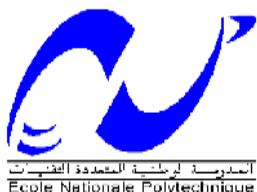


République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche
Scientifique

Ecole nationale Polytechnique
Département de Génie Electrique



Centre de Développement des
Energies Renouvelables



Mémoire Présenté par

Mr. SMAIL Moula

Ingénieur d'Etat en génie mécanique, université de Tizi-Ouzou

Pour obtenir le titre de

Magister en énergie renouvelable

OPTION : Thermique

Thème

**Analyse comparative, énergétique et technico-économique,
des différents procédés de dessalement d'eau de mer**

Devant le Jury composé de Messieurs :

Mourad HADDADI	Professeur	Président	ENP
Mayouf BELHAMEL	D. R	Examineur	CDER
Amor BOUHDIJAR	D. R	Examineur	CDER
Salah LARBI	M.C	Rapporteur	ENP

2008/ 2009

Remerciements

Ce travail a été réalisé dans le cadre d'une école doctorale, englobant des spécialités portant sur les énergies renouvelables, et dirigée conjointement par le CDER (Centre de développement des énergies renouvelables) et l'ENP (Ecole nationale polytechnique).

Je tiens avant tout à remercier monsieur Salah LARBI, Directeur de ce mémoire, d'avoir accepté de diriger ce travail. Je lui dois une grande reconnaissance pour la confiance qu'il m'a accordée et pour le soutien dont il m'a gratifié. Je tiens à lui exprimer vivement ma sincère reconnaissance pour m'avoir initié à la recherche scientifique et pour les encouragements, conseils et critiques, qu'il n'a cessé de me prodiguer tout au long de la réalisation de ce travail.

Mes remerciements vont également, aux membres du jury d'avoir accepté d'examiner ce travail, ainsi qu'à tous les enseignants qui ont contribué à ma formation.

Pour terminer, je remercie de tout mon cœur tous ceux qui, de loin ou de près, m'ont aidé dans ce travail. Je leur exprime ma profonde gratitude.

Dédicaces

Je dédie ce travail à :

Toute ma famille,

Tous mes amis (ies).

ملخص: تآزم و تفخم أزمة المياه الصالحة للشرب أصبحت من بين المشاكل الكبرى في العالم ، و بغض النظر على الطلب المتزايد على هذه المادة الحيوية في الجزائر، فمصادرها في تناقص مستمر . و لتحقيق التوازن بين العرض و الطلب، تحلية مياه البحر من بين الحلول التي يمكن اقتراحها، لهذا يجب معرفة السعر الحقيقي للماء الناتج من عملية التحلية.

في هذه المذكرة قمنا بتحليل طاقتي و تقني اقتصادي لجميع طرق التحلية المتوفرة. و حاولنا أيضا الجمع بين خصائص طريقتين أو أكثر لتدعيم مردود وحدات التحليل. لتوضيح كل هذه الاعتبارات، أخذنا محطة **RAS DJINET** كمثال لاختبار إمكانية استرجاع قسط من الطاقة الحرارية المتوفرة في مياه التبريد الخارجة من المكثفات التي تذهب هباء إلى البحر، و لهذا الغرض استعملنا برنامج DEEP3 للوكالة الدولية للطاقة الذرية (AIEA) كوسيلة في التحليل .

في الأخير نريد أن تكون هذه المذكرة مساهمة في محاولة إيجاد حلول لمشاكل التزود بالمياه الصالحة للشرب في الجزائر

كلمات مفتاحية: تحلية مياه البحر، تحليل طاقتي و تقني اقتصادي برنامج DEEP3، محطة **RAS DJINET**.

Résumé : La multiplication et l'aggravation des états de carence en eau potable commencent à prendre une dimension assez importante à l'échelle mondiale. En Algérie, les ressources en eau se font de plus en plus rares, alors que les besoins ne cessent d'augmenter. Le dessalement est la solution proposée pour remédier au déséquilibre entre l'offre et la demande en eau potable, néanmoins, le problème des composantes réelles du prix de l'eau se pose avec acuité. Le travail présenté dans le cadre de ce mémoire est relatif à une analyse énergétique et technico-économique des différents procédés de dessalement d'eau de mer existants. La faisabilité d'une combinaison des caractéristiques de deux ou plusieurs procédés dans le but d'améliorer l'efficacité et le rendement des unités de dessalement est aussi examinée. Afin d'illustrer toutes ces considérations, la centrale thermique de RAS DJINET est choisie comme exemple type pour examiner la possibilité de récupérer une partie de l'énergie calorifique rejetée par la centrale en pure perte à la mer, par l'intermédiaire du dessalement de l'eau issue des condenseurs. Le logiciel DEEP3 de l'AIEA (Agence Internationale à l'Energie Atomique) a été utilisé lors de cette analyse, à travers laquelle nous tenterons d'apporter une contribution à la recherche de solutions à quelques problèmes énergétiques et technico-économiques liés au dessalement et à l'approvisionnement en eau potable en Algérie.

Mots clés : Dessalement ; Analyse technico- économique ; Logiciel DEEP3 ; CENTRALE RAS DJINET.

Abstract: Fresh water shortage becomes one of the most world preoccupations. In Algeria, resources of fresh water are more and more rare, whereas its needs don't stop rising. The saltwater desalination is proposed as a solution to remedy the unbalance between the offer and a demand. However, it is necessary to know the real components of the water price. This study is technical and economical analysis of the different parts of the desalination processes. Moreover, to view the possibility and the feasibility to combine two or more processes to improve the efficiency and the output of the desalination plants. To illustrate all these considerations, the power plant station of CAP DJINET is chosen as a typical example to test the possibility of recovering a part of the thermal energy issued from water rejected to the sea by this power station without profit by means of desalting this water. DEEP3 software developed by IEAE agency is used in this analysis. Subsequently through this study, we will tempt to bring a contribution in search of solutions which are more adapted to the problems of desalination and provision of drinking water in Algeria.

Keywords: Desalination; Economical and technical aspect; DEEP3 software; Ras Djinet power plant.

Table des matières

Introduction générale	1
-----------------------------	---

Chapitre I

I-1. Le dessalement.....	4
I-2. Différents procédés de dessalement :.....	6
I-2.1. Procédés thermique	6
I-2.1.1. La distillation simple effet	7
I-2.1.2. La distillation multiple effets(MED)	7
I-2.1.3. Le dessalement par détente successives ou multi flash(MSF) :.....	10
I-2.2. Les procédés mécaniques.....	12
I-2-2-1 Compression de vapeur	12
I-2.2.2. Distillation par congélation.....	13
I-2.2.3. Procédés membranaires	14
I-2.2.3.1. Nano-filtration :	15
I-2.2.3.2. Osmose inverse	15
I-2.2.3.3. Principe d'une installation d'osmose inverse	16
I-2.2.3.4. Électrodialyse.....	19
I.2.3. Procédés chimiques	20
I-2.4. Procédés hybrides	20

Chapitre II

II-1. Evaluation du coût de dessalement.....	22
II-2. Capacité installée dans le monde.....	25
II-3. Multi- flash étagé.....	25

II-4. La Distillation multiples effets	27
II-5. L'osmose inverse(OI)	28
II-6. Systèmes hybrides	30
II-7. Autres procédés	31
II-8. Impacts sur l'environnement	33

Chapitre III

III-1. Procédés de dessalement à fin unique	36
III-1.1. Procédés aux Énergies renouvelables	36
III -1.2. Procédés aux énergies fossiles	37
III-1.3. Procédés au nucléaire	37
III-2. Procédés de dessalement à double fins	39
III-2.1. Procédés combinés à l'énergie nucléaire	39
III-2.2. Procédés combinés à une turbine à Gaz	41
III-2.3. Procédés couplés à un Cycle combiné	42
III-2.4. Procédés combinés au fuel	44

Chapitre IV

IV-1. Potentiel de dessalement d'eau de mer de condensation à la centrale de RAS DJINET ...	48
IV-2. Données préliminaires sur le circuit de condensation.....	49
IV-3. Données sur les quatre unités de dessalement de RAS DJINET	49
IV-4. Bilan Energétique	50
IV-5. Calcul des masses d'eau condensées de la centrale	54

Chapitre V

V-1. Approche technico- économique :.....	61
V-2. Définitions et Méthodologie d'Analyse :.....	62
V-2.1. Décision d'investissement :.....	62
V-2.2. Bénéfice actualisé d'une opération d'investissement :.....	63
V-3. Application au cas du Projet :.....	64
V-3.1. Coût d'investissement :.....	65
V-3.2. Bilan d'exploitation :.....	65
V-3.2.1. Charges annuelles d'investissement (amortissement) :.....	65
V-3.2.2. Charges d'exploitation :.....	66
V-3.2.3. Calcul du prix de revient dans les deux options :.....	67
V-3.3. Bilan économique actualisé :.....	73
V- 4. ALTERNATIVE REPOWERING et RETROFITTING	77
Conclusion générale	
Références bibliographique.....	
Annexe 1	
Annexe 2	
Annexe 3	

Liste des figures.

Figure I-1. Variation de la température d'ébullition de l'eau de mer en fonction de la pression ...	6
Figure I-2. Schéma de la distillation simple effet	7
Figure I-2. Schéma de principe de la distillation à effet multiple (faisceau de tubes noyés).....	8
Figure I-4. Schéma de la distillation multiple effets (tubes horizontaux arrosés).....	9
Figure I-5. Schéma de la distillation multiple effets (par énergie solaire).....	10
Figure I-6. Schéma du procédé de détente successive ou multi flash(MSF).	11
Figure I-7 Schéma du procédé par compression de vapeur.	12
Figure I-8. Schéma du procédé par congélation.....	13
Figure I-9. Principe des phénomènes d'osmose et d'osmose inverse	15
Figure I-10. Schéma du principe de fonctionnement de l'OI.....	16
Figure I-11 Structure interne d'une membrane à spirale.....	18
Figure I-12. Principe de l'électrodialyse.....	19
Figure. II-1. Evolution du capital en fonction de la capacité de production.....	23
Figure. II-2. Evolution du coût du m ³ d'eau produit par unité en fonction de la capacité de production	24
Figure. II-3. Distribution des coûts de dessalement en pourcentage pour les procédés membranaires	24
Figure. II-4. Capacité installée par procédé dans le monde	25
Figure II-5. Evolution du coût du m ³ pour le procédé MSF	26
Figure II-6. Amélioration des membranes	30
Figure II-7. Procédé d'intégration des énergies renouvelables dans dans les différents procédés de dessalement	32

La figure III -1. Coûts de production du m ³ d'eau dessalé pour les procédés MSF et MED à partir des énergies renouvelables	36
La figure III -2. Coûts de production du m ³ d'eau dessalé pour les procédés MSF, MED et RO couplés à une turbine à gaz.....	37
La figure III -3. Coûts de production du m ³ d'eau dessalé pour les procédés MSF et MED couplés à un réacteur nucléaire	38
La figure III-4. Les différents coûts du m ³ d'eau dessalée pour les différents procédés de dessalement à fin unique.....	39
Figure III-5. Coût de production du m ³ d'eau dessalée pour l'énergie nucléaire.....	40
Figure III-6. Coût de production d'électricité pour l'énergie nucléaire	40
Figure III-7. Coût de production du m ³ d'eau dessalée pour le gaz	41
Figure III-8. Coût de production d'électricité pour le gaz	42
Figure III-9. Coût de production du m ³ d'eau dessalée pour un cycle combiné turbine à gaz/turbine à vapeur.....	43
Figure III-10. Coût de production d'électricité pour un cycle combiné turbine à gaz/turbine à vapeur	43
Figure III-11. Coût de production du m ³ d'eau dessalée pour un cycle combiné à une turbine à vapeur	44
Figure III-12. Coût de production d'électricité pour un cycle combiné à une turbine à vapeur..	45
La figure III-13. Les différents coûts d'électricité pour les différents procédés de dessalement à double fin.....	46
La figure III-14. Les différents coûts du m ³ d'eau dessalée pour les différents procédés de dessalement à double fin.....	46
Figure IV-1. Schéma synoptique d'une unité de dessalement fonctionnant suivant le procédé MSF	51

La figure V -1. Coûts du m ³ pour le procédé MSF avec et sans utilisation du gradient thermique	72
La figure V -2. Schéma de principe d'une centrale thermique à cycle combiné avec unité de dessalement	79
La figure V -3. Coûts du m ³ d'eau dessalé pour les différentes options	83
La figure V -3. Coûts du kWh d'électricité pour les différentes options	83

Liste des tableaux.

<i>Tableau II-1. Coûts de dessalement pour 4 procédés</i>	<i>24</i>
<i>Tableau II-2. La capacité contractée du procédé MSF.....</i>	<i>26</i>
<i>Tableau II-3. La répartition de la capacité de production contractée du procédé MED.....</i>	<i>27</i>
<i>Tableau II-4. Coût du m3 en fonction de la capacité de production des stations de dessalement</i>	<i>28</i>
<i>Tableau II-5. Capacité de production contractée du procédé OI.....</i>	<i>29</i>
<i>Tableau IV-1. Les températures dans les évaporateurs et les condenseurs</i>	<i>55</i>
<i>Tableau IV-2. Température dans chaque cellule pour une température d'entrée d'eau de mer de 13.5°C.....</i>	<i>56</i>
<i>Tableau IV-3. Température dans chaque cellule pour une température d'entrée d'eau de mer de 21°C.....</i>	<i>57</i>
<i>Tableau IV-4. Capacités de production de vapeur et les températures dans les évaporateurs</i>	<i>59</i>
<i>Tableau V-1. Récapitulatif des dépenses et recettes durant les années</i>	<i>63</i>
<i>Tableau V-2. Coût des installations pour chaque option.....</i>	<i>65</i>
<i>Tableau V-3. Tableau représentant les charges d'exploitation.....</i>	<i>66</i>
<i>Tableau V-4. Caractéristiques techniques des installations et investissement</i>	<i>67</i>
<i>Tableau V-5. coûts du m3 avec et sans utilisation du gradient thermique.....</i>	<i>71</i>
<i>Tableau V-6. Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 1</i>	<i>74</i>
<i>Tableau V-7. Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 2</i>	<i>75</i>
<i>Tableau V-8. Résultats de l'analyse thermo- économique</i>	<i>78</i>
<i>Tableau V-9. Analyse thermo- économique de la centrale thermique avant et après repowering</i>	<i>81</i>

Nomenclature

a	Taux d'actualisation	\$
\overline{B}	Bénéfice actualisé de l'opération	\$
C	Concentration de la solution	mol.m^{-3}
C_i	Charges d'investissement	\$
C_e	charges annuelles d'exploitation	\$
\overline{C}	Montant total des charges annuelles	\$
D_1	Dépenses faites la première année	\$
$\sum C$	Charges annuelles pour l'option 2	\$
$\sum \overline{C}$	Charges annuelles pour l'option 1	\$
D_{mb}	Surface membranaire	m^2
D_i	Dépense par année	\$
D_p	Débit du perméat	m^3/j
D	Débit de l'eau distillée	m^3/j
I	Investissement global	\$
IE	Gain en matière de gain en environnement	\$
N	Durées d'amortissement économique	an
P	Prix revient de l'électricité produite	\$/kWh
P_e	Prix de reviens d'eau produite	m^3/j
Q_a	Quantité d'eau produite	m^3/j

R	Recettes obtenues par année	\$
R_1	Recettes obtenues la première année	\$
r	Taux de rentabilité	%
t_i	Température de l'eau de mer à l'entrée et sortie des condenseurs	°C
T_i	Température de la vapeur à l'entrée et sortie des chambres flash	°C
Taux	taux d'actualisation	%
T_r	taux de rétention	%
TRI	taux de rentabilité interne	%
w	Débit massique de l'eau de mer	kg/s
X_i	Capacité de production de la vapeur	
X_e	Prix de l'électricité vendu	\$/kWh
Y	Prix de vente l'eau produite	\$/m ³
π	Pression osmotique de la solution	Pa

OI ou RO	Osmose inverse
MSF	Dessalement par détente successives ou multi flash
MED	Distillation multiple effets
MVC	Compression mécanique de la vapeur
TVC	Compression thermique de la vapeur
NF	La nano-filtration
ED	Électrodialyse
IX	Echange d'ion

SD	Distillation solaire
RH	Energie renouvelable
FH	Energie fossile
NH	Energie nucléaire
GT	Turbine à gaz
CC	Cycle combiné
NBC	Réacteur nucléaire à cycle de Brayton
NSC	Réacteur nucléaire à cycle de vapeur

Introduction

générale

Introduction générale

« Plutôt que d'être nécessaire à la vie, l'eau est la vie elle-même », écrivait Saint-Exupéry dans « Terre des hommes ». L'eau est présente à tous les niveaux de la société humaine, de l'écologie à l'industrie, en passant par l'agriculture et on ne lui connaît pas de substitut.

L'eau est la ressource la plus abondante de la planète, elle couvre 70 % de la superficie terrestre [1], néanmoins, 97,5 % de cette ressource est enfermée dans les océans et possède une teneur en sel très élevée. La majeure partie, soit 98,8 % des réserves en eau douce est localisée dans les calottes glacières des pôles, les glaciers, l'atmosphère, le sol ou dans les aquifères très profonds. Seulement 2,8 % de cette ressource, soit 0,4 % du total de l'eau dont 0,26% sous forme de lacs et de rivières, est disponible pour les usages des sociétés humaines. Théoriquement, cela laisse suffisamment d'eau pour tous. Cependant, il est indispensable de montrer les limites et les difficultés auxquelles plusieurs états continuent à être confrontés aujourd'hui.

Derrière les chiffres peuvent se cacher de très grandes disparités en termes de qualité et de quantité où plusieurs régions du globe souffrent d'un manque d'eau potable. Sur les 6,67 milliards d'habitants actuels de la planète selon le plan des nations unies pour le développement [2], 26% n'accèdent pas à une eau de qualité suffisante et 50% ne disposent pas d'un système adéquat d'assainissement [3], entraînant chaque jour le décès de 20 000 personnes, des enfants surtout, à cause de maladies liées à l'eau, l'équivalent d'un Nagasaki ou d'un Hiroshima tous les trois jours. Selon le rapport du PNUD de 2006, le déficit est estimé à plusieurs millions de m³/J dans les années à venir, ce qui se traduira dans certains pays par la baisse de la qualité de la vie et pour d'autres à la mise en danger de sa population.

De part la position géographique de l'Algérie, situés en zone aride et semi-aride, a eu depuis des millénaires une évolution fortement liée au climat de la région et à sa variabilité. Son climat se caractérise par des contrastes importants, avec plusieurs types de climats très différents et ce, en relation avec les particularités géographiques et écologiques du pays.

Les données climatiques relevées dans la région, durant le 20^{ème} siècle, indiquent un réchauffement durant ce siècle estimé à plus de 1°C, avec une tendance accentuée dûment les 40 dernières années. Ces données montrent aussi une augmentation nette de la fréquence des

sécheresses et des inondations. Ainsi, on est passé d'une sécheresse tous les dix ans au début du siècle, à cinq voir à six années de sécheresses en dix ans actuellement. Cette nouvelle situation est accentuée par la nature excessive des rares années humides avec une pluviométrie très forte répartie sur une courte période de l'année.

Compte tenu de la concentration de la majorité de la population algérienne sur la bande littorale (1200km), la politique des autorités Algériennes en matière d'approvisionnement en eau potable pour faire face à une demande grandissante, en croissance continue, est axée sur le dessalement d'eau de mer en complément aux systèmes conventionnels existants (barrages, forages).

A l'instar des stations de dessalement déjà opérationnelles, le ministère des ressources en eaux, prévoit d'investir dans la réalisation de 13 autres stations de dessalement d'eau de mer de capacités variables qui produiront à terme 2,26 millions de m³/j.

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif à une analyse énergétique et technico-économique des différents procédés de dessalement d'eau de mer existants. La faisabilité d'une combinaison des caractéristiques de deux ou plusieurs procédés afin d'améliorer l'efficacité et le rendement des unités de dessalement est aussi examinée. Plus précisément, réduire la consommation d'énergie qui est un facteur prévalant dans la détermination du prix du mètre cube d'eau potable produit. Par conséquent, réduire les investissements consentis pour les installations de dessalement d'eau de mer en vue de produire une eau potable à un prix compétitif par rapport, à une eau produite par les méthodes conventionnelles.

Une étude énergétique de la centrale thermique de RAS DJINET est ainsi présentée afin d'examiner la possibilité de récupérer une partie de l'énergie calorifique rejetée par la centrale en pure perte à la mer, par l'intermédiaire du dessalement de cette eau issue du condenseur. Cette étude est suivie d'une approche technico-économique afin de vérifier la rentabilité du projet. Autrement dit, si la réalisation des dépenses d'investissement pourrait assurer un bilan avantageux pour l'exploitant sur la durée de vie du projet. Cette évaluation est faite pour deux options (production d'électricité seule et production simultanée d'électricité et d'eau douce) qui seront comparées entre elles en termes de bilan économique. Ainsi, à travers cette étude, nous tenterons d'apporter une contribution à la recherche de solutions les plus adaptées aux problèmes de dessalement et d'approvisionnement en eau potable en Algérie.

Pour mener à bien cette étude, nous avons adopté un plan de travail structuré en cinq chapitres :

- Le premier chapitre intitulé « Généralités sur les procédés de dessalement » est relatif à des généralités sur le dessalement où nous avons passé en revue les différentes caractéristiques, avantages et inconvénients des différents procédés les plus utilisés en matière de dessalement.
- « Etat de l'art » est le titre du second chapitre qui consiste, en une rétrospective bibliographique sur l'évolution des technologies et des coûts de production d'eau des différents procédés de dessalements rapportés par littérature.
- Le troisième chapitre « Analyse économique du dessalement », est relatif à des simulations de quelques procédés, utilisés à grande échelle dans l'industrie du dessalement. Dans ce chapitre, le logiciel DEEP-3 (Desalination Economic Evaluation Program) nous permet d'estimer et de comparer les coûts de production du m³ d'eau dessalée pour chaque procédé combiné à de différentes sources d'énergies.
- Le quatrième chapitre « Calcul des masses d'eau récupérées à la centrale thermique de RAS-DJINET », est une évaluation des quantités d'eau dessalée produites à la centrale de RAS-DJINET. Dans ce chapitre, une évaluation et une comparaison des masses d'eau dessalées, récupérées par un procédé de type multi flash (MSF). en utilisant les eaux issues du condenseur, donc réchauffée aux masses récupérées en utilisant l'eau de mer
- Dans le cinquième chapitre « Etude technico-économique », nous nous sommes intéressés à une analyse thermo-économique de la centrale thermique de RAS DJENAT pour deux options. La première consiste, en la production exclusive d'électricité, quant à la seconde, elle consiste en la production simultanée d'eau dessalée et d'électricité.
 - Enfin, nous terminerons notre travail par une conclusion générale, permettant de faire la synthèse des résultats obtenus et des perspectives projetées pour des études ultérieures.

Chapitre I

Généralités

sur le dessalement

I-1. Le dessalement :

Le dessalement est un procédé destiné à éliminer les minéraux dissous dans l'eau de mer ou dans l'eau saumâtre (CaCO_3 , MgSO_4 , Na Cl , MgC_2 etc. y compris les matières en suspension). Les procédés qui peuvent être utilisés pour obtenir de l'eau pure à partir d'une eau salée sont nombreux et basés sur différents principes. Le choix du procédé particulier et approprié est basé sur des facteurs dépendants des caractéristiques de l'eau salée à dessaler à savoir sa salinité, sa température et les matières en suspension mais aussi des besoins de la région d'implantation de l'unité de dessalement [4].

La salinité mesure la concentration en sels dissous. Elle s'exprime en g/l. Du fait que les quantités de sels dissous sont souvent très inférieures au gramme, l'unité communément utilisée est le mg/L ou encore le ppm chez les Anglo-Saxons. Les salinités les plus basses se rencontrent au voisinage des pôles. La quantité de sels dissous augmente au fur et à mesure que l'on se rapproche de l'équateur. Elle peut dépasser 50 g/L dans certaines zones, telles que la côte Est de l'Arabie Saoudite où la chaleur et les hauts-fonds favorisent l'évaporation. Les valeurs moyennes de la salinité de l'eau de mer, sont données ci-dessous [5] :

- ✓ Océan Atlantique : 35 g/l ;
- ✓ Mer Méditerranée : 38 g/l ;
- ✓ Mer Rouge : 40 g/l et plus ;
- ✓ Golfe Persique : 50 g/l et plus.

La température de l'eau de mer peut varier de quelques degrés sur les côtes sous l'influence des courants polaires jusqu'à 35 °C autour de la péninsule arabique. Une température élevée favorise la distillation. Cet avantage est minime car la capacité thermique massique de l'eau est très faible comparée à son enthalpie (sa chaleur latente) de vaporisation. Pour le procédé membranaire (l'osmose inverse), le bénéfice est contrasté : la production des membranes d'osmose augmente de 3 % par degré Celsius. C'est un facteur important puisqu'une augmentation de 5 °C augmente la production par un facteur égal à 1,159. En contrepartie la qualité de l'eau produite diminue et, surtout, le vieillissement de la membrane s'accélère. L'expérience montre que l'optimum se situe autour de 25 °C.

L'eau de mer est un milieu vivant qui véhicule d'une part des matières minérales et d'autre part des organismes vivants souvent microscopiques. En pleine mer, le plancton prédomine. Près des côtes, la teneur en sable augmente ; elle varie selon les courants et la profondeur des fonds.

La pollution par des rejets urbains ou industriels peut devenir prépondérante. Le site de la prise d'eau et sa conception seront choisis afin d'éviter toute pollution et limiter au mieux l'amenée des matières en suspension. Dans ce qui suit, nous allons présenter les différents procédés de dessalement avec leurs avantages et leurs inconvénients.

I-2. Différents procédés de dessalement :

Les procédés de dessalement sont classés en quatre catégories :

- Thermique ;
- Mécanique ;
- Chimique ;
- Hybride.

Pour chaque catégorie, plusieurs procédés spécifiques auxquels sont associés des avantages et des inconvénients quant à l'opérabilité, l'énergie utilisée, le prétraitement et le post-traitement. Cette discussion fournira une vue d'ensemble de chacun des procédés.

I-2.1. Procédés thermiques :

Dans ces procédés, l'eau pure est prélevée sous forme de vapeur d'eau de l'eau d'alimentation. Le sel et l'eau minéral-libre peuvent être séparés de l'eau de mer en vaporisant une quantité de la solution saline. La vapeur d'eau est ensuite transformée en liquide dans un condenseur. La vaporisation est accomplie par un apport de chaleur à l'eau salée qui la portera à son point d'ébullition. Afin d'éviter de trop monter en température pour faire évaporer l'eau de mer (figure 1), on fait baisser la pression dans l'enceinte afin de réduire la température d'ébullition de l'eau de mer.

La figure-1 montre que si on baisse la pression, la température d'ébullition diminue.

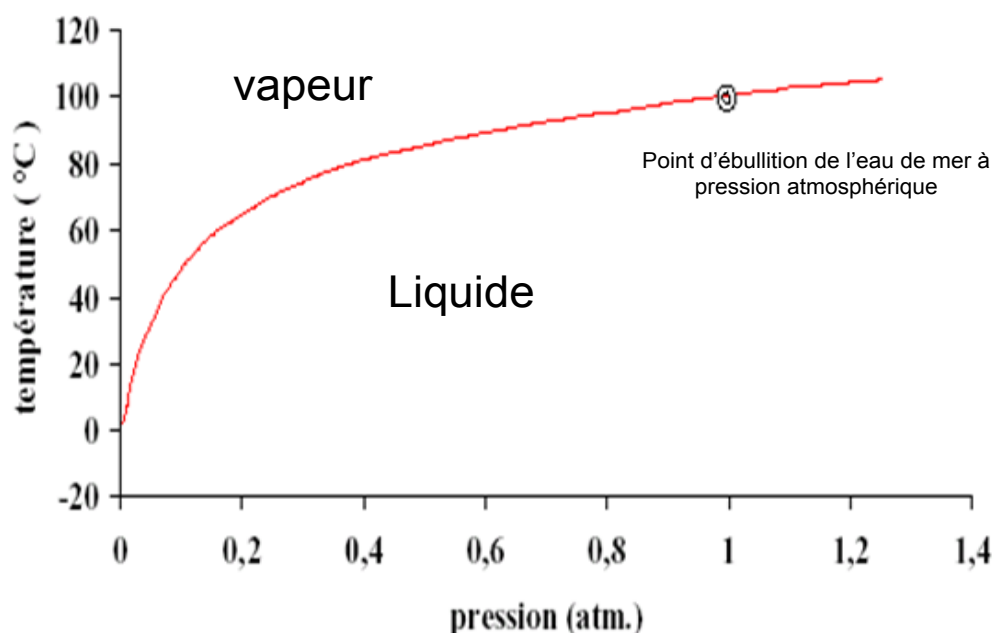


Figure I-1. Variation de la température d'ébullition de l'eau de mer en fonction de la pression

Deux procédés majeurs sont utilisés actuellement pour le dessalement de l'eau de mer à une échelle commerciale, [6] :

- ✓ La distillation multiples effets (multiple-effect (ME) evaporation)
- ✓ Le dessalement par détente Successives ou Multi Flash (Multi stage flash (MSF))

La distillation à simple effet pourra être intégrée dans le procédé qui mérite d'être citée car c'est le premier procédé utilisé par l'Homme pour produire de l'eau potable à partir d'une eau salée. En fait, ce procédé est mis en œuvre depuis longtemps : au quatrième siècle avant notre ère, Aristote a décrit une méthode qui consiste à faire évaporer et condenser une eau impure pour obtenir de l'eau potable. Dans l'histoire contemporaine, il a été utilisé sur les navires où les moteurs Diesel émettaient une quantité significative de chaleur récupérable [7].

I-2.1.1. La distillation à simple effet :

Dans les procédés de distillation, l'eau de mer est chauffée pour en vaporiser une partie. La vapeur d'eau ainsi produite ne contient pas de sels. Il suffit alors de la condenser pour obtenir de l'eau douce liquide (figure I-2). En effet, l'eau s'évapore naturellement des océans, la vapeur s'accumule dans les nuages puis l'eau douce retombe sur terre par les précipitations. Ce principe de dessalement très simple a été utilisé depuis l'Antiquité pour produire de très faibles quantités d'eau douce sur les bateaux.

Néanmoins, à l'échelle industrielle, ce procédé très gourmand en énergie. Sa consommation spécifique en énergie est de l'ordre de **600 kcal/kg**. Ce qui rend onéreux son utilisation à grande échelle industrielle.

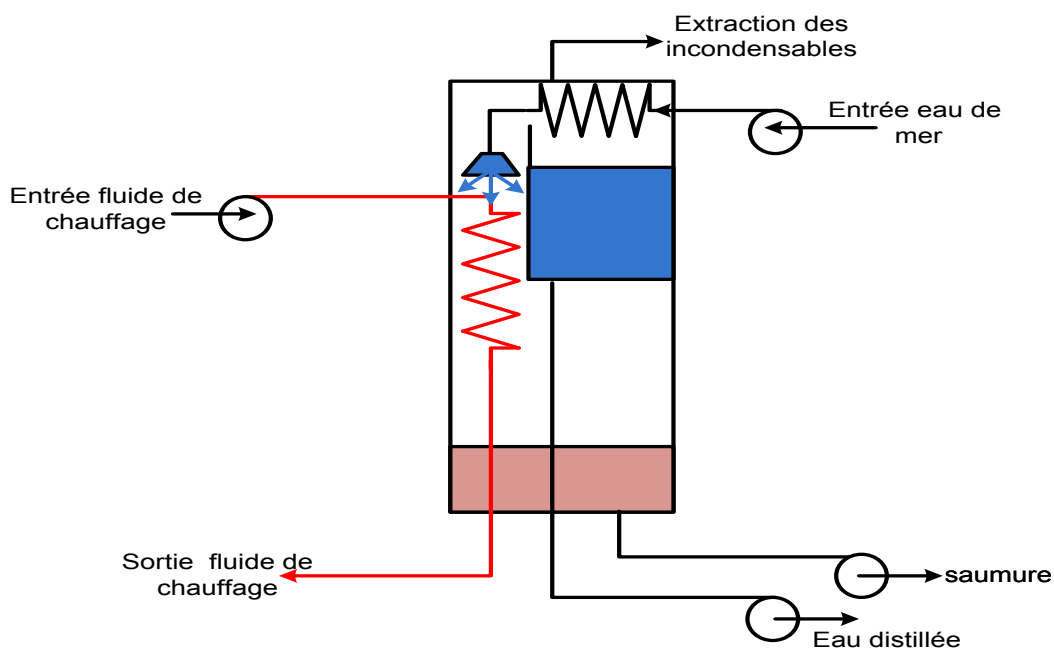


Figure I-2. Schéma de la distillation simple effet

I-2.1.2. La distillation multiple effets(MED) :

Une installation de distillation à effet multiple est constituée par la juxtaposition de n cellules fonctionnant selon le principe de la distillation à effet simple (figure I- 3). Le fluide de chauffage porte à l'ébullition l'eau de mer admise dans la première cellule où règne la température la plus haute. La vapeur générée par l'ébullition de l'eau de mer est transférée dans la cellule voisine où on maintient une pression légèrement inférieure.

La température d'ébullition est décroissante avec la pression, on vaporise l'eau de mer présente dans la deuxième cellule, c'est le deuxième effet. On peut évidemment répéter l'opération plusieurs fois, la limite basse étant donnée par la température de l'eau de mer froide (figure 3).

Ainsi seule l'énergie nécessaire à l'évaporation dans le premier effet est d'origine externe. La multiplication du nombre d'effets permet donc de réduire la consommation spécifique d'eau douce produite.

