

UNIVERSITE DE BLIDA1
Faculté de Technologie
Département de Génie des procédés

Mémoire de Magister

En Chimie Industrielle
Spécialité : Génie chimique

ETUDE PRELIMINAIRE DE MODELISATION ET SIMULATION D'UNE
STATION DE DESSALEMENT PAR PROCEDE D'OSMOSE INVERSE

Par

Asma ADDA

Devant le Jury composé de :

Pr.D.TOUIL	professeur U S D, Blida	Président
Pr. A.AOUABED	professeur U S D, Blida	Examineur
Pr .N.MOULAI MOSTEFA	professeur U S D, Médéa	Examineur
Pr. M.MERZOUK	professeur U S D, Blida	Examineur
Pr .M.W.NACEUR	professeur U S D, Blida	Rapporteur

Blida, avril 2015

Résumé

L'objectif consacré de cette étude est l'introduction d'outil informatique, pour assurer une minimisation de la consommation spécifique d'énergie des stations de dessalement par procédé d'osmose inverse et ainsi optimiser le taux de conversion.

A cet effet, on a développé un programme informatique sur l'environnement MATLAB, une optimisation de la consommation spécifique d'énergie pour les systèmes munis d'un échangeur de pression et une turbine, ce qui permettra d'optimiser les paramètres opérationnels.

Ce programme, reçoit les paramètres opérationnels des différentes stations de dessalement et les recalcule pour avoir une valeur d'énergie comparable à celle qui est annoncée par les stations.

La validation du programme est effectuée pour différentes usines de dessalement en Algérie telle que Fouka, Skikda et Beni Saf. Il apparaît que l'énergie spécifique de consommation est légèrement comparable à celle qui est pratiquée sur les usines de dessalement et pour un taux de conversion optimale est de 47% pour les trois stations.

Les résultats indiquent des performances de l'échangeur de pression par rapport à une turbine Pelton nettement supérieur, permettant une diminution de l'énergie de consommation spécifique respectivement 53% et 43%.

Mot clés : dessalement de l'eau de mer, procédé d'osmose inverse, modélisation, simulation, optimisation, la consommation spécifique d'énergie, gradient projeté

الملخص

يخصص الهدف من هذه الدراسة لإدخال أداة الإعلام الآلي للتقليل من الاستهلاك المحدد للطاقة من عملية تحلية مياه البحر بواسطة عملية التناضح العكسي وتحسين معدل المردود من العملية .

وتحقيقا لهذه الغاية ، قمنا بتطوير برنامج معلوماتي MATLAB على الكمبيوتر ، لتحسين من استهلاك المحددة الطاقة للنظم المجهزة بمبادل الضغط و التوربينات ، والتي سوف تمكن من تحسين المعلمات التشغيلية.

يتلقى هذا البرنامج المعلمات التشغيلية لمحطات تحلية المياه المختلفة، و إعادة حساب أن يكون لها قيمة الطاقة مماثلة لتلك التي يتم الإعلان من قبل المحطات.

يتم تنفيذ التحقق من صحة البرنامج لمحطات التحلية المختلفة في الجزائر كفوكا، سكيكدة وبني صاف. ويبدو أن استهلاك الطاقة المحدد يشبه قليلا إلى الممارس في محطات تحلية المياه و معدل التحويل الأمثل هو 47 ٪ للمحطات الثلاث.

وتشير النتائج إلى أداء المبادلات الضغط بالنسبة لتوربينات بيلتون أعلى بكثير ، والسماح بخفض استهلاك الطاقة المحددة على التوالي 53 ٪ و 43 ٪ .

كلمات المفتاح: تحلية مياه البحر، عملية التناضح العكسي، استهلاك محدد للطاقة ، النمذجة، التحسين، الانحدار المتوقع.

Abstract

The usual objective of this study is devoted introducing the computer tool for minimizing the specific consumption of energy of desalination by reverse osmosis process and optimizes the recovery.

For this purpose, we have developed a computer program on MATLAB, optimization of the specific consumption of energy for a system equipped with a pressure exchanger and a turbine, which will enable to optimize the operating parameters

This program receives the operational parameters of the various desalination plants and recalculates to have an energy value similar to that which is advertised by the stations.

The program validation is carried out for different desalination plants in Algeria as Fouka, Skikda and Beni Saf. It appears that the specific energy consumption is slightly below that which is practiced on the desalination plants and for optimal recovery rate is 47 % for the three stations.

The results indicate the performance of the pressure exchanger with respect to a significantly higher Pelton turbine, allowing a reduction in the specific energy consumption of 53% and 43 %.

Keyword: desalination of seawater, reverse osmosis process, specific consumption of energy, modeling, optimization, projected gradient.

Remerciement

Je remercie *Dieu*, tout puissant pour nous avoir donné la santé et nous avoir guidés vers la connaissance

Je remercie mon promoteur **Pr Naceur Mohamed Wahib** pour les précieux conseils qu'il m'a prodigué tout au long de mon travail.

Je remercie aussi tous les membres de Jurys qui m'honorent de leurs présences et d'avoir accepté d'examiner et juger ce travail.

Je remercie énormément **Mr Chelali**, Professeur à la faculté de mathématique pour son aide précieuse lors de la réalisation de ce travail.

Je remercie également :

- ✚ Mr Chibane Houcine chef de projet à l'AEC
- ✚ Mr Diab Azzedine ingénieur d'état au sein de la Direction Générale Algérienne des Eaux
- ✚ Mr Saad Ghrini chef de projet à la station de dessalement du Skikda.
- ✚ Madame Si Smail Leila chef de projet au sein du Ministère des Ressources en Eau

Grace à eux, j'ai reçu des informations sur les différentes stations de dessalement choisies pour notre travail

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à

La mémoire de mon cher père

Ma chère mère qui ma beaucoup aidée et encourager

Mes frères et mes sœurs

Mes amis Hayet, Asma et Karima

Mes collègues du travail

Tous ceux qui mon aidées de loin et de prés dans cette thèse

TABLE DES MATIERES

RESUME

REMERCIEMENTS

TALBLEAU DES MATIERES.....	i
LISTE DES FIGURES.....	vi
LISTE DES TABLEAUX.....	ix
INTRODUCTION GENERALE.....	1

CHAPITRE I : PARTIE THEORIQUE

I.1.Introduction.....	4
I.2. Historique	4
I.3. Les technologies de dessalement	5
I.3.2. Les procédés membranaires	5
I.3.2.1.Macrofiltration (MF).....	6
I.3.2.2.Ultrafiltration (UF).....	6
I.3.2.3.Nanofiltration (NF).....	6
I.3.2.4.Osmose inverse (OI).....	7
I.4. Mise en œuvre du procédé d'osmose inverse.....	8
I.4.1 Les caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse.....	9
I.4.1.1 Mécanisme de transfert.....	9
I.4.1.2 Le taux de conversion	9
I.4.1.3 Le taux de rétention (sélectivité).....	9
I.4.1.4 Densité de flux de permeat.....	10
I.4.1.5 La pression transmembranaire	10
I.4.1.6 Le flux d'eau à travers la membrane.....	10

I.4.1.7 Le flux de sel à travers la membrane.....	11
I.5. Configuration des modules d'osmose inverse.....	11
I.5.1. Module à membrane tubulaire.....	12
I.5.2. Module à membrane plane	12
I.5.3. Module à membrane fibre creuse.....	12
I.5.4. Module à membrane spiralé.....	13
I.6 Conception du procédé d'osmose inverse.....	13
I.6.1 Différents types de systèmes d'osmose inverse.....	13
I.6.1.1 Système mono-étage.....	13
I.6.1.2.Système multi-étages en série.....	14
I.6.1.2.1.Le montage multi-étage en série rejet	14
I.6.1.2.2.Le montage multi-étage en série production	14
I.7. Les facteurs influençant l'efficacité de l'osmose inverse.....	16
I.7.1. Phénomène de polarisation de concentration.....	16
I.7.1.1. Modélisation de la polarisation	17
I.7.1.2. Le coefficient de transfert de masse	17
I.7.2.Colmatage ou fouling.....	18
I.7.2.1. Mécanismes de colmatage.....	18
a. Adsorption sur le matériau membranaire.....	18
b. la polarisation de concentration	18
c. Couche de gel et colmatage	19
I.7.2.2 La résistance de colmatage.....	19
I.7.2.3.pouvoir de colmatage.....	19
I.7.3 Entartrage (scaling).....	20
I.7.4.biofouling (colmatage par la matiere organique)	21
I.7.5.prevention et lutte contre le colmatage.....	22
I.8 Aspect énergétique.....	23

I.8.1 la consommation d'énergie d'une station de dessalement par procédé d'osmose inverse	23
I.8.1.1 Introduction.....	23
I.8.1.2 évaluation de la consommation d'énergie par le procédé osmose inverse.....	24
I.8.2 La nécessité de système de récupération.....	24
I.8.3. Historique et évolution de système de récupération	25
I.8.4 Les différents systèmes de récupération.....	26
I.8.4.1 Turbine.....	26
I.8.4.2 Echangeur de pression	27
I.8.4.3 quelque aspects de l'état de l'art.....	29
I.8.5 Modélisation la consommation d'énergie du procédé d'osmose Inverse.....	30
I.8.5.1 Technologies avancés	30
I.8.5.2 facteurs influençant la consommation d'énergie	31
I.8.5.2.1 L'influence de nombre d'étage.....	32
I.8.5.2.2 Influence de taux de conversion.....	32

CHAPITRE II

Optimisation : Etude des cas

II.1. Introduction.....	33
II.2. Aperçu sur les stations de dessalement en Algérie.....	33
II.2.1. Présentation de la station de dessalement de l'eau de mer de Fouka.....	34
II.2.1.1. Les caractéristiques des membranes utilisées dans la station	35
II.2.1.2. Les paramètres opérationnels du procédé.....	35
II.2.2. Présentation de la station de dessalement de l'eau de mer de Skikda.....	36

II.2.2.1. Les caractéristiques des membranes utilisées dans la station	37
II.2.2.2. Les paramètres opérationnels de la station.....	37
II.2.3. Présentation de la station de dessalement de l'eau de mer de Beni Saf.....	38
II.2.3.1. Les caractéristiques des membranes utilisées dans le procédé.....	39
II.2.3.2. Les paramètres opérationnels de la station.....	39
II.3. Modélisation du procédé d'osmose inverse.....	41
II.3.1 Procédé sans installation du système de récupération d'énergie	41
II.3.2 Procédé avec installation de système de récupération d'énergie.....	42
II.3.2.1. installation de l'échangeur de pression.....	43
II.3.2.2 installation de la turbine.....	44
II.4. Méthode de minimisation de la consommation d'énergie d'une station de dessalement	45
II.4.1 Méthode de résolution mathématique : méthode du gradient projeté.....	45
II.4.1.2. Principe de la méthode	46
II.4.1.2. Algorithme de la méthode.....	46
II.4.2. Logiciel utilisé.....	47
II.4.3. Présentations des contraintes	48
II.5. L'organigramme de la méthode du gradient projeté.....	49
II.6. Validation du programme.....	58
II.6.1. Introduction.....	52
II.6.2. Exécution et résultats du programme.....	52
II.6.2.1. Procédé sans installation de système de récupération d'énergie.....	52
II.6.2.2. Procédé avec installation du système de récupération d'énergie.....	52
II.6.2.2.1. Système de la récupération l'échangeur de pression.....	53
II.6.2.2.2. Système de la récupération d'énergie la turbine Pelton	55

II.6.3. Exécution du programme	60
II.7. L'influence des paramètres de fonctionnement	61
II.7.1. influence de pression d'alimentation.....	61
II.7.2. Influence de taux de conversion	63
II.7.3. Influence d'efficacité de la pompe à haute pression	65
II.7.4. Influence d'efficacité du système de recuperation	67
CONCLUSION GENERALE	70
Liste des symboles.....	71
Références Bibliographique.....	74
Annexe	

Liste des figures

Figure I.1 : Classification des procédés barométriques membranaires selon la taille de séparation.....	7
Figure I. 2 : principe d'osmose inverse.....	8
Figure I.3 :Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse.....	9
Figure I.4 : coupe d'un module à membrane spiralé.....	12
Figure I.5 : système d'une unité de dessalement par procédé d'osmose inverse mono étage.....	14
Figure I.6 : système d'unité de dessalement par procédé d'osmose inverse en série.....	15
Figure I.7 : phénomène de polarisation de concentration.....	16
Figure I.8 :illustre le mécanisme de colmatage.....	19
Figure I.13 :turbo-pompe de récupération de l'énergie du concentrat.....	27
Figure I.14 :Principe de l'échangeur de pression.....	28
Figure II.1 :station de dessalement de l'eau de mer de Fouka.....	35
FigureII.2 : la station de dessalement de Skikda.....	37
Figure II.3 :la station de dessalement de Chatt el Hillal (Beni Saf)	39
Figure II.4 : procédé d'osmose inverse sans récupération d'énergie.....	41
Figure II.5 : installation avec échangeur de pression.....	43
Figure II.6 : récupération d'énergie par une turbine Pelton.....	44
Figure II.7 : organigramme de calcul de <i>ces</i> du procédé sans système de récupération d'énergie.....	50

Figure II.8 : organigramme de calcul de sec du procédé avec système de récupération d'énergie	51
Figure II.9 : Le concept de la station de Fouka sans installation de système de récupération d'énergie après optimisation sur MATLAB.....	52
Figure II.10 : Le concept de la station de Skikda sans installation de système de récupération d'énergie après optimisation sur MATLAB.....	53
Figure II.11 : Le concept de la station de Beni Saf sans installation de système de récupération d'énergie après optimisation sur MATLAB.....	53
Figure II.12 : le concept de la station de Fouka avec installation d'un échangeur de pression après optimisation sur MATLAB.....	54
Figure II.13 : Le concept de la station de Skikda avec installation d'un échangeur de pression après optimisation sur MATLAB.....	54
Figure II.14 : le concept de la station de Beni Saf avec installation d'un échangeur de pression après optimisation sur MATLAB.....	55
Figure II.15 : le concept de la station de Fouka avec installation d'une turbine Pelton après optimisation sur MATLAB.....	55
Figure II.16 : Le concept de la station de Skikda avec installation d'une turbine Pelton après optimisation sur MATLAB.....	56
Figure II.17 : le concept de la station de Beni Saf avec installation d'une turbine Pelton après optimisation sur MATLAB.....	56
Figure II.18 : Évolution de l'énergie de consommation spécifique (cse kWh/m ³) pour les trois usines	61
Figure II.19 : La variation de cse en fonction de pression d'alimentation dans les trois stations respectivement : a/station Fouka, b/ station Skikda, c/station Beni Saf.....	63
Figure II.20 : La variation de cse en fonction de taux de conversion dans les trois stations respectivement : a/station Fouka, b/ station Skikda,	

c/station Beni Saf65

Figure II.21: La variation de cse en fonction d'efficacité de la pompe à haute pression η_p dans les trois stations respectivement : a/ station Fouka, b/station Skikda,c/station Beni Saf67

Figure II.22 : La variation de cse en fonction d'efficacité du système de récupération dans les trois stations respectivement :a/station Fouka, b/station Skikda, c/station Beni Saf69

Liste des tableaux

Tableau I.1.	Comparaison entre différents modules	13
Tableau I.2.	Comparaison des énergies consommées par les différents procédés de dessalement.....	24
Tableau II.1.	Les paramètres opérationnels d'usine de Fouka	36
Tableau II.2.	Les paramètres opérationnels d'usine de Skikda	38
Tableau II.3.	Les paramètres opérationnels d'usine de Beni Saf	40
Tableau II.4.	Les paramètres obtenus par le programme de système sans récupération d'énergie dans la station de Fouka	57
Tableau II.5	Les paramètres obtenus par le programme de système avec un échangeur de pression dans la station de Fouka.....	57
Tableau II.6.	Les paramètres obtenus par le programme de système avec une Turbine Pelton dans la station de Fouka	57
Tableau II.7	Les paramètres obtenus par le programme de système sans récupération d'énergie à la station de Skikda	58
Tableau II.8.	Les paramètres obtenus par le programme de système avec un échangeur de pression dans la station de Skikda.....	58
Tableau II.9.	Les paramètres obtenus par le programme d'un système avec Turbine Pelton dans la station de Skikda.....	58
Tableau II.10.	Les paramètres obtenus par le programme de système sans récupération d'énergie à la station de Beni Saf.....	59
Tableau II.11.	Les paramètres obtenus par le programme de système avec un échangeur de pression dans la station de Beni Saf	59
Tableau II.12.	Les paramètres obtenus par le programme d'un système avec	

Turbine Pelton dans la station de Beni Saf.....59

Tableau II.13. Résultats d'exécution du programme pour les trois stations.....60

Introduction générale

Face aux demandes croissantes de l'eau dans le monde et plus particulièrement en Algérie, Produire une eau potable de qualité acceptable avec un coût minimal est le principal objectif de tous les exploitants [1]. Le recours aux techniques membranaires est plus en plus important pour résoudre le problème d'approvisionnement en eau destinée à la consommation humaine.

Les procédés de dessalement de l'eau peuvent être classés en deux grandes familles : les procédés thermiques, par évaporation ou par distillation et les procédés membranaires par l'osmose inverse. [2]

L'osmose inverse devient le procédé le plus courant le plus rentable et le moins énergivore par rapport au procédé de distillation néanmoins le coût énergétique est environ 50% du coût global d'exploitation [1].

La rentabilité, la fiabilité et la durabilité du procédé de dessalement et l'utilisation de la nouvelle technologie des membranes, sont les enjeux des recherches et les développements ont toujours été orientés, et continuent à l'être, pour obtenir les gains ayant les répercussions les plus importantes sur le coût de la production d'eau douce à partir de l'eau de mer.

A cet effet, l'installation de systèmes de récupération ou utiliser des pompe de faible consommation d'énergie est devenu une solution optimal pour la réduction de la consommation d'énergie. Il existe différents types de systèmes, turbine les plus anciens systèmes, actuellement les échangeurs de pressions sont les plus utilisés grâce à leur efficacité qui peut atteindre 96% [3].

L'objectif de ce travail est d'introduire l'outil informatique, pour assurer une minimisation des consommations énergétiques spécifiques du procédé d'osmose inverse et ainsi optimiser le taux de conversion des stations de dessalement. Pour réaliser cela, on a développé un programme informatique sur l'environnement MATLAB, pour effectuer des simulations d'énergie de consommation spécifiques

aux systèmes d'échangeur de pression et de turbine, ce qui permettra de comparer les deux concepts.

Ce mémoire est divisé en deux chapitres distincts :

- ✓ le premier chapitre est consacré à l'étude théorique qui débute par une introduction générale de ce modeste travail et tente de donner une approche explicative :
- ❖ la première partie concerne le dessalement et les différents procédés de dessalement thermiques et membranaires d'une manière générale. Aussi, on a détaillé le procédé d'osmose inverse et les facteurs limitant du procédé (polarisation de concentration, colmatage).
- ❖ La deuxième partie, concerne l'aspect énergétique du procédé d'osmose inverse et les différents systèmes de récupération d'énergie installés et leur influence sur la performance de celui-ci et sa modélisation, enfin, une présentation des différents travaux est passée en revue
- ✓ Le deuxième chapitre est scindé en deux parties :
- ❖ Les différentes méthodes expérimentales et numériques, concernant l'optimisation d'énergie de consommation du procédé d'osmose inverse, et la mise en situation de notre approche afin d'établir la fonction objective d'énergie de consommation spécifique, par rapport aux différents paramètres opérationnels du procédé. Ce qui permettra de choisir la méthode mathématique de gradient projeté, pour la minimisation des équations non linéaire en fonction de plusieurs variables.
- ❖ L'élaboration du programme de l'algorithme de cette méthode sur l'environnement du logiciel MATLAB. Ce logiciel est simple à maîtriser et permette de simplifier les problèmes mathématiques complexes [4].
- ✓ l'exécution du programme, en collaboration avec l'Algerian Energy Company (AEC) et la Direction Générale d'Algérienne des Eaux qui nous ont permis de

collecter les informations de trois stations de dessalement par le procédé d'osmose inverse sur le territoire algérien et qui sont : la station de Skikda , Fouka et Beni Saf (Ain Temouchent).

- ✓ La conclusion générale.

Chapitre I : Partie Théorique

I.1 Introduction

Les ressources en eau douce, très inégalement réparties, ne représentent que 2,5% du volume d'eau total sur la planète par contre plus de 97 % de l'eau à la surface de la terre est de l'eau salée. [1]

Devant l'impotence des solutions classique de repende aux besoins, le dessalement de l'eau de mer devient la solution alternative pour approvisionner les zones arides ou en situation en stress hydrique

Ce procédé consiste a passé l'eau de mer a traversé une membrane semi perméable pour éliminer les sels dissous pour avoir une eau adéquate pour la consommation humaine, utilisation industrielle ou l'irrigation

I.2 Historique

Depuis des temps anciens on avait constaté qu'en portant à ébullition de l'eau saline on obtenait, par condensation de la vapeur de l'eau douce.

Les marins grecs de l'antiquité distillaient déjà de l'eau de mer en utilisant l'énergie solaire.

La première application industrielle de l'évaporation-condensation a été faite à bord des navires à vapeur vers 1880. Bien que ce soit en 1920 que la première usine de dessalement par voie thermique fut installée à terre (Jeddah – Arabie Saoudite), ce n'est qu'à partir de 1960 que des usines de grande capacité voient le jour, principalement au Moyen-Orient [2].

Les usines de dessalement d'eau de mer utilisant le principe de l'osmose inverse apparaissent à la fin des années 1970. Elles sont tout d'abord adaptées aux faibles capacité de production, pour devenir petit à petit compétitives par rapport à la distillation, et ceci même pour les grandes capacités, du fait principalement de la diminution du prix des membranes et de leurs besoins en énergie électrique. Ainsi, début 2006, il a été mis en service la plus grande usine de dessalement par OI à Ashkelon, avec une capacité de production moyenne de 280 000 m³/j [3].

I.3 Les technologies de dessalement

La totalité des installations actuellement en service font appel à deux technologies :

- les procédés thermiques (par vaporisations) basés sur des changements de phase.
- les procédés membranaires basés sur le transport de l'eau à travers des membranes semi-perméables.

Le procédé d'osmose inverse nécessite de l'énergie électrique pour alimenter les pompes à hautes pression, par contre les procédés thermiques nécessitent l'énergie sous forme chaleur [2]

I.3.1 Les procédés thermiques

Le procédé de distillation consiste à chauffer de l'eau de mer pour vaporiser une partie. La vapeur d'eau produite ne contient pas de sels ; il suffit alors de la condenser pour obtenir de l'eau douce [5].

