

École Nationale Supérieure Agronomique (ENSA)
En vue de l'obtention du titre de Magister en sciences agronomiques
Spécialité : Génie Rural
Option : Hydraulique Agricole

***Contribution à l'étude d'une station de
dessalement par osmose inverse***
cas de la station de Ain bénian, Alger

Présenté par
MELLAL Nour el houda
Hartani Tarik Professeur à l'ENSA Directeur de thèse
Soutenu le 15/12/2011

devant le jury suivant : Aidaoui Abdellah Professeur à l'ENSA Président Mezghache Hamid
Professeur (Badji Mokhtar, ANNABA) Examineur Chabaca Med Nacer Maître de conférences
(ENSA) Examineur

Table des matières

Dédicace . . .	5
REMERCIEMENTS . . .	6
Résumé . . .	7
Abstract . . .	8
Liste des abréviations . . .	9
Liste des symboles . . .	10
INTRODUCTION GENERALE . . .	11
PARTIE THEORIQUE . . .	13
CHAPITRE I TECHNIQUES DE DESSALEMENT . . .	13
I.1. Introduction . . .	13
I.2. Les principaux problèmes hydrauliques en Algérie . . .	13
I.3. Le dessalement de l'eau de mer . . .	13
I.4. Composition de l'eau de la mer méditerranée . . .	15
I.5. Les techniques de dessalement de l'eau de mer . . .	16
Conclusion . . .	24
CHAPITRE II L'OSMOSE INVERSE . . .	25
II.1. Introduction . . .	25
II.2. Les modules d'osmose inverse . . .	25
II.3 Matériaux des membranes . . .	28
II.4. Les performances des membranes d'osmose inverse . . .	30
II.5. Influences des paramètres opératoires . . .	31
II.6. Principes de mise en œuvre des membranes . . .	32
II.7. Mode de fonctionnement d'une installation d'osmose inverse à deux étages . . .	34
II.8. Limites du procédé d'osmose inverse . . .	35
II.9. Les impacts environnementaux des unités de dessalement . . .	38
Conclusion . . .	39
PARTIE EXPERIMENTALE . . .	40
CHAPITRE III PRESENTATION DE LA STATION DE DESSALEMENT . . .	40
III.1. Introduction . . .	40
III.2. Le processus de dessalement de l'eau de mer . . .	40
III.3. Le nettoyage des membranes . . .	48
Conclusion . . .	48
CHAPITRE IV PROTOCOLE EXPERIMENTAL . . .	49
IV.1. Introduction . . .	50
IV.2. Modèles de transfert de matière dans les membranes d'osmose inverse . . .	50
IV.3. Présentation des modèles utilisés . . .	56
IV.4. Les problèmes rencontrés . . .	56
IV.5. Démarche à suivre pour l'élaboration de la base de données . . .	57
Conclusion . . .	61

CHAPITRE V RESULTATS ET INTERPRETATIONS . .	61
V.1. Introduction . .	61
V.2. Suivi des performances de la station de dessalement . .	62
V.3. Suivi de l'effet de la température sur les caractéristiques hydrodynamiques de la membrane . .	70
V.4. Suivi de l'effet de la pression sur les caractéristiques hydrodynamiques de la membrane . .	72
V.5. Modélisation de l'épaisseur de la couche limite de polarisation (δ) . .	79
V.6. Modélisation des perméabilités de la membrane SWC3+ issues de la fiche technique . .	83
V.7. Estimation du coût de l'eau dessalée . .	84
Conclusion . .	85
Conclusion générale . .	88
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES . .	90

Dédicace

*Je dédie ce travail A mon père A ma mère A mon fiancé A mes frères et sœurs A ma belle famille
A toute ma famille A tous mes amis*

REMERCIEMENTS

Ce travail n'aurait pu avoir lieu sans l'appui de plusieurs personnes que je vais tâcher de remercier ici, en espérant ne pas oublier les autres;

Je tiens à remercier tout d'abord le professeur T. HARTANI pour m'avoir dirigé au cours de ces années. Ses conseils et son expérience ont toujours été d'une aide précieuse;

Je tiens également à remercier Monsieur M. METAICHE pour m'avoir proposé un sujet de recherche et m'avoir supporté, pour l'intérêt qu'il a accordé à mon mémoire et le regard aiguisé qu'il a toujours porté sur mon travail. Je retiendrais entre autres sa rigueur et son intégrité scientifique et je le remercie de m'avoir encouragée dans cette tentative, toujours difficile, d'explorer de nouvelles approches à la frontière entre plusieurs disciplines scientifiques.

Je tiens aussi à remercier le Professeur A. AIDAOUI pour m'avoir fait un grand honneur en acceptant de présider le jury. Je le remercie aussi pour ses conseils et discussions scientifiques que j'ai eu la chance d'avoir avec lui;

Je tiens à remercier tout particulièrement les professeurs H. MEZGHACHE de l'université de Badji Mokhtar de Annaba et Mr Chabaca de l'ENSA d'Alger nt pour être parmi nous pour examiner ce travail ;

Mes remerciements vont également au personnel de la SEAAL, surtout Mme MESSAOUDI et sa collègue Mme DJAOUIDA ;

J'adresse mes remerciements à ma famille, mon fiancé et ma belle famille qui ont été un soutien pour moi et qui ont été toujours présents lorsque j'en ai eu besoin;

Je tiens à remercier vivement tous mes collègues de post graduation ;

Enfin, j'adresse un grand Merci à ma famille professionnelle, surtout à mon directeur Monsieur A. CHETTAH et mes collègues de CFPA et de l'institut national de formation professionnelle spécialisé en agriculture de SKIKDA et tous les travailleurs du département des sciences agronomique de l'université de SKIKDA.

J'en oublie, je le sais, alors, je m'excuse auprès de ceux là, mais vous êtes si nombreux. Alors, un immense, un colossal merci à tous ceux qui ne sont pas cités ici et qui auront toutefois participé à cette aventure....

Résumé

L'augmentation rapide des besoins en eau en Algérie du fait de la croissance démographique et de l'amélioration du niveau de vie pousse à l'exploitation des ressources en eau non conventionnelles telles que le dessalement d'eau de mer qui semble à priori inévitable.

Ce travail s'inscrit dans le cadre d'une investigation de la performance des modules membranaires et la suggestion d'une station d'osmose inverse.

Les analyses ont été basées sur des équations analytiques et une application informatique. Les modèles mathématiques proposés permettent de distinguer les caractéristiques de la saumure et du perméat pour chaque module membranaire dans une station d'osmose inverse quel que soit le type de membrane utilisé.

La procédure du modèle analytique présenté dans ce travail est simple, elle donne des résultats précis et rapides pour la modélisation des performances d'une station de dessalement par osmose inverse ; il peut en outre être utilisé pour n'importe quel type de membrane.

Les prédictions des modèles de simulation proposées ont été vérifiées par des données expérimentales issues de la fontaine 1 de la station de Ain Bénian produisant 2500 m³/j, avec 189 modules membranaires fabriqués par Hydranautics. Les résultats indiquent un excellent accord entre les données obtenues à partir des modèles de simulation et les résultats expérimentaux.

Mots clés : Dessalement de l'Eau de Mer, Osmose Inverse, Station de Ain Benian.

Abstract

The quick increase of Algeria's water needs due to population growth and better living standards drive us to the exploitation of unconventional resources such as water desalination, which is an inevitable solution nowadays.

This work focuses on the performance of the membrane modules and an RO plants has been suggested. The analysis is based on analytical equations. A software based on a mathematical model was developed. It ables to predict the brine and permeate characteristics for any individual membrane module in the pressure vessels in an RO plant, regardless of the type of the membranes. The analytical model presented in this work is simple, accurate and enables the modeling of the RO plants performance. Moreover, it can be applied in any type of membrane modules.

The predictions were compared with experimental data obtained from a fountain 1 of Ain Benian station. producing $2500\text{m}^3/\text{d}$, with 189 membrane module made by Hydranautics. An excellent agreement was found between the prediction of the suggested model and the experimental data.

Keywords : sea water desalination, Reverse osmosis, Ain Benian Station

Liste des abréviations

- MSF: Distillation multi-stage-flash
- MED : Distillation multiple effets
- MF : Microfiltration
- UF : Ultrafiltration
- CV: Distillation par compression de vapeur
- ED : Électrodialyse
- OI : Osmose inverse
- COT : Carbone organique total
- SDI : Indice de colmatage
- AEC : Algerian Energy Company
- ONU : Organisation des nations unis
- OMS : Organisation mondiale de la santé
- pH : Potentiel d'hydrogène
- HP : Pompe haute pression
- T°C : Température en degré selcius
- TDS : Total des sels dissous
- Mes : Matières en suspension
- MO : Matière organique
- FRV : Facteur de réduction volumique
- SMBS : Méta-bisulfite de sodium
- gpd : gallon par jour
- CIDF : Centre international de formation
- DRASS : Direction régionale des affaires sanitaires et sociales
- OIE : Office internationale de l'eau
- PDCAF : Programme bilatéral de coopération Algéro-Française
- CaCO₃ : Carbonate de calcium
- Ca(SO₄)₂ : Sulfate de calcium
- Mg (OH)₂: Hydroxydes de magnesium
- Si: Slice

Liste des symboles

- $C_A=C_f$: Concentration de l'eau d'alimentation
- $V_A=V_f$: Volume de l'eau d'alimentation
- $Q_A=Q_f$: Débit d'alimentation
- P_f : Pression de l'eau d'alimentation
- S_{mb} : Surface membranaire
- C_p : Concentration de perméat
- Q_p : Débit de perméat
- V_p : Volume de perméat
- P_p : pression de perméat
- CR_s : Concentration de retentat à la sortie
- DR_s : Débit de retentat à la sortie
- VR_s : Volume du rétentat à la sortie
- PR_s : Pression du rétentat à la sortie
- CR_e : Concentration de retentat à l'entrée
- DR_e : Débit de retentat à l'entrée
- VR_e : Volume du rétentat à l'entrée
- PR_e : Pression du rétentat à l'entrée
- $C^*R=C_m$: Concentration en sel près de la membrane
- CR : Concentration en sel du rétentat (saumure)
- TR : Taux de rétention des sels dans la membrane
- Y : taux de conversion
- P_{tm} : Pression transmembranaire
- $\Delta\pi$: Pression osmotique
- $(P_{tm}-\Delta\pi)$: Pression efficace
- D : Coefficient de diffusion supposé égal à $1.35 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$
- $A=L_p$: Perméabilité de la membrane à l'eau
- J_w : Flux de l'eau dans la membrane
- B : Perméabilité de la membrane aux sels
- J_s : Flux des sels dans la membrane
- K : Coefficient de transfert de masse dans la membrane
- δ : Épaisseur de la couche limite de polarisation
- TA : Titre alcalimétrique simple.
- TAC : Titre alcalimétrique complet.
- TH : Titre hydrotimétrique ou dureté totale.

INTRODUCTION GENERALE

L'eau est une ressource naturelle limitée et un bien public ; elle est essentielle à la vie et à la santé. Le droit à l'eau est indispensable pour mener une vie digne. Il est une condition préalable à la réalisation des autres droits de l'homme. On sait qu'elle est abondante sur terre mais elle se présente essentiellement sous forme d'eau de mer (97%). Or, l'eau de mer contient près de 100 fois plus de sel que la limite fixée par l'OMS pour pouvoir être consommée par l'homme. Sur 6,4 milliards d'êtres humains, plus de 1,1 milliard n'a pas accès à l'eau potable aujourd'hui et plus de 2,6 milliards ne disposent pas de système d'assainissement.

En 1950, les ressources mondiales étaient 17.000 mètres-cubes d'eau douce par personne ;

En 1980, 10 mégalopoles de plus de 10 millions d'habitants ;

En 1995, ressources mondiales atteignaient 7.500 mètres-cubes d'eau douce par personne ;

En 2010, 30% de la population n'a pas assez d'eau douce, 1,1 milliard de personnes n'ont pas accès à l'eau potable, 2,6 milliards de personnes n'ont pas accès à un système sanitaire de qualité, 450 millions de personnes sont confrontées à la pénurie d'eau et 1,8 million de personnes meurent chaque année de maladies diarrhéiques, dont 90% d'enfants de moins de cinq ans.

En 2025, 50% de la population n'aura pas assez d'eau douce avec des ressources mondiales de 5100 mètres-cubes d'eau par personne ;

Et en 2050, 2,5 milliards de personnes seront confrontées à la pénurie d'eau et la population mondiale atteindra près de 9 milliards d'habitants (Anonyme 3, 2010).

Pour faire face à cette situation, une des techniques prometteuses pour répondre au stress hydrique est recours à des sources alternatives d'approvisionnement, telles que le dessalement des eaux de mer ou des eaux saumâtres. Pour les pays méditerranéens, la production artificielle d'eau douce par dessalement d'eau de mer ou d'eau saumâtre souterraine a débuté dans des situations d'isolement insulaire (Malte, Baléares, Dalmatie, Chypre, Cyclades...), littorales (Libye) ou désertiques (Algérie).

Elle se développe aujourd'hui très rapidement tout autour de la Méditerranée. Le marché du dessalement de l'eau de mer devrait continuer à croître fortement dans les années à venir, avec un doublement attendu d'ici 2016. A l'horizon 2030, la Méditerranée pourrait même tripler voire quadrupler sa production par dessalement pour atteindre 30 à 40 Mm³/j (Anonyme 4, 2010).

En effet, les autorités Algériennes ont décidé que la solution la plus adéquate pour l'Algérie, qui dispose d'un littoral long de 1200 km, est le dessalement de l'eau de mer (Margat, 2003). Pour cela l'Algérie a mis trois unités en exploitation à Arzew, Alger et Skikda, entre 2006 et 2009, pour une capacité totale de 400 000 m³/j. Elle vise une capacité globale de 2,5 Mm³/j par la mise en œuvre de 12 nouvelles unités d'ici 2012 (Anonyme 4,

2010). Et d'ici 2019, elle prévoit la construction de 43 usines de dessalement d'eau de mer opérationnelles pour pallier au manque d'eau potable (Anonyme3,2010).

L'osmose inverse est une technique plus récente, apportant de réelles économies d'énergie. Elle s'est peu à peu imposée vis-à-vis d'utilisateurs réticents devant cette technique si différente de la distillation. Entre temps, les fabricants de membranes ont perfectionné leurs produits, si bien qu'aujourd'hui l'osmose inverse est le procédé concurrent de la distillation.

L'objectif de ce travail est la modélisation des caractéristiques de la membrane SWC3+ pour prédire les performances du système d'osmose inverse de la fontaine 1 de la station de Ain bénian, produisant $2500 \text{ m}^3/\text{j}$ avec 189 membranes de type spiralé en composite polyamide fournies par la compagnie Hydranautics. Cette recherche est faite avec deux modèles mathématiques basés sur le transfert phénomologique (VontronRo et IMSdesign) fournis par la même compagnie de membrane. Ces modèles ont le pouvoir de prédire les caractéristiques du perméat et de la saumure soit à l'échelle d'une seule membrane ou bien à l'échelle de tube de pression. Ces prédictions ont été validées par les données expérimentales issues de l'historique de la station de Ain bénian.

Cette recherche se compose de deux volets, le premier est la partie théorique avec trois chapitres dont le premier chapitre englobe une introduction au dessalement de l'eau de mer et ces différentes techniques en expliquant chaque technique. Le deuxième chapitre est consacré pour la membrane qui est l'unité de base du processus d'osmose inverse et le troisième présente les différents modèles de transfert de matière dans la membrane. Le second volet est la partie expérimentale comportant après la description de la station d'étude et matériels et méthodes, les résultats et discussions des suivis effectués au cours notre travail à savoir le suivi des performances de la station de dessalement, le suivi de l'état membranaire des deux blocs de la station de Ain bénian, le suivi des paramètres hydrodynamiques de la membrane SWC3⁺ ainsi que le suivi de l'effet de la température et la pression d'alimentation sur ces derniers (paramètres hydrodynamiques). puis

On conclue notre travail avec une étude estimative du coût du m^3 d'eau dessalée.

PARTIE THEORIQUE

CHAPITRE I TECHNIQUES DE DESSALEMENT

I.1. Introduction

Le dessalement de l'eau de mer s'impose, dans un certain nombre de pays du pourtour méditerranéen en situation de stress hydrique, comme une option pour sécuriser l'alimentation en eau potable des populations des villes côtières, compte tenu de l'accroissement rapide de la demande en eau dans les secteurs de l'agriculture et de l'industrie.

Face aux pénuries fréquentes d'eau et à des qualités physico-chimiques qui engendrent des surcoûts, le recours au dessalement de l'eau de mer a pu, dans le cadre de la rénovation des choix et des modes de gestion, être promu comme une alternative stratégique permettant de sécuriser l'alimentation en eau potable de certaines villes du littoral et d'agglomérations proches.

I.2. Les principaux problèmes hydrauliques en Algérie

La rareté grandissante des ressources en eau qui résulte de la diminution des quantités disponibles par habitant, la dégradation de la quantité et les objectifs de développement économique et social imposent donc l'élaboration et la définition d'une stratégie de gestion de l'eau à moyen et à long terme. Le problème de l'eau est aggravé ces dernières années de sécheresse qui ont touché l'ensemble du territoire, ont montré combien il était nécessaire d'accorder la plus grande attention à l'eau. Cette ressource vitale est menacée dans sa qualité et dans sa quantité.

Les principaux problèmes techniques qui affectent la quantité et la qualité des ressources en eau. Il s'agit des problèmes suivants :

- Envasement des barrages ;
- Évaporation des lacs de barrages ;
- Fuites dans les barrages ;
- Eutrophisation des retenues de barrages ;
- Intrusion des eaux marines dans les aquifères côtiers.

Pour faire face à ces problèmes et afin de sécuriser l'alimentation en eau potable, l'état semble sérieusement se pencher sur le problème de trouver une solution durable à cette carence en ressources hydriques. Les responsables ont alors accéléré le lancement de « solution d'urgence » pour sécuriser l'alimentation en eau potable et la renforcer dans les villes côtières tout particulièrement.

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

Comme évoqué précédemment, plus de 97 % de l'eau à la surface de la terre est de l'eau salée. Du fait de l'augmentation de la population mondiale, la pénurie en eau douce est devenue un problème majeur, en particulier dans plusieurs régions arides du monde. Le dessalement d'eau de mer pour la production d'eau potable est donc une solution alternative qui permet d'augmenter les ressources en eau disponible, de fournir une solution en cas de sécheresse et de lutter contre les pénuries.

D'autres avantages de l'utilisation d'eau de mer pour la production d'eau potable peuvent être évoqués par rapport aux eaux de rivières :

- Moindre consommation de produits chimiques ;
- Faible production de boues.

Cependant, le dessalement d'eau de mer présente également des inconvénients :

- Une consommation d'énergie élevée ;
- Un coût d'opération du procédé élevé ;
- Un volume d'eau produite insuffisant comparé au volume d'eau de mer prélevé ;
- La dégradation de l'environnement marin due à l'extraction et au rejet d'eau avec une quantité de sels très élevée (rejet des concentrats).

1.3.1. Le dessalement de l'eau de mer en Méditerranée

D'après les notes du plan bleu, 2010. La Méditerranée renferme 60 % de la population mondiale dite pauvre en eau, c'est-à-dire bénéficiant de moins de 1000 m³ par habitant et par an de ressources en eau renouvelables.

Des pénuries ont été constatées ces dernières décennies et les effets du changement climatique global sur le cycle de l'eau (précipitations, évaporation, écoulement), même s'ils sont encore difficilement quantifiables à des échéances précises, vont très vraisemblablement appauvrir les ressources en eau de la région, sous l'effet des élévations de températures et des diminutions des précipitations.

Pour faire face à cette situation, les pays méditerranéens ont recours à des sources alternatives d'approvisionnement, telles que le dessalement des eaux de mer ou des eaux saumâtres (figure 1).

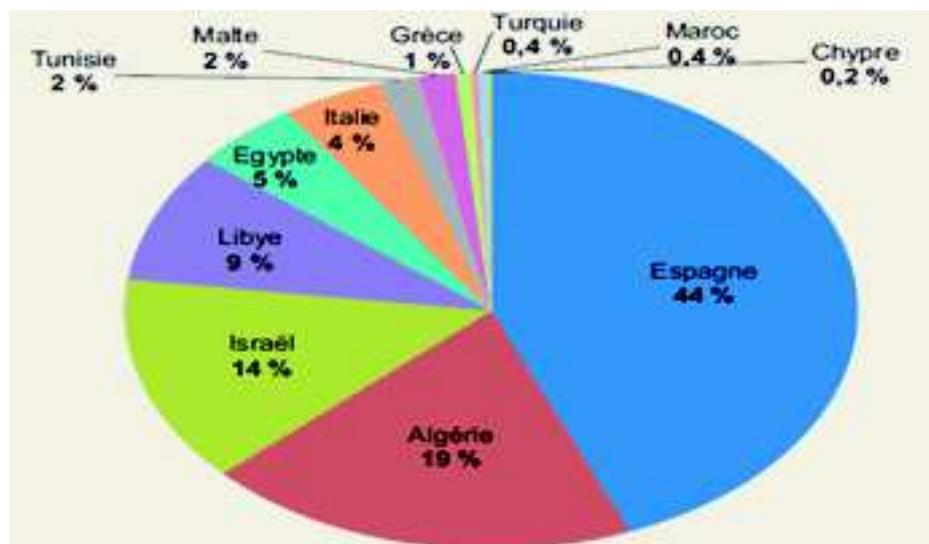


Figure 1 : Capacité de dessalement installée en Méditerranée (Boyé, 2008).

La production artificielle d'eau douce par dessalement d'eau de mer ou d'eau saumâtre souterraine a débuté dans des situations d'isolement insulaire (Malte, Baléares, Dalmatie, Chypre, Cyclades...), littorales (Libye) ou désertiques (Algérie).

Elle se développe aujourd'hui très rapidement tout autour de la Méditerranée. Le marché du dessalement de l'eau de mer devrait continuer à croître fortement dans les années à venir, avec un doublement attendu d'ici 2016. A l'horizon 2030, la Méditerranée pourrait même tripler voire quadrupler sa production par dessalement pour atteindre 30 à 40 Mm³/j.

Quatre pays répartis au Nord, au Sud et à l'Est ont clairement opté pour cette option.

L'Espagne, avec près de 1500 unités en fonctionnement et plus de 2,5 Mm³/j de capacité installée, se situe au 4^{ème} rang mondial.

L'Algérie a mis 3 unités en exploitation à Arzew, Alger et Skikda, entre 2006 et 2009, pour une capacité totale de 400 000 m³/j. Elle vise une capacité globale de 2,5 Mm³/j par la mise en œuvre de 12 nouvelles unités d'ici 2012.

En Israël, l'usine d'Ashkelon produit 320 000 m³/j depuis 2006 et couvre les besoins en eau potable de plus de 1,4 million de personnes.

En Libye, le potentiel prometteur sur 2000 km de littoral ouvre la voie au développement de solutions alternatives. Le plan stratégique libyen de promotion des ressources hydrauliques privilégie fortement le dessalement de l'eau de mer avec l'objectif de se doter d'ici 2012 d'une capacité totale de dessalement de 900 000 m³/j.

Ces exemples prouvent l'engouement et le dynamisme de la région méditerranéenne pour ce procédé.

I.4. Composition de l'eau de la mer méditerranée

Le terme d'eau de mer regroupe l'eau salée des mers et des océans à la surface de la terre. Elles occupent un volume estimé à 1 340 millions de km³, ce qui représente 97 % de la capacité totale des grands réservoirs d'eau à la surface de la terre. L'existence des sels dans l'eau de mer modifie les caractéristiques de l'eau : par exemple la masse volumique moyenne de l'eau de mer est de $1,03 \times 10^3$

Kg/m³. L'eau de mer est un ensemble complexe d'espèces inorganiques et organiques (Tansakul, 2009).

- Le taux de salinité de la mer méditerranée varie entre 36 et 38 g/l ;
- Sa valeur oscille autour de 36 g/l près de détroit de Gibraltar où les eaux se marient avec celle de l'Atlantique. Le long des côtes Françaises, le taux moyen est proche de 37,5 g/l ;
- Le taux de salinité de la mer est naturellement contrôlé par des éléments régulateurs que sont les micro-organismes marins (qui consomment des sels minéraux).

Tableau 1: Compositions physicochimiques moyennes de deux sites en mer Méditerranée

Paramètres	Gibraltar	Toulon
Température (°C)	14-20	8,1
pH	11	8,4
Turbidité (NTU)	2	17,8
SDI	49	203,5
Conductivité (mS/cm) à 20°C	141	6945
Résidu sec (mg/l)	380	4403
SiO ₂ (mg/l)	10	10
Na ⁺ (mg/l)	10	10
K ⁺ (mg/l)	10	10
Ca ⁺⁺ (mg/l)	10	10
Mg ⁺⁺ (mg/l)	10	10
Cl ⁻ (mg/l)	10	10
HCO ₃ ⁻ (mg/l)	10	10
SO ₄ ²⁻ (mg/l)	10	10
Bore (mg/l)	10	10

(Gaid et Trear, 2007)

I.5. Les techniques de dessalement de l'eau de mer

Un auteur a recensé 27 procédés différents de dessalement (Maurel, 2006). En fait, la totalité des installations actuellement en service fait appel à la distillation qui repose sur un changement de phase eau-vapeur, une séparation sel-eau faisant appel à des membranes semi-perméable où le moteur est soit la pression (osmose inverse), soit un champ électrique (électrodialyse) (Anonyme1, 2005).

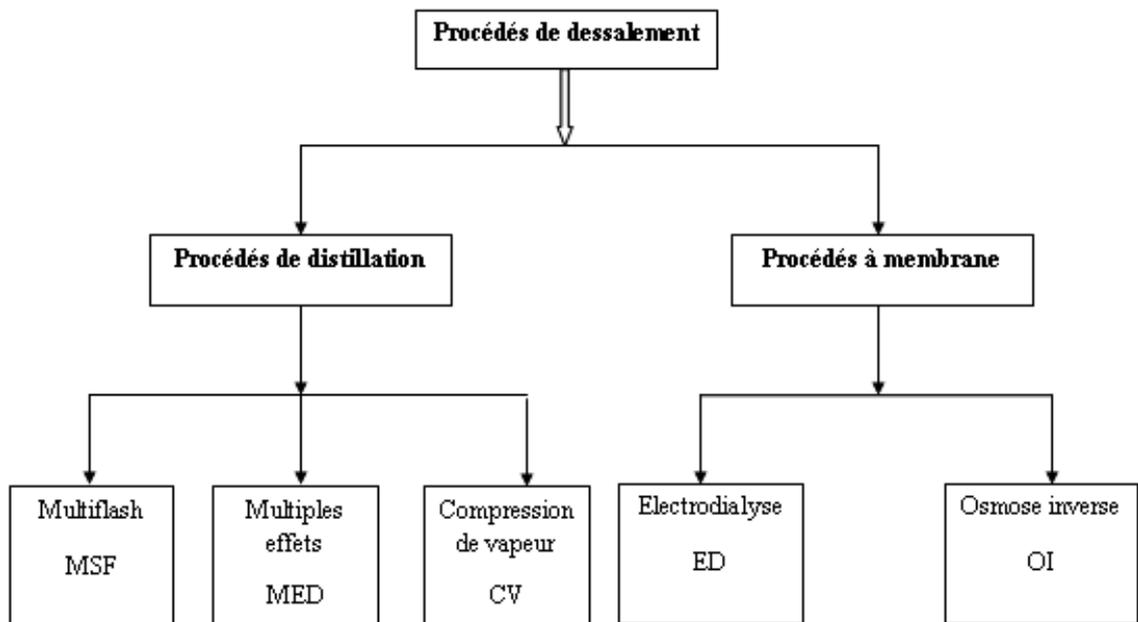


Figure 2 : Procédés de dessalement industrialisés.

(Maurel, 2006).

I.5.1. La distillation ou dessalement thermique

L'eau de mer est chauffée jusqu'à évaporation. Seules les molécules d'eau s'échappent, laissant en dépôt les sels et les autres substances. La vapeur d'eau est condensée pour obtenir de l'eau douce (Anonyme 2, 2005).

Ces procédés thermiques qui constituent en une série d'évaporateurs (effets) que l'eau chaude traverse successivement en s'y évaporant. L'apport de chaleur et les conditions de son utilisation varient d'un procédé à l'autre (Sadi, 2004).

La distillation à simple effet (Figure 3), c'est ce type des dispositifs qui a tout d'abord été installé sur les bateaux. Son principe est simple : il reproduit le cycle naturel de l'eau (Danis, 2009). L'énergie du chauffage vient du diesel de propulsion ; le refroidissement est assuré par de l'eau de mer froide qui circule dans un échangeur ; des pompes récupèrent l'eau douce condensée et évacuent la saumure (Anonyme 2, 2005).

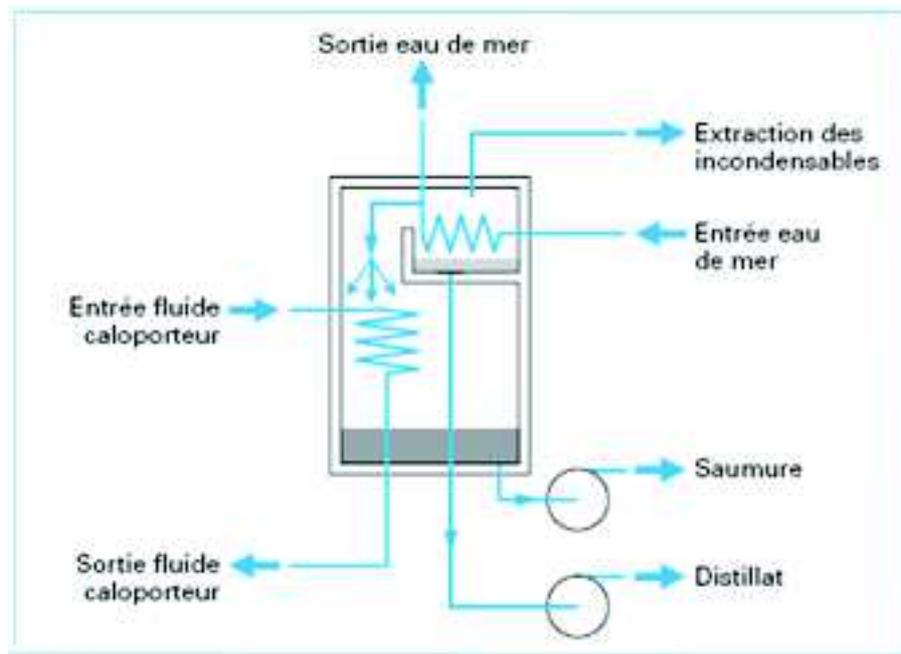


Figure 3 : Distillation à simple effet

(Danis, 2003).