Plusieurs technologies d'évaporateurs à multiples effets existent :

Les évaporateurs à faisceau de tubes noyés sont des évaporateurs dans lesquels les tubes où circule le fluide de chauffage sont plongés dans l'eau de mer comme l'illustre la figure I-3 :

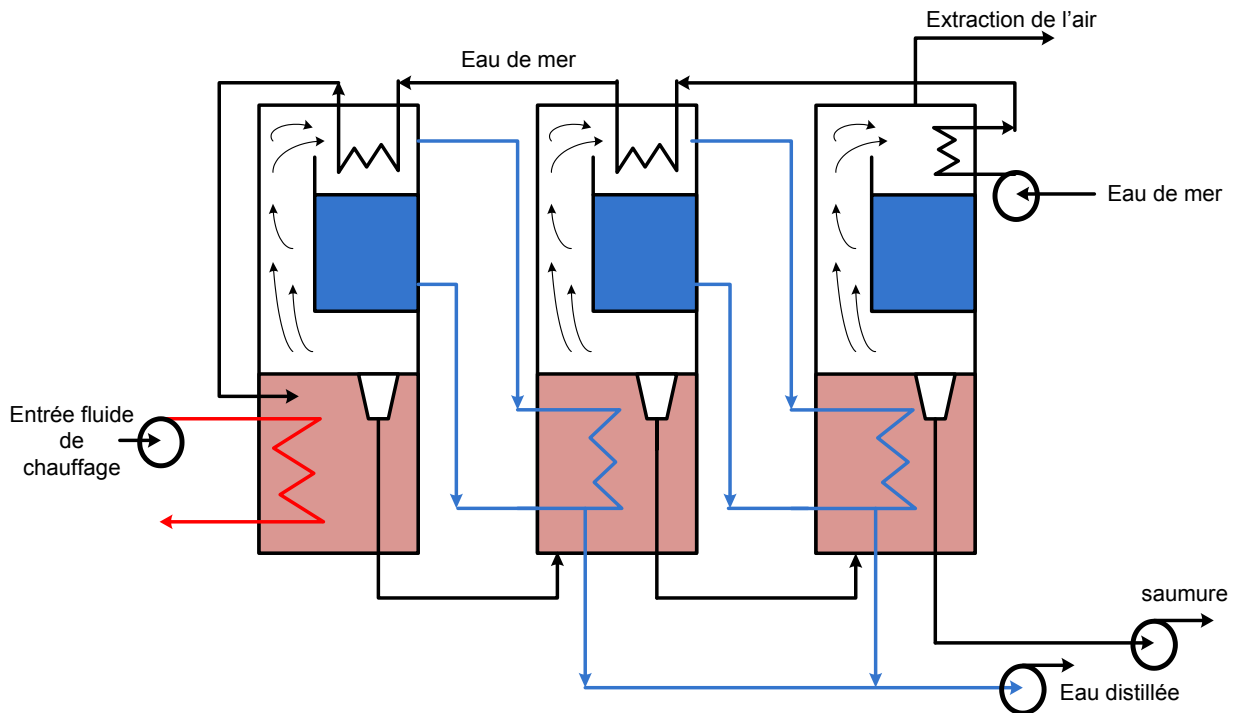


Figure I-3. Schéma de principe de la distillation à effet multiple (évaporateurs à faisceau de tubes noyés)

Les évaporateurs à effets multiples à tubes horizontaux arrosés (figure I-4) sont les plus utilisés actuellement. Dans ces procédés, le fluide de chauffage s'écoule dans les tubes horizontaux tandis que l'eau de mer à évaporer est injectée (arrosoirs) de manière à s'écouler sous forme d'un film le plus uniformément possible sur l'extérieur des tubes.

La vapeur produite dans la calandre (enceinte cylindrique qui contient le faisceau de tubes) est ensuite envoyée dans les tubes de l'effet suivant où elle cédera son énergie de condensation. Ces évaporateurs présentent un très bon coefficient d'échange grâce à l'écoulement en film de l'eau de mer. C'est la raison pour laquelle ils remplacent actuellement les plus anciens évaporateurs à faisceau de tubes noyés dans lesquels les tubes étaient plongés dans l'eau de mer.

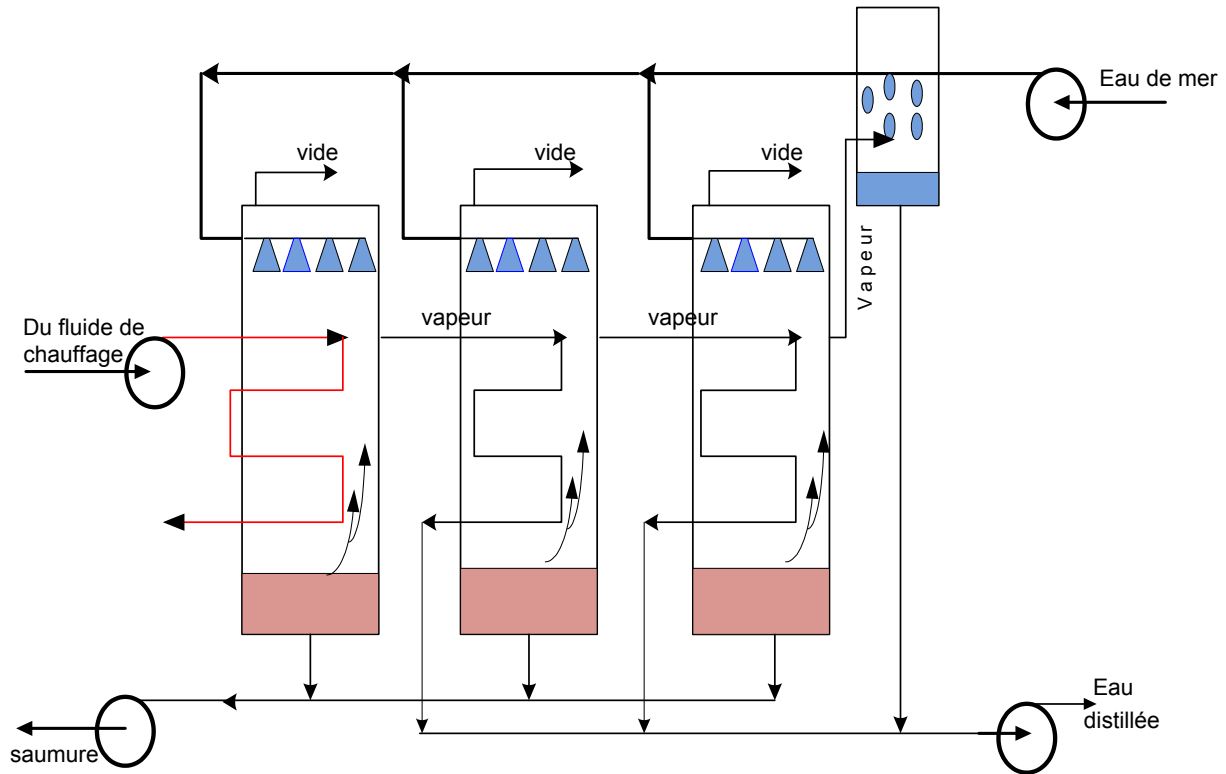


Figure I-4. Schéma de la distillation multiple effets (tubes horizontaux arrosés)

Des évaporateurs multiples effets à plaques sont également en cours de développement. L'eau de mer à évaporer s'écoule alors sous forme de film mince le long d'une mince plaque métallique chauffée par la vapeur provenant de l'effet précédent qui s'écoule le long de l'autre face de la plaque métallique. De nombreuses plaques entre lesquelles s'écoulent alternativement, l'eau de mer et la vapeur de chauffage sont associées en parallèle pour constituer un effet. La vapeur produite est recueillie dans une calandre cylindrique dans laquelle sont placées les plaques. Cette vapeur est ensuite envoyée entre les plaques situées dans une calandre qui constitue le deuxième effet et ainsi de suite.

Un système compact à bases de plaques, EasyMED, constitué de cellules élémentaires comprenant une zone d'évaporation et une zone de condensation, breveté en 1998 est également en cours de développement. L'agencement judicieux de cellules élémentaires pour que chaque zone d'évaporation se situe entre deux zones de condensation de l'effet précédent permet d'obtenir un dispositif plus compact puisqu'il ne nécessite pas une volumineuse calandre pour chaque effet. L'énergie requise est principalement l'énergie thermique à fournir à la chaudière produisant le fluide de chauffage pour le premier effet. On peut cependant utiliser des chaleurs

résiduaire en couplant le procédé MED à des centrales de production d'électricité ou des usines rejetant les eaux résiduaire à des températures de l'ordre de 80°C [8].

Un autre système de distillation à effets multiples utilisant l'énergie solaire comme source d'énergie est en voie de développement. Néanmoins, vu le caractère intermittent de l'énergie solaire, ce procédé nécessite un appoint en énergie et son utilisation se limite à la production d'eau potable à petite échelle [9]. La figure I-5 donne le Schéma de principe de la distillation à effets multiples utilisant énergie solaire.

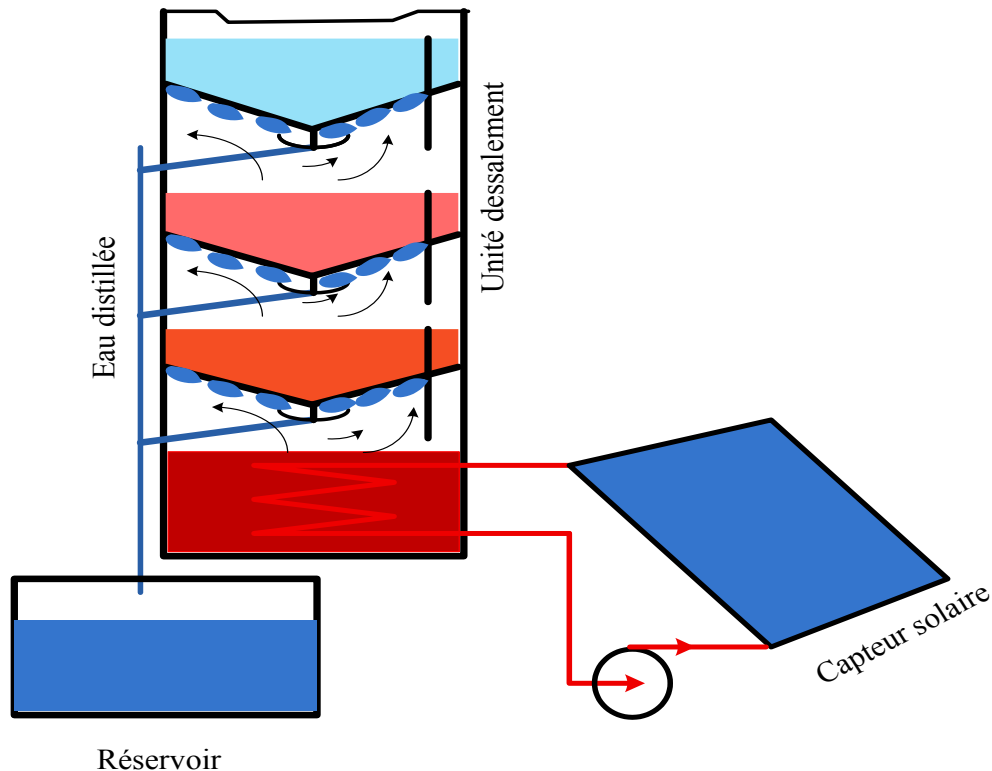


Figure I-5. Schéma de la distillation multiple effets (par énergie solaire)

I-2.1.3. Le dessalement par détentes successives ou multi flash(MSF) :

Ce procédé dit Flash consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée du chauffage. Lorsqu'elle atteint une température de l'ordre de 120°C, elle est introduite dans une enceinte (ou étage) où règne une pression réduite. Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash. Une fraction de l'eau s'évapore (voir figure 6) puis va se condenser sur les tubes condenseurs placés en haut de l'enceinte. L'eau liquide est recueillie dans des bacs en dessous des tubes. C'est l'eau de mer chaude qui se refroidit pour fournir la chaleur de vaporisation, l'ébullition s'arrête quand l'eau de mer atteint la température d'ébullition correspondant à la pression régnant dans l'étage considéré [5].

Le phénomène de flash est reproduit ensuite dans un deuxième étage où règne une pression encore plus faible. La vaporisation de l'eau est ainsi réalisée par détentes successives dans une série d'étages où règnent des pressions de plus en plus réduites. On peut trouver jusqu'à 40 étages successifs dans une unité MSF industrielle.

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

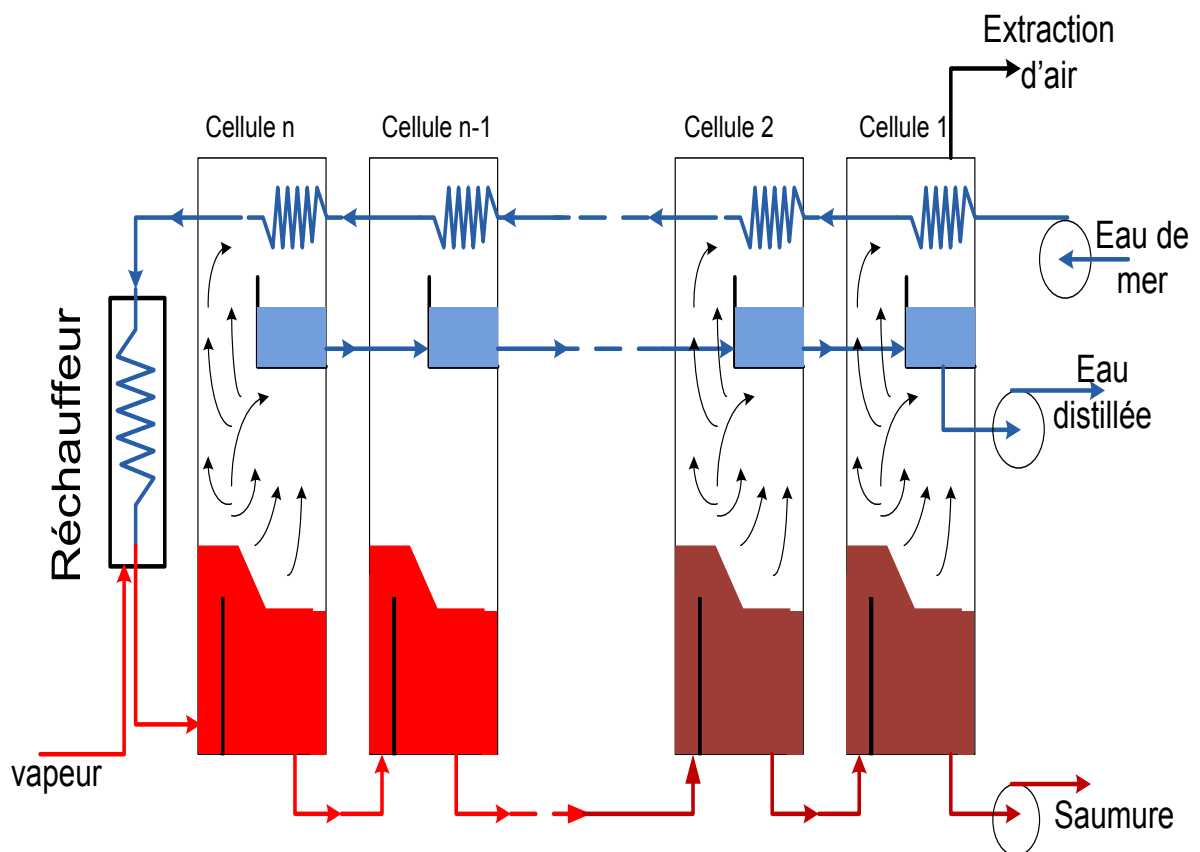


Figure I-6. Schéma du procédé de détentes successives ou multi flash(MSF).

I-2.2. Les procédés mécaniques :

Les procédés mécaniques sont conçus pour séparer les sels et les minéraux dissous dans l'eau. Ces procédés comprennent :

- Compression de vapeur ;
- Distillation par congélation ;
- Procédés membranaires:
 - ✓ Osmose inverse ;
 - ✓ Electrodialyse ;
 - ✓ Nano-filtration.

I-2-2-1 Compression de vapeur :

Dans une cellule de distillation, l'enthalpie de la vapeur émise est peu différente de celle utilisée pour le chauffage, d'où l'idée de comprimer la vapeur émise et de s'en servir comme fluide chauffant. On peut ainsi améliorer les performances de ce procédé qui comporte une série d'évaporateurs. 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 une chaudière ou de l'énergie solaire comme source de chaleur. Néanmoins, il nécessite une énergie supplémentaire pour assurer la compression de la vapeur. Celle-ci s'effectue soit avec un compresseur mécanique (compression mécanique) ou un éjecteur de vapeur (thermo-compression). La figure 7 montre le schéma de principe de ce procédé.

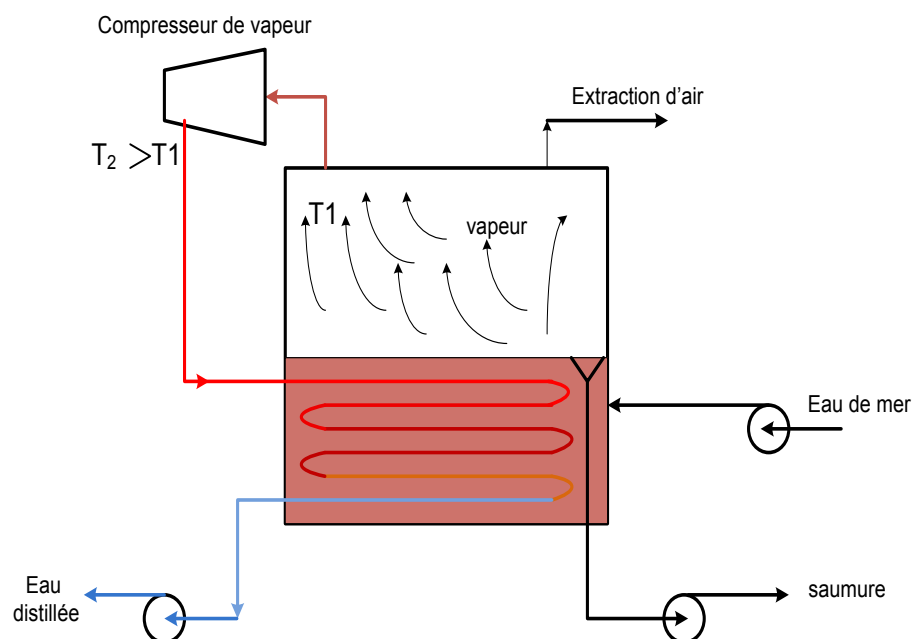


Figure I-7 Schéma du procédé par compression de vapeur.

I-2.2.2. Distillation par congélation :

C'est un procédé physique par changement de phase qui ne nécessite pas l'utilisation de réactifs ou des produits additionnels comme le procédé de base du traitement et de l'épuration des eaux, à savoir la coagulation et la floculation.

Le principe de base de la congélation comme procédé de traitement des eaux est basé sur le fait que, lorsque l'on congèle une solution aqueuse (eau de mer), les cristaux de glace formés sont constitués d'eau pure, le soluté ou polluant restant dans la phase liquide aqueuse. L'image du procédé de congélation que l'on peut mémoriser est que le cristal de glace en cours de formation ne se « nourrit » que de molécules d'eau pures [10].

Il y a plusieurs procédés de distillation par congélation qui sont utilisés dans l'industrie, néanmoins, les appareils en continus sont les plus utilisés pour de fortes capacités de production (plus de 100 000 t/an) mais leur dimensionnement précis reste à l'heure actuelle peu fiable.

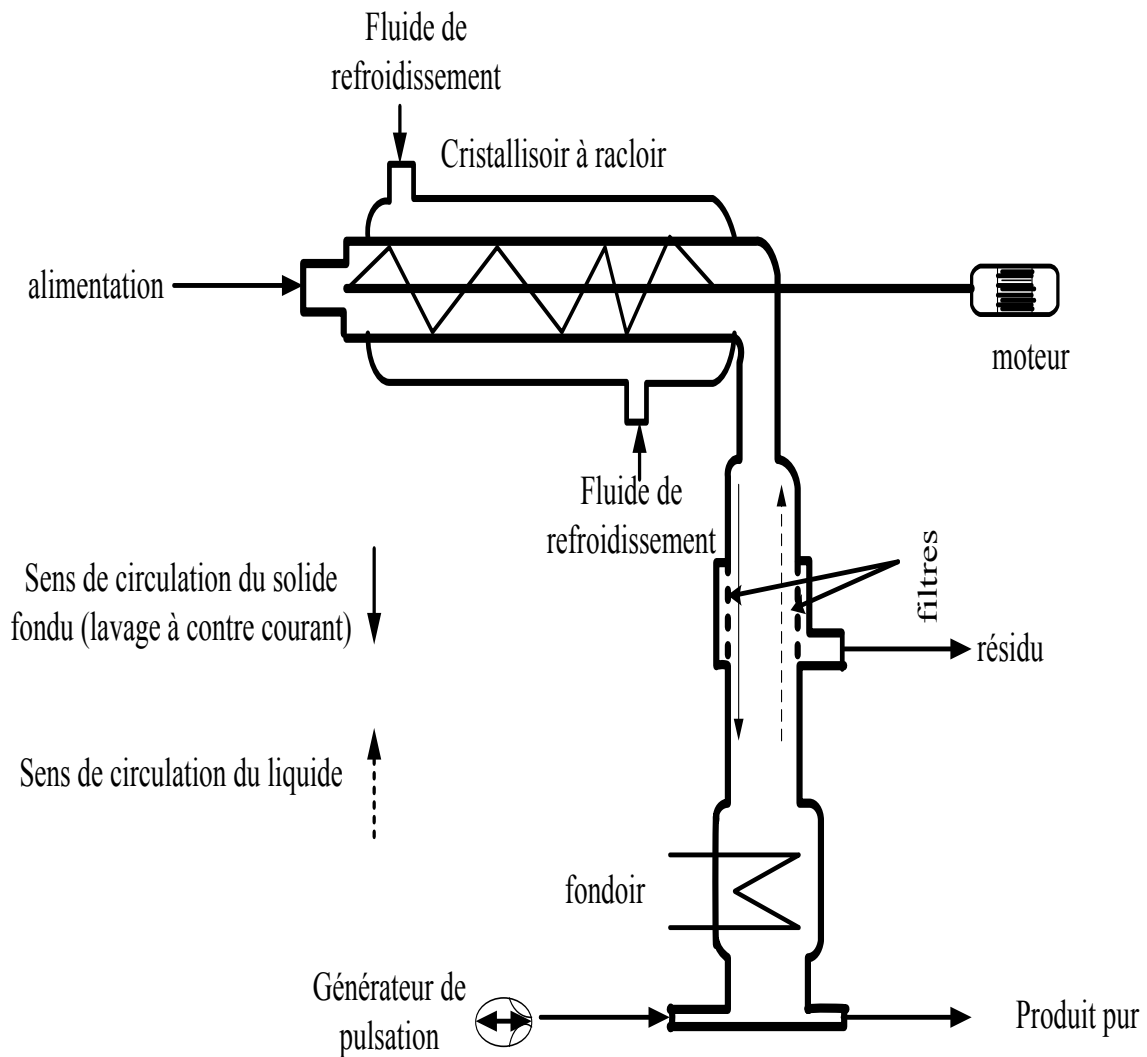


Figure I-8. Schéma du procédé par congélation.

I-2.2.3. Procédés membranaires :

Une membrane est une barrière de très faible épaisseur à travers laquelle on fait passer de manière sélective, des fluides ou des solutions, sous l'effet d'une force d'entraînement. Elle diffère selon le procédé de séparation : par gravité, par pression, par gradient de concentration ou par champ électrique [11].

Les polymères organiques ou inorganiques, tels les métaux, les céramiques, et les couches de produits chimiques (liquides ou gaz) constituent ces membranes. Elles peuvent être homogènes ou comporter plusieurs phases, dans ce cas elles sont dites hétérogènes.

Le principe de séparation par membrane est fondé sur le concept du déplacement sélectif de certains composants à travers une membrane, composant sur lequel il faut appliquer une force. Dans un système de séparation par membrane, un flux d'alimentation pénètre dans le système membranaire alors même que l'on mette en œuvre une force qui favorise un déplacement à travers la surface de la membrane. Les composants du flux d'alimentation qui passent à travers la membrane sont appelés "perméat". Le fluide retenu, appelé "rétentat" constitue le flux contenant les composants qui ne peuvent pas traverser la membrane. Pour chaque application, le flux ou les composants présentant un intérêt sont déterminés.

Les procédés de séparation à membranes peuvent être utilisés pour clarifier ou purifier en éliminant les particules indésirables d'un fluide (suspension, couleur, bactéries...), concentrer, fractionner ou séparer plusieurs constituants. Le développement des procédés membranaires pour le traitement des effluents industriels est en pleine expansion depuis dix ans [11]. Les principaux atouts de ces techniques sont l'utilisation possible en continu sur une chaîne déjà existante, la non-altération des composés et des fluides et la séparation physique sans ajout de produit chimique d'où l'appellation de technologie "propre".

Dans notre cas, nous allons nous intéresser uniquement aux principales techniques utilisées pour le dessalement d'eau de mer à savoir :

- La nano-filtration ;
- Osmose inverse ;
- Electrodialyse.

I-2.2.3.1. Nano-filtration :

La nano-filtration (NF) est un procédé de séparation faisant intervenir la pression comme force motrice. Les membranes utilisées ont un seuil de coupure, variant de 1 à 5 nm, laissant passer les ions monovalents et molécules de diamètre équivalent. Ceux-ci contribuent à la valeur élevée de la pression osmotique de la solution, leur non-rétention implique la diminution de la pression à appliquer, environ 5 à 10 bars. Alors, l'énergie consommée sera plus faible.

La NF peut trouver ses applications dans la séparation entre ions monovalents et divalents ou plus généralement au dessalement d'effluents et plus récemment à la désacidification. La séparation ionique est alors en concurrence avec les procédés électro-dialytiques.

I-2.2.3.2. Osmose inverse :

L'osmose inverse est un procédé de filtration tangentielle qui permet l'extraction d'un solvant, le plus souvent l'eau, par perméation sélective à travers une membrane dense sous l'action d'un gradient de pression [11]. Elle s'oppose au phénomène naturel d'osmose qui tend à transférer le solvant d'une solution diluée vers une solution concentrée par la mise en contact d'une membrane sélective sous l'action du gradient de concentration (Figure 9). Lorsqu'une pression est appliquée sur le compartiment le plus concentré, le flux de solvant diminue jusqu'à s'annuler pour une pression égale à la pression osmotique de la solution. Lorsque la pression appliquée est supérieure à cette pression osmotique, le flux s'inverse : C'est le phénomène d'osmose inverse. La pression efficace correspond donc à la pression de part et d'autre de la membrane (pression transmembranaire, P_{tm}) diminuée de la différence de pression osmotique ($\Delta\pi$) de part et d'autre de la membrane.

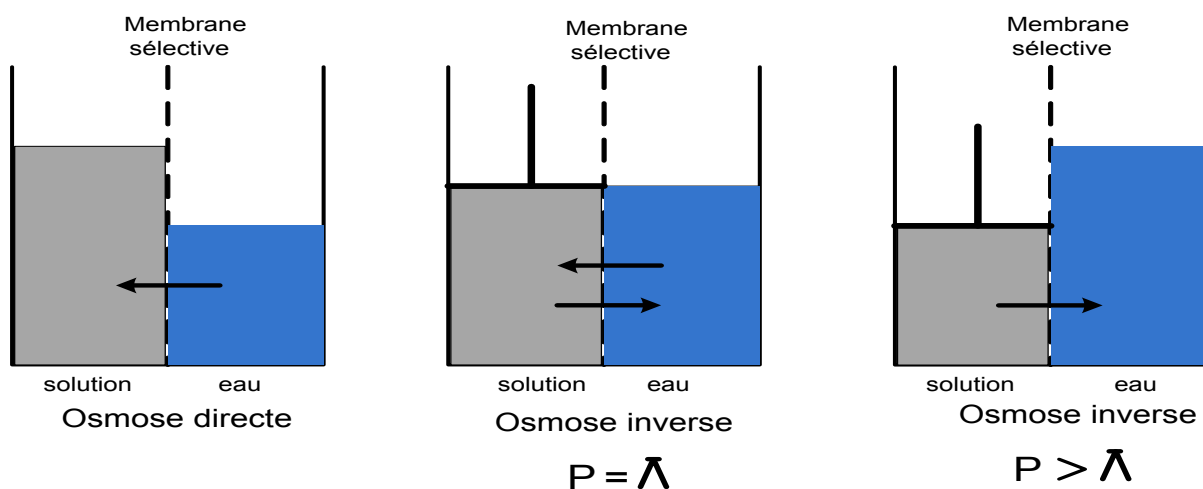


Figure I-9. Principe des phénomènes d'osmose et d'osmose inverse.

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

$$\pi = CRT \quad (I-1)$$

Où

π : pression osmotique de la solution, Pa

C : concentration de la solution, mol.m^{-3}

R : constante des gaz parfait, $8,31 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$

T : température, K

I-2.2.3.3. Principe d'une installation d'osmose inverse :

Au cours du procédé d'osmose inverse, sous l'action de la pression transmembranaire, la solution d'eau de mer de concentration C_A et de volume V_A se sépare en deux flux au niveau de la membrane de surface S_{mb} (Figure I-10) :

Un flux de concentration C_P , de débit D_P , de volume V_P et de pression relative P_P qui passe à travers la membrane constitue le perméat. L'autre, de concentration C_{RS} , de débit D_{RS} , de volume V_{RS} et de pression relative P_{RS} est retenu et devient le rétentat. Par convention, de manière à rester clair selon les modes de fonctionnement, nous appellerons alimentation ce qui est dans la cuve, rétentat-entrée (concentration C_{Re} , débit D_{Re} , pression relative P_{Re}) ce qui arrive réellement sur la membrane, et rétentat-sortie ce qui est retenu et récupéré à la sortie du module membranaire.

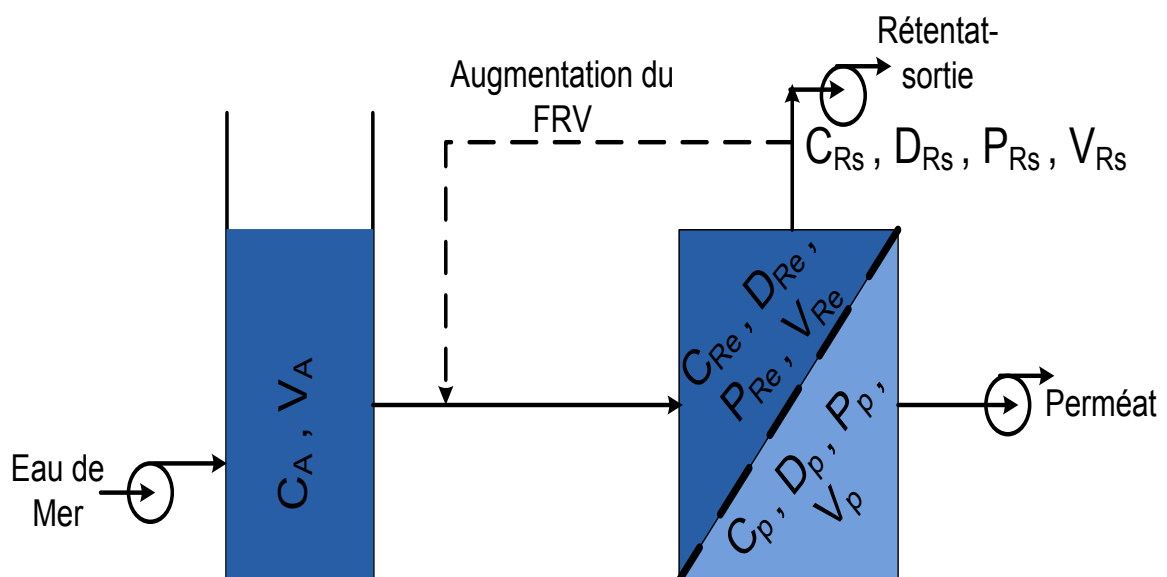


Figure I-10. Schéma du principe de fonctionnement de l'OI.

Les performances du procédé sont évaluées par plusieurs paramètres :

- **La densité de flux du perméat** (m.s^{-1} ou plus communément $\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$) permet de déterminer la productivité du perméat par rapport à la surface membranaire installée. Ce flux est donné par l'expression :

$$J_p = \frac{D_p}{D_{mb}}, \quad (\text{I-2})$$

D_p : débit du perméat

D_{mb} : la surface membranaire

Généralement, cette densité du flux est proportionnelle à la pression efficace ($P_{tm}-\pi$).

- Le **taux de conversion** Y et le **facteur de réduction volumique** (FRV) permettent d'évaluer le volume traité par rapport au volume initial.

