الجمـهـوريـة الجـزائـريـة الـديـمقـراطيـة الشـعـبيـة

**République Algérienne Démocratique et Populaire**

**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique**

Université Dr. YAHIA FARES de MEDEA



**Faculté de Technologie**

**Département de Génie Mécanique**

Mémoire Présenté

Pour l'obtention de diplôme

**Master en :**

**Génie Mécanique**

Option : **Énergétique et thermique des systèmes**

**THEME**

# Etude d'un système de dessalement par osmose inverse fonctionnant en énergie solaire

**Réalisé par :**

MELHOUT Mohamed

TCHIKOU Mohamed Nassim

**Proposé par :**

**Dr. ABAS Mohamed**

**Encadré par :**

**Dr.TRIKI Zakaria**

Année Universitaire 2016/2017

# *Remerciements*

*Je tiens profondément à remercier tout d'abord* ***Allah*** *l'Unique qui a permis à ce travail de voir la lumière.*

*Je tiens à remercier vivement MOS promoteurs Messieurs* ***Dr. ABASS Mohamed et Dr. TRIKI Zakaria,*** *pour leurs orientations éclairées, leurs conseils constructifs, leur esprit critique et son aide précieuse.*

*Nous remercions très chaleureusement les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant d'être rapporteurs de notre mémoire.*

*Que tous ceux qui ont contribué de prés ou de loin, dans notre formation ainsi qu'à la réalisation de ce travail reçoivent ici le témoignage de notre grande sympathie.*

# Dédicaces

*Je dédie ce modeste travail à :*

*A ma source de bonheur et d'amour : mes chers parents ;*

*A mes chers frères et sœur ;*

*A toutes la famille* ***MELHOUT***

*A tout mes amies, avec qui j'ai partagé les meilleurs moments et:*

*A toute la promotion - 2016 - G.M.Energétique*

*Tous ceux qui m'ont aidé dans ma tache de réussir mes études avec succès*

***MOHAMED***

# *Dédicace*

*Avant tout, je remercie le grand Dieu, qui nous a aidés à élaborer ce Modeste travail.*

*Je dédie ce travail*

*A mes chers parents pour leurs soutiens et leurs encouragements,*

*A mes frères*

*A mes familles TCHIKOU*

*A mes chères amies pour m'avoir supportée,*

*A toutes les personnes qui m'ont aidé dans ce travail.*

*NASSIM*

# SOMMAIRE

**RÉSUMÉ**…… I
**LISTE DES FIGURES**…… IV
**LITSE DES TABLEAUX**…… VI
**NOMENCLATURE**…… VII
**INRODUCTION GENERALE**…… 1

**CHAPITRE I : GENERALITES SUR LE DESSALEMENT**

I-1- Introduction…… 3
I-2-Définition de dessalement…… 3
I-3- procédés de dessalement…… 3
I-3-1- Les procédés de distillation thermique…… 4
I-3-2- Les procédés membranaires…… 8
I-4- Dessalement par osmose inverse…… 9
I-4-1- Principe de l'osmose inverse…… 9
I-4-2- Installation de dessalement par osmose inverse…… 9
I-4-3- Prétraitement…… 10
I-4-4- Système de post-traitement (adoucissement)…… 14
I-4-5- Membranes d'osmose inverse…… 14
I-5- Le colmatage ou fouling…… 19
I-6- Systèmes de récupération…… 19
I-6-1- Récupération d'énergie par système Turbine Pelton…… 19
I-6-2- Récupération par échangeurs de pression…… 20
I-7- Dessalement grâce à des énergies renouvelables…… 21
I-7-1- Osmose inverse avec l'énergie solaire…… 21
I-7-2- Osmose inverse couplée avec l'énergie éolienne…… 22

**CHAPITRE II : DESCRIPTION DU SYSTEME ET MODELISATION**

II-1- Introduction…… 31
II-2- Description de l'unité L'osmose inverse…… 31
II-3- Couplement OI et PV…… 34
II-4-Mécanismes de transfert…… 37
II-4-1- Modèle diffusionnel…… 37

II-5- Paramètres de fonctionnement d'une unité d'osmose inverse……. 38
II-5-1- Flux de perméation……...… 38
II-5-2-Le taux de conversion…….. 38
II-5-3- Le taux de rétention (rejet)…… 39
II-6-Phénomène de polarisation de concentration…… 39
II-7- Modélisation d'osmose inverse…… 40
II-8- Organigramme de calcul (osmose inverse)…… 44
II-9- Modèle des panneaux photovoltaïques…… 45
II-10- Organigramme de calcul (panneaux photovoltaïques)…… 46

**CHAPITRE III : RESULTATS ET INTERPRETATION**

III-1- Introduction……..… 47
III-2- Exécution et résultats du programme…….. 47
III-3- Résultats et discussions…… 47

**CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS**…… 52

**RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES**……. 53

# RESUMÉ

Suite à la baisse du niveau d'eau potable en raison des pluies saisonnières et la pénurie d'eau souterraine dans le monde et en particulier en Algérie, de nombreux pays on fait recours à la solution alternative qui est le dessalement de l'eau de mer et plus généralement l'eau salée.

Il existe plusieurs techniques pour le dessalement des eaux, la plus importante est celle de l'osmose inverse, que nous avons choisi dans ce projet où nous avons étudié une unité de dessalement de l'eau de mer utilisant l'énergie solaire situé dans la zone de Bou Ismail, Wilaya de Tipaza (UDES) avec une capacité de production à 84 litres par heure.



**Mots-clés :** Dessalement de l'eau de mer, osmose inverse, énergies renouvelables, énergie solaire.



# ABSTRACT

Due to the decline in drinking water level caused by seasonal rains and the groundwater shortage of in the world and mainly in Algeria, many countries are using the alternative solution which is the desalination of seawater and more generally salt water.

There are several techniques for water desalination, the most important is that of reverse osmosis, which we have chosen in this project where we studied a seawater desalination unit using solar energy located in the Area of Bou Ismail, Wilaya of Tipaza (UDES) with a production capacity of 84 liters per hour.



**Key-words:** Seawater desalination, reverse osmosis, renewable energies, solar energy.

# ملخص

بعد انخفاض مستوى مياه الصالحة للشرب بسبب نقص الأمطار الموسمية و المياه الجوفية في العالم و بالأخص في الجزائر قامت العديد من الدول باللجوء إلى الحل البديل بتحلية مياه البحر و المياه المالحة بصفة عامة.

هناك عدة طرق لتحلية المياه و من أهمها تقنية التناضح العكسي التي اخترناها في هذا المشروع حيث قمنا بدراسة وحدة نموذجية مصغرة لتحلية مياه البحر باستخدام الطاقة الشمسية بمنطقة بوسماعيل بولاية تيبازة (UDES) ذو قدرة إنتاجية تقدر بـــ 84 لتر في الساعة .

**كلمات البحث:** تحلية مياه البحر، التناضح العكسي، الطاقات المتجددة، الطاقة الشمسية.

# LISTE DES FIGURES


**Figure I-1:** Schéma générale de dessalement……. 3

**Figure I-2:** présente ces différents procédés de dessalement……. 4

**Figure I-3**: Distillateur par détentes successives (MSF)…… 5

**Figure I-4:** Schéma de Principe d'un système d'évaporateurs multiples…… 6

**Figure I-5 :** La compression de vapeur…….. 7

**Figure I-6:** Schéma de principe d'une unité d'électrodialyse……. 8

**Figure I-7**: Principe de l'osmose inverse…… 9

**Figure I-8**: Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse…… 10

**Figure I-9**: Etapes du prétraitement avant osmose inverse……. 11

**Figure I-10:** membrane d'osmose inverse……... 14

**Figure I-11:** Modules plans…… 16

**Figure I-12** : Modules spirales…… 17

**Figure I-13**: Modules tubulaires……. 17

**Figure I-14** : Modules fibre creuses…… 18

**Figure I-15**: Système de récupération indirecte de l'énergie du concentrât par turbine Pelton. 20

**Figure I-16** : Système de récupération indirecte de l'énergie du concentrât par turbopompe… 20

**Figure I-17:** Système de récupération directe de l'énergie du concentrât par turbopompe…… 21

**Figure I-18** : Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse couplée directement à une pompe solaire…….. 22

**Figure I-19:** Unité de dessalement solaire de Hassi-Khebi (Tindouf)…… 23

**Figure I-20 :** capteur plans solaire (384$m^2$) assurant le fonctionnement d'une unité de dessalement par osmose inverse à El hamrawin (Égypte) 24

**Figure I-21:** unité de dessalement solaire en fonctionnement sur le site El hamrawin en Égypte (50$m^3$/jour à partir d'eau saumâtre à 3 g/l)……. 25

**Figure I-22:** Photographie de champs d'éoliennes…….. 25

**Figure I-23 :** Une unité de dessalement par énergie éolienne sur l'ile du planier prés de Marseille…….. 26

**Figure I-24 :** Station expérimentale de dessalement par énergie renouvelable de borj-Cédria (Tunisie)…….. 27

**Figure II-1** : Diagramme schématique du système OI alimenté par PV……. 31

**Figure II-2 :** Installation d'osmose inverse installée sur le site du laboratoire UDES…… 33
**Figure II-3:** Capacité installée par secteur en 2030…… 35
**Figure II-4 :** Estimation de l'irradiation mensuelle sur le site de Bou Ismail……. 35
**Figure II-5 :** Diffusion de l'eau dans la membrane……. 37
**Figure II-6:** Phénomène de polarisation de concentration…….…. 39
**Figure III-1** : Effet du flux de perméation sur la qualité de l'eau produite…….…… 48
**Figure III-2** : Effet différence de pression sur la concentration et le flux de perméation……... 48
**Figure III-3** : Effet de taux de conversion sur le flux de perméation et puissance de la pompe.. 49
**Figure III-4** : Effet le débit d'alimentation sur le débit de perméation…….…….. 50
**Figure III-5** : Effet du rayonnement solaire sur la concentration du perméat……. 51
**Figure III-6** : Effet de rayonnement solaire sur la puissance de la pompe…… 51

# LISTE DES TABLEAUX

**Tableau I-1** : Prétraitement de l'eau de mer avant osmose inverse……... 13

**Tableau I-2** : Avantages et inconvénients des membranes organiques……...…….. 15

**Tableau I-3** : Avantages et inconvénients des modules plans…….…. 16

**Tableau I-4** : Avantages et inconvénients des modules spiraux……... 17

**Tableau I-5** : Avantages et inconvénients des modules tubulaires…….. 18

**Tableau I-6**: Avantages et inconvénients des modules fibres creuses…….. 18

**Tableau II-1** : Données techniques d'exploitation pour le pilote…….. 33

**Tableau II-2** : Caractéristiques géométriques du module membranaire SW30HR380……. 34

**Tableau II-3:** Caractéristiques de la pompe haute pression PHP…….. 36

**Tableau II-4 :** Composants du système PV-OI……. 37

**Tableau III-1 :** Résultats d'exécution du programme…… 47

# NOMENCLATURE

| Symboles | Grandeur | unité |
|---|---|---|
| $A_0$ | Perméabilité de référence de la membrane au solvant | (m/h.bar) |
| $B_0$ | Perméabilité de référence de la membrane au soluté | (m/h) |
| $C_p$ | Concentration du perméat | (kg/m$^3$) |
| $C_A$ | Concentration de l'eau d'alimentions | (kg/m$^3$) |
| $C_C$ | Concentration du concentrât | (kg/m$^3$) |
| $C_m$ | concentration du soluté arrêté de la membrane | (kg/m$^3$) |
| $Q_A$ | Débit d'alimentation | (m$^3$/h) |
| $Q_p$ | Débit du perméat | (m$^3$/h) |
| $Q_c$ | Débit du concentrât | (m$^2$/h) |
| $b\pi$ | Coefficient osmotique | (m$^3$.Pa/kg) |
| $C$ | Concentration en sel | (kg/m$^3$) |
| $C_0$ | Concentration moyenne de soluté dans la solution | (kg/m$^3$) |
| $d_h$ | Diamètre hydraulique de la conduite | (m) |
| $D_s$ | Coefficient de diffusion du soluté dans la membrane | (m$^2$/h) |
| $J_e$ | Flux de solvant à travers la membrane | (m/h) |
| $J_s$ | Flux de soluté à travers la membrane | (kg/m$^2$.h) |
| $K_s$ | Coefficient de transfert de matière du soluté | (m/s) |
| $P$ | Pression | (bar) |
| y | Taux de conversion | (%) |
| $R$ | Taux de rejet de sel | (%) |
| $S$ | Surface active de la membrane | (m$^2$) |
| $Re$ | Nombre de Reynolds | (—) |
| $Sc$ | Nombre de Schmidt | (—) |
| $Sh$ | Nombre de Sherwood | (—) |
| $T$ | Température de la solution | (°C, k) |
| $u$ | Vitesse moyenne de la solution | (m/h) |

| | | |
|---|---|---|
| $w$ | Largeur de la membrane | (m) |
| $I_{max}$ | Rayonnement maximal | (kw/m$^2$) |
| $P_P$ | Puissance de la pompe | (kw) |
| $P_{PV}$ | Puissance de panneau photovoltaïque | (kw) |
| $S_{PV}$ | Surface de panneau photovoltaïque | (m$^2$) |
| $E_{bat}$ | Capacité de la batterie | (Kwh) |
| $E_{ond}$ | Capacité de l'onduleur | (Kwh) |
| $K_a$ | Facteur d'amortissement de la batterie | (%) |
| $K_t$ | Facteur de correction de température | (%) |
| $K_c$ | Facteur capacité nominale | (%) |
| $K_{dod}$ | Profondeur maximale de décharge | (%) |
| $N_t$ | Nombre de jours d'autonomie nécessaires | (Jours) |
| $t$ | Nombre d'heur de fonctionnement par jour | (Heurs) |

**Lettres grecques :**

| | | |
|---|---|---|
| $\Delta$ | Différence | (—) |
| $\varepsilon$ | Porosité | (—) |
| $\eta$ | Rendement | (%) |
| $\mu$ | Viscosité dynamique de la solution | (kg/m.h) |
| $\nu$ | Viscosité cinématique de la solution | (m$^2$/h) |
| $\pi$ | Pression osmotique | (bar) |
| $\rho$ | Masse volumique | (kg/m$^3$) |
| $\tau$ | Facteur de tortuosité | (—) |
| $\alpha$ | Constante | (—) |
| $\sigma$ | Constante | (—) |
| $\eta_{PV}$ | Rendement de panneau photovoltaïque | (%) |
| $\eta_{bat}$ | Rendement de batterie | (%) |
| $\eta_{int}$ | Rendement d'installation | (%) |

**Abréviations :**

| | |
|---|---|
| MSF | Multi-Stage Flash distillation |
| MED | Multi-Effet Distillation |
| VCD | Vapeur Compression Distillation |
| MF | Microfiltration |
| UF | Ultrafiltration |
| NF | Nano-filtration |
| OI | Osmose inverse |
| MES | Matières en suspension |
| COT | Carbone organique total |
| CFS | Coagulation Floculation Sédimentation |
| HP | Haut pression |
| AFME | Agence française pour la maitrise de l'énergie |
| UDES | Unité de Développement des Equipements Solaires |
| PHP | Pompe haute pression |
| DRE | Dispositif de récupération d'énergie |
| PV | Photovoltaïque |
| CEA | Centre d'énergie atomique |

# INTRODUCTION GENERALE

# Introduction générale

De nombreux pays souffrent encore aujourd'hui de pénuries en eau. La croissance de la population et la dégradation de certaines ressources en eau douce en raison de l'activité humaine oued changements climatiques ne favorisent pas la résolution de ce problème et tendent même à l'accroître. Un rapport récent de l'UNICEF et de l'Organisation Mondiale de la Santé indique que 13 % de la population mondiale n'a pas accès à une source d'eau de qualité satisfaisante [1].

Malgré des progrès importants, le problème de l'eau potable se pose toujours et représente un enjeu technique, économique et politique majeur du XXIème siècle. Parmi les solutions en cours de développement pour palier au problème des ressources en eau, deux présentent un intérêt particulier : la réutilisation des eaux usées et le dessalement de l'eau de mer. En effet, l'océan contient 97 % de l'eau présente sur notre planète et peut ainsi être considéré comme une ressource quasi inépuisable [1].

Le dessalement de l'eau de mer est connu depuis l'Antiquité et constitue une solution fiable utilisée par de nombreux pays côtiers notamment au Moyen-Orient. Deux grandes familles de procédés sont utilisées désormais pour le dessalement de l'eau de mer : les procédés thermiques de distillation qui se sont fortement développés à partir de la fin des années 1940 et les procédés membranaires qui on vu le jour à la fin des années 1960 [1]. Les procédés thermiques sont largement utilisés dans les pays où une source énergétique abondante et/ou peu chère est disponible (pétrole ou énergie solaire). En effet, ils restent assez coûteux énergétiquement malgré de nombreuses améliorations dans les récupérations d'énergie. En dessalement, le principal procédé membranaire est l'osmose inverse (OI) qui représente à l'heure actuelle 53 % des capacités mondiales d'eau produites par dessalement et a ainsi dépassé les procédés de distillation depuis 2001.

L'OI présente l'intérêt de pouvoir fonctionner à température ambiante et de produire une eau de bonne qualité, constante quelles que soient les variations de la qualité de l'eau brute. Le taux de rejet en sels est de 99,4 à 99,8 % et les flux de perméat peuvent atteindre de 12 à 17 $L.h^{-1}.m^{-2}$ en fonction des conditions opératoires [1]. Un inconvénient de l'OI est qu'elle nécessite des pressions opératoires très importantes (jusqu'à 60 bars pour une eau de mer à 39 $g.L^{-1}$). En raison de la variation induite de la pression osmotique, la pression opératoire augmente avec la salinité de l'eau ce qui empêche l'utilisation de l'OI à de très fortes concentrations en sels.

Cela a deux conséquences principales : l'une économique en limitant le facteur de conversion de l'osmose inverse et donc la production d'eau ; et l'autre environnementale en limitant la possibilité de réduire les volumes de concentrât d'OI chargés en sels et généralement rejetés sans traitement dans la mer, ce qui provoque d'importantes perturbations sur l'équilibre du milieu et la biodiversité [1].

Pour faire face à une demande en eau sans cesse croissante, l'Algérie a opté pour le dessalement de l'eau de mer par le procédé d'OI. Il s'est avéré que cette technique est énergivore, elle consomme entre 3 et 4 kWh d'énergie électrique pour dessaler un mètre cube d'eau de mer. L'Algérie qui dispose d'un gisement solaire important et de ressources hydriques salines considérables (eaux saumâtres et l'eau de mer) doit associer les techniques de dessalement (membranaires ou thermiques) avec les énergies renouvelables et plus particulièrement l'énergie solaire. C'est dans ce contexte que s'inscrit cette étude, l'objectif est d'étudier un système de dessalement de l'eau de mer basé sur le procédé d'OI et fonctionnant en énergie solaire photovoltaïque. Ce mémoire est divisé en trois chapitres :

- Le premier chapitre présentera les différentes techniques utilisées pour le dessalement à savoir les procédés thermiques et membranaires. Une attention particulière sera portée sur l'OI.
- Le deuxième chapitre est consacré à la description de l'OI solaire du centre UDES et la modélisation mathématique du système étudié.
- Dans le troisième chapitre, l'ensemble des résultats de modélisation sera exposé et interprété.
- Enfin, la conclusion générale synthétisera les principaux résultats du mémoire et présentera quelques perspectives de ce travail.

# CHAPITRE I

GENERALITES SUR LE DESSALEMENT

## I-1- Introduction:

Dans ce présent chapitre, on va présenter les différents procédés de dessalement employés actuellement pour la production de l'eau douce à partir de l'eau salée dont on précisera ses différentes caractéristiques. Une attention particulière est donnée au procédé d'osmose inverse. Ainsi, les différentes possibilités du couplage de l'osmose inverse avec les sources d'énergie renouvelables seront exposées.