Il existe deux grands types de procédés de distillation :

- la distillation à effet multiple (MED)
- la distillation multi flash (MSF)

I.3.2 Les procédés membranaires

La filtration membranaire est un procédé de séparation des composants d'un fluide. Le rôle de la membrane est d'agir comme une barrière sélective, elle permet de laisser passer certains éléments et d'en retenir d'autres en fonction des propriétés respectives de ces éléments sous l'effet d'une force motrice [6]. Qui peut être un gradient potentiel, concentration ou pression qu'il repose sur une différence de pression entre le milieu et la membrane, appelée pression transmembranaire (PTM) [7].

D'après cette pression on distingue les procédés suivants :

- la microfiltration (MF)
- l'ultrafiltration (UF)
- la nanofiltration (NF)
- l'osmose inverse (OI)

Les constituants qui sont plus petits que les pores de la membrane sont capables de passer à travers la membrane sous l'effet d'une pression appliquée tandis que les substances et les molécules de taille plus importante sont retenues par la membrane

I.3.2.1 La microfiltration (MF) : la séparation par microfiltration concerne en générale les particules en suspension, les micro-organismes, macromolécules (polymères) pour laquelle la taille des pores de membranes se situant entre 0.1 et 10 μm , les pressions appliquées sont très faible inférieur de 2 bars pour éviter le colmatage [8].

I.3.2.2 L'ultrafiltration (UF) : cette technique utilise des membranes macroporeuses, dont les diamètres des pores sont entre 1 et 100 nm, et les pressions sont supérieures à celle rencontrées en microfiltration entre 1-10 bars.

Cette technique permettre la séparation des macromolécules et d'espèces colloïdales (polymères, protéines) [8].

I.3.2.3 La nanofiltration (NF) : est une technique de séparation par membranes dont le champ d'application se situe entre ceux de l'osmose inverse et de l'ultrafiltration. De plus, cette technique retient les sels bivalents et les molécules de l'ordre de 0.001 μm et nécessite une pression de travail de 10 à 25 bars .comparée à l'osmose inverse les membranes de nanofiltration sont moins dense se qui permet d'obtenir des flux de perméat supérieurs pour des pressions inférieures, cela implique que ce procédé est moins couteux alors moins consommation d'énergie.

La nanofiltration est une technique qui a prospéré au cours des dernières années pour le dessalement de l'eau saumâtre, en raison de sa faible consommation d'énergie. Le rendant moins coûteux que l'osmose inverse. Ayant des pores plus ouverts et fonctionnant avec des pressions plus basses [9].

La figure I.1 illustre les différents domaines d'application membranaires à gradient de pression

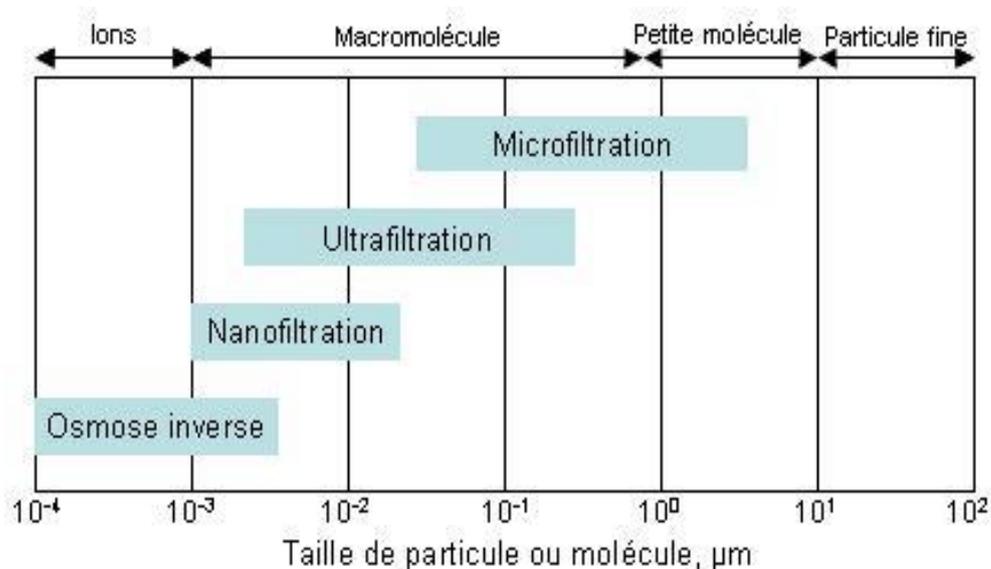


Figure I.1 : Classification des procédés barométriques membranaires selon la taille de séparation [6]

I.3.2.4 L'osmose inverse (OI) :

Parmi les procédés membranaires, seule l'osmose inverse est adaptée au dessalement de l'eau de mer.

Lorsque l'on place une membrane semi-perméable entre deux compartiments remplis d'eau de concentration en sels dissous différents, les molécules d'eau ont tendance à migrer de l'eau la moins concentrée vers la plus concentrée de façon à diminuer sa salinité.

Le phénomène est appelé « osmose directe ». Cette migration s'arrête lorsque la différence des niveaux des deux compartiments a atteint une valeur correspondant à la pression osmotique π (figure a- I.2) [10].

Pour réduire la concentration en sels dissous d'une eau il suffit d'appliquer une pression supérieure à la pression osmotique afin de forcer les molécules d'eau à travers la membrane semi-perméable. Il s'agit alors d'osmose inverse (figure b-I.2) [6].

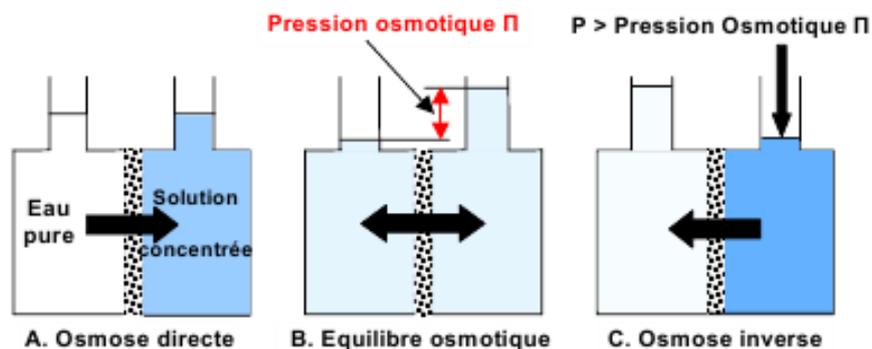


Figure I. 2 : principe d'osmose inverse [6]

La pression osmotique π est exprimée à partir de la relation de Van't Hoff [8] :

$$\pi = C \times R \times T \quad (I-1)$$

Avec :

C : Correspond à la concentration molaire du soluté (mol.m^3)

R : est la constante des gaz parfaits $R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$

T : est la température absolue de la solution en Kelvin

I.4 Mise en œuvre du procédé d'osmose inverse

Un procédé d'osmose inverse est le cœur du procédé de dessalement, avant de permettre à l'eau d'entrer la membrane elle passe par un poste de traitement appelé le **poste prétraitement**, l'eau refoulée vers les **membranes d'osmose inverse** à travers des **pompes à haute pression** sous pression ce qui nécessite une importante consommation d'énergie de tout les équipements de station [11].

La solution à traiter (débit Q_A) se divise au niveau de la membrane en deux parties de concentrations différentes :

- une partie qui passe à travers la membrane c'est le **permeat** ou le filtrat (Q_P).
- une partie qui ne passe pas à travers la membrane appelée **retentat** ou **concentrat** (Q_R) qui est chargée des ions et particules retenues par la membrane [10].

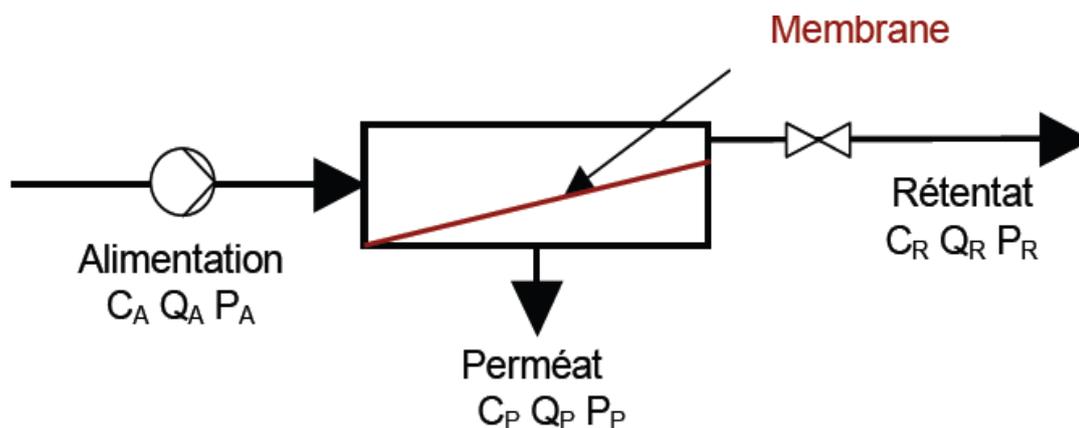


Figure I.3: Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse [12]

I.4.1 Les caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse

I.4.1.1. Mécanisme de transfert

Les transferts de solvant et de soluté au travers d'une membrane semi-perméable se font par le phénomène de solubilisation-diffusion ; toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci sous l'action d'un gradient de concentration et de pression [12].

I.4.1.2 Le taux de conversion

Le taux de conversion par définition (Y) c'est la fraction de débit de solution qui traverse la membrane, permet d'évaluer le rendement de perméat produit par rapport à la solution d'alimentation traitée [10]

$$Y = \frac{Q_p}{Q_A} \quad (I-2)$$

I.4.1.3 Le taux de rétention (sélectivité)

Le taux de rétention $R(\%)$ reflète la capacité de rétention des solutés et la sélectivité de la membrane. la rétention tout le long du module membranaire est la moyenne des concentrations d'alimentation du module C_A et en sortie de module C_p [10,13] :

$$R = \frac{C_A - C_P}{C_A} = 1 - \frac{C_P}{C_A} \quad (I-3)$$

I.4.1.4 Densité de flux de perméat

La vitesse de perméation ou la densité de flux de perméat représente la productivité de perméat par rapport à la surface de membrane mise en œuvre. La densité de flux de perméat J_p est le rapport du débit de perméat Q_p par unité de surface membranaire S_m [10] :

$$J_p = Q_p / S_m \quad (I-4)$$

I.4.1.5 La pression transmembranaire

Le calcul de la pression transmembranaire s'effectue en tenant compte de la moyenne des pressions d'alimentation P_A (pression en entrée) et de rétentat P_R (Pression en sortie), de laquelle on soustrait la pression du perméat P_p [12].

$$P_{TRM} = \frac{P_A + P_R}{2} - P_p \quad (I-5)$$

I.4.1.6 Le flux d'eau à travers la membrane

Une description mathématique appropriée du transport à travers les membranes d'osmose inverse est donnée par le modèle Kimura-Sourirajan [13]. Ce modèle est le plus utilisé dans la conception du système d'osmose inverse, car il est capable de fournir une prédiction adéquate du transport de soluté et de solvant à travers la membrane [14].

Un modèle mathématique de membrane d'osmose inverse basé sur le modèle Kimura-Sourirajan et théorie du film a été développé pour décrire le transport à travers la membrane [15].

L'écoulement du solvant à travers la membrane est défini en termes de flux d'eau pure J_w ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$) :

$$J_w = A_m (\Delta P - \Delta \Pi) \dots \dots \dots (I-6)$$

où A est la perméabilité de la membrane au solvant ($m \cdot s^{-1} \cdot Pa^{-1}$), ΔP la différence de pression de part et d'autre de la membrane. $\Delta \Pi$ est la pression osmotique du flux d'alimentation si le perméat est une solution très diluée. Les pressions sont exprimées en pascals. [5]

I.4.1.7 Le flux de sel à travers la membrane

Le flux de soluté dépend de différence de concentration a travers la membrane est estimée par le model de Kimura–Sourirajan J_s ($kg \cdot m^{-2} s^{-1}$) [16]:

$$J_s = A_s(C_m - C_p) \dots \dots \dots (I-7)$$

où A_s est la perméabilité moyenne de la membrane

C_m Concentration de sel au

C_p Concentration de sel au permeat

I.5 configuration des modules d'osmose inverse

Pour être mises en œuvre, les membranes sont assemblées sous forme de modules regroupant généralement plusieurs membranes, Cependant en OI, les modules spiralés sont majoritairement employés, ainsi que les fibres creuses. Ces deux types de modules ont l'avantage d'être compacts et peu chers, nécessitent une faible consommation énergétique [17].

Actuellement il existe trois types de modules commercialisés :

- module à membrane plane
- Module à membrane fibre creuse
- module à membrane spiralé

I.5.1 Le module à membrane plane

Cet arrangement est le plus ancien et le plus simple, les membranes sont rigides et ne peuvent être enroulées, elles ne sont donc utilisables que dans des dispositifs de type filtre presse (membranes en feuille montées de part et d'autre

de cadres rigides, empilés). En raison de leur coût relativement élevé ils ont remplacés dans les procédés d'osmose inverse par les modules spiralés et les modules fibres creuses [8].

I.5.2 Le module à membrane fibre creuse

Se sont des membranes sous forme des fibres en U dont le diamètre est de l'ordre du mm sont mises en faisceau. Les faisceaux ainsi obtenus sont encollés aux extrémités de façon à assurer l'étanchéité entre le compartiment (perméat) et l'alimentation. L'alimentation peut se faire à l'intérieur (interne externe) ou à l'extérieur (externe-interne) des fibres creuses, sont peu coûteux, sensibilités au colmatage et ils sont Inapplicables hors traitement de l'eau [7,12].

I.5.3 Le module à membrane spirale

Pour diminuer les surfaces nécessaires à l'implantation des membranes, celles-ci sont configurées en spirale, comme l'indique la figure I-5. Les zones de circulation de l'eau d'alimentation et de reprise du perméat sont aménagées à l'aide de grilles placées entre les membranes et enroulées avec elle pour former des éléments aux dimensions standardisées [12].

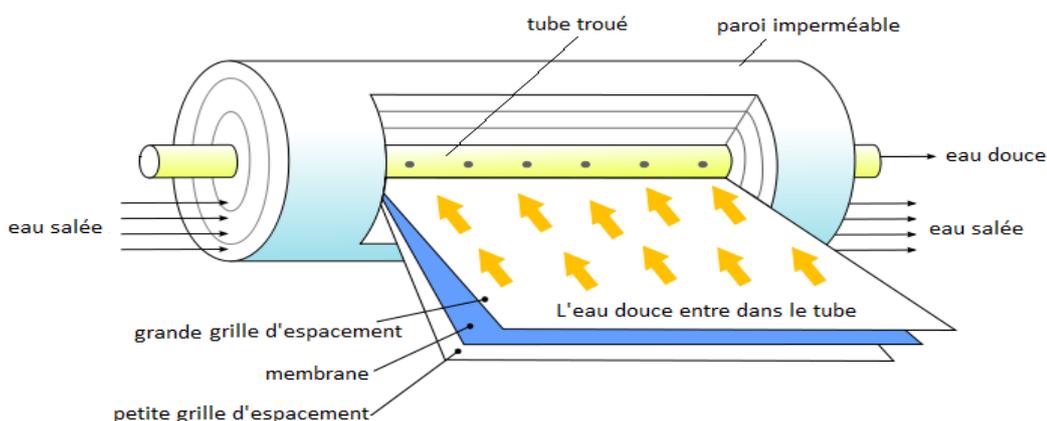


Figure I.4 : coupe d'un module à membrane spirale [19]

Le tableau I.1 ci-dessous représente quelque caractéristique concernant les modules membranaires [7]

Tableau I.1: comparaison entre différents modules [9]

La forme de module	Fibre creuse	plane	spiral
Diamètre hydraulique (mm)	0.1-1	1-5	0.8-1.2
Matériel de membrane	Organique	Organique inorganique	Organique
Membrane de remplacement	Module	feuille	Cartouche
Coût	Elevé	élevé	Faible
maintenance	Difficile	facile	Difficile
Densité de compactage (m^2/m^3)	Supérieur 900-3000	Inferieur 100-400	Supérieur 300-1000

Hydranautics, Filmtec, Toray, Koch et dow sont largement reconnus en demain de la technologie membranaire en concurrence pour améliorer l'efficacité économique qualitatif des membranes, la fiabilité et augmenter leur performance [20,21].

I.6 Conception du procédé d'osmose inverse

I.6.1 Différents types de systèmes d'osmose inverse

I.6.1.1 Système mono-étage

Un système de dessalement par osmose inverse est un système composé d'une amenée d'eau salée en passant par un système de pompage pour la mise en pression, qui refoule l'eau sous une pression élevée vers les modules d'osmose inverse. Les modules sont montés tous en parallèle [12,13]

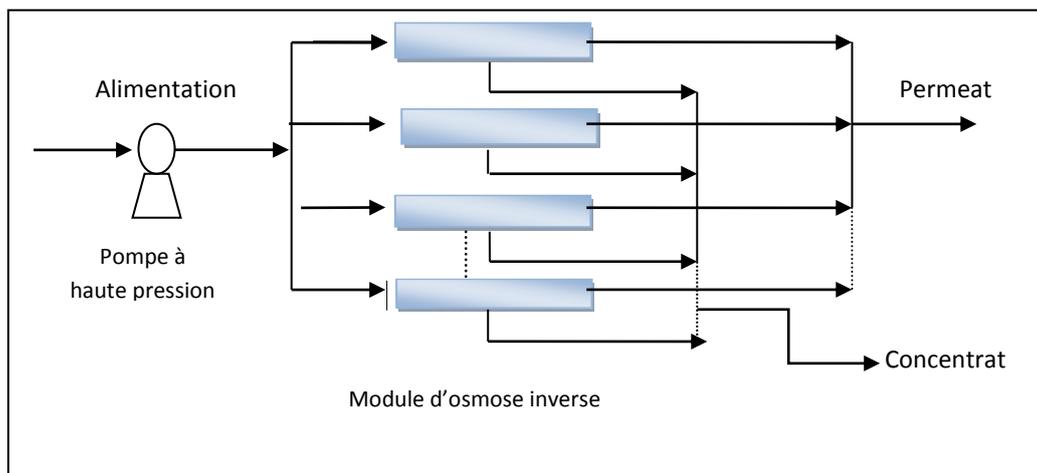


Figure I.5: système d'une unité de dessalement par procédé d'osmose inverse mono étage [12]

I.6.1.2 Système multi-étages en série

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

I.6.1.2.1 Le montage multi-étage en série rejet

Il est composé principalement par un ensemble d'étage dont le rejet de chaque étage alimente l'étage suivant et ainsi de suite .les productions de l'ensemble des étages sont collectées pour donner à la fin, la production totale du système [22].

I.6.1.2.2 Le montage multi-étage en série production

Il est formé par un ensemble d'étage dont la production de chaque étage alimente l'étage suivant et ainsi de suite, de sorte que l'alimentation de chaque étage a des caractéristiques identiques aux celle de la production de l'étage précédent [22].

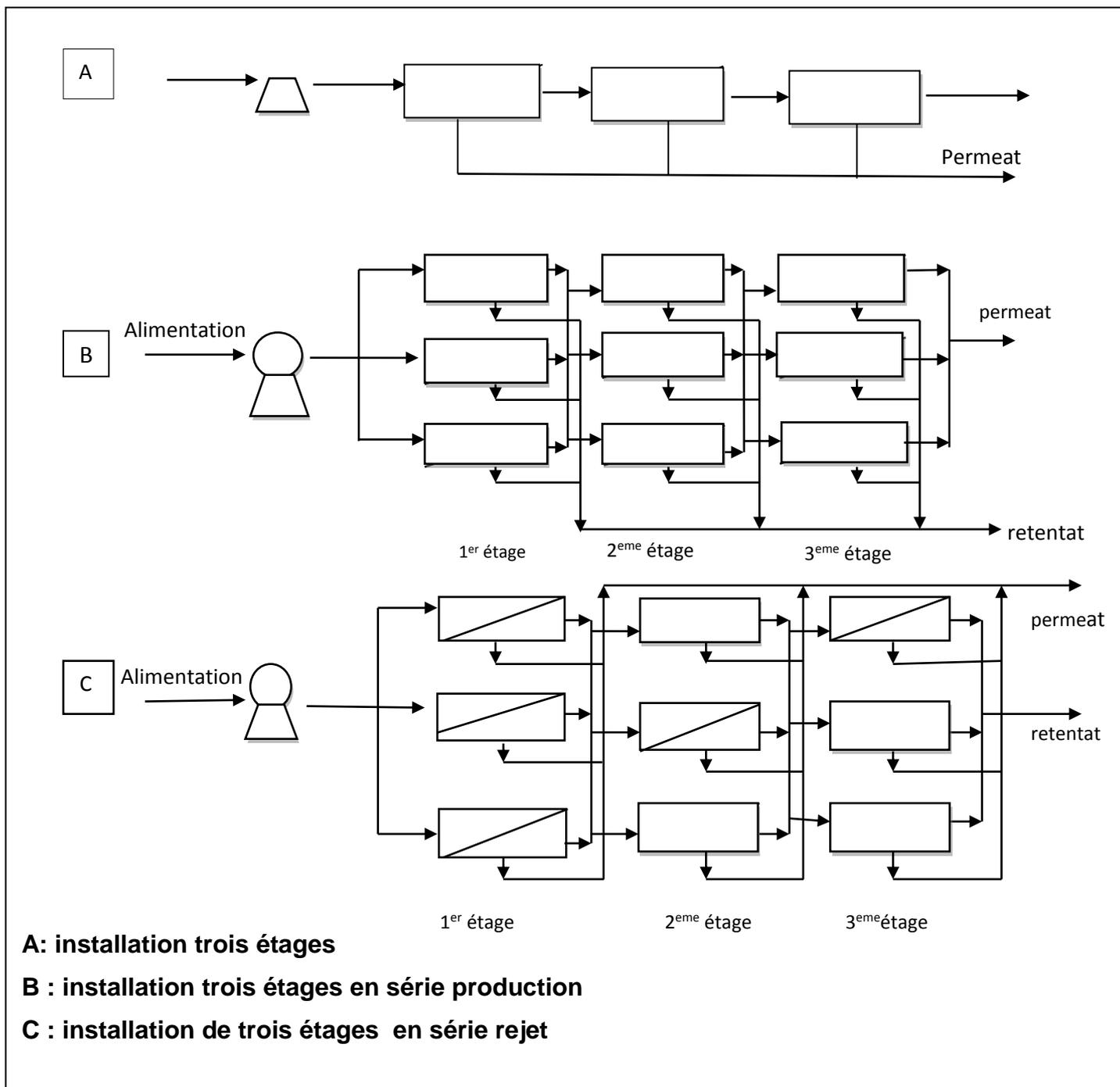


Figure I.6 : système d'unité de dessalement par procédé d'osmose inverse en série [13]

I.7 Les facteurs influençant l'efficacité de l'osmose inverse

Nous définissons sous le terme des facteurs limitant, l'ensemble des phénomènes qui limitent le flux à travers la membrane, citons en premier lieu le phénomène de polarisation de concentration, le colmatage (fouling), notamment l'entartrage et biofouling (colmatage organique).