Pour grandes installations, cette technique, couteuse en énergie, a connu de nombreuses améliorations permettant de réutiliser une partie de la chaleur libérée par la condensation de la vapeur.

Deux systèmes occupent actuellement le marché : le système multi-flash et la distillation multi-étage.

La distillation multi-flash ou multiples effets (figure 4). Il est donc apparu absolument nécessaire d'améliorer la consommation spécifique de l'évaporateur simple effet. Ce concept de distillation à multiples effets est relativement ancien, puisque des appareils industriels à six effets ont été construits par les Anglais il ya près de 200 ans (Maurel, 2006).

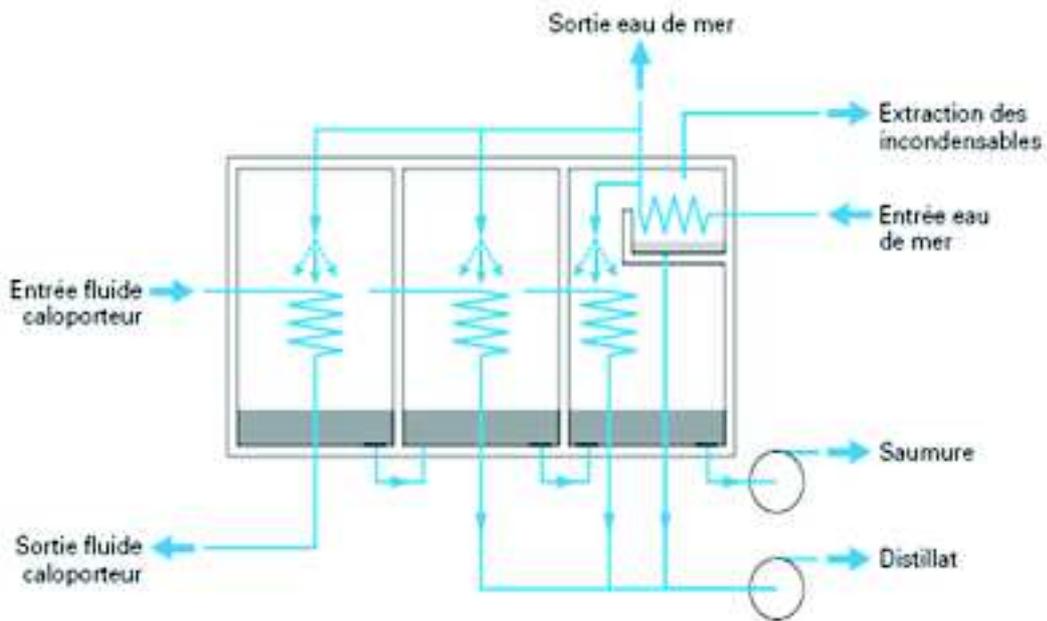


Figure 4: Distillation à multiple effet.

(Danis, 2003).

- La distillation par détente à étage multiple ou distillation Multi-Flash-Stage (MFS), ce procédé porte son nom du phénomène de « Flash » qui s'effectue dans les chambres au fur et à mesure que l'eau passe d'une chambre à l'autre. En termes de capacité de production, le M.S.F, est le plus grand procédé producteur d'eau douce dans le monde. De grandes villes, telles que Djeddah, Arabie Saoudite, sont alimentées par ce type d'installation. Ces véritables usines d'eau potable utilisent de la vapeur recyclée provenant généralement de centrales électrique à proximité (Sadi, 2004).

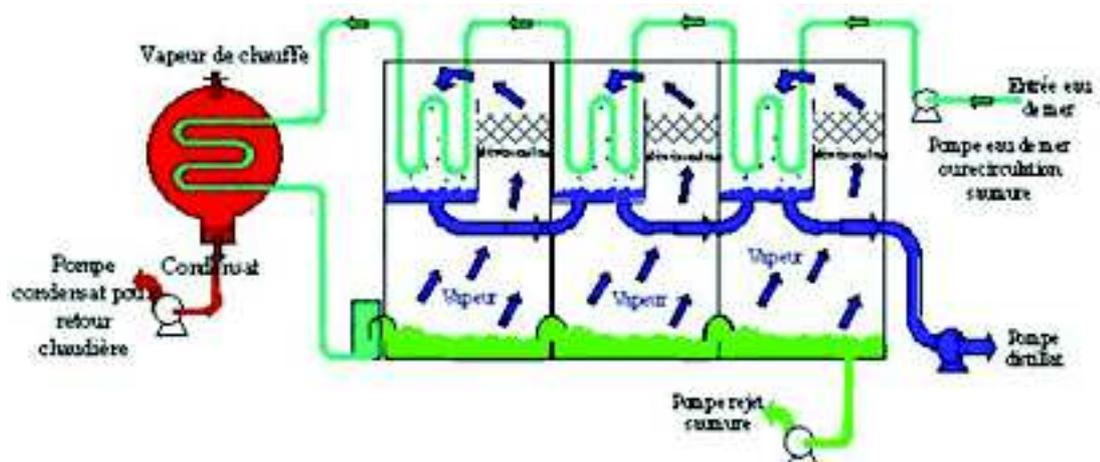


Figure 5: Principe de fonctionnement d'un système par détentes successives (MSF) à 3 étages

(Danis, 2003).

- La distillation par compression de vapeur («Vapor Compression» ou VC)

Le procédé de distillation par compression de vapeur (VC) est utilisé pour des installations de dessalement de petite ou moyenne capacité. Le procédé par compression de vapeur diffère des autres procédés de distillation en ce qu'il n'utilise pas de source de chaleur extérieure mais la compression de la vapeur d'eau (au moyen, par exemple, d'un compresseur pour accroître la pression de la vapeur et la température de condensation).

La figure 1.6 illustre une méthode simplifiée dans laquelle un compresseur mécanique sert à produire de la chaleur pour l'évaporation (Bouros, 1992). Toute la vapeur est entraînée par un compresseur mécanique et introduite comme vapeur de chauffage dans le premier effet après compression où elle condense sur le côté froid de la surface caloporteuse et est distribuée sur l'autre côté où elle bout et s'évapore en partie, produisant davantage de vapeur.

Les unités VC sont souvent utilisées pour les stations de villégiature, les zones industrielles et de forage ne pouvant avoir un accès facile à de l'eau douce. Leur simplicité et facilité d'exploitation se prêtent bien à de petites installations.

Les unités mécaniques VC ont une capacité variable de quelques litres à $3000 \text{ m}^3/\text{jour}$ (Anonyme 5, 2001).

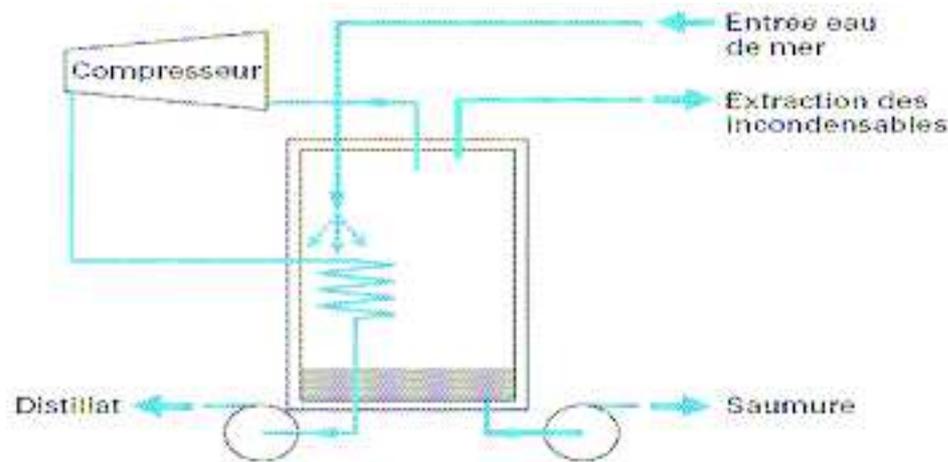


Figure 6 : Distillation par compression de vapeur

(Danis, 2003)

1.5.2. Les procédés membranaires

De nombreux facteurs ont contribué à accroître l'intérêt vis-à-vis des procédés membranaires dans la production d'eau potable : dans un premier temps, l'insuffisance annoncée des ressources en eau douce a conduit à développer des membranes pour le dessalement de l'eau de mer (Bessiere, 2007).

Dans cette catégorie on note l'existence de l'électrodialyse et de l'osmose inverse.

Ce dernier constitue le procédé membranaire le plus utilisé pour l'eau de mer et saumâtre (Sadi, 2004).

1.5.2.1. L'électrodialyse

L'électrodialyse a été introduite sur le marché au début des années 1960. L'électrodialyse est un procédé qui utilise la mobilité des ions d'un électrolyte soumis à un champ électrique,

le dessalement étant assuré par des membranes qui éliminent sélectivement les sels (Anonyme 5, 2001), les ions d'un sel dissous dans l'eau, comme le chlorure de sodium (NaCl) par exemple, déplace sous l'action d'un champ électrique créé par deux électrodes trempant dans le liquide. Les ions positifs ou cations (Na^+) sont attirés par l'électrode négative (ou cathode) tandis que les ions négatifs (Cl^-) sont attirés par l'électrode positif (ou l'anode) (Anonyme 1, 2005). L'unité d'électrodialyse de base se compose de plusieurs centaines de cellules reliées entre elles par des électrodes à un bloc extérieur qui constitue la pile. L'eau d'alimentation passe simultanément à travers toutes les cellules en fournissant un courant continu d'eau dessalée et de saumure concentrée qui dépend de la conception du système. Des produits chimiques peuvent être ajoutés au circuit pour réduire le pouvoir d'entartrage (Anonyme 5, 2001). L'énergie consommée par ce procédé est directement proportionnelle à la salinité de l'eau, comme c'est un grand consommateur d'énergie, il peut s'appliquer pour les eaux saumâtres de très faible salinité (Sadi, 2004).

Les composants d'une unité d'électrodialyse sont présentés sur le schéma de la figure 7.

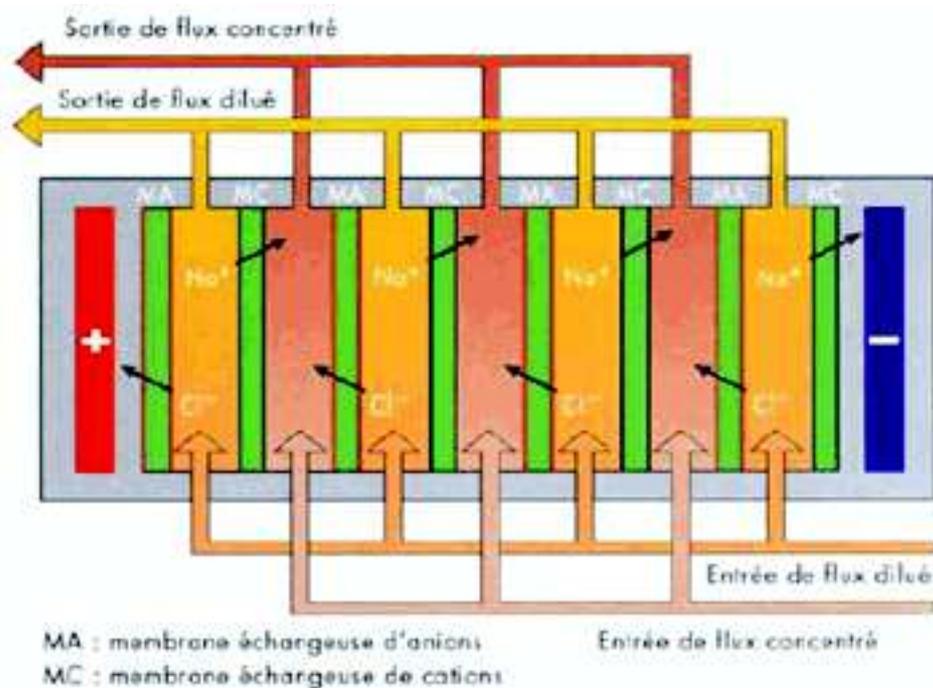


Figure 7 : Principe de fonctionnement de l'électrodialyse

(Anonyme 1, 2005).

1.5.2.2. Osmose inverse

L'osmose inverse est un procédé de filtration tangentielle qui permet l'extraction d'un solvant, le plus souvent l'eau, par perméation sélective à travers une membrane dense sous l'action d'un gradient de pression (Fell, 1995). Elle s'oppose au phénomène naturel d'osmose qui tend à transférer le solvant d'une solution diluée vers une solution concentrée mises en contact par une membrane sélective sous l'action du gradient de concentration (Figure 8).

Lorsqu'une pression est appliquée sur le compartiment le plus concentré, le flux de solvant diminue jusqu'à s'annuler pour une pression égale à la pression osmotique de la solution.

Lorsque la pression appliquée est supérieure à cette pression osmotique, le flux s'inverse : c'est le phénomène d'osmose inverse. La pression efficace correspond donc à la pression de part et d'autre de la membrane (pression transmembranaire, P_{tm}) diminuée de la différence de pression osmotique ($\Delta\Pi$) de part et d'autre de la membrane.

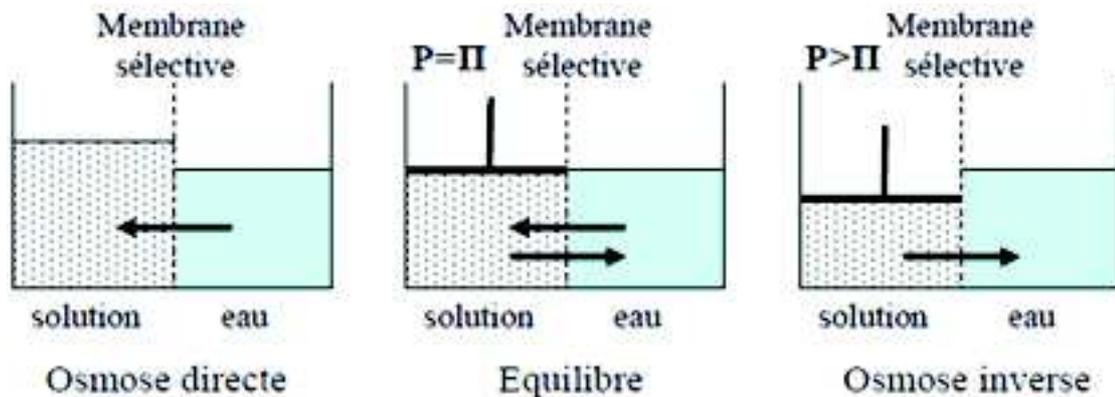


Figure 8: Principe des phénomènes d'osmose et d'osmose inverse

(Sagne, 2008).

Pour les solutions diluées, considérées comme thermodynamiquement idéales, la pression osmotique est calculée à partir de l'équation de Van't Hoff (Maurel, 1998) :

$$\Pi = CRT$$

Π : pression osmotique de la solution, Pa.

C: concentration de la solution, mol/m³.

R: constante des gaz parfait, 8,31 J/mol/K.

T: température, K.

Tableau 2: Pression osmotique de quelques solutions aqueuses en fonction de leur concentration

	Concentration (mg/l)	Pression osmotique (bars)
NaCl	35 5 1 0,5	27,9 3,9 1,2 0,9
Eau de mer	44 32	32,3 23,1

(Noble et Stern, 1995)

Au cours du procédé, sous l'action de la pression transmembranaire, la solution à traiter, l'alimentation de concentration C_A et de volume V_A , se sépare en deux flux au niveau de la membrane de surface S_{mb} (Figure 9) : l'un, de concentration C_P , de débit D_P , de volume V_P et de pression relative P_P , passe à travers celle-ci et constitue le perméat ; l'autre, de concentration C_{RS} , de débit D_{RS} , de volume V_{RS} et de pression relative P_{RS} est retenu et devient le rétentat. Par convention, de manière à rester clair selon les modes de fonctionnement, nous appellerons alimentation ce qui est dans la cuve, rétentat-entrée (concentration C_{Re} , débit D_{Re} , pression relative P_{Re}) ce qui arrive réellement

sur la membrane et rétentat-sortie ce qui est retenu et récupéré à la sortie du module membranaire.

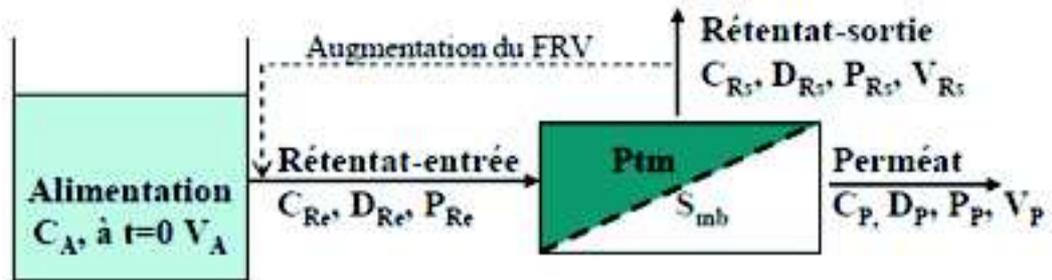


Figure 9: Schéma de principe d'une installation d'osmose inverse

(Sagne, 2008).

1.5.2.2.1. Classification des techniques membranaire

Les filtrations membranaires, opérations de séparation utilisant un gradient de pression en tant que force motrice, peuvent être distinguées selon la taille moyenne des pores de membranes mises en œuvre mais aussi par les gammes de pression transmembranaire utilisées pour réaliser la séparation.

La Figure 10, présente les opérations à mettre en œuvre en fonction des composés à retenir, et les pressions qui y sont associées.

Ainsi, l'ultrafiltration présente deux caractéristiques qui en font une opération particulièrement adaptée au traitement de l'eau :

- d'une part, la taille des pores permet d'assurer la rétention des bactéries et des virus tout en laissant passer les sels dissous ce qui permet d'allier sécurité alimentaire et conservation de l'équilibre minéral, tous deux indispensables pour une eau destinée à la consommation ;
- d'autre part, l'ultrafiltration met en œuvre des pressions transmembranaires relativement faibles comparées à la nanofiltration ou l'osmose inverse, ce qui a pour conséquence de limiter les coûts d'exploitation associés à la consommation énergétique, cette dernière étant liée à la pression transmembranaire.

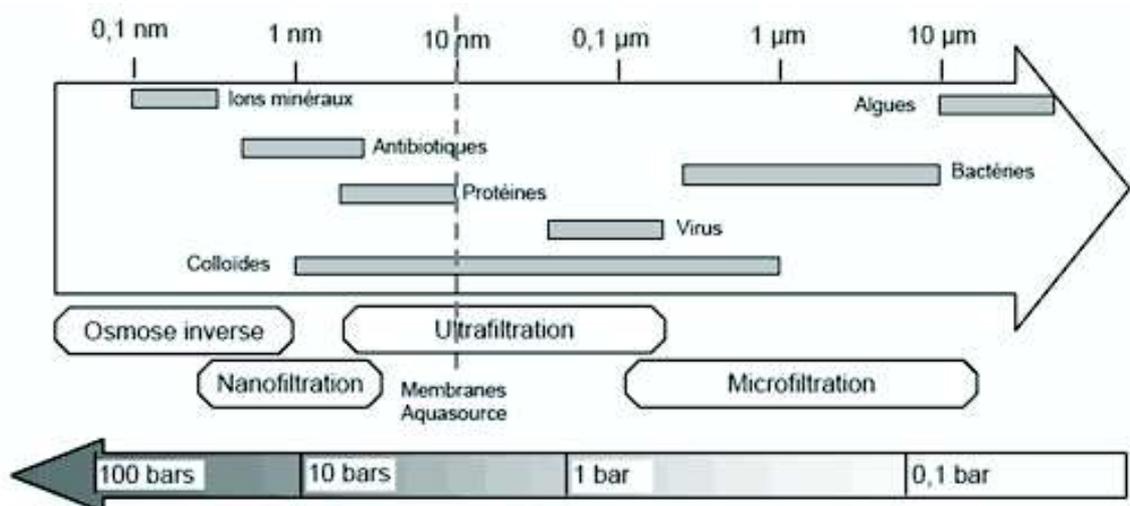


Figure 10 : Rétention des différents types de solutés selon le procédé membranaire – pression d'utilisation

(Bessiere, 2007).

	Procédé			
	Microfiltration	Ultrafiltration	Nanofiltration	Osmose inverse
Caractéristiques de la membrane	Poreuse Convection 100 à 10000 nm	Poreuse Convection 1 à 100 nm	Poreuse Solubilisation/diffusion + Convection 1 à 10 nm	Dense Solubilisation/diffusion
Perméation de	Solvants et espèces dissoutes	Solvants, sels et petites molécules	Solvants, ions monovalents et petites molécules	Solvants
Rétention de	Particules, colloïdes	Macromolécules, colloïdes	Petites molécules (M > 300 g/mol) ions	Sels
Pression d'opération usuelle et débit à travers la membrane	0,2 à 2 bar (3 à 30 psi) 150 à 1500 l/h/m ²	2 à 10 bar (30 à 150 psi) 50 à 300 l/h/m ²	7 à 40 bar (100 à 600 psi) 50 à 100 l/h/m ²	30 à 80 bar (450 à 1200 psi) 10 à 60 l/h/m ²
Applications	Épuration bactérienne du lait Fractionnement des globules gras du lait Fractionnement de protéines Traitement d'émulsions huile/eau	Concentration de protéines Clarification et stabilisation de moûts, jus, vins Fabrication de préfromage liquide Traitement des effluents (saumure)	Séparation et concentration d'antibiotiques Fractionnement d'acides aminés Adoucissement d'eau potable Concentration et déminéralisation du lactosérum	Concentration de lactosérum, de sang, de blanc d'oeuf, de séve d'érable Dé-alcoolisation des vins et de la bière Dessalement des eaux

Tableau 3: Principales caractéristiques des différents procédés de séparation membranaire

(Arzat, 2008).

I.5.3. Procédés hybrides

Le concept de dessalement par voie hybride combine deux ou trois procédés pour fournir une meilleure solution technico-économique (Helal, 2004).

Les trois éléments qui sont intégrés sont :

- une unité de distillation en général « multflash » (MSF) ;
- une unité d'osmose inverse OI ;
- une centrale thermique.

Il est donc possible de satisfaire, à moindre coût, les demandes en eau et en électricité. En effet, contrairement à l'électricité, l'eau peut être stockée pendant les périodes de faible demande électrique, tout ou partie de l'excès de production d'électricité est utilisé pour le dessalement par osmose inverse. La production peut varier rapidement, cela permet d'ajuster la production aux besoins.

Un autre avantage important est la régulation de la température de l'alimentation des osmoseurs par utilisation de l'eau de réfrigération de la distillation. Opérant à haute température (jusqu'à 40 °C), cela permet de réduire le nombre d'osmoseurs (Maurel, 2006).

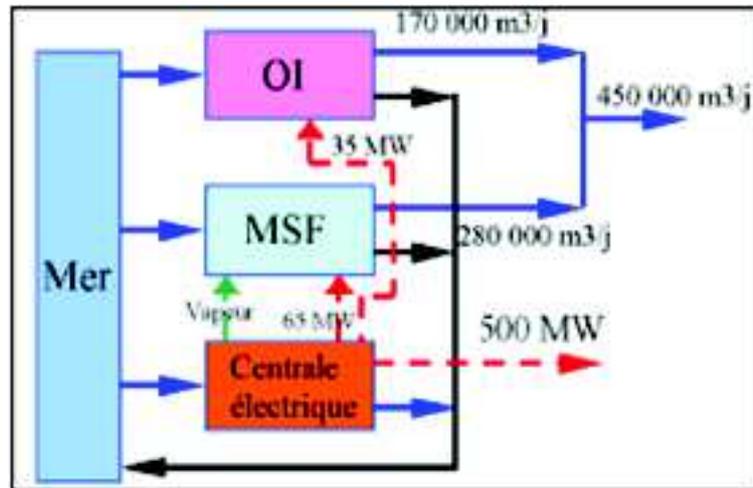


Figure 11: Installation hybride

(Maurel, 2006).

1.5.4. Autres procédés

Un certain nombre d'autres procédés ont été utilisés pour dessaler les eaux saumâtres ou marines. Ces procédés n'ont pas permis d'obtenir le rendement de la distillation ou de l'osmose inverse, mais ils se sont avérés valables dans certaines circonstances ou appellent encore des perfectionnements (Anonyme 5, 2001).

1.5.4.1. Congélation

Lors du processus de congélation, les sels dissous sont naturellement éliminés lors de la formation initiale de cristaux de glace. Le refroidissement de l'eau salée pour former des cristaux de glace sous des conditions bien définies est un moyen de dessaler l'eau de mer. Il existe plusieurs procédés de congélation pour dessaler l'eau de mer, et un petit nombre d'usines ont été installées à cet effet au cours des 50 dernières années (Anonyme 5, 2001).

1.5.4.2. Le dessalement par énergie solaire et éolienne

D'après le rapport du plan bleu, 2010, environ une centaine d'unités de dessalement au niveau mondial associées aux énergies renouvelables ont été construites ces 20 dernières années. La plupart sont des petites installations expérimentales ou de démonstration (0,5 à 200 m³/j). Plusieurs sont localisées en Méditerranée (Egypte, Algérie, Tunisie, Espagne). Elles fonctionnent avec un stockage d'énergie par batteries, entraînant des coûts élevés et pâtissent du manque de compétence locale en particulier pour la maintenance (Forstmeier, 2007). Cependant, l'expérience montre que les unités de dessalement solaire et éolien de petite capacité, bien conçues et exploitées, peuvent permettre d'alimenter en eau de bonne qualité des sites isolés, à des coûts intéressants

Conclusion

Le dessalement est un processus très consommateur d'énergie. Pour les procédés MED et les usines MSF, la source principale d'énergie est la chaleur, mais un peu d'énergie électrique est exigée pour les pompes et les auxiliaires. L'osmose inverse utilise seulement

de l'énergie électrique. Aujourd'hui ces deux techniques se partagent sensiblement à égalité le marché mondial. Entre 1990 et 2001, le procédé d'osmose inverse est passé de 40 à 53% de part de marché, Les recherches de Veolia sont orientées vers l'osmose inverse dont les prévisions de part de marché sont de 70% (contre 20% pour le thermique et 10% pour les autres méthodes) d'ici l'horizon 2020 (Anonyme2, 2005).

Chaque technique a une particularité qui la fera préférer dans un cas plutôt que dans l'autre. Ainsi, les procédés thermiques sont adaptés aux fortes salinités et aux températures élevées alors que les membranes sont meilleur marché dans des conditions de salinité moyenne et de température peu élevée (autour de 25°C).

D'autre part, le coût de l'énergie est très différent d'un pays à l'autre. Ainsi, dans les pays producteurs de pétrole, ce combustible est très bon marché et les autorités préfèrent les techniques thermiques. L'absence de ressources fossiles favorisera l'osmose inverse.

Récemment, deux alternatives prometteuses ont fait leur apparition :

- la distillation membranaire, permettrait d'obtenir une eau de très bonne qualité à des coûts très inférieurs aux techniques classiques ;
- l'autre est la construction de centrales électronucléaires en substitution des centrales thermiques classiques pour fournir l'énergie aux usines de dessalement.

On gagne alors sur deux plans : pas de rejet de gaz à effet de serre et diminution du prix global de production de l'eau. Cette solution permettrait même d'envisager le dessalement pour l'irrigation et non plus seulement pour la consommation domestique (OIE, 2010).

CHAPITRE II L'OSMOSE INVERSE

II.1. Introduction

Compte tenu de la situation actuelle de pression démographique et de réchauffement climatique, le dessalement est une technique intéressante au vu de l'abondance de la matière première : l'eau de mer et les eaux saumâtres.

II.2. Les modules d'osmose inverse

Un module est la plus petite unité qui peut être changée dans un système industriel. Il s'agit d'un assemblage de membranes avec une entrée d'alimentation commune et des sorties communes de perméat et de concentré. Le module comporte des cadres séparateurs ou des drains intercalaires, et généralement des joints de colle pour assembler les membranes et assurer l'étanchéité entre l'alimentation et le perméat. Un module ne comporte pas d'accessoires et d'équipement tels que des dispositifs de mesure, de mise sous pression, de contrôle, etc. (Audinos et Isoard, 1986).

Les modules supportent les membranes, 4 grands types de modules sont commercialisés :

- Les modules tubulaires ;
- Les modules fibres creuses ;
- Les modules plans ;

- Les modules spiralés.

II.2.1. Les modules tubulaires

Un module tubulaire contient plusieurs tubes qui peuvent être en série ou en parallèle. L'eau à traiter circule à l'intérieur des tubes et le perméat est recueilli à l'extérieur des tubes. Les tubes constituent des canaux d'écoulement tangentiel. C'est le seul type de module qui peut être nettoyé mécaniquement avec un système de balles de mousse qui raclent les parois des tubes (Bouchard et al, 2000). L'écoulement à l'intérieur des tubes est turbulent, voire très turbulent (Aptel et Buckley, 1996). A cause de la taille des canaux tangentiels, cette configuration entraîne a priori une dépense d'énergie plus importante que dans les autres configurations.

II.2.2. Les modules fibres creuses

Ce type de module se présente comme un ensemble de fibres creuses regroupées dans une enveloppe. La peau est localisée à l'intérieur ou à l'extérieur de chaque fibre selon que le perméat est collecté à l'extérieur ou à l'intérieur des fibres. Ces systèmes sont très compacts, peu coûteux, particulièrement adaptés pour les fluides peu visqueux présentant de faibles risques de colmatage. Une pré-filtration est donc fortement recommandée.

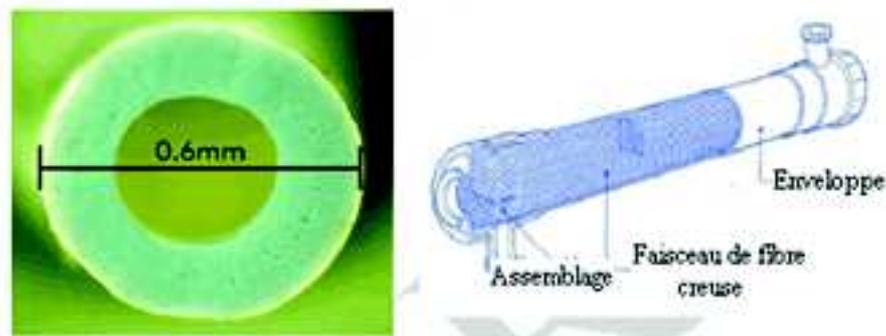


Figure 12: Module à fibres creuses

(Arzat, 2008).

