG SW 400 GR	4	126.34	10.09	11.32	7.99	0.09	12.33	1.10	54,797.79	380.18
LG SW 400 GR	5	116.25	7.52	8.43	6.47	0.08	9.76	1.08	59,522.65	538.49
LG SW 400 GR	6	108.73	5.60	6.28	5.15	0.08	7.70	1.06	63,600.21	752.58
LG SW 400 GR	7	103.13	4.21	4.72	4.08	0.07	6.10	1.05	67,013.34	1,032.63

Solubility - Pass1

	Solubility calculation	
	Feed	Conc.
LSI	1.08	2.12
CaSO4	24.57 %	53.15 %
SrSO4	14.17 %	37.38 %
BaSO4	41.39 %	61.82 %
CaF2	20.6 %	129.74 %
SiO2	0 %	0 %
Stiff Davis Index	-0.52	0.53

Figure 8 : rapport des résultats de la qualité d'eau du perméat à 30 °C (Logiciel Q+ de LG Chem)

Commentaires

- ✓ TDS moyen du perméat est de 324.15 mg/l ce qui reste conforme aux normes (≤ 500 mg/l) Cela reflète une bonne qualité de traitement membranaire malgré une température élevée
- ✓ La concentration en bore mesurée dans le perméat reste inférieure à la limite fixée par la norme algérienne ($\leq 1,3$ mg/L). (Décret 2014)

Conclusion

Le dimensionnement du système complet d'osmose inverse a permis de valider la cohérence hydraulique et énergétique de la station étudiée. L'intégration de la nouvelle technologie de récupération d'énergie PX Q400 a conduit à une configuration optimisée, réduisant significativement la consommation spécifique en énergie. Le choix et le dimensionnement des pompes haute pression et des pompes booster assurent la stabilité du procédé et la fiabilité de l'alimentation en eau, tandis que la conception du système CIP garantit le maintien des performances membranaires sur le long terme. Ainsi, l'ensemble des choix techniques opérés contribue à la fois à la performance, à la durabilité et à l'efficacité énergétique du système de dessalement.

Chapitre V

Estimation et optimisation du cout énergétique

Introduction

L'exploitation d'une station de dessalement repose en grande partie sur sa consommation énergétique, qui représente. L'estimation précise de ce coût d'exploitation est donc essentielle pour évaluer la rentabilité et la performance globale du système.

Ce chapitre a pour objectif d'estimer le coût énergétique d'exploitation de la station de dessalement de Fouka 2, en se basant sur les résultats techniques du dimensionnement effectué précédemment. Une analyse comparative entre deux technologies de récupération d'énergie, le PX-Q300 et le PX-Q400, permettra également d'évaluer les économies réalisables à travers l'optimisation du système. Cette démarche s'inscrit dans une logique de maîtrise des coûts et de performance énergétique durable.

V.1 Éléments constitutifs du coût d'exploitation d'une station SWRO

Le coût d'exploitation d'une station de dessalement par osmose inverse (SWRO) regroupe l'ensemble des dépenses nécessaires au bon fonctionnement de l'installation. Ces coûts sont généralement évalués sur une base annuelle (en **DZD/an**) On distingue généralement deux grandes catégories :

V.1.1 Les coûts variables

Ces coûts dépendent directement du volume d'eau produit. Plus la production augmente, plus ces dépenses croissent proportionnellement. Ils incluent :

- Le coût énergétique : représente la plus grande part des coûts variables. Il dépend de la consommation électrique spécifique (kWh/m^3) du procédé et du tarif de l'énergie.
- Les produits chimiques : utilisés à différentes étapes du traitement, notamment pour le prétraitement (coagulants, floculants, antiscalants), le nettoyage des membranes (acides, bases, biocides) et la reminéralisation.
- Les consommables : filtres à cartouche, éléments de préfiltration, membranes partiellement remplacées, etc.

V.1.2 Les coûts fixes

Ces coûts restent relativement constants indépendamment du volume d'eau produit. Ils se divisent en :

- Main-d'œuvre : salaires, charges sociales et frais liés au personnel d'exploitation, de surveillance et d'entretien.

- Maintenance préventive : interventions régulières sur les équipements, inspections, remplacement planifié de pièces.
- Remplacement périodique des membranes : selon leur durée de vie (souvent 5 ans), leur coût est amorti annuellement.

V.2 Coût d'investissement initial des dispositifs PX

La configuration actuelle de la station de Fouka II repose sur l'utilisation de 21 dispositifs PXQ-300 pour assurer la récupération d'énergie dans le circuit haute pression. Le dimensionnement technique a permis d'identifier qu'un passage vers le modèle PXQ-400, plus performant, permettrait de réduire le nombre d'unités à 16.

