République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique (E.N.P)

Ecole Doctorale Sciences de l'Eau et Développement Durable

Option Science de l'Eau

Laboratoire de recherche sciences de l'eau (LRSEau)

Mémoire de Magister en Science de l'Eau

Présenté par

M. Djalal MERKOUNE

Ingénieur d'état en hydraulique (E.N.S.H Blida)

THEME

ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE DES PROCEDES DE DESSSALEMENT DE L'EAU EN ALGERIE

Soutenu publiquement devant le jury :

Président	M.KETTAB. Ahmed	ENP Alger
Rapporteur	M. BESSENASSE. Mohamed	Université SD Blida
Examinateur	Mm. MOUSSAOUI .Khadija	ENP Alger
	M. MIHOUBI Mustapha	ENSH Blida
	M. GUENDOUZ Abdelhamid	Université SD Blida

Année universitaire 2009-2010

الملخص
في مواجهة الاحتياجات المتزايدة من المياه العذبة ، واستحالة ببساطة الموارد الطبيعية ، وأجزاء كثيرة من كوكبنا مهددة بسبب نقص شديد في المياه. في أعقاب هذه مشكلة كبرى في قرننا هذا ، تحلية مياه البحر والمياه المالحة التنقيه هي موثوق بها وسيلة للإنتاج الصناعي للمياه العذبة.
في هذا السياق نقدم عملنا تحت عنوان "الدراسة الفنية والاقتصادية لعملية تحلية مياه البحر" في أعقاب الخطوات التي ركزت على الجدول الزمني الوارد أدناه ، واقتراح مهم لتحلية مياه البحر يحدث ذلك ، فإن الجمع بين الطاقة الشمسية لتحلية مياه البحر بالتناضح العكسي.
في دراسة اقتصادية لتقييم التكلفة لكل متر مكعب من المياه المحلاة عن طريق أساليب مختلفة تؤكد ان عملية التناضح العكسي يعطي تدفقا كبيرا من المياه بالمقارنة مع الأساليب الأخرى التي شملتها الدراسة ، ثم هذه العملية هي الحل الأمثل لتحلية مياه البحر والمياه m3مع انخفاض تكلفة المالحة
الكلمات الرئيسية : تحلية مياه البحر لمياه المالحة والمياه العذبة والطاقة الشمسية ، والتناضح العكسي

Summary:

In front of the increasing requirements out of fresh water, and impossibility of being satisfied with the natural resources, many areas of our planet are threatened by serious shortages of water. Following this major problem of our century, the desalination of sea waters and the demineralization of brackish water are presented in the form of reliable industrial resource of production of fresh water.

In this context we will present our work under the heading "study technical-economic of proceed of desalination" while following the stages concentrated on planning presented hereafter, as well as a significant proposal for the desalination of sea water which is carried out association of solar energy with the reverse osmose of desalination.

The economic survey presented by the costing of the cubic meter of water de-salted by the various processes then confirms that the process of reverse osmose gives a great flow with a weak cost of m^3 of water compared to the other studied processes, this process represents the optimal solution for the desalination of sea water and brackish water

Key words: desalination, sea waters, water brackish, fresh water, solar energy, reverses osmose.

Résumé :

Devant les besoins croissants en eau douce, et l'impossibilité de se contenter des ressources naturelles, de nombreuses régions de notre planète sont menacées par de graves pénuries d'eau. Suite à ce problème majeur de notre siècle, le dessalement des eaux de mer et la déminéralisation des eaux saumâtres se présentent comme un moyen industriel fiable de production d'eau douce.

Dans ce contexte nous allons présenter notre travail sous l'intitulé « étude technico-économique des procèdes de dessalement » en suivant les étapes concentrées sur le planning présenté ci-après, ainsi qu'une solution importante pour le dessalement de l'eau de mer qui s'effectue de l'association de l'énergie solaire avec l'osmose inverse de dessalement.

L'étude économique présentée par l'évaluation du coût du mètre cube d'eau dessalée par les différents procédés confirme que le procédé d'osmose inverse donne un grand débit avec un coût faible du m^3 d'eau par rapport aux autres procédés étudiés, alors ce procédé représente la solution optimale pour le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres

Mots clefs : dessalement, eaux de mer, eaux saumâtres, eau douce, énergie solaire, osmose inverse,

SOMMAIRE

INTRODUCTION GENERALE…….1

CHAPITRE I : Généralité sur le dessalement

Introduction…….……3

1.1. La problématique de l'eau dans le monde…….……..3

I.2. Situation de l'Algérie……..……..4

I.3. Disponibilités en eau en Algérie……..……4

I.3.1. Les ressources en eau de surface……..……4

I.3.2. Les ressources en eaux souterraines……..……5

A) Dans le Nord du pays……...……..…….5

B) Dans le Sud du pays……..……..6

I.3.3. Les eaux de mer et les eaux saumâtres……..…..…7

I.4. Historique du dessalement…….…..7

I.5. L'expérience Algérienne en matière de dessalement…….…..9

I.6. Généralité et classification des procédés de dessalement……..…14

I.6.1. Caractéristiques de l'eau de mer…….…..15

I.6.2. Classification des différents procédés de dessalement……19

I.6.2.1. Les procédés utilisant la séparation membranaire……..…20

I.6.2.2. Les procédé qui agissent sur les liaisons chimiques……..…24

I.6.2.3. Les procédés faisant intervenir un changement de phase……25

I.6.2.4. Dessalement et énergies renouvelables……..……28

I.6.3. Choix d'un procédé de dessalement……31

Conclusion……..…….34

CHAPITRE II : Procédé d'Osmose Inverse

Introduction……...…35

II.1. Le mécanisme de l'osmose inverse……..……...…35

II.2. Description d'une filière de traitement des eaux par osmose inverse……..……36

II.2.1. Choix d'un module d'osmose inverse……37

II.2.2. Choix d'une membrane……..……41

II.2.3. Pompe haute pression……44

II.2.4. Poste de prétraitement……45

II.2.5. Système de récupération d'énergie……45

II.3. Calcul d'une installation d'osmose inverse……...…46

II.3.1. Conditions de fonctionnement et choix des paramètres……46

II.3.2. Influence de la température……49

II.3.3. Influence de la pression efficace sur la séparation……49

II.3.4. Choix de la pression de fonctionnement ……...…50

II.3.5. Mise en œuvre –Arrangements d'une installation d'osmose inverse…….50

II.3.6. Avantages et les inconvénients de l'osmose inverse…….…53

II.4. Coûts de l'eau dessalée et ordres de grandeur…….54

II.5. Prix de revient du mètre cube d'eau dessalée……..55

II.6. Estimation du prix de revient……..57

II.6.1. Frais d'investissement…….57

II.6.2. Frais d'exploitation…….58

II.6.3. Charges financières…….59

II.6.4. Prix du mètre cube d'eau dessalée……..…….59

Conclusion……59

CHAPITRE III : Procédé d'Électrodyalyse

Introduction…….……..……60

III.1. Description du procédé……..……..……60

III.2. Principe de fonctionnement…….……60

III.3. Les différents types d'électrodialyse……..…62

III.3.1. Electrodialyse à deux compartiments……..62

III.3.2. Electrodialyse à quatre compartiments……63

III.3.3. Electrodialyse à trois compartiments…….…….64

III.3.4. Electrodialyse à membrane bipolaire……..64

III.3.5. Electrodialyse à membrane bipolaire……..……65

III.4. Encrassement et empoisonnement des membranes…….66

III.5. Inconvénients du procédé……67

III.6. Domaine d'utilisation…….…….68

III.7. Evaluation du prix de revient du m^3 d'eau dessalée pour l'EDR……..……68

III.7.1. Frais d'investissement…….……68

III.7.2. Frais d'exploitation……..…….69

III.7.3. Charges financières……..……..70

III.7.4. Prix mètre cube d'eau dessalée…….…….70

Conclusion……71

CHAPITRE VI : Procédé De Distillation

Introduction……..72

IV.1. Technique de distillation…….72

IV.2. Les différentes filières de la distillation……....72

IV.2.1. Distillation à simple effet…….…72

IV.2.2. Distillation à multiples effets……..74

IV.2.3. Distillation par longs tubes verticaux……76

IV.2.4. Procédé par détentes successives ou procédé flash……77

IV.3. Autres types de procédés de dessalement par distillation……78

IV.3.1. Distillation à évaporation éclaire……78

IV.3.2. Distillation par compression de vapeur……..…79

IV.3.3. Thermo-compression et compression mécanique……..…81

IV.4. Evaluation du prix de revient du m^3 d'eau dessalée avec la distillation……..…81

IV.4.1. Frais d'investissement…….……...….81

IV.4.2. Frais d'exploitation……..….…….82

IV.4.3. Charges financières……...…….83

IV.4.4. Prix du mètre cube d'eau dessalée…..…….……...……83

Conclusion…….…..……...…83

CHAPITRE V : Le Dessalement avec l'Energie Solaire

Introduction……...84

V.1. Le dessalement Solaire…….....84

V.2. Association de l'osmose inverse avec l'énergie solaire…….85

V.2.1. Principe de fonctionnement…….85

V.2.2. Technologie du bassin……..86

V.2.3. Exemple de station de dessalement Osmose Inverse + Energie Solaire……..87

V.3. Association des procédés de distillation avec l'énergie solaire……..87

V.3.1. Inconvénients lors de l'exploitation……88

V.3.2. Classification des distillations solaires……89

V.3.2.1. La distillation solaire directe à effet de serre……89

V.3.2.2. Variante du distillateur serre……..89

V.3.2.2. La distillation à détentes successives ou multi-stage flash (MSF)……91

V.3.2.3. La distillation par compression de vapeur……91

V.3.2.4. La distillation par multiple effets……..91

V.4. Paramètres de conception……92

V.5. Aperçu sur Logiciel ROSA…….…93

V.6. Etude expérimentale d'une unité de dessalement fonctionne par énergie solaire…..…..94

V.6.1. Paramètres de conception…….....95

V.6.2. Les résultats donnés par ROSA…….……95

V.7. Evaluation du prix de revient du m^3 de l'eau dessalée avec l'association de l'osmose inverse et l'énergie solaire……...100

V.7.1. Frais d'investissement……. ……..100

V.7.2. Frais d'exploitation……100

V.7.3. Charges financières……..…….101

V.7.4. Prix mètre cube d'eau dessalée……101

Conclusion……102

CONCLUSION GENERALE…….……103

N° Tableau	Titre Tableau	Page
I-1	Répartition des eaux de surface ……..	5
I-2	Répartition spatiale des eaux souterraines du Nord du pays…….	6
I-3	Pourcentages d'exploitation des nappes du sud …….	7
I-4	Volumes d'eau dessalée par les pays arabes Les installations de dessalement de 1971 à 1981……	9
I-6	Unités de dessalement du programme 2002-2003……	11
I-7	Unités de dessalement réalisées par Hydro-Traitement.....…...	12
I-8	Le programme de réalisation d'unités de dessalement d'eau de mer à l'horizon 2009……..….	13
I-9	Valeurs moyennes de la minéralisation de l'eau des mers et desocéans……..14	
I-10	Caractéristiques physico-chimique de l'eau d'appoint dans le site du littoral Algérois pour une semaine de prélèvement (02/02/2009 - 09/02/2009) …..15	
I-11	Caractéristiques physico-chimique de l'eau d'appoint de la station de Zéralda : Février 2009……...……...15	
I-12	Concentrations en sels dissous de l'eau d'appoint (Dans le site du littoral de Ghazaouet, exprimés en mg/l par °F)…… .....…… ……16	
I-13	Caractéristiques physico-chimique de l'eau saumure dans le site du littoral de Elghzaouet pour trois jours de prélèvement : 02/04/2006 - 24/04/2006 et 7/05/2006…….……..17	
I-14	Concentrations en sels dissous de l'eau saumure dans le site du littoral d'Elghazaouet, exprimés en mg/l par °F ……..17	
I-15	Réalisations de l'osmose inverse à travers le monde……...22	
I-16	Situation mondiale des procédés de dessalement de 1969 à 1989……33	
II-1	Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse……..……40	
II-2	Avantages et inconvénients des membranes organiques…… ..……42	
II-3	Avantages et inconvénients des membranes minérales …..……43	
II-4	Coûts des installations……54	
II-5	Composition du coût d'un mètre cube dessalée……..55	

V-1 Présentation du débit ……...86

LISTE DES FIGURES

I-1 Schéma d'un système de dessalement par osmose inverse…….……23

I-2 Schéma d'un électrodialyseur…….……24

I-3 Congélation directe sous vide…….…….28

I-4 Unité de distillation d'eau de mer à multiples effets associée à des capteurs plans réalisée par le service de transferts thermiques du CEA (prototype PITHON 25m^3/jour)……29

I-5 Le Nuclear Heating Reactor chinois, couplé à une usine de dessalement par distillation …….……30

I-6 Salinité de l'eau à traiter en mg/l …...…...……..32

II-1 Unité de dessalement par osmose inverse…….……..36

II-2 Schéma d'une filière de traitement par osmose inverse…….……37

II-3 Schéma de principe d'un module tubulaire……38

II-4 Schéma de principe d'un module à fibres creuses…….……38

II-5 Schéma de principe d'un module plan ……..……39

II-6 Schéma d'un module spiralé……..….39

II-7 Schéma de récupération directe de l'énergie……..…45

II-8 Schéma de récupération indirecte de l'énergie……..…46

II-9 Influence de la pression sur le passage de sels…….47

II-10 Schéma de filtration tangentielle……..48

II-11 Schéma d'un système de dessalement discontinu à recyclage…….51

II-12 Schéma d'un système de dessalement discontinu sans recyclage……51

II-13 Schéma de montage en série-rejet…….52

II-14 Schéma de montage en série production……..…53

III-1 Unité d'électrodialyse alimentée en parallèle…….61

III-2 Principe du dessalement par électrodialyse……62

III-3 Principe de l'électrodialyse à deux compartiments……63

III-4 Principe de l'électrodialyse à quatre compartiments…….63

Liste Des Figures

III-5 Principe de l'électrodialyse de substitution…….64

II-6 Principe de l'électrodialyse sur membrane bipolaire……..65

III-7 Principe de la séparation d'un acide et d'un sel par électrodialyse à membrane bipolaire……65

III-8 Principe de l'inversion de polarité en Electrodialyse……..67

IV-1 Distillation à simple effet…….73

IV-2 Variation de la température d'ébullition en fonction de la pression…….73

IV-3 Distillation à multiples effets……75

IV-4 Principe de fonctionnement de la distillation à multiples effets……...75

IV-5 Distillation par longs tubes verticaux……...76

IV-6 Principe de fonctionnement d'un système par détentes successives (MSF) à 3 étages…….77

IV-7 Distillation à évaporation éclaire……..79

IV-8 Distillation par compression de vapeur……79

IV-9 Distillation par compression de vapeur……80

V-1 Schéma synoptique de l'installation…….85

V-2 Schéma d'exploitation d'un distillateur solaire……88

V-3 Distillateur solaire incliné à cascades……...90

V-4 Distillateur solaire incliné à mèche…….……91

V-5 Schéma d'une installation de dessalement par multiple-effets accouplés à des capteurs solaires……92

Introduction

La terre est la planète de l'eau (71% de la surface en est recouverte), mais 97% de cette eau est salée (3% d'eau douce dont les 2/3 sont gelés aux pôles). Or, la demande en eau douce et potable (1000m^3 par an et par habitants est le minimum vital) va de pair avec la croissance démographique ce qui finira par rendre à plus ou moins court terme les réserves insuffisantes.

L'eau a toujours été en Algérie une véritable obsession et sa disponibilité une lutte permanente. Le constat des difficultés liées à la disponibilité de cette denrée précieuse se ressent auprès de la population, l'industrie et l'agriculture.

Devant les besoins croissants en eau douce, et l'impossibilité de se contenter des ressources naturelles, de nombreuses régions de notre planète sont menacées par de graves pénuries d'eau. Suite à ce problème majeur de notre siècle, le dessalement des eaux de mer et la déminéralisation des eaux saumâtres se présentent comme un moyen industriel fiable de production d'eau douce.

Face aux aléas climatiques observés ces dernières années, et pour répondre au besoin de la population qui atteindra 50 millions dans les vingt prochaines années, le gouvernement algérien a mis en place à court et moyen terme une véritable industrie de dessalement des eaux de mer et de déminéralisation des eaux saumâtres, comme moyen de mobilisation d'eau complémentaire, pour faire face aux différents plans de développement : AEP, industrie et agriculture.

Les procédés basés sur la séparation par membranes sont des procèdes qui connaissent un bel essor, ils semblent devenir des outils de plus en plus fiables et de moins en moins coûteux. A travers cette étude nous allons effectuer une comparaison technico économique entre les procédés de dessalement que sont utilisés notamment en Algérie cas de la station de dessalement de Bousmail en l'occurrence l'osmose inverse, l'électrodialyse et la distillation ainsi que l'énergie solaire dans le cas de la station de Hassi-Khebi afin de choisir le meilleur entre eux de point de vu la qualité de l'eau dessalée et le coût du m^3. [1]

Nous avons présenté une solution importante pour le dessalement de l'eau de mer qui s'effectue de l'association de l'énergie solaire avec l'osmose inverse de dessalement.

Et afin de construire une véritable comparaison technico-économique entre les procèdes de dessalement en suivant les étapes concentrées sur le planning présenté ci-après

Nous avons présenté dans le premier chapitre une vue générale sur l'utilisation de procédé de dessalement de l'eau de mer pour faire fasse au problème du siècle qui représente la pénurie d'eau, ainsi que les différents techniques à appliquer.

Aussi Nous avons présenté dans le deuxième chapitre étude économique par l'évaluation du coût du m^3 d'eau dessalée par la technique d'osmose inverse qui a le caractère de traiter un grand débit avec un coût faible du m^3 d'eau.

Dans le troisième chapitre, nous allons présenter une description de procédé d'électrodialyse, et nous faisons une évaluation de coût de l'eau dessalée dans le cas de la station de Bousmail

Dans le quatrième chapitre, nous passons en revue les différentes filières de la distillation et nous allons établir ensuite l'évaluation de coût d'une installation de dessalement ainsi que l'estimation du coût de m^3 de l'eau dessalée.

Par la suite nous présentons dans le cinquième chapitre une combinaison des techniques de dessalement on calcul le devient du mètre cube de l'eau dessalée afin de retirer la solution technico-économique pour le dessalement de l'eau de mer.

Introduction :

La terre est la planète de l'eau (71% de la surface en est recouverte), mais 97% de cette eau est salée (3% d'eau douce dont les 2/3 sont gelés aux pôles). Or, la demande en eau potable (1000 m^3 par an et par habitant est le minimum vital) va de pair avec la croissance démographique ce qui finira par rendre à plus ou moins court terme les réserves insuffisantes. Face à ce problème majeur de manque d'eau, rien ne vaut les idées simples, l'eau de mer est un bien inépuisable, Sur les 70 villes de plus d'un million d'habitants qui manquent d'eau dans le monde, plus de la moitié se situent au bord de la mer.

L'eau qui constitue le patrimoine naturel le plus précieux de l'humanité, est très inégalement répartie dans le monde et sa disponibilité est l'une des clés de la distribution des êtres vivants à la surface de la terre. L'eau n'est pas uniquement une matière première renouvelée mais finie et irrégulière, elle n'est pas non plus un don de ciel inépuisable et éternellement pure.

Nous avons présenté dans ce premier chapitre une vue générale sur l'utilisation de procédé de dessalement de l'eau de mer pour faire fasse au problème du siècle qui représente la pénurie d'eau, ainsi que les différents techniques à appliquer.

I.1. La problématique de l'eau dans le monde :

L'eau recouvre 70% de la planète, seuls 2,5% sont constitués d'eau douce dont 0,3 % sont facilement accessibles et renouvelables (rivières, lacs...etc). Dans le monde, l'eau est inégalement répartie, certains pays en ont trop, d'autres en manquent cruellement. Par ces manques (notamment la sécheresse) et ces excès (comme les inondations), l'eau pose à l'humanité des problèmes de survie.

De 1940 à 1990, la consommation d'eau dans le monde a quadruplé et d'ici 20 ans, la demande mondiale en eau pourrait augmenter de 650% pour une population mondiale estimée à 8 milliards d'habitants. Aujourd'hui, une vingtaine de pays vit déjà sous un seuil de grave pénurie, situés pour la plupart en Afrique et au Moyen-Orient.

L'eau n'est pas une ressource inépuisable, les chiffres suivant montrent les conséquences du problème:

• Une dizaine de pays partagent 60% des réserves mondiales d'eau (le Brésil, la Russie, le Canada, l'Indonésie, les Etats-Unis, le Bangladesh, la Chine, l'Inde, le Venezuela et la Colombie).

• 80 pays souffrent de pénuries ponctuelles (Koweït, Bahreïn, Emirats Arabes Unis, Malte, Libye, Singapour, Jordanie, Chypre ...).

• 1,5 milliard d'habitants n'ont pas accès à l'eau potable.

• 2 milliards d'habitants sont privés d'installations sanitaires.

• 4 millions de personnes meurent chaque année de maladies liées au manque d'eau.

• 15 000 personnes dont 6 000 enfants meurent chaque jour de maladies liées au manque d'eau potable (10 personnes par minute dont 4 enfants).

I.2. Situation de l'Algérie :

En 1990, vingt (20) pays ont été classés en dessous du seuil de tension. En fait ces seuils ne sont qu'indicatifs et sont basés sur les besoins en eau supposés de pays situés en zone aride ou semi aride.

L'Algérie, faisant partie de ces pays, avec sa superficie de 2,381.741 km^2 est divisée en 48 wilayas (départements), dont près de 80% du territoire représente une zone désertique. Les ressources en eau dépendent du climat sont donc peu abondantes, irrégulières et localisées dans la bande côtière, l'apport total de précipitations serait de l'ordre de 100 milliards m^3 d'eau par an. Elles correspondent globalement à 12.4 milliards de m^3 pour les eaux de surface et 2.8 milliards de m^3 d'eaux souterraines dont 800 millions de m^3 dans le Sud (ressources en eau renouvelables).

Les potentialités en eau du pays sont estimées à un peu moins de 20 milliards de mètres cubes, dont 75% seulement sont renouvelables (60% pour les eaux de surface et 15% pour les eaux souterraines). Les ressources non renouvelables concernent les nappes du Sahara septentrional qui seraient exploitées comme un gisement et qui se traduit donc par un abattement continu du niveau de ces nappes. [18]

I.3. Disponibilités de l'eau en Algérie :

L'Algérie connaît depuis plus d'une vingtaine d'années une sécheresse sévère et persistante, avec des ressources en eau évaluées à moins de 20 milliards de m^3 et pour une population de 30 millions d'habitants, la disponibilité en eau par habitant et par an est aujourd'hui de 500 m^3.

Du fait de la pression démographique, cette disponibilité ne sera plus que de 430 m^3 par habitant en 2020. La demande en eau douce, croit chaque année de 4 à 5% tandis que les ressources naturelles diminuent. La rareté de ressources renouvelables rend inévitable le recours aux eaux non conventionnelles. Sous ce terme on entend la régénération des eaux usées, les transferts d'eau, le dessalement de l'eau de mer et la déminéralisation des eaux saumâtres. [1]

I.3.1. Les ressources en eau de surface :

Les écoulements de surface avaient été estimés pendant la période coloniale à 15 milliards de m^3 ($XIX^{ème}$ Congrès géologique international ALGER – 1952) pour les bassins tributaires de la Méditerranée (123000 km^2), c'est-à-dire sans tenir compte des bassins qui dépendent des chotts.

Dans les dernières études menées dans le cadre du Plan National de l'eau par l'Agence Nationale des Ressources Hydriques (ANRH) et de la Direction des Grands Aménagements Hydrauliques (DGAIH) et qui intègrent des années de sécheresse, les ressources en eau de surface sont évaluées à 12.4 milliards de m^3 répartis par bassin hydrographique selon le tableau suivant :

Tableau I-1 : Répartition des eaux de surface [2]

Bassin hydrographique	**Oranie Chott Chergui**	**Cheliff Zahrez**	**Algérois Soummam Hodna**	**Constantinois Seybouse Mellègue**	**Sud**	**Total**
Ressources pot. (hm^3/an)	1025	1840	4380	4500	600	12,34
Pourcentage (%)	8,7	15,7	37,3	38,3	0,48	100.0

Les débits sont irréguliers dans l'année avec des étiages souvent nuls et des crues de courtes périodes mais violentes, causant une érosion à l'amont et des inondations à l'aval, avec une irrégularité interannuelle.

I.3.2. Les ressources en eaux souterraines :

A) Dans le nord du pays

Les eaux souterraines ont été évaluées par les services techniques de l'ANRH et la DGAIH dans le cadre du Plan nationale de l'eau à environ 1 ,9 milliard de m^3. Ces ressources qui sont relativement plus faciles à mobiliser, sont aujourd'hui exploitées à plus de 90%; beaucoup de nappes sont même dans un état de surexploitation critique.

Actuellement, on estime à plus de 12.000 forages, 9.000 sources et 100.000 puits qui sollicitent les nappes pour les besoins de l'agriculture et l'alimentation en eau potable et industrielle (AEPI).

La répartition par région hydrographique des eaux souterraines du Nord se présente comme suit :

Tableau I-2 : Répartition spatiale des eaux souterraines du Nord du pays [2]

Bassin hydrographique	Oranie chott chergui	Cheliff Zahrez	Algérois Soummam Hodna	Constantinois Seybouse Mellègue	Total
Ressources pot. (hm^3/ an)	375	231	745	543	1894
Total (%)	19.7	12.2	39.2	28.9	100

Si on peut considérer que l'évaluation des potentialités en eau souterraines (1,8 à 2 milliards de m^3) est déjà faite, il reste que la connaissance de cette ressource est à parfaire. Pour ce qui est d'abord de l'évaluation, elle est basée selon l'ANRH sur des études de modèles, de bilans ou simplement sur la relation pluie-infiltration. A l'inverse des ressources en eau souterraines situées dans le Sud, les réservoirs du Nord du pays sont renouvelables, ils concernent au total 126 nappes principales. Les nappes ayant fait l'objet d'une modélisation sont au nombre de huit (8) et représentent 35% du potentiel des eaux souterraines de l'Algérie du Nord.

Il s'agit des nappes du plateau de Mostaganem (27 hm^3), de la plaine de Ghris (70 hm^3), de la plaine de Sidi Bel Abbés (44 hm^3), du Chott Chergui (42 hm^3), de la plaine d'Ain Oussera (27 hm^3), de la Mitidja (310 hm^3), du Hodna (110 hm^3) et de la plaine d'Annaba (32 hm^3).

Vingt trois (23) nappes ont fait l'objet d'études hydrogéologiques et représentent 25 % du potentiel des eaux souterraines. Enfin, pour 38 % des ressources en eau souterraines, l'évaluation n'est que très approximative (évaluation par la méthode pluie-infiltration). Quatre vingt deux (82) nappes ont fait l'objet de ce type d'évaluation et certaines d'entre elles ont un potentiel de plus de 50 hm^3.

B) Dans le sud du pays

Le sud du pays se caractérise par l'existence de ressources en eau souterraines considérables provenant des nappes du Continental Intercalaire (CI) exploité à 56% et le reste est du Complexe Terminal (CT).

Le renouvellement de ces nappes fossiles ou semi fossiles n'est assuré qu'à hauteur de 800 millions de mètres environ.

Les pourcentages d'exploitation sont indiqués sur le tableau ci-dessous :

Tableau I-3 : Pourcentages d'exploitation des nappes du sud [2]

Wilaya	Prélèvements possibles (Hm^3/an)		
	Continental intercalaire	Complexe Terminal	Totaux
Biskra	24,6	9,3	33,9
El Oued	310,5	713,9	1024,4
Ouargla	507,0	1446,2	1953,2
Ghardaïa	559,9	-	559,9
Adrar	1180,1	-	1179,3
Tamanrasset	184,8	-	184,8
Totaux	2766,9	2169,4	4936,3

I.3.3. Les eaux de mer et les eaux saumâtres :

A la suite d'une sécheresse chronique vécue par l'Algérie depuis plus de deux décennies et la demande en eau croissante, les pouvoirs publics ont décidé de s'orienter vers une politique de mobilisation des ressources en eau non conventionnelles, à savoir le dessalement d'eau de mer, des eaux saumâtres et le recyclage des eaux usées afin de pouvoir compenser le déficit en eau enregistré.

Sur un littoral de 1200 Km, la ressource est pratiquement inépuisable, la population ainsi que les industries grandes consommatrices d'eau se trouvent à proximité de la mer, ce qui réduit davantage les prix de revient du m^3 d'eau dessalée.

Le domaine de dessalement de l'eau de mer a connu ces dernières années une avancée technologique remarquable grâce au développement des différents procédés. La disponibilité de la ressource énergétique ou la combinaison de sa production, le coût du m^3 d'eau dessalée est en nette régression alors que le coût du m^3 d'eau conventionnelle est en nette progression, ce sont les avantages qui ont rendu le recours aux ressources non conventionnelles de plus en plus favorables.

I.4. Historique du dessalement :

Dés le IV^{e} siècle, Aristote observe le principe de distillation et les premiers appareils industriels de distillation sont apparus probablement dans la première moitié du XIX^{e} à bord des navires, les marins ont dessalé l'eau de mer à partir de simples bouilleurs sur leurs bateaux, mais l'utilisation à des fins industrielles est récente.

Les efforts de recherches dans le dessalement initiés par les états unis à partir des années 1950. En 1952, un organisme a été créé sous tutelle du ministre de l'intérieur : « l'office of Saline Water » et ayant pour mission de promouvoir des études économiques concernant le dessalement de l'eau. En 1962, le premier symposium européen à Athènes « eau douce à partir de l'eau de mer ». [6]

Dans le monde arabe, le Koweït, qui a construit la première usine au cours des années 50, est presqu'entièrement dépendant de quatre usines de dessalement pour sa consommation urbaine et industrielle (200 million de m^3/an) : ce sont des eaux souterraines. L'Arabie saoudite a mis en œuvre depuis les années 60 le programme de dessalement le plus ambitieux, elle compte 23 complexes de dessalement, elle est le premier producteur mondial, elle a investit de 1980 à 1985 plus de 10 milliards de $ dans la construction d'unités de dessalement, la plupart des villes saoudiennes sont alimentées par une eau dessalée grâce à un réseau de canalisations qui achemine l'eau depuis les usines de la Mer Rouge ou du Golfe persique. Le Qatar dépend essentiellement de l'eau dessalée pour la satisfaction de ses besoins, il en est de même pour Bahreïn, le sultanat d'Oman est le dernier à avoir recours à ces techniques, les volumes d'eau dessalée par les pays arabes sont récapitulés sur le tableau suivant :

Tableau I-4 : Volumes d'eau dessalée par les pays arabes [2]

1990	**MIL LIONS m^3 /an**	**%**
Arabie saoudite	795	43,5
E.A.U	342	18,8
Koweït	240	13,1
Libye	130	7
Qatar	83	4,5
Tunisie	81	4,4
Irak	73	4
Bahreïn	56	3
Oman	32	17
Total	1832	100

I.5. L'expérience Algérienne en matière de dessalement :

Beaucoup d'efforts ont été consentis par les pouvoirs publics pour pallier au déficit en eau potable des populations et juguler à cet épineux problème qui freine le développement socio-économique. Ainsi l'expérience Algérienne en matière de dessalement d'eau est étroitement liée au développement de l'industrie pétrolière et sidérurgique.

En 1964, trois petits blocs de 8 m^3/h chacun ont été installés au complexe Gaz liquéfié d'Arzew. En 1969, une autre installation a vu le jour à Arzew d'une capacité de production de 4560 m^3/j. Dès lors de nombreuses installations de dessalement et de déminéralisation ont été mises en place avec les nouveaux complexes. Il y a également quelques installations au sud qui sont destinées à fournir de l'eau de qualité pour la consommation humaine dans les bases pétrolières.