Le premier est plus couramment utilisé dans le traitement de l'eau pour des systèmes d'osmose inverse sans recirculation du rétentat. Le second est utilisé dans les industries agro-alimentaires, en particulier lorsque le rétentat-sortie est recirculé en entrée du module membranaire (Figure 11), ils sont donnés par :

$$Y = \frac{D_p}{D_{Re}} \quad \text{avec } y < 1 \quad (\text{I-3})$$

et

$$FRV = \frac{V_A}{V_{Rs}} \quad (\text{I-4})$$

Lorsque le volume de la boucle de recirculation est négligeable, on aura :

$$FRV = \frac{D_A}{D_{Rs}} \quad (\text{I-5})$$

Ces deux paramètres sont liés par :

$$FRV = \frac{1}{1-Y} \quad (\text{I-6})$$

Le **taux de rétention** (T_R) permet de connaître la sélectivité de la membrane, il s'exprime par :

$$T_R = \frac{C_{ref} - C_p}{C_{ref}} 100 \quad (I-7)$$

Il peut être calculé avec : $C_{ref} = CA$ (ou C_{Re})

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

Les séparations sont donc d'origine chimique et sont liées au pouvoir solvant de la membrane. L'eau de mer est ainsi débarrassée des contaminants type bactéries, colloïdes fins, molécules de petite taille et les ions qui sont bloqués par la structure membranaire [12]. Les membranes couramment employées sont asymétriques. Elles sont constituées de feuilles plates en acétate de cellulose, de fibres creuses en polyamide aromatique ou d'un film mince composite où une couche extrêmement fine de polymère très hydrophobe est placée sur un support microporeux usuellement fait en poly-sulfone. Elles existent en plusieurs modèles : module tubulaire, module à fibre creuse, module plan et module spiral

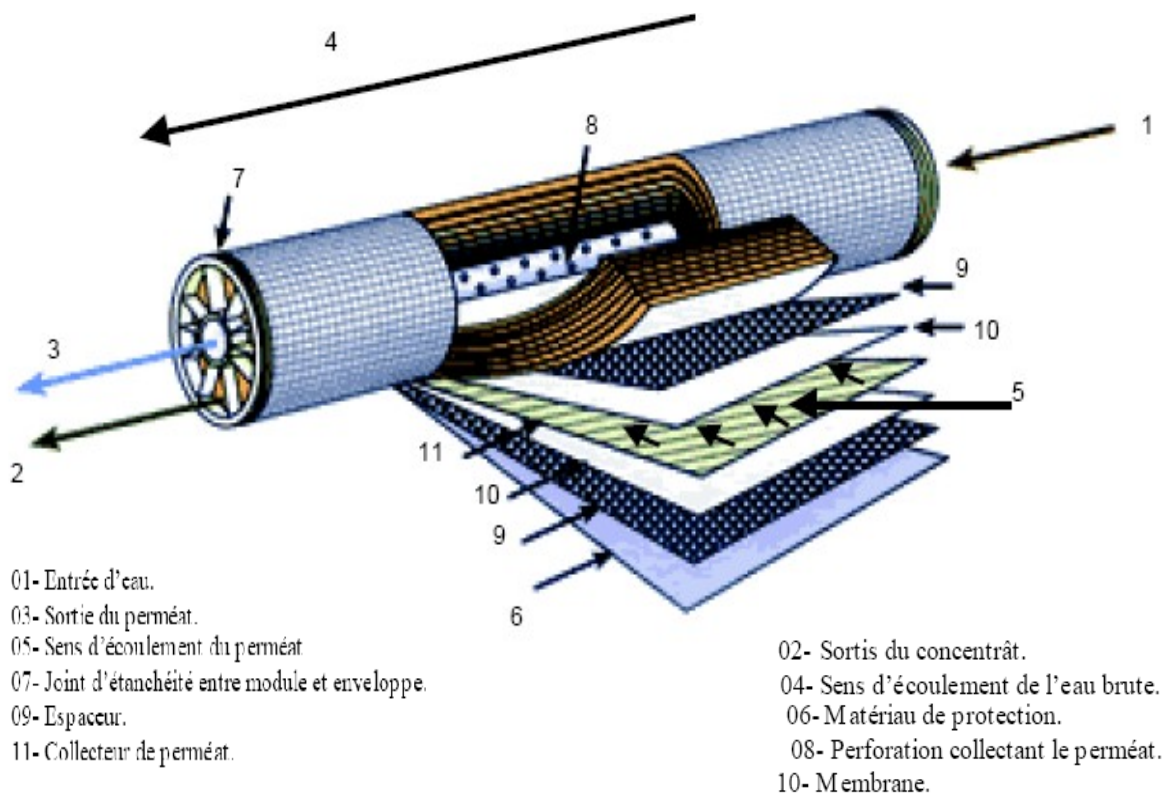


Figure I-11 Structure interne d'une membrane à spirale.

I-2.2.3.4. Électrodialyse :

Lorsqu'on soumet un liquide contenant des espèces ioniques à un champ électrique, en plongeant deux électrodes dans le milieu, et entre lesquelles on applique une différence de potentiel, les cations et les anions migrent respectivement vers les électrodes positives et négatives où ils se déchargent : il y a électrolyse.

Si on place sur le passage des ions une série de membranes permselectives, les unes aux anions, les autres aux cations, alternativement, la migration est limitée dans les compartiments formés par cette série de barrières. Certains s'appauvrissent, tandis que d'autres, dans le même temps, s'enrichissent en espèces ioniques. Ce procédé est appelé électrodialyse (par analogie à la dialyse qui se fait, ici, sous l'impulsion du champ électrique) [12].

Fondée sur les propriétés des membranes (échangeuses d'ions homopolaires) à ne transférer qu'un seul type d'ions. L'application d'un champ électrique perpendiculairement au plan des membranes permet donc d'extraire en partie ou en totalité les ions contenus dans un fluide et d'opérer ainsi une séparation espèces chargées/espèces neutres. Un schéma explicatif permet de mieux comprendre le phénomène et les flux de transfert qui agissent pendant l'électrodialyse (figure12)

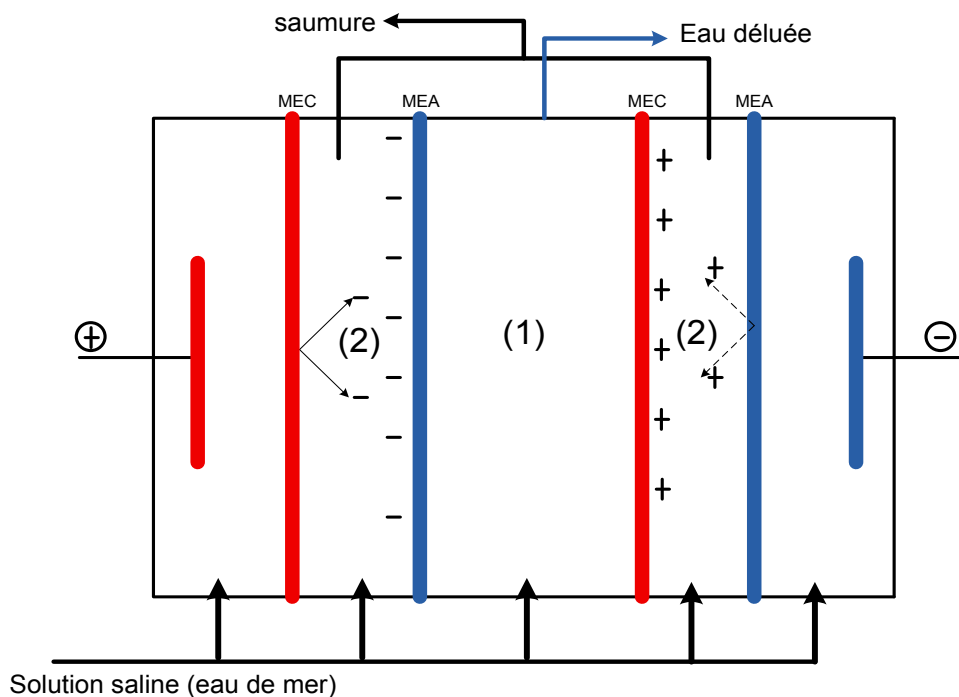


Figure I-12. Principe de l'électrodialyse.

Les membranes sélectives aux anions (MEA) et aux cations (MEC) sont disposées alternativement entre deux électrodes situées aux extrémités du module. Une cellule élémentaire est constituée de deux compartiments (1) et (2). Lors du passage du courant électrique, les cations sont attirés par le pôle négatif : ils peuvent quitter (1) en migrant à travers la MEC mais sont piégés dans (2) à cause de la MEA. Les anions migrent en sens inverse. Le compartiment (1) dans lequel arrive l'effluent brut s'appauvrit progressivement en espèces ioniques (la solution qui en résulte est appelée «dilué»), tandis que le compartiment (2) s'enrichit de ces mêmes ions (concentré).

Les espèces neutres présentes dans l'alimentation ne sont pas modifiées et se retrouvent dans le dilué. Les électrodes sont maintenues au contact de circuits indépendants seulement destinés à assurer la conduction électrique. Dans les installations industrielles, les empilements peuvent atteindre plusieurs centaines de cellules élémentaires dans des assemblages de type filtre-presse.

I.2.3. Procédés chimiques :

Le procédé à échange d'ion IX (ion exchange) utilise des résines échangeuses d'ion pour échanger des ions indésirables présents dans l'eau de mer par d'autres ions désirables [13]. Comme exemple, les résines échangeuses de cation sont utilisées à l'échelle domestique et municipale pour l'élimination des ions de Ca et Mg des eaux relativement salées.

Ce procédé aussi utilisé dans l'industrie pour la production des eaux ultra-pures, mais avec l'augmentation des prix des résines, la capacité de traiter des eaux modérément salées et la nécessité d'opérations de régénération ou de remplacement répétées des résines ont fait que le procédé à échange d'ion est moins compétitif à l'égard de l'osmose inverse et de l'électrodialyse

I-2.4. Procédés hybrides :

Les recherches menées par les chercheurs dans le développement des techniques de dessalement ont conduit aux procédés hybrides qui combinent les caractéristiques de deux voir plus des procédés conventionnels [13].

Le projet de recherche à El Paso au Texas, combine le procédé de distillation multi-flash à 24 étages avec un champ solaire de 0.83 acre (0.332 hectare). Cette unité de dessalement est conçue pour produire $19\text{m}^3/\text{J}$ d'eau fraîche à partir d'eau saumâtre. Ce projet est destiné à la recherche, le développement, et à mettre en évidence les avantages et les inconvénients de l'hybridation.

Un autre exemple de procédé hybride MSF-Solaire est installé à La Paz au Mexique, réalisé en collaboration des compagnies (mexicaine DEGASEES et allemande Doonier GMBH) et la

république fédérale Allemande. Le système est à 10 étages MSF et il est conçu pour produire 10^3 /J d'eau. il y a aussi une unité de dessalement en cours de construction au Koweït qui combine le procédé de distillation multiples effets avec un appoint d'énergie solaire.

Les récents développements des générateurs éoliens de grandes puissances (50 à 500 KW) ont conduit les chercheurs à concevoir des systèmes qui combinent à la fois, l'énergie solaire et éolienne vu leurs avantages complémentaires et l'osmose inverse. Ce procédé conduit à la production de l'eau fraîche à partir d'eaux salées (eaux de mer et saumâtres) à grande échelle [13].

Conclusion

Le dessalement d'eau de mer est devenu ces dernières années une alternative éminente pour parer à la crise de l'eau potable dans le monde. Les améliorations faites ces dernières décennies ont fait des technologies de dessalement des techniques remarquablement viables, efficaces, dans la production d'une eau pure à bon marché.

À l'instar des procédés thermiques qui étaient la seule option viable pour dessaler l'eau de mer pendant plusieurs années, le procédé MSF et le procédé MEE sont des technologies utilisées à une échelle commerciale et elles ont montré leur efficacité et leur compétitivité. Néanmoins, avec l'avènement des technologies membranaires, l'osmose inverse commence à gagner de la place sur le marché du dessalement.

Beaucoup d'autres procédés moins compétitifs ont cédé leur place à d'autres procédés plus compétitifs. Le deuxième rapport qui suit, sera axé sur une analyse bibliographique en termes de consommation d'énergie et du coût du mètre cube d'eau produit des différents technologies de dessalement et tirer une conclusion de leurs opérabilité, faisabilité, et compétitivité à une échelle commerciale.

Chapitre II

**Etat de l'art
(Aspect économique)**

Le coût du dessalement a diminué considérablement ces dernières années, cela est dû essentiellement aux récents développements technologiques apportés aux procédés de dessalement. Actuellement, le dessalement est capable de rivaliser avec succès avec les ressources conventionnelles d'eau potable [14]. Ce chapitre se veut comme une étude bibliographique passant en revue l'évolution au cours de ces dernières décennies du :

- Le coût de dessalement
- Les progrès accumulés par l'industrie du dessalement
- La dépendance énergétique,
- L'impact sur l'environnement et l'écosystème.

II-1. Évaluation du coût de dessalement :

Il est difficile d'évaluer les coûts de dessalement car les avancées technologiques empêchent, la plupart du temps, de couvrir les périodes d'amortissement prévues (15 et 25 ans) [15]. Les paramètres et les facteurs qui entrent en jeu dans la détermination des coûts de production de l'eau sont principalement les suivants:

- La consommation d'énergie,
- La capacité de la station,
- Les conditions locales,
- La main d'œuvre.

Pour la consommation d'énergie, les coûts dépendent de la consommation d'énergie associée à la technologie employée. Même s'il existe un grand nombre d'éléments qui influent, comme l'utilisation de technologies hybrides, technologies avec cogénération ou la qualité même de l'eau traitée qui, parfois, requiert des traitements ultérieurs qui enchérissent le prix.

Concernant la capacité de la station, plus l'installation est grande, plus les coûts se réduisent. Les économies d'échelles sont particulièrement importantes pour l'ensemble des technologies, à condition que la capacité de production couvre la demande.

M.K. Wittholz et al [16], ont mené une étude comparative sur trois procédés de dessalement à savoir MSF, OI, MED, pour quatre capacités différentes.

Les figures (II-1 et II-2) montrent les résultats obtenus par les auteurs [16]. Ils correspondent respectivement à l'évolution du capital et du coût du m³ d'eau produit par unité en fonction de la capacité de production.

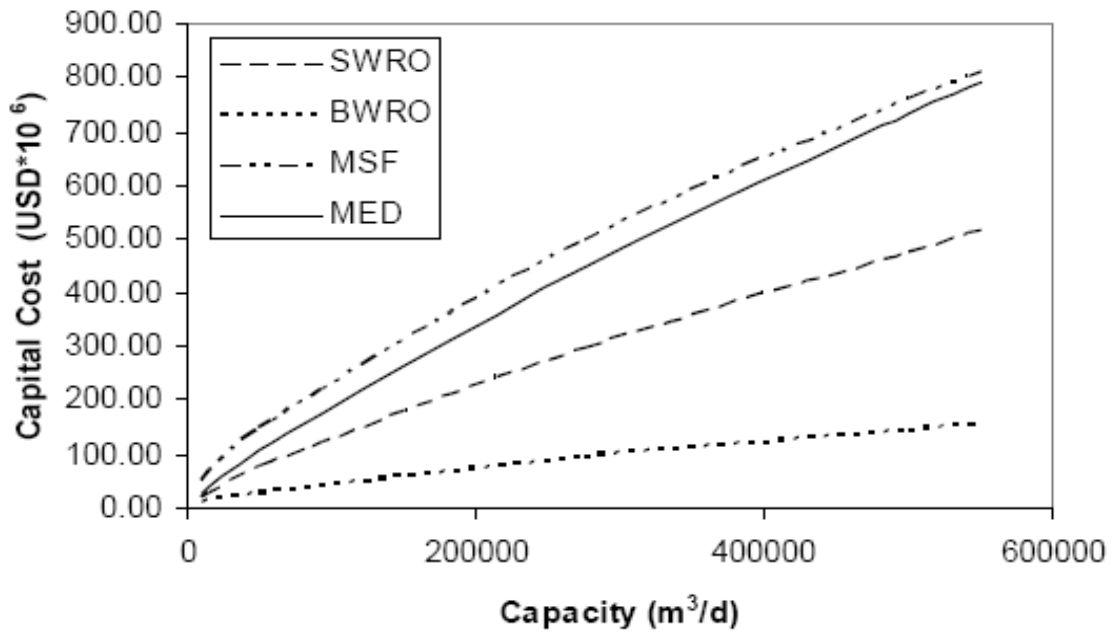


Figure. II-1. Évolution du capital en fonction de la capacité de production [16].

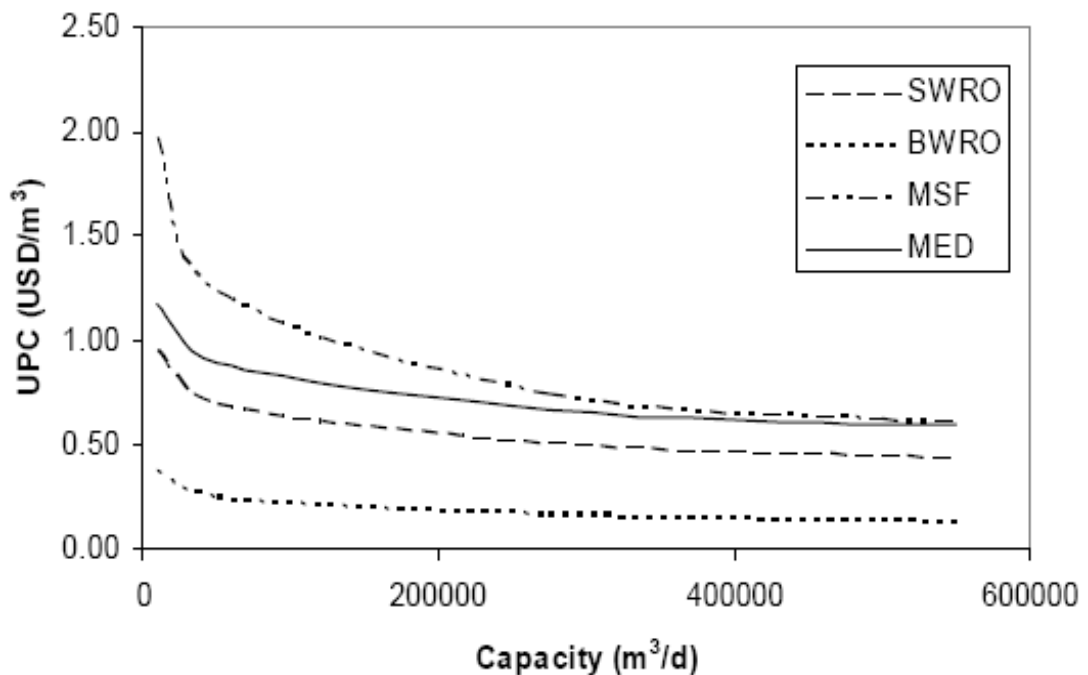


Figure. II-2. Évolution du coût du m³ d'eau produit par unité en fonction de la capacité de production [16].

Le tableau II-1 donne les détails des coûts pour 4 procédés de dessalement.

Tableau II-1. Coûts de dessalement pour 4 procédés [3].

	Capacity (m ³ /d)	Capital cost (US\$×10 ⁶)	UPC (US\$)
SWRO	10,000	20.1	0.95
	50,000	74.0	0.70
	275,000	293.0	0.50
	500,000	476.7	0.45
BWRO	10,000	8.1	0.38
	50,000	26.5	0.25
	275,000	93.5	0.16
	500,000	145.4	0.14
MSF	10,000	48.0	1.97
	50,000	149.5	1.23
	275,000	498.1	0.74
	500,000	759.6	0.62
MED	10,000	28.5	1.17
	50,000	108.4	0.89
	275,000	446.7	0.67
	500,000	734.0	0.60

- Les conditions locales influent directement sur la nécessité ou non d'un prétraitement, la capacité de pompage, etc. on peut inclure parmi ces conditions locales, la quantification des coûts découlant de la tarification électrique.
- Le besoin en main d'œuvre a un effet sur les coûts, mais la nécessité de qualification influe aussi.

La figure 3 monte la répartition des coûts cités ci-dessus pour les procédés membranaires.

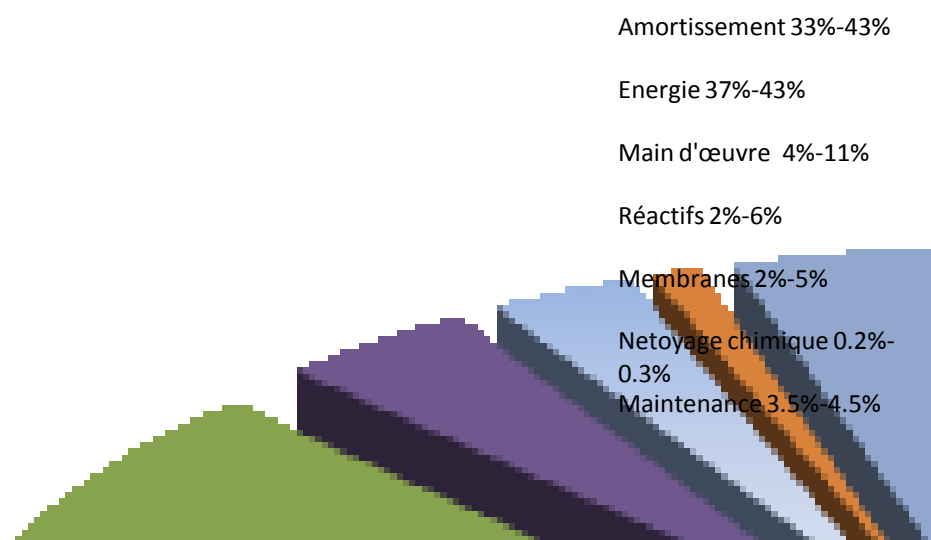


Figure. II-3. Distribution des coûts de dessalement en pourcentage pour les procédés membranaires [16].

II-2. Capacité installée dans le monde :

Les facteurs cités ci-dessus exigent une méthodologie adéquate pour évaluer et optimiser le coût du mètre cube d'eau produit pour chaque procédé, et ce, afin de déterminer la technologie convenable pour chaque site, et pour chaque région [16].

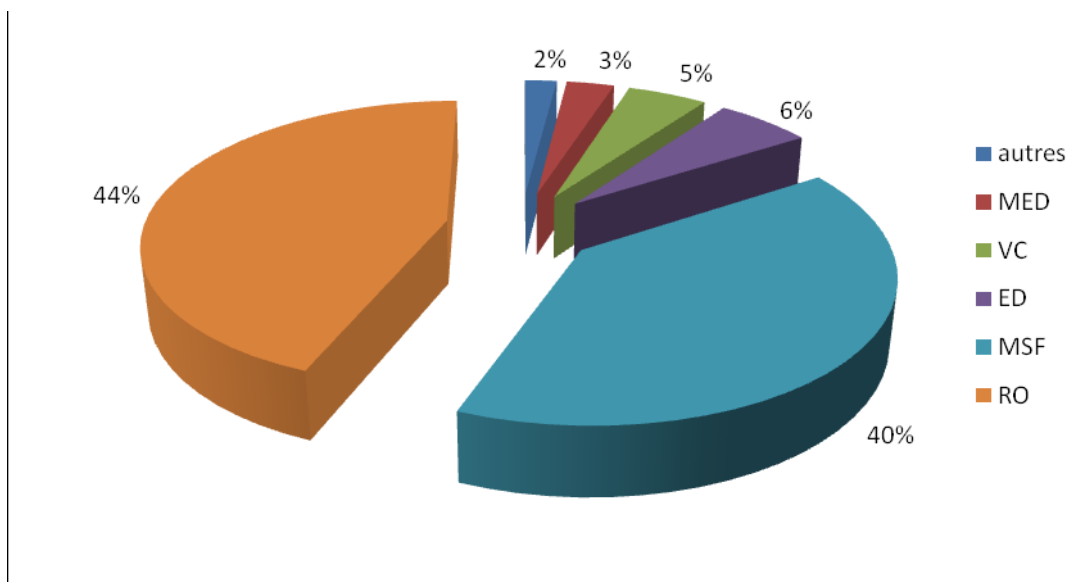


Figure. II-4. Capacité installée par procédé dans le monde [16].

La figure II-4, illustre la répartition en pourcentage de la capacité installée du dessalement pour chaque procédé dans le monde. Il apparaît clairement que l'osmose inverse occupe la première place suivi par le procédé MSF puis du procédé MED et des autres procédés.

Dans ce qui suit, nous allons présenter les caractéristiques de chaque procédé, en termes de consommation d'énergie, de viabilité, de rendement et de coût de production. Ces éléments permettent de conclure que certains procédés dominent le marché et d'autres font l'objet d'applications disparates ou abandonnés.

II-3. Multi-flash étagé :

Ce procédé a été appliqué pour la première fois à une échelle commerciale entre 1957-1959, avec une capacité installée de l'ordre de 2700 m³/j, cette dernière a atteint 6,396 million de m³/j en 2005[16]. Le tableau-2 donne la capacité contractée du procédé MSF pour chaque décennie allant de 1959 à 2005.

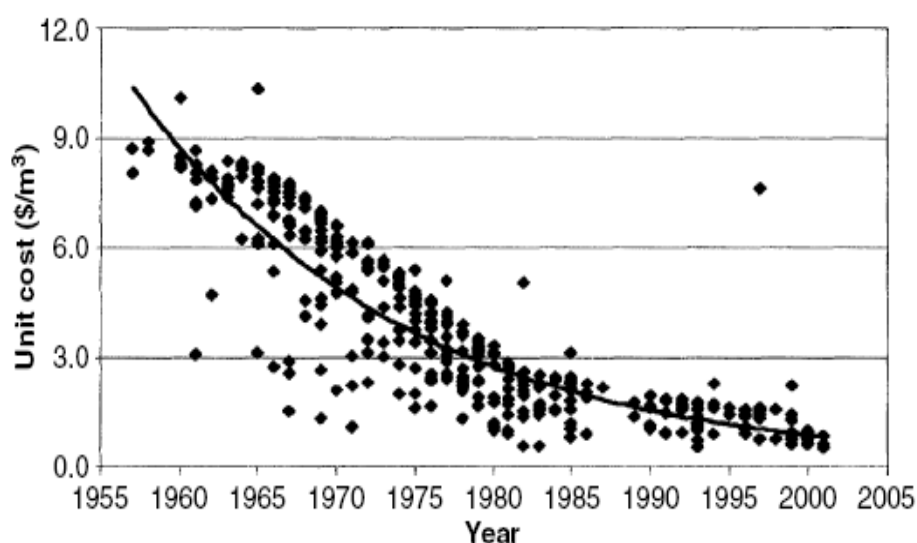
Tableau II-2. La capacité contractée du procédé MSF.

PERIODE	1950-59	1960-69	1970-79	1980-89	1990-99	2000-05	TOTAL
Capacités installées (million m ³ /j)	0.027	0.694	3.213	3.546	3.124	6.396	17.00

Dans la période allant de 1984-1995, le procédé a dominé les autres technologies de dessalement, en particulier au Moyen-Orient où l'énergie coûtait moins chère. Mais cette tendance s'est renversée en faveur de l'osmose inverse ces dernières années. Et ce, à cause de la consommation excessive d'énergie de ce procédé comparé à l'osmose inverse [16].

Le coût de production du procédé a été considéré comme étant onéreux sur plusieurs décennies, comparé aux technologies conventionnelles. Bien que le concept de base n'ait pas changé depuis 1957, les améliorations apportées à ce procédé ont contribué à une réduction considérable du coût du m³ produit au fil du temps. Jusqu'à 2008, le m³ d'eau produit en utilisant le procédé MSF s'évalue entre 0.70 US\$/m³ à 2.5 US\$/m³, selon la capacité de production de l'installation [17].

La figure-5 montre l'évolution du coût du m³ d'eau produit en utilisant le procédé MSF au cours des années allant de 1955 à 2005.

Figure II-5. Évolution du coût du m³ pour le procédé MSF [17].

Les améliorations et les innovations apportées au procédé MSF ont fait que ce procédé est utilisé encore de nos jours (malgré que sur le plan de consommation d'énergie, il est considéré comme énergivore). Ces dernières peuvent être résumées comme suit [17] :

- ✓ La température de fonctionnement des installations a atteint 112°C avec l'avènement de nouveaux matériaux de construction ;
- ✓ L'amélioration du rendement des unités ;
- ✓ Utilisation d'aciers qui ont une grande résistance à la corrosion ;
- ✓ Amélioration des transferts de chaleur en utilisant des tubes très minces en titane au lieu d'alliage titane-cuivre ;
- ✓ La technologie utilisée est bien maîtrisée en terme de fiabilité, opérabilité et facilité d'exploitation.

II-4. La Distillation multiples effets :

Le procédé de distillation à multiple effets (MED), est la plus vieille méthode utilisée par l'Homme pour s'approvisionner en eau potable à partir d'une eau salée. Cependant, ce procédé a été appliqué pour la première fois à une échelle commerciale en 1930 en Arabie Saoudite. En 2005 la capacité de production installée du procédé a atteint 11,75 million de m³/j, il est classé loin derrière l'OI et MSF [14].

Le tableau-3 montre la répartition de la capacité de production contractée du procédé MED pour chaque décennie de la période allant de 1950 à 2005, selon **K. Wangnick** [18].

Tableau II-3. La répartition de la capacité de production contractée du procédé MED.

PERIODE	1950-59	1960-69	1970-79	1980-89	1990-99	2000-05	TOTAL
Capacités contractées (million m ³ /j)	0.083	0.108	0.292	0.242	0.239	0.207	1.171

Selon les données rapportées par la littérature, l'évolution décroissante du coût de production de ce procédé est similaire au procédé MSF, il varie selon la capacité de production sur la période allant de 1999 à 2006 (C. IOANNIS, 2008) [19].

- ✓ 0.52 US\$/m³ à 1.01 US\$/m³ pour des installations de grandes capacité de production (plus de 91000m³/j) ;

✓ 0.95 US\$/m³ à 1.5 US\$/m³ pour les moyennes installations (12000 m³/j à 55000 m³/j) ;

✓ 2 US\$/m³ à 8 US\$/m³ pour les petites installations (autour de 100 m³/j).

Le tableau-4 montre le coût du m³ en fonction de la capacité de production des stations de dessalement [19].

Tableau II-4. Coût du m³ en fonction de la capacité de production des stations de dessalement.

Le procédé de dessalement	La taille de l'installation (m ³ /j)	Coût (\$/ m ³)
MED	< 100	2\$ - 8\$
	12000-55000	0.95\$ - 1.95\$
	>91000	0.52\$ - 1.01\$

Thermodynamiquement, le MED est plus performant et moins consommateur d'énergie que le procédé MSF. Son rendement est directement lié aux nombres d'effets, d'où le nom de la distillation multiples effets ce qui n'est pas le cas du procédé MSF [14]. Néanmoins, le procédé présentait quelques problèmes par le passé auxquels des solutions ont été apportées par des études prônées essentiellement par les pays du Moyen-Orient, leaders dans le domaine du dessalement. Ces études étaient relatives à :

- L'amélioration du coefficient d'échange de chaleur en utilisant des évaporateurs arrosés par un film d'eau de mer ;
- La réduction de la température de fonctionnement à 70°C, ce qui minimise les problèmes d'entartrage ;
- La réduction du coût des installations en utilisation de l'aluminium pour la tuyauterie.

II-5. L'osmose inverse(OI) :

L'osmose inverse a été appliquée pour la première fois, à une échelle commerciale à Kachma au Japon, en 1969, suivie en 1975 par une station d'une capacité de 1500m³/j à Al-Khadj en Arabie saoudite. La capacité installée de l'OI en 2005 est de 23.6 millions de m³/j. Actuellement, l'osmose inverse (OI) est le procédé le plus commercialisé dans le monde [14].

Le tableau-5 montre la répartition de la capacité de production contractée du procédé OI pour chaque décennie de la période allant de 1950 à 2005 selon (IOANNIS C, 2008) [19].

Tableau II-5. Capacité de production contractée du procédé OI.

PERIODE	1950-59	1960-69	1970-79	1980-89	1990-99	2000-05	TOTAL
Capacités contractées (million m ³ /j)	-	0.016	1.241	3.168	7.227	11.713	23.365

Les coûts des investissements, ainsi que le coût du m³ d'eau produit ont diminué considérablement ces dernières années. Selon (IOANNIS C, 2008, [19]), le prix du m³ en 1988, oscillait dans la gamme allant de 1.57\$ à 3.55\$.

Avec un coût de 0.5 US\$/m³, l'OI occupe la première place en terme de coût de production. Plusieurs facteurs ont contribué à cet essor, en particulier l'amélioration des performances des membranes, l'augmentation de la durée de vie des modules et la réduction de la consommation d'énergie. Voire, la réduction des rejets de saumure ainsi que la réduction du coût des modules [14].

Parmi ces améliorations, on peut citer :

- Le taux de récupération des membranes était de 25% en 1980, de 35% en 1990. Actuellement, il est de 45% et il peut être amélioré en appliquant le dessalement étagé ;
- L'augmentation de la surface par unité de volume avec l'avènement des modules en fibres et les modules en spirale ainsi que l'augmentation du débit d'eau de mer dessalé ont contribué à la réduction du coût des investissements [20] ;
- L'amélioration de la durée de vie des membranes et leur capacité à opérer à hautes pression ont induit une réduction des coûts de fonctionnement ;
- Le prix de revient d'un module a diminué de 86% de 1980 à 2005, ce qui se traduit par une réduction du coût du m³ d'eau produit [20].

Récemment :

- ✓ L'introduction de systèmes performants de récupération d'énergie a diminué considérablement la consommation du procédé en énergie, qui est de 4,2 à 4,6 KW/m³ [18]
- ✓ Utilisation de l'énergie solaire pour alimenter les installations d'OI afin de réduire la consommation d'énergie (le coût de production est 0.72US\$/m³) [19].

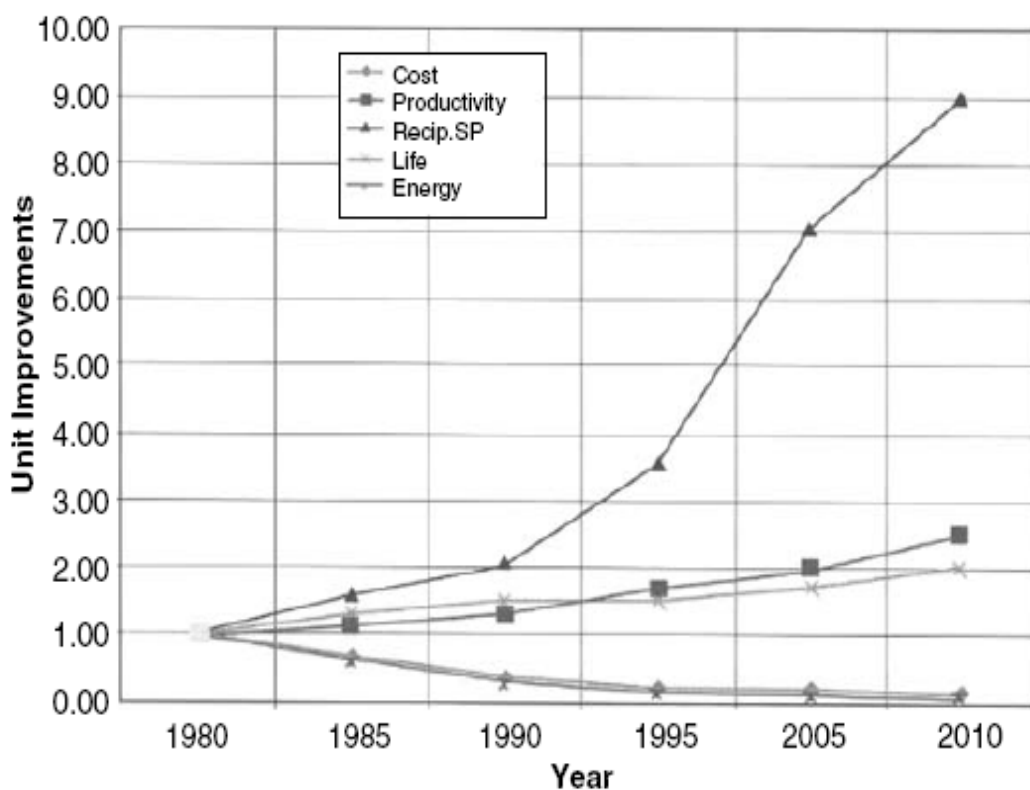


Figure II-6. Amélioration des membranes.