Le tableau ci-dessous présente une estimation du coût d'investissement initial pour chaque configuration :

Tableau V. 1 : le cout initial d'investissement pour chaque configuration

Modèle	Nombre d'unités	Cout unitaire (DA)	Cout total (DA)
PXQ-300	21	2 025 000	42 525 000
PXQ-400	16	2 970 000	47 540 000

Bien que le coût unitaire du PXQ-400 soit plus élevé, la réduction du nombre d'unités permet de limiter l'augmentation du CAPEX à environ 5 millions de dinars. Ce surcoût est compensé par une performance énergétique améliorée et des coûts d'exploitation réduits à long terme.

V.3 Coût énergétique

Le tableau suivant présente les principaux équipements consommateurs d'énergie avec leur consommation spécifique (kWh/m³)

Tableau V. 2 : la consommation d'énergie des principales pompes de la station

Pompes principaux	Unités			TEC (kWh/d)		SPEC (kWh/m3)	
	Nbr	Pompe réserve	Nbr tot				
Pompes d'admission	6	1	7	78972.3		0,23931	
Pompes intermédiaires	6	1	7	104728.8		0,31736	
Pompes HP	6	0	6	Avec PX Q300	Avec PX Q400	Avec PX Q300	Avec PX Q400
Pompes booster	12	0	12	755700	742500	2.29	2.25
Pompes d'eau produite	6	1	7	244602.6		0,74122	
	Consommation spécifique d'Energie (kWh/m3)					3.58789	3.54789

Tableau V. 3 : comparaison du cout énergétique de la station avec différents dispositifs ERD

	PX Q300	PX Q400	Gain énergétique
Consommation spécifique d'Energie (kWh/m3)	3.59	3.55	0.04
Cout unitaire de l'électricité (DZD/kWh)	4.9	4.9	
Cout énergétique unitaire (DZD/m3)	17.6	17.4	0.2
Volume annuel d'eau produit (m3/an)	109 500 000	109 500 000	
Cout énergétique total annuel (DZD/an)	1 879 680 000	1 858 320 000	21 360 000

Le passage au PXQ-400 permet donc une économie annuelle d'environ 21 360 000 DZD. Sur une période d'exploitation de 25 ans, cela représente un gain cumulé de 534 000 000 DZD, sans prendre en compte l'inflation ou les évolutions du prix de l'énergie.

V.4 Coûts des produits chimiques

Le fonctionnement d'une station de dessalement par osmose inverse nécessite l'utilisation de divers produits chimiques, principalement pour le prétraitement, Le tableau suivant présente une estimation des coûts annuels liés à l'achat et à l'utilisation de ces produits.

Tableau V. 4 : le cout des produits chimique

Produits chimiques	Quantité annuelle estimée tonnes /an	Prix unitaire DA/tn	Cout annuel estimé DA
Hypochlorite de sodium	13741	35 000	480 935 000
Chlorure ferrique (FeCl3)	2738	65 000	177 970 000
Polymères floculants	11	300 000	3 300 000
Sable	465	15 000	6 975 000
Gravier	342	10 000	3 420 000
Filtralite	263	22 000	5 786 000
Poudre (Na ₂ S ₂ O ₅) (SMBS)	164.25	50 000	8 212 500
Antiscalants	219	300 000	65 700 000
Calcite CaCo ₃	3285	30 000	98 550 000
Soude caustique (NaOH)	483	100 000	43 800 000
Dioxyde de carbone (CO ₂)	1642.5	35 000	57 470 000
Total			952 118 500

V.5 Coûts du Personnel

Le coût du personnel constitue une composante essentielle du coût d'exploitation d'une station de dessalement. Le tableau ci-dessous donne une estimation de ces dépenses en fonction de la structure organisationnelle de la station.

Tableau V. 5 : cout du personnel

Fonction	Nombre de personnes	Salaire par personne par an (DA)	Cout annuel total (DA)
Ingénieurs	15	1 100 000	16 500 000
Techniciens de maintenance	10	850 000	8 500 000
Agents de laboratoire	4	900 000	3 600 000
Operateurs	4	1 200 000	4 800 000
Personnel administratif	7	720 000	5 040 000
Personnel de sécurité	3	600 000	1 800 000
Total			40 240 000

V.6 Cout de Maintenance général

L'estimation présentée dans le tableau suivant prend en compte les coûts de maintenance préventive et corrective sur une base annuelle.