## I-2-Définition de dessalement :

Le dessalement de l'eau est un processus qui permet d'obtenir de l'eau potable ou, plus rarement en raison du coût, utilisable pour l'irrigation) à partir d'une eau saumâtre ou salée (eau de mer notamment), il s'agit rarement de retirer les sels de l'eau, mais plutôt, à l'inverse, d'extraire de l'eau douce.

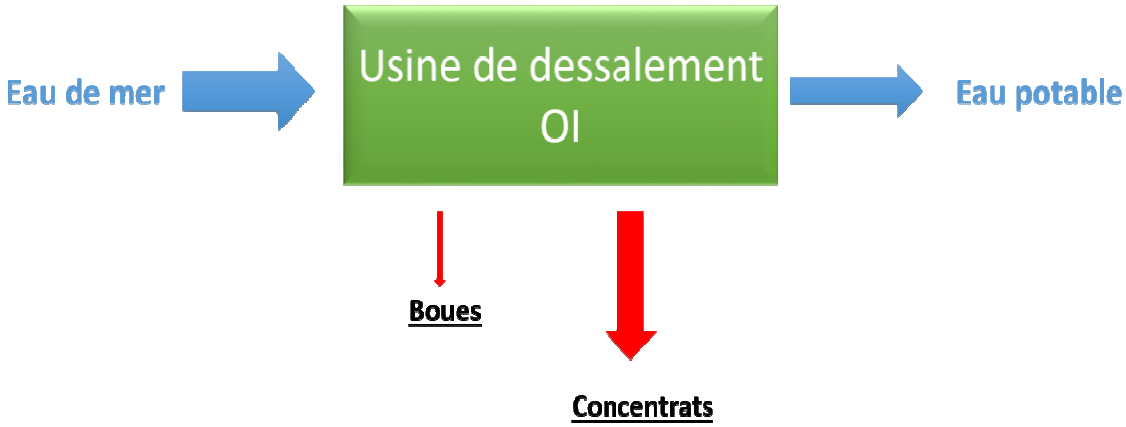



**Figure I-1:** Schéma générale de dessalement [2].

## I-3- procédés de dessalement :

Pour dessaler l'eau il existe diverses techniques ; adaptables selon la nature de l'eau à dessaler, l'environnement et les besoins à pouvoir. Les technologies actuelles sont classées en deux catégories, selon le principe appliqué :

- Les procédés thermiques faisant intervenir un changement de phases : la congélation et la distillation.
- Les procédés utilisant des membranes: l'osmose inverse et l'électrodialyse [2].

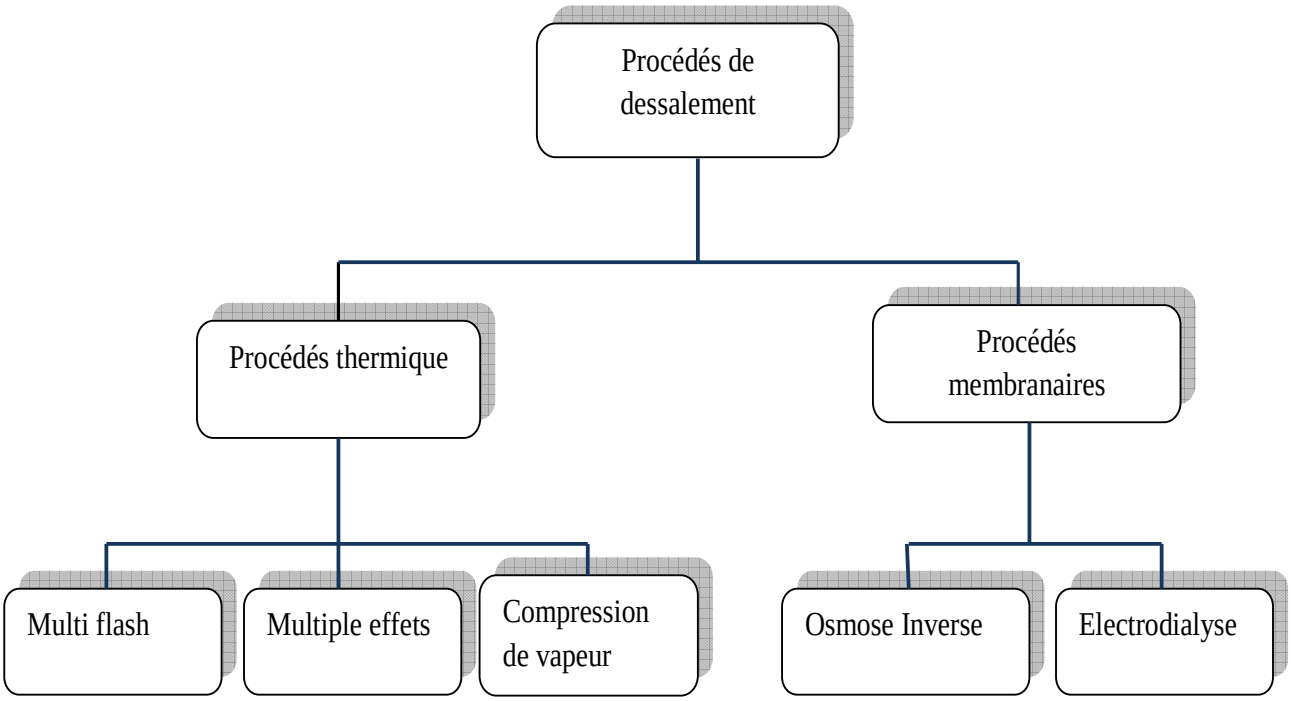



**Figure I-2:** présente ces différents procédés de dessalement.

### I-3-1- Les procédés de distillation thermique :

Les procédés de distillation, consiste à chauffer l'eau de mer pour en vaporiser une partie. La vapeur ainsi produite ne contient pas de sels, il suffit alors de la condenser pour obtenir de l'eau douce liquide. Il s'agit en fait d'accélérer le cycle naturel de l'eau, qui s'évapore chaque jour de l'océan vers les nuages où elle s'accumule avant de retomber sous forme de précipitations.

L'inconvénient majeur des procédés de distillation est leur consommation énergétique importante liée à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. En effet pour transformer 1 kg d'eau liquide en 1 kg d'eau vapeur à la même température il faut environ 2250 kilojoules (si le changement d'état se fait à 100°C). Afin de réduire la consommation d'énergie des procédés industriels, des procédés multiples effets qui permettent de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation ont été mis au point [3]. Trois procédés se partagent ainsi le marché du dessalement thermique :

- le procédé de distillation à détentes étagées (Multi-Stage Flash distillation **MSF**).
- procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effet Distillation **MED**).
- procédé de distillation par compression de vapeur (Vapeur Compression Distillation **VCD**).

### I-3-1-1- Le Procédé de distillation à détentes étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF)

**a) Principe de fonctionnement:**

Ce procédé dit Flash consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée du chauffage, lorsqu'elle atteint une température de l'ordre de 120°C, elle est introduite dans une enceinte (ou étage) où règne une pression réduite. Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash.

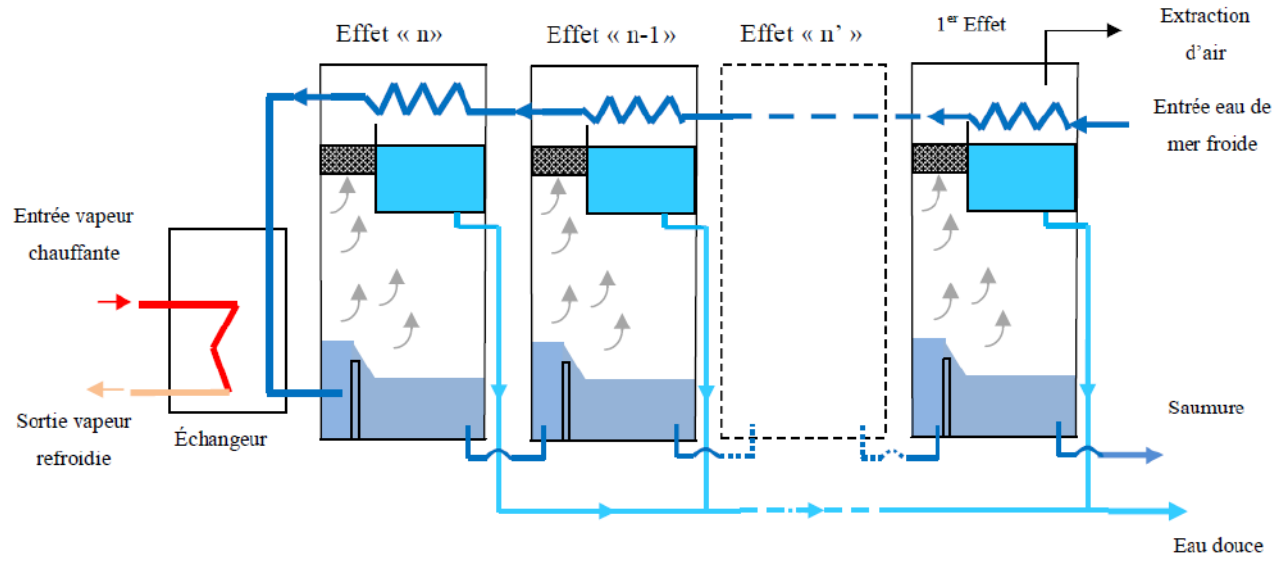



**Figure I-3**: Distillateur par détentes successives (MSF) [2].

Une fraction de l'eau s'évapore (**Fig. I-3**) puis va se condenser sur les tubes condenseurs placés en haut de l'enceinte, et l'eau liquide est recueillie dans des réceptacles en dessous des tubes. La vaporisation de l'eau est ainsi réalisée par détentes successives dans une série d'étages où règnent des pressions de plus en plus réduites.

Pour chauffer l'eau de mer jusqu'à 120°C, l'eau de mer circule d'abord dans les tubes des condenseurs des différents étages en commençant d'abord par le dernier étage où la température est la plus faible, elle est alors préchauffée en récupérant la chaleur de condensation de la vapeur d'eau. Elle est finalement portée à 120 °C grâce à de la vapeur à une température supérieure à 120°C produite par une chaudière ou provenant d'une centrale de production d'électricité. On remarque lors du phénomène de flash que des gouttelettes d'eau salée peuvent être entraînées avec la vapeur, elles sont séparées grâce à un dévésiculeur constitué par une sorte de grillage qui limite le passage des gouttelettes qui retombent alors au fond de l'enceinte. La plus grande capacité du MSF en service de nos jours est celle de

Shuaiba 3 en Arabie saoudite avec 880000 m³/j. Pour une capacité typique de 25 000 $m^3$/j, le coût de production de l'eau est de 0,88 €/$m^3$. [2].

**b) Avantages et inconvénients :**

L'avantage principal du procédé MSF est que l'évaporation de l'eau de mer ne se produit pas autour des tubes de chauffe puisque le liquide « flashe » et ceci limite les risques d'entartrage. L'énergie requise est principalement l'énergie thermique fournie par la chaudière, cette énergie peut être peu coûteuse si on récupère de la vapeur basse pression à la sortie d'une turbine de centrale électrique. Il faut également fournir de l'énergie électrique pour les pompes de circulation de l'eau de mer.

Le procédé MSF ne permet pas une flexibilité d'exploitation. Aucune variation de production n'est tolérée, c'est pourquoi ce procédé est surtout utilisé pour les très grandes capacités de plusieurs centaines de milliers de $m^3$ d'eau dessalée par jour. Le coût d'investissement du procédé reste encore très élevé et limites les utilisations à des majorités de pays pétroliers et riches [2].

**I-3-1-2- Le procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effet distillation MED)**

**a) Principe de fonctionnement :**

Ce procédé est basé sur le principe de l'évaporation, sous pression réduite, d'une partie de l'eau de mer préchauffée à une température variant entre 70 et 80°C. L'évaporation de l'eau a lieu sur une surface d'échange, contrairement au cas du procédé précédent, où elle est assurée par détente au sein des étages successifs.

La chaleur transférée au travers de cette surface est apportée soit par une vapeur produite par une chaudière, soit par une eau chaude provenant d'un récupérateur de chaleur. La vapeur ainsi produite dans le $1^{er}$ effet est condensée pour produire de l'eau douce dans le $2^{ème}$ effet où règne une pression inférieure. La chaleur de condensation qu'elle cède permet d'évaporer une partie de l'eau de mer contenue dans le $2^{ème}$ effet et ainsi de suite (**Fig. I-4**). Ainsi seule l'énergie nécessaire à l'évaporation dans le premier effet est d'origine externe. La multiplication du nombre d'effets permet donc de réduire la consommation spécifique (énergie/ $m^3$ d'eau douce produite) [2].

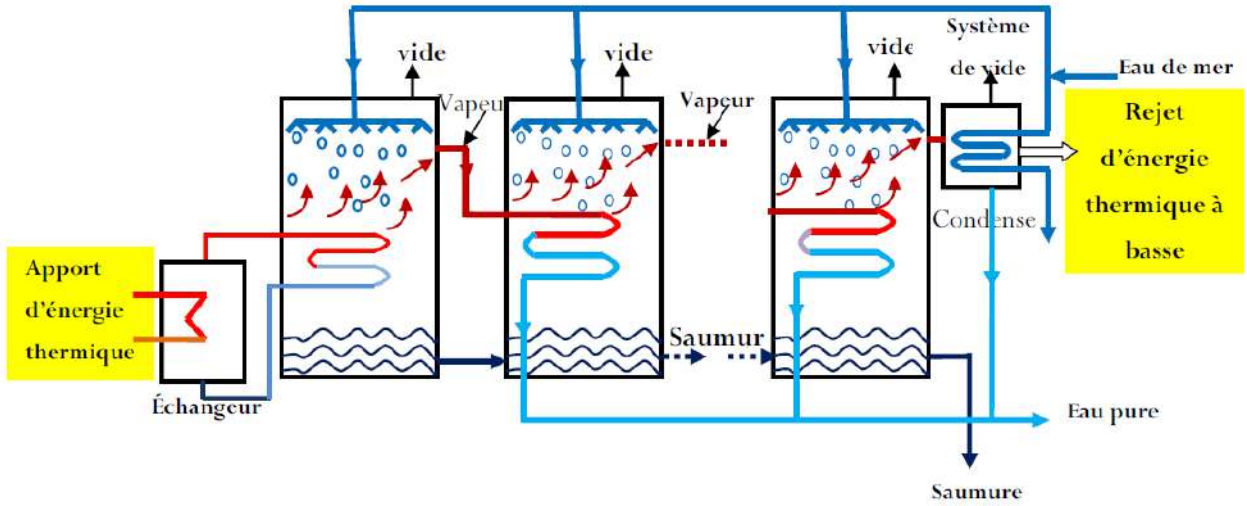



**Figure I-4:** Schéma de Principe d'un système d'évaporateurs multiples [2].

L'énergie requise pour les multiples effets (MED) est principalement l'énergie thermique à fournir par la chaudière produisant le fluide de chauffage pour le premier effet. On peut cependant utiliser des chaleurs résiduaires en couplant le procédé MED à des usines de production d'électricité ou des usines rejetant les eaux résiduaires à des températures de l'ordre de 80°C. Il faut également de l'énergie électrique pour les pompes de circulation et la production de vide. Afin de limiter la consommation d'énergie thermique, il est aussi possible d'utiliser la **compression mécanique de vapeur**. La plus grande capacité **MED** en service est celle d'Al Hidd en Arabie Saoudite, avec une production de 272520 m³/j. Pour une capacité de production de 10 000 $m^3$/J le coût de production est de l'ordre de 0,64 €/$m^3$.

**b) Avantages et inconvénients :**

Dans le procédé MED, l'ébullition de l'eau de mer au sein de chaque cellule (effet) se fait au contact de la surface d'échange de chaleur, il y a des risques d'entartrage dû à la précipitation de sels tels que $CaSO_4$ ou $CaCO_3$ dont la solubilité diminue quand la température augmente. Pour limiter ces risques, il faut donc utiliser un traitement à l'acide et limiter la température de tête (du 1$^{er}$ effet ou étage) à moins de 70°C. Comme pour le cas précédent le coût d'investissement est élevé [2].

### I-3-1-3- La distillation par compression de vapeur

Lors de la distillation par compression de vapeur (**Fig. I-5**), l'eau de mer est portée à ébullition dans une enceinte thermiquement isolée. La vapeur produite est aspirée par un compresseur qui élève sa température de saturation. Cette vapeur traverse ensuite un faisceau tubulaire placé à la base de l'enceinte et se condense en provoquant l'évaporation de l'eau salée. Ce procédé permet d'obtenir une production maximum 5 000 $m^3.j^{-1}$ avec une salinité de 1 à 50 $mg.L^{-1}$ pour une consommation énergétique de 12 à 17 $kWh.m^{-3}$ d'eau produite [1].

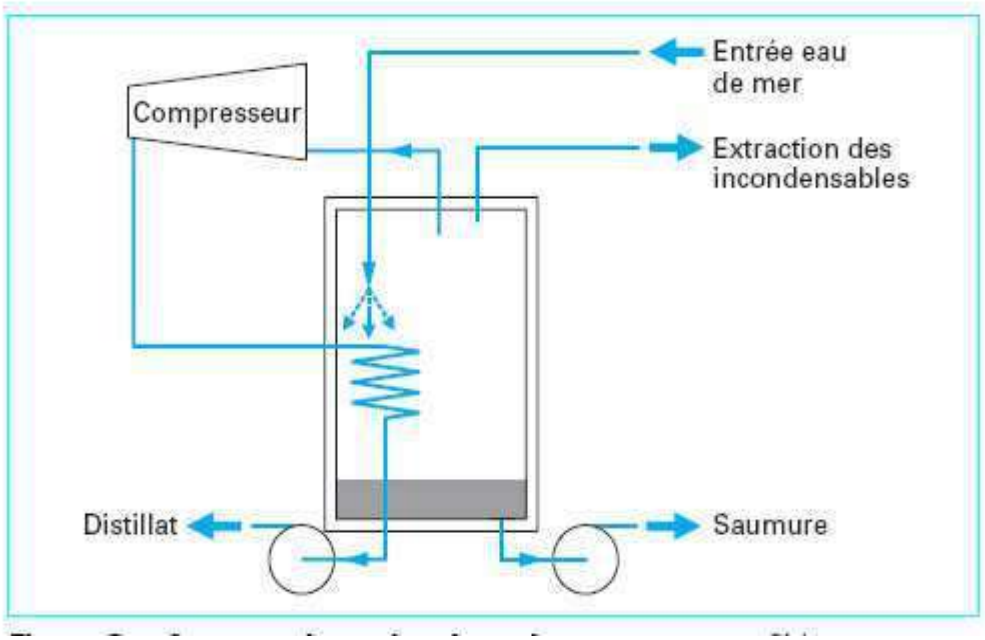



**Figure I-5 :** La compression de vapeur [1].

### I-3-2- Les procédés membranaires

#### I-3-2-1- L'électrodialyse :

L'électrodialyse est un procédé électrochimique qui permet d'extraire les ions contenus dans une solution. L'extraction des ions se fait par migration des ions à travers des membranes sélectives (anioniques ou cationiques) sous l'action d'un champ électrique. Ainsi seuls les anions peuvent traverser une membrane anionique et seuls les cations peuvent traverser une membrane cationique. En plaçant plusieurs membranes en parallèle laissant passer alternativement les ions positifs et les ions négatifs, on peut éliminer certains ions de l'eau. Dans certains compartiments, il y a concentration des ions et dans d'autres les ions sont éliminés. Les particules qui ne portent pas de charge électrique ne sont pas éliminées.