Bien que ce procédé permet de réduire 1/3 à 1/4 les consommations énergétiques par rapport au dessalement thermique (6 kWh/m^3 à 8 kWh/m^3 sans cogénération et 4 kWh/m^3 à 5 kWh/m^3 avec récupération d'énergie), des travaux de recherche sont menés dans le but d'améliorer certains points critiques tels que :

- La gestion des résidus (concentrat) pour améliorer le bilan environnemental ;
- L'augmentation du rendement (le volume d'eau de mer pompée est 2 à 3 fois supérieure au volume d'eau potable produite par le procédé ;
- La maîtrise des phénomènes de colmatage ;
- La réduction des coûts de fonctionnement et de maintenance.

II-6. Systèmes hybrides:

On peut utiliser des systèmes de dessalement hybrides soit, pour améliorer les performances et la productivité et/ou réduire le coût de production.

L'hybridation peut se faire soit :

- Par utilisation de plusieurs sources d'énergie telles que les énergies fossiles, fissiles et renouvelables. TZEN [21] a présenté deux systèmes de dessalement (petites capacités \geq

3m³/j) utilisant l'énergie solaire photovoltaïque combinée avec l'énergie éolienne. Pour le premier système, le coût est de 7.53\$/m³ pour une eau saumâtre. Pour le second système, le coût est de 23\$/ m³ pour une eau de mer. E.S. Mohamed et all [22], le coût du m³ d'eau produit à partir de systèmes combinant l'énergie solaire et photovoltaïque varie entre 5.21\$/ m³ et 5.28\$/m³.

Kershman et all [23] ont montré que les systèmes de dessalement d'une capacité de production de 300m³/j utilisant les énergies renouvelables (solaire et photovoltaïque), et connectés au réseau électrique donnent un coût de production inférieur à 2.43\$/ m³.

- Par combinaison des caractéristiques de deux procédés voir plus. Tian et al [24] ont montré que lorsqu'on combine le procédé MSF avec l'OI, le coût du m³ peut décroître de 14%. Wu and Zhang [25], ont présenté un système combinant les procédés MED et VC, produisant 36000m³/j avec un coût de 0.73\$/ m³. Turek et Dydo [26], estiment que les performances des systèmes hybrides (membranaire-thermique) sont meilleures que les systèmes membranaires et thermique séparément. Le système NF-OI-MSF avec cogénération offre beaucoup d'avantages avec un coût de production de 0.37\$/m³. A.A.Mabrouk et all [27], estiment que les performances d'un système combinant les procédés MSF et MVC sont beaucoup plus meilleures que le procédé MSF dans les mêmes conditions de fonctionnement, avec un coût de 2.0\$/m³ (en tenant compte du coût d'inflation en l'énergie).

II-7. Autres procédés :

D'autres procédés rapportés par la littérature ont été développés ces dernières années pour dessaler l'eau de mer. Néanmoins, ils n'ont pas pu atteindre un niveau commercial comparés à l'essor des procédés OI, MSF, et MED. Parmi ces procédés, on peut citer :

- Le procédé de distillation par compression de la vapeur présente deux variantes à savoir (compression mécanique de la vapeur MVC, et la compression thermique de la vapeur TVC). Il offre un avantage par les basses températures nécessaires pour produire de l'eau potable. En raison de sa mise en œuvre difficile et compliquée pour une production à grande échelle, il est souvent combiné avec la distillation multiple effets [28]. Une installation combinant ME-TVC-MED et construite en KOWEIT en 2005 [29].

- Le procédé de dessalement par congélation qui présente d'une part, des avantages en termes de consommation d'énergie, corrosion et colmatage minimaux. D'autre part il présente un inconvénient majeur qui se résume en la difficulté de séparer l'eau et la glace. La plus importante installation est construite en Arabie Saoudite en 1985[30].
- **Dessalement par énergies renouvelables:** bien que les énergies renouvelables et le dessalement soient deux technologies différentes. Leur combinaison peut se faire de plusieurs manières. Le diagramme présenté par E. Mathioulakis et all [31] ci-dessus (figure II-7), montre les différents cas possibles de combinaison entre les énergies renouvelables (ER) sous les différentes formes pour alimenter un procédé de dessalement. Cependant, cette technique reste au stade de la recherche et du développement, ou appliquée à des petites échelles (moins de 100m³/j). Avec un coût de production supérieur à 7 \$/m³. Les technologies utilisant les ER restent beaucoup moins compétitives comparées aux autres technologies conventionnelles et elles sont souvent utilisées comme appoint pour les sources d'énergies conventionnelles [31].

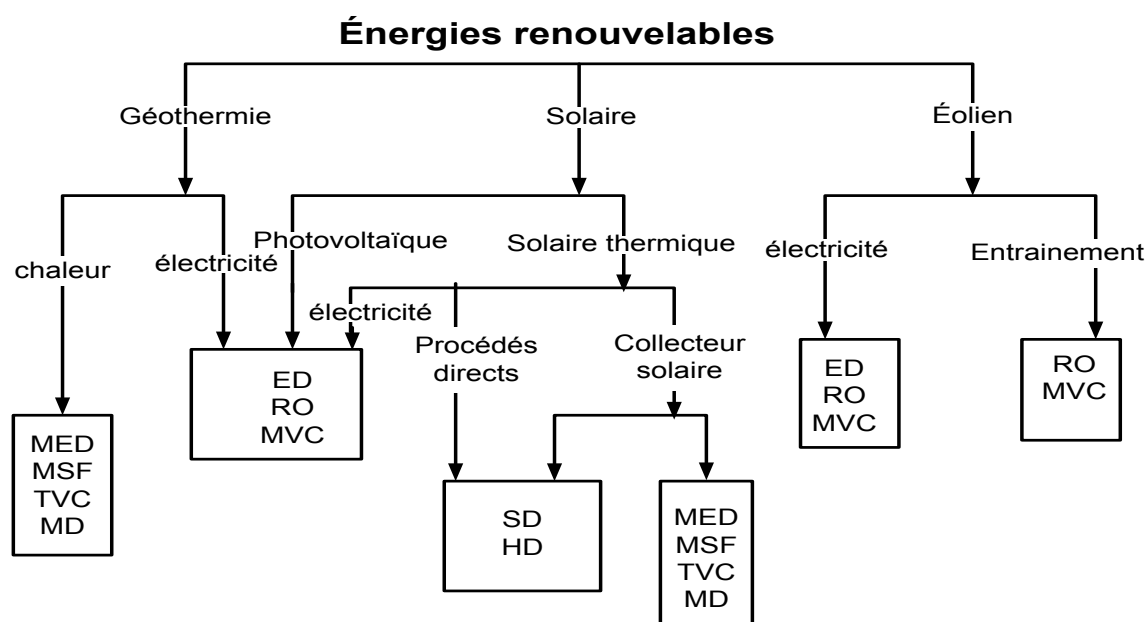


Figure II-7. Procédé d'intégration des énergies renouvelables dans les différents procédés de dessalement [31].

II-8. Impacts sur l'environnement :

Les principaux impacts environnementaux associés aux procédés de dessalement proviennent de la production des saumures (solution à forte teneur en sels qui résulte de la concentration de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre dessalée) et de l'émissions de gaz (CO₂,

NO_x). Cependant, il ne faut pas négliger l'impact environnemental causé par une station de dessalement, comme les problèmes de dégradation du paysage et de l'écosystème, ou encore les rejets associés comme les eaux provenant du nettoyage (filtres de sable, membranes et dépôts). Néanmoins, l'ampleur de l'impact sur l'environnement de chaque procédé n'est pas connu, vu le manque de données relatives aux émissions de gaz et aux dépôts de saumure.

Habituellement, le rejet des saumures résultant du dessalement de l'eau marine s'effectue dans la mer, soit directement près de la côte, soit au moyen d'un émissaire sous-marin. L'impact des saumures ainsi déversées dans la mer sur le système récepteur n'est guère connu avec précision, encore qu'à l'heure actuelle de nombreuses études sont en cours.

Les stations de dessalement consomment une grande quantité d'énergie. Qu'il s'agisse d'énergie électrique ou thermique, les émissions de CO₂, NO₂ et autres composés volatiles résultant de la combustion de ces centrales thermiques, sont nécessairement associés à la station de dessalement. Il est clair que les procédés thermiques sont plus polluants que les procédés membranaires [15].

Conclusion :

Les progrès en matière de dessalement vont bon train et sont constants, de sorte que naguère nous parlions des membranes et aujourd'hui ce sont les prétraitements et les systèmes de récupération d'énergie qui apportent des solutions innovatrices et qui, au bout du compte, font baisser les coûts totaux de production.

Au cours de ces dernières années, le développement de l'ingénierie a donné lieu à la découverte de nouveaux procédés, meilleur marché et qui viennent remplacer les systèmes obsolètes. En conséquence, il est difficile de parvenir au bout de la période d'amortissement fixée pour les stations de dessalement, car la technologie progresse plus vite que ne vieillissent les installations. Par ailleurs, la concurrence accrue et l'ouverture des marchés internationaux ont provoqué une diminution des coûts.

En revanche, il reste encore beaucoup à faire dans le domaine des technologies de dessalement. Pour les techniques membranaires, les mécanismes de transvasement de l'eau et de rejet des sels dans les techniques à membranes ne sont pas bien connus. Ce qui laisse la place à la recherche sur les techniques par membranes qui, vraisemblablement dans les années à venir, seront très favorisées par l'apparition de nouvelles compositions et conceptions (augmentation de la récupération, plus grande résistance, durabilité, etc.). Par ailleurs, encore que dans une moindre mesure, les techniques thermiques requièrent des innovations visant à améliorer les surfaces de transfert de chaleur, les matériaux résistant à la rouille (meilleur marché que l'acier

inoxydable), à réduire la taille des équipements et à améliorer l'efficacité énergétique. Ces progrès sont très importants tant du point de vue économique qu'environnemental. Il est donc nécessaire de mettre au point de nouveaux systèmes de production énergétique.

Toutefois, on peut dire que les techniques utilisées aujourd'hui dans l'industrie du dessalement sont très compétitives. Avec un coût de moins de 1\$ / m³ d'eau, le dessalement est devenu une alternative attractive en particulier l'osmose inverse et les procédés hybrides qui peuvent rivaliser les techniques conventionnelles d'approvisionnement en eau potable et ils peuvent même être moins chères et plus viables dans un avenir proche.

Chapitre III

Analyse économique du dessalement

Rappelons que le chapitre précédent était relatif à une rétrospective bibliographique sur les différents coûts de production d'eau dessalée, ainsi qu'une récapitulation des progrès accomplis en matière de dessalement dans le but de réduire ces derniers. Le présent chapitre consiste en l'étude comparative en terme économique des options à fin unique (production d'eau dessalée) et à double fin (production d'électricité et d'eau dessalée). Les résultats de ces deux chapitres seront utilisés ultérieurement comme référence pour déterminer l'option adéquate et la plus compétitive en termes de coûts de production d'eau potable et/ou d'électricité pour l'étude de cas du site de RAS DJINET.

Les simulations sont faites en utilisant le logiciel DEEP-3 (Desalination Economic Evaluation Program) développé par l'agence internationale d'énergie atomique en la matière (La présentation et la description du logiciel DEEP-3 sont données en annexe 1). Le travail consiste à combiner à chaque source d'énergie, les trois procédés de dessalement les plus utilisés à savoir le MSF, le MED, et OI. Et ce, pour évaluer et comparer leurs coûts de production d'eau dessalée ou d'eau et d'électricité simultanément.

Ces sources d'énergie sont les suivantes:

-Fin unique (procédés destinés uniquement à la production d'eau potable) :

- ✓ Energies renouvelables ;
- ✓ Gaz (énergies fossiles) ;
- ✓ Nucléaire .

-Double fin (production d'eau potable et d'électricité) :

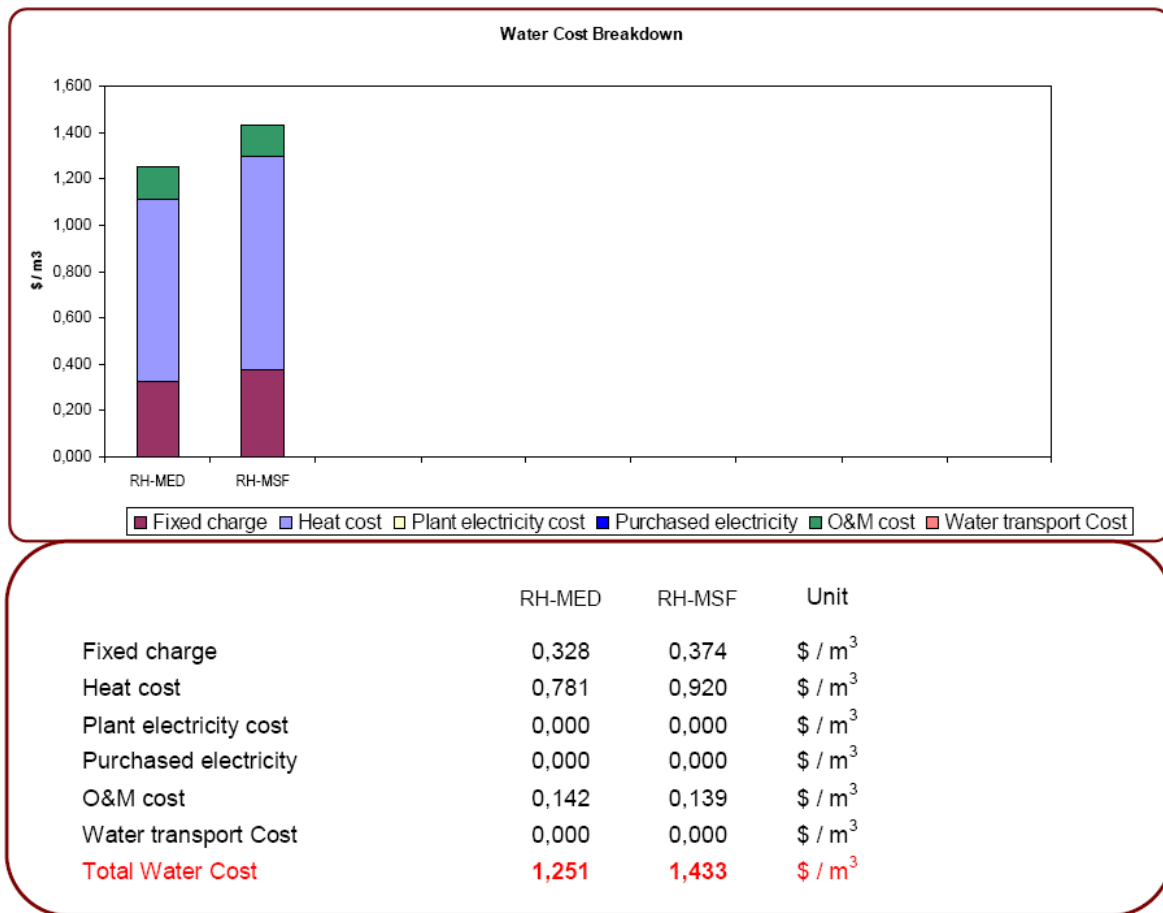
- ✓ Nucléaire ;
- ✓ Gaz ;
- ✓ Pétrole ;
- ✓ Cycle combiné.

Cette étude est faite pour une station de dessalement d'une capacité de production de 200000 m³/j. La salinité de l'eau de mer est celle de la mer méditerranéenne (38000 ppm) et la température d'entrée d'eau de mer utilisée est relative à celle du mois de janvier pour la centrale thermique de RAS DJINET, car cette température nous donne un gradient thermique de 7,5 °C qui représente la moyenne des gradients thermique de l'année.

III-1. Procédés de dessalement à fin unique:

III-1.1. Procédés aux Énergies renouvelables :

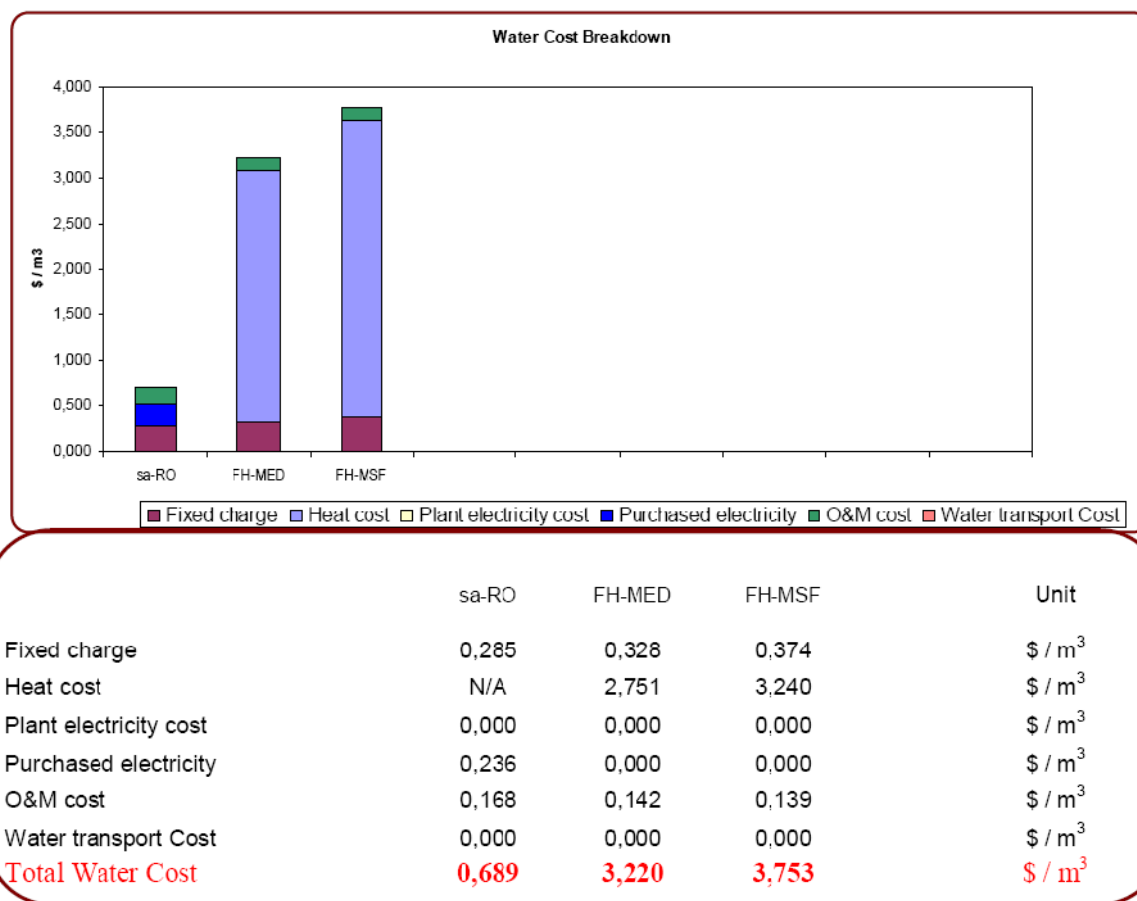
La figure III-1 donne les résultats des coûts de production du m³ d'eau dessalée obtenus par le logiciel DEEP-3 pour les procédés MED et MSF utilisant les énergies renouvelables comme source d'énergie. Ces coûts sont respectivement 1.251\$/m³ et 1.433\$/m³. On remarque que le procédé MED a un coût moindre comparé au procédé MSF.



La figure III -1. Coûts de production du m³ d'eau dessalée pour les procédés MSF et MED à partir des énergies renouvelables.

III -1.2. Procédés aux énergies fossiles:

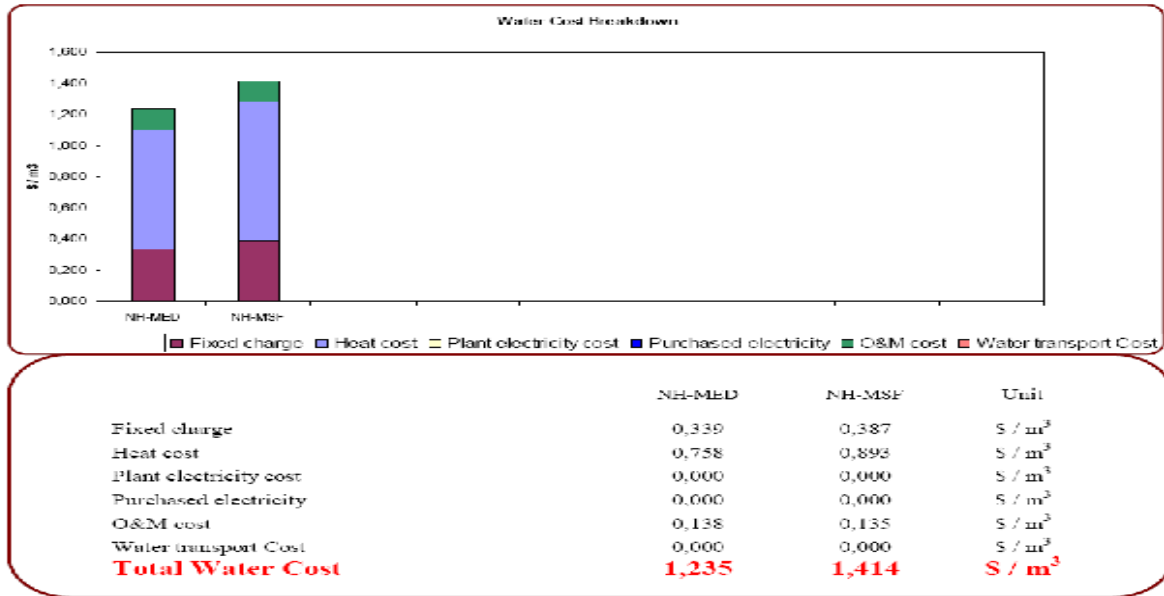
La figure-2 donne les coûts de production du m³ d'eau dessalée pour les procédés MSF, MED et RO couplés à une turbine à gaz. Ces coûts sont respectivement 3.220 \$/m³, 3.753 \$/m³ et 0.689 \$/m³. On remarque que le procédé d'osmose inverse donne un coût de production inférieur à 1 \$/m³, tandis que le coût des deux autres procédés dépasse 3 \$/m³ donc moins compétitifs.



La figure III -2. Coûts de production du m³ d'eau dessalée pour les procédés MSF, MED et RO couplés à une turbine à gaz.

III-1.3. Procédés au nucléaire :

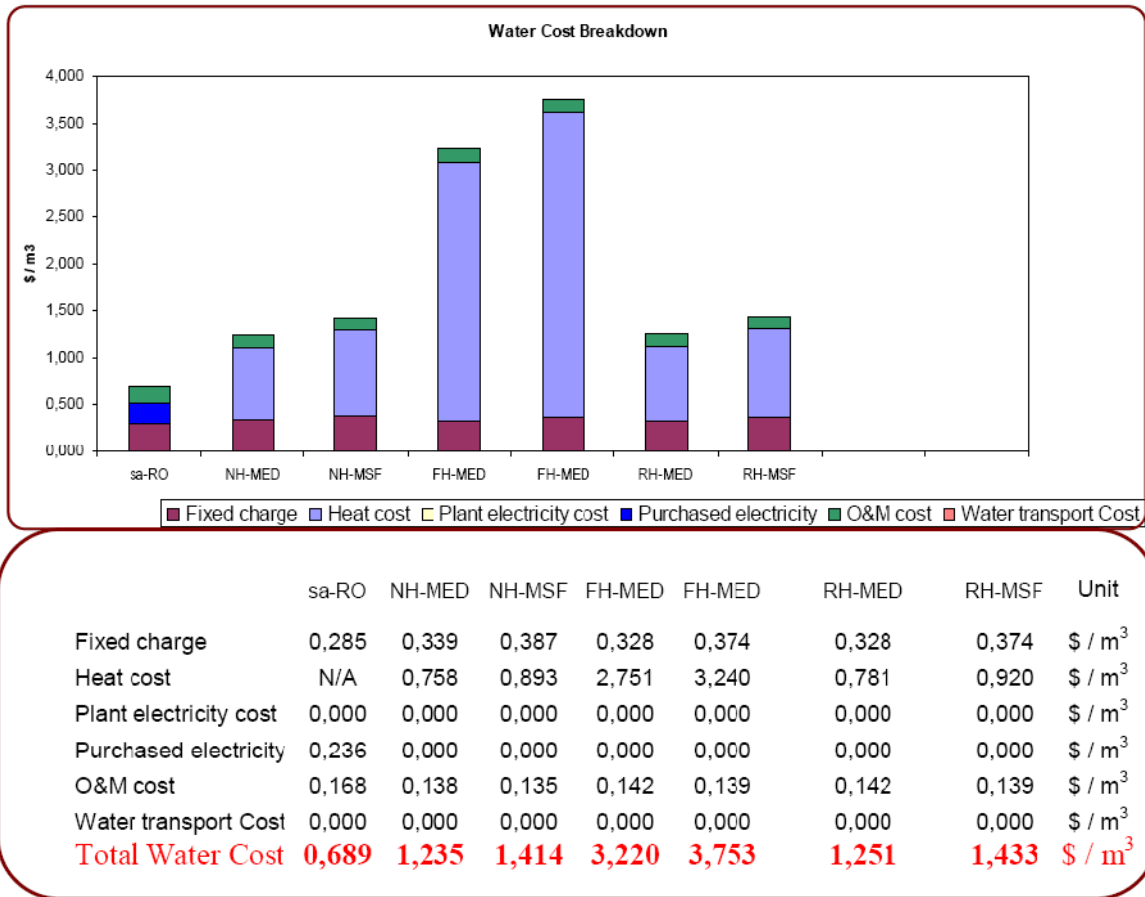
La figure-3 donne les coûts de production du m³ d'eau dessalée pour les procédés MSF et MED couplés à un réacteur nucléaire. Ces coûts sont respectivement 1.414 \$/m³ et 1.235 \$/m³.



La figure III -3. Coûts de production du m³ d'eau dessalée pour les procédés MSF et MED couplés à un réacteur nucléaire.

La figure-4 donne une comparaison des différents coûts du m³ d'eau dessalée pour les différents procédés de dessalement. Ces résultats mettent en évidence la compétitivité des procédés utilisant les énergies renouvelables (énergie thermique solaire) devant les procédés thermiques conventionnels utilisant des chaudières fonctionnant aux énergies fossiles. Pour le procédé MED (NH-MED nucléaire heat) couplé à un réacteur nucléaire, le coût du m³ d'eau est 1,253 \$/m³, Il est de 1,251 \$/m³ pour le même procédé couplé aux énergies renouvelables. De même pour le procédé MSF utilisant l'énergie renouvelable et nucléaire, les coûts sont respectivement 1,433 \$/m³ et 1,414 \$/m³. Il apparait clairement que les procédés aux énergies renouvelables ont un coût de production du même ordre que les procédés thermiques utilisant l'énergie nucléaire destinés uniquement à la production d'eau potable. Néanmoins, ces procédés sont loin d'être compétitifs à l'égard du procédé d'osmose inverse (stand alone) qui offre un coût de 0,689\$/m³.

Par conséquent, avec un coût de 0,689 \$/m³ qui est dans la gamme des coûts rapportés par la littérature (0,50\$/m³ à 0,80\$/m³, (IOANNIS C, 2008, [19]) l'osmose inverse est le procédé le plus compétitif.



La figure III-4. Les différents coûts du m³ d’eau dessalée pour les différents procédés de dessalement à fin unique.

III-2. Procédés de dessalement à double fins :

Ce genre d’installation produit simultanément de l’électricité et de l’eau dessalée. Un compromis entre le coût de ces deux produits s’impose pour déterminer le procédé de dessalement adéquat.

III-2.1. Procédés combinés à l’énergie nucléaire :

Les figures 5 et 6 donnent respectivement le coût de production du m³ d’eau dessalée, et le coût du KWh d’électricité pour les différents procédés de dessalement couplés avec un réacteur nucléaire. Le coût de l’électricité (0,037\$/ KWh) est le même pour tous le procédés, tandis que le coût du m³ est légèrement différent d’un procédé à un autre, il varie de 0,558\$/ m³ à 0,97 \$/ m³.

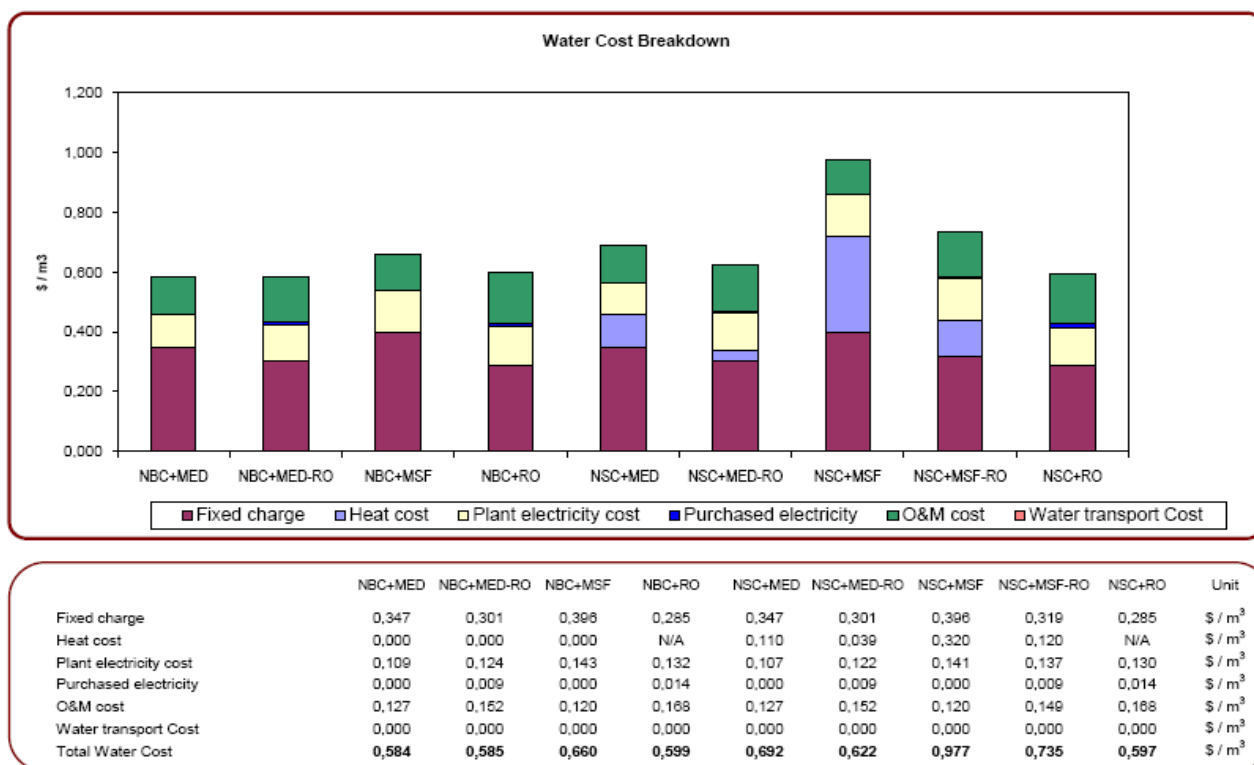


Figure III-5. Coût de production du m³ d'eau dessalée pour l'énergie nucléaire.

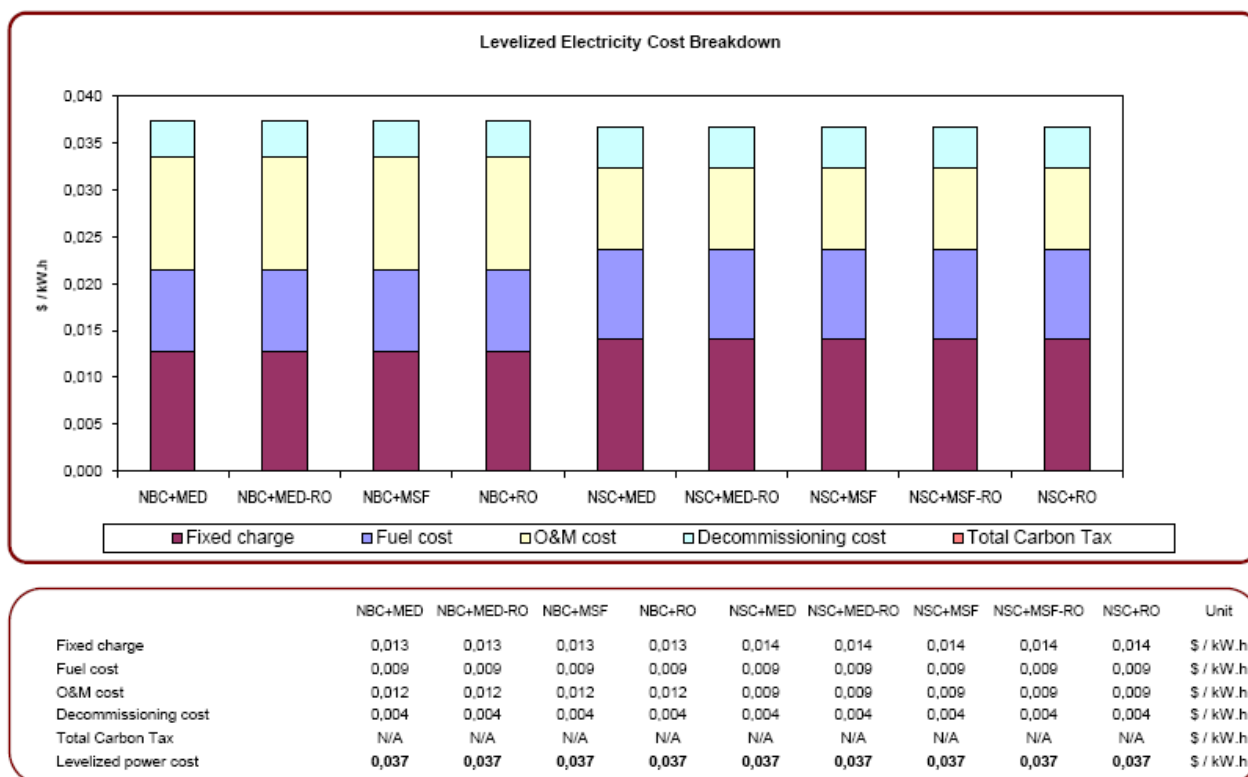


Figure III-6. Coût de production d'électricité pour l'énergie nucléaire.