Tableau V. 6 : cout de la maintenance général

	Coût annuelle estime DA/an
Maintenance préventive des équipements	75 000 000
Maintenance corrective (pompe ERD etc.)	12 000 000
Remplacement des membranes RO (tous les 5ans)	150 000 000
Remplacement des filtres a cartouches	30 000 000
Total	267 000 000

V.7 Le coût total d'exploitation

$$\text{OPEX annuel total} = C_{\text{energie}} + C_{\text{produit chimiques}} + C_{\text{personnel}} + C_{\text{maintenance}}$$

Le Système avec PX-Q300

$$\text{OPEX annuel total} = 1\,447\,326\,500 \text{ DA}$$

Le Système avec PX-Q400

OPEX annuel total = 1 445 190 500 DA

Conclusion

L'estimation du coût énergétique et l'analyse comparative entre les configurations PXQ-300 et PXQ-400 confirment que le choix d'un système plus performant sur le plan énergétique permet de réduire significativement les coûts d'exploitation. Bien que le coût d'investissement initial augmente légèrement avec le PXQ-400, cette différence est compensée dès les premières années de fonctionnement. Le dimensionnement optimisé du système renforce la performance énergétique de la station, tout en s'inscrivant dans une stratégie de développement durable et de rentabilité à long terme.

Conclusion générale

Ce travail de fin d'études a porté sur la conception et le dimensionnement complet d'un système d'osmose inverse destiné à la station de dessalement de Fouka 2, dans la wilaya de Tipaza. L'étude a intégré les principales composantes hydrauliques et énergétiques, à savoir les pompes haute pression, les pompes booster, le système de nettoyage des membranes (CIP) ainsi que le dispositif de récupération d'énergie. Pour atteindre cet objectif, des outils de simulation spécialisés (LG Chem Q+ et Power Model Pro) ont été utilisés afin de modéliser les performances de la station et d'évaluer l'impact énergétique et économique des différentes configurations étudiées.

L'apport majeur de ce mémoire a été la comparaison entre deux générations d'échangeurs de pression : le PX Q300, qui représente la solution actuellement utilisée, et le PX Q400, une technologie plus récente et optimisée. Les résultats obtenus démontrent que le passage au PX Q400 permet de réduire la consommation énergétique spécifique (SEC) de 2,8 à 2,72 kWh/m³, soit un gain de 2,86 %. Par ailleurs, le nombre de dispositifs nécessaires diminue de 21 à 16, ce qui simplifie l'architecture du système, réduit les pertes de charge et allège les besoins en maintenance. Sur le plan économique, cette optimisation se traduit par une économie annuelle d'environ 21 millions DA, représentant un gain cumulé de plus de 530 millions DA sur une période d'exploitation de 25 ans. Ces résultats confirment que l'investissement dans le PX Q400 est rapidement amorti et contribue à renforcer la rentabilité à long terme de la station.

Cette étude, bien qu'ayant atteint ses objectifs, ouvre la voie à de nombreuses perspectives pour de futures recherches, notamment pour une réduction encore plus poussée de la consommation énergétique. Il serait crucial d'étudier l'intégration des énergies renouvelables (solaire, éolienne) pour alimenter le système de dessalement, en tenant compte de la variabilité de ces ressources. En parallèle, l'exploitation de l'intelligence artificielle (IA) et des technologies de l'apprentissage automatique (Machine Learning) pourrait révolutionner l'optimisation énergétique en permettant d'analyser en temps réel les données de l'usine pour ajuster dynamiquement les paramètres des équipements.

En somme, l'optimisation proposée, basée sur l'intégration du PX Q400, démontre qu'il est possible de concilier performance énergétique, réduction des coûts et durabilité environnementale. Ce travail illustre ainsi comment l'innovation technologique, associée à

une méthodologie rigoureuse de conception, peut constituer une réponse efficace aux défis hydriques et énergétiques actuels et futurs de l'Algérie.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Mathias, « L'importance de la conservation de l'eau pour la planète », Blog Hydrao.
- [2] « GLOBAL GROWTH INSIGHTS. Marché des systemes de dessalement previsions 2024-2032 ».
- [4] « Inondations : la protection naturelle des zones humides de la région pour limiter les effets des crues », France 3 Auvergne-Rhône-Alpes.
- [5] UNESCO, « UN World Water Development Report 2023 », UN-Water.
- [6] Mehdi.K, « Barrages Algériens : Où en est le Remplissage en 2023 ? », L'Actu Algérie.
- [7] W. Arras, *Evaluation de performance d'une station de dessalement d'eau saumatre*, UNIVERSITAIRES EUROPEENES. 2015.
- [8] « Dessalement de l'eau de mer : des évolutions nécessaires ».
- [9] « (PDF) Modélisation et optimisation de la consommation d'énergie d'une station de dessalement par procédé d'osmose inverse en Algérie », ResearchGate.
- [10] « OI les fondamentaux », Polymem.
- [11] « Membranes », Techniques de l'Ingénieur.
- [12] « Water Treatment and Purification - Lenntech ».
- [13] R. Singh, « Chapter 1 - Introduction to Membrane Technology », in *Membrane Technology and Engineering for Water Purification (Second Edition)*, R. Singh, Éd., Oxford: Butterworth-Heinemann, 2015, p. 1-80.
- [14] « Turbochargers », Energy Recovery.
- [15] « projection repport of Power Model Pro ».