Au départ et avec l'inauguration de l'unité d'osmose inverse de Mostaganem 57600 m^3/j était l'installation la plus importante au monde. [19]

Tableau I-5 : Les installations de dessalement de 1971 à 1981 [24]

Site	Nombre d'unité	Débit m^3/j	Procédé	Mise en service
Skikda	1	1440	Flash	1971
Skikda	2	720	Flash	1971
Skikda	-	1440	Echangeur d'ions	1971
Annaba	2	960	Echangeur d'ions	1971
Annaba	2	3600	Echangeur d'ions	1973
Ghazaouet	1	840	Echangeur d'ions	1974
Arzew	6	3888	Electrodialyse	1975
Arzew	-	960	Echangeur d'ions	1975
Hassi Messaoud	6	1000	Electrodialyse	1975
Hassi Messaoud	2	110	Electrodialyse	1976
Gassi Touil	1	55	Electrodialyse	1977
Arzew	1	350	Thermo compression	1978
Annaba	3	14180	Multiflash	1978
Hassi Messaoud	2	350	Electrodialyse	1978

Bel Abbés	-	1500	Echangeur d'ions	1978
Haoud Berkaoui	1	55	Electrodialyse	1979
Hassi Messaoud	2	300	Electrodialyse	1979
Rhod El Baguel	1	25	Electrodialyse	1979
Arzew	1	960	Multiflash	1979
Annaba	-	144	Echangeur d'ions	1979
Annaba	2	576	Echangeur d'ions	1979
Bassi Rmel	-	792	Osmose inverse	1979
Annaba	1	6240	Echangeur d'ions	1980
Ghardaïa	-	960	Osmose inverse	1980
Arzew	1	960	multi flash	1980
Mostaganem	-	57600	Osmose inverse	1980
Rhod El Baguel	2	300	Electrodialyse	1981
Biskra	-	864	Osmose inverse	1981
Annaba	1	1800	Echangeur d'ions	1981
Reghaia	-	160	Echangeur d'ions	1982

Avec la croissance démographique et les besoins en eau qui augmentent et par le développement technologique des procédés, les débits de production ont augmenté à leur tour. Un programme d'urgence (2002-2003) repose sur l'installation de 21 stations monoblocs de dessalement d'eau de mer, de capacité moyenne (2500 m^3/j à 5000 m^3/j) à travers 6 wilayas :

Skikda (10 000 m^3/j), Tizi ouzou (Tigzirt 2 500 m^3/j), Boumerdes (Corso 5 000 m^3/j), Alger (30000 m^3/j), Tipaza (Bou Ismail 5 000 m^3/j) et Tlemcen (Ghazaouete 5 000 m^3/j).

Dans ce cadre, un marché a été signé avec deux entreprises LINDE-KCA (Allemagne) et Hydro-Traitement (Algérie) pour l'acquisition, installation et exploitation pour une année de 8 stations monoblocs de dessalement d'eau de mer, 11 stations d'une capacité globale de 35000 m^3/j ont été réalisées et sont en cours d'exploitation par cette dernière.

Tableau I-6 : Unités de dessalement du programme 2002-2003 [24]

Désignation	Wilaya	Capacité Optimale (m^3/j)
Ain Benian 1	Alger	2 500
Ain Benian 2	Alger	2 500
Bou Ismail	Tipaza	5 000
Palm Beach	Alger	2 500
Zeralda 1	Alger	2 500
Zeralda 2	Alger	2 500
Ghazaouete 1	Tlemcen	2 500
Ghazaouete 2	Tlemcen	2 500
Totale		22 500

Quatre stations ont fait l'objet de transfert vers la wilaya d'Oran, il s'agit de :

- Reghaia (2*2 500 m^3/j) d'Alger vers les Dunes.
- Skikda (3 000 m^3/j) vers Bousfer.
- Bateau cassé 3(2 500 m^3/j) d'Alger vers Bousfer.

Quatre autres stations ont fait l'objet de transfert vers la wilaya d'Ain Temouchent, il s'agit de :

- Bateau Cassé 2 et Ain Benian 3(2*2 500 m^3/j) d'Alger vers le site Bouzedjar.
- Bateau Cassé 1 et Cap Caxine (2*2 500 m^3/j) d'Alger vers le site Chatt El Ward.

Tableau I-7 : Unités de dessalement réalisées par Hydro-Traitement [19]

Désignation	Wilaya	Capacité Optimale (m^3/j)
Bousfer 1	Oran	3 000
Bousfer 2	Oran	2 500
Skikda 1	Skikda	2 000
Skikda 3	Skikda	5 000
Tigzirt	Tizi ouzou	2 500
Bateau Cassé 1	Alger	2 500
Cap Caxine	Alger	2 500
Corso	Boumerdes	5 000
Les Dunes	Oran	5 000
Bateau Cassé 2	Alger	2 500
Ain Benian 3	Alger	2 500
Total		**35 000**

- **Les grandes stations de dessalement d'eau de mer**

Un programme d'un million et demi de mètres cubes d'eau dessalée a été decidé par les autorités algériennes; l'Armada Espagnole et Geida sont installés les premiers dans le dessalement. Ce consortium de quatres entreprises : Cobra,Sadyt,Besesa,codesa créé en 2004, s'est associé à l'Algerian Energy Company (AEC) pour produire de l'eau dessalée.

De son côté, le groupement espagnol Enima Aqualia décroche le contrat de réalisation de l'usine de dessalement de Mostaganem.

L'entreprise Pridesa,associée au canadien SNC Lavalin va construire l'usine de dessalement de Zeralda.

L'entreprise Américaine Ionics associée à l'AEC Algerian Energy Compagny a pris en charge la construction et la gestion de l'unité de dessalement du Hamma à Alger. La station en question, qui est la plus importante de la capitale, est d'une capacité de 200 000 m^3/j et est financée, en partie, par l'AEC en partenariat avec Ionics et réalisée par l'entreprise égyptienne Orascom Construction Industries (OCI).

Une autre station est programmée à Douaouda, dans la Wilaya de Tipasa, et sera réalisée dans le même cadre. D'une capacité de 100 000 m^3/j, la production sera répartie en moitié entre Alger et les communes limitrophes de la wilaya de Tipasa. Ces réalisations permettront à la wilaya d'Alger de bénéficier de 260 000 m^3/j d'eau de dessalement ce qui représente pour l'horizon 2009 le tiers des besoins de la wilaya.

Pour la réalisation de tout le programme de dessalement, il a été créé un comité interministériel (Ressources en Eau-Energie et Mines) pour coordonner toutes les actions se rapportant au dessalement d'eau de mer.

Tableau I-8 : Le programme de réalisation d'unités de dessalement d'eau de mer à l'horizon 2009 [20]

Stations	**Wilaya**	**Capacité (m^3/j)**	**Date de lancement des travaux**	**Mise en services Première unité**
Kahrama	Oran	90 000	En exploitation Août 2005	En exploitation
Cap Blanc	Oran	200 000	Octobre 2006	Juillet 2008
Beni Saf	Ain Temouchent	200 000	Mars 2006	Décembre 2007
Honaine	Tlemcen	200 000	Juillet 2006	Avril 2008
Sidna Ouchaa 1	Tlemcen	50 000	septembre 2006	Juin 2008
Sidna Ouchaa 2	Tlemcen	150 000		
Mostaganem	Mostaganem	200 000	Mai 2007	février 2008
Tenes	Chlef	200 000	Décembre 2006	septembre 2008
Douaouda	Tipaza	100 000	Mai 2006	février 2008
El Hamma	Alger	200 000	Avril 2005	septembre 2007
Cap Djinet	Boumerdes	100 000	Juillet 2006	Avril 2008
Skikda	Skikda	100 000	07 Février 2006	Septembre 2006
Ec Chatt	El Taref	50 000	Octobre 2006	Juillet 2008

I.6. Généralité et classification des procédés de dessalement

Dessaler l'eau est pour certains la seule solution. Les problèmes de dessalement concernent principalement deux catégories d'eau salines :

- Les eaux de mer ;
- Les eaux saumâtres.

Les eaux de mer sont une source d'eau brute, caractérisées par leur concentration en sels dissous, c'est ce qu'on appelle leur salinité, cette dernière varie de la plupart des eaux de mer entre 33000 et 37000 mg /l, la valeur moyenne est de 34500 mg/l.

La salinité peut être très différente dans le cas des mers fermées ou peu ouvertes sur les masses océaniques, en revanche, les eaux situées près de l'embouchure de fleuves importants ont habituellement une salinité plus faible (tableau I-9).

Tableau I-9 : Valeurs moyennes de la minéralisation de l'eau des mers et des océans [6]

MER OU OCÉAN	SALINITÉ (mg/l)
Mer Baltique	7000
Mer Caspienne	13500
Mer Noire	20000
Mer Adriatique	25000
Océan Pacifique	33600
Océan Indien	33800
Océan Atlantique	36000
Mer Méditerranée	39000
Golfe Arabique	43000
Mer Rouge	43000
Mer Morte	270000

Généralement on appelle eau saumâtre une eau saline non potable de salinité inférieure à celle de l'eau de mer et qui varie de 1 à 10 g/l. Elle se présente soit sous forme d'eau de surface, soit sous forme d'eau souterraine.

I.6.1. Caractéristiques de l'eau de mer

Les effets entartrant et corrosif de l'eau d'appoint avant dessalement ont été déterminés par des méthodes de caractérisation par mesure directe de paramètres physico–chimiques : pH, température, conductivité, salinité, solides dissous (TSD), turbidité et la dureté calcique (ou titre hydrotimétrique calcique) THCa exprimée en mg/l de $CaCO_3$. Ils reposent sur l'équilibre calco carbonique de l'eau où le gaz carbonique CO_2 est en partie sous forme ionique dans l'eau.

Les résultats sont reportés dans les tableaux (I-10) - (I-12).

Tableau I-10 : **Caractéristiques physico-chimique de l'eau d'appoint dans le site du littoral Algérois pour une semaine de prélèvement : 02/02/2009-09/02/2009 [3]**

	1 ère lingne					
	Gauche			**Droite**		
	p.H	**T°C**	**Cond.(µs/cm)**	**p.H**	**T°C**	**Cond.(µs/cm)**
Module N°1	5,81	15,2	516	5,66	15,4	2180
Module N°2	5,71	15,3	502	5,67	15,4	569
Module N°3	5,62	15,2	434	5,57	15,4	654
Module N°4	5,55	15,2	576	-	-	-
Module N°5	5,5	15,2	1096	5,49	15,4	556
Module N°6	-	-	-	5,47	15,3	801
Module N°7	5,55	15,3	705	5,45	15,4	621
MOYENNE	5 ,62	15,23	683,17	5,55	15,38	896,83

Tableau I-11 : **Caractéristiques physico-chimique de l'eau d'appoint de la station de Zéralda : Février 2009 [3]**

	Paramètres physico-chimiques						**Minéralisation globale**			
Date	**p.H**	**T**	**Cond.**	**Turb.**	**Cl_2 libre**	**TAC**	**TH**	**Ca^{+2}**	**Mg^{+2}**	**Cl^-**
UNITE		**° C**	**µs/cm**	**N.T.U**	**mg/l**	**° F**	**° F**	**mg/l**	**mg/l**	**mg/l**
26/01/2009	7,01	17,8	161	0,17	1	4	1 .8	3.2	2.4	213
27/01/2009	7,02	17,8	156	0,16	1,1	0.4	2.5	4.4	3.2	305
28/01/2009	6,98	17,8	164	0,17	1	2.4	2.2	4.3	3.1	250

29/01/2009	7,01	17,8	167	0,16	1	2.1	2.0	4.1	3.0	280

Tableau I-12 : Concentrations en sels dissous de l'eau d'appoint (Dans le site du littoral de Ghazaouet, exprimés en mg/l par °F) [3]

Sels	mg/l par degré	Sels	mg/l par degré
CO_3^-	26.40	HCO_3	129.32
$MgCO_3$	36.00	$Ca(HCO3)_2$	171.72
$CaCO_3$	44.00	$Mg(HCO3)_2$	154.76
$NaCO_3$	46.64	$Na\ HCO_3$	178.08
Sels dissous		36 030 mg/l	

L'effet entartrant a été vérifié par les indices de caractérisation de l'eau d'appoint exprimés par la valeur de l'indice de saturation IS. Ils ont été déterminés par l'indice de Stiff et Davis basé sur l'approche de Langevelier pour l'eau douce, vu que la salinité de l'eau d'appoint est supérieure à 10.000 mg/l. [18]

$$IS = pH - pH_S \qquad \text{(I-1)}$$

$$pH_S = K_{cc} - \log [Ca^{2+}] - \log [HCO_3^- + 2CO_3^{2-}] \qquad \text{(I-2)}$$

pH_S - eau saturée en carbonate de calcium et K_{cc} - Coefficient qui dépend de la force ionique et la température.

Les résultats ont donnés un indice de saturation IS = 1.394 qui montre un caractère entartrant de l'eau d'appoint

a. Caractéristiques de l'eau saumure

Les eaux saumures rejetées en mer après dessalement ont fait l'objet d'analyses en laboratoire pour la campagne de prélèvement de trois jours sur les eaux du littoral de l'Elghazaouet. Les résultats sont présentés dans les tableaux (I-13) et (I-14).

La dureté permanente a été estimée à plus de 800 mg/l de CaCO3 exprimée en °F (degrés français). Les gaz dissous principalement l'oxygène et le dioxyde de carbone ont présentés respectivement les concentrations 4.58 mg/l et 35.2 mg/l.

Tableau I-13 : Caractéristiques physico-chimique de l'eau saumure dans le site du littoral de Elghzaouet pour trois jours de prélèvement : 02/04/2006 - 24/04/2006 et 07/05/2006 [3]

Paramètres	Valeurs			Paramètres	Valeurs		
	1er	2ème	3ème		1er	2ème	3ème
Température en °C	40.2	42.0	43.2	TDS à 20.7°C en mg/l	71200	71000	71300
Ph	8.50	8.3	8.44	Turbidité en NTU	0.91	0.89	0.92
Conductivité à 20 °C, en mg/l	64.9	64	72.2	Salinité à 20.7 °C, en mg /l	49.0	48.2	49.5

Tableau I-14 : Concentrations en sels dissous de l'eau saumure dans le site du littoral d'Elghazaouet, exprimés en mg/l par °F [3]

Sels	mg/l par degré	Sels	mg/l par degré
OH^-	0	$MgCO_3$	36
CaO	0	$CaCO_3$	44
$Ca(OH)_2$	0	$NaCO_3$	46.64
$Mg(OH)_2$	0	HCO_3	129.32
MgO	0	$Ca(HCO3)_2$	171.72
Na(OH)	0	$Mg(HCO3)_2$	154.76
$CO\bar{3}$	26.4	Na HCO_3	178.08
Sels dissous		49000 mg/l	

L'influence des paramètres de dessalement par procédé MED et leur impact sur l'environnement. Les caractéristiques des eaux d'appoint et des eaux saumures, l'influence des paramètres de dessalement ont montrés que la production d'eau par distillation s'accompagne de problèmes d'entartrage et de corrosion qui affectent les faisceaux des échangeurs de chaleur d'une part et de problèmes de pollution par des rejets de saumures fortement concentrées en sel ou injectés dans les sols augmenteraient la salinité des nappes et affectent la faune et la flore.

L'entartrage est une limite technologique majeure à l'échange thermique et la corrosion est une dégradation de matériaux par suite des interactions chimiques et électrochimiques avec l'environnement. L'eau de mer de par ses propriétés physico-chimiques : conductivité élevée due à une salinité importante, forte teneur en ions chlorures, oxygène dissous, activité des microorganismes (bactéries, micro algues..) constitue un milieu favorable à l'entartrage et à la corrosion. [20]

b. Effet entartrant et corrosif de l'eau d'appoint

Les méthodes de caractérisation par mesure directe de paramètres physico –chimiques : pH, température, conductivité, salinité, solides dissous (TSD), turbidité et la dureté calcique obtenus à partir des mesures opérées sur les échantillons prélevés ou par les méthodes de caractérisation à partir des indices de STIFF et DAVIS choisis en fonction de la salinité élevé de l'eau de mer ont montrés que l'eau de mer présente un caractère entartrant et corrosif. La salinité à température ambiante est de 36.5 mg/l tandis que le pH est de 8.2. [21]

L'effet entartrant repose sur l'équilibre calco-carbonique de l'eau où le gaz carbonique CO_2 est en partie sous forme ionique dans l'eau caractérisé par la dissolution ou la précipitation du calcaire dans l'eau régie par une série de réactions à l'équilibre. [23]

$$CO_2 + H_2O \leftrightarrows H_2CO_3 \leftrightarrows H^+ + HCO_3^- \quad \text{(I-3)}$$

$$HCO_3^- \leftrightarrows H^+ + CO_3^{2-} \quad \text{(I-4)}$$

$$CaCO_3 \leftrightarrows Ca^{2+} + CO_3^{2-} \quad \text{(I-5)}$$

Dans les conditions habituelles CO_3^{2-} réagit presque entièrement pour former HCO_3^- ce qui explique que l'on retrouve des quantités considérables de calcaire dissous dans l'eau sous forme $Ca(HCO_3)_2$ qui précipite dans les conduites.

$$CO_2 + H_2O + CaCO_{3\downarrow} \leftrightarrows Ca^{2+} + 2HCO_3^- \quad \text{(I-6)}$$

L'équilibre calco-carbonique est fonction de plusieurs paramètres qui ont tendance à former les dépôts entartrants tel que la température, pH, dureté de l'eau et concentration des sels dissous. La présence du bicarbonate de calcium exige une teneur en gaz dissous appelé CO_2 équilibrant. Si la teneur en CO_2 dissous ou libre est supérieure au CO_2 équilibrant, la réaction est celle de dissolution de $CaCO_3$ l'eau est dite agressive par formation du calcaire. Si la teneur en CO_2 dissous ou libre est inférieure au CO_2 équilibrant, la réaction est celle qui forme $CaCO_3$ l'eau est dite entartrante. Si la teneur en CO_2 dissous ou libre est équivalente au CO_2 équilibrant, la réaction est en pH d'équilibre ou pH de saturation pHs.

L'effet corrosif se manifeste par une attaque du matériau par le milieu environnant caractérisée par la perte en masse. Les résultats ont montrés que l'eau d'appoint par ses propriétés physico –chimiques : conductivité élevée, forte teneur en ions chlorures 19.88 g/l, forte teneur en carbonates et hydrogénocarbonates, oxygène dissous 7.77 mg/l, microorganismes, sels dissous issues de la pollution…, constitue un milieu favorable à la corrosion qui se manifeste par un mécanisme en mode électrochimique le plus souvent, ou l'eau constitue l'électrolyte pour le passage du courant de corrosion. Le matériau métallique est altéré par dissolution anodique. Des dégradations par pic de corrosion ou caverne sont fréquemment observées.

c. Effets de l'eau saumure sur l'environnement

Les méthodes de caractérisation par mesure directe de paramètres physico–chimiques de l'eau saumure : salinité, solides dissous (TSD), conductivité, pH, température, turbidité… obtenus à partir des mesures opérées sur les échantillons prélevés de la saumure rejetés en mer ont montrés des résultats où la concentration en sel dissous TDS à 20.7°C est de 71.3 g/l, la salinité a atteint 49.5 mg/l et la conductivité à 20°C est de 72.2 mg/l, pH = 8.5. Ces valeurs sont très élevées par rapport à la norme et influent négativement sur l'environnement marin.

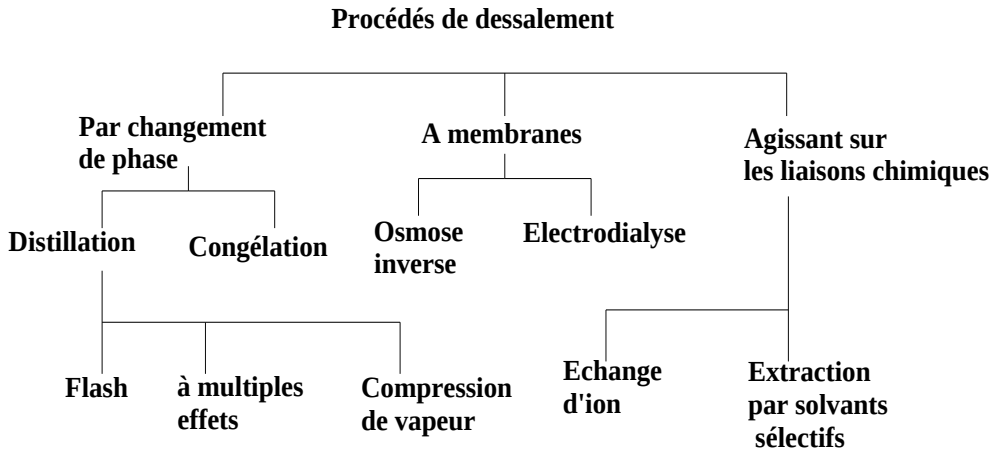
I.6.2. Classification des différents procédés de dessalement :

On peut classer les méthodes de dessalement en fonction des procédés utilisés pour se faire, un auteur a recensé 27 procédés différents de dessalement, soient :

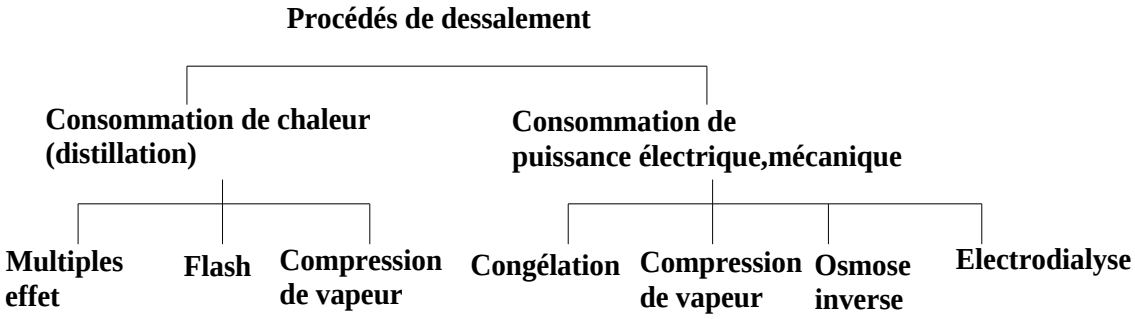
- Les procédés qui font intervenir un changement de phase (distillation et congélation) ;
- Les procédés qui utilisent des membranes (électrodialyse et osmose inverse) ;
- Les procédés qui agissent sur les liaisons chimiques (échange d'ions et extraction par solvant sélectif).

Ces procédés peuvent être classés plus précisément, soit :

A) Selon le principe sur lequel ils se basent :



B) Selon le type d'énergie consommée :



I.6.2.1. Les procédés utilisant la séparation membranaire :

A. L'osmose inverse :

L'osmose est une diffusion sélective se produisant lorsque deux solutions de concentrations différentes sont séparées par une membrane semi-perméable, qui laisse alors passer le solvant de la solution la plus diluée vers la solution la plus concentrée ; la différence de potentiel chimique entre les deux solutions tend à faire passer l'eau du potentiel le moins élevé au potentiel le plus élevé.

Le phénomène d'osmose est important chez les êtres vivants, il permet le passage des liquides et des sels solubles sous forme d'ions à travers les membranes cellulaires.

A.1. Domaines d'utilisation de l'osmose inverse :

La technologie de l'osmose inverse dont la taille des pores est de 0,1 à 1,5 nm s'applique dans les cas suivants :

- Dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres ;
- Récupération d'eau d'effluents colorés ;
- Récupération d'eau d'effluents d'usine de blanchiment ultrafiltrés et d'eau blanche ultra filtrée ;
- Production d'eau ultra pure pour utilisation dans des procédés sensibles (pharmacie, tannerie, papeterie…) ;
- Récupération d'eau d'effluents miniers ;
- Concentration et purification d'effluents acides ou alcalins contaminés.

A.2. L'osmose inverse à travers le monde :

Le procédé d'osmose inverse est apparu sur le marché dès les années 60 et il constituait 20 % des installations au début des années 80. Entre 1990 et 2001, le procédé est passé de 40 à 53% de la part du marché et devrait atteindre les 70% à l'horizon 2020.

Le marché de l'osmose inverse présente actuellement plus d'un milliard de dollars et suit une croissance annuelle de 10 %, il est principalement soutenu par les états unis (30 %) et le moyen orient (30 %), suivis de l'Asie (20 %) et l'Europe (20 %).

Ashkelon à Tel Avive est la plus grande usine de dessalement au monde utilisant la technologie membranaire d'osmose inverse, traitant 320000 m^3/j.

Le tableau ci-dessous présente les réalisations à travers le monde dont les capacités sont supérieures à 3000 m^3/j.

Tableau I-15 : Réalisations de l'osmose inverse à travers le monde [9]

Localisation	Capacités (m^3/j)
Algérie	57500
Arabie Saoudite	91000
Bahreïn	46000
Chypre	60000
Egypte	20000
E.A.U	9000
Espagne	30000 à 130000
Etats-Unis	45455
Grèce	20000
Inde	4000
Italie	30000
Malte	27000
Maroc	7000
Russie	12500
Venezuela	3785

A.3. Mécanisme de fonctionnement :

L'osmose inverse est une technique révolutionnaire de purification appliquée par les scientifiques de la N.A.S.A. pour recycler et purifier l'eau consommée par les cosmonautes lors des vols spatiaux. Dans ce procédé, on sépare un réservoir en deux compartiments à l'aide d'une membrane semi perméable dont chaque compartiment étant ouvert à l'air libre. On remplit avec de l'eau douce le premier compartiment, cette eau traverse la membrane vers la solution salée et la pression augmente au niveau de cette dernière. Le passage de l'eau à travers la membrane cesse lorsque la différence de pression entre les deux solutions est égale à la pression osmotique.

Si on exerce sur la solution salée une pression supérieure à la pression osmotique (250 kPa pour l'eau de mer), de l'eau passe à travers la membrane de la solution la plus concentrée vers la solution la moins concentrée, l'osmose inverse est donc une sorte d'hyper-filtration.

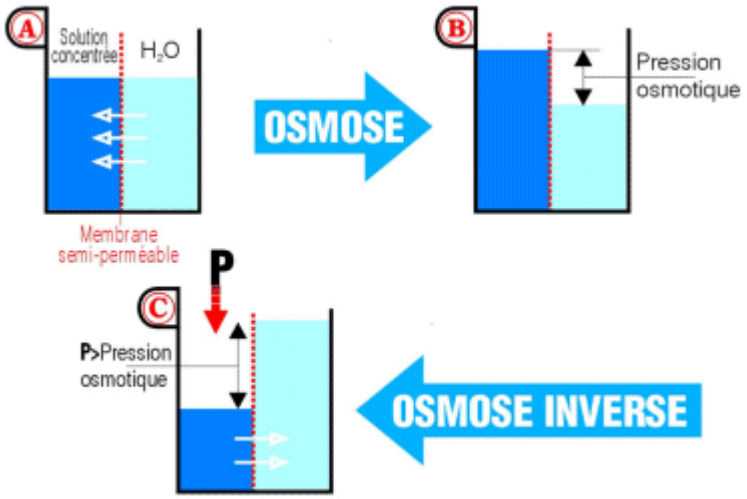


Figure I-1 : Schéma d'un système de dessalement par osmose inverse

B. L'électrodialyse :

L'électrodialyse un procédé à membranes très ancien puisque la première installation date des années 1960, c'est une méthode électrochimique dans laquelle le sel est séparé de l'eau par transfert d'ions et migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique. Elle repose sur la mise au point et l'utilisation de membranes imperméables à l'eau et sélectives pour les ions. Ainsi seuls les anions peuvent traverser les membranes anioniques et seuls les cations peuvent traverser les membranes cationiques. Pour construire un électrodialyseur, on place dans un bac des membranes anioniques en alternance avec des membranes cationiques et lorsque le bac est rempli d'une solution, on crée une différence de potentiel continue entre le premier et le dernier compartiment. Par exemple, le sel (NaCl), lorsqu'il est dissout, donne dans l'eau des ions positifs de sodium (Na^+) et des ions négatifs de chlore (Cl^-), comme montré dans la figure ci-dessus. [24]

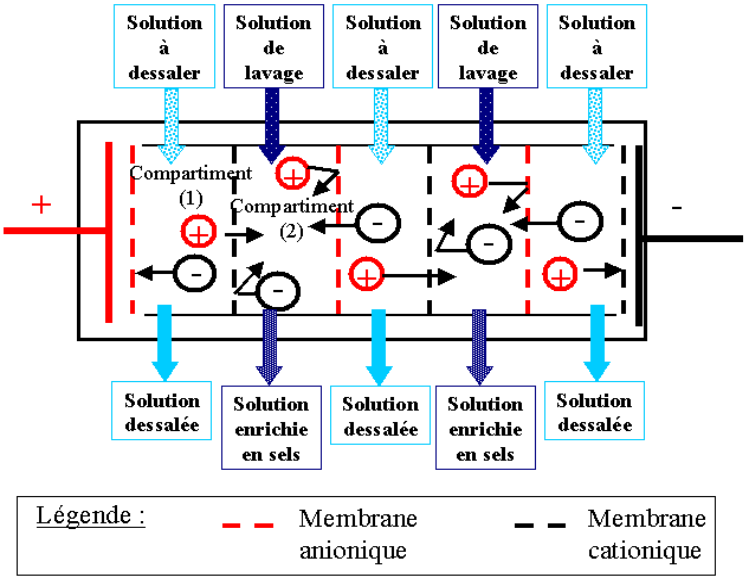


Figure I-2 : Schéma d'un électrodialyseur

Dans l'électrodialyse, la membrane qui laisse passer les cations Na^+ a la propriété d'arrêter les anions Cl^-, celle qui est imperméable aux anions oppose une barrière infranchissable aux cations. Dans certains compartiments de l'enceinte, on peut donc collecter les ions retenus par chacune de ces deux membranes. Ainsi, des cellules où l'eau contient une concentration de sels alternent avec d'autres où l'eau a été dessalée. Lorsque l'eau est insuffisamment dés ionisée (dessalée), elle est extraite de ces cellules.

En fait, l'électrodialyse a surtout été envisagée jusqu'ici pour le dessalement d'eaux saumâtres, dont la salinité n'excède pas 1%, le procédé n'étant pas rentable pour des teneurs en sels supérieurs. L'électrodialyse n'est pas non plus pratiquée pour traiter les eaux à moins de 0.04% de sels. Malgré ces limitations, plusieurs petites usines de dessalement par électrodialyse sont exploitées dans le monde sur des bases commerciales, en 2000, le marché du dessalement des eaux saumâtres par électrodialyse est dominé ; au niveau mondial ; par la société américaine Ionics.

I.6.2.2. Les procédé qui agissent sur les liaisons chimiques :

- **L'échange d'ions :**

L'échange d'ions est un procédé utilisé dans le but de déminéralisation ; il consiste à éliminer les sels ; par la mise en contact d'une solution saline avec une substance insoluble appelée : échangeur d'ions, c'est des résines dont la plupart utilisées de nos jours sont des matières synthétiques produites à partir d'un polymère, se sont des chaînes de polystyrène reliées entre elles par du divinylbenzène, se présentant sous forme de granulés de 0,3-0,6 mm ou sous forme de sphères irrégulières. [7]

La résine comporte dans sa structure des radicaux susceptibles d'attirer un ion positif ou négatif de la solution saline et rejette un autre de même signe, c'est un phénomène de permutation interprété par l'équation suivante :

$$n\,(R^{-}A^{+}) + B^{n+} \Leftrightarrow R^{-}_{n}\,B^{n+} + nA^{+}$$

Selon le type de radicaux on distingue :

- Résines échangeuses de cations : consiste à remplacer les cations contenus dans la solution saline par des ions H^+ ou Na^+ (permutation acide ou sodique) ;
- Résines échangeuses d'anions : permet d'effectuer un échange hydroxyle en permutant les anions du liquide à déminéraliser par des ions OH^-.

Pour obtenir une eau déminéralisée on effectue l'échange d'ions avec les deux types de résines, les ions H^+ et OH^- donnent en se combinant de l'eau H_2O.

Ce procédé est appliqué avec une certaine limite de salinité de 1000 ppm, c'est pour cela qu'il s'applique à des eaux de rivières et de nappes souterraines ayant une faible salinité, pour l'alimentation de chaudière à haute pression dépassant même 50 bars et pour obtenir une eau de bonne qualité.

Les échangeurs d'ions sont à base de procédés spécifiques utilisés pour des usages bien précis. Il est donc important de bien déterminer d'abord les caractéristiques des eaux brutes et des eaux traitées, il faut ensuite identifier avec soin les prétraitements requis pour obtenir un rendement optimal de ce procédé.

Les résines peuvent être colmatées par toute sorte d'impuretés, elles doivent être régénérées, le coût des réactifs chimiques de régénération et les résines changées périodiquement limitent le domaine d'utilisation du procédé bien qu'il ne consomme que peu d'énergie.

I.6.2.3. Les procédés faisant intervenir un changement de phase :

a. Distillation :

La distillation consiste à évaporer l'eau de mer, soit en utilisant la chaleur des rayons solaires, soit en la chauffant dans une chaudière. Seules les molécules d'eau s'échappent tandis que les sels dissous ainsi que toutes les autres substances non volatiles contenues dans l'eau de mer restent dans la saumure concentrée. Il suffit alors de condenser la vapeur d'eau ainsi obtenue et y adjoindre des sels pour fournir une eau douce consommable.

Les premières unités de distillation d'eau de mer sont apparues à bord des navires. Elles occupent aujourd'hui 70 % des usines de dessalement dans le monde, elles comportent une vaporisation en fournissant de l'énergie sous forme de chaleur (procédés thermiques) ou

sous forme de travail mécanique (procédés par thermo compression), puis une condensation et enfin une récupération de chaleur libre par condensation.