III-2.2. Procédés combinés à une turbine à Gaz :

Les figures 7 et 8 donnent respectivement le coût de production du m³ d'eau dessalée, et le coût du KWh pour les différents procédés de dessalement (MED ; RO ; MSF ; MED-RO ; MSF-RO) couplés avec une turbine à gaz HRSG. Le coût de l'électricité est le même pour tous les procédés (0,131\$/kWh), cependant ce dernier est trois fois plus cher comparé au coût de l'électricité obtenu pour les mêmes procédés couplés à une énergie nucléaire (0,037\$/ KWh). Pour ce qui est de la production d'eau, le coût le plus compétitif de ces procédés est celui du MED (0,827 \$/m³), mais il est relativement plus cher comparé au même procédé couplé à une énergie nucléaire.

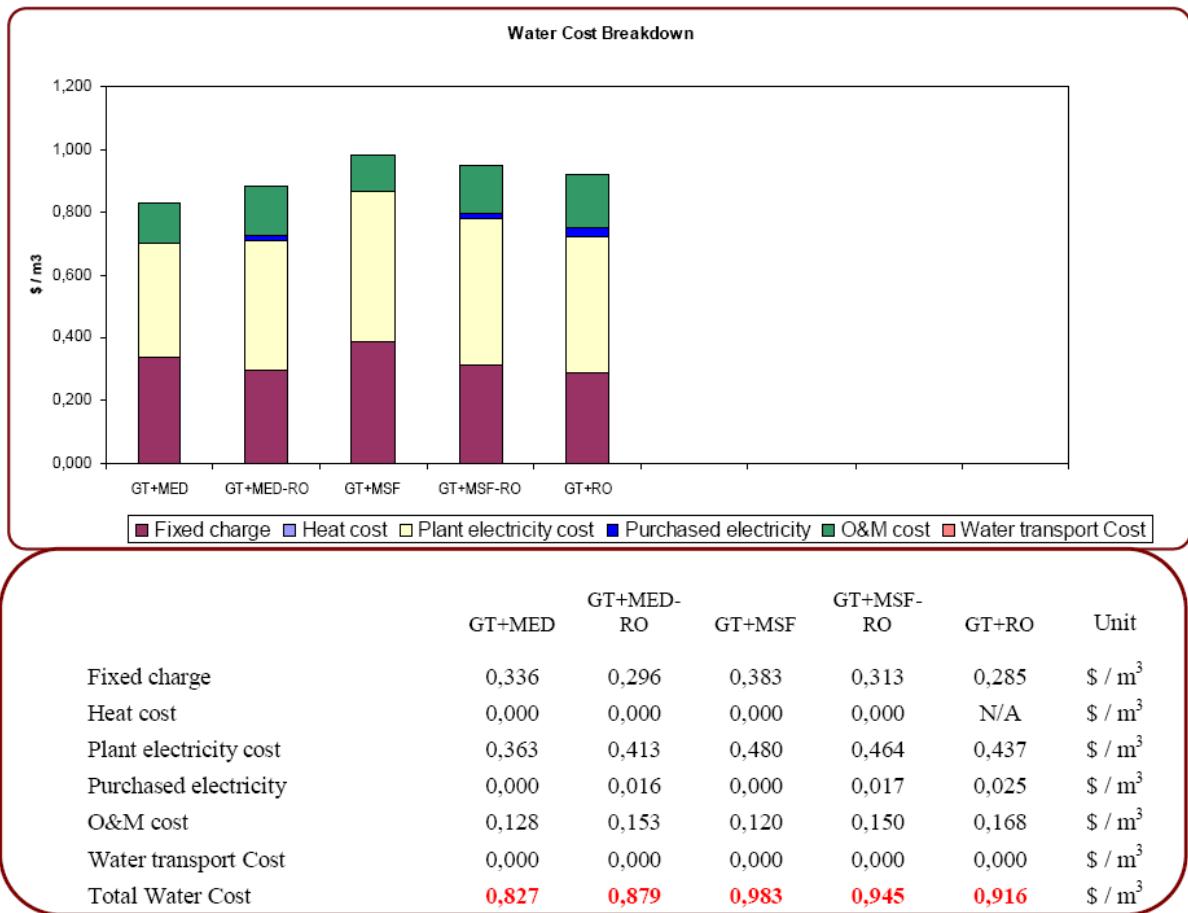


Figure III-7. Coût de production du m³ d'eau dessalée pour le gaz.



Figure III-8. Coût de production d'électricité pour le gaz.

III-2.3. Procédés couplés à un Cycle combiné (turbine à gaz/turbine à vapeur):

Les figures 9 et 10 donnent respectivement le coût de production du m³ d'eau dessalée, et le coût du kWh pour les différents procédés de dessalement (MED ; RO ; MSF ; MED-RO ; MSF-RO) couplés à un Cycle combiné (turbine à gaz/turbine à vapeur). Ces différentes combinaisons présentent un même coût d'électricité (0,088 \$/m³), un coût plus élevé par rapport aux procédés couplés à l'énergie nucléaire et un moindre coût comparés aux procédés combinés une turbine à gaz.

D'autre part, ces mêmes procédés comparés entre eux en termes de production d'eau dessalée montrent que le procédé d'osmose inverse en cycle combiné (CC-MED-RO) présente le coût du m³ d'eau le plus compétitif (0,774 \$/m³), suivis du procédé CC-MED-RO avec un coût de 0,835 \$/m³, puis du procédé CC-MSF-RO avec un coût de 1,087 \$/m³. Nous remarquons que les procédés en cycle combiné offrent des coûts nettement inférieurs aux mêmes procédés en cycle conventionnel.

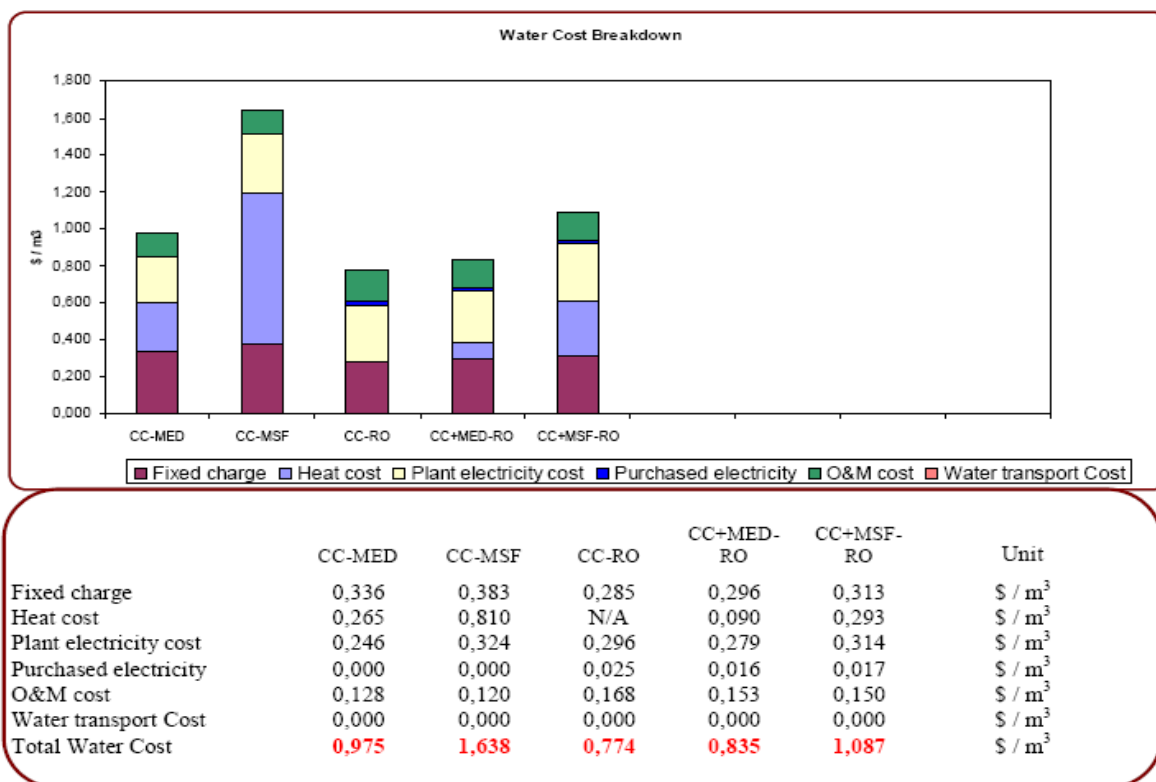


Figure III-9. Coût de production du m³ d'eau dessalée pour un cycle combiné turbine à gaz/turbine à vapeur.

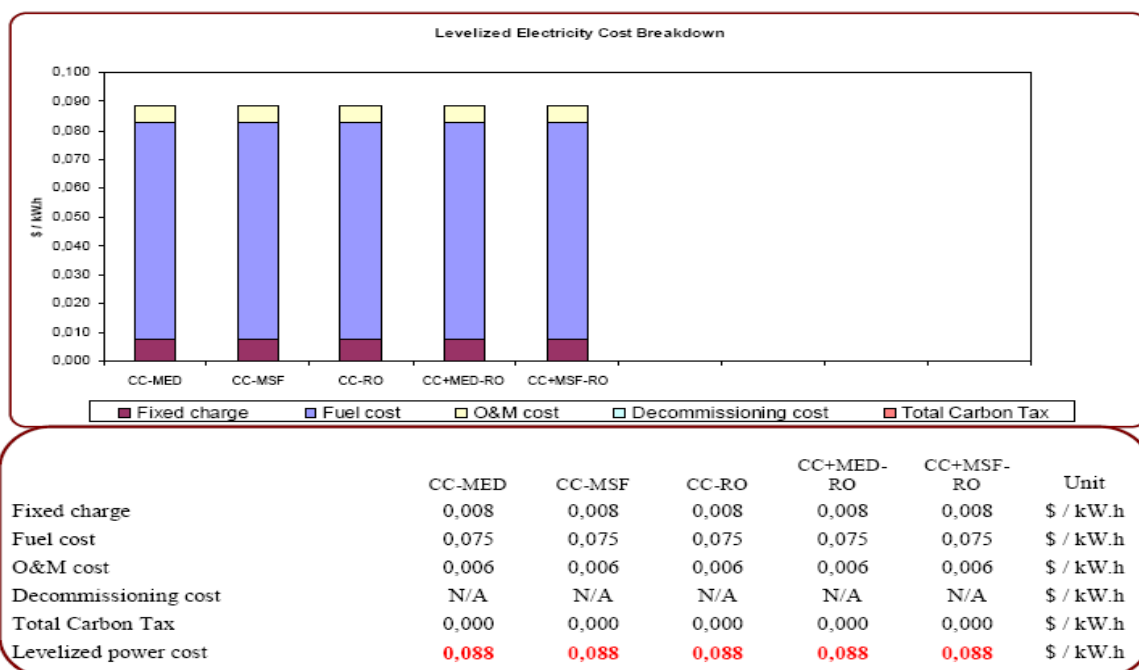


Figure III-10. Coût de production d'électricité pour un cycle combiné turbine à gaz/turbine à vapeur.

III-2.4. Procédés combinés au fuel:

Les figures 11 et 12 donnent respectivement le coût de production du m³ d'eau dessalée, et le coût du KWh pour les différents procédés de dessalement (MED ; MED-RO ; RO ; MSF ; MSF-RO) couplés à une turbine à vapeur. Les procédés RO et RO-MED donnent un coût inférieur à 1\$/m³. Tandis que le coût des autres procédés dépasse largement la barre de 1\$/m³ donc cette option est moins compétitive.

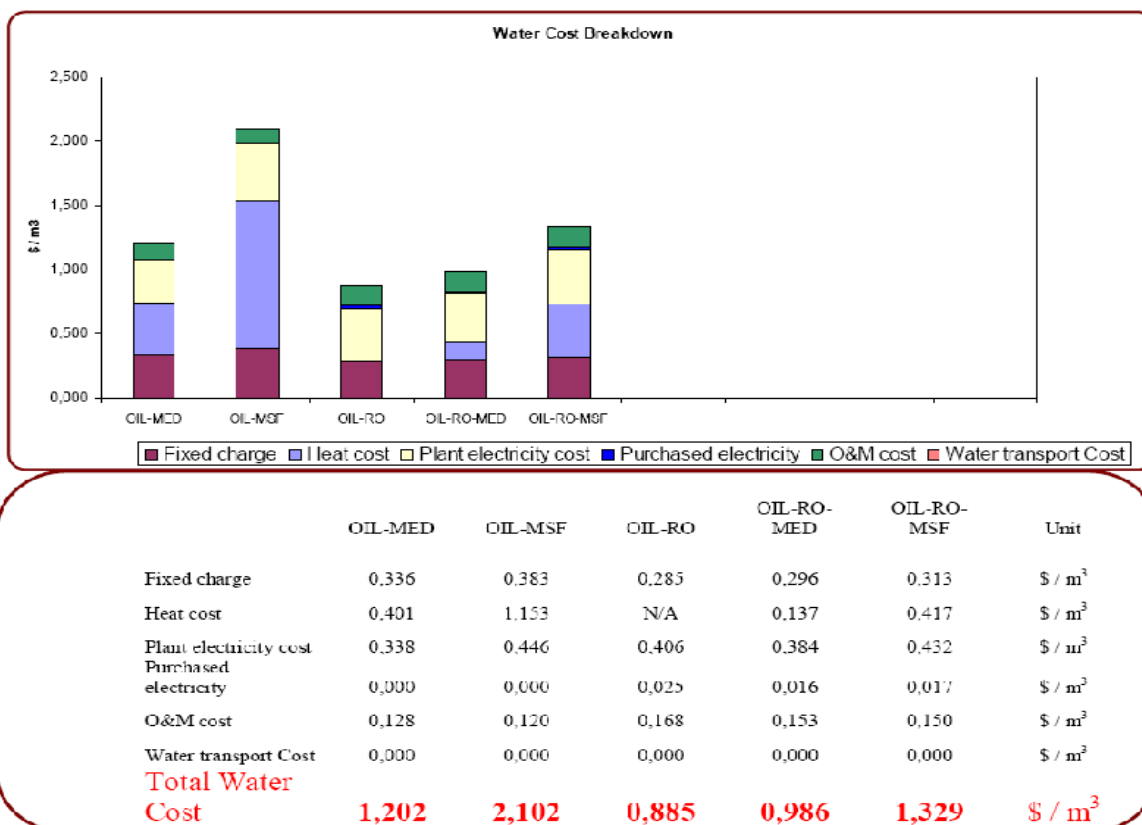


Figure III-11. Coût de production du m³ d'eau dessalée pour un cycle combiné à une turbine à vapeur.

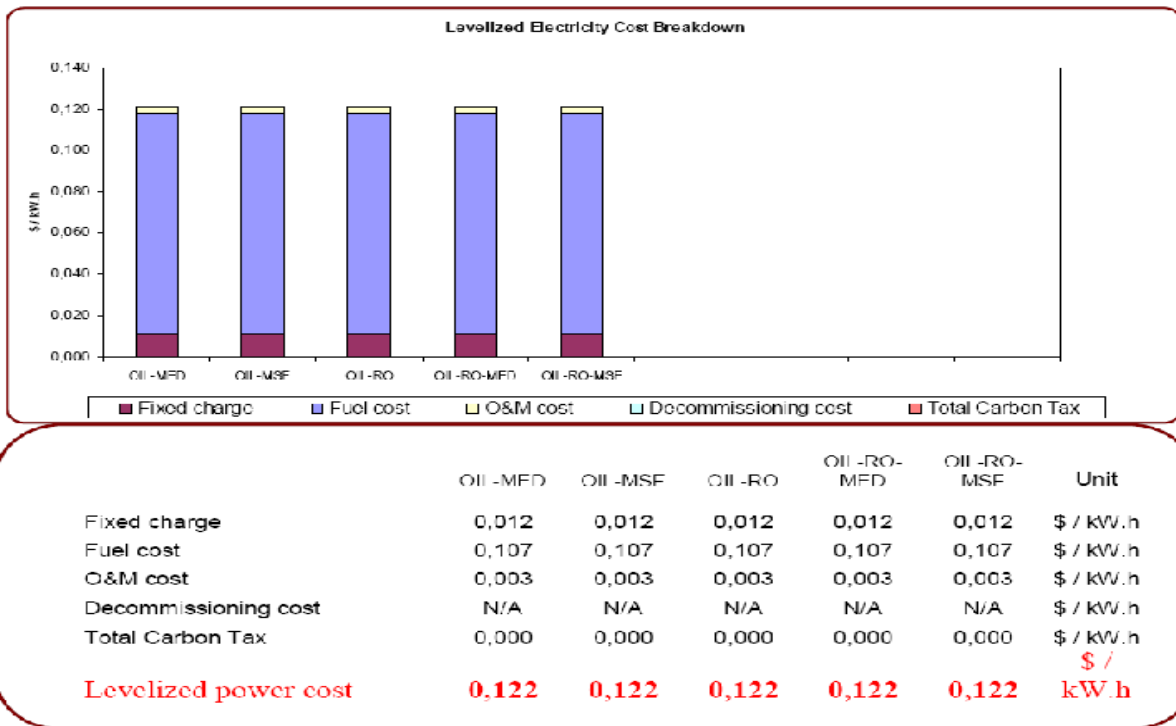
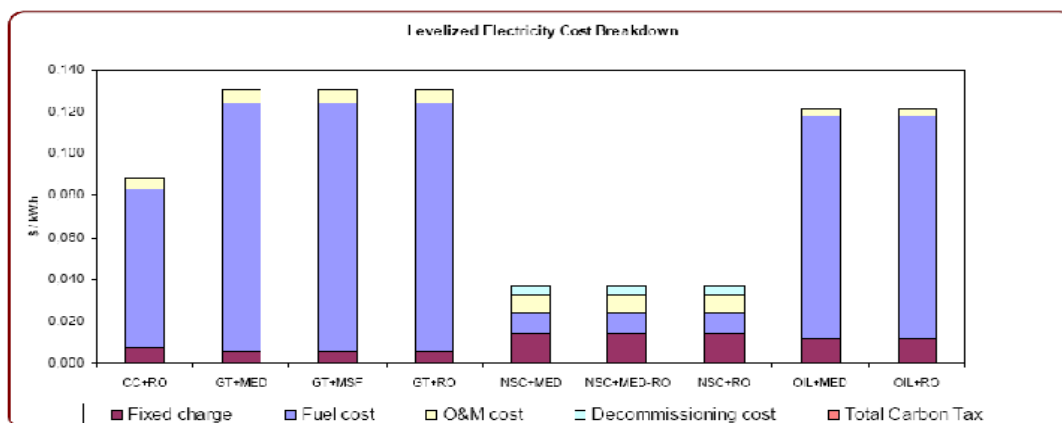


Figure III-12. Coût de production d’électricité pour un cycle combiné à une turbine à vapeur.

Les figures 13 et 14 donnent un récapitulatif des différents coûts de production, respectivement d’eau et d’électricité pour les principaux procédés de dessalement combinés avec les différentes sources d’énergie. Dans ce cas de figure, il y a lieu de trouver un compromis entre le coût du m³ d’eau et le coût du kWh produit.

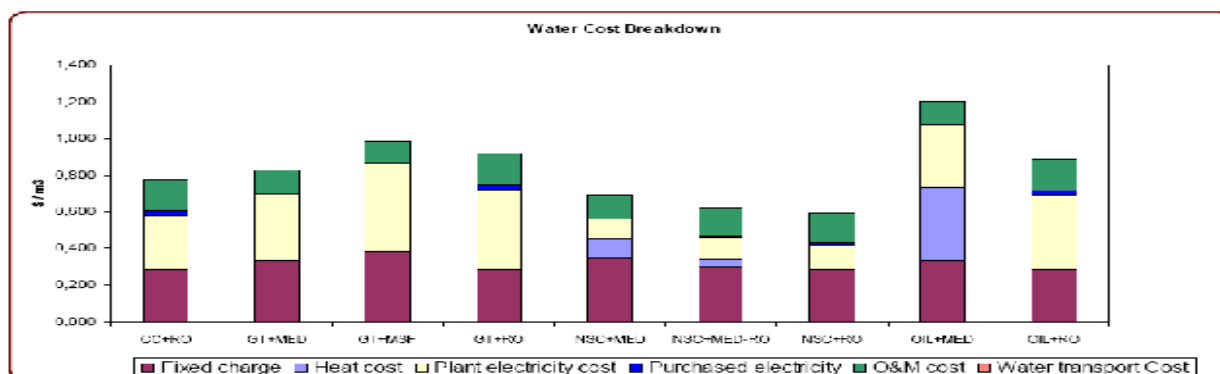
L’analyse de ces deux figures permet de déduire que le coût du kWh d’électricité le moins cher est 0,037 \$/KWh, ce dernier est obtenu à partir de l’énergie nucléaire combinée avec les trois procédés RO, MSF et le MED. Cependant, les coûts de production du m³ d’eau dessalée sont légèrement différents, ils sont de 0,592 \$/m³, 0,622 \$/m³, 0,692 \$/m³ respectivement pour les procédés RO, RO-MED, MED. De ces résultats, on peut conclure que la configuration la plus compétitive est la combinaison d’un procédé d’osmose inverse avec un réacteur nucléaire qui peut produire de l’eau potable à 0,592 \$/m³ et de l’électricité à 0,037 \$/KWh.

Néanmoins, le procédé d’osmose inverse couplé avec un cycle combiné (turbine à gaz/turbine à vapeur) permet d’avoir un coût du m³ d’eau dessalée acceptable (0,774 \$/m³), comparé à ceux produits à partir de l’énergie nucléaire.



	CC+RO	GT+MED	GT+MSF	GT+RO	NSC+MED	NSC+MED+RO	NSC+RO	OIL+MED	OIL+RO	Unit
Fixed charge	0,008	0,006	0,006	0,006	0,014	0,014	0,014	0,012	0,012	\$/ kW.h
Fuel cost	0,075	0,119	0,119	0,119	0,009	0,009	0,009	0,107	0,107	\$/ kW.h
O&M cost	0,006	0,007	0,007	0,007	0,009	0,009	0,009	0,003	0,003	\$/ kW.h
Decommissioning cost	N/A	N/A	N/A	N/A	0,004	0,004	0,004	N/A	N/A	\$/ kW.h
Total Carbon Tax	0,000	0,000	0,000	0,000	N/A	N/A	N/A	0,000	0,000	\$/ kW.h
Levelized power cost	0,088	0,131	0,131	0,131	0,037	0,037	0,037	0,122	0,122	\$/ kW.h

La figure III-13. Les différents coûts d'électricité pour les différents procédés de dessalement à double fin.



	CC+RO	GT+MED	GT+MSF	GT+RO	NSC+MED	NSC+MED+RO	NSC+RO	OIL+MED	OIL+RO	Unit
Fixed charge	0,285	0,338	0,383	0,285	0,347	0,301	0,285	0,338	0,285	\$/ m³
Heat cost	N/A	0,000	0,000	N/A	0,110	0,038	N/A	0,401	N/A	\$/ m³
Plant electricity cost	0,298	0,363	0,480	0,437	0,107	0,122	0,130	0,338	0,406	\$/ m³
Purchased electricity	0,025	0,000	0,000	0,025	0,000	0,008	0,014	0,000	0,025	\$/ m³
O&M cost	0,168	0,128	0,120	0,168	0,127	0,152	0,168	0,128	0,188	\$/ m³
Water transport Cost	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	\$/ m³
Total Water Cost	0,774	0,827	0,983	0,916	0,692	0,622	0,597	1,202	0,885	\$/ m³

La figure III-14. Les différents coûts du m³ d'eau dessalée pour les différents procédés de dessalement à double fin.

Conclusion :

Le travail présenté dans ce chapitre est relatif à une étude comparative en terme économique des options possibles de combinaison des différents procédés de dessalement avec les différentes sources d'énergie, et ce, pour déterminer l'option adéquate et la plus compétitive en terme de coûts de production d'eau potable et/ou d'électricité pour un site donné. Deux configurations ont été présentées, la première à fin unique (production d'eau dessalée) et la seconde à double fin (production d'électricité et d'eau dessalée).

L'analyse des différents résultats des simulations pour les différentes combinaisons possibles nous a amené à conclure que le procédé le plus compétitif pour la production d'eau dessalée (fin unique) est le procédé d'osmose inverse avec un coût de 0,68 \$/m³. Ce résultat justifie la vulgarisation de ce procédé sur le marché de dessalement, ce qui fait que ce dernier, est le procédé le plus utilisé dans l'industrie de dessalement.

Pour la production simultanée d'eau et d'électricité, la combinaison des différents procédés de dessalements avec un réacteur nucléaire offre un même et meilleur coût de production du KWh d'électricité pour tous les procédés, ce dernier s'élève à 0,037 \$/KWh. Tandis que, le coût du m³ d'eau est légèrement différent d'un procédé à un autre, néanmoins elle reste toujours l'option la plus compétitive comparée aux combinaisons avec les énergies fossiles.

Les procédés de dessalement en cycle combiné offrent des coûts meilleurs aux mêmes procédés utilisés en cycles conventionnels (couplés à une turbine à gaz ou à une turbine à vapeur).

Les résultats nous ont permis également, d'apercevoir la compétitivité des procédés MED et MSF couplés à une source d'énergie renouvelable comparée à ces derniers couplés à une source d'énergie fossile. Mais, il est à souligner que le caractère intermittent des énergies renouvelables n'est pas pris en considération dans les simulations.

Atividade de casa

Chapitre IV

Calcul des masses
d'eau récupérées à la
centrale thermique de
RAS DJINET

Les centrales thermiques utilisent l'eau de mer (la plupart d'entre elles) pour condenser la vapeur à basse pression issue des turbines. L'eau de mer est ainsi réchauffée dans le condenseur du circuit principal eau - vapeur de la centrale, avant d'être rejetée à la mer. Le couplage d'une unité de dessalement à une centrale de production d'électricité a pour effet de diminuer le coût de l'eau dessalée et la différence est assez significative, plus particulièrement pour les procédés de distillation tels le multi flash ou le multiple effet qui utilisent l'énergie thermique comme énergie principale pour la distillation.

Dans ce qui suit, nous allons évaluer et comparer les masses d'eau distillées récupérées par un procédé MSF direct en utilisant les eaux issues du condenseur, donc réchauffée aux masses récupérées en utilisant l'eau de mer. Les données numériques utilisées sont celles de la centrale thermique de RAS DJINET ainsi que celles de sa station de dessalement utilisant un processus thermique, de type multi flash (MSF)

IV-1. Potentiel de dessalement d'eau de mer de condensation à la centrale de RAS DJINET :

La centrale de RAS DJINET occupe une place très importante dans le réseau électrique national vu sa disponibilité, sa capacité et son site stratégique. C'est la seule centrale thermique à vapeur qui possède le télé-réglage à distance fonctionnel sur les quatre groupes (le télé-réglage est l'élément le plus important dans la qualité de conduite du réseau électrique national).

La centrale de RAS DJINET dispose de 4 groupes thermique vapeur avec :

- ✓ Une puissance nominale (sortie borne alternateur, BA) de 176 MW par groupe ;
- ✓ Une Puissance nominale (sortie borne usine, BU) de 168 MW par groupe ;
- ✓ Le débit d'eau de mer sur un condenseur est de 25000 m³/h ;
- ✓ Le débit moyen des fuites d'eau distillée par groupe de 120 tonne par jour.

C'est une station de dessalement autonome de quatre tranches avec le procédé multi flash (MSF).

IV-2. Données préliminaires sur le circuit de condensation :

Le problème de dessalement éventuel des eaux de condensation de la centrale électrique (4 groupes de 176 MW chacune) a été posé comme suit :

La centrale électrique de RAS DJINET produit 100.000 m³/j d'eau tiède à 21°C en Janvier et 31°C en Juillet, selon la température de l'eau prise à la mer, par son usage dans les condenseurs des turbines à vapeur.

Actuellement, cette eau traitée et ainsi réchauffée est simplement rejetée à la mer. Les différentiels de température sur l'eau de mer de condensation sont de 7,5 °C en Janvier, 9°C en Avril, 7°C en Juillet et 7°C en Octobre. Ce potentiel thermique est-il utilisable, et si oui dans quelles Circonstances pour réaliser une usine de dessalement. Ces températures de l'eau de condensation sont données comme suit:

- ✓ Janvier : Entrée condenseur: 13,5°C, sortie condenseur 21°C ;
- ✓ Avril : Entrée condenseur 17, sortie condenseur 26 ;
- ✓ Juillet : Entrée condenseur 24, sortie condenseur 31 ;
- ✓ Octobre : Entrée condenseur 22, sortie condenseur 29.

IV-3. Données sur les quatre unités de dessalement de RAS DJINET :

Les quatre unités KVVU de dessalement d'eau de mer (multi flash de 18 étages) de 500 m³/J chacune pour les besoins propres de la centrale, utilisent de l'eau de mer telle que prélevée et traitée, comme celle de condensation. La production est stockée dans deux bâches de 2700 m³ chacune.

Trois produits chimiques sont injectés :

- Un inhibiteur d'incrustation (Belgard EVN),
- Un produit anti mousse agissant au niveau des évaporateurs (Belite M33),
- Un produit permettant l'élimination du chlore dans l'eau de mer pour en diminuer la conductivité (bisulfite de sodium Na₂-SO₃).

Ces unités sont conçues pour produire 20 m³/h d'eau dessalée pour un traitement de 240 m³/h, soit un rendement de 8,5% ; actuellement elles produisent 15 m³/h, ou 360 m³/j avec une consommation d'électricité de 170 kW et un débit gaz de combustion : 50 Nm³/h chacune.

Le coût direct du dessalement est estimé à 28,5 DA/ m³. Cette estimation ne tient pas compte du coût de l'investissement mais seulement du coût d'exploitation (salaires et produits consommables), énergie non comprise, celle-ci représentant un peu moins de 12 kWh par m³. Cette consommation est de trois à quatre fois plus élevée que celle obtenue par des procédés d'osmose inverse de grande capacité avec récupération turbinée (3,2 kWh/m³).

Concernant le coût de l'investissement de la centrale de RAS- DJINET, celle-ci a donné un coût actualisé (depuis le fichier central de l'usine) de :

30 704 682 375 DA. Ce coût semble être de 10 à 15 fois plus faible par rapport aux coûts actuels.

Pour le coût annuel des dépenses du personnel (tout le personnel de la centrale) il est de 124 500 000 DA. Une répartition entre le personnel énergie et le personnel dessalement est nécessaire pour répercuter ces coûts aux prix de revient des deux utilités.

IV-4. Bilan Energétique :

La réflexion demandée consiste à évaluer les valorisations possibles de ces grandes quantités d'eau tiède traitée et dont le contenu énergétique (estimé sur un différentiel de 8°C) est d'environ 1230 Mégawatts (cela correspond à un rendement global de 36,2 % en se basant sur la puissance nominale totale de 4x175 MW de la centrale). C'est beaucoup d'énergie, mais à une température basse; à noter que la température de sortie de cette eau varie entre 21°C en Janvier, à 31°C en juillet d'après les données fournies. Elle pourrait être maintenue à 31°C toute l'année, voir à quelques degrés de plus durant les délestages.

La question principale à laquelle on doit répondre est relative au profit que l'on peut tirer du gradient thermique récupéré à la sortie du condenseur. Dans le cas contraire, quelles sont les solutions à envisager et l'orientation à donner à la suite de cette étude.

La figure IV-1, donne un schéma synoptique d'une unité de dessalement fonctionnant suivant le procédé MSF. L'unité est composée de 18 étages ou cellules. Il est alors question d'évaluer les débits d'eau douce récupérés par ce procédé ainsi que l'influence des conditions de températures d'entrées sur ces débits.

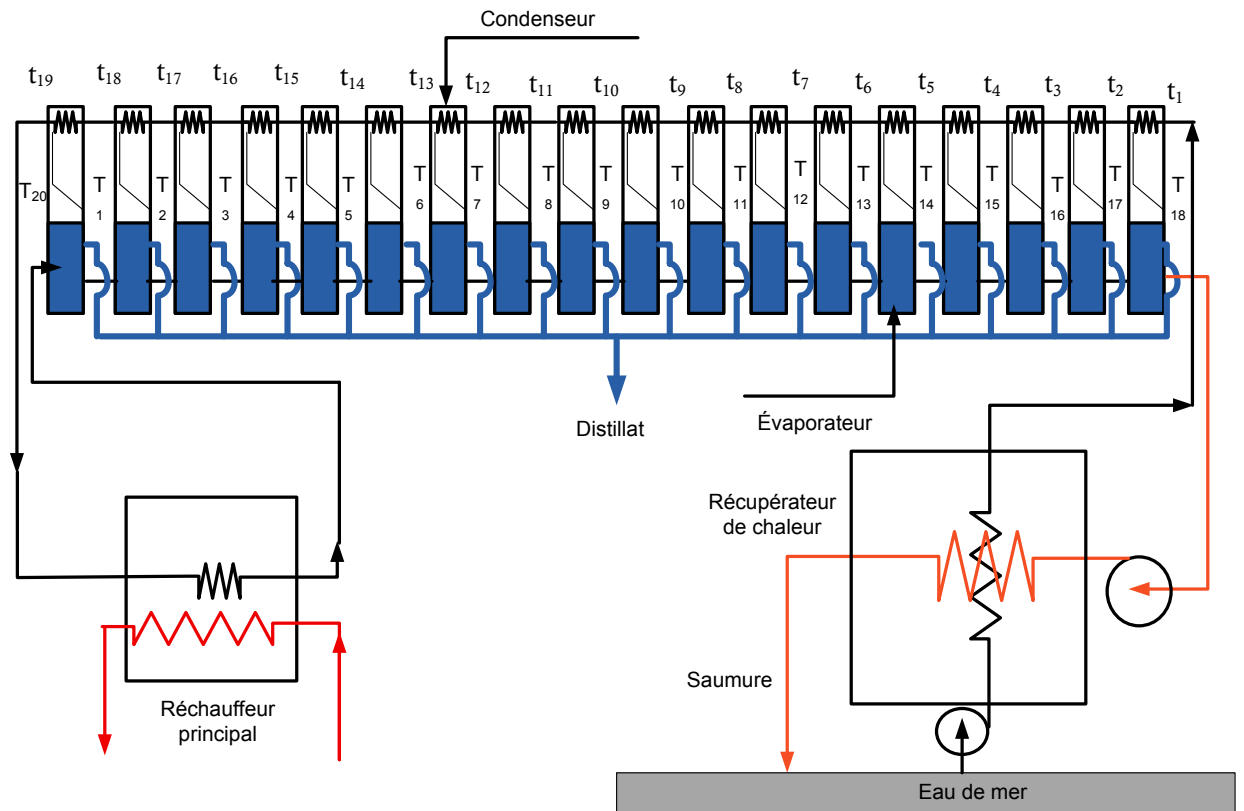


Figure IV-1. Schéma synoptique d'une unité de dessalement fonctionnant suivant le procédé MSF.