Annexes

LG Water Solutions

Nano[®] H₂O™



Key Features

- Excellent salt rejection with competitive energy consumption
- Excellent boron rejection
- Improved fouling resistance due to thicker feed spacer

Main Benefits

- A combination of excellent permeate water quality and energy efficiency
- Well-proven, long-lasting reliability

Ideal Applications

- Single and multi-pass desalination plant design

LG Chem

Product Data Sheet

LG SW 400 GR

Seawater RO membrane with excellent salt rejection and proven, long-lasting reliability

Performance Specifications

Specification	Unit	Value
Permeate Flow Rate	GPD (m³/day)	7,500 (28.4)
Stabilized Salt Rejection	%	99.85
Minimum Salt Rejection	%	99.7
Stabilized Boron Rejection	%	93
Active Membrane Area	ft² (m²)	400 (37)
Feed Spacer Thickness	mil	34

The specifications outlined above are normalized performances based on the following test conditions:

- **Test Conditions:** 32,000 ppm NaCl, 5 ppm Boron, 800 psi (55.1 bar), 25°C (77°F), pH 8, Recovery 8%
- Permeate flow rates for individual elements may vary by ±15%

Dimensions and Weight



Dimensions: mm (in)			Wet Weight: kg (lbs)
A	B	C	
Element Length	Element O.D.	Core Tube I.D.	16 (35)
1,016 (40)	200 (7.9)	28.6 (1.125)	

All dimensional information is indicative and for reference only. Please contact LG Water Solutions for detailed technical specifications.

Operating Specifications

Specification	Unit	Value
Maximum Applied Pressure	psi (bar)	1,200 (82.7)
Maximum Chlorine Concentration	ppm	< 0.1
Maximum Operating Temperature	°C (°F)	45 (113)
pH Range, Continuous Operation		2-11
pH Range, Cleaning		2-13
Maximum Feed Water Turbidity	NTU	1.0
Maximum Feed Water SDI ₁₅		5.0
Maximum Feed Flow	gpm (m³/h)	75 (17)
Maximum Pressure Drop (ΔP) for Each Element	psi (bar)	15 (1.0)

The Membrane Elements performance is expressly conditioned on Buyer's strict, including, operating, and maintaining Product in accordance with industry accepted good practices and Seller's written instructions provided in the Seller's Technical Manual, which contains all LG Chem, Ltd. Technical Service Bulletins ("TSB") and Technical Applications Bulletins ("TAB") and may be revised and distributed at www.lgwatersolutions.com. The information and data contained herein are deemed to be accurate and reliable and are offered in good faith, but without guarantee of performance. LG Chem assumes no liability for results obtained or damages incurred through the application of the information contained herein. Customer is responsible for determining whether the products and information presented herein are appropriate for the customer's use and for ensuring that customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other governmental requirements. Specifications subject to change without notice. Nano[®] H₂O is the trademark of The LG Water Solutions or an affiliated company of LG Chem. All rights reserved. © LG Chem, Ltd.

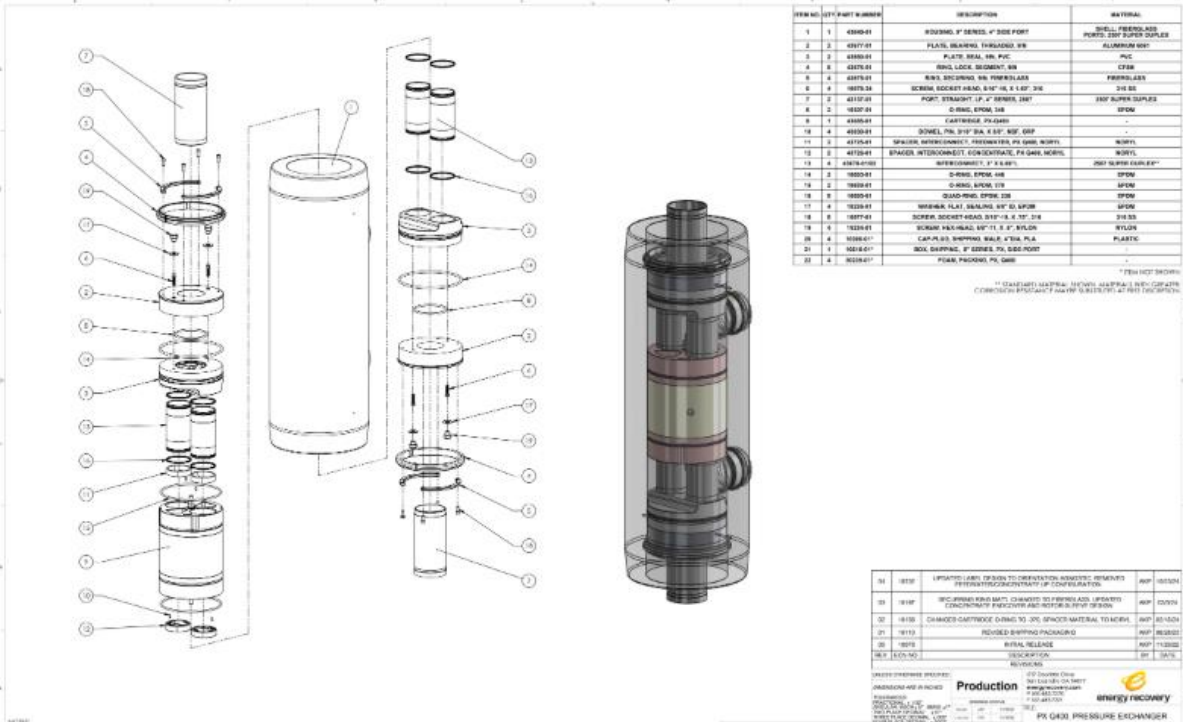
Please visit our website for regional contact information: www.lgwatersolutions.com