Dans les distillateurs modernes, la température de travail oscille entre 95 et 125°C. On obtient par ce procédé une eau douce de salinité toujours inférieure à 100 ppm qui nécessite une reminéralisation lorsqu'elle est destinée à la consommation. [7]

b. Congélation :

La congélation de l'eau de mer fournit des cristaux de glace exempte de sel, et depuis des temps immémoriaux, les riverains des mers arctiques se sont ainsi procurés de l'eau douce.[6]

Le dessalement par congélation nécessite trois étapes :

- Congélation partielle de l'eau de mer ;
- Séparation des cristaux de glace pure d'avec la saumure ;
- Fusion des cristaux de glace.

Dans un certain sens, congélation et distillation sont des procédés de dessalement similaires : à partir de la phase liquide salée, on obtient une phase différente (gazeuse ou solide) dépourvue de sels. Un changement de phase inverse fournit de l'eau dessalée.

A première vue, il semble que la congélation soit plus économique que la distillation pour produire de l'eau douce. Toutefois, l'avantage énergétique de la congélation ne résiste pas à une analyse approfondie. En effet, la température de l'eau de mer est rarement supérieure à 30 °C, et la chaleur latente de congélation de l'eau à 0°C est de 335 J/g, alors que sa chaleur latente de vaporisation est de 2261 J/g à 100 °C. Or une bonne partie des 2261 J/g consommée pour vaporiser l'eau est récupérée lors de la condensation.

Par ailleurs, la production de la chaleur nécessaire à l'évaporation est en général moins coûteuse que celle du froid requis pour la congélation. Rappelons cependant que les problèmes de corrosion et d'entartrage sont moins importants lorsque la température est basse, et que l'eau produite par congélation est directement utilisable pour la consommation : elle est fraîche, minéralisée à point et relativement bien oxygénée.

Lorsqu'on refroidit une eau de mer jusqu'au environ -2°C, il y a formation de cristaux de glace constitués d'eau douce. L'eau de mer étant alors plus concentrée, elle résiste mieux à la congélation. Si on fait baisser davantage la température, la production de glace augmente. Signalons cependant que, à environ -9°C, le sulfate de sodium décahydraté a tendance à précipiter, pour produire de l'eau pure, il est donc préférable de ne pas refroidir l'eau au-dessous de cette température.

b.1. Dessalement par congélation naturelle :

Le dessalement des eaux de mer par congélation est particulièrement intéressant dans les régions ou la température de l'eau est souvent inférieure à 0°C, car dans ces conditions, on peut aménager des bassins à ciel ouvert. Lorsque la température est suffisamment basse, on remplit ces bassins sur une hauteur de 10 à 15 cm.

Lorsque la couche de glace atteint une épaisseur de 1 à 1,5 cm, on enlève la saumure et on recueille la glace, qu'il ne reste plus qu'à laver et à faire fondre (il faut utiliser 30 à 35 % de l'eau douce ainsi produite pour laver la glace et la débarrasser de sa pellicule d'eau de mer). La production d'eau douce de ces bassins est de 40 à 50 L/m, lorsque la température de l'air est de (-5 °C), et de 120 à 160 L/m, lorsque cette dernière est de (-20°C). Ce procédé à été utilisé en ex URSS pour dessaler des eaux salines ainsi qu'au Chili.

b.2. Congélation directe sous vide :

L'eau de mer dégazée est au préalable refroidie dans un échangeur ou circulent l'eau douce produite et la saumure; puis elle est introduite dans une chambre de congélation (cristallisoir) ou règne un vide poussé, ce vide correspondant à l'aspiration d'un compresseur de vapeur. L'eau salée qui pénètre au sommet de cette chambre à vide est pulvérisée en gouttelettes : une partie de l'eau est évaporée presque adiabatiquement et dans le même temps une autre partie de l'eau est transformée en nuage de petits cristaux de glace et de gouttelettes de saumure qui sont ensuite introduits dans un appareil de séparation avec lavage des cristaux par une très faible fraction de l'eau douce produite, la fusion de la glace est obtenue à l'aide de la vapeur d'eau comprimée sortant du compresseur qui crée le vide dans la chambre de congélation. Cette vapeur se condense et se retrouve récupérée comme eau pure. On remarquera que dans ce procédé, l'eau douce obtenue est constituée par 88 % environ de glace refondue et 12 % environ d'eau distillée.

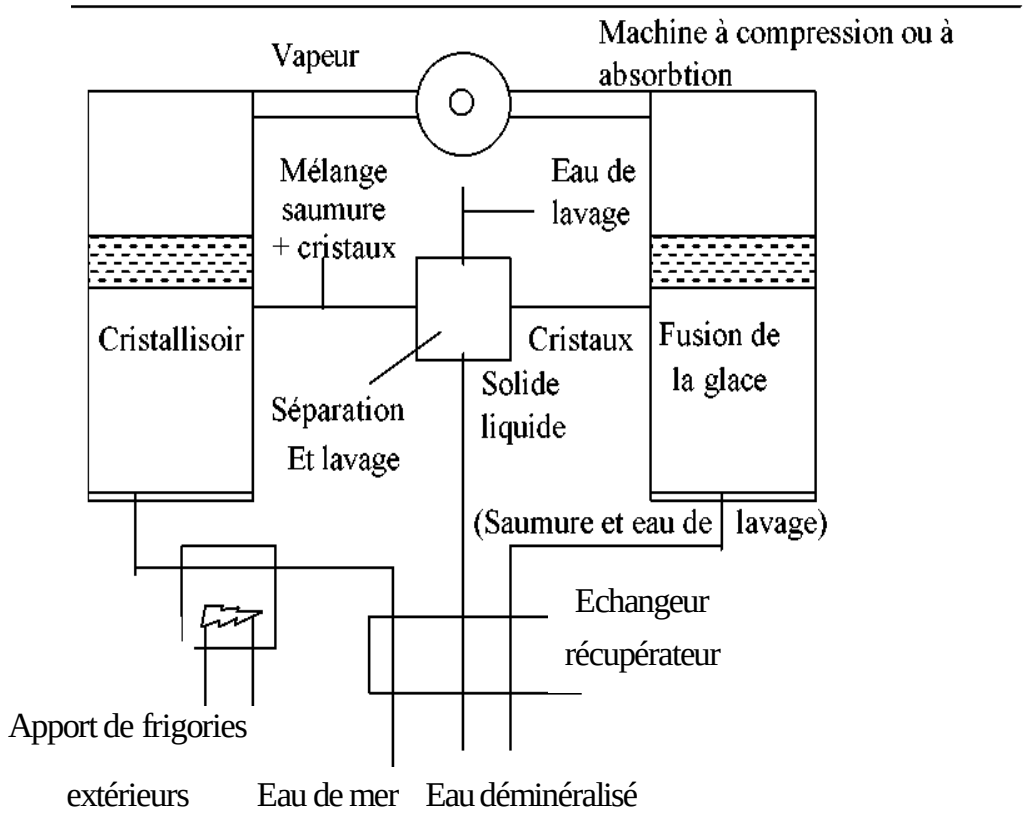


Figure I-3 : Congélation directe sous vide

Parmi les difficultés rencontrées, il faut citer :

- La salinité de l'eau douce produite qui peut être relativement élevée soit par suite d'inclusions d'eau de mer dans les cristaux de glace soit par suite d'entraînement de saumure résiduelle lors de l'étape de séparation et de lavage des cristaux de glace ;
- La prise en masse des cristaux de glace dans les tuyauteries.

I.6.2.4. Dessalement et énergies renouvelables :

a. L'énergie solaire pour le dessalement

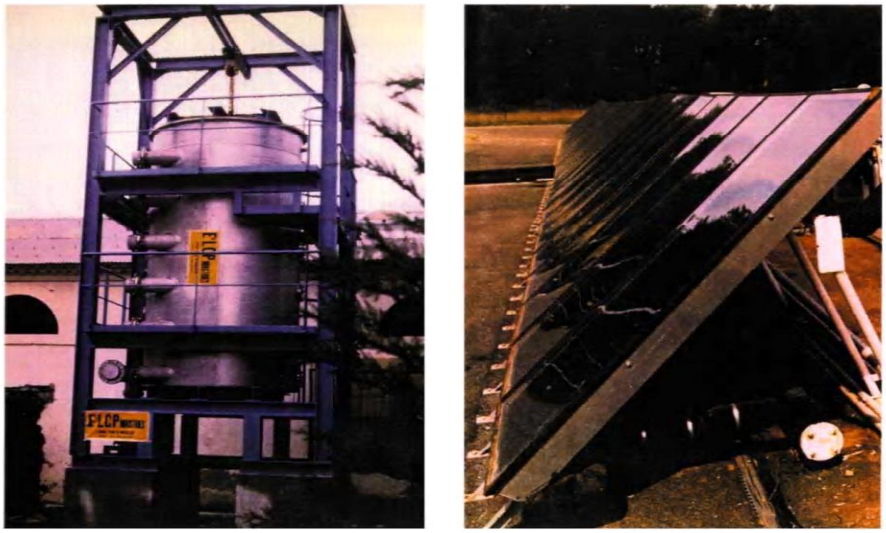
La technique de dessalement est aujourd'hui complètement maîtrisée. Le coût de dessalement est de plus en plus compétitif avec celui des solutions conventionnelles tel que l'intégration de la technique de dessalement solaire comme une option dans le cadre de la planification des ressources en eau.

a.1. Les caractéristique du solaire photovoltaïque

- Il arrive environ 1 kW/m2sur la Terre, soit entre 3 et 5 kWh/m2/jour.
- Le coût des photopiles baisse mais le rendement des cellules ne dépasse pas 13 –14 % (silicium cristallin).
- Le coût de l'énergie produite reste élevé :-0,5 à 0,6 €/kWh dans le cas où l'on est connecté au réseau (soit plus de 10 fois le prix du kWh conventionnel) -1 à 1,3 €/kWh en autonome (les photopiles ne représentant que 20 % du système).

a.2. Exemple de station de dessalement avec l'énergie solaire

UNITÉ DE DISTILLATION D'EAU DE MER Á MULTIPLES EFFETS ASSOCIÉE A DES CAPTEURS PLANS RÉALISÉE PAR LE SERVICE DE TRANSFERTS THERMIQUES DU C.E.A. (prototype PITHON 25 m³/jour).



Température de tête : 70 °C
Nombre d'effets : 12

Surface de capteurs : 270 m²
Stockage thermique : 20 m³

Figure I-4 : Unité de distillation d'eau de mer à multiples effets associée à des capteurs plans réalisée par le service de transferts thermiques du CEA (prototype PITHON 25m³/jour).

b. L'énergie nucléaire pour le dessalement

L'énergie nucléaire, devrait pouvoir émerger, dans un avenir pas trop lointain, comme une importante source de puissance pour le dessalement. Encore marginaux aujourd'hui, les succès historiques des expériences menées dans le domaine du dessalement nucléaire au Kazakhstan et au Japon ont prouvé la faisabilité de cette approche.

Au Japon, une dizaine de petites stations de dessalement couplées à des réacteurs à eau pressurisée (PWR), initialement prévus pour générer de l'électricité, permettent également de produire depuis quelques années 1000 à 3000 m^3 d'eau douce par jour. Le Programme d'identification des options concernant la démonstration du dessalement par le nucléaire de l'AIEA, ainsi que le Symposium international sur le dessalement nucléaire de l'eau de mer qui s'est tenu en Corée du sud en 1997, ont donné une forte impulsion aux programmes nationaux et interrégionaux pour le dessalement nucléaire.

Les filières les plus évidentes sont celles qui ont été conçues pour la production de chaleur pour le chauffage urbain, notamment en Russie. On trouve dans cette catégorie deux nouveaux réacteurs modérés à l'eau bouillante, le VK-300 russe et le Nuclear Heating Reactor chinois (NHR-200). Ces réacteurs, que l'on pourrait qualifier d'urbains, ont été conçus, en raison de leur présence près des villes pour le chauffage des habitations, sur la base d'une multitude de caractéristiques de sécurité intrinsèque et passive. Les deux modèles sont prévus pour fonctionner en cogénération, c'est-à-dire pour la production simultanée d'électricité et d'eau douce (et même, si on le désire, d'un surplus de chaleur pour le chauffage).

Une partie de la chaleur peut par conséquent être extraite sous forme de vapeur pour être ensuite canalisée, par l'intermédiaire d'un circuit supplémentaire, vers une usine de dessalement. On parle dans ce cas de couplage direct, car la chaleur est directement utilisée pour le dessalement, sans avoir été au préalable convertie en électricité. La méthode de dessalement la plus appropriée dans ce cas est celle de la distillation, plus particulièrement la distillation à effets multiples (Multi-Effect Distillation ou MED). Une centrale composée de deux unités VK-300 permettrait de produire, en plus de 357 MW d'électricité, 300 000 m^3 d'eau douce par jour. Le NHR-200 chinois, en construction dans la ville de Yantai (dont la mise en activité est prévue en 2007) devrait produire 160 000 m^3 d'eau potable par jour. Un projet est également à l'étude au Maroc, pour l'implantation d'un réacteur NHR-10 dans un premier temps (pour une production de 8 000 m^3/jour) puis d'un réacteur NHR-200 devant lui aussi produire 160 000 m^3/jour.

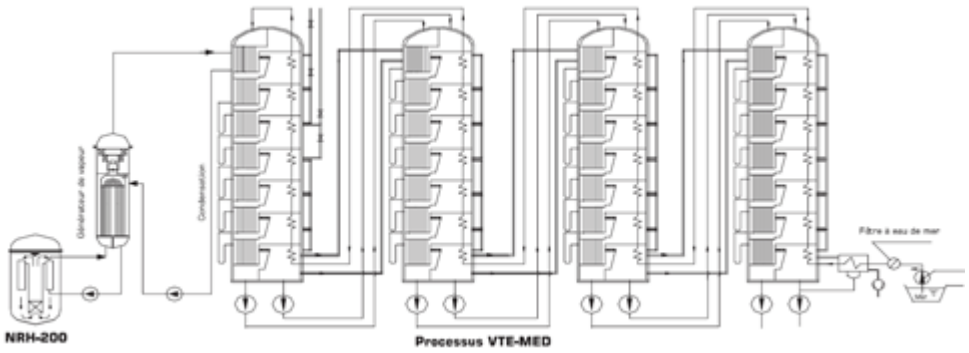


Figure I-5 : Le Nuclear Heating Reactor chinois, couplé à une usine de dessalement par distillation.

Un couplage du réacteur canadien à eau lourde sous pression Candu 6, d'une puissance d'environ 700MWe, aux usines de dessalement développées par la société canadienne Candesal, qui est à l'origine du concept de préchauffage de l'eau salée avant son traitement par osmose inverse. En effet, le préchauffage jusqu'à une température de 40°C permet d'améliorer de plus de 10 % le rendement de ce processus, que l'on faisait fonctionner auparavant à température ambiante. La plus grande endurance acquise depuis une dizaine d'années par les membranes utilisées dans le traitement par osmose inverse leur permet de fonctionner à une température plus élevée. Ce concept a déjà été intégré dans plusieurs autres projets partout dans le monde. Mis à part toutefois le préchauffage de l'eau de mer, la chaleur du réacteur nucléaire n'est pas dans ce cas directement utilisée pour le dessalement, mais une partie de l'électricité qu'il produit est consacrée au traitement par osmose inverse.

Un autre projet très intéressant nous amène dans le domaine des réacteurs à haute température. Il s'agit du réacteur à lit de boulets (Peeble Bed Modular Reactor, PBMR) développé en Afrique du Sud, dont la construction devrait débuter en 2007. Ce réacteur, refroidi à l'hélium et fonctionnant à une température de 900°C, peut être couplé aux deux types d'usines de dessalement avec des résultats intéressants. Dans le processus à osmose inverse, l'eau de mer issue du circuit de refroidissement final du réacteur sort exactement à la température optimale (40°C) pour subir le traitement de dessalement. Une partie de l'électricité produite par le réacteur est, dans ce cas, utilisée pour actionner les pompes à haute pression liées au processus d'osmose inverse. Dans le cas de la distillation à effets multiples, une légère modification dans le circuit de refroidissement du réacteur nous permet d'extraire l'eau de mer du circuit final à une température de 80°C, suffisante pour ce processus de dessalement. La capacité du PBMR est de 78 000 m^3/jour en mode osmose inverse et de 10 800 m^3/jour en mode distillation. La quantité d'électricité supplémentaire n'est pas la même pour les deux modes.

Le dessalement nucléaire est donc en passe de devenir une réalité. Après une décennie d'études génériques, on est passé à la sélection de sites spécifiques, puis récemment à la construction de plusieurs usines de démonstration, la plupart devant entrer en opération d'ici quelques années. Une étude conduite par Eurodesal, à laquelle a participé la France, a d'ailleurs confirmé que le dessalement nucléaire peut être entre 7 et 60 % moins cher que les autres modes de production, un chiffre qui varie en fonction de certains facteurs comme le prix des combustibles fossiles et la capacité de dessalement.

I.6.3. Choix d'un procédé de dessalement :

Pour le choix d'un tel procédé de dessalement, plusieurs critères techniques et économiques rentrent en jeu. Pour les eaux saumâtres, l'osmose inverse est le procédé généralement retenu, alors que pour les eaux de mer, ce sont d'abord la nature et le coût qui orientent le choix vers une technologie plutôt que pour une autre et en tenant compte la minéralisation de l'eau. [8]

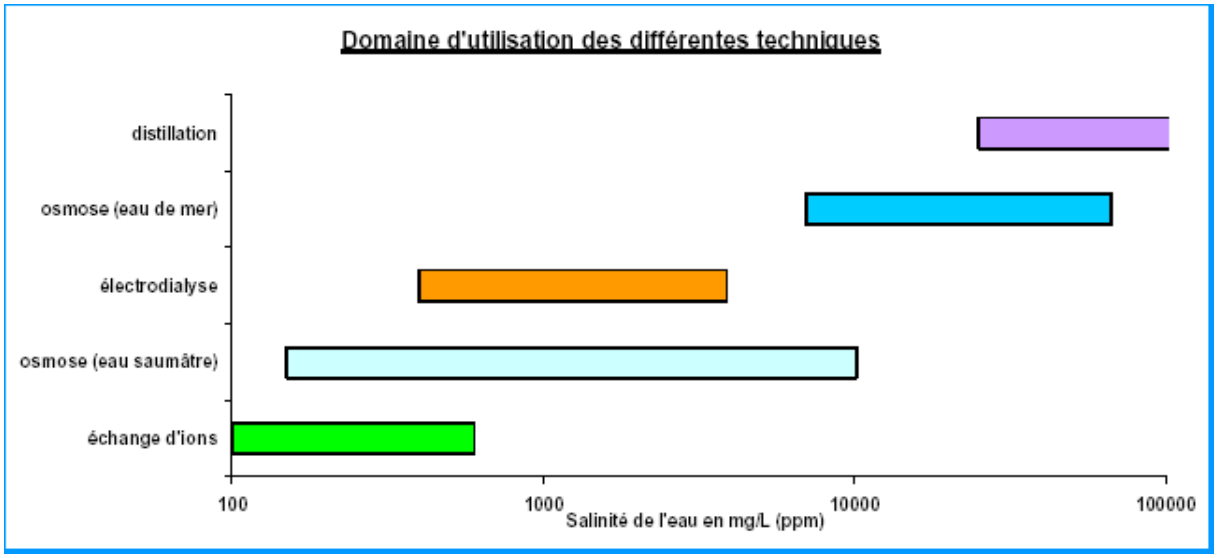


Figure I-6 : Salinité de l'eau à traiter en mg/l

La distillation utilise principalement de l'énergie thermique et de ce fait n'est pas économique que lorsqu'elle est couplée à une centrale électrique (cogénération), alors que les membranes nécessitent de l'énergie électrique. Cela permet de comprendre pourquoi les pays du Moyen Orient producteurs du pétrole, sont principalement équipés en procédés par distillation dont les principaux avantages :

- Des performances et des coûts indépendants de la salinité : cela est intéressant dans les pays du golfe arabique où la salinité peut dépasser 45 g/l ;
- Un prétraitement simple : dégrillage et chloration sont généralement suffisant ;
- Une très faible salinité de l'eau produite (5 à 30 mg/l) voire moins.

Pour l'osmose inverse, les avantages sont :

- Une faible consommation énergétique environ 3 à 4 kw/m ^{3} pour une eau de mer à 38 g/l ;
- Un coût d'investissement plus faible d'environ 20 % ;
- Une gamme étendue de capacités de quelques litres par jour pour des équipements de survie à des installations de plus de 100.000 m ^{3}/j ;
- Une salinité d'eau produite de 300 à 500 mg /l qui convient bien aux usages domestiques.

On constate que l'osmose inverse est en concurrence avec les procédés de distillation sur le plan de capacités globales installées. Sur une production journalière voisine de 32 millions de mètres cubes, près de la moitié l'est par osmose inverse dont 3 millions de m^3 est à partir de l'eau de mer.

Tableau I-16 : Situation mondiale des procédés de dessalement de 1969 à 1989 [8]

Année de contrat	MSF %	OI %	Autres %
1969	75	2	23
1972	72	8	20
1974	70	12	18
1976	64	20	16
1978	64	22	14
1980	65	23	12
1984	65	23	12
1985	52	37	11
1986	33	47	20
1987	11	65	24
1988	0	87	13
1989	3	85	12

Après les membranes en acétate de cellulose, l'apparition de nouveaux modèles en polyamide, plus performants et plus résistants, fait décoller la part de l'osmose inverse. Ainsi, les coûts de dessalement par osmose inverse ont considérablement diminué au cours de ces dernières années, cela est dû aux progrès dans tous les domaines :

- Le taux de rejet de sels des membranes est passé de 98,8 % à 99,8 % (le passage de sels est réduit d'un facteur de 7 %) ;
- La consommation énergétique de 8 à 3 kw/m^3 ;
- Les coûts de membranes diminuent de 70 % ;

• La conception des éléments s'est améliorée (par exemple de 30 à 40 m^3 pour l'aire d'échange des éléments standards).

Des futurs progrès attendus :

• Au niveau de la membrane, amélioration du facteur de passage de sels soit 99,9 % ;

• Au niveau des modules, augmentation de leur taille, par exemple passage à 280 m^2 ;

• Au niveau de récupération d'énergie par généralisation des échanges d'énergie par système pistons ou tournants ;

• Au niveau du prétraitement, par ultrafiltration ou microfiltration.

Conclusion :

Les trois quarts de la surface de notre planète sont recouverts d'eau mais d'eau salée malheureusement. Il n'empêche, ces réservoirs inépuisables que sont les océans font rêver. D'où le recours au dessablement par les pays souffrant de pénurie d'eau.

Le dessalement de l'eau de mer s'est avéré donc comme la solution adéquate. Cette technique est utilisée surtout par les pays du Golf qui n'ont d'autres ressources que les eaux de mer. Avec 30 % de la production mondiale d'eau dessalée, l'Arabie saoudite se situe au premier rang. Les 30 usines de dessalement d'eau de mer existantes dans ce pays produisent environ 2,8 M m3/j d'eau douce. Au sein des pays du Conseil de coopération du Golfe (CCG), la part de l'Arabie saoudite atteint 45,5%, loin devant les Emirats Arabes Unis. Au niveau national, l'Algérie a connu une sécheresse aigue au cours de ces deux dernières décennies, ce qui mène systématiquement à rechercher des solutions à ce déficit d'eau qui gagne d'ampleur avec l'augmentation de la demande.

Les technologies actuelles de dessalement des eaux 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.

Introduction :

La crise de l'eau potable est annoncée pour l'année 2000-2020. En effet, actuellement 1,4 milliards de d'habitant sur terre ne disposent pas d'une eau propre à la consommation. Ce chiffre atteindra 2,3 milliards d'ici 25ans.

Les premiers appareils de distillation apparurent dans la première moitié du XIXème siècle, mais c'est à partir de 1975 que les moyens industriels on été mise en œuvre pour dessaler l'eau de mer.

De ce problème soulevé dans les années 60, le dessalement de l'eau de mer est une réponse. A ce moment la, 25 solutions ont été trouvées mais 4 seulement se sont avérées techniquement et économiquement viables : la distillation, l'électrodialyse, l'osmose inverse et la filtration. Actuellement, la technique d'osmose inverse s'impose peu à peu, d'où, nous développons dans ce chapitre le mécanisme de l'osmose inverse et nous évaluons ensuite le coût du mètre cube de l'eau dessalée.

II.1. Le mécanisme de l'osmose inverse :

Un système chimique évolue naturellement d'une enthalpie libre (rôle du potentiel) plus élevée vers une plus faible (premier principe de la thermodynamique), si les deux solutions sont mises en contact par l'intermédiaire d'une membrane semi perméable, sous l'effet de la pression générée par le gradient de concentration, l'eau passe de la solution la moins chargée vers la plus concentrée. Ce transfert continu jusqu'à ce que le système soit en équilibre, ce dernier est atteint quand la différence de hauteur entre les deux solutions de part et d'autre de la membrane correspond à la pression osmotique, c'est le phénomène d'osmose. Les lois du potentiel chimique nous permettent d'exprimer cette pression :

$$\Pi = C.R.T$$

Dans laquelle :

C : concentration du soluté ;

R : constante des gaz parfaits, R=8,314 J.mole.K ;

Et T : température de la solution en Kelvin. [24]

L'osmose est réversible à condition de fournir de l'énergie, en appliquant une pression supérieure à la pression osmotique du côté de la solution la plus concentrée on inverse le flux : l'eau brute passe alors à travers les membranes qui retiennent les sels et les contaminants : c'est le principe de base de l'osmose inverse, la seule solution membranaire capable de séparer les sels de l'eau. Le flux ou encore la pression, constitue dans cette technologie le facteur déterminant pour atteindre des performances maximales.



Figure II-1 : Unité de dessalement par osmose inverse

II.2. Description d'une filière de traitement des eaux par osmose inverse :

Les principaux constituants d'une installation d'osmose inverse sont les suivants :

- La membrane proprement dite ;
- Le module ;
- La pompe haute pression ;
- Le système de récupération d'énergie ;
- Le poste de prétraitement.

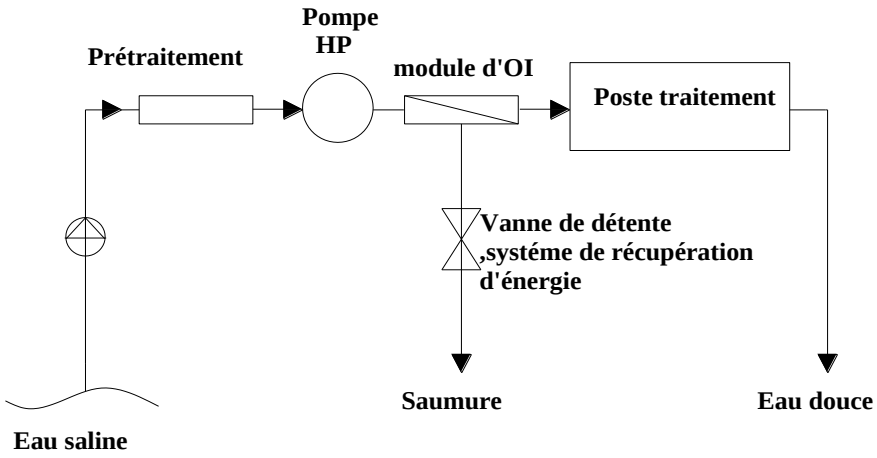


Figure II-2 : Schéma d'une filière de traitement par osmose inverse

II.2.1. Choix d'un module d'osmose inverse :

Toute technologie membranaire requiert une membrane et un module qui lui tient lieu de support.

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

- Modules tubulaires ;
- Modules à fibres creuses ;
- Modules plans ;
- Modules spiraux.

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

- Régime d'écoulement permettant de minimiser les phénomènes de polarisation (écoulement laminaire ou turbulent) ;
- Compacité qui est exprimée par le rapport de la surface filtrante au volume de l'appareil ;
- Facilité de démontage et de remplacement des membranes défectueuses ;
- Volume mort de l'appareil (exprimé en l/m^2) ;
- Adaptation au produit à traiter (nécessité ou non de pré filtration).

a. <u>Module tubulaire :</u>

Le module tubulaire est basé sur une technologie simple, constitué de tubes métalliques ou plastiques poreux sur lesquels est fixée la membrane semi perméable, le diamètre du tube résulte d'un compromis entre la consommation énergétique (qui augmente avec le diamètre) et le coût de fabrication (qui diminue avec le diamètre).

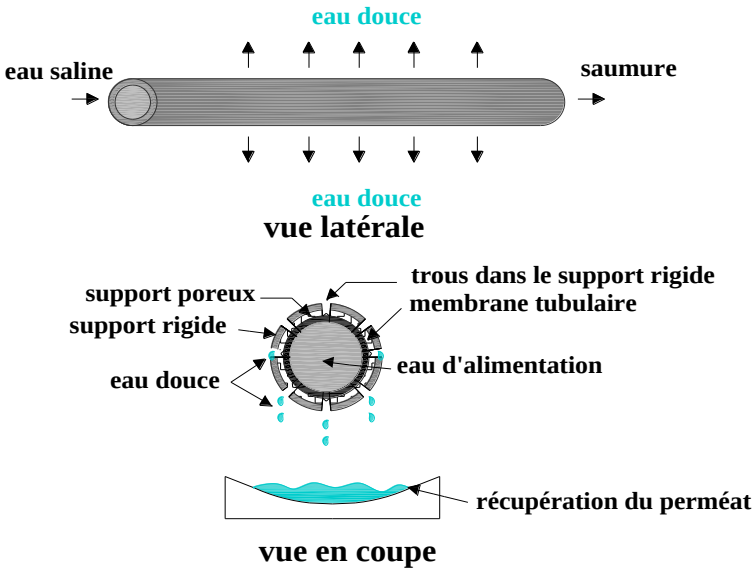


Figure II-3 : Schéma de principe d'un module tubulaire

b. <u>Module à fibres creuses :</u>

Ce module rassemble un ensemble de fibres creuses de diamètre inférieur au micromètre en un faisceau, 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.

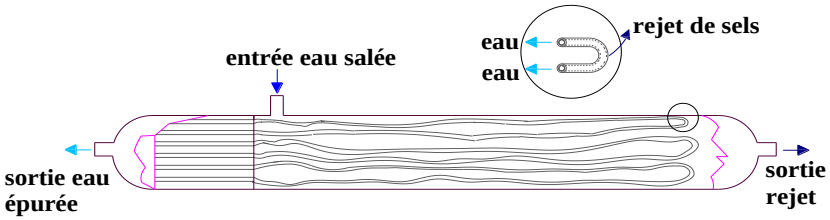


Figure II-4 : Schéma de principe d'un module à fibres creuses

c. <u>Module plan:</u>

Ce type de module est le plus simple : les membranes sont empilées en mille feuilles séparées par cadres intermédiaires qui assurent la circulation des fluides, et les plus anciens de technologie calquée directement sur celle des filtres presses, il peut se présenter soit sous forme de plaques unitaires soit sous forme de cartouches; un des paramètres le plus important est la distance entre les membranes.