I.7.1 Phénomène de polarisation de concentration

La polarisation de concentration est un facteur important influe directement sur la performance de procédé d'osmose inverse.

Elle est la conséquence de l'accumulation de solutés à la surface de la membrane qui engendre un gradient de concentration .celui-ci entraine un flux rétrodiffusion de soluté qui tend à équilibrer les concentrations. L'équilibre entre le flux convectif et le flux diffusif conduit à un profil de concentration sur distance à la paroi correspondant à l'épaisseur de la couche polarisée [13,23].

La figure I.8 ci-dessous correspond au profil de la polarisation de concentration

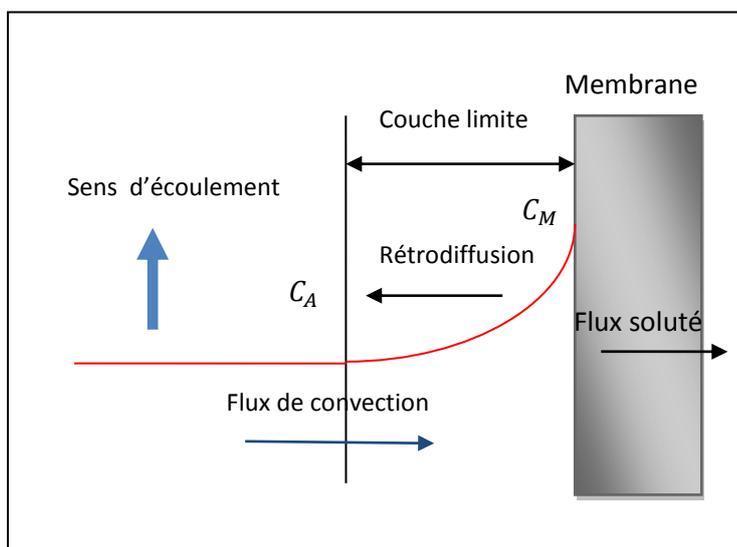


Figure I.7 : phénomène de polarisation de concentration [12]

Si on appelle C_m la concentration du soluté arrêté de la membrane et C_A la concentration moyenne du soluté dans la solution, le facteur de polarisation est défini par la relation [24] :

$$\sigma = \frac{C_m}{C_A}$$

I.7.1.1 Modélisation de la polarisation : le flux massique de perméat est donné d'après la théorie de film [25] :

$$J_w = k \cdot \ln \left[\frac{C_m - C_p}{C_A - C_p} \right]$$

Avec

k : le coefficient de transfert de masse

C_A : Concentration de soluté dans le flux d'alimentation

C_m : Concentration de soluté à l'interface

C_p : Concentration de soluté dans le perméat

I.7.1.2 Les coefficient de transfert de masse

Le coefficient de transfert de matière K a été relié empiriquement aux différents paramètres hydrodynamiques du système [24] :

$$\frac{k \cdot d_h}{D} = sh = \alpha_1 \cdot Re^{\alpha_2} \cdot Sc^{\alpha_3}$$

Tel que

- Le nombre de Sherwood $sh = \frac{k \cdot d_h}{D}$
- Le nombre de Reynolds $Re = \frac{2 \cdot r_0 \cdot U \cdot \rho_h}{\mu_b}$
- Le nombre de Schmidt $Sc = \frac{\mu}{\rho D}$

α_1, α_2 et α_3 Sont des coefficients déterminés expérimentalement.

Avec :

d_h (m): Diamètre hydraulique

U (m/s): vitesse du fluide

ρ (kg / m^3): masse volumique

μ ($Pa . s$): viscosité dynamique.

D ($m^2 . s^{-1}$): Coefficient de diffusion

I.7.2 Le colmatage ou fouling:

L'eau de mer contient des matières organiques en suspensions et colloïdales qui vont avoir tendance de se déposer sur les surfaces des membranes et à les colmater. Les quelles créent du substrat. par conséquent le développement d'un biofilm sur la surface des membranaires [10,19].

Par conséquent une augmentation de la résistance de transfert et une diminution de la capacité de production du procédé [10].

L'optimisation du procédé membranaire repose principalement sur la maîtrise du colmatage des membranes d'osmose inverse qui ont tendance à se colmater rapidement.

Le colmatage est l'un des facteurs limitant majeur qui limite la performance des procédés d'osmose inverse. On définit le colmatage comme étant l'ensemble des phénomènes qui interviennent dans la modification des propriétés filtrantes d'une membrane. Ces phénomènes qui sont essentiellement de nature physique, chimique, biologique, entraînant à la fois une baisse de la perméabilité et une variation de la sélectivité. [12]

I.7.2.1 Les mécanismes de colmatage

Des nombreux mécanismes de colmatage peuvent expliquer cette baisse de perméabilité, sont généralement présents simultanément.

a. Adsorption sur le matériau membranaire

Le phénomène d'adsorption sur la surface de la membrane peut se produire lors des propriétés physicochimiques des macromolécules qui s'absorbent à la surface de la membrane ou des pores [12]

b. la polarisation de concentration

Accumulation de matière réversible à la surface entraînant une contre pression osmotique $\Delta\pi$. [26]

c. Couche de gel et colmatage

c'est la formation d'un dépôt irréversible de particules à la surface de la membrane, qui aboutit à une diminution de la perméabilité de la membrane. Ce dépôt est communément appelé « gâteau », qui se traduit par une résistance hydraulique supplémentaire [18].

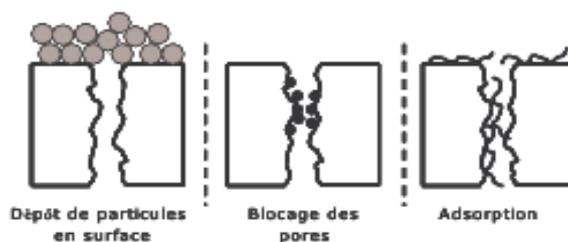


Figure I.8 : illustre le mécanisme de colmatage [6]

I.7.2.2 La résistance de colmatage

Le colmatage dans ses différentes formes ajoute une résistance au transfert de matière à celle de la membrane. De façon générale, la loi de filtration suivante permet de tenir compte de ces deux derniers mécanismes [6].

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

Avec :

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

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

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

μ Viscosité dynamique de l'eau (Pa.s)

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

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

I.7.2.3. Pouvoir de colmatage

L'expérience a montré que la rapidité de colmatage d'un module membranaire, dépend non seulement de la quantité de matières en suspension contenue dans l'eau brute, mais surtout de la nature de ces matières en suspension. Pour cela, il est nécessaire de déterminer le pouvoir colmatant de l'eau avant osmose inverse. Ce pouvoir colmatant est couramment appelé Fouling Index 'FI', ou Silt Density Index 'SDI', ou Silting Index 'SI'. [10]

Le Fouling Index FI s'obtient en mesurant la vitesse de colmatage d'une membrane de type millipore, d'une porosité calibrée de 0,45 µm, et de diamètre 47 mm de diamètre sous une pression de 2,1 bar. FI est déterminé selon la relation suivante[10] :

$$F.I_t = [(t_f - t_i/t_f). 100]/t$$

Avec :

t_i : Temps nécessaire pour filtrer 500 ml au démarrage de la mesure.

t_f : Temps nécessaire pour filtrer 500 ml après un temps t.

En général le temps t entre deux mesures de volumes est égal à 15 min, dans le cas particulier d'eaux à pouvoir colmatant élevé, le temps t entre deux mesures de volumes est égal à 10 ou 5 min.

Les valeurs maximales de FI sont par définition [27]:

$$F.I_{15} \leq 6,67$$

$$F.I_{10} \leq 10$$

$$F.I_5 \leq 20$$

I.7.3 Entartrage (scaling)

L'entartrage des membranes est dû à la précipitation de certains sels dissous si leur produit de solubilité a été dépassé. Ce phénomène peut avoir lieu dans la zone alimentation/concentration où la teneur en sels dissous va augmenter au fur et à mesure de la traversée des éléments successifs logés dans le corps de pression, augmentation due à la perméation d'une partie de l'eau. Compte tenu des ions

présents dans les eaux salines (calcium, magnésium, bicarbonate, sulfate) ces dépôts sont constitués principalement par du carbonate de calcium ($CaCO_3$), de l'hydroxyde de magnésium ($Mg(OH_2)$) et du sulfate de calcium ($CaSO_4$). [9,28]

I.7.4 bio-fouling (colmatage par matière organique)

La nature des dépôts dans le cas de colmatage par matière organique soit différente de celle rencontrée dans le cas de l'entartrage (scaling). Tandis que les microorganismes tels que des bactéries, des algues et des virus existent dans la mer, sont développés dans les parties des installations où les conditions physicochimiques le permettent, la formation de films biologiques sur les surfaces de transfert (biofouling). [6,10]

La matière organique ou les restes d'algues mortes. Après que les bactéries se soient absorbées sur les parois, les premiers éléments d'un bio-film sont formés. Le bio-film augmente en taille tandis que, les bactéries continuent à se multiplier et que la matière organique morte s'adsorbe sur le bio-film. Le bio-film devient un ensemble fort et cohérent qui est très difficile à éliminer. Finalement des morceaux de bio-film sont libérés, et se diffusent dans les composants du système y compris les membranes. Lorsqu'ils sont attachés aux membranes, les micro-organismes commence à se multiplier, en utilisant les nutriments qui sont présent dans l'eau alimentant le système. Par conséquent un bio-film se développe sur la membrane, ce qui gêne l'écoulement de l'eau à travers la membrane. On doit donc utiliser une pression plus importante, les coûts sont donc plus élevés et les membranes sont endommagées de façon irréversible. [29]

Les conséquences de biofouling sont [30] :

- Une augmentation de la perte de charge car les sections de passage de l'eau à traiter sont diminuées
- La croissance bactérienne est un phénomène exponentiel qui dépend des paramètres tels que la température, les nutriments, le pH, la vitesse du fluide, la pression osmotique, la teneur en oxygène et la présence ou non de biocides.

- une attaque chimique éventuelle des métaux (corrosion) ou des membranes par des composés acides produits par des bactéries (acides organiques en général).

I.7.5. Prévention et lutte contre le colmatage

Le colmatage biologique et organique ne peut pas être facilement éliminé car les microorganismes sont protégés des désinfectants par une couche de gel. Il est donc nécessaire pour une bonne performance de l'OI d'éviter l'apparition du colmatage par un prétraitement efficace [30].

Le colmatage biologique peut être limité en faisant des désinfections régulières du système [17].

I.8 Aspect énergétique

I.8.1 l'énergie de consommation d'une station de dessalement par procédé d'osmose inverse

I.8.1.1 Introduction

Les ressources en eau non conventionnelles, et tout particulièrement le dessalement d'eau de mer sont l'objet d'un fort développement depuis deux décennies.

Elles offrent des solutions pour sécuriser les ressources en eau pour les villes et l'industrie, leur potentiel de développement est considérable si on considère les demandes qu'elles pourraient satisfaire .mais par ailleurs elles sont plus consommatrices d'énergie que les solutions classiques [31].

En regardant toutes les usines de dessalement installées dans le monde nous nous rendons compte simplement que deux technologies importantes de dessalement sont employées l'osmose inverse (RO) avec 51% et MSF avec 33%. La figure ci-dessous illustre l'application industrielle des différents procédés de dessalement à travers le monde [31].

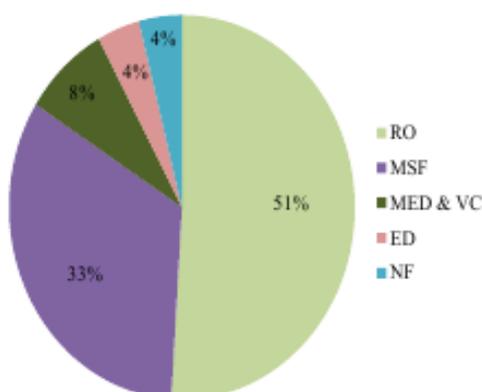


Figure I.9 : application industrielle des procédés de dessalement à travers le monde (IDA Desalination Yearbook, 2007) [31]

L'osmose inverse présente une faible consommation d'énergie et faible coût d'investissement par rapport à la distillation [8].

Le tableau I.2 montre l'ordre de grandeur de la consommation énergétique des différents procédés de dessalement de l'eau de mer [2].

Tableau I.2: Comparaison des énergies consommées par les différents procédés de dessalement [32]

Procédé	Consommation d'énergie (kWh/m ³)
Distillation à détente étagées (multi stage flash)	18
Distillation à multiple effet	15
Osmose inverse	5

I.8.1.2 évaluation d'énergie de consommation par le procédé osmose inverse

Le procédé d'osmose inverse nécessite de l'énergie sous forme électrique pour alimenter les pompes haute pressions qui refoulent l'eau de mer et la faire passer à travers la membrane filtrante [2], qui représente plus que la moitié du coût d'exploitation global [31]. La figure ci-dessous représente la répartition des coûts d'exploitation moyens d'une usine de dessalement par la société Veolia

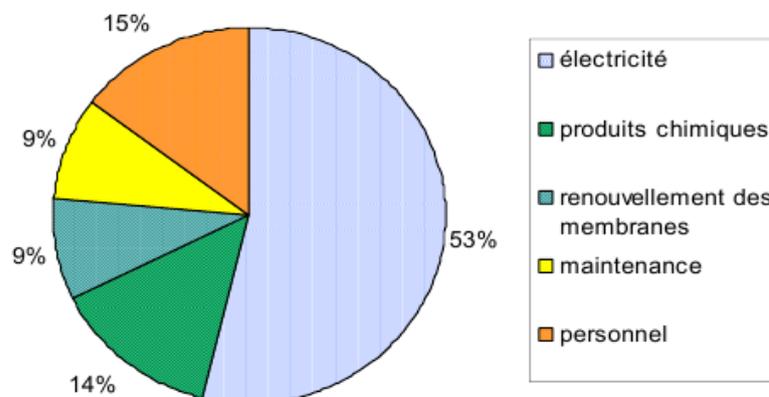


Figure I.10 : Répartition des coûts d'exploitation moyens sur une usine de dessalement O.I. opérée par Veolia Eau [33]

I.8.2.3 La nécessité de système de récupération

Les efforts des chercheurs concentrent sur la réduction de coût de l'eau produite qu'il situant entre 2 à 3 €/m³ pour les grandes installations, développer et améliorer des membranes permettre de produire une meilleure qualité de l'eau avec des

pressions de fonctionnement plus faible, mais le plus important souci est de récupérer l'énergie perdue par le rejet de saumure [2].

L'implantation de système de récupération dans les stations de dessalement par procédé d'osmose inverse, a stimulé la croissance de l'utilisation de la technologie d'osmose inverse à travers le monde entier [1].

Par conséquent, l'énergie de consommation dans les stations de dessalement par osmose inverse sans système de récupération varie de 5.5 à 8 kWh/m³, par contre les procédés avec installation de système de récupération l'énergie est variée entre 5-3 kWh/m³. [34].

I.8.3. Historique et évolution de système de récupération

L'efficacité, la disponibilité et la durabilité sont les caractéristiques les plus importantes lorsqu'on compare les systèmes de récupération d'énergie.

Plusieurs systèmes sont conçus et testés pour récupérer l'énergie à la sortie de rejet du saumure de procédé d'osmose inverse, en 1980 le premier concept installé au sein des stations de dessalement était la pompe centrifuge, Francis ou Pelton turbine, ces systèmes ont permis de réduire l'énergie à 5kwh/m³ [35,36].

Actuellement le système de récupération installé au sein des grandes stations de dessalement l'échangeur de pression d'une efficacité plus de 95% et offre une consommation d'énergie spécifique (CSE) moins de 2.5 kWh/m³ [36,37].

En raison de leur fiabilité et efficacité prouvée jusqu'à 88% les turbines sont les systèmes dominants installés dans les procédés d'osmose inverse pour récupérer l'énergie de concentrat couplé avec une pompe centrifuge [38].

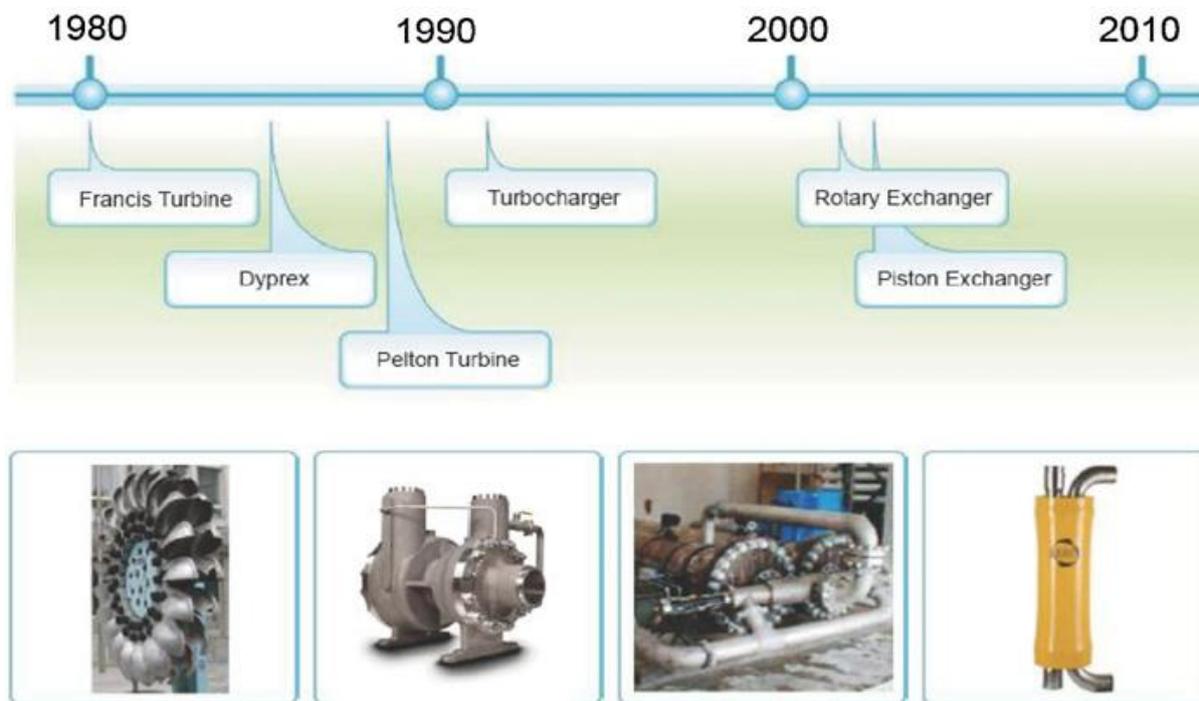


Figure I.11 : l'évolution de système de récupération [38]

I.8.4- Les différents systèmes de récupération

L'intérêt de cette partie est la description des différents systèmes de récupération d'énergie utilisés dans les stations de dessalement de l'eau de mer par procédé d'osmose inverse et montrer leur avantage

On distingue les systèmes centrifuges (Pelton et turbo pompe) et les systèmes isobariques (échangeur de pression) [39,40].

Grâce au système de récupération d'énergie, il est possible de réutiliser l'énergie du rejet de la saumure. Le concentrat est dirigé vers le système de récupération d'énergie, où il transmet directement son énergie à une partie de l'eau d'alimentation [41].

I.8.4.1 La turbine

En 1980 les premiers systèmes de récupération de l'énergie du concentrat ont été installés, Ils étaient basés sur le principe de la récupération indirecte de l'énergie par des turbines hydrauliques venant « soulager » les moteurs électriques entraînant les pompes haute-pression [37] .

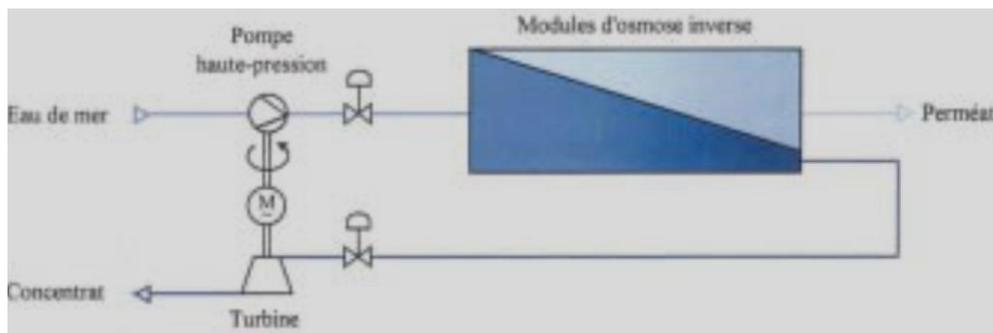


Figure I.12 : récupération de l'énergie du concentrat par turbine Pelton [42]

Il fut mis ensuite sur le marché des turbo-pompe à placer en série avec les pompes haute-pression, ce qui tendait à diminuer leurs caractéristiques hydrauliques, Ce système est plutôt adapté aux petites et moyennes capacités

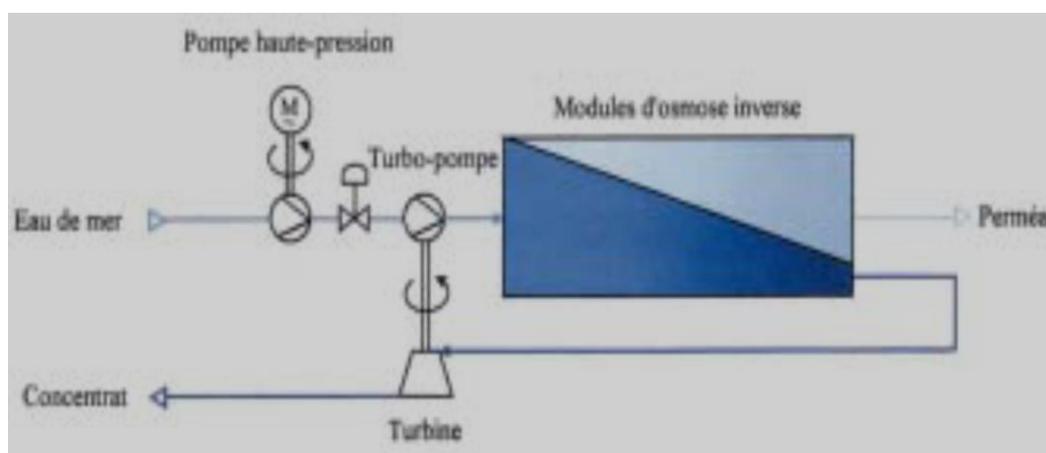


Figure I.13 : turbo-pompe de récupération de l'énergie du concentrat [35]

I.8.4.2 L'échangeur de pression

Aujourd'hui le système le plus performant est basé sur le principe de la récupération directe de l'énergie du concentrat, alors que les deux premiers systèmes transformaient l'énergie hydraulique du concentrat en énergie mécanique. Ce système fait appel à des échangeurs de pression (figure I.14)

Echangeur de pression, le système le plus efficace disponible actuellement il prouve leur efficacité de réduire la consommation d'énergie jusqu'à 95% [39].