-Remarque

La différence de température maximale entrée- sortie condenseur considérée est celle du mois d'avril, à savoir 9°C . La quantité de chaleur maximale récupérée à travers les condenseurs pour les quatre unités est d'environ 0.47 MW .

➤ **Bilans Energétiques dans les évaporateurs :**

La température de l'eau de mer, t_{20} , à l'entrée des évaporateurs est de 120°C , à la sortie, elle est de 30°C . L'écart de température entre deux évaporateurs successifs est alors de 5°C . Le bilan thermique pour chaque évaporateur, déduit du premier principe de la thermodynamique (Voir figure 1) donne :

1^{er} évaporateur :

$$wC_p t_{20} = m_1 h_{1g} + (w - m_1) C_p T_1$$

$$D'où: m_1/w = x_1 = C_p \cdot (t_{20} - T_1) / (h_{1g} - C_p T_1)$$

Avec : w , m_1 , h et C_p : désignent respectivement le débit massique de l'eau de mer, de l'eau évaporée, la chaleur latente et la capacité calorifique à pression constante.

2^{ième} évaporateur :

$$(w - m_1)C_p T_1 = m_2 h_{2g} + (w - m_1 - m_2) C_p T_2$$

$$D'où: m_2/w = x_2 = C_p \cdot (1 - x_1) \cdot (T_1 - T_2) / (h_{2g} - C_p T_2)$$

3^{ième} évaporateur :

$$m_3/w = x_3 = C_p \cdot (T_2 - T_3) \cdot (1 - (x_1 + x_2)) / (h_{3g} - C_p T_3)$$

4^{ième} évaporateur :

$$m_4/w = x_4 = C_p \cdot (T_3 - T_4) \cdot (1 - (x_1 + x_2 + x_3)) / (h_{4g} - C_p T_4)$$

:

:

:

:

:

J^{ième} évaporateur

$$x_j = \frac{m_j}{w} = \frac{C_p \cdot (T_{j-1} - T_j) \left(1 - \sum_{m=1}^{j-1} x_m\right)}{(h_{jg} - C_p T_j)}$$

La capacité totale de production de vapeur condensée est donnée par :

$$X = \sum_{m=1}^{18} x_m = \frac{D}{w}$$

Ce qui permet de déduire le débit de distillat, D :

$$D = w \cdot \sum_{m=1}^{18} x_m$$

➤ **Bilans Energétiques dans les condenseurs :**

Le bilan thermique pour chaque condenseur, déduit du premier principe de la thermodynamique (Voir figure IV-1) donne :

1^{ier} condenseur :

$$w \cdot (t_2 - t_1) = \left(w - \sum_{i=1}^{17} m_i \right) \cdot T_{17} - \left(w - \sum_{i=1}^{18} m_i \right) \cdot T_{18}$$

$$\text{D'où : } t_2 = t_1 + (T_{17} - T_{18}) - \sum_{i=1}^{17} x_i T_{17} + \sum_{i=1}^{18} x_i T_{18}$$

2^{ième} condenseur :

$$w \cdot (t_3 - t_2) = \left(w - \sum_{i=1}^{16} m_i \right) \cdot T_{16} - \left(w - \sum_{i=1}^{17} m_i \right) \cdot T_{17}$$

$$\text{D'où : } t_3 = t_2 + (T_{16} - T_{17}) - \sum_{i=1}^{16} x_i T_{16} + \sum_{i=1}^{17} x_i T_{17}$$

3^{ième} condenseur :

$$w \cdot (t_4 - t_3) = \left(w - \sum_{i=1}^{15} m_i \right) \cdot T_{15} - \left(w - \sum_{i=1}^{16} m_i \right) \cdot T_{16}$$

$$\text{D'où : } t_4 = t_3 + (T_{15} - T_{16}) - \sum_{i=1}^{15} x_i T_{15} + \sum_{i=1}^{16} x_i T_{16}$$

4^{ième} condenseur :

$$w.(t_5 - t_4) = \left(w - \sum_{i=1}^{14} m_i \right) . T_{14} - \left(w - \sum_{i=1}^{15} m_i \right) . T_{15}$$

$$\text{D'où : } t_5 = t_4 + (T_{14} - T_{15}) - \sum_{i=1}^{14} x_i T_{14} + \sum_{i=1}^{15} x_i T_{15}$$

:

:

:

:

IV-5. Calcul des masses d'eau condensées de la centrale :

L'application du premier principe de la thermodynamique à chaque évaporateur, à chaque condenseur ainsi qu'au réchauffeur principal permet de calculer le débit d'eau douce connaissant le débit d'eau de mer. L'apport énergétique nécessaire à l'obtention du débit d'eau douce se déduit ainsi aisément et inversement (paragraphe IV-4).

La température de l'eau de mer, t_{20} , à l'entrée des évaporateurs est choisie égale à 120°C, et la température à la sortie, elle est de 30°C. L'écart de température entre deux évaporateurs successifs est par conséquent égal à 5°C.

Le tableau VI-1, donne les températures dans les évaporateurs et les températures dans les condenseurs correspondants, obtenues par calcul, pour des températures d'entrées d'eau de mer de 13.5°C et 21°C et qui correspondent aux températures d'entrée- sortie condenseurs de la centrale thermique de RAS DJINAT: $t_{1e} = 13.5^\circ\text{C}$ et $t_{1s} = 21^\circ\text{C}$

Tableau IV-1. Les températures dans les évaporateurs et les condenseurs.

Températures Evaporateurs de l'unité (°C)	Températures condenseurs (°C) cas: $t_{1e}= 13.5^{\circ}\text{C}$	Températures condenseurs (°C) cas: $t_{1e}= 21^{\circ}\text{C}$
$T_{20}= 120$	$t_{19}=103.5$	$t_{19}=111$
$T_1= 115$	$t_{18}=93.16$	$t_{18}=100.7$
$T_2= 110$	$t_{17}=88.47$	$t_{17}=96.01$
$T_3= 105$	$t_{16}= 83.78$	$t_{16}= 91.32$
$T_4= 100$	$t_{15}= 79.09$	$t_{15}= 86.63$
$T_5= 95$	$t_{14}=74.40$	$t_{14}=81.94$
$T_6= 90$	$t_{13}=69.72$	$t_{13}=77.26$
$T_7= 85$	$t_{12}=65.03$	$t_{12}=72.57$
$T_8= 80$	$t_{11}=60.34$	$t_{11}=67.88$
$T_9= 75$	$t_{10}=55.65$	$t_{10}=63.19$
$T_{10}= 70$	$t_9=50.96$	$t_9=58.50$
$T_{11}= 65$	$t_8=46.27$	$t_8=53.81$
$T_{12}= 60$	$t_7 =41.58$	$t_7 =49.12$
$T_{13}= 55$	$t_6=36.90$	$t_6=44.44$
$T_{14}= 50$	$t_5=32.22$	$t_5=39.72$
$T_{15}= 45$	$t_4=27.54$	$t_4=35.04$
$T_{16}= 40$	$t_3=22.86$	$t_3=30.36$
$T_{17}= 35$	$t_2=18.18$	$t_2=25.68$
$T_{18}=30$	$t_1=13.5$	$t_1=21$

Les tables thermodynamiques donneront les paramètres de la vapeur d'eau (pression et chaleur latente) pour chaque température. Le tableau VI-2 ci-dessous donne les valeurs numériques obtenues par calcul et correspondant à chaque cellule de l'unité de dessalement pour la situation où la température d'entrée d'eau de mer est de 13.5°C .

Tableau IV-2. Température dans chaque cellule pour une température d'entrée d'eau de mer de 13.5°C.

Température T(°C)	Pression P(kPa)	$X_i=m_i/w$	Chaleur latente h_g (kJ/kg)	Q(kJ/kg)
T ₁ = 115	169.0	0.007987	2699.0	21.55
T ₂ = 110	113.2	0.007983	2691.5	21.48
T ₃ = 105	120.8	0.007976	2683.8	21.40
T ₄ = 100	101.3	0.007971	2676.1	21.33
T ₅ = 95	84.55	0.007967	2668.1	21.25
T ₆ = 90	70.14	0.007964	2660.1	21.18
T ₇ = 85	57.83	0.007960	2651.9	21.10
T ₈ = 80	47.39	0.007958	2643.7	21.03
T ₉ = 75	38.58	0.007953	2635.3	20.95
T ₁₀ = 70	31.19	0.007951	2626.8	20.88
T ₁₁ = 65	25.03	0.007948	2618.3	20.81
T ₁₂ = 60	19.94	0.007946	2609.6	20.73
T ₁₃ = 55	15.75	0.007944	2600.9	20.66
T ₁₄ = 50	12.34	0.007941	2592.1	20.58
T ₁₅ = 45	9.593	0.007941	2583.2	20.51
T ₁₆ = 40	7.384	0.007939	2574.3	20.43
T ₁₇ = 35	5.628	0.007939	2565.3	20.36
T ₁₈ =30	4.246	0.007937	2556.2	20.28

Où: x_i , Q, désignent respectivement, le rapport de la masse d'eau condensée à la masse d'eau de mer entrante et la quantité de chaleur dégagée.

Avec: $t_{19} - t_1 = t_{20} - T_{18} = 120 - 30 = 90^\circ\text{C}$, d'où : $t_{19} = t_1 + 90$.

La température de sortie des condenseurs est fonction de la température d'entrée d'eau de mer. La capacité totale de production de vapeur est :

$$X = \sum_{i=1}^{18} x_i = \frac{D}{w} = 0.143.$$

Le rapport du débit eau de mer au débit distillat est de 7 ($w/D=1/0.143$). Ce chiffre est conforme à la réalité car pour les systèmes sans recirculation des saumures onctrough, ce rapport se situe entre 7 et 8. Pour un débit d'eau de mer, $w= 25000 \text{ m}^3/\text{h}$, la production d'eau de distillat sera alors de : $D= 3575 \text{ m}^3/\text{h}$ pour chaque unité.

Le tableau VI-3, donne les valeurs numériques obtenues par calcul et correspondant à chaque cellule de l'unité de dessalement pour la situation où la température d'entrée d'eau de mer est de 21°C .

Tableau IV-3. Température dans chaque cellule pour une température d'entrée d'eau de mer de 21°C .

Température $T(^{\circ}\text{C})$	Pression $P(\text{kPa})$	$X_i=m_i/w$	Chaleur latente $h_g(\text{kJ/kg})$	$Q(\text{kJ/kg})$
$T_1= 115$	169.0	0.007987	269	21.55
$T_2= 110$	113.2	0.007983	269	21.48
$T_3= 105$	120.8	0.007976	268	21.40
$T_4= 100$	101.3	0.007971	267	21.33
$T_5= 95$	84.55	0.007967	266	21.25
$T_6= 90$	70.14	0.007964	266	21.18
$T_7= 85$	57.83	0.007960	265	21.10
$T_8= 80$	47.39	0.007958	264	21.03
$T_9= 75$	38.58	0.007953	263	20.95
$T_{10}= 70$	31.19	0.007951	262	20.88
$T_{11}= 65$	25.03	0.007948	261	20.81
$T_{12}= 60$	19.94	0.007946	260	20.73
$T_{13}= 55$	15.75	0.007944	260	20.66
$T_{14}= 50$	12.34	0.007941	259	20.58
$T_{15}= 45$	9.593	0.007941	258	20.51
$T_{16}= 40$	7.384	0.007939	257	20.43
$T_{17}= 35$	5.628	0.007939	256	20.36
$T_{18}=30$	4.246	0.007937	255	20.28

Il est à souligner que les résultats dépendent de la chaleur spécifique de l'eau de mer utilisée et des tables thermodynamiques correspondantes. L'écart de température, $(t_{20} - t_{19})$, est de 16.5°C lorsque la température d'entrée utilisée est celle de l'eau de mer directement, c'est-à-dire dans notre cas 13.5°C . L'écart de température est par contre de 9°C si l'on utilise la température de sortie condenseur, qu'est de 21°C .

La quantité de chaleur fournie par le réchauffeur, pour le cas 13.5°C , est de 69 kJ/kg . Elle n'est que de 37.6 kJ/kg , pour le cas 21°C . Il y a alors un gain en énergie non négligeable de l'ordre de 45% .

Si l'on réchauffe l'eau de mer du cas 21°C avec la quantité de chaleur correspondant au cas 13.5°C , c'est-à-dire de 69 kJ/kg , la température t_{20} , sera alors de 127.5°C au lieu de 120°C , par contre la température t_{19} reste inchangée, étant donné qu'elle ne dépend que de t_1 . Dans ce cas, l'écart de températures entre deux évaporateurs successifs est d'environ 5.4°C . Le tableau VI--4 donne les valeurs des capacités de production de vapeur et les températures dans les évaporateurs obtenues par calcul pour ce cas de figure.

Tableau IV-4. Capacités de production de vapeur et les températures dans les évaporateurs.

Températures T(°C) Dans les évaporateurs Cas: 21°C avec réchauffage à : Q=69 kJ/kg	Capacités de production de vapeur : $X_i=m_i/w$
T ₁ = 122.1	0.008604
T ₂ = 116.7	0.008595
T ₃ = 111.3	0.008585
T ₄ = 105.9	0.008579
T ₅ = 100.5	0.008569
T ₆ = 95.1	0.008562
T ₇ = 89.7	0.008558
T ₈ = 84.3	0.008551
T ₉ = 78.9	0.008544
T ₁₀ = 73.5	0.008539
T ₁₁ = 68.1	0.008535
T ₁₂ = 62.7	0.008528
T ₁₃ = 57.3	0.008523
T ₁₄ = 51.9	0.008519
T ₁₅ = 46.5	0.008514
T ₁₆ = 41.1	0.008510
T ₁₇ = 35.7	0.008505
T ₁₈ = 30.3	0.008503

La capacité totale de production de vapeur est dans ce cas: $X = \sum_{i=1}^{18} x_i = \frac{D}{w} = 0.154$.

Pour un débit d'eau de mer, $w = 25000 \text{ m}^3/\text{h}$, la production d'eau de distillat sera alors de :

D= 3846 m³/h pour chaque unité.

L'écart de production d'eau entre le cas où on utilise l'eau de mer directement et le cas où on utilise l'eau à la sortie condenseur est $\Delta D = 27 \text{ m}^3 / \text{h}$ pour chaque unité. Ce qui représente un gain en production d'eau d'environ 8%.

Conclusion :

Les Centrales thermiques de production d'énergie électrique de RAS DJINET utilisent l'eau de mer pour condenser la vapeur d'eau à basse pression sortant de la turbine. L'eau de refroidissement est ainsi réchauffée dans le condenseur avant d'être rejetée de nouveau à la mer. L'étude présentée dans le cadre de ce chapitre est relative à l'examen de la faisabilité en terme de rentabilité de la récupération de l'énergie calorifique rejetée en mer pour l'amélioration du procédé de dessalement.

Plus précisément, la question principale à laquelle on doit répondre est relative au profit que l'on pourra tirer du gradient de température récupéré à la sortie du condenseur. Nous nous sommes intéressés spécialement au mois de janvier compte tenu de la fourchette de variation de la température d'eau de mer entre l'entrée et la sortie du condenseur : 13.5°C et 21°C. Les résultats de l'étude pour les autres périodes de l'année restent cependant valables.

L'écart de température, $(t_{20} - t_{19})$ (voir figure VI-1) est de 17°C lorsque la température d'entrée utilisée est celle de l'eau de mer directement, c'est-à-dire dans notre cas 13.5°C ; cet écart n'est par contre que de 9°C, si l'on utilise la température de sortie condenseur, qu'est de 21°C. Il y a alors un gain en énergie non négligeable de l'ordre de 40%.

L'utilisation de l'eau de mer à la sortie condenseur a pour effet d'augmenter la production du condensât de : $\Delta D = 27 \text{ m}^3 / \text{h}$ par unité. Ce qui représente un gain en production d'eau d'environ 8 %. Néanmoins, les considérations d'ordre technologique liées à l'encrassement et à l'entartrage des échangeurs de chaleur peuvent réduire considérablement ce gain.

Chapitre V

Etude technico-
économique

Dans ce chapitre, nous allons nous intéresser à une analyse technico- économique de la centrale thermique de RAS DJINAT. Les données techniques ainsi que les calculs des masses d'eau dessalées relatives à cette centrale sont données dans le chapitre précédent.

V-1. Approche technico- économique :

Deux options peuvent être envisagées suivant le cas : production exclusive d'électricité ou production simultanée d'électricité et d'eau dessalée. L'option 1 consiste en la production exclusive d'électricité qu'est de 176 MW par groupe selon les données de la centrale. L'investissement pour une telle configuration est de 88 millions de dollars par groupe (frais de terrain compris) compte tenu que du prix du kW pour une turbine à vapeur estimé à environ 500 dollar/kW installé [32]. L'option 2 consiste, quant à elle, en la mise en place d'un système de cogénération, par l'intégration d'une unité de dessalement pour la production simultanée d'eau et d'électricité. L'investissement pour une telle configuration est de 92 millions de dollars par groupe pour une production d'eau de 500 m³/J. Le coût d'investissement de la station de dessalement a été estimé moyennant l'utilisation de la formule (1) et du tableau indicatif des coûts d'investissements de l'annexe-2. Deux ou plusieurs options ne peuvent être comparées que si leurs investissements ont la même durée de vie (ce qui est le cas pour notre étude).

L'approche technico-économique consiste à vérifier si le projet est rentable, autrement dit, si la réalisation des dépenses d'investissement pourrait assurer un bilan avantageux pour l'exploitant sur la durée de vie du projet. Cette évaluation est faite pour deux options (production d'électricité seule et production simultanée d'électricité et d'eau douce) qui seront comparées entre elles en termes de bilan économique. Compte tenu du manque d'informations précises sur les coûts réels d'évaluation, qui dépendent d'un ensemble de paramètres spécifiques aux sites (lieu, degré de salinité de l'eau, coût de l'énergie et du personnel etc..), une évaluation globale sera donnée en s'inspirant des données de la littérature et par comparaison aux coûts finaux des installations existantes (coût du kWh d'électricité et du m³ d'eau dessalée).

V-2. Définitions et Méthodologie d'Analyse :**V-2.1. Décision d'investissement :**

Une opération d'investissement ne sera intéressante que si son bénéfice actualisé \bar{B} est positif. En effet, dans le cas contraire, les bénéfices futurs sont équivalents à une somme actuelle inférieure au coût d'investissement. Un investissement dont le bénéfice actualisé est positif est dit rentable [33, 34].

La notion de rentabilité donne une idée de l'avantage qu'on peut tirer d'un investissement. Le critère de choix le plus satisfaisant est celui du bénéfice actualisé maximum.

Le seuil de rentabilité est fixé par le taux d'actualisation, on utilise comme critère le taux de rentabilité interne (TRI) qui représente la valeur du taux d'actualisation qui annule le bénéfice actualisé. Ainsi un investissement n'est acceptable que si son taux de rentabilité interne est supérieur au taux d'actualisation fixé. Pour le calcul du bénéfice actualisé, nous faisons le bilan des dépenses et des gains en tenant compte :

- Des dépenses initiales (investissements) ;
- du bilan des dépenses et recettes annuelles (aux gains annuels générés par le projet).

Les gains sont constitués par :

- les économies en coûts annuels d'exploitation de la centrale, se traduisant par des prix de revient moins élevés pour la production d'électricité ;
- et subsidiairement par un bénéfice résultant de la commercialisation de l'eau dessalée.

En définitive les gains attendus du projet se formulent ainsi :

$$\text{Bénéfice d'exploitation annuel (B2)} = (Q_{e2} \times X_e + Q_a \times Y) - (P \times Q_{e2} + P_e \times Q_a) \quad (\text{V-1})$$

$$\text{Bénéfice d'exploitation annuel (B1)} = (Q_{e1} \times X_e) - (P \times Q_{e1}) \quad (\text{V-2})$$

Où :

Q_{e1} et Q_{e2} désignent les quantités d'électricité produite dans l'option 1 et dans l'option 2 ;

P : Le prix de revient de l'électricité produite ;

X_e : Le prix de l'électricité vendue ;

Q_a : La quantité d'eau produite ;

P_e : Le prix de revient de l'eau produite ;

Y : Le prix de vente de l'eau produite.

En considérant par ailleurs que le rejet de gaz dans l'atmosphère représente un moindre coût pour la protection de l'environnement. Même si celui-ci n'est pas déboursé à l'heure actuelle, il représente cependant un coût différé (en termes de santé, protection des espèces végétales en milieu sensible tel que les eaux de surface ou les sols etc.).

Ces avantages peuvent être estimés à partir des coûts des mesures de réduction ou de compensation de ces effets. Selon les pratiques usuelles en la matière [33].

En définitive, les avantages annuels de l'opération seront :

$$\text{AVANTAGE 2} = 0,1 (P_2 \times Q_e + P_e \times Q_a) + \text{IE} \quad (\text{V-4})$$

$$\text{AVANTAGE 1} = 0,1 (P_1 \times Q_e) + \text{IE} \quad (\text{V-5})$$

Où :

P : Coût de revient d'électricité ;

P_e : Coût de revient de l'eau ;

IE : Gain en environnement.

V-2.2. Bénéfice actualisé d'une opération d'investissement :

Une opération d'investissement se présente sous la forme d'un échéancier de dépenses et de recettes :

Tableau V-1. Récapitulatif des dépenses et recettes durant les années.

	DEPENSES	RECETTES
Date d'investissement	I	
1 ^{re} année	D_1	R_1
2 ^{me} année	D_2	R_2
N ^{ième} année	D_n	R_n

Le bénéfice réalisé la 1^{re} année est : $R_1 - D_1$;

$$\text{Sa valeur actualisée est : } \frac{R_1 - D_1}{1 + a} \quad (\text{V-6})$$

Où :

a : Le taux d'actualisation ;

R_1 : Les recettes obtenues la première année ;

D_1 : Les dépenses faites la première année.

De même, le bénéfice réalisé la 2^{me} année est $R_2 - D_2$

$$\text{Et sa valeur actualisée } \frac{R_2 - D_2}{(1 + a)^2} \quad (\text{V-7})$$

-

-

$$\frac{R_n - D_n}{(1 + a)^n}$$

Le bénéfice actualisé de l'opération est :

$$\bar{B} = -I + \frac{R_1 - D_1}{1 + a} + \frac{R_2 - D_2}{(1 + a)^2} + \frac{R_n - D_n}{(1 + a)^n} \quad (\text{V-8})$$

Où I est l'investissement total.

V-3. Application au cas du Projet :

La centrale thermique considérée est composée principalement de quatre groupes de capacité de production d'électricité de 176 MW chacun. La production annuelle correspond à 1232 (GWh/an). La capacité de production d'eau dessalée de la centrale pour ces propres besoins en eau déminéralisée est de 500 m³/j par groupe ce qui correspond annuellement à une production de 182500 m³/an par groupe.

$$\text{Soit : } \bar{B} = -I + \sum b, \text{ le Bénéfice actualisé de l'opération} \quad (\text{V-9})$$

Si : $\bar{B}_2 > \bar{B}_1$, l'option 2 est plus rentable que l'option 1.

Si : $\overline{B2} < \overline{B1}$, l'option 1 est plus rentable que l'option 2.

Les hypothèses considérées sont :

- Taux d'actualisation : 10% par an;
- Durée de vie des installations : 20 ans ;
- Consommation spécifique moyenne des turbines à gaz : 3 th / kWh;
- Heures de marche à pleine charge : 7000 h/ an.

V-3.1. Coût d'investissement :

Il représente la somme des dépenses engagées pour la réalisation de l'usine qui se répartissent comme suit :

- Achat du terrain ;
- Etudes- ingénierie ;
- Génie civil ;
- Equipement ;
- Transport- montage- assurance ;
- Intérêts intercalaires.

L'ensemble des investissements estimés sont donnés dans le tableau V-2 c, pour chaque option.

Tableau V-2. Coût des installations pour chaque option (unité en \$ US).

Désignation	Option 1	Option 2
Investissement (\$)	88 000 000	92 000 000

V-3.2. Bilan d'exploitation :

V-3.2.1. Charges annuelles d'investissement (amortissement) :

Les charges annuelles d'un investissement, pour une durée d'amortissement et un taux d'actualisation donnés, sont définies par la relation suivante :

$$C_i = I \cdot a \quad (V-10)$$

Avec :

I : Investissement global de l'installation ;

a : Coefficient d'annuité ;

C_e : Coefficient se calcule comme suit.

$$a = \frac{\text{taux}(1 + \text{taux})^N}{(1 + \text{taux})^N - 1} \quad (\text{V-11})$$

Où :

taux : Taux d'actualisation ;

N : Durée d'amortissement économique.

V-3.2.2. Charges d'exploitation :

Ce sont les frais engagés pour l'exploitation de l'installation :

a. Frais d'exploitation variables

Ils constituent les frais d'achat des produits nécessaires à l'exploitation de l'installation :

- Electricité ;
- Produits chimiques.

b. Frais d'exploitation fixes

- Frais de personnel ;
- Frais de maintenance.

Le tableau V-3, donne les charges d'exploitation pour les options 1 et 2.

Tableau V-3. Tableau représentant les charges d'exploitation.

Charges d'exploitation	Option 1	Option 2
Amortissement	10 560 000	11 400 000
Frais d'exploitation	7 920 000	8 280 000
Durée d'amortissement	20 ans	20 ans

Le tableau V-4, donne les caractéristiques techniques des installations et les investissements correspondants aux options 1 et 2. La production annuelle d'eau dessalée pour

les situations avec ou sans utilisation d'énergie due au gradient thermique sortie condenseur est déterminée par calcul dans le chapitre IV.

Tableau V-4. Caractéristiques techniques des installations et investissement.

Désignation	Option 1	Option 2
Puissance centrale bornes usine (MW)	176	176
Production annuelle d'électricité (GWH)	1232	1232
Production annuelle d'eau (10 ⁶ m ³)	0	0,1825 (sans gradient thermique) 0,1971 (avec gradient thermique)

V-3.2.3. Calcul du prix de revient dans les deux options :

Nous savons que les prix de vente de l'électricité, tout comme le prix de vente de l'eau en Algérie sont administrés et largement inférieurs à la valeur réelle de ces produits.

- **Option 1**

Dans la situation actuelle, le prix de revient de l'électricité produite sera déterminé à partir de la relation suivante :

$$Q_e \cdot p = C_i + C_e = \sum \bar{C} \quad (\text{V-12})$$

Où :

Q_e : La production annuelle d'électricité ;

p : Le prix de revient de l'électricité en US \$/kWh ;

C_i : Les charges d'investissement ;

C_e : Les charges annuelles d'exploitation ;

\bar{C} : Montant total des charges annuelles.

Soit, en regroupant l'ensemble des charges en $\sum \bar{C}$, nous aurons:

$$\sum \bar{C} = Q_e \cdot P \quad (\text{V-13})$$

Les calculs donnent :

$$a = 0,12$$

$$C_i = 0,12 \times 88\,000\,000 \text{ \$}$$

$$C_i = 10\,560\,000 \text{ \$}$$

$$C_e = 7\,920\,000 \text{ \$}$$

$$\sum \bar{C} = C_i + C_e = 18\,480\,000 \text{ \$}$$

$$\bar{C} = Q_e \cdot P$$

$$P = \bar{C} / Q_e$$

$$P = 0,015 \text{ \$/kWh} \approx 1,50 \text{ DA/kWh}$$

Remarque 1: Dans les calculs donnés ci-dessus, les frais du personnel ont été estimés à 4%, ceux de l'entretien à 4% également, par contre les frais énergétiques ont été évalués à 1%, ce qui représente un pourcentage assez élevé compte tenu du faible coût du gaz naturel.

- **Option 2**

Cette option correspond à une production conjointe d'électricité et d'eau dessalée. Sur le plan économique, la production d'électricité et d'eau dessalée ne sont pas dissociables. Le prix de revient du kWh et celui du m³ d'eau s'expriment par la relation suivante.

$$Q_a \cdot p_e + Q_e \cdot P = C_i + C_e \quad (\text{V-14})$$

Où :

Q_a : La production annuelle d'eau ;

p_e : Le Prix de revient du m³ d'eau dessalée ;

Q_e : La production annuelle d'électricité ;

p : Le prix de revient du kWh ;

C_i : Les charges d'investissement ;

C_e : Les Charges annuelles d'exploitation ;

$\sum C$: Le montant total des charges annuelles.

Les calculs donnent :

$$\alpha = 0,12$$

$$C_i = 0,12 \times 92\,000\,000$$

$$C_i = 11\,400\,000$$

$$C_e = 8\,280\,000$$

Pour le cas de la centrale de RAS- DJINET, la production d'eau dessalée pour les besoins de l'usine est de 500 m³/j par groupe. Annuellement, elle représente une production d'eau dessalée de : 182500 m³, le nombre total de groupes étant de quatre. Si l'on utilise l'énergie due au gradient thermique sortie condenseur, le gain étant de 8%, cette production sera alors de : 197100 m³.

En faisant l'hypothèse que le prix de revient du kWh d'électricité est identique à celui de l'option 1, le prix de revient de l'eau dessalée sera :

- Pour l'option sans utilisation du gradient thermique sortie condenseur :

$$\sum C = 19\,680\,000$$

$$Q_a \cdot p_e + Q_e \cdot P = C_i + C_e = 19\,680\,000 \$$$

$$p_e = 6,57 \$ \approx 657 \text{ DA/m}^3$$

- Pour l'option avec utilisation du gradient thermique sortie condenseur:

$$\sum C = 19\,680\,000 \text{ \$}$$

$$Q_a \cdot p_e + Q_e \cdot P = C_i + C_e = 19\,680\,000 \text{ \$}$$

$$p_e = 6,08 \text{ \$} \approx 608 \text{ DA/m}^3$$

Remarque 2: Il est bien évident qu'une production faible comparativement aux stations de dessalement du Hamma (200 000 m³/j) ou d'arzew (90 000 m³/J) a une répercussion sur le prix de revient du m³ d'eau dessalée. La différence de prix de revient du m³ d'eau dessalée selon que l'on utilise l'énergie due au gradient thermique sortie condenseur ou pas est de 0.49 \$.

Le prix de revient du m³ est bien évidemment très élevé, compte tenu de la faible quantité d'eau dessalée produite, du capital investi et de la surévaluation des charges d'exploitation dans nos calculs.

Les résultats des simulations avec le logiciel DEEP-3 donnent un coût de production de 5,808 \$/m³ pour l'option sans utilisation du gradient thermique sortie condenseur, et 5,104 \$/m³ pour l'option avec utilisation du gradient thermique sortie condenseur. La différence de prix de revient du m³ d'eau dessalée selon que l'on utilise l'énergie due au gradient thermique sortie condenseur ou pas est de 0.704 \$. Le tableau 5 donne un récapitulatif des résultats obtenus, et la figure-1 donne une comparaison entre les deux options.

Tableau V-5. Coûts du m³ avec et sans utilisation du gradient thermique.

Comparative Summary of Performance and Cost Results			
Main Input Parameters			
Project Case	cap djinet FH+MSF AVEC GRADIENT THERMIQUE	cap djinet FH+MSF SANS GRADIENT THERMIQUE	
Power Plant Data			
Type	FH	FH	
Ref. Thermal Power	200	200	MW
Ref. Net Electric Power	0	0	MW
Construction Cost	50	50	\$/kW
			\$/MWh
Fuel Cost	N/A	N/A	(\$/t;\$/BOE)
Purchased Electricity Cost	0,06	0,06	\$/kWh
Interest Rate	5	5	%
Water Plant Data			
Type	MSF	MSF	
Required capacity	3 846	3 575	m ³ /d
Dist. Capacity	N/A	N/A	m ³ /d
Dist. Construction Cost	1 000	1 000	\$/ (m ³ /d)
Maximum Brine Temp.	115,0	115,0	°C
Heating Steam Temp.	0,0	0,0	°C
Seawater Feed Salinity	38 000	38 000	ppm
Seawater Feed Temp.	30,0	30,0	°C
RO Capacity	N/A	N/A	m ³ /d
RO Construction Cost	N/A	N/A	m ³ /d
RO Recovery Ratio	N/A	N/A	
RO Energy Recovery Fraction	N/A	N/A	
RO Design Flux	N/A	N/A	1 / (m ² hour)
Performance Results			
Lost Electricity Production	0,0	0,0	MW
Power-to-Heat Ratio	0,0	0,0	MWe/MWt
Plant Thermal Utilization	90,0	90,0	%
Distillation Performance			
# of Effects/Stages	33,00	36,00	
GOR	10,06	10,82	
Temperature Range	84,00	92,00	°C
Distillate Flow	71 059,93	76 388,39	m ³ /d
Feed Flow	142 119,86	152 776,77	m ³ /d
Steam Flow	81,73	81,73	kg / s
Brine Flow	71 059,93	76 388,39	m ³ /d
Brine salinity	76 000,00	76 000,00	ppm
Specific Heat	60,79	56,55	kWh / m ³
Specific Water Costs			
Fixed charge	0,374	0,374	\$/ m ³
Heat cost	4,591	5,297	\$/ m ³
Plant electricity cost	0,000	0,000	\$/ m ³
Purchased electricity	0,000	0,000	\$/ m ³
O&M cost	0,140	0,137	\$/ m ³
Water production cost	5,104	5,808	\$/ m ³
Water transport cost	0,000	0,000	\$/ m ³
Total Water Cost	5,104	5,808	\$/ m ³

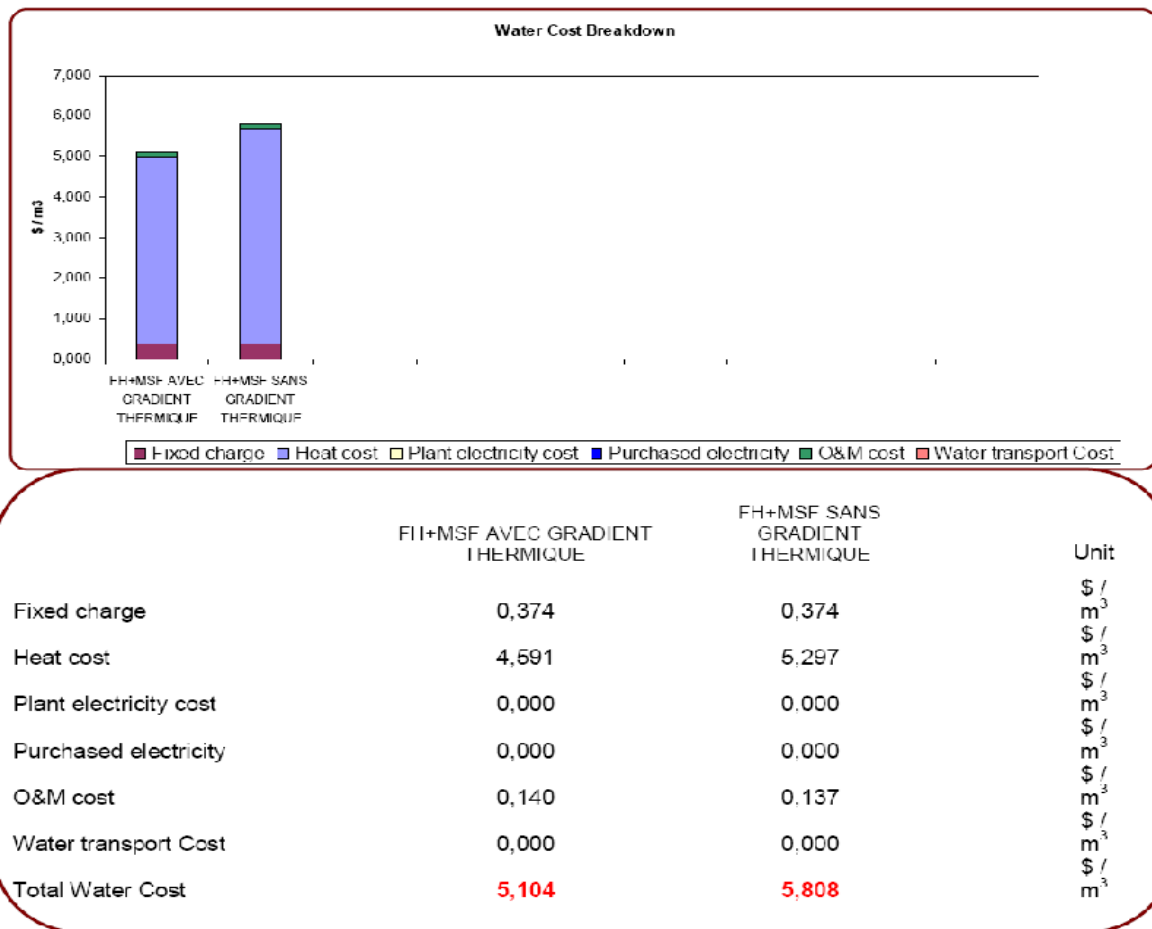


Figure- V-1. Coûts du m³ pour le procédé MSF avec et sans utilisation du gradient thermique.