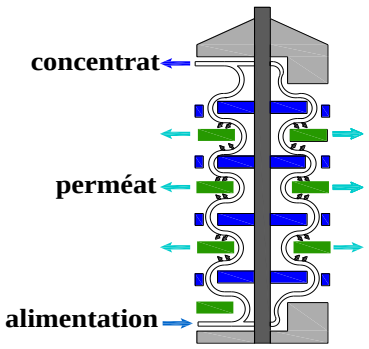


Figure II-5 : Schéma de principe d'un module plan

d. <u>Module spiralé :</u>

Une membrane plane est enroulée sur elle-même autour d'un tube poreux qui recueille le filtrat. On obtient ainsi un cylindre multi couches où le perméat s'écoule selon un chemin spiralé vers le tube poreux tandis que l'alimentation circule axialement dans les canaux. On retrouve souvent dans les installations d'osmose inverse des modules spiralés**.**

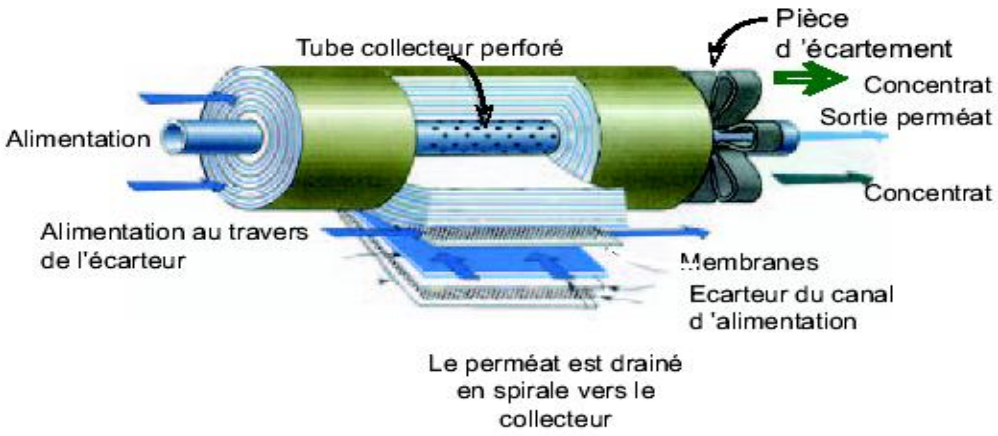


Figure II-6 : Schéma d'un module spiralé

Les avantages et les inconvénients des différents modules sont récapitulés sur le tableau suivant :

Tableau II-1 : Avantages et inconvénients des modules d'osmose inverse [23]

Type de module	Avantages	Inconvénients
Tubulaire	- Prétraitement facile : tolérer des fluides chargés de MES ayant une dimension inférieure à 1/10 le diamètre du tube ; - Facilité de nettoyage ; - La technologie est simple : changement facile de membrane défectueuse.	-Consommation excessive d'énergie afin de diminuer les risques de dépôts par phénomènes de polarisation de concentration ; - Faible compacité : la surface d'échange par unité de volume est la plus faible des systèmes existants < à 300 m^2/m^3 ; - Volume mort élevé.
Fibres creuses	- Compacité élevée : ont la surface d'échange la plus élevée de tous les systèmes existants ; - Faible consommation énergétique résultant d'une faible vitesse et d'un régime laminaire ; - Possibilité de nettoyage à contre courant.	- Sensibilité au colmatage à cause du faible diamètre des fibres ; - Seulement en parallèle contrairement aux autres types de modules ; - Basse pression obligatoire.
Plan	- Système modulaire aisément modifié par l'utilisateur (augmentation ou diminution du nombre d'élément) ; - Visualisation du perméat produit par chaque élément : permettant de détecter la détérioration d'une membrane ; - Prétraitement simplifié.	- Faible ratio surface membrane /volume d'encombrement (100-400 m^2/m^3) ; - Coût d'immobilisation important ; - Difficultés de remplacer les membranes.
Spiralé	- Ratio surface membrane/volume d'encombrement important (300-1000 m	-Risque élevé de colmatage à cause de la faible distance entre

	$^{2}/m^{3}$) ; - Coût d'investissement faible ; - Prétraitement simplifié par rapport aux fibres creuses.	membrane ; -Difficulté de nettoyage.

II.2.2. Choix d'une membrane :

L'abbé Nollet à la fin du 17 éme siècle avait déjà observé le comportement d'une membrane constituée d'une vessie de porc : cette membrane laissait passer un flux d'eau douce pour diluer une solution saline séparée de la précédente par cette paroi : il avait observé le phénomène d'osmose. Au 19 éme siècle cette « curiosité de laboratoire » avait été étudiée par Van't Hoff qui donna sa loi au phénomène d'osmose, les parois utilisées étaient réalisées ainsi : « On peut réaliser artificiellement une paroi semi perméable par le procédé de Traube .il consiste à plonger un vase poreux contenant une solution de sulfate de cuivre, dans une solution de ferrocyanure de potassium : les deux liquides, se rencontrant dans les pores du vase, donnent un précipité gélatineux de ferrocyanure de cuivre, qui forme une paroi semi perméable ». **[10]**

Les technologies membranaires sont devenues des procédés de séparation physique sélective, par différence de pression, obtention d'un perméat de qualité constante, récupération de matières premières sont des atouts que peu de techniques offrent. Les membranes ont connu un essor sans précédent durant les vingt dernières années, l'essor des matériaux de synthèse a permis de réaliser des parois semi perméables éminemment plus pratiques, de ce fait les membranes peuvent être classées suivant le critère adopté en plusieurs catégories.

La structure de matériaux permet de distinguer trois types de membranes :

- Isotropes, où les propriétés structurelles sont constantes sur toute l'épaisseur de la cartouche ;
- Anisotropes, où les propriétés structurelles varient sur l'épaisseur de la cartouche, de la surface vers l'intérieur de la membrane ;
- Liquides. [10]

En fonction de la nature des matériaux constitutifs des couches de membranes, on parle de :

a. Membranes organiques :

Fabriquées à partir de polymères organiques tels que l'acétate de cellulose, de polyamides, poly sulfones…

- **Membranes en acétate de cellulose :**

Constituées principalement de cellulose en remplaçant les groupements hydroxyles par des groupements acétyle dont il permet d'obtenir soit le diacétate soit le triacétate de cellulose, on note que le degré de substitution d'un polymère d'acétate de cellulose est supérieur à 2,75 ce qui équivaut à un pourcentage d'acétyle de 42,3 %.

C'est le plus ancien des polymères mais il est toujours utilisé parce qu'il présente certains avantages.

- **Membrane en polyamides :**

Les formules chimiques des membranes ont évolué avec le temps : à l'origine en acétate de cellulose, elles sont aujourd'hui en majorité en polyamide vu les inconvénients de l'acétate de cellulose.

- **Membrane en poly sulfone :**

Caractérisées par un groupement $-SO_2-$ relativement stable relié à deux noyaux benzéniques.

- **Membrane en matériaux acryliques :**

- poly (acide acrylique),

- poly acrylonitrile (pan).

- **Membranes en matériaux fluorés :**

- poly (fluorure de vénylidéne) ou PVDF,

- poly (tétrafluoroéthylène) ou PTFE.

Tableau II-2 : Avantages et inconvénients des membranes organiques [23]

Membrane organique	Avantages	Inconvénients
En acétate de cellulose	-Perméabilité très élevée, -Mise en œuvre aisée, -Le matériau de base (cellulose) est répandu, - Colmatage moins élevé	-Sensibilité à la température, -Sensibilité au PH, -Sensibilité au chlore, -Sensibilité aux microorganismes, -Sensibilité au colmatage.

En polyamides	-Bonne stabilité chimique et thermique, -Meilleure résistance mécanique.	-Très grande sensibilité aux oxydants, - Faible perméabilité, -Problèmes d'adsorption
En poly sulfone	-Bonne stabilité thermique jusqu'à 75° C, -Bonne tenue au PH variant de 1 à 13, -Bonne résistance au chlore.	-Sensibilité au colmatage, aucune membrane de ce type ne supporte des pressions à 15 à 20 bar, -Problèmes d'adsorption.
En matériaux acryliques	-Bonne stabilité thermique, -Bonne stabilité chimique, -Possibilité de stockage à sec.	-Résistance mécanique limitée, -Difficulté d'obtenir de faibles diamètres
En matériaux fluorés	-Très bonne résistance thermique, -Très bonne résistance chimique.	-Faible perméabilité due au caractère hydrophobe de la membrane, -Utilisable seulement en microfiltration

b. <u>Membranes minérales</u> :

a. Membranes à support carbone ;

b. Membranes dynamiques ;

c. Membranes en alumine.

Tableau II-3 : Avantages et inconvénients des membranes minérales [23]

Membrane minérale	Avantages	Inconvénients
A support	- PH compris entre 0 à 14, - Températures pouvant atteindre	- Prix élevé, - Volume mort important, dû

carbone	300°C, - Pressions allant jusqu'à 2 MPa.	à la configuration tubulaire : 1,5 l/m^2.
Dynamiques	-Investissement faible pour la fabrication, -Bonne tenue en température, au PH et en milieu oxydant.	-Performances (perméabilité et sélectivité) médiocres en osmose inverse. -Mise en œuvre nécessitant un savoir faire important.
En alumine	-Bonne tenue en température élevée jusqu'à 300°C, -Bonne tenue en milieu acide jusqu'à PH=1, -Bonne tenue en pression.	-Sensibilité au milieu basique, ce qui pose de problèmes lors du nettoyage à la soude, -Prix élevé.

c. Membranes composites :

Apparues il y a dix ans, elles sont caractérisées par une structure asymétrique dont la peau est beaucoup plus fine que celle des membranes classiques non composites et par une superposition de plusieurs couches différenciées soit par leur nature chimique, soit par leur état physique. Elles peuvent être organiques (superposition de polymères organiques différents), organo- minérales ou minérales (association de carbone ou d'alumine comme support et de métaux tels le zircon, l'alumine et le titane).

- **Avantages**

- Perméabilité et sélectivité élevées ;
- Stables à des valeurs de PH de 2 à 11 ;
- Bonne tenue à des températures de 40° à 60°C suivant la pression.

- **Inconvénients**

- Mauvaise tenue au chlore.

II.2.3. Pompe haute pression :

La pompe haute pression joue un rôle très important dans une installation d'osmose inverse, et elle est liée directement à la consommation d'énergie par son rendement.

Il existe plusieurs types de pompes haute pression sur le marché :

- Pompes centrifuges multi étagées ;
- Pompes centrifuges mono étagées à grande vitesse ;
- Pompes volumétriques à piston.

II.2.4. Poste de prétraitement :

Un des aspects essentiels de la technologie d'osmose inverse, est d'offrir le moins d'obstacles possible au passage de l'eau et d'éviter que les salissures ne s'agglomèrent sur la surface des membranes et réduisent leur efficacité. Celles-ci sont très sensibles au colmatage par matières colloïdales et les micro-organismes, raison pour laquelle le prétraitement de l'eau brute est primordial. Il peut être réalisé par acidification, décantation, flottation, décarbonatation et ajout de séquestrant pour empêcher la précipitation des carbonates et sulfates.

II.2.5. Système de récupération d'énergie :

Dans le système d'osmose inverse le concentrât est rejeté sous haute pression arrivant jusqu'à 65 bars, c'est pourquoi il est important de récupérer de l'énergie du débit de concentrât. Il existe actuellement deux systèmes de récupération de l'énergie hydraulique : [25]

- **Récupération indirecte**

La puissance hydraulique du concentrât sert à soulager le moteur de la pompe haute pression et ceci par l'intermédiaire d'une turbine.

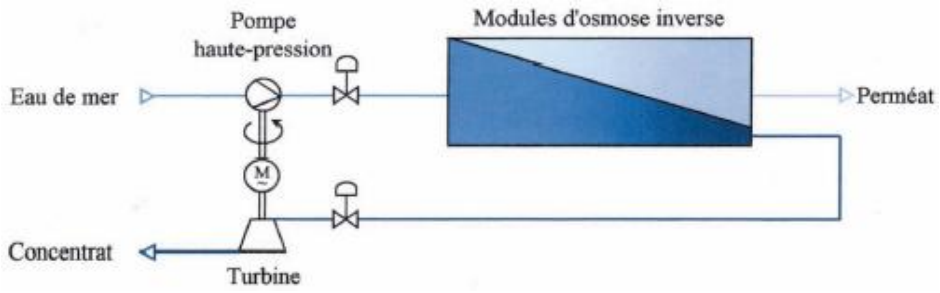


Figure II-7 : Schéma de récupération directe de l'énergie

- **Récupération directe**

La puissance hydraulique est transférée directement dans le circuit d'alimentation, Le flux du concentrât provenant des membranes est dirigé à travers l'échangeur de pression, où il transfert directement de l'énergie à une partie du flux d'alimentation avec un maximum d'efficacité, pour cela il existe une pompe de surpression destinée à compenser les pertes de charge induites dans les échangeurs de pression comme le montre la figure suivante :

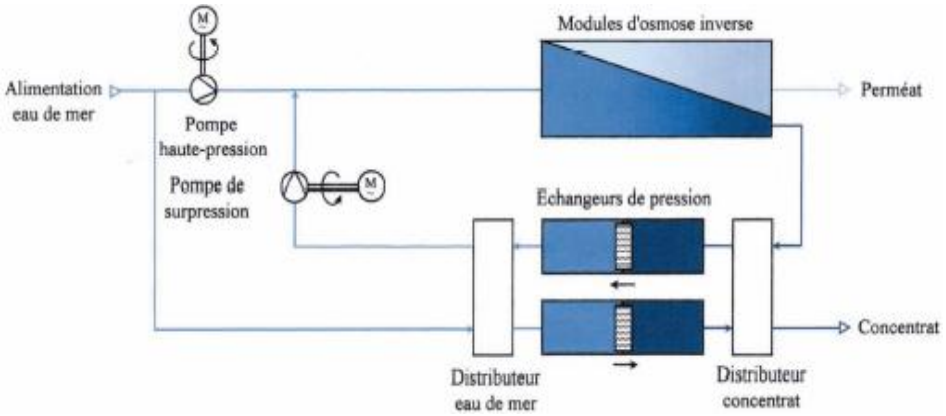


Figure II-8 : Schéma de récupération indirecte de l'énergie

II.3. Calcul d'une installation d'osmose inverse :

II.3.1. Conditions de fonctionnement et choix des paramètres :

Les caractéristiques principales d'une unité de dessalement sont les suivantes : [11]

a. Débit d'eau :

Le débit d'eau traversant la membrane est défini par l'équation suivante :

$$Q_e = \frac{K_1(\Delta P - \Delta\Pi)S}{e}$$

Tels que :

Qe : débit d'eau à travers la membrane ;

K 1 : coefficient de perméabilité de l'eau ;

ΔΠ : pression osmotique différentielle entre pression osmotique de l'eau brute et celle de l'eau

traitée ;

ΔP : pression différentielle entre pression d'eau d'alimentation et pression en sortie ;

S : surface de la membrane ;

e : épaisseur de la membrane.

b. débit de sels :

Le débit de sels traversant la membrane est défini comme suit :

$$Q_s = \frac{K_2.\Delta C.S}{e}$$

Tel que : Q_s : débit de sels à travers la membrane ;

K_2 : coefficient de perméabilité aux sels ;

ΔC : différence de concentration en sels transmembranaire ;

S : surface de la membrane ;

e : épaisseur de la membrane.

c. Taux de conversion :

Le taux de conversion est le rapport du débit du perméat au débit d'alimentation :

$$T_c = \frac{Q_p}{Q_a}$$

d. Passage des sels :

Le taux de passage de sels est le pourcentage de soluté qui passe à travers la membrane est calculé comme suit :

$$P_s = \frac{C_p}{C_a}$$

Avec : Cp : concentration en sels dissous dans l'eau osmosée ;

Ca : concentration de l'eau d'alimentation.

Une augmentation de la pression d'alimentation entraîne une augmentation du débit d'eau et par conséquent une diminution de la salinité de l'eau osmosée par une grande dilution des sels. **[11]**

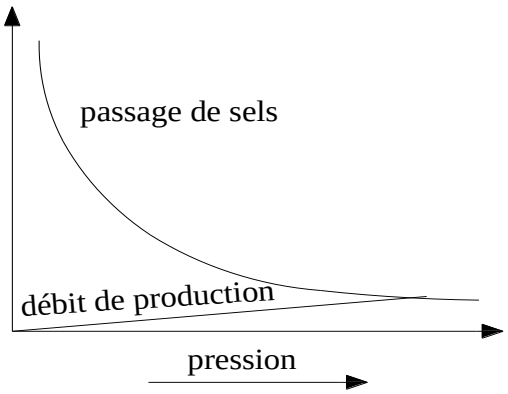


Figure II-9 : Influence de la pression sur le passage de sels

e. Taux de rétention ou de rejet (sélectivité) :

Le taux de rejet est le pourcentage de soluté qui ne traverse pas la membrane :

$$T_r = \frac{C_r}{C_a}$$

On a : $P_s + T_r = 1$

f. Mécanisme de transfert :

Le procédé de traitement des eaux par membrane d'osmose inverse est l'une des techniques de filtration tangentielle membranaire, par opposition aux membranes microporeuses d'ultrafiltration ou de microfiltration, les membranes d'osmose inverse sont dites « denses » car elles ne sont pas poreuses et la séparation des espèces dissoutes n'est due en réalité qu'aux propriétés chimiques du polymère de surface. Les membranes fonctionnent hydrauliquement avec une circulation tangentielle de l'eau, de ce fait seulement 10% environ du flux est produit par élément sous forme de perméat pendant que la majeure partie de l'eau d'alimentation s'écoule le long de la surface de la membrane pour être évacuée ensuite sous forme de concentrât.

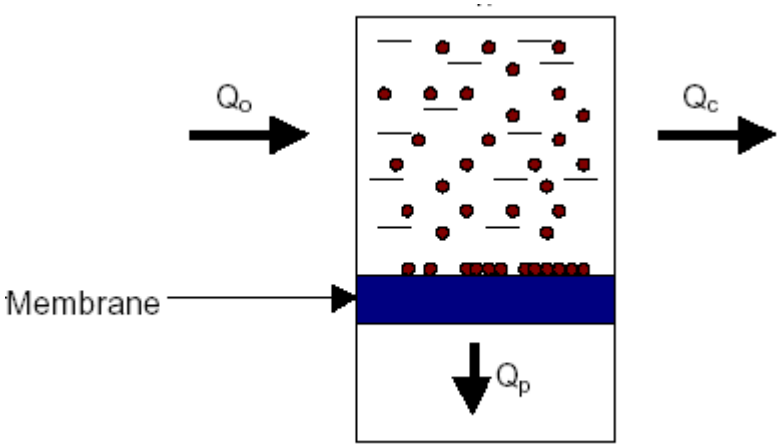


Figure II-10 : Schéma de filtration tangentielle

Ce mécanisme de type diffusionnel consiste à considérer que les transferts de solvant et soluté se font par diffusion ; toutes les espèces moléculaires se dissolvent et diffusent à l'intérieur de la membrane sous l'action d'un gradient de concentration et de pression**.**

g. Flux du solvant et de soluté :

Les flux de solvant et de soluté à travers la membrane sont donnés par les deux relations suivantes : [6]

$$J_1 = A\,(\Delta P - \Delta \Pi)$$

Avec : J_1 (g.cm-2. s-1) : flux de solvant à travers la membrane,

A (kg. s-1.Pa-1.m-2) : perméabilité de la membrane à l'eau,

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

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

Et : $J_2 = B\Delta C$

Avec : J_2 (g.cm-2. s-1) : flux de sels à travers la membrane ;

B (m.s-1) : perméabilité de la membrane aux sels ;

ΔC (kg.m-3) : différence de concentration en sels de part et d'autre de la membrane.

Le flux de sels à travers la membrane est fonction du gradient de concentration de part et d'autre de la membrane.

La salinité intervient sur la capacité de production d'une unité d'osmose inverse par la pression osmotique, cette dernière est proportionnelle à la concentration de la solution : $\Pi = C.R.T$.

II.3.2. Influence de la température :

La capacité de production d'une unité d'osmose inverse augmente avec la température d'environ 2,5 à 3 % par °C, en revanche pour une pression donnée, le colmatage d'une membrane est d'autant plus important que la température est élevée.

II.3.3. Influence de la pression efficace sur la séparation :

a. Influence de la pression efficace sur le taux de rejet :

Soient C_0 ($g.cm^{-3}$) la concentration du soluté dans la solution qui arrive sur la membrane et Cp la concentration du soluté dans le perméat qui traverse la membrane.

L'équation peut s'écrire :

$$J_2 = B\Delta C = B\,(C_0 - C_p)$$

Pour des membranes très sélectives, c'est-à-dire où l'on a $C_p << C_0$, les équations précédentes peuvent être combinées pour déterminer le taux de rejet de la membrane Tr :

$$T_r = (C_0 - C_p)/\ C_0 = 1 - C_0 / C_p$$

On a les relations suivantes basées sur la conservation de masses :

$$J_2 = J_1.Cp$$

Sachant que : $J_1 = A\,(\Delta P - \Delta\Pi)$

$$T_r = A\,(\Delta P - \Delta\Pi)/\ A\,(\Delta P - \Delta\Pi) + B$$

D'après les équations, le flux de solvant est proportionnel à la pression efficace (ΔP-ΔΠ), tandis que le flux de soluté en est indépendant ainsi le taux de rejet augmente avec l'augmentation de la pression et tend vers 1 lorsque cette dernière tend vers l'infini.

b. Influence de la pression efficace sur le flux de solvant :

La relation $J_1 = A (\Delta P - \Delta \Pi)$, montre que le flux de solvant varie proportionnellement avec la pression efficace mais ce n'est pas tout à fait vrai vu des deux phénomènes suivants :

-Le phénomène de compactage dû aux pressions élevées, le compactage des membranes se traduit par une diminution de la perméabilité.

-Le phénomène de polarisation de concentration.

II.3.4. Choix de la pression de fonctionnement :

Le choix repose sur des considérations techniques et économiques : [6]

- **Considérations techniques :**

- La pression de fonctionnement doit être supérieure à la pression osmotique ;
- La sélectivité d'une membrane augmente avec la pression ; celle-ci doit être choisie de manière à obtenir le taux de conversion désiré ;
- Lorsque la pression est élevée, des problèmes de tenue mécaniques se posent pour les membranes (compactage) et les modules, actuellement la pression maximale est d'environ 7 Mpa.

Il existe une pression au delà de laquelle le flux de perméat n'augmente plus et cela pour une vitesse de circulation donnée il en résulte le phénomène de polarisation, il est donc impératif de choisir une pression inférieure à cette valeur limite.

- **Considérations économiques :**

Le choix de la pression de fonctionnement doit être compris entre le coût de la consommation énergétique et le coût réservé à la surface membranaire.

Lorsque la pression augmente, la consommation d'énergie devient importante, tandis que la surface membranaire nécessaire devient plus faible pour la production donnée.

II.3.5. Mise en œuvre –Arrangements d'une installation d'osmose inverse :

Pour qu'une installation d'osmose inverse fonctionne correctement il est nécessaire d'obéir à certains critères de choix d'un tel procédé

Il existe plusieurs procédés de fonctionnement d'une installation d'osmose inverse :

a. Procédé discontinu à recyclage :

Applicable pour le traitement de faibles volumes, on distingue :

b. Procédé discontinu à recyclage :

Une pompe additionnelle peut servir à une recirculation du concentrât à l'entrée du module, la solution à traiter est contenue dans une cuve, la recirculation se fait jusqu'à obtention de la concentration voulue.

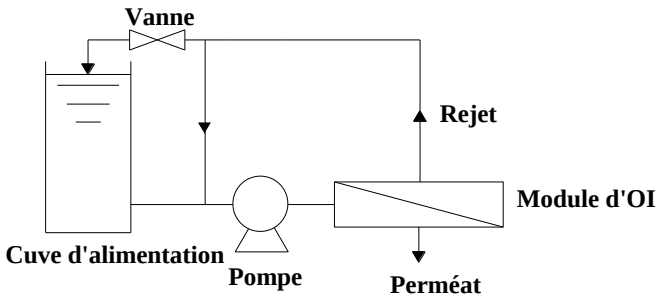


Figure II-11 : Schéma d'un système de dessalement discontinu à recyclage

c. Procédé discontinu sans recyclage :

Dans ce cas et pour réduire la consommation d'énergie il y a une suppression de la conduite de recirculation.

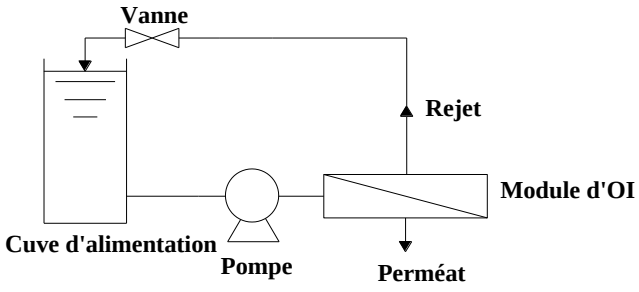


Figure II-12 : Schéma d'un système de dessalement discontinu sans recyclage

d. Procédé continu sans recyclage :

Les procédés discontinus sont déconseillés pour le dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres à cause de la discontinuité de l'alimentation, dans ce cas seul le procédé continu est utilisé, les modules étant montés en série-rejet ou en série-production.

- ***Montage en série-rejet***

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

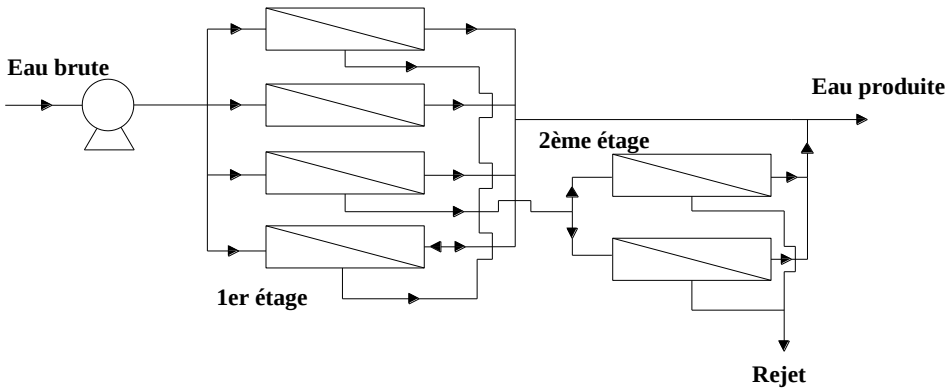


Figure II-13 : Schéma de montage en série-rejet

- ***Montage en série production***

Ce type de montage est utilisé quand la sélectivité de la membrane n'est pas suffisante pour effectuer une séparation donnée, on l'utilise pour le dessalement de l'eau de mer ayant une salinité élevée.

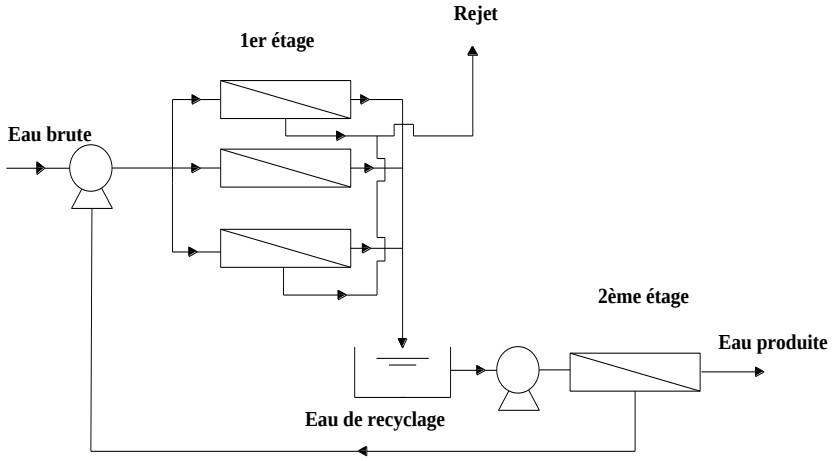


Figure II-14 : Schéma de montage en série production

II.3.6. Avantages et les inconvénients de l'osmose inverse : [24]

***Avantage* :**

- **Faible consommation d'énergie :**

- Pour une eau saumâtre : de salinité de 2,5 g/l, la consommation énergétique est de 3 kWh/m^3 et cela résulte des faibles pressions osmotiques de 2 à 4 MPa ;
- Pour une eau de mer : de salinité d'environ 35 g/l, la consommation énergétique est de 12 à 13 kwh/m^3 dans le cas où il n'y a pas de récupération d'énergie, dans le cas contraire la consommation énergétique est de 6 à 8 kWh/m^3.

- **Simplicité du procédé :**

- L'osmose inverse peut être schématisée par une pompe à haute pression (3 à 6 MPa) et un ou plusieurs modules ;
- Ce procédé peut fonctionner à froid et ne demande pour sa mise en marche ou arrêt que quelques secondes.

Après l'osmose inverse ; on obtient une eau très pure :

- pH légèrement acide de 6.6 (idéal pour la digestion, l'assimilation des aliments et rééquilibre de pH du sang généralement trop toxique) ;
- Résistivité élevée 20000 à 30000 ohms, ce qui permet une parfaite élimination des toxines par les reins ;
- L'eau osmosée est antioxydante, alors que l'eau en bouteille est plus oxydée du fait du délai souvent trop long entre la mise en bouteille et la consommation.

***Inconvénients* :**

- Nécessité d'un prétraitement de l'eau ;
- La membrane est le point clef des installations d'osmose inverse, son remplacement représente 5% du coût de traitement or la séparation membranaire possède un talon d'Achille : le colmatage de la membrane ;
- Les dépôts de matières entraînent la formation d'une couche à la surface de la membrane ce qui a pour conséquence de réduire le débit de filtration et donc les performances du procédé. Le colmatage est responsable dans 3 quarts des cas du vieillissement de la membrane ;
- La capacité unitaire d'un module d'osmose inverse ne dépasse pas 20 m^3/j d'eau douce à partir de l'eau de mer et de ce fait une installation de grande capacité va être constituée de plusieurs modules, ce qui entraîne une complexité de l'installation et un coût élevé.

II.4. Coûts de l'eau dessalée et ordres de grandeur :

Les coûts du système pour le traitement de l'eau minérale sont les mêmes pour les modules spiralées que pour les modules fibres creuses. Les coûts de pré-traitement pour la purification des eaux de surface sont plus élevés quand on utilise des membranes fibres creuses, car elles sont plus sensibles à l'encrassage.

L'utilisation de module tubulaire et plans peut être plus cher que l'utilisation de modules fibres creuses ou spiralés. Les coûts d'utilisation des modules tubulaires et plans sont approximativement égaux. Il a été dit que pour les systèmes d'osmose inverse pour dessalement d'eau de mer, les membranes spiralées sont le plus souvent utilisées.

Les coûts de dessalement diminuent de manière importante avec la taille de l'installation d'où l'intérêt de construire des installations de capacités importantes, comme le montre le tableau suivant :

Tableau II-4 : Coûts des installations [16]

	Grandeurs	**\$ US/m^3**
Eau de mer	Unités très grandes	0,70-0,80
	Unités moyennes	1,00-1,50
	Unités petites	2,00-3,00
Eau saumâtre	Grandes unités	0,20-0,40
	Petites unités	0,50-0,70

- **Composition du prix d'un mètre cube d'eau dessalée :**

Le coût du mètre cube d'eau dessalée se compose de différents pourcentages affectés à plusieurs désignations, comme suit :

Tableau II-5 : Composition du coût d'un mètre cube dessalée [16]

Désignation	Taux en %
Energie	34
Coût d'exploitation	12
Produits chimiques	03
Entretien/renouvellement	10
Frais administratifs	09
Amortissement	32
Total	100

II.5. Prix de revient du mètre cube d'eau dessalée :

Il est influencé par plusieurs facteurs :

a. Facteurs liés au site de l'installation :

- *Qualité de l'eau d'alimentation* : la qualité de l'eau brute nous renseigne sur le type de prétraitement adéquat ;
- *Température de l'eau d'alimentation* : pour le procédé d'osmose inverse, l'augmentation de 1°C entraîne une augmentation de production de 3 % ;
- *Prix d'énergie* : suivant la disponibilité de l'énergie, le prix d'un mètre cube d'eau dessalée peut varier considérablement, le coût d'énergie est très élevé pour des sites isolés.

b. Facteurs liés à l'usine :

Sont en fonction du type de procédé de dessalement, pour l'osmose inverse on énumère :

- *Facteurs d'ordres techniques* :

- Volume d'eau produit ;
- Qualité de l'eau produite ;
- Type de perméateurs utilisés ;
- Pression d'alimentation ;

- Taux d'exploitation, de conversion et de dosage chimique.

    - *Facteurs d'ordres économiques* :

- Prix de l'énergie et des équipements ;
- Frais d'exploitation ;
- Taux d'amortissement ;
- Durée de construction et d'amortissement.

c. Coûts des projets de dessalement :

Ce coût est principalement engendré par :

c.1. Coût d'investissement :

- Coût de génie civil :

L'usine de dessalement doit supporter et abriter le poids total des différents équipements ;

- Coût de prise d'eau : c'est le coût de pompage de l'eau ;
- Coût des équipements :

Ces équipements couvrent :

- Equipements électriques ;
- Canalisations et vannage ;
- Pompes : pompage d'alimentation, de production, de mise en pression, pompage de recirculation…etc.

- Coût du système de contrôle :

Toute station est équipée par un système de contrôle automatique central, dans le but de réduire les coûts de maintenance et le maintien de niveau de prétraitement ainsi que celui des performances affectées par le colmatage, d'autre part de contrôler la vitesse et la température et d'avoir le maximum de souplesse et le minimum de risque de panne.

- Coût auxiliaire :

On trouve celui du chauffage, du système de décharge des déchets chimiques et du système de refroidissement de l'eau.

c.2. Coût d'exploitation :

- Coût de la main d'œuvre ;
- Coût de remplacement des membranes défectueuses ;
- Frais d'entretien et de maintenance ;

- Coût de consommation des produits chimiques dans le prétraitement et le poste traitement ;
- Coût de la consommation énergétique : elle représente une partie importante du coût d'exploitation, elle est liée :

- Au pompage de l'eau brute à partir de la prise d'eau ;
- Au système de prétraitement ;
- A la pompe haute pression ;
- Au pompage de l'eau produite ;
- A la recirculation ;
- Consommations diverses.

II.6. Estimation du prix de revient :

La station de déminéralisation par osmose inverse est destinée à traiter un débit d'eau brute de 5000 m^3/j destinée à l'alimentation de la ville de BOUSMAIL en vue d'alimenter la ville de Bousmail en eau potable.