Le dispositif de récupération d'énergie échangeur de pression facilite le transfert de pression du courant de rejet saumâtre à haute pression au courant d'alimentation en

eau de mer à basse pression. Il fait ceci en mettant les deux courants en contact momentané direct qui se produit dans les conduits d'un rotor. Le rotor est introduit dans un manchon en céramique entre deux capuchons en céramique avec des jeux précis qui, lorsque remplis avec de l'eau à haute pression, créent un palier hydrodynamique presque sans friction. À tout instant donné, la moitié des conduits du rotor sont exposés au courant à haute pression et l'autre moitié au courant à basse pression. Alors que le rotor tourne, les conduits passent une zone scellée qui sépare la haute pression et la basse pression. Ainsi, les conduits qui contiennent la haute pression sont séparés des conduits adjacents contenant la basse pression par le joint d'étanchéité qui est formé avec les ailettes du rotor et les capuchons en céramique [31,43].

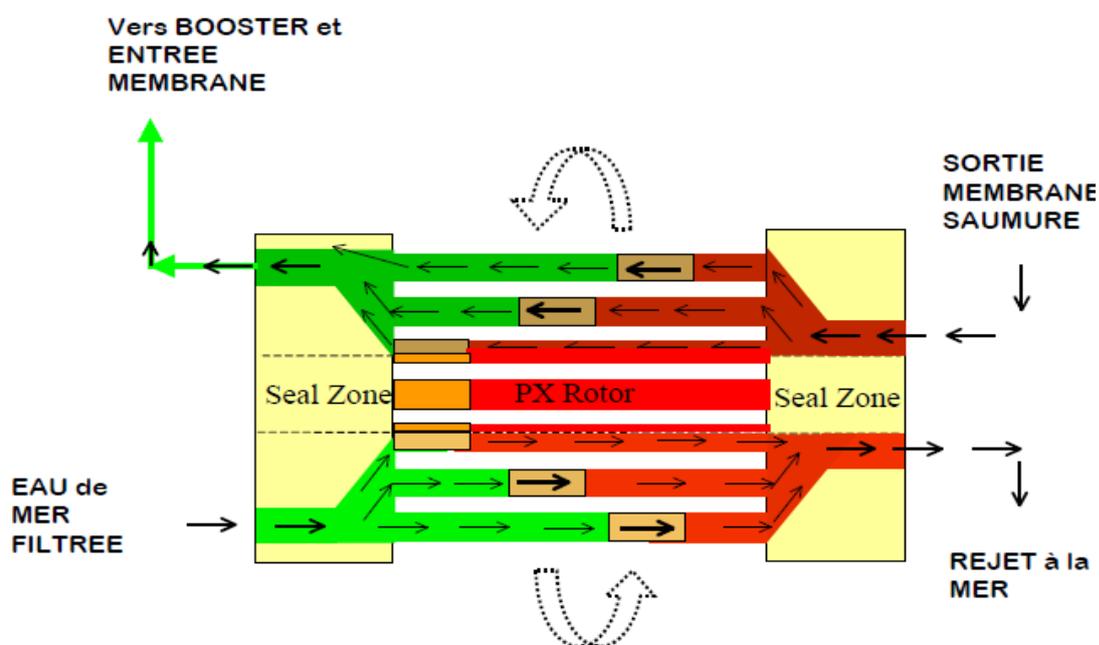


Figure I.14 : Principe de l'échangeur de pression [38]

Il existe plusieurs fabricants d'échangeur de pression ERI (PX), Calder (DWEER), RO KINETIC et KSB (SALTEC DT), Danfoss (I SAVE) [44, 45, 46,47] sont les principaux fabricants de ce type d'équipements et sont maintenant en compétition pour avoir le meilleur concept [34] .

I.8.4.3 quelques aspects de l'état de l'art

Cette partie est consacrée à la présentation de quelques travaux antérieurs intéressés à la comparaison de performance des différents systèmes de récupération d'énergie disponibles en conséquence, la réduction de l'énergie de consommation du procédé d'osmose inverse.

Récemment, A.M.K. El Ghonemy [31] donne une perspective sur les différents systèmes de récupération disponibles qui peuvent être utilisés dans les stations de dessalement par procédé d'osmose inverse, pour cela il a étudié l'influence de différents systèmes de récupération sur les performances du procédé d'osmose inverse.

Cette étude inclut les turbines, turbocompresseurs et les systèmes isobariques pour différentes configurations du procédé. Ainsi que une comparaison entre ses performances. Cette approche mène entre les mains un guide de sélection des systèmes de récupération d'énergie dans le but d'amélioration des performances des procédés d'osmose inverse et la diminution des coûts énergétiques, pris en compte la consommation d'énergie et les paramètres opérationnels.

D'une façon explicative Farooque [48] est décrit les performances et l'efficacité des différents systèmes de récupérations installés dans les stations de dessalement de l'eau de mer par procédé d'osmose inverse en Arabie Saoudite.

L'étude est élaborée entre deux systèmes de récupération d'énergie disponible sur le marché de dessalement, la turbine et l'échangeur de pression, cette étude montre que le fonctionnement de système de récupération est dépend de plusieurs paramètres telle que le débit, la pression qu'y es influencée par la température de l'eau d'alimentation.

En parallèle, Peter G et Wolfgang K [49] a montré qu'une configuration avec installation d'un échangeur de pression d'efficacité 98% meilleur qu'une configuration avec turbine, et atteindre une augmentation de capacité de l'eau produite de 1400m³/j jusqu'à 5000m³/j.

I.8.5 Modélisation d'énergie de consommation du procédé d'osmose inverse

Réduire l'énergie de consommation est l'enjeu des chercheurs, ils ont essayé de trouver les meilleurs moyens, des méthodes expérimentales basées sur la variation des paramètres opérationnels, utiliser différents système de récupération et étudier leur performance et influence sur la réduction de 'l'énergie, des méthodes numérique ou théoriques utilisent l'outil informatique, afin de minimiser la consommation d'énergie.

I.8.5.1 Technologies avancés

La modélisation joue un rôle très important pour la réduction d'énergie de consommation du procédé d'osmose inverse

Des récentes recherches se sont concentrée sur la formelle d'une approche mathématique et évaluer la réduction des coûts énergétiques par l'étude de l'influence des paramètres opérationnels et énergétiques.

Récemment, dans le but d'amélioration les performances du procédé d'osmose inverse, Alex R.Bartmana et Aihua Z [50] ont exploré expérimentalement l'optimisation d'énergie de consommation de la station de dessalement par procédé d'osmose inverse ,y compris l'élaboration d'un modèle mathématique non linéaire du procédé en fonction des conditions opérationnelles et énergétiques ,développer un algorithme sur l'environnement de logiciel Matlab.

Cette étude permettra le contrôle du procédé d'osmose inverse

Dans une publication plus récente [51], Ming Heng Li a réduit l'énergie spécifique de consommation est normalisé par rapport la pression osmotique d'alimentation (NCSE) et poursuivre les trois méthodes indépendantes suivantes :

- décrire un nombre adimensionnel δ en fonction de la perméabilité de permeat, la surface membranaire et le débit d'alimentation et augmenter sa valeur
- Augmenter le nombre des étages
- Installer un système de récupération d'énergie

Cette étude éprouve l'efficacité d'installation de système de récupération

Ming Heng Li a prouvé que la valeur de NSEC peut être 2.5 à 2.8 pour une configuration de procédé d'osmose inverse multi-étage ne dépasse pas 5 étages et d'une efficacité de récupération d'énergie 90% fonctionnant pour δ égale à 3 jusqu'au 5 et un taux de conversion 80%.

Une autre publication [41], Aihua zhu a effectué l'optimisation d'énergie de consommation d'une station de dessalement par procédé d'osmose inverse double passes, il a évalué l'énergie de consommation spécifique lorsque : le premier passe fonctionne, le deuxième passé fonctionne et les deux passes fonctionnent en même temps, d'après Aihua la configuration double passe sera plus favorable. La présente analyse a porté à la fois l'impact de la pompe et l'efficacité de la pompe de récupération d'énergie, le rejet de la membrane et la possibilité de recyclage de retentât de la deuxième à la première passe.

I.8.5.2 facteurs influençant la consommation d'énergie

Parmi les facteurs influant l'énergie de consommation, y compris le nombre d'étage du procédé, le taux de conversion et le taux de rejetion.

I.8.5.2.1 L'influence de nombre d'étage

Li [51] a normalisé la consommation spécifique d'énergie d'un procédé d'osmose inverse un seul passe par rapport à la pression osmotique (NCSE), et étudié l'influence de nombre d'étage sur la réduction de NCSE. Lorsque le nombre d'étage dépasse 5 étages la NCSE ne dépasse pas 3.1

L'influence de nombre d'étage est envisagée sur la réduction de l'énergie néanmoins en atteindre des valeurs minimales entre 2.5-2.8 pour les installations multi-étage.

I.8.5.2.2 Influence de taux de conversion

Villafafila et mujtaba [52,25] sont étudiés les configurations des trois procédés d'osmose inverse : procédé d'osmose inverse sans récupération d'énergie, procédé avec un système de récupération d'énergie par turbine et avec échangeur de pression les efficacités de différentes pompes sont supposées comme suit 0.8, 0.8 et 0,97.

Par conséquent, l'échangeur de pression est considéré le système le plus rentable et réduit le coût jusqu'à 50% par rapport à 20% de l'utilisation de la turbine.

CHAPITRE II

OPTIMISATION : ÉTUDE DES CAS

II.1. INTRODUCTION

Le procédé d'osmose inverse est une technique plus récente, apportant de réelles économies d'énergie comparé à la technique de distillation qui est très coûteuse en énergie.

Pour cela, Les stations de dessalement récupèrent l'énergie hydraulique issue de l'écoulement de la saumure à haute pression à travers des turbines ou des échangeurs de pression, ce qui réduit la consommation d'énergie totale d'une usine de 5 à 3 kWh par mètre cube d'eau produite. [34]

Dans cette partie on a utilisé le logiciel MATLAB afin d'élaborer un programme qui effectuera les simulations nécessaires au choix des procédés à adopter pour optimiser les paramètres opérationnels et la consommation d'un minimum d'énergie pour faire fonctionner l'usine de dessalement .

L'exécution de notre programme consiste à minimiser la consommation d'énergie pour différents configurations et de recalculer les valeurs des paramètres opérationnels pour assurer la minimisation de cette énergie.

La validation des résultats obtenus par le programme élaboré est effectuée pour trois méga stations en Algérie : Fouka, Skikda et Beni Saf d'une production d'eau dessalée respectivement 120 000, 100 000 et 200 000 m³/J .

II.2. Aperçu sur les stations de dessalement en Algérie

L'accroissement rapide de besoins en eau potable a été fort et reste contenu, par ailleurs, la longue période de sécheresse amené à une surexploitation d'une grande partie des réserves hydriques souterrain.

Sur décision du conseil interministériel du 12 octobre 2003, l'Algérie opte pour le dessalement d'eau de mer .Un grand programme est lancé par l'Algerian energy company (AEC) qui est chargé de sa mise en œuvre. Plusieurs facteurs ont orientés favorablement la mise en œuvre de cette technologie à l'échelle nationale à savoir:

- Un littoral long de 1200 kilomètres.
- Disponibilité de l'eau de mer, ressource inépuisable.
- Une population et une industrie grandes consommatrices d'eau se trouvant à proximité de la mer.
- Disponibilité de la ressource énergétique ou combinaison de sa production, se que implique une faible consommation d'énergie grâce à l'utilisation de l'énergie résiduaire.

L'Algérienne des eaux, entreprise publique, en assure le suivi pour le compte du Ministère des Ressources en Eau en association avec l'Algerian Energy Company, société créée par les groupes Sonatrach et Sonelgaz en 2001 [54].

Le programme de dessalement d'eau de mer recouvre un total de 13 stations d'une production de près de 2,26 millions de m³ /jour, soit 825 millions de m³/an.

Actuellement, il ya neuf stations en exploitation Hamma de capacité 200 000 m³ /j, Kahrama de 90 000 m³ /j, Mostaganem 200 000 m³ /j, Cap Djenet 100 000 m³ /j, Souk Tlata 200 000 m³ /j Honaine 200 000 m³ /j, Skikda 100 000 m³ /j, Beni Saf 200 000 m³ /j et Fouka 120 000 m³ /j [53].

Parmi ces stations on a choisi d'appliquer notre étude sur la station de Skikda, de Fouka et Bani Saf.

II.2.1. Présentation de la station de dessalement de l'eau de mer de fouka

La station de dessalement de Fouka est l'un des 13 projets décidés par le gouvernement algérien au début des années 2000 qui faisait suite à 20 années de sécheresse [54].

La station de dessalement d'eau de mer de Fouka est située dans le quartier dit

"Hai Mouaz" dans la commune de Fouka (daïra de Douaouda) sur une superficie de 10 hectares. Cette station est destinée à couvrir les besoins en eau potable de la partie Est de Tipasa et l'ouest de la wilaya d'Alger.

Sa capacité journalière de dessalement est de 120 000 m³, dont 60 000 m³ destinés à Alger et 60 000 m³ seront réservés à la wilaya de Tipasa, entrée en production juillet 2011.



Figure II.1 : station de dessalement de l'eau de mer de Fouka [54]

II.2.1.1. Les caractéristiques des membranes utilisées dans la station

La technique choisie pour dessaler l'eau de mer de cette région est la technique d'osmose inverse, utilisé des membranes de type hydrauatic (SWC 5) de diamètre de 8 pouce et de configuration spiralée [53].

- ✓ Nombre de membranes dans chaque tube: 07
- ✓ Nombre de tubes dans chaque rack: 216 tubes
- ✓ Nombre total des tubes : 1512 tubes
- ✓ Nombre total des membranes : 9072 membranes

II.2.1.2. Les paramètres opérationnels du procédé

Les paramètres opérationnels du procédé au sein de la station de Fouka sont résumées dans le tableau II.1.

Tableau II.1 : les paramètres opérationnels d'usine de Fouka [53]

Paramètres		Valeurs
Taux de rétention		95%
Taux de conversion		45%
Qualité d'eau brute	TDS(mg/l)	39-41
	MES(mg/l)	14
	SDI (mg/l)	0.5-16
	Température C ⁰	15-27
	pH	7-8.5
Alimentation	Pression	69
	Débit (m ³ /h)	1840
Permeat	Pression (bar)	01
	Débit (m ³ /h)	830
	Concentration (mg/l)	200
Retentat	Pression (bar)	66
	Débit(m ³ /h)	1010
Efficacité de système de récupération de type échangeur de pression ERI (PX220)		97%

II.2.2.Présentation de la station de dessalement de l'eau de mer de Skikda

L'usine de dessalement se trouve en bordure de mer dans la région de la wilaya de Skikda, son entrée de production est mars 2009.

La capacité de production de l'unité est de 100 000 m³/jours, sur 5 lignes de 20 000 m³/jour chacune, avec une conversion de 47 %. Cela suppose un débit de capture de 8.998 m³/heure [53].



Figure II.2: la station de dessalement de Skikda [53]

II.2.2.1. Les caractéristiques des membranes utilisées dans la station

La technique prédominante dans les stations de dessalement installées en Algérie est l'osmose inverse, pour ce faire le type de membrane choisi dans la station de Skikda est TM 820 M-440 de diamètre 8 pouce et configuration spiralée [53].

- ✓ 245 tubes de pression chaque tube de pression contient 7 membranes
- ✓ le total des membranes : 1715 membranes
- ✓ Nombre d'étage : 12

II.2.2.2. Les paramètres opérationnels de la station

Les paramètres opérationnels du procédé dans la station de Skikda sont représentés sur le tableau ci-dessous

Tableau II.2: les paramètres opérationnels d'usine de Skikda [55]

Paramètres		Valeurs
Taux de rétention		53%
Taux de conversion		47%
Alimentation	Débit (m ³ /j)	1800
	pression (bar)	67-68
	Concentration (mg/l)	38.5
	MES(mg/l)	>20
Permeat	Débit (m ³ /j)	846
	pression (bar)	1
	pH	5.4
	température C ⁰	18-19
Concentrât	Débit (m ³ /j)	960
	pression (bar)	65.5
	pH	6.9-7
Efficacité de système de récupération Echangeur de pression (ERI)		98%
Pompe à haute pression	Débit (m ³ /j)	863
	pression (bar)	80/ 30 C ⁰
	efficacité	85%
Pompe Booster	Débit (m ³ /j)	936.5
	pression (bar)	70

II.2.3. Présentation de la station de dessalement de l'eau de mer de Beni Saf

La station est implantée à Beni saf de la wilaya de Ain Temouchent situé à l'Ouest d'Algérie avec une capacité journalière 200 000 m³ La station produira de l'eau dessalée à travers 10 modules en utilisant la méthode d'osmose inverse et nécessitera une consommation électrique de 4,15 kWh/m³, entrée en production en octobre 2010.

Cette usine alimente la wilaya d'Ain Temouchent avec 110 000 m³/j et la 90 000 m³/j seront dirigé vers la wilaya d'Oran.



Figure II.3: la station de dessalement de Chatt el Hillal (Beni Saf) [53]

II.2.3.1. Les caractéristiques des membranes utilisées dans le procédé

Pour un bon fonctionnement du procédé d'osmose inverse dans la station de Beni Saf le type de membranes utilisées est hydrauliques de type SW5 de configuration spiralée et de diamètre 8pouce [53].

- ✓ Le procédé contient 10 unités, chaque unité produit 20 000 m³/j
- ✓ Chaque tube de pression contient 7 membranes

II.2.3.2. Les paramètres opérationnels de la station

Le tableau ci-dessous présente les paramètres opérationnels de la station de Beni Saf.

Tableau II.3 : les paramètres opérationnels d'usine de Beni Saf [53]

Paramètres		Valeurs
Taux de rétention		53%
Taux de conversion		47%
Alimentation	Débit (m ³ /j)	1800
	pression (bar)	70
	Concentration (mg/l)	38.5
	MES(mg/l)	>20
Permeat	Débit (m ³ /j)	840
	pression (bar)	1
	pH	8.48
	température C ⁰	20.07
Concentrât	Débit (m ³ /j)	960
	pression (bar)	69
	pH	6.97
	MES (mg/l)	12
	température C ⁰	18.9
Efficacité de système de récupération Echangeur de pression (ERI)		95%
Pompe à haute pression	Débit (m ³ /j)	833
	pression (bar)	70/ 30 C ⁰
	Efficacité	80%

II.3. Modélisation du procédé d'osmose inverse

On a consacré cette partie pour la présentation de la modélisation pour différent type de configuration du procédé d'osmose inverse à n étage : procédé sans récupération d'énergie, procédé avec installation d'un système de récupération d'énergie, par un échangeur de pression et une turbine.

II.3.1 Procédé sans installation du système de 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.

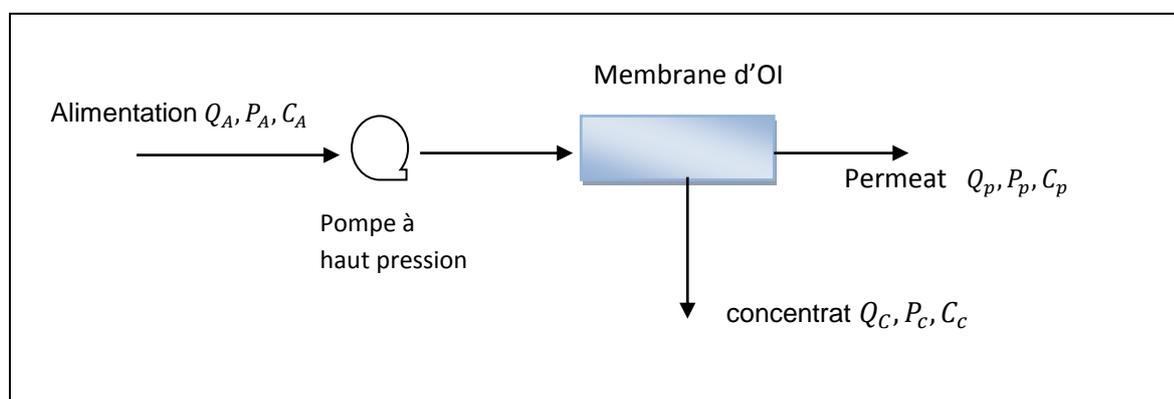


Figure II.4 : procédé d'osmose inverse sans récupération d'énergie

On définit la consommation spécifique d'énergie par l'énergie nécessaire à la production d'un mètre cube de perméat avec une salinité souhaitable [40].

Dans un procédé d'osmose inverse sans installation du système de récupération d'énergie, la sélection de la pompe à haute pression est importante [31,34].

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

$$ces = \frac{w_{pump}^0}{36.6 \times \eta_p \times Q_p} \dots \dots \dots (II-1)$$

Où

η_p L'efficacité de la pompe à haute pression

Q_p Le débit de permeat

Le travail de la pompe à haute pression w_{pump}^0 est donné par la relation suivante :

$$w_{pump}^0 = P_A \times Q_A \dots \dots \dots (II-2)$$

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

$$Y = \frac{Q_p}{Q_A} \dots \dots \dots (II-3)$$

La consommation spécifique d'énergie est calculée à partir de l'équation de travail de la pompe à haute pression w_{pump}^0 et l'équation de taux de conversion Y :

$$cse = \frac{P_A}{36.6 \times \eta_p \times y} \dots \dots \dots (II-4)$$

Avec :

P_A : La pression d'alimentation

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

Q_p : Le débit de permeat

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

Y : Le taux de conversion de la membrane

II.3.2 Procédé avec installation du système de récupération d'énergie

Afin de récupérer l'énergie par le flux de rejet (la saumure) du procédé d'osmose inverse, plusieurs dispositifs ont été conçus. La turbine était le premier système installé et couplé avec une pompe à haute pression d'une efficacité atteignant 85%.