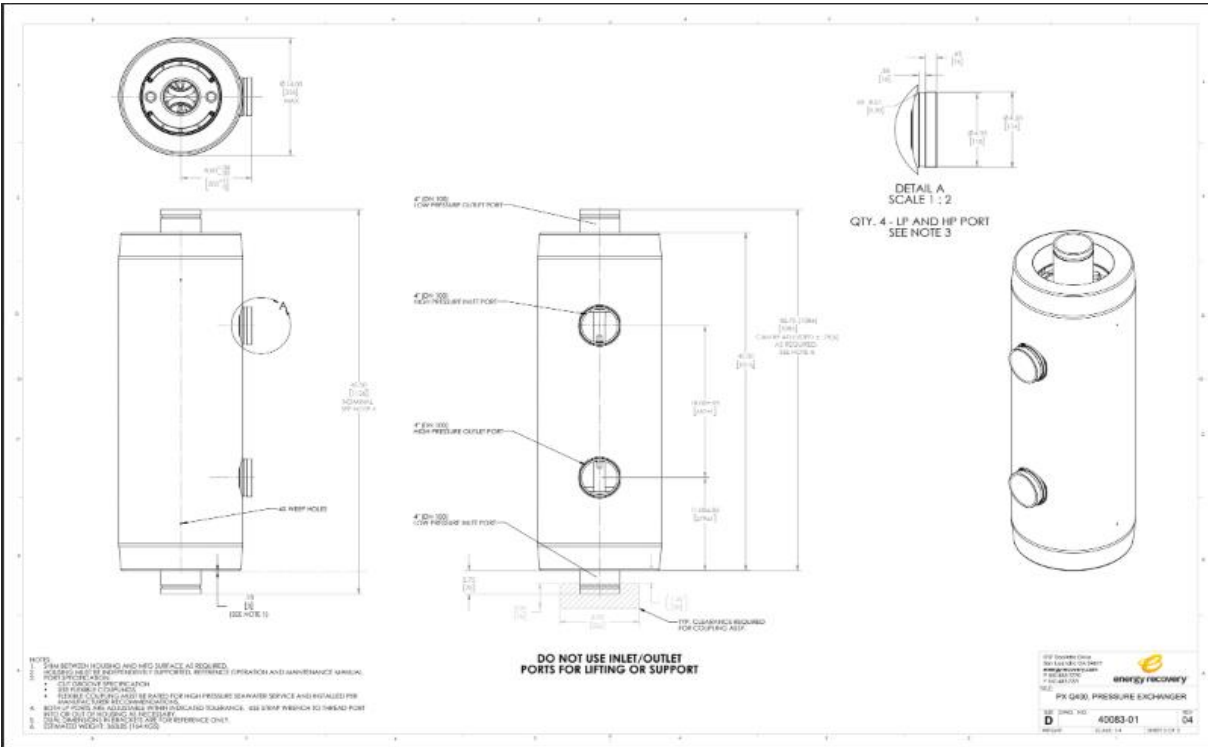
This product is certified to NSF/ANSI/CAN Standard 61 for drinking water systems