L'électrodialyse est utilisée pour le dessalement d'eau de mer comme le montre le schéma ci-dessous (**fig.** I-6) .Sous l'effet d'un courant appliqué dans les bacs externes les ions Na+ sont attirés vers l'électrode négative et les ions Cl- vers l'électrode positive. En fin de chaîne de traitement l'on récupère à la fois de l'eau douce et de la saumure [3].

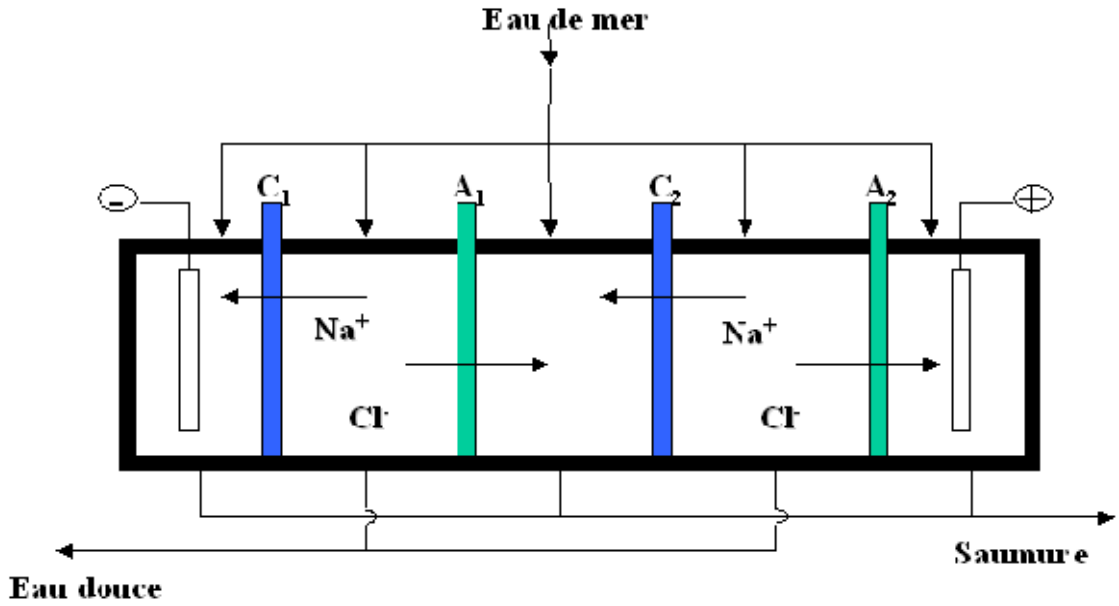



**Figure I-6:** Schéma de principe d'une unité d'électrodialyse [3].

### I-3-2-2- L'osmose inverse:

La filtration membranaire est de plus en plus utilisée comme procédé de séparation dans de nombreux domaines notamment dans le cycle de l'eau La filtration membranaire est basée sur l'application d'une différence de pression qui permet le transfert du solvant à travers une membrane dont la taille des pores assure la rétention de solutés. Ces opérations, classées selon une taille des pores décroissantes, sont : la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF), la nano-filtration (NF) et l'osmose inverse (OI). Le cas extrême est l'OI qui arrête tous les solutés contenus dans l'eau laisse passer le solvant, c'est un procédé mature technologiquement (une bonne part du développement technologique est déjà réalisé) mais encore en plein développement industriel.

## I-4- Dessalement par osmose inverse

### I-4-1- Principe de l'osmose inverse :

L'osmose inverse est un procédé de séparation en phase liquide par perméation à travers des membranes semi-sélectives sous l'effet d'un gradient de pression [4].

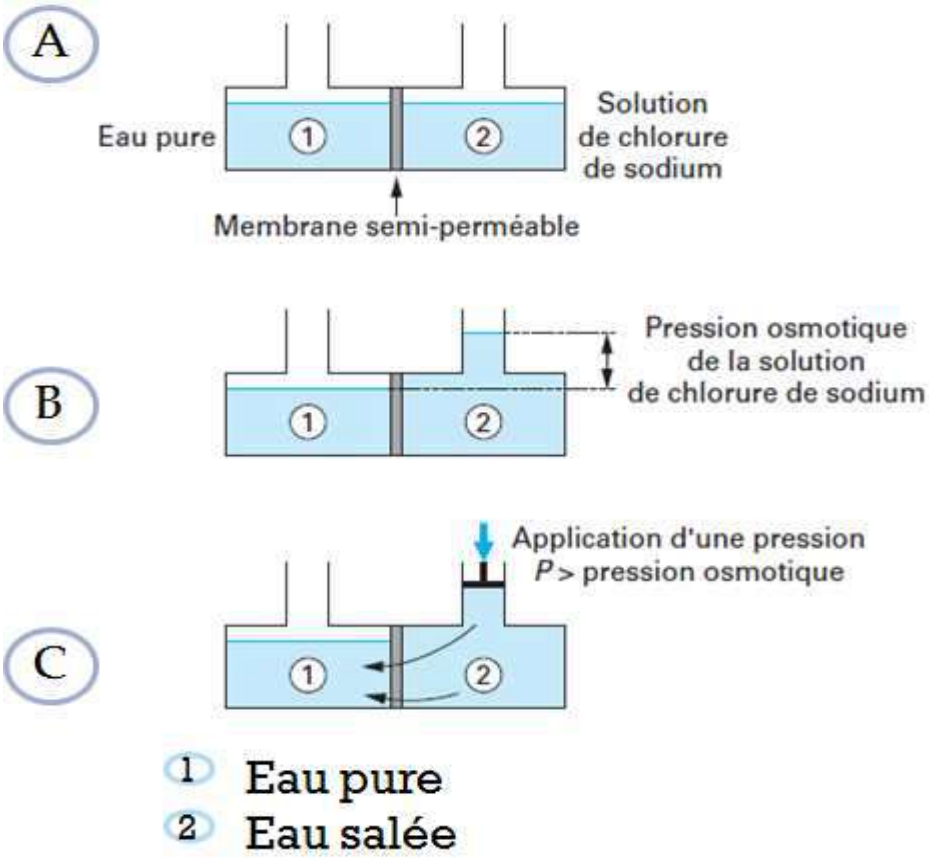



**Figure I-7**: Principe de l'osmose inverse [4].

A: Le niveau est identique dans les deux compartiments: L'eau circule de 1 vers 2

B: A l'équilibre, une différence de niveau s'établit, c'est la pression osmotique π.

C: Lorsqu'on applique une pression P >π, l'eau circule en sens inverse, c'est-à-dire de 2 vers 1 et les sels restent bloqués dans le compartiment 2.

Une membrane semi-sélective ou semi-perméable est une membrane imperméable aux corps dissous (ionique ou non) et perméable au solvant.

### I-4-2- Installation de dessalement par osmose inverse

Les principaux constituants d'une installation d'osmose inverse sont les suivants (**Fig. I-8**) :

- le prétraitement
- la membrane proprement dite
- le module
- la pompe haute pression
- le poste de traitement

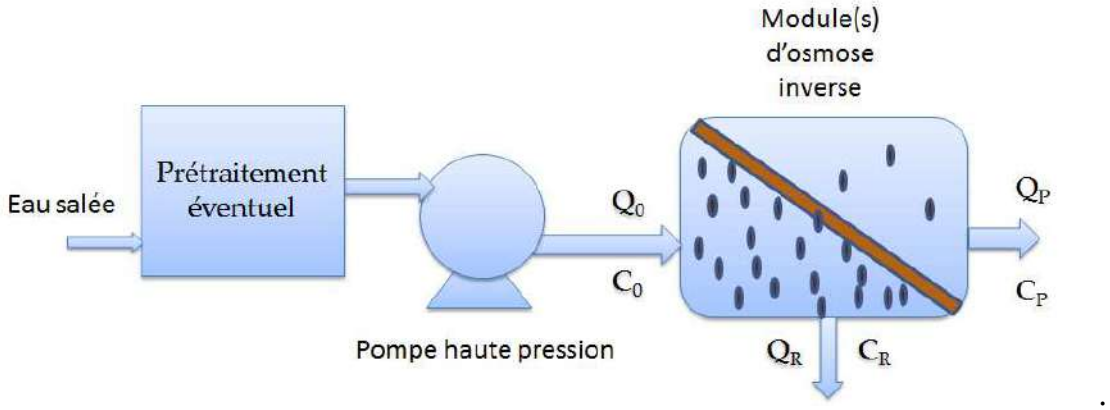



**Figure I-8**: Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse [4].

L'écoulement du fluide sur la membrane est continu et tangentiel. Cet écoulement tangentiel permet de limiter l'accumulation sur la membrane des diverses espèces (particules, molécules, ions) retenues par cette dernière. Le débit d'entrée ($Q_0$) se divise au niveau de la membrane en deux parties de concentrations différentes. Une partie (débit $Q_p$) passe à travers la membrane (perméat) alors que l'autre partie est retenue par la membrane (concentrât ou retentât).

### I-4-3- Prétraitement

#### I-4-3-1- Objectifs:

Les objectifs du prétraitement sont les suivants:

- éviter le colmatage des modules par les matières en suspension (MES), soit par les micro-organismes, soit par les dépôts de sels.
- donner à l'eau des caractéristiques qui soient compatibles avec la nature des membranes: teneur en chlore, pH, température.

#### I-4-3-2- Paramètres:

Il n'existe pas de prétraitement standard. Les principaux facteurs qui interviennent dans la définition d'un prétraitement sont:

- les caractéristiques physico-chimiques de l'eau à traiter : MES, turbidité, COT (Carbone organique total), hydrocarbures, algues, composition chimique, pH.
- les conditions de fonctionnement des membranes: taux de conversion, pression.
- les types de membranes et de modules utilisés.

### I-4-3-3- Etapes du prétraitement:

Les principales étapes d'un prétraitement sont les suivants:

- Chloration
- Clarification
- Prévention de l'entartrage
- Déchloration
- Filtration sur cartouches

L'eau passe d'abord par une étape de filtration grossière permettant d'éliminer les gros matériaux susceptibles d'endommager les installations et de diminuer l'efficacité globale du procédé de traitement.

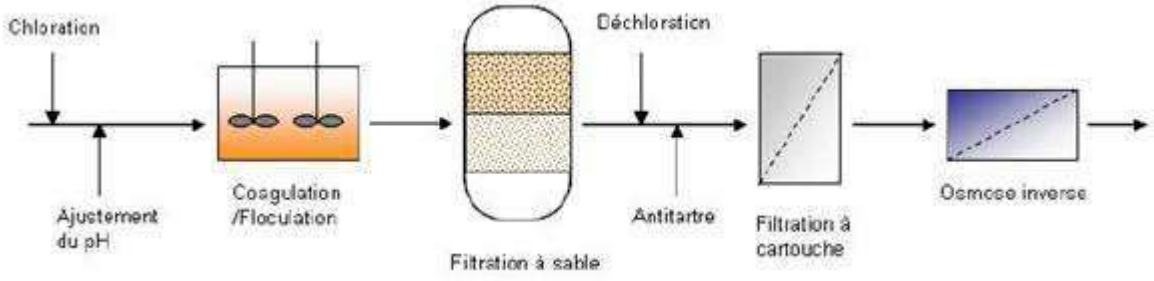



**Figure I-9**: Etapes du prétraitement avant osmose inverse [4].

**a) Chloration**:

La chloration a pour objectif l'inactivation des micro-organismes (bactéries principalement) mais aussi micro-algues, champignons, qui, outre le fait que certains peuvent être pathogènes, sont à l'origine d'un colmatage important des membranes appelés "biofouling"**:**

- Soit directement par le développement d'une biomasse;
- Soit indirectement par les métabolites produits par les micro-organismes (polysaccharides par exemple).

La prolifération des organismes vivants est bloquée par un procédé de désinfection. Sinon, cela peut conduire à l'obstruction des canalisations ou au colmatage des membranes. Le procédé le plus répandu consiste à injecter du chlore, réactif dont le stockage et la manipulation exigent des précautions strictes. Le chlore dissous dans l'eau libère l'ion hypochloreux ($HClO^-$), qui est l'agent actif de la stérilisation. Pour éliminer le danger lié au chlore, on peut lui substituer l'hypochlorite de sodium (eau de Javel)

**b) Clarification de l'eau brute**:

Une étape de CFS (Coagulation Floculation Sédimentation) est nécessaire afin d'éliminer les matières en suspension et une partie du COT (Carbonne Organique Total):

- *Coagulation: l*a coagulation a pour objectif de neutraliser les colloïdes, en général chargés négativement, par des composés de deux métaux lourds $Al^{3+}$ et $Fe^{3+}$:

  - Chlorure ferrique $Fe\ Cl_3$
  - Sulfate ferrique $Fe(SO_4)_3$
  - Sulfate d'aluminium $Al_2\ (SO_4)_3,\ 14\ H_2O$

- *Floculation:* Elle consiste à agglomérer sous forme de flocs les particules colloïdales neutralisées auparavant par coagulation. Les membranes s'osmose inverse étant chargé négativement, il est recommandé d'utiliser des floculant anioniques ou non ioniques.
- *Sédimentation:* La sédimentation ou décantation est peu utilisée en prétraitement avant osmose inverse.
- *Filtration sur sable:* La filtration sur sable peut être effectuée sous pression ou de façon gravitaire. La filtration sous pression est utilisée en général pour les débits faibles et moyens (les vitesses de filtration sont d'environ 10 à 15 km/h) alors que la filtration gravitaire est utilisée pour les débits plus élevés (les vitesses de filtration sont d'environ 5 à 8 km/h). La masse filtrante peut être monocouche ou bicouche:
  - Le filtre monocouche est constitué par une hauteur de sable de granulométrie comprise entre 0,4 et 1 mm sur une hauteur de 1 m.
  - Le filtre bicouche est constitué par une couche de 0,7 m de sable surmontée d'une couche de 0,3 m d'anthracite.

**c) Prévention de l'entartrage** :

L'entartrage de l'équipement doit être évité. La méthode la plus utilisée pour éviter le tartre ($CaCO_3$, $CaCO_4$, $2\ H_2O$...) dans les modules d'osmose inverse consiste à injecter dans l'eau brute des inhibiteurs d'entartrage ou antitartres. Les produits utilisés sont:

- Les poly phosphates : ces produits sont efficaces et bon marché mais ils peuvent éventuellement former des dépôts d'ortho phosphates par suite de phénomènes d'hydrolyse.

- Les polymères carboxyliques : efficaces sur la plupart des tartres, ces produits ne posent pas de problèmes pour les rejets. Ils présentent l'inconvénient d'être chers.

L'acidification de l'eau brute, en provoquant la décomposition des bicarbonates, est aussi un moyen efficace de prévenir les dépôts de $CaCO_3$:

$$H^+ + HCO_3^- = CO_2 + H_2O \quad (I.1)$$

Le calcul de l'indice de Lagelier nous apprend que l'eau en entrée est incrustante (I=0,41>0 donc incrustante). Il est donc nécessaire d'acidifier le pH afin de le ramerner à la valeur du pHs. L'ajout d'$H_2SO_4$ permet de ramener le pH à la valeur de pHs calculé soit 7,78 (contre un pH de 8,2 pour l'eau de l'Océan).

**d) Déchloration**:

Compte tenu de la sensibilité des membranes d'osmose inverse en polyamide (membranes les plus utilisés actuellement), il est indispensable d'assurer une déchloration de l'eau de mer en amont de l'osmose proprement dite. Du bisulfite de sodium est ajouté afin de réduire le chlore:

$$NaHSO_3 + Cl_2 + H_2O = NaHSO_4 + 2HCl \quad (I.2)$$

C'est la solution la plus utilisée car elle est efficace et d'un coût relativement faible. Un produit équivalent conviendra du moment que l'eau contient moins de 0,1 mg/L de chlore libre à l'arrivée sur la membrane notamment l'utilisation de charbon actif en poudre ou en grain:

$$C + 2\ Cl_2 = 4\ HCl + CO_2 \quad (I.3)$$

**e) Filtration de sécurité sur cartouches**:

Dans tous les cas, une installation d'osmose inverse doit être protégé par une filtration de sécurité sur cartouches aux environ de 5 µm.

Le tableau (I-1) donne la description d'un prétraitement relativement complet pour une unité de dessalement d'eau de mer par osmose inverse:

**Tableau I-1** : Prétraitement de l'eau de mer avant osmose inverse [4].

| | |
|---|---|
| 1. Chloration | Traitement choc : 7 à 8 ppm de chlore pendant 1 h toutes les semaines |
| 2. Coagulation | $FeCl_3$ : dose = 10 g/m$^3$ |
| 3. Floculation | Poly électrolyte anionique ou non anionique<br>Dose = 1 à 5 g/m$^3$ |
| 4. Filtration sur sable | filtre bicouche sous pression<br>vitesse de filtration de 10 à 15 m/h |
| 5. Acidification | $H_2SO_4$ : 20 - 25 g/m$^3$ |
| 6. Déchloration | $NaHSO_3$ : 5- 10 g/m$^3$ |
| 7. Antitatre | Polymères carboxyliques : dose = 1g/m$^3$ |
| 8. Filtration sur cartouches | Cartouches à base de propylène 5 µm |

**I-4-4- Système de post-traitement (adoucissement) :**

Le système de post-traitement concerne la phase d'adaptation de l'eau dessalée à la consommation. Il est nécessaire de dégazer pour éliminer l'acide carbonique (causé par l'acidification en prétraitement) et l'hydrogène ($H_2S$ souvent présent dans les eaux souterraines) qui passe à travers les membranes. Le post-traitement de l'eau dessalée par OI est habituellement nécessaire, il ne dépend pas du dispositif de dessalement, de l'arrangement ou de la nature chimique des membranes. Le degré et le type de post-traitement souhaité dépendent essentiellement de l'utilisation de cette eau dessalée. Par exemple, l'eau potable destinée à la consommation humaine nécessite une désinfection et un traitement de prévention contre la corrosion des tuyauteries et des différents équipements. Si l'hydrogène sulfurée $H_2S$ est présent : le dégazage est à envisager.

Si l'eau dessalée est à utiliser dans les chaudières à HP : on envisage de compléter la déminéralisation pour éviter l'entartrage, et de deoxygéner pour minimiser la corrosion. Si on prévoie de produire de l'eau pure (pour l'industrie haute technologie): le post-traitement doit comprendre une complète déminéralisation, une stérilisation et une élimination des solides en suspension. Le plus souvent, le post-traitement consiste à : compléter la déminéralisation, l'ajustement du pH, traitement de réduction de la corrosivité, la désinfection et le dégazage [5].

**I-4-5- Membranes d'osmose inverse :**

Une membrane peut être définie comme étant une couche mince de matière, permettant l'arrêt ou le passage sélectif de substances dissoutes ou non, sous l'action d'une force motrice de transfert ,Une membranes semi- sélectives est une membrane permettant certains transferts de matière entre deux milieux qu'elle sépare, en interdisant d'autres, ou plus généralement, en favorisant certains par rapport à d'autres (**Fig.** I-10) [5].