D'autre part un autre système atteint une efficacité de 97% est l'échangeur de pression, qui devenu le système prédominant dans l'ensemble des usines de dessalement.

L'objectif est d'effectuer une simulation entre les deux systèmes, afin assurer un procédé d'un taux de conversion supérieur [50].

II.3.2.1. installation de l'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% [35,34].

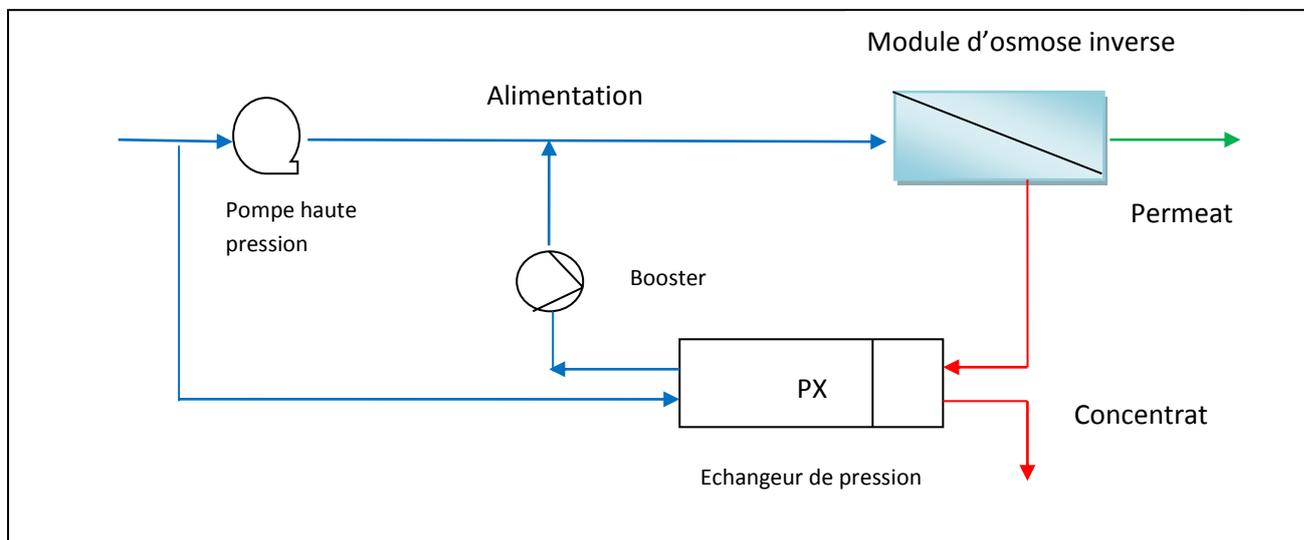


Figure II.5 : récupération d'énergie par un échangeur de pression [36].

La consommation spécifique d'énergie du procédé est exprimée sous la forme suivante :

$$cse_{ep} = \frac{P_A \times Q_{A,t}}{36.6 \times Q_p \times \eta_{pump}} \dots\dots\dots (II-5)$$

➤ Bilan de matière

Le débit de permeat total est la somme de tous les débits de permeat de chaque étage sera exprimé sous la forme suivante :

$$Q_p = \sum_{j=1}^S \sum_{i=0}^N Q_{p,i,j} v_j$$

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

$$Q_A = Q_r + Q_p$$

$$Q_r = Q_A (1 - \gamma) \dots\dots\dots (II-6)$$

$$Q_{A,t} = Q_A - \eta_E Q_r \dots\dots\dots (II-7)$$

D'après l'équation (II-6) et (II-7) le débit d'alimentation total du procédé sera décrit par l'équation suivante [41] :

$$Q_{A,t} = Q_A - \eta_E Q_A (1 - y) \dots\dots\dots (II-8)$$

A partir de l'équation (II-5) et (II-8) on calcule l'énergie de consommation spécifique [41]:

$$cse_{ep} (y, p, \eta_p, \eta_E) = \frac{P_A(1-\eta_E(1-y))}{36.6 \times y \times \eta_{pump}} \dots\dots\dots (II-9)$$

Avec :

P_A : La pression d'alimentation

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

Q_p : Le débit de permeat

η_E : L'efficacité de la pompe d'échangeur de pression

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

Y : Le taux de conversion de la membrane

II.3.2.2 installation de la turbine

Les turbines hydrauliques ont montées sur le même arbre que la pompe haute pression et leur rôle est de récupérer l'énergie de la saumure la figure II .6

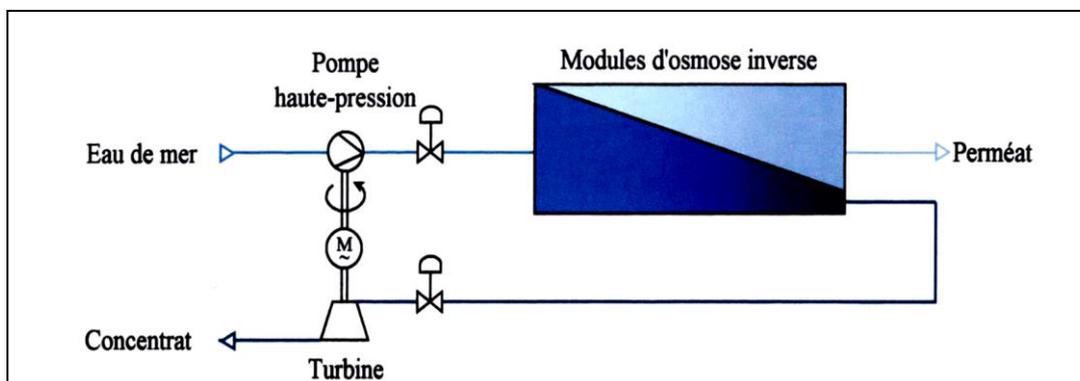


Figure II.6 : récupération d'énergie par une turbine Pelton [37]

ΔP est la perte de charge dans les modules et η_{turb} l'efficacité de la turbine, l'énergie récupérée par la turbine est défini par [10] :

$$cse_{turb} = \frac{1}{36.6} (P_A - \Delta P) \cdot \eta_{turb} \left(\frac{1}{y} - 1 \right) \dots \dots \dots (II-10)$$

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 [9] :

$$cse_{turb} = \frac{P_A}{36.6 \cdot \eta_p \cdot y} - \frac{1}{36.6} \cdot (P_A - \Delta P) \cdot \eta_{turb} \left(\frac{1}{y} - 1 \right) \dots \dots \dots (II-11)$$

Avec :

P : La pression d'alimentation

ΔP : La perte de charge dans les modules

η_{turb} : L'efficacité de la turbine

η_p : L'efficacité de la pompe haute pression

Y : Le taux de conversion de la membrane

II.4. Méthode de minimisation de la consommation d'énergie d'une station de dessalement

Les chercheurs ont développés deux types de méthodes pour minimiser la consommation d'énergie du dessalement de l'eau de mer :

- Méthodes expérimentales permettant l'amélioration des performances du système de récupération d'énergie (déjà présenté dans la partie théorique).
- Méthodes numériques basées sur les méthodes de résolution numérique.

II.4.1 Méthode de résolution mathématique : méthode du gradient projeté

L'une des façons de résoudre un problème d'optimisation sous contraintes est d'adapter un algorithme du gradient projeté de façon à respecter, à chaque pas de l'itération, les contraintes [56].

II.4.1.1. Principe de la méthode

La méthode du gradient projeté s'inspire des méthodes usuelles de gradient. Supposons, d'une façon générale, que l'on souhaite minimiser une fonction

$f: R^n \rightarrow R$, Avec f un problème d'optimisation non linéaire de plusieurs variables sous contraintes [56,57].

- Supposons que l'on connaît une approximation $x_k \in K$.
- Comme dans un algorithme de descente classique, on choisit une direction de descente

$$\begin{cases} x^0 \\ x^{(k+1)} = x^{(k)} - \alpha_k \nabla f(x^{(k)}) \end{cases}$$

II.4.1.2. Algorithme de la méthode

Dans cet algorithme la direction de descente choisie est $-\nabla f(x^{(k)})$

Les données

- ✓ La fonctionnelle f , son gradient ∇f
- ✓ Une première approximation $x_0 \in R^n$
- ✓ Un pas fixe $\alpha_k > 0$
- ✓ La précision demandée $\varepsilon > 0$

➤ Les étapes

-Initialisation : choisi le point x^0 et mettre $k = 0$ (K : le nombre d'itération)

-choisit un pas positif α et on pose :

$$x^{(k+1)} = x^{(k)} - \alpha_k \nabla f(x^{(k)})$$

$$x^0 = (x_1^0 \dots \dots \dots x_n^0)^T$$

-calculer $f(x^{(k)})$ et $\nabla f(x^{(k)})$

On calcul $x^{(k+1)}$

Pour J \longrightarrow n

Faire si $x_j^{k+1} > b_j$ alors $x_j^{k+1} = b_j$, b_j C'est l'extrémité supérieure

Si $x_j^{k+1} < a_j$ alors $x_j^{k+1} = a_j$, a_j C'est l'extrémité inférieure

·
·
·
·

Sinon garder x_j^{k+1}

-critère d'arrêt

Tant que $\|x_{k+1} - x_k\| > \epsilon$

$$x_{k+1} = x^{(k)} - \alpha_k \nabla f(x^{(k)})$$

$$k = k + 1$$

Fin de tant que

II.4.2. Logiciel utilisé

L'outil informatique est développé pour résoudre les problèmes qui ne possèdent pas de solution analytique ou prendre un grand temps pour calculer la solution, à cet effet, plusieurs logiciels et langages de programmation peuvent être utilisés, nous exploitons dans ce travail le logiciel MATLAB.

MATLAB est un logiciel de calcul numérique produit par Math Works, et l'abréviation de « Matrix Laboratory » un environnement puissant, complet et facile à utiliser destiné au calcul scientifique. C'est un environnement performant pour faire des

simulations numériques basées sur des algorithmes d'analyse numérique, propose des facilités de programmation et de visualisation, Matlab est beaucoup plus concis que les vieux langages (C++, pascal, Fortran...etc.), l'utilisateur de ce logiciel a la

possibilité de réaliser rapidement des calculs sophistiqués et d'en présenter les résultats sous forme numérique ou graphique [58].

Il est largement utilisé dans les domaines de l'ingénierie et des mathématiques appliquées, physique, chimie et finance, presque tous les domaines d'application qui traite des calculs numériques complexes. [59]

L'intérêt de Matlab tient d'une part à sa simplicité d'utilisation et d'autre part à sa richesse fonctionnelle grâce aux diverses toolboxes [58,60].

II.4.3. Présentations des contraintes

Les différentes équations d'énergie spécifique ont en fonction des paramètres opérationnels et pour chaque paramètre on tient compte des limitations qui sont décrites comme suit [34,41] :

- **Sans récupération d'énergie**

$$\left\{ \begin{array}{l} 60\text{bar} \leq P_A \leq 80\text{bar} \\ 0.45 \leq Y \leq 0.47 \\ 0.6 \leq \eta_p \leq 0.85 \end{array} \right.$$

- **Echangeur de pression**

$$\left\{ \begin{array}{l} 60 \leq P_A \leq 80 \\ 0.45 \leq y \leq 0.47 \\ 0.6 \leq \eta_p \leq 0.85 \\ 0.9 \leq \eta_E \leq 0.99 \end{array} \right.$$

- **Turbine**

$$\left\{ \begin{array}{l} 60 \leq P_A \leq 80 \\ 0.45 \leq y \leq 0.47 \\ 0.6 \leq \eta_p \leq 0.85 \\ 0.8 \leq \eta_{turb} \leq 0.95 \end{array} \right.$$

Chaque paramètre varie dans un intervalle bien défini $\{x \in R: x_{inf} \leq x \leq x_{sup}\}$ il s'agit des contraintes d'inégalités, par conséquent, la méthode de gradient projeté prend en considération ces contraintes pour avoir un minimum de la consommation spécifique d'énergie et recalculer les paramètres opérationnels pour chaque configuration afin d'avoir des valeurs optimales dans l'intervalle préconisé.

II.5. L'organigramme de la méthode du gradient projeté

L'organigramme représente l'enchaînement des étapes de la méthode du gradient projeté, effectuées par un programme développé sous l'environnement du logiciel MATLAB qui permettra de minimiser la consommation spécifique d'énergie et recalculer les paramètres opérationnelles.

En premier lieu on déclare le pas H , la condition d'arrêt, nombre d'itération maximum K_{max} , ainsi la déclaration des paramètres opérationnels initiaux (le vecteur initial x_0)

La fonction f exprime la consommation spécifique d'énergie minimale

Les dérivées de la fonction f par rapport à chaque paramètre sont respectivement f_1, f_2, f_3 , et f_4 sont calculées, permettant ainsi le calcul du gradient g .

Après déclaration du vecteur initial, le programme recalcule les paramètres (le vecteur final x), ce que permettra de minimiser l'énergie de consommation spécifique.

Les figures (II.7 et II.8) représentent organigrammes de calcul la consommation spécifique d'énergie du procédé sans récupération d'énergie et avec récupération respectivement

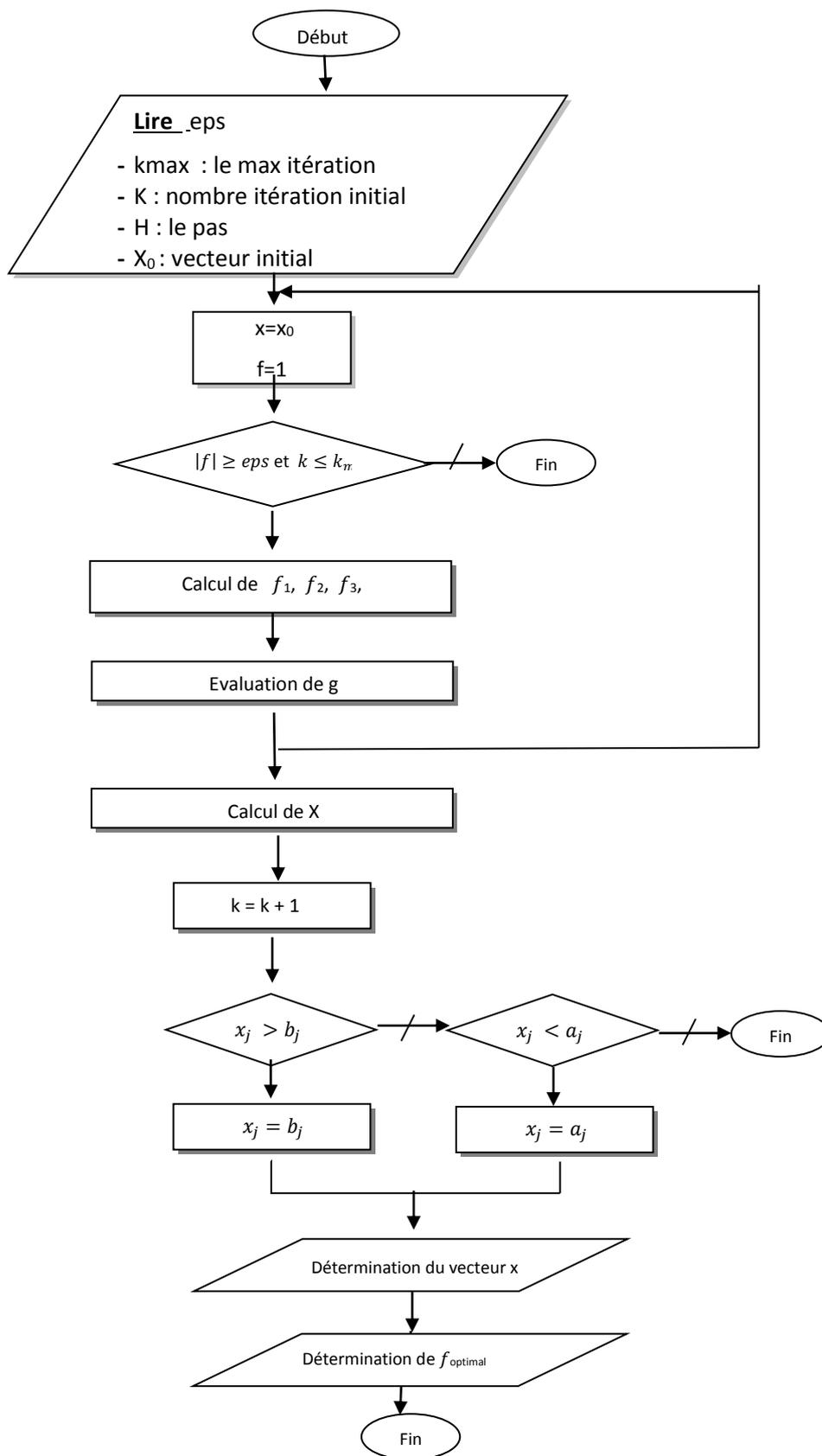


Figure II.7 : organigramme de calcul de *cse* du procédé sans système de récupération d'énergie

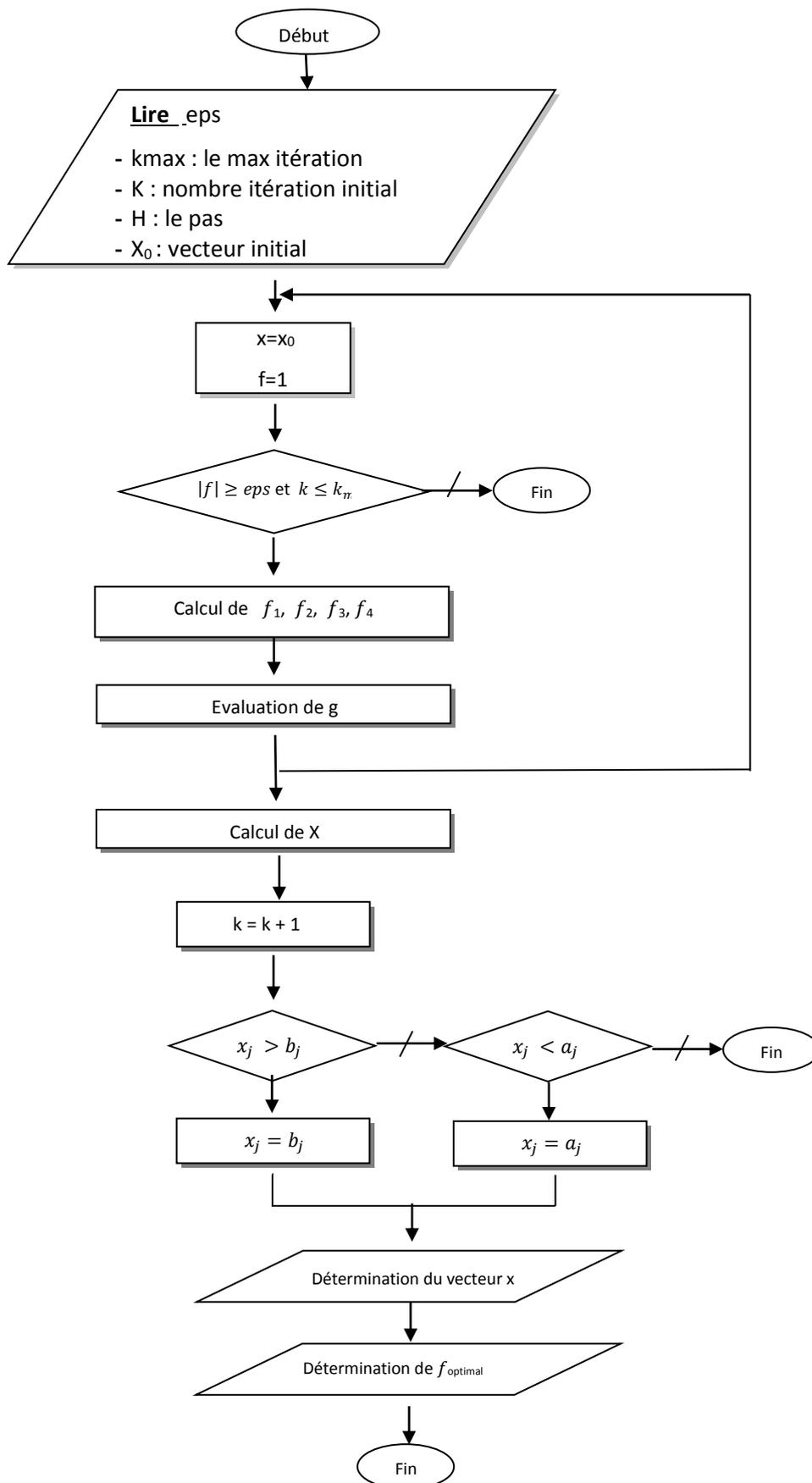


Figure II.8 : organigramme de calcul de cse du procédé avec système de récupération d'énergie

II.6. Validation du programme

II.6.1. Introduction

La validation du programme est l'étape la plus importante qui permet de prédire et assurer la fiabilité de la méthode de résolution et son programme établi et donne des prévisions dans notre domaine d'étude, pour ce faire nous présentons dans cette partie les résultats obtenus lors de l'exécution de programme pour trois stations de dessalement de l'eau de mer en Algérie.

II.6.2. Exécution et résultats du programme

On a obtenu les différents paramètres opérationnels (vecteur initial) d'après les exploitants des stations. Par conséquent, le programme recalcule ces paramètres (paramètres optimums) et détermine la consommation spécifique d'énergie minimale.

Les résultats d'exécutions du programme sont exprimés sur les schémas ci-dessous pour les trois stations et différentes configurations : sans installation de système de récupération, avec installation de système de récupération d'énergie.