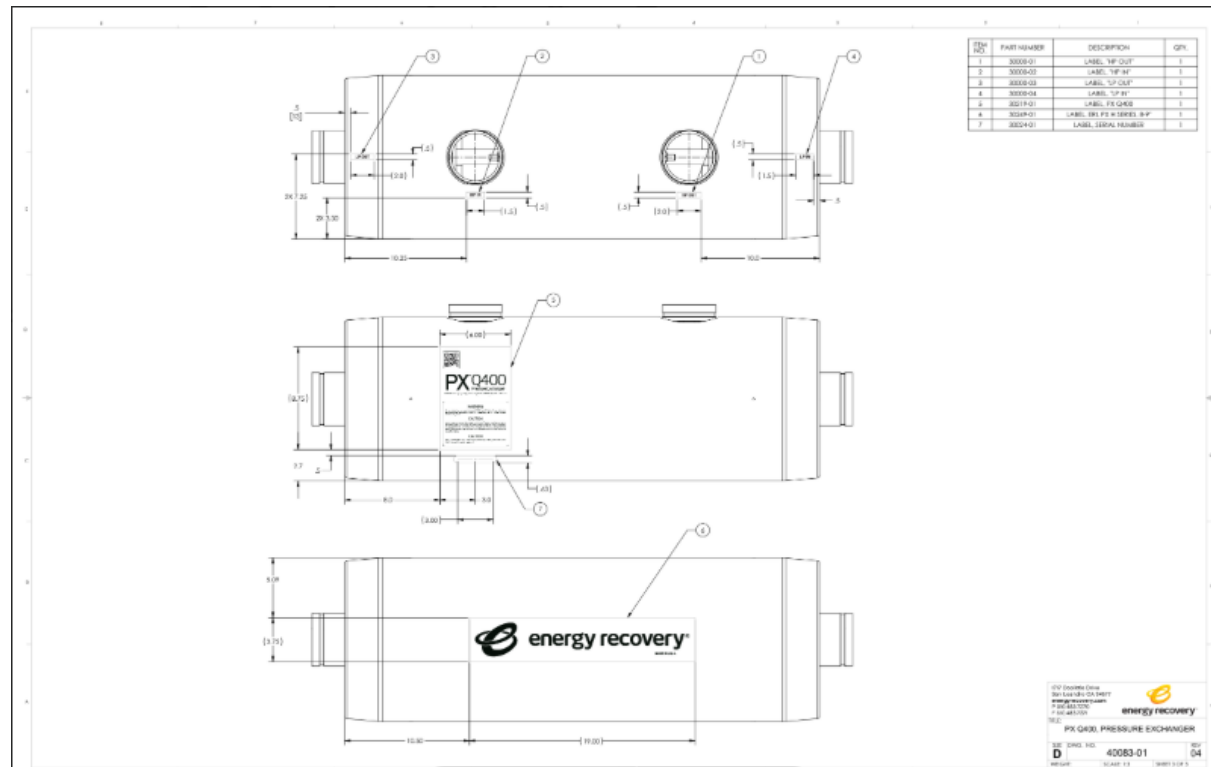
D-15229/0002R-679/123126

Annexe 1 : fiche technique de la membrane LG SW 400 GR



Annexe 2 : plan d'assemblage de l'échangeur de pression PX Q400





Annexe 3 : dessin technique du PX

perte de charge linéaire de la pompe HP		Conduite d'aspiration HPP	conduites de refoulement		conduite de refoulement vers un rack		conduite de refoulement (HPP+)		conduite de distribution vers Skid Oil	
Diametre de la conduite(suppose)	D	800	600		400		600		300	
Nombre de conduite		1	1		2		2		8	
Materiau de la conduite		PRV	super duplex		super duplex		super duplex		super duplex	
La longueur réelle de conduite	L(m)	6	5		6		15		20	
Débit	q(m3/s)	0,63657407	0,63657407		0,31828704		0,70730453		0,17682613	
Coefficient de rugosité absolue ε	ε	0,0000015	0,00004572		2,0000015		3,0000015		4,0000015	
Rugosité relative	ε/D	1,875E-09	7,62E-08		0,005		0,005		0,01333334	
Vitesse actuelle	V(m/s)	1,26642388	2,25142023		2,53284776		2,50157804		2,50157804	
	V/12g	0,08174462	0,25835337		0,32697848		0,31895477		0,31895477	
Viscosité cinématique de l'eau ν	ν	0,00000122	0,00000122		0,00000122		0,00000122		0,00000122	
Nombre de Reynolds = V*D/ν	R	830441890	1107255853		830441890		1230284281		615142140	
formule de colbrook :										
1/√f=-2LOG[(ε/D/3,71)+(2,51/R)*1/√f]		0,05198807	0,04580413		0,03505112		0,03504726		0,05212719	
Facteur de frottement (f)		f	0,0046		0,0047		0,03		0,03	
Perte de charge linéaire (f*L*V²/g)/(D/1000)		HL(m)	0,00282		0,010119		0,14714		0,239216	
perte de charges singulières H		Facteur K	QTE	calculé	QTE		QTE		QTE	
Coude 45		0,5	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0
Coude 90		0,9	4,00	3,6	4,00	3,6	4,00	3,6	4,00	3,6
Tée		0,6	2,00	1,2	2,00	1,2	2,00	1,2	2,00	1,2
Cone de réduction		0,5	2,00	1	2,00	1	2,00	1	2,00	1
Entrée (vive)		0,5	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0
Sortie		1	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0
Vanne a boisseau Conique		4,5	0,00	0	1,00	4,5	0,00	0	0,00	0
Robinet-vanne, entièrement ouvert		0,2	1,00	0,2	1,00	0,2	1,00	0,2	1,00	0,2
Pertes de charges			0,49		2,71		1,96		1,91	
perte de chrgre total = somme perte de charge linéaire + somme Pertes de										
Ht =		10,26	m							