II.2.3. Les modules spiralés

Au sein des modules spiralés, une membrane plane est enroulée sur elle-même autour d'un tube poreux qui recueille le filtrat. On obtient ainsi un cylindre multi-couches où le perméat s'écoule selon un chemin spiralé vers le tube poreux tandis que l'alimentation circule axialement dans les canaux (Berland et Juery, 2002).

Les modules spiralés sont insérés dans des tubes de pression à raison de 1 à 8 modules maximum par tube. Les tubes de pression sont raccordés entre eux par des connecteurs. Le taux de conversion d'un tube de pression est fonction du nombre de modules placés en série (Gaid et Treal, 2007).

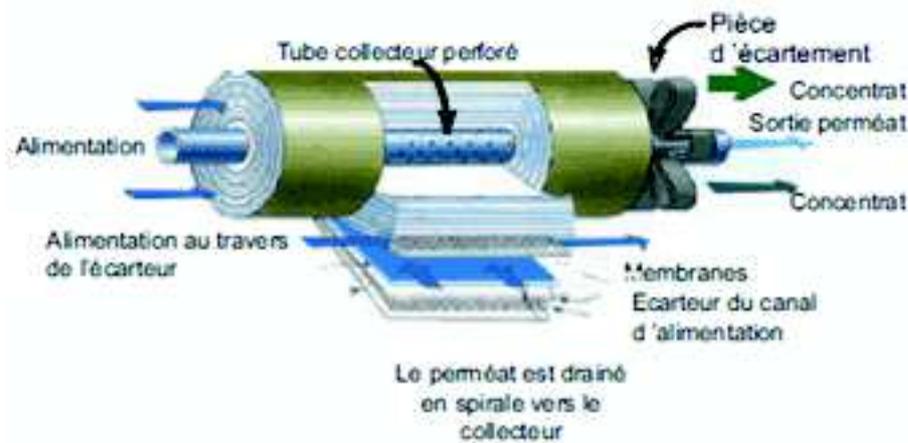


Figure 13: Module spiralé

(Anonyme 2, 2005).

II.2.4. Les modules à membranes planes

Les membranes sont montées de part et d'autre de cadres rigides, cet arrangement présente beaucoup de flexibilité et un bon accès aux membranes pour le nettoyage ou pour le remplacement. Ces systèmes sont cependant peu adaptés aux débits élevés. Se colmatent facilement et nécessitent généralement une préfiltration.

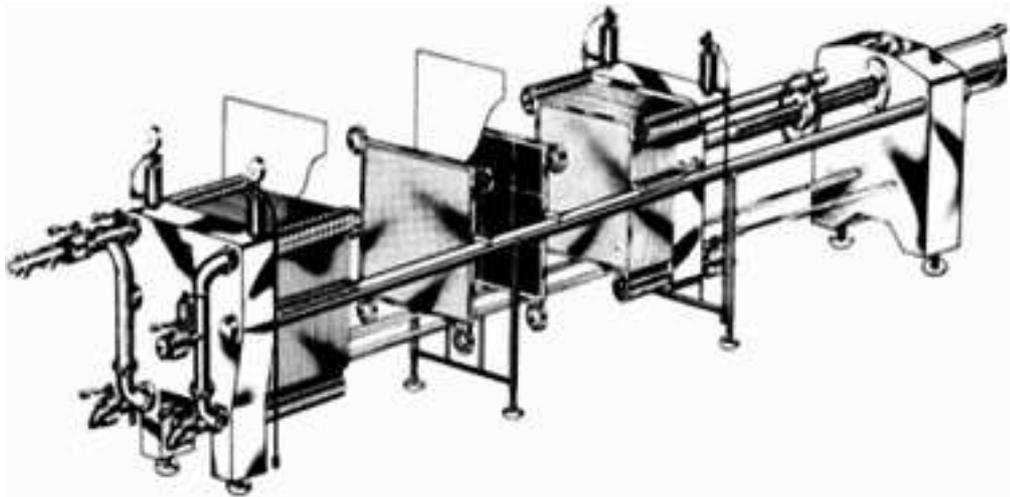


Figure 14: module à membranes planes

(Arzat, 2008).

Les caractéristiques et différences entre les divers modules industriels sont résumées dans le tableau ci-dessous (tableau 4).

Tableau 4: Comparaison entre différents types de modules à membranes industriels

	Géométrie			
	Plan	Spiralée	Tubulaire	Fibres creuses
Membranes	Organique en format rectangulaires ou en disque	Organiques	Organiques : monotubulaires Minérales monotubulaire ou multicanaux	Organique dans la couche séparatrice ou peau à l'intérieur ou à l'extérieur
Assemblage	Selon le principe de filtre-presse. Le côté rétentat se trouve entre les plaques portes membranes, qui sont séparées entre elles par des joints cadres. Le côté perméat se trouve dans la partie creuse de la plaque	Les membranes sont enroulées et collées sur un tube perforé avec des grilles flexibles pour séparer le côté rétentat du côté perméat	Assemblage de plusieurs membranes tubulaires parallèles séparées par des joints d'étanchement. Le côté rétentat se trouve à l'intérieur et le côté perméat à l'extérieur des tubes. L'ensemble est incorporé dans une enveloppe en matière plastique ou en acier inoxydable.	Le module consiste en un ou plusieurs faisceaux de fibres creuses empotés dans une résistance et assemblés dans une enveloppe en matière plastique ou en acier inoxydable
Surface filtrante par module industriel	Jusqu'à 100 m ²	Jusqu'à 30 m ²	Jusqu'à 25 m ²	Jusqu'à 74 m ²
Avantages	-Flexibilité du système modulaire -Faible consommation d'énergie	-compacité - Faible volume mort -faible consommation en énergie	-faible colmatage - facilité de nettoyage - traitement facile des produits visqueux	-compacité - faible volume mort Faible consommation en énergie
Inconvénients	-faible résistance thermique des matières plastiques - colmatage	-traitement difficile de produits visqueux - faible résistance thermique des matières plastiques - pertes de charge élevées - nettoyage difficile - colmatage	-volume mort important -forte consommation d'énergie - faible résistance thermique des matières plastiques	-traitement difficile de produits visqueux - colmatage - faible résistance thermique des matières plastiques

(Daufin et al, 1998).

II.3 Matériaux des membranes

Selon la nature des matériaux constitutifs des membranes on parle de (Berland et Juery, 2002):

- membranes organiques ;
- membranes minérales ou inorganiques ;
- membranes composites ;
- membranes échangeuses d'ions.

II.3.1. Membranes organiques

Elles sont fabriquées, pour la plupart d'entre elles, à partir de polymères organiques (acétate de cellulose, polysulfones, polyamides, etc). Les qualités de ces matériaux leur confèrent une grande adaptabilité aux différentes applications. Environ 90 % des membranes d'ultrafiltration et de microfiltration sont constituées de membranes organiques ; le tableau ci-dessous regroupe les avantages et inconvénients des membranes organiques.

	Avantages	Inconvénients
Acétate de cellulose	<ul style="list-style-type: none"> - Perméabilité élevée ; - Sélectivité élevée ; - Mise en œuvre assez aisée ; - Adsorption des protéines faible => colmatage moindre. 	<ul style="list-style-type: none"> - Sensible à la température ; - Sensible au pH ; - Sensible au chlore ; - Sensible au compactage ; - Sensible aux microorganismes.
Type polyamide	Bonne stabilité chimique, thermique et mécanique	<ul style="list-style-type: none"> - Grande sensibilité au chlore ; - Faible perméabilité ; - Phénomènes d'adsorption
Type polysulfone	<ul style="list-style-type: none"> - Bonne stabilité thermique et au pH ; - Résistance au chlore 5 mg/l fonctionnement normal 50 mg/l stockage 200 l traitement de choc 	<ul style="list-style-type: none"> - Sensible au compactage ; - Adsorptions
Membranes composites	<ul style="list-style-type: none"> - Bonnes caractéristiques : perméabilité et sélectivité ; - Stabilité de pH 2 à 11 ; - Bonne tenue en température 	

Tableau 5: Avantages et inconvénients des membranes organiques suivant leur composition

(Berland et Juery, 2002).

II.3.2. Membranes minérales ou inorganiques

Ces techniques se sont diffusées plus tardivement que les membranes organiques. Ces membranes sont composées de corps entièrement minéraux (matières céramiques, métal fritté, verre). Leur arrivée a permis de travailler dans des conditions extrêmes de température et d'agression chimique, ce qui a ouvert de nouvelles voies dans la séparation par membrane.

II.3.3. Membranes échangeuses d'ions

Introduites en 1950, elles fonctionnent sur le principe du rejet d'ions grâce à leur charge. Les techniques d'électrodialyse, la dialyse et l'électro-désionisation font appel à cette technologie. Leur principal domaine d'application actuel est le dessalement de l'eau et le traitement des effluents des installations de protection et de décoration des métaux.

II.4. Les performances des membranes d'osmose inverse

Les performances du procédé sont évaluées par plusieurs paramètres :

II.4.1. La densité de flux de perméat

(m/s ou plus communément L/h/m²) permet de connaître la productivité de perméat par rapport à la surface membranaire installée :

$$J_p = \frac{D_p}{S_{mb}} \quad (1)$$

Elle est en général proportionnelle à la pression efficace ($P_{tm} - \Delta \Pi$).

II.4.2. Le taux de conversion Y et le facteur de réduction volumique (FRV)

permettent d'évaluer le volume traité par rapport au volume initial. Le premier est plus couramment utilisé dans le traitement de l'eau pour des systèmes d'osmose inverse sans recirculation du rétentat. Le second est utilisé dans les industries agroalimentaires, en particulier lorsque le rétentat-sortie est recirculé en entrée du module membranaire (Figure 9) :

$$Y = \frac{D_p}{D_{Re}} \text{ avec } Y \in [0, 1] \quad (2)$$

Le taux de conversion, plus sa valeur est élevée, plus faible est le débit d'alimentation, mais cette diminution ne compense pas l'augmentation de la pression d'alimentation et donc de la consommation électrique étant donnée l'augmentation du taux de concentration des sels et donc de la pression osmotique (Cartier et Corsin, 2005).

$$FRV = \frac{V_A}{V_{RS}} \quad (3)$$

Lorsque le volume de la boucle de recirculation est négligeable :

$$FRV = \frac{D_A}{D_{RS}} \quad (4)$$

Ces deux paramètres sont liés par :

$$FRV = \frac{1}{1 - Y} \quad (5)$$

II.4.3. Le taux de rétention ou la sélectivité

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

$$TR = \frac{C_{ref} - C_p}{C_{ref}} \cdot 100 \quad (6)$$

Avec C_{ref} = concentration de l'espèce à retenir dans la solution ;

C_p = concentration de la même espèce dans le perméat.

Il peut être calculé avec $C_{ref} = CA$ (ou CR_e) (Boussahel et al, 2002 ; Yoon et Lueptow, 2005) ou CR_s (Lipp et al, 1994 ; Jung et al, 2007). Cependant, la donnée la plus représentative pour estimer ce qui se passe le long de la membrane serait d'utiliser la moyenne des concentrations d'entrée (CA ou CR_e) et de sortie (CR_s).

Dans le cas de l'osmose inverse, le soluté de référence est souvent le chlorure de sodium ($NaCl$), la déminéralisation des eaux étant l'application la plus importante. Certaines membranes développées pour le dessalement de l'eau de mer ont un taux de rejet au chlorure de sodium de 99 % environ. D'autres, développées pour le dessalement des eaux saumâtres, présentent un taux de rejet au $NaCl$ de 96 % (Berland et Juery, 2002).

L'osmose inverse possède plusieurs inconvénients pour le dessalement des eaux saumâtres. Ainsi sa faible sélectivité entre les différents sels avec des taux de rétention élevés pour tous les sels (>95%) aboutit à des eaux fortement déminéralisées donc non conformes aux normes d'eau de consommation humaine et des coûts énergétiques plus élevés en raison des pressions élevées mises en œuvre et des taux de conversion faibles (<60%) générant des pertes d'eau élevées sous forme de concentrats (Sidy Mambaye et al, 2008).

II.5. Influences des paramètres opératoires

De nombreux paramètres ont des influences, parfois opposées, sur les performances du procédé d'osmose inverse. L'idéal est d'obtenir une densité de flux et un taux de rétention élevés, mais parfois les conditions de fonctionnement ont des effets antagonistes sur ces paramètres (Sagne, 2008).

II.5.1. Influence de la pression

La pression de fonctionnement (P_{tm}) doit avant tout être supérieure à la pression osmotique. Par exemple (Sridhar et al, 2002) constatent que pour une pression appliquée inférieure à 8,9 bars, aucun perméat n'est produit. Ainsi, la pression efficace ($P_{tm} - \Delta\Pi$) correspond à la pression qui conduit réellement à la production de perméat. Plus cette pression est élevée, plus le flux de perméat est important (Padilla et Tavani 1999 ; Galambos et al. 2004 ; Lin et Yang 2004).

De même, le taux de rétention augmente lorsque la pression augmente (Sridhar et al, 2002) ; (Lin et Yang, 2004). (Sridhar et al, 2002) expliquent l'augmentation du taux de rétention de la manière suivante ; lorsque la pression transmembranaire augmente, le flux de solvant augmente proportionnellement tandis que le flux de solutés augmente

moins rapidement. La concentration en soluté dans le perméat s'en trouve diminuée et par conséquent le taux de rétention augmenté.

II.5.2. Influence de la température

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

Par ailleurs, pour une pression donnée, le compactage de la membrane est d'autant plus important que la température est élevée (Maurel, 1998). Il est donc important de vérifier que la membrane et le module aient une tenue suffisante à la température de fonctionnement choisie. En général, la température maximale conseillée est de l'ordre de 50°C.

II.5.3. Influence du débit d'alimentation

L'augmentation du débit d'alimentation engendre une augmentation de la vitesse de circulation le long de la membrane. Plus elle est importante, plus les phénomènes de turbulence sont favorisés et plus la polarisation de concentration diminue (Cornelissen et al, 2001). La concentration aux abords de la membrane et le colmatage sont alors moins importants, et la diminution de densité de flux de perméat au cours du temps aussi.

II.5.4. Influence de la concentration en soluté

Lorsque la concentration d'alimentation augmente, la densité de flux diminue (Bilstad, 1995). Il y a deux raisons à cela. D'une part, l'augmentation de la concentration engendre une augmentation de la pression osmotique côté rétentat, provoquant une diminution de la pression efficace. Sans augmentation de pression transmembranaire pour la contrer, le flux diminue (Allègre et al, 2004). D'autre part, l'augmentation de concentration peut accentuer le colmatage par gélification ou précipitation des solutés (Al-Wazzan et al, 2003). Cependant, cette tendance n'est pas systématique (Galambos et al, 2004).

Le taux de rétention aussi peut diminuer lorsque la concentration en soluté augmente (Sridhar et al, 2002). En effet, la diminution de la pression efficace et donc de la densité de flux de perméat engendre une augmentation de la concentration dans le perméat.

II.6. Principes de mise en œuvre des membranes

Dans cette section, nous allons décrire les deux grands types de mise en œuvre des membranes :

- L'écoulement frontal;
- L'écoulement tangentiel.

II.6.1.Écoulement frontal

En écoulement frontal, l'écoulement se fait dans une seule direction soit perpendiculairement à la surface de la membrane.

Ce type de mise en œuvre est souvent utilisé pour des essais à l'échelle de laboratoire, dans des cellules de filtration, ayant un volume de moins de quelques litres (Figure 15). Le

principal avantage de cette façon de tester les membranes est sa simplicité (Belfort et al, 1994). En effet, il n'est pas utile de recirculer la solution à filtrer, et donc il n'y a pas besoin de pompe de recirculation ce qui simplifie énormément le montage expérimental. Une source de pression statique (bonbonne de gaz inerte) peut assurer la force motrice nécessaire à la filtration.

L'écoulement frontal est utilisé à l'échelle industrielle aussi, mais dans une proportion beaucoup moins élevée que l'écoulement tangentiel. Les principaux systèmes à membranes qui l'utilisent sont les systèmes à fibres creuses.

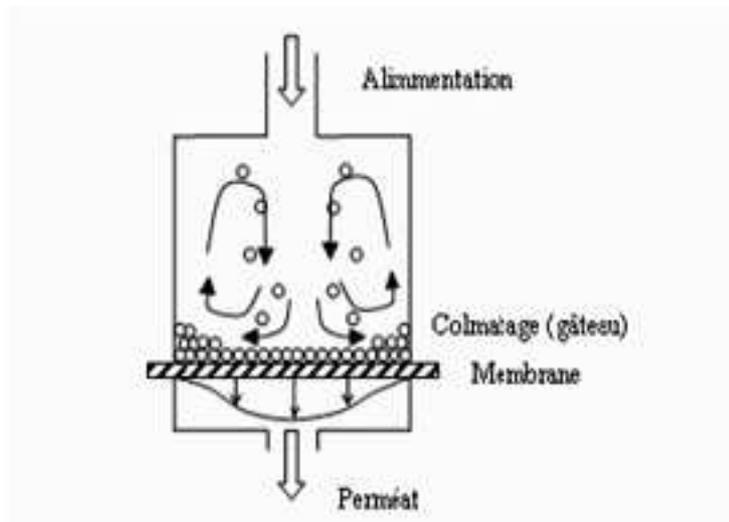


Figure 15: Cellule de Filtration Frontale

(Belfort et al, 1994).

II.6.2. Écoulement tangentiel

Dans ce mode de mise en œuvre, il y a deux écoulements : un écoulement à travers la membrane qui est perpendiculaire à la surface de la membrane comme en écoulement frontal et un écoulement tangentiel à la surface de la membrane (Figure 16). Dans ce mode de mise en œuvre, il y a donc nécessairement une entrée (l'alimentation) et deux sorties (le perméat et le courant qui correspond à l'eau qui n'est pas passée à travers la membrane et qui est appelé concentré ou rétentat). Ce mode de mise en œuvre amène aussi à définir des canaux d'écoulement tangentiel comme étant les espaces entre les membranes (ou entre une membrane et une paroi non poreuse) où le courant d'alimentation s'écoule parallèlement à la surface des membranes et se concentre d'amont en aval en substances retenues par les membranes.

Ce type de mise en œuvre est utilisé aussi bien à grande échelle (industrielle) qu'à l'échelle laboratoire. Dans ce dernier cas, il faut noter que cela oblige à utiliser des volumes plus grands que dans le cas de l'écoulement frontal (Belfort et al, 1994).

Le principal avantage de l'écoulement tangentiel, par rapport à l'écoulement frontal, est le fait que le mouvement tangentiel de l'alimentation balaie la surface de la membrane. Ce balayage accélère la remise en suspension des particules déposées ou accumulées à proximité de la membrane. Cela accélère aussi le transport des solutés, qui tendent à s'accumuler à la surface de la membrane, vers le cœur de l'écoulement.

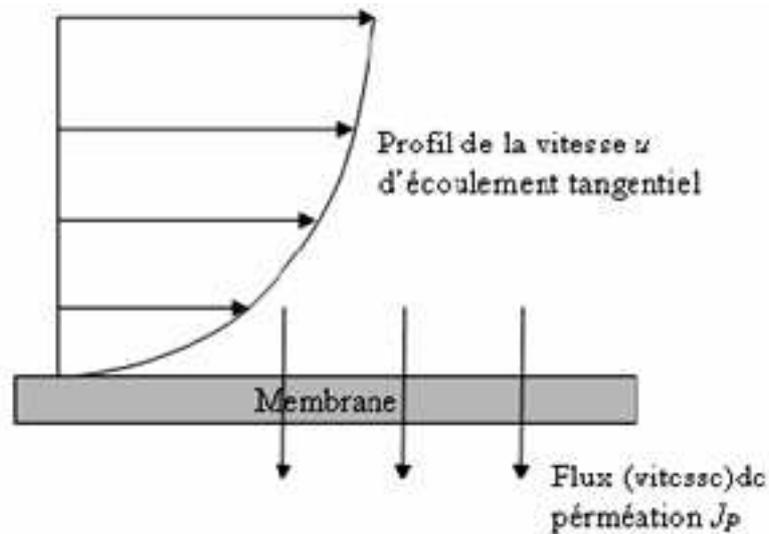


Figure 16: Écoulement tangentiel

(Chikhi, 2008).

II.7. Mode de fonctionnement d'une installation d'osmose inverse à deux étages

Dans le cas du traitement de l'eau, le mode continu est largement utilisé, sans recirculation du rétentat. Les modules spiralés sont agencés en série dans des carters de pression pouvant accueillir jusqu'à 7 modules. Ces carters sont positionnés en parallèle pour former un train. Plusieurs trains forment alors un étage. Selon les applications et les membranes utilisées, la disposition des modules peut être étagée par rapport au rétentat ou au perméat (Figure 17), pour former une cascade. Dans les deux cas, comme la quantité de liquide à traiter diminue, la surface membranaire diminue d'un étage à l'autre de manière à maintenir un débit suffisamment élevé dans chaque module (Fell 1995).

Le cas présenté ici (Figure 17) est étagé par rapport au rétentat. Le premier étage est formé de quatre trains et le second de deux trains. Les perméats sont collectés ensemble pour leur utilisation ultérieure.

Lorsque le volume est faible ou pour des études prospectives, il est possible de travailler en mode discontinu avec recirculation du rétentat-sortie et extraction du perméat (Figure 9). Le FRV représente alors l'avancée du traitement. En mode continu, chaque étage travaille à un FRV donné qui dépend du taux de conversion de l'étage précédent. Par exemple, le premier étage voit arriver l'alimentation (FRV = 1). Avec un taux de conversion de 75% (débit de perméat de 75 L/h pour un débit de rétentat-entrée de 100 L/h), le rétentat-sortie a atteint un FRV de 4 et son débit est de 25 L/h. Il alimente le deuxième étage, dont la surface membranaire doit être plus faible que celle du premier. Si son taux de conversion est de 50%, le FRV de sortie sera de 8.

Les installations sont par ailleurs toujours précédées d'une unité de filtration (filtre à sable par exemple) pour éliminer toute particule susceptible d'endommager les pompes « haute pression » et les membranes.

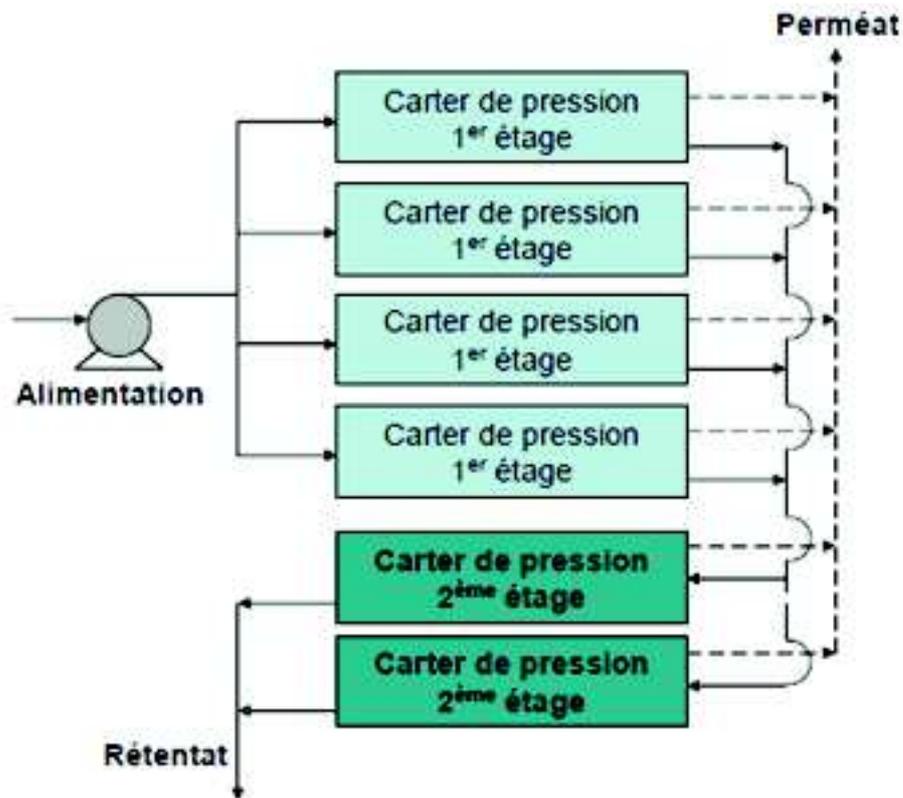


Figure 17: Installation d'osmose inverse à deux étages

(Wilf, 2005).

II.8. Limites du procédé d'osmose inverse

II.8.1. Phénomène de polarisation de concentration

Du fait de la sélectivité des membranes et du passage d'eau à travers celles-ci, les composés retenus s'accumulent progressivement auprès de la surface membranaire. C'est le phénomène de polarisation de concentration. Ainsi la concentration en soluté dans le liquide près de la membrane C'R est supérieure à celle dans le rétentat CR (Figure 18). Le facteur de polarisation de concentration est défini par :

$$\gamma = \frac{C'R}{CR} \quad (7)$$

Pour les modules spiralés couramment utilisés en osmose inverse, en général $\gamma = 1,2$ (Maurel, 2006) ou $1,3$ (Lipp et al, 1994). Cependant, ce facteur dépend du débit d'alimentation, ainsi les industriels utilisent des relations empiriques du type (Wilf 2005) :

$$\gamma = \exp\left(cste \frac{DRe - DRs}{2}\right) \quad (8)$$

L'écoulement tangentiel par rapport à la membrane permet de limiter cet effet.

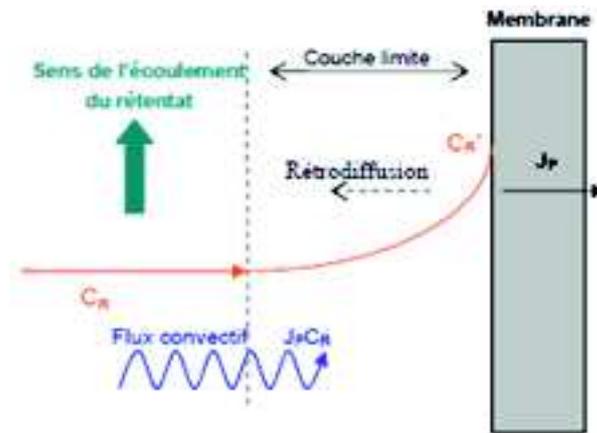


Figure 18 : Phénomène de polarisation de concentration

(Sagne, 2008).

Afin d'évaluer plus précisément ce phénomène, la théorie du film est utilisée. Avec le passage d'eau, la concentration d'une espèce près de la membrane augmente jusqu'à ce qu'un équilibre s'établisse entre le flux transféré à travers la membrane et le flux qui diffuse en sens inverse sous l'action du gradient de concentration dans la couche limite (rétrodiffusion). A l'état stationnaire, on obtient :

$$J_p = k \ln\left(\frac{C_R' - C_p}{C_R - C_p}\right) \quad (9)$$

Ainsi, la connaissance du coefficient de transfert k dans la couche limite permet de calculer C_R' . Ce coefficient peut être obtenu par des corrélations empiriques reliant les nombres adimensionnels de Reynolds, Sherwood et Schmidt (Maurel, 2006).

La concentration en soluté étant supérieure près de la membrane, la pression osmotique l'est aussi. La pression efficace du système s'en trouve diminuée, ainsi que la densité de flux de perméat (Sridhar et al, 2002) ; (Madaeni et Mansourpanah, 2003). Cela peut également conduire à un passage plus important des solutés dont le taux de rétention diminue.

La polarisation de concentration favorise également le colmatage par formation d'une couche de gel ou par adsorption de composés organiques (Sablani et al, 2001) ; (Al-Wazzan et al, 2003).

II.8.2. Colmatage

On peut considérer l'osmose inverse comme procédé de filtration à l'échelle moléculaire, toute particule de dimension supérieure à une molécule, sera retenue à fortiori. C'est évidemment le cas des matières en suspension et colloïdales. Leur accumulation à la surface de membrane provoque une baisse continue des performances (débit, salinité) (Danis, 2003).

Même si le SDI d'une eau de mer (< 3 mg/l) est relativement faible par rapport aux eaux de surface continentales, on peut penser qu'il inclut l'ensemble des substances organique présentes dans l'eau. Il conviendra donc d'examiner les traitements les plus adaptés afin de réduire ce SDI à travers la réduction des diverses substances qui le constituent (Gaid et Trear, 2007).

Nous définissons sous le terme de colmatage l'ensemble des mécanismes qui limitent le flux à travers une membrane. Dans le cas de l'osmose inverse, le phénomène de colmatage peut être classifié en 4 catégories suivantes (Tansakul, 2009):

- la précipitation des composés inorganiques sur la membrane (l'entartrage) ;
- la formation du dépôt par des particules ou des matières organiques sur la membrane ;
- la formation du biofilm et l'excrétion in situ d'exopolymères sur la membrane (le bio-colmatage),

II.8.2.1. Colmatage par entartrage

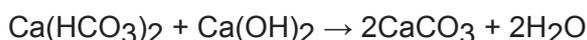
L'entartrage sur une membrane est principalement causé par le dépassement de la limite de solubilité des composants inorganiques, c'est-à-dire qu'il y a une sursaturation et l'augmentation rapide de la vitesse de déposition. Des sels sursaturés vont précipiter sur la surface de la membrane et construire une couche fine qui bloque le transfert de matière à travers la membrane.

L'entartrage a toujours lieu à la surface de la membrane car la concentration des sels est augmentée près de la membrane par la polarisation de concentration. Les dépôts de tartre rencontrés le plus fréquemment dans le dessalement comportent du carbonate de calcium (CaCO_3), du sulfate de calcium ($\text{Ca}(\text{SO}_4)_2$), de l'hydroxyde de magnésium ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) et des dépôts de silice (SiO_2 , CaSiO_3 , MgSiO_3 , etc....).

(Luo et Wang, 2001) ont montré que des complexes colloïdaux (Si-Al-Fe) constituent l'entartrage principal de la membrane d'osmose inverse. Les éléments prédominants sont le silicium et l'aluminium qui représentent 23,81 % et 17,67 % respectivement des éléments totaux. La précipitation du silicium est probablement expliquée par l'effet de la présence des ions trivalents, à savoir Al^{3+} et Fe^{3+} .