II.6.2.1. Procédé sans installation de système de récupération d'énergie

- Station de Fouka

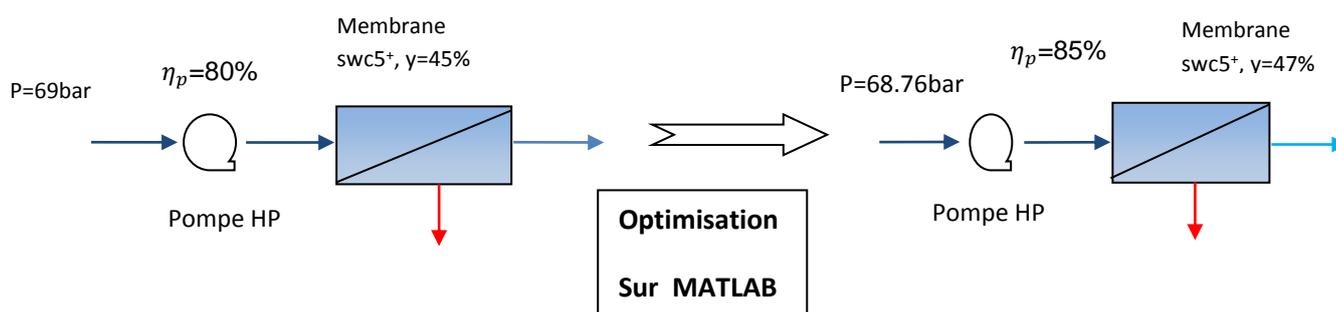


Figure II.9 : Le concept de la station de Fouka sans installation de système de récupération d'énergie après optimisation sur MATLAB

- **Station Skikda**

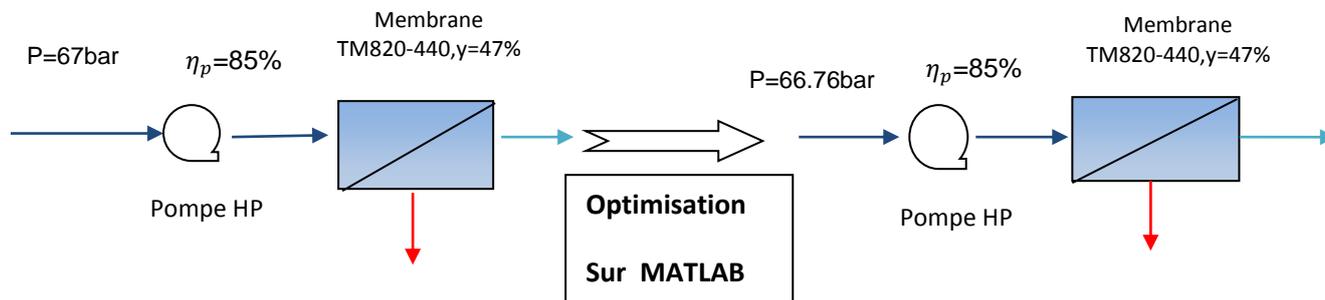


Figure II .10 : Le concept de la station de Skikda sans installation de système de récupération d'énergie après optimisation sur MATLAB

- **Station Beni Saf**

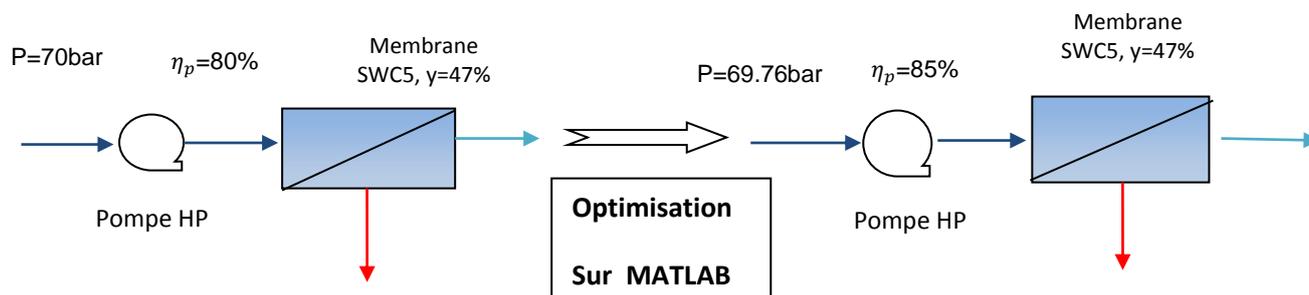


Figure II.11 : Le concept de la station de Beni Saf sans installation de système de récupération d'énergie après optimisation sur MATLAB

II.6.2.2. Procédé avec installation du système de récupération d'énergie

II.6.2.2.1. Système de récupération par un échangeur de pression

- Station Fouka

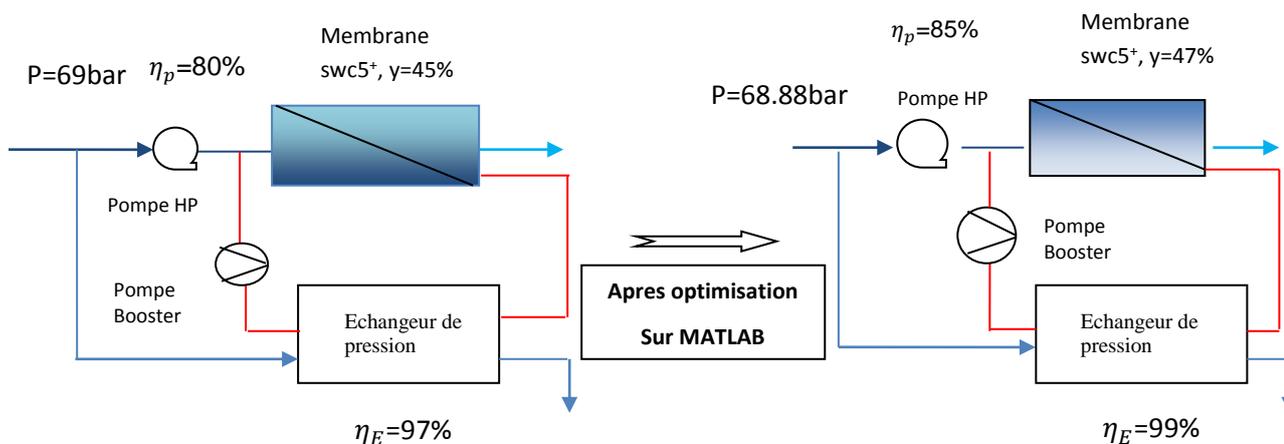


Figure II.12 : le concept de la station de Fouka avec installation d'un échangeur de pression après optimisation sur MATLAB

- Station de Skikda

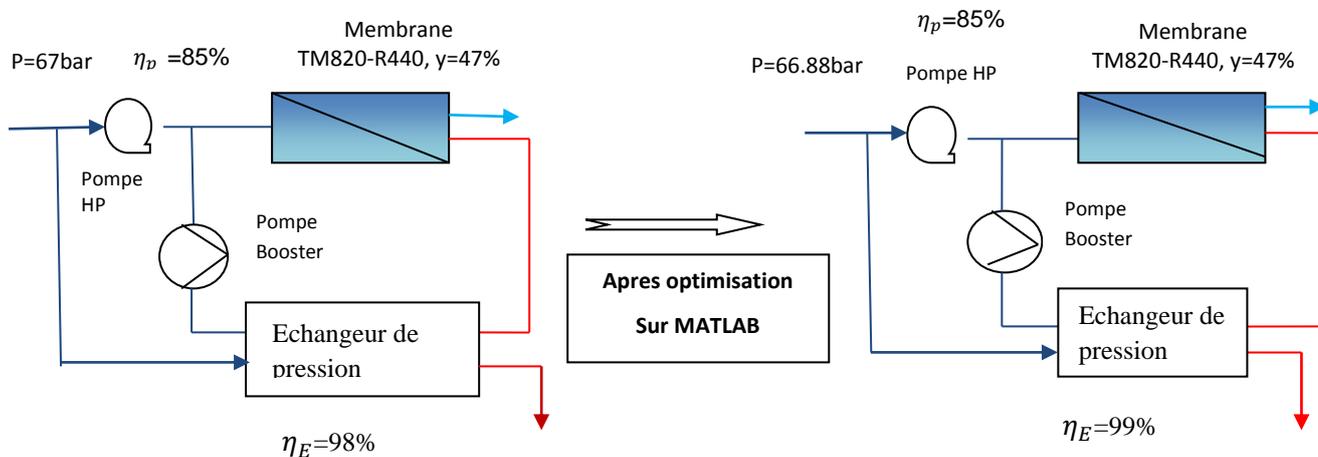


Figure II.13: Le concept de la station de Skikda avec installation d'un échangeur de pression après optimisation sur MATLAB

- **Station de Beni Saf**

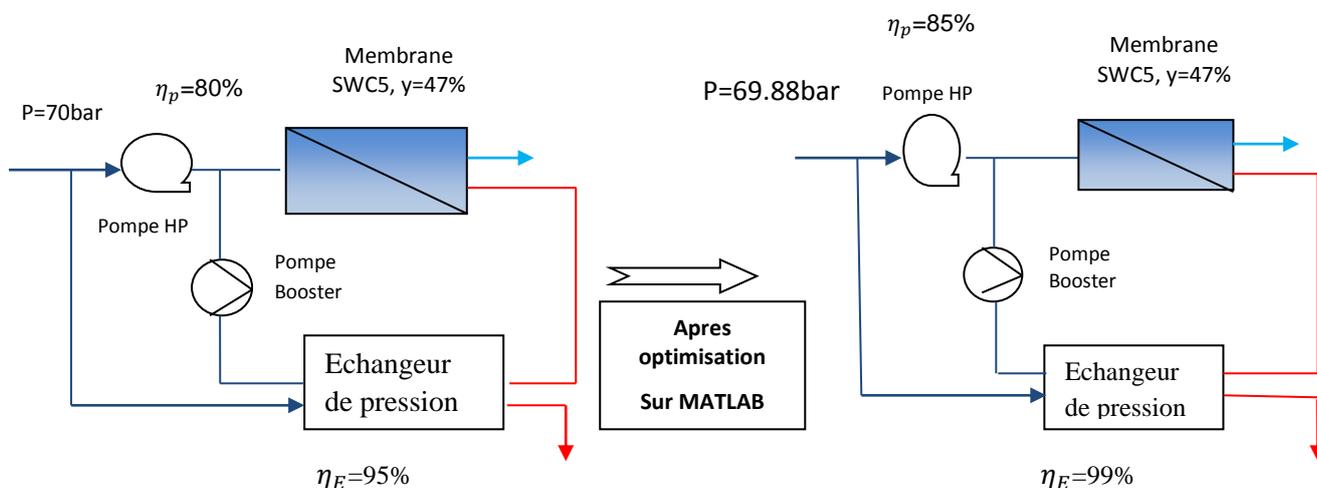


Figure II.14: le concept de la station de Beni Saf avec installation d'un échangeur de pression après optimisation sur MATLAB

II.6.2.2.2. Système de récupération d'énergie par une turbine Pelton

On remplace l'échangeur de pression par une turbine Pelton d'une efficacité de 0.85 et établi la nouvelle équation d'énergie de consommation, après l'exécution du programme donne les résultats suivants pour chaque station.

- **Station Fouka**

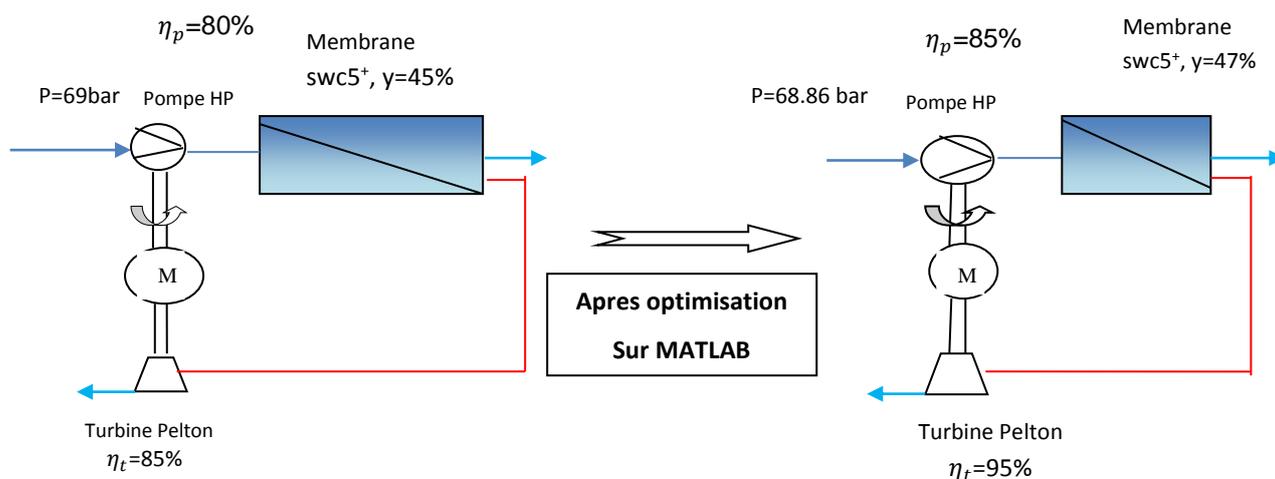


Figure II.15 : le concept de la station de Fouka avec installation d'une turbine Pelton après optimisation sur MATLAB

- **Station Skikda**

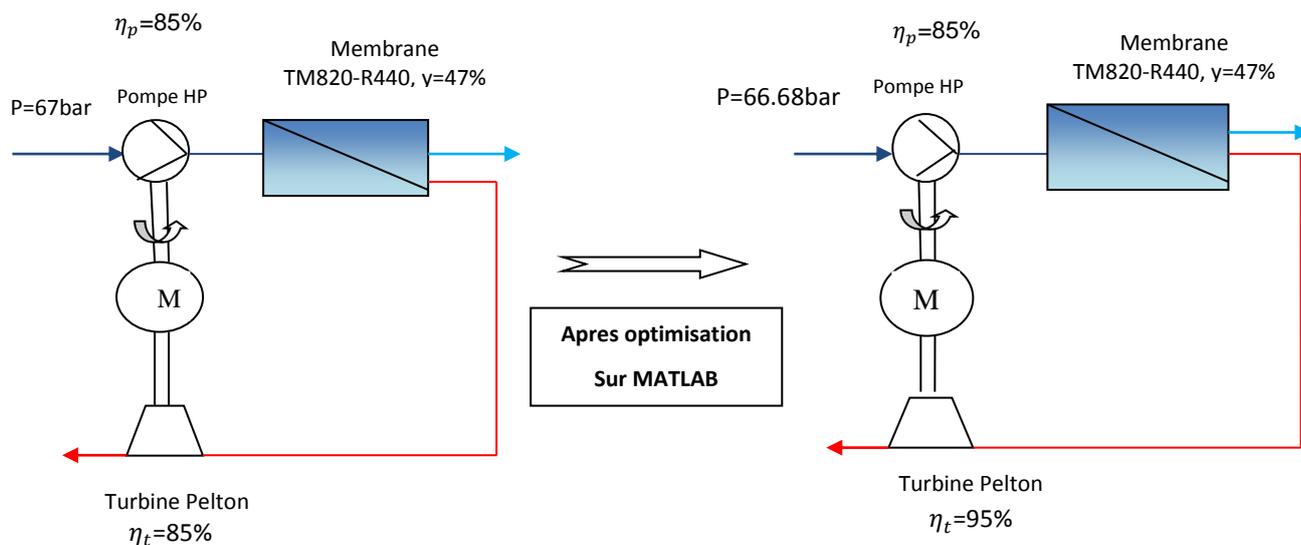


Figure II. 16: Le concept de la station de Skikda avec installation d'une turbine Pelton après optimisation sur MATLAB

- **Station Beni saf**

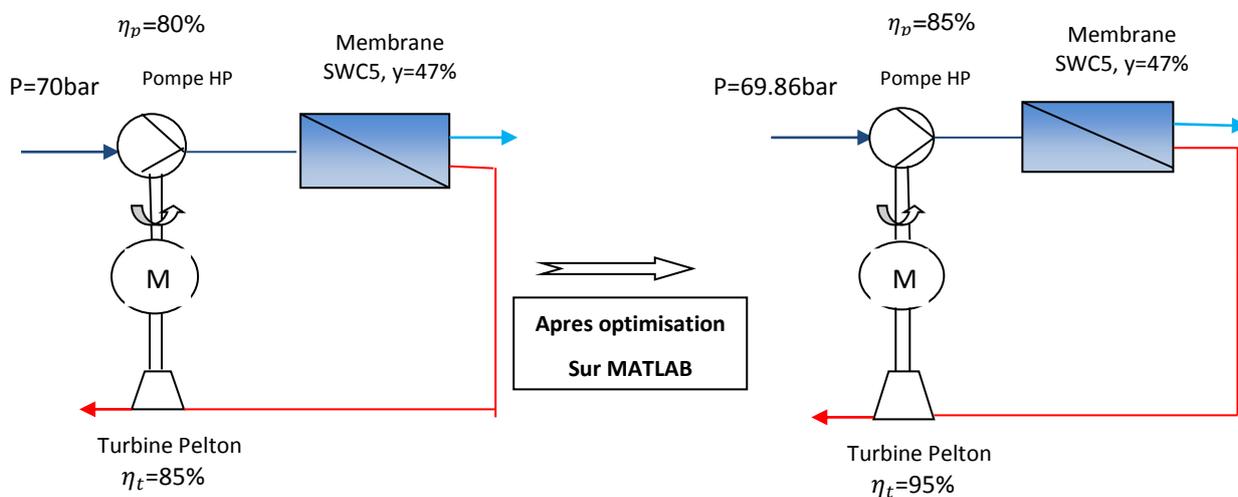


Figure II.17: le concept de la station de Beni Saf avec installation d'une turbine Pelton après optimisation sur MATLAB

Les différentes valeurs des paramètres opérationnels obtenus lors du programme pour chaque station respectivement fouka, skikda et beni saf sont résumés dans les tableaux ci-dessous

➤ **Station Fouka**

✚ sans système de récupération d'énergie

Tableau II.4 : les paramètres obtenus par le programme de système sans récupération d'énergie à la station de fouka

	CSE (kwh/m^3)	P (Bar)	y	η_p
Valeur théorique	4.92	69	0.45	0.8
Valeur d'exécution	4.70	68.76	0.47	0.85
Ecart %	4.5	0.35	4.25	5.88

✚ Avec système de récupération d'énergie

Tableau II.5: les paramètres obtenus par le programme de système avec un échangeur de pression dans la station de fouka

	CSE (kwh/m^3)	P (Bar)	y	η_E	η_p
Valeur théorique	2.3	69	0.45	0.97	0.8
Valeur d'exécution	2.23	68.88	0.47	0.99	0.85
Ecart %	3.04	0.17	4.25	2	5.88

Tableau II.6: les paramètres obtenus par le programme d'un système avec Turbine Pelton dans la station de fouka

	CSE (kwh/m^3)	P (Bar)	y	η_t
Valeur théorique	2.97	69	0.45	0.85
Valeur d'exécution	2.69	68.86	0.47	0.95
Ecart %	10.40	0.2	4.25	3

➤ **Station Skikda**

✚ Sans système de récupération d'énergie

Tableau II.7 : les paramètres obtenus par le programme de système sans récupération d'énergie à la station de Skikda

	<i>CSE</i> (<i>kwh/m³</i>)	<i>P</i> (Bar)
Valeur théorique	4.86	67
Valeur d'exécution	4.56	66.76
Ecart %	6.6	0.35

✚ Avec système de récupération d'énergie

Tableau II.8 : les paramètres obtenus par le programme de système avec un échangeur de pression dans la station de Skikda

	<i>CSE</i> (<i>kwh/m³</i>)	<i>P</i> (Bar)	η_E
Valeur théorique	2.34	67	0.98
Valeur d'exécution	2.17	66.88	0.99
Ecart %	7.26	0.18	1.01

Tableau II.9 : les paramètres obtenus par le programme d'un système avec Turbine Pelton dans la station de Skikda

	<i>CSE</i> (<i>kwh/m³</i>)	<i>P</i> (Bar)	η_t
Valeur théorique	2.96	67	0.85
Valeur d'exécution	2.62	66.86	0.95
Ecart %	11.48	0.2	10.52

➤ **Station Beni saf**

✚ Sans système de récupération d'énergie

Tableau II.10 : les paramètres obtenus par le programme de système sans récupération d'énergie à la station de Beni Saf

	CSE (kwh/m^3)	P (Bar)	η_p
Valeur théorique	5.08	70	0.8
Valeur d'exécution	4.77	69.76	0.85
Ecart %	6.1	0.34	6.25

✚ Avec système de récupération d'énergie

Tableau II.11 : les paramètres obtenus par le programme de système avec un échangeur de pression dans la station de Beni Saf

	CSE (kwh/m^3)	P (Bar)	η_p	η_E
Valeur théorique	2.53	70	0.8	0.95
Valeur d'exécution	2.27	69.88	0.85	0.99
Ecart %	10.27	0.17	6.25	4.04

Tableau II.12 : les paramètres obtenus par le programme d'un système avec Turbine Pelton dans la station de Beni Saf

	CSE (kwh/m^3)	P (Bar)	η_p	η_t
Valeur théorique	3.25	70	0.8	0.85
Valeur d'exécution	2.73	69.86	0.85	0.95
Ecart %	16	0.2	6.25	5

La comparaison des valeurs obtenus par le programme avec ceux utilisées dans les stations, montre que le programme donne des bonnes estimations avec des faibles écarts allants de :

- 0.17 à 10.44% pour station Fouka
- 0.18 à 11.48% pour station Skikda
- 0.17 à 16% pour station Beni Saf

II.6.3. Exécution du programme

Par ailleurs, le programme élaboré est capable de permettre le choix du système de récupération d'énergie et estimer les énergies de consommation spécifiques, en tenant compte des différents paramètres opérationnels.

Le tableau ci-dessous résume les résultats d'exécution du programme

Tableau II.13 : Résultats d'exécution du programme pour les trois usines

		Station fouka	Station Skikda	Station beni saf
sans récupération d'énergie (SRE)	Valeur théorique (kwh/m ³)	4.9	4.87	5.08
	Valeur d'exécution (kwh/m ³)	4.7	4.56	4.77
avec échangeur de pression (AEP)	Valeur théorique (kwh/m ³)	2.3	2.34	2.53
	Valeur d'exécution (kwh/m ³)	2.23	2.17	2.27
avec turbine Pelton (ATP)	Valeur théorique (kwh/m ³)	2.97	2.96	3.25
	Valeur d'exécution (kwh/m ³)	2.69	2.62	2.73

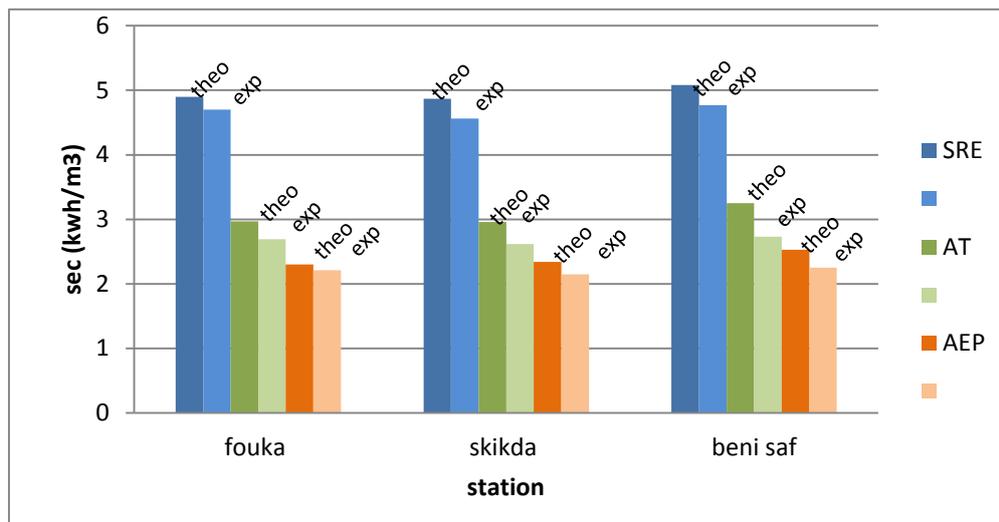


Figure II.18 : Évolution de la consommation spécifique d'énergie (cse kWh/m^3) pour les trois usines

Nous avons noté en premier lieu une diminution de la consommation spécifique d'énergie (cse) enregistrée pour toutes les stations étudiées pour un taux de conversion optimal de 47%. En outre, la simulation des différentes configurations montre que les échangeurs de pression sont les plus adaptés pour une énergie de consommation spécifique moindre.