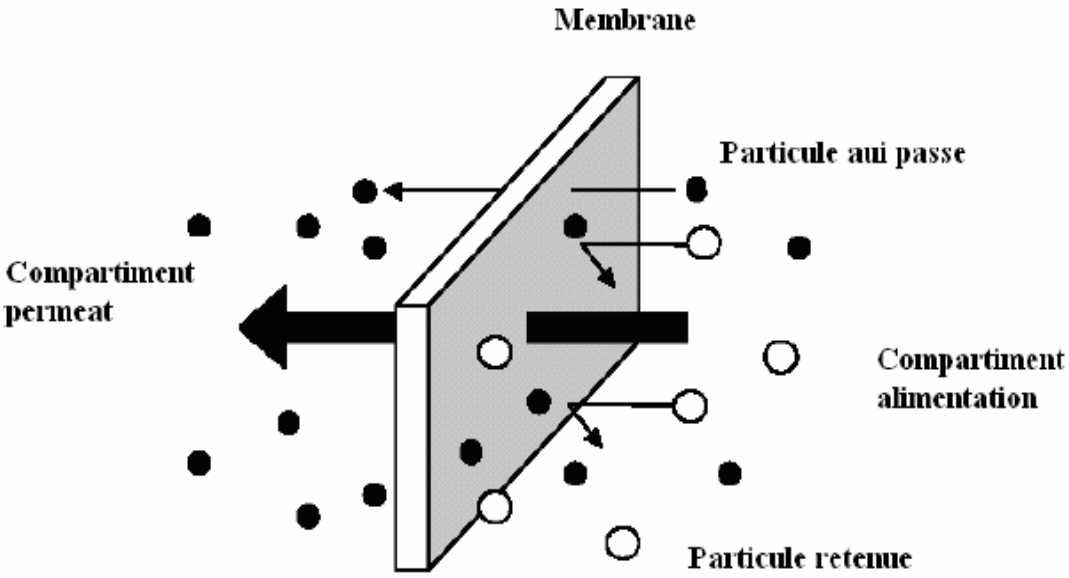



**Figure I-10:** membrane d'osmose inverse [6].

Les membranes d'OI sont composées d'une couche mince (couche active : peau) de faible épaisseur comprise entre 0,1µm et 1,5µm, composant des micropores. Cette couche active est supportée par une ou plusieurs couches, à la fois plus poreuses et mécaniquement plus résistantes [5].

Le tableau (I-2) résume les avantages et les inconvénients des membranes organiques suivant leur composition:

**Tableau I-2** : Avantages et inconvénients des membranes organiques [6].

| | Avantages | Inconvénients |
|---|---|---|
| Acétate de cellulose | Perméabilité élevée<br>Sélectivité élevée<br>Mise en œuvre assez aisée<br>Adsorption des protéines faible<br>=> colmatage moindre | Sensible à la température<br>Sensible au pH<br>Sensible au chlore<br>Sensible au compactage<br>Sensible aux microorganismes |

| | | |
|---|---|---|
| Type Polyamide | Bonne stabilité chimique, thermique et mécanique. | Grande sensibilité aux oxydants<br>Faible perméabilité<br>Phénomènes d'adsorption |
| Type Polysulfone | Bonne stabilité thermique<br>Bonne tenue au pH<br>Résistance au chlore | Sensible au compactage<br>Adsorptions |
| Matériaux acryliques | Bonne stabilité thermique et chimique<br>Stockage à sec possible | Faible résistance mécanique<br>Pores de diamètres assez élevés |
| Matériaux fluorés | Bonne stabilité thermique et chimique | Faible perméabilité<br>Microfiltration uniquement |
| Membranes composites | Bonnes caractéristiques : perméabilité et sélectivité<br>Stabilité de pH 2 à 11<br>Bonne tenue en température | Mauvaise tenue au chlore |

**I-4-5-1- Types des Modules :**

Pour être mise en œuvre, les membranes doivent être montées dans des supports appelés modules. Actuellement, quatre types de modules sont commercialisés: modules tubulaires, modules fibres creuses, modules plans et modules spirales. Plusieurs critères sont à prendre en compte pour le choix d'un type de module tels que:

• les conditions de transfert optimal.
• la surface spécifique d'échange élevée.
• l'investissement minimal et le coût de fabrication.
• la simplicité de mise en œuvre et la durée de vie des membranes.
• l'entretien aisé (nettoyage, démontage, remplacement des membranes).

**a) Modules plans**

Les modules plans sont les modules les plus simples et les plus anciens. Ils présentent sous la forme de plaques unitaires disposées parallèlement les unes aux autres et séparées par des grilles.

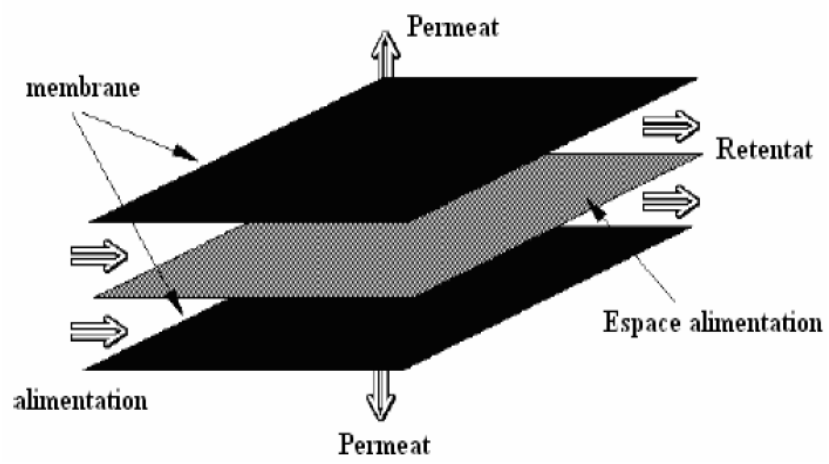



**Figure I-11:** Modules plans [5].

**Tableau I-3** : Avantages et inconvénients des modules plans [4].

| Avantages | Inconvénients |
|---|---|
| Système souple et modulable | Système peu compact (100 à 400 $m^2/m^3$) |
| Changement facile des membranes | Investissement relativement élevé |
| Visualisation du perméat | |

### b) Modules spirales

Les membranes planes sont enroulées en spirale autour d'un tube creux et perforé destiné à collecter le perméat. Entre les membranes est placé un grillage plastique de 0,8 à 1,2 mm d'épaisseur, qui a pour but de créer une turbulence dans la circulation du fluide. On obtient ainsi un cylindre multicouche où le perméat s'écoule selon un chemin spiralé vers le tube poreux tandis que l'alimentation circule axialement dans les canaux.

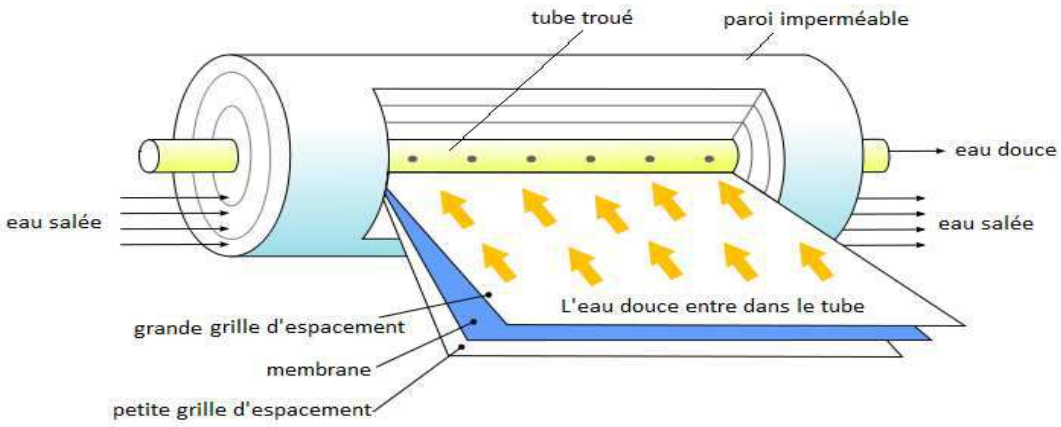


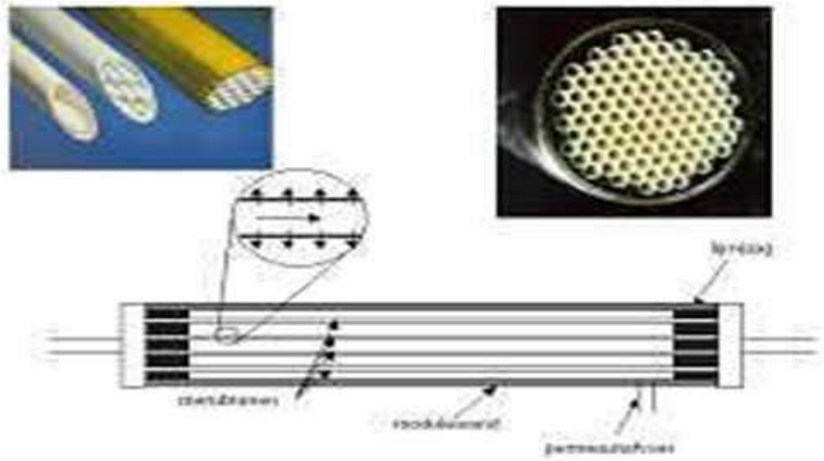

**Figure I-12** : Modules spirales [7].

**Tableau I-4** : Avantages et inconvénients des modules spiraux [4].

| Avantages | Inconvénients |
|---|---|
| Compacité élevée (300 à 1000 $m^2/m^3$)<br>Faible volume mort<br>Coût d'investissement relativement faible | Sensible au colmatage<br>Difficulté de nettoyage |

**c) Modules tubulaires**

Ce type de module est constitué de tubes métalliques ou plastiques sur lesquels est fixée la membrane semi-perméable. Le diamètre du tube est compris entre 7 et 25 mm et le plus souvent 12,5 mm. L'eau à traiter circule à l'intérieur des tubes et le perméat est recueilli à l'extérieur des tubes. Le tube est soit poreux, soit perforé de trous pour permettre l'évacuation du perméat



.

**Figure I-13**: Modules tubulaires [4].

**Tableau I-5** : Avantages et inconvénients des modules tubulaires [4].

| Avantages | Inconvénients |
|---|---|
| Technologie simple | Consommation d'énergie élevée |
| Peu traités tous types de fluides ( chargés, visqueux) | Faible compacité (10 et 300 $m^2/m^3$) |
| Facilité de nettoyage | Coût élevé |

### d) Modules fibres creuses

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

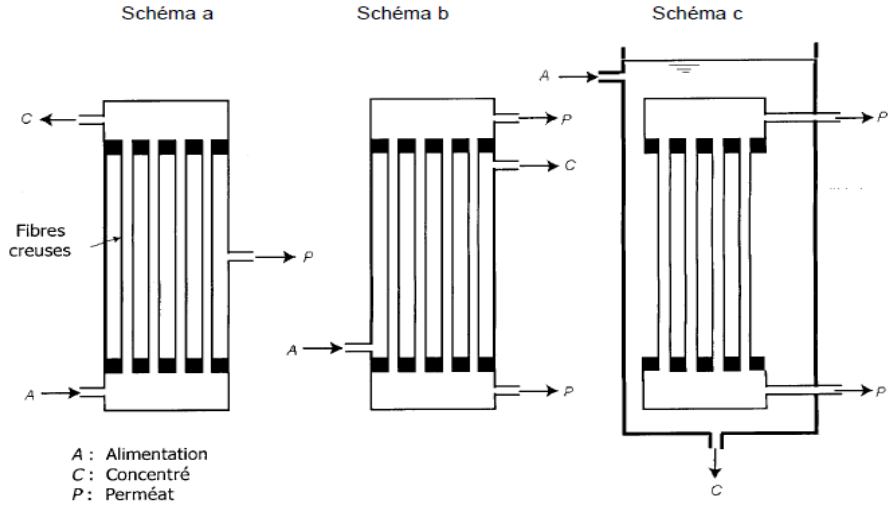



**Figure I-14** : Modules fibre creuses [4].

Ils existent deux configurations :

- L'eau à traiter circule à l'intérieur et le perméat est récupéré à l'extérieur des fibres (schéma b).
- L'eau circule à l'extérieur et le perméat est récupéré à l'intérieur des fibres (schéma a et c).

**Tableau I-6**: Avantages et inconvénients des modules fibres creuses [4].

| Avantages | Inconvénients |
|---|---|
| Compacité élevée (15000 $m^2/m^3$) | Sensibilité de colmatage dû au faible diamètre des fibres |
| Faible volume mort | Fragiles (Canaux fins) |
| Faible consommation énergétique | |
| Possibilité de nettoyage à contre courant | |

**I-5- Le colmatage ou fouling:**

L'eau de mer contient des matières organiques en suspensions et colloïdales qui vont avoir tendance de se déposer sur les surfaces des membranes et à les colmater. Les quelles créent du substrat.par conséquent le développement d'un bio film sur la surface des membranaires. Par conséquent une augmentation de la résistance de transfert et une diminution de la capacité de production du procédé. L'optimisation du procédé membranaire repose principalement sur la maîtrise du colmatage des membranes d'OI qui ont tendance à se colmater rapidement. Le colmatage est l'un des facteurs limitant majeur qui limite la performance des procédés d'osmose inverse. On définit le colmatage comme étant l'ensemble des phénomènes qui interviennent dans la modification des propriétés filtrantes d'une membrane. Ces phénomènes qui sont essentiellement de nature physique, chimique, biologique, entraînant à la fois une baisse de la perméabilité et une variation de la sélectivité [7].

**I-6- Systèmes de récupération :**

L'intérêt de cette partie est la description des différents systèmes de récupération d'énergie utilisés dans les stations de dessalement de l'eau de mer par procédé d'OI et montrer leur avantage. On distingue les systèmes centrifuges (Pelton et turbo pompe) et les systèmes isobariques (échangeur de pression). Grâce aux systèmes de récupération d'énergie, il est possible de réutiliser l'énergie du rejet de la saumure. Le concentrât est dirigé vers le système de récupération d'énergie, où il transmet directement son énergie à une partie de l'eau d'alimentation [2].

**I-6-1- Récupération d'énergie par système Turbine Pelton :**

Récupérer l'énergie hydraulique du concentrât, qui est de l'ordre de 55 % de celle nécessaire à la mise en pression des modules d'osmose inverse. Les premiers systèmes de récupération ont utilisé des pompes centrifuges multi-étagées fonctionnant en turbine. Puis il a été fait appel à des turbines hydrauliques spécifiques, dont la technologie est issue des turbines utilisées pour l'entraînement des alternateurs des usines hydro-électriques. Étant donné la pression d'alimentation élevée, le type de turbine le plus adapté est celui utilisant le principe de la roue Pelton.

Le système de récupération indirecte de l'énergie du concentrât est constitué d'un moteur à deux sorties d'arbre ; l'une étant dédiée à l'entraînement de la pompe HP alimentant les modules d'OI, l'autre étant accouplée à la turbine de récupération (**Fig.** I-15) [8].

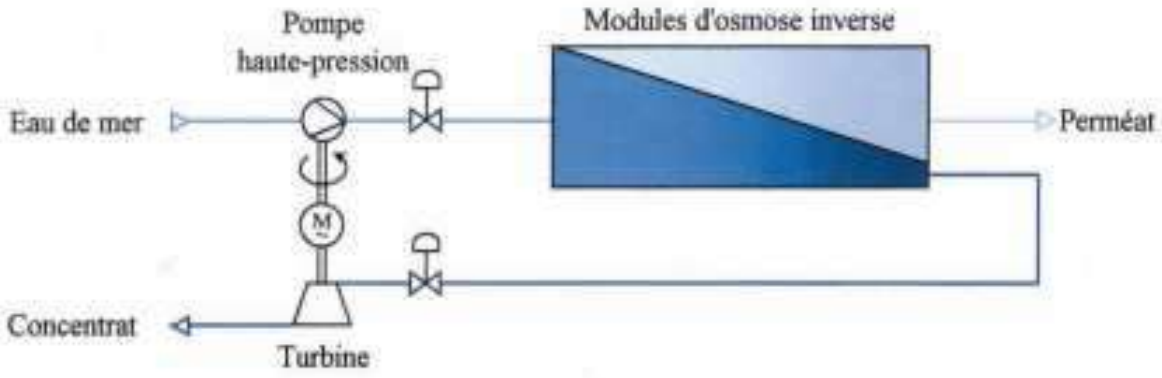



**Figure I-15**: Système de récupération indirecte de l'énergie du concentrât par turbine Pelton [8].

La puissance nécessaire à l'entraînement de la pompe HP est donc fournie par le moteur électrique et la turbine de récupération. Les turbines de récupération Pelton sont utilisées depuis plus de vingt ans. Elles sont adaptées aux unités de dessalement de toute taille, présentant des débits de concentrât de 10 à 900 $m^3$/h. Leur rendement n'a cessé d'être amélioré, pour atteindre actuellement près de 90 %.

Pour les unités de dessalement, de petites et moyennes capacités, il peut être utilisé une turbine de récupération entraînant une pompe centrifuge placée en série avec la pompe HP proprement dite. Dans ce cas la pression d'alimentation fournie aux modules d'OI est obtenue par la somme des pressions délivrées par les deux pompes (**Fig.** I-16) [8].

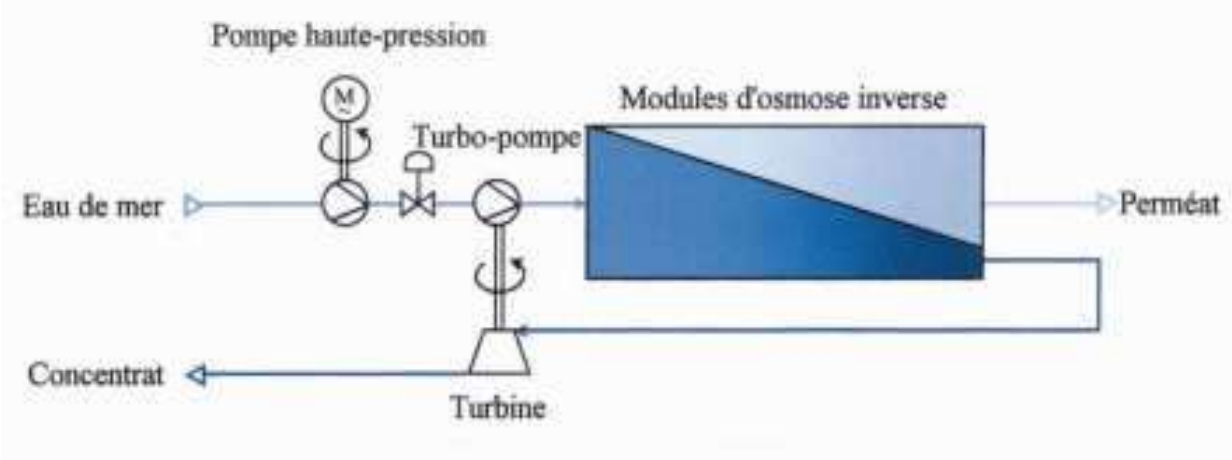



**Figure I-16** : Système de récupération indirecte de l'énergie du concentrât par turbopompe [8].

### I-6-2- Récupération par échangeurs de pression :

Les turbopompes peuvent être alimentées par un débit de concentrât pouvant aller jusqu'à 200 m3/h, leur rendement étant de l'ordre de 60 %. Il a été développé d'autres systèmes de récupération de l'énergie du concentrât, faisant appel à une récupération directe, à savoir que l'énergie hydraulique est directement transférée dans le circuit d'alimentation haute-pression des modules d'osmose inverse. Ce transfert s'effectue à l'aide d'échangeurs de pression à piston, fonctionnant alternativement pour l'alimentation des modules, puis pour l'évacuation du concentrât.

Le système comprend une pompe haute pression, un ensemble d'échangeurs de pression associés à des distributeurs d'eau de mer et de concentrât, une pompe de surpression qui compense les pertes de charge dans le circuit concentrât et dans les échangeurs, afin d'amener l'eau à la même pression que celle refoulée par la pompe HP (**Fig.** I-17) [8].