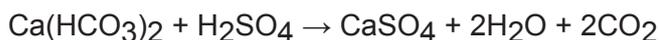
L'entartrage peut être éliminé par différents traitements chimiques (Maurel, 2006):

- Précipitation à la chaux : ce procédé est employé lorsque la dureté carbonatée est due essentiellement aux ions Ca^{2+} . En revanche, l'addition de chaux entraîne la précipitation du CaCO_3 avant la membrane suite à la modification du pH.



Cette technique présente des inconvénients inhérents à l'emploi de la chaux et à la quantité de boues produite, mais celles-ci sont facilement déshydratées. Ce procédé permet également de traiter de manière efficace les problèmes de turbidité.

- Décarbonatation à l'acide : l'addition d'un acide fort, H_2SO_4 ou HCl , déplace les carbonates sous forme de gaz carbonique



- Germination ou ensemencement : D'après (Tansakul, 2009) ce système consiste à provoquer les dépôts sur des germes cristallins que l'on a introduits dans la solution à raison de 10 à 20 g/l. Ces germes peuvent être du carbonate de calcium, du sulfate de calcium ou du sulfate de baryum. Les risques de « prise en masse » au cours des arrêts existent et peuvent expliquer le faible développement de ce procédé.

- Adoucissement sur résines de l'eau de mer : l'adoucissement de l'eau de mer consiste à remplacer les ions calcium par des ions sodium. Le procédé consiste à faire circuler l'eau de mer sur des résines cationiques acides fort saturées en ion sodium, où se produit un échange ionique.

II.8.2.2. Colmatage par dépôt

D'après (Fritzmann et al, 2007) Le colmatage par dépôt peut être de deux natures différentes qui peuvent coexister:

- le colmatage particulaire ou colloïdal : des colloïdes peuvent être agglomérés et adhérer à la membrane. Les colloïdes les plus courants sont des argiles de silicate d'aluminium (0,3-1 μm) et des colloïdes de fer. Les microorganismes déposés font aussi partie de ce colmatage.
- le colmatage par la matière organique : la dégradation de la matière organique produit une matrice de macromolécules appelée acide humique. Les matières organiques dans les eaux salées sont principalement des substances humiques à des concentrations entre 0,5 à 20 mg/l pour l'eau saumâtre et jusqu'à 100 mg/l de COT pour l'eau de mer en surface.

II.8.2.3. Le biocolmatage

Toutes les eaux de mer contiennent des microorganismes tels que des bactéries, des algues, des virus, etc. Ces microorganismes excrètent des substances polymériques extracellulaires qui adhèrent à la surface de la membrane et provoquent la formation d'un biofilm. La première étape de la formation du biofilm est probablement l'adsorption des molécules organiques sur la surface de la membrane. Cette couche organique conditionne la surface de la membrane et améliore l'adhésion des microorganismes. L'étape suivante est donc l'adhésion des microorganismes sur la surface de la membrane conditionnée ; cette étape est suivie par l'adhésion microbienne, la croissance des cellules adhérentes et par la suite la production de polymère extracellulaire. En osmose inverse, le colmatage par biofilm est un phénomène majeur.

Les indicateurs de colmatage sont (Bertrand, 2004) : la baisse de la perméabilité, l'augmentation de la perte de charge longitudinale et l'accroissement du passage de sels. Si ce phénomène est mal estimé, il aboutit rapidement dans le pire des cas, un colmatage irréversible.

Pour récupérer les performances de la membrane, elle doit être périodiquement nettoyée. Le type de produit de nettoyage dépend largement du type de membrane et de la nature du colmatage. Noter qu'une augmentation du flux et réduction de la conductivité sont considérées comme des résultats favorables.

II.9. Les impacts environnementaux des unités de dessalement

Tous les procédés de dessalement présentent des inconvénients :

- besoins énergétiques importants ;
- rejets des saumures concentrées, chaudes dans le cas de la distillation, en mer ou injectées dans le sol ;
- emploi de produits chimiques pour nettoyer les membranes ;
- traces des métaux lourds échappés des installations ;

- bruit généré par les pompes haute pression et certains systèmes de récupération d'énergie tels que les turbines.

Les rejets de saumure à forte concentration (environ 70 g/l) et la dilution insuffisante peuvent appauvrir ou détruire les écosystèmes aquatiques et dégrader la qualité de l'eau. Afin de limiter cet impact environnemental, la solution adoptée aujourd'hui est la mise en place de systèmes de diffuseurs permettant de maîtriser la dilution de la saumure avec l'eau de mer et de limiter spatialement la zone impactée.

Un bilan et un suivi des rejets de saumure et produits chimiques doivent, en outre, être accompagnés d'un suivi de la faune et la flore, terrestres et surtout marine.

Enfin, les émissions de gaz à effet de serre sont plus fortes si l'énergie électrique du dessalement est produite par combustibles fossiles (Anonyme 4, 2010).

Conclusion

Les membranes couramment employées sont asymétriques, constituées de feuilles plates en acétate de cellulose, de fibres creuses en polyamide aromatique ou d'un film mince composite où une couche extrêmement fine de polymère très hydrophobe est placée sur un support microporeux usuellement fait en polysulfone.

Les performances d'un module d'osmose inverse sont non seulement déterminées par la structure de la membrane mais aussi par la nature et la concentration des solutés à séparer qui déterminent, en fonction de la pression osmotique, la pression à appliquer. De plus, il faut veiller à la température et au pH. Le rendement est déterminé par la quantité de fluide traversant la membrane par rapport à la quantité pompée en direction du système.

La plus commune des utilisations pour l'osmose inverse est le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. Le but est de supprimer les sels dissous et les matières organiques de l'eau. A cause de la forte pression osmotique de ces solutions, les unités d'osmose inverse doivent fréquemment opérer à forte pression (jusqu'à 70 bars) (Jacquet Violleau, 1999).

PARTIE EXPERIMENTALE

CHAPITRE III PRESENTATION DE LA STATION DE DESSALEMENT

III.1. Introduction

Notre station d'étude se situe à l'ouest d'Alger dans la commune de Ain bénian, wilaya d'Alger, en bordure de la mer méditerranéenne. Elle est conçue pour une capacité nominale quotidienne de 5000 m^3 /jour. Elle a été mise en service en décembre 2003 avec une capacité de 2500 m^3 /jour pour chaque bloc, dont le bloc 1 produit 2100 m^3 /j avec un taux de production de 84% et le 2^{ème} bloc ne produit que 1800 m^3 /j avec un taux de production de 72%. Cette station a pour but d'alimenter en eau potable le réservoir SP4 afin de servir une population de 33 330 habitants.

III.2. Le processus de dessalement de l'eau de mer

Quel que soit le procédé de séparation du sel de l'eau, toutes les installations doivent comporter 04 étapes :

- une prise d'eau de mer avec une pompe et une filtration ;
- un prétraitement à l'aide d'une filtration plus fine ;
- le procédé d'osmose inverse ;
- le poste traitement avec un éventuel micropolluant de l'eau produite.

A l'issue de ces 4 étapes, l'eau est rendue potable ou utilisable industriellement

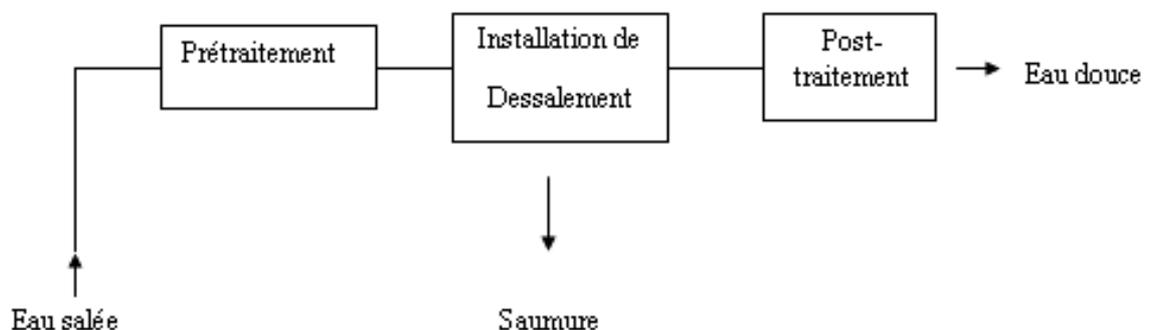


Figure 19: Schéma général d'une installation de dessalement
(Maurel, 2006).

III.2.1. Prise d'eau de mer

L'alimentation se fait par prise directe du large avec une conduite de 300 mm de diamètre et 450 m de longueur. La conduite de prise d'eau de mer doit être équipée d'une crépine avec des ouvertures de 3 mm de largeur - se trouve à 7 m de profondeur- pour éliminer toutes les matières grossières avant qu'elles ne pénètrent dans le système, aussi pour ne pas endommager la pompe d'alimentation.

III.2.2. Prétraitement

III.2.2.1. Prétraitement physique

L'eau avant d'être traitée, doit être débarrassée de la plus grande quantité possible d'éléments dont la nature et la dimension constitueraient un gêne pour les traitements ultérieurs. Pour cela, on effectue des prétraitements de l'eau de surface (CIDF-LdesEaux, 2000). Dans le cas d'une eau potable, les prétraitements sont principalement de deux types : le dégrillage et le tamisage.

III.2.2.1.1 Dégrillages et tamisage

Le dégrillage, premier poste de traitement, il est destiné avant tout à l'élimination de gros objets : morceaux de bois, etc. le tamisage, quant à lui, permet des objets plus fins que ceux éliminés par le dégrillage. Il s'agit de feuille ou de morceaux de plastique par exemple (Héctor R.H, 2006).

Les prétraitements ont pour rôle d'améliorer la qualité de l'eau d'alimentation du système d'osmose inverse afin de protéger les membranes (PBCAF, 2005) en évitant au maximum :

- L'entartrage, par précipitation des sels dans la zone du concentrât ;
- Le colmatage, par les matières en suspension ;
- L'encrassement, par les matières biologiques (zooplancton, phytoplancton...).

III.2.2.1.2. Décantation

C'est un bassin en béton, divisé en trois compartiments :

- Le premier compartiment reçoit l'eau refoulée par la pompe d'alimentation (Cette eau est coagulée et floculée). Il est équipé d'un trop plein qui rejette les eaux pouvant causer le débordement du réservoir décanteur.
- Le deuxième compartiment est suffisamment calme pour permettre la décantation. Il est équipé de lamelles qui facilitent l'opération de décantation.
- Le dernier compartiment reçoit l'eau clarifiée (coagulée, floculée et décantée). Il est doté d'une sonde électronique pour déterminer le niveau de remplissage.

III.2.2.1.3. Filtration sur sable

La filtration à travers les filtres à sable sert à séparer les matières troubles et les matières en suspension de l'eau brute. Le moyen de filtration est un remblai en sable et anthracite réparti en quatre réservoirs filtrants. Les filtres à sable fonctionnent à une pression de 3,5 bars. La perte de charge à travers les couches filtrantes ne devrait pas dépasser les 600 mbar pour chaque filtre sinon on doit procéder au rinçage à contre-courant.

L'alimentation des filtres à sable avec l'eau de mer stockée dans le réservoir intermédiaire se fait par deux pompes. Elles sont équipées d'accessoires d'arrêt dans la

conduite d'aspiration et la conduite de refoulement ; un clapet anti-retour, un manomètre local côté refoulement et un débitmètre côté aspiration qui sert à contrôler le débit entrant.

Lors d'un fonctionnement normal du filtre, une seule pompe de transfert fonctionne, la deuxième est enclenchée pour le rinçage à contre-courant.

Les filtres à sable doivent être nettoyés une fois tout les 24 à 48 heures (cela dépend du colmatage des filtres). Pour se faire, un système de rinçage à l'air et à l'eau est installé à l'intérieur du bâtiment.

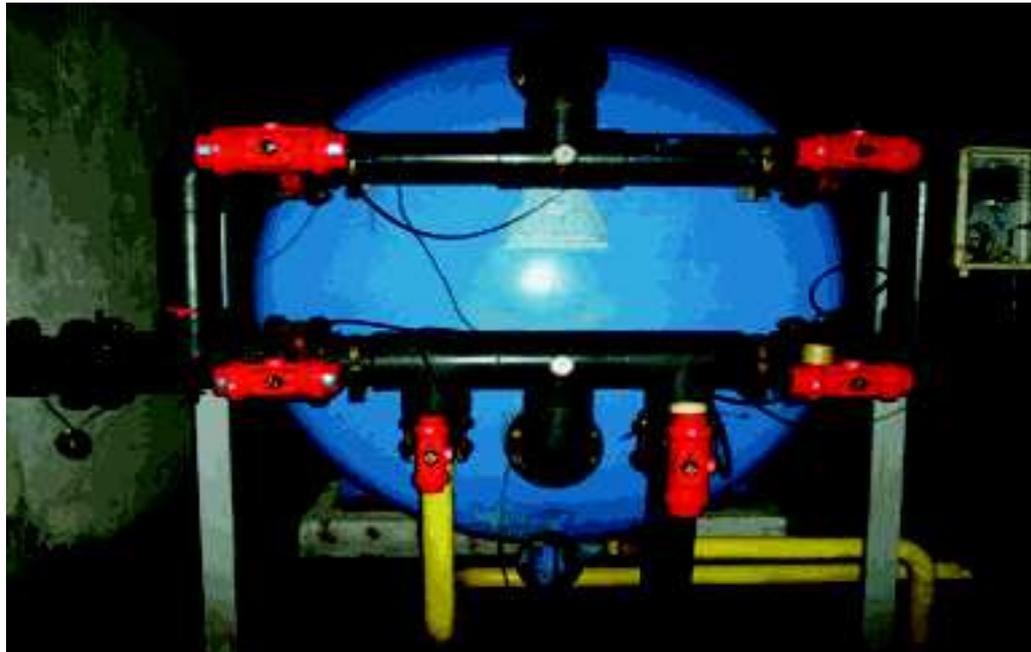


Figure 20: Filtre à sable.

Tableau 6: Caractéristiques technique des filtres à sable

Nombre	4
Diamètre	2800 mm
Hauteur	3600 mm
Surface de filtration	6,15 m ² /filtre
Température de service	20°C

III.2.2.1.4. Microfiltration ou filtration d'affinement

Avant que l'eau filtrée ne soit pompée vers les modules membranaires par la pompe haute pression, elle doit passer par deux filtres fins à filtres-bougies remplaçables, raccordés en parallèles, qui ont une porosité de 5 µm. Ils possèdent des conduites d'alimentation, des conduites d'écoulement, un système de purge et des manomètres qui indiquent la perte de charge.

La pression dans les micro-filtres devrait s'élever à environ 2,8 bars. Les filtres-bougies doivent être remplacés tous les 3 à 4 mois. Pour cela il faut mettre la station en arrêt.

Tableau 7: Caractéristiques techniques des micro-filtres.

Nombre	2
Pouvoir de rétention	5 micromètres
Pression maximale de service	4 bars
Perte de charge	0,3 à 0,4 bars
Température admissible	Environ 40°C

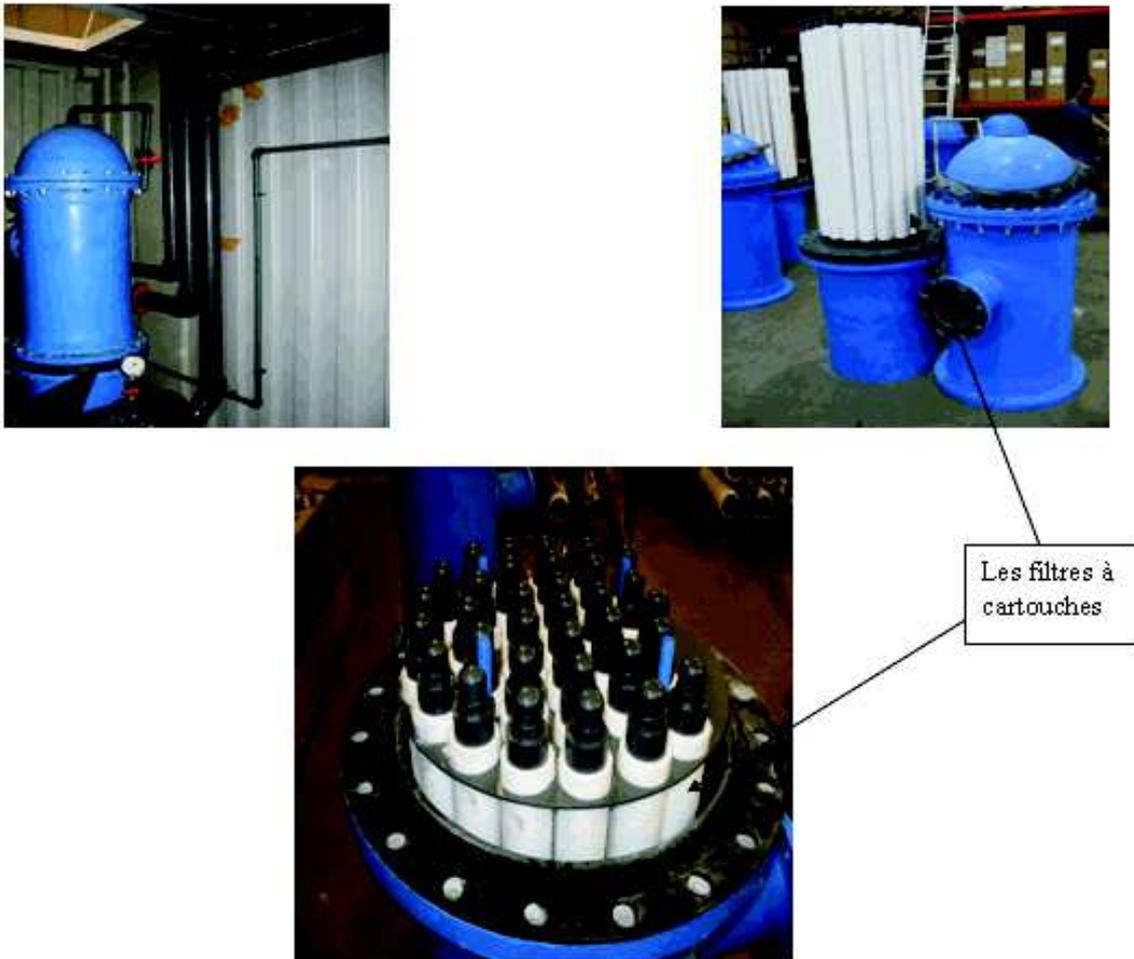


Figure 21: Les microfiltres ou filtres à cartouches.

III.2.2.2. Prétraitement chimique

L'eau de mer nécessite une clarification plus ou moins importante, cela dépend des caractéristiques de cette eau et de son mode de prélèvement.

La clarification est l'ensemble des opérations permettant d'éliminer les matières en suspension MES (minérales ou organiques) d'une eau brute ainsi que des matières organiques dissoutes (Degremont, 2005). La clarification comprend les opérations suivantes : coagulation, floculation et filtration.

III.2.2.2.1 La coagulation

Elle se fait par des produits chargés positivement qui vont neutraliser les particules chargées négativement, ce qui engendre leur liaison à la surface.

Il faut noter que le sulfate d'alumine n'est pas utilisé pour le traitement de l'eau destinée à l'alimentation des modules de l'osmose inverse car sa solubilité minimale ne peut pas être atteinte dans un milieu basique tel que l'eau de mer (pH = 8,2). Le résiduel d'aluminium présentant des charges positives réagira avec les membranes chargées négativement et les produits séquestrant qui sont aussi négatifs d'où leur neutralisation ce qui provoque le colmatage des membranes.

C'est donc le chlorure ferrique et le sulfate ferrique qui sont utilisés car leur taux minimum de solubilité est atteint dans un pH=5,5. L'eau ne présentera alors aucun résiduel de fer pouvant dégrader la solution de séquestrant ou colmater les membranes.

III.2.2.2.2. La floculation

La floculation consiste à agglomérer sous forme de floccs les particules colloïdales neutralisées au paravent par coagulation. Les membranes d'osmose inverse étant chargées négativement, il est recommandé d'utiliser des flocculants anioniques ou non ioniques (Maurel, 2006). On distingue des flocculants naturels et synthétiques. Parmi les flocculants synthétiques : les polymères chargés ou polyélectrolytes, qui définissent également par leur densité de charge (Cardot, 1999).

Dans notre station, la coagulation et la floculation est appliquée dans le cas où l'eau de mer a une turbidité élevée. Elle sert à rassembler les particules coagulées afin d'augmenter leur taille et former des floccs. L'agent flocculant utilisé est le polymère anionique chargé négativement car le polymère cationique chargé positivement peut colmater les membranes qui ont des charges négatives de façon irréversibles par formation de gel.

III.2.2.2.3. Pré-chloration ou chloration rapide

La chloration de l'eau brute se fait avant l'entrée des filtres de gravier par une solution d'hypochlorite avec environ 6 mg/l de chlore libre Cl_2 . La quantité d'hypochlorite requise pour la chloration rapide est de 34,8 l pour une installation de 2 500 m³/jour.

III.2.2.2.4. Le dosage de réducteur de chlore (bisulfite de sodium) ou déchloration

Selon (le Mémoire technique, 2003), La réduction du chlore se fait par addition de bisulfite de sodium, afin de ne pas endommager les membranes et pour protéger les tuyaux contre la corrosion et en même temps acidifie légèrement l'eau d'apport.

Après la filtration, on injecte le métabisulfite de Sodium ($Na_2S_2O_5$) pour la destruction du chlore libre et de l'acide sulfurique pour ajuster la valeur du pH à environ 6,7.

L'addition du métabisulfite de sodium ($Na_2S_2O_5$) est nécessaire pour l'élimination du chlore résiduel côté eau brute afin de protéger les membranes.

L'addition s'effectue après la chloration rapide par injection dans la conduite d'alimentation des microfiltres jusqu'à ce qu'une teneur de chlore maximale de 0,1 mg/l soit observée à la sortie des microfiltres.

III.2.2.2.5. Le dosage d'anti-incrustant

Cet équipement est nécessaire pour éviter la précipitation de sels incrustants à savoir le calcium, le magnésium, le strontium et le baryum, qui produisent une rapide obstruction des membranes et par conséquent une diminution du débit d'eau traitée (Mémoire technique, 2003).

III.2.3. Le système d'osmose inverse

III.2.3.1. Pompe haute pression et système de récupération de l'énergie du concentrât

La pompe haute pression utilisée dans la station de Ain bénian est une pompe volumétrique à piston adaptée aux faibles débits sert à alimenter l'unité d'osmose inverse en eau prétraitée, filtrée et micro-filtrée. La pression d'alimentation peut être lue sur un manomètre installé avant la pompe de relevage HP. La pression osmotique de l'eau de mer à 15°C avec une concentration en sels de 35 g/l, est de 25 bars. La turbine Pelton est reliée à la pompe HP par le même axe de rotation. Le concentrât actionne la turbine qui tourne pour aider la pompe haute pression et compenser l'énergie utilisée par cette dernière.



Figure 22: Pompe haute pression.

III.2.3.2. Les tubes de pression

Notre unité d'osmose inverse se compose de 27 tubes de pression plus un autre de réserve bloqué par fausse bride. Dans chaque tube de pression, sept membranes enroulées sont alignées. Le système d'osmose inverse est conçu pour un débit quotidien de perméat de 2500 m³ pour chaque bloc.



Figure 23: Tubes de pression (Châssis).

Nombre de tubes de pression	27 (+ 1 de réserve)
Nombre de membranes par tube de pression	7
Pression nominale des tubes	84 bars
Pression de test	85 bars
Pression de service	Environ 73 bars
Robinets de prélèvement d'échantillons	28 (sur chaque conduite de sortie de perméat)

Tableau 8: Caractéristiques techniques des tubes de pression

Les membranes ont pour but de réduire ou même d'éliminer la concentration en sels dissous dans l'eau produite.

Les flux de l'eau osmosée quittent les tubes de pression et se rejoignent à l'arrière dans une conduite commune du perméat menant au réservoir de stockage d'eau potable.

Les coulées du concentrât coule avec une pression d'environ 65 bars après avoir quitté les tubes de pression pour se rejoindre à leur tour dans une conduite commune de concentrât. Ces coulées de concentrât actionnent une turbine Pelton. Cette dernière aide la pompe HP en déchargeant son moteur électrique d'environ 35 %, le concentrât coule ensuite librement à travers un tuyau d'écoulement vers le bac de saumure vers la mer.



Figure 24: Membrane d'osmose inverse

Nombre de membranes	196
Nombre de membranes par tube de pression	7
Matériaux	En matériaux composites de polyamides
Modèle	Module enroulé
Dimensions de chaque membrane	Environ 0,2 m × 1 m
Pression de service	Environ 73 bars
Perte de pression maximale sur 7 membranes	4,2 bars
Température de service	Environ 25°C
Température max admissible au nettoyage	Environ 50°C
pH autorisé (service)	2 à 11
pH autorisé (nettoyage)	1 à 12
Rendement max. du perméat	45 %
Diminution de flux de perméat	Environ 7 % par année
Fuite de sel	Environ 10 % par année

Tableau 9: Caractéristiques techniques des membranes

III.2.4. Post traitement (Reminéralisation)

Le perméat s'écoule ensuite librement vers un réservoir de stockage. Ce dernier est fabriqué en béton et revêtu à l'intérieur d'une matière en plastique compatible avec l'eau potable.

Ce réservoir est divisé en deux compartiments séparés par une digue:

- Le premier compartiment reçoit le perméat sortant des modules de l'osmose inverse.
- Le deuxième compartiment reçoit l'eau du premier. Il contient un filtre à marbre rempli manuellement de brisures de marbre.

L'acide carbonique présent dans le perméat dissout une partie du marbre de sorte que la teneur en CO₂ soit réduite et l'eau s'enrichit en calcaire (dureté).

L'eau produite par osmose inverse est agressive, son pH est inférieur au pH de saturation.

La correction ou l'ajustement de pH se fait à l'aide d'une solution alcalin, automatiquement en fonction du pH (NaOH). Cette neutralisation a pour but d'éviter les problèmes liés au CO₂ dissous dans l'eau pour obtenir une eau ni agressive, ni incrustante, car elle présente de multiples inconvénients par exemples : elle peut provoquer le saturnisme chez les consommateurs ; d'autre part, elle contrarie le développement osseux des organismes jeunes (Bonnin, 1986)

Une chloration finale ou post-chloration est entreprise par injection directe du chlore dans le 2^{ème} compartiment. Le niveau d'eau dans ce compartiment est inférieur par rapport au 1^{er} pour que l'eau chlorée ne puisse pas s'introduire dans les modules membranaires et risque d'endommager les membranes. Ceci se produit lors du phénomène d'osmose directe qui se manifeste naturellement en cas d'arrêts de la station.

En fin, l'eau reminéralisée est refoulée vers le réservoir de stockage.

III.3. Le nettoyage des membranes

Les dépôts sur le côté concentrât des membranes engendre la réduction de rendement de la station donc il faut prévoir une opération de nettoyage des membranes. Si le prétraitement, la microfiltration et le traitement chimique ont été respectés le nettoyage se fait deux fois par an maximum. Cette opération, réalisée périodiquement, peut être conduite soit par des lavages à contre-courant ce qui est notre cas, soit par des traitements chimiques et/ou physiques. Le résultat obtenu dépend de nombreux facteurs : température, concentration et nature de l'agent nettoyant, durée, qualité de l'eau...

Le lavage à contre-courant constitue l'une des opérations les plus simples. Il consiste à inverser le flux pendant des temps très courts et sous une forte pression, en utilisant de l'eau déminéralisée pour éliminer les solutions adsorbées à la surface ou à l'intérieur des pores.

Dans la plupart des cas, ce lavage n'est malheureusement pas suffisant et il s'avère souvent nécessaire d'utiliser des solutions contenant des agents chimiques adaptés aux produits colmatant. Suivant la nature des dépôts, on utilisera généralement :

- des solutions de soude plus ou moins concentrées, à chaud ou à froid pour éliminer les matières organiques,
- des solutions acides, pour enlever les produits minéraux,
- des solutions d'hypochlorite, lorsqu'une action bactéricide est nécessaire ; mais on peut mettre en œuvre des détergents, des enzymes,...ou combiner les différentes méthodes.

Des procédés physiques de nettoyage, comme les ultrasons, peuvent aussi être utilisés. Quelque soit le moyen choisi, son effet peut être estimé en mesurant la perméabilité à l'eau après traitement et en comparant le résultat obtenu aux performances de la membrane neuve (Chikhi, 2008).

Conclusion

La station de Ain bénian a été mise en service en 2003. Elle rencontre plusieurs problèmes, parmi lesquels on cite :

- Le colmatage qui est l'ennemi primordial pour les stations de dessalements,
- L'arrêt brutal de la station à cause de la coupure d'électricité,
- Ainsi que le problème de la turbidité qui peut atteindre des valeurs énormes allant jusqu'à 150 NTU, ce qui provoque un colmatage des filtres à sable,
- La station produit au maximum 40% de la production théorique estimée à 5000 m³/j et très rarement elle atteint 55%.