Le prix de revient du m^3 d'eau dessalée est la somme des éléments qui le constituent comme montrer ci dessous. [16]

II.6.1. Frais d'investissement :

Les frais d'investissement englobent les coûts des équipements électromécaniques et des travaux de génie civil.

$$I = E + G$$

Avec, E : coûts des équipements ;

G : coût du génie civil.

a. Equipements :

- Fourniture et montage des systèmes de raccordements de la prise d'eau et les deux réservoirs de stockage = 81960000 DA.

- Poste de dessalement : le prix d'un module B9 est de l'ordre de 316,3 $ US. [17]

Avec : 1$ qui équivaut 70 DA actuellement, d'où le prix d'un module B9 est estimé à :

22140 DA, avec un nombre de perméateurs de 74 ce qui donne :

P = 221400.196 = 43394400 DA.

- Transformateur SONELGAZ :

- Fournitures et installation des groupes électrogènes :

Ce qui donne un transformateur SONELGAZ de : 22950000 DA.

- Equipements électromécaniques : 46900000 DA ;
- Equipements de laboratoire : 48922418 DA.

Donc :

E = 81960000+ 43394400+22950000 + 46900000 + 48922418

⇒ **E= 244126818 DA.**

b. Génie civil :

- Bâti béton armé ;
- Charpente métallique ;
- Cloisonnement.

G = 7000000 DA.

On aura ainsi le coût d'investissement :

I = E + G = 244126818 + 70000000

I = 314126818 DA.

II.6.2. Frais d'exploitation :

Ces frais sont constitué des :

- Coûts des produits chimiques : C (DA/j);
- Coûts d'énergie : W (DA/KWh/j);
- Coûts de la main d'œuvre : MO ;
- Coûts de remplacement des membranes (tous les 3 ans) : M ;
- Coût de remplacement des cartouches (tous les 3 mois) : F.

On aura donc :

$$E_x = W + MO + M + F + C$$

Avec : W = 98150, 3 DA ;

MO = 85000 DA ;

M = 1784, 7 DA ;

F = 6007 DA ;

C = 34539,6 DA ;

E_x = 225480,85 DA/j.

II.6.3. Charges financières :

- Amortissement 20 ans ; 314126818
- Annuité d'exploitation (selon inflation) = 6 % ;
- Charge d'exploitation. $B = A + E_x + 0{,}06\ A$

Avec, $A = \frac{I}{365.20} = \frac{314126818}{365.20} = 43031{,}1$ DA/j.

Donc : $B = A + E_X + 0{,}06\ A$

$B = 43031{,}1 + 225480{,}85 + 0{,}06.\ 43031{,}1$

B = 271093 ,8 DA/j

II.6.4. Prix du mètre cube d'eau dessalée :

Notre projet consiste à dessaler une eau salée à partir de l'eau de mer totalisant un débit de 5000 m^3/j destinée à l'alimentation de la ville de Bousmail.

$$P = \frac{B}{Q_{PT}}$$

$$P = \frac{271093{,}8}{5000} = 54{,}2 \text{ DA/m}^3.$$

P = 54,2 DA/m^3

Conclusion :

La technique de dessalement des eaux saumâtres est une excellente solution, dans le cas de l'insuffisance des ressources exploitables, qui reste toujours en confrontation dans la région saharienne.

Nous avons présenté une étude économique par l'évaluation du coût du m^3 d'eau dessalée par la technique d'osmose inverse qui a le caractère de traiter un grand débit avec un coût faible du m^3 d'eau.

Introduction :

Les besoins d'eau douce sont de plus en plus croissants. Dans le monde, 1 milliard de personnes n'ont pas accès à l'eau potable. Pour procurer de l'eau douce, en particulier dans les zones sèches de nombreuses recherches ont été menées pour trouver des méthodes efficaces qui permettent d'éliminer le sel de l'eau de mer et des eaux saumâtres.

En fait, l'électrodialyse est surtout utilisé pour le dessalement d'eaux saumâtres puisque le procédé n'est plus rentable pour des teneurs en sels supérieures. L'électrodialyse n'est pas non plus pratiquée pour traiter les eaux à moins de 0.04% de sels. Malgré ces limitations, plusieurs petites usines de dessalement par électrodialyse sont exploitées dans le monde sur des bases commerciales dessalant ainsi plusieurs centaines de mètres cube par jour. La plus grande installation de traitement par électrodialyse traite actuellement 10000 m^3 par jour.

Dans ce chapitre, nous allons présenter une description de procédé d'électrodialyse, et nous faisons une évaluation de coût de l'eau dessalée dans le cas de la station de Bousmail.

III.1. Description du procédé :

Le terme dialyse désigne la diffusion d'un soluté à travers une membrane qui lui est perméable au solvant. L'électrodialyse désigne donc le transfert d'ions à travers une membrane qui leur est perméable sous l'effet d'un champ électrique.

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 les membranes cationiques.

III.2. Principe de fonctionnement :

Un électrodialyseur est constitué d'un grand nombre de compartiments alimentés électriquement en série, et hydrauliquement en série ou en parallèle (figure III-1). Ces compartiments sont séparés par des membranes. L'extraction des ions se fait par migration de ces derniers à travers les membranes dites « sélectives » (qui sont soit anioniques, soit cationiques) sous l'action d'un champ électrique. Ainsi, seuls les anions (chargés négativement) peuvent traverser les membranes anioniques et seuls les cations (chargés positivement) peuvent traverser les membranes cationiques.

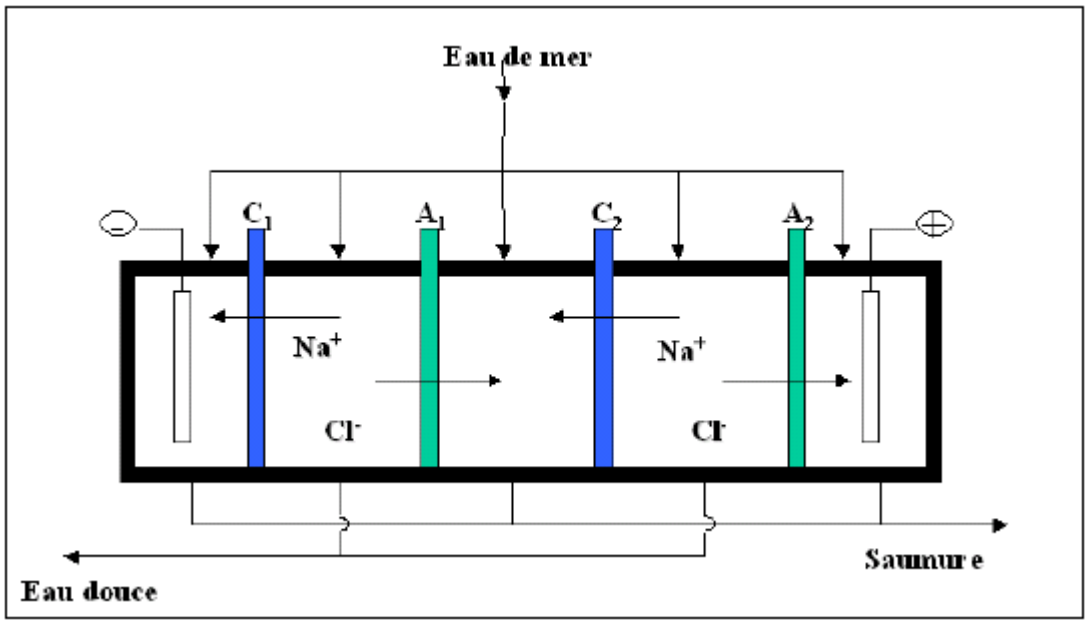


Figure III-1 : Unité d'électrodialyse alimentée en parallèle

En plaçant alternativement une membrane cationique et une membrane anionique, puis en créant une charge positive à une extrémité de l'électrodialyseur et une charge négative de l'autre, on va attirer les anions vers la charge négative et les anions vers la charge positive, piégeant ainsi dans certains compartiments les ions qui sont alors retirés de la solution dans les autres compartiments. Ces transports ioniques membranaires donnent lieu à des changements de nature ou de concentration des électrolytes qui composent les milieux traités. On peut ainsi réaliser la reconcentration d'un électrolyte ou bien la substitution d'un ion par un ion de même signe ou encore la conversion d'un sel en acide et base. Les électrodes ne participent pas directement au procédé, leur seul rôle est d'assurer l'application de la force de transfert électrique.

D'ailleurs, pour éviter que les produits d'électrolyse ne contaminent les solutions traitées, les électrodes sont isolées dans un circuit spécial.

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 raison de la sélectivité des membranes; c'est à dire les ions Na^+ peuvent uniquement traverser les membranes cathodiques et les ions Cl^- les membranes anioniques, on obtient de l'eau douce dans deux des quatre compartiments (Figure III-2).

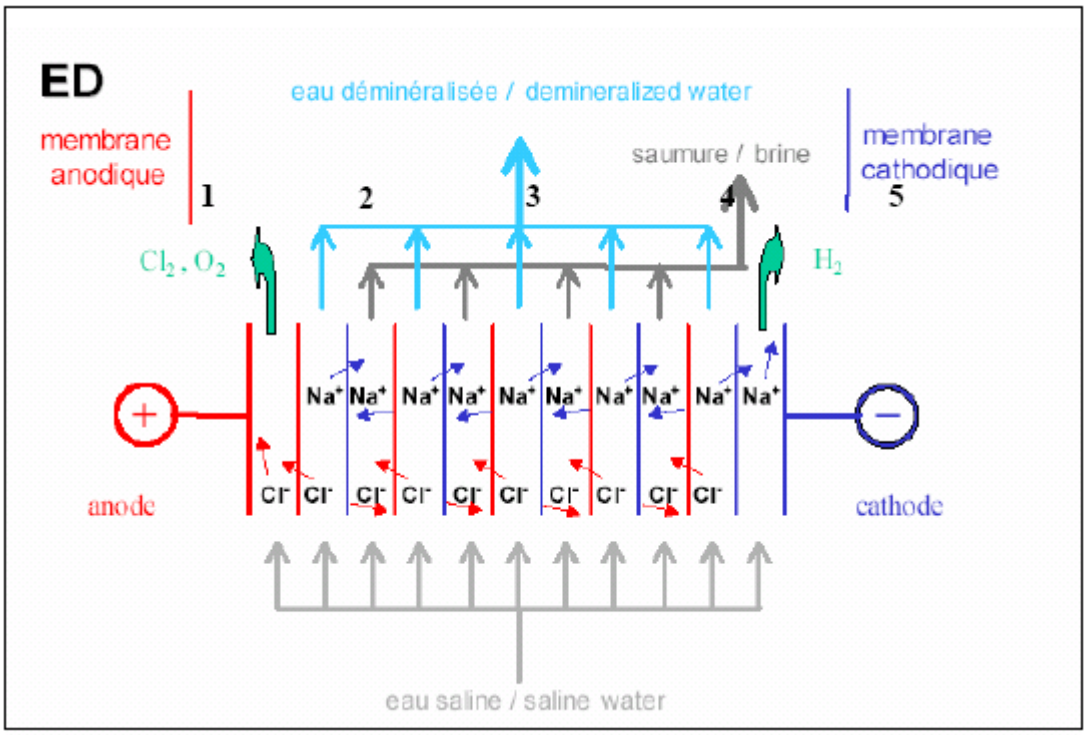


Figure III-2 : Principe du dessalement par électrodialyse

III.3. Les différents types d'électrodialyse :

III.3.1. Electrodialyse à deux compartiments : (épuration reconcentration)

C'est l'électrodialyse la plus simple et la plus répandue, la cellule élémentaire se compose de deux compartiments : Le compartiment 1, diluât, qui contient l'électrolyte dissocié M^+ A^- à éliminer et le compartiment concentrât vers lequel M^+ A^- est transféré et concentré. Dans la pratique, l'empilement peut contenir plus de 200 cellules élémentaires, les circuits hydrauliques se trouvent donc en parallèle alors que du point de vue électrique la circulation des charges ioniques s'accomplit en série (Figure III-3).

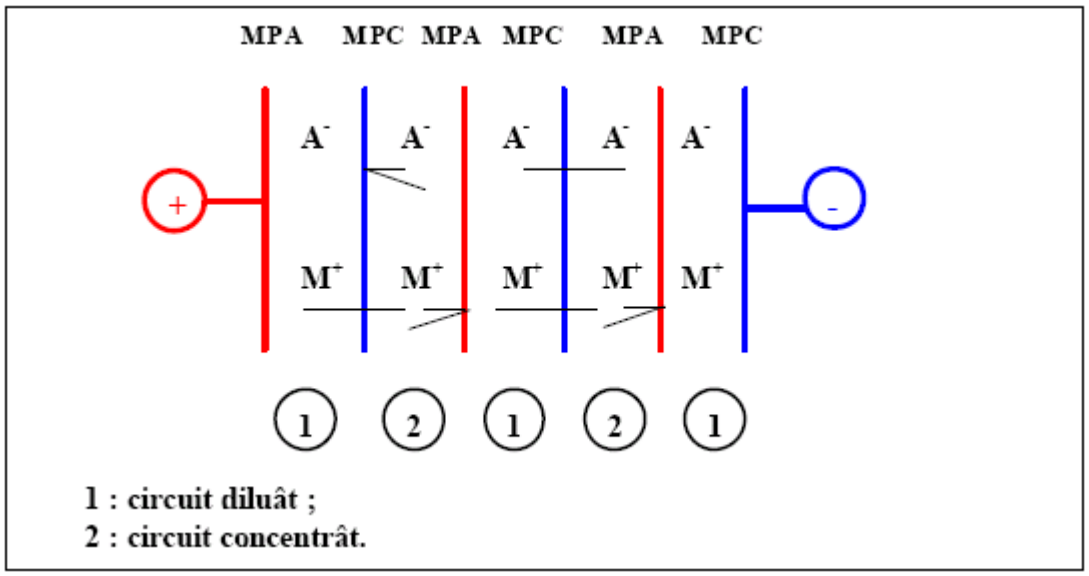


Figure III-3 : Principe de l'électrodialyse à deux compartiments.

III.3.2. <u>Electrodialyse à quatre compartiments</u> : (double décomposition)

La cellule élémentaire se compose de quatre compartiments (Fig. 04) : le diluât 1 qui contient l'électrolyte $B^+ A^-$ le diluât 3 contient l'électrolyte $C^+ D^-$ et deux concentras 2 et 4, sous l'effet du champ électrique et de la disposition des membranes, l'électrolyte $B^+ D^-$ se forme et se concentre dans 2 et l'électrolyte $C^+ A^-$ dans 4. Cette opération peut être écrite sous la forme de la réaction suivante :

$$B^+ A^-_{(1)} + C^+ D^-_{(3)} \rightleftharpoons B^+ D^-_{(2)} + C^+ A^-_{(4)}$$

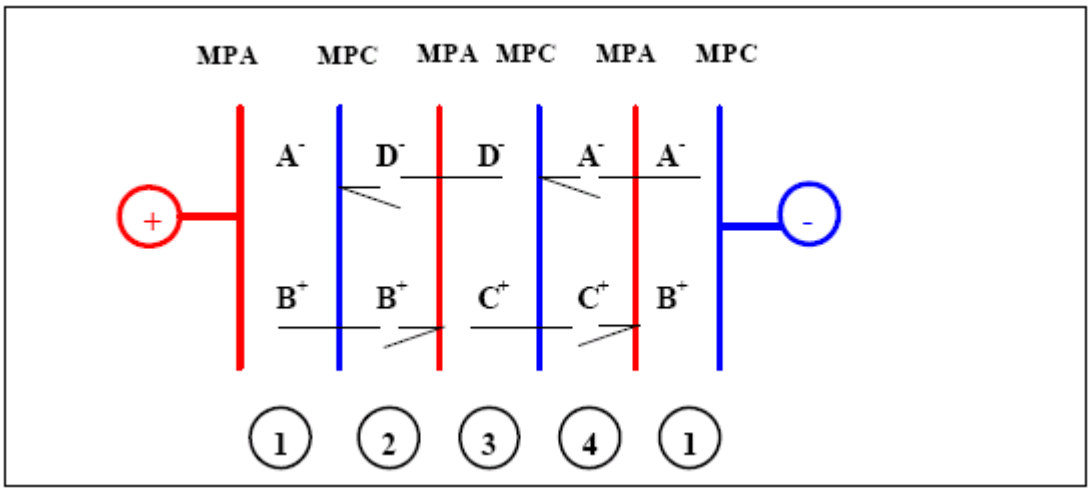


Figure III-4 : Principe de l'électrodialyse à quatre compartiments

III.3.3. Electrodialyse à trois compartiments : (substitution)

Lorsqu'on veut recomposer l'acide faible AH à partir de son sel fortement dissocié M^+A^-, présent dans le compartiment 2 délimité par deux MPC, on substitue aux cations M^+ des protons provenant de l'acide fortement dissocié X^-H^+ contenu dans le compartiment «1» (Fig. 05). L'opération peut être écrite par la réaction suivante :

$$M^+ A^-_{(2)} + X^-H^+_{(1)} \Longrightarrow AH_{(2)} + M^+ X^-_{(3)}$$

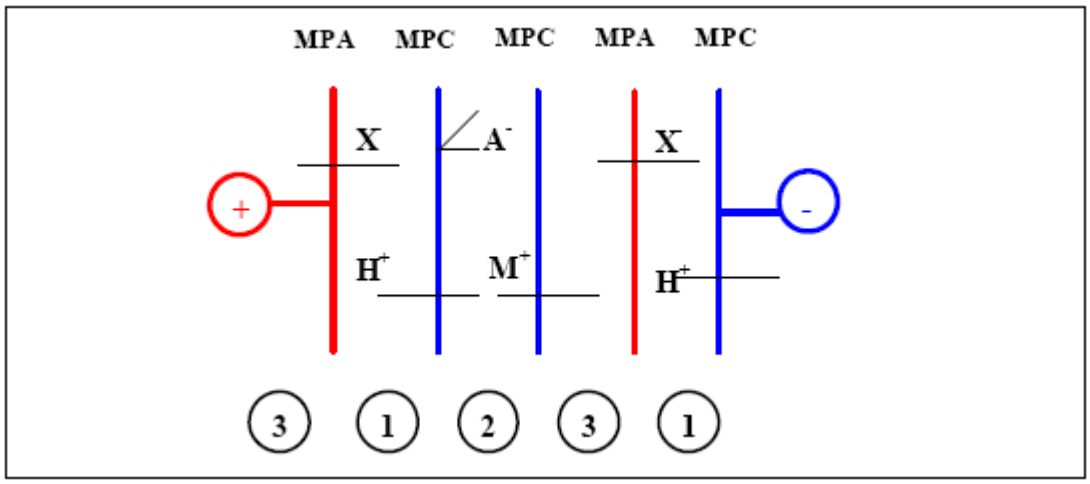


Figure III-5 : Principe de l'électrodialyse de substitution

III.3.4. Electrodialyse à membrane bipolaire : (conversion d'un sel en acide et base)

Dans cette forme de l'électrodialyse, on exploite les propriétés de la MBP qui sur une face génère un flux de protons et sur l'autre un flux d'ions OH. La solution du compartiment (2) contient initialement le sel M^+X^- est circule entre une MPA et une MPC.

Sous l'effet du champ électrique, l'anion est transféré dans le compartiment acide (3) ou il se combine avec les protons produits par la face échangeuse de cations de la MBP. De l'autre coté, le cation M^+ est transféré à travers la MPC dans le compartiment base (1) ou il se combine aux ions OH^- produits par la face échangeuse d'anions de la membrane bipolaire (Fig. 06). La réaction globale peut être schématisée comme suit :

$$M^+ X^-_{(2)} + H_2O \Longrightarrow M^+ OH^-_{(1)} + H^+ X^-_{(3)}$$

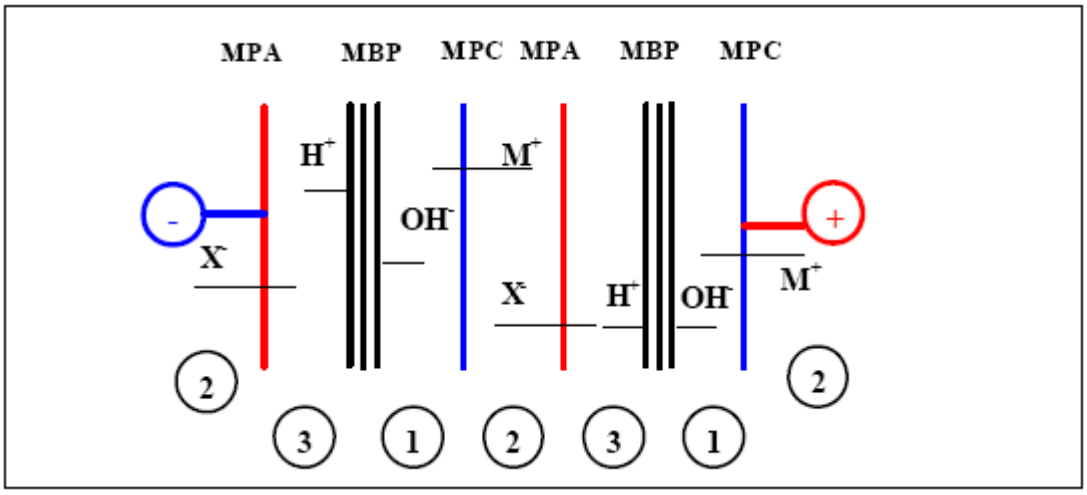


Figure III-6 : Principe de l'électrodialyse sur membrane bipolaire.

III.3.5. <u>Electrodialyse à membrane bipolaire</u> : (séparation d'un acide et d'un sel)

La cellule élémentaire dans ce cas se compose de deux compartiments délimités par une MBP et une MPC. Le mélange acide plus sel ($M^+X^- + H^+X^-$), se trouve au contact de la face échangeuse d'anions de la membrane bipolaire qui génère les ions OH^- lesquels neutralisent les protons du mélange tandis que l'anion X^- est transféré au travers de la MPC dans le second compartiment ou il se combine avec les protons générés par la seconde membrane bipolaire (Figure III-7).

Le résultat final est la disparition de l'acide dans le compartiment au contact de la face anionique de la membrane bipolaire et sa reformation dans le deuxième compartiment.

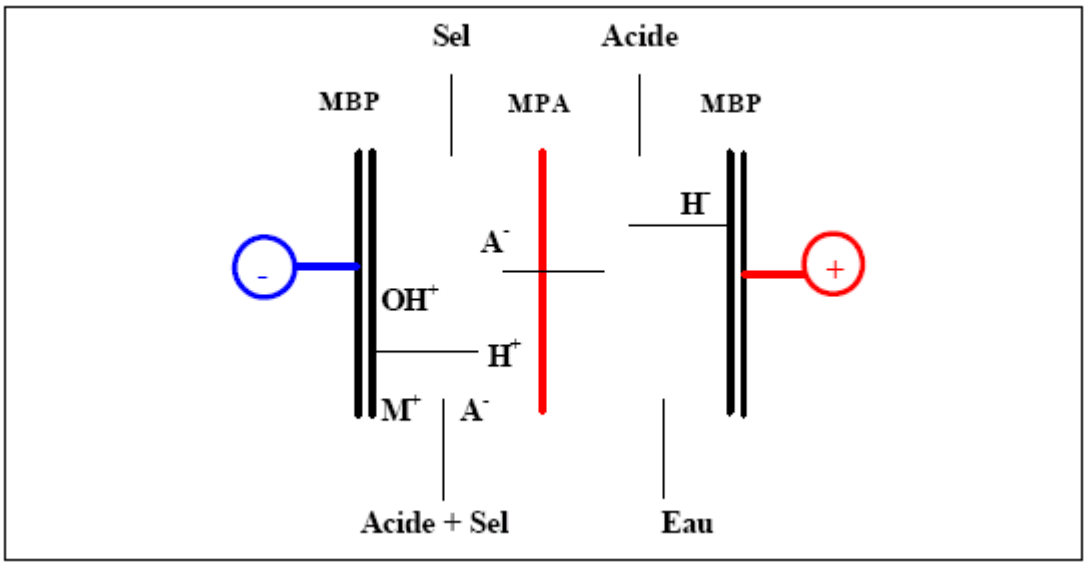


Figure III-7 : Principe de la séparation d'un acide et d'un sel par électrodialyse à membrane bipolaire.

III.4. Encrassement et empoisonnement des membranes :

Les études sur les mécanismes de l'empoisonnement des membranes d'électrodialyse par les ions organiques ont permis de comprendre l'enchaînement des phénomènes qui aboutissent à une diminution de la permes électivité associée avec une augmentation de la résistance électrique.

Certains substances (protéines, peptides et autres) en solution dans le diluât s'adsorbent à la surface des membranes et forment des gels. Ces derniers constituent une barrière aux transferts ioniques et accroissent la résistance électrique de la membrane. Sous l'effet du champ électrique, des ions organiques pénètrent également dans la membrane et peuvent interagir soit avec les groupes fonctionnels ou la matrice polymérique. Ils demeurent fixés irréversiblement ou réversiblement au sein du matériau, cet empoisonnement des membranes par des ions organiques qui ont pénétré sous l'effet du champ électrique se traduit par une élévation de la résistance électrique et une perte sensible de la perme électivité. L'ampleur de ce phénomène dépend de la nature de l'espèce chargée, mais aussi de la composition du matériau membranaire.

Le choix de la membrane est donc déterminant pour prévenir ce phénomène d'empoisonnement

Pour restaurer un bon état de fonctionnement de la membrane après encrassement et / ou empoisonnement, on procède à des cycles de lavage ou bien à une inversion de la polarité électrique, le principe de l'inversion de polarité en électrodialyse consiste à changer en même temps la direction de passage du courant et à inverser les circuits de circulation du fluide : le circuit diluât devenant concentrât et inversement (Figure III-8).

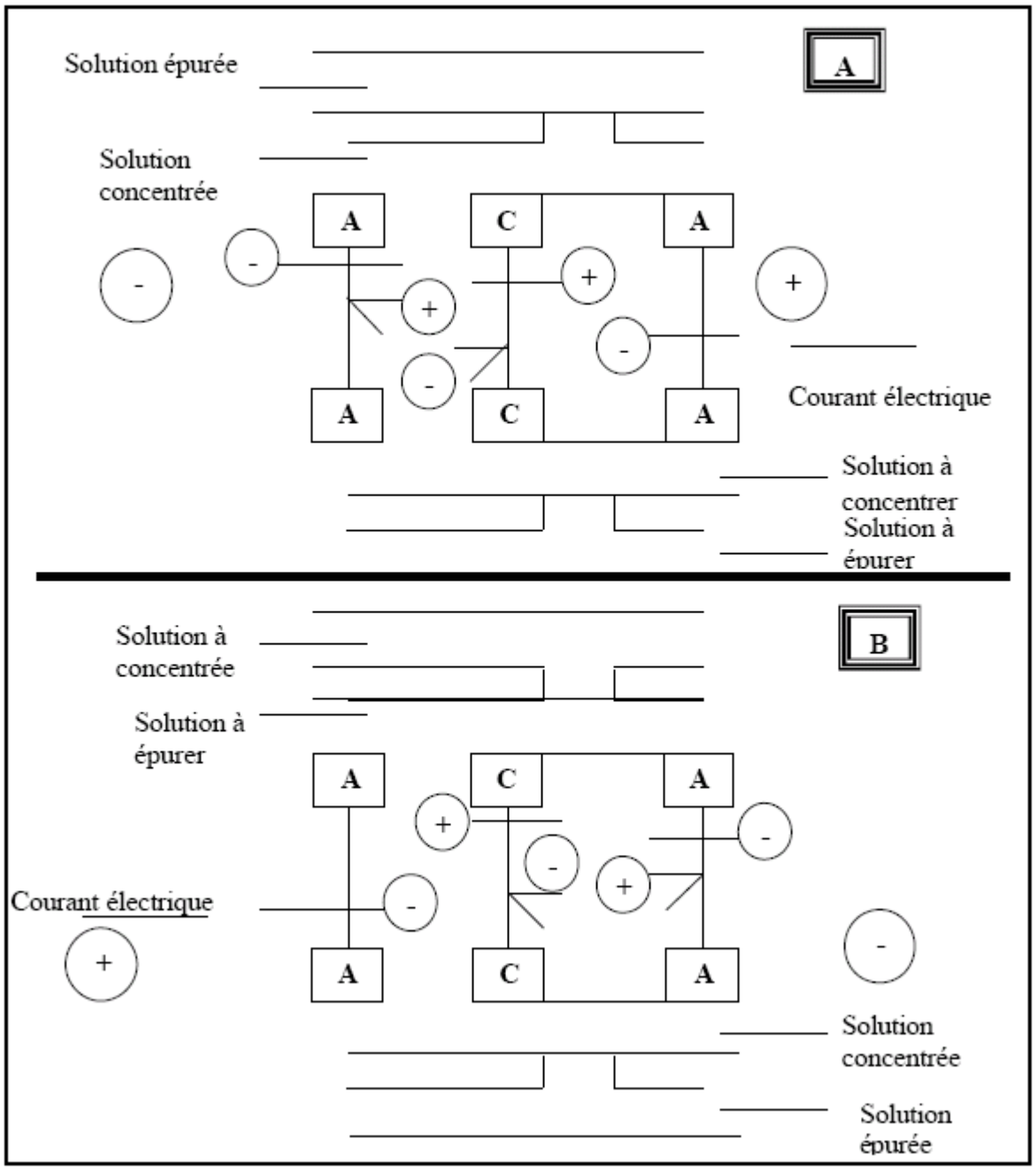


Figure III-8 : Principe de l'inversion de polarité en Electrodialyse

A : mode normale B : mode inversé.

III.5. Inconvénients du procédé :

1- l'impossibilité d'obtenir des eaux fortement déminéralisées ; en effet les compartiments correspondants auraient des résistances électriques trop fortes, provoquant des pertes ohmiques. En général, il n'est pas raisonnable de vouloir réduire la salinité de l'eau produite à moins de 300 mg/l.

2- Un coût de l'eau croissant rapidement avec la salinité entrante ; en effet :

a/ D'une part, comme on l'à déjà vu, la puissance consommée est proportionnelle à la quantité de sels éliminée.

b/ D'autre part, si l'on veut éviter des pertes de sélectivité et des rétro diffusions d'ions sous l'effet d'un gradient chimique trop élevé entre les deux faces de la membrane, il faut limiter l'efficacité du dessalement, suivant l'hydraulique interne des électrodialyseurs, on obtient au mieux un rendement d'élimination des sels de 40 à 66 % par passe (passage de sel compris entre 620 et 34 %).

De ce fait, la plupart des appareils sont constitués de plusieurs étages en série : la réduction désirée de salinité est atteinte par paliers successifs. Avant son introduction dans les cellules d'électrodialyse, l'eau brute doit subir des près-traitements :

- Elimination de la turbidité ;
- Réduction de la teneur en fer à une fraction de milligramme par litre.

3- L'ensemble des sels susceptibles de précipiter dans les compartiments, de concentration, doivent être préalablement éliminés. On tient compte de la polarisation qui tend dans le cas de l'électrodialyse, non seulement à sur concentrer les ions communs de l'eau à traiter, mais également à changer le PH (surconcentration locale en ions OH^- ou H^+), ce qui peut renforcer la tendance à la précipitation de certains composés.

4- Enfin, risque de colmatage des membranes de l'électrodialyse.

III.6. Domaine d'utilisation :

Le principal domaine de l'électrodialyse est la production d'eau potable à partir d'eau saumâtre peu minéralisée (0,8 à 2 g/l) domaine ou elle reste en concurrence avec l'osmose inverse provoquerait dans un tel cas la concentration concomitante de toutes les espèces présentes et produirait de l'eau déminéralisée, alors que l'électrodialyse n'élimine que les espèces ionisées.

III.7. Evaluation du prix de revient du m^3 d'eau dessalée pour l'EDR :

Pour déterminer le prix de revient du m^3 d'eau dessalée à partir de notre station d'EDR, on suit les mêmes démarches que celle d'osmose inverse :

III.7.1. Frais d'investissement :

Les frais d'investissement "I" englobent les coûts des équipements électromécaniques et les travaux de génie civil :

$$I = E + G$$

a- Equipements :

- Coûts du filtre à sable : 35890560 DA ;

- Coûts du filtre à cartouche: 143313 DA ;

- Fourniture et montage des systèmes des raccordements de la prise d'eau et réservoir de stockage = 81960000DA.

-Poste de dessalement: le prix d'une pile de capacité 946m^3/j est de l'ordre de 105600,15

$ US, avec : 1$ qui équivaut 62 DA actuellement, d'où le prix d'une pile est estimé à 6547209,3 DA, avec un nombre de piles de 6 ce qui donne :

P =6. 6547209,3 = 39283255.8 DA.

- Transformateur SONELGAZ : Fournitures et installation des groupes électrogène: ce qui donne un transformateur SONELGAZ de : 22950000DA.