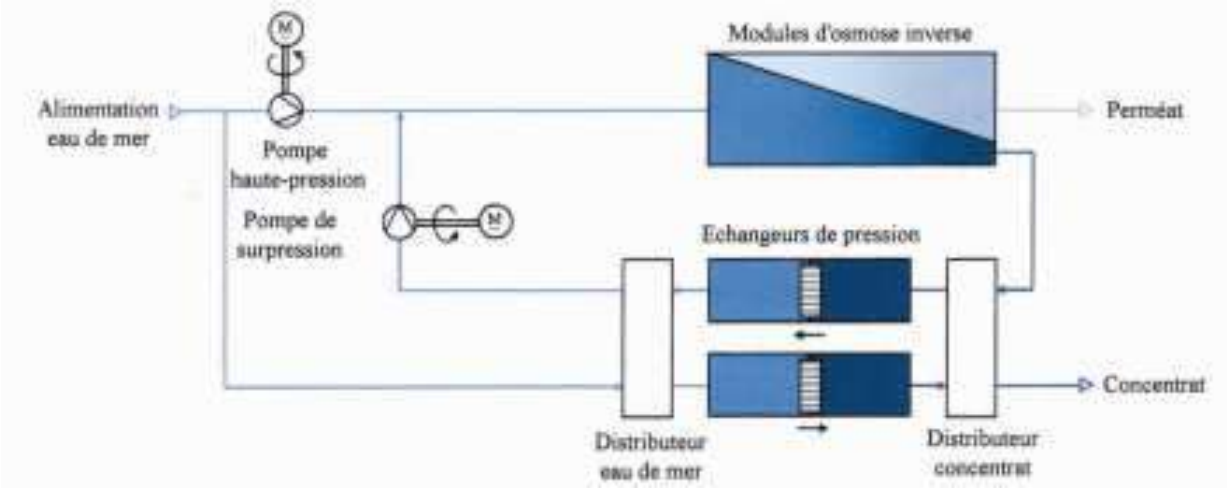



**Figure I-17:** Système de récupération directe de l'énergie du concentrât par turbopompe [8].

### I-7- Dessalement grâce à des énergies renouvelables :

Une autre possibilité est d'utilisé les énergies renouvelables avec des procédés de dessalement conventionnels à haut rendement. Il faut toutefois tenir compte de deux caractéristiques essentielles des énergies renouvelables : leur cout élevé et leur discontinuité.

### I-7-1- Osmose inverse avec l'énergie solaire :

#### I-7-1-1- Osmose inverse couplée avec l'énergie solaire thermique :

Le procédé d'osmose inverse utilise de l'énergie électrique ou mécanique qui peut être fournie soit par un générateur photovoltaïque soit par un moteur solaire de type

thermodynamique, par rapport aux autres procédés, d'osmose inverse présent certains avantage :

- le procédé est très simple (une pompe haut pression) et n'y a pas d'auxiliaires consommateurs d'énergie parasite.
- La pression de fonctionnement qui dans le cas des eaux saumâtres est de l'ordre de 30 bar peut être réduite de manière importante (d'un facteur 2 ou plus) sans poser trop de problème, la diminution de la sélectivité des membranes avec la pression peut être en effet rattrapée en diminuant le taux de conversion.
- L'énergie hydraulique du circuit haut pression à la sortie de l'unité d'osmose inverse (rejets) peut être récupérée au moyen d'une turbine Pelton par exemple au lieu d'être perdue dans une vanne de détente comme cela se fait actuellement dans les installations courantes.

On peut ainsi pour une eau saumâtre à 2,5 g/l avoir une consommation d'énergie voisine 1 kWh/m$^3$ (au lieu de 3 dans une installation classique) [9].

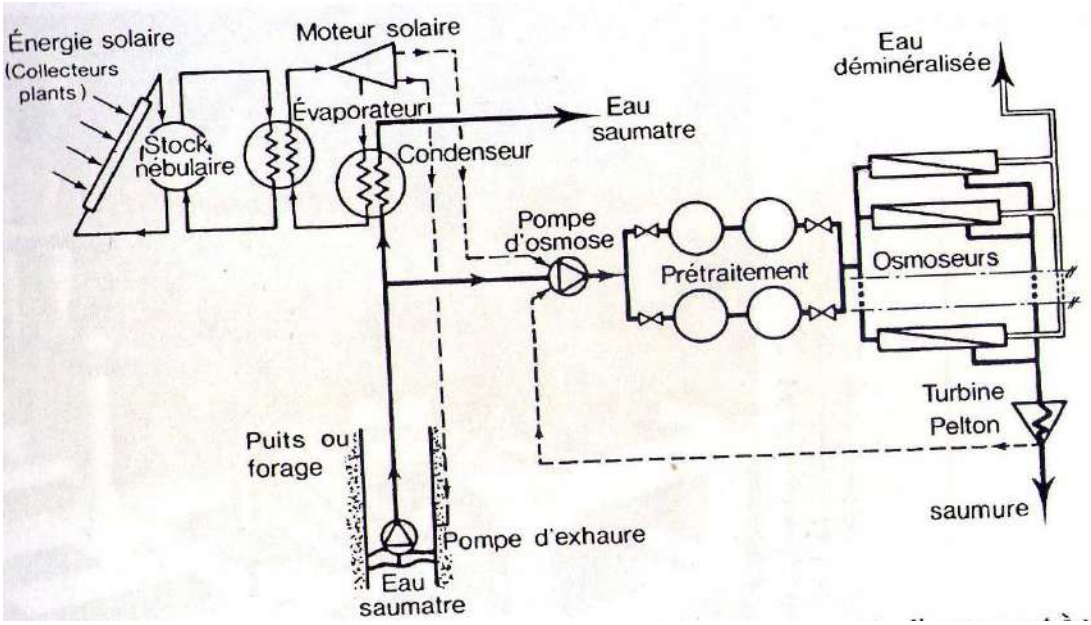



**Figure I-18** : Schéma de principe d'une unité d'osmose inverse couplée directement à une pompe solaire [9].

Le commissariat à l'énergie atomique a expérimenté en 1978 une unité d'OI associé à une pompe solaire sofretes (figure I-18). Le principe de la pompe solaire consiste à utiliser la chaleur émise par le soleil comme source chaude et l'eau pompée comme source froid. Entre ces deux sources de chaleur. D'après le principe de Carnot. Il est possible d'obtenir de l'énergie mécanique en utilisant un moteur à piston ou une turbine.

Le fluide utilisé dans le moteur solaire est le butane ou le fréon. Un tel système a évidemment un rendement très faible : cela tient à la nature même du moteur thermique mais la robustesse de l'ensemble et ses très faibles exigences d'entretien lui confèrent un certain intérêt. Les capteurs solaires employés sont des capteurs plans du même type que ceux qui sont utilisés pour le chauffage des locaux. Ils contiennent un liquide caloporteur, généralement de l'eau, qui collecte la chaleur produite, la transporte et la cède au butane ou au fréon provoquant son évaporation. La pression ainsi obtenue permet d'actionner un convertisseur thermodynamique à expansion, moteur à piston ou à turbine. Le fluide, d'après sa détente dans le convertisseur, est liquéfié dans un condenseur, lui-même refroidi par l'eau pompée.

### I-7-1-2- Osmose inverse couplée avec l'énergie solaire photovoltaïque :

#### a) Unité d'Hassi-Khabi (Algérie) :

Hassi-Khabi est un village algérien d'une centaine de familles, situe a 400 km environ au sud de Béchar .Les habitants de ce village sont confrontes depuis quelque années a un problème d'eau potable. En effet, les seules eaux disponibles provenant d'un forage ont une salinité de 3,2 g/l et sont de plus très magnésienne .De se fait, un camion citerne alimente en eau situe a 400 km.

Partant de la, le centre algérien de développement des énergies renouvelables en relation avec le centre de Cadarache a décide d'implanter une unité d'osmose inverse associée a une génératrice photo voltaïque.



**(a)** Générateur photovoltaïque 2,59 kW crête **(b)** Modules d'osmose inverse

**Figure I-19:** Unité de dessalement solaire de Hassi-Khebi (Tindouf) [9]**.**

Le générateur photovoltaïque réalise la partie algérienne est constitue de 72 module AEG de 36W crête chacun (à 25°C) soit une puissance installée de 2,59 kW crête. Un stockage d'énergie par batteries d'accumulateurs (500Ah x 120V=60Kwh) permet une autonomie de 3 jours environ. L'unité d'OI fournie par le centre de Cadarache comporte 6 modules d'OI spirales type FILMTEC BHR 10/100.Une turbine Pelton placée sur le circuit saumure a la sortie des module permet une récupération d'énergie d'environ 300W (1,8 $m^3$/h-10 bar).

Compte tenu des risques de précipitation du sulfate de calcium, une injection de polyacrylate (EM 201 AS de Coatex) a la dose de 2 mg/l a été mise en place.

**b) Unité d'El hamrawin (Égypte) :**

Dans le cadre d'une convention avec l'AFME (Agence française pour la maitrise de l'énergie) et en collaboration avec la société photo watt, le CEA a effectué la conception, le montage et la mise en service en décembre 1986 d'une unité de dessalement d'eau saumâtre par OI alimentée par un générateur photovoltaïque sur le site d'El hamrawin en Égypte.

Cette unité dont la capacité de production est d'environ 10 $m^3$/h avec une eau saumâtre à 4,4 g/l est alimentée en énergie électrique par deux générateurs photovoltaïques fournis et mis-en place par la société photo watt :

- un générateur principal pouvant fournir 19,84 kW crête sous 104 V (496 panneaux PWP 400) destiné à l'alimentation de la pompe haut pression.
- un générateur secondaire pouvant fournir 0,64 kW crête sous 24 V destiné à l'alimentation des circuits de contrôle-commande et des vannes motorisés.

Un stockage d'énergie (200 Ah × 104 V = 208 kWh) permet d'assurer une autonomie de 3 jours environ en cas de non ensoleillement. Une des spécificités de cette unité est sa faible consommation énergétique à savoir moins de 1 kWh/$m^3$ d'eau douce produite.

**I-7-2- Osmose inverse couplée avec l'énergie éolienne :**

Le recours à l'énergie éolienne couplée aux unités de dessalement peut constituer une alternative potentielle pour pallier le déficit en ressources conventionnelles dans les régions isolées possédant un gisement éolien important. Cependant, l'utilisation de l'énergie éolienne pour le dessalement conventionnel souffre de deux contraintes : son coût élevé et la discontinuité de la production (aléas climatiques). Pour pallier la première, l'utilisation de procédés de dessalement à très hautes performances énergétiques est impérative. Le procédé d'OI, utilisant uniquement de l'énergie électrique ou mécanique, est le plus performant du

point de vue énergétique (soit 2 kWh/$m^3$ dans le cas de l'eau de mer). Pour pallier la seconde, il y a une nécessité d'un stockage d'énergie ou de couplage avec d'autres sources d'énergie (hydraulique, thermique).

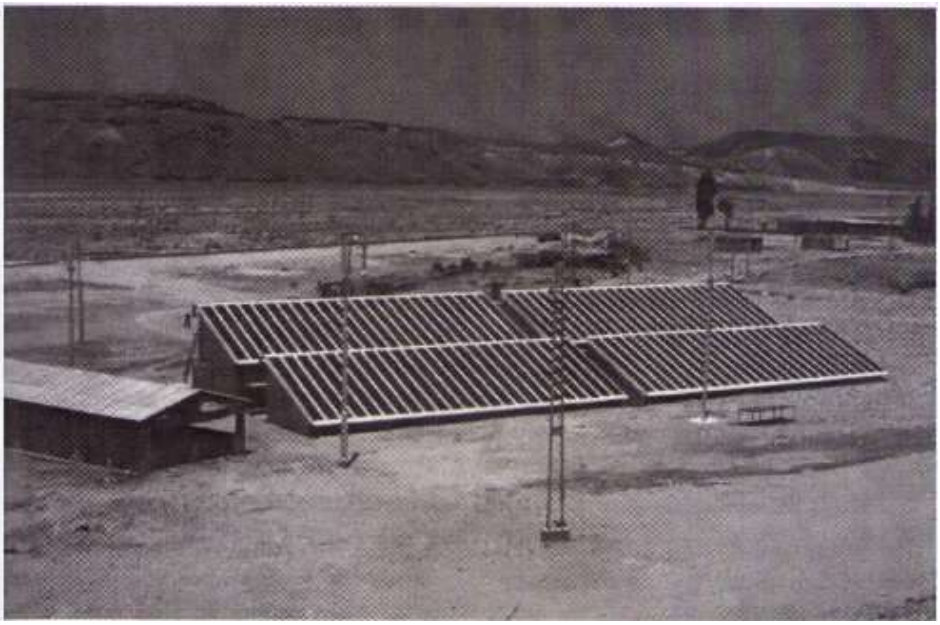


**Figure I-20 :** capteur plans solaire (384$m^2$) assurant le fonctionnement d'une unité de dessalement par osmose inverse à El hamrawin (Égypte) [9].

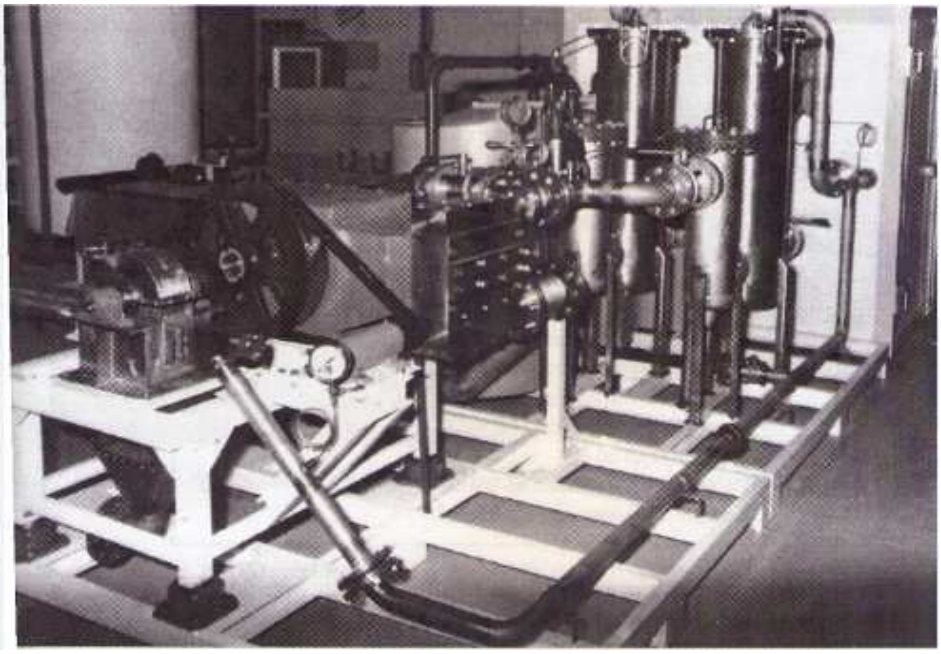


**Figure I-21:** unité de dessalement solaire en fonctionnement sur le site El hamrawin en Égypte (50$m^3$/jour à partir d'eau saumâtre à 3 g/l) [9].

Cette transformation d'énergie se déroule en différentes étapes :

- l'énergie cinétique du vent entraîne une rotation du rotor des trois pales transformant ainsi l'énergie cinétique en énergie mécanique.
- un multiplicateur est présent sur la plupart des éoliennes qui accélère le mouvement du rotor pour fournir une énergie mécanique suffisante au générateur.
- le générateur transforme l'énergie mécanique en énergie électrique à environ 690V.
- l'électricité produite est acheminée à un transformateur augmentant la tension jusqu'a 20000V puis distribuée sur le réseau.



**Figure I-22:** Photographie de champs d'éoliennes[4].

**a) Unité de dessalement par énergie éolienne sur l'ile du planier près de Marseille**

En 1982, une expérimentation a été faite sur l'ile du planier près de Marseille où un aérogénérateur de 4 kW associé à une unité de dessalement par OI de 0,5 $m^3$/h (**Fig**. I-23).



**Figure I-23 :** Une unité de dessalement par énergie éolienne sur l'ile du planier prés de Marseille [9].

**b) Station expérimentale de borj-Cédria (Tunisie):**

Le ministère tunisien de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique a décidé en 1980 de développer un programme de recherche développement dans le domaine du dessalement par énergie renouvelable en collaboration avec France.

Le projet a comporté l'installation sur le site de borj –Cédria à 25 km environ de Tunisie, d'une station expérimentale qui comprenait les éléments suivant :

- un ensemble de distillateurs type «serre», produisant 0,1 $m^3$ /jour d'eau douce.
- une unité de dessalement d'eau de mer par osmose inverse produisant 0.25 $m^3$ /h d'eau douce.
- une unité de dessalement d'eau saumâtre à 4g/l par électrodialyse produisant 1.25 $m^3$/h d'eau douce.

L'énergie nécessaire à leur fonctionnement provenait d'une des sources suivant :

- rayonnement solaire pour les serres.

- aérogénérateur susceptible de fournir une puissance de 4 kW pour une vitesse de vent de 7m/s.
- générateur photovoltaïque de 4kw crête dans les conditions standards.
- batteries de stockage (500 Ah -120 V).

Cette station expérimentale mise en service en 1984 (**Fig.** I-24) a été inaugurée officiellement par le président de la République tunisienne Habib Bourguiba.

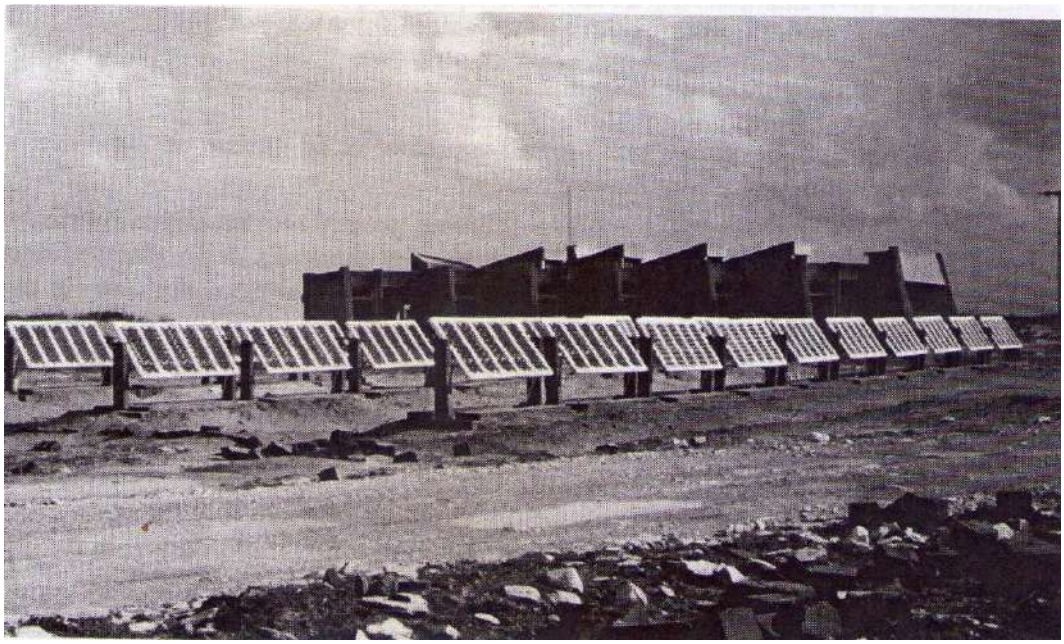


**Figure I-24 :** Station expérimentale de dessalement par énergie renouvelable de borj-Cédria (Tunisie) [9].

# CHAPITRE II

# MODELISATION MATHEMATIQUE ET DIMENSIONNEMENT

## II-1- Introduction :

Dans ce chapitre, une description du système de dessalement proposé est présentée. Afin d'évaluer les performances du système étudié, un modèle numérique a été développé sous MATLAB à partir d'un ensemble d'équations mathématiques non linaires implicites. L'effet des différents paramètres de fonctionnement sur la performance du système d'OI à un étage : procédé sans récupération d'énergie .savoir: la pression et le débit de sortie, et le taux de conversion, le taux de rejet sont ainsi étudiés dimensionnement la pompe, membrane et les panneaux photovoltaïques.

## II-2- Description de l'unité L'osmose inverse :

L'unité d'OI **EUROS-MM-M-25-22** a été conçue en France par le groupe DFM au Centre UDES afin d'exploiter une usine de désalinisation par osmose inverse à l'énergie solaire utilisant des cellules du système photovoltaïque.