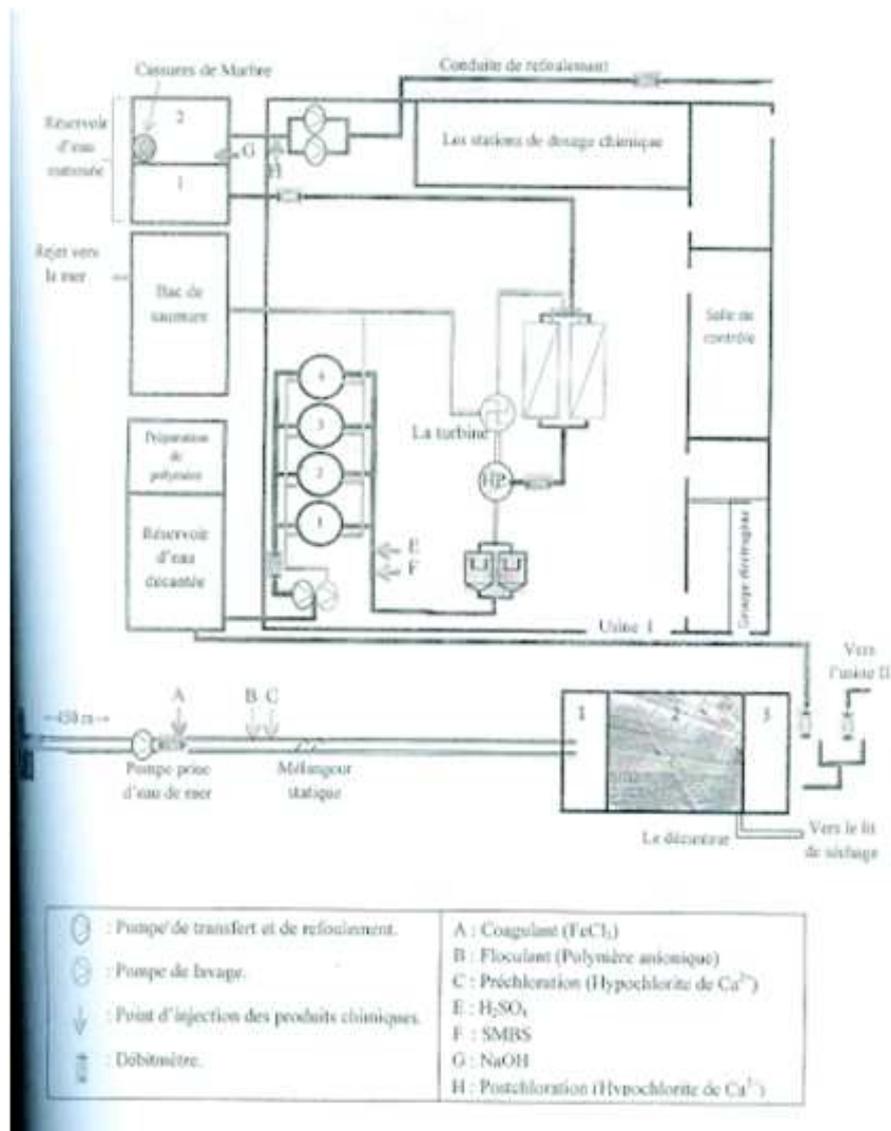


Figure 25: Schéma de la fontaine 1 de la station de Ain bénian, Alger

CHAPITRE IV PROTOCOLE EXPERIMENTAL

IV.1. Introduction

Ce travail fait l'objet d'une analyse détaillée sur les performances des membranes de l'unité d'osmose inverse de Ain Bénian. Nous avons pu constater que l'osmose inverse est très complexe et dépend de nombreux paramètres. C'est pourquoi on utilise des logiciels de simulation qui permettent de modéliser à l'avance le comportement de la membrane dans l'environnement désiré.

IV.2. Modèles de transfert de matière dans les membranes d'osmose inverse

Plusieurs théories ont été avancées pour décrire les transferts de matière à travers les membranes semi-perméables et expliquer le mécanisme de la sélectivité des membranes. Notons que ces modèles ont pour but d'expliquer d'une manière relativement simple des mécanismes de transfert qui sont en général très complexes. Les modèles les plus connus sont:

- le modèle solubilisation-diffusion qui s'applique relativement bien aux membranes d'osmose inverse ;
- le modèle capillaire qui, en fonction de leurs dimensions, arrêtent ou laissent passer certaines molécules ou particules ; ce modèle s'applique relativement bien aux membranes de microfiltration et, avec certaines réserves, aux membranes d'ultrafiltration ;
- le modèle phénoménologique ou boîte noire de Kedem et Katchalsky, qui est très général et s'applique aussi bien à l'osmose inverse qu'à l'ultrafiltration.

IV.2.1. Modèle solubilisation- diffusion

Ce modèle consiste à considérer que les transferts de solvant et de soluté se font par solubilisation-diffusion où toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci comme dans un solide ou un liquide sous l'action d'un gradient de concentration et de pression. C'est notamment le cas de l'osmose inverse (Hoek et al, 2002).

Dans ce modèle les flux de solvant et de soluté à travers la membrane sont donnés par les équations suivantes :

- Le flux J_i ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$) de chaque espèce i est déterminé (Lacey et Loeb, 1972) par une relation de la forme :

$$J_i = \frac{\bar{D}_i \bar{C}_i}{RT} \text{grad } \mu_i = - \frac{\bar{D}_i \bar{C}_i}{RT} \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial C_i} \text{grad } \bar{C}_i + V_i \text{grad } P \right) \quad (10)$$

Avec

\bar{D}_i (m²/s) : coefficient de diffusion du constituant dans la membrane;

\bar{C}_i (Kg/m³) : sa concentration moyenne dans la membrane ;

μ_i (j/mol) : Son potentiel chimique ;

V_i (m³/mol) : Son volume molaire partiel ;

P (Pa) : Pression appliquée.

\bar{D}_i et \bar{C}_i correspond à la valeur du paramètre dans la membrane (par opposition à la valeur du même paramètre dans la solution).

Dans le cas d'un soluté, pour simplifier, nous donnons l'indice 1 au solvant (eau, par exemple) et l'indice 2 au soluté.

En supposant que la différence de concentration en eau à travers la membrane est faible, l'équation précédente devient :

$$J_1 = \frac{\overline{D}_1 \cdot \overline{C}_1 \cdot V_1}{RTz} (\Delta P - \Delta \pi) \quad (11)$$

z (m) : épaisseur effective de la membrane,

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

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

Les hypothèses faites (elles ne sont pas rigoureuses) pour obtenir l'équation précédente sont que (Maurel, 1998) :

- le coefficient de diffusion est indépendant de la concentration ;
- et les propriétés de la membrane sont indépendantes de la pression.
- Dans le cas de membranes très sélectives, le terme $V_1 \text{ grad } P$ de l'équation (10) est négligeable devant le terme $(\partial \mu_1 / \partial C_1) \text{ grad } C_1$ et l'on obtient pour le flux de soluté :

$$J_2 \frac{\overline{D}_2}{z} \Delta C_2 = - \frac{\overline{D}_2 \cdot H}{z} \Delta C_2 \quad (12)$$

J_2 (Kg/m²/s) : flux de soluté à travers la membrane,

\overline{D}_2 (m²/s) : coefficient de diffusion du soluté dans la membrane,

$\overline{\Delta C}_2$ (Kg/m³) : différence de concentration de soluté dans la membrane,

ΔC_2 (Kg/m³) : différence de concentration du soluté dans la solution, de part et d'autre de la membrane,

$H = \overline{\Delta C}_2 / \Delta C_2$: coefficient de distribution du soluté entre la solution et la membrane.

Si aucune des propriétés de la membrane ne dépend de la pression ou de la concentration des solutions, le terme $A = \overline{D}_1 \cdot \overline{C}_1 \cdot V_1 / RTz$ peut être considéré comme une constante de la membrane. De même, le terme $B = - \frac{\overline{D}_2 \cdot H}{z}$ peut être considéré comme une constante relative au transfert de soluté.

Ces constantes caractérisent les transferts par unité de surface de membrane :

A (Kg/s/Pa/m²) : perméabilité de la membrane au solvant ;

B (m/s) : perméabilité de la membrane au soluté.

Les relations précédentes peuvent alors s'écrire :

$$J_1 = A \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (13)$$

$$J_2 = B \cdot \Delta C_2 \quad (14)$$

Les membranes actuelles ont une perméabilité au solvant (A) comprise entre $1,5 \cdot 10^{-7} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ (acétate de cellulose) et $3,5 \cdot 10^{-7} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ (membranes composites).

La perméabilité au soluté (B) se situe entre 10^{-8} et $10^{-6} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (ordre de grandeur).

IV.2.2. Modèle capillaire

Cette théorie, la plus ancienne et la plus simple, consiste à considérer les membranes comme un milieu poreux constitué d'une multitude de capillaires ; dans ce cas, sélectivité et perméabilité peuvent être déterminées à partir du diamètre de pore, du nombre de pores et de leur courbe de distribution. C'est le cas de l'ultrafiltration et de la microfiltration (Maurel, 1998).

IV.2.3. Modèle phénoménologique (ou boîte noire)

Selon (Kedem et Katchalsky, 1958), ce modèle consiste à établir des relations linéaires entre les flux J_i et les gradients de transfert associés F_j , ou non associés F_j , par l'intermédiaire de coefficients phénoménologiques L_{ij} (il s'agit d'un transfert couplé):

$$J_i = L_{ij} \cdot F_i + \sum L_{ij} \cdot F_j \quad (15)$$

Dans le cas des techniques à membranes, il y a seulement deux flux (solvant et soluté) et deux gradients de transfert (pression et concentration), Kedem et Katchalsky donnent les résultats suivants :

$$J_1 = L_p (\Delta P - \sigma \Delta \pi) \quad (16)$$

$$J_2 = \omega \Delta \pi + (1 - \sigma) \bar{C}_2 J_2 \quad (17)$$

J_1 (m/s) : débit de solvant à travers la membrane,

J_2 (m/s) : débit de soluté à travers la membrane,

L_p (m/s/Pa) : perméabilité au solvant,

ω (m/s) : perméabilité au soluté,

σ : coefficient de réflexion de Staverman, où il prend en considération l'effet de la pression sur le transfert de soluté.

$\sigma = 1$ si $TR = 1$ et $\sigma = 0$ si $TR = 0$ (Maurel, 1998)

Si $\sigma = 1$, il n'y a pas d'interaction entre le flux de solvant et le flux de soluté (cas de membrane très sélective) et le modèle de Kedem- Katchalsky est identique au modèle de solubilisation-diffusion.

Dont on peut écrire :

$$J_1 = L_p \cdot (\Delta P - \Delta \pi) = A \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (18)$$

$$J_2 = \omega \cdot \Delta \pi = B \cdot \Delta C \quad (19)$$

IV.2.4. Phénomène de polarisation

La polarisation est un phénomène réversible qui disparaît si le gradient de transfert est annulé (Maurel, 1998). Du fait de la sélectivité des membranes et du passage d'eau à travers celles-ci, les composés retenus s'accumulent progressivement auprès de la surface membranaire. C'est le phénomène de polarisation de concentration.

Le facteur de polarisation de concentration est défini par :

$$\gamma = C_m / C_0 \quad (20)$$

C_m (kg/m³) : la concentration de soluté arrêté de la membrane,

C_0 (kg/m³) : la concentration moyenne de soluté dans la solution.

IV.2.4.1. Modèle de théorie de film

La théorie du film suppose qu'il existe une couche limite de polarisation d'épaisseur δ située près de la membrane.

En régime stationnaire, le flux est :

$$J_1 C(x) - D_2 \frac{dc}{dx} = J_1 C_p \quad (21)$$

Avec x : distance par rapport à la membrane,

$C(x)$ (kg/m³) : concentration du soluté dans la couche limite de la cote x ,

D_2 (m²/s) : coefficient de diffusion du soluté à l'interface membrane-solution.

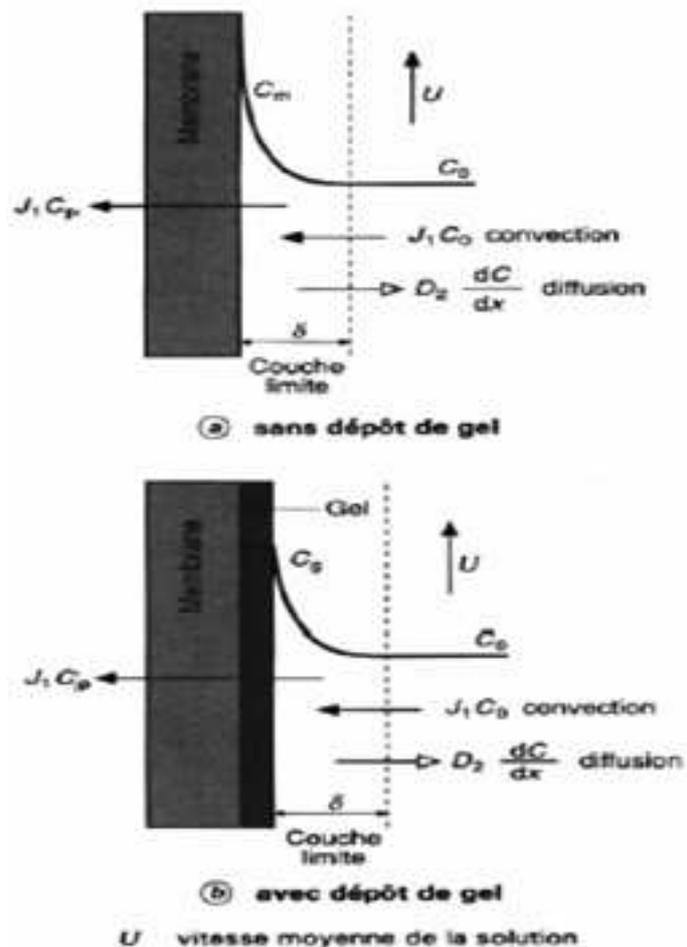


Figure 26 : Modélisation de polarisation : Théorie de film (Maurel, 1998).

En régime permanent, le flux de perméat sera :

$$J_1[C(x)-C_p]=D_2(dC/dx) \quad (22)$$

$$\text{Soit } J_1 \int_0^\delta dx = D_2 \int_{C_m}^{C_p} \frac{dC}{C-C_p} \quad (23)$$

C_0 : la concentration de soluté dans la solution,

C_p : la concentration de soluté dans le perméat,

C_m : la concentration de soluté dans la membrane.

Si $C=C_m$ pour $x=0$ et $C=C_0$ pour $x=\delta$

d'où

$$J_1 = \frac{D_2}{\delta} \cdot \frac{\ln(C_m - C_p)}{C_0 - C_p} = K \cdot \frac{\ln \left(\frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} \right)}{C_0 - C_p} \quad (24)$$

K : le coefficient de transfert de matière de soluté, $K = \frac{D_2}{\delta}$

En régime turbulent

$$\frac{K d_h}{D_2} = Sh = \alpha_1 (Re)^{\alpha_2} (Sc)^{\alpha_3}$$

$$Sh = \frac{K d_h}{D_2} \quad \text{nombre de Sherwood.}$$

$$Re = \frac{d_h U_p}{\mu} \quad \text{nombre de Reynolds.}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_2} \quad \text{nombre de Schmidt.}$$

d_h (m) : diamètre hydraulique,

U (m/s) : vitesse du fluide,

ρ (kg/m³) : masse volumique du fluide,

μ (Pa.s) : Viscosité du fluide.

$\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$: des coefficients déterminés expérimentalement.

En régime laminaire

$$\frac{K d_h}{D_2} = Sh = \alpha_1 \left(Re \frac{d_h}{L} \right)^{\alpha_2} (Sc)^{\alpha_3}$$

Où L : le chemin parcouru par le liquide à l'intérieur du module.

IV.2.4.2. Les conséquences du phénomène de polarisation de concentration

- Diminution du flux de perméat due à une augmentation de la concentration près de la membrane provoquant une augmentation de la pression osmotique π de la solution et une diminution de la pression efficace ($\Delta P - \Delta \pi$).
- Variation de la sélectivité due à une augmentation de la concentration près de la membrane provoquant soit une augmentation de la concentration dans le perméat, soit par une diminution de la concentration dans le perméat, soit par une diminution lorsqu'il ya dépôt et que celui-ci joue le rôle d'une deuxième membrane.
- lorsque la concentration C_m atteint certaines valeurs, on peut atteindre dans le cas de l'osmose inverse la limite de solubilité des sels et avoir formation de tartre (CaSO_4 , CaCO_3 par exemple) lors de la déminéralisation des eaux salines. Ce phénomène est appelé colmatage dû à des précipitations ou formation de gel.

Dans notre cas, nous avons utilisé deux modèles de simulation fournis par la compagnie Hydranautics. Ces derniers sont basés sur le modèle de transfert phénoménologique pour prédire les caractéristiques de la membrane SWC3+ fournie par la même compagnie.

IV.3. Présentation des modèles utilisés

Les modèles de simulation sont des programmes de conception qui estiment les performances des systèmes membranaires. Dans cette étude, nous avons employé deux codes de simulation mathématiques basés sur des lois physiques de transfert de flux dans le système membranaire fournies par la même compagnie Hydranautics : IMSDesign et VontronRo. Ces modèles peuvent faire des prévisions pour n'importe quel paramètre à tout moment du processus.

Pour faire les simulations, il est nécessaire de connaître les paramètres suivants :

- La composition détaillée de l'eau de mer (montrée ci-dessous),
- Le débit d'alimentation (Q_f),
- Le débit de perméat (Q_p),
- Le taux de conversion (Y),

Il faut définir aussi :

- Le nombre d'étages ;
- Le nombre de tubes de pression ;
- Le nombre de membrane par tube de pression ;
- Le type de membrane.

Les deux modèles sont basés sur le même mécanisme de transfert de matière et nécessitent les mêmes paramètres d'entrée qui sont : le débit d'alimentation (Q_f), le taux de conversion (Y), la salinité de l'eau d'alimentation (C_f) et la température de l'eau d'alimentation. Et comme paramètres de sorti ; le débit du perméat (Q_p) et la salinité du perméat (C_p).

Tableau 10 : La composition physicochimique de l'eau de Ain bénian

Paramètres	Valeur
pH	8.32
Température (°C)	21.4
Conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	60484
TDS (g/l)	39.05
Ca^{++} (mg/l)	450
Mg^{++} (mg/l)	1440
Na^+ (mg/l)	11982.9
K^+ (mg/l)	440
Cl^- (mg/l)	21570
SO_4^{2-} (mg/l)	2990
HCO_3^- (mg/l)	153

IV.4. Les problèmes rencontrés

Pour des raisons commerciales, les fabricants de membranes donnent en général trop peu d'informations sur leurs produits « membranes », comme le cas de la compagnie Hydranautics où la membrane SWC3+ ne figure pas dans les codes de calcul fournis par la même compagnie, ou bien il est difficile de comparer les données des différents fournisseurs car elles ne sont pas obtenues dans les mêmes conditions opératoires (taux de conversion, concentration de sel, pression, etc.). Il en résulte que, à partir des données de fournisseur de membranes, le choix d'une membrane en vue d'une application donnée est très difficilement optimisable.

Pour cela nous avons essayé de trouver deux membranes similaires fournies par la même compagnie mais pour deux codes différents.

On a travaillé avec la membrane SWC4+ pour le code IMSDesign et la membrane SW22-8040 pour le code VontronRo.

Les membranes SWC4+ et SW22-8040 présentent presque les mêmes caractéristiques de la membrane SWC3+ qui sont les suivantes :

Tableau 11 : Caractéristiques des membranes.

Membrane	Qp (gpd)	TR (%)	Surface (ft ²)	Nature de la membrane
SWC3+	7000	99.8	400	Spiralée, composite polyamide
SWC4+	6500	99.8	400	Spiralée, composite polyamide
SW22-8040	6000	99.7	380	Spiralée, composite polyamide

$$1\text{gpd} = 3,785 \cdot 10^{-3} \text{m}^3/\text{j}, 1\text{ft}^2 = 0.093 \text{m}^2.$$

Aussi, on a rencontré un problème au niveau des mesures prises par le personnel de la station de Ain Bénian concernant la salinité de l'eau brute et la salinité de perméat. Dans les fiches de l'historique de la station de l'année 2003, ils ont marqué la salinité de l'eau brute (TDS) aux alentours de 24 et 29 g/l, ce qui n'est pas logique, la salinité de la mer méditerranée elle varie entre 37 et 39 g/l.

Pour la salinité du perméat, ils l'estime généralement à partir de la conductivité électrique avec une fonction de transfert différente de celle utilisée par les deux codes de simulation. On trouve par exemple qu'au niveau de la station, ils utilisent la formule suivante : TDS = K * conductivité. Le K c'est le coefficient de transfert, pour la station k=0.5 et pour les codes de simulation K=0.41.

IV.5. Démarche à suivre pour l'élaboration de la base de données

Pour aboutir à la base de données nécessaire, on a effectué les hypothèses et les calculs à partir des équations physiques de transfert de matières qui sont les suivantes :

IV.5.1. Les hypothèses

on a supposé:

- la membrane SWC4+ et la membrane SW22-8040 présentent les mêmes caractéristiques de la membrane SWC3+ ;
- les données expérimentales ont été prises dans de bonnes conditions ;
- La validité du modèle solution-diffusion pour le transport de masse à travers la surface active de la membrane ;

- La validité du modèle de Fick pour le transport diffusionnel de sels à travers la membrane ;
- Le coefficient de diffusion est constant $D = 1.35 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ (Y.Y. Lu et al, 2007) ;
- La validité de la loi de Darcy dans les milieux poreux ;
- contribution négligeable des flux de soluté pour le débit volumique à travers la membrane ;
- concentration faible de l'eau de mer (solution diluée) : pour pouvoir utiliser le modèle de Von't Hoff pour calculer la pression osmotique.

IV.5.2. Calculs des paramètres de performance de la membrane

IV.5.2.1. Calcul du taux de conversion Y

On sait que l'écoulement s'effectue en continu tangentiellement à la membrane. Une partie de la solution à traiter (débit Q_0) se divise au niveau de la membrane en deux parties de concentrations différentes:

- une partie (débit Q_p) passe à travers la membrane (perméat),
- une partie qui ne passe pas à travers la membrane (concentrat ou rétentat) et qui contient les molécules ou particules retenues par la membrane.

La fraction de débit qui traverse la membrane est le taux de conversion Y (M. Sekino, 1995), défini par:

$$Y = \frac{Q_p}{Q_0} \quad (25)$$

Le flux de matière intéressant est suivant les cas le perméat (cas de la déminéralisation d'eau) ou le concentrat (concentration de produits alimentaires). Le débit de la solution d'alimentation peut atteindre une valeur 500 fois supérieure à celle du débit de perméat.

Lors d'une filtration classique la suspension à traiter est amenée perpendiculairement au milieu filtrant; l'accumulation de matières forme une couche qui diminue la porosité et ainsi le débit de filtration. L'écoulement tangentiel permet au contraire de limiter l'accumulation sur la membrane des diverses espèces (particules, molécules, ions) retenues par cette dernière.

IV.5.2.2. Calcul du taux de rétention TR

La sélectivité d'une membrane est définie par le taux de rejet R (ou taux de rétention) de l'espèce que la membrane est censée retenir (M. Sekino, 1995):

$$TR = \frac{C_0 - C_p}{C_0} = 1 - \frac{C_p}{C_0} \quad (26)$$

C_0 : la concentration de l'espèce à retenir dans la solution,

C_p : la concentration de la même espèce dans le perméat.

L'osmose inverse utilise des membranes denses sans porosité qui laissent passer le solvant et arrêtent les ions.

IV.5.2.3. Calcul de la pression osmotique π

La pression osmotique est donnée par la relation suivante (modèle de Von't Hoff):

$$\pi(\text{Pa}) = \frac{i \cdot R \cdot T \cdot C}{M_s} \quad (27)$$

i (nombre d'espèces), $i=2$.

R : constante des gaz parfaits. $R=8.314472 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa}/\text{K}/\text{mol}$.

M_s : masse molaire du mélange (eau et sel). $M_s= 58.8 \cdot 10^{-3} \text{ Kg}/\text{mol}$.

C : la concentration molaire du soluté dans la solution (kg/m^{-3}),

T : la température en Kelven ($^\circ\text{K}$).

IV.5.3. Calculs des caractéristiques hydrodynamiques de la membrane

IV.5.3.1. Calcul des flux de transferts de solvant (de l'eau)

Le flux massique J_{solvant} ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$) de solvant et le débit volumique de solvant ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$) traversant la membrane sont donnés par les relations du modèle de solution-diffusion ou modèle Kimura-Sourirajan:

$$J_w = A \cdot [(P_f - P_p) - (\pi_m - \pi_p)] \quad \text{où} \quad J_w = \frac{Q_p}{S_m} \quad (28)$$

A : la perméabilité de la membrane au solvant ($\text{m}/\text{s}/\text{Pa}$),

S : la surface de la membrane de type SWC3⁺ ($S_m= 30 \text{ m}^2$),

P_f : la pression d'alimentation,

P_p : la pression de perméat, dans notre cas on a supposé la pression du perméat $P_p=1 \text{ bar}=10^5 \text{ Pascal}$.

π_m : la pression osmotique transmembranaire en Pa,

π_p : la pression de perméat en Pa.

IV.5.3.2. Calcul de flux de transfert de soluté (de sels)

Le flux massique J_s ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$) de soluté traversant la membrane est donné par la relation (modèle de Fick) (Maurel, 1998) :

$$J_s = B \cdot (C_m - C_p) \text{ où } C_p = \frac{J_s}{J_w} \text{ et } C_m = \frac{C_f - C_r}{2} \quad (29)$$

La C_r on la calcule à partir de l'équation de continuité (balance) :

$$Q_f = Q_p + Q_r \text{ où } Q_r = Q_f - Q_p ; Q_r \cdot C_r = (Q_f \cdot C_f) - (Q_p \cdot C_p) \\ \text{où } C_r = [(Q_f \cdot C_f) - (Q_p \cdot C_p)] / Q_r \quad (30)$$

B : la perméabilité moyenne de la membrane au soluté (m/s),

C_m : la concentration transmembranaire en sels en (Kg/m^3),

C_p : la concentration du perméat (kg/m^3).

Q_f : le débit d'alimentation (m/s),

C_f : la concentration de l'eau d'alimentation (kg/m^3),

Q_p : le débit de perméat (m/s),

C_p : la concentration de perméat (kg/m^3),

Q_r : le débit de rétentat (m/s),

C_r : la concentration de rétentat (kg/m^3).

En osmose inverse les transferts de solvant et de soluté se font par solubilisation - diffusion: toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent à travers la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci comme dans un liquide sous l'action d'un gradient de concentration et de pression. Le transfert ne dépend donc plus de la dimension des particules mais de leur solubilité dans le milieu membranaire. Les séparations sont donc d'origine chimique et sont liées au pouvoir solvant de la membrane.

On montre donc que le flux de solvant est proportionnel à la pression efficace ($\Delta P - \Delta \pi$) tandis que le flux de soluté en est indépendant. On montre également que le taux de rejet d'une membrane augmente lorsque la pression efficace augmente.

IV.5.3.3. Calcul du coefficient de transfert de masse (K)

Le calcul de K se fait à partir du modèle de la théorie de film (polarisation de la concentration) :

$$J_w = K \cdot \ln [(C_m - C_p) / (C_f - C_p)] \\ J_w = k \cdot \ln \left[\frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} \right] \quad (31)$$

IV.5.3.4. Calcul de l'épaisseur de la couche limite (δ)

$$\delta = D/K \quad (32)$$

(Maurel, 1998)

δ : l'épaisseur de la couche limite en m,

k : le coefficient de transfert de masse en m/s,

D : le coefficient de diffusion que l'on a supposé égale à $1.35 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ d'après (Y.Y. Lu et al, 2007).

Conclusion

Pour des raisons commerciales, la compagnie Hydranautics donne trop peu d'information sur la membrane SWC3+. Il en résulte que, à partir des données de fournisseur de membranes, le choix d'une membrane en vue d'une application donnée est très difficilement optimisable.

Pour cela nous avons choisis deux membranes similaires à la membrane SWC3+ fournies par la même compagnie mais pour deux codes différents.

On a supposé que les membranes SWC4+ et SW22-8040 présentent les mêmes caractéristiques de la membrane SWC3+, avec la membrane SWC4+ pour le code IMSDesign et la membrane SW22-8040 pour le code VontronRo.

Nous allons présenter les résultats du suivi des principales variables qui sont : le débit du perméat (Q_p), le taux de conversion (Y), la concentration du perméat (C_p), le taux de rétention des sels (TR), la perméabilité de la membrane à l'eau (A) et la perméabilité de la membrane aux sels (B).

CHAPITRE V RESULTATS ET INTERPRETATIONS

V.1. Introduction

Ce chapitre est consacré pour présenter les résultats de prédiction obtenus à partir des modèles VontronRo et IMSDesign et les comparer avec les résultats expérimentaux.

Dans ce chapitre la méthodologie que nous avons suivie compte quatre parties essentielles :

Suivi des performances de la station,

Suivi de l'effet de la température et de la pression sur les caractéristiques hydrodynamiques de la membrane (perméabilité à l'eau, perméabilité aux sels, et coefficient de transfert de masse)

Modélisation de l'épaisseur de la couche limite de polarisation,

Modélisation des perméabilités de la membrane SWC3+ avec une simple comparaison avec les perméabilités de la membrane SW22-8040.

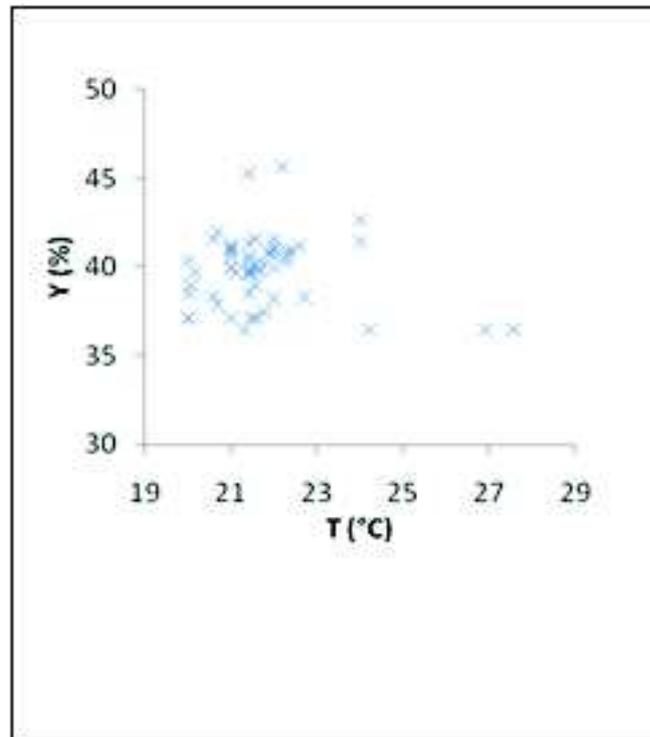


Figure 28: Variation du taux conversion (Y) en fonction de la température d'alimentation (T).

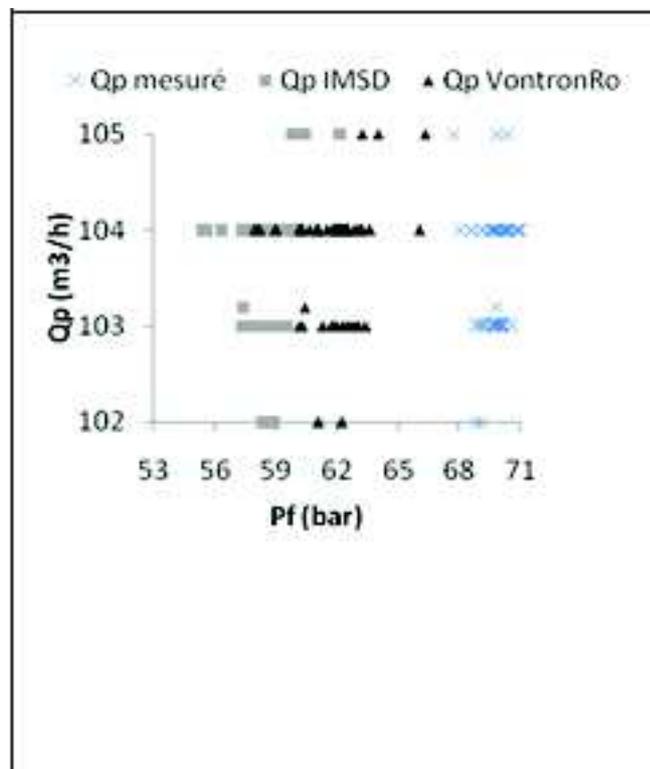


Figure 29: Variation du débit de perméat (Qp) fonction de la pression d'alimentation (Pf).