- Equipements électromécaniques : 46900000 DA;

- Equipements de laboratoire : 48922418 DA ;

- Equipements électriques divers liée au piles: 86453045 DA.

Donc:

E = 35890560 + 143313 + 81960000 + 39283255.8 + 22950000 + 46900000 + 48922418 + 86453045 = 323219336 DA.

b- Génie civil :

- Bâti béton armé ;

- Charpente métallique ;

- Cloisonnement; ;

- Refroidisseur.

G = 7000000DA.

On aura donc le coût d'investissement :

I = E + G = 323219336+ 7000000 = 330219336 DA.

I = 330219336 DA.

III.7.2. Frais d'exploitation :

Ces frais sont calculés pour une journée, ils sont constitués de :

- Coûts des produits chimiques : C (DA/j) ;

- Coûts d'énergie : W (DA/j) ;

- Coûts des mains d'œuvre : MO (DA/j) ;

- Coûts de remplacement des cartouches (tous les 3 ans) : F.

On aura donc : $E_x = W + MO + F + C$

Avec:

$W = W_{cep} + Wd$

W_{cep} : coûts d'énergie consommée par toutes les piles (DA/j) ;

Wd : coûts d'énergie consommée par divers équipements électriques (DA/j) ;

W_{cep} = énergie de consommation journalière. Prix unitaire du kWh.

W = 0,76 * 5,6 * 4,17 + 120642,1 = 120659,86 DA/j;

MO =145289DA/j ;

F = 5601, 78 DA/j ;

C = 16436 DA/j ;

E_x = 287985,86 DA/j.

III.7.3. Charges financières :

- Amortissement 20 ans ; 330219336DA ;
- Annuité d'exploitation (selon inflation) = 6% ;
- Charge d'exploitation : $B = A + E_x + 0,06\ A$

Avec. $A = \frac{i}{365.20} = \frac{330219336}{365.20}$

Donc : $B = A + E_x + 0,06A$

B = 45235 ,6 +287985,86+0,06. 45235,6

B = 335935,5 DA/j.

III.7.4. Prix mètre cube d'eau dessalée :

Sachant que le débit d'eau à dessaler est de 5000 m^3/j, le prix du mètre cube d'eau dessalée est calculé comme suit :

$$P = \frac{B}{Q_{PT}}$$

Donc :

$$P = \frac{335935,5}{5000}$$

Conclusion :

Le dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres est limité aux coûts d'investissement et d'exploitation de ces stations et donc au prix de revient du mètre cube (m^3) d'eau produit. Dans une publication des Nations Unis « ressources naturelles » série eau n° 21 (1989), il est noté : « Malgré les prédictions faites dans les années 60, les coûts de l'eau dessalée n'ont pas diminué bien qu'ils soient en certaine mesure stabilisée au cours des années 1980, avec le développement du prix de pétrole depuis 1970, auquel s'ajoutent les taux élevés d'intérêt et d'inflation des prix de matériaux, la plupart des projets de dessalement dépassent actuellement les moyens de la grande majorité des collectivités des pays en développement ». [15]

Nous avons présenté une étude économique par l'évaluation du coût du m cube de l'eau dessalée avec l'électrodialyse. Notre étude confirme, on ne peut mieux, l'efficacité de l'osmose inverse par rapport à l'électrodialyse dans le cas précis de la déminéralisation des eaux saumâtres.

Introduction :

« De l'eau, de l'eau partout, et pas une goutte à boire », on ne saurait mieux résumer le fond du problème posé par la quête de l'eau que le cri des naufragés baignant dans une masse colossale de quelques 1,6 millions de Tm^3 d'eau, rendue imbuvable par les sels qu'elle contient. Qu'une cinquantaine d'éléments chimiques soit représentée dans les sels dissous, voilà qui ne nous intéresse pas directement. Ce qui nous intéresse est plutôt de savoir comment peut-on débarrasser l'eau de mer des 3,5% des sels qu'elle contient en moyenne. En effet, chaque kilomètre cube d'eau de mer contient environ 40 millions de tonnes de sel, chaque mètre cube en recèle, en gros 40kg.

Parmi les procédés précités, la distillation et l'osmose inverse sont des technologies dont les performances ont été prouvées pour le dessalement d'eau de mer. En effet, ces deux procédés sont les plus commercialisés dans le marché mondial du dessalement. Les autres techniques n'ont pas connu un essor important dans le domaine à cause de problèmes liés généralement à la consommation d'énergie et/ou à l'importance des investissements qu'ils requièrent.

Dans ce chapitre, nous passons en revue les différentes filières de la distillation et nous allons établir ensuite l'évaluation de coût d'une installation de dessalement ainsi que l'estimation du coût de m^3 de l'eau dessalée.

IV.1. Technique de distillation :

La distillation consiste à évaporer l'eau de mer, soit en utilisant la chaleur des rayons solaires, soit en la chauffant dans une chaudière. Seules les molécules d'eau s'échappent tandis que les sels dissous ainsi que toutes les autres substances non volatiles contenues dans l'eau de mer restent dans la saumure concentrée. Il suffit alors de condenser la vapeur d'eau ainsi obtenue et y adjoindre des sels pour fournir une eau douce consommable.

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 un 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.

IV.2. Les différentes filières de la distillation :

IV.2.1. Distillation à simple effet :

Les premières unités industrielles de distillation d'eau de mer sont apparues à bord des navires en même temps que la traction à vapeur. S'été dans la plupart des cas des bouilleurs simples effets à faisceau noyé : l'eau de mer était chauffée dans un récipient étanche par la vapeur circulant dans un faisceau tubulaire plongé dans l'eau de mer, la vapeur formée était

condensée sur un autre faisceau tubulaire placé dans la partie haute de l'enceinte et parcourra par de l'eau de mer froide (Figure III-1).

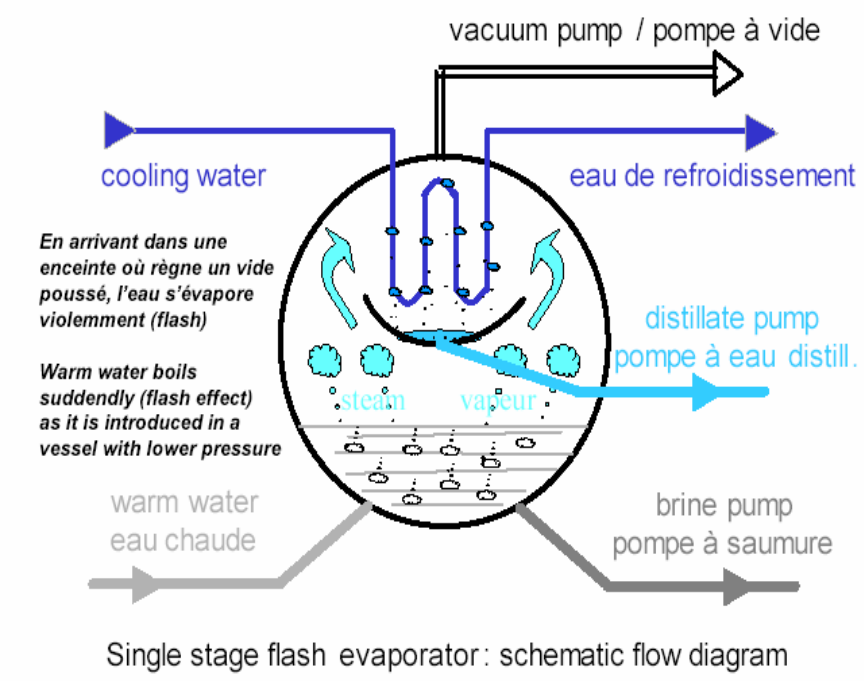


Figure IV.1 : Distillation à simple effet

La température d'ébullition de l'eau de mer peut être abaissée dans la mesure où l'on réduit la pression dans l'enceinte de l'évaporation. En effet, la température d'ébullition de l'eau de mer varie avec la pression, comme le montre la figure III-2, il est important de noter que pour une pression donnée, il existe un écart entre la température d'ébullition de l'eau pure et celle d'une eau saline

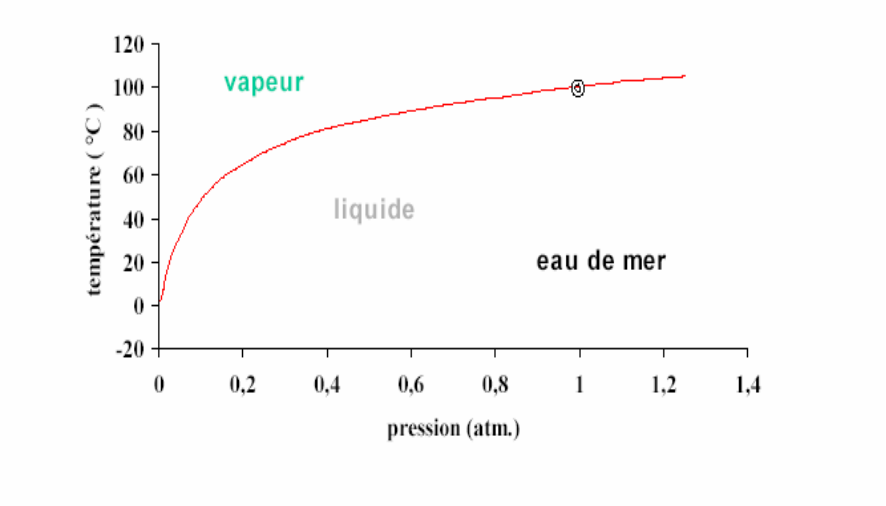


Figure IV.2 : Variation de la température d'ébullition en fonction de la pression

IV.2.2. Distillation à multiples effets :

Il est donc apparu absolument nécessaire d'améliorer la consommation spécifique de l'évaporation simple effet. Ceci a été obtenu grâce à la distillation à multiples effets. On sait que la température d'ébullition de l'eau varie avec la pression, c'est ainsi qu'on peut donc utiliser la chaleur de condensation de la vapeur produite dans une première chambre d'évaporation pour faire fonctionner le faisceau de chauffage d'une seconde chambre à pression et température plus faibles (Figure IV-3).

a. Consommation d'énergie d'une unité de distillation à multiples effets

La chaleur à fournir à une unité de distillation à multiples effets est uniquement celle qui est nécessaire pour réchauffer l'appoint d'eau de mer dans le premier effet et pour vaporiser la production de ce seul effet. Si les productions des n effets sont identiques, la consommation spécifique de chaleur.

$$\mathbf{Q = L/n + K \times C_P \times \Delta t} \qquad \text{(IV-1)}$$

Avec,

Q : consommation calorifique spécifique en KJ par Kg d'eau douce produite ;

L : chaleur latente de vaporisation de l'eau en KJ/Kg ;

n : nombre d'effets de l'installation ;

K : rapport entre le débit d'appoint d'eau de mer et le débit d'eau douce produite ;

Δt : écart de température existant dans un effet entre l'eau de mer à la sortie du condenseur et l'eau en ébullition dans cet effet en °C ;

Cp : chaleur spécifique de l'eau de mer en $KJ.K.g^{-1}.C^{-1}$.

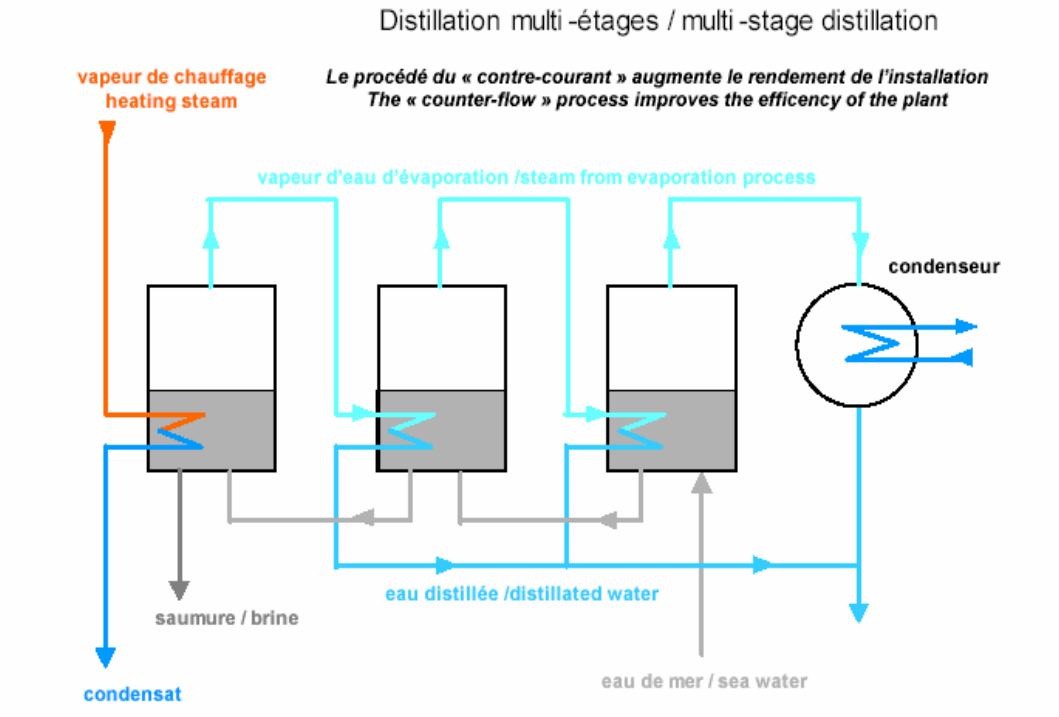


Figure IV-3 : Distillation à multiples effets

b. <u>Principe de fonctionnement d'un distillateur à multiples effets</u> :

Les évaporateurs multiples effets à Longs Tubes Verticaux LTV, sont aussi appelés couramment VTE (Vertical Tube Evaporator dans la littérature anglo-saxonne). L'eau de mer est amenée au sommet des faisceaux multitubulaires et ruisselle en film mince le long de tubes d'échange chauffés extérieurement. Au bas de l'appareil on recueille de la saumure qui est envoyée à la partie supérieure d'une seconde cellule et de la vapeur qui sert de fluide chauffant pour le second effet (Figure IV-4).

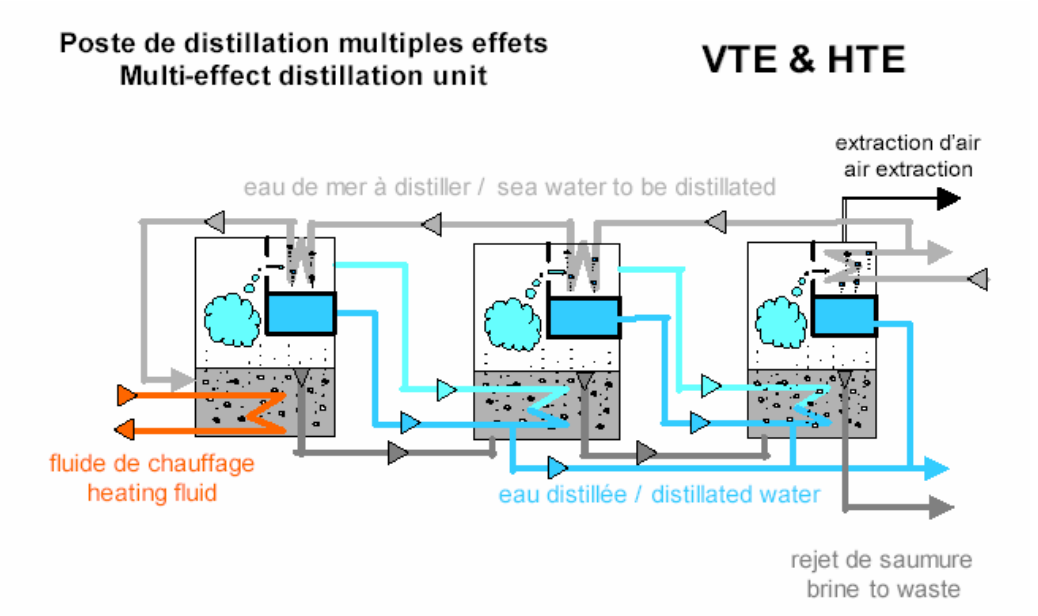


Figure IV-4 : Principe de fonctionnement de la distillation à multiples effets

Par conséquent, le procédé de la distillation repose sur les principes suivants :

- Dans la première cellule de distillation, l'eau de mer ruisselle sur un serpentin de tubes chauffés ou sur des plaques, grâce à la chaudière. Elle se transforme ainsi en vapeur à seulement 70°C, grâce à une pression inférieure à la pression atmosphérique. Cela évite l'entartrage des tuyaux ;

- L'eau de mer non transformée en vapeur s'accumule au fond de la cellule. Elle concentre davantage de sel car celui -ci n'est pas vaporisable ;

- L'eau est pompée, puis envoyée dans la cellule 2 (Figure II-6);

- La vapeur entre dans la deuxième cellule, puis se condense dans le serpentin. Ce passage à l'état liquide dégage assez d'énergie pour en céder à l'eau de mer. Celle-ci ruisselle sur les tubes ainsi chauffés et se vaporise ; Le même processus se répète dans la troisième cellule. En pratique, on peut placer en série jusqu'à 6 ou 7 cellules de distillation ;

- Le dernier serpentin est refroidi par l'eau de mer ;

- La vapeur condensée dans les serpentins donne de l'eau douce. Il faut 2 à 4 litres d'eau salée pour obtenir 1 litre d'eau douce.

IV.2.3. Distillation par longs tubes verticaux :

L'eau de mer admise en A bout en descendant par les tubes B et la vapeur sert de source de chaleur pour l'étage suivant. Seul le premier est alimenté en vapeur spécialement produite. La vapeur en C se condense sur les tubes et l'eau douce est collectée en D (Figure IV-5).

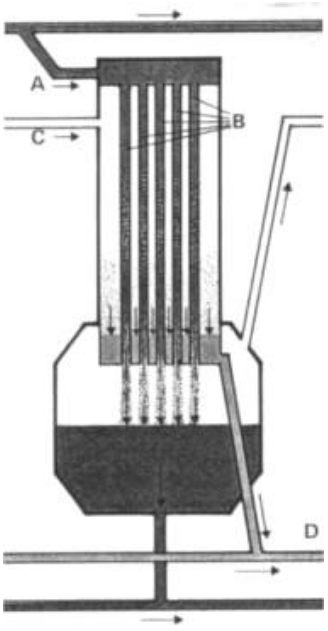


Figure IV-5 : Distillation par longs tubes verticaux

IV.2.4. Procédé par détentes successives ou procédé flash :

Le principe de la distillation industrielle dite « MULTIFLASH », consiste à ce que l'eau de mer, préchauffée dans les chambres, est portée par le réchauffeur à 80-120 °C. Elle est alors introduite dans la première chambre dont la pression est inférieure à la pression de saturation de l'eau qui y pénètre. L'eau subit ainsi une vaporisation partielle et passe ensuite de chambre en chambre sous l'influence des différences de pression (Figure IV-6)

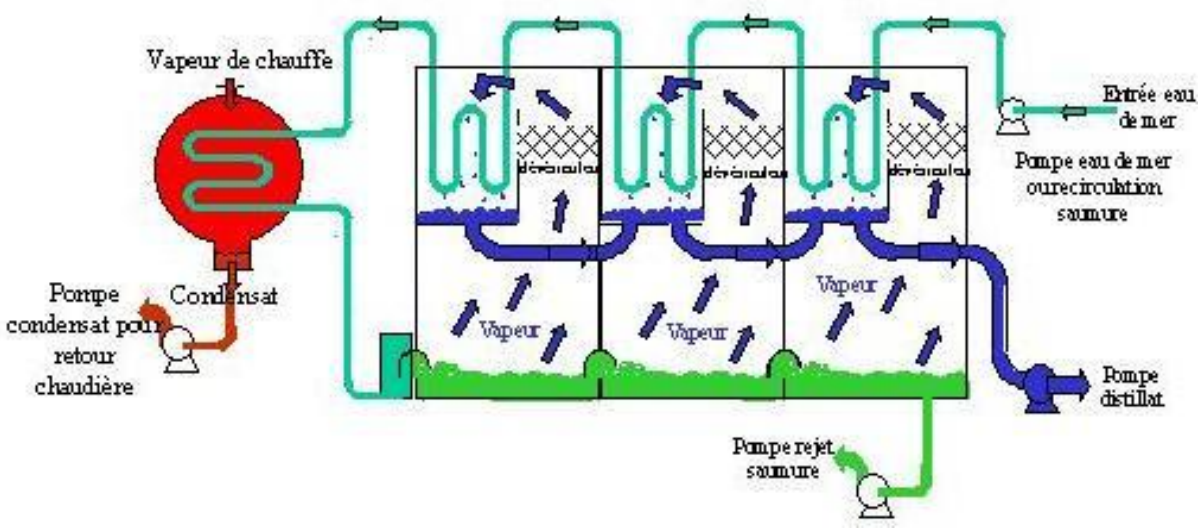


Figure IV-6 : Principe de fonctionnement d'un système par détentes successives (MSF) à 3 étages

a. Principe de la distillation à détentes successives à cycle direct

Dans le procédé de distillation par détentes successives, l'eau de mer, après avoir été prétraitée, est introduite à la température T_0 dans des condenseurs en série placés dans une succession de chambres. L'eau de mer s'échauffe dans ces condenseurs jusqu'à la température T_1. Elle est alors introduite dans un réchauffeur qui élève la température jusqu'à la température Tmax. Le réchauffeur est alimenté par un débit de vapeur Mv, provenant d'une chaudière ou de l'échappement d'une turbine. L'eau de mer chaude est alors introduite dans le bas de la première chambre où règne une pression inférieure à sa pression de saturation. Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée « FLASH ». La vapeur ainsi produite va se condenser sur la surface du condenseur. Le condensât de cette vapeur est recueil dans un réceptacle placé sous le condenseur, formant ainsi la production d'eau douce de la 1 ère chambre.

Ce phénomène se reproduit à la chambre (2), puis (3). Jusqu'à la chambre (n). Les températures des chambres (t_1, t_2, t_3, …. t_n), vont en décroissant et par conséquent, il est de même pour les pressions. Ce sont les écarts de pression entre les chambres qui autorisent, sans la nécessité de pompés, l'écoulement de l'eau de mer et de l'eau douce produite jusqu'à la dernière chambre.

b. Estimation de la production d'eau douce

En première approximation, on peut dire que l'échauffement total du débit d'eau de mer circulant dans les condenseurs, qui est égal à T_1-T_0 = n.t, est provoqué par la condensation de la production d'eau douce P et par le refroidissement de cette eau dont le débit varie de P/n à P entre la chambre 1 et la chambre n. On a donc :

$$\mathbf{D.\ C\ P.\ n\ \Delta t = P.\ L + P.C\ P.\ n\Delta\ t\ /2} \qquad \text{(IV-2)}$$

Avec,

D : débit d'eau de mer à l'entrée des condenseurs ;

Cp : chaleur spécifique à pression constante de l'eau de mer et de l'eau douce ;

n : nombre de chambres ;

Δt : élévation de température de l'eau de mer dans chaque chambre ;

P : débit de production d'eau douce ;

L : chaleur latente de vaporisation.

IV.3. <u>Autres types de procédés de dessalement par distillation</u> :

Hormis les deux procédés sus-cités, il existe d'autres types de procédés utilisés en vue du dessalement d'une eau de mer par distillation.

IV.3.1. <u>Distillation à évaporation éclaire</u> :

En ***A***, de la saumure sous pression alimente les serpentins condenseurs des chambres ***B***, ***C*** et ***D*** : elle est réchauffée dans l'échangeur E et, revenant en sens contraire, elle subit l'évaporation éclaire dans les mêmes chambres, la vapeur se condensant sur les serpentins et le condensa étant collecté en ***F***. La saumure restante, qui se trouve à 60°C, traverse les chambres ***G*** et ***H***, aux condenseurs alimentés en eau de mer, puis elle est diluée par cette eau. Une partie du mélange est rejeté ; le reste est recyclé en ***A***. La pression et la température des étages diminuent de droite à gauche.

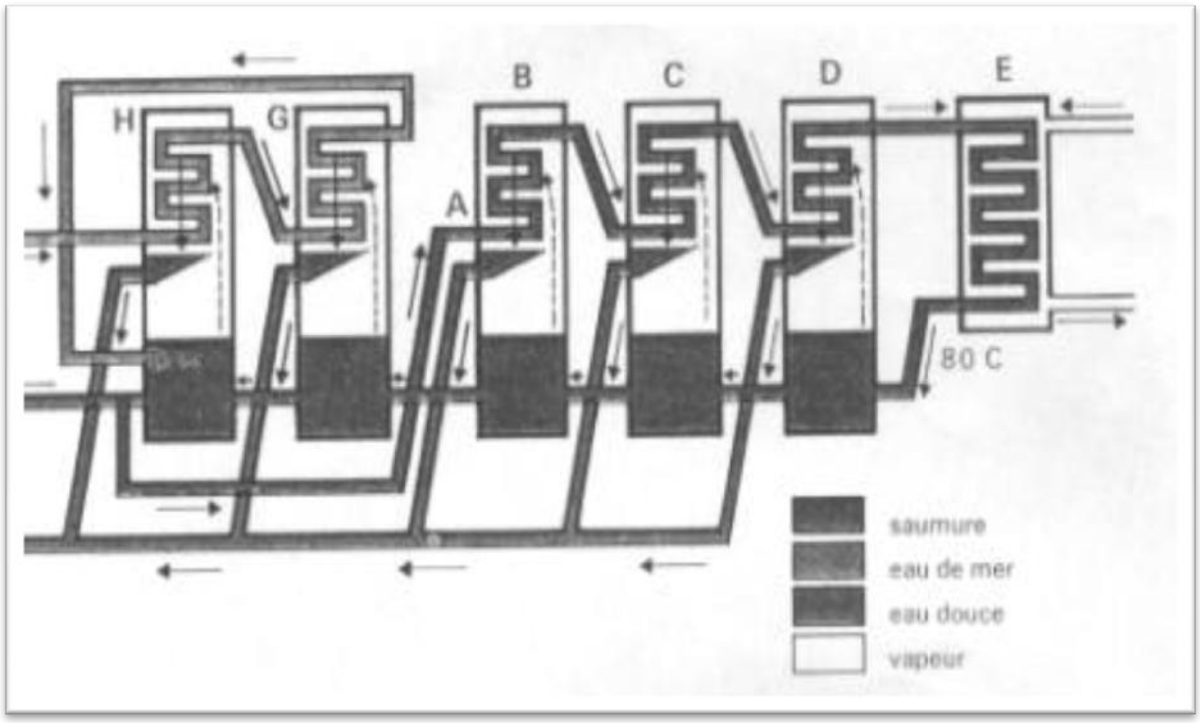


Figure IV-7 : Distillation à évaporation éclaire

IV.3.2. <u>Distillation par compression de vapeur</u> :

Le mélange d'eau de mer et de saumure (Figure IV-8) est introduit par la pompe ***E*** autour des tubes ***F*** du condenseur. Le compresseur ***G*** injecte dans la chambre de la vapeur d'eau qui évapore de l'eau salée ce qui entretient la masse de vapeur brassée par le compresseur. Constamment, une partie de la vapeur se condense dans les tubes verticaux, fournissant l'eau douce, collecté en ***H***.

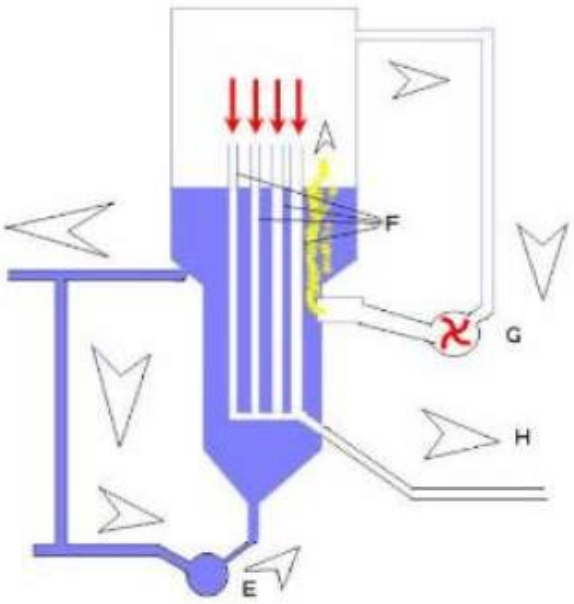


Figure IV-8 : Distillation par compression de vapeur

a. *Principe de fonctionnement*

L'eau à dessaler 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'ébullition de l'eau salée.

En ce qui concerne le fonctionnement de ce système, l'eau de mer se vaporise, par exemple à la température de 90 °C et à la pression de 0,7 bar absolu. La vapeur ainsi produite est ensuite comprimée jusqu'à la pression de 1 bar absolu, puis envoyée dans le faisceau de chauffe du bouilleur ou elle se refroidit à pression constante, puis se condense en cédant à l'eau de mer la chaleur nécessaire à son ébullition (Figure IV-9).

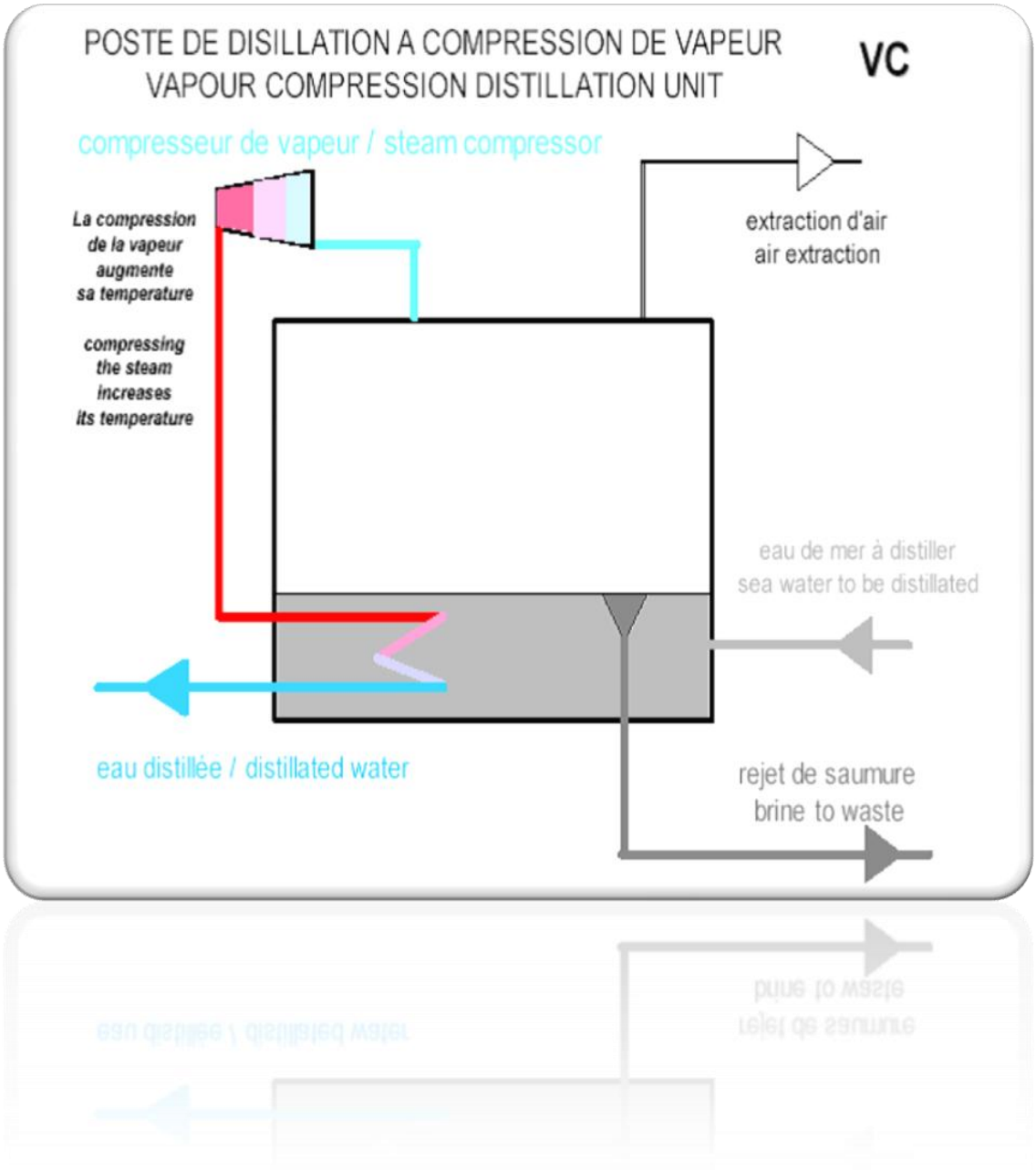


Figure IV-9 : Distillation par compression de vapeur

IV.3.3. Thermo-compression et compression mécanique :

La composition de vapeur peut être obtenue par des éjecteurs à vapeur. Ce procédé est alors appelé thermo-compression. Cette variante du procédé trouve des applications particulièrement favorables dans la réalisation d'unités de petites dimensions de 20 à 1500 m^3/jour. Il permet en effet de réaliser des unités entièrement statiques, simples, fonctionnant à très basse température (inférieur à 50 °C). L'eau est produite soit par des machines rotatives axiales ou centrifuges (Figure IV-10).