Annexe 4 : calculs des pertes de charge des pompes HP

Chapitre V : Estimation et optimisation du cout énergétique

perte de charge linéaire de la pompe HP		7	8	9	10	11	12
Diametre de la conduite(suppose)	D (mm)	700	600	300	300	700	700
Materiau de la conduite		PRV	super duplex	super duplex	super duplex	super duplex	PRV
La longueur réelle du tuyau	L(m)	235	8	9	10	15	220
Débit D'entrée du Rack RO	q(m3/s)	0,393888889	0,393888889	0,393888889	0,393888889	0,393888889	0,393888889
Coefficient de rugosité absolue E pour les tubes en acier inoxydable	E	0,0000015	0,000001524	0,000001524	0,000001524	0,000001524	0,000001524
Rugosité relative	E/D	2,14286E-06	0,00000254	0,00000508	0,00000508	2,17714E-06	2,17714E-06
Vitesse actuelle	V(m/s)	1,023499815	1,393096971	5,572387884	5,572387884	1,023499815	1,023499815
	V ² /2g	0,053392042	0,09891535	1,582645603	1,582645603	0,053392042	0,053392042
Viscosité cinématique de l'eau U	m	0,00000122	0,00000122	0,00000122	0,00000122	0,00000122	0,00000122
Nombre de Reynolds = V*D/U	R	587253992,5	685129657,9	1370259316	1370259316	587253992,5	587253992,5
formule de colbrook :							
1/√f = -2LOG[(E/D/3,71)+(2,51/R)*1/√f]		-0,533674438	-0,40557969	-0,086544311	-0,086544311	-0,520989273	-0,520989273
Facteur de frottement (f)	f	0,0071	0,0071	0,0074	0,0074	0,0071	0,0071
Perte de charge linéaire (f*L*V ² /2g)/(D/1000)	HL(m)	0,127263747	0,009363986	0,351347324	0,390385915	0,008123218	0,119140529
Perte de charges linéaires (hf)							
Coude 45	0,5	0,00	0	0,00	0	0,00	0
Coude 90	0,9	3,00	2,7	1,00	0,9	4,00	3,6
Tée	0,6	9,00	5,4	3,00	1,8	0,00	0
Cone de réduction	0,5	0,00	0	2,00	1	0,00	0
Entrée réservoir	0,5	0,00	0	0,00	0	0,00	0
Sortie réservoir	1	0,00	0	0,00	0	0,00	0
Robinet-vanne, entièrement ouvert	0,5	0,00	0	0,00	0	1,00	0,5
Pertes de charges singulières (hs)		0,432476	0,36599	1,42438	9,9707	0,0266960	0,533920
perte de chrg total = somme perte de charge linéaire + somme Pertes de charges							
Ht =	13,76	m					

Annexe 5 : calculs des pertes de charge des pompes booste

perte de charge linéaire de la pompe booster		Conduite d'aspiration	conduites de refoulement	conduite de refoulement vers un rack	Conduites d'alimentation des tubes
Diametre de la conduite(suppose)	D	450	450	600	300
Nombre de tuyaux		1	1	1	4
Materiau de la conduite		super duplex	super duplex	super duplex	super duplex
La longueur réelle du tuyau	L(m)	10	6	15	20
Débit D'entrée du pompe booster	q(m3/s)	0,389017554	0,389017554	0,707304644	0,17682616
Coefficient de rugosité absolue E pour les tubes en acier inoxydable	E	0,00004572	0,00004572	0,00004572	0,00004572
Rugosité relative	E/D	0,0001016	1,016E-07	7,62E-08	1,524E-07
Vitesse actuelle	V(m/s)	2,445987819	2,445987819	2,501578451	2,50157845
	V ² /2g	0,304936616	0,304936616	0,31895488	0,31895488
Viscosité cinématique de l'eau U	m	0,00000122	0,00000122	0,00000122	0,00000122
Nombre de Reynolds = V*D/U	R	902208621,8	902208621,8	1230284484	615142242
formule de colbrook :					
1/√f = -		0,006896227	0,093843611	0,071521683	0,0597732
Facteur de frottement (f)	f	0,012	0,0048	0,00465	0,00505
Perte de charge linéaire (f*L*V ² /2g)/(D/1000)	HL(m)	0,0813164	0,0195159	0,0370785	0,1073815
perte de charges singulières	facteu	QTE	QTE	QTE	QTE
Coude 45	0,5	0,00	0	0,00	0
Coude 90	0,9	2,00	1,8	2,00	1,8
Tée;vanne papillon	0,6	1,00	0,6	1,00	0,6
Cone de réduction	0,5	1,00	0,5	1,00	0,5
Entrée (vive)	1	1,00	1	0,00	0
Sortie	1	0,00	0	0,00	0
Vanne a boisseau Conique	4,5	1,00	4,5	0,00	0
clapet	2,5	0,00	0	0,00	0
Pertes de charges singulières (hs)		2,561	0,335	0,925	0,925
perte de chrg total = somme perte de charge linéaire + somme Pertes de					
Ht =	4,99	m			