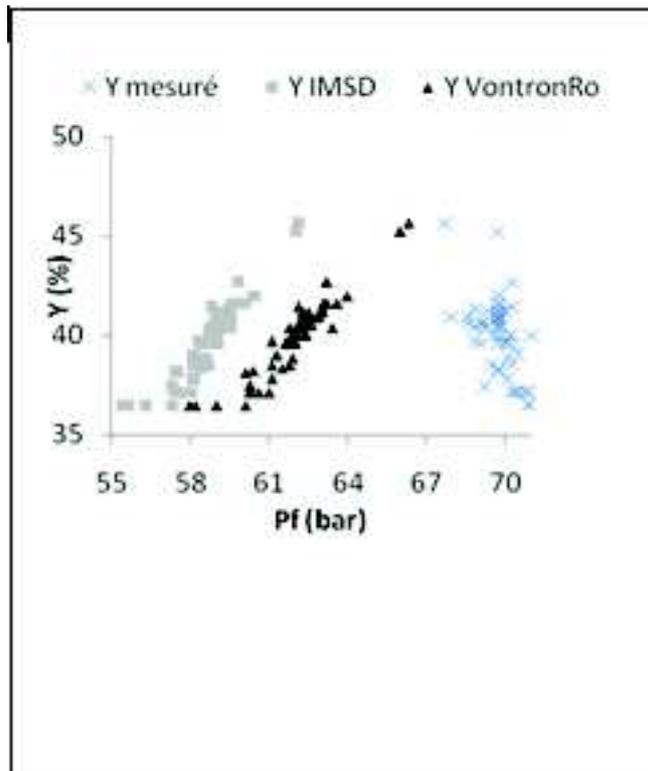


Figure 30: Variation du taux de conversion (Y) en fonction de la pression d'alimentation (Pf).

La figure 31 montre que la salinité de perméat simulée par les codes IMSDesign et VontronRO est proportionnelle à la température de l'eau d'alimentation, tandis que la salinité de perméat expérimentale présente une tendance de proportionnalité mais elle n'est pas claire à cause des erreurs systématiques où la salinité est exprimée à partir de la conductivité avec une équation de transfert différente de celle utilisée par les deux codes de simulation.

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

Par ailleurs, pour une pression donnée, le compactage de la membrane est d'autant plus important que la température est élevée (Maurel, 1998). Il est donc important de vérifier que la membrane et le module aient une tenue suffisante à la température de fonctionnement choisie. En général, la température maximale conseillée est de l'ordre de 50°C.

La figure 32 montre que la salinité de perméat est inversement proportionnelle à la pression d'alimentation pour les valeurs expérimentales, simulés par le VontronRO et l'IMSDesign.

On remarque qu'il y'a une sous estimation de la concentration du perméat par les deux modèles de simulation par rapport aux celles mesurées expérimentalement pour des raisons commerciales, ce qui a été confirmé par le travail de (Avlonotis et al, 2007) On

remarque aussi que les résultats obtenus par le VontronRo sont plus proches aux résultats expérimentaux.

La figure 33 montre une proportionnalité de la concentration de perméat avec le taux de conversion mais elle est légèrement claire pour les résultats obtenus par le VontronRo et IMSDesign. On remarque aussi que les résultats obtenus par le VontronRo sont plus proches aux résultats expérimentaux. On note aussi que les deux codes de simulation sous-estiment la concentration en sel du perméat pour une eau de bonne qualité.

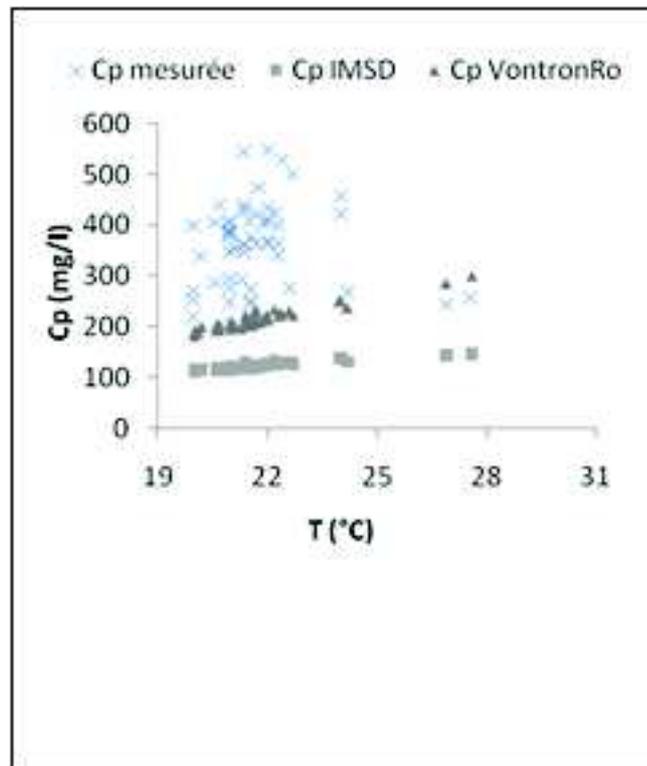


Figure 31: Variation de la salinité de perméat (C_p) en fonction de la température de l'eau d'alimentation (T).

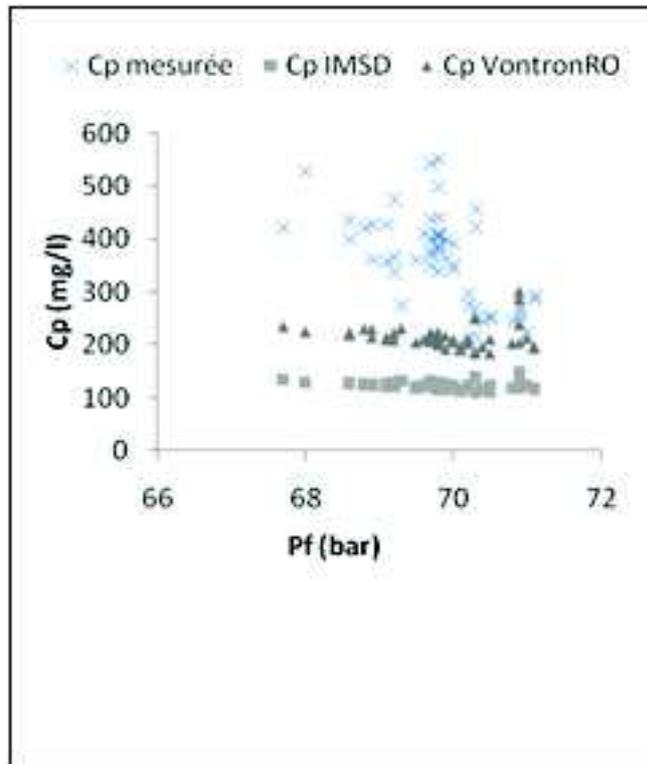


Figure 32: Variation de la salinité de perméat (Cp) en fonction de la pression d'alimentation (Pf).

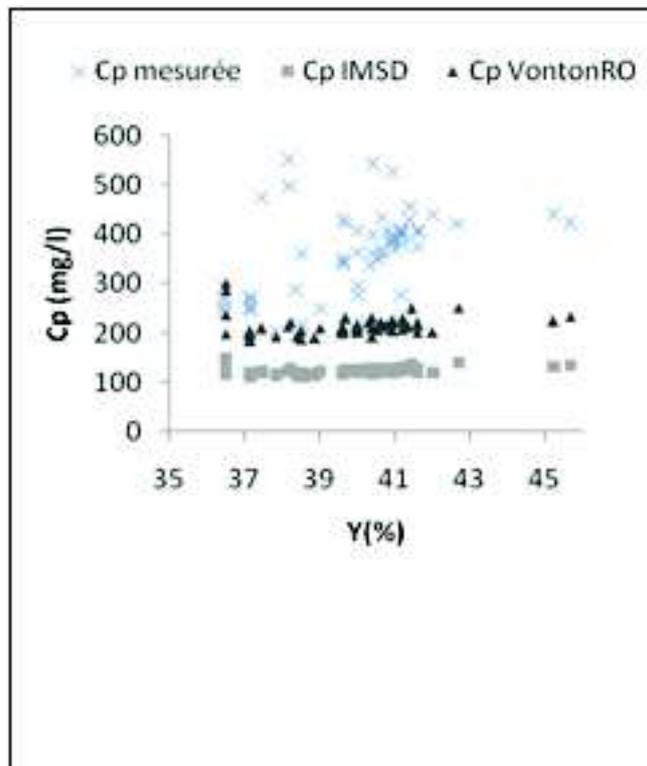


Figure 33: Variation de la salinité de perméat (Cp) en fonction du taux de conversion (Y).

D'après la figure 34, on remarque une diminution de TR avec l'augmentation de la température.

L'augmentation de la température engendre une diminution de la viscosité des solutions, et par conséquent une augmentation de la densité de flux du perméat (Bilstad, 1995), d'environ 3% par degré Celsius (Maurel, 1998), donc le taux de rétention diminue.

La figure 35 montre l'augmentation du taux de rétention de la membrane aux sels avec la pression d'alimentation que se soit pour le TR donné par les deux codes ou bien pour le TR mesuré. Mais on remarque qu'il ya une augmentation claire donnée par le VontronRo et l'IMSDesign par contre pour le TR mesuré, on remarque qu'il ya une tendance d'augmentation mais elle est dispersée.

L'augmentation de taux de rétention des ions avec l'augmentation de la pression appliquée à la membrane a été confirmée aussi par le chercheur (Pontalier, 1997) qui a traité une solution de sulfate de magnésium, et une solution de chlorure de sodium en utilisant une membrane. Cette membrane est constituée de couche active de polyamide sur support de polysulfone. Ce chercheur a appliqué des pressions relativement faibles entre 0.5 et 3.5 bars.

Sridhar et al. 2002 ; Lin et Yang 2004 expliquent l'augmentation du taux de rétention de la manière suivante : lorsque la pression transmembranaire augmente, le flux de solvant augmente proportionnellement tandis que le flux de solutés augmente moins rapidement. La concentration en soluté dans le perméat s'en trouve diminuée et par conséquent le taux de rétention augmenté.

La figure 36 montre que le taux de rétention mesuré est dispersé avec une légère tendance à décroître, cela est du peut être aux fautes de prise de mesure par le personnel de la station pour le paramètre de la salinité de l'eau brute, ils le considèrent généralement entre 24 et 29 g/l ce qui est contradictoire avec la salinité de la mer méditerranée qui est toujours entre 37 et 39 g/l.

Par contre les taux de rétention simulés par les codes VontronRo et IMSDesign sont inversement proportionnelles au taux de conversion. Ce qui a été confirmé par le travail de (Bannoud, 2001) ; La diminution du taux de rétention des ions avec l'augmentation du taux de conversion s'explique par l'accroissement du phénomène de polarisation de concentration, puisque le débit de retentât diminue avec l'élévation de taux de conversion, et la concentration des ions à coté de la membrane dans le compartiment de la solution à traiter devient important, cela provoque l'augmentation de transfert des ions vers l'autre coté de la membrane, et la concentration des ions dans le perméat devient plus grande.

On remarque aussi que les taux de rétention simulés sont surestimés par la compagnie Hydranautics par rapport aux résultats expérimentaux.

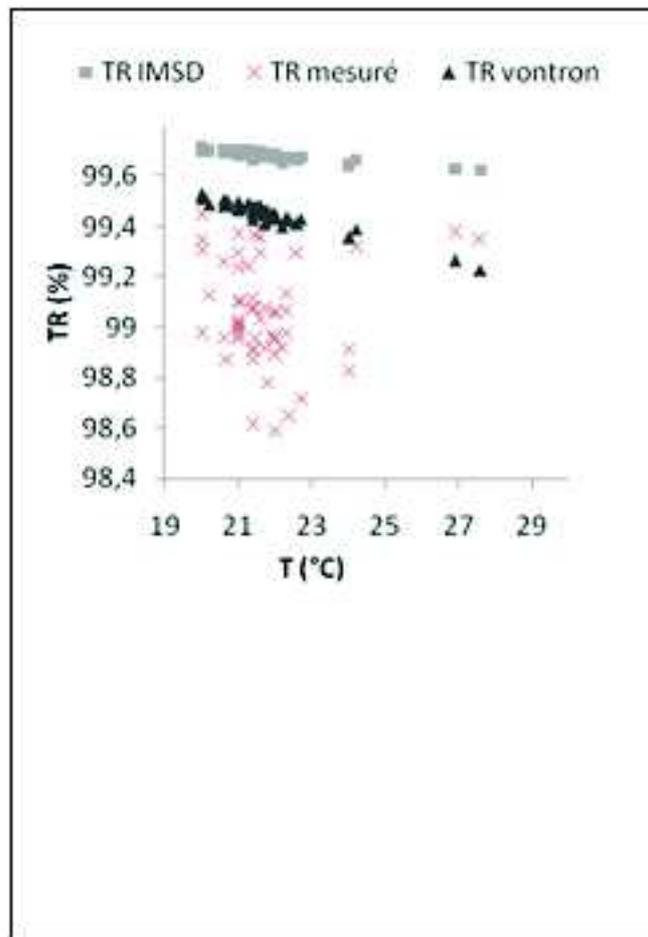


Figure 34: Variation de taux de rétention des sels (TR) en fonction de la température de la solution d'alimentation (T).

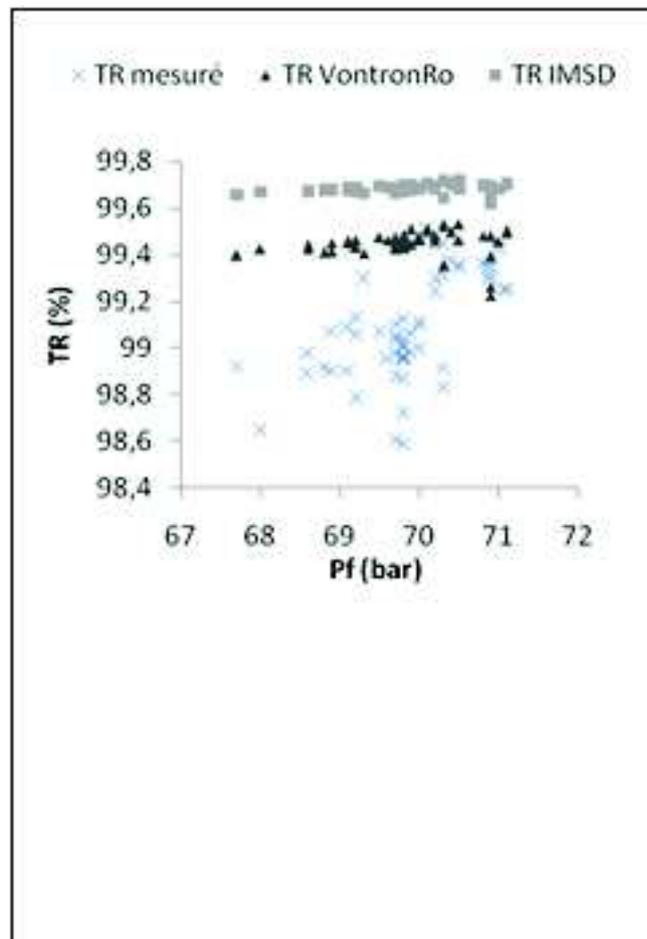


Figure 35: Variation du taux de rétention des sels (TR) en fonction de la pression d'alimentation (Pf).

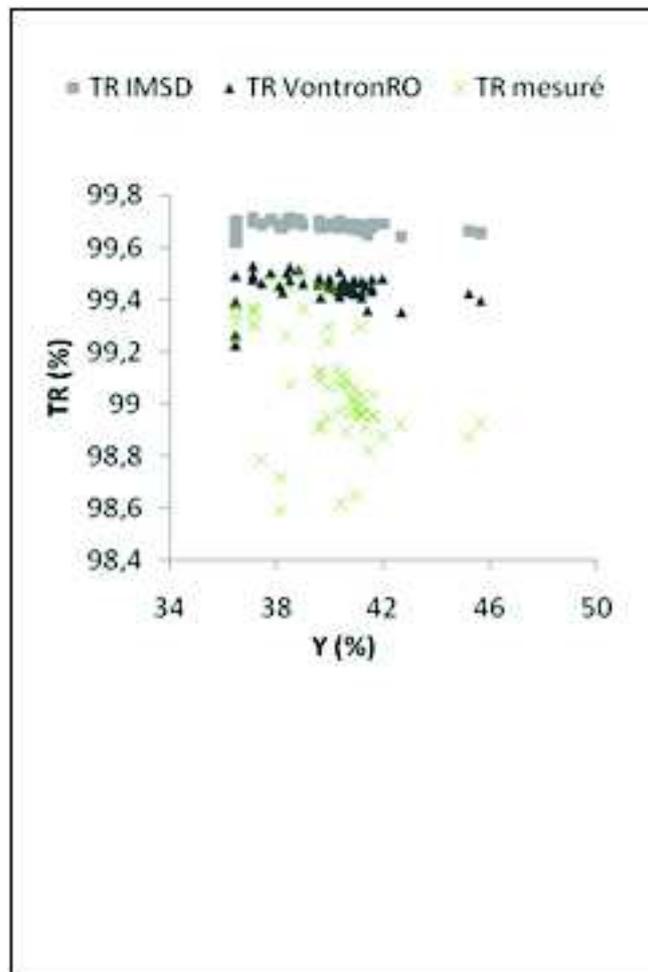


Figure 36: Variation de taux de rétention de sels (TR) en fonction du taux de conversion (Y).

V.3. Suivi de l'effet de la température sur les caractéristiques hydrodynamiques de la membrane

V.3.1. Suivi de l'effet de la température sur la perméabilité de la membrane à l'eau et aux sels

Les figures 37 et 38 montrent que les perméabilités à l'eau et aux sels augmentent avec l'augmentation de la température. L'augmentation de la température engendre une diminution de la viscosité des solutions, et par conséquent une augmentation de la densité de flux de perméat (Bilstad, 1995). En effet, la diffusivité de l'eau et des solutés augmente avec la température (Girard et Fukumoto, 2000).

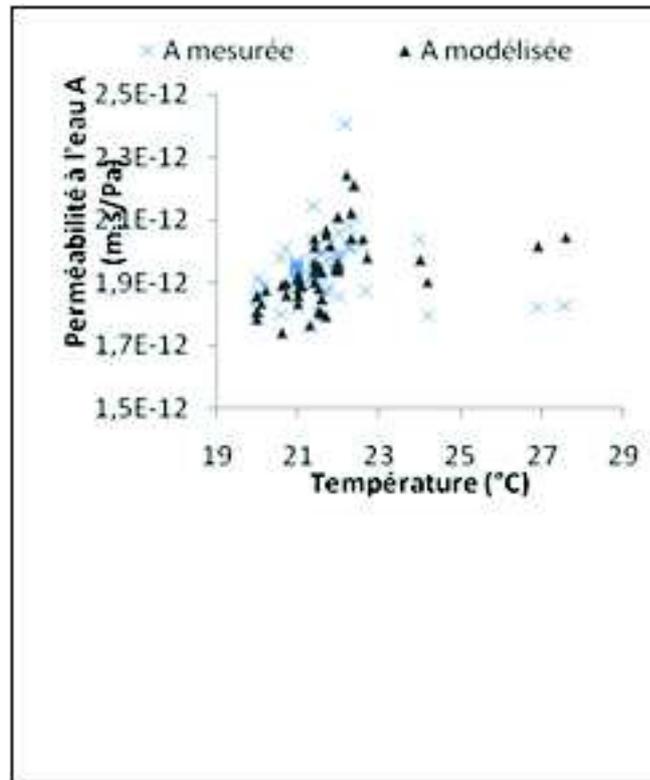


Figure 37: Variation de la perméabilité de la membrane à l'eau (A) en fonction de la température de l'eau d'alimentation (T).

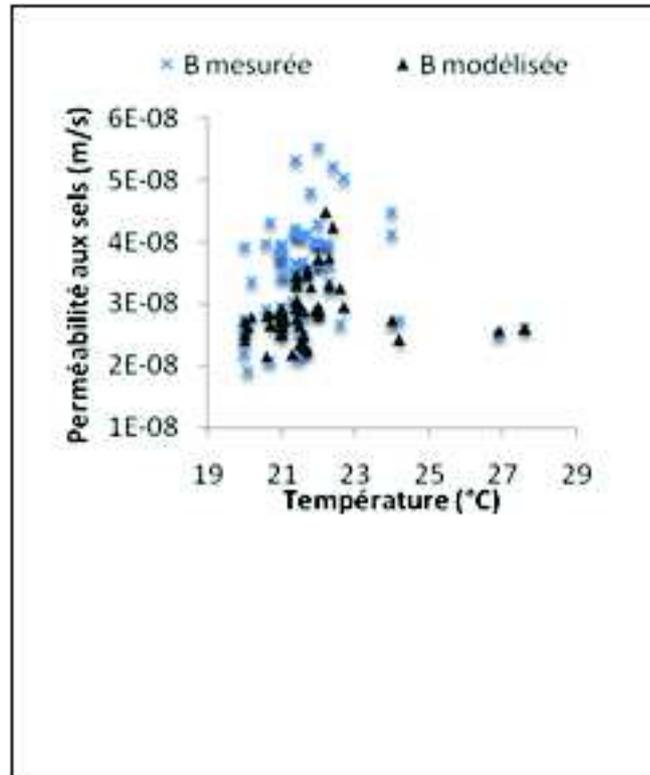


Figure 38: Variation de la perméabilité de la membrane aux sels (B) en fonction de la température de l'eau d'alimentation (T).

V.3.2. Suivi de l'effet de la température sur le coefficient de transfert de masse K

La figure 39 montre que le coefficient de transfert de masse K simulé et K mesuré à partir des résultats expérimentaux sont identiques, car le débit du perméat (Qp) est imposé dans le code de calcul. Aussi, on remarque qu'il n'y a pas un effet claire de la température sur le coefficient de transfert de masse.

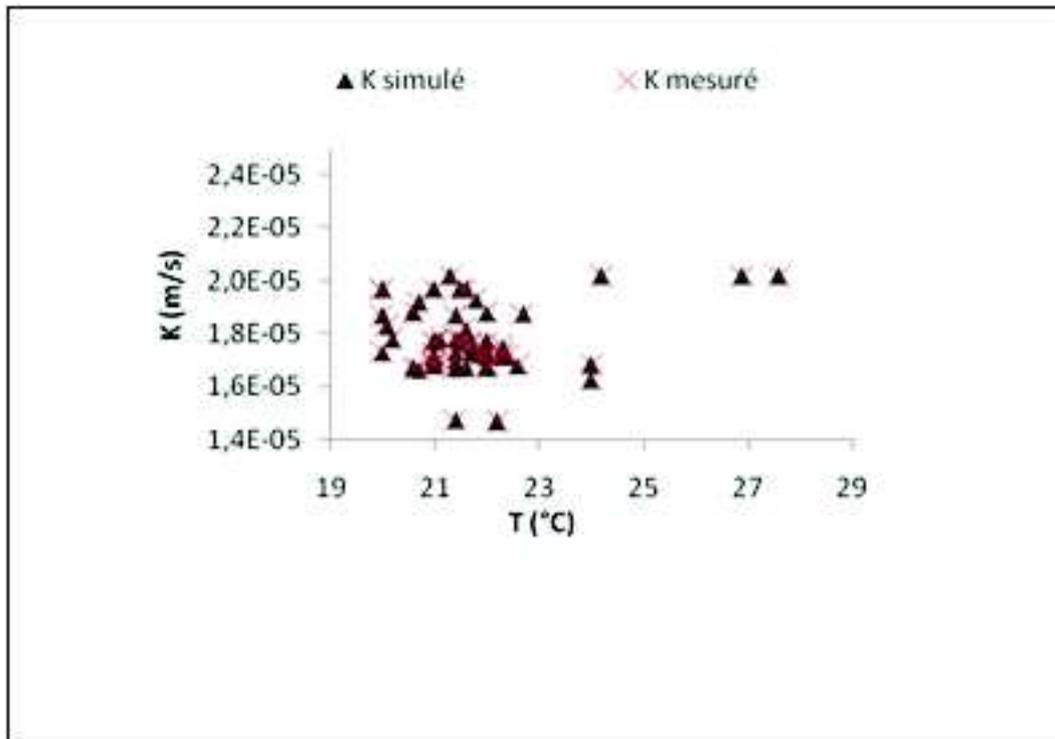


Figure 39: Variation du coefficient de transfert de masse (K) en fonction de la température de l'eau d'alimentation (T).

V.4. Suivi de l'effet de la pression sur les caractéristiques hydrodynamiques de la membrane

V.4.1. Suivi de l'effet de la pression sur la perméabilité de la membrane à l'eau et aux sels

Les figures 40 et 41 montrent que la perméabilité à l'eau (A) et la perméabilité aux sels (B) sont inversement proportionnelle à la pression d'alimentation pour les perméabilités mesurées et modélisées. Plus la pression d'alimentation augmente plus les perméabilités de la membrane à l'eau et aux sels diminuent ce qui a été confirmé par (François et al, 2008) ; (Avlonotis et al, 2007). Cette tendance inversement proportionnelle pour la perméabilité aux sels (B) est due à la présence de la concentration de polarisation où la concentration de sel à la paroi de la membrane C_m est plus élevée que la concentration de l'eau d'alimentation (Nader et al, 2000). En basant sur l'équation de Fick, avec le flux de transfert de sels (J_s)

est constant, plus la concentration membranaire en sels (C_m) est élevée plus la perméabilité aux sels B est négligeable.

On remarque que la perméabilité de la membrane à l'eau (A) est sur estimée par le fabricant de membranes et la perméabilité de la membrane aux sels(B) est sous-estimée pour des raisons commerciales.

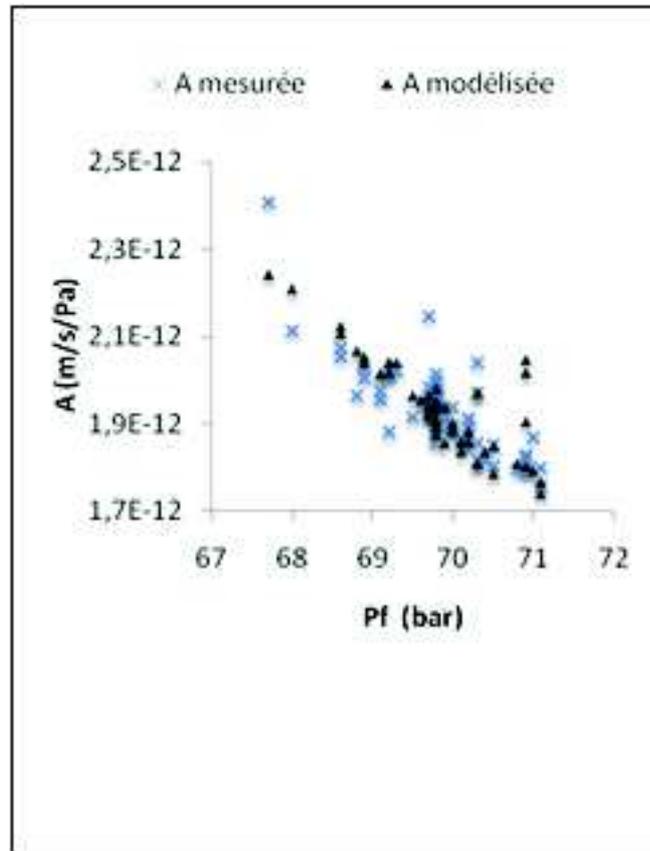


Figure 40: Variation de la perméabilité de La membrane à l'eau (A) en fonction de la pression d'alimentation (Pf).

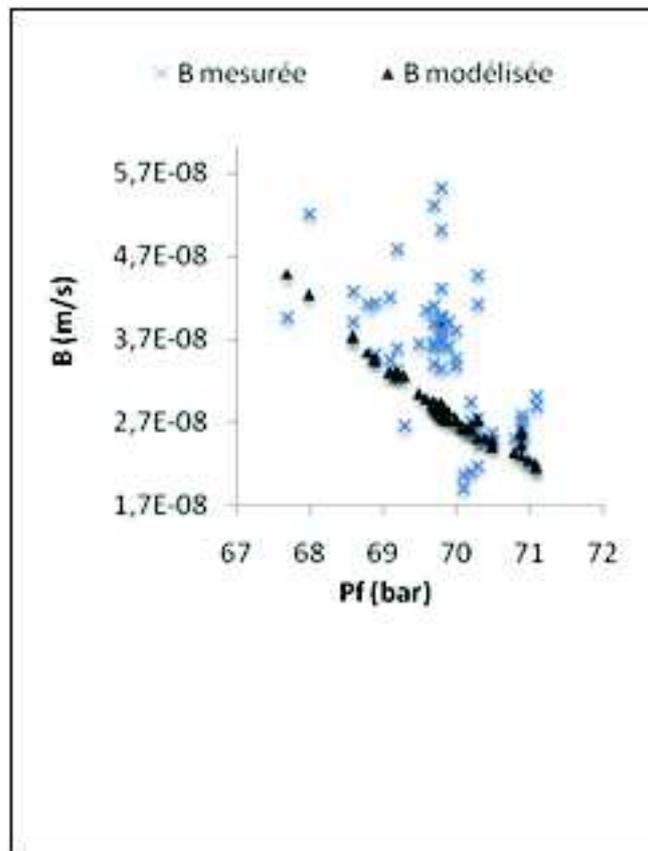


Figure 41: Variation de la perméabilité aux sels (B) en fonction de la pression d'alimentation (Pf).

Dans le cas d'un seul tube de pression

Les figures 42 et 43 montrent qu'à l'intérieur de tube de pression, la perméabilité de la membrane à l'eau est proportionnelle à la pression d'alimentation. Cela s'explique par le code de simulation ne garde pas la pression de perméat constante comme pour le cas des valeurs mesurées où on a supposé que P_p est constante et égale à 1 bar. C'est-à-dire si la pression de fonctionnement augmente, le flux de transfert de l'eau J_w et les pertes de charges aussi augmentent en diminuant la pression du perméat ce qui provoque une augmentation de la perte de la perméabilité à l'eau.