- **Thermo-compression de vapeur et multiples effets**

Dans le cas ou l'on dispose de vapeur à une pression comprise entre 1,5 et 3 bars absolus, un électro-compresseur peut être utilisé pour aspirer la vapeur produite par le dernier effet et l'envoyer se condenser dans le premier effet. On peut ainsi obtenir avec une unité de distillation à 4 effets un taux de performance ou ratio de 7 à 8 tonnes d'eau douce) par tonne de vapeur. Ce qui diminue d'environ un facteur 2 la consommation énergétique de multiples effets.

IV.4. Evaluation du prix de revient du m^3 d'eau dessalée avec la distillation :

Paisible Pour déterminer le prix de revient du m^3 d'eau dessalée à partir de notre station de dessalement par distillation, on suit les mêmes démarches que celle d'osmose inverse et EDR :

IV.4.1. Frais d'investissement :

Les frais d'investissement (I) englobent les coûts des équipements électromécaniques et les travaux de génie civil :

$$I = E + G$$

A- Equipments:

- Coûts du filtre à sable : 35890560 DA ;

- Coûts du filtre à cartouche: 143313 DA ;

- Fourniture et montage des systèmes des raccordements de la prise d'eau et réservoir de stockage = 81960000DA.

- Poste de dessalement : le prix d'un distillateur est de l'ordre de 103329 $ US **[17]**, avec :

1$ qui équivaut 70 DA actuellement, d'où le prix d'un module B9 est estimé à :

7232400 DA, avec un nombre de distillateur 6 ce qui donne :

P= 7232400. 6 = 43389180 DA.

- Transformateur SONELGAZ :
  - Fournitures et installation des groupes électrogènes :
  - Ce qui donne un transformateur SONELGAZ de : 22950000 DA.
  - Equipements électromécaniques : 46900000 DA ;
  - Equipements de laboratoire : 48922418 DA.

E = 35890560 + 143313 + 81960000 + 43389180 + 22950000 + 46900000 + 48922418

E= 280155471.

a. Génie civil :

- Bâti béton armé ;
- Charpente métallique ;
- Cloisonnement.

G = 7000000 DA.

On aura ainsi le coût d'investissement :

I = E + G = 244126818 + 70000000

I = 314126818 DA.

IV.4.2. <u>Frais d'exploitation</u> :

Ces frais sont constitué des :

- Coûts des produits chimiques : C (DA/j);
- Coûts d'énergie : W (DA/KWh/j);
- Coûts de la main d'œuvre : MO ;

Avec :

Distillateur Haute Performance :

6 .10^3 à 70. 10^3

250 à 300 MJ/m^3 d'énergie thermique à bas niveau

2 à 8 KWh/m^3 +

3 à 4 KWh/m^3 d'énergie électrique.

Donc les distillateurs consomment environ de 25000 KWh/j.

MO= 85000 DA ;

C= 34539,6 DA ;

W = 225000 DA ;

E_x = 344539,6 DA/j.

IV.4.3. Charges financières :

- Amortissement 20 ans ; 314126818
- Annuité d'exploitation (selon inflation) = 6 % ;
- Charge d'exploitation. B = A+ E_X + 0,06 A

Avec A= $\frac{I}{365.20} = \frac{314126818}{365.20}$ = 43031,1 DA/j.

Donc : B = A+ E_X + 0,06 A

B = 43031,1 + 344539,6 + 0,06. 43031,1

B = 390152,6 DA/j.

IV.4.4. Prix du mètre cube d'eau dessalée :

Notre projet consiste à dessaler une eau salée à partir de l'eau de mer totalisant un débit de 5000 m^3/j destinée à l'alimentation de la ville de BOUSMAIL.

$P = \frac{B}{Q_{PT}}$

$P = \frac{390152}{5000}$ = 78,03 DA/m^3.

P = 78,03 DA/m^3.

Conclusion :

Le dessalement est aujourd'hui arrivé à maturité industrielle et ne présente plus aucune difficulté technique, les deux procédés les plus couramment utilisés étant la distillation et l'osmose inverse. L'inconvénient majeur de ces systèmes est qu'ils sont très coûteux en énergie. Les installations sont peu rentables car les quantités d'énergie nécessaires au chauffage ou à la compression de l'eau sont trop élevées et les volumes produits trop faibles.

Notre étude comparative des différents procédés de dessalement de l'eau de mer prouve que la solution la plus économique est l'osmose inverse.

Introduction :

L'utilisation du dessalement pour la production d'eau potable reste donc encore très marginale. Seuls certains pays ne disposant que de très faibles ressources en eau douce, mais suffisamment riches comme le Koweït et l'Arabie saoudite, utilisent le dessalement de l'eau de mer pour produire de l'eau douce destinée à la consommation humaine. La capacité mondiale de dessalement est actuellement de l'ordre de 30 millions de mètres cube par jour avec 12 000 stations dont la moitié se situe au Moyen-Orient. La station la plus grande produit 454 000 m^3 d'eau par jour. Néanmoins, même s'ils ont tendance à baisser, les coûts restent prohibitifs, nécessitant en moyenne un investissement trois à quatre fois plus élevé que l'approvisionnement issu de ressources naturelles. A titre d'exemple, les pays du Golfe ont déjà dépensé plus de 100 milliards de dollars pour la construction et l'entretien d'usines de dessalement et, en Libye, on fait pousser du blé à huit fois le cours mondial.

La situation évolue rapidement avec les progrès récents accomplis dans les techniques du dessalement, celui-ci est appelé à se propager rapidement dans les prochaines années. Les coûts de dessalement proprement dits ont beaucoup diminué au cours des dix dernières années. Ils sont passés de 3-4 \$/m^3 il y a dix ans et de 1,5-2,5 \$/m^3 il y a cinq ans, pour s'établir dans la fourchette 0,40-0,80 \$/m^3 aujourd'hui.

Nous présentons dans ce chapitre une combinaison des techniques de dessalement on calcul le devient du mètre cube de l'eau dessalée afin de retirer la solution technoco-économique pour le dessalement de l'eau de mer.

V.1. Le dessalement Solaire :

Devant une crise d'eau certaine qui commence à se faire sentir à travers le monde, en plus des contraintes économiques pour un développement durable, des solutions appropriées nécessitent d'être élaborées afin de se préparer à faire face à ce défi qui menace l'existence même de l'homme. Notre pays qui dispose de ressources hydriques salines considérables et d'un gisement solaire tout aussi important, doit utiliser les techniques de dessalement, dont la fiabilité n'est plus à démontrer, en les associant à des sources d'énergies renouvelables. Cette solution constitue un moyen assez fiable pour produire de l'eau potable. Il faut cependant signaler que ce moyen reste économiquement fiable seulement pour des unités de petites capacités allant de quelques m^3 à des dizaines (voire centaines) de m^3 d'eau potable par jour.

Il est important de signaler, que dans cette petite étude, nous considérons seulement ces types d'installations. Pour de grandes capacités, l'association des procédés de dessalement avec les énergies renouvelables nécessitent des coûts d'investissement élevés et la fiabilité de tels systèmes n'est pas toujours assurée.

Les procédés de dessalement se répartissent en deux grandes catégories; d'une part les procédés à distillation (qui nécessitent un changement de phase, évaporation/condensation) et d'autre part les procédés à membranes.

V.2. Association de l'osmose inverse avec l'énergie solaire :

On utilise l'énergie solaire associée au procédé de l'osmose inverse pour le dessalement de petites quantités d'eau de mer. Cette méthode, utilisée principalement dans le sud de l'Espagne dans certaines îles grecques et en Polynésie, permet d'approvisionner des familles, des villages et exceptionnellement de petites villes.

L'énergie solaire globale qui atteint le sol dans les régions tropicales et équatoriales est d'environ 58,6 KJ/m^2.min.

V.2.1. Principe de fonctionnement :

Comme le montre la figure ci dessus un évaporateur solaire est constitué : d'un bac conçu pour contenir l'eau salée à faire évaporer et pour absorber l'énergie solaire; d'une toiture de verre ou de matière plastique ; de rigoles destinées à recevoir l'eau douce produite.

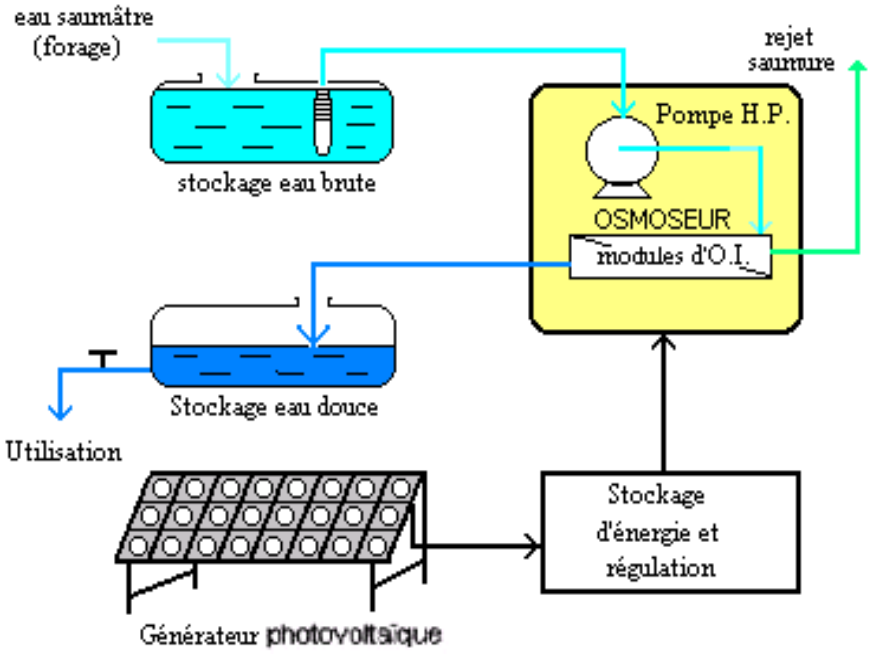


Figure V-1 : Schéma synoptique de l'installation.

L'énergie rayonnante de faible longueur d'onde traverse le toit de verre et est absorbée en grande partie par l'eau et par le fond du bac. Pour être convertie en énergie thermique, par contre, le rayonnement de grande longueur d'onde émise par l'eau et par le fond du bac ne peut pas traverser le toit de verre.

L'eau ainsi réchauffée produit de la vapeur d'eau, le toit de verre refroidi par l'air et par le vent, joue ici le rôle de condenseur. Dans un tel générateur, la température de l'eau dépasse rarement 70 °C.

Les petits générateurs solaires, dont la surface est de l'ordre du m^2, sont maintenant au point et produisent en moyenne 5 $L/m^2.d$ (Afrique du Nord, Moyen-Orient, Pakistan, Inde du Nord, Sud des Etats-Unis).

Afin d'utiliser de plus en plus des générateurs solaires de grande superficie, on doit alors soit juxtaposer plusieurs de ces derniers, soit construire un gros générateur photovoltaïque, qu'on cloisonne pour en faciliter l'entretien. Des recherches ont montré que le rendement d'un seul grand générateur équivalait à environ 50 à 70 % de celui d'un ensemble de petits couvrant la même superficie.

Le choix d'un grand générateur n'est donc justifiable que dans la mesure ou le coût de sa construction est inférieur ou égal à la moitié de celui de petits générateurs solaires actuellement utilisés. On prend en compte que le débit unitaire d'eau douce varie considérablement d'une installation à l'autre (voit le tableau V-1).

Tableau V-1 : Présentation du débit

Localisation	Surface (m^2)	Débit (m^3/d)	Population desservie
Las Marinas (Espagne)	900	3	250
Ile de Simy (Grèce)	2637	15-40	300
Ile de Patmos (Grèce)	8667	30	-
Ouenza (Algérie)	400	2	-

V.2.2. Technologie du bassin :

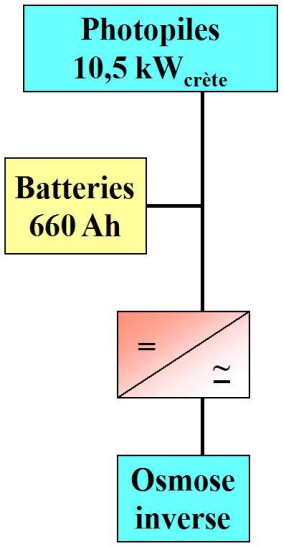
Le bassin est réalisé soit en béton dans le cas de grands générateurs, soit en métal (aluminium) ou en polyester stratifié dans le cas des petites grandeurs. L'isolation thermique entre l'eau et le terrain d'assise peut être réalisée soit par un revêtement intérieur au bassin, soit dans la masse par l'emploi de ciment d'amiante. L'étanchéité du fond du bassin est réalisée par un tapis de revêtement en caoutchouc synthétique ou en toile de verre bitumé. Ce même revêtement de couleur sombre absorbe le rayonnement solaire.

Eventuellement l'utilisation de l'énergie absorbée peut être améliorée par la mise en place dans l'eau du bassin d'une mèche flottante.

V.2.3. Exemple de station de dessalement Osmose Inverse + Energie Solaire :

UNITÉ DE DESSALEMENT SOLAIRE "OSMOSE INVERSE + PHOTOVOLTAÏQUE – VILLAGE DE KSAR GHILÈNE EN TUNISIE

•Village de 300 habitants situé dans le sud Tunisien (région de Kébili).



•Unité de dessalement

•Eau saumâtre salinité = 4,5 g/litre
•Unité osmose inverse capacité = 2 m^3/h
•Taux de conversion = 70 %
•Puissance nécessaire = 3,57 kWatt
•Énergie consommée = 1,70 kWh/m^3

Conditions de fonctionnement

Eté = 35 kWh/j soit = 7,5 h/j x 2 m^3/h = 15 m^3/j
Hiver = 16 kWh/j soit = 3,75 h x 2 m^3/h = 7,5 m^3/j

Coût de l'eau produite

 # 5,6 €/m^3 à comparer à 8,5 €/m^3 pour le transport par camion

V.3. Association des procédés de distillation avec l'énergie solaire :

Les procédés à distillation nécessitent pour la grande part de l'énergie thermique pour assurer le chauffage de l'eau salée. Pour l'eau de mer, par exemple, 100 à 50 thermies par m^3 d'eau produite suivant le rendement de l'installation. De plus cette énergie thermique doit être fournie à un niveau de température relativement faible, entre 120 et 60 °C suivant la technologie adoptée. La source de chaleur peut être fournie, dans le cas d'un accouplement solaire, par des capteurs solaires plans ou à concentration.

Le fonctionnement d'un distillateur solaire du type serre nécessite une source d'énergie mécanique pour l'alimentation de l'appareil en eau de mer ou en eau saumâtre (énergie de pompage). Cette fonction peut être assurée par un «moteur» humain ou animal dans le cas de petites productions.

On peut aussi envisager une pompe solaire photovoltaïque ou un pompage par énergie éolienne, ce qui permet de rendre le système complètement autonome (Figure V-2).

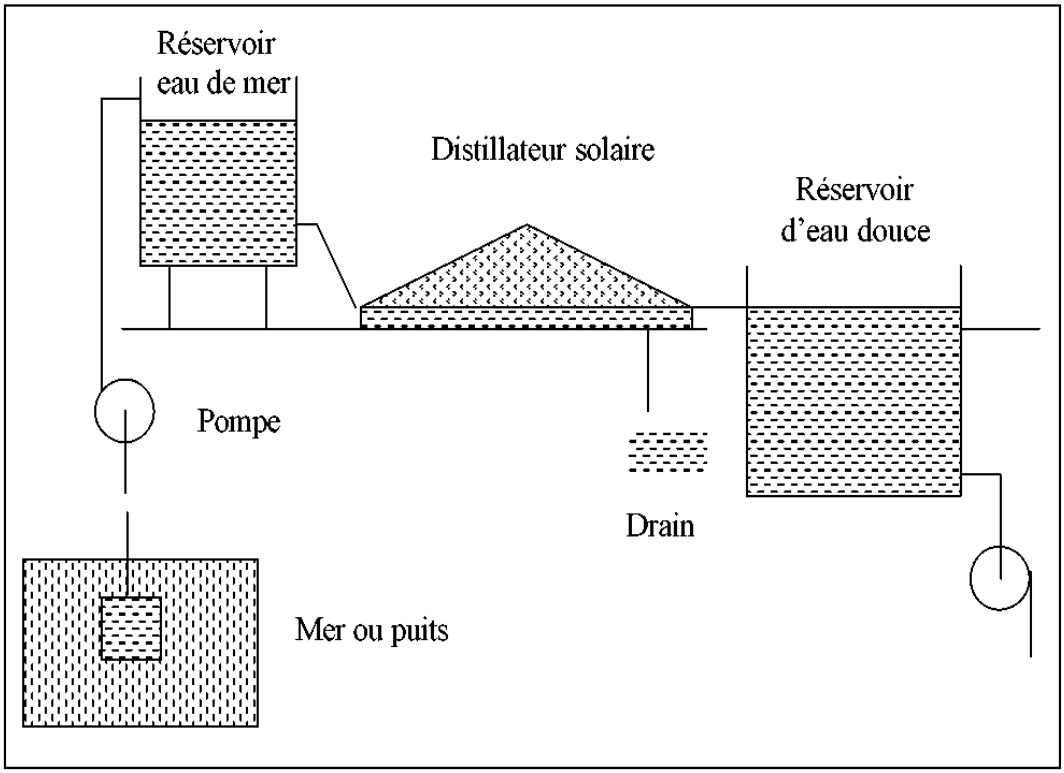


Figure V-2 : Schéma d'exploitation d'un distillateur solaire

V.3.1. Inconvénients lors de l'exploitation :

Les distillateurs solaires présentent parfois quelques problèmes de d'exploitation :

- Problèmes de corrosion des matériaux par l'eau saline.

- Dépôts de sable ou croissances d'algues sur les surfaces vitrées.

- Fuites dues à des défauts d'étanchéité des joints de vitrage (corrosion du mastic, dilatation).

- Déformation sous l'effet de fortes variations de température (un distillateur arrive à givrer la nuit au Sahara).

- Actions chimique et physique des agents atmosphériques (sables, vents violents des régions désertiques ou côtières).

- Rupture du toit en verre ou en plastique soit sous l'action du vent, soit par des chutes d'objet ou encore par des animaux.

V.3.2. Classification des distillations solaires :

Les procédés les plus utilisés et qui sont susceptibles d'être accouplés à une source d'énergie solaire sont :

- La distillation solaire directe à effet de serre qui constitue un procédé proprement solaire.

- Les procédés à distillation classique tel le procédé à Multi-stage flash, à multiple-effets, à compression de vapeur.

V.3.2.1. La distillation solaire directe à effet de serre :

Ce procédé consiste à chauffer de l'eau directement par le rayonnement solaire dans une enceinte fermée recouverte de vitrage. La vapeur produite, qui se condense sur le vitrage plus froid et légèrement incliné, est recueille sous forme de condensât dans des gouttières. Le principe est très simple, fiable et ne nécessite aucun entretien. Mais son rendement est relativement faible, 4 à 5 litres/jours.m^2.

Ils existent cependant deux types de fabrications de distillateurs, ces derniers peuvent être construit soit :

- Sous forme de produit modulable, il s'agit généralement d'un bac (plastic, tôle, bois...) isolé inférieurement et recouvert d'un vitrage supérieurement. Plusieurs distillateurs peuvent être alimentés simultanément pour former une unité de distillation. Le nombre de distillateurs dépend de la capacité d'eau produite désirée. Ce modèle est utilisé seulement de très petites capacités, plusieurs dizaines de litres par jours, il est pratique quand les besoins en eau distillée ne sont pas très importants (laboratoire d'analyse, parc auto ...).

- Quand les besoins sont plus importants, plusieurs centaines de litres/jour, les distillateurs sont construits en maçonnerie/béton sous de grands bassins vitrés. La surface dépend de la quantité d'eau distillée voulue. Un certain nombre d'applications sont effectuées généralement dans les zones rurales où les surfaces au sol sont disponibles.

L'analyse théorique est basée sur le bilan thermique du distillateur qui permet de déterminer son rendement en fonction des différents paramètres.

V.3.2.2. Variante du distillateur serre :

Ils existent cependant plusieurs variantes, on peut citer le distillateur plan, en cascade, à mèche, à multiple effets, sphérique... etc.

a. Emploi des surfaces réfléchissantes

En plaçant des miroirs sur les surfaces verticales à l'arrière de petits appareils, la production est sensiblement augmentée mais ces miroirs sont coûteux et peu durables de sorte que ce type d'appareil n'a pas trouvé d'application.

b. Distillateur solaire incliné à cascades

Cet appareil présente deux avantages : la lame d'eau est très faible et l'orientation par rapport au rayonnement incident se rapproche davantage de l'optimum. Un modèle de ce type (représenté dans la figure V-3) n'a été exécuté qu'en petites tailles. Ces petits appareils fonctionnent bien mais leur construction et leur entretien sont coûteux.

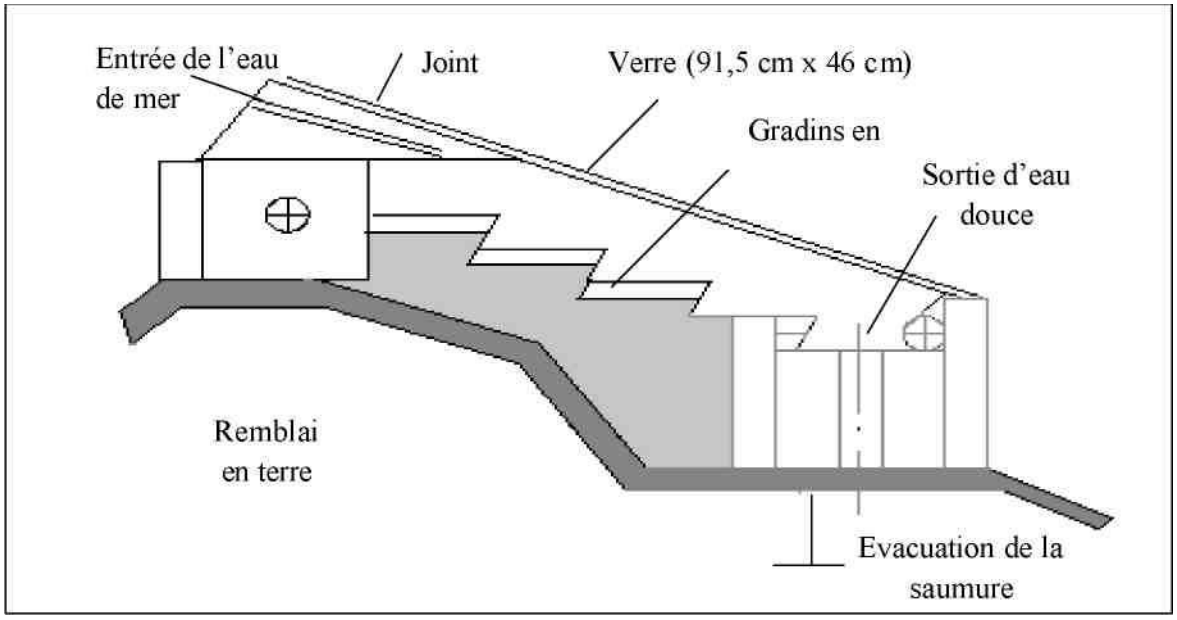


Figure V-3 : Distillateur solaire incliné à cascades

c. Distillateur solaire incliné à cascades

L'appareil incliné à mèche permet de maintenir à peu prés l'épaisseur constante de la lame d'eau. Le modèle représente à la figure (V-4) a été essayé pendant quelque temps d'une façon satisfaisante mais il a été très difficile de maintenir une humidité sur les mèches sans point sec.

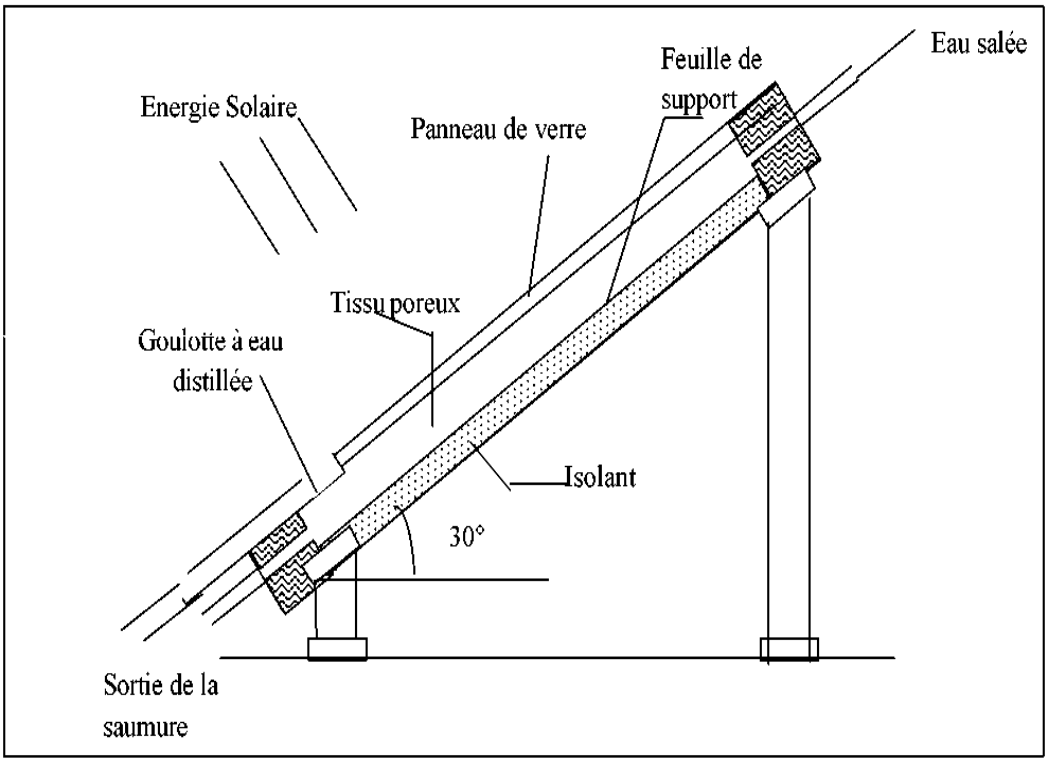


Figure V-4 : Distillateur solaire incliné à mèche

V.3.2.2. La distillation à détentes successives ou multi-stage flash (MSF) :

Ce procédé, généralement rentable seulement pour de grandes capacités de production (plusieurs centaines de milliers de m^3), est très peu souple et nécessite une durée de mise en régime inadéquat pour une application solaire.

V.3.2.3. La distillation par compression de vapeur :

C'est un procédé qui comporte une série d'évaporateurs, ses performances sont cependant améliorées en recyclant la vapeur issue du dernier effet (au niveau thermique le plus bas) en la comprimant pour ensuite l'utiliser comme vapeur de chauffe au premier effet. Ce procédé peut utiliser de l'énergie solaire comme source de chaleur, mais nécessite une énergie supplémentaire pour assurer la compression de vapeur. Celle-ci s'effectue soit avec un compresseur mécanique (compression mécanique) ou un éjecteur de vapeur (thermo compression).

V.3.2.4. La distillation par multiple effets :

Dans cette catégorie, on distingue deux de procédés : les uns utilisent des tubes verticaux, les autres des tubes horizontaux. L'avantage revient aux tubes horizontaux pour une puissance de pompage moindre et un coefficient global d'échange thermique plus important.

Ce procède consiste à un ensemble d'effets successives où la vapeur produite dans un effet est utilisée pour chauffer l'eau de l'effet suivant en s'y condensant, l'apport thermique initial est fourni à l'effet de tête (bouilleur). De part sa simplicité et sa souplesse de fonctionnement, ce procédé est le mieux disposé à s'adapter à l'énergie solaire. Cette adaptation peut se faire :

- Soit avec des capteurs solaires plans pour les petites unités allant jusqu'à plusieurs m^3/jour ;
- Soit avec des capteurs à concentration pour des capacités plus importantes.

Un stockage thermique est souvent utilisé, sous forme de réserve d'eau chaude, pour permettre d'avoir une certaine autonomie de fonctionnement en régime permanent ou intermittent.

DISTILLATEUR À EFFETS MULTIPLES ASSOCIÉ À DES CAPTEURS SOLAIRES ET UN STOCKAGE THERMIQUE

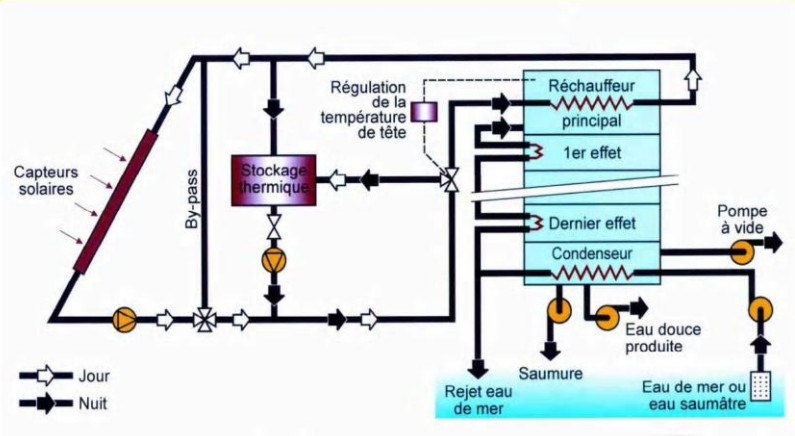


Figure V-5 : Schéma d'une installation de dessalement par multiple-effets accouplés à des capteurs solaires

V.4. Paramètres de conception :

- Capacité de l'installation: choix du procédé, choix du type de capteurs, choix du mode de fonctionnement (intermittent ou permanent), l'utilisation ou non d'un système de stockage, idée sur la température de tête de fonctionnement... ;

- Nature de l'eau à traiter: choix du prétraitement, taux de conversion et rapport de performance ;

- Nombres d'effets : considérations technico-économiques ;

- Nature et situation socio-économique du site: choix des matériaux, degré d'automatisme du système.

V.5. Aperçu sur Logiciel ROSA :

FilmTec Corporation commis à être le monde undisputé et le chef de membrane par les produits de haute qualité et le logiciel de conception.ROSA place continuellement l'industrie standard pour le logiciel de conception de système de RO/DIST/NF, servant d'outil de conception de haute qualité du calcul des membranes de systèmes.

D'autres avantages, dispositifs et perfectionnements l'utilisateur notera sont :

- ✓ Un aspect plus frais et plus propre ;
- ✓ Interface utilisateur dans l'anglais et le Chinois ;
- ✓ Une bibliothèque faite sur commande de l'eau qui a mémorisé des analyses de l'eau fréquent-utilisées ;
- ✓ Une fenêtre séparée de rapport ainsi le rapport le plus récent peut encore être regardée tandis que la fabrication change en la configuration de système ;
- ✓ Une gestion plus commode de dossier et de chemise ;
- ✓ Exécution améliorée pour des calculs.

Cette nouvelle mise à jour ROSA 7.0.0 maintenant pour commencer à identifier les avantages aujourd'hui.

Le logiciel de conception de ROSA de FilmTec (analyse de système d'installation) continue à évoluer et devenir le rassemblement que votre conception exigeante de système a besoin.

La dernière version, ROSA 7.0.0, est maintenant disponible pour nous aider dans la conception de système en utilisant des éléments de FILMTEC™, les éléments de RO, distillation et de NF de la plus haute qualité disponibles globalement.

Les avenages du calcul du cette Version de ROSA :

- ✓ Un aspect contemporain et le choix de deux arrangements de couleur.
- ✓ Une calculatrice d'écoulement qui fournit une définition plus profilée des débits et des rétablissements de système (particulièrement commodes pour conceptions 2-pass).
- ✓ Augmenté, amélioré, à bord de l'analyse du coût, remplaçant la nécessité d'exporter des données vers le bilan de l'analyse de la valeur d'élément (EVA).
- ✓ Les calculs perméables de dédoubler-jet qui peuvent modeler un 2-pass partiel plus économique conçoit, particulièrement valable pour le dessalement d'eau de mer.