Les activités envisagées comprennent le fonctionnement du processus de membrane, le contrôle, la surveillance, la détection des défauts, la conception et le dimensionnement d'une structure PV et l'optimisation du système couplé de l'installation pilote PV-OI représentée à la (**Fig. II-1**).

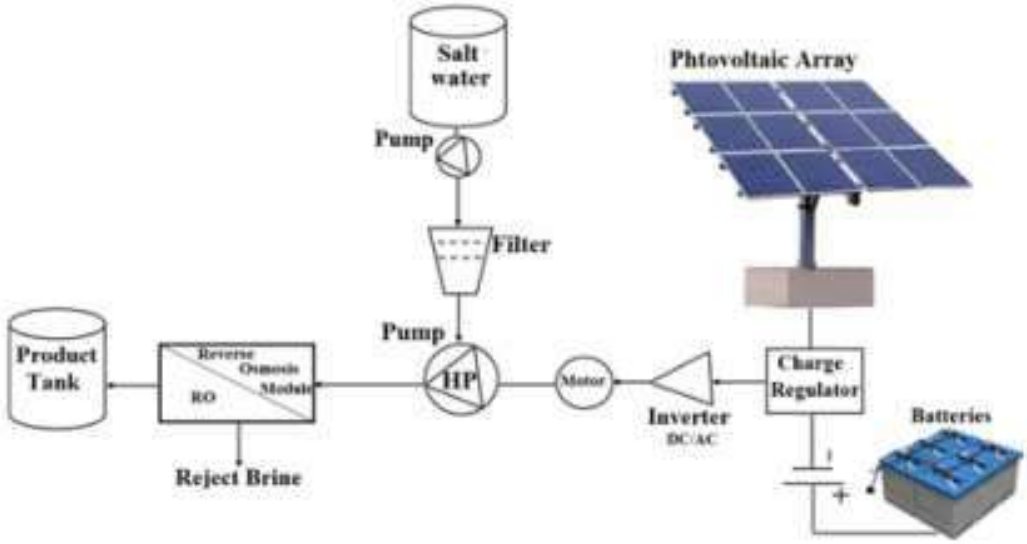



**Figure II-1 :** Diagramme schématique du système OI alimenté par PV [10].

Le pilote expérimental se compose d'un modèle en acier inoxydable à pompe à haute pression (PHP) à pression variable (pompe à piston), qui fournit une pression allant jusqu'à

105 bars. Cette pompe est placée sur une base en acier inoxydable 304 reliée à une vanne qui contrôle la pression d'entrée.

L'installation contient deux membranes enroulées en spirale (PRP en résine membranaire de 1000 psi (70 bar)) placées dans un boîtier en série lorsque le concentré provenant de la première membrane est reçu par le second. Un débitmètre placé à la sortie de la membrane permet de contrôler le taux de perméation et donc le taux de conversion. Les différents câbles d'alimentation électrique sont regroupés dans une boîte électrique avec un interrupteur marche / arrêt. Les conduits haute pression sont faits d'acier inoxydable 316L par basse pression contre les conduits sont PVC polychlorure de vinyle. Deux unités de filtration de cartouche pour filtrer l'eau à 5 microns sont derrière le châssis 304 en acier inoxydable portant tous les composants et d'autres équipements (conductimètre sur la chaîne de production, vanne de chasse, panneau automatisé ... etc.).

Ce système est facile à utiliser sans utiliser d'opérateur à temps plein, caractérisé par un lavage et un démarrage automatiques, un écran LCD et un indicateur de l'état du système sur le panneau automatisé (arrêt, danger): Le nettoyage a été programmé dans l'algorithme. Il est prévu pour protéger les membranes de l'incrustation et de l'encrassement. Le fonctionnement du système de nettoyage dépend du temps de fonctionnement de l'installation OI, qui sera démarré directement après l'arrêt du dispositif. Étant donné que le pilote est utilisé pour des expériences de laboratoire de démonstration avec des algorithmes de contrôle, de supervision et d'erreur ou de détection d'arrêt, il n'a pas réellement à prétraitement et post-traitement. L'équipement d'osmose inverse pour le dessalement et le ramollissement de l'eau de mer et de l'eau saumâtre comprend les composants suivants listés sur le tableau (II-1). La (**fig.** II-2) montre l'installation d'une usine d'osmose inverse sur un laboratoire. Dans le système d'osmose inverse, l'eau est forcée sous pression à travers un élément de membrane avec une partie de l'alimentation pénétrant dans la membrane et le reste de l'eau d'alimentation le long de la surface de la membrane et sortant sans traverser la membrane.




**Figure II-2**: Installation d'osmose inverse installée sur le site du laboratoire UDES [10].

**Tableau II-1 :** Données techniques d'exploitation pour le pilote

| **DONNÉES TECHNIQUES** | |
|---|---|
| Débit de perméat | 84 l / h |
| Pression de service | 55 bars |
| Consommation d'eau brute | 1651 / h |
| Pression d'eau brute de | 3 à 5 bars |
| Rejet | 99% |
| Courant | 230V / 50 Hz |
| Puissance installée | 3 kW / 500 A |
| Pipe connection | Eau brute: DN 15<br>Perméat: DN 15<br>Concentré: 15 DN |
| Dimensions | H × W × D = 179 × 90 × 44 cm |
| **CRITÈRE DE DESIGN** | |
| TDS | <35000 ppm |
| Température nominale. | 18 ° C |
| Pression d'entrée du besoin | Au moins 3 bars |
| Pression de service requise | 67 bar max |
| Débit | 16 L / m² / h |
| SDI | <3 |

| | |
|---|---|
| Fer | <0,01mg / lt |
| Manganèse / aluminium | <0,025 mg / lt |
| Baryum Strontium très | peu |
| Alésage | non |
| Silice | <20 |
| Cl libre, matières oxydantes | aucune |
| Huile, graisse et huile | non |
| Sulfure d'hydrogène | néant |
| BOI, KOI | aucune |

La membrane laisse passer l'eau, mais rejettera la plupart des minéraux dissous ainsi que les petites particules. Les caractéristiques membranaires utilisées dans ce travail sont indiquées dans le tableau (II-2). La conservation des membranes est assurée dans une solution de méta bisulfite de sodium.

**Tableau II-2** : Caractéristiques géométriques du module membranaire SW30HR380

| **Paramètre** | **Valeur** |
|---|---|
| Diamètre hydraulique de la conduite (mm) | 0,84 |
| Hauteur de l'espacement (mm) | 0,52 |
| Porosité | 0,91 |
| Hauteur de la membrane (m) | 1,34 |
| Largeur de la membrane (m) | 1,17 |
| Surface active de la membrane (m2) | 26,35 |
| Perméabilité de référence de la membrane au solvant (m/h.bar) | $4.5\times10^{-7}$ |
| Perméabilité de référence de la membrane au soluté (m/h) | $6.8\times10^{-9}$ |

## II-3- Couplement OI et PV

Pour relier le dessalement à l'énergie renouvelable, nous avons étudié le cas du couplage du pilote OI avec un système photovoltaïque. Le choix de cette technologie est lié à la priorité donnée par le programme d'énergies renouvelables mis en place par le gouvernement algérien, pour installer une capacité d'environ 13575 MWp de photovoltaïque en 2030 (**Fig.** II-3).

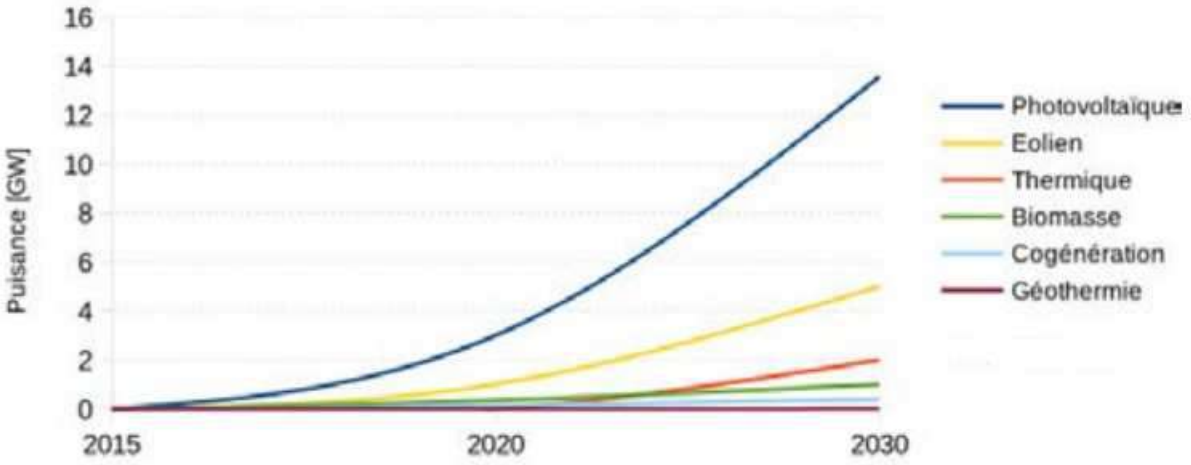



**Figure II-3:** Capacité installée par secteur en 2030 [10].

Le rayonnement solaire mensuel reçu sur un plan incliné dans la latitude du site de Bou-Ismail a été déterminé à partir des mesures d'éclairement sur un plan incliné toutes les 10 minutes sur le site de Bou-Ismail. La (**Fig.** II-4) montre l'évolution de l'irradiation mensuelle du site Bou Ismail de 2015. Nous avons remarqué que le rayonnement mensuel est maximum l'été où il atteint 71,35 kWh / $m^2$.

Cependant, le dimensionnement du système PV pour alimenter l'osmose inverse est basé sur les caractéristiques de la pompe et les hypothèses de dimensionnement. Ainsi en utilisant les données de rayonnement solaire, nous avons dimensionné le champ photovoltaïque solaire autonome avec une puissance de 2.8 kW qui peut actionner la pompe à haute pression de l'osmose.

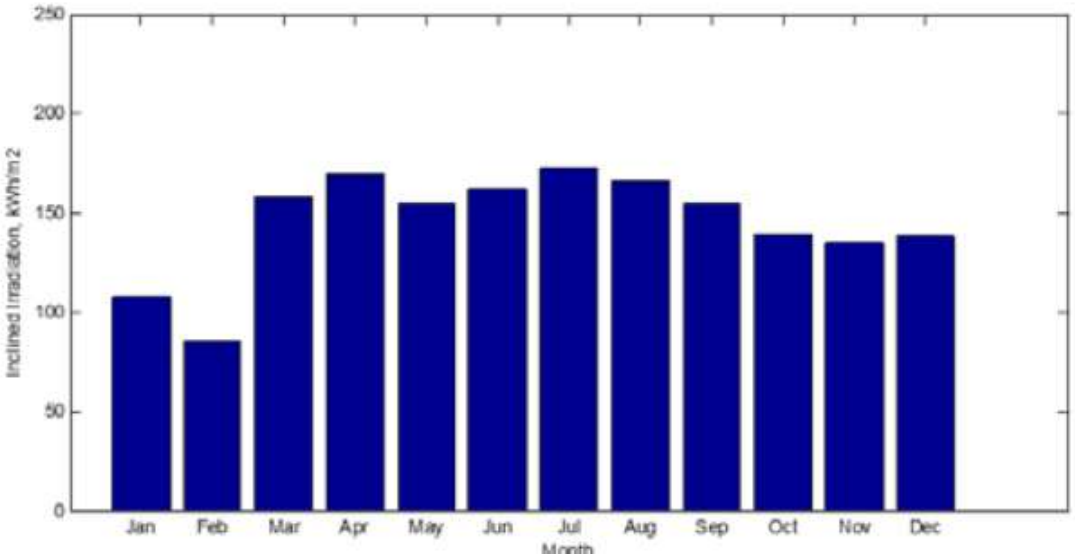



**Figure II-4 :** Estimation de l'irradiation mensuelle sur le site de Bou Ismail [10].

Ces caractéristiques nous permettent de déterminer les différents éléments de la chaîne photovoltaïque autonome, c'est-à-dire le nombre de modules requis qui fournit la taille réelle du générateur et sa capacité de stockage en fonction de la demande quotidienne d'électricité.

Dans la présente conception, nous considérons que le nombre d'heures de fonctionnement par jour est de 4 heures / jour et le nombre de jours de fonctionnement par semaine est de 5 jours où la batterie de fonctionnement est de 3 jours. Par conséquent, la production mensuelle maximale d'eau est censée être de $8m^3$. La consommation d'énergie du dessalement par osmose inverse a été estimée dans la région MENA de 3,5 à 5 kWh par $m^3$, selon la taille de l'installation. Par conséquent, la consommation annuelle moyenne du pilote RO est de 40 kWh par mois si l'on considère 5 kWh / m3 de produit d'eau distillée. Les caractéristiques de haute pression de la pompe sont présentées dans le tableau (II-3).

Cette chaîne autonome de conversion photovoltaïque (voir tableau II-4) doit être constituée de vingt modules photovoltaïques de 150 WP (monocristallin), de deux régulateurs 50A / 48V, d'un onduleur 3kW (48VDC/400VAC), de batteries solaires (250Ahx8) Disjoncteur électromagnétique, boîte électrique). Le rôle du contrôleur solaire est d'assurer et de réguler la charge de la batterie. Il optimise la puissance des panneaux et empêche les décharges / surcharge nocives profonde la bonne vie des batteries. Ils améliorent la charge de la batterie.

**Tableau II-3:** Caractéristiques de la pompe haute pression PHP

| | |
|---|---|
| Efficacité de la pompe (unité de pompage) | 11,5 litres minute (1420 tr / min) |
| Tension et courant | 400v-3.7Amp |
| Vitesse de la pompe | 1700t / m |
| Puissance mécanique nominale | 1kW |
| Facteur de puissance (Cos) | 0,77 |

Pour compléter la charge complète, il sépare le courant fourni par les panneaux et l'envoie aux piles sous forme d'impulsions. La lecture précise du régulateur aux bornes de la batterie module ces impulsions. Cela lui permet de connaître son niveau de charge.

Toutefois, compte tenu de l'éclairement annuel du site Bous mail, le dimensionnement du champ photovoltaïque sans piles, diminue le nombre de modules photovoltaïques de 20 à 3 modules avec 200 Wp chacun pour fournir les environ 500 kWh de la consommation annuelle de pilote OI.

**Tableau II-4 :** Composants du système PV-OI

| Numéro d'article | Description | Quantité |
|---|---|---|
| 1 | Modules | 20 |
| 2 | Conducteur source PV | 1 |
| 3 | PV déconnecte | 1 |
| 4 | Conducteur de sortie PV | 1 |
| 5 | Onduleur | 3,0 kW |
| 7 | RO câble | 1 |
| 9 | Régulateur de charge | 1 (100 A) |
| 10 | Batterie | 24 (500 Ah 48V) |
| 11 | Acquisition de données système | 1 |
| 12 | Modem | 1 |
| 13 | Batterie | 1 (48 V / 500 Ah) |

## II-4-Mécanismes de transfert :

Plusieurs théories ont été avancées pour décrire les transferts de masse à travers les membranes semi-perméables et expliquer le mécanisme de sélectivité de ces membranes [5].

### II-4-1- Modèle diffusionnel :

Dans ce modèle, les transferts de solvant et de soluté se font par solubilisation diffusion, c'est-à-dire toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci comme un solide ou un liquide sous l'action d'un gradient de concentration de pression. C'est notamment le cas de l'OI [5].

Les flux de solvant et de soluté à travers la membrane sont donnés respectivement par :

$$J_e = A(\Delta P - \Delta\pi) \qquad \text{(II.1)}$$

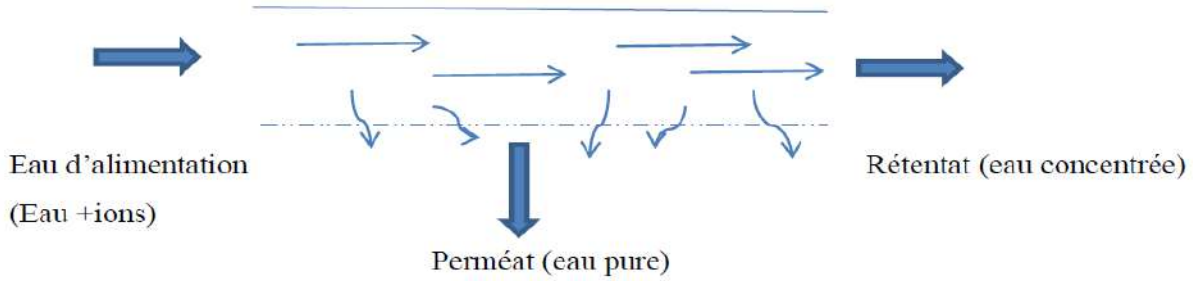



**Figure II-5 :** Diffusion de l'eau dans la membrane [3].

**II-5- Paramètres de fonctionnement d'une unité d'osmose inverse :**

Quand un système d'OI est utilisé à une échelle commerciale, il est important de vérifier sa performance périodiquement. Avec le temps, la performance des membranes se détériore continuellement sous la contrainte de la pression et du colmatage ce qui fait changer ses paramètres de transport et diminuer la performance des modules. Par conséquent, le contrôle des données est une étape importante dans l'optimisation de la performance d'une unité d'OI [5]. Les variables principales de conception des systèmes d'OI sont :

- le flux de perméation.
- le taux de conversion.
- le taux de rejet.
- la pression de fonctionnement.

**II-5-1- Flux de perméation**

Le flux de perméation ou la densité de flux volumique est le rapport du débit de perméat par la surface membranaire :

$$J_e = \frac{Q_p}{S_m} \qquad \text{(II.2)}$$

Pour une sélectivité donnée le flux de perméation doit être le plus élevé possible de manière à minimiser la surface de filtration à mettre en œuvre et, par là même, l'investissement. La densité de flux en cours d'opération est la plupart du temps bien inférieure à celle que l'on peut mesurer avec du solvant pur, ou calculer par le biais de la perméabilité. Cette densité de flux dépend de la perméabilité de la membrane, de la différence de pression appliquée, de la quantité et du type d'espèces retenues par la membrane [5].

**II-5-2-Le taux de conversion :**

Le taux de conversion par définition (Y) c'est la fraction de débit de solution qui traverse la membrane, permet d'évaluer le rendement de perméat produit par rapport à la solution d'alimentation traitée [7].

$$Y = \frac{Q_p}{Q_A} \qquad \text{(II.3)}$$

### II-5-3- Le taux de rétention (rejet) :

Le taux de rétention R (%) reflète la capacité de rétention des solutés et la sélectivité de la membrane.la rétention tout le long du module membranaire est la moyenne des concentrations d'alimentation du module $C_A$ et en sortie de module $C_p$ [7].

$$R = \frac{C_A - C_P}{C_A} = 1 - \frac{C_P}{C_A} \qquad \text{(II.4)}$$

### II-6-Phénomène de polarisation de concentration :

La polarisation de concentration est un facteur important influe directement sur la performance de procédé d'osmose inverse. Elle est la conséquence de l'accumulation de solutés à la surface de la membrane qui engendre un gradient de concentration .celui-ci entraine un flux rétrodiffusion de soluté qui tend à équilibrer les concentrations. L'équilibre entre le flux convectif et le flux diffusif conduit à un profil de concentration sur distance à la paroi correspondant à l'épaisseur de la couche polarisée [7].

La (**fig.** II-6) ci-dessous correspond au profil de la polarisation de concentration.