La figure 44 montre que la perméabilité de la membrane aux sels est constante pour toutes les membranes à l'intérieur de tube de pression. Ce qui confirme l'hypothèse du code de calcul que les perméabilités de la membrane à l'eau (A) et aux sels (B) sont constantes.

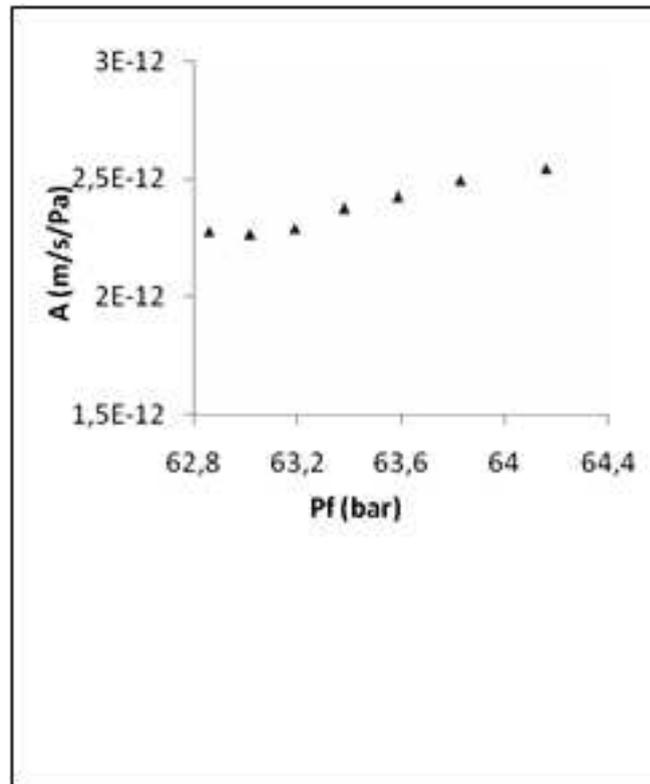


Figure 42: Variation de la perméabilité de la membrane à l'eau (A) en fonction de la pression d'alimentation (P_f).

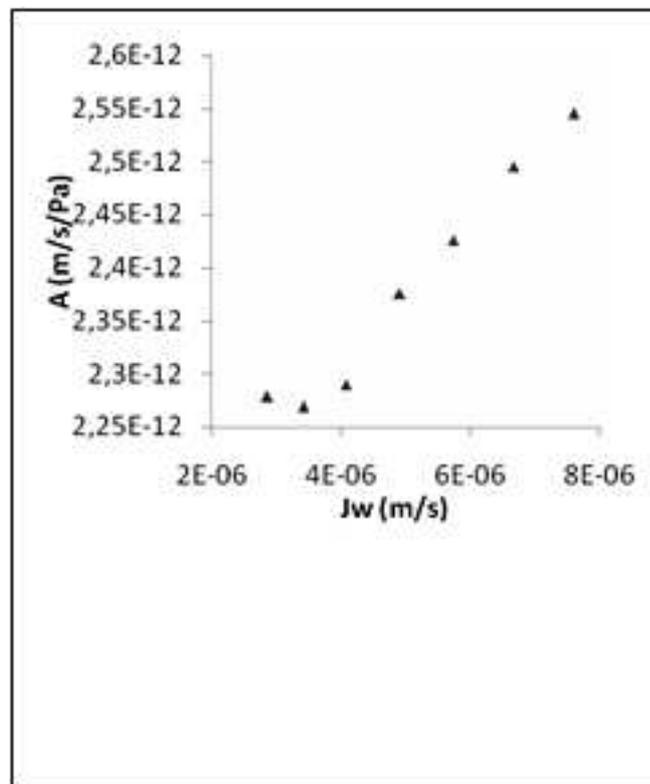


Figure 43 : Variation de la perméabilité de la membrane à l'eau (A) en fonction de Flux transfert de l'eau (Jw).

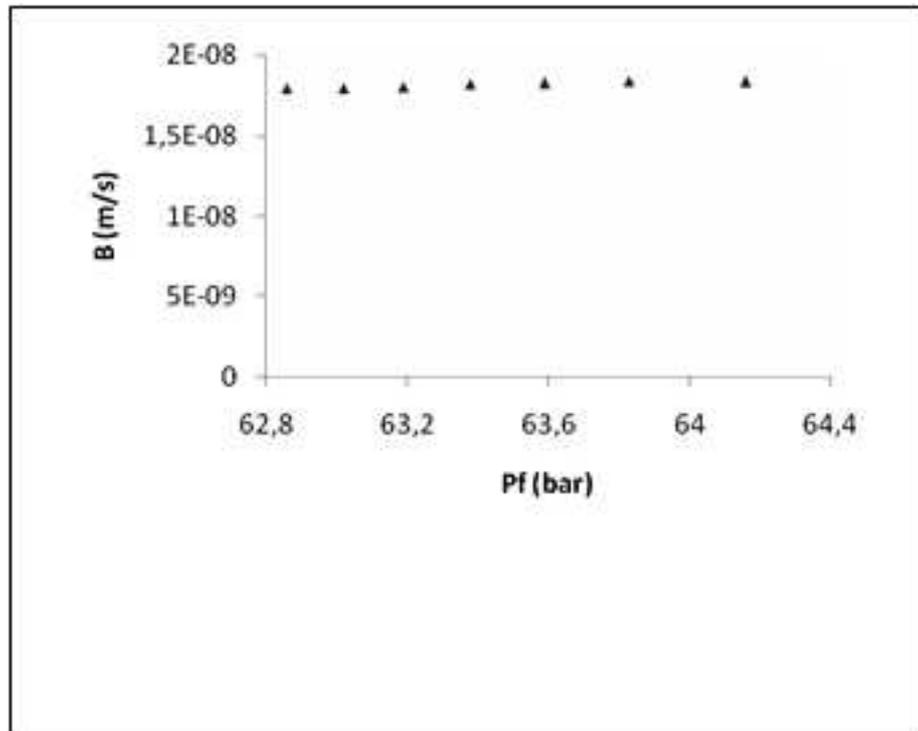


Figure 44: Variation de la perméabilité de la membrane aux sels (B) en fonction de la pression d'alimentation (Pf).

V.4.2. Suivi de l'effet de la pression sur le coefficient de transfert de masse K

La figure 45 montre que coefficient de transfert de masse K simulé et coefficient de transfert de masse K mesuré à partir des résultats expérimentaux sont identiques, car le débit du perméat (Qp) est imposé dans le code de calcul. Aussi, on remarque que le coefficient de transfert de masse est proportionnel à la pression d'alimentation même pour le cas d'un seul tube de pression. La figure 46 montre que le coefficient de transfert de masse K diminue en allant de l'entrée vers la sortie de tube de pression et cela s'explique par l'effet de l'augmentation de la concentration membranaire (Cm) dans le sens de l'écoulement, elle varie de 40,67 kg/m³ jusqu'à 60,34 kg/m³ avec le flux de transfert de l'eau Jw et le débit du perméat Qp constants.

D'après la figure 47 et 48, on remarque que le coefficient de transfert de masse est inversement proportionnel à la pression osmotique pour les valeurs simulées et expérimentales ainsi que dans un seul tube de pression. Ceci est expliqué par la loi de théorie de film ; lorsqu'on considère le flux de transfert de l'eau (Jw) constant et la concentration de l'eau d'alimentation Cf aussi constante et la concentration membranaire Cm augmente donc le coefficient de transfert de masse diminue avec le débit du perméat Qp imposé dans le code de calcul est égal à 1 bar.

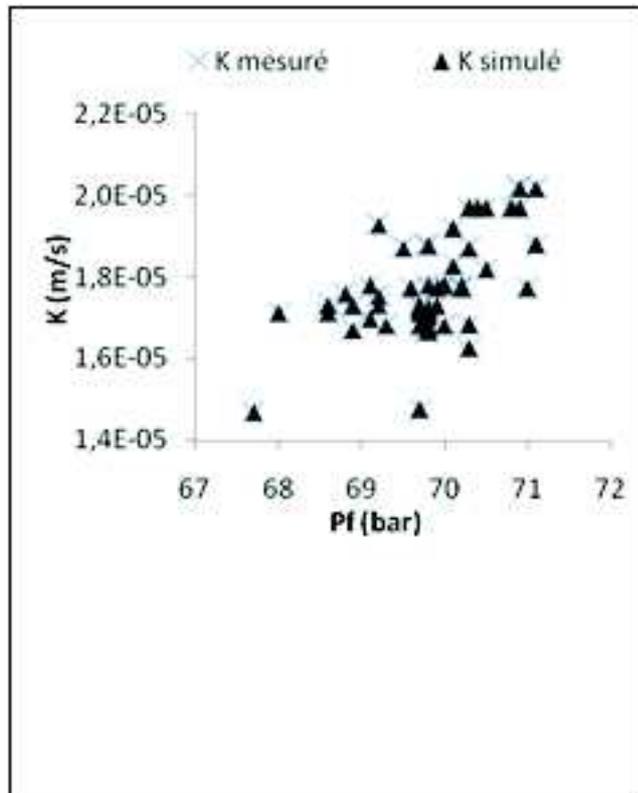


Figure 45: Variation du coefficient de transfert de masse (K) en fonction de la pression d'alimentation (P_f).

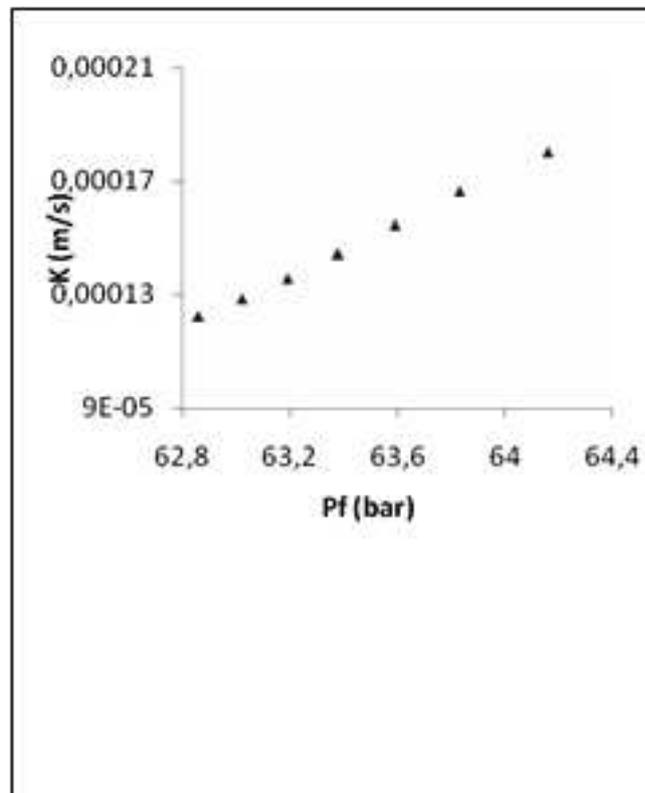


Figure 46: Variation du coefficient de transfert de masse (K) en fonction de la pression d'alimentation (P_f) pour un seul tube de pression.

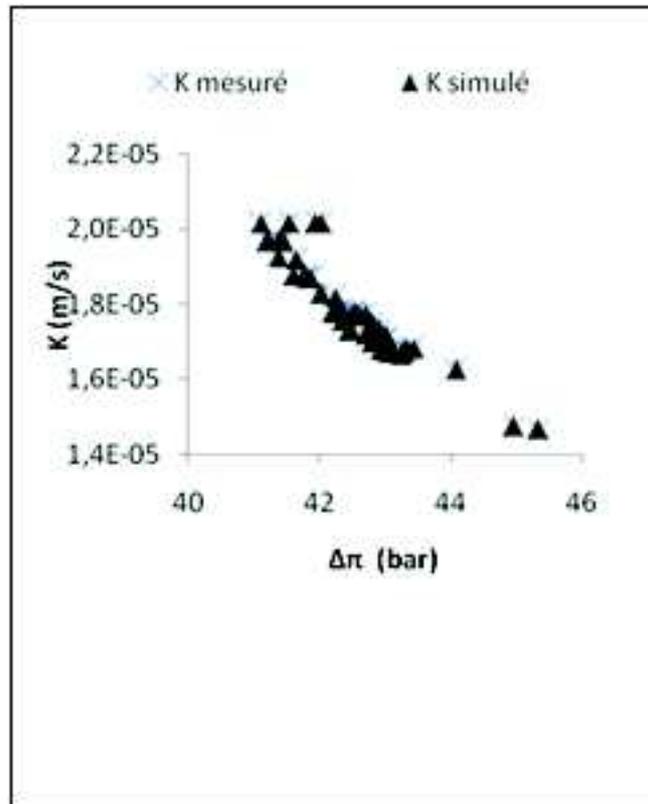


Figure 47: Variation du coefficient de transfert de masse (K) en fonction de la pression osmotique ($\Delta\pi$).

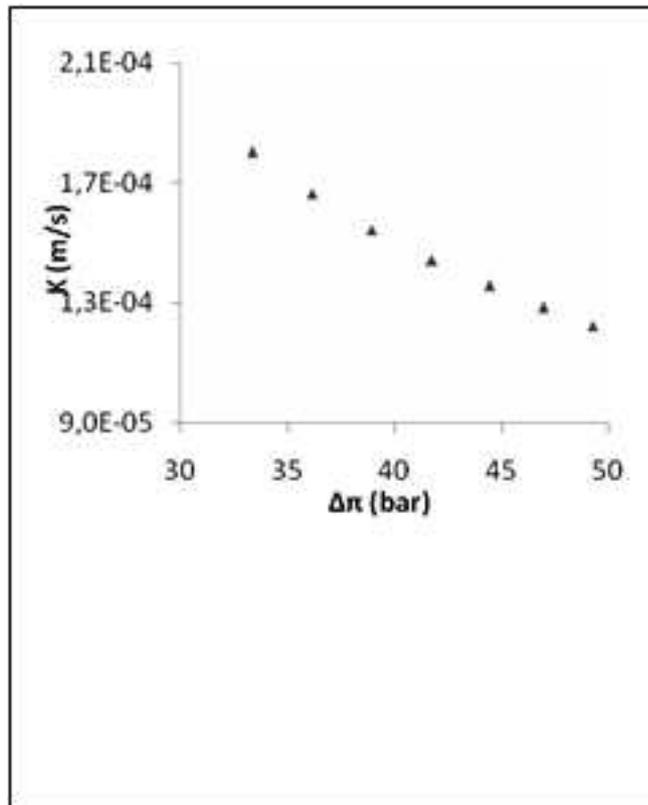


Figure 48: Variation du coefficient de transfert de masse (K) en fonction de la pression osmotique pour un seul tube de pression ($\Delta\pi$).

V.5. Modélisation de l'épaisseur de la couche limite de polarisation (δ)

Les figures 49, 50, 51 montrent que l'épaisseur de la couche de polarisation de concentration δ est la même pour les valeurs simulées et mesurées parce que le coefficient de transfert de masse K est constant :

- On remarque aussi qu'il n'y a pas un effet clair de la température de l'eau d'alimentation sur l'épaisseur de la couche de polarisation ;
- l'épaisseur de la couche de polarisation δ est inversement proportionnelle à la pression d'alimentation ;
- l'épaisseur de la couche de polarisation est proportionnelle à la pression osmotique,

La figure 52 montre que l'épaisseur de la couche de polarisation est inversement proportionnelle à la pression efficace. Ce comportement est dû à la chute de pression dans le canal de perméat, influençant la pression efficace. La chute de pression de perméat diminue avec l'augmentation de l'épaisseur du canal de perméat (W.G.J. van der Meer et al, 1997) provoquant ainsi l'augmentation de l'épaisseur de la couche limite de polarisation qui représente 10% de l'épaisseur du canal de perméat (Avlonotis et al, 2007).

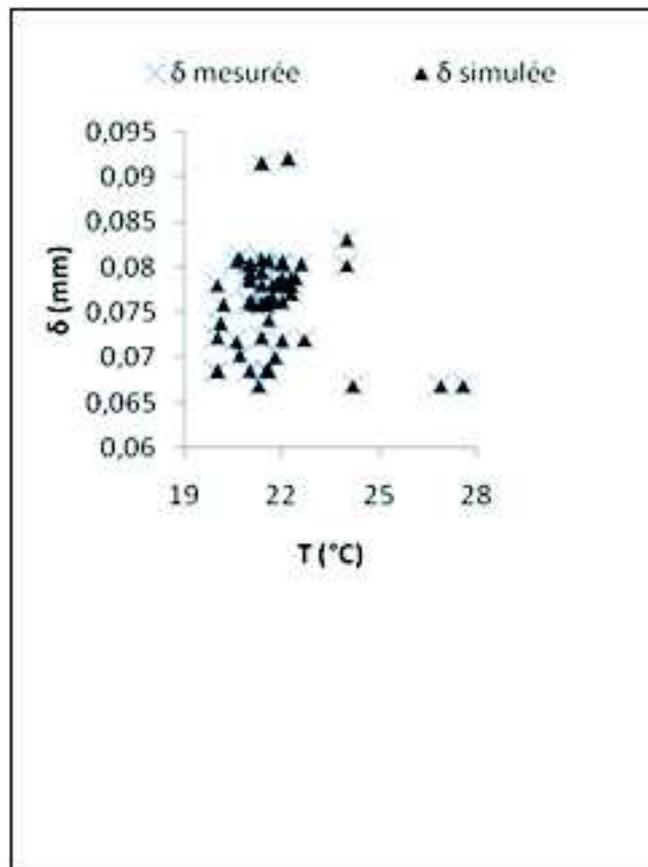


Figure 49: Variation de l'épaisseur de la couche de polarisation (δ) en fonction de la température de l'eau d'alimentation (T).

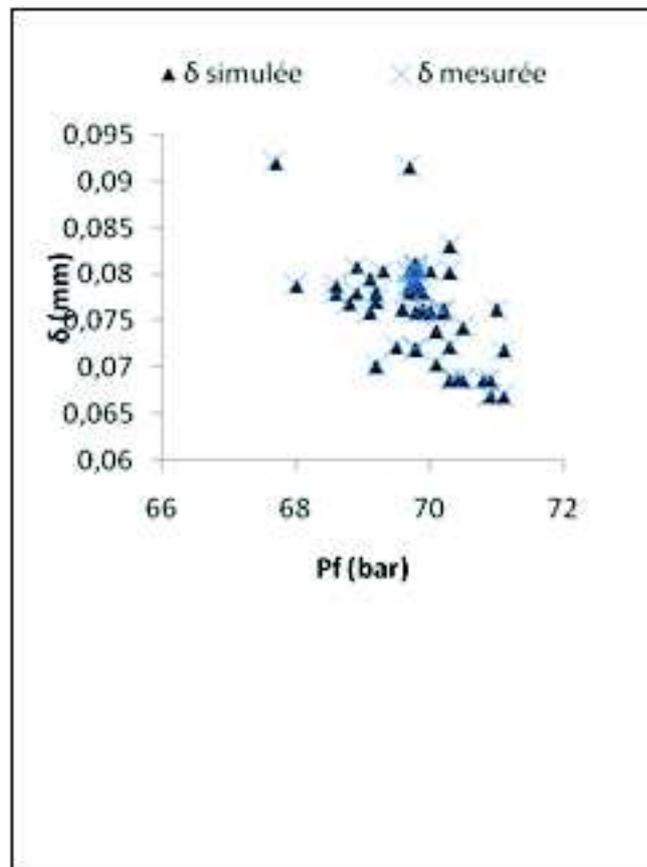


Figure 50: Variation de l'épaisseur de la couche de polarisation (δ) en fonction de la pression d'alimentation (P_f).

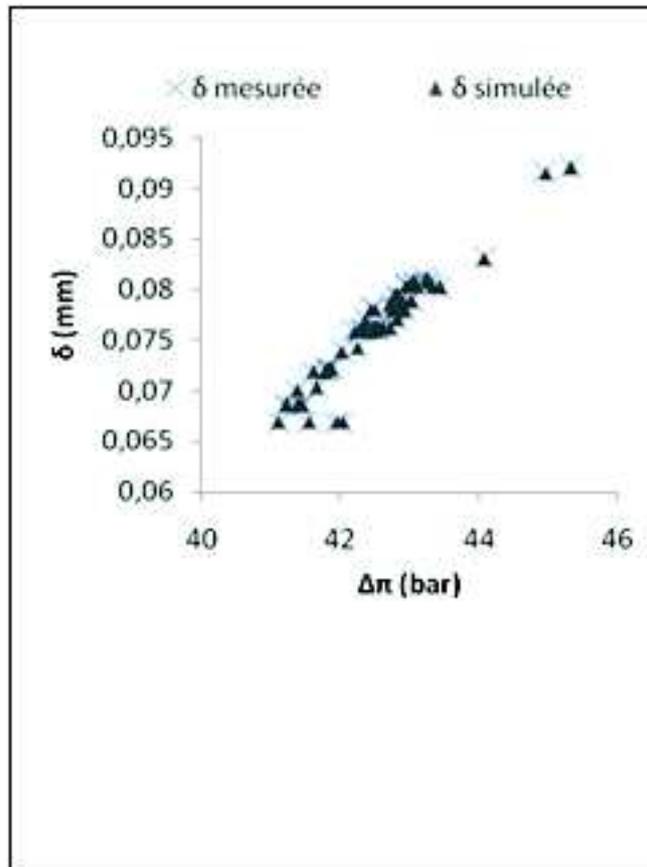


Figure 51: Variation de l'épaisseur de la couche de polarisation (δ) en fonction de la pression osmotique ($\Delta\pi$).

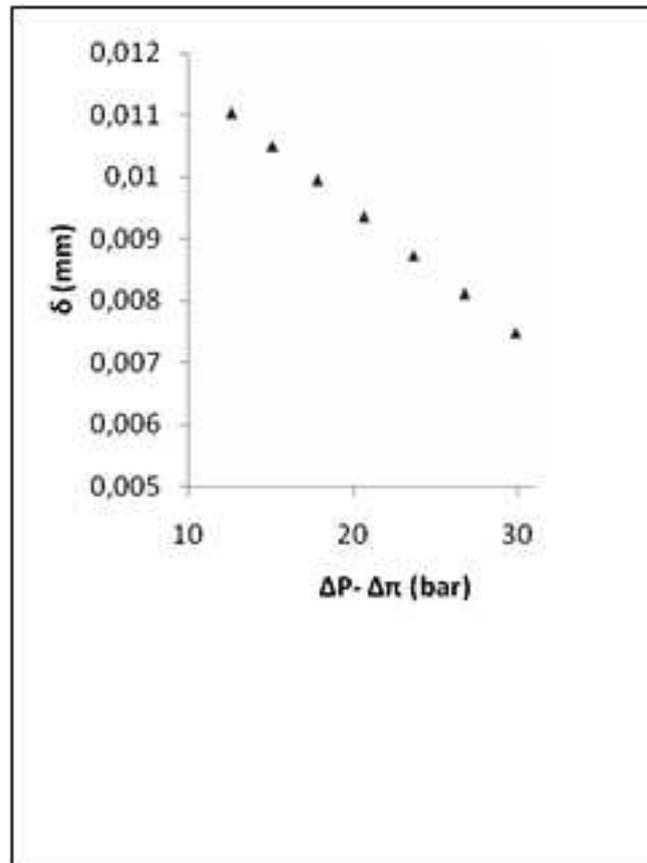


Figure 51: Variation de l'épaisseur de la couche de polarisation (δ) en fonction de la pression efficace ($\Delta P - \Delta \pi$).

V.6. Modélisation des perméabilités de la membrane SWC3+ issues de la fiche technique

Tableau 12 : Variation de la perméabilité des membranes SWC3+ et SW 22-8040 à l'eau et aux sels

A (m/s/Pa) fiche technique	3.95907E-12	B (m/s) fiche technique	1.94102E-08
A (m/s/Pa) modélisée	6.97227E-12	B (m/s) modélisée	1.61087E-06

Lorsqu'on compare les perméabilités de la membrane SWC3+ calculées à partir de la fiche technique fournie par la compagnie Hydranautics avec celle simulée par le code VontronRo pour la membrane SW 22-8040 dans les mêmes conditions de température et de pression (25°C et 55,5 bar), on remarque que :

- Les perméabilités des membranes à l'eau (A) sont de même ordre de grandeur (10^{-12}) pour les deux types de membrane A SWC3+= 3.95907E-12 m/s/Pa et A SW 22-8040= 6.97227E-12 m/s.Pa.
- la perméabilité à l'eau de la membrane SWC3+ est sous-estimée par rapport à celle donnée par le code de calcul pour la membrane SW 22-8040.
- La perméabilité aux sels de la membrane SWC3+ est sous-estimée à partir des données issues de la fiche technique fournie par la compagnie Hydranautics par

rapport aux valeurs simulées par le code de calcul pour les mêmes conditions de température et de pression d'alimentation. On trouve que pour une $T = 25^\circ\text{C}$ et $P_f = 55.5 \text{ bar}$, $B_{\text{SWC3+}} = 1.994102 \text{ E-08 m/s}$ et $B_{\text{SW22-8040}} = 3.51777 \text{ E-08 m/s}$.

- Cet écart entre les perméabilités de deux types de membranes permet d'avoir :
- Des débits de perméat (Q_p) surestimés par le code IMSdesign et VontronRO par rapport aux valeurs réelles,
- Des concentrations de perméat (C_p) sous-estimées par le code IMSDesign et VontronRO par rapport aux valeurs réelles,
- Taux de rétention de sels (TR) est surestimé par le code IMSDesign et VontronRO par rapport aux valeurs réelles,
- La sous-estimation de C_p a été confirmée par l'étude de (Avlonotis, 2007) avec le même code de calcul IMSDesign, les résultats sont mentionnés sur le graphe ci-dessous.

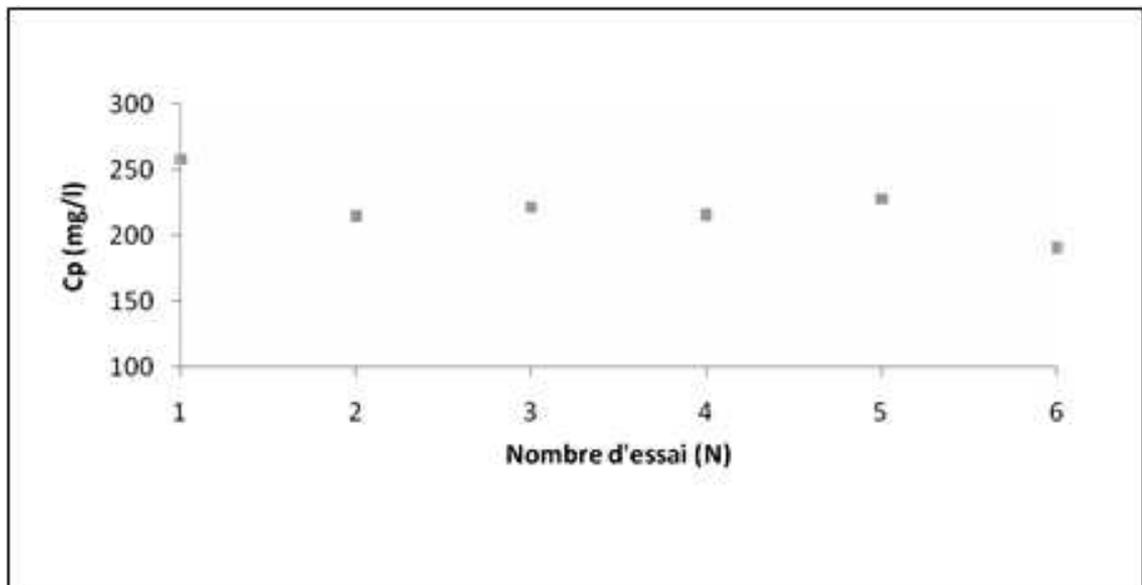


Figure 53: Variation de la concentration de perméat en fonction du nombre d'essai (Avlonotis et al, 2007)

On remarque que les concentrations de perméat C_p données par le code IMSDesign (Avlonotis et al, 2007) varient entre 191 et 258 mg/l, et pour notre cas d'étude les concentrations de perméat C_p obtenues par le même code varient entre 101.8 et 147 mg/l, donc il y a une concordance entre les deux résultats.

- L'épaisseur de la couche limite de polarisation représente 10% de l'épaisseur d'écoulement dans le chenal à l'intérieur des espaceurs des modules spiralés, on a trouvé une épaisseur moyenne de 0.0764 mm ce qui a été confirmé par le travail de (Avlonotis et al, 2007) où il a trouvé l'épaisseur du canal de la membrane de l'ordre de 0.75mm, donc l'épaisseur de 0.0764 mm représente 10% de 0.75mm.

V.7. Estimation du coût de l'eau dessalée

Le coût de l'eau dessalée peut être estimé en faisant la somme des trois postes suivants (Maurel, 2006) :

- Charges financières ;
- coûts de l'énergie ;
- Coûts de conduite, d'exploitation et d'entretien.

V.7.1. Estimation du prix de revient du m³ d'eau dessalée

Les responsables des stations de dessalement donnent peu d'informations sur le prix de revient du m³ d'eau dessalée, c'est pour cette raison qu'on n'a pas pu déterminer celui de la station de Ain bénian et on a fait recours à une étude qui a été faite (Mellal, 2008) sur la station de dessalement de l'eau de mer Larbi ben M'hidi de Skikda, produisait 7000 m³ / jour avec six prises d'eau de forages près de la cote. Cette station dépendait d'abord de l'entreprise hydrotraitement, et en 2007, elle est intégrée à l'Algérienne des eaux ; unité de Skikda.

Le tableau V.6 révèle les capacités de production d'eau (installées et traitées) ainsi que les différentes dépenses engendrées par cette dernière.

Stations	Production m ³	Masse salariale DA	Dépenses en E électrique DA	Frais des produits chimiques DA	Frais de la maintenance frais divers DA	Amortissement DA	Charge totale DA	Prix du m ³ DA
L B M'hidi	1.517.000	4.960.000	927.30000	521.462	500.000	1.900.000	100.611.462	66.32

Tableau 13: Estimation du prix de revient du mètre-cube produit par la station de dessalement Larbi Ben M'hidi wilaya de Skikda (Mellal, 2008).

La station de dessalement Larbi Ben M'hidi est rentrée en service en 2003 et a consommé un investissement de 95 milliards de centime (bâtiment + équipements) pour une durée d'amortissement sur 20 ans.