Si on exclut les frais d'investissement et les charges dues à l'énergie, le prix de revient du m³ d'eau dessalée sera considérablement réduit, les calculs donnent : 0.30 \$/m³. D'après les données de la centrale, il est de 0.285 \$/m³ environ. Si l'on utilise l'énergie due au gradient de température à la sortie du condenseur, le prix sera alors, d'après les calculs de : 0.285 \$/m³. Ce qui représente un gain de : 0.015 \$/m³. Sur une année et pour l'ensemble des quatre groupes, il représente : 10950 \$ US d'économie. Ce qui a un impact direct sur le prix du kWh, compte tenu que 1m³ d'eau dessalée nécessite 12 kWh, d'après le fichier de données de la centrale.

V-3.3. Bilan économique actualisé :

Nous établissons pour chaque option le bilan économique actualisé. Sachant que notre étude porte sur l'unité de dessalement, c'est l'option 2 qui correspond alors à notre projet. L'analyse économique sera développée, plus particulièrement, dans ce qui suit. L'option 1

n'étant pas alternative à l'option 2, l'appréciation qui est faite sur le Bilan économique de l'option 1 nous servira seulement de référence pour relativiser les résultats de l'option 2.

En adoptant un prix de vente pour chaque produit (électricité et eau) incorporant comme bénéfice une majoration de 10 % du prix de revient, on peut estimer les bilans d'exploitation pour chaque option à :

$$0,1 \sum C \quad (V-15)$$

En définitif, le bilan pour chaque option s'établira comme suit :

$$B1 = - I + 0,1 \sum \bar{C} \quad (V-16)$$

$$B2 = - I + 0,1 \sum C \quad (V-17)$$

Où :

$\sum C$: sont les charges annuelles pour l'option 2 correspondant à la production d'électricité et d'eau dessalée.

$\sum \bar{C}$: sont les charges annuelles pour l'option 1 correspondant à la production d'électricité

Nous calculons le bilan actualisé pour chaque option en adoptant un taux d'actualisation de 10 %.

Calcul du bénéfice actualisé :

Pour l'option 1 :

Tableau V-6. Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 1.

	Investissement option 1	$\sum \bar{C}$ (M \$)	$0,1 \sum \bar{C}$ (M\$)	ΔI : gain environnement (M \$)	Bénéfice Non Actualisé $0,1 \sum \bar{C} + \Delta I$	Bénéfice actualisé Taux 10%
2009	88 million \$					
2010	-	18,48	1,848	9,74	11,588	10,53
2011	-	18,48	1,848	9,74	11,588	9,57
2012	-	18,48	1,848	9,74	11,588	8,7
2013	-	18,48	1,848	9,74	11,588	7,91
2014	-	18,48	1,848	9,74	11,588	7,19
2015	-	18,48	1,848	9,74	11,588	6,54
2016	-	18,48	1,848	9,74	11,588	5,94
2017	-	18,48	1,848	9,74	11,588	5,40
2018	-	18,48	1,848	9,74	11,588	4,91
2019	-	18,48	1,848	9,74	11,588	4,46
2020	-	18,48	1,848	9,74	11,588	4,06
2021	-	18,48	1,848	9,74	11,588	3,68
2022	-	18,48	1,848	9,74	11,588	3,35
2023	-	18,48	1,848	9,74	11,588	3,04
2024	-	18,48	1,848	9,74	11,588	2,76
2025	-	18,48	1,848	9,74	11,588	2,51
2026	-	18,48	1,848	9,74	11,588	2,81
2027	-	18,48	1,848	9,74	11,588	2,08
2028	-	18,48	1,848	9,74	11,588	1,89
2029	-	18,48	1,848	9,74	11,588	1,71
Total				194,8	231,76	99,04

Le bénéfice actualisé de L'option 1 est égal à $\bar{B}1 = -I + \sum b1 = 99,04 - 88$ ce qui correspond à $\bar{B}1 = 11,04$ millions de dollars.

Pour l'option 2 :

Tableau V-7: Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 2.

	Investissement option 2	$\sum C$ (M \$)	$0,1 \sum C$ (M\$)	ΔI : gain environnement (M \$)	Bénéfice Non Actualisé $0,1 \sum C + \Delta I$	Bénéfice actualisé Taux 10%
2009	92 million \$					
2010	-	19,68	1,968	9,74	11,708	10,64
2011	-	19,68	1,968	9,74	11,708	9,67
2012	-	19,68	1,968	9,74	11,708	8,79
2013	-	19,68	1,968	9,74	11,708	7,99
2014	-	19,68	1,968	9,74	11,708	7,27
2015	-	19,68	1,968	9,74	11,708	6,60
2016	-	19,68	1,968	9,74	11,708	6,01
2017	-	19,68	1,968	9,74	11,708	5,46
2018	-	19,68	1,968	9,74	11,708	4,96
2019	-	19,68	1,968	9,74	11,708	4,51
2020	-	19,68	1,968	9,74	11,708	4,10
2021	-	19,68	1,968	9,74	11,708	3,72
2022	-	19,68	1,968	9,74	11,708	3,39
2023	-	19,68	1,968	9,74	11,708	3,08
2024	-	19,68	1,968	9,74	11,708	2,80
2025	-	19,68	1,968	9,74	11,708	2,54
2026	-	19,68	1,968	9,74	11,708	2,31
2027	-	19,68	1,968	9,74	11,708	2,10
2028	-	19,68	1,968	9,74	11,708	1,91
2029	-	19,68	1,968	9,74	11,708	1,73
Total				194,8	234,16	99,58

Le bénéfice actualisé de l'option 2 est égal à :

$$\overline{B2} = -I + \sum b2 = 99,58 - 92 = 7,58 \text{ millions de dollars.}$$

On remarque que le bénéfice actualisé dans l'option 1 est supérieur à celui de l'option 2. Cela permet de conclure que le projet de production d'eau distillée (option2), nécessite des coûts (investissement et exploitation) plus importants.

- **Calcul du taux de rentabilité interne (TRI) de l'option 2**

Un autre critère, le taux financier de rentabilité interne (TRI) est utilisé pour apprécier le niveau de rentabilité.

Par définition, la valeur du TRI est la valeur du taux d'actualisation qui annule le bénéfice actualisé. C'est le seuil de la valeur du taux d'actualisation (s'il venait à évoluer) au delà duquel le bilan actualisé de l'opération est négatif [33].

On peut faire une estimation du taux de rentabilité interne en adoptant la relation simplifiée qui s'applique dans le cas d'un bénéfice R constant (prix constant).

$$\bar{B} = -I + \frac{R_1 - D_1}{1+a} + \frac{R_2 - D_2}{(1+a)^2} + \frac{R_n - D_n}{(1+a)^n} \quad (\text{V-18})$$

En effet, en considérant la somme du terme général $\frac{(R_1 - D_1)}{(1+a)}$ constant (ce qui est le cas pour notre étude), comme somme d'une progression géométrique qui s'écrit :

$$S = \frac{R_i - D_i}{a} \left[1 - \frac{1}{(1+a)^n} \right] \quad (\text{V-19})$$

En négligeant $1 / (1+a)^n$ et en considérant que : $R = R_i - D_i$

On obtient:

$$B = -I + R/a \quad (\text{V-20})$$

Le taux de rentabilité est la valeur de « r » telle que :

$$B = -I + R/r = 0 \quad (\text{V-21})$$

Soit: $r = R / I$

Après calcul, on trouve :

$$r = 11,708 / 92$$

$$r = 12,7 \%$$

Le TRI du projet est relativement important de l'ordre de 13 % soit un écart de 3 points par rapport au taux d'actualisation de 10 %. Le projet est par conséquent rentable.

V- 4. Alternative REPOWERING et RETROFITTING :

Pendant les années soixante dix et même avant, le Moyen-Orient, connu pour sa très faible pluviométrie et son potentiel de réserves énergétiques important, a eu recours à la construction de stations de dessalement combinées à des centrales thermiques, pour la production simultanée d'eau et d'électricité. La plupart de ces centrales étaient dotées de chaudières conventionnelles et de turbines à vapeur pour la production d'électricité ; pour le dessalement d'eau de mer, elles utilisaient la distillation et spécialement le procédé MSF. En dépit du caractère performant et opérationnel des turbines à vapeur et des unités de dessalement, les chaudières de certaines centrales sont pratiquement à leur phase de fin de durée d'amortissement. Le soucis d'améliorer le rendement énergétique des centrales thermiques par utilisation de cycles combinés, avec chaudières de récupération. L'offre concurrentiel, sur le marché mondial, d'unités de dessalement, basées sur le procédé d'osmose inverse, n'ont pas laissé indifférents les pays du Moyen-Orient à l'idée du «repowering » de leurs centrales thermiques afin d'amortir la facture très lourde d'obtention d'eau douce, source de toute activité dans cette région du globe.

Ismat Kamal [35], dans son article « integration of sea water with power generation » a présenté une analyse thermo-économique d'une centrale thermique du Moyen-Orient, de puissance électrique 240 MW, de capacité de dessalement 88000 m³/J et dont le coût d'investissement est évalué à 300 millions de dollars US. L'introduction de l'opération «repowering » et « retrofitting » à cette centrale a permis de tripler sa puissance électrique (640 MWe) et de multiplier sa capacité de production d'eau dessalée par un facteur de sept (588 000 m³/J). Les coûts d'investissement du « repowering » relatifs à la puissance électrique et à la capacité de dessalement, ont été évalués respectivement à 585,3 et 556,2 millions de dollars US. Le tableau V-8, donne la synthèse de l'analyse économique de l'auteur.

Tableau V-8. Résultats de l'analyse thermo- économique de I. Kamal [35].

Plant characteristics			
Power plant net output, MWe	642		
Power plant net fuel efficiency, %	47.2		
Thermal desal plant capacity, m ³ /d	88,000		
SWRO plant capacity, m ³ /d	500,000		
Net saleable power, MWe	540.2		
Power plant annual O&M costs (2003), million \$	25.3		
Water plant annual O&M costs (2003), million \$	33.4		
Power plant engineering and construction period, months	36		
Water plant engineering and construction period, months	36		
Construction start date	January 2005		
Construction completion date	December 2007		
Economic evaluation basis			
Fuel cost (2003), \$/million kJ	1.5		
GDP inflation rate, post 2003, %	4		
Power plant net capacity factor	0.9		
Water plant net capacity factor	0.81		
Plant life, years	30		
Owner's equity at in-service date, %	25		
Water selling price (2003), \$/cu m	0.65		
Power selling price (2003), \$/kWh	0.03		
Year of pricing	2003		
Interest rate, %	7		
Loan repayment period, years	15		
Capital costs, million \$			
Purchase price for existing plant	300.0		
	Power plant	Water plant	
EPC contract	437	415.3	
Owner's cost	43.7	41.5	
Owner's contingency	48.1	45.7	
Total construction cost	528.8	502.5	
Interest during construction	56.5	53.7	
Totals	585.3	556.2	1,141.5
Total capital as spent			1,441.5
Economic evaluation results			
	Discount rate, %	NPV, million \$	
	10.0	714.3	
	20.0	12.9	
	30.0	-129.4	
Pre-tax IRR		20.5	

La centrale thermique de RAS DJINET n'est pas de construction récente et son exploitation remonte à plusieurs années. Compte tenu des besoins de plus en plus croissants en eau et en électricité de la population, des opérations de « repowering » et de « retrofitting » peuvent être envisagées, pour cette centrale et pour d'autres centrales de durées de vie similaires, afin d'augmenter leur rendement énergétique.

La figure V-2, donne le schéma de principe d'une centrale thermique à cycle combiné avec unité de dessalement. Par rapport au schéma initial de la centrale à turbine à vapeur, nous notons la présence additionnel, d'un bloc A, constitué d'une turbine à gaz et le remplacement de la chaudière classique par un bloc B, constitué d'une chaudière de récupération. L'unité de dessalement constituée, quant à elle, par le bloc « C », pourra fonctionner suivant un procédé de distillation tel que « MSF » ou suivant un procédé membranaire tel que « OI ». L'analyse thermo-économique du projet nécessite des connaissances techniques assez précises pour une bonne évaluation des coûts.

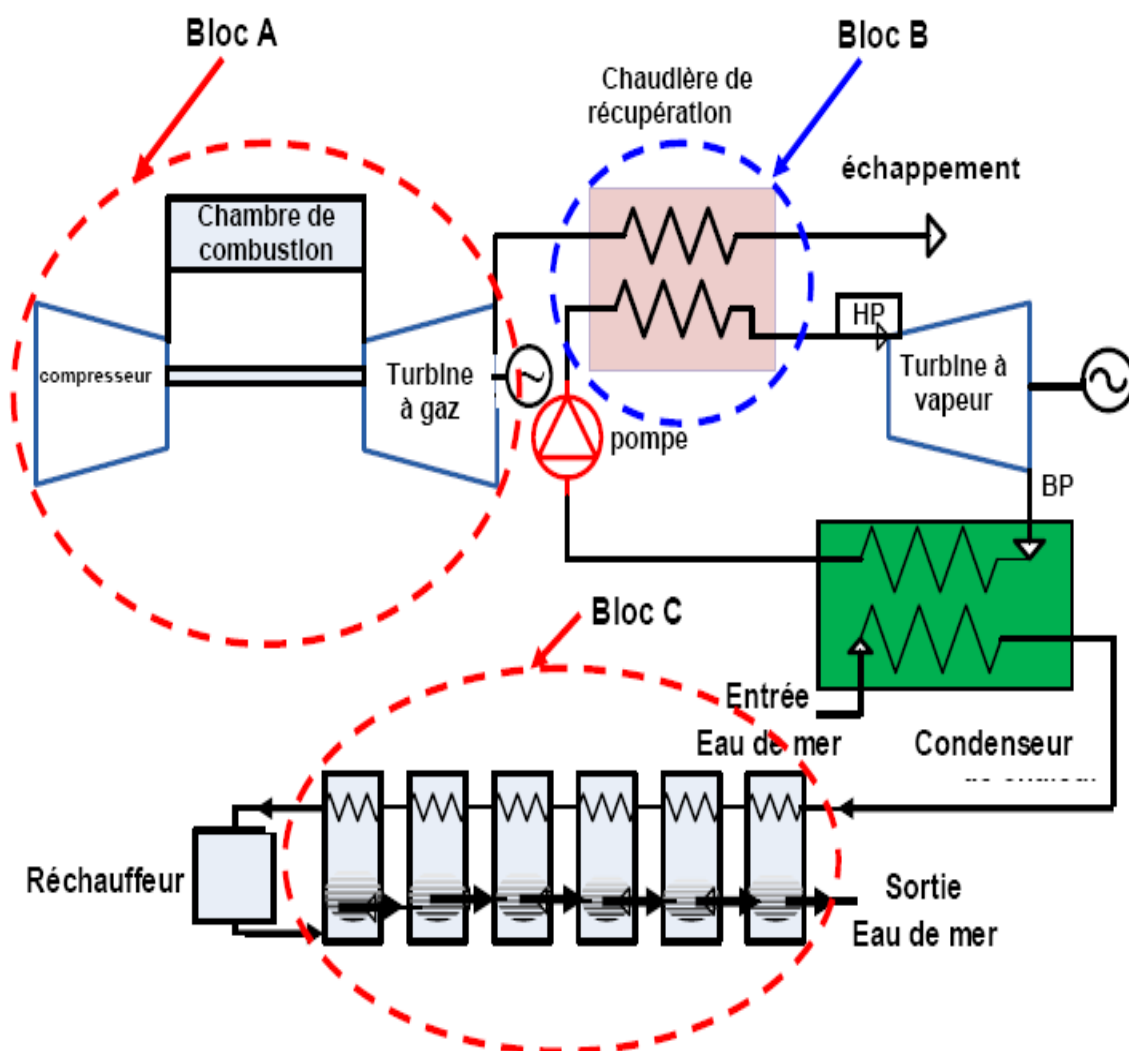


Figure V-2. Schéma de principe d'une centrale thermique à cycle combiné avec unité de dessalement.

A titre d'indication, la centrale thermique du Hamma, qui est constituée de deux groupes de turbines à gaz de puissance unitaire environ 200 MW, l'énergie récupérée des gaz d'échappement sortant de la cheminée est d'environ 297 MW/groupe. L'utilisation de chaudière de récupération HRSG fournira une puissance électrique supplémentaire d'environ 90 MW/groupe de turbine à vapeur.

Par analogie, la centrale thermique de RAS DJINET, de puissance 176 MW/groupe de turbine à vapeur ; en cycle combiné, elle lui correspond une turbine à gaz d'une puissance d'environ 350 MW/groupe. Soit un investissement complémentaire d'environ 200 millions de dollars US/groupe pour une puissance triple de la centrale. Pour l'unité de dessalement utilisant le procédé MSF avec une alimentation en eau de mer de 25000 m³/h, les calculs du chapitre IV donnent un débit d'eau dessalée de 3846 m³/h par groupe si l'on utilise l'énergie issue du gradient thermique entrée-sortie condenseur. Le gain en eau dessalée correspondant est de 271 m³/h, ce qui représente une capacité légèrement supérieure à la production actuelle par groupe, d'eau dessalée et traitée de cette centrale. L'investissement correspondant par groupe est d'environ 135 millions de dollars US pour le procédé MSF. Pour l'osmose inverse, il est d'environ 100 millions de dollars US (d'après la formule 1 de l'annexe 2).

En utilisant la même méthodologie que celle vue précédemment au paragraphe V-3, on trouve que le prix de revient du kWh est estimé à 0,0164 \$, celui du m³ d'eau dessalée par le procédé MSF à 0,86 \$ US et celui par le procédé hybride (OI+MSF) à 0,64 \$ US. Le tableau 5 ci-dessous donne la synthèse de l'analyse thermo-économique du projet.

Tableau V-9. Analyse thermo- économique de la centrale thermique avant et après repowering.

Caractéristiques de la centrale thermique avant repowering (par groupe)		
Puissance aux bornes de l'alternateur (Mw)	176	Donnée
Débit d'eau dessalée (m ³ /J)	500	Donné
Investissement total estimé (millions \$ US)	92	Calculé
Prix de revient du m ³ d'eau dessalée (sans prise en charge des frais d'investissement ni de l'énergie) (\$ US)	0,285	Donné
Prix du m ³ d'eau dessalée (avec prise en charge des frais d'investissement et des charges) (\$ US)	6,57	Calculé (sans prise en charge du gradient thermique entrée- sortie condenseur)
Prix de revient du m ³ d'eau dessalée (avec prise en charge des frais d'investissement et des charges) (\$ US)	6,08	Calculé (avec prise en charge du gradient thermique entrée- sortie condenseur)
Prix de revient du m ³ d'eau dessalée (sans prise en charge des frais d'investissement ni de l'énergie) (\$ US)	0,30	Calculé (sans prise en charge du gradient thermique entrée- sortie condenseur)
Prix de revient du m ³ d'eau dessalée (sans prise en charge des frais d'investissement ni de l'énergie) (\$ US)	0,285	Calculé (avec prise en charge du gradient thermique entrée- sortie condenseur)
Prix de revient du kWh d'électricité (\$ US)	0,015	Calculé
Caractéristiques de la centrale thermique après repowering (par groupe)		
Puissance aux bornes de l'alternateur (MW)	526	Calculé
Débit d'eau dessalée (m ³ /J)	92804	Calculé
Investissement pour la production d'électricité (millions \$ US)	288	Calculé
Investissement pour la production d'eau dessalée par MSF (millions \$ US)	139	Calculé
Investissement pour la production d'eau dessalée par (OI+MSF) (millions \$ US)	104	Calculé
Prix de revient du m ³ d'eau dessalée par MSF (\$ US)	0,86	Calculé
Prix de revient du m ³ d'eau dessalée par (MSF+OI) (\$ US)	0,64	Calculé
Prix de revient du kWh d'électricité (\$ US)	0,0164	Calculé

Les figures 3 et 4 donnent une comparaison récapitulative respectivement des coûts du m³ d'eau et du kWh d'électricité obtenus en utilisant le logiciel DEEP pour les options présentées précédemment à savoir :

a) Option-1

- Sans utilisation du gradient thermique sortie condenseurs ;
- Avec utilisation du gradient thermique sortie condenseurs.

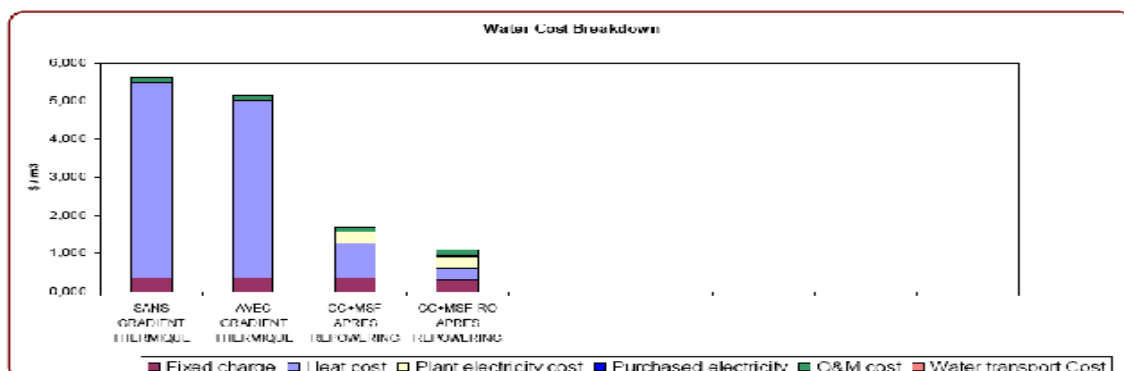
b) Option-2

- Cycle combiné MSF après repowering ;
- Cycle combiné MSF-RO après repowering.

La technologie de repowering et retrofitting permet l'augmentation de la production de l'électricité de 176 MWh par groupe à 520 MWh par groupe, ainsi que l'augmentation de la production de l'eau dessalée de 500 m³/j à 92804 m³/j. cependant, il apparait clairement que le prix de revient du kWh d'électricité (0.088 \$/ kWh) est plus élevé, comparé au prix obtenu pour l'option-1, sans utilisation du gradient thermique sortie condenseurs et avec utilisation du gradient thermique sortie condenseurs (0.015 \$/ kWh). Ce qui fait un prix de revient supplémentaire de 0.073 \$/ kWh.

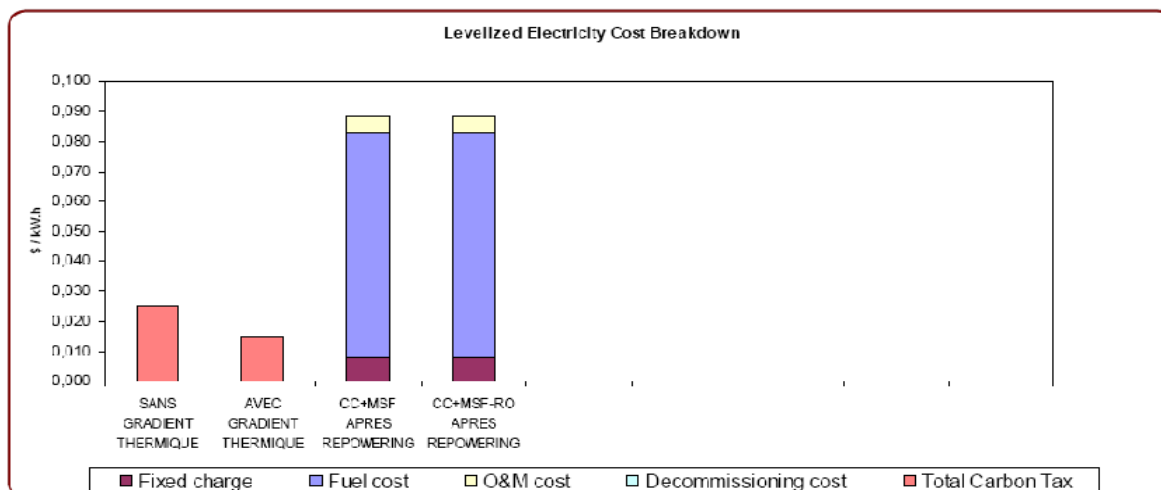
Néanmoins, le prix de production du m³ d'eau dessalée diminue sensiblement en utilisant cette technologie. Il est de 1.70 \$/m³ pour le procédé cycle combiné CC-MSF et de 1.09 \$/m³ pour le procédé cycle combiné hybride CC-MSF-RO. Ce qui donne respectivement, un gain de 4.79 \$/m³ et 5.4 \$/m³ comparé à l'option sans utilisation du gradient thermique sortie condenseurs, et respectivement 4.30 \$/m³ et 4.91 \$/m³ comparé à l'option avec utilisation du gradient thermique sortie condenseurs et ce en tenant compte du coût supplémentaire du kWh d'électricité.

L'écart entre les coûts obtenus par calcul et ceux obtenus par simulation avec le logiciel DEEP-3, réside dans le manque d'informations précises sur les coûts réels d'évaluation et l'hypothèse faite sur la consommation en énergie, qui d'après le fichier interne de la centrale, il est de 12 kWh/m³. Tandis que les simulations donnent une consommation d'énergie de 65.5 kWh/m³ pour le procédé CC-MSF et 56.6 kWh/m³ pour le procédé CC-MSF-RO, les détails des résultats par simulation pour les différentes options sont donnés en annexe 3.



	SANS GRADIENT THERMIQUE	AVEC GRADIENT THERMIQUE	CC+MSF APRES REPOWERING	CC+MSF-RO APRES REPOWERING	Unit
Fixed charge	0,374	0,374	0,374	0,313	\$/ m ³
Heat cost	5,133	4,835	0,875	0,316	\$/ m ³
Plant electricity cost	0,000	0,000	0,319	0,285	\$/ m ³
Purchased electricity	0,000	0,000	0,000	0,015	\$/ m ³
O&M cost	0,137	0,140	0,133	0,161	\$/ m ³
Water transport Cost	0,000	0,000	0,000	0,000	\$/ m ³
Total Water Cost	5,644	5,149	1,701	1,090	\$/ m ³

Figure- V-3. Coûts du m³ d'eau dessalée pour les différentes options.



	SANS GRADIENT THERMIQUE	AVEC GRADIENT THERMIQUE	CC+MSF APRES REPOWERING	CC+MSF-RO APRES REPOWERING	Unit
Fixed charge	N/A	N/A	0,008	0,008	\$/ kW.h
Fuel cost	N/A	N/A	0,075	0,075	\$/ kW.h
O&M cost	N/A	N/A	0,006	0,006	\$/ kW.h
Decommissioning cost	N/A	N/A	N/A	N/A	\$/ kW.h
Total Carbon Tax	0,025	0,015	0,000	0,000	\$/ kW.h
Levelized power cost	N/A	N/A	0,088	0,088	\$/ kW.h

Figure- V-4. Coûts du kWh d'électricité pour les différentes options.

CONCLUSION

L'utilisation de l'eau de mer à la sortie condenseur a pour effet d'augmenter la production du condensat, qui représente dans notre cas, un gain en production d'eau d'environ 8%. Pour le cas de la centrale de RAS- DJINET, la production d'eau dessalée pour les besoins de l'usine est de 500 m³/j par groupe. Annuellement, elle représente une production d'eau dessalée de : 182500 m³, le nombre total de groupes étant de quatre. Si l'on utilise l'énergie due au gradient thermique entrée- sortie condenseur, cette production sera alors de : 197100 m³.

Si l'on exclue les frais d'investissement et les charges dues à l'énergie, le prix de revient du m³ d'eau dessalée sera considérablement réduit, les calculs donnent : 0.30 \$/m³. D'après les données de la centrale, il est de 0.285 \$/m³ environ. Pour la situation où l'on utilise l'énergie due au gradient de température entrée -sortie condenseur, le prix sera alors, d'après les calculs de : 0.285 \$/m³. Ce qui représente un gain de : 0.015 \$/m³. Sur une année et pour l'ensemble des quatre groupes, il représente : 10950 \$ US d'économie. Ce qui a un impact direct sur le prix du kWh.

Compte tenu que la centrale thermique de RAS DJINET n'est pas de construction récente, et son exploitation remonte à plusieurs années. Des opérations de « repowering » et de « retrofitting » peuvent être envisagées pour cette centrale afin d'augmenter sa production d'électricité de 176 MWh à 526 MWh par unité. Ainsi, par voie de conséquence sa capacité de dessalement de 500m³/j à 92804 m³/j par unité.

Les travaux menés sur cet aspect du problème, ont montré que l'introduction de l'opération « repowering » et « retrofitting » à une centrale thermique, permet jusqu'à tripler sa puissance électrique, en multipliant sa capacité de production d'eau dessalée par un facteur sept [35]. Dans ce contexte, nous pensons que c'est la voie du repowering de la centrale thermique qu'il faut emprunter, afin d'améliorer ses performances énergétiques et de production d'eau dessalée.

Conclusion générale

Conclusion générale et recommandation

Les contraintes imposées par les problèmes de l'eau en Algérie freinent son développement. Alors que les ressources en eau se font de plus en plus rares, les besoins ne cessent d'augmenter. Pour remédier à ce déséquilibre entre l'offre et la demande, le dessalement d'eau de mer paraît comme une solution inévitable. Néanmoins, il faut connaître la vraie valeur économique de l'eau, ainsi que les composantes réelles du prix du m³ d'eau.

Le travail présenté dans le cadre de cette étude est relatif à une étude énergétique et technico-économique des différents procédés de dessalement d'eau de mer. La rétrospective sur les différents procédés et la recherche bibliographique sur les technologies de dessalement nous ont permis de passer au crible l'évolution des différents coûts de production, ainsi que l'appréciation des avantages et les inconvénients de chaque procédés. L'utilisation du logiciel DEEP-3 (desalination economic evaluation program) développé par l'agence internationale d'énergie atomique (AIEA) pour l'évaluation économique des procédés de dessalement nous a permis d'avoir une estimation actualisée des coûts du m³ d'eau dessalée produite par les différentes technologies de dessalement.

La Centrale thermique de production d'énergie électrique de RAS DJINET (2000 m³/j d'eau dessalée pour les besoins de l'usine) utilise l'eau de mer pour condenser la vapeur d'eau à basse pression sortant de la turbine. La question principale à laquelle nous avons essayé de trouver une réponse est relative au profit que l'on pourrait tirer du gradient thermique récupéré à la sortie du condenseur. Dans le cas contraire, que peut-on envisager comme solutions ?

Il est bien connu de tous, que la centrale thermique de RAS DJINET n'est pas de construction récente et son exploitation remonte à plusieurs années. Compte tenu des besoins de plus en plus croissants en eau et en électricité de la population, des opérations de «repowering» et de «retrofitting» peuvent être envisagées, pour cette centrale et pour d'autres centrales de durées de vie similaires, afin d'augmenter leurs rendements énergétiques et par voie de conséquence leurs capacités de dessalement. La solution qui consiste à améliorer la capacité de dessalement de cette centrale, par le biais de la récupération d'énergie issue de l'entrée- sortie condenseur, ne représente qu'une singularité comparativement aux besoins réels du pays, en eau et en électricité, dans les années à venir.

Les résultats du dernier chapitre comparés aux travaux menés sur cet aspect du problème, ont montré que l'introduction de l'opération « repowering » et « retrofitting » à une centrale thermique, permet jusqu'à tripler sa puissance électrique, en multipliant sa capacité de production d'eau dessalée par un facteur sept [35]. Ajouté à ça, un certain nombre d'avantages de co-implantation qui sont à priori dénombrés, il s'agit :

- ✓ de l'existence d'une d'eau de mer déjà traitée disponible en quantité plus que suffisante qui représente une économie d'amenée et de traitement, éventuellement à compléter, Les éléments de coûts correspondants disponibles dans les archives de la centrale estiment cet avantage à environ 7 à 8% du coût total de production par osmose inverse ;
- ✓ de l'existence d'un terrain d'assiette déjà disponible dans la proximité immédiate de la centrale de RAS DJINET ; les économies relatives à la valeur foncière du terrain, à la sécurisation du périmètre et aux voies d'accès ;
- ✓ des économies induites par la synergie des services techniques, d'entretien et des ressources administratives.