Annexe 6 : calculs des pertes de charge des pompes CIP

Chapitre V : Estimation et optimisation du cout énergétique

7 Jourmada El Oula 1435 9 mars 2014			
JOURNAL OFFICIEL DE LA REPUBLIQUE ALGERIENNE N° 13			
15			
ANNEXE			
Paramètres de qualité de l'eau de consommation humaine			
Tableau 1 : paramètres avec valeurs limites			
GROUPE DE PARAMETRES	PARAMETRES	UNITES	VALEURS LIMITES
Paramètres chimiques	Aluminium	mg/l	0,2
	Ammonium	mg/l	0,5
	Baryum	mg/l	0,7
	Bore	mg/l	- Eaux conventionnelles : 1 - Eaux désalées ou déméralisées : 1,3
	Fluorures	mg/l	1,5
	Nitrates	mg/l	50
	Nitrites	mg/l	0,2
	Oxydabilité	mg/l O2	5
	Acrylamide	µg/l	0,5
	Antimoine	µg/l	20
	Argent	µg/l	100
	Arsenic	µg/l	10
	Cadmium	µg/l	3
	Chrome total	µg/l	50
	Cuivre	mg/l	2
	Cyanures	µg/l	70
	Mercur	µg/l	6
	Nickel	µg/l	70
	Plomb	µg/l	10
	Sélénium	µg/l	10
	Zinc	mg/l	5
	Hydrocarbures polycycliques aromatiques (H.P.A) totaux	µg/l	0,2
	Fluoranthène, benzo (3,4) fluoranthène, benzo (1,1,2) fluoranthène, benzo (3,4) pyrène, benzo (1,1,2) pyrène, indéno (1,2,3-cd) pyrène, benzo (3,4) pyrène	µg/l	0,01
	Benzène	µg/l	10
	Toluène	µg/l	700
	Ethylbenzène	µg/l	300

16			
JOURNAL OFFICIEL DE LA REPUBLIQUE ALGERIENNE N° 13			
7 Jourmada El Oula 1435 9 mars 2014			
ANNEXE (suite)			
GROUPE DE PARAMETRES	PARAMETRES	UNITES	VALEURS LIMITES
Paramètres chimiques (suite)	Xylènes	µg/l	500
	Styrène	µg/l	100
	Agents de surface régissant au bleu de méthylène	mg/l	0,2
	Epychlorhydrine	µg/l	0,4
	Microcystine LR	µg/l	1
	Pesticides par substance individualisée		
	- Insecticides organochlorés persistants	µg/l	0,1
	- Insecticides organophosphorés et carbamates	µg/l	0,1
	- Herbicides	µg/l	0,1
	- Fongicides	µg/l	0,1
	- P.C.B	µg/l	0,1
	- P.C.T	µg/l	0,03
	- Aldrine	µg/l	0,03
	- Dieldrine	µg/l	0,03
	- Heptachlore	µg/l	0,03
	- Heptachlorépoxyde	µg/l	0,03
	Pesticides (Totaux)	µg/l	0,5
	Bromates	µg/l	10
	Chlorite	µg/l	0,07
	Trihalométhanes par substance individualisée :		
	- Chloroforme	µg/l	200
	- Bromoforme	µg/l	100
	- Dibromochlorométhane	µg/l	100
	- Bromodichlorométhane	µg/l	60
	Chlore de vinyle	µg/l	0,3
	1,2-Dichloroéthane	µg/l	30
	1,2-Dichlorobenzène	µg/l	1000
	1,4-Dichlorobenzène	µg/l	300
	Trichloroéthylène	µg/l	20
	Tetrachloroéthylène	µg/l	40
Radionucléides	Particules alpha	Picocurie/l	15
	Particules bêta	MilliCurie/l	4
	Tritium	Becquerel/l	100
	Uranium	µg/l	30
	Dose totale indicative (DTI)	mSv/an	0,15
paramètres microbiologiques	Escherichia Coli	n/100ml	0
	Entérocoques	n/100ml	0
	Bactéries sulfitoréductrices y compris les spores	n/20ml	0

Annexe 7 : Paramètres de qualité de l'eau de consommation humaine paramètres avec valeurs limites (Décret exécutif N° 13)