Le prix de revient du m³ calculé en fonction des différentes charges est de 66.32 DA.

Le calcul des différents ratios montrent que :

- La masse salariale représente 4.93% de la charge totale.
- Les frais de maintenance représentent 0.5 % de la charge totale.
- L'amortissement représente 2% de la charge totale et 20% sur l'investissement.
- Les dépenses en énergie électrique représentent 92.17% de la charge totale.
- La consommation de produits chimiques représente 0.5% de la charge totale.

Conclusion

A travers ces résultats, nous avons pu conclure que la modélisation qui a été réalisée par les deux codes IMSDesign et VontronRO et qui a été validée par les données de mesure de la station de dessalement de Ain Benian conçue par les membranes de type : Hydranautics SWC3+ a donné les résultats suivants :

- On est arrivé à un excellent accord entre les résultats de l'IMSDesign et le VontronRO avec les résultats expérimentaux pour les perméabilités à l'eau (A) et les

perméabilités aux sels (B), la concentration du perméat (Cp), le taux de rétention des sels (TR) et le taux de conversion (Y).

- Le débit du perméat ne dépend pas de la température de l'eau d'alimentation ;
- le taux de conversion (Y) est le même pour les données expérimentales et simulées car le Y est imposé dans le VontronRo et IMSDesign pour qu'ils puissent démarrer,
- Un écart remarquable entre les pressions d'alimentation mesurées et simulées, cet écart est dû aux principes de fonctionnement des codes de calculs de type Hydranautics (VontronRo et IMSDesign). Dans ces codes on impose le débit pour calculer la pression.
- Dans le suivi de la température et la pression sur les paramètres hydrodynamiques de la membrane, on a trouvé que les perméabilités à l'eau et aux sels augmentent avec l'augmentation de la température car l'augmentation de la température engendre une diminution de la viscosité des solutions, et par conséquent une augmentation de la densité de flux de perméat (Bilstad, 1995). En effet, la diffusivité de l'eau et des solutés augmente avec la température (Girard et Fukumoto, 2000).
- le coefficient de transfert de masse K simulé et K mesuré à partir des résultats expérimentaux sont identiques, car le débit du perméat (Qp) est imposé dans le code de calcul. Aussi, on remarque qu'il n'y a pas un effet claire de la température sur le coefficient de transfert de masse.
- la perméabilité à l'eau (A) et la perméabilité aux sels (B) sont inversement proportionnelle à la pression d'alimentation pour les perméabilités mesurées et modélisées. Plus la pression d'alimentation augmente plus les perméabilités de la membrane à l'eau et aux sels diminuent ce qui a été confirmé par (V. François et al, 2008) ; (Avlonotis et al, 2007). Cette tendance inversement proportionnelle pour la perméabilité aux sels (B) est due à la présence de la concentration de polarisation où la concentration de sel à la paroi de la membrane Cm est plus élevée que la concentration de l'eau d'alimentation (M. Nader et al, 2000). En basant sur l'équation de Fick, avec le flux de transfert de sels (Js) est constant, plus la concentration membranaire en sels (Cm) est élevée plus la perméabilité aux sels B est négligeable.
- Dans le cas d'un seul tube, le coefficient de transfert de masse K diminue en allant de l'entrée vers la sortie de tube de pression et cela s'explique par l'effet de l'augmentation de la concentration membranaire (Cm) dans le sens de l'écoulement, avec le flux de transfert de l'eau Jw et le débit du perméat Qp constants.
- La modélisation des perméabilités de la membrane SWC3+ avec une simple comparaison avec les perméabilités de la membrane SW22-8040 à partir des fiches techniques issues de la compagnie Hydranautics a donnée les résultats suivants :
 - Les perméabilités des membranes à l'eau (A) sont de même ordre de grandeur (10^{-12}) pour les deux types de membrane A SWC3+= $3.95907E^{-12}$ m/s/Pa et A SW 22-8040= $6.97227E^{-12}$ m/s.Pa dans les mêmes conditions de température et de pression (25°C et 55,5 bar) ;
 - La perméabilité à l'eau de la membrane SWC3+ est sous-estimée par rapport à celle donnée par le code de calcul pour la membrane SW 22-8040;
 - La perméabilité aux sels de la membrane SWC3+ est sous-estimée à partir des données issues de la fiche technique fournie par la compagnie Hydranautics par rapport aux valeurs simulées par le code de calcul

pour les mêmes conditions de température et de pression d'alimentation. On trouve que pour une $T= 25^{\circ}\text{C}$ et $P_f= 55.5 \text{ bar}$, $B_{\text{SWC3}}= 1.994102 \text{ E}^{-08} \text{ m/s}$ et $B_{\text{SW22-8040}}= 3.51777 \text{ E}^{-08} \text{ m/s}$;

– Cet écart entre les perméabilités de deux types de membranes permet d'avoir :

- * Des débits de perméat (Q_p) surestimés par le code IMSdesign et VontronRO par rapport aux valeurs réelles,
- * Des concentrations de perméat (C_p) sous-estimées par le code IMSDesign et VontronRO par rapport aux valeurs réelles,
- * Taux de rétention de sels (TR) est surestimé par le code IMSDesign et VontronRO par rapport aux valeurs réelles,

· L'épaisseur de la couche limite de polarisation représente 10% de l'épaisseur d'écoulement dans le chenal à l'intérieur des espaceurs des modules spiralés, on a trouvé une épaisseur moyenne de 0.0764 mm ce qui a été confirmé par le travail de (Avlonotis et al, 2007) où il a trouvé l'épaisseur du canal de la membrane de l'ordre de 0.75mm, donc l'épaisseur de 0.0764 mm représente 10% de 0.75mm.

Conclusion générale

Du fait de l'augmentation de la population mondiale, la pénurie en eau douce est devenue un problème majeur, en particulier dans plusieurs régions arides du monde. Le dessalement d'eau de mer pour la production d'eau potable est donc une solution alternative qui permet d'augmenter les ressources en eau disponible, de fournir une solution en cas de sécheresse et de lutter contre les pénuries.

Le dessalement de l'eau de mer s'impose, dans un certain nombre de pays du pourtour méditerranéen en situation de stress hydrique, comme une option pour sécuriser l'alimentation en eau potable des populations des villes côtières, compte tenu de l'accroissement rapide de la demande en eau dans les secteurs de l'agriculture et de l'industrie. L'osmose inverse nécessite un entretien conséquent néanmoins c'est une technique performante qui peut être utilisée sur une grande plage de concentration, comparé à l'électrodialyse et à la distillation qui sont réservés à des domaines plus spécifiques. Le dessalement sera un enjeu majeur de ce siècle cependant il ne faut pas négliger l'impact écologique des rejets de concentrât, malgré ces contraintes, les usines de dessalement se développent un peu partout dans le monde et l'eau dessalée alimente de plus en plus de foyers méditerranéens.

Aujourd'hui, plus de 15 000 unités de dessalement dans le monde produisent environ 56 millions de m^3/j , alors que la capacité mondiale de production en eau potable est de l'ordre de 500 millions de m^3/j . En Méditerranée, la production des usines de dessalement s'élève à 10 millions de m^3/j (Les notes du plan bleu, 2010).

En Algérie, un déficit de 1 milliards de m^3 sera enregistré en 2025 (Remini, 2010). Pour pallier le manque d'eau potable dans le pays, L'Algérie a décidé de miser sur des usines de dessalement d'eau de mer. Les autorités comptent monter à 43 stations à l'horizon 2019, dont dix usines sont déjà opérationnelles (Zouini, 2009).

Un travail de modélisation de transferts de l'eau et des sels à travers les membranes de dessalement de l'eau de mer par osmose inverse a été effectué. Une étude de simulation de dessalement de l'eau est réalisée sur deux codes de calcul différents : IMSDesign et VontronRO. L'étude de simulation est validée par les données de mesure de la station de dessalement de Ain Benian conçue par les membranes de type : Hydranautics SWC3+.

Les prédictions obtenues par les deux codes de simulation IMSDesign et VontronRosont validées par les données expérimentales issues de la station de Ain bénian produisant 2500 m^3/j pour la fontaine 1 prise comme cas d'étude. On est arrivé à un excellent accord entre les résultats de l'IMSDesign et le VontronRO avec les résultats expérimentaux pour les perméabilités à l'eau (A) et les perméabilités aux sels (B), la concentration du perméat (Cp), le taux de rétention des sels (TR) et le taux de conversion (Y). D'autre part, si on compare le reste des résultats simulés avec les résultats expérimentaux, on remarque que les résultats expérimentaux varient de façon aléatoire pour le débit de perméat. Cela est expliqué par les erreurs systématiques de prise de mesures au niveau du laboratoire, ils ont marqué la salinité

de l'eau brute (TDS) aux alentours de 24 et 29 g/l, ce qui n'est pas logique, la salinité de la mer méditerranéenne elle varie entre 37 et 39 g/l. Aussi pour la salinité du perméat (Cp) ils l'estiment généralement à partir de la conductivité électrique avec une fonction de transfert (conductivité-salinité) différente de celle utilisée par les deux codes de simulation. On a pu conclure que la salinité du perméat simulée par les deux codes issues est toujours inférieure à celle issues des données expérimentales aussi le taux de rétention simulé est toujours supérieur au taux de rétention mesuré à partir des données expérimentales donc les fabricants de membranes sous-estiment la salinité de perméat et surestiment le taux de rétention de sels. Les travaux de recherches de (Avlonitis et al ,2007 et A. Maurel, 1998) confirment ces résultats.

Pour l'épaisseur de la couche limite de polarisation, elle représente 10% de l'épaisseur d'écoulement dans le canal à l'intérieur des espaces des modules spiralés, on a trouvé une épaisseur moyenne de 0.0764 mm ce qui a été confirmé par le travail de (Avlonitis et al, 2007) où ils ont trouvé l'épaisseur du canal de l'ordre de 0.75mm, donc l'épaisseur de la couche limite de polarisation de 0.0764 mm représente à priori 10% de 0.75mm.

Nous avons aussi modélisé les perméabilités à l'eau et aux sels de la membrane SWC3+ sous l'effet de la température et de la pression de fonctionnement, en basant sur les données de mesures issues de la fiche technique fournie par la compagnie Hydranautics et à partir de débit de perméat, taux de conversion, taux de rejet, , on a pu modéliser les perméabilités à l'eau et aux sels de la membrane SWC3+ et les comparer avec celles de la membrane SW22-8040 dans les mêmes conditions de température (25°C) et de pression (55,5 bar). Conformément à l'hypothèse (les deux membranes supposées similaires); nous avons trouvé que les perméabilités modélisées sur la base des caractéristiques de la membrane citées dans les fiches techniques fournies par le fabricant (Hydranautics) sont différentes par rapport aux valeurs modélisées sur la base des mesures réelles effectuées dans la station de dessalement. Pour éviter l'effet de compaction (effet de la durée de fonctionnement sur les performances de la membrane), nous avons considéré que les mesures des premiers jours de mise en service de la station.

Nous avons trouvé que la perméabilité à l'eau est surestimée par le fabricant de membrane, tandis que la perméabilité aux sels est sous estimée. Ces résultats confirment les résultats trouvés par (Avlonitis et al ,2007).

Pour que le prix de revient de l'eau dessalée reste uniquement au niveau de la station de Ain Bénian, on s'est référé aux résultats obtenus par (Mellal, 2008) concernant l'étude comparative entre coût et qualité de l'eau produite par dessalement de l'eau de mer et une eau produite par la station de traitement des eaux de barrage (Hammadi Krouma) situées dans la ville de Skikda, on a trouvé que le prix de revient de l'eau dessalée est de 66,32 Da par contre l'autre est de 17,46 Da . On a pu conclure que le prix de revient de l'eau produite par le dessalement est 3.8 fois plus chère que celle produite par la station de traitement de H.Krouma. Donc il est nécessaire de sensibiliser les populations sur le gaspillage de l'eau.

Le rejet de saumure qui est une eau de mer hyper-salée mélangé avec quelques produits chimiques de prétraitement, cette saumure ne subit aucun traitement, elle est rejetée directement dans l'eau de mer, en provoquant des changements dans l'écosystème du milieu récepteur, ceci peut se manifester par la modification et la dégradation de la biodiversité marine.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Al-Wazzan Y., Safar M., Ebrahim S., Burney N., Mesri A. (2002): Desalting of subsurface water using spiral-wound reverse osmosis (RO) system: technical and economic assessment. *Desalination* 143 (1) ; pages 21-28.
- Al-Wazzan Y., Safar M., Mesri A. (2003): Reverse osmosis brine staging treatment of subsurface water. *Desalination* 155. pages 141-151.
- Anonyme 1, (2005) : Médiathèque La Cité de la Mer - Dossier La mer à boire_4_32.
- Anonyme 2, (2005) : Le dessalement de l'eau de mer. Le magazine de la chronique scientifique N°4 / Juillet-Août 2005 / Recherche & Développement.
- Anonyme 3, (2010) : Conséquences d'un accès difficile à l'eau. Groupe eau de Marseille. Juillet 2010. Disponible sur le site internet www.eauxdemarseille.fr/fichiers_uploa.
- Anonyme 4, (2010) : Environnement et développement en Méditerranée. N° 16, juillet 2010.
- Anonyme 5, (2001) : Dessalement de l'eau de mer dans les pays méditerranéens ; évaluation des impacts sur l'environnement et lignes directrices proposées pour la gestion de la saumure .Athènes, 11-14 septembre 2001.
- Aptel, P., Buckley, C. A., (1996): Categories of membrane operations, chapitre 2 du livre *Water Treatment Membrane Processes*, AWWA-Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa, McGraw-Hill, New York, NY. In *Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau*.
- Arzat, A, (2008) : procédés de séparation membranaire et leur application dans l'industrie alimentaire. *Revue de littérature*. Pages 56.
- Audinos R., Isoard P, (1986) : Glossaire des termes techniques des procédés à membrane. Société Française de Filtration. pages 142. In étude de la complexation des cations métalliques en vue de leur séparation par un procédé membranaire.
- Avlonotis, S.A ; Pappas,M ; Moutesidis, K, (2007): A unified model for the detailed investigation of membrane modules and RO plants performance. *Desalination* 203. Pages 218–228.
- Bannoud, A., (2001) : Elimination de la dureté et des sulfates contenus dans les eaux par nanofiltration. *Desalination* 137. Pages 133–139.
- Belfort,G; Davis, R.H; Zydney, A.L, (1994): The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science*, 1994, 96, pages 1-58. In étude de la complexation des cations métalliques en vue de leur séparation par un procédé membranaire. Université Mentouri de Constantine. 2008.
- Bennet, T. Cuccinello M. (1999): *Saltwater desalination in Water Treatment Primer*.

-
- Berland, JM., Juery, C., (2002) : Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau. Document technique FNDAE N° 14. Pages 1-71.
- Bertrand, S. (2004) : Osmose inverse : technologie, Manuel du cours intensif sur techniques à membranes et dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres, principes états de l'art, Tunis (Tunisia) 23-27 février 2004.
- Bessiere, Y., (2007) : Filtration frontale sur membrane, mise en évidence du volume filtré critique pour l'anticipation et le contrôle du colmatage. Version1. Pages 1-204.
- Bilstad T. (1995). Nitrogen separation from domestic wastewater by reverse osmosis. *Journal of Membrane Science* 102: 93-102.
- Bonnin.J. (1986) : Hydraulique urbaine. Edition: Eyrolles. 228p.
- Bouchard, C., Kouadio, P., Ellis, D., Rahni, M., Lebrun, R.E., (2000) : Les procédés à membranes et leurs applications en production d'eau potable. In Les procédés membranaires pour le traitement de l'eau.
- Bouros, O.K. (1992): Desalting Technologies. The ABCs of Desalting. In Dessalement de l'eau de mer dans les pays méditerranéens, évaluation des impacts sur l'environnement et lignes directrices proposées pour la gestion de la saumure.
- Boussahel R., Montiel A., Baudu M. (2002). Effects of organic and inorganic matter on pesticide rejection by nanofiltration. *Desalination* 145: 109-114.
- Boyé H. (2008) : Eau, énergie, dessalement et changement climatique en Méditerranée. Etude réalisée pour le Plan Bleu. Disponible sur le web www.planbleu.org/publications/Etude_regionale_dessalement_FR.pdf .
- Buisson, H., Lebeau, T., Lelievre, C., Herremans, L., (1998) : Les membranes, point sur les évolutions d'un outil incontournable en production d'eau potable, L'eau, l'industrie, les nuisances, pages 42-47.
- Cardot. C., (1999) : Génie de l'environnement, Les traitements de l'eau. Edition Ellipses. 247 p.
- Cartier, G., Corsin, P., (2005) : Les économies d'énergie électrique en dessalement de l'eau de mer par osmose inverse, possibilités et limites. L'eau, l'industrie, les nuisances- N° 308. Pages 1-6.
- Chikhi, M., (2008) : Etude de la complexation des cations métalliques en vue de leur séparation par un procédé membranaire. Université Mentouri, Constantine. Pages 147.
- CIDF-LdesEaux. (centre international de formation), (2000) : Principes généraux de traitement des eaux. In Supervision et diagnostic de production d'eau potable. Toulouse 2006.
- Cornelissen E. R., Sijbers P., van den Berkmortel H., Koning J., De Wit A., De Nil F., Van Impe J. F.,(2001): Reuse of leachate waste-water using MEMBIOR technology and reverse osmosis. *Membrane Technology 2001* (136). Pages 6-9. In étude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries.
- Corsin, P., (2005) : Dessalement de l'eau de mer par osmose inverse : les vrai besoins en énergie, l'eau, l'industrie, les nuisances n°262. Pages 57-61.
-

- Dach, H., (2008) : Comparaison des opérations de nanofiltration et d'osmose inverse basse pression pour le dessalement d'une eau saumâtre ; étude pilote à Tan Tan. Pages 35.
- Danis, P., (2003) : Dessalement de l'eau de mer, techniques de l'ingénieur, traité Génie des procédés J2700.
- Daufin G., René F., et Aimar P., (1998) : les séparations par membrane dans les procédés de l'industrie alimentaire. TEC&DOC. France. Pages 592.
- Daufin, G., René, F., Aimar, P., (1998) : les séparations par membranes dans les procédés de l'industrie alimentaire. ÉDITIONS TEC & DOC (Éditeurs), Paris, France. Pages 1-592. In Déminéralisation par électrodialyse en présence d'un complexant, application au Lactosérum.
- Degrement, (2005) : Mémento technique de l'eau. Tome 2. Lexique technique de l'eau. Lavoisier. Paris. Dixième édition.
- DRASS Réunion (Direction Régionale des Affaires Sanitaires et Sociales), (2008) : Qu'elle eau buvez-vous ? Bilan 2008. DRASS Réunion-Santé-Environnement. www.reunion.sante.gouv.fr.
- Espinasse, B., (2003) : Approche théorique et expérimentale de la filtration tangentielle de colloïdes : flux critique et colmatage. Pages 213.
- Fell, (1995): Reverse osmosis. In Membrane Separations Technology. Principles and applications. In étude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries. Institut des sciences et industries du vivant et de l'environnement (AgroParis Tech), 2008.
- Fethi, K., (2001) : Optimisation de la consommation énergétique dans la station de dessalement de Zarzis (12,000 m³/j). Desalination 137 (2001) pages 225–231.
- Fethi, K., (2009) : Tunisie, les systèmes de prise d'eau et les techniques de prétraitement en osmose inverse, le nettoyage des membranes. Workshop école nationale polytechnique d'Alger (Algérie). 24-27 mai 2009.
- François, V ; Marechal, B, F ; Aouastina, E ; Bréant, P., (2008) : Multi-objective optimization of RO desalination plants. Desalination 222. Pages 96–118.
- Fritzmann C, Löwenberg J., Wintgens T. et Melin T., (2007): State-of-art of reverse osmosis desalination. Desalination 216. pages 1-76. In Procédés hybrides à membranes pour le prétraitement d'eau de mer avant dessalement par osmose inverse.
- Gaid, K., Treal, Y., (2007) : Le dessalement des eaux par osmose inverse, l'expérience de Véolia Water. Pages 1-14.
- Galambos, I; Molina J. M; Jaray, P., Vatai G; Bekassy-Molnar, E., (2004): High organic content industrial wastewater treatment by membrane filtration. Desalination 162. pages 117-120. In Etude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries.
- Girard, B; Fukumoto L. R., (2000): Membrane processing of fruit juices and beverages: a review. Critical Reviews in Biotechnology 20 pages 109-175.

-
- Héctor R.H., (2006) : Supervision et diagnostic de production d'eau potable. Institut national des sciences appliquées de Toulouse.
- Helal A.M., (2004): Optimal design of hybrid RO, MSF desalination plants. *Desalination* 160. pages 13-27.
- IDA, (2008) : Lettre de l'International Desalination Society : <http://www.idadesal.org> (consultation le 20 mars 2009).
- IDAM SKIKDA, (2008) : cours pour le personnel d'exploitation et d'entretien. Pages 495.
- Jacquet Violleau, V., (1999) : Déminéralisation par électrodialyse en présence d'un complexant, application au Lactosérum. N° d'ordre 1627. Pages 1-130.
- Jung Y. J., Kiso Y., Park H. J., Nishioka K., Min K. S., (2007): Rejection properties of NF membranes for alkylphenols. *Desalination* 202: 278-285. In Etude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries. Institut des Sciences et Industries du Vivant et de l'Environnement ; Agro Paris Tech, 2008.
- Kim T. H., Park C., Kim S., (2005): Water recycling from desalination and purification process of reactive dye manufacturing industry by combined membrane filtration. *Journal of Cleaner Production* 13 (8): 779-786.
- LACEY, RE et LOEB,S., (1972) : Industrial processing with membranes. Pages 320. Wiley Interscience.
- Liberman, B., (2004): The importance of energy recovery devices in reverse osmosis desalination, the future of desalination in Texas, volume 2, Technical papers, case studies, and desalination technology resources.
- Lin S. H., Yang C. R., (2004): Chemical and physical pretreatment of chemical mechanical polishing wastewater from semiconductor fabrication. *Journal of Hazardous Materials B108*: 103-109.
- Lind. C., (1995): A coagulant road map. In Supervision et diagnostic de production d'eau potable. Toulouse 2006.
- Lipp P., Gimbel R., Frimmel F. H., (1994): Parameters influencing the rejection properties of FT30 membranes. *Journal of Membrane Science* 95: 185-197. In Etude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries. Institut des Sciences et Industries du Vivant et de l'Environnement ; Agro Paris Tech, 2008.
- Luo M. et Wang Z., Complex fouling and cleaning-in-place of a reverse osmosis desalination system, *Desalination* 141. Pages 15-22.
- Madaeni S. S., Mansourpanah Y., (2003): COD removal from concentrated wastewater using membranes. *Filtration and Separation* 40 (6). Pages 40-46. In étude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries.
- Margat, J., (2003) : Ressources en eau et utilisations dans le monde, idées reçues et réalités. Doc. Bureau de Recherches Géologiques et Minières (BRGM), Orléans, France, 185 p. in le dessalement de l'eau de mer dans la perspective d'une gestion
-

- intégrée et d'un développement durable ; Cas de la station de dessalement d'Oran ; Algérie nord occidentale.
- Maurel A., (1998) : Osmose inverse in: Les séparations par membrane dans les procédés de l'industrie alimentaire. Daufin G., René F., Aimar P. Paris, Lavoisier - Tec & Doc: 68-85.
- Maurel, A., (2006) : Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce. 2e Édition, ÉDITIONS TEC & DOC (Éditeurs), Paris, France, 286 p.
- Maurel, A., (2007) : Dessalement de l'eau de mer, énergies renouvelables et nucléaires. Tunisie 2007 UMET - 18/12/2007 - 1/1.
- Maurel, A., (2001) : Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce. Edition Lavoisier, Tec & Doc. Pages 226.
- Mellal N.H., (2008) : Étude comparative entre coûts et qualités de l'eau obtenue par dessalement de l'eau de mer par osmose inverse (station de Larbi Ben M'hidi) et eau obtenue par analyse physico-chimique de l'eau de barrage (Station de Hammadi Krouma) cas de la ville de Skikda. Mémoire d'ingénieur, Université du 20 Août 1955, Skikda.
- Mémoire technique, (2003) : Rapport de traitement d'eau de mer par osmose inverse. Edition Hydrotraitement.
- Menjeaud, C ; Pontié, M ; Rumeau, M., (1993) : Mass transfer in reverse osmosis. Entropie 29(179). Pages 13-29.
- Migliorini, G., Luzzo, E., (2004): Seawater reverse osmosis plant using pressure exchanger for energy recovery. A calculation model. Desalination 165. Pages 289-298.
- Nader,M; Abbas, A., (2000): Predicting the performance of RO membranes. Desalination 132. Pages 181-187.
- Nasri R., (2010) : Stations de dessalement ; la mer à boire. Article du journal le soir d'Algérie. Publié le 29 septembre 2010.
- National eau et environnement, (2005) : Etude d'impact sur l'environnement de la réalisation et de l'exploitation d'une usine de dessalement d'eau de mer de Skikda. page 61. Rapport de la direction de l'environnement de Skikda.
- Noble, RD., Stern, SA., (1995) : Membrane separations technology, principal and application. Elsevier Dcience B.V. In Déminéralisation par électrodialyse en présence d'un complexant, application au Lactosérum.
- OIE (Office International de l'Eau), (2006) : formation à l'exploitation et à la maintenance des unités de dessalement d'eau de mer. Titre 3. Généralités sur le dessalement. Novembre 2006. Pages 9.
- OIE (Office internationale de l'eau), (2010) : Eau & déchets et environnement. N° 596, juillet, Août et septembre 2010.
- Padilla A. P., Tavani E. L., (1999) : Treatment of an industrial effluent by reverse osmosis. Desalination 126. pages 219-226. In étude des mécanismes de transfert

- des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries.
- Pankratz, T., (2004): An overview of seawater intake facilities for seawater desalination, the future of desalination in Texas, volume 2, Technical papers, case studies, and desalination technology resources, edi. Texas water development board.
- PBCAF (Programme bilatéral de coopération Algéro-Française), (2005) : Diagnostic et formation dans le cadre des unités de dessalement de l'eau de mer de l'Algérienne des eaux.
- Plan d'action pour la méditerranée. (2001) : Dessalement de l'eau de mer dans les pays méditerranéens ; évaluation des impacts sur l'environnement et lignes directrices proposées pour la gestion de la saumure. Réunion des coordinateurs nationaux pour le MED POL, Venise, Italie, 28-31 mai 2001. Pages 1-92.
- Pontalier, P., (1997): Mechanisms for the selective rejection of solutes in nanofiltration membranes, *Separation and Purification Technology*, 12 (1997).
- Pontie, M., Sarr, O. et Rumeau, M., (1998) : Évaluation des possibilités de dessalement d'une eau saumâtre par osmose inverse et par nanofiltration. *Eau, Industrie Nuisances*, 210, 57-63. In *Autopsie d'une membrane d'osmose inverse usagée prélevée dans le parc national du Banc D Arguin (PNBA) en Mauritanie, Cas d'étude de Teichitt*, 2009.
- Pontié, M; Diawara,CK; Rumeau, M., (2003): Streaming effect of single electrolyte mass transfer in nanofiltration; potential application for the selective defluorination of brackish drinking waters. *Desalination* 151(3). Pages 267-274.
- Remini B., (2010) : La problématique de l'eau en Algérie du Nord. *Larhyss Journal*, ISSN 1112-3680, n° 08, Juin 2010. pages 27-46.
- Renaudin, V., (2003) : le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres. In *chimie et question de société*.
- Sablani S. S., Goosen M. F. A., Al-Belushi R., Gerardos V., (2002): Influence of spacer thickness on permeate flux in spiral-wound seawater reverse osmosis systems. *Desalination* 146. Pages 225-230.
- Sablani S. S., Goosen M. F. A., Al-Belushi R., Wilf M. (2001): Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis; a critical review. *Desalination* 141: 269-289.
- Sadi, A., (2004) : Le dessalement, procédé et énergie solaire. *Bulletin des énergies renouvelables* N° 6, Décembre 2004. Pages 11-12.
- Sagne, C., (2008) : Étude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries. Institut des sciences et industries du vivant et de l'environnement (AgroParis Tech).Pages 264.
- Sidy Mambaye Lo., Mamadou Amadou Dia., Courfia Keba Diawara., Maxime Pontié., Abdel Kader Ould Mahmoud., Mohamed Lemine Fagel., Mamoudou Ndongo et Michel Rumeau., (2008) : Caractérisation et Modélisation du Transfert de Matière de Membranes de Nanofiltration (NF) et d'Osmose Inverse (OI) Commerciales ; Application au Dessalement Sélectif d'une Eau Faiblement Saumâtre de Mauritanie. *J. Soc. Ouest-Afr. Chim.* (2008) 025. pages 19 – 33.

- Sridhar S., Kale A., Khan A., (2002): Reverse osmosis of edible vegetable oil industry effluent. *Journal of Membrane Science* 205. Pages 83-90.
- Tansakul, C. (2009) : Procédés hybrides à membranes pour le prétraitement d'eau de mer avant dessalement par osmose inverse. Université de Toulouse. Pages 254.
- Valiron. F., (1994) : Mémento du gestionnaire de l'alimentation en eau et de l'assainissement (Tome 1). Edition : Tec et Doc. Paris. 435p.
- W.G.J. van der Meer, J.C. van Dijk., (1997): Theoretical optimization of spiral-wound and capillary nanofiltration modules. *Desalination* 113. Pages 129-146.
- Wilf M., (2005): Intensive course; RO, NF and membrane filtration technology for potable water applications. EDS, University of L'Aquila. In étude des mécanismes de transfert des molécules organiques en osmose inverse ; Application au recyclage des condensats issus de la concentration des vinasses de distilleries. Institut des sciences et industries du vivant et de l'environnement (AgroParis Tech).Pages 264.
- Yan-Yue Lu, Yang-Dong Hu, Xiu-Ling Zhang, Lian-Ying Wu, Qing-Zhi Liu., (2007): Optimum design of reverse osmosis system under different feed concentration and product specification. *Journal of Membrane Science* 287. Pages 219–229.
- Yoon Y., Lueptow R. M., (2005): Removal of organic contaminants by RO and NF membranes. *Journal of Membrane Science* 261: 76-86.
- Zouini D., (2009) : Le dessalement de l'eau de mer par osmose inverse ; une solution pour l'alimentation en eau des villes côtières d'Algérie. *Revue HTE*, N° 142. Pages 78-85.