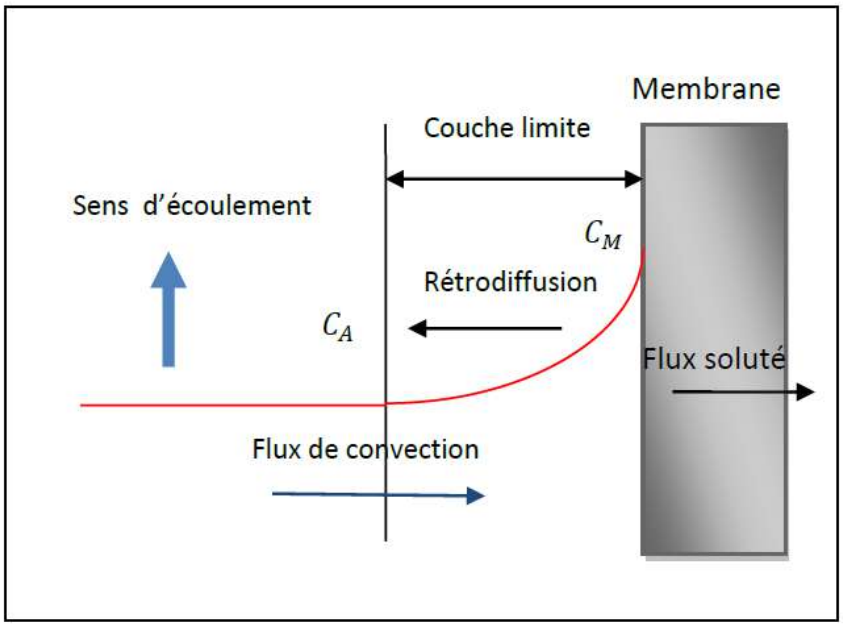



**Figure II-6:** Phénomène de polarisation de concentration [7].

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

$$\sigma = C_m/C_0 \quad \text{(II.5)}$$

**II-7- Modélisation d'osmose inverse :**

Pour estimer le débit produit par l'unité d'OI, le modèle de solution-diffusion est combiné avec l'approche de théorie de film. En régime stationnaire, les équations qui gouvernent le transport de solvant et de soluté sont les suivantes:

- Les équations de continuité (balance) :

La concentration moyenne de soluté dans la solution, $C_0$, est exprimée par :

$$C_0 = \frac{C_A + C_C}{2} \quad \text{(II.6)}$$

Les équations de l'équilibre :

$$Q_A = Q_C + Q_P \quad \text{(II.7)}$$

$$Q_A\, Q_c = Q_C\, C_C + Q_P\, C_P \quad \text{(II.8)}$$

$$C_A = (1 - y)C_C + y\, C_P \quad \text{(II.9)}$$

$$C_c = \frac{C_A - yC_p}{1-y} \quad \text{(II.10)}$$

Ainsi, le coefficient osmotique, $b_\pi$, peut être obtenu par :

$$b\pi = \pi / C \quad \text{(II.11)}$$

La pression osmotique, $\pi$, est calculée par la relation suivante:

$$\pi = 0{,}7949\, CA - 0{,}0021\, CA^2 + 7 \times 10^{-5} CA^3 - 6 \times 10^{-7} CA^4 \quad \text{(II.12)}$$

Dans les modules membranaires spiralés, des chicanes perforées sont utilisées pour augmenter le coefficient de transfert de masse. Pour une conduite contenant des chicanes, le coefficient de transfert de masse, $K_s$, est calculé par l'équation suivante:

$$Sh = 0{,}065\, Re^{0{,}865} Sc^{0{,}25} \quad \text{(II.13)}$$

Avec: $Sh = \frac{K_s\, d_h}{D_s}$ , $Re = \frac{d_h \vartheta}{\nu}$ , $Sc = \frac{\nu}{D_s}$

La vitesse moyenne d'écoulement dans un canal contenant des chicanes est exprimée par :

$$\vartheta = \frac{Q_0}{w h_{sp}\, \varepsilon} \quad \text{(II.14)}$$

Où : $d_h$, $h_{sp}$, $\varepsilon$ sont les paramètres de chicane.

Le débit dans la masse, $Q_0$, est donné par :

$$Q_0 = \frac{Q_A + Q_C}{2} \quad \text{(II.15)}$$

Et le débit de perméat :

$$Q_p = Q_A \,.\, y \quad \text{(II.16)}$$

Et le débit de concentrât :

$$Q_c = Q_A(1 - y) \quad \text{(II.17)}$$

La viscosité dynamique μ trouvée par la relation suivante:

$$\mu = 1{,}234 \times 10^{-6} exp\left(0{,}00212 \times C - \frac{1965}{273{,}15 + T}\right) \quad \text{(II.18)}$$

La viscosité cinématique, $\nu$, peut être estimée par la relation suivante:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \text{(II.19)}$$

$$\rho = 498{,}4 \times 10^{-6} + \sqrt{248000\, m^2 + 752{,}4\, m\, CA} \quad \text{(II.20)}$$

$$m = 1{,}0069 - 2{,}757 \times 10^{-4}\, T \qquad \text{(II.21)}$$

Le coefficient de diffusion du soluté :

$$D_s = 6{,}725 \times 10^{-6} exp\left(0{,}1546 \times 10^{-3} \times CA - \frac{2513}{273{,}15+T}\right) \qquad \text{(II.22)}$$

Le flux de solvant à travers la membrane, $J_e$ peux ainsi être déterminé par la relation:

$$J_e = A_0 \left[\Delta P - b_\pi \left(C_0 - \frac{B_0\, C_0\, exp\left(\frac{J_e}{K_s}\right)}{J_e + B_0 exp\left(\frac{J_e}{K_s}\right)}\right) exp\left(\frac{J_e}{K_s}\right)\right] \qquad \text{(II.23)}$$

La concentration du perméat, $C_p$ est donnée par la relation suivant :

$$C_{p=} \frac{B_0\, C_0}{B_0 + J_e\, exp(J_e/K_s)} \qquad \text{(II.24)}$$

Le flux de solvant peut ainsi être exprimé par la relation suivante :

$$J_S = J_e\, C_P \qquad \text{(II.25)}$$

L'énergie requise pour la pressurisation de l'eau d'alimentation est déterminée par la relation suivante :

$$P_p = \frac{Q_A\, \Delta P}{\eta_p} \qquad \text{(II.26)}$$

Surface totale des membranes d'OI :

$$S_{total} = \frac{Q_p}{J_e} \qquad \text{(II.27)}$$

Nombres totale des membranes :

$$n_{total} = \frac{S_{total}}{S_{memb}} \qquad \text{(II.28)}$$

Nombres membrane en parallèle :

$$n_{parall} = \frac{Q_A}{Q_{A\,max}} \quad \text{(II.29)}$$

Nombres membrane en série :

$$n_{serie} = \frac{n_{total}}{n_{parall}} \quad \text{(II.30)}$$

L'énergie transférée par le DRE est calculée comme suit :

$$P_{DRE} = P_C \; Q_C \, \eta_{DRE} \quad \text{(II.31)}$$

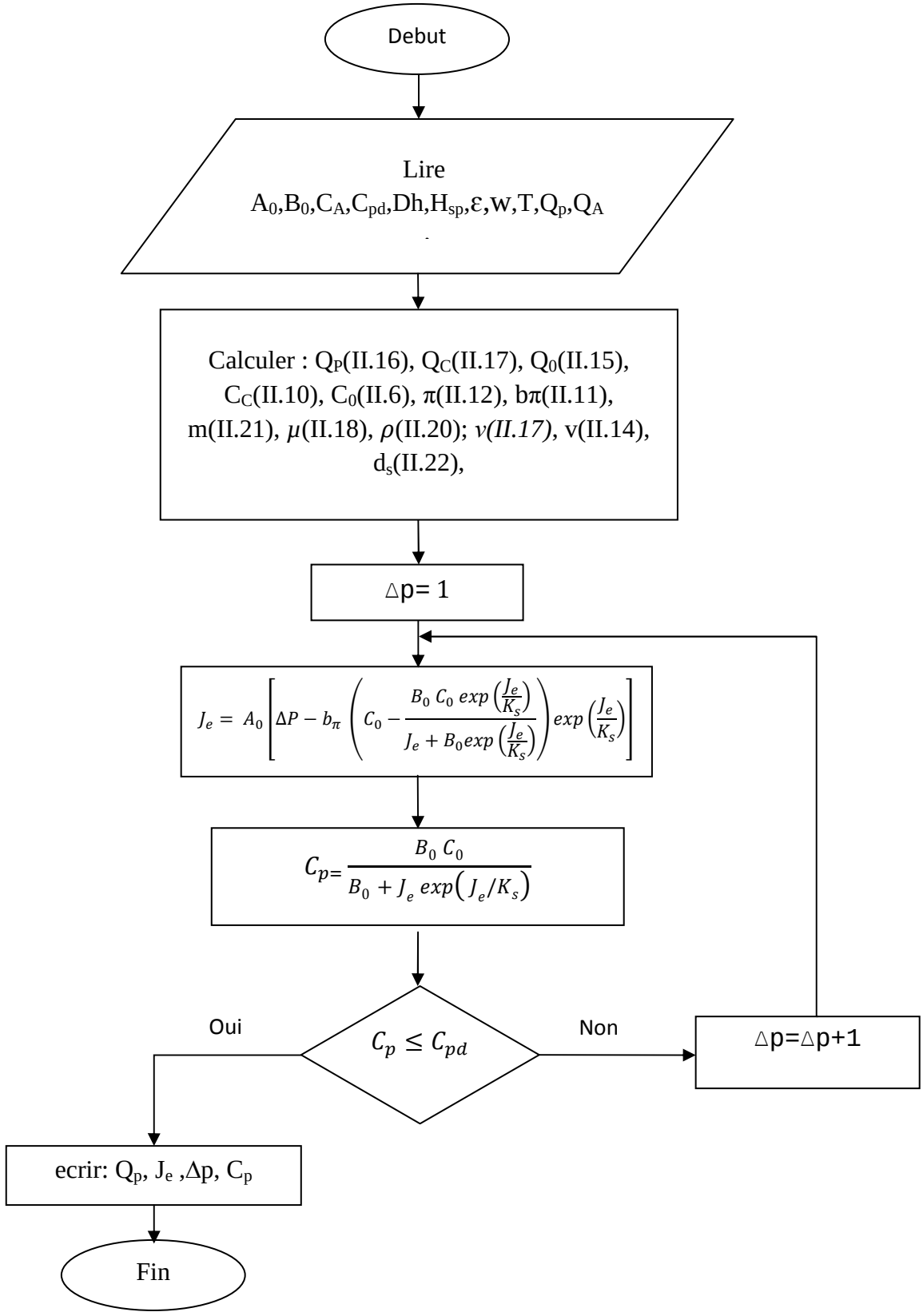
La pression de l'eau côté concentrât, *Pc*, est donnée par :

$$P_C = \Delta P - \Delta P_L \quad \text{(II.32)}$$

La chute de pression, ΔPL, est évaluée par la corrélation définie par Schock et Miquel [5]:

$$\Delta P_L = 9{,}5 \times 10^8 \left(\frac{(Q_A + Q_C)}{2}\right)^{1,7} \quad \text{(II.33)}$$

## II-8- Organigramme de calcul (osmose inverse) :



## II-9- Modèle des panneaux photovoltaïques :

Puissance des panneaux photovoltaïques [11]:

$$P_{pv} = \frac{P_p}{\eta_{pv} \times \eta_{bat} \times \eta_{int}} \quad \text{(II.34)}$$

Surface des panneaux photovoltaïques [12]:

$$S_{pv} = \frac{P_{pv} \times \eta_{pv}}{I_{max}} \quad \text{(II.35)}$$

Capacité de la batterie [11] :

$$E_{bat} = \frac{P_p \times N_t \times t \times k_a \times k_t \times k_c}{1000 \times k_{dod}} \quad \text{(II.36)}$$

Avec :

$k_a$ =1,25 , $k_t = 0{,}987$ , $k_c = 1{,}1$ , $k_{dod} = 0{,}5$

Capacité de l'onduleur [12] :

Pour dimensionner l'onduleur/redresseur, il suffit de multiplier la puissance instantanée maximale par un coefficient de 1,25.

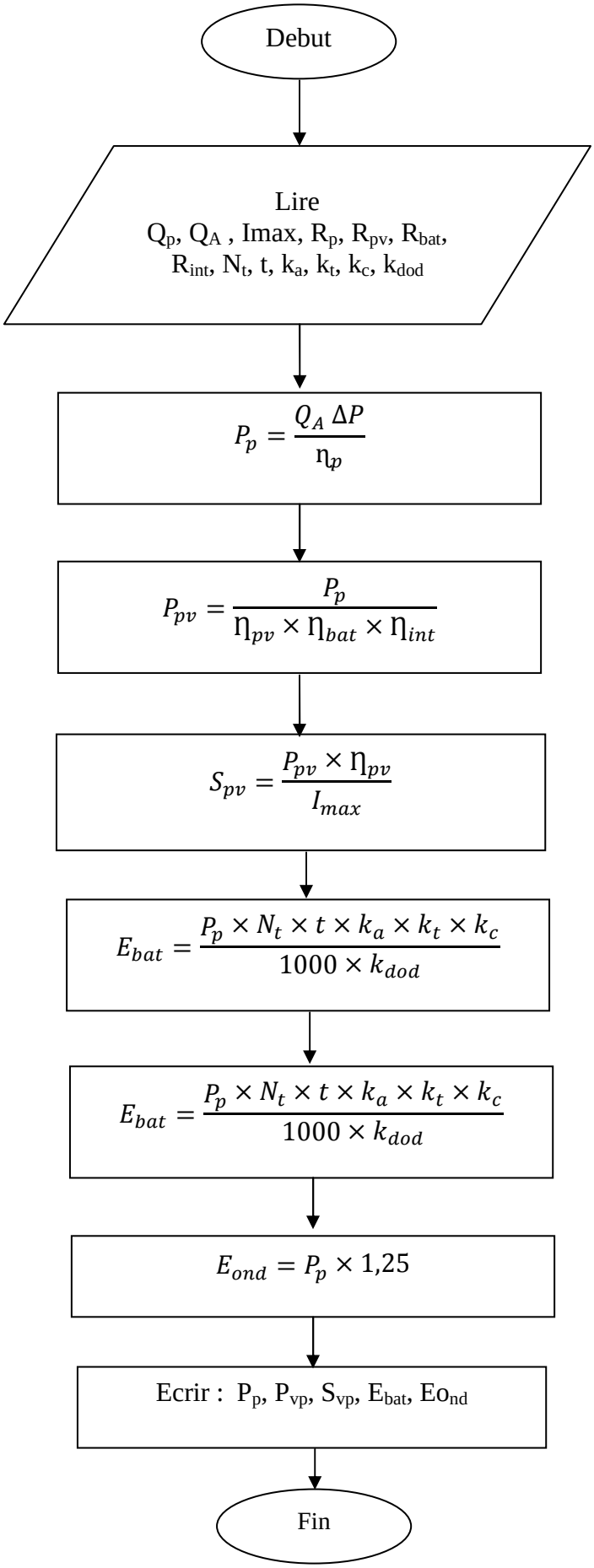
$$E_{ond} = P_p \times 1{,}25 \quad \text{(II.37)}$$

Nombre total des panneaux photovoltaïques :

La puissance globale du panneau photovoltaïque divisé par la puissance maximum de un sel panneau.

$$n_{total} = \frac{p_{tpv}}{P_{pv}} \quad \text{(II.38)}$$

## II-10- Organigramme de calcul (panneaux photovoltaïques) :



# CHAPITRE III

RESULTATS ET INTERPRETATIONS

## III-1- Introduction :

La validation du programme est l'étape la plus importante qui permet de prédire et assurer la fiabilité de la méthode de résolution et son programme établi et donne des prévisions dans notre domaine d'étude, pour ce faire nous présentons dans cette partie les résultats obtenus lors de l'exécution de programme pour l'unité L'osmose inverse étudiée.

## III-2- Exécution et résultats du programme :

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

Par ailleurs, le programme élaboré est capable de permettre estimer les énergies de consommation spécifiques, en tenant compte des différents paramètres opérationnels.

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

**Tableau III-1 :** Résultats d'exécution du programme

| Paramètre | Valeur |
|---|---|
| Flux de solvant à travers la membrane (m/h) | 0,088 |
| Concentration du perméat (kg/$m^3$) | 0,49 |
| Déférence de pression (bar) | 64 |
| Taux de rejet (%) | 0,98 |
| Puissance de la pompe (kW) | 17,6 |
| Taux de conversion (%) | 40 |
| Débit du perméat ($m^3$/h) | 0,066 |

## III-3- Résultats et discussions :

La figure (III-1) représente l'effet du flux de perméation sur la concentration de perméation et taux de rejet. On remarque que le rejet de sel augmente non linéairement avec le flux de perméation et la pression comme le montre les équations (II.26) et (II.4). Cependant, une étude analytique menée par [5] montre qu'à des pressions de fonctionnement relativement élevées, la concentration du perméat diminue suite à l'augmentation rapide de la pression osmotique comme la saumure progresse le long de la conduite d'alimentation. En d'autre termes, lorsque la pression augmente au-dessus d'une certaine valeur critique, une quantité de sel va dissoudre avec l'eau s'écoulant à travers la membrane et le flux d'alimentation devient plus concentré ce qui augmente rapidement la pression osmotique.