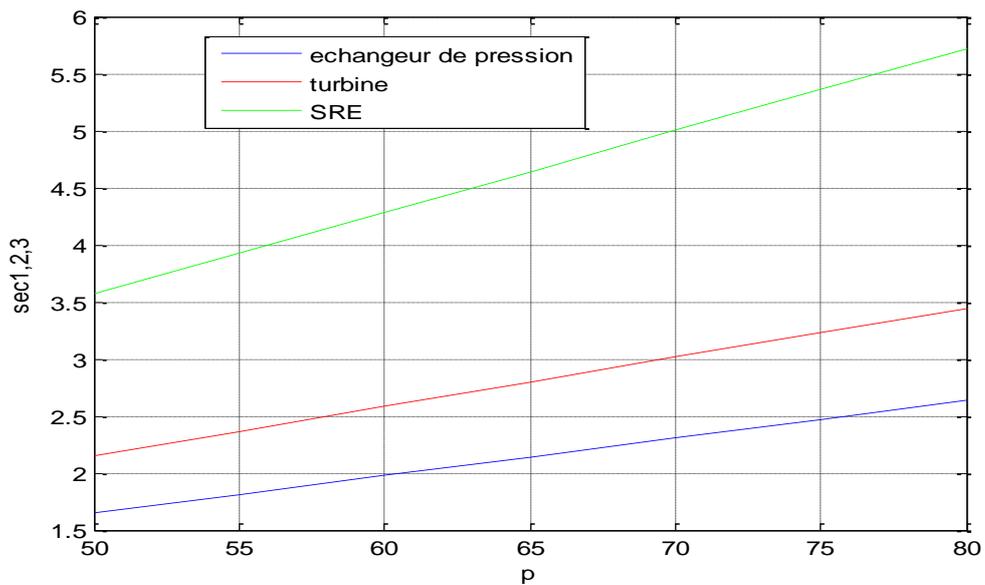
A cet effet, les écarts calculés enregistrés pour la station Fouka sont les plus faibles par rapport aux autres stations ce que justifie le bon choix des paramètres utilisés dans cette station (vecteur initial).

II.7. L'influence des paramètres de fonctionnement

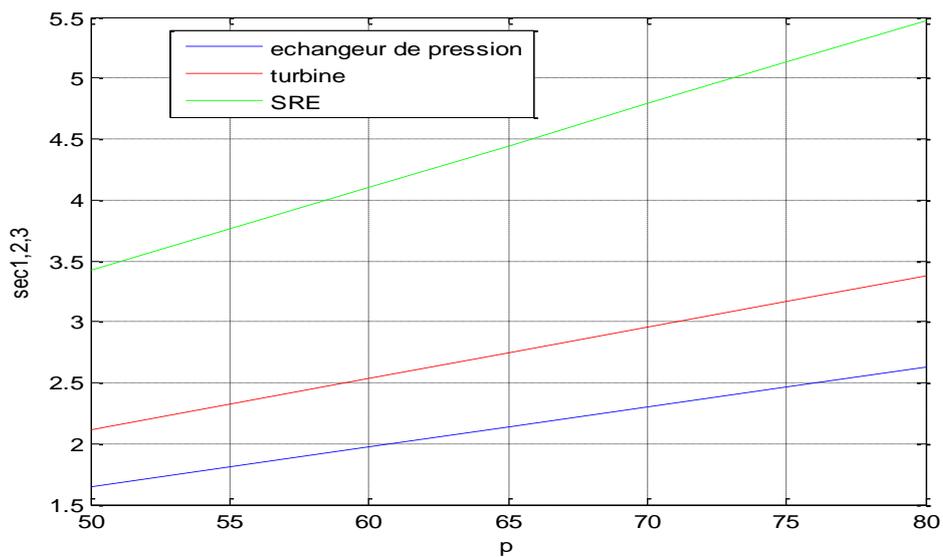
Dans cette partie nous étudions l'influence des différents paramètres de fonctionnement séparément, sur les performances du procédé d'osmose inverse dans trois méga usines de dessalement, notamment Fouka, Skikda et Beni Saf en tenant compte des systèmes : sans récupération d'énergie, avec récupération par échangeur de pression et par turbine Pelton.

II.7.1. influence de pression d'alimentation

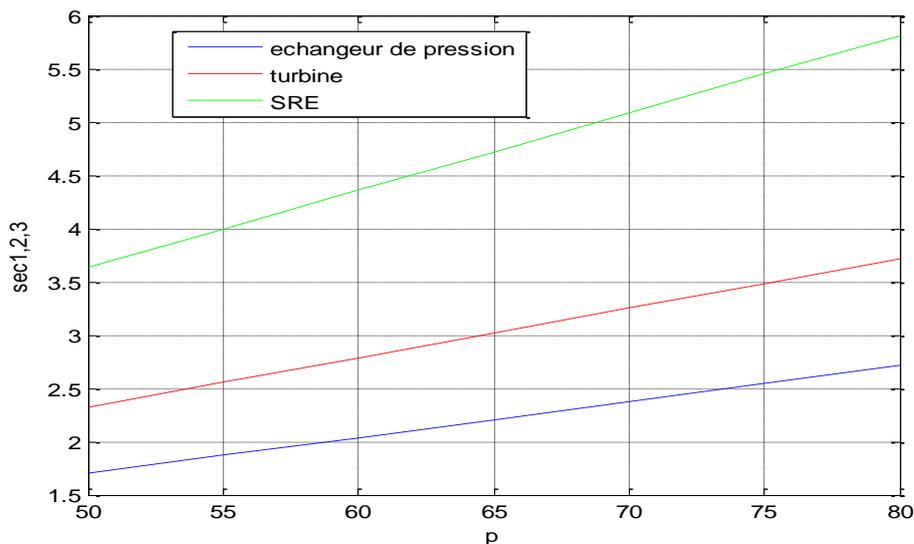
On a étudié l'influence de la pression d'alimentation pour les trois configurations sans récupération d'énergie, avec système de récupération : échangeur de pression et turbine. Cette variation est exprimée sur les graphes ci-dessous pour les trois stations respectivement Fouka, Skikda et Beni Saf.



a/ station Fouka : $Q_p = 120\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_p = 80\%$, $y = 45\%$, $\eta_e = 97\%$



b/ station Skikda : $Q_p = 100\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_p = 85\%$, $y = 47\%$, $\eta_e = 98\%$



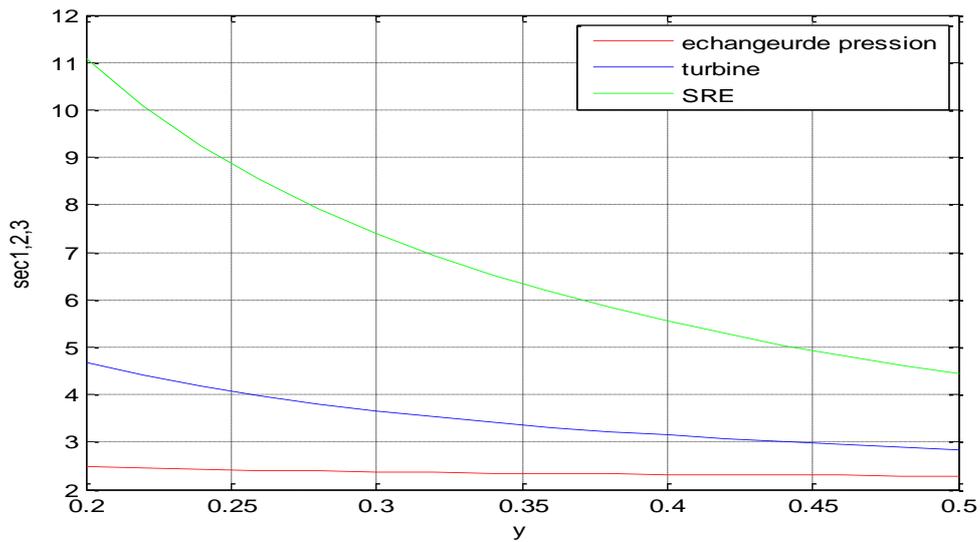
C/ station Beni Saf: $Q_p = 200\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_p = 80\%$, $y = 47\%$, $\eta_e = 95\%$

Figure II.19 : La variation de cse en fonction de pression d'alimentation dans les trois stations respectivement : a/station Fouka, b/ station Skikda,c/station Beni Saf

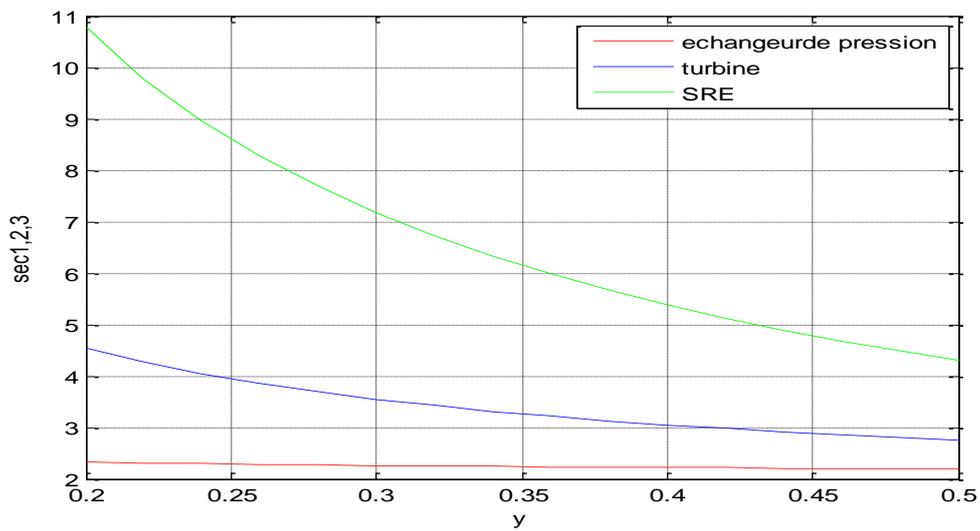
Il apparait que le système de récupération influe considérablement sur la variation de l'énergie de consommation spécifique .En effet les échangeurs de pression utilisés dans les trois usines de dessalement présentent un avantage non négligeable, par rapport aux turbines, permettant un gain sur l'énergie de consommation spécifique de l'ordre 25%

II.7.2. Influence de taux de conversion

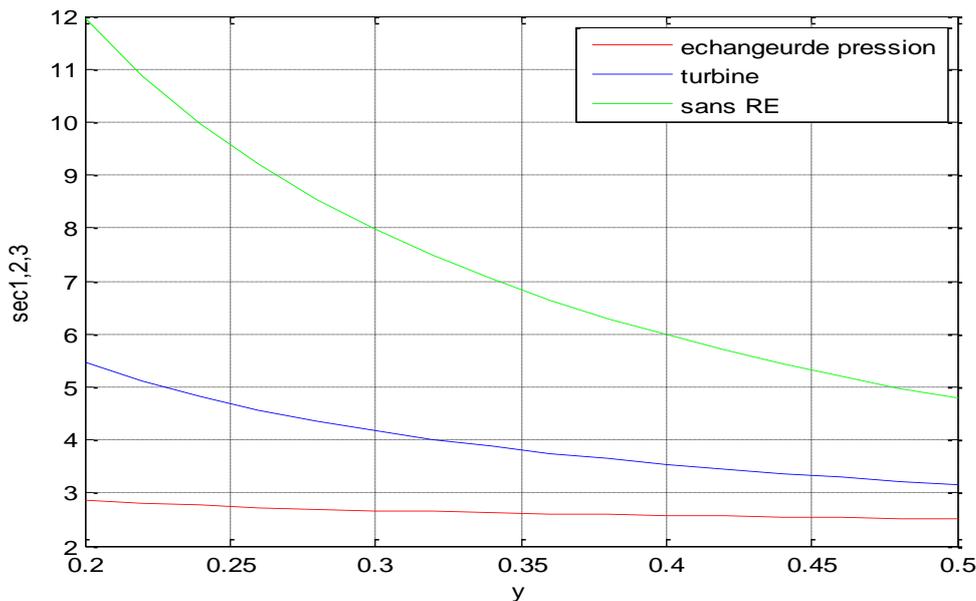
L'influence de taux de conversion sur la consommation spécifique d'énergie dans les trois stations est déterminée sous les graphes ci-dessous :



a/station Fouka : $Q_p = 120\,000\ m^3/j$, $\eta_p = 80\%$, $\eta_e = 97\%$, $p = 69\text{bar}$.



b/station sikda : $Q_p = 100\,000\ m^3/j$, $\eta_p = 85\%$, $\eta_e = 98\%$, $p = 67\text{bar}$.



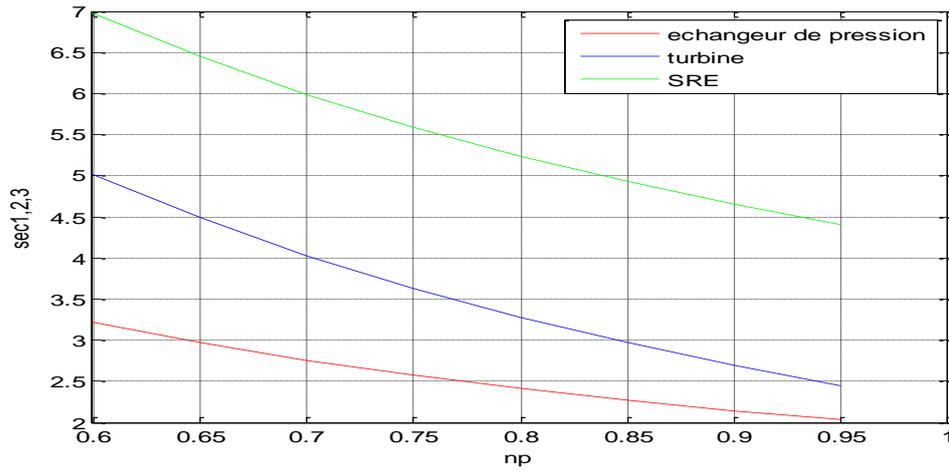
C /station Beni Saf : $Q_p = 200\,000\text{ m}^3/\text{j}$, $\eta_p = 80\%$, $\eta_e = 95\%$, $p = 70\text{ bar}$.

Figure II.20: La variation de cse en fonction de taux de conversion dans les trois stations respectivement : a/station Fouka, b/ station Skikda, c/station Beni Saf

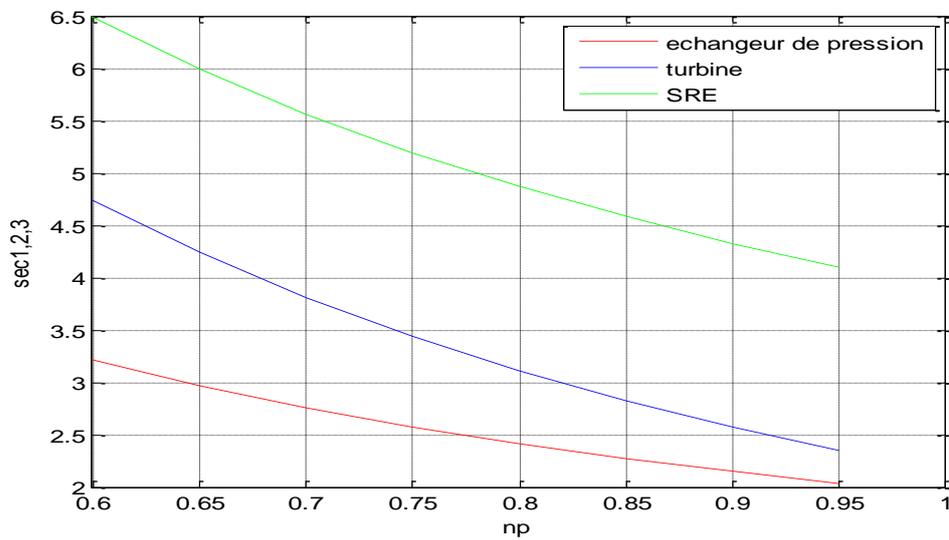
Pour une pression d'alimentation comprise entre 67bar et 70bar, et des efficacités de pompe comparables, le taux de conversion ne peu d'influencé sur la consommation spécifique d'énergie, lorsque le système de récupération considéré est une turbine ou un échangeur de pression.

II.7.3. Influence d'efficacité de la pompe à haute pression

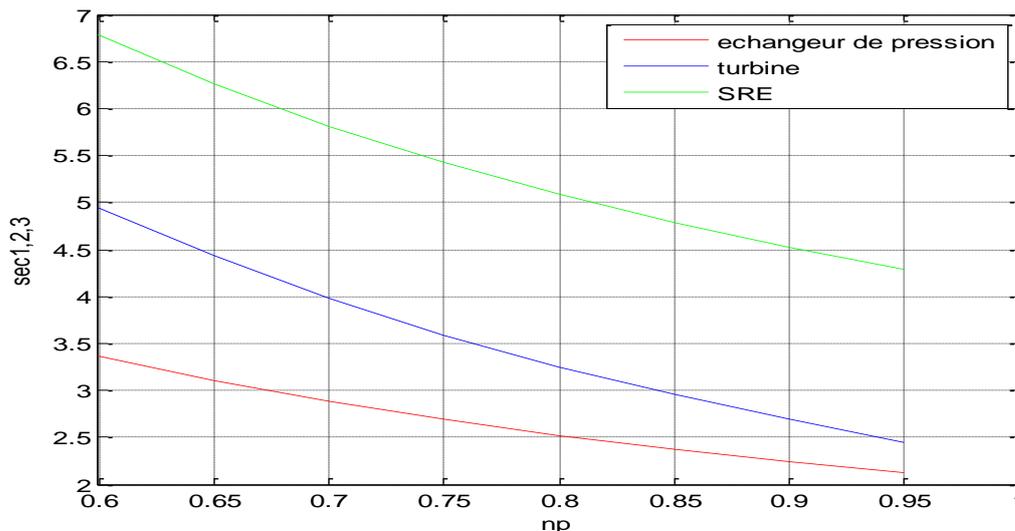
La variation de la consommation spécifique d'énergie en fonction de l'efficacité de la pompe à haute pression pour les trois stations est exprimée sur les graphes ci-dessous.



a/station Fouka : $Q_p = 120\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_t = 85\%$, $\eta_e = 97\%$, $p = 69\text{ bar}$, $y = 0.45$



b/station skikda : $Q_p = 100\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_t = 85\%$, $\eta_e = 98\%$, $p = 67\text{ bar}$, $y = 0.47$



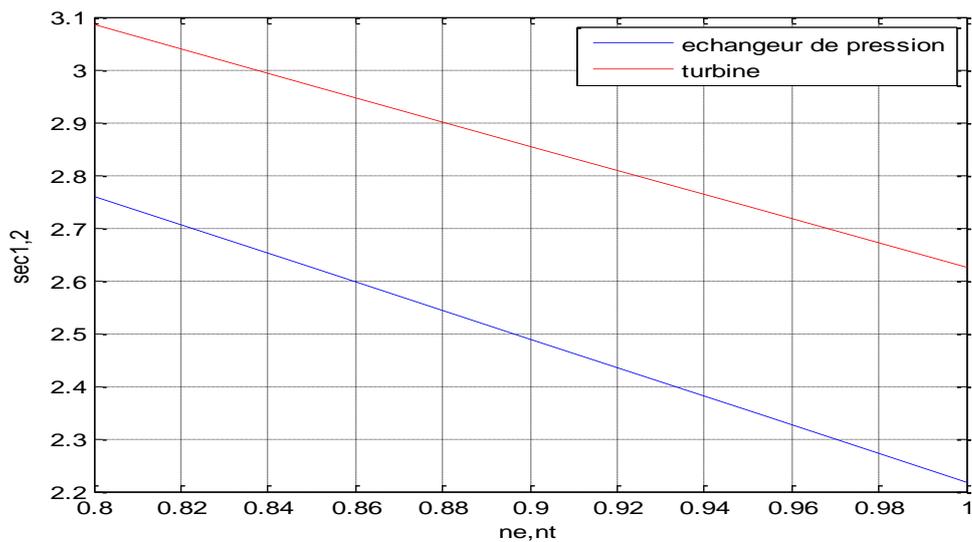
C/station Beni Saf : $Q_p = 200\,000\text{ m}^3/\text{j}$, $\eta_t = 85\%$, $\eta_e = 95\%$, $p = 70\text{bar}$, $y = 0.47$.

Figure II.21: La variation de cse en fonction d'efficacité de la pompe à haute pression η_p dans les stations respectivement : a/station Fouka, b/station Skikda, c/station Beni Saf

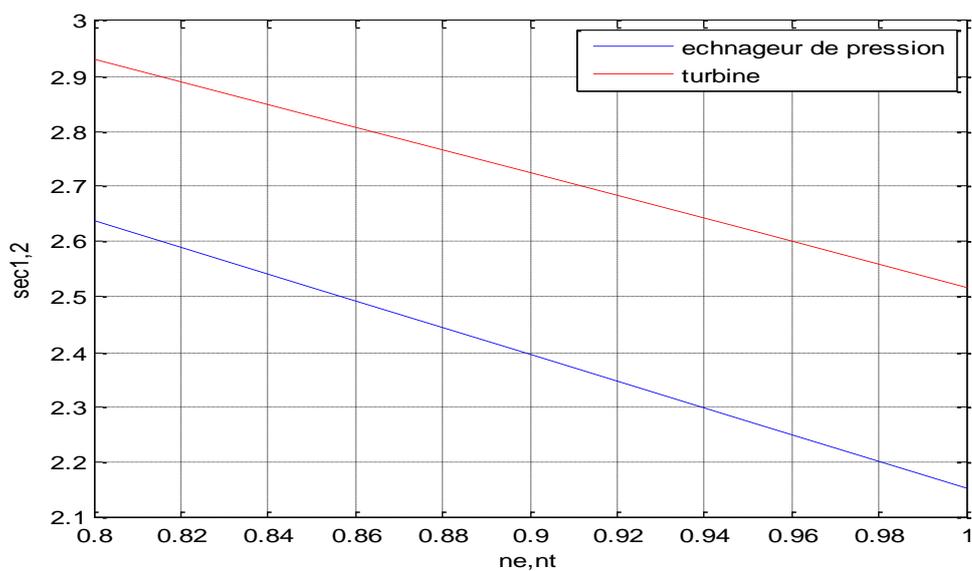
Il apparait nettement que pour une efficacité de la pompe à haute pression comprise entre 0.6 et 0.85, la consommation spécifique d'énergie varie de 22 à 26%. L'échangeur de pression constitue un avantage certain comparativement à l'utilisation d'une turbine.