Dans ce contexte, nous pensons que c'est la voie du repowering de la centrale thermique qu'il faut emprunter, afin d'améliorer ses performances énergétiques et de production d'eau dessalée.

Bibliographie

Références Bibliographiques

- [1] A. Khedim, K. Schwarzer, C. Faber, C. Müller. Production décentralisée de l'eau potable à l'énergie solaire. *Desalination*, vol. 168, pp 13–20, (2004).
- [2] Rapport 2007 du PNUD sur le développement humain www.undp.org/french/publications/annuairepport
- [3] Rapport 2006 du PNUD sur le développement humain www.undp.org/french/publications/annuairepport
- [4] V. U. JOHN, H. GIBBONS. Using desalination technologies for water treatment, U.S. Congress. Office of Technology Assessment, OTA-BP- O-46 (Washington, DC: U.S. Government Printing Office, March 1988).
- [5] P. Danis. Dessalement d'eau de mer. Edition technique de l'ingénieur, traité de génie des procédés J 2700.
- [6] J. E. Miller. seawater desalination using renewable energy sources. Materials Chemistry Department, Sandia National Laboratories P.O. Box 5800, Mars 2003.
- [7] J. E. Miller. Review of water resources and desalination technologies. Materials Chemistry Department, Sandia National Laboratories P.O. Box 5800. SAND 2003-0800.
- [8] F. Karl, V. Renaudin, D. Alonso, J.M. Hornut. New MED plate desalination process: Thermal performances. *Desalination*, vol. 166, pp 53-62, 2005.
- [9] A. Khedim. Mesure et caractérisation thermodynamique d'un nouveau système solaire de dessalement de l'eau de mer avec récupération de chaleur. *Rev. Energ. Ren*, pp 1-12, 2003.
- [10] A. R. Garcia. Étude de la congélation comme technique de traitement des eaux. Thèse Doctorat, Institut national des Sciences Appliquées de Toulouse, 2004.
- [11] C. SAGNE. Étude des mécanismes de transfert de molécules organiques en osmose inverse. Thèse de Doctorat, Institut des Sciences et Industries du Vivant et de l'Environnement (AgroParisTech), 2008.
- [12] V. J. Violleau. Déminéralisation par électrodialyse en présence d'un complexant application au lactosérum. Thèse de Doctorat, Institut national polytechnique de Toulouse, 1999.

- [13] Report Texas water program. Sabine River Authority of Texas, Lower Neches Valley Authority, San Jacinto River Authority City of Houston Brazos River, Authority Texas Water Development Board, 1998. (www.twdb.state.tx.us/RWPG/rp gm_rpts/TransTXWC1)
- [14] K.V. Reddy, N. Ghaffour. Overview of the cost of desalinated water and costing methodologies. *Desalination*, vol. 205, pp 340-353, 2008.
- [15] U. Ebensperger, P Isley. Review of the Current State of desalination. Water Policy Working Paper 2005-2008.
- [16] M. K. Wittholz, B. K. O'Neill, B. Chris. Colby, D. Lewis. Estimating the cost of desalination plants using a cost database. *Desalination*, vol. 229, pp 10–20, 2008.
- [17] R. Borsani, S. Rebagliati. Fundamentals and costing of MSF desalination plants and comparison with other technologies. *Desalination*, pp 29-37, 2005.
- [18] K. Wangnick. IDA Worldwide Desalting Plants Inventory Report No. 18, International Desalination Association, 2004.
- [19] C. Ioannis. K Petros, G. Soldatos. Water desalination cost literature: review and assessment. *Desalination*, vol. 223, pp 448–456, 2008.
- [20] M. Wilf, M. K. Schierach. Improved performance and cost reduction of RO seawater systems using UF pretreatment. *Desalination*, vol. 135, pp 61-68, 2001.
- [21] E. Tzen, Renewable energy sources for desalination. Workshop on desalination units powered by RES, Athens 2006.
- [22] E.S. Mohamed, G. Papadakis. Design, simulation and economic analysis of a stand-alone reverse osmosis desalination unit powered by wind turbines and photovoltaics, *Desalination*, vol. 164, pp 87–97, 2004.
- [23] A. S. Kershman, J. Rheinländer, T. Neumann, O. Goebel. Hybrid wind/PV and conventional power for desalination in Libya *Desalination*, vol 183, pp 1–12, 2005.
- [24] J. G. Tian. Economic analyses of a nuclear desalination system using deep pool reactors. *Desalination*, vol. 123, pp 25–31, 1999.
- [25] S. Wu, Z. Zhang. An approach to improve the economy of desalination plants with a nuclear heating reactor by coupling with hybrid technologies. *Desalination*, vol 155, pp 179–185, 2003.
- [26] M. Turek, P. Dydo, Hybrid membrane-thermal versus simple membrane systems. *Desalination*, vol. 157, pp 51–56, 2003.

- [27] A.A. Mabrouka, A.S. Nafeya, H.E.S. Fath. Analysis of a new design of a multi-stage flash–mechanical vapor compression desalination process. *Desalination*, vol. 204, pp 482–500, 2007.
- [28] M. Al-Shammiri, M. Safar. Multi-effect distillation plants: state of the art. *Desalination*, vol 126, pp 39-61, 1999.
- [29] F.N. Alasfour, M.A. Darwish, A.O. Bin Amer. Thermal analysis of ME-TVC+MEE desalination systems. *Desalination*, vol. 174, pp 39-61, 2005.
- [30] Akili D. Khawaji et al. Advances in seawater desalination technologies. *Desalination*, vol 221, pp 47–69, 2008.
- [31] E. Mathioulakis, V. Belessiotis, E. Delyannis. Desalination by using alternative energy: Review and state-of-the-art. *Desalination*, vol. 203, pp 346–365, 2007.
- [32] MOTTU, P. “La dynamique des prix“, Edition Lavoisier, 1983.
- [33] C. RAIMBAULT, A. CHAUVEL, C. FOURNIER, “Manuel d’évaluation économique des procédés“, Edition TECHNIP, 2001.
- [34] Retscreen International. “Modèle pour projet de cogénération“, Document du ministère des ressources naturelles, Canada, 2005.
- [35] I. Kamal. Integration of seawater desalination with power generation. *Desalination*, vol. 180, pp 217- 229, 2005.
- [36] P. ISLEY, U. Ebersperger. Review of the Current State of Desalination. *Water Policy Working pp. 2005-2008*, 2008.
- [37] Examining the economics of seawater desalination using the DEEP, IAEA-Tec Doc- 1186, November 2000.
- [38] Desalination Economic Evaluation Program (DEEP-3.0), IAEA- computer manual series no 19.

ANNEXES

annexe 1

Présentation du logiciel DEEP-3

Introduction :

Depuis 1989, l'Agence Internationale d'Énergie Atomique (AIEA) a exploré les possibilités du dessalement d'eau de mer à moyenne et grande échelle, et ce en utilisant l'énergie nucléaire comme source d'énergie.

La nécessité de démontrer la compétitivité économique à grande échelle de l'utilisation de l'énergie nucléaire par rapport à d'autres énergies alternatives telles que les énergies fossiles (gaz, gasoil,...) et les énergies renouvelables (solaires, éolienne, ...). L'AIEA a développé le programme d'évaluation économique du dessalement DEEP (Desalination Economic Evaluation Program) dont l'objectif est de [37] :

- Permettre une comparaison étape par étape d'un grand nombre de possibilités de production d'eau dessalée et/ou d'électricité en se basant sur une base de données consistante.
- Permettre une identification rapide de l'option la plus compétitive pour produire une quantité spécifique d'eau potable et/d'électricité pour un site bien spécifique.
- Permettre d'avoir des coûts approximatifs de l'eau dessalée et/ou d'électricité selon des données spécifiques incluant les températures et la salinité...etc.

Le programme DEEP est basé sur une méthodologie hybride, un tableur (feuille de calcul) Microsoft Excel et Visual Basic (figure 1). Il est conçu spécialement pour une évaluation économique des différents procédés de dessalement d'eau de mer utilisant différentes sources d'énergies.

La feuille de calcul comprend plusieurs types de modèles d'applications réelles d'énergie nucléaire, des énergies fossiles et des énergies renouvelables en utilisant un procédé thermique et/ou membranaire [37].

Présentation du logiciel DEEP-3

Specify Case and Configuration Data

Project: Beta Version Test - Aug. 15, 2005 Case: Hybrid Case, CC + MED-RO

Water Plant Capacity
Total Capacity: 100000 m³/d Distillation part 50 %

Feed Salinity 35000 ppm Feed Temperature 30 deg C
Interest Rate 5 % Purchased Electricity Cost 0.06 \$ / kWh

Power Plant Data		Distillation Plant Data		Reverse Osmosis Plant Data	
Thermal Power	1200 MWt	Maximum Brine Temperature	65 deg C	Energy Recovery Fraction	30 %
Net Electric Power	600 MWe	Steam Temperature (optional)	0 deg C	Recovery Ratio (optional)	0 %
Fuel Cost	50 \$/boe	Specific Construction Cost	900 \$ / (m ³ /d)	Design Flux	13.6 1 / (m ² h)
Specific Construction Cost	700 \$ / kW			Specific Construction Cost	900 \$ / (m ³ /d)

First, select a coupling configuration from the matrix of supported energy sources and desalination technologies

	MED	MSF	RO	MED-RO	MSF-RO
N U C L E A R					
NUCLEAR STEAM TURBINE	NSC+MED	NSC+MSF	NSC+RO	NSC+MED-RO	NSC+MSF-RO
NUCLEAR GAS TURBINE	NBC+MED	NBC+MSF	NBC+RO	NBC+MED-RO	NBC+MSF-RO
NUCLEAR HEAT	NH+MED	NH+MSF			
F O S S I L					
STEAM CYCLE - COAL	COAL+MED	COAL+MSF	COAL+RO	COAL+MED-RO	COAL+MSF-RO
STEAM CYCLE - OIL	OIL+MED	OIL+MSF	OIL+RO	OIL+MED-RO	OIL+MSF-RO
GAS TURBINE / HRSG	GT+MED	GT+MSF	GT+RO	GT+MED-RO	GT+MSF-RO
COMBINED CYCLE	CC+MED	CC+MSF	CC+RO	CC+MED-RO	CC+MSF-RO
FOSSIL HEAT	FH+MED	FH+MSF			
R E N E A B L E					
RENEWABLE HEAT	RH+MED	RH+MSF		MED-RO	
STAND-ALONE RO			SA-RO		CC

Configuration Switches

Steam Source

Extraction / Condensing

Backpressure

Thermal Vapor Compression

Yes

No

Backup heat source

File Name: New CC+MED-RO

O.K. Cancel

Figure-1. Interface du programme DEEP

1-Considérations d'utilisation du DEEP :

La préparation des données d'entrée (**input**) du programme est une étape très importante et essentielle pour obtenir des résultats (**output**) significatifs, elles doivent être bien précises, significatives et cohérentes. Les variables utilisées par le programme sont soit des variables imposées par l'utilisateur comme données d'entrée, soit des variables par défaut présentes dans la base de données non prévues par l'utilisateur et qui peuvent être changées en cas de besoin par un utilisateur expérimenté [37].

Le DEEP peut être utilisé pour étudier les performances et les coûts d'une gamme de combinaison possible entre plusieurs sources d'énergie et plusieurs technologies de dessalement (thermiques ou membranaires).

Présentation du logiciel DEEP-3

2-Les suppositions et les données d'entrée pour les calculs avec le DEEP :

En 1998, l'agence internationale d'énergie atomique (AIEA) et l'institut des technologies de l'énergie nucléaire de Chine (Institute of Nuclear Energy technology INET) ont réalisé une nouvelle étude comparative des coûts entre l'énergie nucléaire et les énergies fossiles couplées à un procédé de dessalement.

Cette étude est basée sur :

- une base de données économique et technique récente,
- Des nouveaux modèles mathématiques (incorporés dans le programme) pour le calcul et l'estimation des coûts.

Les études réalisées dans cette évaluation économique consistent en une série détaillée de calcul avec le programme DEEP de trois grandes régions géographiques. Pour chaque région, ils ont effectué des études pour une énergie issue du nucléaire et une énergie fossile couplée avec un procédé de dessalement approprié. Pour chaque combinaison deux scénarios économiques ont été considérés (production d'eau ou eau et électricité), et une analyse sensitive a été faite pour permettre une évaluation d'un nombre important de paramètres d'entrée (input). Les calculs ont été faits avec le DEEP pour plusieurs énergies couplées avec les différents procédés de dessalement [38].

➤ Résultats de l'étude :

Cette étude a mené à la division du monde en trois régions, rassemblant des pays qui présentent des conditions économiques et des caractéristiques géographiques plus au moins similaires (tableau-1), et ce en prenant en considération les caractéristiques de l'eau de mer.

Le tableau suivant montre les caractéristiques des trois régions incorporées dans le programme DEEP.

TABLE 3. INPUT DATA ASSUMPTIONS FOR REGIONAL CALCULATIONS

Region	Approximate geographic area	Seawater conditions		Personnel costs	
		Temp. °C	TDS ppm	Management \$/year	Labour \$/year
Region 1	Southern Europe (south of France, south of Italy, Greece, Spain)	20	38 000	160 000	80 000
Region 2	North Africa, Red Sea, South East Asia	25	41 000	60 000	30 000
Region 3	Arabian Sea	30	45 000	60 000	30 000

Tableau-1

3-La troisième version trois du DEEP (DEEP-3) :

La version trois est une amélioration des versions précédentes du programme (DEEP-1, DEEP-2). Il comprend des mises à jour de la base de données et des améliorations des performances des modèles thermiques et membranaires ainsi que l'incorporation dans le programme de nouveaux modèles de calculs des coûts et des performances des procédés de dessalement [38].

Ces améliorations peuvent se résumer en ce qui suit :

➤ **Améliorations du modèle thermique :**

- Amélioration du modèle thermique de la distillation pour le calcul du coefficient de gain en rendement (Gain Output Ratio GOR)
- Ajout de l'option de la compression thermique de la vapeur (TVC).

➤ **Améliorations du modèle de l'osmose inverse :**

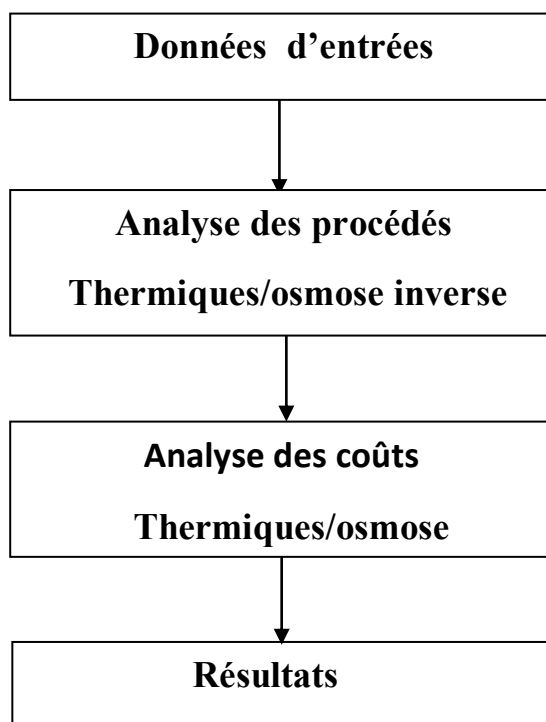
- des corrélations validées pour les pressions et la salinité du perméat qui prennent en compte la salinité de l'eau de mer, les températures et l'encrassement.
- des nouvelles corrélations pour l'estimation du coefficient de récupération d'énergie.

➤ **Améliorations du modèle d'hybridation :**

- re-catégorisation des sources d'énergie pour suivre les avancées technologies du dessalement et les applications courantes en matière de dessalement.
- des schémas d'hybridation ainsi que l'enrichissement des sources d'énergies en incluant les énergies renouvelables.

4-Organigramme général du DEEP-3 :

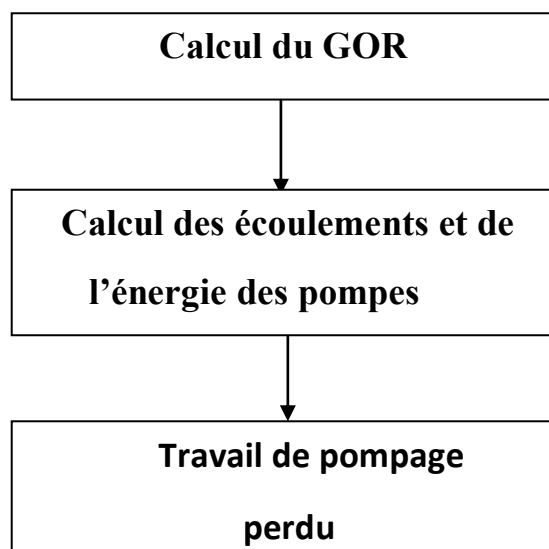
L'organigramme suivant montre la succession des opérations effectuées par le programme DEEP pour étudier un procédé de dessalement donné [38].



Organigramme-1 : schéma général du DEEP-3

5-Organigramme pour le modèle thermique :

L'organigramme suivant montre la succession des opérations effectuées par le programme DEEP pour un procédé thermique [38].



Organigramme-2 : schéma général pour le modèle thermique

Présentation du logiciel DEEP-3

Calcul du GOR :

Dans le programme DEEP-3 l'utilisateur a le choix de spécifier le GOR comme un paramètre de dimensionnement ou laisser le programme lui calculer une estimation.

Pour le procédé MSF le GOR est calculé comme suit :

$$\text{GOR} = \lambda_h / c_h / (dT_{bh} + dT_{bpe}) * (1 - \exp(-c_{vm} * dT_{ao} / \lambda_m))$$

Pour le procédé MED le GOR est calculé comme suit :

$$\text{GOR} = \lambda_h / (\lambda_m * dT_{ae} / dT_{do} + c_h * (dT_{ph} + dT_{bpe}))$$

Ou :

λ_h : Chaleur latente de la vapeur d'eau surchauffée en kJ/kg

λ_m : la moyenne de la Chaleur latente de la vapeur d'eau surchauffée dans

chaque étage du procédé MSF en kJ/kg

T_{mb} : température maximale des saumures en °C

T_{sw} : la température de l'eau de mer en °C

DT_{dls} : la différence de température entre l'eau de mer et les saumures dans le dernier étage en °C

c_h : la capacité calorifique spécifique de l'eau de mer dans le chauffe-eau en kJ/kg/K

c_{vm} : la moyenne de la capacité calorifique spécifique de l'eau de mer pour le procédé MSF en kJ/kg/K

dT_{ao} : différence des gamme de température en °C

dT_{ae} : la moyenne de chute de température par effet en °C

dT_{bh} : le gain en température de mer dans le chauffe-eau pour le MSF en °C

dt_{bpe} : point d'ébullition de l'eau de mer en °C

dT_{ph} : le gain de température dans le préchauffeur en °C

dans le cas de la combinaison du procédé de compression thermique de la vapeur TVC avec le procédé MSF ou MED, le GOR est calculé comme suit :

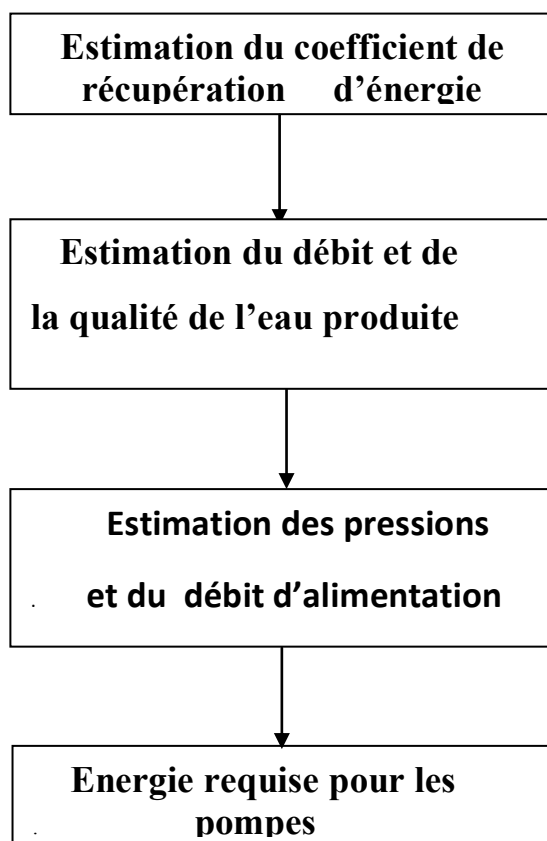
Présentation du logiciel DEEP-3

$$\text{GOR}_{\text{tvc}} = \text{GOR}(1 + \text{R}_{\text{tvc}})$$

Où R_{TVC} est le rapport entre le débit de la vapeur générée (Where R_{tvc} is defined as the ratio of entrained vapour flow to motive steam flow, an input design parameter.)

6-Organigramme pour le modèle d'osmose inverse :

L'organigramme suivant montre la succession des opérations effectuées par le programme DEEP pour un procédé d'osmose inverse [38].



Organigramme-3 : schéma général pour le modèle d'osmose inverse

Le coefficient du système de récupération d'énergie peut être spécifié par l'utilisateur comme un paramètre de dimensionnement, ou laisser le programme le calculer comme suit :

$$\mathbf{R} = 1 - \mathbf{C}_{\text{NS}} \cdot \mathbf{S}_f$$

Ou :

\mathbf{S}_f : la salinité de l'eau de mer en ppm

Présentation du logiciel DEEP-3

Cns : une constante qui vaut $1.15 \exp(-3/P_{\max})$. et P_{\max} est la pression maximale en bars que les membranes peuvent supporter

8-Modèle pour le procédé hybride :

La méthode hybride se réfère à l'utilisation d'une configuration combinée. Cette configuration est conçue spécialement pour améliorer la productivité et la qualité de l'eau. Les calculs pour un modèle hybride dans le programme DEEP se font par la combinaison des modèles des procédés thermique et de l'osmose inverse cités ci-dessus [38].

9-Modèle pour le calcul des coûts :

- Les calculs des coûts dans le programme DEEP se font soit pour la production d'eau seule, soit pour la production d'eau et d'électricité.
- Les coûts d'énergie, des opérations de maintenances et autre coûts sont pris en considération dans le programme.
- La capacité de production (petite, moyenne ou grande échelle) est prise en compte, elle doit être spécifiée par l'utilisateur

annexe 2

Le tableau 1 donne les coûts d'investissement, d'énergie et de produits chimiques (additifs) pour des procédés de dessalement de différentes capacités. Il est à souligner que pour le cas d'une installation de capacité de production de 8.4 millions gpd (gallon per day) d'eau dessalée, l'investissement total est de 53300000\$ pour l'osmose inverse (RO) et de 72600000\$ pour le procédé MFS, soit une différence de 19300000\$. Le coût de l'énergie est le double (0.02 cent/g/day pour RO et 0.04 cent/g/day pour MSF). Pour le coût des produits chimiques, par contre, c'est plutôt l'inverse (0.125 cent/g/day pour RO et 0.078 cent/g/day pour MSF).

Connaissant la capacité de production d'une station de dessalement, A, donnée ainsi que son coût d'investissement (capital cost) ; le coût d'investissement d'une autre station, B, de même nature, peut se déduire moyennant la connaissance de sa capacité de production et par utilisation de la formule donnée ci- dessous [36]:

$$\text{Coût de « B »} = \left(\frac{\text{capacité de B}}{\text{capacité de A}} \right)^{0.7} \times \text{Coût de « A »} \quad (1)$$

Tableau 1. Coûts d'investissement, d'énergie et de produits chimiques pour des procédés de dessalement de différentes capacités [36].

Process	Capacity	Total Capital Cost	Unit Cost of Capital	Annual Energy Cost	Unit Cost of Energy	Unit Cost of Chemicals	Total Unit Cost
	million gpd	\$/yr	cent/g/day	Cost, \$/yr	cent/g/day	cent/g/day	cent/g/day
RO	0.3	924,000	0.048	1,710,000	0.018	0.042	0.107
RO	8.4	53,300,000	0.086	6,261,000	0.002	0.125	0.213
RO	10.0	49,700,000	0.068	4,300,000	0.001	0.027	0.096
RO	25.0	98,000,000	0.054	5475000	0.001	0.020	0.074
MVC	0.3	894,000	0.046	152,000	0.002	0.008	0.056
MVC	0.3	1,586,000	0.069	140,000	0.001	0.008	0.078
MVC	5.3	56,000,000	0.145	2,690,000	0.001	0.019	0.166
MSF	8.4	72,600,000	0.118	11,539,000	0.004	0.078	0.200
MSF	10.0	60,500,000	0.083	4,300,000	0.001	0.009	0.093
MSF	12.0	76,817,000	0.088	12,453,000	0.003	0.022	0.112
MEE	6.0	35,050,000	0.080	3,719,000	0.002	0.023	0.105
MEE	8.4	67,200,000	0.109	12,059,000	0.004	0.078	0.191
MEE	10.0	70,400,000	0.097	1,000,000	0.000	0.009	0.106
MEE- TVC	6.0	34,650,000	0.079	5,658,000	0.003	0.022	0.104
MEE-VS	90.0	187,100,000	0.028	13,650,000	0.000	0.015	0.044

annexe 3

Summary of Performance and Cost Results

Main Input Parameters

<u>Project</u>	CAP DJINET		Case	MSF après repowering
<u>Power Plant Data</u>			<u>Water Plant Data</u>	
Type	CC		MSF	
Ref. Thermal Power	1 200	MW	92 804	m ³ /d
Ref. Net Electric Power	520	MW	N/A	m ³ /d
Construction Cost	700	\$ / kW	1 000	(m ³ /d)
Fuel Cost	50	\$/BOE	110,0	°C
Purchased Electricity Cost	0,06	\$/kWh	0,0	°C
Interest Rate	5	%	21	°C
			38000,0	ppm

Performance Results

Lost Electricity Production	38,2	MW	Power-to-Heat Ratio	1,9	MWe/MWt
Plant Thermal Utilization	59,7	%			

Distillation Performance

# of Effects/Stages	31	
GOR	9,6	
Temperature Range	79	°C
Distillate Flow	92 804	m ³ /d
Feed Flow	185 608	m ³ /d
Steam Flow	112,18	kg / s
Brine Flow	92 804	m ³ /d
Brine salinity	76 000	ppm
Specific Heat Consumption	64,25	kWh / m ³

RO Performance

Recovery Ratio	N/A
Permeate Flow	N/A
Feed Flow	N/A
Feed Pressure	N/A
Product Quality	N/A
Brine Flow	N/A
Brine Salinity	N/A
Specific Power Consumption	N/A

Cost Results

Specific Power Costs

Fixed charge	0,008	\$ / kWh
Fuel cost	0,075	\$ / kWh
O&M cost	0,006	\$ / kWh
Decommissioning cost	N/A	\$ / kWh
Total carbon cost	0	\$/kWh
Levelized Electricity Cost	0,088	\$ / kWh

Specific Water Costs

Fixed charge	0,374	\$ / m ³
Heat cost	0,874	\$ / m ³
Plant electricity cost	0,311	\$ / m ³
Purchased electricity	0,000	\$ / m ³
O&M cost	0,133	\$ / m ³
Water production cost	1,692	\$/m ³
Water transport cost	0,000	\$/m ³
Total Specific Water Cost	1,692	\$ / m ³

Summary of Performance and Cost Results

Main Input Parameters

<u>Project</u>	<u>My Site</u>		<u>Case</u>	<u>MSF-RO après repowering</u>
<u>Power Plant Data</u>		<u>Water Plant Data</u>		
Type	CC		Type	MSF-RO
Ref. Thermal Power	1 200	MW	Required capacity	92 804 m ³ /d
Ref. Net Electric Power	520	MW	Hybrid Dist. Capacity	37 122 m ³ /d
Construction Cost	700	\$/kW	Dist. Construction Cost	1 000 \$/(m ³ /d)
Fuel Cost	50	\$/BOE	Maximum Brine Temp.	110,0 °C
Purchased Electricity Cost	0,06	\$/kWh	Heating Steam Temp.	0,0 °C
Interest Rate	5	%	Dist. Feed Temp.	21 °C
<u>Configuration Switches</u>			Seawater Feed Salinity	38000,0 ppm
Steam Source	ExtrCon		Hybrid RO Capacity	55 682 m ³ /d
Intermediate Loop	N/A		RO Construction Cost	900 m ³ /d
TVC Option	N		RO Recovery Ratio	0,00
Backup Heat	N		RO Energy Recovery Fraction	0,95
			RO Design Flux	13,6 l/(m ² hour)
			RO Feed Temp.	21,0 °C

Performance Results

Lost Electricity Production	15,3	MW	Power-to-Heat Ratio	5,0	MWe/MWt
Plant Thermal Utilization	49,9	%			

Distillation Performance

# of Effects/Stages	31	
GOR	9,6	
Temperature Range	79	°C
Distillate Flow	37 122	m ³ /d
Feed Flow	74 243	m ³ /d
Steam Flow	44,87	kg / s
Brine Flow	37 122	m ³ /d
Brine salinity	76 000	ppm
Specific Heat Consumption	64,25	kWh / m ³

RO Performance

Recovery Ratio	0,37
Permeate Flow	55 682 m ³ /d
Feed Flow	151 861 m ³ /d
Feed Pressure	66,1 bar
Product Quality	220 ppm
Brine Flow	96 179 m ³ /d
Brine Salinity	60 000 ppm
Specific Power Consumption	3,44 kWh / m ³

Cost Results

Specific Power Costs

Fixed charge	0,008	\$/kWh
Fuel cost	0,075	\$/kWh
O&M cost	0,006	\$/kWh
Decommissioning cost	N/A	\$/kWh
Total carbon cost	0	\$/kWh
Levelized Electricity Cost	0,088	\$/kWh

Specific Water Costs

Fixed charge	0,313	\$/m ³
Heat cost	0,316	\$/m ³
Plant electricity cost	0,285	\$/m ³
Purchased electricity	0,015	\$/m ³
O&M cost	0,161	\$/m ³
Water production cost	1,090	\$/m ³
Water transport cost	0,000	\$/m ³
Total Specific Water Cost	1,090	\$/m ³

Comparative Summary of Performance and Cost Results

Main Input Parameters

<u>Project Case</u>	My Site SANS GRADIENT THERMIQUE	My Site AVEC GRADIENT THERMIQUE	CAP DJINET CC+MSF APRES REPOWERING	CAP DJINET CC+MSF-RO APRES REPOWERING	
<u>Power Plant Data</u>					
Type	FH	FH	CC	CC	
Ref. Thermal Power	200	200	1 200	1 200	MW
Ref. Net Electric Power	0	0	600	600	MW
Construction Cost	50	50	700	700	\$ / kW \$/MWh
Fuel Cost	N/A	N/A	N/A	N/A	(\$/t;\$/BOE)
Purchased Electricity Cost	0,06	0,06	0,06	0,06	\$/kWh
Interest Rate	5	5	5	5	%
<u>Water Plant Data</u>					
Type	MSF	MSF	MSF	MSF-RO	
Required capacity	3 575	3 804	92 804	92 804	m ³ /d
Dist. Capacity	N/A	N/A	N/A	37 122	m ³ /d
Dist. Construction Cost	1 000	1 000	1 000	1 000	\$ / (m ³ /d)
Maximum Brine Temp.	115,0	115,0	115,0	110,0	°C
Heating Steam Temp.	0,0	0,0	0,0	0,0	°C
Seawater Feed Salinity	38 000	38 000	38 000	38 000	ppm
Seawater Feed Temp.	30,0	30,0	30,0	30,0	°C
RO Capacity	N/A	N/A	N/A	55 682	m ³ /d
RO Construction Cost	N/A	N/A	N/A	900	m ³ /d
RO Design Flux	N/A	N/A	N/A	13,6	l / (m ² hour)

Performance Results

Lost Electricity Production	0,0	0,0	38,3	15,3	MW
Power-to-Heat Ratio	0,0	0,0	2,3	5,8	MWe/MWt
Plant Thermal Utilization	90,0	90,0	65,2	56,6	%
<u>Distillation Performance</u>					
# of Effects/Stages	36,00	33,00	33,00	31,00	
GOR	10,82	10,06	10,06	9,57	
Temperature Range	92,00	84,00	84,00	79,00	°C
Distillate Flow	76 388,39	71 059,93	92 804,00	37 121,60	m ³ /d
Feed Flow	152 776,77	142 119,86	185 608,00	74 243,20	m ³ /d
Steam Flow	81,73	81,73	106,74	44,87	kg / s
Brine Flow	76 388,39	71 059,93	92 804,00	37 121,60	m ³ /d
Brine salinity	76 000,00	76 000,00	76 000,00	76 000,00	ppm
Specific Heat Consumption	56,55	60,79	60,79	64,25	kWh / m ³
<u>RO Performance</u>					
Recovery Ratio	N/A	N/A	N/A	0,37	
Permeate Flow	N/A	N/A	N/A	55 682	m ³ /d
Feed Flow	N/A	N/A	N/A	151 861	m ³ /d
Feed Pressure	N/A	N/A	N/A	66,1	bar
Product Quality	N/A	N/A	N/A	220	ppm
Brine Flow	N/A	N/A	N/A	96 179	m ³ /d
Brine Salinity	N/A	N/A	N/A	60 000	ppm
Specific Power Consumption	N/A	N/A	N/A	3,44	kWh / m ³

Cost Results

Specific Power Costs

Fixed charge	N/A	N/A	0,008	0,008	\$ / kWh
Fuel cost	N/A	N/A	0,075	0,075	\$ / kWh
O&M cost	N/A	N/A	0,006	0,006	\$ / kWh
Decommissioning cost	N/A	N/A	N/A	N/A	\$ / kWh
Total Carbon Tax	0,025	0,015	0,000	0,000	\$ / kWh
Levelized Electricity Cost	N/A	N/A	0,088	0,088	\$ / kWh

Specific Water Costs

Fixed charge	0,374	0,374	0,374	0,313	\$ / m ³
Heat cost	5,133	4,635	0,875	0,316	\$ / m ³
Plant electricity cost	0,000	0,000	0,319	0,285	\$ / m ³
Purchased electricity	0,000	0,000	0,000	0,015	\$ / m ³
O&M cost	0,137	0,140	0,133	0,161	\$ / m ³
Water production cost	5,644	5,149	1,701	1,090	\$ / m ³
Water transport cost	0,000	0,000	0,000	0,000	\$ / m ³
Total Water Cost	5,644	5,149	1,701	1,090	\$ / m ³