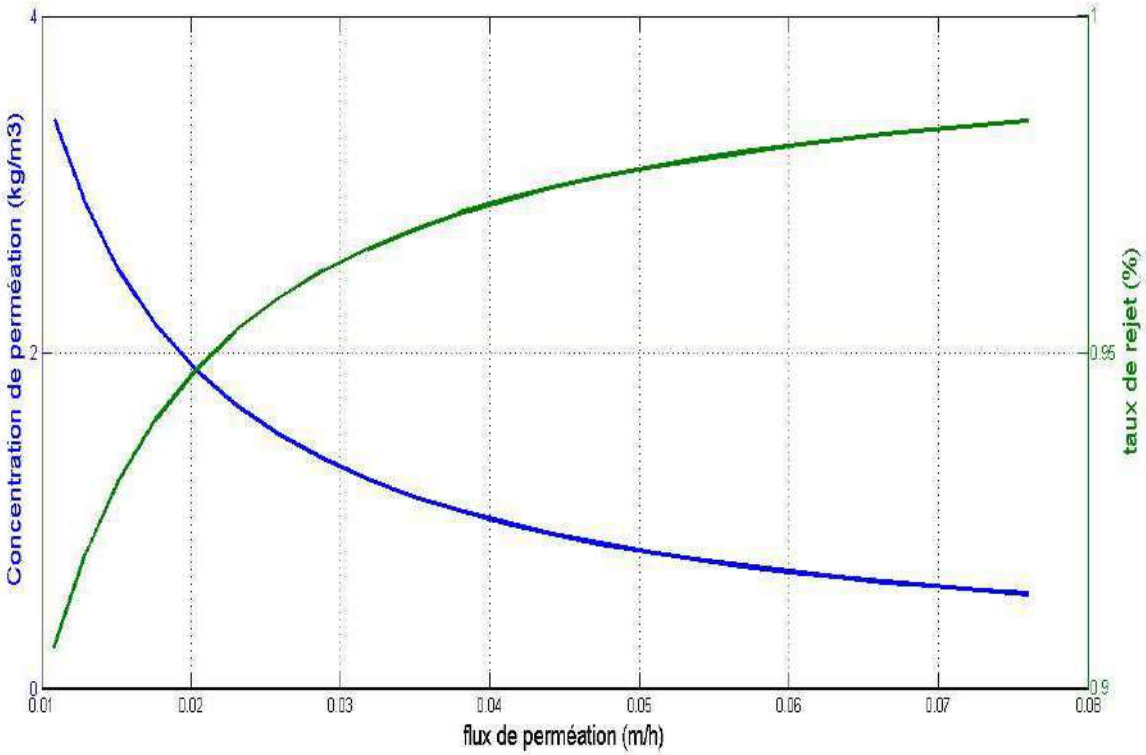



**Figure III-1** : Effet du flux de perméation sur la qualité de l'eau produite.

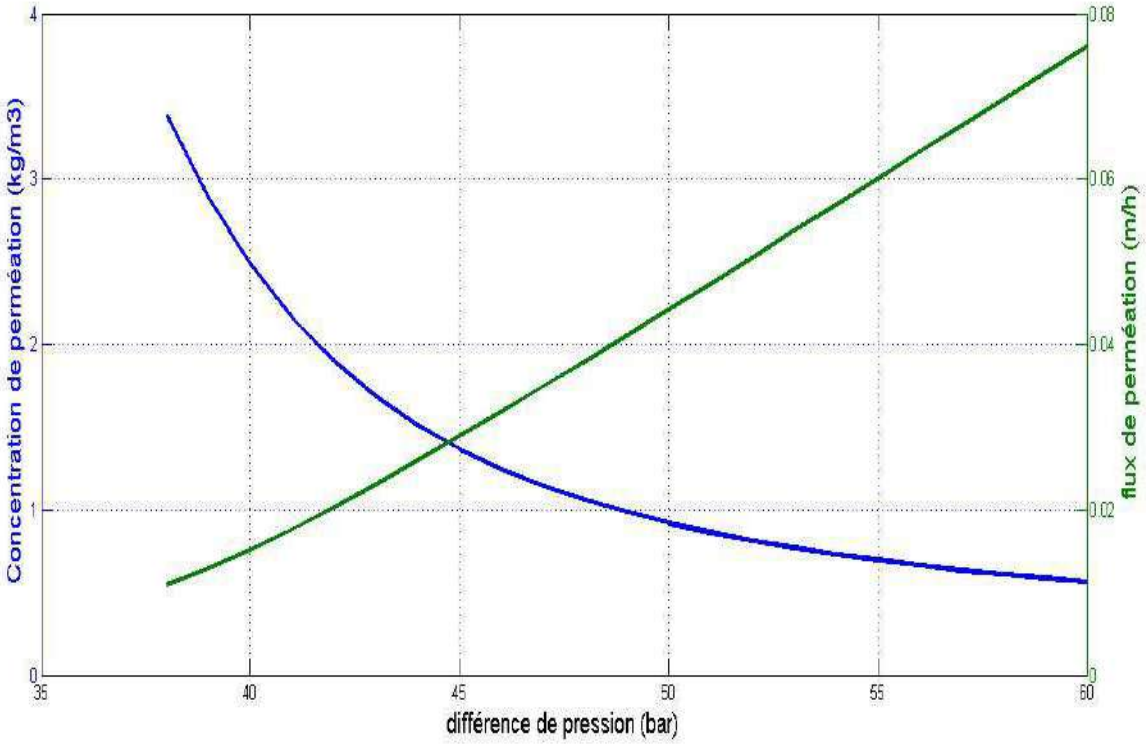



**Figure III-2** : Effet différence de pression sur la concentration et le flux de perméation.

La Figure (III-2) représente l'influence de la différence de pression à travers les membranes sur la concentration et le flux de perméation. On constate que la concentration de perméation diminue non linéairement avec la pression de fonctionnement due à l'augmentation du débit de production conformément aux équations (II.23) et (II.24). En d'autres termes, lorsque la pression motrice est proche de la pression osmotique, la concentration du perméat est élevée et ainsi une augmentation de la pression affecte rapidement la qualité du perméat.

Dans la figure (III.3), on montre l'influence du taux de conversion sur le flux de perméation et la puissance de la pompe. Il est clair que le flux du perméat augmente avec l'accroissement du taux de conversion indiquant que des taux de conversion élevée sont nécessaires pour obtenir des débits de production assez importants. Cependant, la puissance de la pompe augmente avec l'accroissement du taux de conversion suite à l'augmentation de la pression de fonctionnement nécessaire pour l'obtention des valeurs élevée de ce taux.

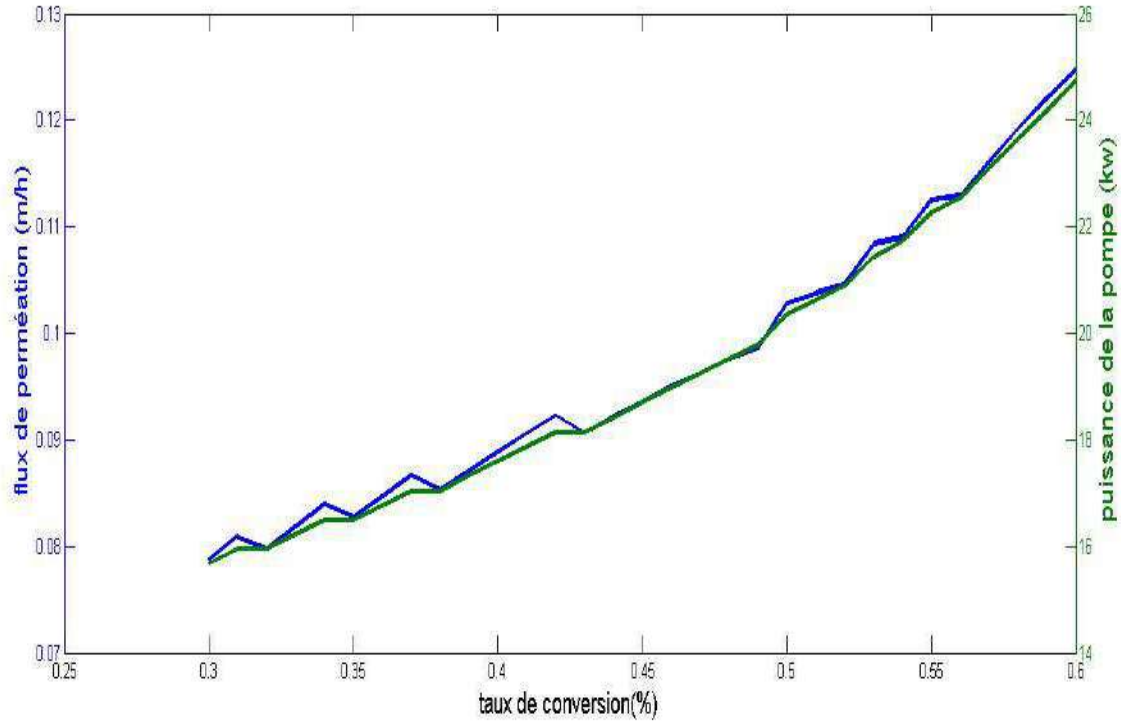



**Figure III-3** : Effet de taux de conversion sur le flux de perméation et puissance de la pompe (T=20°C, P=1 bar).

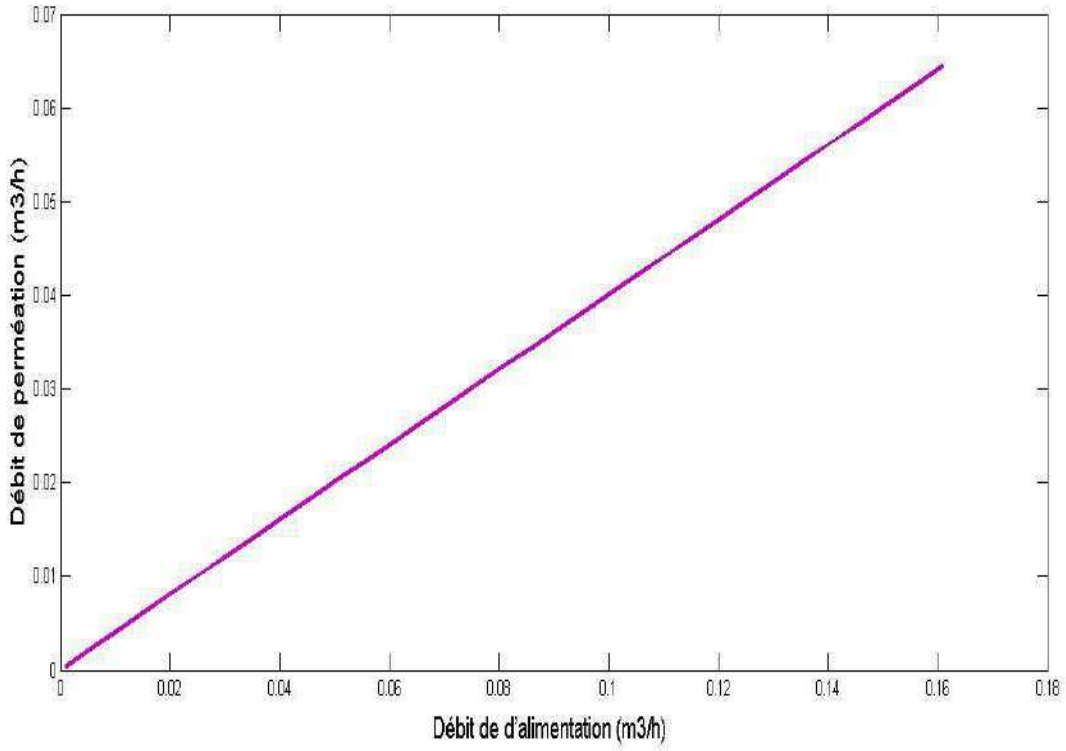



**Figure III-4** : Effet le débit d'alimentation sur le débit de perméation.

La figure (III-4) illustre l'effet de débit de l'alimentation sur le débit de perméation. On constate que le débit de perméation augmente linéairement avec l'augmentation du débit d'alimentation. Cependant, il faut noter qu'une augmentation trop importante du débit d'alimentation peut se traduire par une diminution plutôt qu'une augmentation du débit produit à cause des fortes pertes de charge par frottement.

La figure (III-5) montre l'effet du rayonnement solaire sur la qualité de l'eau produite. On remarque que la concentration du perméat diminue avec l'augmentation de rayonnement solaire due à l'augmentation de la pression de fonctionnement conformément à l'équation (II.24). Cependant, l'augmentation de l'intensité du rayonnement solaire (Fig. III-6) s'accompagne par une augmentation de la puissance de la pompe HP pour une surface de captation solaire constante comme le confirme les équations (II-34) et (II-35).

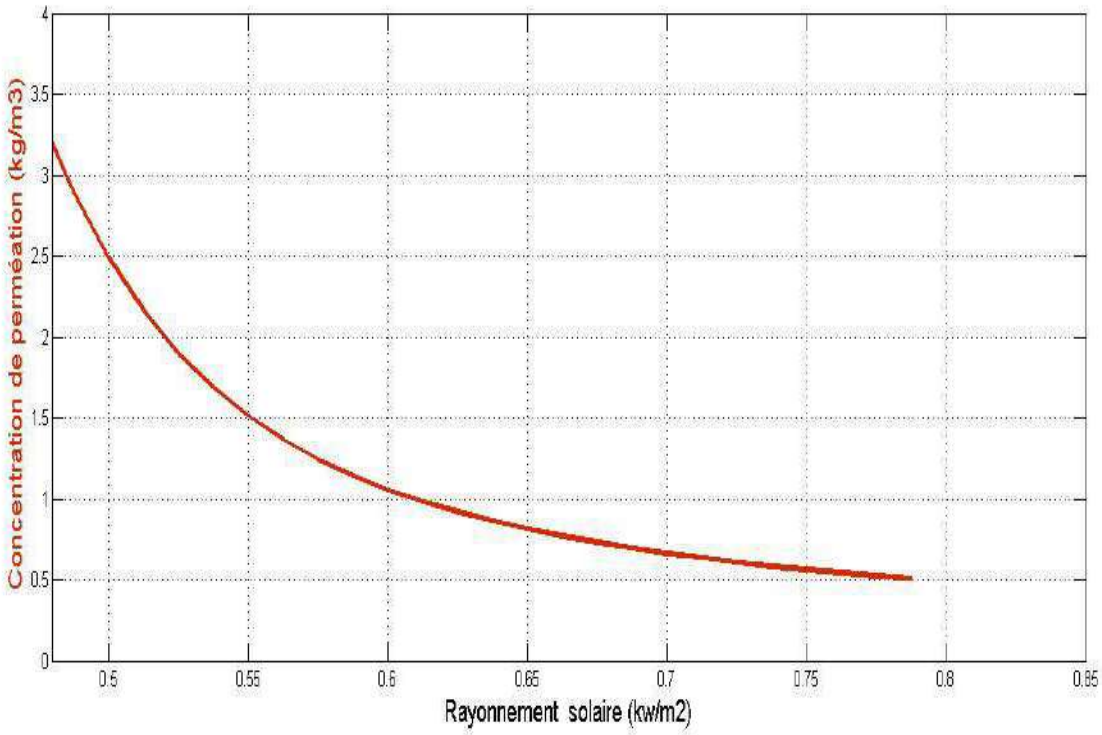



**Figure III-5** : Effet du rayonnement solaire sur la concentration du perméat.

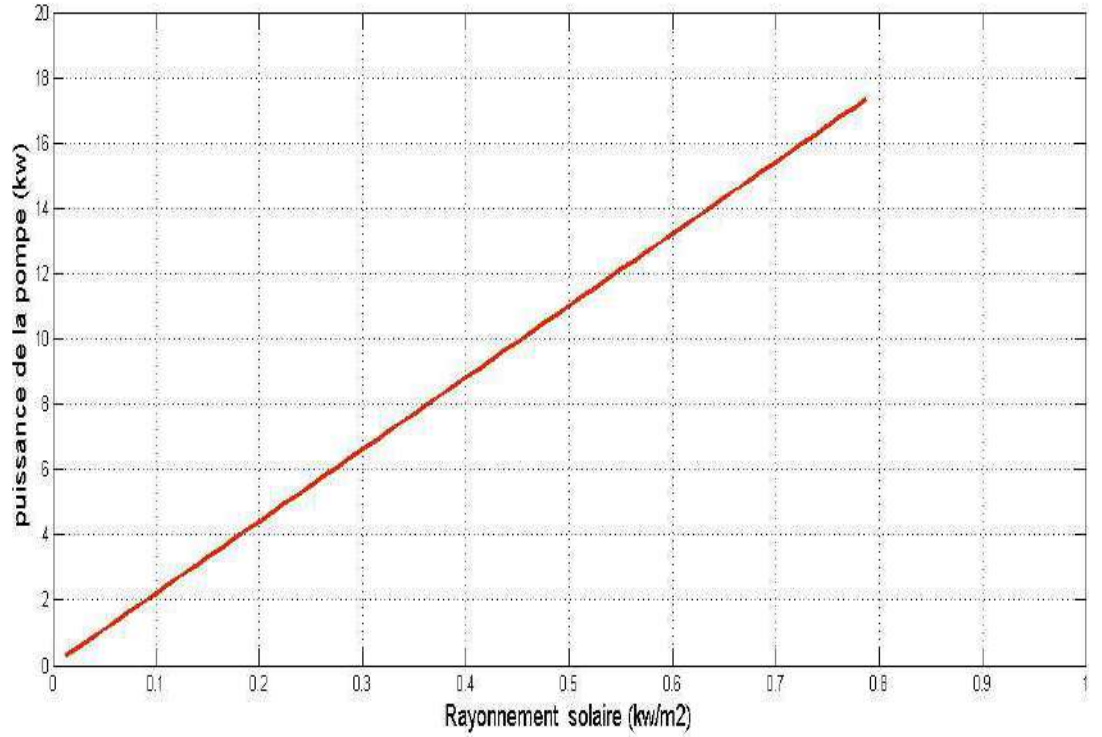



**Figure III-6** : Effet de rayonnement solaire sur la puissance de la pompe.

# CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

# Conclusion et recommandations

Dans ce travail, nous avons étudié un système de dessalement par osmose inverse alimenté par des panneaux solaires à l'échelle pilote et qui a été réalisé selon les conditions climatiques de la ville de Bou-Ismail dans la wilaya de Tipaza.

Un modèle mathématique a été élaboré pour la prédiction de la performance du système en régime stationnaire. La résolution des équations de transfert de chaleur et de masse a été effectuée sous l'environnement MATLAB et l'effet des différents paramètres de fonctionnement sur la performance du système étudié a été ainsi analysé.

L'étude paramétrique nous a permis de tirer les conclusions suivantes:

- Le taux de rejet de sel augmente non linéairement avec l'augmentation du flux de perméation et la pression transmembranaire.
- La concentration du perméat diminue non linéairement avec l'augmentation de la pression de fonctionnement.
- Le flux de perméation augmente avec l'accroissement du taux de conversion de l'unité d'OI.
- Le débit de production augmente linéairement avec l'augmentation du débit d'alimentation.
- La concentration du perméat diminue avec l'augmentation de l'intensité du rayonnement solaire. Cependant, la puissance de la pompe HP se voit augmenter pour une surface de captation donnée.

Enfin, il est recommandé, pour des travaux de recherches ultérieurs, de mettre en œuvre un système de récupération d'énergie afin d'améliorer la performance de l'unité d'OI et de tenir compte de l'influence des pertes de charges et du phénomène de polarisation de concentration. Ainsi, il est vivement recommandé s'il y a lieu de valider les résultats numériques par des résultats expérimentaux et de faire un étude économique pour estimer le coût de l'énergie consommée et le prix de l'eau dessalée.

## Références bibliographiques

[1] : JEAN-PIERRE Méricq, « approche intégrée du dessalement d'eau de mer : distillation membranaire sous vide pour la réduction des rejets salins et possibilités de couplage avec l'énergie solaire », Thèse doctorat, Université de Toulouse, 2009.

[2] : TIADJOUE Benjamain, « Procédés de dessalement d'eau de mer par énergie solaire a concentration », Mémoire de Master en Ingénierie énergie et génie des procèdes industriels, Institut international d'ingénierie de l'eau et de l'environnement, Ouagadougou, 2010.

[3] : CHARROUF Omar, « Optimisation d'un Système de dessalement renouvelable », Mémoire de magister en électrotechnique, Option : Energies renouvelables, Université Mohamed Khider, Biskra, 2012.

[4] : BAQUEY Sophie, BUENO Aurore, GARNERONE Vincent, LE STER Jérôme, MARTY Antoine, SY Caroline, VILLENEUVE Kévin, « Etude environnementale d'une usine de dessalement (BEI ERE) », Institue National Poly-hydraulique, Toulouse, 2013, Page web : http://hmf.enseeiht.fr/travaux/bei/beiere/book/export/html/983.

[5] : TRIKI Zakaria, « Études, analyses et optimisation de la consommation énergétique des Unités de Dessalement pour les Sites Isolés», Thèse de Doctorat en Génie Climatique, Université Constantine 1, 2014.

[6]: RICHARD W. Baker, «Membrane Technology and Applications», John Wiley & Sons Edition, 2004.

[7] : ADDA Asma, «étude préliminaire de modélisation et simulation d'une station de dessalement par procédé d'osmose inverse», Mémoire de Magister En Chimie Industrielle Spécialité : Génie chimique, université de blida1, 2015.

[8] : PIERRE Corsin, FLUID Consult et GUENAËLLE Mauguin, Dessalement de l'eau de mer par osmose inverse: les vrais besoins en énergie, l'eau, l'industrie, les nuisances n°262 (2005) 57-61.

[9] ALAIN Maurel, « Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce», 2ème édition, Lavoisier Tec&Doc, 2006.

[10] : Z. Tigrine, N. Kasbadji Merzouk, H. Aburideh, M. Abbas, D. Zioui, D. Belhout, S. Hout. (2016) Pilot-Scale Reverse Osmosis for Brackish and Seawater Desalination Coupled with Renewable Energy. International Journal of Environmental Science, 1, 350-356.

[11] : IEEE Recommended Practice for Sizing Lead-Acid Batteries for Stationary Applications. IEEE Std 485-2010, 2011, pp. 1–90.

[12] : BELANGER-GRAVEL Joseanne, «Analyse technico-économique d'un système hybride éolien photovoltaïque en comparaison avec les systèmes photovoltaïques et éoliens», Mémoire de Maîtrise, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada, Décembre 2011.