- ✓ Modeler structuré des usines Interne-Par étapes de la conception (ISD), tenant compte de deux types ou plus d'élément dans le même de pression, pour équilibrer l'hydraulique de navire et pour maximiser la production de système.
- ✓ Modeler avancé et industrie-principal des températures ambiantes saisonnières sur le comportement des membranes à long terme.
- ✓ Nouveaux éléments d'eau de mer et caractéristiques de produit améliorées pour d'autres.
- ✓ Concentration calculatrice en carbonate de meilleure exécution.
- ✓ La pièce rapportée pour une issue qui pourrait affecter des avertissements de conception dans les dossiers avec des cas multiples, plus l'autre bogue fixe (voir l'histoire de version).
- ✓ Une manipulation plus gracieuse des dossiers de rosa ouverts comme attachements d'email.
- ✓ Exécution améliorée pour la puissance et les calculs spécifiques d'énergie.
- ✓ Méthodes améliorées pour éviter certaines erreurs.
- ✓ Exécution améliorée pour des calculs de rétablissement de système sur les conceptions 2pass.
- ✓ Interface utilisateur dans l'anglais et le Chinois.
- ✓ Une bibliothèque faite sur commande de l'eau qui a mémorisé des analyses de l'eau fréquent-utilisées.

V.6. Etude expérimentale d'une unité de dessalement fonctionne par énergie solaire :

A l'aide du logiciel ROSA nous allons évaluer les charges nécessaires de la station en question selon les besoins d'alimentation

Notre étude expérimentale d'une petite unité de dessalement d'eau saumâtre, qui produit de l'eau potable destinée aux besoins domestiques de quelques 800 habitants du petit village de Hassi-Khebi situé à 400 km au nord-est de la ville de Tindouf. Caractéristiques du site :

- Localité : Village de Hassi-Khebi, 1400 km sud-ouest d'Alger.

- Irradiation solaire : 6071 Wh/jour minimum, 7510 Wh/jour maximum.

- Qualité de l'eau : eau saumâtre, salinité: 3,5 g/l.

- Energie conventionnelle : inexistante.

- Latitude : 29°l1, longitude : 5°21 ouest.

L'ensemble de l'installation comprend 04 parties (Figure V-1) :

- ➢ Un osmoseur constitué de plusieurs éléments : un système de prétraitement par filtration, une pompe haute pression, des modules de dessalement placés en série, un système de poste de traitement et accessoires /appareils de mesure.

- Débit d'eau d'alimentations : 2700 1/heure.
- Débit d'eau potable : 850 l/heure.

Les résultats du logiciel ROSA est comme suite :

- Six modules de dessalement afin de dessaler une quantité d'eau de 2700 1/heure et d'une pression de fonctionnement: 12 bars.
- Et pour satisfaire les besoin en énergie électrique à l'aide d'un générateur photovoltaïque il faut qu'il réponde aux caractéristiques suivantes :
- Un générateur photovoltaïque : 72 panneaux inclinés à 35° fournissant 2736 Wmax. Un système de régulation et stockage d'énergie : ce dernier est composé de 60 batteries ayant une capacité de 500 Ah sous une tension de 120 volts. Le système est conçu pour une autonomie de 3 jours sous un ciel couvert.
- Système de stockage d'eau : il comprend 2 cuves de 8 m3 chacune; l'une pour l'eau saumâtre et l'autre pour l'eau potable.

Caractéristiques de l'installation :

- Pression de fonctionnement: 12 bars ;
- Puissance électrique requise : 107 kW ;
- Tension d'alimentation : 110 à 134 volts ;
- Mode de fonctionnement : intermittent.

Cette installation a fonctionné pendant plusieurs années par intermittence à raison de 3 heures par jour (ce qui suffisait les besoins journaliers des habitants). Pendant son expérimentation, La station a connu plusieurs périodes d'arrêts (allant de 3 à 6 mois) causées généralement par mauvaise manipulation de la part de l'opérateur.

V.6.1. Paramètres de conception :

- Besoins en eau : taille et configuration de l'unité ;

- Nature de l'eau : choix des membranes et de leur configuration, choix du type de prétraitement, taux de conversion ;

- Situation socio-économique du site : infrastructures, main d'œuvre ;

- Données météorologiques du site (ensoleillement, vent...).

V.6.2. Les résultats donnés par ROSA :

a. Configuration de système

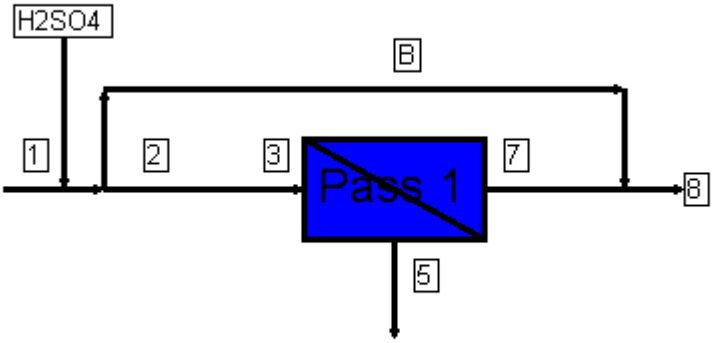


Tableau V.2 : Informations de projet

Écoulement d'alimentation à l'étape 1	2.71 m³/h	Passage 1 Écoulement Perméable	2.03 m³/h	Pression Osmotique	
Écoulement de l'eau crue au système	2.98 m³/h	Passage 1 Rétablissement	75.00%	Alimentation	1.03 Bar
Pression d'alimentation	12.49 bar	Température d'alimentation	25.0 C	Concentration d'alimentation	3.82 Bar
Facteur d'encrassement	0.85	Alimentation TDS	1883.77 mg/l	Moyenne	2.42 Bar
Dose Chim (100% H_2SO_4)	56.33 mg/l	nombre d'éléments	9	NDP moyen	9.84 Bar
Secteur Actif Total	65.22 M²	Flux moyen du passage 1	31.17 lmh	Puissance	1.18 kW
Classification De l'Eau: RO Perméable	SDI < 1	Écoulement se mélangeant de déviation	0.27 m³/h	Énergie spécifique	0.5 kWh/ 1 m³
Rétablissement de système	77.28 %	produit total mélangé	2.30 m³/h		

Tableau V.3 : Les étapes de résolution

Étape	1	2
Élément	BW30-4040	BW30-4040
# Pv	2	1
# Ele	3	3
Écoulement d'alimentation (m³/h)	2,71	1.25
Pression d'alimentation (barre)	12.15	11.61
Écoulement de recirc (m³/h)	0.00	0.00
Écoulement concentré (m³/h)	1.25	0.68
Pression concentrée (barre)	11.95	11.43
Écoulement de perm (m³/h)	1.46	0.57
Flux d'Avg (lmh)	33.59	26.33
Pression de perm (barre)	0.00	0.00
Pression de poussée (barre)	0.00	0.00
Perm TDS (mg/l)	22.68	50.26

Tableau V.4 : Détails des étapes

Etape 1			
Elément	1	2	3
Rétablissement	0.19	0.22	0.27
Écoulement de perm (m³/h)	0.26	0.25	0.23
Perm TDS (mg/l)	16.60	21.70	30.62
Écoulement d'alimentation (m³/h)	1.36	1.10	0.85
Alimentation TDS (mg/l)	1883.77	2321.60	2983.28
Pression d'alimentation (bar)	12.15	12.06	12.00

Etape 2			
Elément	1	2	3
Rétablissement	0.17	0.18	0.20
Écoulement de perm (m³/h)	0.21	0.19	0.17
Perm TDS (mg/l)	37.66	49.09	67.02
Écoulement d'alimentation (m³/h)	1.25	1.04	0.85
Alimentation TDS (mg/l)	4059.27	4867.46	5958.89
Pression d'alimentation (bar)	11.61	11.53	11.47

Tableur IV.4 : Présentation des résultats

Passage des jets (mg/l comme ion)								
			Concentration		Perméabilité			
Nom	Alimentation	Alimentation Ajustée	Etape 1	Etape 2	Etape 1	Etape 2	Total	Mélange Total
NH4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	9.11	9.11	19.56	35.74	0.17	0.40	0.24	1.28
Na	354.37	354.40	761.64	1393.82	5.84	13.47	7.99	48.74
Mg	57.71	57.71	124.69	229.33	0.38	0.86	0.52	7.25
Ca	192.37	192.37	415.70	764.63	1.22	2.76	1.65	24.09
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_3	0.62	0.01	0.04	0.17	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO_3	118.54	49.75	106.69	194.86	1.93	2.82	2.16	7.24
NO_3	0.40	0.40	0.80	1.38	0.05	0.11	0.07	0.10
Cl	579.85	579.85	1246.73	2282.50	9.06	20.93	12.40	79.16
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO_4	560.09	615.27	1329.65	2445.94	3.82	8.54	5.15	76.93
SiO_2	24.91	24.91	53.78	98.89	0.20	0.39	0.25	3.15
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	3.19	53.14	53.17	53.25	52.42	52.67	52.50	52.95
TDS	1897.98	1883.77	4059.27	7447.27	22.68	50.26	30.43	247.95
pH	7.60	6.00	6.27	6.47	4.76	4.91	4.81	5.2

V.7. <u>Evaluation du prix de revient du m³ de l'eau dessalée avec l'association de l'osmose inverse et l'énergie solaire</u> :

Pour déterminer le prix de revient du m^3 d'eau dessalée à partir de notre station, on suit les mêmes démarches que celle d'osmose inverse, mais la différence est la source d'énergie :

V.7.1. Frais d'investissement :

Les frais d'investissement (1) englobent les coûts des équipements électromécaniques et les travaux de génie civil :

$$I = E + G$$

a- Equipements :

- Coûts du filtre à sable : 500000 DA ;

- Coûts du filtre à cartouche: 140000 DA ;

- Fourniture et montage des systèmes des raccordements de la prise d'eau et réservoir de stockage = 80000 DA.

- Poste de dessalement : le prix d'un module B9 est de l'ordre de 316,3 $ US **[17]**, avec :

1$ qui équivaut 70 DA actuellement, d'où le prix d'un module B9 est estimé à :

22140 DA, avec un nombre de perméateurs de 6 ce qui donne :

P= 221400. 6 = 1328403,6 DA

- Un générateur photovoltaïque : 72 panneaux inclinés à 35° fournissant 2736 Wmax –

3960000 DA

Système de régulation et stockage d'énergie: 469000 DA;

- Equipements de laboratoire : 200000 DA ;

Donc:

E = 500000 +140000+80000 +1328403,6 + 3960000 +469000 +200000 = 6677403.6 DA

b- Génie civil :

- Bâti béton armé ;

- Charpente métallique ;

- Cloisonnement; ;

- Refroidisseur.

G = 1330000DA.

On aura donc le coût d'investissement :

I = E + G = 6677403.6 + 1329000= 8006400,6 DA.

I= 8006400 DA.

V.7.2. Frais d'exploitation :

Ces frais sont calculés pour une journée, ils sont constitués de :

- Coûts des produits chimiques : C (DA/j) ;

- Coûts des mains d'œuvre : MO (DA/j) ;

On aura donc: $E_x = MO + C$

Avec :

MOv =v1596,48 DA/j;

C= 400 DA/j ;

E_x = 1996,48 DA/j.

V.7.3. Charges financières :

- Amortissement 15 ans : 8006400DA
- Annuité d'exploitation (selon inflation) 6% ;
- Charge d'exploitation .B=A+ Ex+0,06 A

Avec. $A = \frac{i}{365.20} = \frac{8006400}{365.20}$

Donc : $B = A + E_x + 0,06A$

B= 1112 +1996,48+0,06. 1112

$\Rightarrow$ B = 3175,2 DA/j.

V.7.4. Prix mètre cube d'eau dessalée :

Sachant que le débit d'eau à dessaler est de 64,8 m^3 /j, le prix du mètre cube d'eau dessalée est calculé comme suit :

$$P = \frac{B}{Q_{PT}}$$

Donc :

$$P = \frac{3175,2}{64,8} \quad \Rightarrow P = 49 DA/m^3$$

Conclusion

Le dessalement est l'une des solutions choisis par l'Algérie et à travers le monde pour résoudre le problème de l'eau en urgence. Ce procédé est limité aux coûts d'investissement et d'exploitation de ces stations et donc au prix de revient du mètre cube (m^3) de l'eau produit.

A travers les résultats, nous constatons que l'osmose inverse est moins coûteux par rapport aux autres techniques de dessalement de l'eau de mer.

Les différentes applications à travers le monde ont montré que le dessalement solaire est beaucoup plus approprié pour les installations de dessalement à petites capacités, et que leur champ d'application très vaste (à usage domestique, santé, industrie, tourisme …etc).

CONCLUSION GENARALE

Le dessalement de l'eau de mer est un enjeu important pour l'avenir des régions arides. Moyennant un coût de production pouvant descendre à environ 0,5 $ par m³ pour les projets récents (par osmose inverse et toutes charges comprises : coût d'exploitation, amortissement de l'installation, bénéfice de l'opérateur...), il est possible de résoudre les problèmes de manque d'eau potable dans de nombreux pays. Dans le cas d'une utilisation pour la consommation humaine, le dessalement d'eau de mer est une technique aujourd'hui fiable et moins onéreuse que la technique dite de recyclage des eaux usées. Il devient même rentable dans des pays développés ne manquant généralement pas d'eau, dans certaines situations spécifiques (par exemple des îles touristiques).

Après avoir présenté la situation d'Algérie en matière de ressources en eau, nous avons défini les différents procédés de dessalement utilisés dans le monde et en Algérie et dans le cadre des investigations portant sur la déminéralisation des eaux saumâtres, nous nous sommes intéressées à la comparaison des différents procédés tels que l'osmose inverse, électrodialyse et la distillation dans le cas de la station de Bousmail et l'énergie solaire dans le cas de la station de Hassi-Khebi.

L'étude économique présentée par l'évaluation du coût du mètre cube d'eau dessalée par les différents procédés confirme que le procédé d'osmose inverse donne un grand débit avec un coût faible du m^3 d'eau par rapport aux autres procédés étudiés.

Le domaine de dessalement est très vaste et pour lui en venir en plus de développement, il faudra lancer des recherches en tout angle, afin d'aboutir à des techniques meilleures et ainsi à des coûts minimes du m^3 d'eau dessalée comme présenter dans le dernier chapitre, la combinaison de l'osmose avec l'énergie solaire. Cette technique représente la solution technico-économique pour le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres.

RECOMMANDATIONS

SUR LE PLAN INSTITUTIONNEL

- Sensibiliser les décideurs sur la nécessité et l'intérêt du dessalement ;
- Encourager le privé à investir dans les projets de dessalement, à travers la mise en place de dispositions incitatives
- Favoriser le Partenariat Public Privé, pour promouvoir les projets de dessalement, tout en insistant sur la contribution financière de l'Etat, à l'Investissement initial.

SUR LE PLAN FINANCIER

- Promouvoir le dessalement d'eau de mer dans nos pays méditerranéens (à travers la réduction des coûts d'investissement et d'exploitation), et ce, à travers les actions principales suivantes :
- Réduction du coût du kw.h.
- Inciter certaines industries et unités touristiques, grandes consommatrices d'eau, et se trouvant à proximité des côtes, à s'équiper en stations de dessalement, afin d'atténuer les besoins en eaux douces.
- Réduction des droits de douane et des différentes taxes, sur les équipements utilisés, pour le dessalement, car la part des équipements est de l'ordre de 70 à 75 % du coût d'investissement global.
- Encourager les nouvelles technologies, et en particulier celles envisagées au niveau des membranes, qui doivent asseoir la position dominante du dessalement de l'eau de mer par osmose inverse, en tant que technologie fiable et économique. Il est attendu une réduction du coût de production d'eau douce de l'ordre de 20% dans les cinq prochaines années, et de 50% d'ici à 2020. Ces améliorations financières doivent permettre de rendre abordable le dessalement de l'eau par osmose inverse à des pays ne possédant pas aujourd'hui les ressources financières et techniques pour envisager la construction d'usines de dessalement pour combler le déficit de leurs ressources conventionnelles en eau

SUR LE PLAN TECHNIQUE

- Le recours au dessalement des eaux de mer, dans les pays Méditerranéens, et plus particulièrement ceux du sud, devient (et le sera davantage), dans un avenir proche, **un impératif incontournable** ;
- Les Pouvoirs Publics et les décideurs ainsi que tous les acteurs concernés du secteur de l'Eau, **sont invités** à considérer **sérieusement** le dessalement de l'eau en général, et des eaux de mer, en particulier, comme une solution fiable, pérenne et très prometteuse ;
- Capitaliser les expériences nationales et internationales dans ce domaine ;

- Adopter une approche participative dans la conduite des projets de dessalement, et ce, depuis les études jusqu'à la mise en service du projet ;
- Bien réaliser toutes investigations nécessaires (recherche approfondie des sites de la prise d'eau de mer et de l'usine de dessalement ; réalisation de campagne d'analyses de la qualité des eaux de mer, études d'impacts, etc.), pour bien asseoir les projets de dessalement ;
- Optimiser les ouvrages de prise et le prétraitement ;
- Concevoir, de façon modulaire, l'usine d'Osmose inverse, pour optimiser, et les coûts d'investissement, et l'utilisation à sa pleine capacité,

Bien que les membranes d'osmose inverse en film mince, configurées en éléments spiralés, aient atteint des performances satisfaisantes, il est nécessaire d'encourager tous les programmes de recherche et de développement, ayant pour objectifs de développer des membranes semi-perméables :

- peu sensibles au colmatage, et en particulier au bio-fouling ;
- résistantes aux oxydants afin de maintenir l'état de propreté de leur surface ;
- présentant une meilleure perméabilité, afin de réduire les coûts d'investissement et d'exploitation (réduction de la consommation en énergie électrique), tout en améliorant, ou tout du moins en conservant, leur taux d'élimination des sels dissous ;
- à durée de vie prolongée, par amélioration de leur résistance au compactage et à la température ;
- Affiner les bilans Besoins – Ressources et entreprendre toutes les actions d'économie d'eau, pour identifier les zones à alimenter par dessalement (compte tenu du prix encore élevé de ces techniques, comparées aux ressources conventionnelles).

Société des Eaux et de l'Assainissement d'Alger

Centre de dessalement

Service de qualité

Laboratoire de Ain Benian

Annexes 1 : Station de Ain Benian I

Fiche d'analyse : mois de février 2009

Date	Paramètres physico-chimiques					Minéralisation globale				
Paramètres	**p.H**	**T**	**Cond.**	**Turb.**	**Cl_2 libre**	**TAC**	**TH**	**Ca^{+2}**	**Mg^{+2}**	**Cl^-**
UNITE		**° C**	**µs/cm**	**N.T.U**	**mg/l**	**° F**	**° F**	**mg/l**	**mg/l**	**mg/l**
26/01/2009	6.5	15.1	693	0.98	1	2	27	24.05	51.03	
27/01/2009	6.53	15.1	670	0.52	0.85					
28/01/2009	6.57	15.1	710	0.43	0.75					
29/01/2009	7.1	15.2	723	0.22	1					
30/01/2009	6.89	15.3	744	0.23	0.9					
31/01/2009	7	15.5	785	0.55	0.8					
01/02/2009	6.99	15.5	788	0.45	0.75					
02/02/2009	6.5	15.5	750	0.33	0.8					
03/02/2009	6.5	17.4	844	0.57	0.9	0.5	4	12.34	15.62	
04/02/2009	7.3	16.5	713	0.27	1.1					
05/02/2009	7.16	15.2	670	0.34	0.9					
06/02/2009	7.23	15.2	685	0.32	1					
07/02/2009	7.83	15.2	666	0.29	0.9					
08/02/2009	7.14	14.9	676	0.22	0.5	0.75	5.2	4.81	9.72	
09/02/2009	6.75	15.5	817	0.18	1					
10/02/2009	7.34	16.2	715	0.25	1					
11/02/2009	7.1	16	712	0.27	0.8					
12/02/2009	6.9	15.8	733	0.3	0.9					
13/02/2009	6.82	15.7	724	0.21	0.8					
14/02/2009	7	15.6	752	0.14	0.9					
15/02/2009	7	15.9	722	0.13	1.1	2.5	4.3	3.6	4.3	
16/02/2009	7.3	14.3	648	0.36	0.85	3,2	12	4	26,4	456
17/02/2009	7.41	15.6	716	0.19	1					
18/02/2009	7.23	15.5	720	0.23	0.85					
19/02/2009	6.9	15.4	714	0.25	0.9					
20/02/2009	7.1	15.4	720	0.21	0.7					
21/02/2009	6.51	15.5	691	0.16	0.8					
22/02/2009	6.5	15.7	729	0.17	0.8	3	4,4	4	8,14	550
23/02/2009	7,2	15,9	734	0,13	1,2	0,52	11,6	6,97	23,95	433,1

24/02/2009	6,8	16	674	0,29	0,8					
25/02/2009										
Moyenne	7	16	721.27	0.21	1	2.18	10.9	4.99	19.5	479.7
Minimum	6.5	14.3	648	0.13	0.5	0.5	4	3.6	4.3	433,1
Maximum	7.83	17.4	817	0.98	1.1	3,2	27	24.05	51.03	550

Annexes 2 : Station Palm Beach

Fiche d'analyse : mois de février 2009

Date	**Paramètres physico-chimiques**					**Minéralisation globale**				
Paramètres	**p.H**	**T**	**Cond.**	**Turb.**	**Cl_2 libre**	**TAC**	**TH**	**Ca^{+2}**	**Mg^{+2}**	**Cl^-**
UNITE		**° C**	**µs/cm**	**N.T.U**	**mg/l**	**° F**	**° F**	**mg/l**	**mg/l**	**mg/l**
26/01/2009	-	-	-	-	-					
27/01/2009	-	-	-	-	-					
28/01/2009	6,9	17	555	0,43	0,7					
29/01/2009	7,1	17,1	580	0,52	0,8					
30/01/2009	6,88	17,3	585	0,56	0,85					
31/01/2009	7	17,2	600	0,74	0,75					
01/02/2009	7,2	17,2	588	0,57	0,9					
02/02/2009	7,5	17,3	563	0,57	0,75					
03/02/2009	7,4	17,5	595	0,39	0,8					
04/02/2009	7,9	16,9	543	0,39	0,8	4,5	38	44,08	65,61	1489
05/02/2009	8	16	560	0,45	0,8					
06/02/2009	7,88	15,9	545	0,6	0,75					
07/02/2009	7,25	15,3	555	0,65	0,85					
08/02/2009	7	15,7	550	0,75	0,8					
09/02/2009	7,1	15,1	543	0,45	0,85					
10/02/2009	6,95	15,5	535	0,42	0,65					
11/02/2009	7,3	15,7	550	0,43	0,8					
12/02/2009	7,2	15,8	540	0,47	0,75					
13/02/2009	6,95	16,1	555	0,56	0,78					
14/02/2009	7,1	16,3	550	0,42	0,8					
15/02/2009	7,14	16,2	503	0,49	0,9	2	4	8,8	4,32	
16/02/2009	6,9	15,5	500	0,53	0,85	1,2	10,1	8,1	7,89	13,65
17/02/2009	7,3	15,3	485	0,54	0,8					
18/02/2009	7	15,4	500	0,57	0,75					
19/02/2009	6,9	15,7	510	0,47	0,85					
20/02/2009	7,2	15,8	500	0,52	0,8					
21/02/2009	7	15,8	473	0,53	0,9					
22/02/2009	7	15,8	422	0,62	0,9	2,5	4,2	10,4	3,54	245
23/02/2009	7,45	16,1	463	0,37	0,7	0,39	9,6	7,69	18,66	78,1
24/02/2009										
25/02/2009										
Moyenne	7.2	16.17	535.1	0.519	0.8011	2.12	13.18	15.81	20	456.4
Minimum	6,88	15,1	422	0,37	0,65	0,39	4			

Maximum	7,9	17,5	600	0,75	0,9	4,5	38	44,08	65,61	1489

Annexes 3 : Station Zéralda II

Fiche d'analyse : mois de février 2009

Date	**Paramètres physico-chimiques**					**Minéralisation globale**				
Paramètres	**p.H**	**T**	**Cond.**	**Turb.**	**Cl_2 libre**	**TAC**	**TH**	**Ca^{+2}**	**Mg^{+2}**	**Cl^-**
UNITE		**° C**	**µs/cm**	**N.T.U**	**mg/l**	**° F**	**° F**	**mg/l**	**mg/l**	**mg/l**
26/01/2009	7,01	17,8	161	0,17	1					
27/01/2009	7,02	17,8	156	0,16	1,1					
28/01/2009	6,98	17,8	164	0,17	1					
29/01/2009	7,01	17,8	167	0,16	1					
30/01/2009	7,1	17,8	165	0,14	0,99					
31/01/2009	6,98	17,8	168	0,15	1,1					
01/02/2009	6,99	17,8	159	0,17	1					
02/02/2009	7,03	17,8	160	0,16	1					
03/02/2009	7,01	17,8	164	0,15	1					
04/02/2009	6,98	17,8	162	0,16	1					
05/02/2009	6,79	17,8	159	0,17	1					
06/02/2009	6,98	17,8	162	0,18	1,1					
07/02/2009	6,94	17,8	164	0,15	1					
08/02/2009	7,02	17,8	163	0,15	1					
09/02/2009	7,05	17,8	162	0,16	1					
10/02/2009	7,06	17,8	164	0,4	1					
11/02/2009	7	17,8	160	0,17	1					
12/02/2009	7,01	17,8	159	0,18	1					
13/02/2009	6,99	17,8	161	0,15	1					
14/02/2009	7,04	17,8	160	0,16	1					
15/02/2009	7,06	17,8	162	0,15	0,85	5,5	2,8	4	4,32	
16/02/2009	7	17,8	159	0,17	0,9					
17/02/2009	7,02	17,8	157	0,19	0,9					
18/02/2009	7,06	17,8	160	0,16	1					
19/02/2009	7,05	17,8	154	0,15	1					
20/02/2009	7	17,8	147	0,17	1					
21/02/2009	7,07	17,9	152	0,16	1					
22/02/2009	6,95	18	143	0,15	1	4	1,8	3,2	2,4	213
23/02/2009	7,25	18,7	140,6	0,24	1	0,4	5	5,77	8,65	305,3
24/02/2009										
25/02/2009										
Moyenne	7,016	17,84	159,1	0,17	0,99	3,3	3,92	5,28	5,12	259,2
Minimum	6,79	17,8	140,6	0,14	0,85	0,4	1,8	3,2	2,4	213
Maximum	7,25	18,7	168	0,4	1,1	5,5	5	5,77	8,65	305,3

Consommation d'énergie électrique

AINBENIAN I

Mois	Active KWH	Reactive Kvarh	OBS
Février	268948	80168	

AINBENIAN II

Mois	Active KWH	Reactive Kvarh	OBS
Février	70121	18040	variateur de vitesse et accoplement en panne

AINBENIAN I et II

Mois	Active KWH	Reactive Kvarh	OBS
Février	339069	98208	

Consommation d'energie électrique

ZERALDA I

Mois	Active KWH	Reactive Kvarh	OBS
Février	199647	89382	

ZERALDA II

Mois	Active KWH	Reactive Kvarh	OBS
Février	290075	127688	

PALM BEACH

Mois	Active KWH	Reactive Kvarh	OBS
Février	248514	69108	

BIBLIOGRAPHIE

[1] Georges Mutin« L'eau dans le monde arabe » : enjeux et conflits, éditions Ellipses 2000.

[2] A.N.R.H « Bilan des ressources en eau en Algérie »2005.

[3] *Bekr Belkaid, BP230 chetouan TLEMCEN 13000 (ALGERIE),* Les Procédés de Dessalement de l'Eau de Mer et leur Impact Sur l'Environnement.

[4] Mémoire de magistère Touil Youcef « Etude de la réutilisation des eaux de drainage dans la cuvette de Ouargla », Juin-2002.

[5] L'office national de météorologie (O.N.M), données météorologiques 2004.

[6] Alain Maurel, « Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres », éditions Technique & Documentation, 2001.

[7] Raymond Desjardins « le traitement des eaux » 2ème édition de l'école polytechnique de Montréal, 1990.

[8] PHILIPPE APTEL, «Techniques de l'ingénieur », (OI, NF, UF) application en traitement des eaux, W4120- (2-3).

[9] Le magazine Odyssée « l'osmose inverse la vapeur », n°48, Degrémont. Mai 2004

[10] Christian René Bouchard : « Principes généraux de l'osmose inverse » science et techniques de l'eau.Volume 21 n°03 Août 1988.

[11] « Descriptif technique de l'installation de BREDEAH, ORAN », Degrémont, 2000.

[12] « Mémento technique de l'eau Tome II » Degrémont, 1996.

[13] ADE : l'Algérienne des eaux, unité de Ouargla, Avril 2007.

[14] Dupont Company, technical bulletin n°501, 1997.

[15] I.S.AL MUTAZ, MA.SOLIMAN and A.M DAGHTEM, optimum design for hybrid desalting plant, desalination n°76, 1989.

[16] Alain Maurel, osmose inverse et ultrafiltration, II technologie et applications, Techniques de l'ingénieur Imprimerie Strasbourgeoise, 1996. Paris.

[17] A.A.J.AL.ZUBAIDI, Parametric cost analysis study of seawater reverse osmosis systems design in Kuwait Desalination n°76, 1989.

[18] « L'eau le grand défi de demain », www.cnes.dz/eau%20dz.htm; accès en Avril 2007.

[19] Salim Kehal «Rétrospectives et perspectives du dessalement en Algérie »,

[20] Fredéric Livet *SIMaP*, Besoins et Procédés pour le dessalement de l'eau de mer *UMR CNRS 5266, INPG-UJF* Novembre 2007

[21] Augusto Pretner *, Mario Iannelli, Feasibility study and assessment of the technical, administrative and financial viability of the Voltano desalination plant 15 April 2002

[22] Nathalie Rousset, Le commerce international comme stratégie d'adaptation à la rareté des ressources hydriques LEPII n°24/2007

[23] Allan J.A., The political economy of water: reasons for optimism but long term caution, In: Allan J.A. (ed.), *Water, Peace and the Middle East: Negotiating resources in the Jordan basin*, London, 1996

[24] Allan J.A., Virtual water – Economically invisible and politically silent: A way to solve strategic water problems, *International Water and Irrigation Journal*, 21(4), pp. 39-41 , 2001

[25] Benblidia M., Margat J., Vallée D., L'eau en région méditerranéenne. Situations, perspectives et stratégies pour une gestion durable de la ressource, Communication à la *conférence euro-méditerranéenne sur la gestion de l'eau*, Marseille, 25-26 novembre, Plan Bleu, 1997

[26] El-Nasser H., , *Virtual water in the MENA region*, Expert statement for the research project « Virtual Water –A realistic concept for resolving the water crises? », German Development Institute 2005

[27] Tiwary, Rakesh. «Explanations in resource inequality: Exploring scheduled caste position in water access structure». *International Journal ofRural Management*, vol. 2, no 1, p. 85-106. 2006.

[28] Rock, Michael T. «Freshwater use, freshwater scarcity, and socioeconomic development». Journal ofEnvironment and Development, vol. 7, no 3 (septembre), p. 278-301. 1998.

[29] Renault, Daniel et Wesley W. Wallender.. «Nutritional water productivity and diets». Agricultural Water Management, vol. 45, no 3 (août), p. 275-296 2000

[30] Reisner, Marc. Cadillac Desert: The American West and its Disappearing Water. New York: Viking, 582 p. 1986

[31] M. Methnani, Recent Model Developments for the IAEA Desalination Economic Evaluation

Programme DEEP, International Desalination AssociationWorld Congress, Singapore (Sep. 2005)

[32] M. Methnani and J. Kendall, Coupling & thermodynamic aspects of fresh water production using high-temperature gas-cooled reactors, International Desalination Association World Congress, Bahamas (Oct. 2003)

[33] *Dividing* the Waters: Food Security, Ecosystem Health, and the New Politics ofScarcity. Washington: Worldwatch Institute, 76 p. 1996.

[34] Postel, Sandra. *Last Oasis: Facing Water Scarcity*. New York: Worldwatch Institute, 239 p. 1992.

http://www.desline.com/Articoli/4054.pdf; accès en Avril 2007

[35] « Ressources en eau non conventionnelles en Algérie »,

http://www.mre.gov.dz/eau/ress-non-covent-htm; accès en Juin 2007.

[36] P Bandelier et J C Deranzier, ‘’*Procédés thermiques de dessalement à haut rendement’’* GRETH, Grenoble, groupe de recherche CLEFS CEA N° 44 /2000 2001.

[37] A.*Benmoussat’’Etude sur la corrosion des aciers HLE pour canalisation de gaz à haute pression’’* Thèse de doctorat, 2006, Université des sciences et technologie Mohamed Boudiaf d’Oran, 2006.

[38] Technologies Saint Laurent, potentiel des technologies membranaires,

http://aquatech-limogesfree.actualités/15%20oct%20M%20PONTIE.pdf accès en Mai 2007

[39] Arnoult et Fournier « Dessalement de l’eau de mer »,

http://perso.orange.fr/lycee.bouchardon/TPE2.htm; accès en Mai 2007

[40] « Les pompes hautes pression adaptées aux usines de dessalement d’eau de mer par osmose inverse »,

http://www.gls.fr/pdf/article2.pdf accès en Juin 2007.