II.7.4. Influence d'efficacité du système de récupération

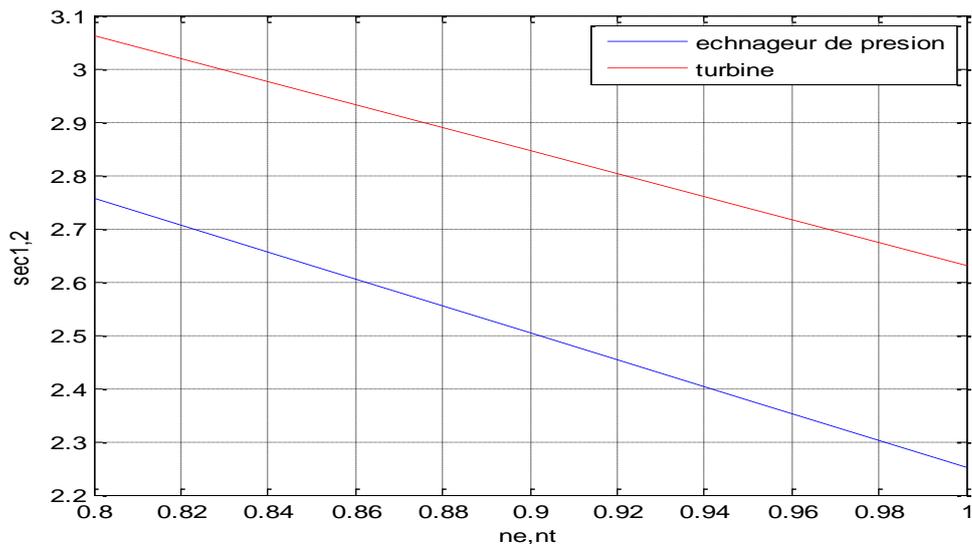
La variation de la consommation spécifique d'énergie en fonction de différentes efficacités des systèmes de récupération, dans les trois stations est exprimée sur les graphes ci-dessous



a /station fouka : $Q_p = 120\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_p = 80\%$, $y = 0.45$, $p = 69\text{bar}$.



b /station skikda : $Q_p = 200\,000\text{ m}^3/j$, $\eta_p = 85\%$, $y = 0.47$, $p = 67\text{bar}$.



C/station beni saf : $Q_p = 200\ 000\ m^3/j$, $\eta_p = 80\%$, $y = 0.47$, $p = 70\ bar$.

Figure II.22 : La variation de cse en fonction d'efficacité du système de récupération dans les trois stations respectivement : a/station Fouka, b/station Skikda, c/station Beni Saf

Il apparait que l'efficacité du système de récupération influe considérablement sur la consommation d'énergie, en effet, les échangeurs de pression utilisés dans les trois usines de dessalement présentent un avantage par rapport aux les turbines.

CONCLUSION GENERALE

Réduire l'énergie spécifique de consommation est un enjeu de l'innovation technologique et le coût énergétique du procédé d'osmose inverse, représentant jusqu'à 50% du coût du mètre cube dessalé.

A travers cette étude, une minimisation des consommations énergétiques spécifiques du procédé d'osmose inverse a été mise en œuvre en élaborant un programme sous MATLAB en utilisant la méthode du gradient projeté dont le principe de base est le calcul des dérivés sous contraintes.

Par conséquent, plusieurs configurations ont été étudiées à savoir, un système sans récupération d'énergie, avec récupération d'énergie en utilisant une turbine Pelton et un échangeur de pression PX.

Il apparaît nettement que le système de récupération d'énergie par un échangeur de pression est de loin le meilleur système permettant d'atteindre une consommation spécifique d'énergie minimale variant de 2,17 à 2,27 kWh/m³.

A travers les résultats obtenus, l'efficacité du système de récupération d'énergie présente une influence non négligeable sur l'énergie de consommation.

Les résultats obtenus par le programme élaboré, sont en bon accord avec les paramètres utilisés dans les stations de dessalement considérées.

A travers cette étude, la méthode d'optimisation utilisée sous MATLAB constitue également un outil de prévision des énergies spécifiques de consommation et le choix du meilleur système de récupération pour le dimensionnement d'une usine de dessalement par osmose inverse.

En perspectives, une utilisation d'une autre méthode d'optimisation serait souhaitable pour mieux se rendre compte de la validité de la méthode utilisée.

Liste des symboles

A_m : La perméabilité de l'eau

A_s : La perméabilité de sel

C : La concentration molaire du soluté (mol.m^3)

C_A : Concentration de soluté dans le flux d'alimentation

C_m : Concentration de soluté a l'interface

C_p : Concentration de soluté dans le permeat

C_R : La concentration de retentat

CSE : La consommation spécifique d'énergie (kWh/m^3)

d_h : Diamètre hydraulique (m)

D : Coefficient de diffusion

FI : indice de colmatage

J_p : Le flux de permeat à travers la membrane ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)

J_s : Flux de transport des sels à travers la membrane ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)

J_w : Le flux de soluté à travers la membrane ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)

K : le coefficient de transfert de masse

P_A : La pression d'alimentation

P_P : la pression de permeat

P_R : La pression de retentat

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

Δp : La perte de charge dans les modules

Q_A : Le débit d'alimentation

$Q_{A,t}$: Le débit d'alimentation total

Q_P : Le débit de permeat

Q_R : Le débit de retentât

R : La constante des gaz parfaits $R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$

R : Taux de rétention (%)

R_e : Le nombre de Reynolds

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

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

Sh : le nombre de Sherwood

Sc : Le nombre de Schmidt

S_m : La surface membranaire (m^2)

T : La température absolue de la solution en Kelvin

t_i : Temps nécessaire pour filtrer 500 ml au démarrage de la mesure.

t_f : Temps nécessaire pour filtrer 500 ml après un temps t .

Y : Taux de conversion (%)

U : vitesse du fluide (m/s)

w_{pump}^0 : Le travail de la pompe

π : La pression osmotique

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

ρ : masse volumique (kg / m^3)

μ : viscosité dynamique ($Pa . s$)

σ : Le facteur de polarisation

η_e : L'efficacité de l'échangeur de pression

η_p : L'efficacité de la pompe à haute pression

η_{turb} : L'efficacité de la turbine

Références bibliographiques

- [1] Val S. Frenkel. « Seawater Desalination: Trends and Technologies, Desalination » Trends and Technologies, Michael Schorr (Ed.), ISBN: 978-953-307-311-8,2011.
- [2] Henri Boyé, « Eau, énergie, dessalement et changement climatique en Méditerranée », Aout 2008
- [3] Alice Daussy, Maxime Guérin, Tries Guth, « dessalement de l'eau de mer à Malte et en Israël », université de technologie Compiègne, 2011
- [4] Stephen J.Chapman, MATLAB programming for engineers, 2001, second edition
- [5] Eric Daini, « de l'eau salée à l'eau potable, analyse et synthèse de document scientifique, lycée Paul Cézanne,
- [6] Chatkaew Tansakul, « Procédés hybrides à membranes pour le Prétraitement d'eau de mer avant dessalement par osmose inverse », thèse doctorat, 13 novembre 2009.
- [7] Julie Mendret, « mise au point de caractérisation de membrane application à la caractérisation in situ d'un dépôt particulaire en ultrafiltration frontale en lien avec les performances du procédé », thèse doctorat, INSA Toulouse, novembre 2007.
- [8] el Khabbaze hatim, « traitement des solutions modèles du lait par des membranes de nanofiltration et d'osmose inverse », thèse doctorat, université Mohamed V, Rebat 07 février 2008.
- [9] Hanane Dach, « comparaison des opérations de nanofiltration et d'osmose inverse pour le dessalement sélectif des eaux saumâtres : de l'échelle du laboratoire au pilote industriel », thèse doctorat, université d'Angers, mai 2008.
- [10] Alain maurel, « dessalement de l'eau de mer et des eaux de saumâtres : et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce »,2eme edition 2006.
- [11] Alfa Arzate, Ph.D, « procédés de séparation membranaire et leur application dans l'industrie alimentaire », Acer, 642-RVL-0508, saint –Norbert d'Athabaska,30 mai 2008 .

[12] Marjorie Gavach, « Détoxification de condensats de distillerie par osmose inverse échange d'ions et leur combinaison Application au recyclage en fermentation alcoolique », thèse de doctorat, 27 mai 2010

[13] Camille Sagne, « étude des mécanismes de transfert de molécules organiques en osmose inverse », thèse doctorat, institut des sciences et industries du vivant et de l'environnement Agro Paris Tech, 24 avril 2008.

[14] Woodcock DJ, White M. «The application of Pelton type impulse turbines for energy recovery on seawater reverse osmosis system ». Desalination 1981; 39:447-58.

[15] Tilak Gullinkala, B, digman, « desalination reverse osmosis and membrane distillation », Département de chimie et environnement l'université de Toledo, OH 43606-3390, USA, 2010.

[16] Yan Yue Lu, Yang D H , « optimum design of reverse osmosis system under different feed concentration and product specification » journal de science membranaire 287 ,219-229 ,2007

[17] Jean Marc B, Catherine J, « Les procédés membranaires pour les traitements de l'eau », document technique , Ministère de l'agriculture de l'alimentation de la pêche et des affaires rurales direction de l'espece rural et de la forêt Direction de l'Espace Rural et de la Forêt ,France ,Décembre 2002

[18] Najah Wehebe, « dénitrification de l'eau potable en réacteur », thèse doctorat Université de Lyon, le 23 octobre 2008.

[19] www.lenntech.fr

[20] Desalination technologies and filtration processes, filmtec membrane, Tech Manual Excerpt, Form No. 609-02002-504.

[21] www.toray.com

[22] John Palmeri, Mehdi Metaiche, « dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres par osmose inverse et nanofiltration », MEDERC, février 2009

[23] S Sablani, M F A Goosena, « Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review », Desalination 141 269-289 (2001).

[24] Alain Maurel, « technique de l'ingénieur, Techniques séparatives à membranes Considérations théoriques », J2790

[25] Kamel M sassi , Iqbal M, « optimal design and operation of reverse osmosis desalination process with membrane fouling », Chemical engineering journal 171 (582-593) ,2011.

[26] Patrice BACCHIN, « principes de bases de la filtration membranaire », Université Paul Sabatier Laboratoire de génie Chimique de Toulouse,

[27] www.enseeih.fr/entartrage et colmatage

[28] Liu Wen-jun , F. Hui, J. Lédion & Wu Xing-wu, « The influence of metal ion on the scaling in the mineral water tests », Ionics, 14 (2008) 449–454

[29] Mahdi Metaiche, « technologie membranaire, faculté des sciences appliqués ,université de bouira ,juin 2014

[30] hadjali yassine, « Impact des stations de dessalement de l'Eau de mer sur le littoral cas de la Station Plage EL Hilel (AIN Témouchent) »these master ,université Abou Belkaid ,Tlemcen ,2012.

[31] A.M.K. El-ghonemy, « waste energy recovery in seawater reverse osmosis desalination plants.part1: Review », renewable and sustainable energy reviews 18 (2013) 6–22.

[32] yousef mandari « Étude paramétrique du procédé de dessalement de l'eau de mer par congélation sur paroi froide », thèse doctorat ,11decembre 2011.

[33] www.veolia.com

[34] Erik D, Juan MP. « A case study: energy use and process design considerations for four desalination projects in California. In: IDA World Congress – Perth Centre Convention et Exhibition (PCEC). Perth, Western Australie , Septembre 4-9, 2011 .

[35] Dundorf S, Macharg J, Seacord TF, « Optimizing lower energy seawater desalination, the affordable desalination collaboration. In: IDA World congress, Maspalomas, Gran Canaria», Spain; October 21-26, 2007.

[36] Baltasar Peñate, « Energy optimization of existing SWRO (seawater reverse osmosis) plants with ERT (energy recovery turbines): Technical and thermoeconomic assessment », Energy 36 (2011) 613-626.

[37] M.M. Rahman, C. Lusk, M.J. Guirguis, « Energy Recovery Devices in Seawater Reverse Osmosis Desalination Plants with Emphasis on Efficiency and Economical Analysis of Isobaric versus Centrifugal Devices » , Master Degree of Science, University of South Florida, 2011

[38] Société de lorientaise construction électromécanique, « projet d'évolution de la Station de dessalement d'eau de mer par osmose inverse de l'île de sein »,03-2006

[39] A.M.K.El Ghonemy, «Waste energy in seawater reverse osmosis desalination plants .part2: case study», renewable and sustainable energy reviews 16(2012) 4016-4018

[40] www.recoveryenergy.com le 05/04/2014

[41] Aihua zhu, Panagiotis D, PH,Y C, « minimization of energy consumption for a two-pass membrane desalination: effect of energy recovery, membrane rejection and retentate recycling», journal of membrane science 126-137 ,2009

[42] Pierre Corsin, Fluid Consult et Guénaëlle Mauguin, « Dessalement de l'eau de mer par osmose inverse : les vrais besoins en énergie », N° 262-l'eau, l'industrie, les nuisances ,2003

- [43] Stover RL. Seawater reverse osmosis with isobaric energy recovery devices. *Desalination* 2007;203:168-75
- [44] Schneider B. « Selection, operation and control of a work exchanger energy recovery system based on the Singapore Project ». *Desalination* 2005;184:1177-90
- [45] Peñate B, dela Fuente JA, Barreto M. « Operation of the RO kinetic_ energy recovery system: description and real experiences ». *Desalination* 2010;252:179-85.
- [46] Bross S. SWRO core hydraulic system: extension of the SalTec DT to higher flows and lower energy consumption. *Desalination* 2007;203:160-7
- [47] DANFOSS company website information, www.isave.danfoss.com, le 11 mars 2014
- [48] A.M.Farooque, ATM Jamaluddin, Ali R.Al Reweli « Comparative study of various energy recovery devices used in SWRO process », Decembre 2004
- [49] Peter Geisler, « optimization of energy demand of reverse osmosis with a pressure exchange system », *desalination* 125 (1999) 167-172.
- [50] Alex R. Bartman, Aihua Zhu, Panagiotis D. Christofides et Yoram Cohen « Minimizing energy consumption in reverse osmosis membrane desalination using optimization-based control » *Journal of Process Control* 20 1261–1269,2010 .
- [51] Mingheng Li, « reducing specific energy consumption in reverse osmosis (RO) water desalination: an analysis from first principles », *desalination* 128-135,2011.
- [52] A Vallifafila, I M Mujtaba, « fresh water by reverse osmosis based desalination :simulation and optimization » ,*desalination* (1-13), septembre 2002

[53] la direction générale Algérienne des eaux

[54] Ministère des ressources en eau

[55] algérien energy company (AEC)

[56] Anatoli louditski, « optimisation, analyse convexe théorie de programme non linéaire » note de cours magister de mathématique , 1^{ère} année, université Joseph Fourier

[57] PG Ciarlet, J.L Lions, Introduction à l'analyse numérique matricielle et à l'optimisation, université Pierre et Marie curie école normale supérieure, Masson, Paris, 1982 ISBN : 2-225-68893-1, ISSN : 0754-4405.

[58] Stéphane Balac, « débiter avec MATLAB », université de Bretagne Occidentale, 1999.

[59] Stephen J.Chapman, MATLAB programming for engineers, 2001, second edition

[60] alfred A ,manuel, « éléments de Matlab », université de Genève, 15 octobre 2004

Annexe

1-Les paramètres opérationnels de chaque station

-fouka :

$$P=69 \text{ bar} ; Y=0.45 ; \eta_p=0.85, \eta_E = 0.97, \eta_T = 0.85$$

-Skikda

$$P=67 \text{ bar}; Y=0.47 ; \eta_p=0.85, \eta_E = 0.98, \eta_T = 0.85$$

-Beni saf

$$P=70 \text{ bar}; Y=0.47; \eta_p=0.8, \eta_E = 0.95, \eta_T = 0.85$$

2-Les équations des trois configurations

➤ Sans système de récupération

$$\text{sec} = \frac{P}{36.6 \times \eta_p \times y}$$

➤ Avec système de récupération

- L'échangeur de pression

$$\text{sec}_{ep} = \frac{P(1 - \eta_E(1 - y))}{36.6 \times y \times \eta_{\text{pump}}}$$

- La Turbine Pelton

$$\text{sec}_{\text{turb}} = \frac{P}{36.6 \cdot \eta_p \cdot y} - \frac{1}{36.6} \cdot P \cdot \eta_{\text{turb}} \left(\frac{1}{y} - 1 \right)$$

- P variable

```
%clear
%p variable station fouka
%DECLARATION DES VARIABLES
p=[50:5:80]';
sec1=(0.461/13.9995) .*p
sec2=(1/13.9995) .*p-(0.4675/16.47) .*p
sec3=p./13.9995
plot(p,sec1,'b',p,sec2,'r',p,sec3,'g'),grid
xlabel('p')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression ','turbine','SRE')
```

```

%clear
%p variable station skikda
%DECLARATION DES VARIABLES
p=[50:5:80]';
sec1=(0.4806/14.6217).*p
sec2=(1/14.6217).*p-(0.4505/17.202).*p
sec3=p./14.6217
plot(p,sec1,'b',p,sec2,'r',p,sec3,'g'),grid
xlabel('p')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression','turbine','SRE')

```

```

%clear
%p variable station beni saf
%DECLARATION DES VARIABLES
p=[50:5:80]';
sec1=(0.4675/13.7616).*p
sec2=(1/13.7616).*p-(0.4505/17.202).*p
sec3=p./13.7616
plot(p,sec1,'b',p,sec2,'r',p,sec3,'g'),grid
xlabel('p')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression','turbine','SRE')

```

- y variable

```

%clear
%y variable station fouka
%DECLARATION DES VARIABLES
y=[0.21:0.02:0.5]';
sec1=(69/31.11).*(1./y)-(66.93/31.11).*((1.-y)./y)
sec2=(69/31.11).*(1./y)-(58.65/36.6).*((1./y)-1)
sec3=(69/31.11).*(1./y)
plot(y,sec1,'r',y,sec2,'b',y,sec3,'g'),grid
xlabel('y')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeurde pression','turbine','SRE')

```

```

%CLEAR
%Y variable station skikda
y=[0.21:0.02:0.5]';
sec1=(67/31.11).*(1./y)-(65.66/31.11).*((1.-y)./y)
sec2=(67/31.11).*(1./y)-(56.95/36.6).*((1./y)-1)
sec3=(67/31.11).*(1./y)
plot(y,sec1,'r',y,sec2,'b',y,sec3,'g'),grid
xlabel('y')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeurde pression','turbine','SRE')

```

```

%clear
%Y variable station beni saf
y=[0.21:0.02:0.5]';
sec1=(70/29.28).*(1./y)-(66.5/29.28).*((1.-y)./y)
sec2=(70/29.28).*(1./y)-(59.5/36.6).*((1./y)-1)
sec3=(70/29.28).*(1./y)

```

```

plot(y,sec1,'r',y,sec2,'b',y,sec3,'g'),grid
xlabel('y')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression','turbine','sans RE')

```

- np variable

```

%clear
%np variable station fouka
%DECLARATION DES VARIABLES
np=[0.6:0.05:0.95]';
sec1=(31.809/16.47).*(1./np)
sec2=(69/16.47).*(1./np)-(71.683/36.6)
sec3=(69/16.47)./np
plot(np,sec1,'r',np,sec2,'b',np,sec3,'g'),grid
xlabel('np')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression','turbine','SRE')

```

```

%clear
%np variable station skikda
np=[0.6:0.05:0.95]';
sec1=(31.809/16.47).*(1./np)
sec2=(67/17.202).*(1./np)-(30.1835/17.202)
sec3=(67/17.202)./np
plot(np,sec1,'r',np,sec2,'b',np,sec3,'g'),grid
xlabel('np')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression','turbine','SRE')

```

```

%clear
%np variable station beni saf
np=[0.6:0.05:0.95]';
sec1=(34.755/17.202).*(1./np)
sec2=(70/17.202).*(1./np)-(31.535/17.202)
sec3=(70/17.202)./np
plot(np,sec1,'r',np,sec2,'b',np,sec3,'g'),grid
xlabel('np')
ylabel('sec1,2,3')
legend('echangeur de pression','turbine','SRE')

```

- ne et nt variable

```

%clear
%ne et nt variable station fouka
ne=[0.8:0.05:1]';nt=[0.8:0.05:1]';
sec1=(69/13.9995)-(37.95/13.9995).*ne
sec2=(69/13.9995)-(37.95/16.47).*nt

plot(ne,sec1,'b',nt,sec2,'r'),grid
xlabel('ne,nt')
ylabel('sec1,2')
legend('echangeur de pression','turbine')
err=((sec2-sec1)./sec2)

```

```

%clear
%ne et nt variable STATION SKIKDA
ne=[0.8:0.05:1]';nr=[0.8:0.05:1]';
sec1=(67/14.6217)-(35.51/14.6217).*ne
sec2=(67/14.6217)-(35.51/17.202).*nt
plot(ne,sec1,'b',nt,sec2,'r'),grid
xlabel('ne,nt')
ylabel('sec1,2')
legend('echnageur de pression','turbine')
err=((sec2-sec1)./sec2)

```

```

%clear
%ne et nt variable STATION BENI SAF
ne=[0.8:0.05:1]';nt=[0.8:0.05:1]';
sec1=(70/14.6217)-(37.1/14.6217).*ne
sec2=(70/14.6217)-(37.1/17.202).*nt
plot(ne,sec1,'b',nt,sec2,'r'),grid
xlabel('ne,nt')
ylabel('sec1,2')
legend('echnageur de presion','turbine')

err=((sec2-sec1)./sec2)

```